

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

Mateus Nordi Esperança

**CONTRIBUIÇÃO AO ESTUDO DO DESEMPENHO DE BIORREATORES**  
***AIRLIFT* DE CIRCULAÇÃO INTERNA: ANÁLISE DAS CONDIÇÕES**  
**OPERACIONAIS E DA GEOMETRIA DO EQUIPAMENTO**

**São Carlos – SP**  
**2018**

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

**CONTRIBUIÇÃO AO ESTUDO DO DESEMPENHO DE BIORREATORES *AIRLIFT***  
**DE CIRCULAÇÃO INTERNA: ANÁLISE DAS CONDIÇÕES OPERACIONAIS E DA**  
**GEOMETRIA DO EQUIPAMENTO**

**Mateus Nordi Esperança**

Aluno de Pós-graduação

**Prof. Dr. Alberto Colli Badino Junior**

Orientador (PPG-EQ/UFSCar)

**Prof. Dr. Rodrigo Béttega**

Co-orientador (PPG-EQ/UFSCar)

Tese 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 **Doutor em Engenharia Química**, área de concentração em **Pesquisa e Desenvolvimento de Processos Químicos**.

São Carlos – SP

2018

Esperança, Mateus

CONTRIBUIÇÃO AO ESTUDO DO DESEMPENHO DE  
BIORREADORES AIRLIFT DE CIRCULAÇÃO INTERNA: ANÁLISE DAS  
CONDIÇÕES OPERACIONAIS E DA GEOMETRIA DO EQUIPAMENTO /  
Mateus Esperança. -- 2018.

221 f. : 30 cm.

Tese (doutorado)-Universidade Federal de São Carlos, campus São Carlos,  
São Carlos

Orientador: Alberto Colli Badino Júnior

Banca examinadora: Alberto Colli Badino Júnior, Rodrigo Béttega, Thiago  
Faggion de Pádua, Marcel Otávio Cerri, Nivaldo Aparecido Corrêa

Bibliografia

1. Biorreator airlift. 2. Taxa de cisalhamento. 3. Fluidodinâmica  
Computacional. I. Orientador. II. Universidade Federal de São Carlos. III.  
Título.

Ficha catalográfica elaborada pelo Programa de Geração Automática da Secretaria Geral de Informática (SIn).

DADOS FORNECIDOS PELO(A) AUTOR(A)

Bibliotecário(a) Responsável: Ronildo Santos Prado – CRB/8 7325

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA DEFESA DE TESE DE MATEUS NORDI ESPERANÇA APRESENTADA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS, EM 26 DE ABRIL DE 2018.

BANCA EXAMINADORA:

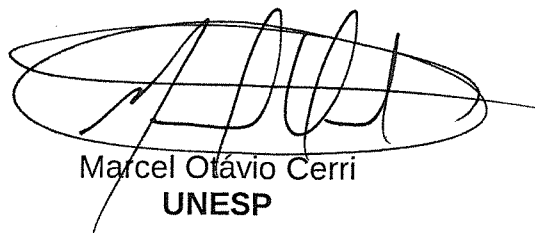


Alberto Colli Badino Junior  
Orientador, UFSCar



Rodrigo Bettega  
UFSCar

Thiago Faggion de Pádua  
UFSCar



Marcel Otávio Cerri  
UNESP



Nivaldo Aparecido Corrêa  
USP

## DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho à minha esposa Daniela e aos meus pais José Roberto e Sandra.

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**

A Deus, pela vida, pelo seu amor misericordioso e pela salvação através de Jesus Cristo.

À minha amada esposa Daniela, por todo o amor, carinho e paciência durante a jornada do Doutorado. Apesar de sofrer com a minha ausência em alguns momentos, estresse e preocupação, manteve-se amorosa e serena ao meu lado. Certamente a sua presença em minha vida foi fundamental para finalizar esse ciclo.

Aos meus pais José Roberto e Sandra, que em toda a minha vida fizeram todo o possível para garantir o meu crescimento pessoal e profissional, sempre me incentivando a continuar estudando.

Ao professor Alberto, por todo o entusiasmo com a pesquisa, ensinamentos, paciência e compreensão. Agradeço pelo carinho, pela preocupação e pelo cuidado comigo no convívio ao longo de mais de oito anos. Sou grato por ter sido orientado por alguém como você, que se preocupa com as vidas humanas que existem por trás dos seus alunos de pós-graduação. Para mim o senhor é um exemplo de profissional e pessoa, em quem me espelho.

Ao professor Rodrigo, pelos ensinamentos e palavras de apoio e incentivo. Obrigado por ter aceito o desafio de me orientar e por estar sempre de portas abertas para conversar e tirar dúvidas.

Aos meus colegas e amigos de laboratório e da pós-graduação, Agnes, Alana, Andreza, Carlos, Caroline, Cecília, Diego, Felipe, Fernanda, Gabriel, Georgia, Gilson, Guilherme, Ivan, Jorge, Julia, Kaio, Letícia, Liliane, Mariane, Marina, Maritza, Nayana, Paula, Ricardo, Sidney, Taíse, Vanessa, William. Agradeço pelo convívio em harmonia e pelo ambiente de amizade e cooperação ao longo dos anos, e por alegrarem os meus dias nos momentos de dificuldades.

Às professoras Tereza Cristina Zangirolami e Cristiane Sanchez Farinas, pela oportunidade para que eu desenvolvesse um projeto de Iniciação Científica em 2009, iniciando a minha trajetória na academia. Certamente aquela oportunidade foi a semente plantada que germinou e resultou neste momento.

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

Ao Programa de Recursos Humanos da Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (PRH/ANP) pelo suporte financeiro.

Ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química pelo apoio institucional e financeiro.

Ao Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia de São Paulo, por conceder o afastamento remunerado das minhas funções de professor efetivo no início de 2017 para que eu me dedicasse exclusivamente às atividades inerentes do doutorado.



## RESUMO

ESPERANÇA, M. N. **Contribuição ao estudo do desempenho de biorreatores *airlift* de circulação interna: análise das condições operacionais e da geometria do equipamento**. 2018. 221 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química). Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2018.

A elevada capacidade transferência de oxigênio associada ao baixo consumo de energia tornaram o biorreator *airlift* um equipamento importante a ser utilizado em bioprocessos, sendo o desempenho destes dispositivos fortemente dependente da sua geometria. Visando-se ampliar a compreensão acerca da relação entre a hidrodinâmica e a transferência de massa destes equipamentos e o seu projeto de construção, na presente tese teve-se como objetivo avaliar o efeito da geometria no desempenho de biorreatores *airlift* de circulação interna de 10 L de diferentes modelos (dutos concêntricos e *split*) e com diferentes formatos de seção transversal (circular e quadrada). Avaliando-se o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{LA}$ ) e a retenção gasosa global ( $\epsilon_G$ ), verificou-se uma forte influência da geometria da região de mistura e pequeno efeito da geometria da base. Por outro lado, a velocidade de circulação de líquido foi afetada pela geometria de todas as regiões de biorreatores *airlift* (*riser*, *downcomer*, base, região de mistura), constatando-se um elevado impacto da razão entre as áreas de escoamento ( $A_D/A_R$ ). Quatro geometrias promissoras de biorreatores *airlift* de seção transversal quadrada foram selecionadas com base em critérios de transferência de oxigênio ( $k_{LA}$ ) e velocidade superficial de líquido no *riser* ( $U_{LR}$ ), verificando-se diferentes níveis de  $k_{LA}$  e  $U_{LR}$  para uma mesma vazão específica de ar (3 vvm), evidenciando-se a flexibilidade de biorreatores *airlift* para atender demandas específicas de cada bioprocessos. Estabelecendo-se uma analogia entre o escoamento gás-líquido em um biorreator *airlift* de dutos concêntricos e o escoamento de líquido em um tubo liso, verificou-se que fluidodinâmica computacional (CFD) pode ser aplicada de forma satisfatória na previsão da taxa de cisalhamento. Observou-se uma distribuição não uniforme deste parâmetro em biorreatores *airlift*, em que a taxa de cisalhamento máxima ( $\dot{\gamma}_{max}$ ) foi observada próxima aos orifícios do aspersor, apresentando uma relação direta com a velocidade de injeção de gás. Dessa maneira, o projeto do aspersor de gás mostrou-se fundamental na definição das condições de cisalhamento máximo em biorreatores pneumáticos, devendo ser considerado no projeto destes equipamentos.

**Palavras-chave:** biorreator *airlift*, geometria, região de mistura, base, aspersor, hidrodinâmica, transferência de oxigênio, velocidade de cisalhamento, fluidodinâmica computacional.

## ABSTRACT

ESPERANÇA, M. N. **Contribution to the study of the performance of internal-loop airlift bioreactors: analysis of operating conditions and equipment geometry.** 2018. 221 f. Thesis (Doctorate in Chemical Engineering). Federal University of São Carlos, São Carlos, 2018.

The high oxygen transfer capacity associated with low energy consumption have made the airlift bioreactor an important equipment to be used in bioprocesses, with the performance of these devices being strongly dependent on their geometry. In order to extend the understanding of the relationship between hydrodynamics and mass transfer of these equipment and their construction project, the objective of this thesis was to evaluate the effect of the geometry on the performance of 10 L internal-loop airlift bioreactors of different models (concentric duct and split) and with different cross-sectional shapes (circular and square). By evaluating the volumetric oxygen transfer coefficient ( $k_{LA}$ ) and the global gas hold-up ( $\epsilon_G$ ), a strong influence of the gas-liquid separator geometry was observed, while a small effect of the bottom geometry was verified. On the other hand, the liquid circulation velocity was affected by the geometry of all regions of airlift bioreactors (riser, downcomer, bottom, gas-liquid separator), exhibiting a high effect of the downcomer-to-riser cross-sectional ratio ( $A_D/A_R$ ). Four promising geometries of square cross-section airlift bioreactors were selected based on oxygen transfer coefficient ( $k_{LA}$ ) and riser superficial liquid velocity ( $U_{LR}$ ) criteria, exhibiting different  $k_{LA}$  and  $U_{LR}$  levels for the same specific air flow rate (3 vvm), demonstrating the flexibility of airlift bioreactors to attend specific bioprocess requirements. By establishing an analogy between the gas-liquid flow in a concentric duct airlift bioreactor and the liquid flow in a smooth pipe, it has been found that computational fluid dynamics (CFD) can be satisfactorily applied to predict the shear rate. A non-uniform distribution of this parameter was observed in airlift bioreactors, where the maximum shear rate ( $\dot{\gamma}_{max}$ ) was observed close the sparger holes, showing a direct relationship with the gas injection velocity. In this way, the design of the gas sparger was the key parameter to the definition of maximum shear conditions in pneumatic bioreactors and should be considered in the project of these equipments.

**Keywords:** airlift bioreactor, geometry, gas-liquid separator, bottom, sparger, hydrodynamics, oxygen transfer, shear rate, computational fluid dynamics.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – Biorreator convencional tipo tanque agitado e aerado. ....	23
Figura 2.2 – Biorreatores pneumáticos: (a) coluna de bolhas, (b) <i>airlift</i> de dutos concêntricos. ....	23
Figura 2.3 – Escoamento cíclico da fase líquida em biorreatores <i>airlift</i> . ....	25
Figura 2.4 – Principais regiões existentes em biorreatores <i>airlift</i> . ....	25
Figura 2.5 – Exemplos de biorreatores pneumáticos de circulação. a) <i>airlift</i> de circulação externa; b) <i>airlift split</i> ; c) <i>airlift</i> de dutos concêntricos. ....	27
Figura 2.6 – Principais relações entre os parâmetros de desempenho frequentemente utilizados em bioprocessos. ....	29
Figura 2.7 – Resistências à transferência de oxigênio encontradas desde a bolha de ar/oxigênio até o interior da célula em um dado bioprocessos. ....	31
Figura 2.8 – Relação entre parâmetros hidrodinâmicos e de transferência de oxigênio em biorreatores em diversos níveis. ....	32
Figura 2.9 – Diferença entre velocidade superficial e intersticial do líquido. a) Velocidade superficial do líquido ( $U_L$ ); b) Velocidade intersticial do líquido ( $V_L$ ). ....	35
Figura 2.10 – Escoamento de um líquido no interior de um tubo: (a) formação do perfil de velocidade; (b) ação do gradiente de velocidade sobre um microrganismo. ....	37
Figura 2.11 – Ilustração exemplificando como gradientes de velocidade podem fragmentar microrganismos filamentosos. ....	37
Figura 2.12 – Principais parâmetros geométricos de biorreatores <i>airlift</i> de circulação interna. ....	39
Figura 2.13 – Interações entre parâmetros de operação e de projeto e variáveis de desempenho hidrodinâmico em biorreatores <i>airlift</i> . ....	40
Figura 2.14 – Etapas envolvidas na aplicação de Fluidodinâmica Computacional. ....	42
Figura 2.15 – Domínio computacional de três biorreatores pneumáticos: a) coluna de bolhas; b) <i>airlift</i> de dutos concêntricos; c) <i>airlift split</i> . ....	43
Figura 2.16 – Malhas estruturada e não-estruturada em um biorreator coluna de bolhas. ....	44
Figura 3.1 – Definição de vão livre no topo em biorreatores <i>airlift</i> de circulação interna. ....	56
Figura 3.2 – Biorreatores <i>airlift</i> com diferentes geometrias da região de mistura expandida. ....	58
Figura 3.3 – Biorreatores <i>airlift</i> com diferentes volumes de líquido contidos na região de mistura. ....	59
Figura 3.4 – Biorreatores <i>airlift</i> de circulação interna: (a) seção quadrada; (b) seção circular; (c) localização dos principais parâmetros geométricos. ....	61
Figura 3.5 – Geometrias de biorreator <i>airlift</i> de seção quadrada. ....	63
Figura 3.6 – Geometrias de biorreator <i>airlift</i> de seção circular. ....	64
Figura 3.7 – Aspersores de ar utilizados: (a) cruzeta; (b) espinha de peixe. ....	65
Figura 3.8 – Perfil de concentração de oxigênio dissolvido em função do tempo em um típico experimento do método dinâmico. ....	67
Figura 3.9 – Determinação das alturas de líquido e de dispersão contidos na região de mistura para o cálculo da retenção gasosa global: (a) altura de líquido; (b) altura da dispersão gás-líquido. ....	68
Figura 3.10 – Superfície de resposta para o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio para biorreatores <i>airlift</i> de seção transversal quadrada: (a) dutos concêntricos; (b) <i>split</i> . ....	74
Figura 3.11 – Superfície de resposta para o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio para biorreatores <i>airlift</i> de seção transversal circular: (a) dutos concêntricos; (b) <i>split</i> . ....	75
Figura 3.12 – Superfície de resposta para a retenção gasosa global para biorreatores <i>airlift</i> de seção transversal quadrada: (a) dutos concêntricos; (b) <i>split</i> . ....	81
Figura 3.13 – Superfície de resposta para a retenção gasosa global para biorreatores <i>airlift</i> de seção transversal circular: (a) dutos concêntricos; (b) <i>split</i> . ....	82
Figura 4.1 – Efeito da geometria no desempenho global de biorreatores <i>airlift</i> . ....	85
Figura 4.2 – Regimes de escoamento em biorreatores <i>airlift</i> . ....	86
Figura 4.3 – Ilustração de um biorreator <i>airlift</i> de dutos concêntricos com especificação das regiões onde ocorre dissipação de energia. ....	92
Figura 4.4 – Ilustração da área disponível para escoamento na base de biorreatores <i>airlift</i> de circulação interna de seção circular. a) <i>Airlift</i> de dutos concêntricos; b) <i>Airlift split</i> . ....	96
Figura 4.5 – Superfície de resposta para a velocidade superficial de líquido no <i>riser</i> para biorreatores <i>airlift</i> de seção transversal quadrada: (a) dutos concêntricos; (b) <i>split</i> . ....	106
Figura 4.6 – Superfície de resposta para a velocidade superficial de líquido no <i>riser</i> para biorreatores <i>airlift</i> de seção transversal circular: (a) dutos concêntricos; (b) <i>split</i> . ....	107
Figura 4.7 – Ilustração das condições necessárias para ocorrer o desprendimento de gás na região de mistura em biorreatores <i>airlift</i> de circulação interna. ....	108
Figura 4.8 – Comparação entre os valores experimentais ( $U_{LR,exp}$ ) e previstos ( $U_{LR,prev}$ ) de velocidade superficial de líquido no <i>riser</i> : (a) $E_{GLS} = 0$ (Equação 4.3); (b) $E_{GLS} \neq 0$ (Equação 4.19). ....	113

Figura 4.9 – Desvio relativo entre os valores experimentais ( $U_{LR,exp}$ ) e previstos ( $U_{LR,prev}$ ) de velocidade superficial de líquido no <i>riser</i> : (a) $E_{GLS} = 0$ (Equação 4.3); (b) $E_{GLS} \neq 0$ (Equação 4.19).....	114
Figura 4.10 – Taxa de energia dissipada em cada região ( $E_i$ ) dos biorreatores <i>airlift</i> de seção quadrada: (a) dutos concêntricos; (b) <i>split</i> .....	115
Figura 4.11 – Taxa de energia dissipada em cada região ( $E_i$ ) dos biorreatores <i>airlift</i> de seção circular: (a) dutos concêntricos; (b) <i>split</i> .....	116
Figura 5.1 – Principais dimensões (em milímetros) e características das geometrias promissoras de biorreatores <i>airlift</i> .....	124
Figura 5.2 – Variação da concentração de oxigênio dissolvido com o tempo durante cultivos de <i>Sacchamoryces cerevisiae</i> para a determinação de $k_La$ .....	125
Figura 5.3 – Identificação de geometrias promissoras de biorreatores <i>airlift</i> utilizando como critério o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio: (a) dutos concêntricos; (b) <i>split</i> .....	132
Figura 5.4 – Identificação de geometrias promissoras de biorreatores <i>airlift</i> utilizando como critério a velocidade superficial de líquido no <i>riser</i> : (a) dutos concêntricos; (b) <i>split</i> .....	133
Figura 5.5 – Comparação entre valores previstos por modelo empírico (Equações 4.30, 4.31, 4.34 e 4.35) e experimentais de velocidade superficial de líquido ( $U_{LR}$ e $U_{LD}$ ) para as geometrias promissoras de biorreatores <i>airlift</i> .....	135
Figura 5.6 - Comparação entre valores de retenção gasosa experimentais e previstos por CFD no <i>riser</i> ( $\epsilon_R$ ) e velocidade intersticial de líquido ( $V_{LR}$ e $V_{LD}$ ) para as geometrias promissoras de biorreatores <i>airlift</i> .....	141
Figura 5.7 – Distribuição espacial de fração de gás (retenção gasosa) nas geometrias promissoras de biorreatores <i>airlift</i> : (a) Geometria 1; (b) Geometria 2; (c) Geometria 3; (d) Geometria 4. ....	142
Figura 5.8 – Contornos de taxa de cisalhamento nas geometrias promissoras de biorreator <i>airlift</i> : (a) Geometria 1; (b) Geometria 2; (c) Geometria 3; (d) Geometria 4.....	144
Figura 5.9 – Contornos de taxa de cisalhamento em biorreatores <i>airlift</i> com ênfase na base:.....	145
Figura 5.10 – Valores de taxa de cisalhamento média e para as diferentes regiões de .....	146
Figura 5.11 – Distribuição do vetor velocidade de líquido no <i>riser</i> e no <i>downcomer</i> de geometrias promissoras de biorreator <i>airlift</i> : (a) Geometria 1; (b) Geometria 3. ....	147
Figura 5.12 – Inversão da direção do escoamento do líquido em biorreator <i>airlift</i> (Geometria 3): (a) base; (b) região de mistura. ....	149
Figura 5.13 – Relação entre a taxa de cisalhamento e a velocidade de circulação de líquido. ....	150
Figura 6.1 – Biorreator <i>airlift</i> de dutos concêntricos: (a) geometria computacional; (b) malha computacional. ....	159
Figura 6.2 – Analogia entre escoamentos: (a) escoamento gás-líquido em biorreator <i>airlift</i> de dutos concêntricos; (b) escoamento de líquido em um duto liso de seção circular; (c) escoamento de líquido em um duto liso de seção anular. ....	162
Figura 6.3 – Perfis de velocidade de líquido em duto liso de seção circular: (a) regime laminar;.....	167
Figura 6.4 – Perfis de velocidade de líquido em duto liso de seção anular: (a) regime laminar; .....	168
Figura 6.5 – Perfis de taxa de cisalhamento em duto liso de seção circular: (a) regime laminar; .....	170
Figura 6.6 – Perfis de taxa de cisalhamento em duto liso de seção anular: (a) regime laminar; .....	171
Figura 6.7 – Taxa de cisalhamento média no biorreator <i>airlift</i> de dutos concêntricos calculada a partir dos perfis de velocidade (PV) e estimada por CFD. ....	175
Figura 6.8 – Taxa de cisalhamento média para solução de goma xantana calculada utilizando-se diferentes correlações. ....	176
Figura 6.9 – Taxa de cisalhamento media e máxima para soluções de glicerol, em diferentes biorreatores: (a) tanque agitado; (b) <i>airlift</i> de dutos concêntricos.....	182
Figura 6.10 – Biorreator <i>airlift</i> de dutos concêntricos operado a 3 vvm com solução de glicerol:.....	185
Figura 6.11 – Principais dimensões (em milímetros) e características geométricas dos biorreatores pneumáticos de 5 L: (a) coluna de bolhas; (b) <i>airlift</i> de dutos concêntricos; (c) <i>airlift split</i> .....	188
Figura 6.12 – Tipos de aspersores de ar utilizados nos biorreatores pneumáticos: .....	189
Figura 6.13 – Velocidade de cisalhamento máxima ( $\dot{\gamma}_{max}$ ) em função da velocidade de injeção do gás nos orifícios do aspersor em biorreatores pneumáticos de 5 L (Fase líquida - A: água, G: glicerol e GX: goma xantana). ....	190
Figura 6.14 – Valores de taxa de cisalhamento máxima ( $\dot{\gamma}_{max}$ ) para as geometrias promissoras de biorreatores <i>airlift</i> de 10 L (Fase líquida - A: água e GX: goma xantana). ....	190
Figura 6.15 – Comparação entre os valores de velocidade de cisalhamento máxima ( $\dot{\gamma}_{max}$ ) obtida por CFD e através da Equação 6.39. ....	192
Figura 6.16 – Comparação entre os valores de velocidade de cisalhamento máxima ( $\dot{\gamma}_{max}$ ) obtida por CFD e através da Equação 6.42. ....	193

## LISTA DE QUADROS

Quadro 2.1 – Processos químicos e bioquímicos que empregam o fenômeno de transferência de massa gás-líquido. ....	21
---	----

## LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 – Trabalhos relacionados à avaliação do vão livre no topo em biorreatores <i>airlift</i> .	57
Tabela 3.2 – Trabalhos relacionados com a avaliação de regiões de mistura expandidas em biorreatores <i>airlift</i> .	58
Tabela 3.3 – Estudos que avaliaram o efeito de $h_B$ em $k_{LA}$ e $\epsilon_G$ em biorreatores <i>airlift</i> .	60
Tabela 3.4 – Razão entre as áreas de escoamento no <i>downcomer</i> e <i>riser</i> dos biorreatores <i>airlift</i> .	61
Tabela 3.5 – Valores codificados e reais das variáveis independentes.	65
Tabela 3.6 – Matriz do planejamento experimental.	66
Tabela 3.7 – Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio para biorreatores <i>airlift</i> operados com água destilada à 32°C.	70
Tabela 3.8 – Faixa de variação do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio para as diferentes geometrias de biorreatores <i>airlift</i> avaliadas.	70
Tabela 3.9 – Características geométricas da região de mistura e condição operacional dos ensaios correspondentes aos maiores valores de $k_{LA}$ para os diferentes biorreatores <i>airlift</i> avaliados.	71
Tabela 3.10 – Análise de variância (ANOVA) e coeficiente de correlação para superfícies de resposta de $k_{LA}$ .	73
Tabela 3.11 – Características geométricas da região de mistura correspondentes aos maiores valores de $k_{LA}$ para os diferentes biorreatores <i>airlift</i> .	76
Tabela 3.12 – Retenção gasosa global para biorreatores <i>airlift</i> operados com água destilada à 32°C.	77
Tabela 3.13 – Faixa de variação de retenção gasosa global para as diferentes geometrias de biorreatores <i>airlift</i> avaliadas.	77
Tabela 3.14 – Características geométricas da região de mistura e condição operacional dos ensaios correspondentes aos menores valores de $\epsilon_G$ para os diferentes biorreatores <i>airlift</i> avaliados.	78
Tabela 3.15 – Características geométricas da região de mistura e condição operacional dos ensaios correspondentes aos maiores valores de $\epsilon_G$ para os diferentes biorreatores <i>airlift</i> avaliados.	78
Tabela 3.16 – Análise de variância (ANOVA) e coeficiente de correlação para superfícies de resposta de $\epsilon_G$ .	80
Tabela 3.17 – Características geométricas da região de mistura correspondente aos maiores valores de $\epsilon_G$ para os diferentes biorreatores <i>airlift</i> .	83
Tabela 4.1 – Estudos que avaliaram o efeito da geometria da base e da região de mistura sobre a velocidade de circulação do líquido.	87
Tabela 4.2 – Valores da constante $C_i$ .	97
Tabela 4.3 – Tempo de circulação do líquido para biorreatores <i>airlift</i> operados com água destilada à 32°C.	98
Tabela 4.4 – Faixa de variação de tempo de circulação para as diferentes geometrias de biorreatores <i>airlift</i> avaliadas.	98
Tabela 4.5 – Características geométricas da região de mistura e condição operacional dos ensaios correspondentes aos menores valores de $t_c$ para os diferentes biorreatores <i>airlift</i> avaliados.	99
Tabela 4.6 – Características geométricas da região de mistura e condição operacional dos ensaios correspondentes aos maiores valores de $t_c$ para os diferentes biorreatores <i>airlift</i> avaliados.	99
Tabela 4.7 – Velocidade superficial do líquido no <i>riser</i> para biorreatores <i>airlift</i> operados com água destilada à 32°C.	102
Tabela 4.8 – Velocidade superficial do líquido no <i>downcomer</i> para biorreatores <i>airlift</i> operados com água destilada à 32°C.	102
Tabela 4.9 – Faixa de variação das velocidades superficiais de líquido para as diferentes geometrias de biorreatores <i>airlift</i> avaliadas.	103
Tabela 4.10 – Características geométricas da região de mistura e condição operacional dos ensaios correspondentes aos menores valores de $U_{LR}$ e $U_{LD}$ para os diferentes biorreatores <i>airlift</i> avaliados.	103
Tabela 4.11 – Características geométricas da região de mistura e condição operacional dos ensaios correspondentes aos maiores valores de $U_{LR}$ e $U_{LD}$ para os diferentes biorreatores <i>airlift</i> avaliados.	104
Tabela 4.12 – Análise de variância (ANOVA) e coeficiente de determinação para superfícies de resposta de $U_{LR}$ e $U_{LD}$ .	105
Tabela 4.13 – Contribuição percentual da dissipação de energia em cada região dos biorreatores <i>airlift</i> .	117
Tabela 5.1 – Aspectos gerais das malhas computacionais utilizadas na avaliação hidrodinâmica de biorreatores <i>airlift</i> .	129

Tabela 5.2 – Principais condições, modelos e métodos numéricos empregados nas simulações por fluidodinâmica computacional. ....	130
Tabela 5.3 – Geometrias promissoras de biorreatores <i>airlift</i> de seção quadrada. ....	131
Tabela 5.4 – Características das malhas utilizadas e resultados de $\epsilon_R$ , $V_{LR}$ e $V_{LD}$ para o método GCI. ....	138
Tabela 5.5 – Incertezas numéricas aplicadas às três estruturas de malhas computacionais. ....	139
Tabela 5.6 – Valores da literatura do tamanho característico de malha computacional. ....	139
Tabela 6.1 – Estudos envolvendo a estimativa da taxa de cisalhamento média em biorreatores pneumáticos. ....	157
Tabela 6.2 – Valores experimentais de velocidade intersticial do líquido e número de Reynolds utilizados na obtenção dos perfis de velocidade no <i>riser</i> e no <i>downcomer</i> . ....	173
Tabela 6.3 – Valores de taxa de cisalhamento média em biorreatores pneumáticos obtidos utilizando-se CFD. ....	177
Tabela 6.4 – Taxa de cisalhamento máxima para biorreator <i>airlift</i> de dutos concêntricos operando com água destilada, solução de glicerol e solução de goma xantana. ....	185
Tabela 6.5 – Características dos diferentes tipos de aspersores utilizados nos biorreatores pneumáticos. ....	189

## LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolo	Definição	Unidade
A	Área disponível para o escoamento do fluido .....	m <sup>2</sup>
a	Área interfacial específica de transferência de massa...	m <sup>-1</sup>
A <sub>b</sub>	Área disponível para escoamento na base de biorreatores <i>airlift</i> .....	m <sup>2</sup>
A <sub>D</sub>	Área da seção transversal do <i>downcomer</i> .....	m <sup>2</sup>
A <sub>D</sub> /A <sub>R</sub>	Razão entre as áreas seção transversal do <i>downcomer</i> e do <i>riser</i> .....	-
A <sub>GLS</sub>	Área da seção transversal na interface gás-líquido do topo do biorreator em condições de aeração	m <sup>2</sup>
A <sub>orif</sub>	Área dos orifícios do aspersor .....	m <sup>2</sup>
A <sub>R</sub>	Área da seção transversal do <i>riser</i> .....	m <sup>2</sup>
C	Concentração real de oxigênio na fase líquida .....	kg.m <sup>-3</sup>
C*	Concentração de saturação (ou solubilidade) de oxigênio na fase líquida.....	kg.m <sup>-3</sup>
C <sub>D</sub>	Coefficiente de arrasto .....	-
C <sub>D</sub> <sup>esf</sup>	Coefficiente de arrasto para bolhas em formato de esfera.....	-
C <sub>D</sub> <sup>esf</sup>	Coefficiente de arrasto para bolhas em formato de esfera.....	-
C <sub>D</sub> <sup>touca</sup>	Coefficiente de arrasto para bolhas em formato de touca.....	-
C <sub>e</sub>	Concentração de oxigênio dissolvido na fase líquido lida pelo eletrodo.....	-
C <sub>i</sub>	Constante de forma para o cálculo do fator de atrito de Fanning .....	-
C <sub>ε1</sub>	Constante do modelo de turbulência κ – ε.....	-
C <sub>ε2</sub>	Constante do modelo de turbulência κ – ε.....	-
C <sub>μ</sub>	Constante do modelo de turbulência κ – ε.....	-
C <sub>μp</sub>	Constante do modelo de turbulência κ – ε.....	-
d	Distância entre dois pontos de amostragem de pressão	m



	para a determinação da retenção gasosa parcial .....	
$d_B$	Diâmetro das bolhas de ar .....	m
$D_{hC}$	Diâmetro hidráulico do corpo principal do biorreator .....	m
$D_{hGLS}$	Diâmetro hidráulico da região de mistura.....	m
$D_{hR}$	Diâmetro hidráulico do <i>riser</i> .....	m
$D_{imp}$	Diâmetro do impelidor .....	m
$d_{orif}$	Diâmetro dos orifícios presentes no aspensor .....	m
$e_a^{21}$	Erro relativo aproximado entre as malhas intermediária e refinada .....	-
$e_a^{32}$	Erro relativo aproximado entre as malhas grosseira e intermediária .....	-
$E_B$	Taxa de perda de energia por atrito devido à mudança de direção de escoamento pela base.....	$kg.m^{-2}.s^{-3}$
$E_D$	Taxa de perda de energia no <i>downcomer</i> causada pela estagnação das bolhas de ar.....	$kg.m^{-2}.s^{-3}$
$E_F$	Taxa de energia dissipada por atrito no <i>riser</i> e no <i>downcomer</i> .....	$kg.m^{-2}.s^{-3}$
$E_{GLS}$	Taxa de perda de energia por atrito devido à mudança de direção de escoamento pela região de mistura.....	$kg.m^{-2}.s^{-3}$
$E_{in}$	Taxa de entrada de energia no sistema devido à expansão isotérmica do gás.....	$kg.m^{-2}.s^{-3}$
$E_R$	Taxa de dissipação de energia no <i>riser</i> devido à subida das bolhas de ar.....	$kg.m^{-2}.s^{-3}$
$E_{total}$	Taxa de energia dissipada total.....	$kg.m^{-2}.s^{-3}$
$f$	Fator de atrito de Darcy para um tubo liso .....	-
$f_2$	Fator de atrito de Darcy modificado para um duto de seção anular .....	-
$F_{CALC}$	Valor do teste-F calculado para o modelo .....	-
$F_{GLS}$	Fração volumétrica de líquido na região de mistura .....	-
$f_{LD}$	Fator de atrito de Fanning no <i>downcomer</i> de um biorreator <i>airlift</i> .....	-
$f_{LR}$	Fator de atrito de Fanning no <i>riser</i> de um biorreator	-

	<i>airlift</i> .....	
Fr	Número de Froude .....	-
F <sub>TAB</sub>	Valor do teste-F tabelado .....	-
g	Aceleração da gravidade .....	m.s <sup>-2</sup>
GCl <sub>12</sub>	Incerteza numérica entre as malhas refinada e intermediária .....	-
GCl <sub>23</sub>	Incerteza numérica entre as malhas intermediária e grosseira .....	-
h	Tamanho característico da malha computacional .....	m
h <sub>B</sub>	Vão livre na base do biorreator .....	m
h <sub>D</sub>	Altura da dispersão gás-líquido.....	m
H <sub>D</sub>	Altura do anteparo interno em biorreatores <i>airlift</i> de circulação interna.....	m
h <sub>D,GLS</sub>	Nível da dispersão gás-líquido na região de mistura .....	m
Hex/tet	proporção entre elementos hexaédricos e tetraédricos na malha computacional .....	-
h <sub>L,GLS</sub>	Nível de líquido na região de mistura .....	m
h <sub>T</sub>	Vão livre no topo do biorreator .....	m
K	Índice de consistência de um fluido não-Newtoniano ....	Pa.s <sup>n</sup>
K <sub>B</sub>	Coefficiente de perda de carga na base de biorreator <i>airlift</i> .....	-
k <sub>L</sub>	Coefficiente convectivo de transferência de massa da película líquida em torno da bolha.....	m.s <sup>-1</sup>
k <sub>La</sub>	Coefficiente volumétrico de transferência de oxigênio ...	s <sup>-1</sup>
K <sub>T,cont</sub>	Coefficiente de perda de carga na região de mistura de biorreator <i>airlift</i> devido à contração.....	-
K <sub>T,exp</sub>	Coefficiente de perda de carga na região de mistura de biorreator <i>airlift</i> devido à expansão.....	-
l	valor da aresta da seção transversal quadrada do corpo principal do biorreator <i>airlift</i> .....	m
L	Comprimento do duto liso .....	m
l <sub>wf</sub>	Perda de carga por atrito .....	-
M <sub>i</sub>	Transferência de quantidade de movimento (por	kg.m <sup>-2</sup> .s <sup>-2</sup>

	unidade de volume) devido às forças interfaciais atuantes na fase “i” .....	
$M_{i,j}^D$	Força de arrasto (por unidade de volume) atuando na fase “i” devido à presença da fase “j” .....	$\text{kg.m}^{-2}.\text{s}^{-2}$
$M_{L,G}^D$	Força de arrasto (por unidade de volume) atuando na fase líquida devido à presença da fase gasosa.....	$\text{kg.m}^{-2}.\text{s}^{-2}$
$M_{i,j}^L$	Força de sustentação (por unidade de volume) atuando na fase “i” devido à presença da fase “j”.....	$\text{kg.m}^{-2}.\text{s}^{-2}$
$M_{i,j}^{TD}$	Força de dispersão turbulenta (por unidade de volume) atuando na fase “i” devido à presença da fase “j”.....	$\text{kg.m}^{-2}.\text{s}^{-2}$
$M_{i,j}^{VM}$	Força de massa virtual (por unidade de volume) atuando na fase “i” devido à presença da fase “j”.....	$\text{kg.m}^{-2}.\text{s}^{-2}$
n	Índice de escoamento de um fluido não-Newtoniano ....	-
N	Número total de elementos computacionais presentes na malha .....	-
$N_{\text{imp}}$	Velocidade de agitação do impelidor .....	$\text{s}^{-1}$
$N_{\text{O}_2}$	Velocidade de transferência de oxigênio.....	$\text{kg.m}^{-3}.\text{s}^{-1}$
$N_{\text{orif}}$	Número de orifícios presentes no aspensor .....	
p	Ordem aparente .....	-
$P_{\text{atm}}$	Pressão atmosférica.....	Pa
$P_i$	Pressão da fase “i” .....	Pa
$Q_{\text{AR}}$	Vazão volumétrica de ar .....	$\text{m}^3.\text{s}^{-1}$
R	Raio do tubo liso .....	m
r	Posição radial no interior de um duto.....	m
$r_1$	Raio interno de um duto com seção transversal anular .	m
$r_2$	Raio externo de um duto com seção transversal anular	m
$R^2$	Coeficiente de determinação do modelo .....	-
$Re_B$	Número de Reynolds de uma bolha .....	-
$Re_{\text{Li}}$	Número de Reynolds da fase líquida em uma região “i” do biorreator <i>airlift</i> .....	-
$r_{ij}$	Razão de refinamento entre duas malhas computacionais .....	-
$r_m$	Raio em que se observa a velocidade máxima do fluido	m

	em um duto com seção transversal anular .....	
	Transferência de quantidade de movimento (por	
$S_i$	unidade de volume) devido às forças externas atuantes	$\text{kg.m}^{-2}.\text{s}^{-2}$
	na fase "i" .....	
$t$	Tempo .....	s
$T$	Razão espacial de topo do biorreator .....	-
	Tempo necessário para uma bolha de ar movendo-se	
$t_{B \rightarrow S}$	verticalmente em velocidade terminal, alcançar a	s
	superfície de líquido na região de mistura.....	
$t_c$	Tempo de circulação.....	s
$t_R$	Tempo de residência do líquido .....	s
	Tempo de residência médio do escoamento horizontal	
$t_{R, GLS}$	na região de mistura.....	s
	Tempo necessário para completar uma simulação por	
$t_{sim}$	CFD .....	s
$\bar{U}_{CL}$	Velocidade média de circulação do líquido.....	$\text{m.s}^{-1}$
$U_{GR}$	Velocidade superficial de gás no <i>riser</i> .....	$\text{m.s}^{-1}$
$U_L$	Velocidade superficial de circulação do líquido .....	$\text{m.s}^{-1}$
$U_{LD}$	Velocidade superficial do líquido no <i>downcomer</i> .....	$\text{m.s}^{-1}$
$U_{LR}$	Velocidade superficial do líquido no <i>riser</i> .....	$\text{m.s}^{-1}$
$\bar{V}_L$	Velocidade intersticial média .....	$\text{m.s}^{-1}$
$v$	Velocidade pontual do líquido.....	$\text{m.s}^{-1}$
$v_c$	Velocidade da fase contínua.....	$\text{m.s}^{-1}$
$v_d$	Velocidade da fase dispersa.....	$\text{m.s}^{-1}$
$V_D$	Volume da dispersão gás-líquido .....	$\text{m}^3$
$V_D$	Volume do <i>downcomer</i> .....	$\text{m}^3$
$V_{D, GLS}$	Volume da dispersão gás-líquido presente na região de	$\text{m}^3$
	mistura .....	
$V_G$	Volume de gás retido na dispersão gás-líquido .....	$\text{m}^3$
$V_{G, inj}$	Velocidade de injeção do gás nos orifícios do aspersor	$\text{m.s}^{-1}$
$v_i$	Velocidade da fase "i" .....	$\text{m.s}^{-1}$
$V_L$	Velocidade intersticial de circulação do líquido.....	$\text{m.s}^{-1}$
$V_{L, GLS}$	Volume de líquido presente na região de mistura .....	$\text{m}^3$

$V_{L,total}$	Volume total de líquido no biorreator.....	$m^3$
$V_{LD}$	Velocidade intersticial do líquido no <i>downcomer</i> .....	$m.s^{-1}$
$V_{LR}$	Velocidade intersticial do líquido no <i>riser</i> .....	$m.s^{-1}$
$V_m$	Velocidade média do líquido para o escoamento monofásico .....	$m.s^{-1}$
$V_R$	Volume do <i>riser</i> .....	$m^3$
$v^*$	Velocidade de atrito .....	$m.s^{-1}$
$v^+$	Velocidade adimensional para um tubo liso .....	-
$V^+$	Velocidade adimensional modificada para um duto de seção anular .....	-
$v_\infty$	Velocidade terminal da bolha.....	$m.s^{-1}$
$x_1$	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 por um elemento de fluido em sua circulação no interior do biorreator .....	m
$y$	Distância da parede do tubo .....	m
$Y$	Razão de separação do gás.....	-
$\hat{y}$	Variável resposta na Equação 3.3.....	-
$\hat{Y}$	Distância modificada das paredes de um duto de seção anular .....	m
$y^+$	Posição adimensional em um tubo liso .....	-
$Y^+$	Posição adimensional em um duto de seção anular .....	-

### Letras gregas

<b>Símbolo</b>	<b>Definição</b>	<b>Unidade</b>
$\alpha$	Ângulo de abertura da região de mistura .....	$^\circ$
$\beta$	Parâmetro da Equação 6.3 .....	-
$\beta_0, \beta_1, \beta_2,$ $\beta_3, \beta_{11}, \beta_{22},$ $\beta_{33}, \beta_{12}, \beta_{13},$	Constantes da Equação 3.3 .....	

$\beta_{23}$		
$\epsilon$	Taxa de dissipação de energia cinética turbulenta.....	$m^2.s^{-3}$
$\epsilon_D$	Retenção gasosa no <i>downcomer</i> .....	-
$\epsilon_d$	Fração volumétrica da fase dispersa.....	-
$\epsilon_G$	Retenção gasosa global .....	-
$\epsilon_i$	Fração volumétrica da fase “i” .....	-
$\epsilon_R$	Retenção gasosa no <i>riser</i> .....	-
$\dot{\gamma}$	Taxa de cisalhamento .....	$s^{-1}$
$\dot{\gamma}_B$	Taxa de cisalhamento média na base .....	$s^{-1}$
$\dot{\gamma}_D$	Taxa de cisalhamento média no <i>downcomer</i> .....	$s^{-1}$
$\dot{\gamma}_{GLS}$	Taxa de cisalhamento média na região de mistura .....	$s^{-1}$
$\dot{\gamma}_m$	Taxa de cisalhamento média .....	$s^{-1}$
$\dot{\gamma}_{max}$	Taxa de cisalhamento máxima .....	$s^{-1}$
$\dot{\gamma}_R$	Taxa de cisalhamento média no <i>riser</i> .....	$s^{-1}$
$\varphi_i$	Valor da variável de interesse obtida através de CFD utilizando-se aa malha “i” .....	
$K$	Energia cinética turbulenta.....	$m^2.s^{-2}$
$\mu_{ef,i}$	Viscosidade efetiva da fase “i”.....	Pa.s
$\mu_i$	Viscosidade dinâmica da fase “i”.....	Pa.s
$\mu_L$	Viscosidade dinâmica da fase líquida .....	Pa.s
$\mu_{turb,i}$	Viscosidade turbulenta da fase i”.....	Pa.s
$\mu_{turb,disp}$	Viscosidade induzida pela fase .....	Pa.s
$\nu$	Viscosidade cinemática do fluido .....	$m^2.s^{-1}$
$\rho_c$	Densidade da fase continua.....	$kg.m^{-3}$
$\rho_{disp}$	Densidade da dispersão gás-líquido.....	$kg.m^{-3}$
$\rho_G$	Densidade da fase gasosa .....	$kg.m^{-3}$
$\rho_i$	Densidade da fase “i”.....	$kg.m^{-3}$
$\rho_L$	Densidade da fase líquida .....	$kg.m^{-3}$
$\rho_{ref}$	Densidade de referência utilizada no cálculo do empuxo.....	$kg.m^{-3}$
$\tau$	Tensão de cisalhamento .....	Pa
$\tau_0$	Parâmetro reológico de fluidos do tipo Herschel- Bulkley .....	Pa

$\tau_S$	Tensão de cisalhamento na parede de um tubo liso .....	Pa
$\sigma$	Tensão superficial .....	kg.s <sup>-2</sup>
$\sigma_\kappa$	Constante do modelo de turbulência $\kappa - \epsilon$ .....	-
$\sigma_\epsilon$	Constante do modelo de turbulência $\kappa - \epsilon$ .....	-
$\Delta P_i$	Diferença de pressão entre dois pontos de amostragem para o cálculo da retenção gasosa parcial	Pa
$\Delta V_i$	Volume o $i$ -ésimo elemento computacional .....	m <sup>3</sup>
$\Phi_{AR}$	Vazão específica de ar .....	vvm

### Operadores matemáticos

<b>Símbolo</b>	<b>Definição</b>
$\partial$	Operador diferencial del
$\nabla$	Operador diferencial nabla
$\times$	Notação de produto vetorial
$\otimes$	Notação de produto diádico

## SUMÁRIO

1	Introdução .....	18
1.1	Biorreatores pneumáticos .....	18
1.2	Objetivo e estrutura da tese .....	19
2	Revisão geral do assunto .....	21
2.1	Operações de transferência de massa gás-líquido .....	21
2.2	Biorreatores airlift .....	24
2.3	Parâmetros de desempenho .....	27
2.3.1	Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio .....	30
2.3.2	Retenção gasosa .....	33
2.3.3	Tempo e velocidade de circulação do líquido .....	34
2.3.4	Taxa de cisalhamento .....	36
2.4	Efeito da geometria no desempenho de biorreatores airlift .....	38
2.5	Fluidodinâmica Computacional .....	40
2.5.1	Aspectos gerais .....	40
2.5.1.1	Geometria do domínio computacional .....	43
2.5.1.2	Discretização do domínio computacional .....	43
2.5.1.3	Pré-processamento .....	45
2.5.1.4	Processamento .....	46
2.5.1.5	Pós-processamento .....	46
2.5.2	Modelagem matemática .....	47
2.5.2.1	Abordagem fenomenológica .....	47
2.5.2.2	Conservação de massa e de quantidade de movimento .....	48
2.5.2.3	Forças interfaciais .....	49
2.5.2.4	Modelos de turbulência .....	51
2.6	Considerações a respeito da bibliografia .....	54
3	Retenção gasosa e transferência de oxigênio em biorreatores <i>airlift</i> de circulação interna de diferentes geometrias .....	55
3.1	Introdução .....	55
3.2	Estado da arte .....	56
3.3	Materiais e métodos .....	60
3.3.1	Biorreatores .....	60
3.3.2	Análise dos resultados .....	65
3.3.3	Determinação do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio .....	66
3.3.4	Determinação da retenção gasosa global .....	68
3.4	Resultados e discussão .....	69
3.4.1	Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{LA}$ ) .....	69
3.4.2	Retenção gasosa global ( $\epsilon_G$ ) .....	77
3.5	Considerações finais .....	84
4	Efeito da geometria na hidrodinâmica de biorreatores <i>airlift</i> de dutos concêntricos e <i>split</i> .....	85
4.1	Introdução .....	85
4.2	Estado da arte .....	87
4.3	Materiais e métodos .....	90
4.3.1	Biorreatores e análise dos resultados .....	90
4.3.2	Determinação das retenções gasosas parciais .....	90
4.3.3	Determinação da velocidade superficial do líquido .....	90
4.3.4	Modelo semi-empírico de estimativa de $U_{LR}$ .....	91
4.4	Resultados e discussão .....	97
4.4.1	Tempo de circulação .....	97
4.4.2	Velocidade superficial de líquido .....	101
4.4.3	Modelagem semi-empírica da velocidade superficial de líquido .....	110
4.5	Considerações finais .....	118
5	Seleção de geometrias promissoras de biorreatores <i>airlift</i> de seção quadrada e sua avaliação por fluidodinâmica computacional .....	120
5.1	Introdução .....	120
5.2	Estado da arte .....	121
5.3	Materiais e métodos .....	123



5.3.1	Biorreatores e aparato experimental.....	123
5.3.2	Determinação do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_La$ ) em condições de consumo microbiano de oxigênio.....	124
5.3.3	Parâmetros de desempenho experimentais e numéricos.....	126
5.3.4	Avaliação da incerteza numérica da malha computacional.....	126
5.3.5	Simulação por Fluidodinâmica Computacional.....	128
5.3.5.1	Geometria computacional e malha numérica.....	128
5.3.5.2	Modelagem matemática e resolução numérica.....	129
5.4	Resultados e discussão.....	130
5.4.1	Definição de geometrias promissoras.....	131
5.4.2	Avaliação da incerteza numérica da malha.....	137
5.4.3	Efeito da geometria do biorreator na hidrodinâmica.....	140
5.4.4	Efeito da geometria do biorreator na taxa de cisalhamento.....	143
5.5	Considerações finais.....	151
6	Avaliação da taxa de cisalhamento em biorreatores <i>airlift</i> .....	152
6.1	Introdução.....	152
6.2	Estado da arte.....	152
6.3	Materiais e métodos.....	158
6.3.1	Biorreatores e aparato experimental.....	158
6.3.2	Determinação da velocidade intersticial.....	158
6.3.3	Fluidodinâmica computacional.....	159
6.3.4	Comparação entre as taxas de cisalhamento calculadas por CFD e através do perfil de velocidade de líquido.....	161
6.3.4.1	Cálculo da taxa de cisalhamento no <i>riser</i> ( $\dot{\gamma}_R$ ) baseado em perfis de velocidade em dutos lisos circulares.....	161
6.3.4.2	Cálculo da taxa de cisalhamento no <i>downcomer</i> ( $\dot{\gamma}_D$ ) baseado em perfis de velocidade em dutos lisos de seção anular.....	164
6.3.4.3	Procedimento de estimativa.....	166
6.4	Resultados e discussão.....	172
6.4.1	Obtenção das taxas de cisalhamento médias a partir dos perfis de velocidade de líquido ( $\dot{\gamma}_{R-PV}$ e $\dot{\gamma}_{D-PV}$ ).....	172
6.4.2	Obtenção da taxa de cisalhamento média a partir de fluidodinâmica computacional ( $\dot{\gamma}_{R-CFD}$ e $\dot{\gamma}_{D-CFD}$ ).....	173
6.4.3	Efeito da taxa de cisalhamento em biorreatores pneumáticos.....	178
6.4.4	Efeito do projeto do aspensor na taxa de cisalhamento máxima.....	187
6.5	Considerações finais.....	194
7	Considerações finais e perspectivas futuras.....	195
8	Lista de publicações.....	198
	Referências.....	201
	Apêndice A.....	210
	Apêndice B.....	212

# 1 Introdução

## 1.1 Biorreatores pneumáticos

Em um bioprocesso, a reação bioquímica que gera o produto de interesse corresponde à etapa mais importante, sendo conduzida em equipamentos conhecidos como biorreatores, reatores bioquímicos ou fermentadores. Dessa maneira, todo o projeto e desenvolvimento do bioprocesso, o que inclui as etapas de separação e controle de processo, são dimensionados baseados na produtividade alcançada nestes dispositivos.

Por definição, biorreatores são equipamentos que permitem a conversão de matérias-primas em bioprodutos através de reações necessariamente catalisadas por enzimas, microrganismos, 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 microrganismos 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.

Apesar da grande diversidade de modelos, os principais exemplos de biorreatores são o convencional tipo tanque agitado e aerado e os biorreatores pneumáticos (coluna de bolhas e *airlift*). Biorreatores *airlift* têm sido empregados na produção de diversos produtos biotecnológicos como antibióticos, biopolímeros, ácidos orgânicos, enzimas e proteínas. Além disso, têm sido utilizados no tratamento de águas residuárias e em culturas de células animais, vegetais e microalgas.

O desempenho de biorreatores *airlift* pode ser avaliado através da sua hidrodinâmica e transferência de oxigênio, determinando-se parâmetros globais como o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{La}$ ), a retenção gasosa global ( $\epsilon_G$ ), a velocidade de circulação do líquido ( $\bar{U}_{CL}$ ), entre outros. A hidrodinâmica de biorreatores *airlift* pode ser avaliada empregando-se a metodologia experimental

ou utilizando-se fluidodinâmica computacional (CFD – *Computational Fluid Dynamics*), permitindo dessa forma a avaliação de geometrias complexas, bem como a obtenção de valores locais de parâmetros de desempenho.

Estes parâmetros são dependentes da vazão de alimentação de ar e do fluido presente no equipamento, sendo também fortemente influenciados pela geometria do biorreator *airlift*, observando-se relações complexas entre as variáveis de projeto e de operação e os parâmetros de desempenho. Apesar do avanço alcançado nos últimos anos, a relação entre as variáveis geométricas e os parâmetros de desempenho ainda não foi claramente estabelecida, a fim de ser empregada no projeto e ampliação de escala de biorreatores *airlift*.

## **1.2 Objetivo e estrutura da tese**

Neste trabalho avaliou-se o desempenho de biorreatores *airlift* analisando-se a transferência de massa (oxigênio) e de quantidade de movimento nesses equipamentos através de parâmetros como retenção gasosa, velocidade de circulação do líquido, coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio e taxa de cisalhamento.

O objetivo geral da tese foi avaliar o efeito da geometria de biorreatores *airlift* de circulação interna (dutos concêntricos e *split*) em sua hidrodinâmica e na transferência de oxigênio, possibilitando a escolha de geometrias promissoras para aplicação em bioprocessos. De modo a alcançar o objetivo proposto, cumpriu-se os seguintes objetivos específicos, a saber:

- Avaliação do impacto da geometria da região de mistura e base, bem como da seção transversal do biorreator (quadrada *versus* circular), na transferência de oxigênio e hidrodinâmica de biorreatores *airlift*;
- Seleção de geometrias promissoras, baseadas em critérios hidrodinâmicos e de transferência de massa;
- Análise da hidrodinâmica e do cisalhamento das geometrias promissoras, empregando-se Fluidodinâmica Computacional;

Para facilitar a compreensão das etapas desenvolvidas ao longo do trabalho, a Tese foi organizado na forma de capítulos, quais sejam:

- Capítulo 2 intitulado “**Revisão geral do assunto**”, que aborda os principais aspectos relacionados à Tese, fornecendo uma base geral para o entendimento de todo o trabalho. Além disso, em cada capítulo posterior, haverá um breve estado da arte relacionado ao tema específico avaliado no capítulo;
- Capítulo 3 intitulado “**Retenção gasosa e transferência de oxigênio em biorreatores airlift de circulação interna de diferentes geometrias**”, que aborda o efeito geometria da região de mistura, da base e da seção transversal no coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio e na retenção gasosa global de biorreatores *airlift*;
- Capítulo 4 intitulado “**Efeito da geometria na hidrodinâmica de biorreatores airlift de dutos concêntricos e split**”, que abrange o estudo do impacto da geometria da região de mistura, da base e da seção transversal sobre a velocidade de circulação do líquido e energia dissipada em biorreatores *airlift*;
- Capítulo 5 intitulado “**Seleção de geometrias promissoras de biorreatores airlift de seção quadrada e sua avaliação por fluidodinâmica computacional**”, que seleciona geometrias promissoras de biorreatores *airlift* de seção quadrada, a partir dos resultados obtidos para coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio e velocidade de circulação do líquido, e avalia a hidrodinâmica e a taxa de cisalhamento destas geometrias aplicando-se CFD;
- Capítulo 6 intitulado “**Avaliação da taxa de cisalhamento em biorreatores airlift**”, que demonstra a capacidade de CFD em estimar com precisão as taxas de cisalhamento médias em biorreatores pneumáticos operando com diferentes fluidos, bem como indica que o valor máximo deste parâmetro representa a melhor forma de comparação de cisalhamento em biorreatores, sendo função apenas do projeto do aspersor;
- Capítulo 7 intitulado “**Considerações finais e perspectivas futuras**” que apresenta as principais conclusões da Tese bem como apresenta lacunas na literatura a serem preenchidas e sugestões de futuras pesquisas.

## 2 Revisão geral do assunto

Nesta seção são apresentados e discutidos os principais fundamentos teóricos que permeiam este trabalho.

### 2.1 Operações de transferência de massa gás-líquido

A transferência de massa gás-líquido, que consiste na dissolução de um componente presente em uma fase gasosa em uma fase líquida, é uma operação comum em diversos processos químicos e bioquímicos (**Quadro 2.1**). Em geral, este fenômeno é empregado para o fornecimento de um dado elemento (reagente ou substrato) que vai participar de uma determinada reação química ou bioquímica, além de promover na maioria dos casos a agitação e homogeneização do sistema reacional. Na **Quadro 2.1** são apresentados exemplos de processos típicos que envolvem a dissolução de gases em líquidos (Badino *et al.*, 2016).

Quadro 2.1 – Processos químicos e bioquímicos que empregam o fenômeno de transferência de massa gás-líquido.

Processo	Elemento transferido	Produto
Hidrogenação de lipídeos	H <sub>2</sub>	Gordura hidrogenada
Carbonatação de álcalis	CO <sub>2</sub>	Carbonatos e bicarbonatos
Oxidação de glicose	O <sub>2</sub>	Gliconatos
Cultivo de algas e cianobactérias	CO <sub>2</sub>	Lipídeos (biodiesel) e fármacos
Cultivo de leveduras	O <sub>2</sub>	Fermento biológico, proteína unicelular, lipídeos (biodiesel)
Cultivo de bactérias ( <i>Clostridium sp.</i> )	Gás de síntese (CO/CO <sub>2</sub> /H <sub>2</sub> )	Biocombustíveis (etanol e butanol)
Cultivo de bactérias ( <i>Escherichia coli</i> )	O <sub>2</sub>	Vacinas
Cultivos de bactérias e fungos filamentosos	O <sub>2</sub>	Ácidos orgânicos, antibióticos, enzimas, vitaminas
Cultivos de células animais	O <sub>2</sub>	Anticorpos monoclonais, fatores VIII e IX (hemofilia), hormônios, interferon, vacinas
Fermentação extrativa	CO <sub>2</sub> /N <sub>2</sub>	Combustíveis (etanol, butanol)

Fonte: Badino *et al.* (2016).

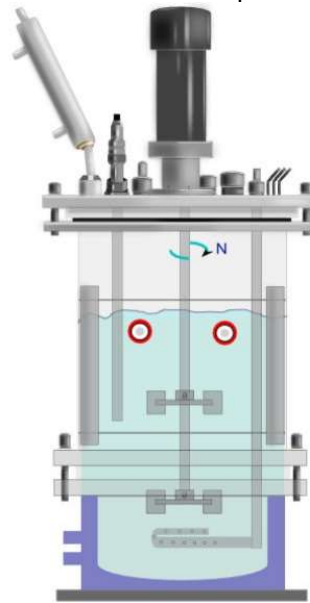
Dentre os processos químicos, aqueles que envolvem o cultivo de células e microrganismos aeróbios, assim denominados bioprocessos aeróbios, são aqueles que majoritariamente utilizam a operação de transferência de massa gás-líquido.

O borbulhamento de uma fase gasosa inerte também pode ser aplicado para o arraste de compostos voláteis presentes em uma fase líquida. Tal operação unitária é conhecida como esgotamento ou *stripping* e promove a remoção de um componente presente no meio líquido, diminuindo a sua concentração (Sonego *et al.*, 2014; Silva *et al.*, 2015; Sonego *et al.*, 2016) e em alguns casos, removendo calor do sistema (Silva *et al.*, 2015). A associação simultânea do *stripping* a um processo fermentativo, de forma a integrar as etapas de produção e separação, é conhecida como fermentação extrativa e tem sido amplamente empregada em cultivos de *Saccharomyces cerevisiae* e *Clostridium sp* para a produção de biocombustíveis como etanol e acetona-butanol-etanol (ABE), respectivamente (Ezeji *et al.*, 2003; 2004; Sonego *et al.*, 2014; Sonego *et al.*, 2016). Nesses processos, uma parcela do produto (etanol, butanol e acetona) presente na fase líquida se vaporiza sendo arrastado pela corrente de gás (CO<sub>2</sub> ou N<sub>2</sub>), minimizando o problema de inibição pelo produto na fermentação e aumentando a produtividade do processo.

Embora o borbulhamento de gases em líquidos tenha diversas finalidades, a maior aplicação da operação de transferência de massa gás-líquido em bioprocessos refere-se ao suprimento de um substrato para uma reação bioquímica, como por exemplo em cultivos de *Clostridium sp.*, em que o gás de síntese (CO/CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>) é utilizado para produção de biocombustíveis como butanol e etanol. Entretanto, a aplicação mais difundida é a transferência de oxigênio em cultivos aeróbios ou em reações enzimáticas que demandam oxigênio. A utilização deste nutriente por microrganismos e células para o crescimento, manutenção e produção de metabólitos, associado à sua baixa solubilidade, tornam o suprimento de oxigênio um ponto chave para o sucesso de bioprocessos aeróbios (Garcia-Ochoa e Gomez, 2009).

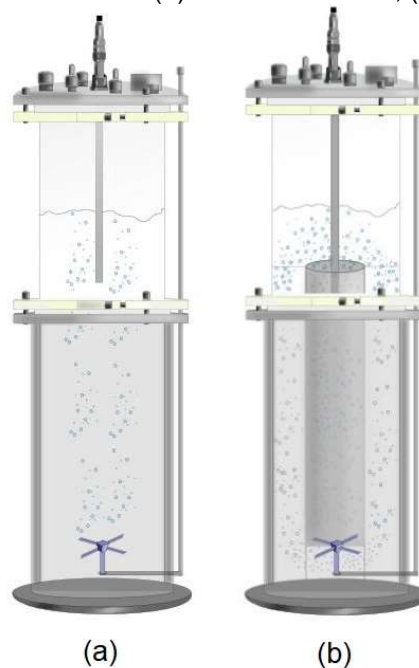
Biorreatores são os dispositivos utilizados em bioprocessos para a operação de transferência de massa gás-líquido. O modelo clássico e mais empregado de biorreator é o tanque agitado e aerado, conhecido também como biorreator convencional. Trata-se de um dispositivo com agitação mecânica por meio de impelidores acoplados a um eixo movimentado por um motor em que a aeração é realizada por meio da injeção de ar ou oxigênio através de um aspersor localizado na base do equipamento (**Figura 2.1**).

Figura 2.1 – Biorreator convencional tipo tanque agitado e aerado.



Fonte: Mendes (2016).

Os biorreatores pneumáticos correspondem a uma outra classe de equipamentos, conhecida como biorreatores não-convencionais. Neste caso, um gás (ar ou oxigênio puro) é injetado na base do reator e promove, além da gaseificação, a agitação do meio líquido. Como exemplos de biorreatores pneumáticos, tem-se o biorreator coluna de bolhas (**Figura 2.2a**) e o biorreator *airlift* (**Figura 2.2b**).

Figura 2.2 – Biorreatores pneumáticos: (a) coluna de bolhas, (b) *airlift* de dutos concêntricos.

(a)

(b)

Fonte: Mendes (2016).

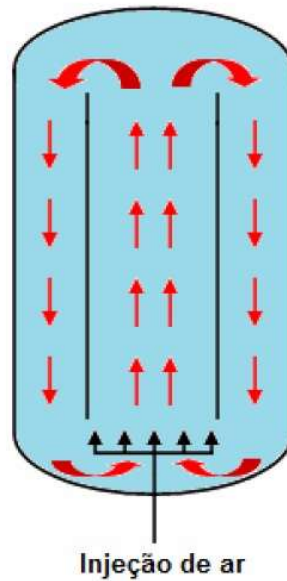
As principais vantagens dos biorreatores não-convencionais em relação ao tipo tanque agitado e aerado são a simplicidade e o baixo custo de construção e operação, as elevadas velocidades de transferência de calor e massa associadas a um baixo consumo energético, a ausência de selo mecânico, o que minimiza a ocorrência de contaminações, e a elevada capacidade de suspensão e mistura de sólidos (Luo e Al-Dahhan, 2008; Cerri, 2009; Zhang *et al.*, 2014).

## 2.2 Biorreatores airlift

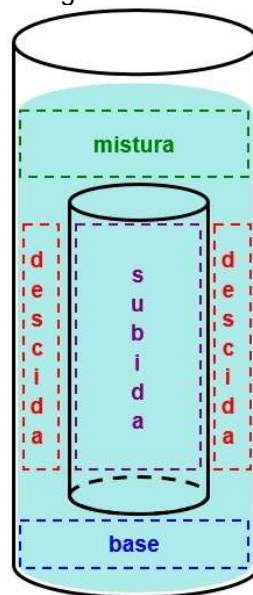
Biorreatores pneumáticos são divididos em duas classes. A primeira composta pelo modelo coluna de bolhas e a segunda pelos diferentes modelos de biorreator de circulação (*loop bioreactors*) ou tipo *airlift*. Basicamente, a principal diferença entre esses modelos refere-se ao padrão de escoamento do líquido em seu interior. Enquanto o modelo coluna de bolhas exibe um escoamento caótico e aleatório da fase líquida devido ao escoamento ascendente de gás, em biorreatores *airlift* verifica-se um escoamento cíclico (**Figura 2.3**), resultado de sua conformação geométrica, sendo constituídos por canais que dividem os biorreatores *airlift* em quatro regiões (**Figura 2.4**), a saber:

- Subida (*riser*): zona na qual o gás é borbulhado e o líquido escoar de forma ascendente;
- Descida (*downcomer*): região de escoamento descendente da fase líquida, que pode ou não estar arrastando consigo parte da fase gasosa, promovendo assim a recirculação do gás;
- Base (*bottom*): conexão entre *riser* e *downcomer* pelo fundo do biorreator;
- Região de mistura (*degassing zone* ou *gas-liquid separator*): ligação pelo topo entre *riser* e *downcomer*, sendo responsável pelo desprendimento total ou parcial da fase gasosa retida na fase líquida.



Figura 2.3 – Escoamento cíclico da fase líquida em biorreatores *airlift*.

Fonte: acervo pessoal do autor.

Figura 2.4 – Principais regiões existentes em biorreatores *airlift*.

Fonte: acervo pessoal do autor.

O princípio de funcionamento de biorreatores *airlift* baseia-se na diferença de densidades entre os conteúdos (dispersões gás-líquido) contidos no *riser* e no *downcomer*. Ao ser borbulhado no *riser* através de um aspersor, parte do gás é retida na fase líquida, diminuindo assim a densidade aparente da dispersão contida nesta região, que esco de forma ascendente até alcançar a região de mistura. Nesta zona, verifica-se um desprendimento parcial ou total da fase gasosa

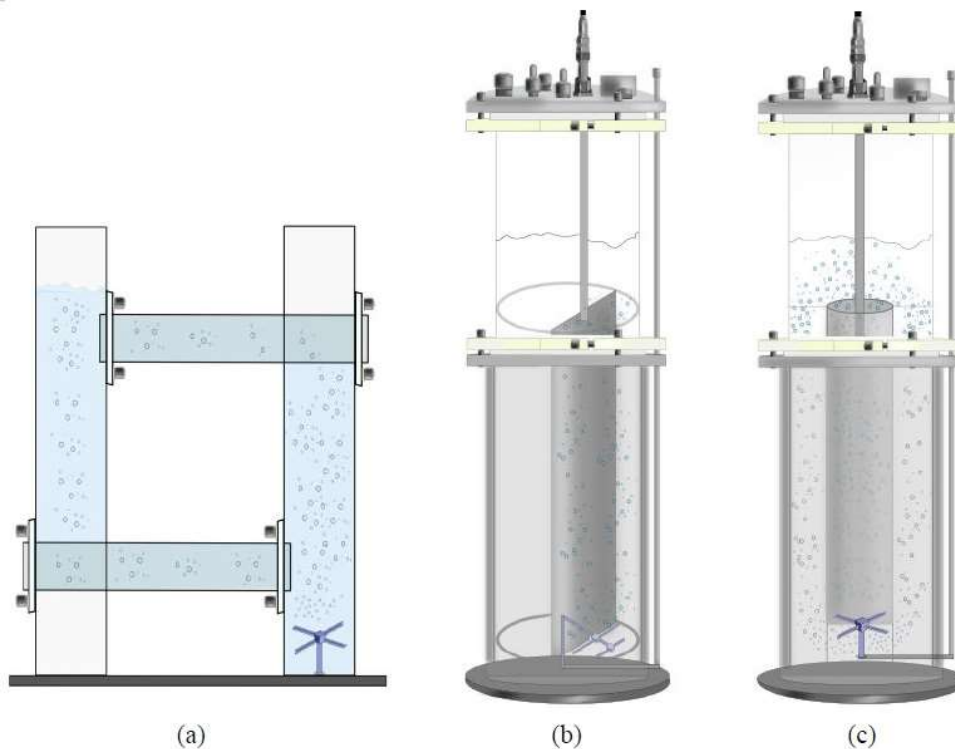
retida na fase líquida, acarretando em um aumento da densidade aparente da dispersão que escoia descendentemente pelo *downcomer*. A dispersão gás-líquido alcança então a base do biorreator *airlift*, uma região confinada e de elevada perda de carga, fechando o circuito de circulação interna da mistura.

Salienta-se que tanto *riser* quanto *downcomer* apresentam densidades ou pressões hidrostáticas distintas, sendo essa diferença a força motriz para a circulação do líquido (Merchuk e Gluz, 2002). Portanto, quanto maior for a diferença entre as retenções gasosas do *riser* ( $\epsilon_R$ ) e do *downcomer* ( $\epsilon_D$ ), maior será a velocidade de circulação do líquido.

A posição relativa entre *riser* e *downcomer* permite subdividir os biorreatores *airlift* em duas categorias:

- *Airlift* de circulação externa (ACE): nestes dispositivos, *riser* e *downcomer* estão localizados em compartimentos distintos, conectados na base e no topo por seções horizontais (**Figura 2.5a**);
- *Airlift* de circulação interna (ACI): nesta categoria, *riser* e *downcomer* encontram-se no mesmo compartimento, sendo separados pela presença de uma placa defletora (*airlift split* – AS) (**Figura 2.5b**) ou de um duto interno (*airlift* de dutos concêntricos – ADC) (**Figura 2.5c**). Para o biorreator ADC, a aspensão de gás pode ocorrer tanto internamente ao duto, quando na região que compreende a parede externa do biorreator e o duto.

Figura 2.5 – Exemplos de biorreatores pneumáticos de circulação. a) *airlift* de circulação externa; b) *airlift split*; c) *airlift* de dutos concêntricos.



Fonte: Mendes (2016).

### 2.3 Parâmetros de desempenho

O desempenho de um biorreator pode ser avaliado através de duas abordagens:

- O clássico ponto de vista da Engenharia Bioquímica, no qual emprega-se o biorreator para a realização de cultivos ou reações enzimáticas. Nessa abordagem, avalia-se o efeito das condições operacionais (vazão de ar, agitação, temperatura, pH), do microrganismo (morfologia, espécie), do substrato, do meio de cultivo e da forma de operação do biorreator (batelada, batelada alimentada, contínua) sobre a produtividade de um produto de interesse. Além disso, pode-se determinar parâmetros cinéticos de um determinado microrganismo, com o propósito de realizar-se simulações.

- O ponto de vista que trata o “reator microbiológico como uma operação unitária”. Nesta abordagem, avalia-se o efeito das condições operacionais, tipo de fluido e de biorreator e geometria do biorreator em parâmetros de desempenho relacionados à transferência de quantidade de movimento

(hidrodinâmica), calor e massa. Os resultados podem ser obtidos experimentalmente ou através de simulações, como por exemplo, empregando-se fluidodinâmica computacional (CFD).

Tal abordagem é aplicada para auxiliar no projeto, operação e variação de escala de biorreatores pneumáticos. Devido à sua importância, extensivas investigações têm sido realizadas com o intuito de desvendar a dinâmica dos fenômenos relacionados a estes parâmetros, uma vez que a relação entre eles é extremamente complexa, como ilustra a **Figura 2.6** (Mendes, 2016).

Além da grande influência das condições operacionais e das propriedades do fluido sobre o desempenho de biorreatores *airlift*, a geometria destes dispositivos desempenha papel fundamental na hidrodinâmica e transferência de massa, como será discutido no item 2.4.



### 2.3.1 Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio

Em bioprocessos aeróbios, a principal função de um biorreator é fornecer oxigênio suficiente para o microrganismo desempenhar o seu papel de multiplicação celular e produção dos metabólitos de interesse. Apesar de crucial, a baixa solubilidade do oxigênio em água (8,10 mg/L a 25°C e 6,99 mg/L a 35°C em equilíbrio com o oxigênio do ar a 1 atm), quando comparada à solubilidade de outros nutrientes como fontes de carbono, nitrogênio e fósforo (Schmidell, 2001), representa uma das grandes dificuldades em suprir a demanda de oxigênio em cultivos submersos. Associado a isso, essa baixa solubilidade é reduzida drasticamente, devido às características reológicas e/ou a alta viscosidade de caldos de cultivo não-newtonianos.

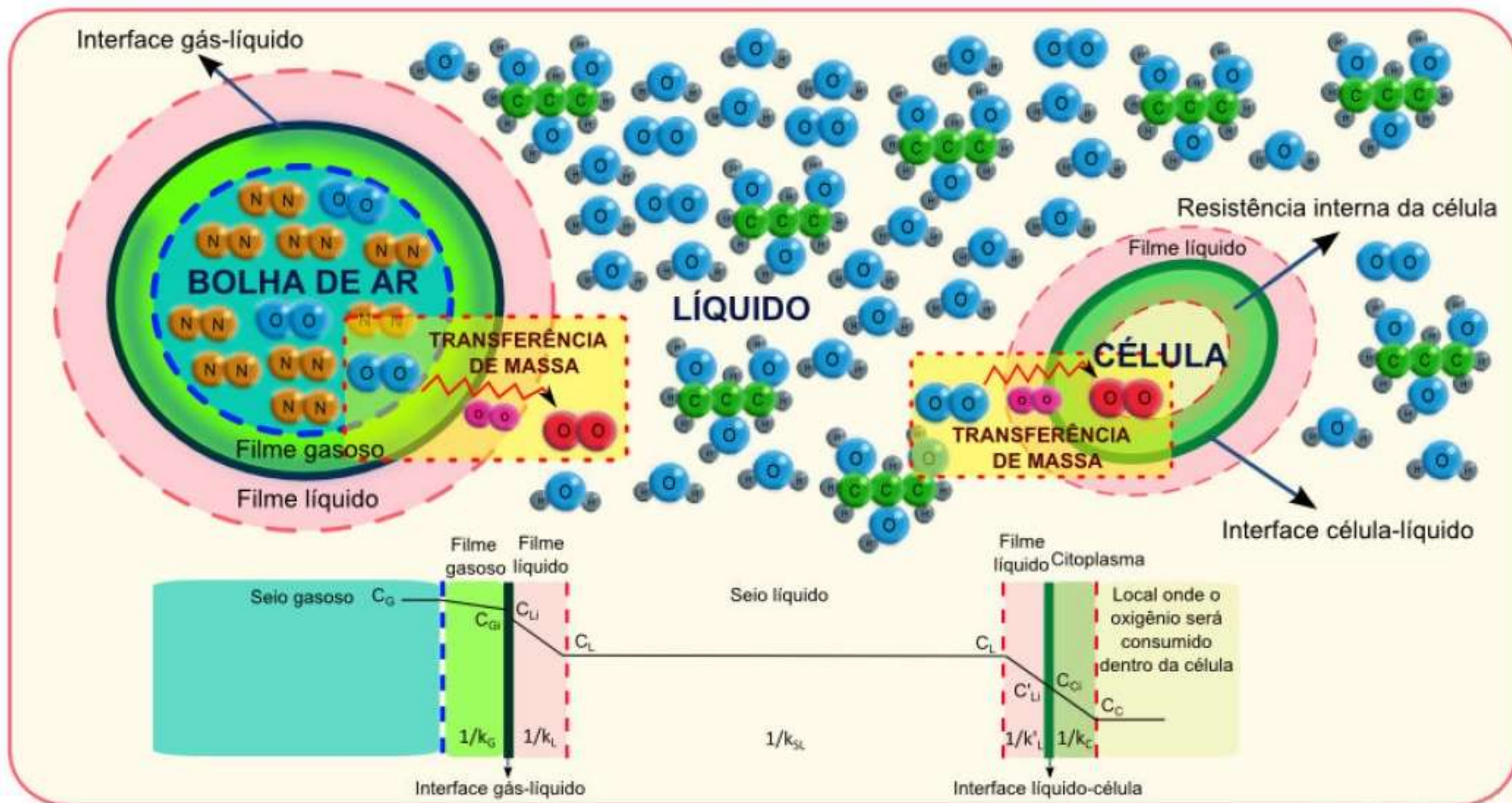
Portanto, o correto dimensionamento do sistema de transferência de oxigênio é crucial para assegurar a manutenção da atividade respiratória de um conjunto de células, garantindo assim o bom desempenho dos bioprocessos aeróbios.

A transferência de oxigênio da fase gasosa para a fase líquida envolve etapas de transferência da fase gasosa para a fase líquida, difusão pelo líquido até a célula e consumo de oxigênio no interior da célula (Schmidell, 2001), sendo que à cada uma está associada uma resistência ao transporte de massa (**Figura 2.7**).

Apesar do elevado número de resistências impostas à transferência de oxigênio da fase gasosa até o interior da célula, somente aquelas associadas ao transporte de oxigênio do gás para o líquido são passíveis de serem modificadas, seja por alterações nas condições operacionais seja por modificações na geometria do biorreator (Mendes, 2016).

Devido à intensa agitação molecular do oxigênio no interior das bolhas de ar e à elevada agitação do meio líquido durante o processo (fazendo com que o mecanismo de transporte de massa predominante na fase líquida seja a convecção), as resistências relacionadas à difusão do oxigênio no seio e no filme gasoso e a resistência ao transporte do oxigênio no seio do líquido podem ser desprezadas (Schmidell, 2001).

Figura 2.7 – Resistências à transferência de oxigênio encontradas desde a bolha de ar/oxigênio até o interior da célula em um dado bioprocesso.



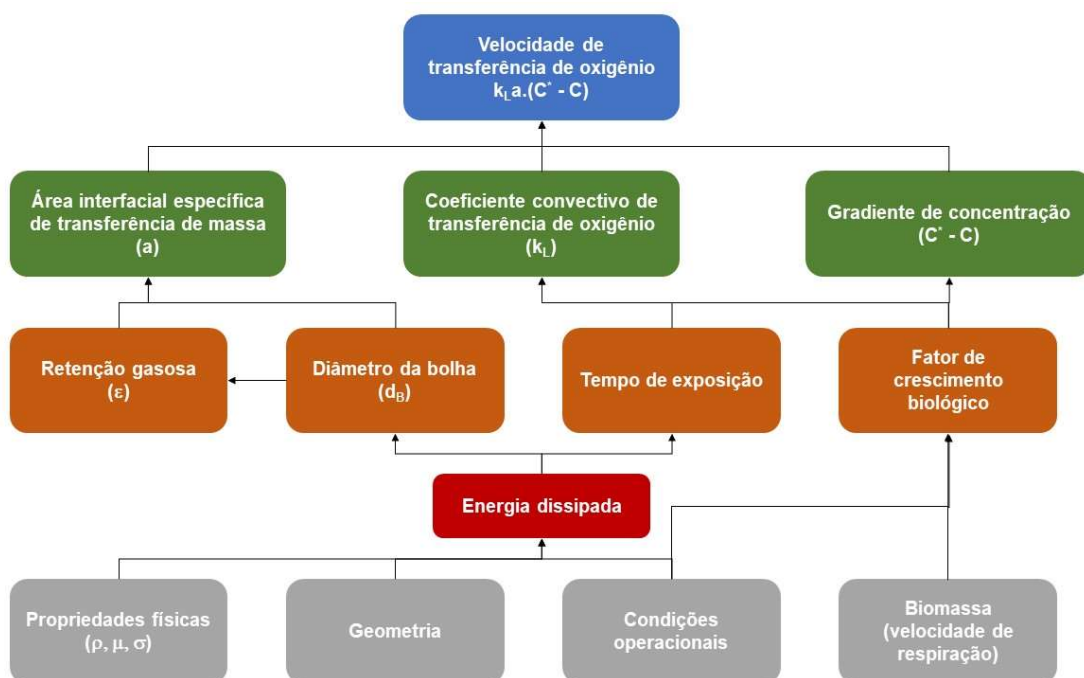
Fonte: Mendes (2016).

Conseqüentemente, a velocidade de transferência de oxigênio é controlada (limitada) pelo transporte do oxigênio através do filme de líquido adjacente à interface gás-líquido, cuja resistência é descrita pelo inverso do coeficiente convectivo de transferência de massa da película líquida em torno da bolha ( $k_L^{-1}$ ). Dessa maneira, a velocidade de transferência de oxigênio ( $N_{O_2}$ ) é descrita como:

$$N_{O_2} = k_L a (C^* - C) \quad (\text{Eq. 2.1})$$

onde  $k_L a$  é o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $s^{-1}$ );  $C^*$  é a concentração de saturação (ou solubilidade) de oxigênio no líquido ( $kg.m^{-3}$ ) e  $C$  é concentração de oxigênio no seio do líquido ( $kg.m^{-3}$ ). Os principais fatores que afetam  $N_{O_2}$  são apresentados na **Figura 2.8**.

Figura 2.8 – Relação entre parâmetros hidrodinâmicos e de transferência de oxigênio em biorreatores em diversos níveis.



Fonte: adaptado de Garcia-Ochoa e Gomez (2009).

De acordo com a **Equação 2.1** e com a **Figura 2.8** há duas maneiras de se melhorar a velocidade de transferência de oxigênio ( $N_{O_2}$ ):



- Aumentando-se a força motriz para a transferência de oxigênio, através do enriquecimento do ar com O<sub>2</sub> ou da pressão na cabeça do biorreator (*head space*), aumentando-se assim o valor de C\*;

- Aumentando-se o k<sub>L</sub>a, que é um produto de duas variáveis: o coeficiente convectivo de transferência de massa (k<sub>L</sub>) e a área interfacial específica de transferência de massa (a), de forma que  $k_L a = k_L \cdot a$ .

O fator k<sub>L</sub> é inversamente proporcional à espessura da película de líquido estagnado ao redor da bolha (Lewis e Whitman, 1924), sendo portanto, dependente das condições operacionais do biorreator. Dessa maneira, quanto maior a vazão de ar ou as condições de agitação, maior será a velocidade do líquido no biorreator, menor a espessura desta película e, conseqüentemente, maior o valor de k<sub>L</sub>. Por outro lado, a área interfacial é definida a partir da retenção gasosa global (ε<sub>G</sub>) e do diâmetro das bolhas de ar (d<sub>B</sub>), através da **Equação 2.2**:

$$a = \frac{6\varepsilon_G}{d_B(1-\varepsilon_G)} \quad \text{Eq. 2.2}$$

onde a é a área superficial específica ou área interfacial (m<sup>-1</sup>). Logo, aumentando-se a retenção gasosa ou diminuindo-se o diâmetro das bolhas, é possível aumentar-se o valor de área interfacial específica e, portanto, o valor de k<sub>L</sub>a. Cerri *et al.* (2010) avaliaram a transferência de oxigênio em biorreatores pneumáticos (coluna de bolhas e *airlift*) de 5 L e verificaram que a área interfacial exibiu um maior efeito sobre k<sub>L</sub>a quando comparada ao coeficiente convectivo de transferência de massa (k<sub>L</sub>), que permaneceu praticamente constante por toda a faixa de condições experimentais.

### 2.3.2 Retenção gasosa

A retenção gasosa é um dos parâmetros mais utilizados na avaliação hidrodinâmica de biorreatores pneumáticos, por se tratar de um parâmetro de fácil determinação, além de estar relacionado diretamente a diversos outros parâmetros de desempenho como a velocidade de circulação de líquido e o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (**Figura 2.6**).

A retenção gasosa corresponde ao percentual de volume de gás presente na dispersão gás-líquido (ou gás-líquido-sólido), podendo ser uma representação do valor global do gás retido ( $\varepsilon_G$ ) ou a indicação de um valor parcial referente a uma determinada região do biorreator *airlift*, como por exemplo a retenção gasosa no *riser* ( $\varepsilon_R$ ) ou no *downcomer* ( $\varepsilon_D$ ). Para um sistema bifásico, a definição de retenção gasosa global é dada pela **Equação 2.3**:

$$\varepsilon_G = \frac{V_G}{V_G + V_L} \quad \text{Eq. 2.3}$$

onde  $V_G$  e  $V_L$  correspondem aos volumes de gás e de líquido ( $\text{m}^3$ ), respectivamente. Conhecer as retenções gasosas no *riser* e no *downcomer* é importante para a melhor compreensão da hidrodinâmica de biorreatores *airlift*, pois a partir desses valores pode-se determinar a força motriz para a circulação do líquido ( $\varepsilon_R - \varepsilon_D$ ), as velocidades de circulação do líquido e as perdas de carga em cada seção do equipamento (Mendes, 2016).

### 2.3.3 Tempo e velocidade de circulação do líquido

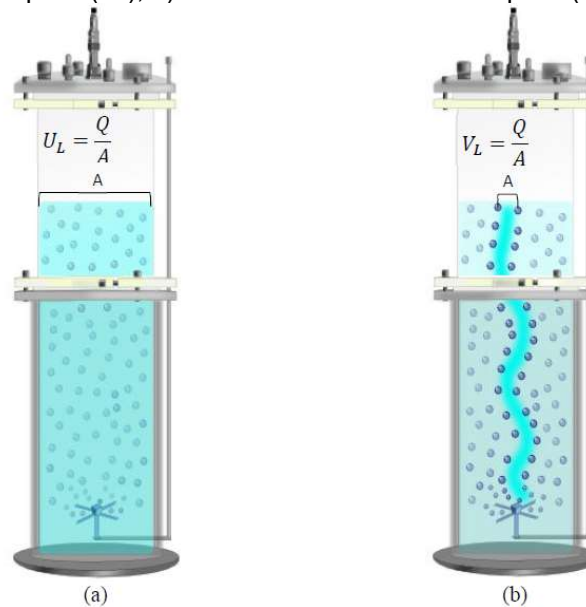
A intensidade da circulação do líquido, proveniente do escoamento cíclico observado em biorreatores *airlift*, é caracterizada através do tempo de circulação ( $t_c$ ), que corresponde ao tempo necessário para que um elemento de volume de fluido complete uma volta pelo biorreator. Este parâmetro é empregado para o cálculo da velocidade média de circulação ( $\bar{U}_{CL}$ ), conhecida a distância percorrida por este elemento de volume ( $x_c$ ) (Chisti, 1989).

$$\bar{U}_{CL} = \frac{x_c}{t_c} \quad \text{Eq 2.4}$$

A velocidade média de circulação ( $\bar{U}_{CL}$ ) pode ser expressa em termos superficiais ou intersticiais. A diferença entre ambas reside na consideração ou não da presença da fase gasosa. A velocidade superficial ( $U_L$ ) considera que o líquido preenche toda a seção transversal do duto através do qual escoar, enquanto a velocidade intersticial (ou linear) ( $V_L$ ) é uma velocidade “real” do líquido, pois

contabiliza a retenção gasosa no biorreator e os canais formados pela presença das bolhas. Devido ao escoamento do líquido em canais restritos pela presença de bolhas, a velocidade intersticial (**Figura 2.9b**) é superior à velocidade superficial do líquido (**Figura 2.9a**).

Figura 2.9 – Diferença entre velocidade superficial e intersticial do líquido. a) Velocidade superficial do líquido ( $U_L$ ); b) Velocidade intersticial do líquido ( $V_L$ ).



Fonte: Mendes (2016).

Apesar da existência de um valor médio de velocidade de circulação de líquido ( $\bar{U}_{CL}$ ), os valores das velocidades de circulação de líquido no *riser* ( $U_{LR}$ ) e no *downcomer* ( $U_{LD}$ ) são mais comumente empregados para descrever o desempenho hidrodinâmico de biorreatores *airlift*. A equação da continuidade relaciona as velocidades superficiais de líquido no *riser* ( $U_{LR}$ ) e no *downcomer* ( $U_{LD}$ ) através da **Equação 2.5**.

$$U_{LR}A_R = U_{LD}A_D$$

**Eq 2.5**

onde  $A_R$  e  $A_D$  são as áreas das seções transversais do *riser* e do *downcomer* ( $m^2$ ), respectivamente. De acordo com Chisti (1989), a relação entre velocidades intersticiais de líquido no *riser* ( $V_{LR}$ ) e no *downcomer* ( $V_{LD}$ ) com as correspondentes velocidades superficiais é dada pelas **Equações 2.6** e **2.7**.

$$V_{LR} = \frac{U_{LR}}{(1-\varepsilon_R)} \quad \text{Eq 2.6}$$

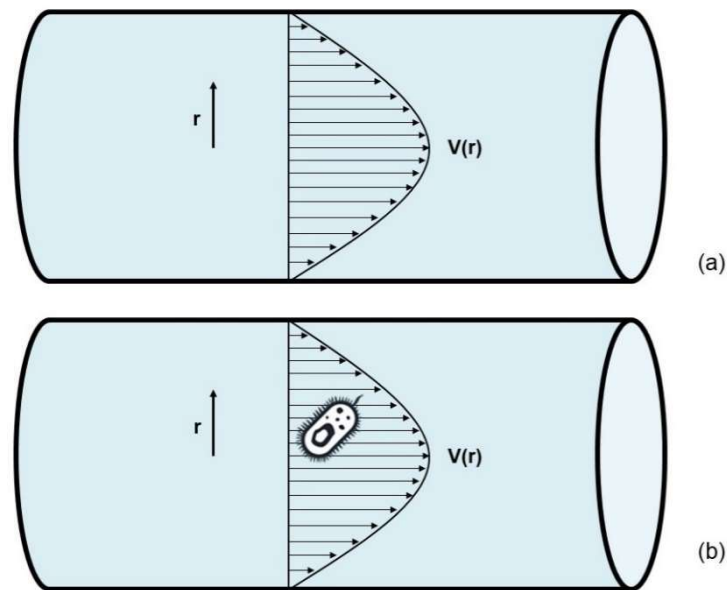
$$V_{LD} = \frac{U_{LD}}{(1-\varepsilon_D)} \quad \text{Eq 2.7}$$

### 2.3.4 Taxa de cisalhamento

Ao serem cultivadas em biorreatores, as células são expostas ao ambiente hidrodinâmico do equipamento, o que inclui as tensões cisalhantes. A depender da magnitude destas forças, as células podem sofrer danos morfológicos e fisiológicos irreparáveis, o que acarreta em perda de viabilidade e até mesmo ruptura e morte celular. Desta forma, a produção do metabólito de interesse pode ser comprometida, inviabilizando o bioprocessamento em questão.

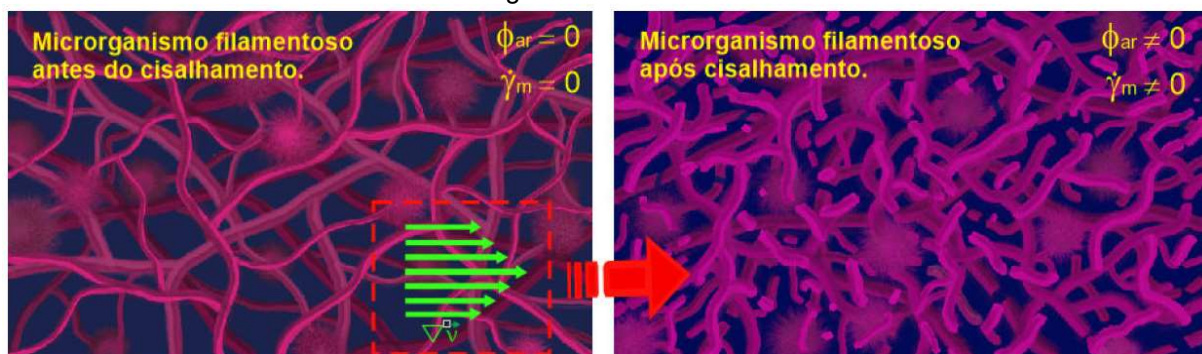
Tal efeito da tensão de cisalhamento ocorre devido à exposição das células ao gradiente de velocidade do fluido no qual está inserido. Por simplicidade de analogia, considerando-se o escoamento plenamente desenvolvido de um fluido no interior de um tubo em regime laminar, verifica-se o surgimento de um perfil de velocidade (**Figura 2.10a**). Portanto, qualquer célula que esteja sendo “carregada” por tal fluido experimentará os efeitos deste gradiente de velocidade, em que cada porção de fluido se deslocará a uma velocidade local diferente, acarretando em velocidades relativas ao longo do comprimento celular (**Figura 2.10b**), resultando em fragmentação da estrutura morfológica (**Figura 2.11**).

Figura 2.10 – Escoamento de um líquido no interior de um tubo: (a) formação do perfil de velocidade; (b) ação do gradiente de velocidade sobre um microrganismo.



Fonte: acervo pessoal do autor.

Figura 2.11 – Ilustração exemplificando como gradientes de velocidade podem fragmentar microrganismos filamentosos.



Fonte: Mendes (2016).

Nesta simples analogia, a taxa de cisalhamento ( $\dot{\gamma}$ ), definida pela **Equação 2.8**, corresponde à variação da velocidade axial (escoamento unidirecional) em relação ao raio do tubo ( $r$ ).

$$\dot{\gamma} = \left| \frac{dv}{dr} \right|$$

**Eq 2.8**

Em escoamentos complexos, como aqueles observados em biorreatores, esta definição não é tão simples quanto sugere a **Equação 2.8**, pois deve-se considerar os três componentes do vetor velocidade de líquido e as três

coordenadas espaciais existentes no sistema cartesiano, bem como as interações gás-líquido-paredes do biorreator.

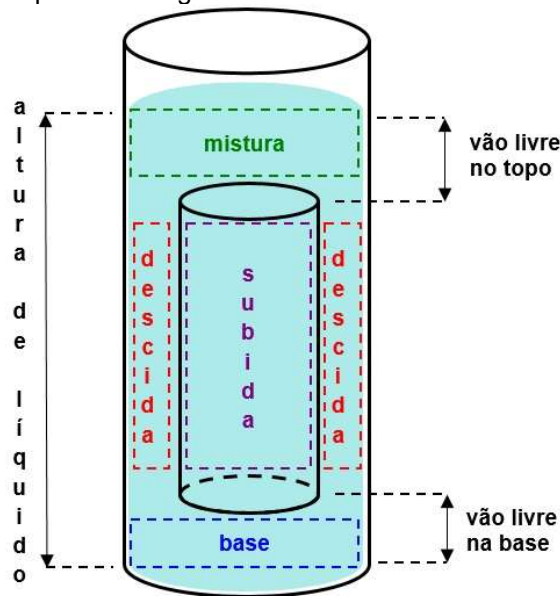
Por se tratar de um parâmetro cujo valor é função da posição no biorreator e, devido à complexidade da medição da taxa de cisalhamento local, considera-se a existência de uma taxa de cisalhamento média ( $\dot{\gamma}_m$ ) para o propósito de comparação entre geometrias de biorreatores. A estimativa deste parâmetro em biorreatores pneumáticos tem sido realizada através de análise teórica (Perez *et al.*, 2006), intuitiva (Merchuk e Benzvi, 1992; Merchuk e Berzin, 1995; Grima *et al.*, 1997), analógica (Nishikawa *et al.*, 1977; Shi *et al.*, 1990; Al-Masry e Chetty, 1996; Cerri *et al.*, 2008; Thomasi *et al.*, 2010) e correlativa (Schumpe e Deckwer, 1987) e, mais recentemente, aplicando a fluidodinâmica computacional (Anastasiou *et al.*, 2013; Mavaddat *et al.*, 2014; Pawar, 2017; Pawar, 2018).

O esforço dispendido na estimativa da taxa de cisalhamento média ( $\dot{\gamma}_m$ ) tem permitido a comparação de diferentes modelos de biorreatores, bem como a compreensão dos efeitos do cisalhamento em bioprocessos (Thomasi *et al.*, 2010; Cerri e Badino, 2012).

## **2.4 Efeito da geometria no desempenho de biorreatores airlift**

A divisão das diversas regiões de escoamento de biorreatores *airlift* de circulação interna (*riser*, *downcomer*, base e região de mistura) são definidas pelos parâmetros geométricos existentes nestes equipamentos (**Figura 2.12**), a saber:

- Razão entre as áreas de escoamento ( $A_D/A_R$ ): relação entre as áreas da seção transversal do *downcomer* e do *riser*;
  - Altura de líquido estático no biorreator;
  - Vão livre na base ( $h_B$ ): corresponde à distância entre as partes inferiores do duto concêntrico (*airlift* de dutos concêntricos) ou da placa defletora (*airlift split*) e o fundo do biorreator;
  - Vão livre no topo ( $h_T$ ): corresponde à distância entre as partes superiores do duto concêntrico (*airlift* de dutos concêntricos) ou da placa defletora (*airlift split*) e o nível de líquido estático do biorreator.

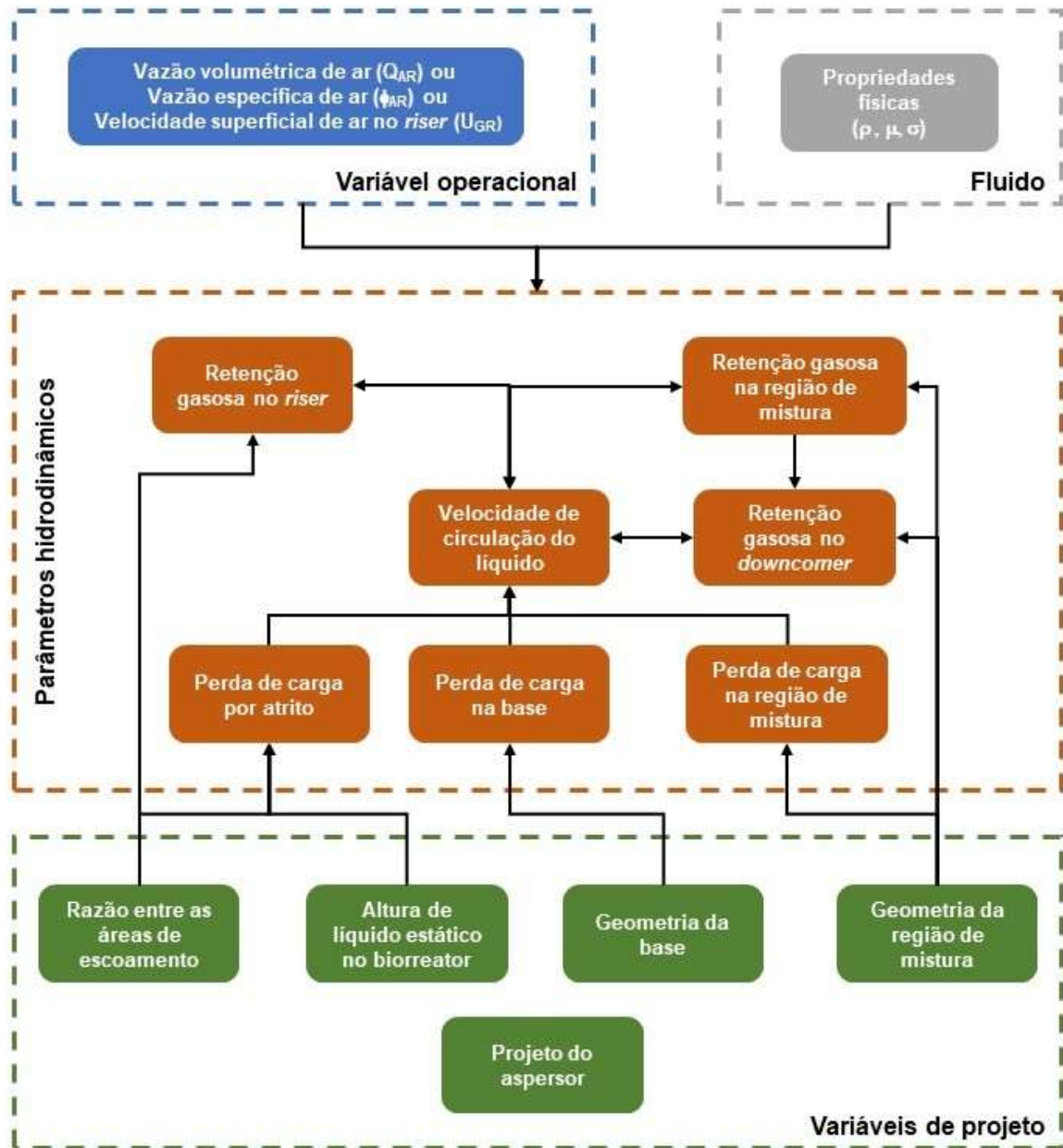
Figura 2.12 – Principais parâmetros geométricos de biorreatores *airlift* de circulação interna.

Fonte: acervo pessoal do autor.

Tais variáveis de projeto afetam de maneira complexa os parâmetros hidrodinâmicos de desempenho (**Figura 2.13**) (Merchuk *et al.*, 1996) e conseqüentemente a transferência de massa. Apesar do avanço alcançado nos últimos anos, essas relações ainda não foram claramente estabelecidas, a fim de serem empregadas no projeto e ampliação de escala de biorreatores *airlift*. Além disso, a análise individual do efeito de cada variável geométrica no desempenho do biorreator é uma prática comum, de forma que as interações entre os parâmetros geométricos têm sido negligenciadas nas investigações hidrodinâmicas, o que não permite a otimização do biorreator como um todo.

Além dos parâmetros de projeto apresentados anteriormente, diferentes modelos de aspersores de ar de biorreatores *airlift* também têm sido avaliados (anel perfurado, placa porosa, placa perfurada, etc) (Merchuk *et al.*, 1998; Contreras *et al.*, 1999; Poulsen e Iversen, 1999; Luo *et al.*, 2011; Sijacki *et al.*, 2011; Sijacki *et al.*, 2013; Wei *et al.*, 2014), variando-se também o número e o diâmetro dos orifícios (Merchuk *et al.*, 1998; Luo *et al.*, 2011).

Figura 2.13 – Interações entre parâmetros de operação e de projeto e variáveis de desempenho hidrodinâmico em biorreatores *airlift*.



Fonte: adaptado de Merchuk et al. (1996).

## 2.5 Fluidodinâmica Computacional

### 2.5.1 Aspectos gerais

A Fluidodinâmica Computacional (CFD, do inglês *Computational Fluid Dynamics*) é uma ferramenta para a análise de problemas envolvendo o escoamento



de fluidos e fenômenos como troca de calor, massa, reações químicas, turbulência, entre outros, por meio de simulação computacional.

Basicamente, CFD consiste na aplicação de técnicas numéricas avançadas para a resolução das equações diferenciais parciais provenientes dos princípios de conservação de quantidade de movimento, calor e massa, permitindo dessa forma a previsão quantitativa de escoamentos de fluidos, bem como dos fenômenos relacionados aos mesmos (Rodriguez, 2015).

Através dessa técnica, pode-se obter perfis espaciais e temporais de variáveis como pressão, velocidade, fração volumétrica de gás e temperatura, calcular valores globais ou locais de parâmetros de desempenho, obter de mapas de contorno, e visualizar campos vetoriais.

Entre as vantagens da utilização desta ferramenta, destacam-se:

- Simulação de fenômenos de transporte em geometrias irregulares e complexas para condições generalizadas;
- Obtenção de respostas de maneira barata e em períodos relativamente rápidos, quando comparada à abordagem experimental;
- Facilidade na investigação do efeito de parâmetros físicos no desempenho global de um processo ou no comportamento de uma variável específica;
- Aplicação em otimização e aumento de escala (*scale-up*);
- Obtenção de uma grande quantidade de informação (variáveis resposta) realizando-se um número pequeno de simulações.

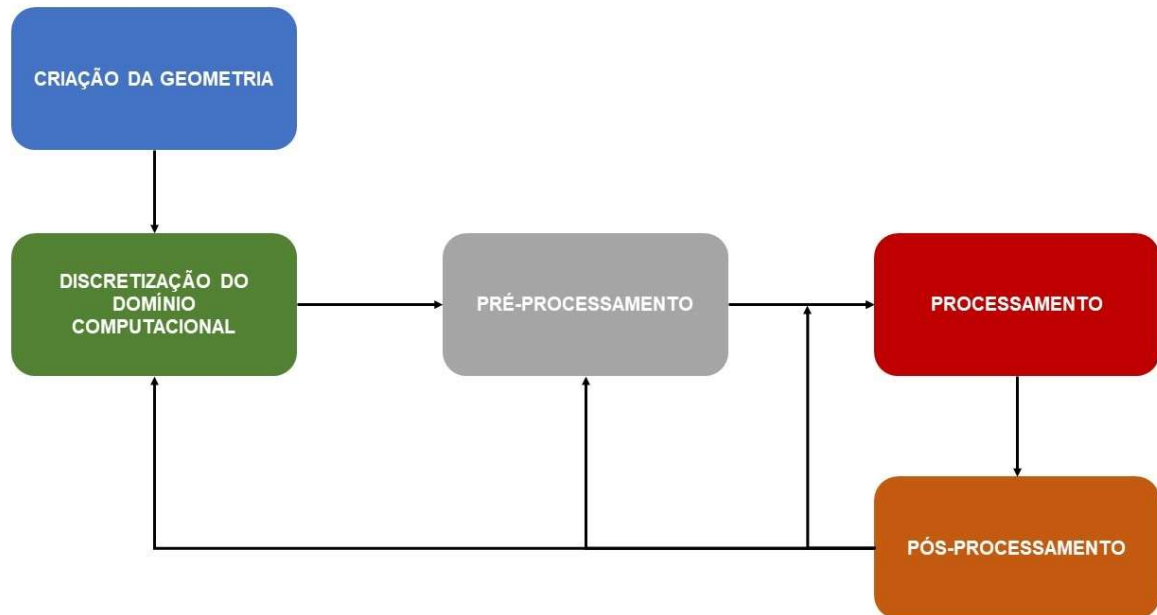
Como desvantagens da aplicação de CFD, observa-se:

- Obtenção de soluções aproximadas do problema real, uma vez que muitos fenômenos que ocorrem na prática não estão perfeitamente modelados matematicamente pelas teorias científicas atuais;
- Em alguns casos, verifica-se a necessidade de simplificação da modelagem, visando a redução do esforço computacional;
- Erros associados à limitação dos próprios métodos numéricos aplicados na resolução das equações diferenciais parciais.

A simulação de escoamentos utilizando-se Fluidodinâmica Computacional envolve cinco etapas (**Figura 2.14**): criação da geometria do domínio

computacional, discretização do domínio computacional; pré-processamento; processamento e pós-processamento.

Figura 2.14 – Etapas envolvidas na aplicação de Fluidodinâmica Computacional.



Fonte: acervo pessoal do autor.

O primeiro passo na aplicação de CFD consiste em criar (“desenhar”) a geometria do sistema (domínio computacional) que será alvo de estudo. Em seguida, o domínio computacional deve ser subdividido em pequenos elementos (malha computacional), nos quais as equações de conservação serão resolvidas. As simulações computacionais são realizadas implementando-se os modelos matemáticos que melhor descrevem o sistema avaliado, bem como os métodos numéricos de resolução mais apropriados (pré-processamento). Em seguida, inicia-se a solução numérica do sistema de equações diferenciais parciais até que um critério de parada pré-determinado seja alcançado (processamento). Finalmente, obtendo-se uma solução que tenha atendido aos requisitos estabelecidos anteriormente, realiza-se a análise dos resultados (pós-processamento) de acordo com a necessidade específica de cada caso.

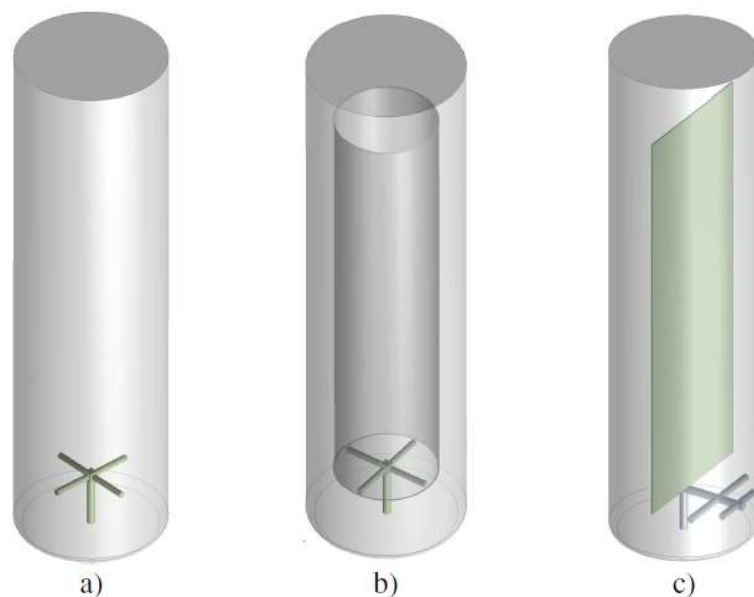
Deve-se salientar que o pós-processamento não representa obrigatoriamente o fim da simulação. Dependendo dos resultados obtidos, pode ser necessário realizar uma retroalimentação dos parâmetros de entrada em etapas anteriores, como por exemplo aprimorar a malha computacional (discretização do

domínio); alterar os modelos físicos ou métodos numéricos (pré-processamento) ou modificar o critério de parada empregado (processamento).

### 2.5.1.1 Geometria do domínio computacional

Esta etapa consiste na criação de uma representação virtual da região real de interesse (domínio computacional), na qual ocorrem os fenômenos de transporte a serem avaliados (escoamentos de fluidos, transferência de calor/massa). Dependendo dos recursos oferecidos pelo *software* dedicado a este propósito, pode-se criar geometrias mais ou menos complexas. Além disso, é na etapa de criação do domínio computacional que as superfícies que servirão de condições de contorno para a resolução do problema serão criadas (planos com entrada/saída de um fluido, prescrição de pressão, paredes, etc) (**Figura 2.15**).

Figura 2.15 – Domínio computacional de três biorreatores pneumáticos: a) coluna de bolhas; b) *airlift* de dutos concêntricos; c) *airlift split*.



Fonte: Rodriguez (2015).

### 2.5.1.2 Discretização do domínio computacional

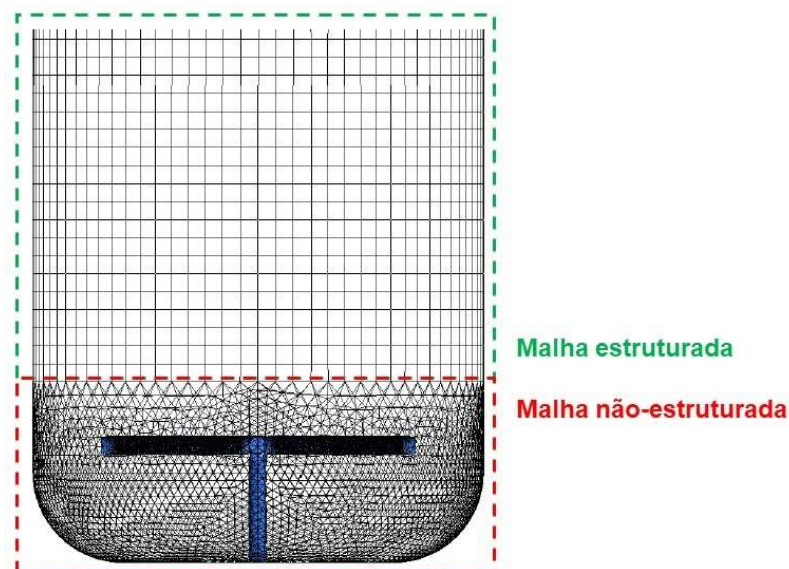
Após a criação da geometria necessita-se subdividir o domínio computacional em elementos (2D ou 3D) pequenos e finitos, denominados células

computacionais, possibilitando a resolução numérica das equações diferenciais parciais de forma discreta para cada célula computacional. Dessa maneira, o resultado da simulação fornecerá perfis espaciais para as diversas grandezas avaliadas (velocidade, pressão, temperatura, concentração, etc). Intuitivamente imagina-se que quanto menor forem as células computacionais, mais próxima da solução analítica será a solução numérica discretizada. Entretanto, o aumento indiscriminado da quantidade de elementos computacionais acarreta em esforço computacional cada vez maior.

Uma malha computacional pode ser classificada como:

- Estruturada: em que se verifica um padrão de construção, facilitando os cálculos e otimizando a solução. Em geral, a sua aplicação restringe-se a geometrias simples ou a regiões particulares de domínios complexos (**Figura 2.16**);
- Não-estruturada: que não exibe um padrão previamente definido de construção, aumentando o esforço computacional requerido. Apesar disso, este tipo de malha é mais versátil, podendo ser aplicada a geometrias complexas ou situações em que as dimensões do domínio variam consideravelmente (**Figura 2.16**).

Figura 2.16 – Malhas estruturada e não-estruturada em um biorreator coluna de bolhas.



Fonte: adaptado de Rodriguez (2015).

Toda malha necessita ser avaliada antes de ser empregada na etapa de processamento, para evitar problemas de divergência numérica. Os principais parâmetros de qualidade de malha são:

- *Equisize skew*: descreve a distorção do elemento computacional avaliando-se a sua área (células 2D) ou o seu volume (3D) em relação aos valores de uma célula de referência. São considerados bons elementos computacionais aqueles cujo valor de *equisize skew* for inferior a 0,50, sendo que malhas computacionais de elevada qualidade apresentam valores médios para este parâmetro variando entre 0,10 e 0,40 (ANSYS Inc. 2.4 GAMBIT, User's Guide).

- *Equiangle skew*: descreve a distorção do elemento computacional avaliando-se os ângulos observados entre as arestas que compõem tal célula e comparando-se tais valores àqueles verificados em uma célula de referência. São considerados bons elementos computacionais aqueles cujo valor de *equiangle skew* for inferior a 0,50, sendo que malhas computacionais de elevada qualidade apresentam valores médios para este parâmetro variando entre 0,10 e 0,40 (ANSYS Inc. 2.4 GAMBIT, User's Guide).

- *Aspect ratio*: descreve o quão regular um elemento computacional é. Quanto mais próximo do valor unitário, mais regular (equilátero) o elemento (ANSYS Inc. 2.4 GAMBIT, User's Guide).

### 2.5.1.3 Pré-processamento

Finalizada a geração da malha computacional e comprovada a sua qualidade, segue-se para a etapa de pré-processamento, em que serão definidos a abordagem fenomenológica, modelos físicos (turbulência, forças interfaciais, etc), propriedades físicas dos fluidos, condições iniciais (para problemas em regime transiente) e de contorno e métodos numéricos para posterior resolução das equações de conservação. Ao final do pré-processamento, um arquivo de dados, denominado de *caso*, contendo todas as informações do problema é gerado.

A definição das condições de contorno é essencial para que os resultados das simulações correspondam ao observado fisicamente, uma vez que irão fornecer informações como valores de velocidade de fluidos entrando/saindo do

domínio, condições de pressão prescrita, entre outras. Para a simulação hidrodinâmica de biorreatores, as três principais condições de contorno são:

- Velocidade prescrita no contorno de entrada: informa o valor e a direção de entrada de um fluido em uma determinada face (área). Em biorreatores pneumáticos é aplicada para indicar a velocidade de injeção de ar através dos furos do aspersor.
- Condição de não deslizamento na parede: indica a relação entre as velocidades do fluido e de uma parede sólida. Em geral, utiliza-se a opção de não-deslizamento para ambas fases.
- Pressão prescrita no contorno de saída: informa a relação entre a pressão no interior do domínio computacional e o seu exterior. Em biorreatores pneumáticos, utiliza-se esta condição no topo do equipamento para informar que o biorreator está sujeito à pressão atmosférica.

#### **2.5.1.4 Processamento**

A etapa de processamento consiste na utilização de um *software*, o *solver*, para a resolução numérica das equações que descrevem o problema a ser simulado. Inicia-se então um processo iterativo que somente irá terminar quando o critério numérico de parada for alcançado, podendo levar horas, dias ou semanas, de acordo com a complexidade do problema.

#### **2.5.1.5 Pós-processamento**

A etapa de pós-processamento consiste na obtenção e análise dos resultados obtidos a partir da simulação, podendo-se obter perfis espaciais e temporais de variáveis como pressão, velocidade, fração volumétrica de uma fase e temperatura, calcular valores globais ou locais de parâmetros de desempenho (através de médias em volumes ou áreas definidas), obter mapas de contorno e visualizar campos vetoriais.

## 2.5.2 Modelagem matemática

Nesta seção serão apresentados os principais aspectos relacionados aos modelos matemáticos considerados na etapa de pré-processamento em Fluidodinâmica Computacional.

### 2.5.2.1 Abordagem fenomenológica

O escoamento de fluidos pode ser modelado a partir de duas abordagens principais: a Euleriana e a Lagrangeana. A abordagem Euleriana considera um referencial espacial fixo e descreve a variação de uma variável genérica de transporte (velocidade, fração volumétrica, temperatura, etc) em função deste referencial. Por outro lado, a abordagem Lagrangeana descreve o histórico individual dos elementos do fluido através de um referencial espacial variável. Escoamentos bifásicos (como os escoamentos gás-líquido observados em biorreatores pneumáticos) podem ser modelados pelos dois tipos de abordagens: Euleriana-Euleriana (EE) e Euleriana-Lagrangeana (EL).

A aplicação da abordagem Euleriana-Euleriana implica que ambas fases são contínuas, interpenetrantes e que interagem entre si, através de forças interfaciais. Isso significa que cada fase do sistema é descrita pelo seu próprio campo de soluções (como campo de velocidade e fração volumétrica) e que o campo de fração volumétrica da fase gasosa retornado pela simulação é uma função contínua do espaço, não sendo possível detectar visualmente a forma e a precisa localização das bolhas (Rodriguez, 2015). As variáveis (escalares ou vetoriais) são transportadas através dos elementos computacionais usando um sistema de coordenadas fixo e as equações locais instantâneas são submetidas a um processo de cálculo de valores médios adequado (Silva, 2011).

Na abordagem Euleriana-Lagrangeana define-se uma fase contínua (tratada como Euleriana) e uma fase dispersa, aplicando-se um balanço de forças individual para as partículas que a compõem. Dessa forma, obtém-se a trajetória individual de cada partícula. Esta abordagem é recomendada para escoamentos em que a fase dispersa seja encontrada em baixas concentrações ou que apresente

diferentes propriedades como tamanho, composição química, entre outros (Silva, 2011).

O escoamento gás-líquido observado em biorreatores trata o líquido como a fase contínua enquanto a fase dispersa são as bolhas de ar.

### 2.5.2.2 Conservação de massa e de quantidade de movimento

A modelagem matemática do escoamento de fluidos baseia-se nos princípios de conservação de quantidade de movimento, massa e energia. Esses princípios resultam em equações diferenciais parciais e a resolução dessas equações fornece perfis espaciais e transientes de grandezas como concentração, temperatura e velocidade, bem como de outras grandezas que dependem delas. Na simulação de biorreatores, duas hipóteses simplificadoras são usualmente aplicadas:

- Sistema operado isotermicamente: o que em geral corresponde com o fenômeno real;
- Ausência de transferência de oxigênio da fase gasosa para a fase líquida: tal simplificação não condiz com a realidade, contudo a sua avaliação acarretaria em elevado esforço computacional. Apesar disso, uma distribuição espacial do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ainda pode ser obtida, mesmo em simulações puramente hidrodinâmicas do biorreator, através de uma série de teorias e equações (Huang *et al.*, 2010; Bannari *et al.*, 2011; Rodriguez *et al.*, 2015).

Dessa maneira, o escoamento bifásico gás-líquido em biorreatores é regido pelos princípios de conservação de massa e de quantidade de movimento. Logo, a simulação deste problema resume-se à resolução da Equação da Continuidade (**Equação 2.9**) e da Equação de Conservação de Quantidade de Movimento (**Equação 2.10**), sendo que ambas são aplicáveis às fases líquida e gasosa.

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_i \cdot \rho_i) + \nabla \cdot (\varepsilon_i \cdot \rho_i \cdot v_i) = 0 \quad (\text{Eq 2.9})$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_i \cdot \rho_i \cdot v_i) + \nabla \cdot (\varepsilon_i (\rho_i \cdot v_i \otimes v_i)) = -\varepsilon_i \cdot \nabla P_i + \nabla \cdot (\varepsilon_i \cdot \mu_{ef,i} (\nabla v_i + (\nabla v_i)^T)) + M_i + S_i \quad (\text{Eq 2.10})$$



onde  $v_i$ ,  $\epsilon_i$ ,  $\rho_i$ ,  $P_i$  e  $\mu_{ef,i}$ , representam, respectivamente, as seguintes grandezas locais referentes à fase "i": vetor velocidade intersticial, fração volumétrica, densidade, pressão e viscosidade efetiva.  $M_i$  e  $S_i$  denotam a transferência de quantidade de movimento devido às forças interfaciais e forças externas, respectivamente, e possuem grandeza de força por unidade de volume.

O empuxo corresponde à principal força externa atuante, cuja ação é um efeito da diferença de densidades entre as fases líquida e gasosa (**Equação 2.11**). Em escoamentos gás-líquido em biorreatores pneumáticos (colunas de bolhas e *airlift*), o empuxo é responsável pela grande aceleração que as bolhas sofrem (Silva, 2011).

$$S_i = (\rho_i - \rho_{ref})g \quad (\text{Eq 2.11})$$

onde  $S_i$  corresponde ao vetor força de empuxo (por unidade de volume),  $\rho_{ref}$  é a densidade de referência (densidade da fase contínua) e  $g$  é o vetor aceleração da gravidade.

O termo  $M_i$  refere-se às forças interfaciais existentes no sistema, sendo calculado como o somatório vetorial das diversas forças interfaciais existentes em sistemas gás-líquido (**Equação 2.12**), como as forças de arrasto (*drag*,  $D$ ), sustentação (*lift*,  $L$ ), massa virtual (*virtual mass*,  $VM$ ), dispersão turbulenta (*turbulent dispersion*,  $TD$ ), etc.

$$M_i = M_{i,j}^D + M_{i,j}^L + M_{i,j}^{VM} + M_{i,j}^{TD} + \dots \quad (\text{Eq 2.12})$$

### 2.5.2.3 Forças interfaciais

As forças interfaciais desempenham um papel fundamental no comportamento hidrodinâmico de escoamentos multifásicos. Tais forças surgem devido à transferência de quantidade de movimento entre as fases através da interface que as separa. As forças interfaciais mais relevantes no escoamento gás-líquido de biorreatores são as seguintes (Silva, 2011; Rodriguez, 2015):

- Força de Arrasto: atua paralelamente à direção do escoamento principal, mas em sentido oposto, agindo com uma força de resistência. Esta força é

originada por dois fatores principais: o atrito entre a partícula e fluido (devido a velocidade relativa entre as fases) e distribuição de pressão na superfície do corpo.

- Força de Sustentação: age perpendicularmente à direção do escoamento principal e promove o deslocamento lateral das bolhas, sendo responsável por "empurrar" as bolhas na direção radial em biorreatores pneumáticos (Rodriguez, 2015).

- Força de Massa Virtual (ou massa adicionada): relaciona-se a inércia do movimento relativo entre as fases, em que o deslocamento das bolhas provoca a aceleração da fase líquida ao seu redor (Silva, 2011).

- Força de Dispersão Turbulenta: está relacionada ao transporte da fase dispersa provocado pelos vórtices turbulentos formados na fase contínua (Rodriguez, 2015).

A modelagem matemática das diferentes forças interfaciais baseia-se em correlações que descrevem os coeficientes para cada tipo de interação. Para cada força estão disponíveis diversas correlações com diferentes hipóteses (corpos deformáveis ou rígidos, por exemplo) e faixas de aplicabilidade. Apesar da grande diversidade de força interfaciais, em biorreatores pneumáticos tem-se verificado a predominância do arrasto sobre as demais forças (Rodriguez, 2015), sendo uma prática comum a realização de simulações considerando apenas o arrasto (Simcik *et al.*, 2011; Ghasemi e Hosseini, 2012; Zhang *et al.*, 2012; Mavaddat *et al.*, 2014; Mostoufi *et al.*, 2014; Lestinsky *et al.*, 2015; Rodriguez *et al.*, 2015; Xu *et al.*, 2015).

A força de arrasto (por unidade de volume), que age na fase líquida como consequência do movimento da fase gasosa ( $M_{G,L}^D$ ), é calculada a partir da **Equação 2.13**.

$$M_{L,G}^D = \frac{3}{4} \varepsilon_G \cdot \rho_G \cdot \frac{C_D}{d_B} \cdot |v_G - v_L| \cdot (v_G - v_L) \quad (\text{Eq 2.13})$$

Há diversas correlações disponíveis na literatura para o cálculo do coeficiente de arrasto ( $C_D$ ), sendo a equação proposta por Grace *et al.* (1976) uma das mais utilizadas, por considerar diferentes formatos para as bolhas (esfera, elipse e touca) de acordo com o regime de escoamento. A correlação de Grace *et al.* (1976) calcula o valor do coeficiente de arrasto através do critério estabelecido pela **Equação 2.14**.

$$C_D = \max\left(C_D^{esf}, \min(C_D^{elip}, C_D^{touca})\right) \quad (\text{Eq 2.14})$$

onde  $C_D^{touca}$ ,  $C_D^{esf}$  e  $C_D^{elip}$  correspondem aos coeficientes de arrasto para bolhas no formato de touca, esfera e elipse, respectivamente, e assumem valores de acordo com as **Equações 2.15 a 2.17**.

$$C_D^{touca} = \frac{8}{3} \quad (\text{Eq 2.15})$$

$$C_D^{elip} = \frac{24}{Re_B} \cdot (1 + 0.15Re_B^{0.687}) \quad (\text{Eq 2.16})$$

$$C_D^{elip} = \frac{4}{3} \cdot \frac{g \cdot d_B}{v_\infty^2} \cdot \frac{(\rho_L - \rho_G)}{\rho_L} \quad (\text{Eq 2.17})$$

onde  $v_\infty$  e  $Re_B$  referem-se à velocidade terminal da bolha e ao número de Reynolds da bolha, respectivamente.

#### 2.5.2.4 Modelos de turbulência

A turbulência consiste na flutuação aleatória temporal e espacial de grandezas relacionadas ao escoamento de fluidos. Fisicamente, trata-se do fenômeno em que as forças inerciais se sobrepõem às forças viscosas, sendo descrita por elevados valores de números de Reynolds. As principais características deste tipo de escoamento são:

- Aleatoriedade: movimento irregular e caótico;
- Vorticidade e tridimensionalidade: elevado nível de flutuação e vorticidade (velocidade de circulação do fluido por unidade de área);
- Várias escalas estruturais: formação de estruturas em diversas escalas devido à ocorrência de fenômenos como movimentos rotatórios, coalescência, divisão e alongamento dos vórtices;
- Não-linearidade: causando o aparecimento de fenômenos como coalescência e alongamento dos turbilhões;

- Dissipação: ocorrência de transferência de energia através de um processo denominado cascata de energia, em que vórtices maiores (com maior energia), transferem energia através de interações não-lineares aos vórtices menores, que são dissipados por forças viscosas;
- Difusividade: elevada taxa de difusão de calor e quantidade de movimento devido à mistura dos elementos de fluido à nível macroscópico.

Escoamentos turbulentos são de grande importância na Engenharia, pois na prática correspondem a maior parte dos escoamentos observados. Na teoria é possível realizar a previsão de escoamentos tanto laminares quanto turbulentos, aplicando-se as Equações da Continuidade (**Eq 2.9**) e de Conservação de Quantidade de Movimento (**Eq 2.10**). Entretanto, em escoamentos turbulentos a utilização direta destas equações exigiria células computacionais com escalas de comprimento muito pequenas, para que os vórtices turbulentos fossem descritos, acarretando em elevado tempo de simulação e esforço computacional altíssimo (Rodriguez, 2015). O processo de resolução numérica no qual se consideram as Equações da Continuidade e do Movimento de forma a se resolverem os vórtices turbulentos é denominado *Direct Numerical Simulation* (DNS).

Uma maneira de superar essa limitação é a aplicação da abordagem RANS (*Reynolds Averaged Navier-Stokes*), que modifica as equações da Continuidade e de Conservação de Quantidade de Movimento, introduzindo quantidades médias e flutuações de propriedades nas equações instantâneas (Silva, 2011). Logo, torna-se possível a modelagem dos efeitos da turbulência sem a necessidade da resolução dos vórtices turbulentos. No entanto, este procedimento de aproximação introduz termos desconhecidos nas equações que necessitam de equações adicionais para sua modelagem, sendo definidos de acordo com o modelo de turbulência utilizado.

Devido à complexidade dos escoamentos turbulentos, um elevado esforço tem sido realizado para o desenvolvimento ou otimização de modelos de turbulência. Apesar da grande disponibilidade de modelos de turbulência ( $\kappa - \epsilon$ ,  $\kappa - \omega$ , Reynolds Stress Model (RSM), etc.), o modelo  $\kappa - \epsilon$  é o mais recomendado em aplicações de Engenharia por apresentar resultados suficientemente precisos para um esforço computacional moderado (Rodriguez, 2015). Este modelo, bem como as suas variações, têm sido amplamente utilizados na simulação do escoamento gás-líquido em biorreatores pneumáticos (Bannari *et al.*, 2011; Simcik *et al.*, 2011;

Ghasemi e Hosseini, 2012; Zhang *et al.*, 2012; Moradi *et al.*, 2013; Garcia *et al.*, 2014; Mavaddat *et al.*, 2014; Mostoufi *et al.*, 2014; Rodriguez *et al.*, 2015; Xu *et al.*, 2015) e a sua aplicação introduz duas novas variáveis (consequentemente duas equações de transporte a serem resolvidas) à modelagem, a energia cinética turbulenta ( $\kappa$ ) e taxa de dissipação de energia cinética turbulenta ( $\epsilon$ ), que descrevem as escalas de velocidade turbulenta e de comprimento turbulento.

No modelo  $\kappa - \epsilon$ , tem-se como hipótese que a turbulência é definida por uma viscosidade efetiva ( $\mu_{ef,i}$ ), cujo valor é uma função tanto do fluido quanto do escoamento. Logo, a viscosidade efetiva corresponde à soma de três viscosidades (**Equação 2.18**):

$$\mu_{ef,i} = \mu_i + \mu_{turb,i} + \mu_{turb,disp} \quad (\text{Eq 2.18})$$

- Viscosidade dinâmica ( $\mu_i$ ): característica do próprio fluido e definida pela Lei de Newton para escoamentos laminares;
- Viscosidade turbulenta ( $\mu_{turb,i}$ ): associada à energia cinética turbulenta e sua taxa de dissipação (**Equação 2.19**):

$$\mu_{turb,i} = C_\mu \cdot \rho_i \cdot \left( \frac{\kappa_i^2}{\epsilon_i} \right) \quad (\text{Eq 2.19})$$

onde  $C_\mu$  é uma constante.

- Viscosidade induzida pela fase dispersa ( $\mu_{turb,disp}$ ): considera a turbulência provida pela fase dispersa (**Equação 2.20**):

$$\mu_{turb,disp} = C_{\mu p} \cdot \rho_c \cdot \epsilon_d \cdot d_B \cdot |v_d - v_c| \quad (\text{Eq 2.20})$$

onde  $\rho_c$ ,  $\epsilon_d$ ,  $v_d$  e  $v_c$  correspondem à densidade da fase contínua, fração volumétrica da fase dispersa e velocidades das fases dispersa e contínua, respectivamente. Baseando-se nesta hipótese, duas novas equações de transporte necessitam ser resolvidas, descritas pelas **Equações 2.21** e **2.22**, para o modelo  $\kappa - \epsilon$  padrão (*standard*):

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_i \cdot \rho_i \cdot \kappa_i) + \nabla \cdot \left( \varepsilon_i \left( \rho_i \cdot v_i \cdot \kappa_i - \left( \mu_i + \frac{\mu_{turb,i}}{\sigma_\kappa} \right) \nabla \kappa_i \right) \right) = \varepsilon_i \cdot (P_i - \rho_i \cdot \varepsilon_i) \quad (\text{Eq 2.21})$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_i \cdot \rho_i \cdot \varepsilon_i) + \nabla \cdot \left( \varepsilon_i \cdot \rho_i \cdot v_i \cdot \varepsilon_i - \left( \mu_i + \frac{\mu_{turb,i}}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon_i \right) = \varepsilon_i \cdot \frac{\varepsilon_i}{\kappa_i} \cdot (C_{\varepsilon 1} \cdot P_i - C_{\varepsilon 2} \cdot \rho_i \cdot \varepsilon_i) \quad (\text{Eq 2.22})$$

onde  $\sigma_\kappa, \sigma_\varepsilon, C_{\varepsilon 1}$  e  $C_{\varepsilon 2}$  são constantes do modelo  $\kappa - \varepsilon$  padrão.

## 2.6 Considerações a respeito da bibliografia

A hidrodinâmica e transferência de oxigênio de biorreatores *airlift* tem sido avaliada em uma grande quantidade de trabalhos, aplicando-se tanto a abordagem experimental quanto a Fluidodinâmica Computacional. Em ambas abordagens, o biorreator *airlift* de dutos concêntricos tem sido o maior alvo das investigações hidrodinâmicas, de transferência de oxigênio e de cisalhamento, observando-se uma quantidade muito menor de informação acerca do biorreator *airlift split*. Em relação ao estudo da geometria destes equipamentos, tem-se verificado uma análise compartimentada destes efeitos sobre o seu desempenho, em que regiões específicas do biorreator são avaliadas isoladamente. Dessa forma, torna-se inviável uma definição clara das relações entre os diversos parâmetros geométricos, de forma a garantir a obtenção de uma geometria global ótima. Finalmente, a utilização de CFD na previsão da hidrodinâmica de biorreatores *airlift* usualmente tem concentrado os seus esforços na validação dos resultados simulados (retenção gasosa, velocidade de líquido,  $k_L a$ ) através de dados obtidos experimentalmente, indicando uma tendência de dissociação entre as abordagens. De fato, tal validação é necessária para a correta previsão de parâmetros de desempenho, entretanto, deve-se empregar as duas abordagens de maneira associada, de forma a se obter resultados complementares entre elas, e não apenas meras validações. Dessa forma, pode-se facilitar o entendimento acerca dos fenômenos envolvidos em biorreatores *airlift*, auxiliando no projeto destes dispositivos.

### **3 Retenção gasosa e transferência de oxigênio em biorreatores *airlift* de circulação interna de diferentes geometrias**

#### **3.1 Introdução**

O biorreator *airlift* de circulação interna apresenta-se como uma alternativa atrativa aos biorreatores tanque agitado e aerado e coluna de bolhas, devido principalmente à sua elevada capacidade de transferência de oxigênio (expressa pelo parâmetro  $k_{La}$ ) associada ao baixo consumo de energia. A hidrodinâmica destes dispositivos e, conseqüentemente, a transferência de oxigênio, são altamente dependentes das condições operacionais (vazão de alimentação e ar) e das relações geométricas das diversas regiões que compõem o biorreator *airlift* (*riser*, *downcomer*, base e região de mistura).

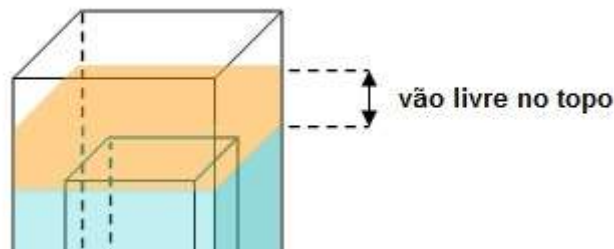
Dentre essas seções, a base e a região de mistura são particularmente importantes por induzirem mudanças de direção e padrão de escoamento (Luo e Al-Dahhan, 2008). A base consiste de um canal fechado, no qual se observa elevada perda de carga e dissipação de energia específica (Merchuk e Benzvi, 1992; Grima *et al.*, 1997; Contreras *et al.*, 1999). Por outro lado, a região de mistura proporciona o desprendimento parcial (ou até mesmo total) do gás, afetando a retenção gasosa global, a velocidade de circulação do líquido e a transferência de oxigênio (Merchuk *et al.*, 1996; Kilonzo *et al.*, 2006). A combinação destes fenômenos afeta decisivamente a resistência hidráulica e a força motriz do escoamento da fase líquida no interior destes dispositivos. Portanto, modificações no tamanho e formato destas regiões podem implicar em alterações na eficiência de separação, retenção gasosa local, velocidade do líquido, afetando conseqüentemente a estrutura de escoamento global do biorreator (Luo e Al-Dahhan, 2008).

Devido à destacada importância da geometria de biorreatores *airlift* no seu desempenho, neste capítulo são apresentados resultados da avaliação dos efeitos da geometria da base e da região de mistura no coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{La}$ ) e retenção gasosa global ( $\epsilon_G$ ) em biorreatores *airlift* (seção quadrada e seção circular) de dutos concêntricos e *split*.

### 3.2 Estado da arte

A geometria da região de mistura em biorreatores *airlift* de circulação interna usualmente é avaliada empregando-se o vão livre do topo ( $h_T$ ) (distância entre a parte superior do anteparo e o nível de líquido estático) como parâmetro geométrico característico (**Figura 3.1**) (Merchuk *et al.*, 1994; Gavrilesco e Tudose, 1998a; c; Gouveia *et al.*, 2003; Mehrnia *et al.*, 2004; Mehrnia *et al.*, 2004; Kilonzo *et al.*, 2007).

Figura 3.1 – Definição de vão livre no topo em biorreatores *airlift* de circulação interna.



Fonte: acervo pessoal do autor.

Gavrilesco e Tudose (1998a; c) avaliaram o efeito do vão livre no topo em biorreatores *airlift* de dutos concêntricos de diferentes escalas (0,07; 2,5 e 5,0 m<sup>3</sup>) operando com água destilada. Os autores correlacionaram o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{La}$ ) e a retenção gasosa global ( $\varepsilon_G$ ) a diversos grupos adimensionais geométricos, dentre eles um grupo adimensional diretamente proporcional ao vão livre no topo. Dessa forma, os autores verificaram as seguintes proporções entre as variáveis de desempenho ( $k_{La}$  e  $\varepsilon_G$ ) e o vão livre no topo ( $h_T$ ):  $k_{La} \propto h_T^{-0.18}$  e  $\varepsilon_G \propto h_T^{-0.6}$ .

Avaliando-se diferentes condições operacionais e fluidos, diversas correlações foram estabelecidas para verificar o efeito do vão livre no topo, bem como de outros parâmetros geométricos, sobre a retenção gasosa global e o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (**Tabela 3.1**).



Tabela 3.1 – Trabalhos relacionados à avaliação do vão livre no topo em biorreatores *airlift*.

Referência	Modelo de <i>Airlift</i>	Volume útil (L)	Fluido	Condição operacional	Proporcionalidade
Kilonzo <i>et al.</i> (2007)	AS com dois <i>riser</i>	10-16	Água Solução de CMC	$0.03 < U_G < 0.25$ m/s	$k_L a \propto h_T^{4.78}$ $\varepsilon_G \propto h_T^{4.82}$
Mehrnia <i>et al.</i> (2004)	ADC	-	Querosene Microemulsão de água em óleo	$0.01 < U_{GR} < 0.08$ m/s	$k_L a \propto h_T^{-0.0098}$ $\varepsilon_G \propto h_T^{-0.0112}$
Mehrnia <i>et al.</i> (2004)	ADC	-	Querosene Microemulsão de água em óleo	$0.01 < U_{GR} < 0.08$ m/s	$k_L a \propto h_T^{-0.011}$
Gouveia <i>et al.</i> (2003)	ADC (aspersão pela região anular)	6	Água	$0.0126 < U_{GR} < 0.0440$ m/s	$k_L a \propto h_T^{0.410}$ $\varepsilon_G \propto h_T^{0.08}$
Gavrilescu e Tudose (1998c)	ADC	70 / 2500 / 5200	Água	$0.005 < U_{GR} < 0.100$ m/s	$k_L a \propto h_T^{-0.18}$
Gavrilescu e Tudose (1998a)	ADC	70 / 2500 / 5200	Água	$0.005 < U_{GR} < 0.100$ m/s	$\varepsilon_G \propto h_T^{-0.6}$
Merchuk <i>et al.</i> (1994)	ADC	30 / 300	Água Solução de CMC	$0.001 < U_G < 0.044$ m/s	$k_L a \propto h_T^{-0.18}$ $\varepsilon_G \propto h_T^{-0.07}$

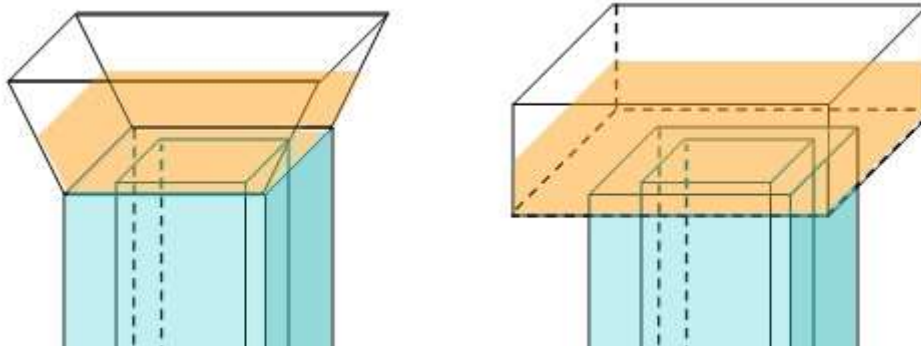
Fonte: acervo pessoal do autor.

Regiões de mistura expandidas, ou seja, com diâmetro hidráulico superior ao do corpo principal do biorreator ( $D_{hc}$ ) (**Figura 3.2**), também têm sido avaliadas. A geometria desta região foi caracterizada através da razão entre os diâmetros hidráulicos do separador de gás e do corpo principal do biorreator ( $D_{hGLS}/D_{hc}$ ) (Merchuk *et al.*, 1994; Mehrnia *et al.*, 2004; Mehrnia *et al.*, 2004; Kilonzo *et al.*, 2007) ou da razão de separação do gás (*gas separation ratio*,  $Y$ ) (**Equação 3.1**) (Gavrilescu e Tudose, 1998a; c), possibilitando a verificação das relações entre  $k_L a$  e  $\varepsilon_G$  e as respectivas variáveis geométricas (**Tabela 3.2**).

$$Y = \frac{h_T + D_{hR}}{D_{hGLS}} \quad (\text{Eq 3.1})$$

Onde  $D_{HR}$  e  $D_{HGLS}$  correspondem aos diâmetros hidráulicos do *riser* e da região de mistura, respectivamente.

Figura 3.2 – Biorreatores *airlift* com diferentes geometrias da região de mistura expandida.



Fonte: acervo pessoal do autor.

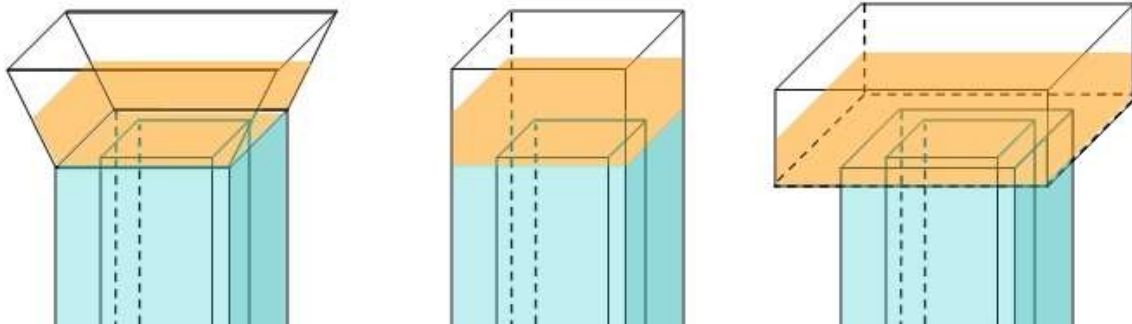
Tabela 3.2 – Trabalhos relacionados com a avaliação de regiões de mistura expandidas em biorreatores *airlift*.

Referência	Modelo de <i>Airlift</i>	Volume útil (L)	Fluido	Condição operacional	Proporcionalidade
Kilonzo <i>et al.</i> (2007)	AS com dois <i>riser</i>	10-16	Água Solução de CMC	$0.03 < U_G < 0.25$ m/s	$k_L a \propto \left(\frac{D_{hGLS}}{D_{hc}}\right)^{5.4}$ $\varepsilon_G \propto \left(\frac{D_{hGLS}}{D_{hc}}\right)^{11.5}$
Mehrnia <i>et al.</i> (2004)	ADC	-	Querosene Microemulsão de água em óleo	$0.01 < U_{GR} < 0.08$ m/s	$k_L a \propto \left(\frac{D_{hGLS}}{D_{hc}}\right)^{-0.518}$ $\varepsilon_G \propto \left(\frac{D_{hGLS}}{D_{hc}}\right)^{-0.2574}$
Mehrnia <i>et al.</i> (2004)	ADC	-	Querosene Microemulsão de água em óleo	$0.01 < U_{GR} < 0.08$ m/s	$k_L a \propto \left(\frac{D_{hGLS}}{D_{hc}}\right)^{-0.505}$
Gavrilescu e Tudose (1998c)	ADC	70 / 2500 / 5200	Água	$0.005 < U_{GR} < 0.100$ m/s	$k_L a \propto Y^{-1.70}$
Gavrilescu e Tudose (1998a)	ADC	70 / 2500 / 5200	Água	$0.005 < U_{GR} < 0.100$ m/s	$\varepsilon_G \propto Y^{-0.20}$
Merchuk <i>et al.</i> (1994)	ADC	30 / 300	Água Solução de CMC	$0.001 < U_G < 0.044$ m/s	$k_L a \propto \left(\frac{D_{hGLS}}{4D_{hc}}\right)^{-3.4}$ $\varepsilon_G \propto \left(\frac{D_{hGLS}}{4D_{hc}}\right)^{-2.5}$

Fonte: acervo pessoal do autor.

Outra variável empregada na descrição da geometria da região de mistura é o volume de líquido contido nesta seção (**Figura 3.3**) (Mehrnia *et al.*, 2004; Esperança, 2014).

Figura 3.3 – Biorreatores *airlift* com diferentes volumes de líquido contidos na região de mistura.



Fonte: acervo pessoal do autor.

Deve-se ressaltar que em grande parte dos estudos relacionados à variação geométrica da região de mistura, não se verificou um cuidado em manter o volume de líquido constante no biorreator à medida que as variações geométricas foram realizadas, dificultando a identificação dos efeitos líquidos observados como resultados da modificação geométrica ou do aumento de escala.

Em relação à base de biorreatores *airlift*, usualmente utiliza-se o vão livre na base ( $h_B$ ) para descrever a geometria desta região. Gouveia *et al.* (2003) avaliaram a retenção gasosa global e o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio em um biorreator *airlift* de dutos concêntricos de 6 L, realizando diversas modificações geométricas no equipamento. Aplicando a mesma abordagem de Gavrilescu e Tudose (1998a;c), os autores correlacionaram as variáveis de desempenho ( $k_{La}$  e  $\varepsilon_G$ ) com os parâmetros geométricos do biorreator, obtendo as seguintes relações de proporcionalidade em relação ao vão livre na base:  $k_{La} \propto h_B^{0.201}$  e  $\varepsilon_G \propto h_B^{0.39}$ .

Através da aplicação da mesma abordagem verificada para a avaliação da geometria da região de mistura, diversas correlações foram propostas, relacionando  $h_B$ ,  $k_{La}$  e  $\varepsilon_G$  (**Tabela 3.3**).

Tabela 3.3 – Estudos que avaliaram o efeito de  $h_B$  em  $k_La$  e  $\varepsilon_G$  em biorreatores *airlift*.

Referência	Modelo de <i>Airlift</i>	Volume útil (L)	Fluido	Condição operacional	Proporcionalidade
Kilonzo <i>et al.</i> (2007)	AS com dois <i>riser</i>	10-16	Água Solução de CMC	$0.03 < U_G < 0.25$ m/s	$k_La \propto h_B^{-2.1}$ $\varepsilon_G \propto h_B^{0.08}$
Gouveia <i>et al.</i> (2003)	ADC (aspersão pela região anular)	6	Água	$0.0126 < U_{GR} < 0.0440$ m/s	$k_La \propto h_B^{0.201}$ $\varepsilon_G \propto h_B^{0.39}$
Gavrilescu e Tudose (1998c)	ADC	70 / 2500 / 5200	Água	$0.005 < U_{GR} < 0.100$ m/s	$k_La \propto h_B^{-0.1}$
Gavrilescu e Tudose (1998a)	ADC	70 / 2500 / 5200	Água	$0.005 < U_{GR} < 0.100$ m/s	$\varepsilon_G \propto h_B^{-0.13}$
Merchuk <i>et al.</i> (1994)	ADC	30 / 300	Água Solução de CMC	$0.001 < U_G < 0.044$ m/s	$k_La \propto h_B^{-0.07}$ $\varepsilon_G \propto h_B^{0.1}$

Fonte: acervo próprio do autor.

Apesar da quantidade de dados disponível na literatura, ainda não é possível obter uma clara relação entre os parâmetros de projeto e as variáveis de desempenho  $k_La$  e retenção gasosa global. Esse fato pode ser atribuído à variação de outros fatores geométricos como a razão entre as áreas de escoamento e a altura do biorreator, de maneira que as interações entre esses parâmetros podem ter sido omitidas devido à variação conjunta de todas estas variáveis.

### 3.3 Materiais e métodos

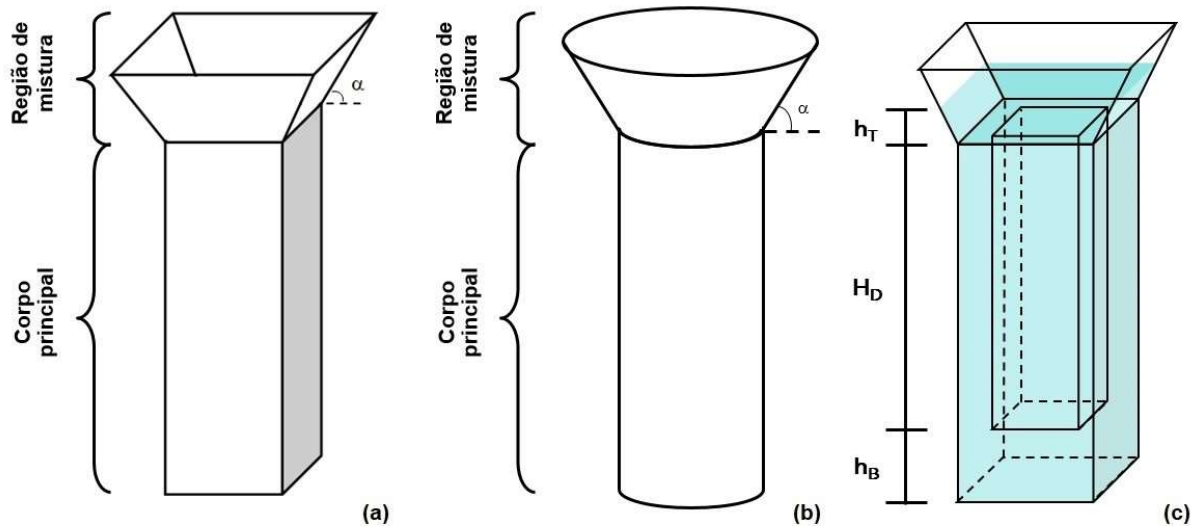
#### 3.3.1 Biorreatores

Avaliou-se o desempenho de biorreatores *airlift* de circulação interna de 10 L, empregando-se os modelos de dutos concêntricos (ADC) e *split* (AS). Além das geometrias da base e da região de mistura, foram avaliadas duas geometrias de seção transversal destes equipamentos:

- *Airlift* de seção quadrada (AsQ): constituídos por um corpo principal, com área da seção transversal quadrada (142 mm x 142 mm) associado a um tronco piramidal invertido, correspondente à região de mistura (**Figura 3.4a**);
- *Airlift* de seção circular (AsC): constituídos por um corpo principal, com área da seção transversal circular (diâmetro de 160 mm) associado a um tronco de cone invertido (**Figura 3.4b**).

A **Tabela 3.4** apresenta a relação entre as áreas de escoamento para todos os biorreatores *airlift*.

Figura 3.4 – Biorreatores *airlift* de circulação interna: (a) seção quadrada; (b) seção circular; (c) localização dos principais parâmetros geométricos.



Fonte: acervo pessoal do autor.

Tabela 3.4 – Razão entre as áreas de escoamento no *downcomer* e *riser* dos biorreatores *airlift*.

	AsC		AsQ	
	ADC	AS	ADC	AS
$A_D/A_R (-)$	1,44	1,56	1,41	1,41

Fonte: acervo pessoal do autor.

Na **Figura 3.4c**,  $H_D$  corresponde à altura do anteparo interno, placa no caso do biorreator *airlift split* e duto no caso no biorreator *airlift* de dutos concêntricos,  $h_B$  corresponde ao vão livre na base (distância entre a parte inferior do anteparo e o fundo da dorna) e  $h_T$  corresponde ao vão livre no topo (distância entre a parte superior do anteparo e o nível do líquido). O valor de  $h_B$  em todos os ensaios foi de 50 mm, enquanto  $H_D$  e  $h_T$  variaram de acordo com a geometria da região de mistura.

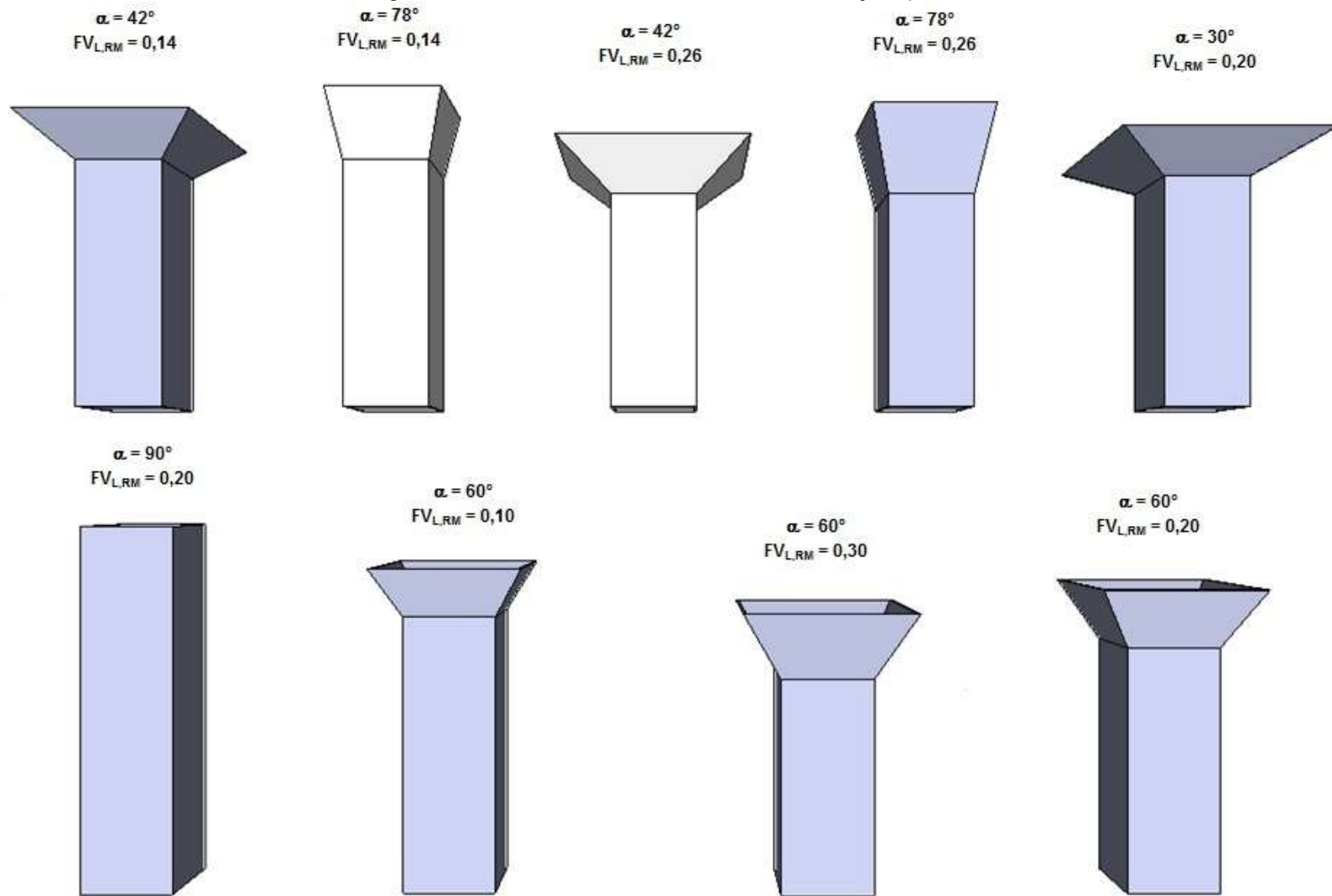
Para ambos modelos de biorreator *airlift*, foram avaliadas diferentes geometrias da região de mistura, variando-se o ângulo de abertura em relação à posição vertical ( $\alpha$ ) de 30 a 90° e a fração volumétrica de líquido na região de mistura ( $F_{GLS}$ ) de 10 a 30%, de acordo com planejamento experimental empregado.

A fração volumétrica de líquido foi definida como a razão entre o volume de líquido estático contido na região de mistura ( $V_{L,GLS}$ ) e o volume total de líquido do biorreator ( $V_{L,total}$ ) (**Equação 3.2**).

$$F_{GLS} = \frac{V_{L,GLS}}{V_{L,total}} \quad \text{(Eq 3.2)}$$

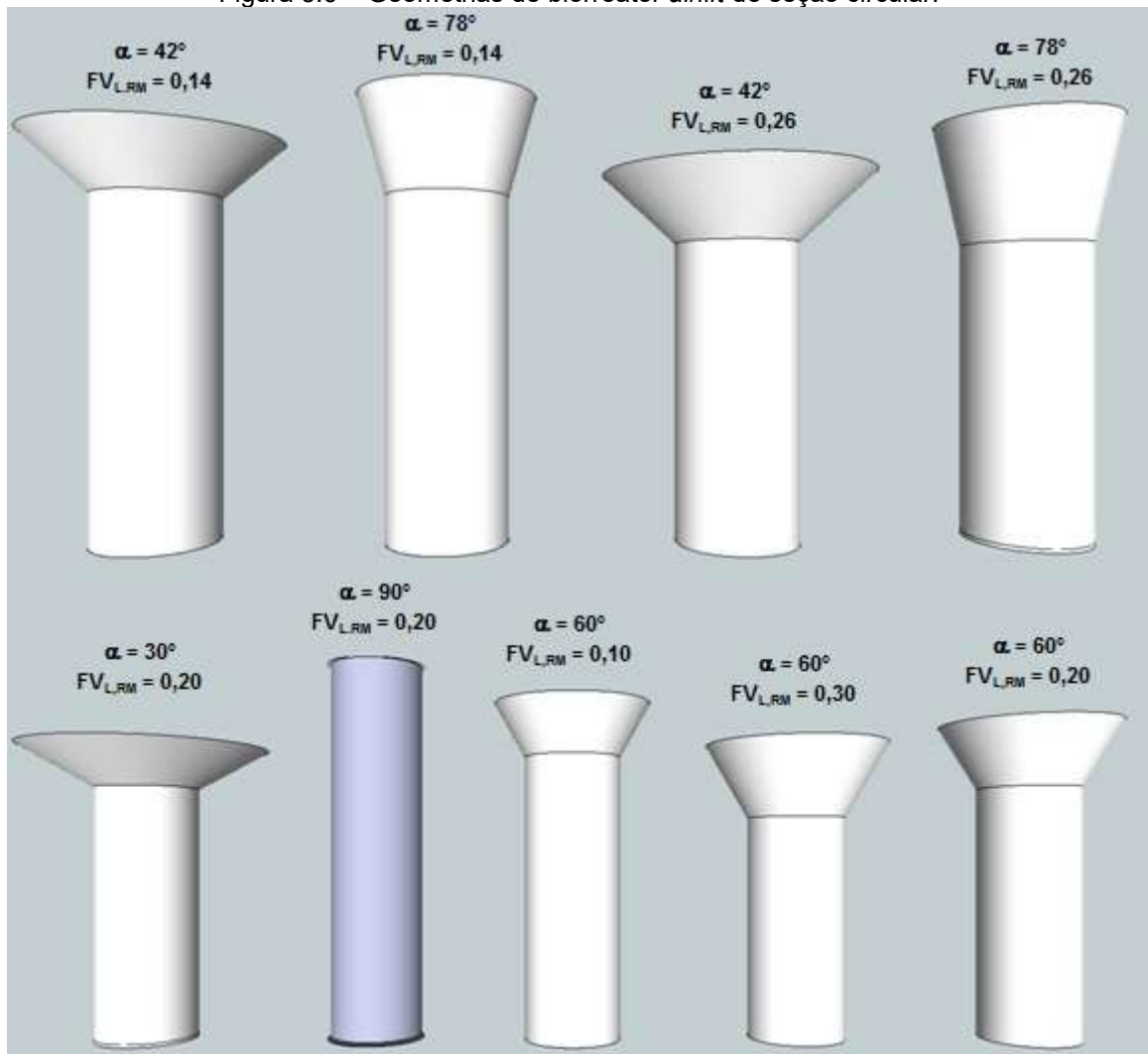
Desta maneira, avaliou-se nove diferentes configurações de biorreatores para cada modelo e geometria da seção transversal, quadrada (**Figura 3.5**) ou circular (**Figura 3.6**).

Figura 3.5 – Geometrias de biorreator *airlift* de seção quadrada.



Fonte: acervo pessoal do autor.

Figura 3.6 – Geometrias de biorreator *airlift* de seção circular.

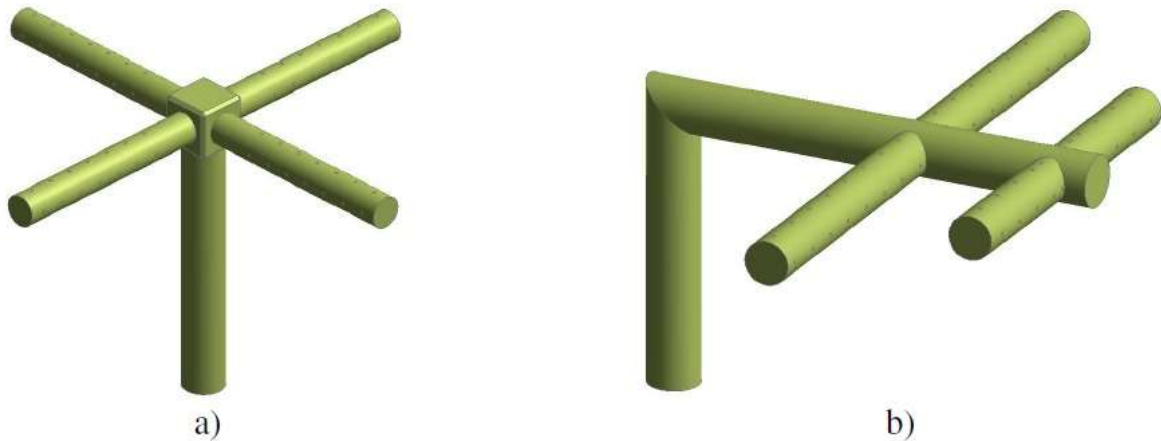


Fonte: Esperança (2014).

O aspersor de gás empregado para o modelo de dutos concêntricos foi do tipo cruzeta (**Figura 3.7a**) com 180 furos, enquanto que para o biorreator *airlift split* foi utilizado um aspersor do tipo “espinha de peixe” com 96 furos (**Figura 3.7b**). Ambos aspersores apresentavam orifícios de 0,5 mm de diâmetro e espaçamento entre os furos de 5 mm, distribuindo-se ao longo das hastes do aspersor (Badino *et al.*, 2004).



Figura 3.7 – Aspersores de ar utilizados: (a) cruzeta; (b) espinha de peixe.



Fonte: Rodriguez (2015).

O aparato experimental consistia de um medidor e controlador de vazão de gás (marca Aalborg, modelo GFC37), analisador (marca Mettler-Toledo O<sub>2</sub> 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. Os biorreatores foram operados com água destilada.

### 3.3.2 Análise dos resultados

O efeito dos parâmetros geométricos ( $\alpha$  e  $F_{GLS}$ ) e da vazão específica de ar ( $\Phi_{AR}$ ) dos biorreatores *airlift* sobre as variáveis de desempenho coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio e retenção gasosa global foi avaliado através de um Delineamento Composto Central Rotacional (DCCR) e análise de superfície de resposta (Rodrigues e lemma, 2005). A **Tabela 3.5** apresenta os valores reais e codificados dos níveis das variáveis independentes.

Tabela 3.5 – Valores codificados e reais das variáveis independentes.

Variável	Código	Níveis				
		-1,68	-1	0	1	1,68
$\alpha$ (°)	X <sub>1</sub>	30	42	60	78	90
$F_{GLS}$ (-)	X <sub>2</sub>	0,10	0,14	0,20	0,26	0,30
$\Phi_{AR}$ (vvm)	X <sub>3</sub>	1,0	1,8	3,0	4,2	5,0

Fonte: acervo pessoal do autor.

A **Tabela 3.6** apresenta a matriz do planejamento experimental, na qual 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 3.6 – Matriz do planejamento experimental.

Ensaio	x <sub>1</sub>	x <sub>2</sub>	x <sub>3</sub>
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

Fonte: acervo pessoal do autor.

Utilizando-se o software STATISCA 7.0, um polinômio de 2° grau foi ajustado aos dados experimentais (**Equação 3.3**), realizando-se a análise de variância (intervalo de confiança de 90%) para determinação dos fatores significativos e posterior obtenção da superfície de resposta.

$$\hat{y} = \beta_0 + \beta_1x_1 + \beta_2x_2 + \beta_3x_3 + \beta_{11}x_1^2 + \beta_{22}x_2^2 + \beta_{33}x_3^2 + \beta_{12}x_1x_2 + \beta_{13}x_1x_3 + \beta_{23}x_2x_3 \quad (\text{Eq 3.3})$$

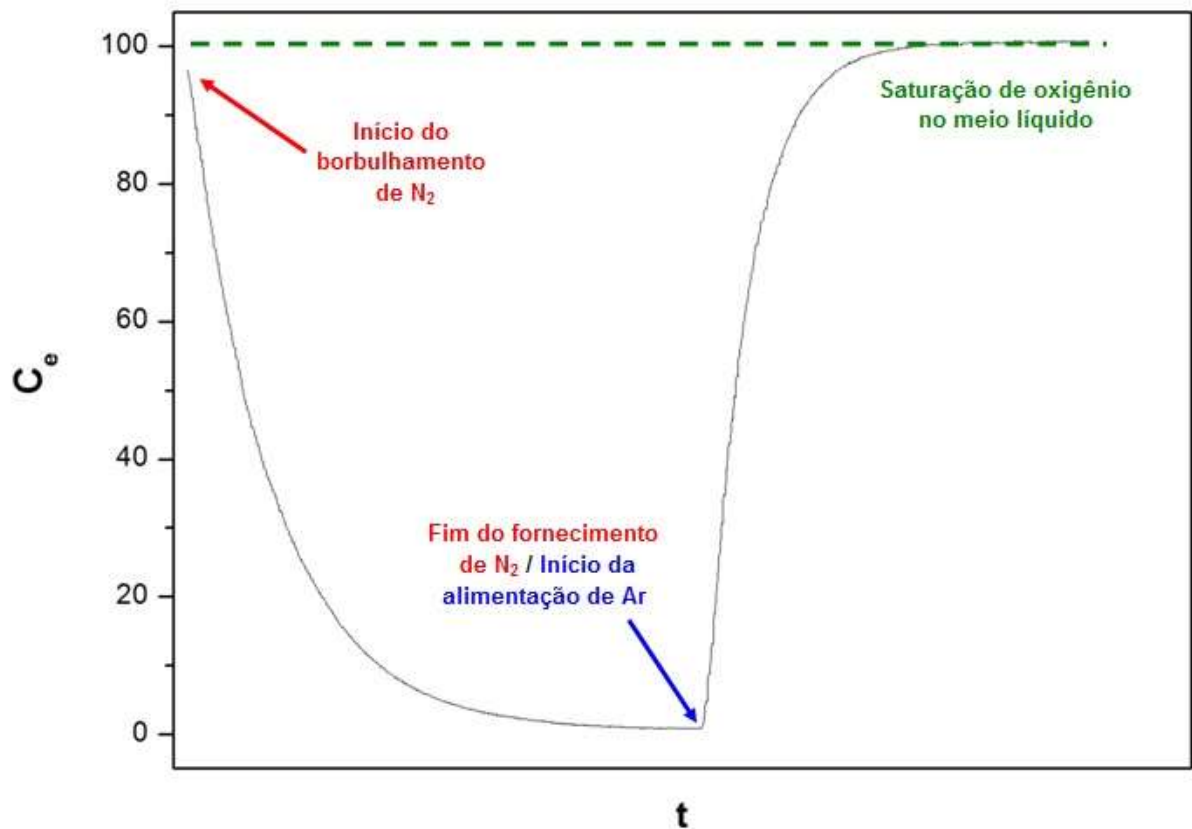
Na **Equação 3.3**,  $y$  representa a variável resposta;  $\beta_1, \beta_2, \beta_3$  são os coeficientes dos termos lineares;  $\beta_{11}, \beta_{22}, \beta_{33}$  são os coeficientes dos termos quadráticos;  $\beta_{12}, \beta_{13}, \beta_{23}$  são os coeficientes dos termos de interação; e  $x_1, x_2, x_3$  são as variáveis independentes codificadas, conforme apresentado na **Tabela 3.5**.

### 3.3.3 Determinação do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio

O coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{La}$ ) foi determinado empregando-se o método dinâmico (Chisti, 1989). O método consiste

em empregar um eletrodo de oxigênio dissolvido (OD) para monitorar a variação da concentração de oxigênio dissolvido no meio líquido ( $C_e$ ) em função do tempo ( $t$ ), através de um ensaio degrau ( $N_2 \rightarrow Ar$ ). Inicialmente, promove-se a saturação da fase líquida de oxigênio mediante alimentação de ar, calibrando-se o eletrodo para essa condição de saturação (100% de OD). Em seguida, o oxigênio é removido do meio líquido através da injeção de nitrogênio até alcançar a condição de 0% de OD. Finalmente, o fornecimento de nitrogênio é cessado, iniciando-se a alimentação de ar a vazão constante, até a saturação de oxigênio na fase líquida. A **Figura 3.8** apresenta o perfil de concentração de oxigênio dissolvido em um ensaio típico do método dinâmico.

Figura 3.8 – Perfil de concentração de oxigênio dissolvido em função do tempo em um típico experimento do método dinâmico.



Fonte: acervo pessoal do autor.

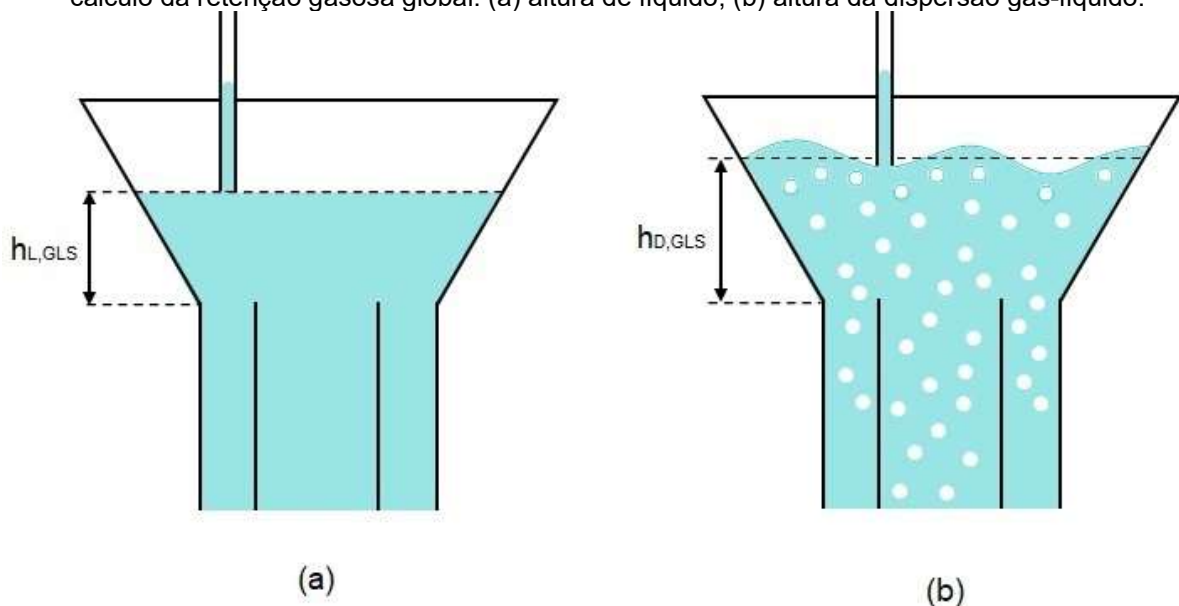
O tratamento de dados proposto por Cerri *et al.* (2016) foi empregado com objetivo de superar o efeito do atraso do eletrodo no cálculo de  $k_{La}$ .

### 3.3.4 Determinação da retenção gasosa global

Devido às flutuações do nível da dispersão gás-líquido e da inclinação observada na região de mistura, realizou-se uma adaptação da técnica de expansão de volume (Chisti, 1989), conforme descrito por Esperança (2014) e Mendes e Badino (2015). Dessa forma, acompanhou-se visualmente o volume na região de mistura de líquido não aerado ( $V_{L,GLS}$ ) e o volume da dispersão gás-líquido sob condições de aeração ( $V_{D,GLS}$ ).

Para esse propósito utilizou-se uma bomba de deslocamento positivo equipada com mangueira de silicone, a qual estava acoplado um tubo de vidro em sua extremidade. O tubo foi inserido verticalmente no biorreator através de uma abertura em sua tampa até alcançar o líquido ou a dispersão gás-líquido, iniciando-se assim a sucção, de forma a se determinar a altura do líquido ou da dispersão na região de mistura expandida ( $h_{D,GLS}$  ou  $h_{L,GLS}$ ) (**Figura 3.9**). Este procedimento foi realizado em sete posições diferentes, tomando-se o valor médio para os cálculos dos volumes.

Figura 3.9 – Determinação das alturas de líquido e de dispersão contidos na região de mistura para o cálculo da retenção gasosa global: (a) altura de líquido; (b) altura da dispersão gás-líquido.



Fonte: acervo pessoal do autor.

Os volumes da dispersão na região de mistura ( $V_{D,GLS}$ ) ou de líquido na região de mistura ( $V_{L,GLS}$ ) foram calculados empregando-se as **Equações 3.4 e 3.5 (Apêndice A)**.

$$V_{D,GLS} - \frac{h}{3}(L^2 + L \cdot l + l^2) = 0 \quad (\text{Eq 3.4})$$

$$L - l - 2h \left( \frac{\cos(\alpha)}{\sin(\alpha)} \right) = 0 \quad (\text{Eq 3.5})$$

onde  $h$  é a altura da dispersão ou do líquido ( $h_{D,GLS}$  ou  $h_{L,GLS}$ ) na região de mistura,  $l$  é o valor da aresta da seção transversal quadrada do corpo principal do biorreator (142 mm) e  $\alpha$  é o ângulo da região de mistura. Conhecendo-se os valores de  $\alpha$ ,  $l$  e  $h$ , calculou-se os valores de  $V_{D,GLS}$  (ou  $V_{L,GLS}$ ) e  $L$  que satisfizessem as condições impostas pelas **Equações 3.4** e **3.5**, 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 ( $V_G = V_{D,GLS} - V_{L,GLS}$ ). Finalmente, a retenção gasosa global foi calculada através de sua definição (**Equação 3.6**):

$$\varepsilon_G = \frac{V_G}{V_G + V_L} = \frac{V_D - V_L}{V_D} \quad (\text{Eq 3.6})$$

### 3.4 Resultados e discussão

Nesta seção serão apresentados e discutidos os resultados do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{LA}$ ) e da retenção gasosa global ( $\varepsilon_G$ ) em biorreatores *airlift* operados com água destilada a 32°C. Cabe ressaltar que os valores de  $k_{LA}$  e  $\varepsilon_G$  para biorreatores *airlift* de dutos concêntricos de seção circular são provenientes do trabalho prévio de Esperança (2014), sendo que os valores de  $k_{LA}$  foram recalculados de acordo com a metodologia proposta por Cerri *et al.* (2016). Os resultados de  $k_{LA}$  e  $\varepsilon_G$  para biorreatores *airlift split* de seção circular foram obtidos por Meira (2017).

#### 3.4.1 Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{LA}$ )

Os valores de  $k_{LA}$  obtidos nos biorreatores *airlift* de 10 L operados com água destilada à 32°C são apresentados na **Tabela 3.7**.

Tabela 3.7 – Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio para biorreatores *airlift* operados com água destilada à 32°C.

Ensaio	$x_1 (\alpha)$	$x_2 (F_{GLS})$	$x_3 (\Phi_{AR})$	AsC		AsQ	
				ADC	AS	ADC	AS
1	-1	-1	-1	0,0316	0,0360	0,0215	0,0228
2	1	-1	-1	0,0415	0,0304	0,0278	0,0277
3	-1	1	-1	0,0280	0,0258	0,0237	0,0185
4	1	1	-1	0,0299	0,0306	0,0301	0,0245
5	-1	-1	1	0,0588	0,0633	0,0305	0,0332
6	1	-1	1	0,0664	0,0472	0,0359	0,0360
7	-1	1	1	0,0453	0,0466	0,0312	0,0273
8	1	1	1	0,0488	0,0561	0,0360	0,0304
9	-1.68	0	0	0,0505	0,0339	0,0330	0,0332
10	1.68	0	0	0,0723	0,0235	0,0343	0,0418
11	0	-1.68	0	0,0555	0,0438	0,0534	0,0309
12	0	1.68	0	0,0508	0,0359	0,0475	0,0248
13	0	0	-1.68	0,0217	0,0163	0,0150	0,0102
14	0	0	1.68	0,0655	0,0424	0,0328	0,0286
15	0	0	0	0,0481	0,0345	0,0262	0,0230
16	0	0	0	0,0469	0,0345	0,0240	0,0232
17	0	0	0	0,0467	0,0331	0,0244	0,0213

Fonte: acervo pessoal do autor.

Analisando-se a **Tabela 3.7**, verifica-se diferentes faixas de variação do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio para as diferentes geometrias de biorreator *airlift* avaliadas (**Tabela 3.8**).

Tabela 3.8 – Faixa de variação do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio para as diferentes geometrias de biorreatores *airlift* avaliadas.

Biorreator <i>airlift</i>	$k_{La} (s^{-1})$	
	Mínimo	Máximo
ADC_AsQ	0,0150	0,0534
AS_AsQ	0,0102	0,0418
ADC_AsC	0,0217	0,0723
AS_AsC	0,0163	0,0633

Fonte: acervo pessoal do autor.

De acordo com a **Tabela 3.7**, os menores valores de  $k_{La}$  para os diferentes modelos de biorreator *airlift* (dutos concêntricos e *split*) e formato de seção transversal (circular e quadrada) foram observados para a mesma geometria de região de mistura ( $\alpha = 60^\circ$  e  $F_{GLS} = 0,20$ ) e condição operacional ( $\Phi_{AR} = 1$  vvm), correspondente ao ensaio 13.

Os maiores valores de  $k_{La}$  obtidos nos diferentes modelos de biorreator *airlift* não foram observados para a mesma condição do planejamento experimental,

ou seja, mesmas características geométricas da região de mistura e condição operacional (**Tabela 3.9**).

Tabela 3.9 – Características geométricas da região de mistura e condição operacional dos ensaios correspondentes aos maiores valores de  $k_{La}$  para os diferentes biorreatores *airlift* avaliados.

Biorreator <i>airlift</i>	$k_{La}$ (s <sup>-1</sup> )	Condições do ensaio			Ensaio
		$\alpha$ (°)	$F_{GLS}$ (-)	$\Phi_{AR}$ (vvm)	
ADC_AsQ	0,0534	60	0,10	3,0	11
AS_AsQ	0,0418	90	0,20	3,0	10
ADC_AsC	0,0723	90	0,20	3,0	10
AS_AsC	0,0633	78	0,26	4,2	8

Fonte: acervo pessoal do autor.

Além disso, em nenhum dos casos, os maiores valores de  $k_{La}$  foram observados na condição de maior vazão específica de ar (5 vvm), correspondente ao ensaio 14. De maneira oposta, em todos os biorreatores *airlift* avaliados, o menor valor do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio foi verificado sob a menor condição de  $\Phi_{AR}$  (1 vvm), correspondente ao ensaio 13. Este fato indica que a geometria da região de mistura tem um impacto maior sobre a transferência de oxigênio, conforme aumenta-se a vazão específica de ar.

Comparando-se os valores de  $k_{La}$  para as diferentes geometrias de biorreator *airlift* (dutos concêntricos vs *split*, seção transversal circular vs quadrada) sob as mesmas condições do planejamento experimental, ou seja, mesmas condições operacionais e geometrias da região de mistura, verificou-se as seguintes relações:

- O biorreator *airlift* de dutos concêntricos de seção circular (ADC\_AsC) alcançou os maiores valores de  $k_{La}$  quando comparado aos demais, com exceção dos ensaios 1, 4, 5, 7 e 8, em que o biorreator *airlift split* de seção circular (AS\_AsC) apresentou maior coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio;
- O biorreator *airlift split* de seção quadrada (AS\_AsQ) exibiu os menores valores de coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio, com exceção dos ensaios 1, 5, 6, 9 e 10, em que observou-se o menor  $k_{La}$  para o biorreator *airlift* de dutos concêntricos de seção quadrada (ADC\_AsQ).

Portanto, apesar de algumas exceções, pode-se generalizar estes resultados através da relação descrita pela **Equação 3.7**.

$$k_{L}a_{(ADC\_AsC)} > k_{L}a_{(AS\_AsC)} > k_{L}a_{(ADC\_AsQ)} > k_{L}a_{(AS\_AsQ)} \quad (\text{Eq 3.7})$$

Entretanto, este comportamento de  $k_{L}a$  não apresentou nenhuma correlação com a geometria da base dos diferentes biorreatores. Dessa forma, a geometria da região de mistura mostrou-se mais importante na variação do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio, quando comparada às demais características geométricas. Este comportamento também foi verificado por Kilonzo *et al.* (2007) (**Equação 3.8**), Gouveia *et al.* (2003) (**Equação 3.9**), Gavrilescu e Tudose (1998c) (**Equação 3.10**) e Merchuk *et al.* (1994) (**Equação 3.11**), que obtiveram relações entre  $k_{L}a$  e diversos parâmetros geométricos de biorreatores *airlift*, e verificaram que os expoentes dos termos que envolviam a geometria da região de mistura ( $h_T$ ,  $D_{h,GLS}/D_{h,C}$ , e  $Y$ ) foram maiores do que o expoente do parâmetro que descrevia a base ( $h_B$ ).

$$k_{L}a \propto h_T^{4.78} \left( \frac{D_{h,GLS}}{D_{h,C}} \right)^{5.4} h_B^{-2.1} \quad (\text{Eq 3.8})$$

$$k_{L}a \propto h_T^{0.410} h_B^{0.201} \quad (\text{Eq 3.9})$$

$$k_{L}a \propto h_T^{-0.18} Y^{-1.7} h_B^{-0.1} \quad (\text{Eq 3.10})$$

$$k_{L}a \propto h_T^{-0.18} \left( \frac{D_{h,GLS}}{4D_{h,C}} \right)^{-3.4} h_B^{-0.07} \quad (\text{Eq 3.11})$$

Utilizando-se um software estatístico, ajustou-se a **Equação 3.3** aos dados experimentais de  $k_{L}a$  de todas as geometrias de biorreatores *airlift* para obtenção das constantes e determinação dos fatores significativos na descrição dos efeitos de  $\alpha$ ,  $F_{GLS}$  e  $\Phi_{AR}$  no  $k_{L}a$ . Em seguida, os termos não-significativos foram retirados do modelo e o seu efeito adicionado ao erro, obtendo-se então os modelos refinados (**Equações 3.12 a 3.15**).

$$k_{L}a_{(ADC\_AsQ)} = 0,025 + 0,008x_2^2 + 0,004x_3 \quad (\text{Eq 3.12})$$



$$k_L a_{(AS\_AsQ)} = 0,0226 + 0,0023x_1 + 0,0051x_1^2 - 0,0021x_2 + 0,0017x_2^2 + 0,0047x_3 - 0,0013x_3^2 \quad (\text{Eq 3.13})$$

$$k_L a_{(ADC\_AsC)} = 0,048 + 0,004x_1 - 0,004x_2 + 0,012x_3 \quad (\text{Eq 3.14})$$

$$k_L a_{(AS\_AsC)} = 0,034 + 0,004x_2^2 + 0,010x_3 + 0,005x_1x_2 \quad (\text{Eq 3.15})$$

A análise de variância (ANOVA) (**Tabela 3.10**) resultou em coeficientes de determinação ( $R^2$ ) superiores a 0,74 e valores de F ao menos 5,3 vezes superiores aos valores tabelados (Intervalo de confiança IC = 90%), validando os modelos e permitindo a utilização das **Equações 3.12 a 3.15** para avaliar os efeitos de  $\alpha$ ,  $F_{GLS}$  e  $\Phi_{AR}$  (cujas variáveis codificadas são  $x_1$ ,  $x_2$  e  $x_3$ , respectivamente) sobre o  $k_L a$ .

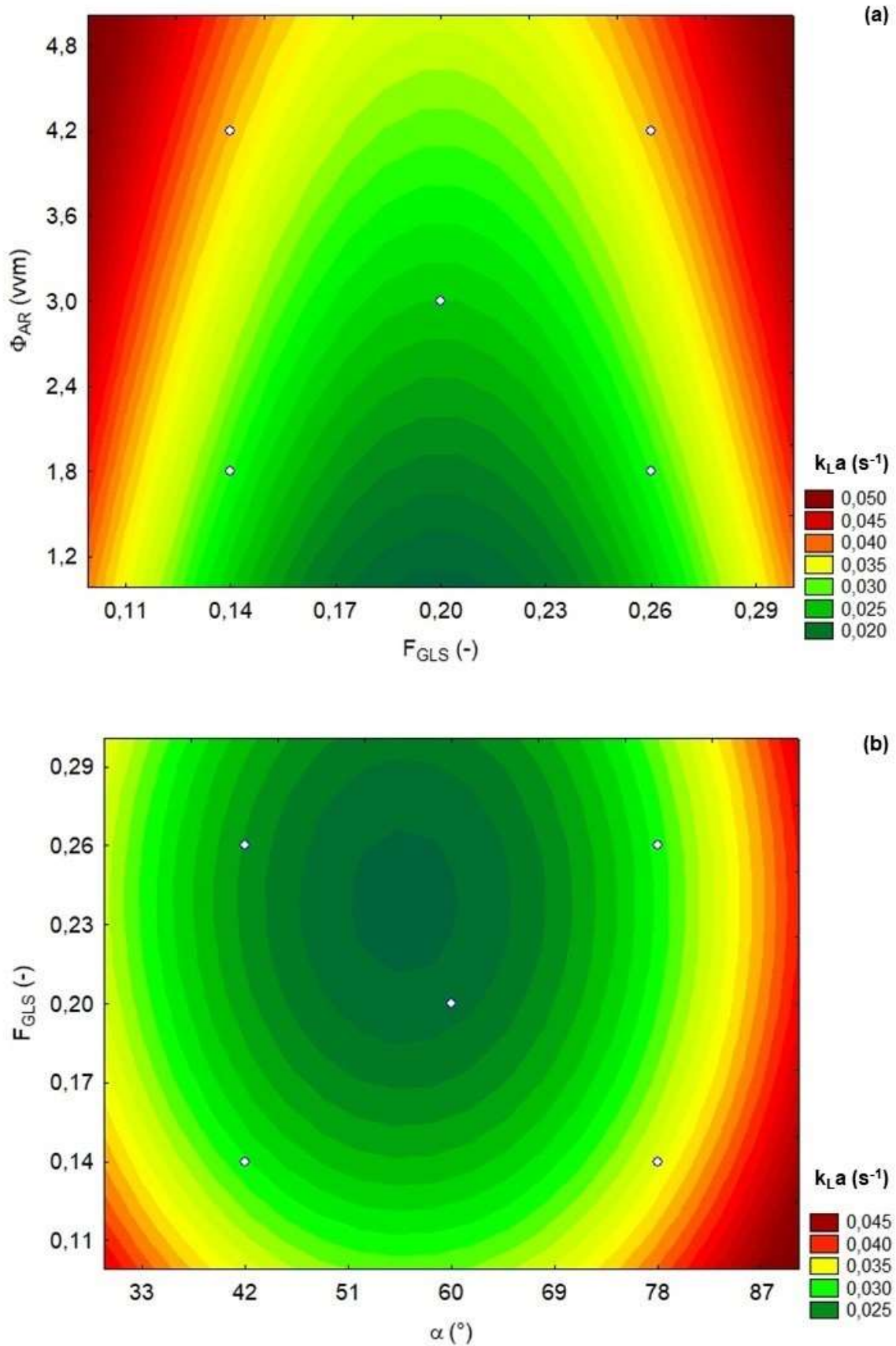
Tabela 3.10 – Análise de variância (ANOVA) e coeficiente de correlação para superfícies de resposta de  $k_L a$ .

ANOVA (IC = 90%)	AsQ		AsC	
	ADC	AS	ADC	AS
$R^2$	0,74	0,98	0,76	0,77
$F_{TAB}/F_{CALC}$	7,8	29,1	5,3	5,8

Fonte: acervo pessoal do autor.

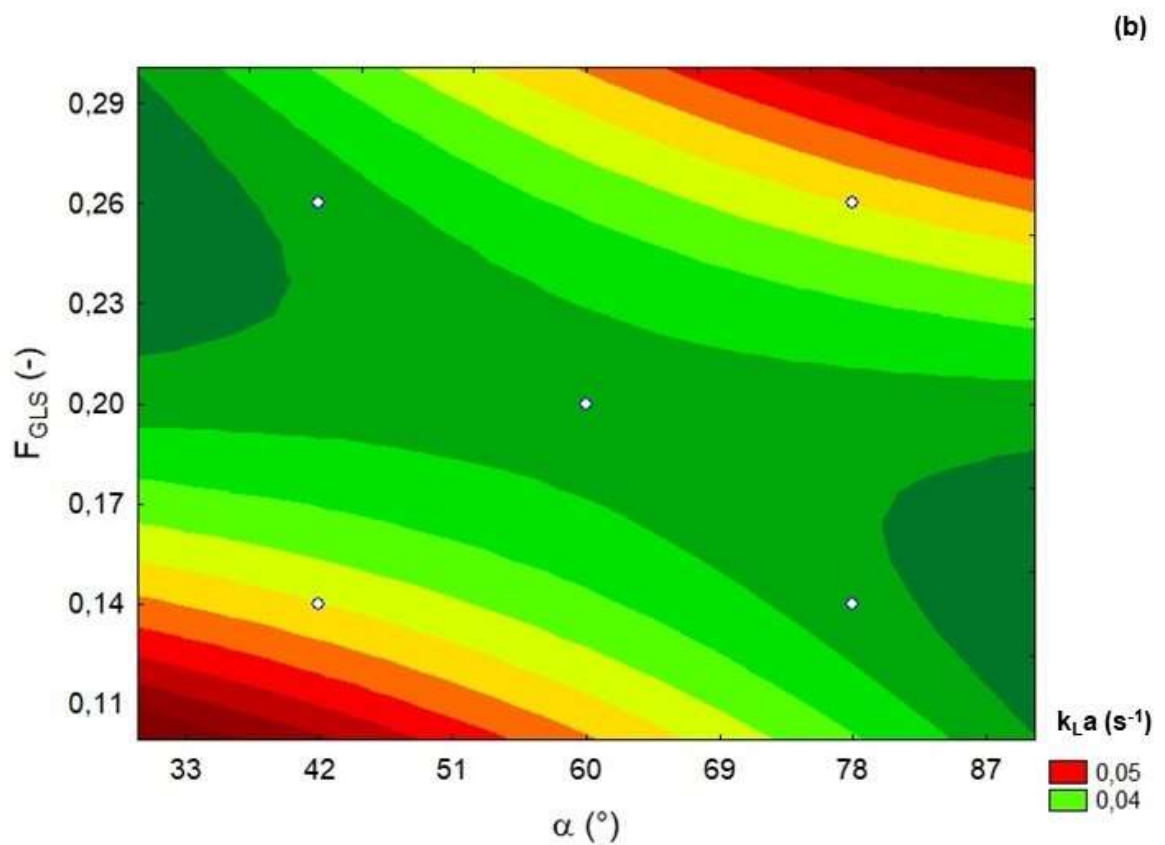
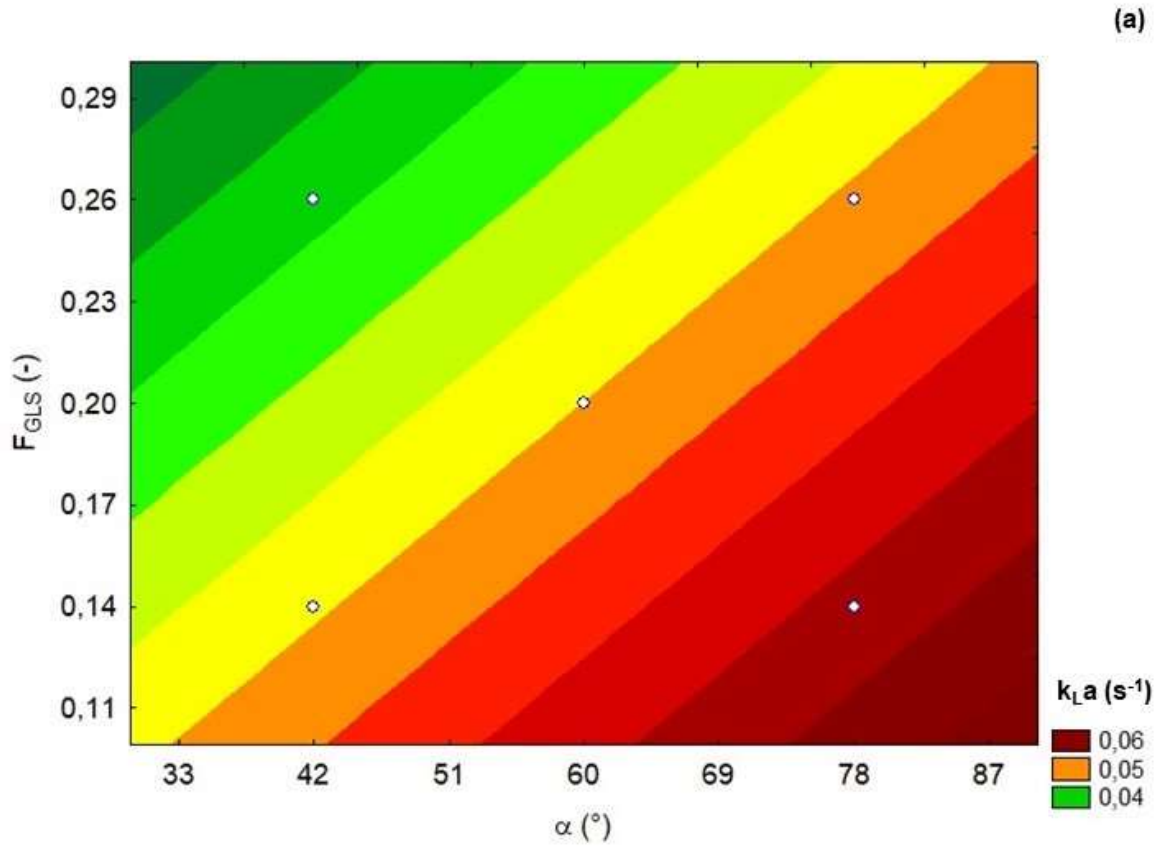
Para melhor visualização do efeito da geometria da região de mistura sobre o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio, foram geradas superfícies de resposta para diferentes vazões de ar para os biorreatores *airlift* avaliados. Os gráficos de contorno de  $k_L a$  para os biorreatores *airlift* de seção quadrada (**Figura 3.10**) e seção circular (**Figura 3.11**) correspondem a uma vazão específica de ar de 3 vvm, com exceção da superfície de resposta do biorreator ADC\_AsQ, devido à dependência de  $k_L a$  com apenas uma variável geométrica ( $F_{GLS}$ ).

Figura 3.10 – Superfície de resposta para o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio para biorreatores *airlift* de seção transversal quadrada: (a) dutos concêntricos; (b) *split*.



Fonte: acervo pessoal do autor.

Figura 3.11 – Superfície de resposta para o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio para biorreatores *airlift* de seção transversal circular: (a) dutos concêntricos; (b) *split*.



Fonte: acervo pessoal do autor.

Para biorreatores *airlift* de tubos concêntricos de seção quadrada, os maiores valores de  $k_{LA}$  foram observados para valores extremos de  $F_{GLS}$  (menores que 0,11 e maiores que 0,29) (**Figura 3.10a**). De acordo com **Figura 3.10b**, em biorreatores AS\_AsQ, o  $k_{LA}$  exibiu os maiores valores para ângulos da região de mistura superiores a  $87^\circ$ , exibindo pouca influência de  $F_{GLS}$  sobre este parâmetro.

Avaliando-se a relação entre geometria de região de mistura e  $k_{LA}$ , no biorreator *airlift* de dutos concêntricos de seção circular verificou-se uma relação linear entre transferência de oxigênio e geometria (**Figura 3.11a**): diminuindo-se  $F_{GLS}$  e aumentando-se o ângulo de abertura, observou-se um aumento em  $k_{LA}$ . Analisando-se o biorreator *airlift split* de seção circular (**Figura 3.11b**), para ângulos de abertura com valores intermediários ( $60^\circ$ ) e frações volumétricas de líquido na região de mistura variando entre 0,17 e 0,23, foram obtidos os menores valores de  $k_{LA}$ . Por outro lado, os maiores valores foram alcançados em duas regiões distintas: valores baixos de  $\alpha$  (inferiores a  $42^\circ$ ) e de  $F_{GLS}$  (inferiores a 0,14) e valores elevados de  $\alpha$  (superiores a  $78^\circ$ ) e de  $F_{GLS}$  (superiores a 0,26).

Através da análise das superfícies de resposta de  $k_{LA}$  a 3 vvm (**Figura 3.10 e Figura 3.11**), para cada modelo de biorreator *airlift* (dutos concêntricos e *split*) e formato da seção transversal (circular e quadrada), foram determinadas as características geométricas ( $\alpha$  e  $F_{GLS}$ ) da região de mistura que proporcionaram os maiores valores do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (**Tabela 3.11**). Verificou-se que as melhores geometrias de região de mistura em termos de transferência de oxigênio foram distintas para os diferentes modelos e formatos de biorreatores *airlift*,

Tabela 3.11 – Características geométricas da região de mistura correspondentes aos maiores valores de  $k_{LA}$  para os diferentes biorreatores *airlift*.

Biorreator <i>airlift</i>	Condições do ensaio		
	$\alpha$ ( $^\circ$ )	$F_{GLS}$ (-)	$\Phi_{AR}$ (vvm)
ADC_AsQ	Independente	0,10	3,0
	Independente	0,30	3,0
AS_AsQ	90	0,10	3,0
ADC_AsC	90	0,10	3,0
AS_AsC	30	0,10	3,0
	90	0,30	3,0

Fonte: acervo pessoal do autor.

### 3.4.2 Retenção gasosa global ( $\epsilon_G$ )

Os valores de  $\epsilon_G$  obtidos nos biorreatores *airlift* de 10 L operados com água destilada à 32°C são apresentados na **Tabela 3.12**.

Tabela 3.12 – Retenção gasosa global para biorreatores *airlift* operados com água destilada à 32°C.

Ensaio	$x_1$ ( $\alpha$ )	$x_2$ ( $F_{GLS}$ )	$x_3$ ( $\Phi_{AR}$ )	AsC		AsQ	
				ADC	AS	ADC	AS
1	-1	-1	-1	0,1010	0,0803	0,0693	0,0514
2	1	-1	-1	0,0446	0,0398	0,0463	0,0361
3	-1	1	-1	0,0277	0,0596	0,0812	0,0536
4	1	1	-1	0,0229	0,0424	0,0411	0,0382
5	-1	-1	1	0,1435	0,1245	0,1048	0,0948
6	1	-1	1	0,0833	0,0703	0,0577	0,0516
7	-1	1	1	0,0714	0,0886	0,1144	0,0724
8	1	1	1	0,0408	0,0659	0,0642	0,0602
9	-1.68	0	0	0,1160	0,0855	0,1051	0,0641
10	1.68	0	0	0,0713	0,0360	0,0503	0,0514
11	0	-1.68	0	0,0709	0,0659	0,0740	0,0320
12	0	1.68	0	0,0353	0,0556	0,0680	0,0476
13	0	0	-1.68	0,0566	0,0496	0,0379	0,0228
14	0	0	1.68	0,1490	0,0768	0,0687	0,0712
15	0	0	0	0,0734	0,0651	0,0537	0,0437
16	0	0	0	0,0712	0,0664	0,0609	0,0476
17	0	0	0	0,0821	0,0650	0,0605	0,0506

Fonte: acervo pessoal do autor.

Analisando-se a **Tabela 3.12**, verificou-se diferentes faixas de variação de retenção gasosa global ( $\epsilon_G$ ) nas diferentes geometrias de biorreator *airlift* avaliadas (**Tabela 3.13**).

Tabela 3.13 – Faixa de variação de retenção gasosa global para as diferentes geometrias de biorreatores *airlift* avaliadas.

Biorreator <i>airlift</i>	$\epsilon_G$ (-)	
	Mínimo	Máximo
ADC_AsQ	0,0379	0,1144
AS_AsQ	0,0228	0,0948
ADC_AsC	0,0229	0,1490
AS_AsC	0,0360	0,1245

Fonte: acervo pessoal do autor.

De acordo com a **Tabela 3.12**, os menores valores de  $\epsilon_G$  nos diferentes modelos de biorreator *airlift* (dutos concêntricos e *split*) e formato de seção

transversal (circular e quadrada) foram observados em diferentes condições de geometria de região de mistura e condição operacional (**Tabela 3.14**).

Tabela 3.14 – Características geométricas da região de mistura e condição operacional dos ensaios correspondentes aos menores valores de  $\varepsilon_G$  para os diferentes biorreatores *airlift* avaliados.

Biorreator <i>airlift</i>	Condições do ensaio			Ensaio
	$\alpha$ (°)	$F_{GLS}$ (-)	$\Phi_{AR}$ (vvm)	
ADC_AsQ	60	0,20	1,0	13
AS_AsQ	60	0,20	1,0	13
ADC_AsC	78	0,26	1,8	4
AS_AsC	90	0,20	3,0	10

Fonte: acervo pessoal do autor.

Para ambos modelos de biorreatores *airlift* de seção quadrada (dutos concêntricos e *split*), o ensaio em que ocorreu a menor transferência de oxigênio coincidiu com as condições de menor retenção gasosa global. Por outro lado, os biorreatores *airlift* de seção circular exibiram os menores valores de  $\varepsilon_G$  em condições distintas daquelas em que se verificou a menor transferência de oxigênio.

Com relação aos maiores valores de  $\varepsilon_G$ , em todos os biorreatores *airlift* o maior valor de retenção gasosa não refletiu no maior valor de  $k_{LA}$ , exibindo condições distintas de geometria da região de mistura e vazão de específica de ar. (**Tabela 3.15**).

Tabela 3.15 – Características geométricas da região de mistura e condição operacional dos ensaios correspondentes aos maiores valores de  $\varepsilon_G$  para os diferentes biorreatores *airlift* avaliados.

Biorreator <i>airlift</i>	Condições do ensaio			Ensaio
	$\alpha$ (°)	$F_{GLS}$ (-)	$\Phi_{AR}$ (vvm)	
ADC_AsQ	42	0,26	4,2	7
AS_AsQ	42	0,14	4,2	5
ADC_AsC	60	0,20	5,0	14
AS_AsC	42	0,14	4,2	5

Fonte: acervo pessoal do autor.

Comparando-se os valores de retenção gasosa global nas diferentes geometrias de biorreator *airlift* (dutos concêntricos vs *split*, seção transversal circular vs quadrada) sob as mesmas condições do planejamento experimental, ou seja,

mesmas condições operacionais e geometrias da região de mistura, verificou-se as seguintes relações:

- O biorreator *airlift* de dutos concêntricos de seção circular (ADC\_AsC) alcançou os maiores valores de  $\varepsilon_G$  quando comparado aos demais modelos, com exceção dos ensaios 4 e 8 (AS\_AsC) e 2, 3, 7, 11 e 12 (ADC\_AsQ) em que outras geometrias exibiram os maiores valores de  $\varepsilon_G$ ;
- O biorreator *airlift split* de seção quadrada (AS\_AsQ) exibiu os menores valores de  $\varepsilon_G$ , com exceção dos ensaios 3, 4, 8, 10, 12 e 14 em que as demais geometrias de biorreator *airlift* apresentaram as menores retenções gasosas globais.

Portanto, pode-se generalizar estes resultados através da relação descrita pela **Equação 3.16**.

$$\varepsilon_{G(ADC\_AsC)} > \varepsilon_{G(AS\_AsC)} \cong \varepsilon_{G(ADC\_AsQ)} > \varepsilon_{G(AS\_AsQ)} \quad (\text{Eq 3.16})$$

Da mesma forma que observada para o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio, a relação dada pela **Equação 3.16** para retenção gasosa não apresentou nenhuma correlação com a geometria da base dos diferentes biorreatores, concordando com as análises realizadas por Kilonzo *et al.* (2007) (**Equação 3.17**), Gavrilesco e Tudose (1998a) (**Equação 3.18**) e Merchuk *et al.* (1994) (**Equação 3.19**), em que os expoentes dos termos que envolviam a geometria da região de mistura ( $h_T$ ,  $D_{hGLS}/D_{hC}$ , e  $Y$ ) foram maiores do que o expoente do parâmetro que descrevia a base ( $h_B$ ).

$$\varepsilon_G \propto h_T^{4,82} \left( \frac{D_{hGL}}{D_{hC}} \right)^{11,5} h_B^{0,08} \quad (\text{Eq 3.17})$$

$$\varepsilon_G \propto h_T^{-0,6} Y^{-0,20} h_B^{-0,13} \quad (\text{Eq 3.18})$$

$$\varepsilon_G \propto h_T^{-0,07} \left( \frac{D_{hGLS}}{AD_{hC}} \right)^{-3,5} h_B^{0,1} \quad (\text{Eq 3.19})$$

Utilizando-se um software estatístico, ajustou-se a **Equação 3.3** aos dados experimentais de retenção gasosa global para todas as geometrias de biorreatores *airlift* para obtenção das constantes e determinação dos fatores

significativos na descrição dos efeitos de  $\alpha$ ,  $F_{GLS}$  e  $\Phi_{AR}$  na retenção gasosa. Em seguida, os termos não-significativos foram retirados do modelo e o seu efeito adicionado ao erro, obtendo-se então os modelos refinados (**Equações 3.20 a 3.23**).

$$\varepsilon_{G(AsQ\_ADC)} = 0,057 - 0,018x_1 + 0,008x_1^2 + 0,006x_2^2 + 0,011x_3 - 0,004x_1x_3 \quad (\text{Eq 3.20})$$

$$\varepsilon_{G(AsQ\_AS)} = 0,048 - 0,088x_1 + 0,005x_1^2 + 0,013x_3 \quad (\text{Eq 3.21})$$

$$\varepsilon_{G(AsC\_ADC)} = 0,085 + 0,017x_1 - 0,020x_2 + 0,014x_2^2 + 0,022x_3 + 0,010x_1x_2 \quad (\text{Eq 3.22})$$

$$\varepsilon_{G(AsC\_AS)} = 0,067 - 0,016x_1 - 0,006x_2 + 0,013x_3 + 0,007x_1x_2 \quad (\text{Eq 3.23})$$

A análise de variância (ANOVA) (**Tabela 3.16**) resultou em coeficientes de determinação ( $R^2$ ) superiores a 0,78 e valores de F ao menos 6,0 vezes superiores aos valores tabelados (Intervalo de confiança de 90%), validando dessa maneira os modelos e permitindo a utilização das **Equações 3.20 a 3.23** para avaliar os efeitos de  $\alpha$ ,  $F_{GLS}$  e  $\Phi_{AR}$  (cujas variáveis codificadas são  $x_1$ ,  $x_2$  e  $x_3$ , respectivamente) sobre  $\varepsilon_G$ .

Tabela 3.16 – Análise de variância (ANOVA) e coeficiente de correlação para superfícies de resposta de  $\varepsilon_G$ .

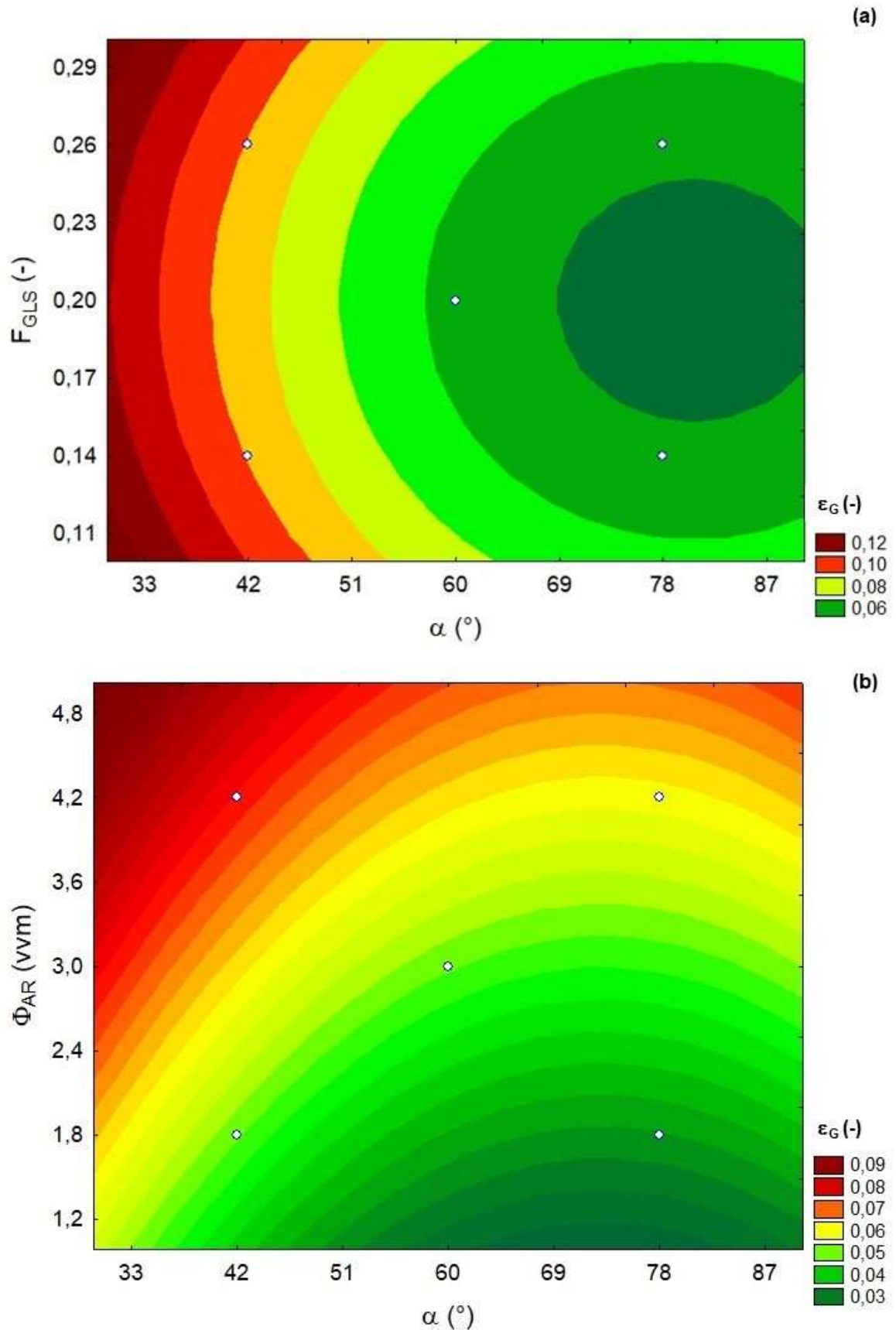
ANOVA (IC = 90%)	AsQ		AsC	
	ADC	AS	ADC	AS
$R^2$	0,95	0,78	0,87	0,90
$F_{TAB}/F_{CALC}$	19,0	6,1	6,0	10,5

Fonte: acervo pessoal do autor.

Para melhor visualização do efeito da geometria da região de mistura sobre a retenção gasosa global, foram geradas superfícies de resposta para diferentes vazões de ar para os biorreatores *airlift* avaliados. Os gráficos de contorno de  $\varepsilon_G$  para os biorreatores *airlift* de seção quadrada (**Figura 3.12**) e seção circular (**Figura 3.13**) correspondem a uma vazão específica de ar de 3 vvm, com exceção da superfície de resposta para o biorreator AS\_AsQ, devido à dependência de  $\varepsilon_G$  de apenas uma variável geométrica ( $\alpha$ ).

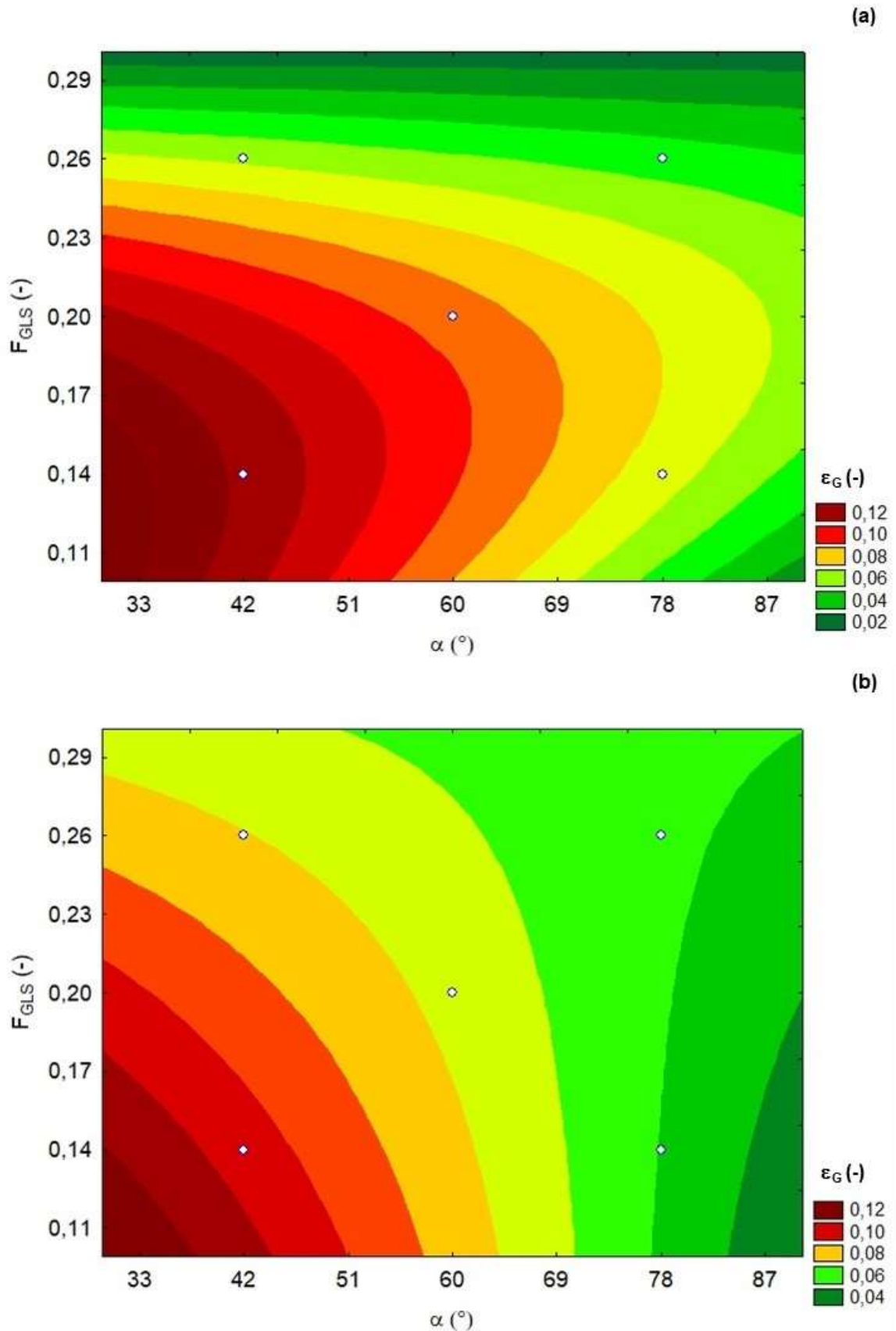


Figura 3.12 – Superfície de resposta para a retenção gasosa global para biorreatores *airlift* de seção transversal quadrada: (a) dutos concêntricos; (b) *split*.



Fonte: acervo pessoal do autor.

Figura 3.13 – Superfície de resposta para a retenção gasosa global para biorreatores *airlift* de seção transversal circular: (a) dutos concêntricos; (b) *split*.



Fonte: acervo pessoal do autor.

No biorreator *airlift* de dutos concêntricos de seção quadrada (**Figura 3.12a**) os maiores valores de retenção gasosa global foram verificados para ângulos da região de mistura inferiores à 42°, independentemente do valor de  $F_{GLS}$ . Por outro lado, os menores valores de  $\varepsilon_G$  foram observados para regiões de mistura com as seguintes características geométricas:  $0,17 < F_{GLS} < 0,23$  e  $78 < \alpha < 90^\circ$ . Com relação ao biorreator *airlift split* de seção quadrada (**Figura 3.12b**), verificou-se que  $\varepsilon_G$  foi afetada apenas pelo ângulo de abertura da região de mistura.

Analisando-se a **Figura 3.13a**, em biorreatores *airlift* de dutos concêntricos de seção circular verificou-se o aumento na retenção gasosa global ( $\varepsilon_G$ ) com a diminuição do ângulo ( $\alpha$ ) e da fração volumétrica de líquido na região de mistura ( $F_{GLS}$ ), comportamento este similar ao observado para o biorreator *split* de seção circular (**Figura 3.13b**). Em ambos os modelos, a maior retenção gasosa global foi verificada para regiões de mistura com as seguintes características geométricas:  $\alpha = 30^\circ$  e  $F_{GLS} = 0,10$ .

Através da (**Figura 3.12** e **Figura 3.13**), para cada modelo de biorreator *airlift* (dutos concêntricos e *split*) e formato da seção transversal (circular e quadrada), foram determinadas as características geométricas ( $\alpha$  e  $F_{GLS}$ ) da região de mistura que proporcionaram os maiores valores retenção gasosa global (**Tabela 3.17**). Em geral, verificou-se que as melhores geometrias de região de mistura em termos de retenção gasosa global foram aquelas com ângulos de 30° e frações volumétricas de líquido na região de mistura igual a 0,10.

Tabela 3.17 – Características geométricas da região de mistura correspondente aos maiores valores de  $\varepsilon_G$  para os diferentes biorreatores *airlift*.

Biorreator <i>airlift</i>	Condições do ensaio		
	$\alpha$ (°)	$F_{GLS}$ (-)	$\Phi_{AR}$ (vvm)
ADC_AsQ	30	0,10	3,0
	130	0,30	3,0
AS_AsQ	30	Independente	3,0
ADC_AsC	30	0,10	3,0
AS_AsC	30	0,10	3,0

Fonte: acervo pessoal do autor.

### **3.5 Considerações finais**

O efeito da geometria da base e da região de mistura sobre o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{LA}$ ) e a retenção gasosa global ( $\epsilon_G$ ) em biorreatores *airlift split* e de dutos concêntricos de diferentes seções transversais (circular e quadrada) foi avaliado. Verificou-se que a geometria da base exerceu pouca influência sobre o desempenho de biorreatores *airlift*, enquanto o projeto da região de mistura foi decisivo na definição das condições de transferência de oxigênio e retenção gasosa nesses equipamentos, nos quais observou-se elevados valores de  $k_{LA}$  e  $\epsilon_G$  em diferentes geometrias da região de mistura (ângulo de abertura e fração volumétrica de líquido).

Comparando-se biorreatores *airlift* de mesma seção transversal (quadrada ou circular), verificou-se que de modo geral o *airlift* de dutos concêntricos apresentou maiores valores de  $k_{LA}$  quando comparado ao *airlift split*, observando-se essa mesma tendência em relação à retenção gasosa global.

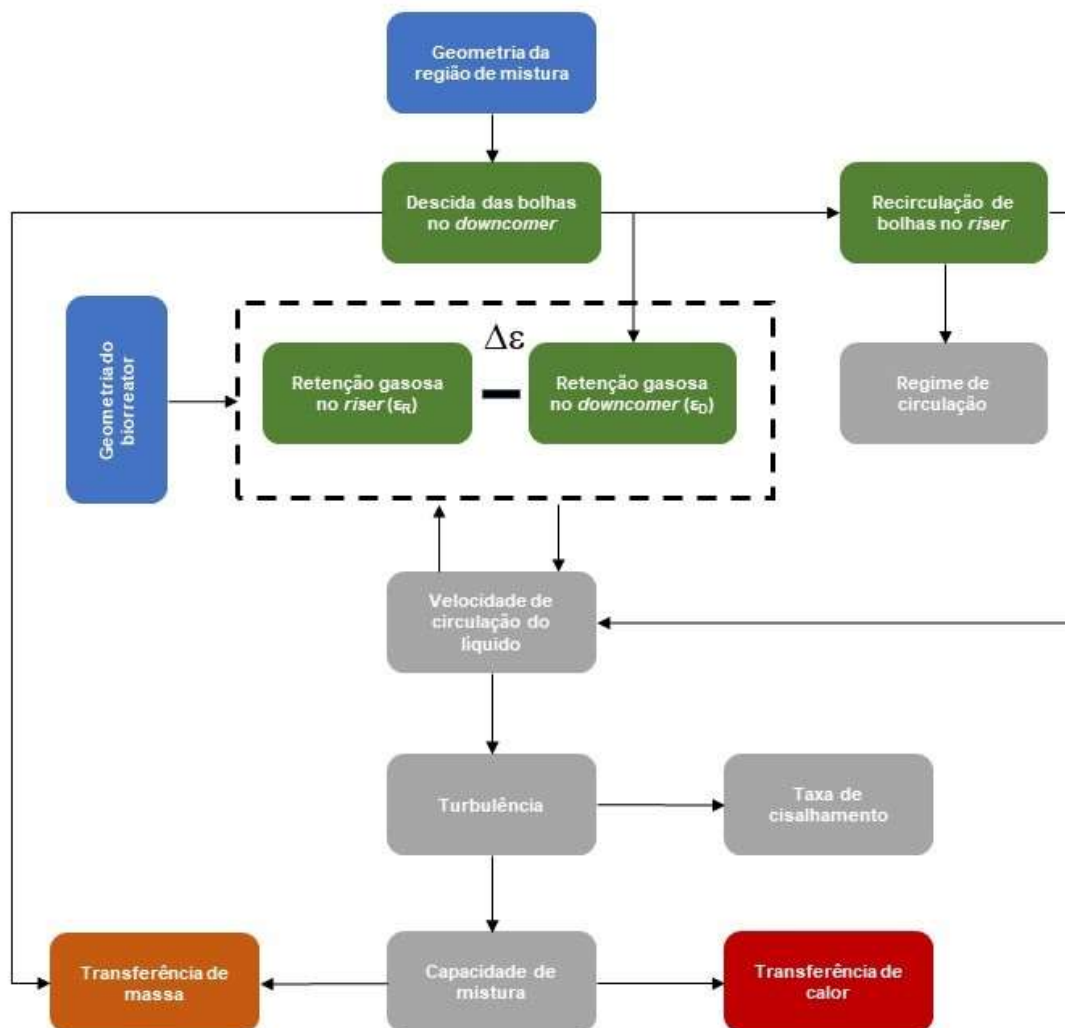
Analisando-se o mesmo modelo de biorreator *airlift* (dutos concêntricos ou *split*) para diferentes seções transversais, constatou-se os maiores valores de  $k_{LA}$  e  $\epsilon_G$  para os biorreatores *airlift* de seção circular.

## 4 Efeito da geometria na hidrodinâmica de biorreatores *airlift* de dutos concêntricos e *split*

### 4.1 Introdução

A velocidade de circulação da fase líquida no interior de biorreatores *airlift* afeta diretamente a turbulência do escoamento, a taxa de cisalhamento e a capacidade de mistura destes dispositivos, determinando a sua eficiência em termos de transferência de calor e massa, como pode ser visualizado na **Figura 4.1** (Klein *et al.*, 2001).

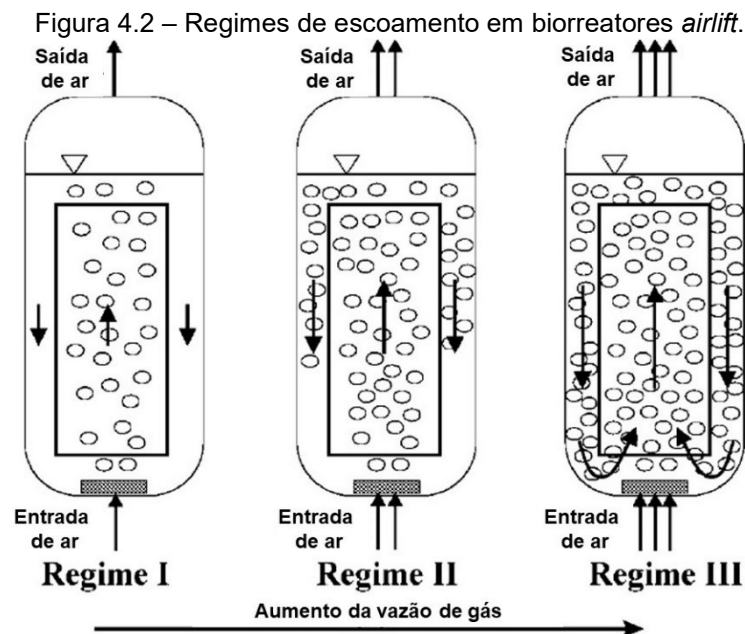
Figura 4.1 – Efeito da geometria no desempenho global de biorreatores *airlift*.



Fonte: adaptado de Klein *et al.* (2001).

Neste contexto, a geometria destes dispositivos apresenta um elevado impacto sobre o seu desempenho global, principalmente em relação à geometria da região de mistura. A separação da fase gasosa retida na fase líquida imposta pelo topo do biorreator *airlift* define a descida das bolhas de ar pelo *downcomer* e a recirculação do ar pelo *riser*. Dessa maneira, podem ser estabelecidos três regimes de escoamento em biorreatores *airlift* conforme a distribuição de gás nessas regiões (**Figura 4.2**):

- Regime I: não se observa a presença de bolhas de ar no *downcomer*, situação em que se verifica uma baixa eficiência de transferência de oxigênio e a existência de zonas mortas;
- Regime II: inicia-se a descida de bolhas de ar pelo *downcomer*, contudo tem-se um equilíbrio entre as forças de empuxo e de arrasto sobre as bolhas, causando uma estagnação destas nesta região;
- Regime III: a velocidade do líquido atinge um valor capaz de arrastar as bolhas de ar por todo o volume do *downcomer*, promovendo a sua recirculação pelo *riser*, distribuindo o gás por todo o volume do biorreator.



Fonte: adaptado de Klein *et al.* (2001).

Além do impacto causado pela região de mistura sobre a velocidade de circulação do líquido, através da definição dos diferentes regimes de escoamento, a base também exerce uma influência significativa sobre esta variável, implicando

numa perda de carga localizada com dissipação de energia. Portanto, a avaliação combinada de ambas variáveis de projeto (geometrias da base da região de mistura) é fundamental para a compreensão do escoamento gás-líquido, que define o desempenho global de biorreatores *airlift*.

## 4.2 Estado da arte

Seguindo o mesmo protocolo experimental aplicado ao estudo de transferência de oxigênio, em que correlações entre variáveis geométricas e de desempenho foram estabelecidas, alguns estudos verificaram o efeito da geometria da base ( $h_B$ ) e da região de mistura ( $h_T$  e  $D_{hGLS}/D_{hc}$ ) sobre a velocidade superficial de líquido, possibilitando a análise da relação entre geometria e circulação do líquido (Tabela 4.1).

Tabela 4.1 – Estudos que avaliaram o efeito da geometria da base e da região de mistura sobre a velocidade de circulação do líquido.

Referência	Modelo de <i>Airlift</i>	Volume útil (L)	Fluido	Condição operacional	Proporcionalidade
Mehrnia <i>et al.</i> (2004)	ADC	-	Querosene Microemulsão de água em óleo	$0.01 < U_{GR} < 0.08$ m/s	$U_{LD} \propto \left(\frac{D_{hGLS}}{D_{hc}}\right)^{0.3643} h_B^{0.0377}$
Gouveia <i>et al.</i> (2003)	ADC (aspersão pela região anular)	6	Água	$0.0126 < U_{GR} < 0.0440$ m/s	$U_{LR} \propto h_T^{-0.004} h_B^{0.095}$
Gavrilescu e Tudose (1998b)	ADC	70 / 2500 / 5200	Água	$0.005 < U_{GR} < 0.100$ m/s	$U_{LR} \propto h_T^{0.84} \left(\frac{D_{hGLS}}{D_{hc}}\right)^{0.33}$

Fonte: acervo pessoal do autor.

Assim como fora observado na avaliação do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{La}$ ) e retenção gasosa global ( $\epsilon_G$ ), não foi possível verificar uma relação clara entre as variáveis geométricas e a velocidade de circulação do líquido.

Com o intuito de se prever a velocidade de líquido em biorreatores *airlift*, modelos fenomenológicos foram propostos e avaliados na literatura, baseados em balanços de energia em cada seção do biorreator *airlift* (Chisti *et al.*, 1988; Calvo e Leton, 1991; Calvo *et al.*, 1991; Ganzeveld *et al.*, 1995; Hwang e Cheng, 1997; Bando *et al.*, 2000; Kilonzo *et al.*, 2010; Mendes e Badino, 2016) ou do princípio de conservação de quantidade de movimento (Hsu e Dudukovic, 1980; Freitas *et al.*, 1999; Kilonzo *et al.*, 2006; Luo *et al.*, 2011; Luo *et al.*, 2013). Apesar do princípio de conservação aplicado ser diferente, em ambas as abordagens o equacionamento final aponta para relações similares entre a velocidade de líquido e as relações geométricas.

Chisti *et al.* (1988) propuseram um modelo semi-empírico para a previsão de  $U_{LR}$  (**Equações 4.1 e 4.2**) em biorreatores *airlift* conhecendo-se previamente as suas características geométricas e as retenções gasosas parciais. Comparando os resultados experimentais disponíveis na literatura de 13 diferentes biorreatores *airlift* (circulação interna/externa e volumes variando entre 60 e 1060 L) operando com líquidos de baixa viscosidade, os autores verificaram uma boa previsão da velocidade do líquido, com erros inferiores a 30%.

$$U_{LR} = \left[ \frac{2gH_D(\varepsilon_R - \varepsilon_D)}{K_B \left( \frac{A_R}{A_D} \right)^2 \frac{1}{(1 - \varepsilon_D)^2}} \right]^{0.5} \quad (\text{airlift de circulação interna}) \quad (\text{Eq 4.1})$$

$$U_{LR} = \left[ \frac{2gH_D(\varepsilon_R - \varepsilon_D)}{K_B \left( \frac{1}{(1 - \varepsilon_R)^2} + \left( \frac{A_R}{A_D} \right)^2 \frac{1}{(1 - \varepsilon_D)^2} \right)} \right]^{0.5} \quad (\text{airlift de circulação externa}) \quad (\text{Eq 4.2})$$

onde  $K_B$  é o coeficiente de perda de carga na base do biorreator *airlift*.

Calvo *et al.* (1991) estenderam a aplicação do modelo de previsão de  $U_{LR}$  e  $U_{LD}$  baseado no balanço de energia para biorreatores *airlift* de circulação interna e externa, operando com fluidos viscosos ( $0,115 < \mu_L < 2,85$  Pa.s), observando erros inferiores a 20%.

Ganzeveld *et al.* (1995) validaram o modelo de Chisti *et al.* (1988), proposto para um escoamento gás-líquido, em biorreatores *airlift split* trifásicos em escala de bancada contendo micropartículas como suporte de células animais.



Devido à pequena diferença de densidade entre as partículas sólidas e a fase líquida (solução aquosa 0,1 M de NaCl), verificou-se a suspensão homogênea das partículas por todo o biorreator, possibilitando assim uma boa previsão da velocidade do líquido para diferentes concentrações de micropartículas (10 a 29 g/L). Hwang e Cheng (1997) estenderam a validade do balanço de energia na previsão de  $U_{LD}$  em biorreatores *airlift* de dutos concêntricos operando um sistema trifásico (partículas de poliestireno) com fluidos não-Newtonianos (soluções de carboximetil celulose).

Kilonzo *et al.* (2010) avaliaram a velocidade de líquido em biorreatores *airlift* de dutos concêntricos de 21 L equipados com uma matriz fibrosa no *downcomer* (utilizada para imobilizar células). Através do balanço de energia, os autores propuseram um modelo capaz de prever com excelente precisão (erros inferiores a 10%) os valores de  $U_{LR}$  para água, considerando-se tanto a geometria do biorreator quanto as características geométricas da matriz fibrosa.

Mendes e Badino (2016) consideraram as energias dissipadas por atrito no *riser* e no *downcomer* na modelagem original proposta por Chisti *et al.* (1988), validando este novo modelo (**Equação 4.3**) para biorreatores *airlift* de circulação interna de dutos concêntricos e *split* de bancada (5 e 10 L) operando com diversos fluidos Newtonianos (água e solução viscosas de glicerol) e não-Newtonianos (soluções de goma xantana e carboximetil celulose). Para uma ampla faixa de propriedades reológicas de fluidos, os autores obtiveram uma boa previsão da velocidade intersticial de líquido ( $V_{LR}$ ), com grande parte dos valores previstos apresentando erros inferiores a 30%.

$$U_{LR} = \left[ \frac{2gh_D(\varepsilon_R - \varepsilon_D)}{4h_D \left[ \frac{f_{LR}}{D_{hR}} + \frac{f_{LD}}{D_{hD}} \left( \frac{A_R}{A_D} \right)^2 \right] + \frac{K_B}{(1 - \varepsilon_D)^2} \left( \frac{A_R}{A_D} \right)^2} \right]^{0.5} \quad \text{(Eq 4.3)}$$

onde  $f_{LR}$  e  $f_{LD}$  correspondem ao fator de atrito de Fanning do líquido no *riser* e no *downcomer*, respectivamente, e  $h_D$  é a altura da dispersão gás-líquido.

### 4.3 Materiais e métodos

#### 4.3.1 Biorreatores e análise dos resultados

Os biorreatores utilizados, bem como todo o aparato experimental e a forma de análise dos resultados deste capítulo correspondem aos mesmos empregados no capítulo anterior, que abordou a transferência de oxigênio e retenção gasosa global.

#### 4.3.2 Determinação das retenções gasosas parciais

A retenção gasosa parcial ( $\varepsilon_i$ ) das diferentes regiões do biorreator *airlift* foi determinada através do método manométrico (Chisti, 1989), no qual realiza-se a medida da diferença de pressão entre dois pontos de amostragem ( $\Delta P_i$ ), utilizando-se um medidor eletrônico de pressão (Modelo SC990, T&S Equipamentos Eletrônicos, Brasil). Conhecendo-se a distância vertical entre os pontos de amostragem ( $d$ ), bem como as densidades das fases líquida e gasosa ( $\rho_L$  e  $\rho_G$ ), a retenção gasosa parcial em cada região é calculada através da **Equação 4.4**.

$$\varepsilon_i = \frac{\rho_L}{\rho_L - \rho_G} - \frac{\Delta P_i}{(\rho_L - \rho_G)gd} \quad (\text{Eq 4.4})$$

onde o subscrito “i” corresponde a R (*riser*) ou D (*downcomer*).

#### 4.3.3 Determinação da velocidade superficial do líquido

As velocidades superficiais do líquido nas regiões de subida ( $U_{LR}$ ) e descida ( $U_{LD}$ ) foram obtidas através das **Equações 4.5** e **4.6**, propostas por Gouveia *et al.* (2003), considerando-se os parâmetros geométricos do biorreator e o tempo de circulação ( $t_c$ ) do líquido.

$$U_{LR} = \frac{2H_D + h_T + h_B}{2t_c} \left( 1 + \frac{A_D}{A_R} \right) \quad (\text{Eq 4.5})$$

$$U_{LD} = \frac{2H_D + h_T + h_B}{2t_C} \left( 1 + \frac{A_R}{A_D} \right) \quad (\text{Eq 4.6})$$

Mendes e Badino (2016) sugeriram a utilização do valor do vão livre do topo ( $h_T$ ) considerando-se a aeração do sistema, ou seja,  $h_T$  corresponde à distância entre a parte superior do anteparo e o nível da dispersão gás-líquido.

O tempo de circulação foi determinado através do método da esfera (Vasconcelos *et al.*, 2003), no qual se utiliza uma esfera de mesma densidade do líquido, avaliando-se o tempo necessário para que esta complete uma determinada quantidade de voltas pelo equipamento. Uma câmera digital (Nikon D5200) foi utilizada para monitorar a passagem da partícula pela base dos biorreatores (devido à pequena quantidade de gás presente nesta região) por pelo menos 2 minutos, assegurando um número mínimo de voltas da partícula igual a 16. Os ensaios foram realizados em triplicata, observando-se um desvio médio de 4%.

#### 4.3.4 Modelo semi-empírico de estimativa de $U_{LR}$

A modelagem semi-empírica da velocidade de líquido proposta por Chisti *et al.* (1988), baseia-se na conservação de energia no biorreator (**Equação 4.7**) e assume as seguintes hipóteses (Kilonzo *et al.*, 2010; Mendes, 2016):

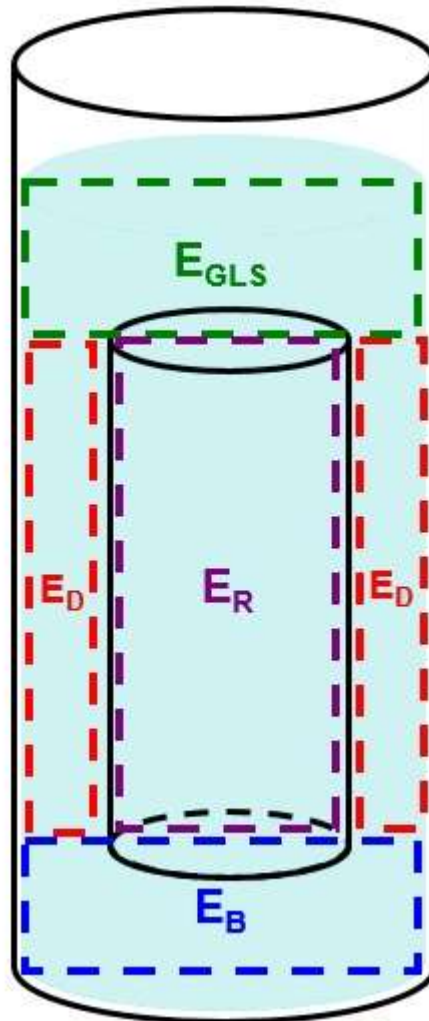
- existência de um escoamento estável no biorreator *airlift*;
- a mudança no volume do gás ocorre apenas devido à variação da pressão estática, seguida da expansão isotérmica da fase gasosa;
- a quantidade de gás retida no *downcomer* é desprezível quando comparada ao gás aprisionado no *riser*;
- a energia cinética associada à entrada de gás através do aspersor é desprezível;
- *riser* e *downcomer* apresentam a mesma altura da dispersão gás-líquido ( $h_D$ ).

$$\left[ \begin{array}{c} \text{Entrada de energia} \\ \text{no biorreator} \end{array} \right] = \left[ \begin{array}{c} \text{Dissipação ou perda de} \\ \text{energia no biorreator} \end{array} \right] \quad (\text{Eq 4.7})$$

Transformando a **Equação 4.7** em função das energias dissipadas/perdidas em cada região do biorreator *airlift* (**Figura 4.3**), tem-se:

$$E_{in} = E_R + E_D + E_B + E_{GLS} + E_F \quad (\text{Eq 4.8})$$

Figura 4.3 – Ilustração de um biorreator *airlift* de dutos concêntricos com especificação das regiões onde ocorre dissipação de energia



Fonte: acervo pessoal do autor.

Na **Equação 4.8**,  $E_{in}$  corresponde à taxa de entrada de energia no sistema devido à expansão isotérmica do gás (W);  $E_R$  é a taxa de dissipação de energia no *riser* devido à subida das bolhas de ar (W);  $E_D$  é a taxa de perda de energia no *downcomer* causada pela estagnação das bolhas nesta região (W);  $E_B$  e  $E_{GLS}$  são as taxas de perda de energia por atrito devido à mudança de direção de escoamento ocasionada pela base e região de mistura, respectivamente;  $E_F$  é a taxa

de energia dissipada por atrito no *riser* e no *downcomer* (W). Salienta-se que os termos referem-se à energia por unidade de tempo.

Na construção do modelo de previsão de velocidade a partir da **Equação 4.8**, verifica-se a necessidade de empregar equações que descrevam a dissipação/perda de energia em cada região do biorreator *airlift*. Contudo, para o *riser* e o *downcomer*, tais equações não se encontram disponíveis, tornando-se necessária a realização de balanços de energia em cada região. No *riser* o balanço de energia resulta na **Equação 4.9**

$$\left[ \begin{array}{l} \text{Entrada de energia} \\ \text{devido à expansão} \\ \text{isotérmica do gás} \end{array} \right] = \left[ \begin{array}{l} \text{Dissipação de energia} \\ \text{devido à subida das} \\ \text{bolhas no riser} \end{array} \right] + \left[ \begin{array}{l} \text{Perda de} \\ \text{pressão} \end{array} \right] + \left[ \begin{array}{l} \text{Ganho de} \\ \text{energia potencial} \end{array} \right]$$

$$E_{in} = E_R - \rho_L \cdot g \cdot h_D \cdot (1 - \varepsilon_R) \cdot U_{LR} \cdot A_R + \rho_L \cdot g \cdot h_D \cdot U_{LR} \cdot A_R \quad (\text{Eq 4.9})$$

Rearranjando-se a **Equação 4.9** obtém-se uma equação que permite o cálculo de  $E_R$  (**Equação 4.10**).

$$E_R = E_{in} - \rho_L \cdot g \cdot h_D \cdot \varepsilon_R \cdot U_{LR} \cdot A_R \quad (\text{Eq 4.10})$$

De maneira similar, o balanço de energia para a fase líquida no *downcomer* resulta na **Equação 4.11**.

$$\left[ \begin{array}{l} \text{Entrada de} \\ \text{energia} \end{array} \right] = \left[ \begin{array}{l} \text{Dissipação de energia} \\ \text{devido às bolhas estagnadas} \\ \text{no downcomer} \end{array} \right] + \left[ \begin{array}{l} \text{Ganho de} \\ \text{pressão} \end{array} \right] + \left[ \begin{array}{l} \text{Perda de} \\ \text{energia potencial} \end{array} \right]$$

$$0 = E_D + \rho_L \cdot g \cdot h_D \cdot (1 - \varepsilon_D) \cdot U_{LD} \cdot A_D + \rho_L \cdot g \cdot h_D \cdot U_{LD} \cdot A_D \quad (\text{Eq 4.11})$$

Rearranjando-se a **Equação 4.11** obtém-se uma equação que permite o cálculo de  $E_D$  (**Equação 4.12**).

$$E_D = \rho_L \cdot g \cdot h_D \cdot \varepsilon_D \cdot U_{LD} \cdot A_D \quad (\text{Eq 4.12})$$

A perda de energia na base e no topo (região de mistura) pode ser calculada da mesma maneira que em escoamentos de líquidos em dutos (McCabe *et al.* (1993) citado por Chisti *et al.* (1988), Hwang e Cheng (1997) e Mendes (2016)). A **Equação 4.13** descreve a perda de energia na base.

$$E_B = \frac{1}{2} \rho_L \cdot V_{LD}^3 \cdot K_B \cdot A_D \cdot (1 - \varepsilon_D) \quad (\text{Eq 4.13})$$

Em biorreatores *airlift* de circulação interna, usualmente a energia dissipada na região de mistura (topo) é considerada desprezível sob a alegação de se tratar de um canal aberto (Chisti *et al.*, 1988; Mendes e Badino, 2016). Entretanto, devido às diferentes geometrias de região de mistura avaliadas no presente trabalho, a sua contribuição de perda de energia não foi negligenciada, tendo sido modelada considerando-se essa região como a combinação de duas perdas de energia localizadas (**Equação 4.14**), uma devido à expansão de área ocasionada pela saída do líquido do *riser* e entrada na região de mistura e outra devido à contração de área observada pela saída do líquido na região de mistura e entrada no *downcomer*.

$$E_{GLS} = \frac{1}{2} \rho_L \cdot [V_{LR}^3 \cdot K_{T,exp} \cdot A_R \cdot (1 - \varepsilon_R) + V_{LD}^3 \cdot K_{T,cont} \cdot A_D \cdot (1 - \varepsilon_D)] \quad (\text{Eq 4.14})$$

onde  $K_{T,exp}$  e  $K_{T,cont}$  correspondem aos coeficientes de perda de carga na região de mistura devido à expansão e à contração, respectivamente.

Segundo Verlaan *et al.* (1986) e Kemblowski *et al.* (1993), citados por Mendes (2016), no cálculo da perda de energia por atrito de escoamentos gás-líquido com valores de retenção gasosa inferiores a 15%, pode-se desprezar a contribuição da fase gasosa no atrito global. Logo, as perdas de energia ocasionadas pelo atrito no *riser* e *downcomer* podem ser aproximadas àquela verificada em escoamentos monofásicos (**Equação 4.15**) (Mendes, 2016).

$$E_F = 2 \cdot \rho_L \cdot h_D \cdot \left( f_{LR} \cdot \frac{A_R}{D_{hR}} \cdot U_{LR}^3 + f_{LD} \cdot \frac{A_D}{D_{hD}} \cdot U_{LD}^3 \right) \quad (\text{Eq 4.15.})$$

Substituindo-se as **Equações 4.10, 4.12, 4.13, 4.14 e 4.15** na **Equação 4.9** obtém-se a **Equação 4.16**.

$$E_{in} = E_{in} - \rho_L \cdot g \cdot h_D \cdot \varepsilon_R \cdot U_{LR} \cdot A_R + \rho_L \cdot g \cdot h_D \cdot \varepsilon_D \cdot U_{LD} \cdot A_D + \frac{1}{2} \rho_L \cdot [V_{LR}^3 \cdot K_{T,exp} \cdot A_R \cdot (1 - \varepsilon_R) + V_{LD}^3 \cdot (K_B + K_{T,cont}) \cdot A_D \cdot (1 - \varepsilon_D)] + 2 \cdot \rho_L \cdot h_D \cdot \left( f_{LR} \cdot \frac{A_R}{D_{hR}} \cdot U_{LR}^3 + f_{LD} \cdot \frac{A_D}{D_{hD}} \cdot U_{LD}^3 \right) \quad (\text{Eq 4.16})$$

Aplicando-se a relação entre velocidades superficial ( $U_{Li}$ ) e intersticial ( $V_{Li}$ ) (**Equação 4.17**), bem como a equação da continuidade (**Equação 4.18**) à **Equação 4.16**, através do seu rearranjo, obtém-se um modelo capaz de prever a velocidade superficial do líquido no *riser* (**Equação 4.19**).

$$V_{Li} = \frac{U_{Li}}{(1 - \varepsilon_i)} \quad (\text{Eq 4.17})$$

$$U_{LR} \cdot A_R = U_{LD} \cdot A_D \quad (\text{Eq 4.18})$$

$$U_{LR} = \left[ \frac{2gh_D(\varepsilon_R - \varepsilon_D)}{4H_D \left[ \frac{f_{LR}}{D_{hR}} + \frac{f_{LD}}{D_{hD}} \left( \frac{A_R}{A_D} \right)^2 \right] + \frac{(K_B + K_{T,cont}) \left( \frac{A_R}{A_D} \right)^2}{(1 - \varepsilon_D)^2} + \frac{K_{T,exp}}{(1 - \varepsilon_R)^2}} \right]^{0.5} \quad (\text{Eq 4.19})$$

Os coeficientes de perda de carga na base e na região de mistura foram calculados com base em correlações disponíveis na literatura (White, 1974; Chisti *et al.*, 1988).

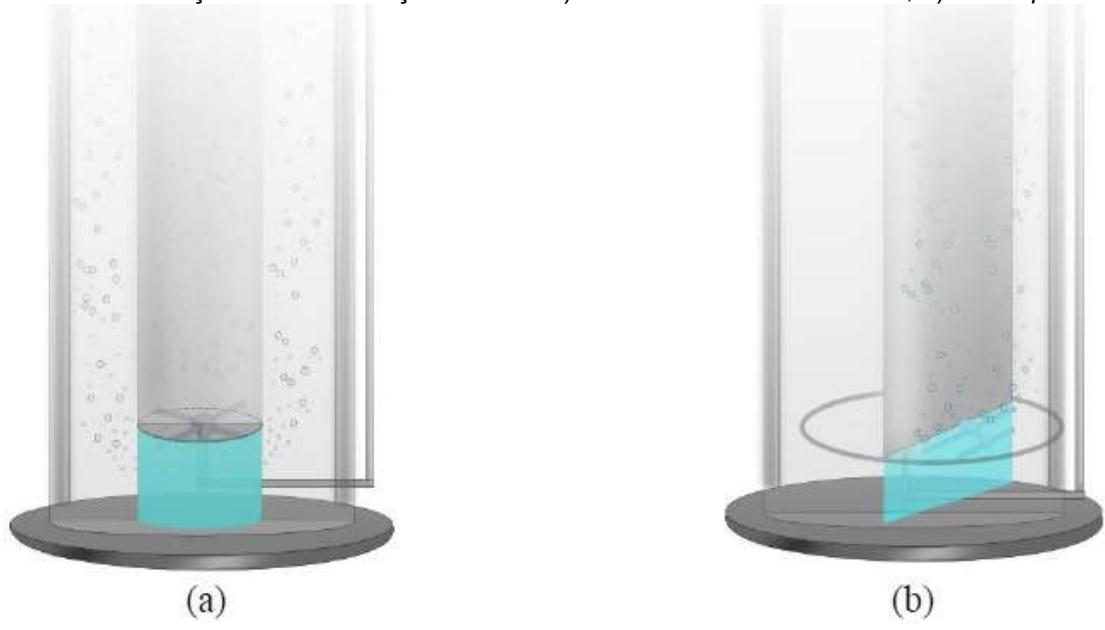
$$K_B = 11.402 \left( \frac{A_D}{A_b} \right)^{0.789} \quad (\text{Eq 4.20})$$

$$K_{T,exp} = \left( 1 - \frac{A_R}{A_{GLS}} \right)^2 \quad (\text{expansão brusca}) \quad (\text{Eq 4.21})$$

$$K_{T,cont} = 0,42 \left( 1 - \frac{A_D}{A_{GLS}} \right) \quad (\text{contração brusca}) \quad (\text{Eq 4.22})$$

onde  $A_b$  corresponde à área disponível para escoamento na base de biorreatores *airlift* (**Figura 4.4**) e  $A_{GLS}$  é a área da seção transversal na interface gás-líquido do topo do biorreator em condições de aeração.

Figura 4.4 – Ilustração da área disponível para escoamento na base de biorreatores *airlift* de circulação interna de seção circular. a) *Airlift* de dutos concêntricos; b) *Airlift split*.



Fonte: Mendes (2016).

Os cálculos dos fatores de atrito no *riser* e *downcomer* foram realizados empregando-se as **Equações 4.23** e **4.24** (Perry *et al.*, 1997):

$$f_{Li} = \frac{C_i}{Re_{Li}} \quad (\text{regime laminar}) \quad (\text{Eq 4.23})$$

$$f_{Li} = \frac{0,079}{Re_{Li}^{0,25}} \quad (\text{regime turbulento}) \quad (\text{Eq 4.24})$$

onde  $C_i$  é uma constante que depende da geometria da região do biorreator (**Tabela 4.2**) e  $Re_{Li}$  é o número de Reynolds da fase líquida, definido genericamente para dutos de qualquer formato de seção transversal através da **Equação 4.25**.



Tabela 4.2 – Valores da constante  $C_i$ .

Valores de $C_i$ (Equação 5.23)	AsQ		AsC	
	ADC	AS	ADC	AS
<i>Riser</i>	14,2	16,5	16,0	15,7
<i>Downcomer</i>	23,9	15,2	23,9	15,8

Fonte: adaptado de Perry *et al.* (1997) e Rensburg (2001).

$$Re_{Li} = \frac{\rho_L V_{Li} D_{hi}}{\mu_L} \quad (\text{Eq 4.25})$$

Para todas as geometrias, definiu-se o regime turbulento para valores de Reynolds maiores que 2100. A definição do diâmetro hidráulico ( $D_{hi}$ ) para cada região (*riser* ou *downcomer*) dos dois modelos de biorreator *airlift* (dutos concêntricos e *split*) de diferentes geometrias de seção transversal (circular a quadrada) é apresentada no **Apêndice B**.

#### 4.4 Resultados e discussão

Nesta seção serão apresentados e discutidos os resultados de tempo de circulação ( $t_c$ ), velocidades superficiais de líquido no *riser* ( $U_{LR}$ ) e no *downcomer* ( $U_{LD}$ ) para biorreatores *airlift* operados com água destilada a 32°C. Além disso, a validade de um modelo semi-empírico para previsão de  $U_{LR}$  foi verificada. Cabe ressaltar que os dados de tempo de circulação para biorreatores *airlift* de seção transversal circular (dutos concêntricos e *split*) são provenientes do trabalho de Meira (2017).

##### 4.4.1 Tempo de circulação

Os valores de  $t_c$  para biorreatores *airlift* de 10 L operados com água destilada à 32°C são apresentados na **Tabela 4.3**.

Tabela 4.3 – Tempo de circulação do líquido para biorreatores *airlift* operados com água destilada à 32°C.

Ensaio	$x_1 (\alpha)$	$x_2 (F_{GLS})$	$x_3 (\Phi_{AR})$	AsC		AsQ	
				ADT	AS	ADT	AS
1	-1	-1	-1	3,38	4,32	3,38	5,05
2	1	-1	-1	3,68	4,50	3,62	5,30
3	-1	1	-1	3,27	4,32	3,74	5,09
4	1	1	-1	4,43	4,63	3,90	6,11
5	-1	-1	1	2,80	3,89	2,75	4,32
6	1	-1	1	3,23	3,81	2,97	4,35
7	-1	1	1	2,84	3,45	2,94	4,18
8	1	1	1	3,46	3,91	3,27	4,49
9	-1.68	0	0	2,89	4,13	3,00	4,35
10	1.68	0	0	3,92	3,86	3,86	4,42
11	0	-1.68	0	3,00	4,05	2,90	4,85
12	0	1.68	0	3,35	4,20	3,15	4,92
13	0	0	-1.68	3,80	5,54	4,13	6,15
14	0	0	1.68	2,97	3,65	2,54	4,00
15	0	0	0	3,16	4,23	2,96	4,72
16	0	0	0	3,18	4,16	2,93	4,81
17	0	0	0	3,20	3,92	2,99	4,77

Fonte: acervo pessoal do autor.

Analisando-se a **Tabela 4.3**, verifica-se diferentes faixas de variação de tempo de circulação ( $t_c$ ) para as diferentes geometrias de biorreator *airlift* avaliadas (**Tabela 4.4**).

Tabela 4.4 – Faixa de variação de tempo de circulação para as diferentes geometrias de biorreatores *airlift* avaliadas.

Biorreator <i>airlift</i>	$t_c$ (s)	
	Mínimo	Máximo
ADC_AsQ	2,54	4,13
AS_AsQ	4,00	6,15
ADC_AsC	2,80	4,43
AS_AsC	3,45	5,54

Fonte: acervo pessoal do autor.

De acordo com a **Tabela 4.4**, os menores valores de  $t_c$  relativos aos diferentes modelos de biorreator *airlift* (dutos concêntricos e *split*) e formato de seção transversal (circular e quadrada) foram observados nas seguintes condições de geometria de região de mistura e condição operacional (**Tabela 4.5**).

Tabela 4.5 – Características geométricas da região de mistura e condição operacional dos ensaios correspondentes aos menores valores de  $t_c$  para os diferentes biorreatores *airlift* avaliados.

Biorreator <i>airlift</i>	Condições do ensaio			Ensaio
	$\alpha$ (°)	$F_{GLS}$ (-)	$\Phi_{AR}$ (vvm)	
ADC_AsQ	60	0,20	5,0	14
AS_AsQ	60	0,20	5,0	14
ADC_AsC	30	0,14	4,2	5
AS_AsC	30	0,26	4,2	7

Fonte: acervo pessoal do autor.

Nos biorreatores *airlift* de seção quadrada, os menores valores de  $t_c$  ocorreram nos ensaios de maior vazão específica de ar (ensaio 14). Por outro lado, apesar de terem sido alcançados em condições de elevados valores de  $\Phi_{AR}$ , os menores valores de tempo de circulação para os biorreatores *airlift* de seção circular foram observados em ensaios com diferentes geometrias de região de mistura, reforçando o efeito do projeto desta seção na circulação de líquido em biorreatores *airlift*.

Com relação aos maiores valores de  $t_c$ , em todos os biorreatores *airlift* o maior valor de tempo de circulação foi alcançado na condição de menor vazão volumétrica de ar (ensaio 13), com exceção do biorreator *airlift* de dutos concêntricos de seção circular, no qual o maior valor de  $t_c$  foi observado no ensaio 4 ( $\alpha=78^\circ$ ,  $F_{GLS}=0,26$  e  $\Phi_{AR}=1,8$  vvm) (Tabela 4.6). Portanto, conforme a vazão de ar aumenta, a geometria de região de mistura parece influenciar mais o tempo de circulação.

Tabela 4.6 – Características geométricas da região de mistura e condição operacional dos ensaios correspondentes aos maiores valores de  $t_c$  para os diferentes biorreatores *airlift* avaliados.

Biorreator <i>airlift</i>	Condições do ensaio			Ensaio
	$\alpha$ (°)	$F_{GLS}$ (-)	$\Phi_{AR}$ (vvm)	
ADC_AsQ	60	0,20	1,0	13
AS_AsQ	60	0,20	1,0	13
ADC_AsC	78	0,26	1,8	4
AS_AsC	60	0,20	1,0	13

Fonte: acervo pessoal do autor.

Comparando-se os valores de tempo de circulação nas diferentes geometrias de biorreator *airlift* (dutos concêntricos vs *split*, seção transversal circular vs quadrada), sob as mesmas condições do planejamento experimental, ou seja,

mesmas condições operacionais e geometrias da região de mistura, verificou-se as seguintes relações:

- O biorreator *airlift split* de seção quadrada (AS\_AsQ) exibiu os maiores valores de  $t_c$  quando comparado aos demais;
- O biorreator *airlift* de dutos concêntricos de seção quadrada (ADC\_AsQ) apresentou os menores tempo de circulação, com exceção do ensaio 10 e dos ensaios 3, 7, 9 e 13 em que os biorreatores *airlift split* de seção circular e de dutos concêntricos proporcionaram os menores valores de  $t_c$ , respectivamente;
- Independentemente do formato da seção transversal (circular ou quadrada), os menores valores de tempo de circulação foram observados em biorreatores *airlift* de dutos concêntricos quando comparados ao modelo *airlift split*.

Portanto, pode-se generalizar estes resultados através da relação descrita pela **Equação 4.26**.

$$t_{C(AS\_AsQ)} > t_{C(AS\_AsC)} > t_{C(ADC\_AsC)} > t_{C(ADC\_AsQ)} \quad (\text{Eq 4.26})$$

Tal comportamento pode estar relacionado com outras duas variáveis geométricas:

- A razão entre as áreas de escoamento ( $A_D/A_R$ ), cuja relação nos diferentes biorreatores *airlift* avaliados é dada pela **Equação 4.27**:

$$\left(\frac{A_D}{A_R}\right)_{(AS\_AsC)} > \left(\frac{A_D}{A_R}\right)_{(ADC\_AsC)} > \left(\frac{A_D}{A_R}\right)_{(ADC\_AsQ)} = \left(\frac{A_D}{A_R}\right)_{(AS\_AsQ)} \quad (\text{Eq 4.27})$$

- A geometria da base, usualmente descrita através do vão livre na base ( $h_B$ ). Entretanto, em todos os biorreatores *airlift* avaliados, este parâmetro exibiu um valor constante igual a 50 mm. Uma forma alternativa e melhor de se avaliar o formato da base em biorreatores *airlift* é através da área disponível para o escoamento na base ( $A_b$ ) (região hachurada na **Figura 4.4**), que é utilizada no cálculo da perda de carga na base do biorreator ( $K_B$ ) (**Equação 4.20**) (Chisti *et al.*, 1988):

$$K_B = 11.402 \left(\frac{A_D}{A_b}\right)^{0.789} \quad (\text{Eq 4.20})$$

Portanto, devido à grande dependência entre tempo de circulação e a geometria das diversas regiões de biorreatores *airlift*, bem como da vazão de ar, os resultados de  $t_c$  em todos os biorreatores *airlift* avaliados foram correlacionados com diversos grupos adimensionais (**Equações 3.1 e 4.28**, além de  $A_D/A_R$  e  $A_D/A_b$ ) (Gavrilescu e Tudose, 1998a; b; c), resultando na **Equação 4.29**.

$$Y = \frac{h_T + D_{hR}}{D_{hGLS}} \quad (\text{razão de separação do gás}) \quad (\text{Eq 3.1})$$

$$Fr = \frac{U_{GR}}{\sqrt{gD_{hR}}} \quad (\text{número de Froude}) \quad (\text{Eq 4.28})$$

$$t_c = 2,9 \cdot Fr^{-0,24} \cdot Y^{0,12} \cdot \left(\frac{A_D}{A_R}\right)^{-1,0} \cdot \left(\frac{A_D}{A_b}\right)^{0,42} \quad (R^2 = 0,92) \quad (\text{Eq 4.29})$$

A **Equação 4.29** é válida para a seguinte faixa de variação dos grupos adimensionais:

- $0,0214 < Fr < 0,1180$
- $0,397 < Y < 1,682$
- $1,406 < \frac{A_D}{A_R} < 1,560$
- $0,626 < \frac{A_D}{A_b} < 1,660$

Analisando-se os expoentes dos grupos adimensionais na **Equação 4.29**, verifica-se um grande impacto da geometria das diversas regiões de biorreatores *airlift* no tempo de circulação. De acordo com o sinal dos expoentes, o tempo de circulação será maior aumentando-se  $Y$  e  $A_D/A_b$  e diminuindo-se  $A_D/A_R$ . De acordo com o valor dos expoentes, o maior efeito é causado pela razão  $A_D/A_R$ , seguida por  $A_D/A_b$  e por  $Y$ .

#### 4.4.2 Velocidade superficial de líquido

Os valores de  $U_{LR}$  e  $U_{LD}$  em biorreatores *airlift* de 10 L operados com água destilada à 32°C são apresentados na **Tabela 4.7** e **Tabela 4.8**, respectivamente.

Tabela 4.7 – Velocidade superficial do líquido no *riser* para biorreatores *airlift* operados com água destilada à 32°C.

Ensaio	$x_1 (\alpha)$	$x_2 (F_{GLS})$	$x_3 (\Phi_{AR})$	AsC		AsQ	
				ADT	AS	ADT	AS
1	-1	-1	-1	0,312	0,254	0,310	0,204
2	1	-1	-1	0,292	0,249	0,298	0,197
3	-1	1	-1	0,280	0,223	0,244	0,177
4	1	1	-1	0,219	0,222	0,251	0,157
5	-1	-1	1	0,380	0,284	0,384	0,241
6	1	-1	1	0,338	0,297	0,365	0,241
7	-1	1	1	0,325	0,281	0,313	0,216
8	1	1	1	0,282	0,265	0,301	0,215
9	-1.68	0	0	0,339	0,247	0,323	0,220
10	1.68	0	0	0,275	0,291	0,279	0,234
11	0	-1.68	0	0,368	0,291	0,378	0,218
12	0	1.68	0	0,268	0,226	0,285	0,179
13	0	0	-1.68	0,264	0,189	0,239	0,159
14	0	0	1.68	0,346	0,287	0,392	0,247
15	0	0	0	0,319	0,248	0,336	0,208
16	0	0	0	0,317	0,252	0,338	0,204
17	0	0	0	0,316	0,267	0,332	0,206

Fonte: acervo pessoal do autor.

Tabela 4.8 – Velocidade superficial do líquido no *downcomer* para biorreatores *airlift* operados com água destilada à 32°C.

Ensaio	$x_1 (\alpha)$	$x_2 (F_{GLS})$	$x_3 (\Phi_{AR})$	AsC		AsQ	
				ADT	AS	ADT	AS
1	-1	-1	-1	0,217	0,163	0,220	0,145
2	1	-1	-1	0,203	0,159	0,212	0,140
3	-1	1	-1	0,195	0,143	0,174	0,126
4	1	1	-1	0,152	0,142	0,178	0,112
5	-1	-1	1	0,265	0,182	0,273	0,171
6	1	-1	1	0,236	0,190	0,259	0,171
7	-1	1	1	0,226	0,180	0,222	0,154
8	1	1	1	0,196	0,170	0,214	0,153
9	-1.68	0	0	0,236	0,158	0,229	0,157
10	1.68	0	0	0,191	0,187	0,198	0,166
11	0	-1.68	0	0,256	0,187	0,269	0,155
12	0	1.68	0	0,187	0,145	0,203	0,127
13	0	0	-1.68	0,184	0,121	0,170	0,113
14	0	0	1.68	0,241	0,184	0,279	0,176
15	0	0	0	0,222	0,159	0,239	0,148
16	0	0	0	0,221	0,162	0,241	0,145
17	0	0	0	0,220	0,171	0,236	0,146

Fonte: acervo pessoal do autor.

Analisando-se os valores da **Tabela 4.7** e **Tabela 4.8**, verifica-se diferentes faixas de variação de velocidade superficial do líquido nas diferentes geometrias de biorreator *airlift* avaliadas (**Tabela 4.9**).

Tabela 4.9 – Faixa de variação das velocidades superficiais de líquido para as diferentes geometrias de biorreatores *airlift* avaliadas.

Biorreator <i>airlift</i>	U <sub>LR</sub> (m/s)	
	Mínimo	Máximo
ADC_AsQ	0,239	0,392
AS_AsQ	0,157	0,247
ADC_AsC	0,219	0,380
AS_AsC	0,189	0,297
Biorreator <i>airlift</i>	U <sub>LD</sub> (m/s)	
	Mínimo	Máximo
ADC_AsQ	0,170	0,279
AS_AsQ	0,112	0,176
ADC_AsC	0,152	0,265
AS_AsC	0,121	0,190

Fonte: acervo pessoal do autor.

De acordo com a **Tabela 4.8**, os menores valores de velocidade de líquido (tanto U<sub>LR</sub> quanto U<sub>LD</sub>) nos diferentes modelos de biorreator *airlift* (dutos concêntricos e *split*) e formato de seção transversal (circular e quadrada) foram observados em diferentes condições de geometria de região de mistura e condição operacional (**Tabela 4.10**).

Tabela 4.10 – Características geométricas da região de mistura e condição operacional dos ensaios correspondentes aos menores valores de U<sub>LR</sub> e U<sub>LD</sub> para os diferentes biorreatores *airlift* avaliados.

Biorreator <i>airlift</i>	Condições do ensaio			Ensaio
	$\alpha$ (°)	F <sub>GLS</sub> (-)	$\Phi_{AR}$ (vvm)	
AsQ_ADC	60	0,20	1,0	13
AsQ_AS	78	0,26	1,8	4
AsC_ADC	78	0,26	1,8	4
AsC_AS	60	0,20	1,0	13

Fonte: acervo pessoal do autor.

De maneira semelhante, os maiores valores de U<sub>LR</sub> e U<sub>LD</sub> foram observados em ensaios distintos do planejamento experimental (**Tabela 4.11**).

Tabela 4.11 – Características geométricas da região de mistura e condição operacional dos ensaios correspondentes aos maiores valores de  $U_{LR}$  e  $U_{LD}$  para os diferentes biorreatores *airlift* avaliados.

Biorreator <i>airlift</i>	Condições do ensaio			Ensaio
	$\alpha$ (°)	$F_{GLS}$ (-)	$\Phi_{AR}$ (vvm)	
AsQ_ADC	60	0,20	5,0	14
AsQ_AS	60	0,20	5,0	14
AsC_ADC	42	0,14	4,2	5
AsC_AS	78	0,14	4,2	6

Fonte: acervo pessoal do autor.

Assim como para o tempo de circulação do líquido, as velocidades de circulação do líquido apresentaram uma grande dependência em relação à geometria da região de mistura. O impacto do projeto desta seção do biorreator *airlift* sobre este parâmetro de desempenho foi avaliado ajustando-se a **Equação 3.3** aos dados experimentais de  $U_{LR}$  e  $U_{LD}$  para todas as geometrias de biorreatores *airlift* para obtenção das constantes e determinação dos fatores significativos na descrição dos efeitos de  $\alpha$ ,  $F_{GLS}$  e  $\Phi_{AR}$  na velocidade superficial do líquido. Em seguida, os termos não-significativos foram retirados do modelo e o seu efeito adicionado ao erro, obtendo-se os modelos refinados para  $U_{LR}$  (**Equações 4.30 a 4.33**) e  $U_{LD}$  (**Equações 4.34 a 4.37**).

$$U_{LR(ADC\_AsQ)} = 0,332 - 0,008x_1 - 0,013x_1^2 - 0,030x_2 + 0,038x_3 - 0,008x_3^2 \quad (\text{Eq 4.30})$$

$$U_{LR(AS\_AsQ)} = 0,201 + 0,008x_1^2 - 0,013x_2 + 0,024x_3 \quad (\text{Eq 4.31})$$

$$U_{LR(ADC\_AsC)} = 0,316 - 0,020x_1 - 0,005x_1^2 - 0,028x_2 + 0,026x_3 - 0,005x_3^2 - 0,005x_1x_2 \quad (\text{Eq 4.32})$$

$$U_{LR(AS\_AsQ)} = 0,257 - 0,015x_2 + 0,025x_3 \quad (\text{Eq 4.33})$$

$$U_{LD(ADC\_AsQ)} = 0,236 - 0,006x_1 - 0,009x_1^2 - 0,021x_2 + 0,027x_3 - 0,005x_3^2 \quad (\text{Eq 4.34})$$

$$U_{LD(AS\_AsQ)} = 0,143 + 0,006x_1^2 - 0,010x_2 + 0,017x_3 \quad (\text{Eq 4.35})$$



$$U_{LD(ADC\_ASC)} = 0,220 - 0,014x_1 - 0,003x_1^2 - 0,020x_2 + 0,018x_3 - 0,004x_3^2 - 0,004x_1x_2 \quad (\text{Eq 4.36})$$

$$U_{LD(AS\_AsQ)} = 0,165 - 0,010x_2 + 0,016x_3 \quad (\text{Eq 4.37})$$

A análise de variância (ANOVA) (**Tabela 4.12**) resultou em coeficientes de determinação ( $R^2$ ) superiores a 0,80 e valores de F ao menos 10,4 vezes superiores aos valores tabelados (Intervalo de confiança de 90%), validando dessa maneira os modelos e permitindo a utilização das **Equações 4.30 a 4.37** para avaliar os efeitos de  $\alpha$ ,  $F_{GLS}$  e  $\Phi_{AR}$  (cuja variáveis codificadas são  $x_1$ ,  $x_2$  e  $x_3$ , respectivamente) sobre  $U_{LR}$  e  $U_{LD}$ .

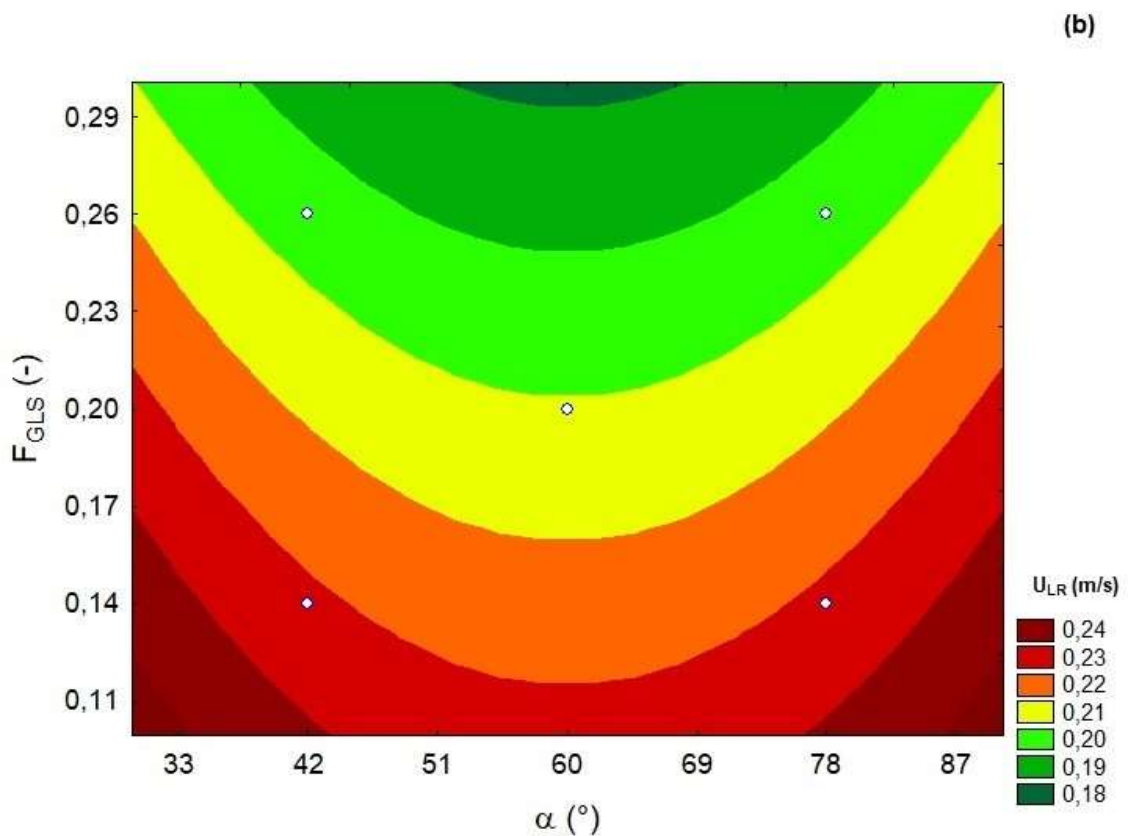
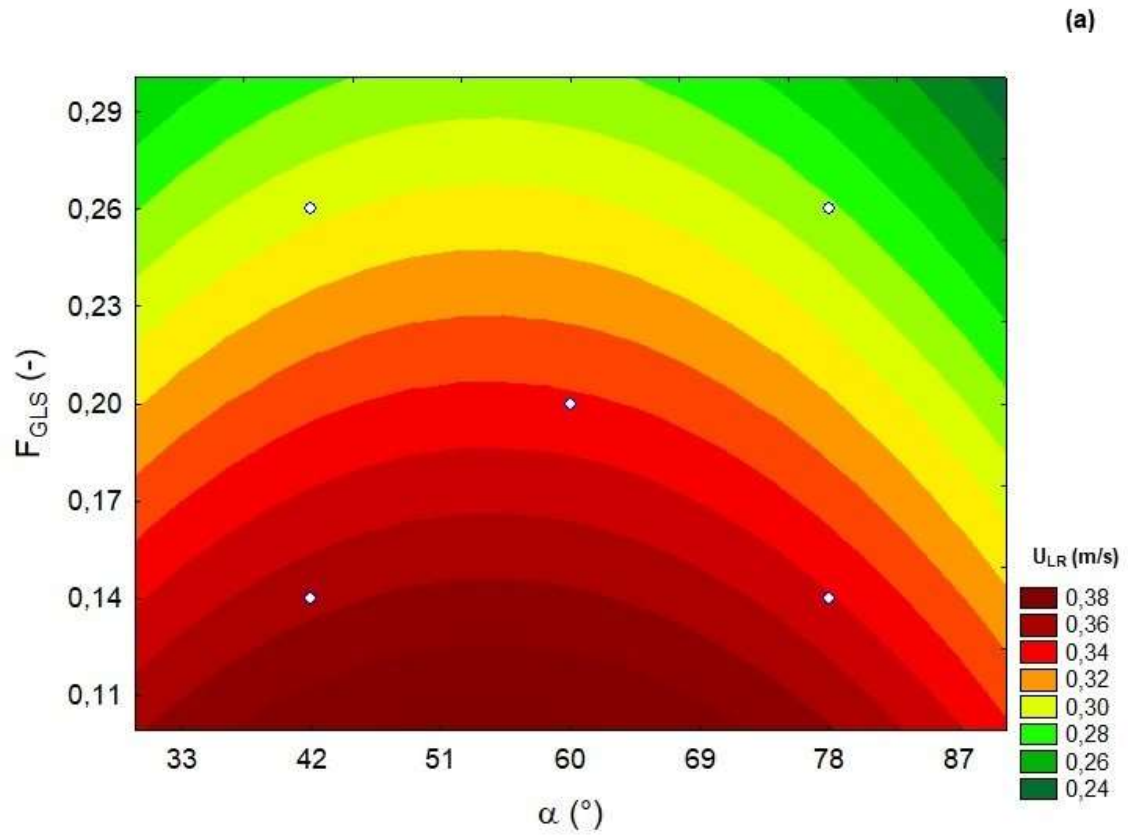
Tabela 4.12 – Análise de variância (ANOVA) e coeficiente de determinação para superfícies de resposta de  $U_{LR}$  e  $U_{LD}$ .

$U_{LR}$				
ANOVA (IC = 90%)	AsQ		AsC	
	ADC	AS	ADC	AS
$R^2$	0,96	0,95	0,98	0,80
$F_{TAB}/F_{CALC}$	23,7	29,6	43,0	10,4
$U_{LD}$				
ANOVA (IC = 90%)	AsQ		AsC	
	ADC	AS	ADC	AS
$R^2$	0,96	0,95	0,98	0,80
$F_{TAB}/F_{CALC}$	23,7	29,6	43,0	10,4

Fonte: acervo pessoal do autor.

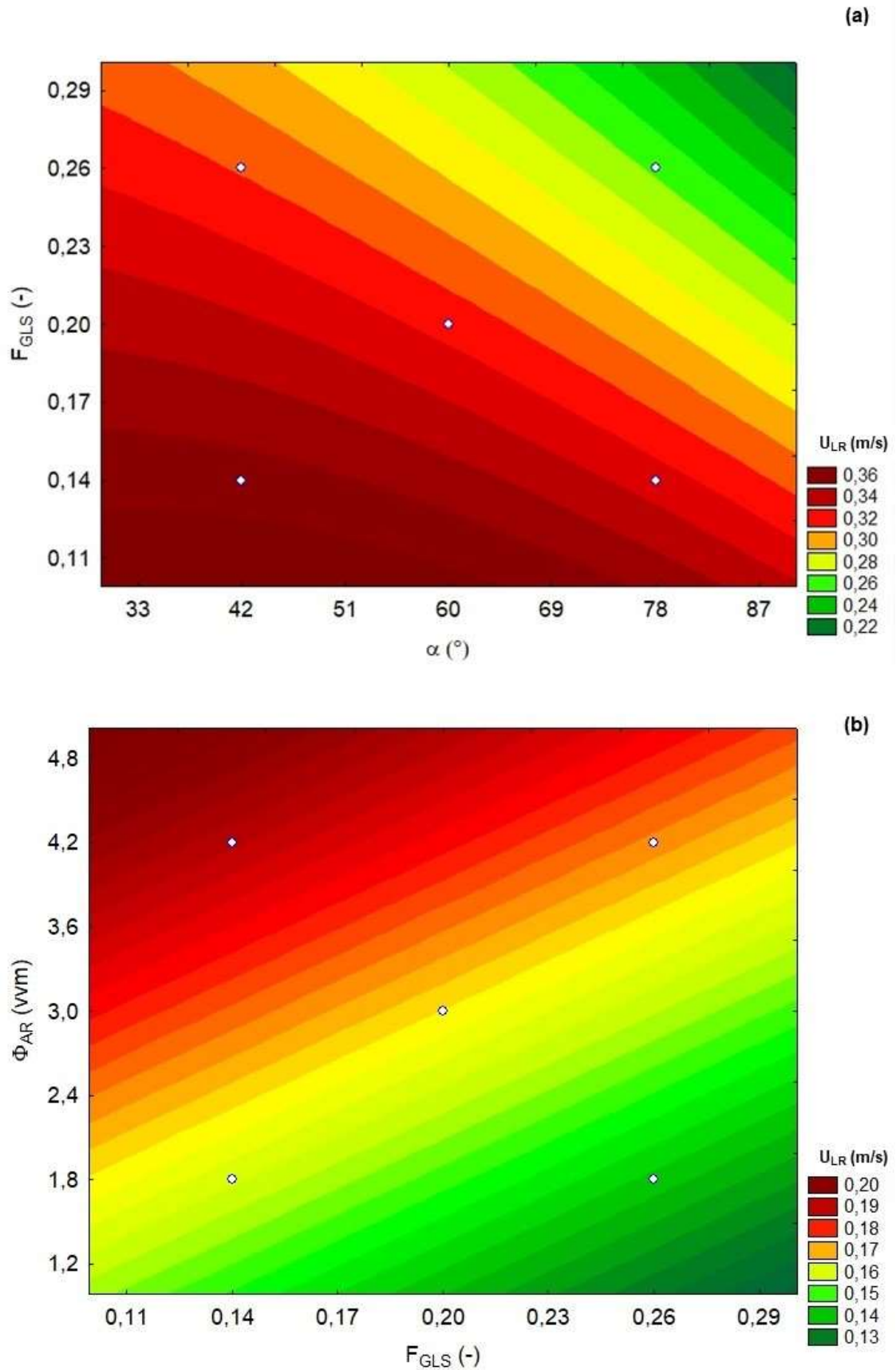
Uma vez validados os modelos, foram gerados gráficos de contorno com diferentes vazões de ar para os biorreatores *airlift* avaliados, com o intuito de se identificar o efeito do projeto da região de mistura na circulação de líquido. As superfícies de resposta de  $U_{LR}$  para os biorreatores *airlift* de seção quadrada (**Figura 4.5**) e seção circular (**Figura 4.6**) correspondem à vazão específica de ar de 3 vvm, com exceção da superfície de resposta para o biorreator AS\_AsC, devido à dependência de  $U_{LR}$  com apenas uma variável geométrica ( $F_{GLS}$ ). Os gráficos de contorno da velocidade superficial de líquido no *downcomer* foram suprimidos por exibirem a mesma dependência de  $U_{LR}$  em relação aos parâmetros geométricos.

Figura 4.5 – Superfície de resposta para a velocidade superficial de líquido no *riser* para biorreatores *airlift* de seção transversal quadrada: (a) dutos concêntricos; (b) *split*.



Fonte: acervo pessoal do autor.

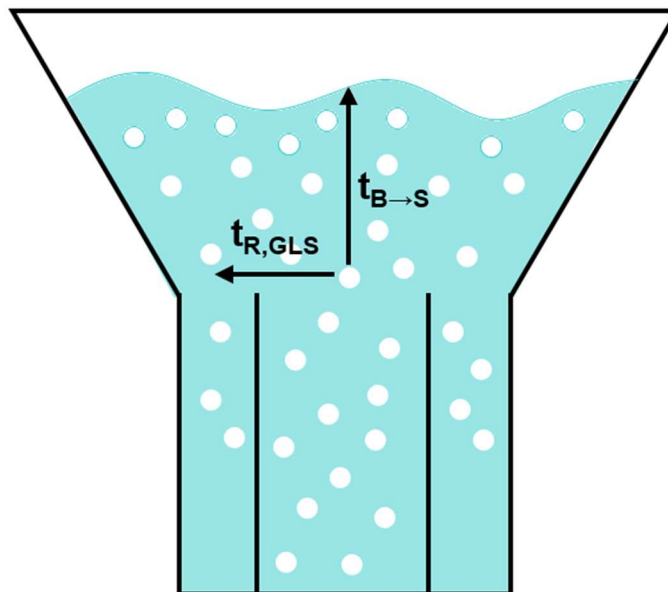
Figura 4.6 – Superfície de resposta para a velocidade superficial de líquido no *riser* para biorreatores *airlift* de seção transversal circular: (a) dutos concêntricos; (b) *split*.



Analisando-se as superfícies de resposta de  $U_{LR}$  para todas as geometrias de biorreatores *airlift* verificou-se uma tendência similar, ou seja, aumentando-se  $F_{GLS}$ , observou-se uma queda na velocidade de líquido. Este comportamento pode ser explicado com base na teoria proposta por Siegel e Merchuk (1991), que propõe que uma bolha de ar saindo da região de subida e entrando na região de mistura, se desprenderá da fase líquida quando o tempo de residência médio do escoamento horizontal na região de mistura ( $t_{R,GLS}$ ) for maior que o tempo necessário para uma bolha movendo-se verticalmente em velocidade terminal, alcançar a superfície do líquido ( $t_{B \rightarrow S}$ ). A condição matemática para ocorrer o desprendimento de gás é representada pela **Equação 4.38**.

$$t_{R,GLS} > t_{B \rightarrow S} \quad (\text{Eq 4.38})$$

Figura 4.7 – Ilustração das condições necessárias para ocorrer o desprendimento de gás na região de mistura em biorreatores *airlift* de circulação interna.



Fonte: acervo pessoal do autor.

Logo, para um valor constante de  $\alpha$ , diminuindo-se  $F_{GLS}$  ocorre um decréscimo em  $t_{B \rightarrow S}$ , devido à diminuição da altura de líquido a ser percorrida, aumentando-se a probabilidade do desprendimento do gás. Esse efeito acarreta em menores valores de retenção gasosa na região de descida (Al-Masry, 1999), aumentando-se assim a diferença entre as retenções gasosas nas regiões de subida e descida ( $\epsilon_R - \epsilon_D$ ), força motriz da circulação de líquido em biorreatores *airlift*.

Comparando-se os valores de velocidade de circulação de líquido nas diferentes geometrias de biorreator *airlift* (dutos concêntricos vs *split*, seção transversal circular vs quadrada) sob as mesmas condições do planejamento experimental, ou seja, mesmas condições operacionais e geometrias da região de mistura, verificou-se as seguintes relações:

- O biorreator *airlift split* de seção quadrada (AS\_AsQ) exibiu os menores valores de  $U_{LR}$  e  $U_{LD}$  quando comparado aos demais;
- O biorreator *airlift* de dutos concêntricos de seção quadrada (ADC\_AsQ) apresentou as maiores velocidades de circulação de líquido, com exceção dos ensaios 3, 7, 9 e 13 em que o biorreator *airlift* de dutos concêntricos de seção circular proporcionou os maiores valores de  $U_{LR}$  e  $U_{LD}$ ;
- Independentemente do formato da seção transversal (circular ou quadrada), biorreatores *airlift* de dutos concêntricos exibiram as maiores velocidades de circulação de líquido quando comparados ao modelo *airlift split*.

Portanto, pode-se generalizar estes resultados através da relação descrita pela **Equação 4.39**.

$$U_{LR(ADC\_AsQ)} > U_{LR(ADC\_Asc)} > U_{LR(AS\_Asc)} > U_{LR(AS\_AsQ)} \quad \text{(Eq 4.39)}$$

Assim como para o tempo de circulação ( $t_c$ ), a utilização do vão livre da base ( $h_B$ ) não oferece elementos suficientes para descrever a geometria desta região e assim compreender o fenômeno de escoamento do líquido no interior de biorreatores *airlift*. Como exemplo, pode-se avaliar as relações entre velocidade superficial do líquido e vão livre na base obtidas por Gouveia *et al.*, (2003) (**Equação 4.40**) e Gavrilescu e Tudose (1998b) (**Equação 4.41**), em que o expoente de  $h_B$  apresenta sinais opostos.

$$U_{LR} \propto h_B^{-0.004} h_T^{0.095} \quad \text{(Eq 4.40)}$$

$$U_{LR} \propto h_B^{0.84} \left( \frac{D_{h,GLS}}{D_{h,C}} \right)^{0.33} \quad \text{(Eq 4.41)}$$

Realizando-se uma regressão não-linear, os resultados de  $U_{LR}$  foram correlacionados aos diversos grupos adimensionais geométricos empregados na **Equação 4.29** ( $Y$ ,  $A_D/A_R$ ,  $A_D/A_b$ ), resultando-se na **Equação 4.42**.

$$U_{LR} = 0,45 \cdot Fr^{0,27} \cdot T^{-0,7} \cdot Y^{0,16} \cdot \left(\frac{A_D}{A_R}\right)^{2,1} \cdot \left(\frac{A_D}{A_b}\right)^{-0,45} \quad (R^2=0,88) \quad (\text{Eq 4.42})$$

O parâmetro  $T$  corresponde à razão espacial de topo (*top spatial ratio* –  $T$ ), definida como:

$$T = \frac{h_T}{D_{hR}} + 1 \quad (\text{Eq 4.43})$$

A **Equação 4.42** é válida para a seguinte faixa de variação dos grupos adimensionais:

- $0,0214 < Fr < 0,1180$
- $1,404 < T < 2,684$
- $0,397 < Y < 1,682$
- $1,406 < \frac{A_D}{A_R} < 1,560$
- $0,626 < \frac{A_D}{A_b} < 1,660$

Portanto, constata-se que a velocidade de líquido depende fortemente de toda a geometria do biorreator.

#### 4.4.3 Modelagem semi-empírica da velocidade superficial de líquido

Com o propósito de compreender as relações de causa e efeito entre os diversos parâmetros geométricos de biorreatores *airlift* e a velocidade de circulação do líquido, realizou-se uma análise dos sinais dos expoentes da **Equação 4.42**, confrontando-os com a **Equação 4.19** (modelo semi-empírico baseado em balanço de energia). Desta análise, conclui-se que:

$$U_{LR} = \left[ \frac{2gh_D(\varepsilon_R - \varepsilon_D)}{4h_D \left[ \frac{f_{LR}}{D_{hR}} + \frac{f_{LD}}{D_{hD}} \left( \frac{A_R}{A_D} \right)^2 \right] + \frac{(K_B + K_{T,cont}) (A_R)^2}{(1 - \varepsilon_D)^2} + \frac{K_{T,exp}}{(1 - \varepsilon_R)^2}} \right]^{0.5} \quad (\text{Eq 4.19})$$

- Expoente negativo de T: aumentando-se o vão livre no topo ( $h_T$ ), a distância a ser percorrida por uma bolha de ar (em velocidade terminal) para alcançar a superfície gás-líquido aumenta, diminuindo-se a probabilidade de desprendimento de gás na região de mistura (Siegel e Merchuk, 1991). Dessa forma, têm-se maiores valores de retenção gasosa no *downcomer* ( $\varepsilon_D$ ) e o termo

$\frac{(K_B + K_{T,cont}) (A_R)^2}{(1 - \varepsilon_D)^2}$  da **Equação 4.19** aumenta, diminuindo assim  $U_{LR}$ ;

- Expoente positivo de Y: diminuindo-se o diâmetro da abertura da região de mistura (**Equação 3.1**), verificam-se menores coeficientes de perda de carga nesta região (**Equação 4.21** e **Equação 4.22**) e conseqüentemente tem-se menor energia dissipada no topo, acarretando em aumento de  $U_{LR}$ ;

- Expoente positivo de  $A_D/A_R$ : o aumento na razão entre as áreas de escoamento diminui a dissipação de energia pelo atrito e pela estagnação de bolhas no *downcomer* e no *riser* pela contração do líquido (correspondentes aos termos  $4h_D \left[ \frac{f_{LR}}{D_{hR}} + \frac{f_{LD}}{D_{hD}} \left( \frac{A_R}{A_D} \right)^2 \right] + \frac{(K_B + K_{T,cont}) (A_R)^2}{(1 - \varepsilon_D)^2}$  na **Equação 4.19**), proporcionando maiores velocidades superficiais de líquido no *riser*;

- Expoente negativo de  $A_D/A_b$ : o aumento neste parâmetro geométrico acarreta em maiores valores de coeficiente de perda de carga na base (**Equação 4.20**), diminuindo assim a circulação de líquido pelo biorreator.

$$K_B = 11.402 \left( \frac{A_D}{A_b} \right)^{0.789} \quad (\text{Eq 4.20})$$

$$K_{T,exp} = \left( 1 - \frac{A_R}{A_{GLS}} \right)^2 \quad (\text{expansão brusca}) \quad (\text{Eq 4.21})$$

$$K_{T,cont} = 0,42 \left( 1 - \frac{A_D}{A_{GLS}} \right) \quad (\text{contração brusca}) \quad (\text{Eq 4.22})$$

A análise realizada demonstra a concordância entre o fenômeno observado experimentalmente (baseado na **Equação 4.42**) e a modelagem proposta

(**Equação 4.19**), de forma que os efeitos dos fenômenos físicos envolvidos são devidamente apresentados. Logo, a **Equação 4.19** é válida para ser empregada na previsão da velocidade superficial de líquido no *riser*. Com o intuito de se avaliar a qualidade desta previsão, utilizou-se a **Equação 4.19** bem como uma simplificação deste modelo, em que a energia dissipada na região de mistura ou topo ( $E_{GLS}$  – **Equação 4.14**) é desprezada ( $E_{GLS} = 0$ ), resultando na **Equação 4.3**.

$$U_{LR} = \left[ \frac{2gh_D(\varepsilon_R - \varepsilon_D)}{4h_D \left[ \frac{f_{LR}}{D_{hR}} + \frac{f_{LD}}{D_{hD}} \left( \frac{A_R}{A_D} \right)^2 \right] + \frac{K_B}{(1 - \varepsilon_D)^2} \left( \frac{A_R}{A_D} \right)^2} \right]^{0.5} \quad (\text{Eq 4.3})$$

A qualidade de ajuste entre valores experimentais e valores previstos de  $U_{LR}$  pelos modelos que desprezam (**Equação 4.3**) e consideram (**Equação 4.19**) a energia dissipada na região de mistura é apresentada na **Figura 4.8**. Ambos os modelos apresentaram a maior parte dos resultados com erros de até 20%, indicando uma boa concordância com os dados experimentais. Entretanto, o modelo que desconsidera a energia dissipada na região de mistura (**Equação 4.3**) superestima boa parte dos valores de  $U_{LR}$  (pontos acima da linha preta na **Figura 4.9a**), uma vez que o desvio dos valores de  $U_{LR}$  estimados em relação aos obtidos experimentalmente é maior que zero, indicando a falta de um termo de dissipação de energia. Este problema é superado ao se incluir o termo de dissipação de energia na região de mistura, de forma a obter-se uma distribuição mais aleatória dos desvios dos valores previstos de  $U_{LR}$  em relação aos resultados experimentais (**Figura 4.9b**).

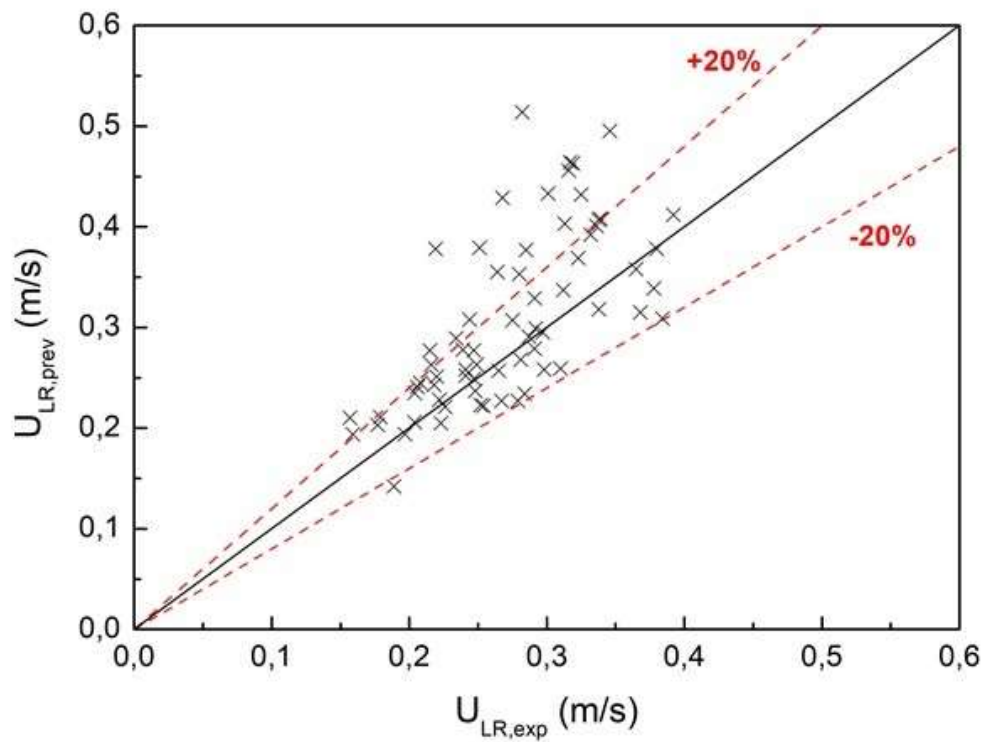
Deve-se então, analisar a contribuição de cada região para a taxa de dissipação de energia total do sistema para os biorreatores *airlift* de seção quadrada (**Figura 4.10**) e seção circular (**Figura 4.11**), bem como avaliar a taxa de energia dissipada total ( $E_{total}$ ) (**Equação 4.44**).

$$E_{total} = E_R + E_D + E_B + E_{GLS} + E_F \quad (\text{Eq 4.44})$$

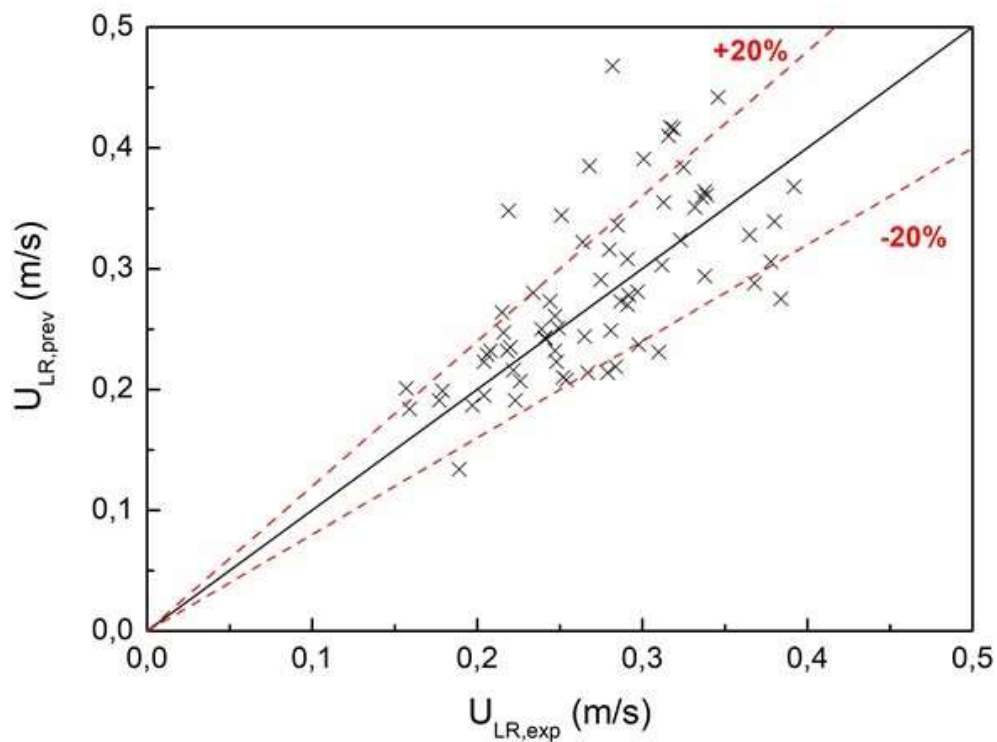


Figura 4.8 – Comparação entre os valores experimentais ( $U_{LR,exp}$ ) e previstos ( $U_{LR,prev}$ ) de velocidade superficial de líquido no *riser*: (a)  $E_{GLS} = 0$  (**Equação 4.3**); (b)  $E_{GLS} \neq 0$  (**Equação 4.19**).

(a)

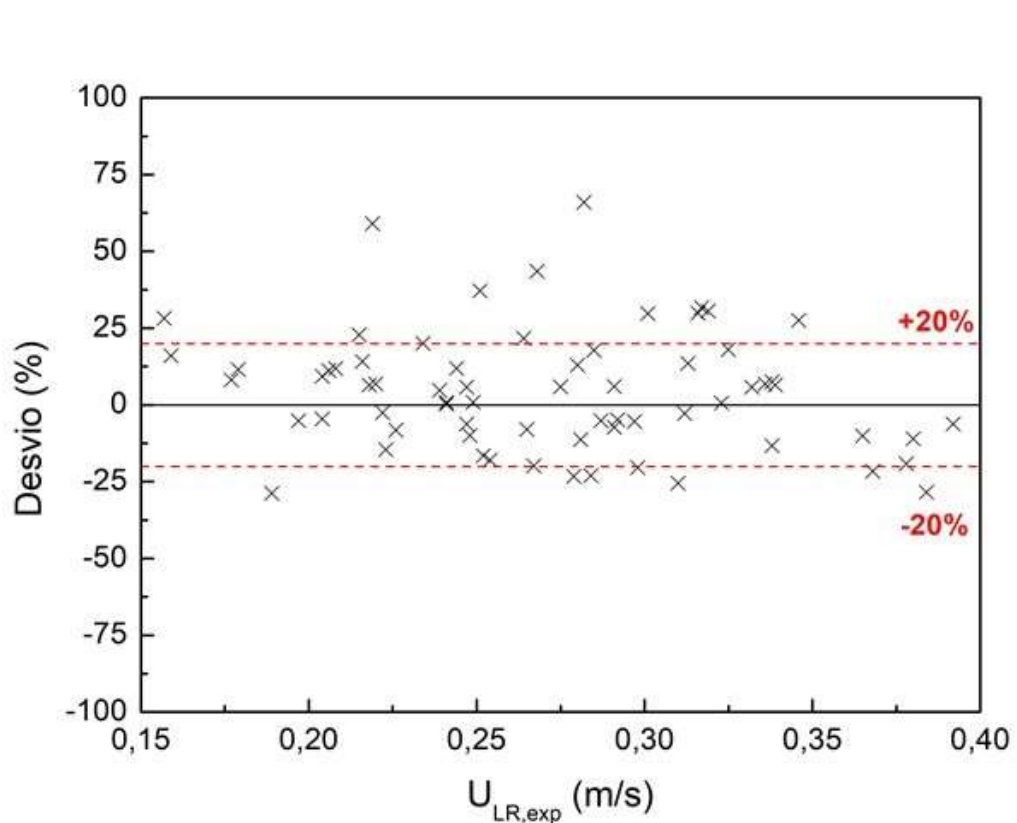
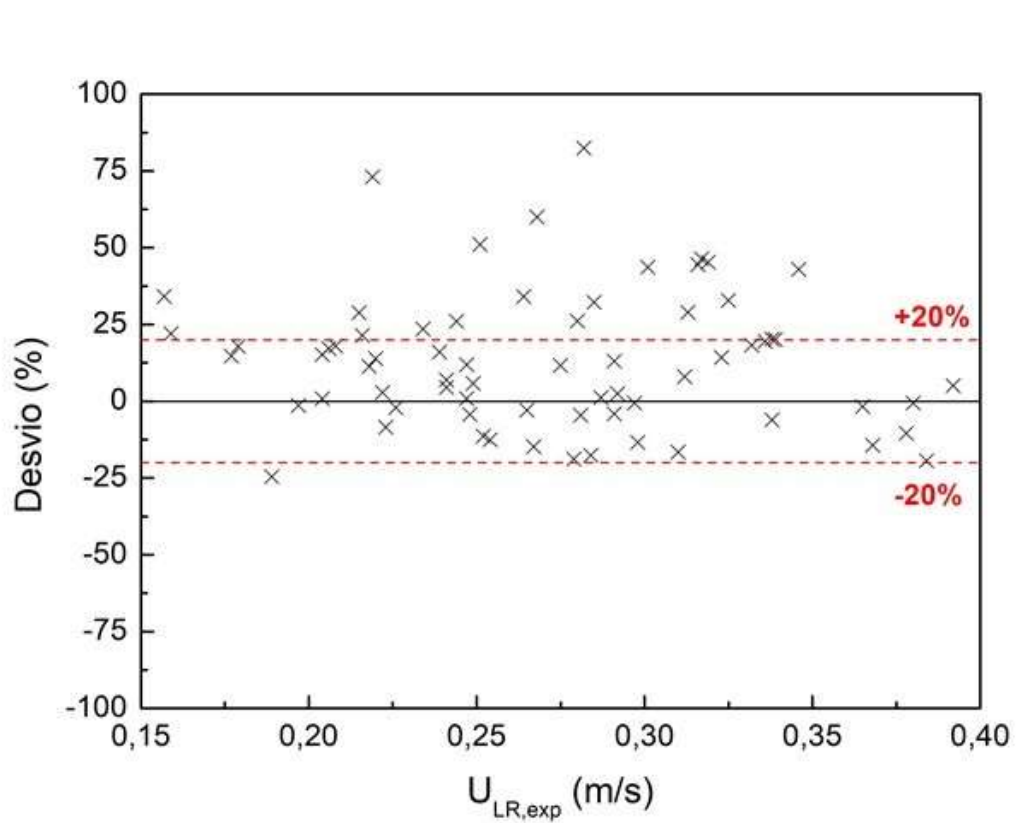


(b)



Fonte: acervo pessoal do autor.

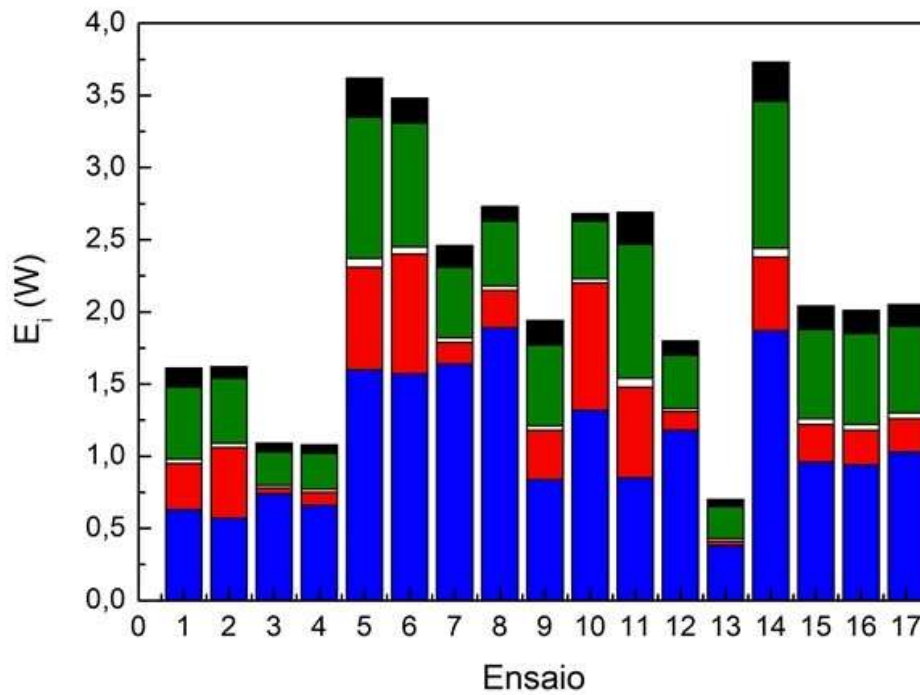
Figura 4.9 – Desvio relativo entre os valores experimentais ( $U_{LR,exp}$ ) e previstos ( $U_{LR,prev}$ ) de velocidade superficial de líquido no *riser*: (a)  $E_{GLS} = 0$  (Equação 4.3); (b)  $E_{GLS} \neq 0$  (Equação 4.19).



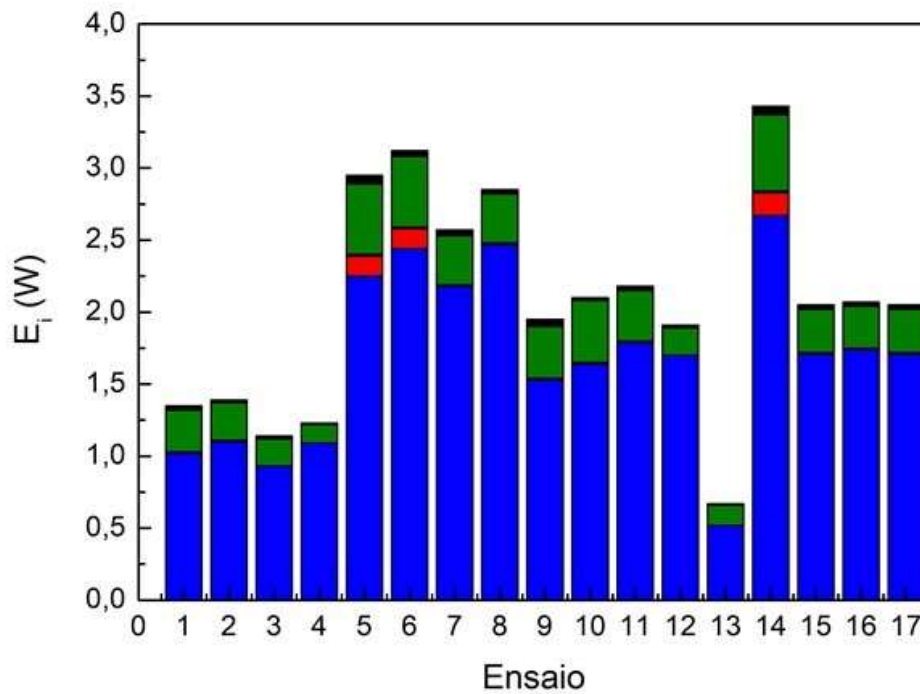
Fonte: acervo pessoal do autor.

Figura 4.10 – Taxa de energia dissipada em cada região ( $E_i$ ) dos biorreatores *airlift* de seção quadrada: (a) dutos concêntricos; (b) *split*.

(a)



(b)

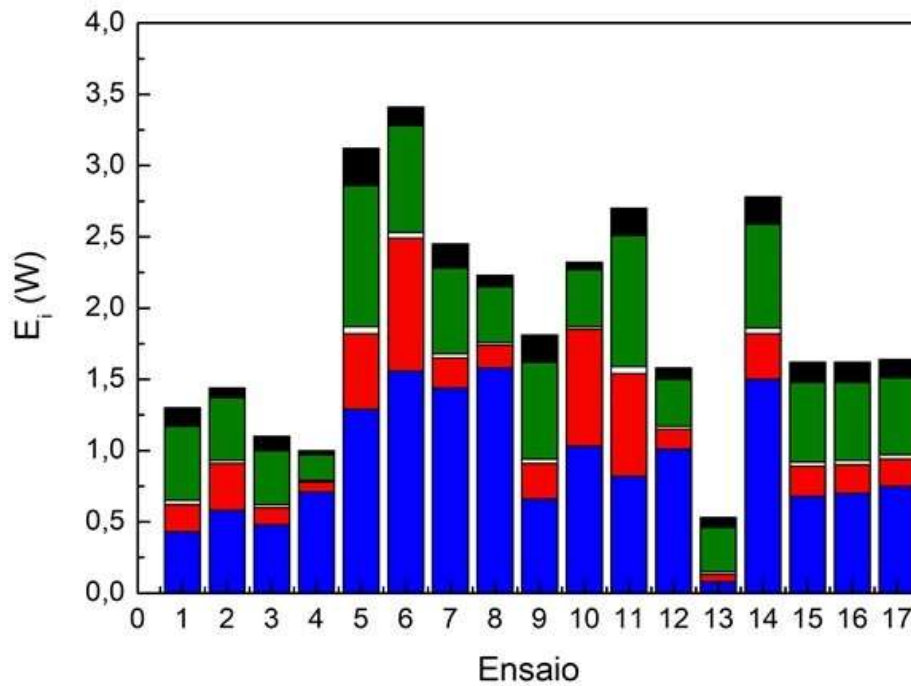


Fonte: acervo pessoal do autor.

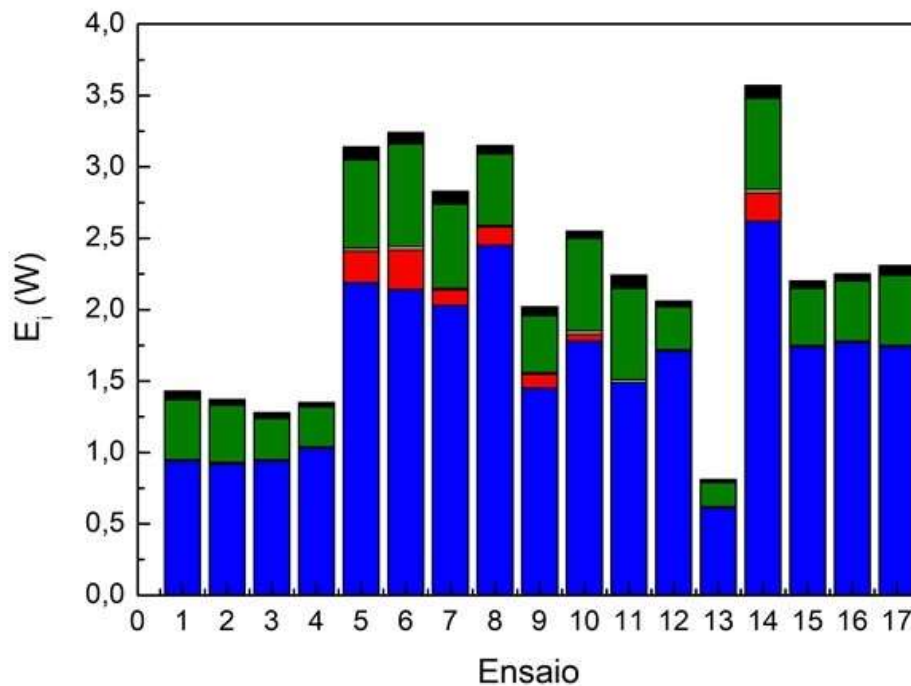
Legenda: (azul) energia dissipada no *riser*; (vermelho) energia dissipada no *downcomer*; (branco) energia dissipada devido o atrito no *riser/downcomer*; (verde) energia dissipada na base; (preto) energia dissipada na região de mistura.

Figura 4.11 – Taxa de energia dissipada em cada região ( $E_i$ ) dos biorreatores *airlift* de seção circular: (a) dutos concêntricos; (b) *split*.

(a)



(b)



Fonte: acervo pessoal do autor.

Legenda: (azul) energia dissipada no *riser*; (vermelho) energia dissipada no *downcomer*; (branco) energia dissipada devido o atrito no *riser/downcomer*; (verde) energia dissipada na base; (preto) energia dissipada na região de mistura.

A fim de se verificar a contribuição percentual da dissipação de energia para cada região do biorreator *airlift* em relação à energia dissipada total ( $E_{total}$ ), procedeu-se uma normalização destas variáveis:

$$\frac{E_i}{E_{total}} \quad \text{(Eq 4.45)}$$

em que o subscrito “i” corresponde a R (*riser*), D (*downcomer*), B (base), GLS (região de mistura), ou F (atrito no *riser/downcomer*).

Além disso, para conferência da validade do balanço de energia, normalizou-se a energia dissipada total em relação à energia inserida no sistema devido à expansão isotérmica do gás ( $E_{in}$ ) através da **Equação 4.46**.

$$\frac{E_{total}}{E_{in}} = \frac{E_R + E_D + E_B + E_{GLS} + E_F}{Q_{AR} \cdot P_{atm} \cdot \ln\left(1 + \frac{\rho_{disp} \cdot g \cdot h_d}{P_{atm}}\right)} \quad \text{(Eq 4.46)}$$

em que  $Q_{AR}$  é a vazão volumétrica de ar;  $P_{atm}$  é a pressão atmosférica; e  $\rho_{disp}$  é a densidade da dispersão gás-líquido.

A **Tabela 4.13** apresenta os valores médios da contribuição percentual de cada região dos biorreatores *airlift* bem como a energia total dissipada normalizada.

Tabela 4.13 – Contribuição percentual da dissipação de energia em cada região dos biorreatores *airlift*.

	AsQ		AsC	
	ADC	AS	ADC	AS
$E_{total}/E_{in}$ (%)	101 ± 12	97 ± 3	90 ± 15	105 ± 5
$E_R/E_{total}$ (%)	51 ± 12	81 ± 4	46 ± 14	73 ± 5
$E_D/E_{total}$ (%)	15 ± 9	0,8 ± 1,8	15 ± 8	2 ± 3
$E_B/E_{total}$ (%)	26 ± 6	16 ± 3	30 ± 10	22 ± 4
$E_{GLS}/E_{total}$ (%)	6 ± 2	1,6 ± 0,5	7 ± 3	2,8 ± 0,7
$E_F/E_{total}$ (%)	1,7 ± 0,4	0,4 ± 0,1	1,6 ± 0,6	0,6 ± 0,1

Fonte: acervo pessoal do autor.

Analisando-se a **Figura 4.10** e a **Figura 4.11**, conclui-se que:

- O balanço de energia nos biorreatores *airlift* foi atendido de forma satisfatória, validando assim a aplicação desta abordagem para previsão de  $U_{LR}$ ;
- A subida de bolhas de ar no *riser* representa a maior causa de dissipação energética no sistema, para todos os modelos e formatos de seção transversal de biorreatores *airlift*;
- Em termos percentuais,  $E_R$  apresenta uma maior contribuição à dissipação de energia em biorreatores *airlift split* quando comparados do modelo de dutos concêntricos;
- A dissipação de energia no *downcomer* devido à estagnação de bolhas de ar é desprezível em biorreatores *airlift split*, devido à baixa recirculação de gás (baixa retenção gasosa) nesta região;
- A base causa grande dissipação de energia em todos os modelos e formatos de seção transversal de biorreatores *airlift*, exibindo maiores contribuições percentuais no modelo de dutos concêntricos quando comparado ao modelo *split*;
- O atrito do líquido com as paredes do *riser/downcomer* ocasiona uma dissipação de energia desprezível, devido à utilização de um fluido com baixa viscosidade (água destilada);
- A região de mistura ocasiona uma dissipação de energia que não deve ser desprezada em biorreatores *airlift* de dutos concêntricos. Contudo, para o modelo *airlift split* o impacto desta perda de energia pode ser desconsiderado sem afetar a validade do modelo (**Equação 4.19**).

#### **4.5 Considerações finais**

A influência da geometria de biorreatores *airlift* (base, região de mistura, razão  $A_D/A_R$ , formato da seção transversal) sobre a velocidade de circulação do líquido ( $U_{LR}$  e  $U_{LD}$ ) foi avaliada em biorreatores *airlift split* e de dutos concêntricos de 10 L operando com água destilada.

Dentre todos os parâmetros geométricos, verificou-se um grande efeito da razão entre as áreas de escoamento ( $A_D/A_R$ ) sobre a velocidade do líquido, apesar da pequena variação imposta a esse parâmetro de projeto ( $1,406 < A_D/A_R < 1,560$ ).

Além disso, constatou-se que apesar de todos os biorreatores *airlift* exibirem o mesmo valor de vão livre na base, os modelos *airlift* de dutos concêntricos apresentaram maiores valores de  $U_{LR}$  em comparação ao modelo *airlift split*. Esse fato foi uma decorrência do formato da geometria da base, demonstrando que a área disponível para o escoamento na base ( $A_b$ ) é a melhor forma de caracterizar esta região, em detrimento do vão livre.

Apesar da geometria da região de mistura ter apresentado um impacto menor sobre a circulação de líquido quando comprada aos demais parâmetros de projeto, a sua influência não pode ser desprezada, pois está diretamente relacionada à eficiência de separação de gás.

Um modelo fenomenológico baseado em balanço de energia para a previsão da velocidade superficial de líquido no *riser* foi avaliado considerando-se na modelagem a perda de energia na região de mistura em biorreatores *airlift* de circulação interna. Esse modelo mostrou-se capaz de prever os valores de  $U_{LR}$  para diferentes modelos (dutos concêntricos e *split*) e formatos de seção transversal (quadrada e circular) de biorreatores *airlift* operando com água destilada, exibindo erros inferiores a 20%. Constatou-se que a energia dissipada na região de mistura é desprezível para o biorreator *airlift split*, não podendo ser desprezada, contudo, em biorreatores *airlift* de dutos concêntricos.

## **5 Seleção de geometrias promissoras de biorreatores *airlift* de seção quadrada e sua avaliação por fluidodinâmica computacional**

### **5.1 Introdução**

A seleção de um modelo ou geometria alternativa de biorreator *airlift* para aplicação em um bioprocessamento deve considerar não apenas a capacidade de transferência de oxigênio do dispositivo, mas também o ambiente hidrodinâmico e de cisalhamento proporcionado por ele, visto que essas condições afetam o crescimento e viabilidade de microrganismos, especialmente quando são utilizados microrganismos sensíveis ao cisalhamento.

A determinação experimental do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_L a$ ) é uma abordagem consolidada e extensamente utilizada na avaliação do desempenho de biorreatores, podendo ser aplicada em condições de consumo de oxigênio durante cultivos ou em fluidos modelo como água ou fluidos não-Newtonianos, com o propósito de determinar condições operacionais e modelos de biorreatores que atendam demandas específicas de transferência de massa. Entretanto, a investigação do cisalhamento em biorreatores não dispõe de uma metodologia de quantificação direta deste parâmetro, de forma que a sua avaliação tem sido realizada através de métodos indiretos em que se utilizam correlações para estimativa da taxa de cisalhamento média nestes equipamentos.

Nesse contexto, a fluidodinâmica computacional emerge como uma ferramenta importante na avaliação da taxa de cisalhamento em biorreatores, uma vez que resolve numericamente equações de conservação (massa e quantidade de movimento) de modo a obter perfis de velocidades que permitem o cálculo de valores médios e locais da taxa de cisalhamento para diferentes biorreatores, fluidos e condições operacionais.



## 5.2 Estado da arte

A fluidodinâmica computacional (CFD) é uma ferramenta que tem sido constantemente aplicada na avaliação da hidrodinâmica de biorreatores *airlift* de circulação interna através da previsão de parâmetros como retenções gasosas global e parcial (Ali *et al.*, 2011; Simcik *et al.*, 2011; Ghasemi e Hosseini, 2012; Zhang *et al.*, 2012; Moradi *et al.*, 2013; Mavaddat *et al.*, 2014; Rodriguez *et al.*, 2015; Xu *et al.*, 2015; Pawar, 2017), velocidades de líquido (Ali *et al.*, 2011; Simcik *et al.*, 2011; Ghasemi e Hosseini, 2012; Moradi *et al.*, 2013; Garcia *et al.*, 2014; Rodriguez *et al.*, 2015; Xu *et al.*, 2015; Pawar, 2017), tempo de mistura (Lestinsky *et al.*, 2015) e coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (Bannari *et al.*, 2011; Mavaddat *et al.*, 2014; Rodriguez *et al.*, 2015). Em geral, tem-se verificado boa concordância entre os valores previstos e os resultados experimentais, indicando que a utilização de CFD no projeto de biorreatores é uma ferramenta importante.

Rodriguez *et al.* (2015) avaliaram a hidrodinâmica de três biorreatores pneumáticos (coluna de bolhas, *airlift* de dutos concêntricos e *airlift split*) de 5 L, operando com água destilada e solução de glicerol (10 cP). O modelo proposto pelos autores previu satisfatoriamente a retenção gasosa global e a velocidade média do líquido em biorreatores operando com elevadas vazões específicas de alimentação de ar (1 a 5 vvm).

Lestinsky *et al.* (2015) avaliaram a velocidade intersticial de líquido e a retenção gasosa no *riser* ( $\epsilon_R$ ) em biorreatores *airlift* de dutos concêntricos com três diferentes valores para a razão entre as áreas de escoamento ( $A_D/A_R$ ). Através de uma modelagem simplificada, com resolução através do software *COMSOL Multiphysics 3.5.a*, os autores verificaram boa concordância entre os resultados experimentais e simulados de  $V_{LR}$  para uma ampla faixa de velocidade superficial do gás no *riser* ( $0,0165 < U_{GR} < 0,264$  m/s). Entretanto, os valores simulados de  $\epsilon_R$  não se aproximaram satisfatoriamente daqueles obtidos experimentalmente, sendo este desvio atribuído ao valor constante do diâmetro das bolhas. Além disso, para a geometria de biorreator com  $A_D/A_R=1,47$ , implementou-se uma previsão numérica do tempo de mistura ( $t_m$ ) para  $U_{GR}=0,0084$  m/s, obtendo-se um desvio relativo de 4,3% em relação ao resultado experimental.

Xu *et al.* (2015) simularam dois biorreatores *airlift* de dutos concêntricos de 40 L com diferentes valores de  $A_D/A_R$ , empregando duas correlações para o

cálculo do coeficiente de arrasto ( $C_D$ ): Schiller-Naumann e *Dual-Bubble-Size-local* (DBS-local). Os autores avaliaram o efeito destas correlações sobre a resposta de retenção gasosa parcial ( $\epsilon_R$  e  $\epsilon_D$ ) e velocidades intersticiais de líquido, verificando que a utilização da correlação de Schiller-Naumann melhorou as previsões de  $V_{LR}$  e  $V_{LD}$ . Entretanto, observou-se que por meio da aplicação desta correlação não foi descrita a entrada das bolhas de ar no *downcomer* de forma adequada. Por outro lado, por meio da correlação *DBS-local* a retenção gasosa no *riser* e no *downcomer*, exceto para o biorreator com  $A_D/A_R=3,97$ , foi descrita com boa concordância.

Garcia *et al.* (2014) consideraram diversas forças interfaciais (arrasto, sustentação, massa virtual, dispersão turbulenta) na modelagem de um biorreator *airlift* de dutos concêntricos (32 L), fixando o valor dos respectivos coeficientes. Os autores verificaram desvios relativos de até 25% para  $V_{LD}$  e observaram que dentre todas as regiões do biorreator, o *riser* apresentou os maiores valores de velocidade de cisalhamento.

Mavaddat *et al.* (2014) implementaram um Balanço Populacional com 6 classes de bolhas para prever a retenção gasosa global em um biorreator *airlift* de dutos concêntricos de 10 L assumindo-se a simetria da geometria. Os autores verificaram concordância entre os valores simulados e aqueles obtidos experimentalmente, para uma grande faixa de variação de  $U_{GR}$  (0,0332 a 0,1658 m/s) e observaram que o *riser* apresentou os maiores valores de tensão de cisalhamento ( $\tau$ ), principalmente na região próxima ao aspensor e à base do biorreator. Além disso, verificou-se baixo valor de  $\tau$  no *downcomer*, devido à distribuição homogênea da velocidade de líquido e um aumento deste parâmetro com o aumento da vazão específica de alimentação de ar.

Moradi *et al.* (2013) avaliaram as retenções gasosas parciais e velocidades intersticiais de um biorreator *airlift* de dutos concêntricos de 32 L para valores de  $U_{GR}$  variando entre 0,018 e 0,108 m/s, considerando três forças interfaciais (arrasto, sustentação e massa virtual) em sua modelagem. Os autores verificaram que o modelo foi capaz de prever satisfatoriamente  $\epsilon_R$  e  $V_{LD}$ . Entretanto, não foi capaz de prever a recirculação das bolhas pelo *downcomer*, mostrando um ajuste ruim entre os dados experimentais e simulados de  $\epsilon_D$ .

Zhang *et al.* (2012) simularam o comportamento de um biorreator *airlift* de dutos concêntricos equipado com diferentes dispositivos internos na região de mistura e encontraram uma geometria deste aparato que proporcionou baixos

valores de energia cinética turbulenta e elevados valores de  $\epsilon_G$ , sendo este dispositivo indicado para ser empregado em cultivos de microrganismos sensíveis ao cisalhamento.

Bannari *et al.* (2011) avaliaram um biorreator *airlift* de dutos concêntricos equipado com um agitador mecânico, comparando o seu desempenho ao de um biorreator *airlift* “padrão” (sem agitador). Em sua modelagem, implementaram o Balanço Populacional com 11 classes de bolhas e consideraram as seguintes forças interfaciais: arrasto, sustentação e massa virtual. A comparação entre os resultados simulados e experimentais de  $k_{La}$  a 0,38 vvm apontou erros relativos de 7,5 e 6,8%, respectivamente, para o biorreator com agitação e o biorreator padrão. Além disso, verificou-se que o biorreator provido de agitação mecânica apresentou cisalhamento superior ao observado para o biorreator padrão, uma vez que a utilização deste equipamento em cultivo de fungo filamentosos (*Trichoderma reesei*) induziu a formação de hifas de menor tamanho.

Apesar da grande utilização de CFD na previsão do comportamento hidrodinâmico de biorreatores *airlift*, poucos estudos têm sido conduzidos utilizando-se o modelo *airlift split* e confrontando o seu desempenho com o modelo *airlift* de dutos concêntricos. Além disso, a taxa de cisalhamento é um parâmetro pouco avaliado através desta ferramenta. Baseado nisso, objetivo deste capítulo da tese foi o de avaliar diferentes geometrias de biorreatores *airlift* empregando-se tanto a abordagem experimental quanto a fluidodinâmica computacional, com o intuito de se avaliar o efeito dessas geometrias na taxa de cisalhamento.

## **5.3 Materiais e métodos**

### **5.3.1 Biorreatores e aparato experimental**

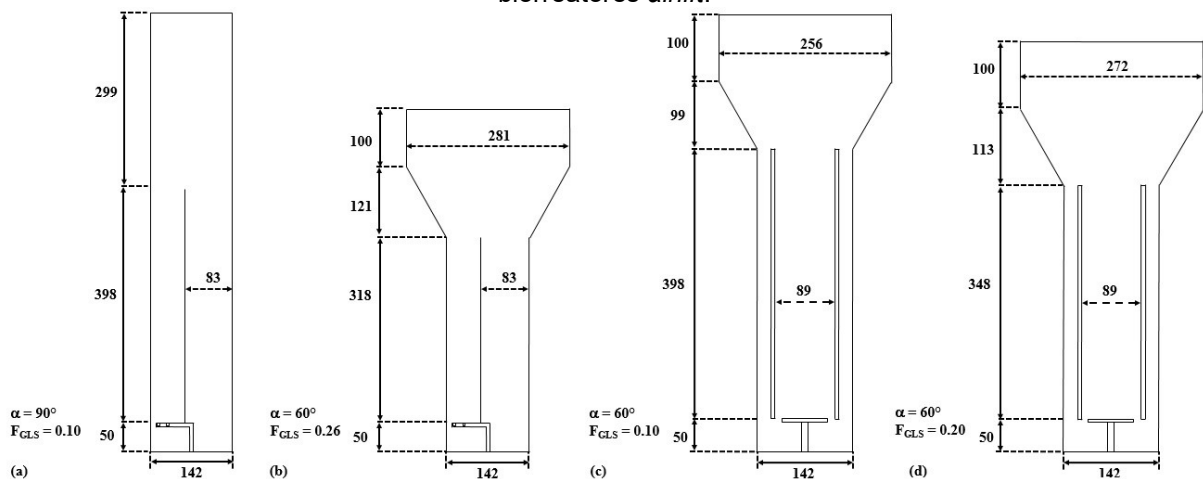
Quatro diferentes geometrias de biorreatores *airlift* de seção quadrada de 10 L, consistindo em dois modelos de dutos concêntricos (ADC) e dois modelos *split* (AS) foram escolhidas como geometrias promissoras (**seção 5.4.1**) e o seu desempenho hidrodinâmico foi avaliado empregando fluidodinâmica computacional.

A escolha de geometrias com seção transversal quadrada deve-se à facilidade de construção, bem como à possível aplicação em bioprocessos

envolvendo o cultivo de microrganismos fotossintéticos como microalgas capazes de produzir lipídeos, açúcares e proteínas, tornando-se esse tipo de geometria uma alternativa ao formato circular convencional.

Todos os biorreatores apresentaram razão entre as áreas de escoamento  $A_D/A_R=1,41$ , sendo equipados com aspersores do tipo cruzeta de 180 orifícios (ADC) ou tipo “espinha de peixe” de 96 orifícios (AS). As diferenças geométricas entre as quatro geometrias avaliadas estavam relacionadas ao ângulo ( $\alpha$ ) e fração volumétrica de líquido na região de mistura ( $F_{GLS}$ ). As principais dimensões e características geométricas são apresentadas na **Figura 5.1**.

Figura 5.1 – Principais dimensões (em milímetros) e características das geometrias promissoras de biorreatores *airlift*.



Fonte: acervo pessoal do autor.

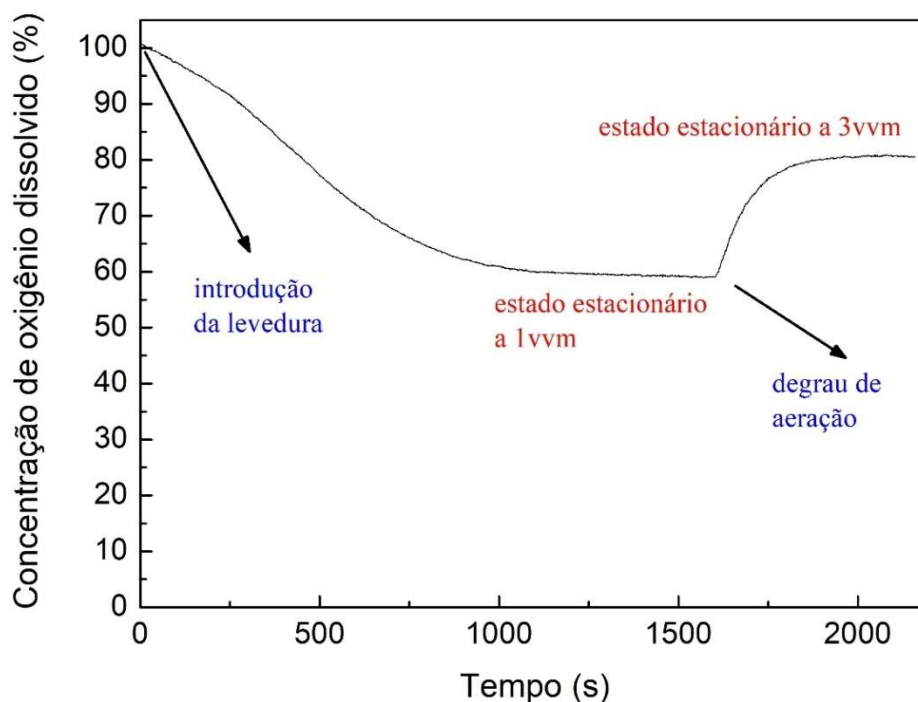
### 5.3.2 Determinação do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{LA}$ ) em condições de consumo microbiano de oxigênio

O coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{LA}$ ) sob condições de crescimento microbiano foi determinado através de um método de degrau de aeração. Para este propósito, foi realizado um cultivo com a levedura *Saccharomyces cerevisiae*, por se tratar de um microrganismo aeróbio facultativo. O meio de cultivo apresentou a seguinte composição (em g/L): sacarose (10,0),  $KH_2PO_4$  (5,6),  $MgSO_4 \cdot 7H_2O$  (1,4), extrato de levedura (6,8), e ureia (5,32). O pH inicial foi ajustado para 5,0 e variou livremente ao longo do cultivo. Para evitar a

formação de espuma, empregou-se solução anti-espumante (Dow Corning, 30% em massa), adicionada no início do cultivo.

Inicialmente, um eletrodo de oxigênio dissolvido (OD) posicionado no *riser* do biorreator *airlift* foi calibrado para a condição de saturação de oxigênio do meio de cultivo, ajustando-se a vazão específica de ar para 1 vvm. Em seguida, a levedura *Saccharomyces cerevisiae* liofilizada (Blaupan) foi introduzida no biorreator *airlift* a uma concentração inicial de 2,0 g/L. Devido à presença do microrganismo, o oxigênio dissolvido presente no meio de cultivo passou a ser consumido, até que um estado estacionário fosse alcançado, caracterizado por uma concentração de OD constante, quando a velocidade de transferência de oxigênio igualou-se à velocidade de respiração celular a 1 vvm. Então, realizou-se um degrau de aeração através de uma variação repentina da vazão específica de alimentação de ar de 1 para 3 vvm (valor de vazão desejado), observando-se um aumento na concentração de OD até que outro estado estacionário fosse alcançado a 3 vvm (**Figura 5.2**). Utilizando-se os dados do período transiente de concentração de oxigênio dissolvido, os valores de  $k_L a$  foram determinados aplicando-se o tratamento de dados proposto por Cerri *et al.* (2016).

Figura 5.2 – Variação da concentração de oxigênio dissolvido com o tempo durante cultivos de *Saccharomyces cerevisiae* para a determinação de  $k_L a$ .



### 5.3.3 Parâmetros de desempenho experimentais e numéricos

Os parâmetros hidrodinâmicos utilizados para avaliar o desempenho das diferentes geometrias promissoras de biorreatores *airlift* foram a retenção gasosa no *riser* ( $\epsilon_R$ ), a velocidade intersticial de líquido no *riser* ( $V_{LR}$ ) e no *downcomer* ( $V_{LD}$ ) e a velocidade de cisalhamento no biorreator ( $\dot{\gamma}$ ).

Os resultados experimentais de retenção gasosa no *riser* e  $V_{LR}$  e  $V_{LD}$  foram obtidos através dos métodos propostos por Chisti (1989) (método manométrico) e Gouveia *et al.* (2003), respectivamente, descritos em detalhes na seção 4.3.

Os dados de  $\epsilon_R$  e velocidades intersticiais no *riser* e *downcomer* simulados por fluidodinâmica computacional foram obtidos aplicando-se um procedimento de média da distribuição espacial destas variáveis no volume da região correspondente. O mesmo procedimento foi utilizado na determinação das taxas de cisalhamento no *riser* ( $\dot{\gamma}_R$ ), *downcomer* ( $\dot{\gamma}_D$ ), base ( $\dot{\gamma}_B$ ) e região de mistura ( $\dot{\gamma}_{GLS}$ ). A taxa de cisalhamento média no biorreator ( $\dot{\gamma}_m$ ) foi estimada considerando-se todas as regiões do biorreator *airlift* citadas anteriormente.

### 5.3.4 Avaliação da incerteza numérica da malha computacional

A quantificação da incerteza numérica da malha computacional foi realizada através do método *Grid Convergence Index* (GCI) que permite a escolha de uma malha computacional que resulte em melhor precisão associada a um menor esforço computacional. O método consiste em elaborar três diferentes malhas numéricas (1: refinada; 2: intermediária; 3: grosseira), definindo para cada uma um tamanho característico  $h$  definido pela **Equação 5.1** (Celik *et al.*, 2008).

$$h = \left[ \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N \Delta V_i \right]^{1/3} \quad (\text{Eq 5.1})$$

onde  $N$  é o número total de elementos computacionais presente na malha, e  $\Delta V_i$  corresponde ao volume o  $i$ -ésimo elemento computacional. Por definição  $h_1 < h_2 < h_3$ .

Define-se então uma razão de refinamento entre duas malhas computacionais ( $r_{ij}$ ) através da **Equação 5.2**. De acordo com Celik *et al.* (2008), o valor de  $r_{ij}$  deve ser maior que 1,3 e ser constante entre as três estruturas de malha.

$$r_{ij} = \frac{h_j}{h_i} \quad (\text{Eq 5.2})$$

onde  $h_i$  e  $h_j$  correspondem ao maior e menor valor de tamanho característico da malha, respectivamente.

Foram realizadas simulações empregando-se as três estruturas de malhas computacionais e os valores das variáveis de interesse ( $\varphi_i$ ) foram obtidos para cada uma, permitindo assim o cálculo da ordem aparente ( $p$ ) utilizando-se as **Equações 5.3 a 5.5**.

$$p = \frac{1}{\ln(r_{21})} \cdot |\ln(\varepsilon_{32}/\varepsilon_{21}) + q(p)| \quad (\text{Eq 5.3})$$

$$q(p) = \ln\left(\frac{r_{21}^p - s}{r_{32}^p - s}\right) \quad (\text{Eq 5.4})$$

$$s = 1 \cdot \text{sin}al\left(\frac{\varepsilon_{32}}{\varepsilon_{21}}\right) \quad (\text{Eq 5.5})$$

onde  $r_{21} = h_2/h_1$ ,  $r_{32} = h_3/h_2$ ,  $\varepsilon_{32} = \varphi_3 - \varphi_2$ ,  $\varepsilon_{21} = \varphi_2 - \varphi_1$  and  $\varphi_k$  é a solução obtida na  $k$ -ésima malha.

O valor do erro relativo aproximado entre as malhas intermediária e refinada ( $e_a^{21}$ ) e o índice GCI ( $GCI_{12}$ ) são obtidos através das **Equações 5.6 e 5.7**.

$$e_a^{21} = \left| \frac{\varphi_1 - \varphi_2}{\varphi_1} \right| \quad (\text{Eq 5.6})$$

$$GCI_{21} = \frac{1.25e_a^{21}}{r_{21}^p - 1} \quad (\text{Eq 5.7})$$

Um procedimento similar é realizado para o cálculo de  $e_a^{32}$  e  $GCI_{23}$ .

### 5.3.5 Simulação por Fluidodinâmica Computacional

A simulação por fluidodinâmica computacional utilizou como base para definição de modelos matemáticos e estrutura de malha computacional o estudo realizado por Rodriguez *et al.* (2015) em diferentes biorreatores pneumáticos (coluna de bolhas, *airlift split*, e *airlift* de dutos concêntricos) operando com fluidos newtonianos e não-Newtonianos.

#### 5.3.5.1 Geometria computacional e malha numérica

As geometrias computacionais e as malhas numéricas foram geradas utilizando-se o *software* Ansys Gambit v2.4. Para cada geometria, uma malha tetraédrica/hexaédrica híbrida foi construída, consistindo em uma porção não-estruturada na base do biorreator, com elementos tetraédricos ao redor dos orifícios do aspersor e uma porção estruturada com elementos hexaédricos nas demais regiões (*riser*, *downcomer*, região de mistura). Analisada sob a ótica da modelagem e resolução numérica, a região de aspersão de gás em biorreatores pneumáticos é particularmente importante e complexa, por apresentar elevados gradientes de velocidade e fração volumétrica de gás, além da brusca variação de comprimentos característicos do biorreator, dado que o orifício do aspersor possui uma ordem de grandeza muito inferior ao restante do equipamento (0,5 mm) (Rodriguez *et al.*, 2015). Dessa forma, o espaçamento entre nós utilizado variou de 0,1 (próximo aos orifícios do aspersor) a 5 mm (demais regiões).

Para a aplicação do método GCI, somente uma das geometrias foi utilizada (Geometria 2, *airlift split*,  $\alpha = 60^\circ$ ,  $F_{GLS} = 0,20$ ). Após a seleção da malha com a melhor relação precisão-esforço computacional, a mesma estrutura de construção foi aplicada para as demais geometrias, visando a avaliação hidrodinâmica destes biorreatores. A **Tabela 5.1** apresenta aspectos gerais das malhas das geometrias de biorreatores *airlift* avaliadas.



Tabela 5.1 – Aspectos gerais das malhas computacionais utilizadas na avaliação hidrodinâmica de biorreatores *airlift*.

Mesh	N (elementos)	h (mm)	Hex/tet (%)
Geometria 1	735.255	2,74	71,9/28,1
Geometria 2	643.137	3,19	67,9/32,1
Geometria 3	656.186	3,06	65,7/34,3
Geometria 4	635.626	3,14	64,6/35,4

Fonte: acervo pessoal do autor.

onde Hex/tet corresponde à proporção entre elementos hexaédricos e tetraédricos na malha computacional.

### 5.3.5.2 Modelagem matemática e resolução numérica

A hidrodinâmica de biorreatores *airlift* foi modelada utilizando-se a abordagem Euler-Euler onde as fases são tratadas como meios contínuos incompressíveis interpenetrantes e as equações de conservação de massa e quantidade de movimento foram resolvidas para ambas fases (Kelly, 2008; Rodriguez, 2015). O líquido foi definido como fase contínua, enquanto o ar foi tratado como fase dispersa com diâmetro constante igual a 5mm (**Tabela 5.2**).

Dentre todas as forças interfaciais, considerou-se apenas o arrasto, utilizando-se a correlação de Grace *et al.* (1976) para o cálculo do coeficiente de arrasto. A turbulência foi modelada empregando-se o modelo  $\kappa - \epsilon$  padrão (**Tabela 5.2**).

A entrada de ar no sistema foi definida como condição de velocidade prescrita (*velocity inlet*) nos orifícios do aspensor (fração volumétrica de gás igual a 1), assumindo os valores 11,1 e 20,8 m/s para os biorreatores *airlift* de dutos concêntricos e *split*, respectivamente, e resultando em uma vazão específica de gás igual a 3 vvm para ambos. No topo do biorreator foi definida uma condição de pressão prescrita (*pressure outlet*) igual a 1 atm e para a interação entre as paredes do biorreator e as fases líquida/gasosa definiu-se uma condição de não-deslizamento (**Tabela 5.2**).

O sistema de equações foi resolvido utilizando-se o *software* Ansys Fluent 14.5® em um servidor com placa-mãe Intel que dispõe de 2 processadores Intel Xeon 2.0 GHz (12 núcleos por processador) e 16 GB de memória RAM. O tempo total simulado para cada geometria foi definido baseado em dados

experimentais de tempo de circulação do líquido, de forma a garantir pelo menos duas voltas completas pelo interior do biorreator, até que o estado pseudo-estacionário fosse alcançado. Utilizou-se um passo no tempo igual a  $10^{-4}$  s e um critério de convergência em que  $RMS < 10^{-4}$  (Tabela 5.2).

Tabela 5.2 – Principais condições, modelos e métodos numéricos empregados nas simulações por fluidodinâmica computacional.

<b>FLUIDOS</b>	
Água	Fase contínua, $\rho_L=997 \text{ kg.m}^{-3}$ , $\mu_L=8.49.10^{-4} \text{ Pa.s}$ , $\sigma=0.072 \text{ N.m}^{-1}$
Ar	Fase dispersa, $d_B=5 \text{ mm}$ , $\rho_G=1.2 \text{ kg.m}^{-3}$
<b>CONDIÇÕES DE CONTORNO</b>	
Orifícios do aspersor	Velocidade normal à face do orifício, fração volumétrica de gás = 1
Topo do biorreator	Pressão de saída prescrita (1 atm)
Paredes	Condição de não-deslizamento para ambas fases
<b>TURBULÊNCIA</b>	
Fase contínua	Modelo $\kappa - \epsilon$ padrão, $C_\mu=0,09$ , $C_{\epsilon 1}=1,44$ , $C_{\epsilon 2}=1,92$ , $\sigma_\kappa=1$ , $\sigma_\epsilon=1,3$
Fase dispersa	Modelo $\kappa - \epsilon$ padrão, $C_\mu=0,09$ , $C_{\epsilon 1}=1,44$ , $C_{\epsilon 2}=1,92$ , $\sigma_\kappa=1$ , $\sigma_\epsilon=1,3$
<b>FORÇAS INTERFACIAIS</b>	
Arrasto	(Grace <i>et al.</i> , 1976)
<b>PARÂMETROS DO SOLVER</b>	
<i>Solver</i>	<i>Pressure-Based; Eulerian; Implicit; Two phases</i>
Formulação da velocidade	<i>Absolute</i>
Formulação transiente	<i>First Order Implicit</i>
Equema de acoplamento pressão-velocidade	<i>Phase Coupled SIMPLE</i>
Discretização de gradientes	<i>Least Squares Cell Based</i>
Discretização do momento	<i>Second Order Upwind</i>
Discretização da fração volumétrica	<i>QUICK</i>
Energia cinética turbulenta	<i>First Order Implicit</i>
Taxa de dissipação turbulenta	<i>First Order Implicit</i>
Resíduos	$RMS=1.10^{-4}$
Regime transiente	20 iterações por passo no tempo; passo no tempo = $10^{-4}$ s
Fatores de relaxação	Valores padrão do <i>software</i> (entre 0.5 and 1.0)

Fonte: adaptado de Rodriguez (2015).

## 5.4 Resultados e discussão

Nesta seção será apresentada inicialmente a definição de geometrias promissoras de biorreatores *airlift* de seção quadrada baseada em critérios hidrodinâmicos e de transferência de oxigênio. Em seguida, são abordados os resultados da avaliação da incerteza numérica de malhas computacionais, com o objetivo de se escolher a melhor malha para avaliação hidrodinâmica das

geometrias promissoras. Finalmente, o impacto das diferentes geometrias de biorreatores *airlift* em seu desempenho serão discutidos com base em simulações por fluidodinâmica computacional.

#### 5.4.1 Definição de geometrias promissoras

Baseado nas análises do efeito da geometria de biorreatores *airlift* de seção quadrada em seu desempenho, verificou-se grande dependência entre as geometrias da base e da região de mistura, transferência de oxigênio e velocidade de circulação de líquido (**seções 3.4.1 e 4.4.2**).

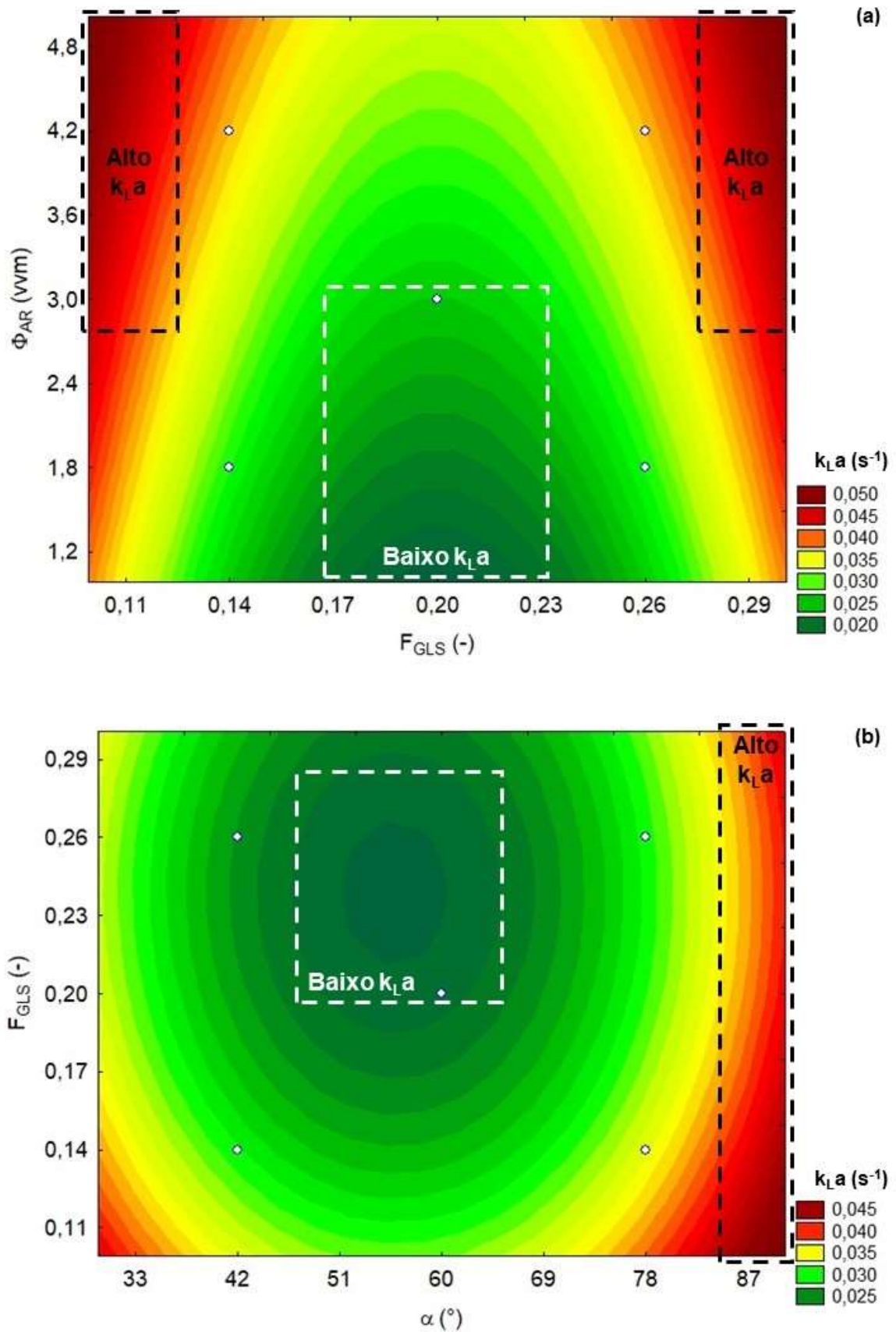
A partir desses resultados verificou-se a possibilidade de operar biorreatores *airlift* de seção quadrada em diferentes níveis de transferência de oxigênio ( $k_{LA}$ ) (**Figura 5.3**) e velocidade de líquido ( $U_{LR}$  e  $U_{LD}$ ) (**Figura 5.4**), obtendo-se quatro geometrias promissoras de biorreatores *airlift* (**Tabela 5.3**). As superfícies de resposta para  $U_{LD}$  foram suprimidas por apresentarem dependência similar de  $U_{LR}$  em relação aos parâmetros geométricos.

Tabela 5.3 – Geometrias promissoras de biorreatores *airlift* de seção quadrada.

Geometria	Modelo	$\Phi_{AR}$ (vvm)	$\alpha$ (°)	$F_{GLS}$ (-)	$k_{LA_{\text{água}}}$ (s <sup>-1</sup> )	$k_{LA_{\text{caldo}}}$ (s <sup>-1</sup> )
1	<i>Split</i>	3	90	0,10	0,0490	0,0223
2	<i>Split</i>	3	60	0,26	0,0221	0,0159
3	Dutos concêntricos	3	60	0,10	0,0463	0,0204
4	Dutos concêntricos	3	60	0,20	0,0249	0,0158

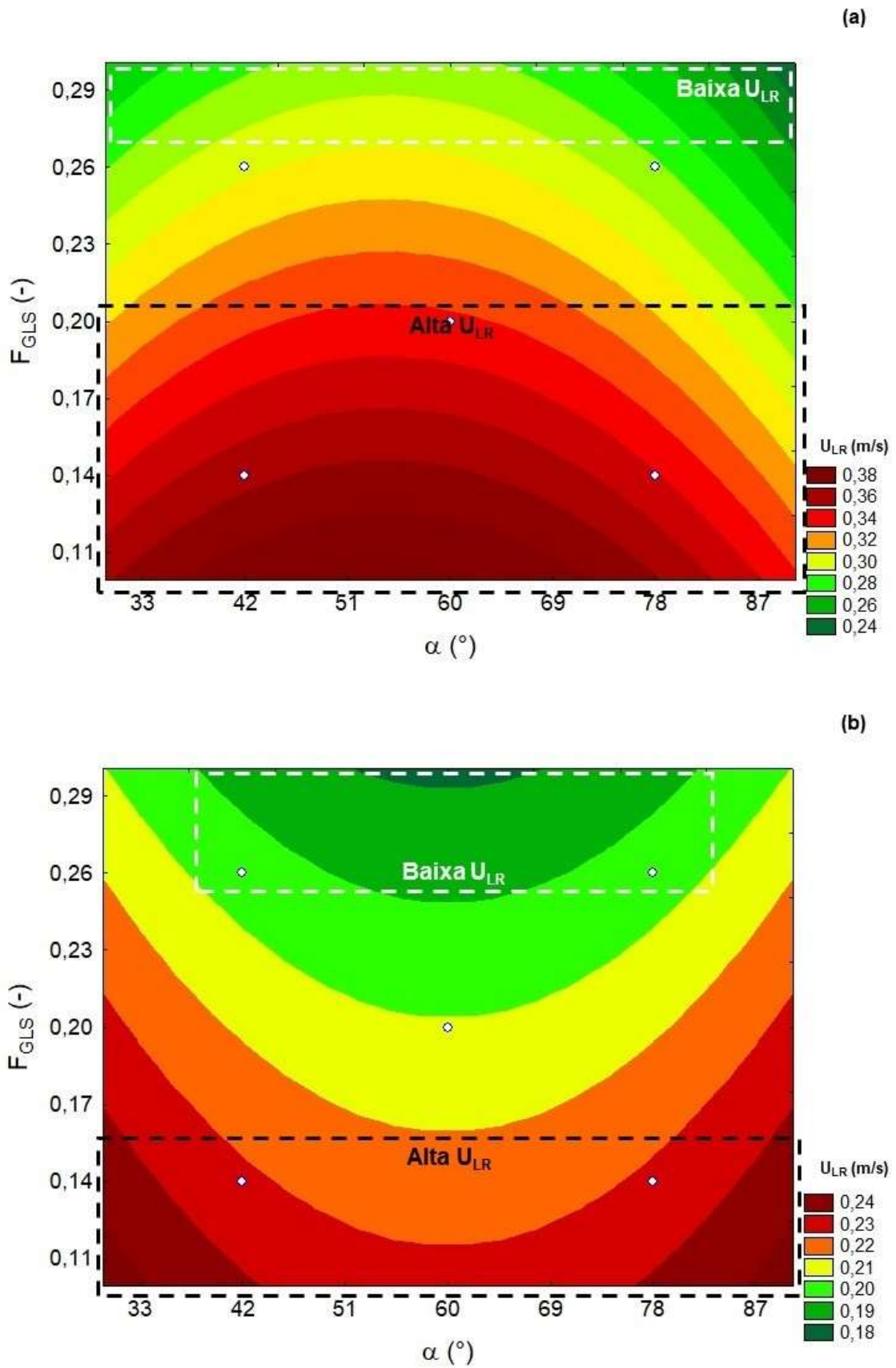
Fonte: acervo pessoal do autor.

Figura 5.3 – Identificação de geometrias promissoras de biorreatores *airlift* utilizando como critério o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio: (a) dutos concêntricos; (b) *split*.



Fonte: acervo pessoal do autor.

Figura 5.4 – Identificação de geometrias promissoras de biorreatores *airlift* utilizando como critério a velocidade superficial de líquido no *riser*: (a) dutos concêntricos; (b) *split*.



Fonte: acervo pessoal do autor.

A **Tabela 5.3** apresenta as principais características geométricas das geometrias promissoras de biorreator *airlift* e exibe os valores do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio para água destilada ( $k_{La_{\text{água}}}$ ), calculados a partir das **Equações 3.13** e **3.14**, e nos caldos de cultivo de *Saccharomyces cerevisiae* ( $k_{La_{\text{caldo}}}$ ) obtidos para as mesmas condições operacionais e características geométricas. O objetivo da avaliação de  $k_{La}$  em cultivos de leveduras foi o de validar o comportamento de  $k_{La}$  em relação às variáveis geométricas observados em um sistema modelo (água destilada) para um sistema com consumo biológico de  $O_2$  (cultivo).

$$k_{La_{(AsQ\_ADC)}} = 0,025 + 0,008x_2^2 + 0,004x_3 \quad (\text{Eq 3.13})$$

$$k_{La_{(AsQ\_AS)}} = 0,0226 + 0,0023x_1 + 0,0051x_1^2 - 0,0021x_2 + 0,0017x_2^2 + 0,0047x_3 - 0,0013x_3^2 \quad (\text{Eq 3.14})$$

A **Figura 5.5** apresenta os resultados experimentais de velocidade de circulação de líquido para biorreatores *airlift* de seção quadrada operando com água destilada, comparando-os aos valores obtidos através dos modelos que descrevem as superfícies de resposta (**Figura 5.4**), correspondentes às **Equações 4.30**, **4.31**, **4.34** e **4.35**. Verificou-se uma excelente concordância entre os valores previstos e experimentais das velocidades de circulação do líquido.

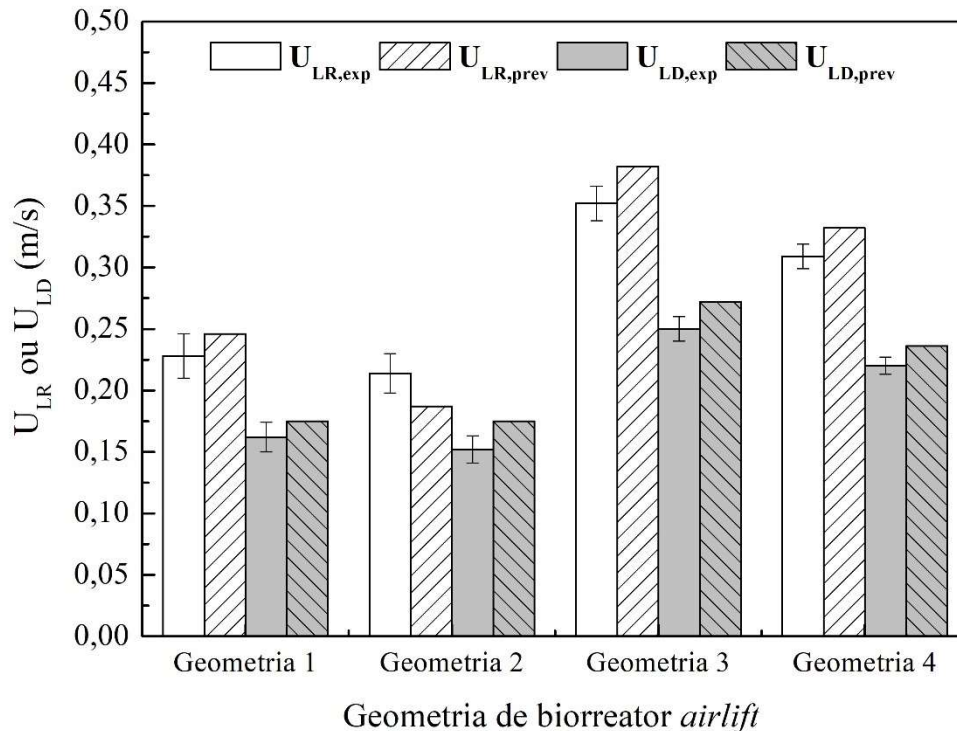
$$U_{LR(AsQ\_ADC)} = 0,332 - 0,008x_1 - 0,013x_1^2 - 0,030x_2 + 0,038x_3 - 0,008x_3^2 \quad (\text{Eq 4.30})$$

$$U_{LR(AsQ\_AS)} = 0,201 + 0,008x_1^2 - 0,013x_2 + 0,024x_3 \quad (\text{Eq 4.31})$$

$$U_{LD(AsQ\_ADC)} = 0,236 - 0,006x_1 - 0,009x_1^2 - 0,021x_2 + 0,027x_3 - 0,005x_3^2 \quad (\text{Eq 4.34})$$

$$U_{LD(AsQ\_AS)} = 0,143 + 0,006x_1^2 - 0,010x_2 + 0,017x_3 \quad (\text{Eq 4.35})$$

Figura 5.5 – Comparação entre valores previstos por modelo empírico (Equações 4.30, 4.31, 4.34 e 4.35) e experimentais de velocidade superficial de líquido ( $U_{LR}$  e  $U_{LD}$ ) para as geometrias promissoras de biorreatores *airlift*.



Fonte: acervo pessoal do autor.

Em todas as geometrias promissoras de biorreatores *airlift*, os valores de  $k_{La}$  obtidos para os caldos de cultivo de *S. cerevisiae* foram inferiores aos verificados para os biorreatores operando com água destilada, devido à presença de células e de antiespumante, que afeta as forças interfaciais que atuam na bolha de ar, modificando a dinâmica de quebra e coalescência das mesmas, alterando assim o seu tamanho. Apesar das diferenças, o efeito da geometria do biorreator nos valores tanto de  $k_{La_{\text{água}}}$  quanto de  $k_{La_{\text{caldo}}}$  permaneceu o mesmo, com as Geometrias 1 e 3 exibindo valores de coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio superiores às Geometrias 2 e 4.

As Geometrias 1 e 3 apresentaram elevados valores de  $k_{La}$  para água e o caldo de cultivo, enquanto diferentes valores de velocidade superficial de líquido foram observados, o que pode resultar em diferentes condições de cisalhamento.

Uma elevada capacidade de transferência de oxigênio não está ligada necessariamente a elevados valores de circulação de líquido. O coeficiente

volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_L a$ ) corresponde ao produto do coeficiente convectivo de transferência de oxigênio ( $k_L$ ) e a área interfacial específica das bolhas de ar ( $a$ ). Cerri *et al.* (2010) avaliaram a transferência de oxigênio em três biorreatores pneumáticos (coluna de bolhas, *airlift split*, e *airlift* de dutos concêntricos) e verificaram que a área interfacial específica causa um maior efeito na variação de  $k_L a$ , quando comparado à  $k_L$ , que permanece praticamente constante ao longo de uma grande faixa de variação de vazão específica de ar. Uma vez que a área interfacial é uma função direta da retenção gasosa, enquanto  $k_L$  está relacionado diretamente com o número de Reynolds e, conseqüentemente, com a velocidade de líquido, o aumento em  $k_L a$  é causado em sua maior parte pelo aumento da retenção gasosa do que pelo aumento na velocidade de líquido.

A utilização da velocidade de líquido como indicação indireta da taxa de cisalhamento tem como base os estudos de Al-Masry e Chetty (1996) e Shi *et al.* (1990), que avaliaram a taxa de cisalhamento em biorreatores *airlift* de circulação externa através de análise por analogia, em que a velocidade intersticial do líquido no *downcomer* foi utilizada como parâmetro característico.

Além disso, Merchuk e Berzin (1995) propuseram que a taxa de cisalhamento para qualquer região  $i$  de um biorreator *airlift* (base, *riser*, *downcomer*, região de mistura) corresponde à energia dissipada dividida pelo caminho médio de escoamento do líquido nesta região e pela soma das áreas das bolhas de ar (Equação 5.8).

$$\tau_i = \frac{E_i(t_R)_i}{A_i L_i^2 a_i} \quad (\text{Eq 5.8})$$

onde  $E$  é a energia dissipada,  $t_R$  é o tempo de residência do líquido,  $A$  é a área disponível para o escoamento do fluido,  $L$  é o caminho médio de circulação e  $a$  é a área interfacial específica das bolhas.

Por sua vez, a dissipação de energia nas diferentes regiões de biorreatores *airlift* é uma função direta da velocidade de líquido nestas regiões (Equações 4.10, 4.12, 4.13 e 4.14).

$$E_R = E_{in} - \rho_L \cdot g \cdot h_D \cdot \varepsilon_R \cdot U_{LR} \cdot A_R \quad (\text{Eq 4.10})$$



$$E_D = \rho_L \cdot g \cdot h_D \cdot \varepsilon_D \cdot U_{LD} \cdot A_D \quad (\text{Eq 4.12})$$

$$E_B = \frac{1}{2} \rho_L \cdot V_{LD}^3 \cdot K_B \cdot A_D \cdot (1 - \varepsilon_D) \quad (\text{Eq 4.13})$$

$$E_{GLS} = \frac{1}{2} \rho_L \cdot [V_{LR}^3 \cdot K_{T,exp} \cdot A_R \cdot (1 - \varepsilon_R) + V_{LD}^3 \cdot K_{T,cont} \cdot A_D \cdot (1 - \varepsilon_D)] \quad (\text{Eq 4.14})$$

Portanto, as velocidades superficiais (ou intersticiais) de líquido no *riser* e no *downcomer* podem ser empregadas como uma forma indireta de se avaliar as condições de cisalhamento em biorreatores *airlift*.

Os diferentes valores de  $U_{LR}$  verificados para as Geometrias 1 e 3, associados aos elevados valores de  $k_{La}$ , representam uma importante descoberta, uma vez que estes diferentes comportamentos foram alcançados apenas através de modificações geométricas nos biorreatores, para a mesma vazão específica de ar (**Tabela 5.3**). De maneira oposta ao biorreator convencional tipo tanque agitado e aerado, cuja operação é realizada através da manipulação da velocidade de agitação e vazão específica de ar, biorreatores *airlift* exibem apenas a vazão de ar como variável operacional. Logo, a utilização da geometria na definição do desempenho destes equipamentos significa um aumento nos graus de liberdade do sistema. Por exemplo, a Geometria 1 possui elevados valores de  $k_{La}$  associado a baixos valores de  $U_{LR}$ , o que torna esta geometria promissora para aplicação em cultivos de microrganismos sensíveis ao cisalhamento com elevada demanda por oxigênio.

Nas Geometrias 2 e 4, por outro lado, verificou-se baixos valores de coeficiente de transferência de oxigênio. Entretanto, as velocidades de líquido para a Geometria 4 foram 77% superiores aos valores encontrados para a Geometria 2, indicando novamente diferentes níveis de cisalhamento e reforçando a possibilidade de adaptação do projeto do biorreator *airlift* às condições hidrodinâmicas e de transferência de oxigênio específicas de cada bioprocessos.

#### 5.4.2 Avaliação da incerteza numérica da malha

Uma análise de incerteza numérica da malha computacional foi realizada utilizando-se o método GCI com o objetivo de se determinar a

configuração de malha com a melhor relação precisão-esforço computacional. A **Tabela 5.4** apresenta as características das três estruturas de malhas computacionais, o tempo de simulação (tempo necessário para completar a simulação,  $t_{sim}$ ) e os resultados de retenção gasosa global e velocidades intersticiais de líquido no *riser* e no *downcomer* para a Geometria 2 (**Tabela 5.3**) operando a 1,27 vvm com água destilada à 32°C.

Tabela 5.4 – Características das malhas utilizadas e resultados de  $\epsilon_R$ ,  $V_{LR}$  e  $V_{LD}$  para o método GCI.

Malha	h (mm)	N (-)	$t_{sim}$ (dias)	$\epsilon_R$ (-)	$V_{LR}$ (m/s)	$V_{LD}$ (m/s)
Refinada (1)	2,29	1.610.511	71	0,0308	0,205	0,092
Intermediária (2)	3,19	643.137	45	0,0307	0,199	0,089
Grosseira (3)	4,35	235.074	7	0,0325	0,192	0,082

Fonte: acervo pessoal do autor.

Para cada uma das malhas adotou-se uma estrutura geral de construção similar, em que o espaçamento entre nós mínimo foi de 0,1 mm (na região próxima aos orifícios do aspersor). Por outro lado, o espaçamento máximo entre nós (observado para a região de mistura, *riser* e *downcomer*) variou de acordo com a malha, assumindo os valores de 2, 3 e 5 mm, respectivamente, para as malhas refinada, intermediária e grosseira.

A partir dos resultados obtidos, calculou-se a incerteza entre as malhas 1 e 2 ( $GCI_{21}$ ) (**Equações 5.6 e 5.7**) e entre as malhas 2 e 3 ( $GCI_{23}$ ). A retenção gasosa no *riser* exibiu uma incerteza de 0,43% entre as malhas grosseira e intermediária ( $GCI_{32}$ ) e de 0,02% entre as malhas intermediária e refinada ( $GCI_{12}$ ), apresentando um valor numérico estável de 0,0307 (**Tabela 5.4 e Tabela 5.5**). Quanto os resultados de  $V_{LR}$  e  $V_{LD}$ , os valores estáveis observados foram de 0,0199 e 0,089 m/s, respectivamente, com valores de  $GCI_{12}$  assumindo valores de 20,13 e 5,79%, respectivamente. Apesar dos menores valores de  $GCI_{12}$  observados, o tempo de simulação observado mostrou que a malha intermediária exibiu a melhor relação precisão-esforço computacional, dado que o tempo de simulação da malha refinada mostrou-se proibitivo para a sua utilização nas futuras simulações.

Tabela 5.5 – Incertezas numéricas aplicadas às três estruturas de malhas computacionais.

GCI / Variável	$\epsilon_R$ (%)	$V_{LR}$ (%)	$V_{LD}$ (%)
GCI <sub>12</sub>	0,02	16,47	2,12
GCI <sub>23</sub>	0,43	20,13	5,79

Fonte: acervo pessoal do autor.

Definida a estrutura geral da malha computacional a ser utilizada (malha intermediária), aplicou-se o mesmo princípio de construção para as malhas correspondentes às Geometrias 1, 3 e 4. Comparando-se os valores do tamanho característico das malhas ( $h$ ) do presente estudo com os valores observados em diferentes trabalhos que envolvem a avaliação hidrodinâmica de biorreatores *airlift* aplicando-se CFD, verificou-se que as malhas atuais apresentaram tamanhos inferiores aos trabalhos da literatura, especialmente quando comparadas aos estudos que avaliaram a taxa de cisalhamento (**Tabela 5.6**).

Tabela 5.6 – Valores da literatura do tamanho característico de malha computacional.

Referência	Volume (L)	N (elementos)	$h^*$ (mm)	Parâmetros avaliados
(Pawar, 2017)	32	690.000	3,59	$\epsilon_R, \epsilon_D, V_{LD}, \dot{\gamma}_m$
(Rodriguez <i>et al.</i> , 2015)	5	500.000	2,15	$\epsilon_G, V_L, k_{La}$
(Xu <i>et al.</i> , 2015)	40	100.704/61.422	7,35 / 8,67	$\epsilon_R, \epsilon_D, V_{LR}, V_{LD}$
(Garcia <i>et al.</i> , 2014)	32	1.230.217	2,96	$V_{LD}, \dot{\gamma}_m$
(Mavaddat <i>et al.</i> , 2014)	10	240.000	3,47	$\epsilon_G, k_{La}, \dot{\gamma}_m$
(Ghasemi e Hosseini, 2012)	16	57.240	6,54	$\epsilon_R, \epsilon_D, U_L$
(Ali <i>et al.</i> , 2011)	750	3.458	13,92	$\epsilon_R, \epsilon_D, V_{LD}$
(Bannari <i>et al.</i> , 2011)	21	492.171/509.978	3,45 / 3,49	$k_{La}, \dot{\gamma}_m$
(Simcik <i>et al.</i> , 2011)	40	48.100/49.100/44.700	9,34 / 9,40 / 9,64	$\epsilon_R, V_{LR}, V_{LD}$
Presente estudo	10	735.255/643.137/ 656.186/635.626	2,47 / 2,38 / 2,51 / 2,48	$\epsilon_R, V_{LR}, V_{LD}, \dot{\gamma}_m$

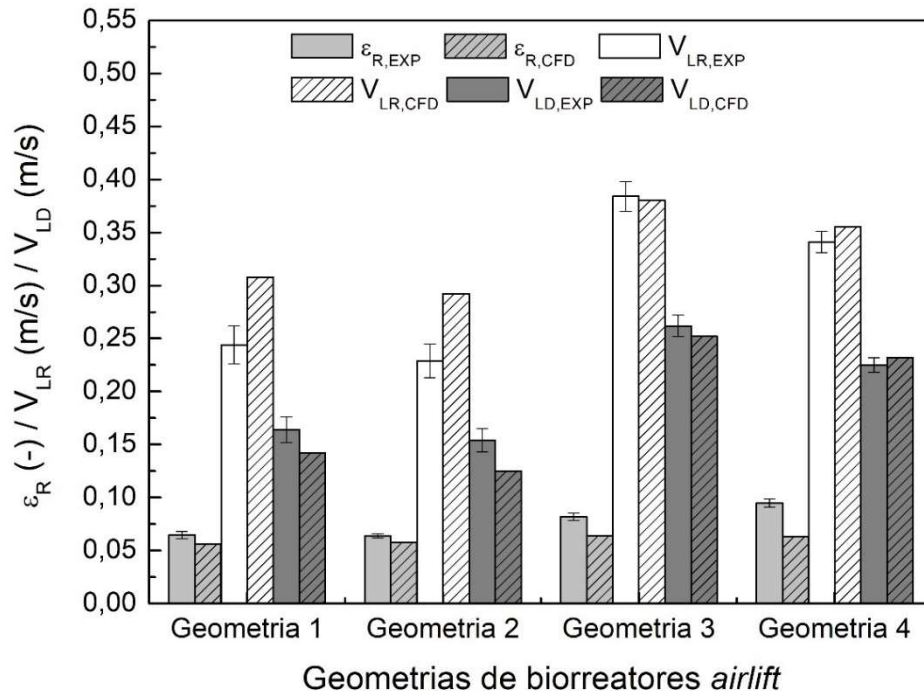
\*Para efeito comparativo entre o tamanho característico considerou-se apenas o volume do fluido, devido à dificuldade de se encontrar o volume total do domínio computacional nos trabalhos citados.

Fonte: acervo pessoal do autor.

### 5.4.3 Efeito da geometria do biorreator na hidrodinâmica

A distribuição da fração volumétrica de ar ou retenção gasosa nas quatro geometrias promissoras de biorreator *airlift* é apresentada na **Figura 5.7**. Em todas as geometrias, observou-se a presença da fase gasosa apenas nas regiões de subida e de mistura, verificando-se a ausência de circulação de gás através das regiões de descida e da base. Este fato não condiz com o observado experimentalmente, em que houve recirculação de bolhas de ar pelo *downcomer* com valores de  $\varepsilon_D$  de até 4,2% (Geometria 3), tendo sido esta ocorrência extensivamente observada na literatura (Simcik *et al.*, 2011; Moradi *et al.*, 2013; Rodriguez *et al.*, 2015; Xu *et al.*, 2015). Entre as possíveis causas deste comportamento estão as forças interfaciais utilizadas na modelagem (arrasto, sustentação, etc.), as correlações utilizadas nos cálculos dos coeficientes dessas forças e os parâmetros relacionados ao diâmetro das bolhas (valor constante ou com distribuição de tamanhos). Devido à não previsão de recirculação de bolhas pelo *downcomer*, os valores de retenção gasosa no *riser* previstos por CFD ( $\varepsilon_{R,CFD}$ ) foram subestimados em relação aos resultados experimentais ( $\varepsilon_{R,EXP}$ ) (**Figura 5.6**). Mesmo assim houve uma satisfatória previsão da retenção gasosa no *riser* (**Figura 5.6**).

Figura 5.6 - Comparação entre valores de retenção gasosa experimentais e previstos por CFD no riser ( $\epsilon_R$ ) e velocidade intersticial de líquido ( $V_{LR}$  e  $V_{LD}$ ) para as geometrias promissoras de biorreatores *airlift*.

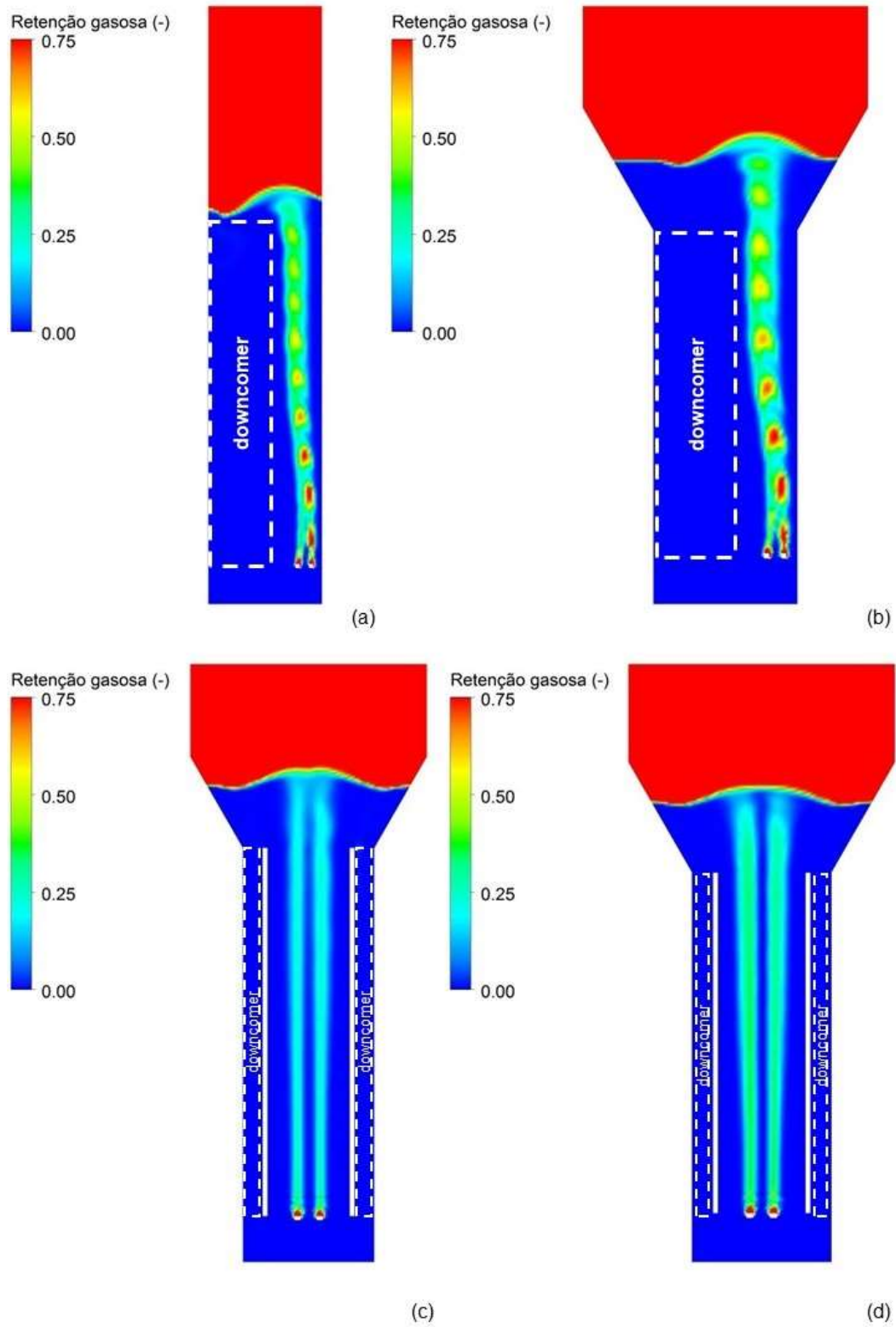


Fonte: acervo pessoal do autor.

Comparando-se as geometrias de biorreatores *airlift*, verificou-se que os modelos de dutos concêntricos (Geometrias 3 e 4) exibiram maiores valores de  $\epsilon_R$  quando comparados ao modelo *split* (Geometrias 1 e 2).

Analisando-se as velocidades intersticiais de líquido, verificou-se que em geral, a utilização de fluidodinâmica computacional proporcionou resultados superestimados de  $V_{LR}$  e subestimados de  $V_{LD}$ . Novamente, apesar das diferenças, as simulações foram capazes de prever com satisfatória concordância o comportamento das geometrias promissoras de biorreatores *airlift*.

Figura 5.7 – Distribuição espacial de fração de gás (retenção gasosa) nas geometrias promissoras de biorreatores *airlift*: (a) Geometria 1; (b) Geometria 2; (c) Geometria 3; (d) Geometria 4.



Fonte: acervo pessoal do autor.

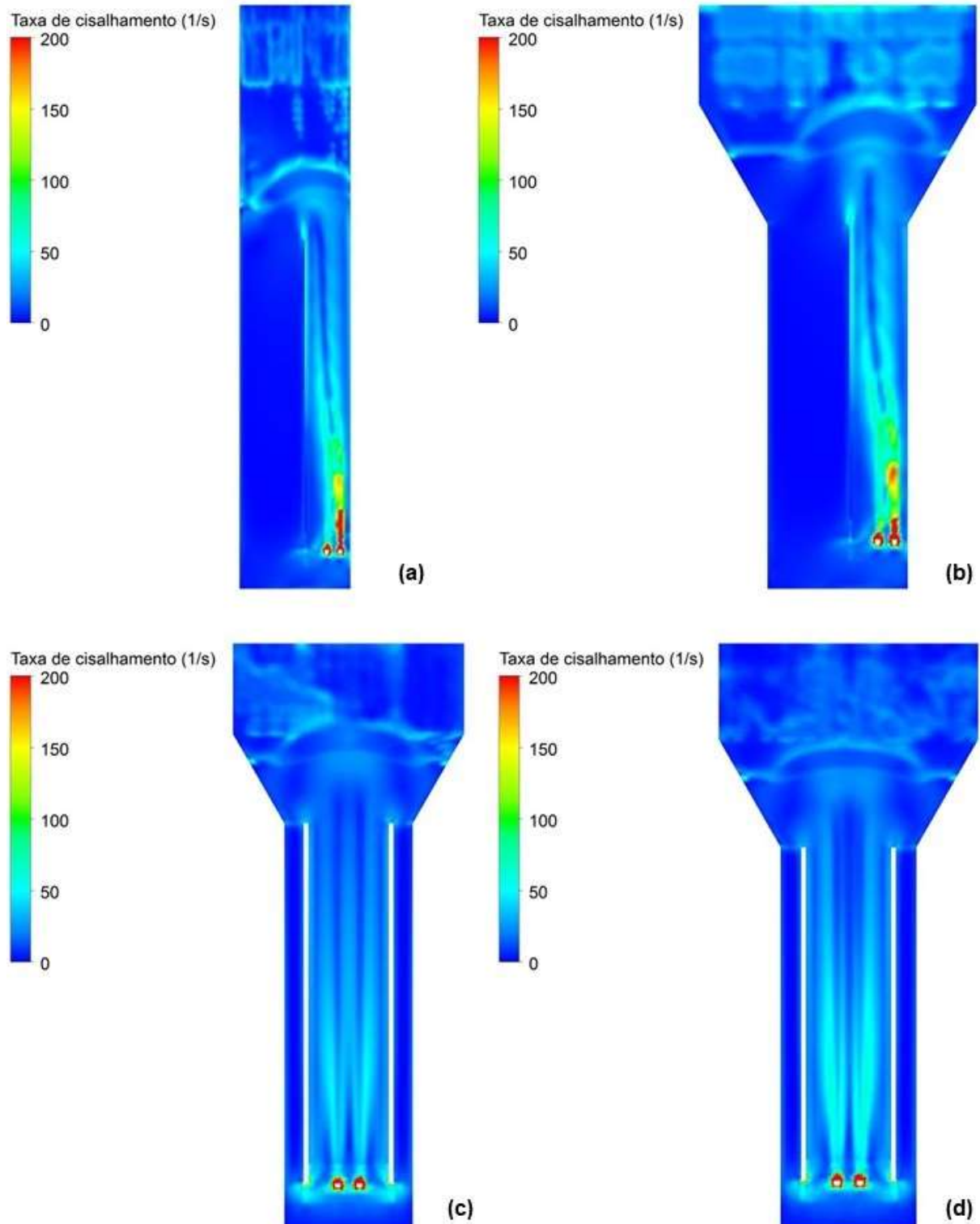
#### 5.4.4 Efeito da geometria do biorreator na taxa de cisalhamento

Uma vez que a fluidodinâmica computacional previu a hidrodinâmica das geometrias promissoras de biorreatores *airlift* de maneira satisfatória, utilizou-se essa ferramenta na avaliação das condições de cisalhamento destas geometrias. A taxa de cisalhamento corresponde à taxa de deformação de um fluido em escoamento, sendo um importante parâmetro a ser avaliado em biorreatores por afetar a morfologia de microrganismos e, conseqüentemente, a produção de bioprodutos. Apesar de ser uma variável importante na operação de biorreator, não existe uma metodologia de determinação direta da taxa de cisalhamento, sendo a sua avaliação realizada através de estimativas baseadas em correlações disponíveis na literatura.

A **Figura 5.8** mostra a variação espacial da taxa de cisalhamento nas geometrias promissoras de biorreatores *airlift*, indicando uma distribuição não-uniforme de  $\dot{\gamma}$  por todo o volume do biorreator, com os maiores valores deste parâmetro sendo observados na base e ao redor dos furos do aspersor de gás (**Figura 5.9**). Este comportamento foi observado em outros estudos relacionados com a aplicação de CFD em biorreatores *airlift* (Garcia *et al.*, 2014; Mavaddat *et al.*, 2014; Pawar, 2017) e pode ser atribuído a dois fatores:

- Elevada velocidade relativa entre as fases líquida e gasosa, causada pela grande velocidade de injeção do gás nos orifícios do aspersor; e
- Escoamento confinado com inversão de direção na base do biorreator.

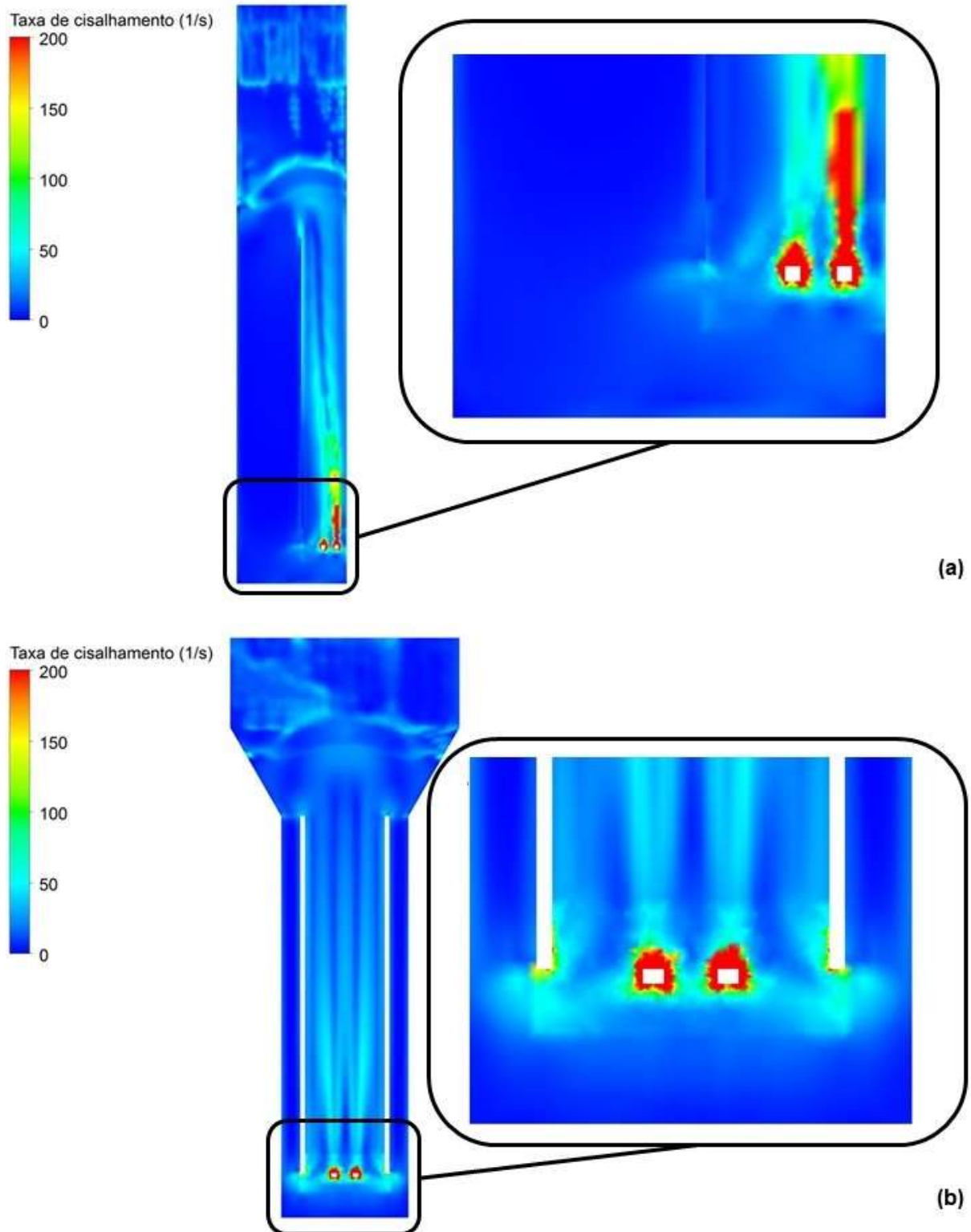
Figura 5.8 – Contornos de taxa de cisalhamento nas geometrias promissoras de biorreator *airlift*: (a) Geometria 1; (b) Geometria 2; (c) Geometria 3; (d) Geometria 4.



Fonte: acervo pessoal do autor.



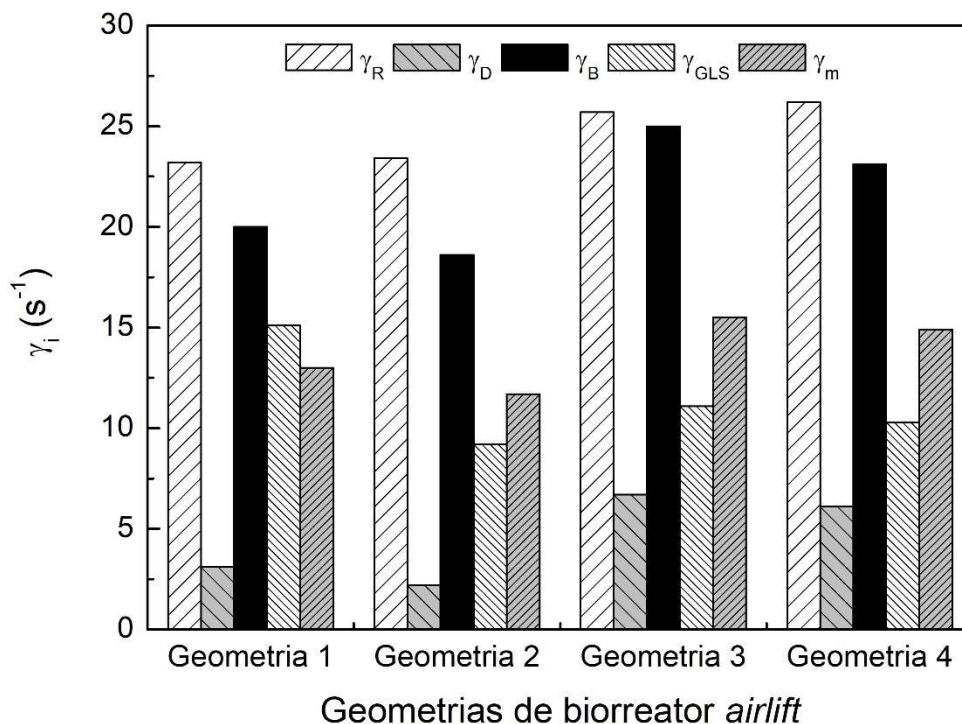
Figura 5.9 – Contornos de taxa de cisalhamento em biorreatores *airlift* com ênfase na base: (a) Geometria 1; (b) Geometria 3.



Fonte: acervo pessoal do autor.

A partir da distribuição espacial da taxa de cisalhamento, obteve-se os valores médios nas diferentes regiões do biorreator (*riser* –  $\dot{\gamma}_R$ , *downcomer* –  $\dot{\gamma}_D$ , base –  $\dot{\gamma}_B$  e região de mistura –  $\dot{\gamma}_{GLS}$ ), bem como os valores médios do biorreator como um todo ( $\dot{\gamma}_m$ ) (**Figura 5.10**).

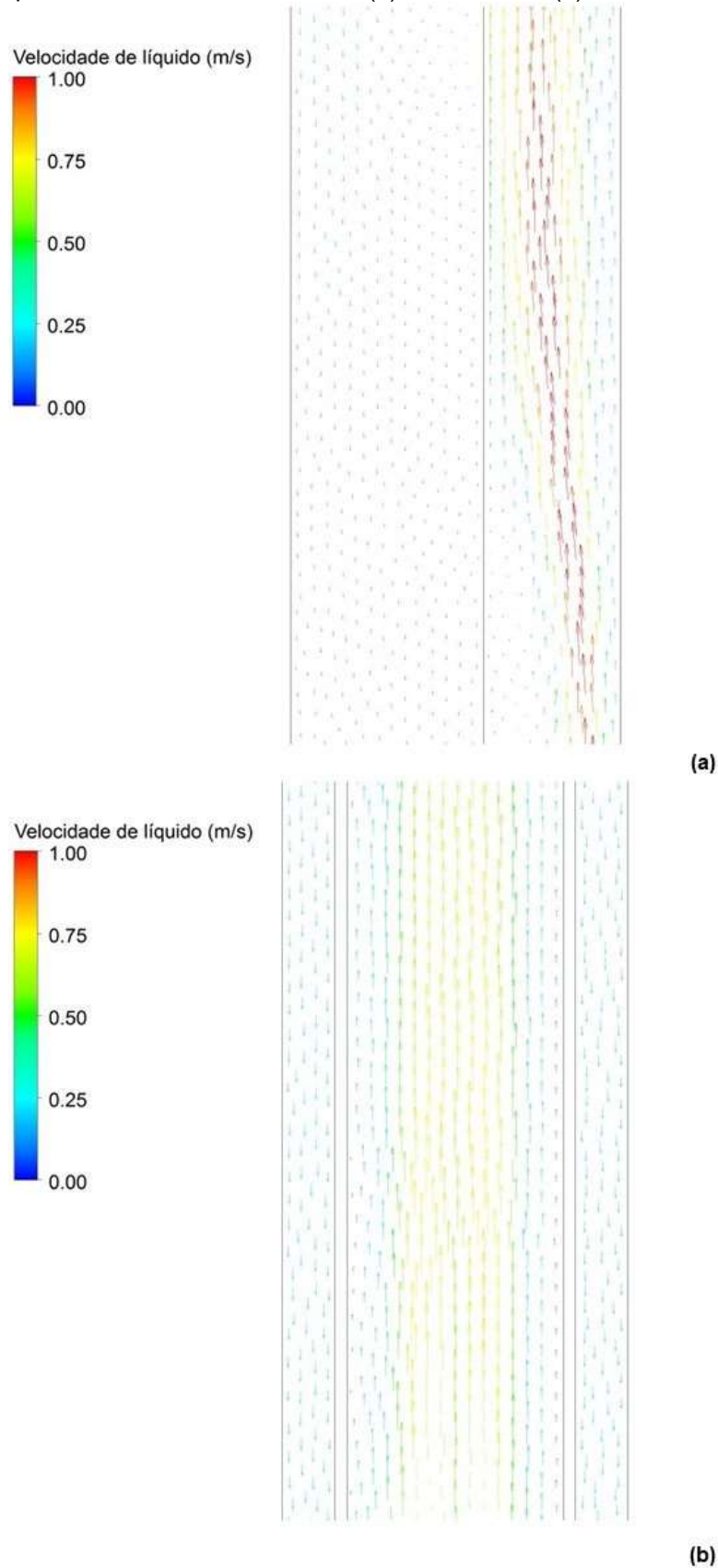
Figura 5.10 – Valores de taxa de cisalhamento média e para as diferentes regiões de biorreatores *airlift*.



Fonte: acervo pessoal do autor.

Em todas as geometrias de biorreator *airlift*, o *riser* exibiu os maiores valores de taxa de cisalhamento quando comparado às demais regiões, enquanto o *downcomer* foi a região responsável pelos menores valores de  $\dot{\gamma}$ . Analisando-se a **Figura 5.11** que ilustra a distribuição espacial do vetor de velocidade de líquido no *riser* e no *downcomer*, pode-se verificar um escoamento bem ordenado em ambas as regiões, representado pelo comportamento praticamente paralelo entre os vetores velocidade de líquido. Apesar disso, os elevados valores de velocidade de líquido observados no *riser* em comparação ao *downcomer* proporcionaram o elevado valor de  $\dot{\gamma}$  nesta região.

Figura 5.11 – Distribuição do vetor velocidade de líquido no *riser* e no *downcomer* de geometrias promissoras de biorreator *airlift*: (a) Geometria 1; (b) Geometria 3.



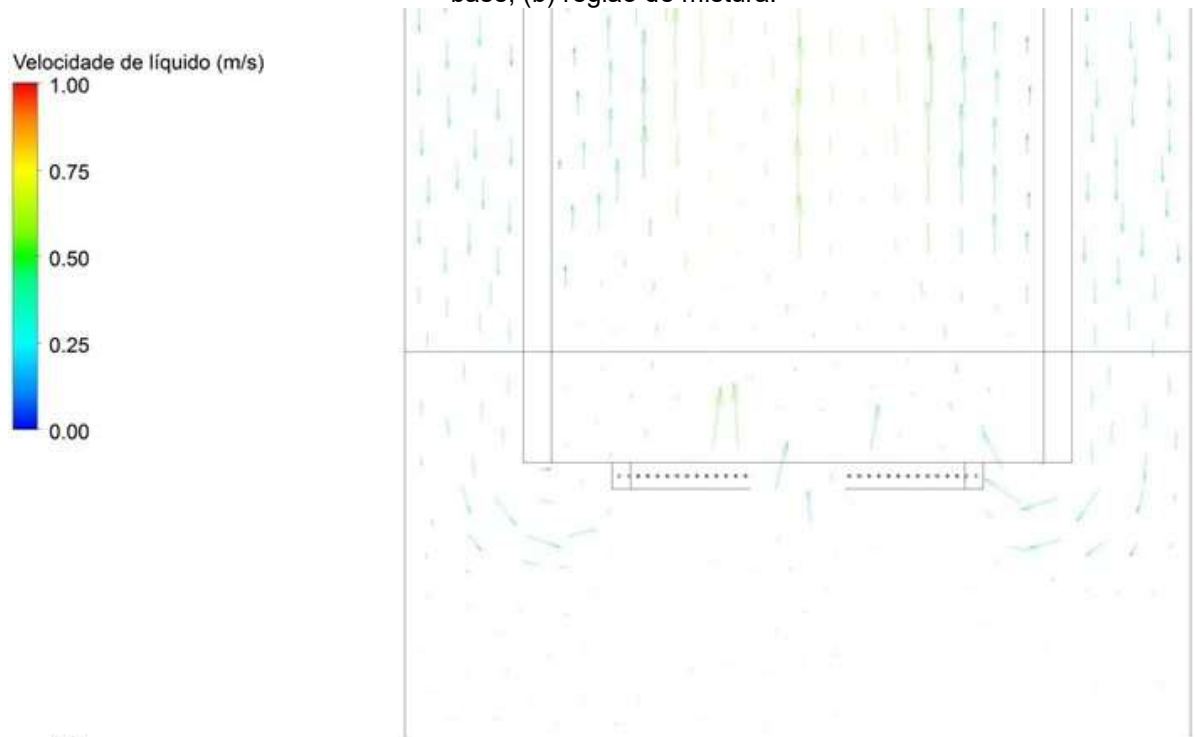
Fonte: acervo pessoal do autor.

A partir desses resultados, verificou-se a seguinte relação para a taxa de cisalhamento entre as regiões dos biorreatores *airlift*:

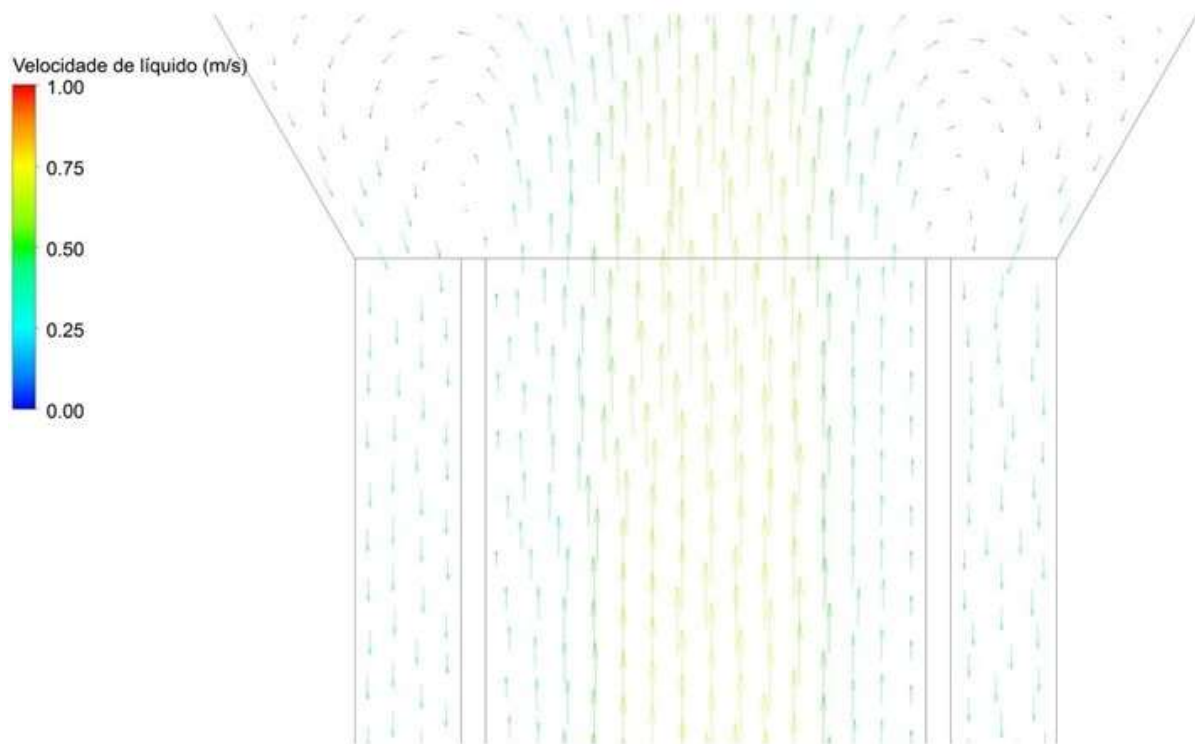
$$\dot{\gamma}_R > \dot{\gamma}_B > \dot{\gamma}_{GLS} > \dot{\gamma}_D \quad (\text{Eq 5.9})$$

Analisando-se a taxa de cisalhamento na base e na região de mistura das geometrias promissoras, verifica-se o grande impacto da geometria destas regiões em  $\dot{\gamma}$ . Apesar da velocidade de líquido nessas regiões não ser tão elevada quanto no *riser*, a inversão na direção do escoamento acarreta em elevada taxa de cisalhamento (**Figura 5.12**). Além disso, pode-se observar a baixa contribuição do *downcomer* para o cisalhamento médio do biorreator.

Figura 5.12 – Inversão da direção do escoamento do líquido em biorreator *airlift* (Geometria 3): (a) base; (b) região de mistura.



(a)



(b)

Fonte: acervo pessoal do autor.

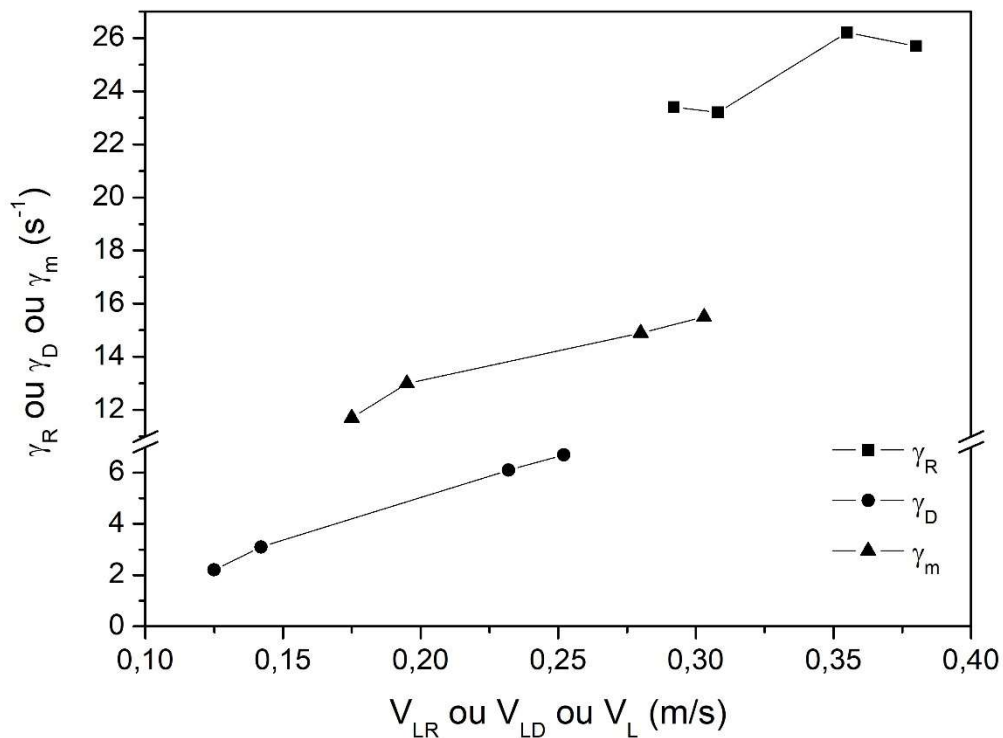
De acordo com a **Figura 5.10** tem-se a seguinte relação de taxa de cisalhamento média para as geometrias promissoras de biorreator *airlift*:

$$\dot{\gamma}_{m,Geom3} > \dot{\gamma}_{m,Geom4} > \dot{\gamma}_{m,Geom1} > \dot{\gamma}_{m,Geom2} \quad (\text{Eq 5.10})$$

Comparando-se a relação dada pela **Equação 5.10** com os valores de velocidade intersticial (ou superficial) de líquido nesses biorreatores, observa-se uma relação proporcional entre taxa de cisalhamento e velocidade de líquido. Para ilustrar esse fato, os resultados de taxa de cisalhamento média no biorreator, no *riser* e no *downcomer* das geometrias promissoras foram relacionados às velocidades intersticiais correspondentes (**Figura 5.13**), onde a velocidade intersticial média ( $\bar{V}_L$ ) é obtida através da **Equação 5.11**.

$$\bar{V}_L = \frac{2 \cdot V_{LR} \cdot V_{LD}}{V_{LR} + V_{LD}} \quad (\text{Eq 5.11})$$

Figura 5.13 – Relação entre a taxa de cisalhamento e a velocidade de circulação de líquido.



Fonte: acervo pessoal do autor

Portanto, verifica-se uma relação praticamente linear entre a velocidade de líquido e a taxa de cisalhamento, tanto em termos de valores médios para o biorreator, quanto em termos locais no *riser* e no *downcomer*. Dessa maneira, a escolha da velocidade de líquido como parâmetro de caracterização indireta das condições de cisalhamento mostra-se adequada e pode ser empregada na escolha de modelos ou geometrias de biorreatores *airlift*.

## **5.5 Considerações finais**

Geometrias promissoras de biorreatores *airlift* de seção transversal quadrada foram selecionadas com base em critérios de transferência de oxigênio ( $k_{La}$ ) e circulação de líquido ( $U_{LR}$ ) e o seus desempenhos foram avaliados adicionalmente empregando-se fluidodinâmica computacional (CFD).

Foram selecionadas quatro geometrias promissoras de biorreator *airlift* que exibiram diferentes níveis de  $k_{La}$  e velocidade de líquido para uma mesma vazão específica de ar (3 vvm). A possibilidade de operação de biorreatores *airlift* em diferentes condições de transferência de oxigênio e circulação de líquido através de alterações geométricas evidenciou a flexibilidade destes dispositivos, além de ressaltar a importância do conhecimento prévio da relação entre geometria e parâmetros de desempenho, com o propósito de se projetar o biorreator para atender demandas específicas de cada bioprocessos.

A fluidodinâmica computacional mostrou-se uma ferramenta importante para ser utilizada na previsão do comportamento hidrodinâmico de biorreatores *airlift*, descrevendo de forma satisfatória parâmetros de desempenho como retenção gasosa e velocidade de líquido.

Utilizou-se CFD para prever a taxa de cisalhamento nas diferentes regiões das geometrias promissoras de biorreatores *airlift*, constatando-se que o *riser* apresentou os maiores valores desse parâmetro e que a velocidade de líquido pode ser utilizada como parâmetro de caracterização indireta das condições de cisalhamento em biorreatores *airlift*.

## 6 Avaliação da taxa de cisalhamento em biorreatores *airlift*

### 6.1 Introdução

Ao contrário dos processos químicos, em que as forças de cisalhamento geralmente afetam apenas as transferências de calor e massa, os processos bioquímicos são extremamente dependentes do cisalhamento quando células animais frágeis, células vegetais e microrganismos filamentosos são usados (Contreras *et al.*, 1999). Condições de cisalhamento excessivamente altas afetam a morfologia celular, causando danos que levam à perda de viabilidade e ruptura ou desintegração celular, mesmo no caso de células robustas. Como consequência final, a biossíntese do produto microbiano é afetada. Portanto, um biorreator deve fornecer ambientes moderados ou de baixo cisalhamento a fim de evitar danos às células sensíveis ao cisalhamento, enquanto ainda fornece distribuições homogêneas de transferência de calor e massa (Contreras *et al.*, 1999; Cerri *et al.*, 2008).

Os biorreatores pneumáticos têm sido amplamente aplicados em processos bioquímicos devido ao seu projeto simples, baixos custos de construção e operação, altas taxas de transferência de oxigênio e baixo consumo de energia (Cerri *et al.*, 2008). Além disso, estes equipamentos classicamente têm sido descritos como dispositivos de baixo cisalhamento, quando comparados ao biorreator convencional tipo tanque agitado e aerado (Kilonzo e Margaritis, 2004).

### 6.2 Estado da arte

A taxa de cisalhamento ( $\dot{\gamma}$ ) é um parâmetro que depende do gradiente de velocidade local e das propriedades reológicas do fluido. Devido à complexidade envolvida em sua determinação, esforços consideráveis têm sido realizados para desenvolver metodologias e correlações para avaliar a taxa de cisalhamento média ( $\dot{\gamma}_m$ ) com o propósito de associá-la ao desempenho de biorreatores (Shi *et al.*, 1990).



Nishikawa *et al.* (1977) utilizaram análise por analogia correlacionando  $\dot{\gamma}_m$  com o coeficiente convectivo de transferência de calor medido na serpentina de resfriamento e na camisa de um biorreator coluna de bolhas de 32 L. Schumpe e Deckwer (1987) propuseram o uso do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{La}$ ) como parâmetro característico para correlacionar com  $\dot{\gamma}_m$ , uma vez que este parâmetro apresenta uma dependência maior em relação à viscosidade aparente. Chisti e Moo-Young (1989) criticaram a aplicação de correlações simples disponíveis na literatura para a previsão de  $\dot{\gamma}_m$  (Nishikawa *et al.*, 1977; Henzler, 1980; Kawase e Mooyoung, 1986; Schumpe e Deckwer, 1987), uma vez que todos esses estudos consideraram apenas a velocidade superficial do gás como variável independente, exibindo dessa forma uma ampla faixa de variação ( $0,2 < \dot{\gamma}_m$  ( $s^{-1}$ )  $< 1000$ ), quando aplicados para estimar  $\dot{\gamma}_m$  em sistemas ar-água.

Shi *et al.* (1990) aplicaram análise por analogia para correlacionar  $\dot{\gamma}_m$  e a velocidade intersticial do líquido no *downcomer* ( $V_{LD}$ ) num biorreator *airlift* de circulação externa de 40 L operado com soluções de glicerol, carboximetil celulose e goma xantana. A seleção dessa variável como parâmetro-chave foi justificada pelo fato da taxa de cisalhamento ser uma função das velocidades relativas das fases líquida e gasosa. Empregando a metodologia anterior em um biorreator *airlift* de circulação externa de 700 L, Al-Masry e Chetty (1996) verificaram a dependência entre a taxa de cisalhamento média e as propriedades reológicas do fluido, obtendo diferentes correlações para soluções de goma xantana e carboximetil celulose.

Baseado no conceito de dissipação de energia, Merchuk e Benzvi (1992) definiram a tensão de cisalhamento por unidade de tempo num biorreator coluna de bolhas como sendo igual à potência dividida pela altura de dispersão gás-líquido ( $h_D$ ) e área das bolhas.

Seguindo a mesma abordagem, Merchuk e Berzin (1995) estenderam a definição de tensão de cisalhamento ( $\tau$ ) para uma região  $i$  qualquer de um biorreator *airlift* de dutos concêntricos, considerando-a igual à dissipação de energia dividida pelo caminho médio de circulação naquela região e pela soma das áreas de todas as bolhas:

$$\tau_i = \frac{E_i(t_R)_i}{A_i L_i^2 a_i} \quad (\text{Eq 6.1})$$

onde  $E$  é a energia dissipada;  $t_R$  é o tempo de residência do líquido;  $A$  é a área disponível para o escoamento do fluido;  $L$  é o caminho médio de circulação e  $a$  é a área interfacial específica das bolhas.

Grima *et al.* (1997) também aplicaram o conceito de dissipação de energia para avaliar a distribuição da taxa de cisalhamento em biorreatores *airlift split* trifásicos de 0,93 e 1,75 L contendo micropartículas para o suporte de células. Os autores verificaram que  $\dot{\gamma}_m$  foi altamente afetada pela carga de sólidos, com uma diminuição na taxa de cisalhamento média à medida em que se aumentou a carga de sólidos. Observou-se também que a base do biorreator exibiu as maiores taxas de cisalhamento, devido às mudanças de direção e padrão de escoamento em um canal fechado.

Cerri *et al.* (2008) propuseram uma metodologia para correlacionar  $\dot{\gamma}_m$  com a velocidade superficial de gás no riser ( $U_{GR}$ ) e os parâmetros reológicos do fluido ( $K$  e  $n$ ), usando análise por analogia com  $k_{LA}$  num biorreator *airlift* de dutos concêntricos de 5 L. Segundo os autores, a escolha do  $k_{LA}$  como parâmetro característico foi adequada, pois a transferência de oxigênio ocorre através da área interfacial das bolhas de ar distribuídas uniformemente por todo o biorreator. Thomasi *et al.* (2010) aplicaram a metodologia proposta por Cerri *et al.* (2008) para comparar as magnitudes da taxa de cisalhamento em biorreatores coluna de bolhas (CB), *airlift split* (AS) e *airlift* de dutos concêntricos (ADC) de 5 L. Os autores realizaram cultivos de *Streptomyces clavuligerus* em batelada a 3,5 vvm utilizando os três diferentes modelos de biorreatores pneumáticos. Durante o cultivo, amostras do caldo foram retiradas para a determinação de  $K$  e  $n$ , com a posterior estimativa de  $\dot{\gamma}_m$ . Os maiores e menores valores de  $\dot{\gamma}_m$  foram encontrados para os biorreatores ADC e CB, respectivamente, enquanto os valores mais baixos de concentração celular e do índice de consistência do caldo ( $K$ ) foram obtidos para o biorreator ADC quando comparado ao biorreator coluna de bolhas.

Apesar da representativa contribuição da metodologia proposta por Cerri *et al.* (2008) para a determinação da taxa de cisalhamento média em estudos envolvendo a avaliação do desempenho de biorreatores, essa abordagem apresenta uma limitação por não permitir a previsão da taxa de cisalhamento média para fluidos newtonianos ( $n = 1$ ).

A **Tabela 6.1** apresenta as principais informações acerca da taxa de cisalhamento média em estudos relacionados à biorreatores pneumáticos. Verifica-

se que os valores de  $\dot{\gamma}_m$  exibem uma ampla faixa de variação, independentemente do tipo de biorreator pneumático e volume de trabalho, natureza do fluido ou faixa de valores de velocidade superficial do gás empregados. Isto levanta dúvidas sobre os reais valores absolutos de  $\dot{\gamma}_m$  estimados utilizando-se as metodologias disponíveis na literatura. Além disso, como não há metodologia disponível para quantificação experimental direta da taxa de cisalhamento, não é possível identificar uma abordagem capaz de prever com precisão a taxa de cisalhamento média em biorreatores pneumáticos. Todos esses estudos, sem dúvida, contribuíram para o entendimento do efeito de  $\dot{\gamma}_m$  sobre células e microrganismos sensíveis ao cisalhamento, permitindo comparações das condições de cisalhamento para várias geometrias de biorreatores pneumáticos sob diferentes condições de operação. No entanto, verifica-se a dificuldade em estabelecer os valores reais das taxas de cisalhamento média em biorreatores pneumáticos.

Nesse aspecto, a fluidodinâmica computacional (CFD) é uma ferramenta importante e poderosa que pode ser aplicada para prever a taxa de cisalhamento em biorreatores, pois resolve equações conservativas, com o cálculo de perfis de velocidade, permitindo estimar a taxa de cisalhamento local e média em diferentes geometrias de biorreator, fluidos e condições de operação. A técnica de CFD tem sido amplamente utilizada para avaliar o desempenho de biorreatores *airlift* de circulação interna, prevendo variáveis como a retenção gasosa local e global, velocidades do líquido, tempo de mistura e coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio, verificando-se uma boa concordância entre valores previstos e experimentais. Apesar da ampla utilização desta ferramenta, poucos estudos a utilizaram para estimar a taxa de cisalhamento ou a tensão de cisalhamento em biorreatores (Bannari *et al.*, 2011; Anastasiou *et al.*, 2013; Garcia *et al.*, 2014; Mavaddat *et al.*, 2014; Pawar, 2017; Pawar, 2018). Além disso, os valores obtidos não puderam ser confirmados e diferiram amplamente em ordem de magnitude daqueles relatados na literatura clássica de biorreatores *airlift*.

Portanto, nesse capítulo da tese utilizou-se a técnica de CFD para avaliar a taxa de cisalhamento média em um biorreator *airlift* de dutos concêntricos, estabelecendo uma analogia entre o escoamento previsto numericamente (usando CFD) e o previsto através de perfis universais de velocidade (equacionamentos bem estabelecidos na literatura) para líquidos em dutos lisos de seção circular e anular. O

objetivo foi demonstrar a boa concordância entre esses valores e obter as magnitudes reais de  $\dot{\gamma}_m$  nesses dispositivos.

Tabela 6.1 – Estudos envolvendo a estimativa da taxa de cisalhamento média em biorreatores pneumáticos.

Referência	Biorreator	VOLUME (L)	Fluido	$U_G$ ou $U_{GR}$ (m/s)	$\dot{\gamma}_m$ (s <sup>-1</sup> )
Nishikawa <i>et al.</i> (1977)	Coluna de bolhas	32	A, CMC, G	0,008-0,1	0,1-500
Schumpe e Deckwer (1987)	Coluna de bolhas	1,8/2,0/2,2	G, CMC, GX, PAA	0,02-0,2	56-560
Shi <i>et al.</i> (1990)	<i>Airlift</i> de circulação externa	40	G, CMC, GX	0,004-0,06	0,8-61,5 (GX) 23,4-143,5 (CMC)
Merchuk e Benzvi (1992)	Coluna de bolhas	50	A, G, CMC	0,01-0,1	68-611
Merchuk e Berzin (1995)	<i>Airlift</i> de dutos concêntricos	30	A		306-8626 ( <i>riser</i> ) 1358-4252 ( <i>downcomer</i> ) 747-3362 ( <i>base</i> )
Al-Masry e Chetty (1996)	<i>Airlift</i> de circulação externa	700	G, CMC, GX	0,002-0,06	2,1-35,5
Grima <i>et al.</i> (1997)	<i>Airlift split</i>	0,93/1,75	Solução de NaCl (0,1 kmol/m <sup>3</sup> ) + micropartículas (em diferentes cargas de sólidos)	0,001-0,0067	3419-8094 (CS = 0) 402-1156 (CS = 6 kg/m <sup>3</sup> ) 125-276 (CS = 17 kg/m <sup>3</sup> ) 176-478 (CS = 29 kg/m <sup>3</sup> )
Cerri <i>et al.</i> (2008)	<i>Airlift</i> de dutos concêntricos	5,0	A, G, GX	0,0094-0,0943	1070-9300 (GX)
Thomasi <i>et al.</i> (2010)	Coluna de bolhas	5,0	A, G, GX	0,008-0,067	1000-8260 (GX)
	<i>Airlift</i> de dutos concêntricos	5,0	A, G, GX	0,016-0,16	1410-17137 (GX)
	<i>Airlift split</i>	5,0	A, G, GX	0,026-0,23	1525-11085 (GX)

Legenda: A = água destilada; CMC = solução de carboximetil celulose; G = solução de glicerol; GX = solução de goma xantana; PAA = solução de poliácridamida;

Fonte: acervo pessoal do autor.

## 6.3 Materiais e métodos

### 6.3.1 Biorreatores e aparato experimental

Avaliou-se um biorreator *airlift* de dutos concêntricos de 5 L (ADC), previamente descrito por Thomasi *et al.* (2010) e Mendes e Badino (2015), empregando-se fluidodinâmica computacional, bem como foi determinada experimentalmente a velocidade intersticial do líquido ( $V_L$ ). Este equipamento consistia de uma dorna cilíndrica com diâmetro interno de 125 mm, inicialmente preenchida com líquido até uma altura de 410 mm. O duto concêntrico consistia de um cilindro de aço inoxidável (1,2 mm de espessura) de 79,7 mm de diâmetro interno e uma altura de 330 mm, proporcionando uma relação entre as áreas de escoamento ( $A_D/A_R$ ) de 1,46.

Os experimentos foram realizados a 30 °C, utilizando-se água destilada ( $\rho_L = 997 \text{ kg/m}^3$ ,  $\mu_L = 8,49 \cdot 10^{-4} \text{ Pa.s}$ ,  $\sigma = 0,072 \text{ N/m}$ ) e solução de glicerol 63% v/v ( $\rho_L = 1157 \text{ kg/m}^3$ ,  $\mu_L = 0,01 \text{ Pa.s}$ ,  $\sigma = 0,068 \text{ N/m}$ ) como fluidos Newtonianos e solução de goma xantana 0,2% m/v ( $\rho_L = 1000 \text{ kg/m}^3$ ,  $K = 0,06 \text{ Pa.s}^n$ ,  $n = 0,36$ ,  $\sigma = 0,0708 \text{ N/m}$ ) como fluido não-Newtoniano. O comportamento reológico da solução de goma xantana é descrito pelo modelo de Lei de Potência (**Equação 6.2**). A fase gasosa consistia de ar atmosférico, fornecido através de um aspensor tipo cruzeta de 84 orifícios localizado na base do biorreator, a vazões de gás específicas variando de 1 a 5 vvm.

$$\tau = K\dot{\gamma}^n \quad (\text{Eq 6.2})$$

### 6.3.2 Determinação da velocidade intersticial

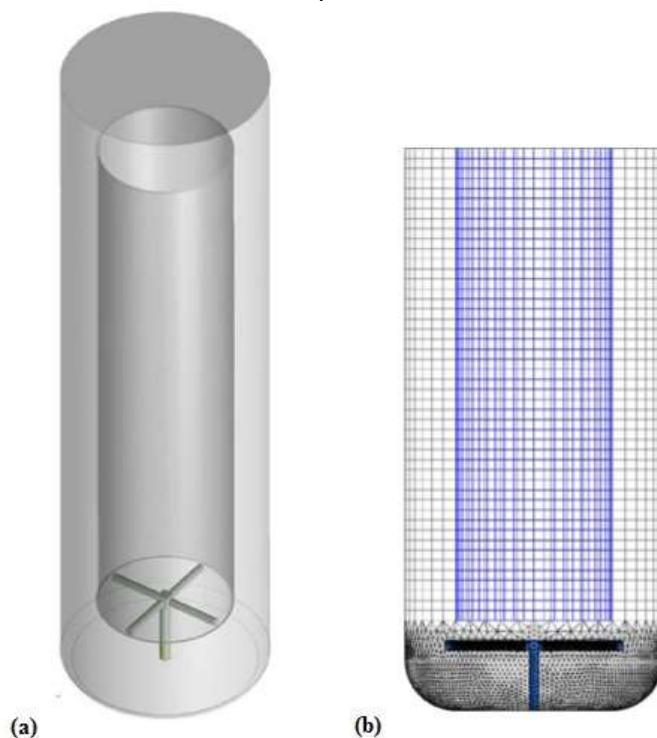
Os resultados experimentais de velocidade intersticial do líquido no *riser* e no *downcomer* ( $V_{LR}$  e  $V_{LD}$ ) foram obtidos por Mendes (2016), tendo sido determinados aplicando-se o método proposto por Gouveia *et al.* (2003) (seção 4.3), no qual faz-se necessário conhecer as características geométricas do biorreator, bem como os valores de retenção gasosa no *riser* e no *downcomer* e o tempo de

circulação do líquido, obtidos através do método manométrico (Chisti, 1989) e do método da esfera (Vasconcelos *et al.*, 2003), respectivamente.

### 6.3.3 Fluidodinâmica computacional

A simulação do comportamento hidrodinâmico via fluidodinâmica computacional baseou-se no estudo de Rodriguez (2015). O *software* ANSYS Design Modeler® foi utilizado para criar a geometria computacional do biorreator *airlift* de dutos concêntricos (**Figura 6.1a**). A malha foi gerada no *software* Gambit v. 2.4 (**Figura 6.1b**) e consistiu em aproximadamente 500.000 elementos distribuídos em uma malha tetraédrica não estruturada na região da base e do aspersor, enquanto uma malha hexaédrica estruturada foi construída para todas as outras regiões do biorreator, resultando em 85% de elementos tetraédricos (na região do aspersor) e 15% de elementos hexaédricos. O espaçamento mínimo e máximo dos nós foi ajustado para 0,1 e 5 mm, respectivamente, resultando em um tamanho característico da malha de 2,15 mm.

Figura 6.1 – Biorreator *airlift* de dutos concêntricos: (a) geometria computacional; (b) malha computacional.



Fonte: adaptado de Rodriguez (2015).

Na malha utilizada neste estudo, 86,4 e 84,05% dos elementos exibiram valores de *equiangle* e *equisize skew* inferiores a 0,50, o que representa uma boa qualidade da malha (ANSYS Inc. 2.4 GAMBIT, User's Guide). Além disso, 98,64% dos elementos da malha apresentaram valores de *aspect ratio* inferiores a 1,9, garantindo a boa qualidade da malha.

A abordagem Euleriana-Euleriana foi utilizada para descrever a hidrodinâmica do biorreator *airlift*, considerando o líquido como uma fase contínua e o gás como bolhas dispersas com diâmetro constante de 5 mm, cujo valor foi baseado na média de diâmetros de bolhas experimentais obtidos para os fluidos, condições de operação e biorreator empregados neste estudo (Mendes, 2016). A força de arrasto foi a única força interfacial considerada nas simulações, com aplicação do modelo de coeficiente de arrasto de Grace *et al.* (1976), que considera diferentes formas de bolhas para estimativa do coeficiente de arrasto. A turbulência foi modelada usando o modelo  $\kappa - \epsilon$  padrão.

A condição de contorno de injeção de ar foi definida como uma velocidade de entrada prescrita nos orifícios do aspersor (fração volumétrica de ar = 1), assumindo valores de 5,06 a 25,3 m/s para cada orifício, fornecendo vazões específicas de ar variando de 1 a 5 vvm. Nas paredes do biorreator, a condição de não-deslizamento foi utilizada para as fases líquida e gasosa. Uma condição de pressão de 1 atm no topo do biorreator foi especificada.

As equações de conservação foram resolvidas empregando-se o *software* ANSYS FLUENT 14.5 e *hardware* consistindo de um servidor com placa-mãe Intel com dois processadores Intel Xeon (12 núcleos por processador). O tempo simulado foi definido em 5 s, com um intervalo de tempo fixo de  $10^{-4}$  s. Este valor de tempo simulado foi escolhido para ser superior ao valor experimental do tempo de circulação do líquido (que variou de 2,94 a 4,84 s, para os fluidos e condições de operação empregadas) (Mendes, 2016), permitindo que a fase líquida completasse pelo menos uma passagem completa pelo biorreator *airlift*. Além disso, todas as simulações foram conduzidas até que um comportamento pseudo-estacionário para as variáveis independentes (fração de volume de ar, velocidades do líquido e taxa de cisalhamento) fosse alcançado. O critério de convergência utilizado foi  $RMS < 10^{-4}$ .



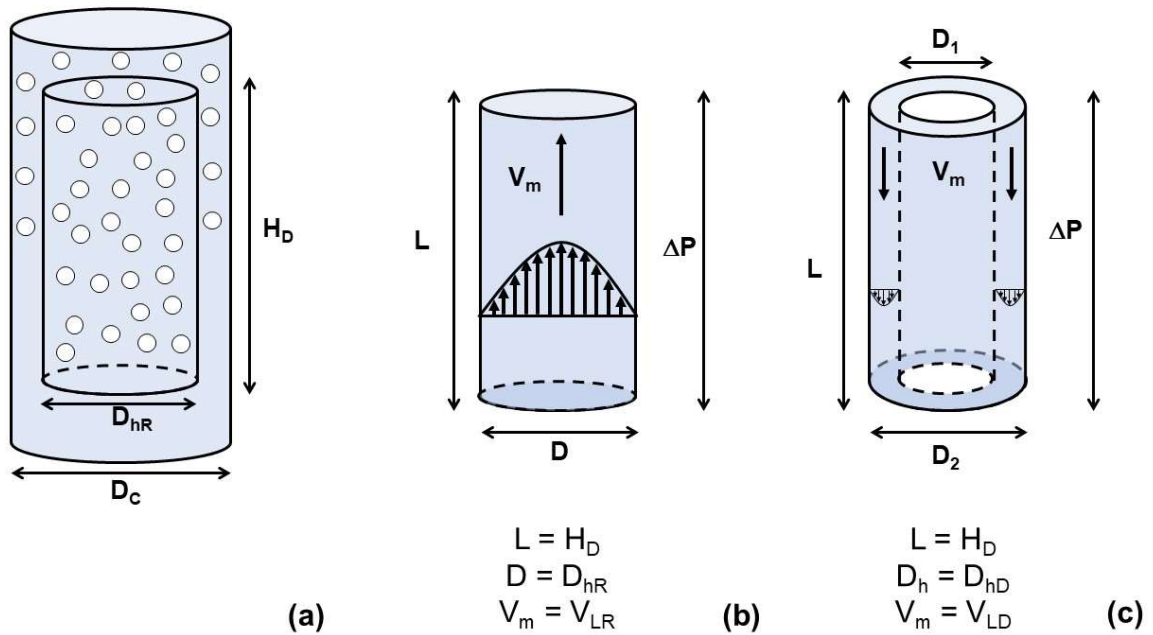
### 6.3.4 Comparação entre as taxas de cisalhamento calculadas por CFD e através do perfil de velocidade de líquido

Com o intuito de demonstrar a precisão dos valores de  $\dot{\gamma}$  obtidos a partir de CFD, estabeleceu-se uma analogia entre o escoamento gás-líquido em biorreatores *airlift* e perfis de velocidade de líquido em tubos lisos de seções circulares e anulares, usando equações bem estabelecidas disponíveis na literatura.

#### 6.3.4.1 Cálculo da taxa de cisalhamento no *riser* ( $\dot{\gamma}_R$ ) baseado em perfis de velocidade em dutos lisos circulares

Para estimar  $\dot{\gamma}_R$ , o escoamento gás-líquido observado no *riser* de um biorreator *airlift* de dutos concêntricos (**Figura 6.2a**) foi comparado ao escoamento de líquido (monofásico) através de um tubo liso com seção transversal circular (**Figura 6.2b**). Para se obter as informações necessárias para obtenção do perfil de velocidade do líquido, assumiu-se as seguintes hipóteses: (i) o diâmetro (D) e o comprimento (L) do tubo liso foram os mesmos que o diâmetro hidráulico ( $D_{hR}$ ) e comprimento ( $H_D$ ) do *riser*; (ii) o escoamento monofásico é uma boa aproximação para o escoamento gás-líquido, uma vez que o valor experimental da retenção gasosa média no *riser* foi de 12,24%; (iii) a velocidade média do líquido para o escoamento monofásico ( $V_m$ ) foi a mesma que a velocidade intersticial do líquido no *riser* ( $V_{LR}$ ); (iv) o escoamento do líquido foi considerado como plenamente desenvolvido ( $v=v(r)$ ).

Figura 6.2 – Analogia entre escoamentos: (a) escoamento gás-líquido em biorreator *airlift* de dutos concêntricos; (b) escoamento de líquido em um duto liso de seção circular; (c) escoamento de líquido em um duto liso de seção anular.



Fonte: acervo pessoal do autor.

No regime de escoamento laminar, a velocidade instantânea do líquido na direção axial ( $v$ ) é uma função apenas da posição radial e os perfis de velocidade de fluidos não newtonianos e newtonianos são descritos pela **Equação 6.3**:

$$v(r) = \frac{(\beta+2)V_m}{\beta} \left[ 1 - \left( \frac{r}{R} \right)^\beta \right] \quad \text{(Eq 6.3)}$$

onde  $\beta=(n+1)/n$ ,  $n$  é o índice de escoamento para fluidos pseudoplásticos ou dilatantes,  $R$  é o raio do tubo e  $r$  é a posição radial. Para um fluido newtoniano, ( $n= 1$  e  $\beta = 2$ ), a **Equação 6.3** resulta na **Equação 6.4**.

$$v(r) = 2V_m \left[ 1 - \left( \frac{r}{R} \right)^2 \right] \quad \text{(Eq 6.4)}$$

Para o regime de escoamento turbulento, utilizou-se o Perfil Universal de Velocidades considerando escoamento plenamente desenvolvido (Munson *et al.*, 2009):

$$v^+ = y^+ \quad (\text{subcamada laminar: } 0 < y^+ < 5) \quad (\text{Eq 6.5})$$

$$v^+ = 5,0 \ln y^+ - 3,05 \quad (\text{região de transição: } 5 < y^+ < 30) \quad (\text{Eq 6.6})$$

$$v^+ = 2,5 \ln y^+ + 5,50 \quad (\text{região turbulenta: } y^+ > 30) \quad (\text{Eq 6.7})$$

A velocidade adimensional ( $v^+$ ) e a posição adimensional ( $y^+$ ) foram calculadas a partir das **Equações 6.8 a 6.11**.

$$y^+ = \frac{yv^*}{\nu} \quad (\text{Eq 6.8})$$

$$v^+ = \frac{v}{v^*} \quad (\text{Eq 6.9})$$

$$v^* = \sqrt{\frac{\tau_S}{\rho_L}} \quad (\text{Eq 6.10})$$

$$\tau_S = -\Delta P \frac{R}{2L} \quad (\text{Eq 6.11})$$

onde  $v^*$ ,  $y$ ,  $\nu$ , e  $\tau_S$  são a velocidade de atrito, a distância da parede do tubo ( $y=R-r$ ), a viscosidade cinemática do fluido e a tensão de cisalhamento na parede, respectivamente.

A tensão de cisalhamento na parede foi calculada a partir de um balanço de energia mecânica no duto liso de seção circular (**Equação 6.12**).

$$\tau_S = -\Delta P \frac{R}{2L} \quad (\text{Eq 6.12})$$

A perda de carga por atrito ( $lw_f$ ) foi obtida através da **Equação 6.13**.

$$lw_f = \frac{fV_m^2 L}{4R} \quad (\text{Eq 6.13})$$

O fator de atrito de Darcy ( $f$ ) foi estimado utilizando-se a correlação de Blasius (Munson *et al.*, 2009), válida para tubos lisos com valores de número de Reynolds variando de  $3 \cdot 10^3$  a  $10^5$ .

$$f = \frac{0,3164}{Re^{0,25}} \quad (\text{Eq 6.14})$$

### 6.3.4.2 Cálculo da taxa de cisalhamento no *downcomer* ( $\dot{\gamma}_D$ ) baseado em perfis de velocidade em dutos lisos de seção anular

Para estimar valores de taxa de cisalhamento no *downcomer* ( $\dot{\gamma}_D$ ), o escoamento gás-líquido observado nessa região de um biorreator *airlift* de dutos concêntricos (**Figura 6.2a**) foi comparado ao escoamento de líquido (monofásico) através de um duto liso com seção transversal anular (**Figura 6.2c**). Para se obter as informações necessárias para obtenção do perfil de velocidade do líquido, assumiu-se as seguintes hipóteses: (i) o diâmetro hidráulico ( $D_h$ ) e o comprimento ( $L$ ) do duto liso com seção anular foram os mesmos que o diâmetro hidráulico ( $D_{hD}$ ) e comprimento ( $H_D$ ) do *downcomer*; (ii) o escoamento monofásico é uma boa aproximação para o escoamento gás-líquido, uma vez que o valor experimental da retenção gasosa média no *downcomer* foi de 6,78%; (iii) a velocidade média do líquido para o escoamento monofásico ( $V_m$ ) foi a mesma que a velocidade intersticial do líquido no *downcomer* ( $V_{LD}$ ); (iv) o escoamento do líquido foi considerado como plenamente desenvolvido ( $v=v(r)$ ).

A **Equação 6.15** apresenta a expressão teórica para o perfil de velocidade em um escoamento isotérmico na região anular em regime laminar (Rothfus *et al.*, 1950).

$$v(r) = \frac{2V_m}{(r_2^2 + r_1^2 - 2r_m^2)} [r_1^2 - r^2 + 2r_m^2 \ln(r/r_1)] \quad (\text{Eq 6.15})$$

onde  $r_1$  e  $r_2$  correspondem aos raios interno e externo da região anular, respectivamente. O raio em que se verifica a velocidade máxima ( $r_m$ ) e a queda de pressão pelo atrito do fluido foram calculados utilizando-se as **Equações 6.16** e **6.17**, respectivamente.

$$r_m = \left[ \frac{(r_2^2 - r_1^2)}{2 \ln(r_2/r_1)} \right]^{1/2} \quad (\text{Eq 6.16})$$

$$-\Delta P = \frac{8V_m \mu L}{r_2^2 + r_1^2 - 2r_m^2} \quad (\text{Eq 6.17})$$

Para o regime turbulento, Rothfus *et al.* (1950) realizou uma adaptação do Perfil Universal de Velocidades para um tubo liso para descrever o escoamento em uma região anular, através da modificação da velocidade e distância adimensionais, assim como do fator de atrito.

$$V = Y^+ \quad (\text{subcamada laminar: } 0 < Y^+ < 5) \quad (\text{Eq 6.18})$$

$$V^+ = 5,0 \ln Y^+ - 3,05 \quad (\text{região de transição: } 5 < Y^+ < 30) \quad (\text{Eq 6.19})$$

$$V^+ = 2,5 \ln Y^+ + 5,50 \quad (\text{região turbulenta: } Y^+ > 30) \quad (\text{Eq 6.20})$$

A velocidade adimensional modificada ( $V^+$ ) e distância adimensional modificada ( $Y^+$ ) foram calculadas a partir das **Equações 6.21 e 6.22**, respectivamente.

$$V^+ = \frac{v}{V_m \sqrt{\frac{f_2}{2}}} \quad (\text{Eq 6.21})$$

$$Y^+ = \frac{Y V_m \sqrt{\frac{f_2}{2}}}{v} \quad (\text{Eq 6.22})$$

O fator de atrito de Darcy modificado ( $f_2$ ) e a distância modificada ( $\hat{Y}$ ) são definidos a partir das **Equações 6.23 e 6.24**.

$$f_2 = \left[ \frac{(r_2^2 - r_m^2)}{r_2(r_2 - r_1)} \right] f \quad (\text{Eq 6.23})$$

$$\hat{Y} = \left[ \frac{(r_2^2 - r_m^2)}{r_2} \right] - \left[ \left( \frac{(r_2^2 - r_m^2)}{r_2} \right)^2 - r_2^2 + r^2 + 2r_m^2 \ln \left( \frac{r_2}{r} \right) \right]^{1/2} \quad (\text{Eq 6.24})$$

### 6.3.4.3 Procedimento de estimativa

Os perfis de velocidade em função da posição radial e a taxa de cisalhamento no *riser* e no *downcomer* foram obtidos seguindo o procedimento descrito abaixo:

1) Cálculo do número de Reynolds e determinação do regime de escoamento.

$$Re = \frac{\rho_L V_m^{2-n} D^n}{g^{n-1} K \left( \frac{3n+1}{4n} \right)^n} \quad (\text{riser}) \quad (\text{Eq 6.25})$$

$$Re = \frac{\rho_L V_m^{2-n} \left( 2 \frac{r_2^2 - r_m^2}{r_2} \right)^n}{g^{n-1} K \left( \frac{3n+1}{4n} \right)^n} \quad (\text{downcomer}) \quad (\text{Eq 6.26})$$

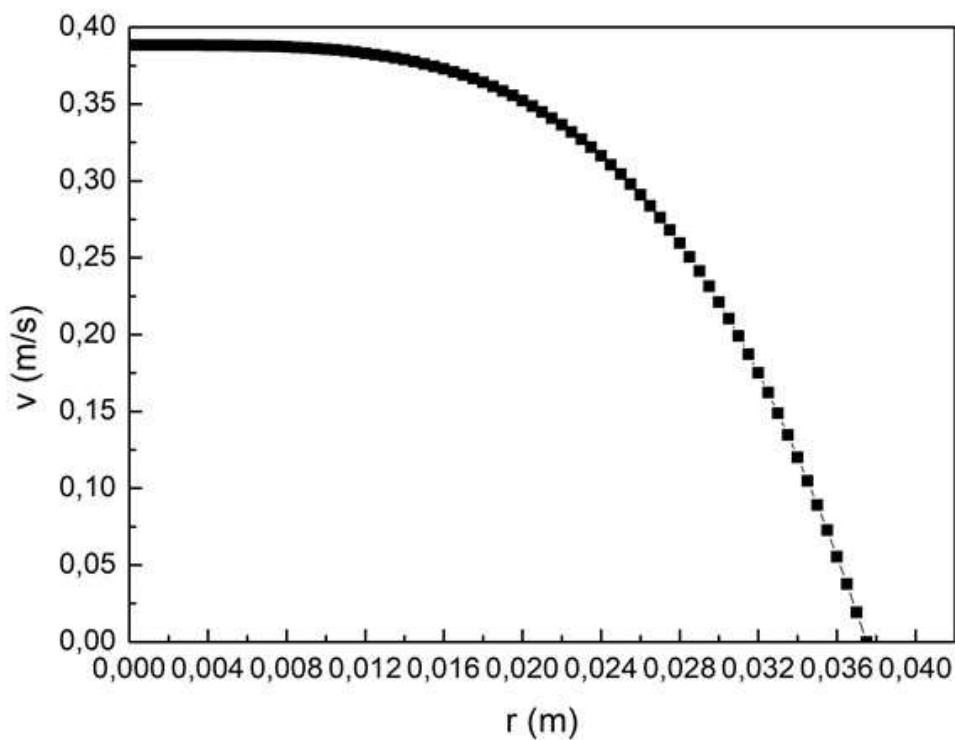
Considerou-se o escoamento em regime laminar para  $Re < 2100[(4n + 2)(5n + 3)/3(3n + 1)^2]$  e o regime turbulento para  $Re > 2100[(4n + 2)(5n + 3)/3(3n + 1)^2]$  (McCabe *et al.*, 1993; Mendes e Badino, 2015).

2) Construção dos gráficos de velocidade de líquido em função da posição radial relativos ao *riser* (**Figura 6.3**) e ao *downcomer* (**Figura 6.4**).

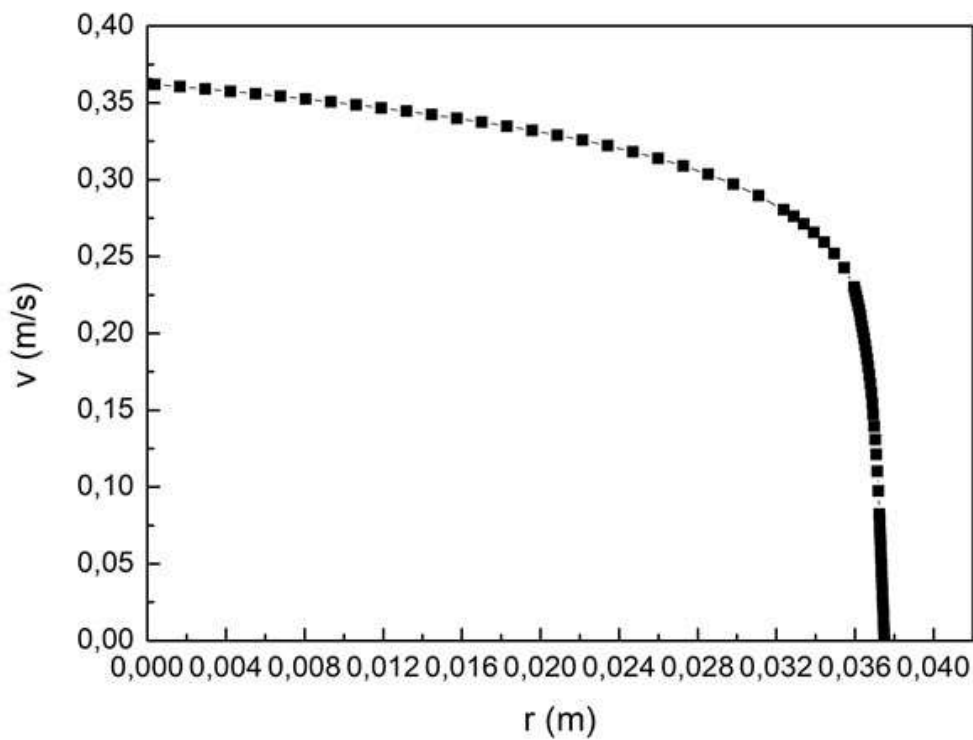
Para o regime turbulento, devido à variação acentuada de velocidade nas regiões próximas à parede (subcamada laminar e região de transição), utilizou-se um maior número de pontos nessas regiões afim de garantir a precisão na estimativa da taxa de cisalhamento.

Figura 6.3 – Perfis de velocidade de líquido em duto liso de seção circular: (a) regime laminar; (b) regime turbulento.

(a)



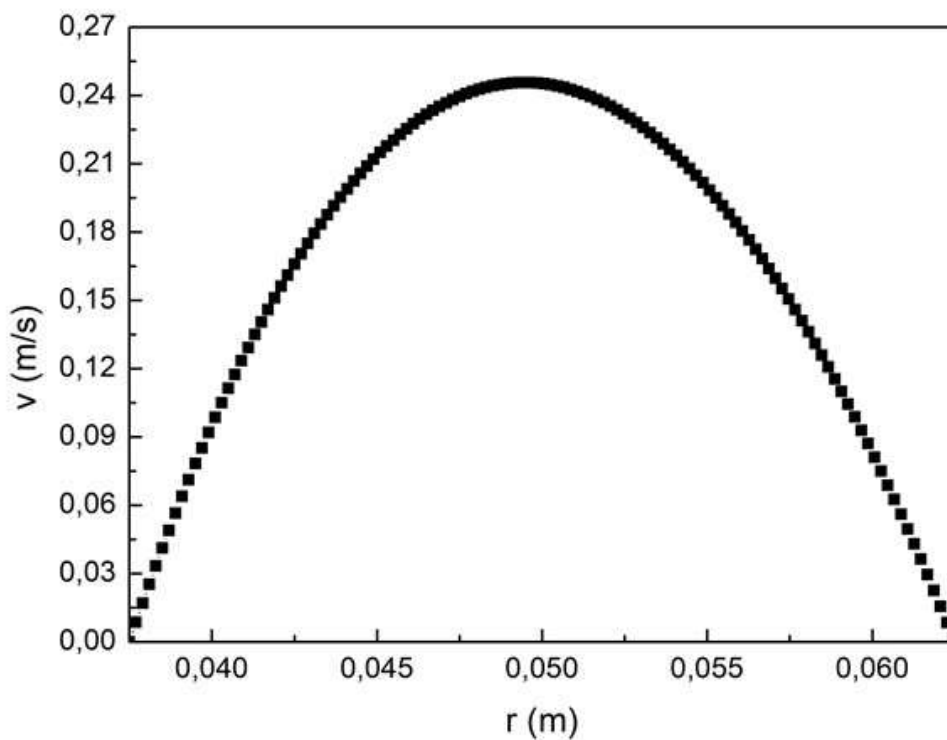
(b)



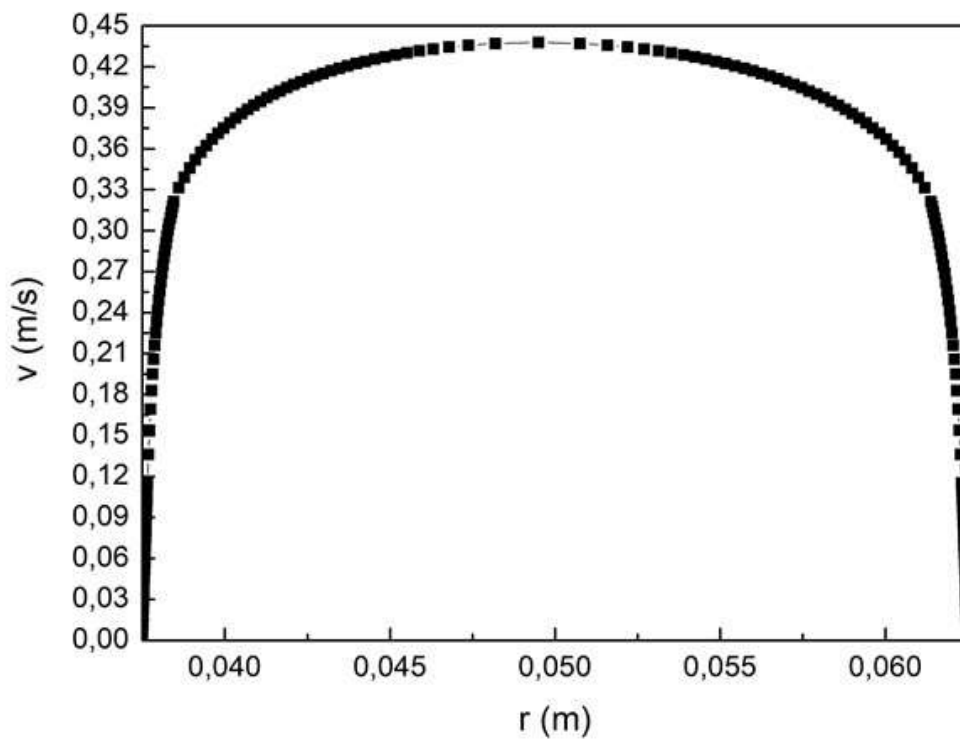
Fonte: acervo pessoal do autor.

Figura 6.4 – Perfis de velocidade de líquido em duto liso de seção anular: (a) regime laminar; (b) regime turbulento.

(a)



(b)



Fonte: acervo pessoal do autor.



3) Cálculo numérico e definição do perfil das taxas de cisalhamento no *riser* (**Figura 6.5**) e no *downcomer* (**Figura 6.6**) em função da posição radial.

$$\dot{\gamma} = \left| \frac{dv}{dr} \right| \quad (\text{Eq 6.27})$$

4) Cálculo das taxas de cisalhamento média no *riser* ( $\dot{\gamma}_R$ ) e no *downcomer* ( $\dot{\gamma}_D$ ) utilizando-se o Teorema do Valor Médio.

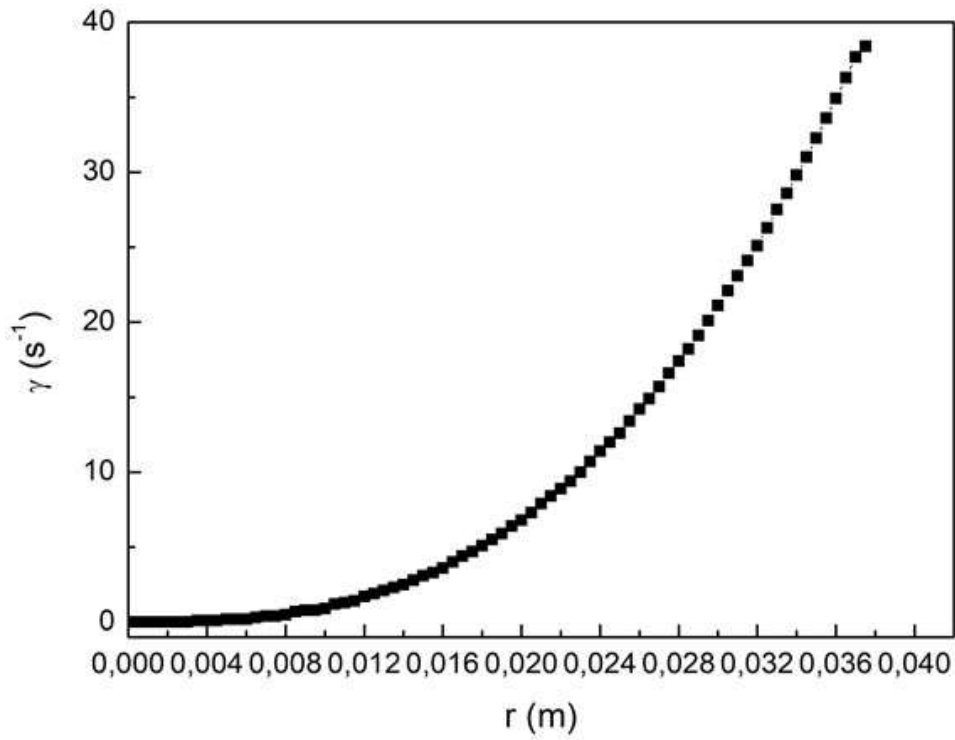
$$\dot{\gamma}_R = \frac{2}{R^2} \int_0^R \dot{\gamma} r dr \quad (\text{Eq 6.28})$$

$$\dot{\gamma}_D = \frac{2}{r_2^2 - r_1^2} \int_{r_1}^{r_2} \dot{\gamma} r dr \quad (\text{Eq 6.29})$$

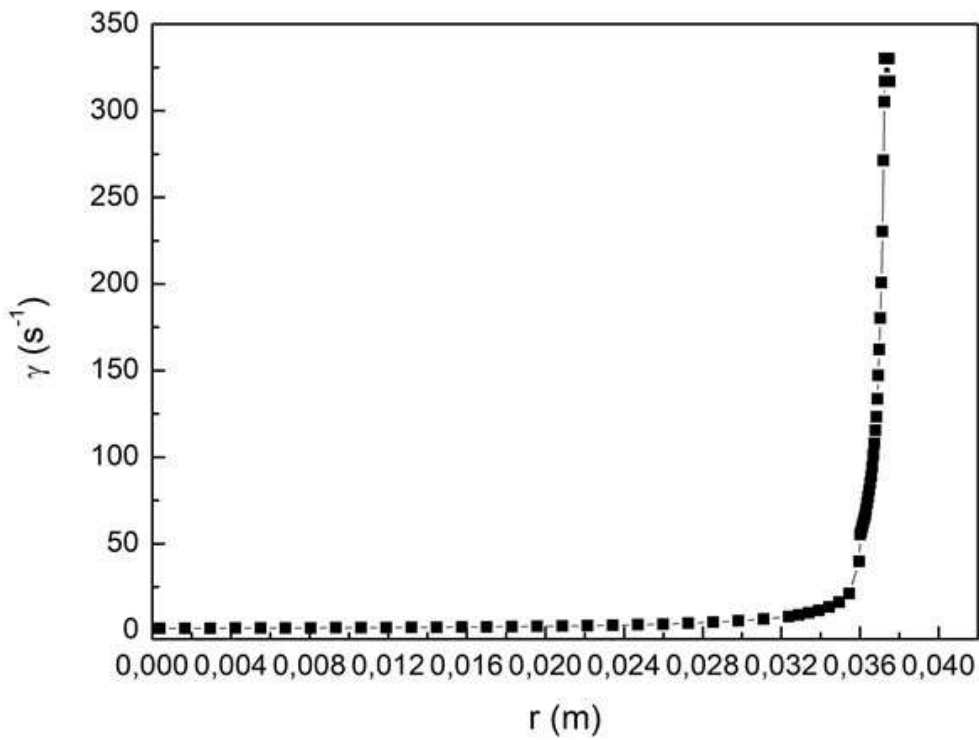
As integrais descritas pelas **Equações 6.28 e 6.29** foram resolvidas numericamente utilizando-se o *software* OriginPro 7.

Figura 6.5 – Perfis de taxa de cisalhamento em duto liso de seção circular: (a) regime laminar; (b) regime turbulento.

(a)



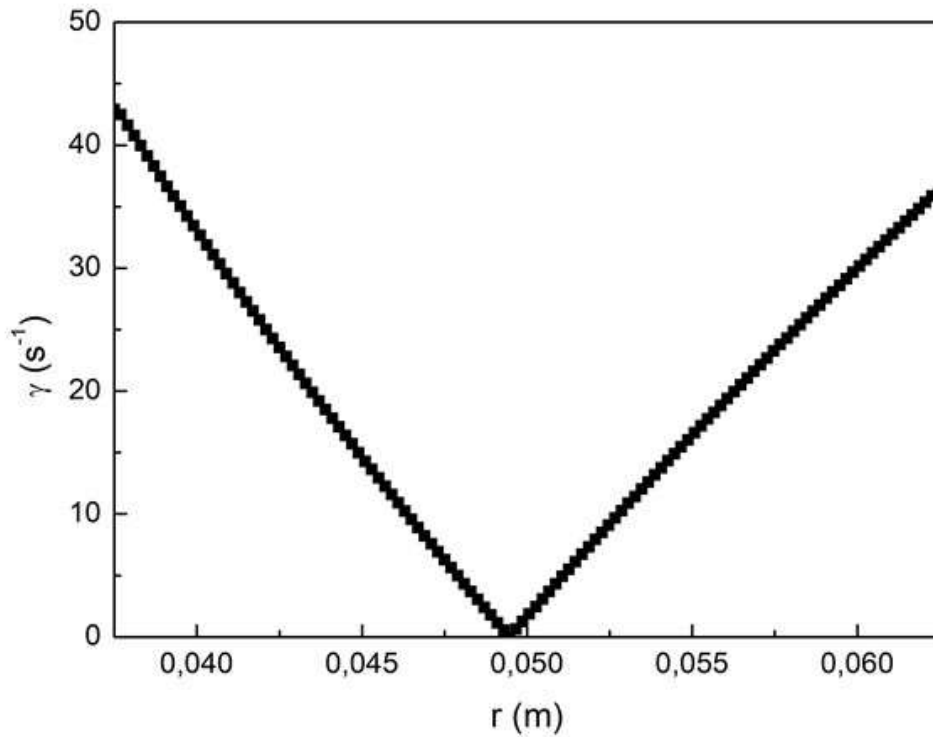
(b)



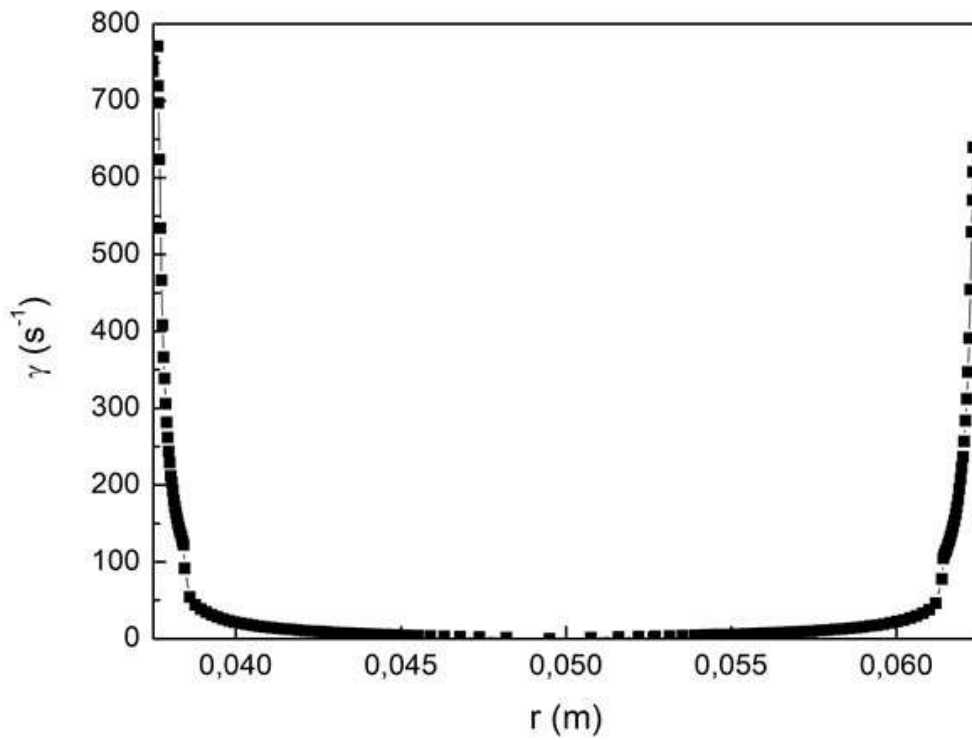
Fonte: acervo pessoal do autor.

Figura 6.6 – Perfis de taxa de cisalhamento em duto liso de seção anular: (a) regime laminar; (b) regime turbulento.

(a)



(b)



Fonte: acervo pessoal do autor.

## 6.4 Resultados e discussão

A previsão adequada da taxa de cisalhamento é essencial nas avaliações do desempenho de biorreatores quando microrganismos sensíveis ao cisalhamento são empregados em um bioprocessamento. Com o intuito de determinar a precisão da estimativa numérica por fluidodinâmica computacional, as taxas de cisalhamento previstas por CFD foram comparadas às obtidas a partir de perfis de velocidade de líquido em regimes de escoamento laminar e turbulento. Os dados utilizados para a obtenção dos perfis de velocidade foram obtidos do estudo de Mendes (2016), enquanto as simulações do comportamento hidrodinâmico foram realizadas por Rodriguez (2015).

### 6.4.1 Obtenção das taxas de cisalhamento médias a partir dos perfis de velocidade de líquido ( $\dot{\gamma}_{R-PV}$ e $\dot{\gamma}_{D-PV}$ )

A **Tabela 6.2** apresenta as velocidades intersticiais de líquido no *riser* e no *downcomer* e os valores correspondentes do número de Reynolds utilizados para obter os perfis de velocidade do líquido e as taxas de cisalhamento. A água apresentou escoamento em regime turbulento, enquanto que a solução de goma xantana exibiu escoamento em regime laminar no *riser* e no *downcomer*, ao longo de toda a faixa de velocidade superficial do gás no *riser* ( $U_{GR}$ ) empregada. No entanto, verificou-se um comportamento diferente para a solução de glicerol, exibindo regime turbulento no *riser* e laminar no *downcomer*. Uma vez definido o regime de escoamento, os perfis de velocidade do líquido foram obtidos e as taxas de cisalhamento foram calculadas, conforme descrito na **seção 6.3.4**.

A taxa de cisalhamento média no *riser* ( $\dot{\gamma}_{R-P}$ ) variou de 13,1 a 23,4 s<sup>-1</sup> e praticamente não foi afetada pelos parâmetros reológicos do fluido, sendo afetada apenas pela velocidade superficial do gás no *riser* ( $U_{GR}$ ) como relatado anteriormente para a taxa de cisalhamento média em biorreatores pneumáticos (Nishikawa *et al.*, 1977; Schumpe e Deckwer, 1987; Shi *et al.*, 1990).

Por outro lado, a taxa de cisalhamento média no *downcomer* ( $\dot{\gamma}_{D-PV}$ ) variou de 15,8 a 43,0 s<sup>-1</sup> e foi afetada pelos parâmetros reológicos do fluido, em que a menor viscosidade do fluido acarretou em maior deformação em função das condições de escoamento.

Tabela 6.2 – Valores experimentais de velocidade intersticial do líquido e número de Reynolds utilizados na obtenção dos perfis de velocidade no *riser* e no *downcomer*.

Fluid	U <sub>GR</sub> (m/s)	RISER		DOWNCOMER	
		V <sub>LR</sub> (m/s)	Re (-)	V <sub>LD</sub> (m/s)	Re (-)
Água destilada	0,019	0,240	21.356	0,157	9.311
	0,038	0,257	22.832	0,168	9.951
	0,057	0,296	26.286	0,193	11.412
	0,075	0,333	29.580	0,215	12.770
	0,094	0,368	32.679	0,236	13.998
Solução de glicerol	0,019	0,248	2.158	0,164	948
	0,038	0,293	2.543	0,190	1.100
	0,057	0,329	2.860	0,210	1.216
	0,075	0,383	3.328	0,243	1.409
	0,094	0,417	3.625	0,263	1.525
Solução de goma xantana	0,019	0,203	181	0,132	77
	0,038	0,225	215	0,146	91
	0,057	0,254	262	0,163	110
	0,075	0,309	361	0,197	149
	0,094	0,353	448	0,222	182

Fonte: acervo pessoal do autor.

Os diferentes efeitos dos parâmetros reológicos nas taxas de cisalhamento no *riser* e no *downcomer* estão relacionados à retenção gasosa local. Os valores de retenção gasosa no *riser* foram semelhantes, para o mesmo valor de U<sub>GR</sub>, mesmo quando diferentes fluidos foram utilizados, enquanto a retenção gasosa no *downcomer* exibiu maior variação, sob a mesma condição de U<sub>GR</sub> (Mendes, 2016). Essa mudança na retenção gasosa no *downcomer*, devido à reologia do fluido, afetou a taxa de cisalhamento nesta região pela modificação das propriedades físicas (densidade e viscosidade) da dispersão gás-líquido. Apesar destes comportamentos diferentes, os intervalos de variação da taxa de cisalhamento foram semelhantes tanto para o *riser* quanto para o *downcomer*.

#### 6.4.2 Obtenção da taxa de cisalhamento média a partir de fluidodinâmica computacional ( $\dot{\gamma}_{R-CFD}$ e $\dot{\gamma}_{D-CFD}$ )

As taxas de cisalhamento médias obtidas a partir de fluidodinâmica computacional ( $\dot{\gamma}_{CFD}$ ) foram calculadas como valores médios para cada região (*riser*

ou *downcomer*), usando a **Equação 6.30** implementada no *software* ANSYS FLUENT v.14.5. Devido ao curto comprimento do *riser/downcomer* (cerca de 33 cm), a estimativa de  $\dot{\gamma}_{CFD}$  foi realizada em um plano situado na região central do *riser/downcomer*, para minimizar os efeitos de entrada/saída no desenvolvimento do escoamento. Este procedimento assegurou perfis de velocidade de líquido semelhantes para códigos CFD e cálculos de Perfil Universal de Velocidade.

$$\dot{\gamma} = \nabla \vec{v} + (\nabla \vec{v})^t \quad (\text{Eq 6.30})$$

onde  $\nabla \vec{v}$  e  $(\nabla \vec{v})^t$  correspondem ao gradiente de velocidade e ao gradiente de velocidade transposto, respectivamente;

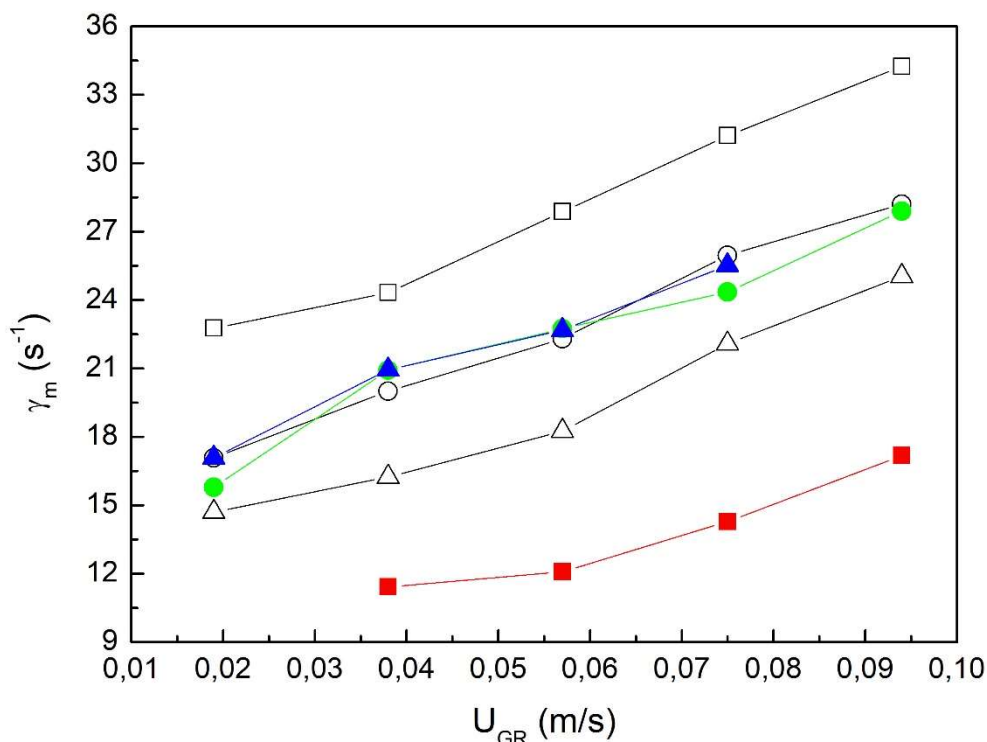
Em comparação aos valores obtidos por CFD, a análise baseada nos perfis de velocidade do líquido forneceu valores de taxa de cisalhamento mais baixos para o *riser* e valores mais altos para o *downcomer*. As possíveis razões para esse comportamento incluem: (i) os cálculos do perfil de velocidade do líquido assumiram como hipótese escoamento plenamente desenvolvido, o que pode não ser verdadeiro para os escoamentos reais de líquido no *riser* e no *downcomer*; (ii) os cálculos realizados por CFD consideraram interações entre as fases gasosa e líquida, que podem afetar a velocidade prevista do líquido; (iii) as estimativas da taxa de cisalhamento por CFD consideraram todas as três componentes de velocidade e três componentes espaciais, enquanto os valores obtidos a partir dos perfis de velocidade do líquido somente assumiram variação da velocidade em relação a posição radial.

Apesar das diferenças observadas nos valores da taxa de cisalhamento obtidos por CFD e pelo perfil de velocidade, o comportamento geral e a ordem de magnitude dos valores de  $\dot{\gamma}$  concordaram para os três diferentes fluidos empregados. A **Equação 6.31** foi então utilizada para calcular a taxa de cisalhamento média no biorreator usando os dados obtidos a partir dos perfis de velocidade, cujo valor foi comparado aos obtidos pela análise por CFD (**Figura 6.7**) para todos os fluidos avaliados.

$$\dot{\gamma}_m = \frac{\dot{\gamma}_R V_R + \dot{\gamma}_D V_D}{V_R + V_D} \quad (\text{Eq 6.31})$$

onde  $V_R$  e  $V_D$  são os volumes do *riser* e do *downcomer*, respectivamente.

Figura 6.7 – Taxa de cisalhamento média no biorreator *airlift* de dutos concêntricos calculada a partir dos perfis de velocidade (PV) e estimada por CFD.



Legenda: (quadrado preenchido) água – CFD; (círculo preenchido) solução de glicerol – CFD; (triângulo preenchido) solução de goma xantana – CFD; (quadrado vazado) água – PV; (círculo vazado) solução de glicerol – PV; (triângulo vazado) solução de goma xantana – PV.

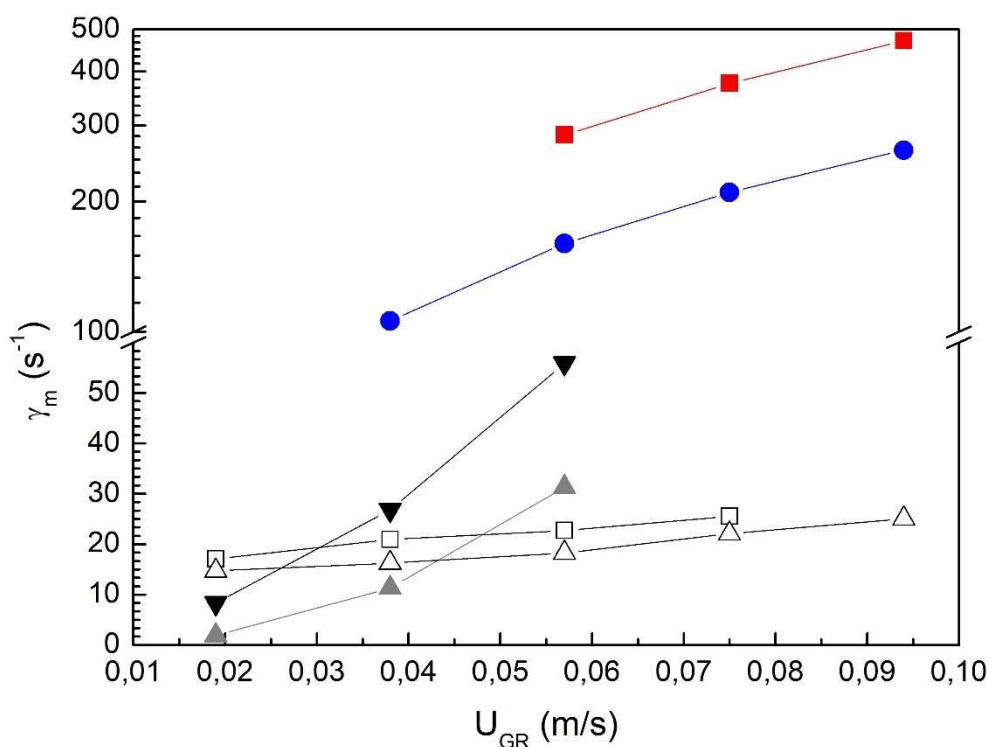
Fonte: acervo pessoal do autor.

Os valores de taxa de cisalhamento média ( $\dot{\gamma}_m$ ) obtidos através dos perfis de velocidade e por fluidodinâmica computacional exibiram uma estreita faixa de variação (de 11 a 34  $s^{-1}$ ), independentemente da natureza do fluido, diferentemente dos resultados obtidos por correlações disponíveis na literatura clássica para biorreatores pneumáticos (**Tabela 6.1**), em que se verifica uma ampla faixa de variação ( $0,1 < \dot{\gamma}_m < 11.000 s^{-1}$ ). As taxas de cisalhamento médias obtidas por CFD exibiram boa concordância com os valores previstos usando os perfis de velocidade do líquido, com exceção da água. Apesar da diferença, os valores de  $\dot{\gamma}_{CFD}$  para a água apresentaram a mesma ordem de grandeza e comportamento em relação à  $U_{GR}$ , quando comparado a  $\dot{\gamma}_{PV}$ . Além disso, para todos os fluidos,  $\dot{\gamma}_{CFD}$

exibiu a mesma faixa de variação encontrada em outros estudos onde CFD foi aplicada na avaliação de biorreatores pneumáticos operando com diferentes fluidos (Tabela 6.3).

A Figura 6.8 compara valores das taxas de cisalhamento médias obtidas usando CFD e a partir dos perfis de velocidade de líquido com valores obtidos por correlações disponíveis na literatura, para a solução de goma xantana.

Figura 6.8 – Taxa de cisalhamento média para solução de goma xantana calculada utilizando-se diferentes correlações.



Legenda: (quadrado preenchido) Nishikawa *et al.* (1977); (círculo preenchido) Schumpe e Deckwer (1987); (triângulo para cima preenchido) Shi *et al.* (1990); (triângulo para baixo preenchido) Al-Masry e Chetty (1996); (quadrado vazado) presente estudo – CFD; (triângulo vazado) presente estudo – PV.

Fonte: acervo pessoal do autor.



Tabela 6.3 – Valores de taxa de cisalhamento média em biorreatores pneumáticos obtidos utilizando-se CFD.

Referência	Biorreator	Volume (L)	Natureza do fluido <sup>a</sup>	Propriedades do fluido <sup>b</sup>	$\Phi_{AR}$ (vvm)	$\dot{\gamma}_m$ (s <sup>-1</sup> )
Anastasiou <i>et al.</i> (2013)	Coluna de bolhas	2,5	Glicerol+Goma Xantana (Herschel-Bulkley)	$\tau_0 = 0,16 Pa$ ; $K = 0,11 Pa.s^n$ ; $n = 0,80$	0,29-2,70	2,8-8,9
	Coluna de bolhas	2,5	Glicerol+Goma Xantana (Herschel-Bulkley)	$\tau_0 = 0,12 Pa$ ; $K = 0,02 Pa.s^n$ ; $n = 0,75$	0,29-2,70	3,2-10,3
	Coluna de bolhas	2,5	Glicerol+Goma Xantana (Herschel-Bulkley)	$\tau_0 = 0,02 Pa$ ; $K = 0,01 Pa.s^n$ ; $n = 0,78$	0,29-2,70	4,3-10,3
Mavaddat <i>et al.</i> (2014)	<i>Airlift</i> de dutos concêntricos	10,0	Meio de cultivo (Newtoniano)	$\mu_L = 1,043 \times 10^{-3} Pa.s$	1,0-5,0	$\frac{9,3-17,6 (riser)}{3,7-15,4 (downcomer)}$
Pawar (2017)	<i>Airlift</i> de dutos concêntricos	32,0	Água (Newtoniano)		0,15-0,88	25,4-59,0
Pawar (2018)	<i>Airlift</i> de dutos concêntricos	17,0	Suspensão 10 g/L de células de microalgas (Newtoniano)	$\mu_L = 1,0 \times 10^{-3} Pa.s$	0,26	13,10
	<i>Airlift</i> de dutos concêntricos	17,0	Suspensão 10 g/L de células de microalgas (Newtoniano)	$\mu_L = 1,0 \times 10^{-3} Pa.s$	1,04	23,52
Presente estudo	<i>Airlift</i> de dutos concêntricos	5,0	Água (Newtoniano)	$\mu_L = 8,4 \times 10^{-4} Pa.s$	2,0-5,0	11,4-17,2
	<i>Airlift</i> de dutos concêntricos	5,0	Glicerol (Newtoniano)	$\mu_L = 1,0 \times 10^{-2} Pa.s$	1,0-5,0	15,8-27,9
	<i>Airlift</i> de dutos concêntricos	5,0	Goma Xantana (não-Newtoniano)	$K = 0,60 Pa.s^n$ ; $n = 0,36$	1,0-4,0	17,1-25,5

<sup>a</sup>Legendas são as mesmas observadas na Tabela 6.1. <sup>b</sup>O comportamento reológico de fluidos que seguem o modelo Herschel-Bulkley:  $\tau = \tau_0 + K\dot{\gamma}^n$ .

Fonte: acervo pessoal do autor.

A abordagem proposta para estimativa da taxa de cisalhamento média ( $\dot{\gamma}_m$ ) apresentou a melhor concordância com os resultados obtidos da análise por CFD (**Figura 6.8**), considerando-se os valores absolutos, faixa de variação e tendência, demonstrando que a utilização de fluidodinâmica computacional foi adequada para a avaliação desta variável. Além disso, apenas as correlações de Shi *et al.* (1990) e Al-Masry e Chetty (1996) forneceram valores de taxa de cisalhamento média na mesma ordem de magnitude. Esse fato ocorreu devido ao parâmetro característico empregado nas análises. Enquanto Nishikawa *et al.* (1977) e Schumpe e Deckwer (1987) usaram parâmetros de transferência de calor e massa, respectivamente, para estimar  $\dot{\gamma}_m$ , Shi *et al.* (1990) e Al-Masry e Chetty (1996) correlacionaram a taxa de cisalhamento média com a variável velocidade do líquido, que está diretamente relacionada à definição de  $\dot{\gamma}_m$ .

Uma vez que a análise por CFD forneceu valores adequados de taxa de cisalhamento média ( $\dot{\gamma}_m$ ) em biorreatores *airlift*, esta ferramenta mostrou-se apropriada para ser aplicada na avaliação de diferentes fluidos, condições operacionais e modelos e escalas de biorreatores.

#### **6.4.3 Efeito da taxa de cisalhamento em biorreatores pneumáticos**

Biorreatores pneumáticos são usualmente considerados como dispositivos de baixo cisalhamento, quando comparados aos biorreatores tipo tanque agitado e aerado, devido à ausência de um agitador mecânico (Onken e Weiland, 1983; Merchuk e Berzin, 1995; Contreras *et al.*, 1999; Kilonzo e Margaritis, 2004). No entanto, alguns estudos indicam que esse comportamento não pode ser generalizado. Por exemplo, alguns estudos avaliaram a produção de enzimas (celulases e/ou xilanases) utilizando diferentes linhagens do fungo filamentosso *Aspergillus sp*, comparando a produção obtida em biorreatores pneumáticos e em tanque agitados e aerados. Como resultado geral, biorreatores pneumáticos (*airlift* e coluna de bolhas) exibiram produção de enzimas semelhantes ou superiores às do biorreator convencional, sendo estes resultados atribuídos ao ambiente de baixo cisalhamento fornecido pelos biorreatores pneumáticos (Wase *et al.*, 1985; Kim *et al.*, 1997; Michelin *et al.*, 2011; Michelin *et al.*, 2013). No entanto, a produção de enzimas por fungos filamentosos parece ser favorecida quando o fungo cresce em

sua forma morfológica dispersa na forma de hifas, enquanto a morfologia de aglomerados celulares (*pellets*) aumenta a produção de ácido cítrico (Robson *et al.*, 2008). Dessa forma, as maiores produções enzimáticas observadas na literatura possivelmente poderiam ser um efeito das maiores taxas de cisalhamento em biorreatores pneumáticos.

Siedenberg *et al.* (1997) realizaram cultivos de *Aspergillus awamori* em biorreator tipo tanque agitado e aerado e biorreatores *airlift* utilizando farelo de trigo como fonte de carbono e indutor para a produção de xilanases. A análise da morfologia dos fungos mostrou crescimento na forma de *pellets* no biorreator convencional, enquanto a formação de micélio filamentoso foi verificada no biorreator *airlift*, o que poderia ser uma indicação do maior ambiente cisalhante nesses dispositivos.

Cerri e Badino (2012) realizaram cultivos de *Streptomyces clavuligerus* para produção de ácido clavulânico em biorreator tipo tanque agitado e aerado de 4 L e em biorreator *airlift* de 6 L, utilizando dois valores iniciais de coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{La}$ ) que definiram as mesmas condições de transferência de oxigênio para ambos biorreatores. A partir de medidas do índice de consistência do caldo de fermentação (K), que é um parâmetro reológico relacionado à estrutura morfológica dos micélios, verificou-se que, para a mesma condição inicial de transferência de oxigênio, o biorreator convencional apresentou valores de taxa de cisalhamento inferiores ao verificado no biorreator *airlift*. Os valores máximos do índice de consistência ( $K_{max}$ ) no tanque agitado e aerado foram, em média, 58% menores do que aqueles encontrados em cultivos realizados no biorreator *airlift* de dutos concêntricos.

Em um estudo recente, Jesus *et al.* (2017) avaliaram a hidrodinâmica e transferência de oxigênio de biorreatores *airlift* agitado (equipado com impelidores) e tanque agitado e aerado operados com solução de goma xantana, usando vazões específicas de ar variando de 0,5 a 1,5 vvm. Na mesma velocidade de agitação, os valores de  $k_{La}$  e  $\dot{\gamma}_m$  foram maiores no biorreator *airlift* com agitação. Isso pode ser explicado pelo escoamento cíclico padrão do líquido observado no biorreator *airlift* com agitação, comparado ao biorreator de tanque agitado e aerado, e mostrou que o nível de cisalhamento não depende apenas da presença ou ausência de agitação mecânica, mas também das condições de operação (velocidade de agitação e vazão de gás).

Esses comportamentos incomuns podem ser um efeito do parâmetro utilizado para quantificar o ambiente de cisalhamento. Em geral, as condições de cisalhamento em diferentes biorreatores foram avaliadas utilizando a taxa de cisalhamento média ( $\dot{\gamma}_m$ ). No entanto, a taxa de cisalhamento máxima ( $\dot{\gamma}_{max}$ ) parece ser mais adequada para fins de comparação entre biorreatores, uma vez que descreve a pior condição à qual um microrganismo pode ser exposto no interior de um biorreator. Para ilustrar este ponto, foram feitas comparações das taxas de cisalhamento máxima ( $\dot{\gamma}_{max}$ ) e média ( $\dot{\gamma}_m$ ) no biorreator *airlift* (obtidas de simulações por CFD) e em biorreatores tanque agitado e aerado (usando correlações disponíveis na literatura), utilizando os resultados para solução de glicerol. Assumindo-se o mesmo valor do número de Reynolds (Re) observado para os cálculos de  $\dot{\gamma}_m$  no *riser* e no *downcomer*,  $\dot{\gamma}_m$  foi estimado para o biorreator convencional utilizando as correlações propostas por Kelly e Gigas (2003) (**Equação 6.32**) e Perez *et al.* (2006) (**Equação 6.33**), enquanto que a taxa de cisalhamento máxima foi calculada com base na correlação de Robertson e Ulbrecht (1987) (**Equação 6.34**) e Wichterle *et al.* (1984) (**Equação 6.35**). Apesar das correlações de Kelly e Gigas (2003) e Wichterle *et al.* (1984) terem sido desenvolvidas para tanques agitados (sistemas não aerados), elas têm sido comumente aplicadas com sucesso para avaliação da taxa de cisalhamento nesses sistemas. De fato, conforme o sistema é aerado, a taxa de cisalhamento diminui, pois a energia dissipada é menor em sistemas aerados quando comparada aos sistemas não aerados. Além disso, a intenção desta argumentação é fornecer uma ideia sobre as ordens de magnitude das taxas de cisalhamento média e máxima em biorreatores convencionais, a fim de permitir a comparação com biorreatores *airlift*. Considerando-se que a taxa de cisalhamento máxima em tanques agitados foi estimada na superfície dos impelidores, no biorreator *airlift*,  $\dot{\gamma}_{max}$  foi calculada como o valor médio da taxa de cisalhamento da fase líquida no plano imediatamente acima dos orifícios do aspersor.

$$\dot{\gamma}_m = 33,3N_{imp} \quad (\text{Eq 6.32})$$

$$\dot{\gamma}_m = 33,1N_{imp}^{1,4} \quad (\text{Eq 6.33})$$

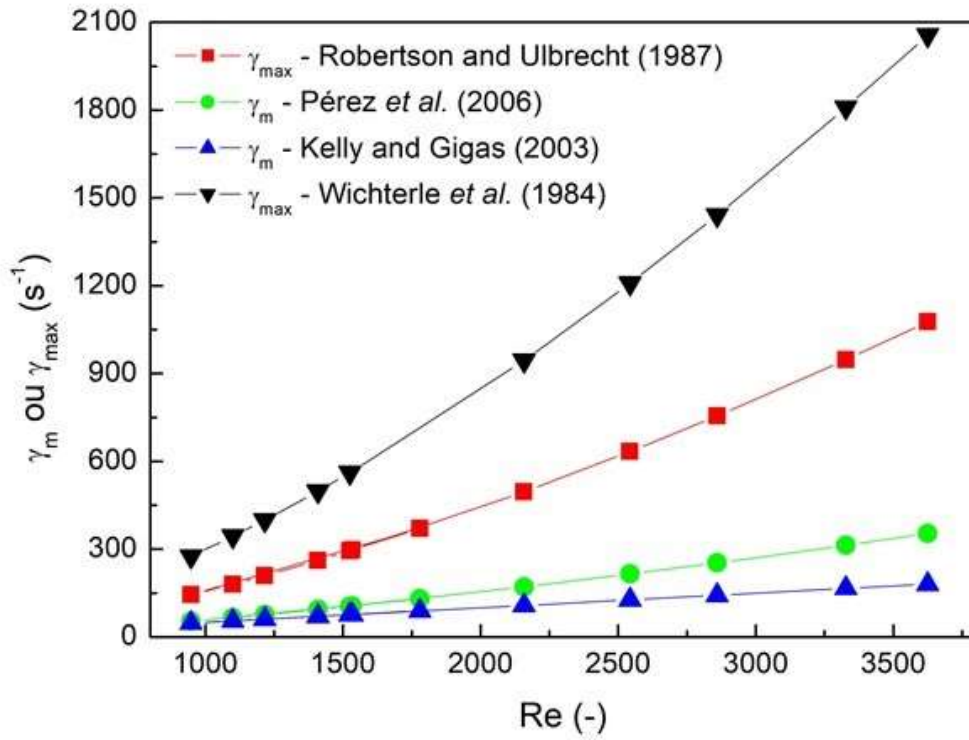
$$\dot{\gamma}_{max} = 3,3N_{imp}^{1,5}D_{imp}\left(\frac{\rho_L}{\mu_L}\right)^{0,5} \quad (\text{Eq 6.34})$$

$$\dot{\gamma}_{max} = N_{imp}(1 + 5,3n)^{1/n}\left(\frac{N_{imp}^{2-n}D_{imp}^2\rho_L}{K}\right)^{1/(1+n)} \quad (\text{Eq 6.35})$$

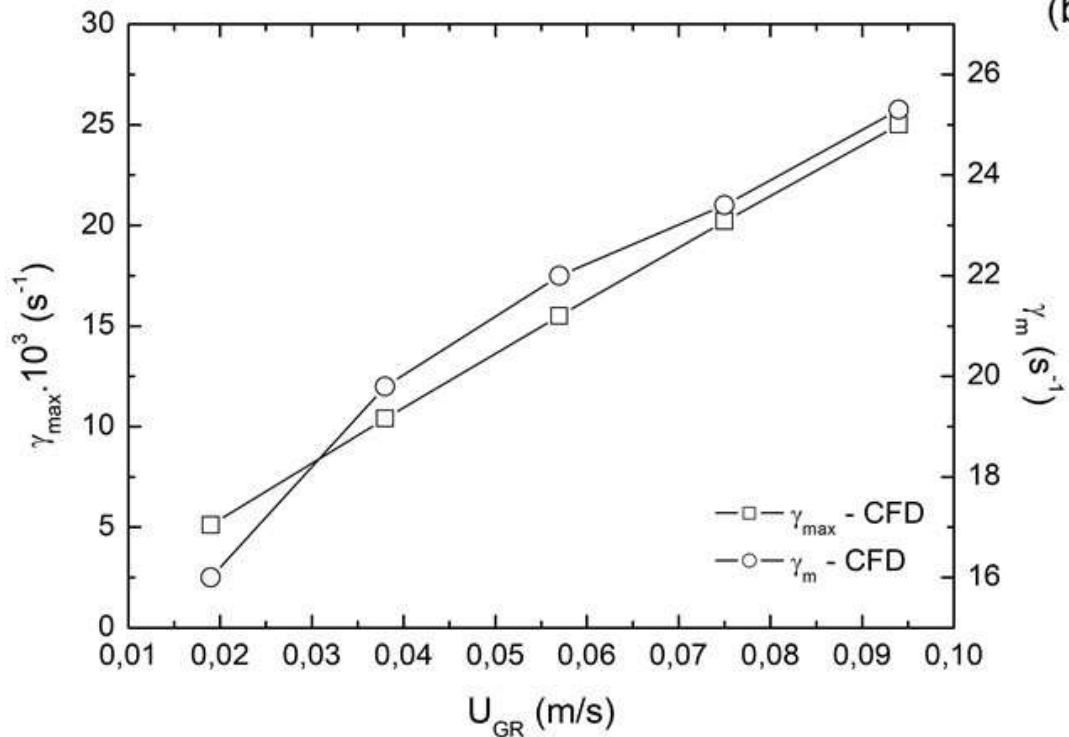
onde  $N_{imp}$  é a velocidade de agitação ( $s^{-1}$ ) e  $D_{imp}$  é o diâmetro do impelidor. Nos cálculos foi considerado um impelidor tipo turbina de Rushton de 0,076 m de diâmetro, de acordo com o sistema empregado por Cerri e Badino (2012).

Figura 6.9 – Taxa de cisalhamento média e máxima para soluções de glicerol, em diferentes biorreatores: (a) tanque agitado; (b) *airlift* de dutos concêntricos.

(a)



(b)



Fonte: acervo pessoal do autor.

Valores da taxa de cisalhamento média ( $\dot{\gamma}_m$ ) variaram de 47 a 353 s<sup>-1</sup> no biorreator tipo tanque agitado (TA) e de 16 a 25,3 s<sup>-1</sup> no biorreator *airlift* de dutos concêntricos (ADC) (**Figura 6.9**). No entanto, valores da taxa de cisalhamento máxima ( $\dot{\gamma}_{max}$ ) situaram-se na faixa de 144 a 2.056 s<sup>-1</sup> no TA e de 5.063 a 25.040 s<sup>-1</sup> no ADC. Através desta comparação, verifica-se que no intervalo de variação do número de Reynolds, o biorreator tanque agitado apresentou valores de taxa de cisalhamento média mais elevadas, enquanto que o biorreator *airlift* apresentou maiores valores de taxa de cisalhamento máxima.

Liu *et al.* (2016) avaliaram as condições de cisalhamento em um tanque agitado de 3 L utilizando a abordagem Euler-Lagrange em CFD, rastreando as trajetórias de partículas aleatórias para determinar a tensão de cisalhamento máxima e, conseqüentemente, a taxa de cisalhamento máxima. Operando o tanque agitado com água e com frequências de rotação variando de 100 a 400 rpm, valores de  $\dot{\gamma}_m$  e  $\dot{\gamma}_{max}$  variaram de 450 a 6.879 s<sup>-1</sup> e de 4.012 a 49.500 s<sup>-1</sup>, respectivamente. Wichterle *et al.* (1984) verificaram que operando tanques agitados com valores de número de Reynolds variando de 10<sup>3</sup> a 10<sup>4</sup>, a taxa de cisalhamento máxima variou de 17 a 532 s<sup>-1</sup> num sistema operando com água. Villiger *et al.* (2015) determinaram experimentalmente a tensão hidrodinâmica máxima efetiva em um biorreator convencional de 3,2 L (sistema aerado) medindo a dinâmica de quebra de agregados de nanopartículas de polimetacrilato de metila. Operando com água em frequências de rotação variando de 50 a 700 rpm, o que corresponde a  $3 \times 10^3 < Re < 4,2 \times 10^4$ , foram obtidos no biorreator convencional valores de  $\dot{\gamma}_{max}$  de 714 a 119.048 s<sup>-1</sup>, exibindo uma ampla faixa de variação considerando as condições de operação.

Em biorreator *airlift* de dutos concêntricos simulado com água no presente estudo, a taxa de cisalhamento máxima variou de 9.569 a 20.991 s<sup>-1</sup>. Comparando esses valores com aqueles disponíveis na literatura para tanques com agitação (sistemas aerados ou não aerados), é possível verificar que dependendo das condições de operação, o biorreator *airlift* pode exibir valores  $\dot{\gamma}_{max}$  superiores aos obtidos em tanque agitado. Esse fato pode ser a chave para a explicação dos comportamentos incomuns observados nos estudos citados anteriormente (Wase *et al.*, 1985; Kim *et al.*, 1997; Siedenberg *et al.*, 1997; Michelin *et al.*, 2011; Cerri e Badino, 2012; Michelin *et al.*, 2013), nos quais biorreatores *airlift* exibiram maiores taxas de cisalhamento.

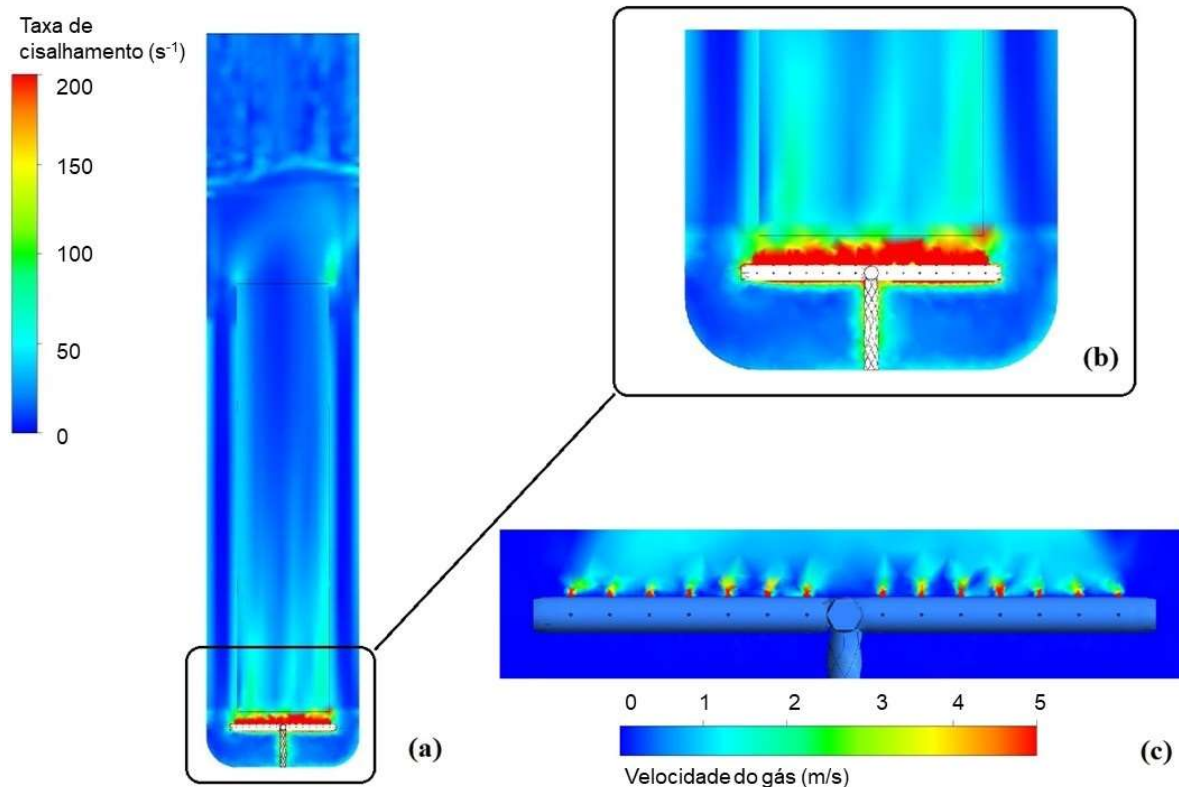
Os resultados mostraram que o melhor parâmetro para ser utilizado na avaliação do desempenho do biorreator deve ser a taxa de cisalhamento máxima, ao invés da taxa de cisalhamento média. Além disso, as condições de operação parecem desempenhar um papel fundamental na determinação do ambiente de cisalhamento, sobrepondo-se ao próprio modelo de biorreator.

Utilizando-se a razão entre as taxas de cisalhamento máxima e média ( $\dot{\gamma}_{max}/\dot{\gamma}_m$ ) com os resultados com soluções de glicerol (**Figura 6.9**), para descrever a distribuição de cisalhamento em biorreatores, observou-se uma distribuição de cisalhamento altamente não uniforme no biorreator *airlift*, no qual a razão  $\dot{\gamma}_{max}/\dot{\gamma}_m$  variou de 315 a 988. No entanto, essa distribuição foi mais uniforme no caso do biorreator convencional, com a relação  $\dot{\gamma}_{max}/\dot{\gamma}_m$  variando de 5,1 a 11,4 utilizando-se os valores obtidos com as correlações mencionadas anteriormente. Liu *et al.* (2016) relataram valores de  $\dot{\gamma}_m$  e  $\dot{\gamma}_{max}$  que resultaram em razões que variaram de 7,2 a 8,9, fornecendo evidência adicional de que biorreatores tipo tanque agitado e aerado exibem distribuições de cisalhamento mais uniformes em comparação com aquelas observadas em biorreatores *airlift*.

Tal distribuição não uniforme da taxa de cisalhamento em biorreator *airlift* de dutos concêntricos (**Figura 6.10a**) está de acordo com outros estudos (Garcia *et al.*, 2014; Mavaddat *et al.*, 2014; Pawar, 2017). Os maiores valores de taxa de cisalhamento foram encontrados na base e ao redor dos orifícios do aspersor (**Figura 6.10b**) e podem ser atribuídos aos seguintes efeitos: (i) elevada velocidade relativa entre as fases líquida e gasosa nos orifícios do aspersor, devido à alta velocidade de injeção do gás (**Figura 6.10c**) e (ii) o escoamento de líquido em um canal confinado com mudança na direção do escoamento na base do biorreator *airlift*.



Figura 6.10 – Biorreator *airlift* de dutos concêntricos operado a 3 vvm com solução de glicerol: (a) distribuição da taxa de cisalhamento; (b) taxa de cisalhamento no entorno do aspersor; (c) velocidade de gás ao redor do aspersor.



Fonte: acervo pessoal do autor.

A **Tabela 6.4** apresenta os valores de  $\dot{\gamma}_{max}$  obtidos por fluidodinâmica computacional em biorreator *airlift* de dutos concêntricos operado com água, solução de glicerol e solução de goma xantana, em função da velocidade de injeção do gás nos orifícios do aspersor ( $V_{G, inj}$ ).

Tabela 6.4 – Taxa de cisalhamento máxima para biorreator *airlift* de dutos concêntricos operando com água destilada, solução de glicerol e solução de goma xantana.

$V_{G, inj}$ (m/s)	$\dot{\gamma}_{max}$ (s <sup>-1</sup> )		
	Água destilada	Solução de glicerol	Solução de goma xantana
5,05		5.063	4.555
10,11	9.569	10.410	9.580
15,16	13.794	15.549	14.321
20,21	18.467	20.192	20.761
25,26	20.991	25.040	

Fonte: acervo pessoal do autor.

Com base nos resultados da **Tabela 6.4**, observa-se que  $\dot{\gamma}_{max}$  praticamente não foi afetado pelas propriedades reológicas do fluido, dependendo apenas da velocidade de injeção do gás, uma vez que para o mesmo valor de  $V_{G,inj}$  as taxas de cisalhamento máximo foram muito semelhantes para os três fluidos avaliados. Além disso,  $\dot{\gamma}_{max}$  aumentou linearmente com a velocidade de injeção do gás, que é uma função da vazão volumétrica de ar ( $Q_{AR}$ ) e da área dos orifícios do aspersor ( $A_{orif}$ ), como descreve a **Equação 6.36**:

$$V_{G,inj} = \frac{Q_{AR}}{A_{orif}} = \frac{4Q_{AR}}{N_{orif}\pi d_{orif}^2} \quad (\text{Eq 6.36})$$

onde  $N_{orif}$  e  $d_{orif}$  correspondem ao número e ao diâmetro dos orifícios presentes no aspersor, respectivamente.

Zhu *et al.* (2008) avaliaram o efeito de elevadas velocidades de injeção de gás no dano causado a células NSO (uma linhagem celular derivada do mieloma murino utilizada comercialmente na produção de proteínas terapêuticas) em frascos *spinner* de 6 L agitados a 50 rpm, monitorando a viabilidade celular durante os cultivos, a fim de calcular as constantes de crescimento e morte celular. Para evitar o efeito do cisalhamento imposto pela eclosão das bolhas de ar na superfície do líquido e da subida das bolhas no dano celular, o meio foi suplementado com 0,5 g/L de *Pluronic F-68*, um aditivo de proteção. Desta forma, o ambiente de cisalhamento experimentado pelas células foi apenas devido à formação de bolhas nos orifícios de aspersão. Utilizando-se uma vazão volumétrica de gás constante (2,5 L/min ~ 0,42 vvm) e variando-se o número de orifícios de aspersão,  $V_{G,inj}$  variou de 21,6 a 82,9 m/s, resultando em nenhuma modificação na constante de crescimento celular. Entretanto, tanto a constante de morte celular quanto a viabilidade final diminuíram com o aumento da velocidade de injeção do gás. Este resultado concordou com observações prévias de literatura em cultivos de linhagens de microalgas sensíveis ao cisalhamento em fotobiorreatores colunas de bolhas, quando a velocidade de entrada de gás aumentou devido à redução do número de orifícios para a mesma vazão volumétrica de gás (Barbosa *et al.*, 2003; Barbosa *et al.*, 2004).

Analisando-se o mesmo biorreator operando com o mesmo fluido e vazão volumétrica de gás, espera-se a mesma taxa de cisalhamento média imposta pela hidrodinâmica do biorreator. Dessa forma, o aumento na constante de morte

celular devido ao aumento na velocidade de injeção do gás corresponde a diferentes valores de taxa de cisalhamento máxima. Portanto, devido à dependência da taxa de cisalhamento máxima em relação apenas à  $V_{G,inj}$ , que é definida pelas características do aspersor (número e diâmetro dos orifícios), evidencia-se que o *design* do aspersor é um parâmetro chave a ser avaliado no projeto do biorreator (Barbosa *et al.*, 2003; Barbosa *et al.*, 2004; Zhu *et al.*, 2008), a fim de evitar a exposição das células a taxas de cisalhamento excessivas.

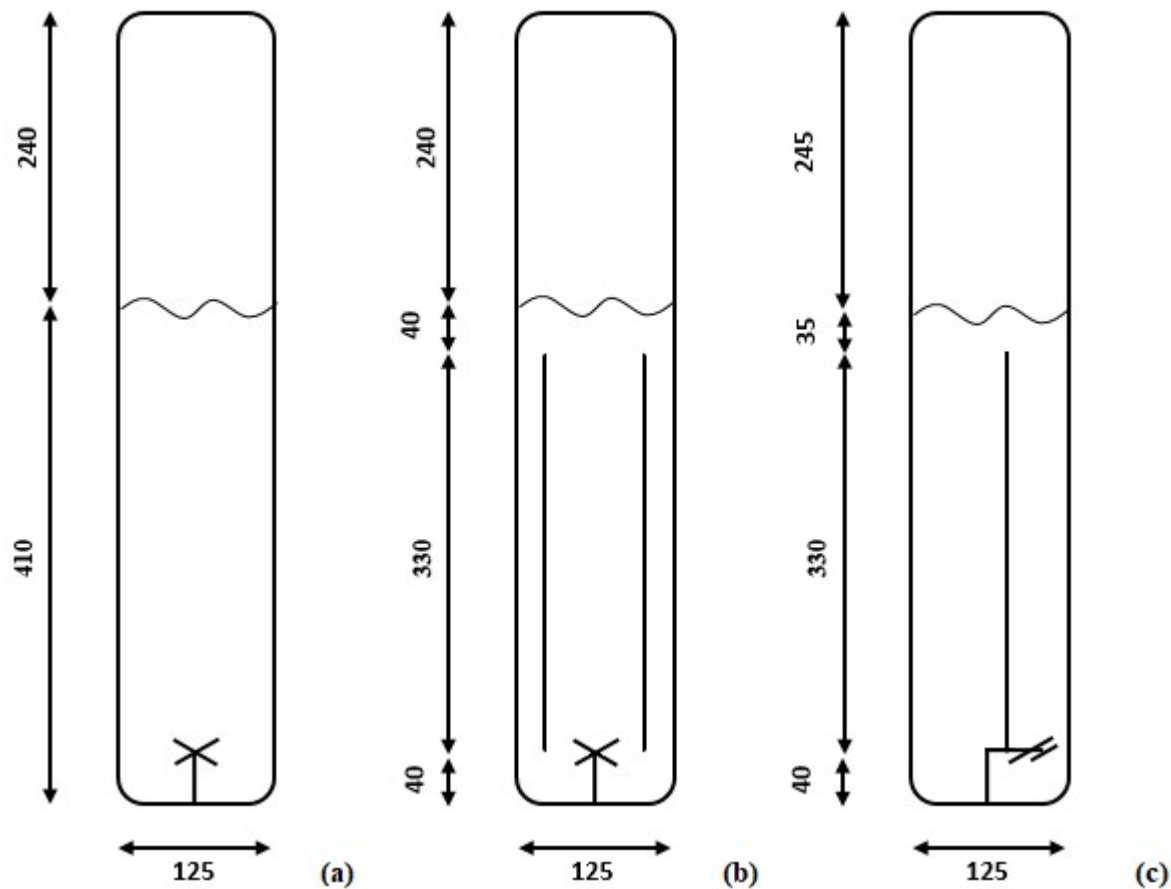
#### 6.4.4 Efeito do projeto do aspersor na taxa de cisalhamento máxima

Verificada a importância da taxa de cisalhamento máxima ( $\dot{\gamma}_{max}$ ) no desempenho de biorreatores pneumáticos, torna-se necessário obter uma forma de prever os valores desta variável de forma precisa, auxiliando no projeto de biorreatores. Para alcançar esse objetivo, estimou-se os valores de taxa de cisalhamento máxima obtidos em duas diferentes escalas de biorreatores pneumáticos de 5 e 10 L.

Os equipamentos de 10 L consistiram de quatro geometrias promissoras de biorreatores *airlift* de seção transversal quadrada, previamente escolhidas no **Capítulo 5**, sendo duas delas do modelo *airlift* de dutos concêntricos (ADC) e duas do modelo *airlift split* (AS). Os resultados de  $\dot{\gamma}_{max}$  foram obtidos em água destilada e solução de goma xantana para a mesma vazão específica de ar (3 vvm).

Os dispositivos de 5 L consistiram em diferentes modelos de biorreatores pneumáticos de seção circular: coluna de bolhas (CB) (**Figura 6.11a**), *airlift* de dutos concêntricos (**Figura 6.11b**) e *airlift split* (**Figura 6.11c**). Os resultados de  $\dot{\gamma}_{max}$  nesses equipamentos foram obtidos por Rodriguez (2015) em água destilada, solução de glicerol e solução de goma xantana para vazões específicas de ar variando de 1 a 5 vvm.

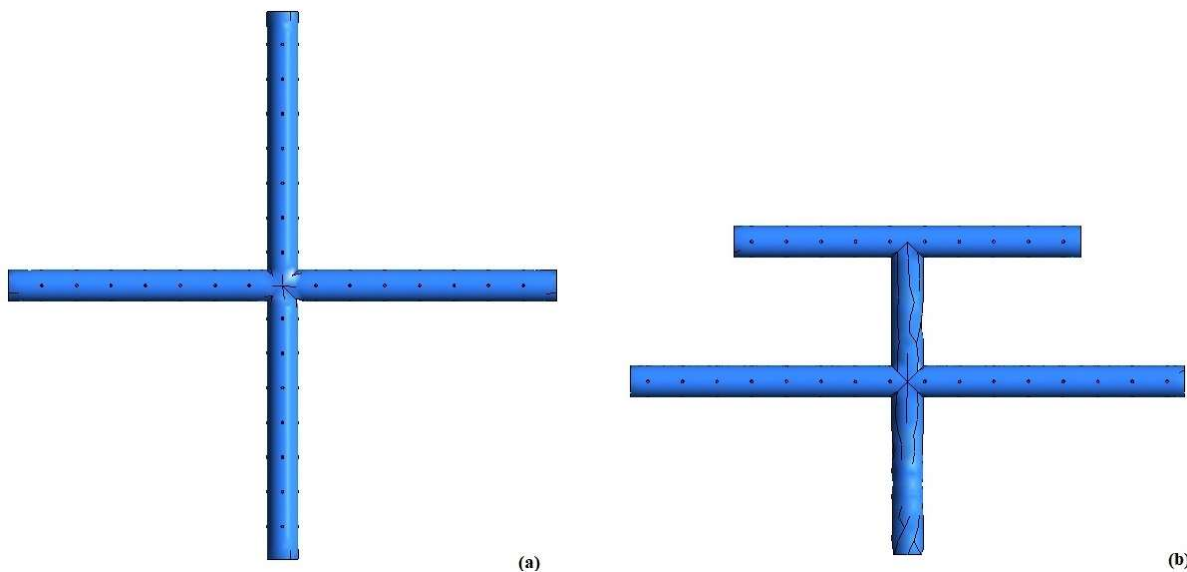
Figura 6.11 – Principais dimensões (em milímetros) e características geométricas dos biorreatores pneumáticos de 5 L: (a) coluna de bolhas; (b) *airlift* de dutos concêntricos; (c) *airlift split*.



Fonte: acervo pessoal do autor.

Foram utilizados diferentes aspersores de ar em cada biorreator. Os biorreatores coluna de bolhas e *airlift* de dutos concêntricos foram equipados com o aspersor tipo cruzeta (**Figura 6.12a**) e o aspersor tipo “espinha de peixe” foi utilizado no biorreator *airlift split*. (**Figura 6.12b**). Os orifícios dos aspersores apresentaram 0,5 mm de diâmetro, espaçados de 5 mm. No entanto, o número de orifícios ( $N_{\text{orif}}$ ) foi diferente nas duas escalas de biorreatores (**Tabela 6.5**).

Figura 6.12 – Tipos de aspersores de ar utilizados nos biorreatores pneumáticos: (a) cruzeta; (b) “espinha de peixe”.



Fonte: acervo pessoal do autor.

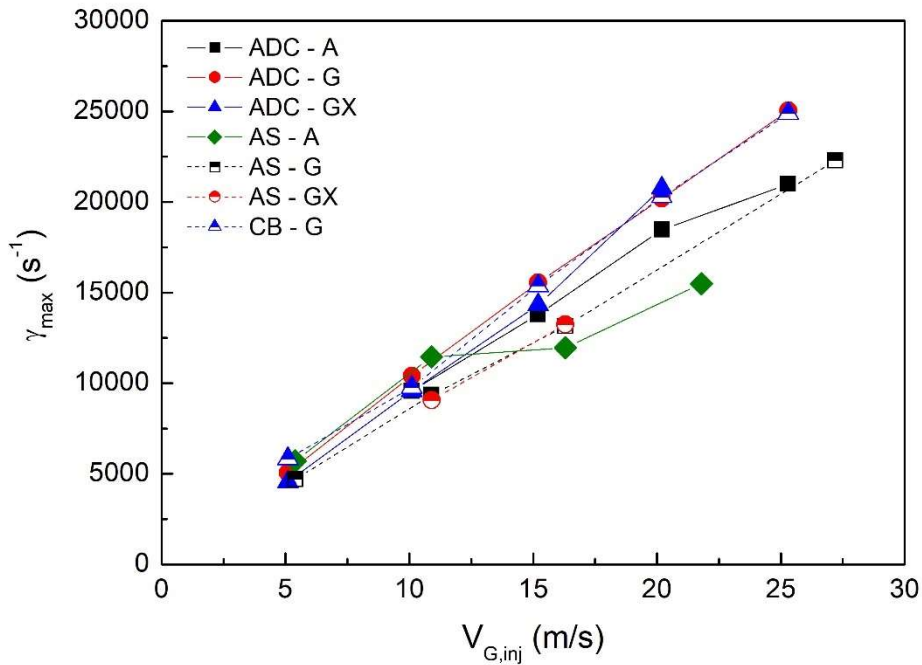
Tabela 6.5 – Características dos diferentes tipos de aspersores utilizados nos biorreatores pneumáticos.

Biorreator pneumático	Volume (L)	Tipo de aspersor	N <sub>orif</sub>
CB	5,0	Cruzeta	84
AS	5,0	Espinha de peixe	76
ADC	5,0	Cruzeta	84
AS	10,0	Espinha de peixe	96
ADC	10,0	Cruzeta	180

Fonte: acervo pessoal do autor.

A **Figura 6.13** apresenta os valores de  $\dot{\gamma}_{max}$  em função da velocidade de injeção de gás nos orifícios do aspersor nos biorreatores pneumáticos de 5 L, enquanto a **Figura 6.14** apresenta os dados de  $\dot{\gamma}_{max}$  nos biorreatores de 10 L. Analisando-se os resultados, verifica-se uma relação direta entre a velocidade de injeção do gás e a taxa de cisalhamento máxima ( $\dot{\gamma}_{max}$ ), em que um aumento em  $V_{G,inj}$  acarreta em aumento de  $\dot{\gamma}_{max}$  (**Figura 6.13**). Esse comportamento também foi verificado nos biorreatores *airlift* de 10 L, uma vez que os maiores valores de taxa de cisalhamento máxima foram observadas nos biorreatores *airlift split*, devido ao menor número de orifícios no aspersor (**Tabela 6.5 e Figura 6.14**), o que acarretou em maiores valores de velocidade de injeção de gás ( $V_{G,inj}$ ).

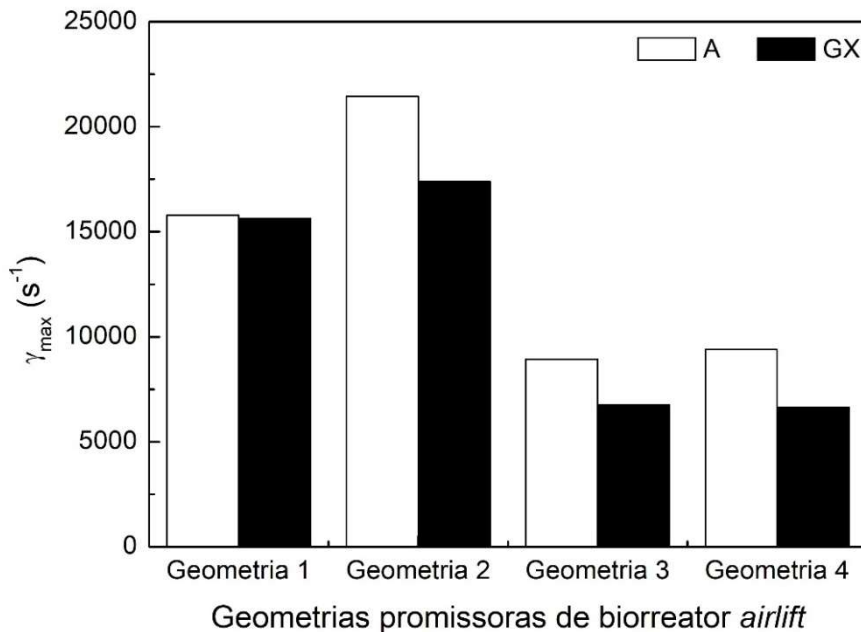
Figura 6.13 – Velocidade de cisalhamento máxima ( $\dot{\gamma}_{max}$ ) em função da velocidade de injeção do gás nos orifícios do aspersor em biorreatores pneumáticos de 5 L (Fase Líquida - A: água, G: glicerol e GX: goma xantana).



Fonte: acervo pessoal do autor.

Legendas similares às observadas na Tabela 6.1.

Figura 6.14 – Valores de taxa de cisalhamento máxima ( $\dot{\gamma}_{max}$ ) para as geometrias promissoras de biorreatores *airlift* de 10 L (Fase Líquida - A: água e GX: goma xantana).



Fonte: acervo pessoal do autor.

Legendas similares às observadas na Tabela 6.1.

Além da estreita relação entre  $\dot{\gamma}_{max}$  e  $V_{G,inj}$ , verifica-se que  $\dot{\gamma}_{max}$  independe da reologia do fluido utilizado. Logo, uma equação para a previsão deste parâmetro não necessita considerar as propriedades dos fluidos. De maneira generalizada, a taxa de cisalhamento máxima ( $\dot{\gamma}_{max}$ ) pode ser descrita pela **Equação 6.37**:

$$\dot{\gamma} = \frac{\text{variação de velocidade}}{\text{comprimento característico}} \quad (\text{Eq 6.37})$$

Por se tratar de uma variável relacionada ao gradiente de velocidade, uma boa aproximação do termo de variação de velocidade em biorreatores pneumáticos é a velocidade relativa entre as fases líquida e gasosa. Pelo fato dos valores de  $\dot{\gamma}_{max}$  terem sido observados nas proximidades dos orifícios do aspensor, a velocidade da fase gasosa será descrita por  $V_{G,inj}$ , enquanto a velocidade da fase líquida será representada pela velocidade intersticial média do líquido ( $\bar{V}_L$ ). Além disso, o comprimento característico empregado na equação de previsão de taxa de cisalhamento máxima será o diâmetro do orifício do aspensor ( $d_{orifício}$ ). Portanto, a **Equação 6.37** passa a ser representada pela seguinte proporcionalidade:

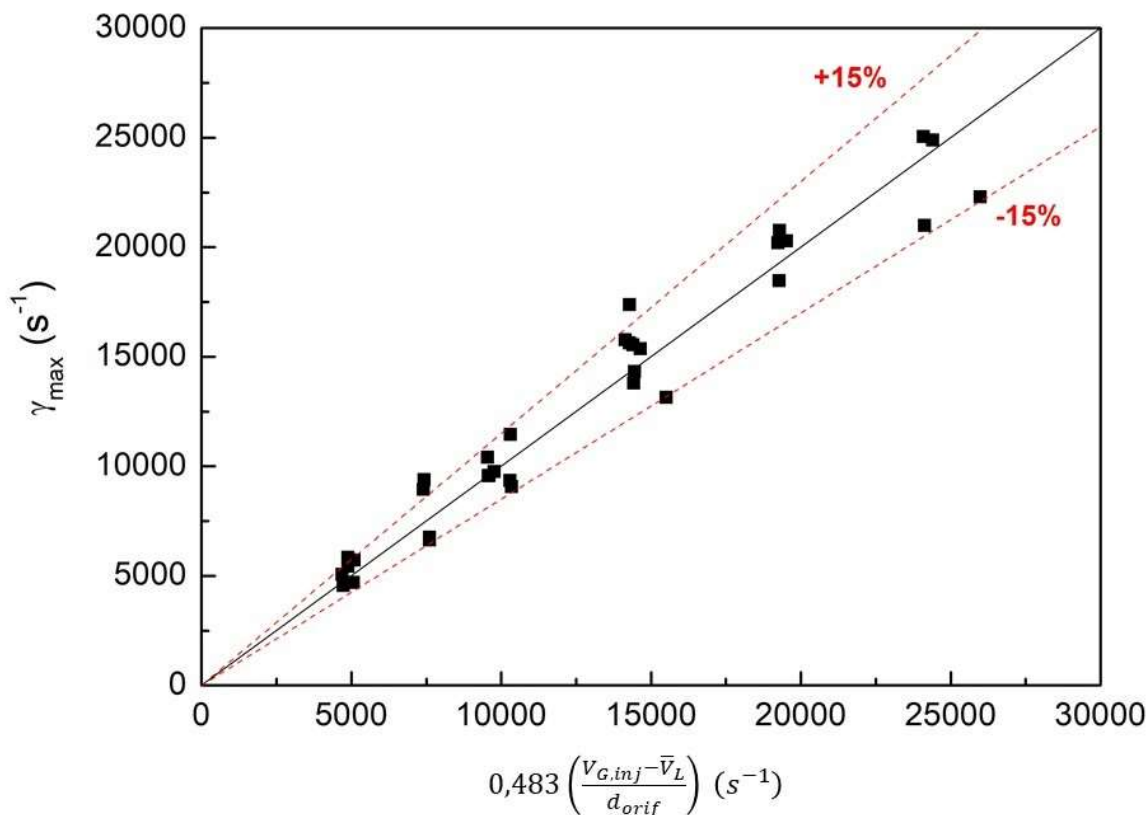
$$\dot{\gamma}_{max} \propto \frac{V_{G,inj} - \bar{V}_L}{d_{orif}} \quad (\text{Eq 6.38})$$

Realizando-se uma regressão linear entre os valores de  $\dot{\gamma}_{max}$  obtidos através de CFD e os valores estimados desta variável conforme a **Equação 6.38**, obteve-se a seguinte relação:

$$\dot{\gamma}_{max} = 0,483 \cdot \left( \frac{V_{G,inj} - \bar{V}_L}{d_{orif}} \right) \quad (R^2=0,95) \quad (\text{Eq 6.39})$$

A **Equação 6.39** foi capaz de prever  $\dot{\gamma}_{max}$  com excelente qualidade, exibindo erros inferiores a 15% (**Figura 6.15**).

Figura 6.15 – Comparação entre os valores de velocidade de cisalhamento máxima ( $\dot{\gamma}_{max}$ ) obtida por CFD e através da Equação 6.39.



Fonte: acervo pessoal do autor.

Para os biorreatores pneumáticos avaliados e nas condições operacionais utilizadas (1 a 5 vvm), verificou-se que enquanto a velocidade de injeção do gás nos orifícios do aspersor variou de 3,7 a 27,2 m/s, a velocidade intersticial média do líquido variou de 0,146 a 0,323 m/s. Logo, os valores de  $V_{G, inj}$  apresentam ordens de grandeza duas vezes superiores aos valores de  $\bar{V}_L$ , mostrando-se predominante no cálculo da taxa de cisalhamento máxima. Dessa forma, desconsiderou-se a velocidade intersticial média de líquido na proporcionalidade descrita pela **Equação 6.38**, obtendo-se a seguinte definição para  $\dot{\gamma}_{max}$ .

$$\dot{\gamma}_{max} \propto \frac{V_{G, inj}}{d_{orif}} \tag{Eq 6.40}$$



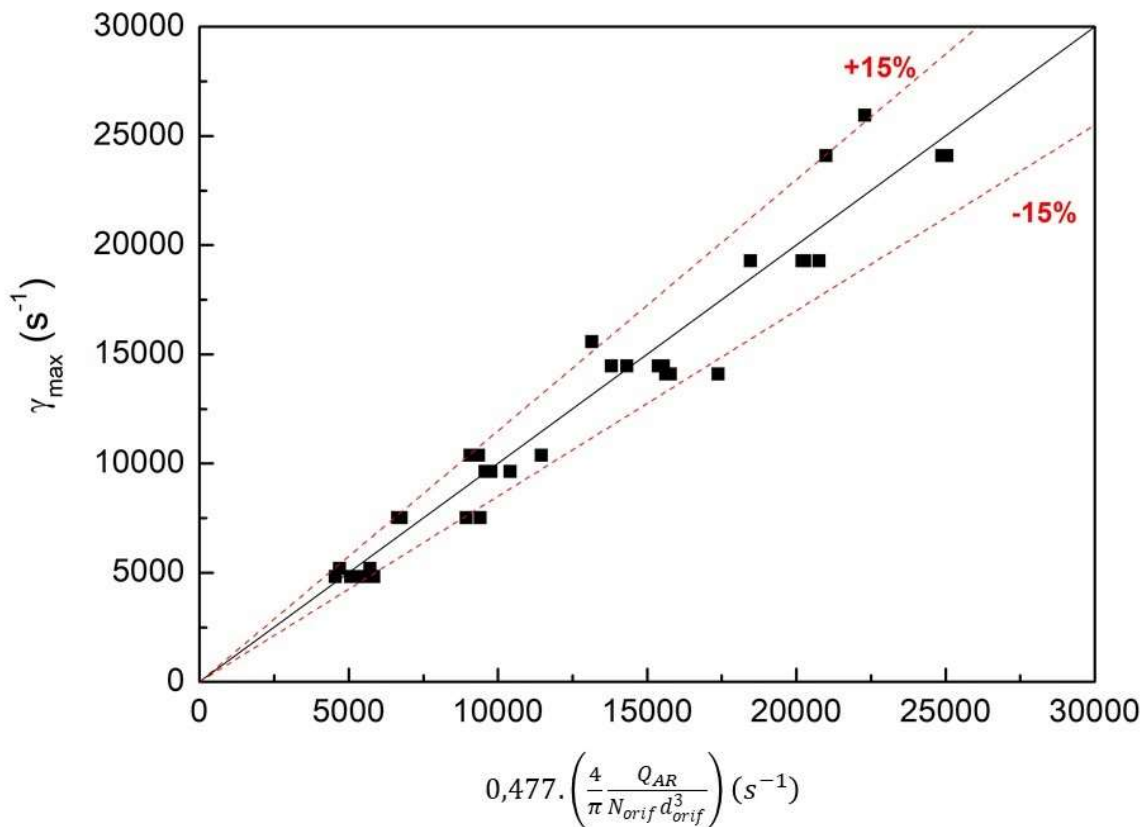
Substituindo-se a **Equação 6.36** (definição de  $V_{G,inj}$  em função da vazão volumétrica de ar e dos parâmetros geométricos do aspersor) na **Equação 6.41**, obteve-se a proporcionalidade dada pela **Equação 6.41**.

$$\dot{\gamma}_{max} \propto \frac{4Q_{AR}}{N_{orif}\pi d_{orif}^3} \tag{Eq 6.41}$$

Realizando-se uma nova regressão linear entre os valores de  $\dot{\gamma}_{max}$  obtidos através de CFD e os valores estimados através da proporcionalidade dada pela **Equação 6.41**, obteve-se uma excelente correlação (**Equação 6.42**) com desvios máximos de 15% (**Figura 6.16**).

$$\dot{\gamma}_{max} = 0,477 \cdot \left( \frac{4 Q_{AR}}{\pi N_{orif} d_{orif}^3} \right) \quad (R^2=0,94) \tag{Eq 6.42}$$

Figura 6.16 – Comparação entre os valores de velocidade de cisalhamento máxima ( $\dot{\gamma}_{max}$ ) obtida por CFD e através da Equação 6.42.



Fonte: acervo pessoal do autor.

Dessa maneira, verifica-se que o projeto do aspersor de gás é o parâmetro chave na determinação das condições de cisalhamento máximo em biorreatores pneumáticos.

## 6.5 Considerações finais

Fluidodinâmica computacional (CFD) foi utilizada para avaliar as taxas de cisalhamento em um biorreator *airlift* de dutos concêntricos operando com diferentes fluidos. Uma analogia entre o escoamento gás-líquido no biorreator de *airlift* e o escoamento de líquido em um tubo liso foi estabelecida, e as taxas de cisalhamento média mostraram boa concordância, confirmando que a abordagem CFD pode ser aplicada de forma satisfatória na previsão da taxa de cisalhamento.

A taxa de cisalhamento média ( $\dot{\gamma}_m$ ) no biorreator *airlift* apresentou uma diferença significativa na ordem de magnitude em relação à taxa de cisalhamento máxima ( $\dot{\gamma}_{max}$ ), refletindo uma distribuição espacial não uniforme desta variável no interior deste biorreator. As maiores taxas de cisalhamento foram observadas próximas aos orifícios do aspersor e a taxa de cisalhamento máxima foi afetada pela velocidade de injeção de gás, que é determinada pela geometria do aspersor, considerando o número e o diâmetro dos orifícios.

As condições de cisalhamento em biorreatores *airlift* e tanque agitado e aerado foram comparadas com base na taxa de cisalhamento máxima. Os dois modelos de biorreatores exibiram comportamentos semelhantes, mostrando que a condição de elevado cisalhamento foi definida pelas condições operacionais, e não apenas pelo tipo de biorreator.

O *design* do aspersor de gás mostrou-se fundamental na definição das condições máximas de cisalhamento em biorreatores pneumáticos, devendo ser considerado no projeto destes equipamentos.

## 7 Considerações finais e perspectivas futuras

Dos resultados obtidos na presente tese, conclui-se que:

- O coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_{LA}$ ) e a retenção gasosa global ( $\varepsilon_G$ ) foram fortemente influenciados pela geometria da região de mistura, verificando-se pouco efeito das geometrias da base e da razão entre as áreas de escoamento nesses parâmetros de desempenho. Biorreatores *airlift* de dutos concêntricos, tanto de seção transversal quadrada quanto de seção circular, exibiram valores de  $k_{LA}$  e  $\varepsilon_G$  superiores aos observados em biorreatores *airlift split*. Analisando-se o mesmo modelo de biorreator *airlift* (dutos concêntricos ou *split*) para diferentes seções transversais, constatou-se os maiores valores de  $k_{LA}$  e  $\varepsilon_G$  para os biorreatores *airlift* de seção circular.

- As velocidades superficiais de líquido no *riser* ( $U_{LR}$ ) e no *downcomer* ( $U_{LD}$ ) foram afetadas pela geometria de todas as regiões dos biorreatores *airlift* (*riser*, *downcomer*, base, região de mistura). Apesar da pouca variação observada na razão entre as áreas de escoamento ( $A_D/A_R$ ) ( $1,406 < A_D/A_R < 1,560$ ), verificou-se um elevado efeito deste parâmetro de projeto sobre a velocidade de circulação do líquido. Além disso, os modelos *airlift* de dutos concêntricos apresentaram maiores valores de  $U_{LR}$  em comparação ao *airlift split*, devido ao formato da geometria da base, caracterizado devidamente através da área disponível para o escoamento na base ( $A_b$ ). Apesar do pequeno efeito da geometria da região de mistura sobre a circulação de líquido quando comparada aos demais parâmetros de projeto, a sua influência não pode ser desprezada, pois está diretamente relacionada à eficiência de separação de gás.

- O modelo fenomenológico baseado no balanço de energia previu com boa concordância os valores de  $U_{LR}$  nos diferentes modelos (dutos concêntricos e *split*) e formatos de seção transversal (quadrada e circular) de biorreatores *airlift* operando com água destilada. Através deste modelo, verificou-se que a dissipação de energia na região de mistura deve ser considerada e avaliada em biorreatores *airlift* de dutos concêntricos.

- Quatro geometrias promissoras de biorreatores *airlift* de seção transversal quadrada foram selecionadas com base nos critérios de transferência de oxigênio ( $k_{LA}$ ) e circulação de líquido ( $U_{LR}$ ), verificando-se diferentes níveis de  $k_{LA}$  e

ULR para uma mesma vazão específica de ar (3 vvm). Dessa maneira, evidenciou-se a flexibilidade desses equipamentos, sendo possível obter diferentes condições de transferência de oxigênio e circulação de líquido através de alterações geométricas destes dispositivos, indicando a utilização do projeto do biorreator para atender demandas específicas de cada bioprocessos.

- A fluidodinâmica computacional (CFD) mostrou-se uma ferramenta importante para ser utilizada na previsão do comportamento hidrodinâmico de biorreatores *airlift*. Através dessa técnica, verificou-se uma distribuição não uniforme da taxa de cisalhamento em biorreatores *airlift*, em que o *riser* apresentou os maiores valores desse parâmetro. Além disso, observou-se que a velocidade de líquido pode ser utilizada como parâmetro de caracterização indireta das condições de cisalhamento em biorreatores *airlift*.

- Estabelecendo-se uma analogia entre o escoamento gás-líquido em um biorreator *airlift* de dutos concêntricos operando com diferentes fluidos e o escoamento de líquido em um tubo liso, verificou-se que a técnica de CFD pode ser aplicada de forma satisfatória na previsão da taxa de cisalhamento.

- A taxa de cisalhamento média ( $\dot{\gamma}_m$ ) em biorreatores *airlift* apresentou uma diferença significativa na ordem de magnitude em relação à taxa de cisalhamento máxima ( $\dot{\gamma}_{max}$ ), observada próxima aos orifícios do aspensor. Verificou-se uma relação direta entre  $\dot{\gamma}_{max}$  e a velocidade de injeção de gás, que é determinada pela geometria do aspensor (considerando o número e o diâmetro dos orifícios). Dessa maneira o design do aspensor de gás mostrou-se fundamental na definição das condições de cisalhamento máximo em biorreatores pneumáticos, devendo ser considerado no projeto destes equipamentos.

Considerando-se os resultados obtidos nessa tese, sugere-se alguns tópicos a serem explorados em trabalhos futuros no intuito de preencher lacunas ainda abertas em relação ao assunto:

- Estudo do projeto do aspensor em biorreatores pneumáticos, com avaliação experimental e por CFD do seu impacto sobre a transferência de oxigênio, hidrodinâmica e cisalhamento;

- Utilização de CFD na avaliação da taxa de cisalhamento média e máxima em biorreatores convencionais tipo tanque agitado e aerado equipados com

diferentes impelidores e operando com fluidos distintos como sistema para comparação;

- Aplicação da abordagem Euleriana-Lagrangeana na avaliação da frequência de exposição de elementos de fluidos às condições de taxa de cisalhamento máxima em biorreatores convencionais e pneumáticos;

- Construção de “mapas operacionais” de biorreatores convencionais e pneumáticos, em que as taxas de cisalhamento média e máxima são comparadas em função do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio e da energia dissipada em cada biorreator, possibilitando visualizar as condições em que cada biorreator exibirá maiores condições de cisalhamento;

- Avaliação *in vivo* do efeito das condições de cisalhamento em microrganismos, através do acompanhamento da variação da sua morfologia, tanto na forma aglomerada (*pellets*) quanto na forma dispersa (hifas).

## 8 Lista de publicações

### Artigos completos publicados em periódicos

HIRATA, D.; FERNÁNDEZ-LAFUENTE, R.; BASSO, R.; MENDES, A.; TAVANO, O.; BADINO, A.C.; OLIVEIRA, L.; ESPERANÇA, M.; MOREIRA, N.; CASTRO, P. High lipase production from *Geotrichum candidum* in reduced time using cottonseed oil: optimization, easy purification and specificity characterization. *Journal of Chemical Engineering Research Updates*, v. 3, p. 60-69, 2017.

ESPERANÇA, M.N.; BÉTTEGA, R.; BADINO, A.C. Effect of geometric design on performance of square cross-section concentric-duct and split airlift bioreactors. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, v. 95, p. 2324-2332, 2017.

BUFFO, M.M.; CORRÊA, L.J.; ESPERANÇA, M.N.; CRUZ, A.J.G.; FARINAS, C.S.; BADINO, A.C. Influence of dual-impeller type and configuration on oxygen transfer, power consumption, and shear rate in a stirred tank bioreactor. *Biochemical Engineering Journal*, v. 114, p. 130-139, 2016.

BADINO, A.C.; MENDES, C.E.; CERRI, M.O.; ESPERANÇA, M.N.; BETTEGA, R. Biorreatores pneumáticos: simples e eficientes. *Revista Brasileira de Engenharia Química*, v. 32, p. 24-33, 2016.

CERRI, M.O.; ESPERANÇA, M.N.; BADINO, A.C.; RIBEIRO, M.P.A. A new approach for  $k_La$  determination by gassing-out method in pneumatic bioreactors. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology (1986)*, v. 91, p. n/a-n/a, 2016.

### Trabalhos completos publicados em anais de congressos

MEIRA, A.C.; ESPERANÇA, M.N.; BADINO, A.C. Transferência de oxigênio e tempo de circulação em biorreatores *airlift split* com diferentes geometrias da região de mistura. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Química em Iniciação Científica, 2017, São Carlos. Blucher Chemical Engineering Proceedings. São Paulo: Editora Blucher, 2016. p. 1015.

ESPERANÇA, M.N.; BÉTTEGA, R.; BADINO, A.C. Hydrodynamic evaluation of a square cross-section split airlift using CFD. In: XXI Simpósio Nacional de Bioprocessos, 2017, Aracaju - SE. Anais do XXI SINAFERM, 2017.

GUEDES, V.C.; ESPERANÇA, M.N.; HORTA, P.A.; CERRI, M.O.; HORTA, A.C.L. Luminosity as function of optical density in microalgae culture. In: XXI Simpósio Nacional de Bioprocessos, 2017, Aracaju - SE. Anais do XXI SINAFERM, 2017.

ESPERANÇA, M.N.; BÉTTEGA, R.; BADINO, A.C. Avaliação do desempenho de duas geometrias de biorreator *airlift* utilizando CFD. In: XXXVIII Congresso Brasileiro de Sistemas Particulados (ENEMP 2017), 2017, Maringá / PR. Anais do XXXVIII ENEMP, 2017.

CERRI, M.O.; RIBEIRO, R.M.M.P.; RIBEIRO, M.P.A.; ESPERANÇA, M.N.; BADINO, A.C. Determinação do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio em biorreatores aerados e agitados com independência da sensibilidade do eletrodo. In: XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2016, Fortaleza / CE. Proceedings do Congresso Brasileiro de Engenharia Química.

BUFFO, M.M.; CORRÊA, L.J.; ESPERANÇA, M.N.; CRUZ, A.J.G.; FARINAS, C.S.; BADINO, A.C. Estudo do cisalhamento em biorreator convencional com três diferentes associações de impelidores. In: XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2016, Fortaleza / CE. Proceedings do Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2016.

ESPERANÇA, M.N.; BÉTTEGA, R.; BADINO, A.C. Análise de novas geometrias de biorreatores *airlift* de circulação interna. In: XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2016, Fortaleza / CE. Proceedings do Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2016.

SILVA, C.R.; ESPERANÇA, M.N.; CRUZ, A.J.G.; BADINO, A.C. Remoção de calor da dorna na fermentação alcoólica extrativa empregando CO<sub>2</sub> como gás de arraste. In: XX Simpósio Nacional de Bioprocessos, 2015, Fortaleza - CE. Anais do XX SINAFERM, 2015.

CUNHA, F.M.; ESPERANÇA, M.N.; FARINAS, C.S.; BADINO, A.C. Efeito do tipo de impelidor na produção de (hemi)celulases em biorreator convencional utilizando bagaço de cana-de-açúcar. In: XX Simpósio Nacional de Bioprocessos, 2015, Fortaleza - CE. Anais do XX SINAFERM, 2015

ESPERANÇA, M.N.; BADINO, A.C. Efeito da geometria da região de mistura no desempenho de biorreatores *airlift* de tubos concêntricos. In: XX Simpósio Nacional de Bioprocessos, 2015, Fortaleza - CE. Anais do XX SINAFERM, 2015.

**Resumos publicados em anais de congressos**

SANTOS, J.B.C.; ESPERANÇA, M.N.; CRUZ, R.G.S.; TARDIOLI, P.W. Effect of the aeration and agitation rates on lipase production from *Streptomyces clavuligerus* ATCC27064. In: International Conference on Chemical and Biochemical Engineering, 2015, Paris. Abstract Book, 2015. p. 69.

ESPERANÇA, M.N.; BÉTTEGA, R.; BADINO, A.C. Avaliação do tempo de circulação em biorreatores *airlift* com região de mistura expandida. In: I Jornada de Engenharia de Bioprocessos e Biotecnologia (UNESP), 2015, Araraquara. Revista de Ciências Farmacêuticas Básica e Aplicada, 2015. v. 36.

OLIVEIRA, G. G.; ESPERANÇA, M.N.; BETTEGA, R.; BADINO, A. C. Comparação de metodologias de medida de retenção gasosa em biorreator pneumático. In: Jornada Nacional de Iniciação Científica, 2015, São Carlos. Resumos da 67<sup>a</sup> Reunião Anual da SBPC, 2015.



## Referências

AL-MASRY, W. A. Effect of liquid volume in the gas-separator on the hydrodynamics of airlift reactors. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, v. 74, n. 10, p. 931-936, 1999.

AL-MASRY, W. A.; CHETTY, M. On the estimation of effective shear rate in external loop airlift reactors: Non-Newtonian fluids. **Resources Conservation and Recycling**, v. 18, n. 1-4, p. 11-24, 1996.

ALI, R. M. et al. Gas Dispersion in Air-Lift Reactors: Contribution of the Turbulent Part of the Added Mass Force. **Aiche Journal**, v. 57, n. 12, p. 3315-3330, 2011.

ANASTASIOU, A. D.; PASSOS, A. D.; MOUZA, A. A. Bubble columns with fine pore sparger and non-Newtonian liquid phase: Prediction of gas holdup. **Chemical Engineering Science**, v. 98, p. 331-338, 2013.

**ANSYS Inc. 2.4 GAMBIT, User's Guide.**

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

BADINO, A. C. et al. **Biorreatores pneumáticos: simples e eficientes.** Revista Brasileira de Engenharia Química. 32: 24-33 p. 2016.

BANDO, Y. et al. Effects of equipment dimensions on circulation flow rates of liquid and gas in bubble column with draft tube. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v. 33, n. 3, p. 379-385, 2000.

BANNARI, R. et al. Mass transfer and shear in an airlift bioreactor: Using a mathematical model to improve reactor design and performance. **Chemical Engineering Science**, v. 66, n. 10, p. 2057-2067, 2011.

BARBOSA, M. J.; ALBRECHT, M.; WIJFFELS, R. H. Hydrodynamic stress and lethal events in sparged microalgae cultures. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 83, n. 1, p. 112-120, 2003.

BARBOSA, M. J.; HADIYANTO; WIJFFELS, R. H. Overcoming shear stress of microalgae cultures in sparged photobioreactors. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 85, n. 1, p. 78-85, 2004.

CALVO, E. G.; LETON, P. A fluid dynamic model for bubble columns and airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v. 46, n. 11, p. 2947-2951, 1991.

CALVO, E. G.; LETON, P.; ARRANZ, M. A. Prediction of gas hold up and liquid velocity in airlift loop reactors containing highly viscous newtonian liquids. **Chemical Engineering Science**, v. 46, n. 11, p. 2951-2954, 1991.

CELIK, I. B. et al. Procedure for estimation and reporting of uncertainty due to discretization in CFD applications. **Journal of Fluids Engineering-Transactions of the Asme**, v. 130, n. 7, 2008.

CERRI, M. O. **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.; BADINO, A. C. Shear conditions in clavulanic acid production by *Streptomyces clavuligerus* in stirred tank and airlift bioreactors. **Bioprocess and Biosystems Engineering**, v. 35, n. 6, p. 977-984, 2012.

CERRI, M. O. et al. Prediction of mean bubble size in pneumatic reactors. **Biochemical Engineering Journal**, v. 53, n. 1, p. 12-17, 2010.

\_\_\_\_\_. A new approach for  $k(L)a$  determination by gassing-out method in pneumatic bioreactors. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, v. 91, n. 12, p. 3061-3069, 2016.

\_\_\_\_\_. 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, M. Y.; HALARD, B.; MOOYOUNG, M. Liquid circulation in airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v. 43, n. 3, p. 451-457, 1988.

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

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.

CONTRERAS, A. et al. 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.

DE JESUS, S. S.; NETO, J. M.; MACIEL, R. Hydrodynamics and mass transfer in bubble column, conventional airlift, stirred airlift and stirred tank bioreactors, using viscous fluid: A comparative study. **Biochemical Engineering Journal**, v. 118, p. 70-81, 2017.

ESPERANÇA, M. N. **Influência de aspectos geométricos na hidrodinâmica e transferência de oxigênio de biorreatores airlift de circulação interna** 2014. (Mestrado em Engenharia Química). Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos.

EZEJI, T. C.; QURESHI, N.; BLASCHEK, H. P. Production of acetone, butanol and ethanol by *Clostridium beijerinckii* BA101 and in situ recovery by gas stripping. **World Journal of Microbiology & Biotechnology**, v. 19, n. 6, p. 595-603, 2003.

\_\_\_\_\_. Acetone butanol ethanol (ABE) production from concentrated substrate: reduction in substrate inhibition by fed-batch technique and product inhibition by gas stripping. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 63, n. 6, p. 653-658, 2004.

FREITAS, C. et al. Hydrodynamic model for three-phase internal- and external-loop airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v. 54, n. 21, p. 5253-5258, 1999.

GANZVELD, K. J.; CHISTI, Y.; MOOYOUNG, M. Hydrodynamic behavior of animal-cell microcarrier suspensions in split-cylinder airlift bioreactors. **Bioprocess Engineering**, v. 12, n. 5, p. 239-247, 1995.

GARCIA, S. et al. CFD simulation of multiphase flow in an airlift column photobioreactor. **Global Nest Journal**, v. 16, n. 6, p. 1121-1134, 2014.

GARCIA-OCHOA, F.; GOMEZ, E. Bioreactor scale-up and oxygen transfer rate in microbial processes: An overview. **Biotechnology Advances**, v. 27, n. 2, p. 153-176, 2009.

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.

GHASEMI, H.; HOSSEINI, S. H. Investigation of hydrodynamics and transition regime in an internal loop airlift reactor using CFD. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 29, n. 4, p. 821-833, 2012.

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.

GRIMA, E. M.; CHISTI, Y.; MOOYOUNG, M. Characterization of shear rates in airlift bioreactors for animal cell culture. **Journal of Biotechnology**, v. 54, n. 3, p. 195-210, 1997.

HENZLER, H. J. AERATION OF RELATIVELY VISCOUS-LIQUIDS. **Chemie Ingenieur Technik**, v. 52, n. 8, p. 643-652, 1980. ISSN 0009-286X. Disponível em: <<Go to ISI>://WOS:A1980KG35000006 >.

HSU, Y. C.; DUDUKOVIC, M. P. Gas holdup and liquid recirculation in gas-lift reactors. **Chemical Engineering Science**, v. 35, n. 1-2, p. 135-141, 1980.

HUANG, Q. et al. CFD simulation of hydrodynamics and mass transfer in an internal airlift loop reactor using a steady two-fluid model. **Chemical Engineering Science**, v. 65, n. 20, p. 5527-5536, 2010.

HWANG, S. J.; CHENG, Y. L. Gas holdup and liquid velocity in three-phase internal-loop airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v. 52, n. 21-22, p. 3949-3960, 1997.

KAWASE, Y.; MOOYOUNG, M. INFLUENCE OF NON-NEWTONIAN FLOW BEHAVIOR ON MASS-TRANSFER IN BUBBLE-COLUMNS WITH AND WITHOUT DRAFT TUBES. **Chemical Engineering Communications**, v. 40, n. 1-6, p. 67-83, 1986. ISSN 0098-6445. Disponível em: <<Go to ISI>://WOS:A1986C220600006 >.

KELLY, W.; GIGAS, B. Using CFD to predict the behavior of power law fluids near axial-flow impellers operating in the transitional flow regime. **Chemical Engineering Science**, v. 58, n. 10, p. 2141-2152, 2003.

KELLY, W. J. **Using computational fluid dynamics to characterize and improve bioreactor performance**: 225-238 p. 2008.

KEMBLOWSKI, Z.; PRZYWARSKI, J.; DIAB, A. An average gas hold-up and liquid circulation velocity in airlift reactors with external loop. **Chemical Engineering Science**, v. 48, n. 23, p. 4023-4035, 1993. Disponível em: <<Go to ISI>://WOS:A1993ME27600015 >.

KILONZO, P. A.; MARGARITIS, A. The effects of non-Newtonian fermentation broth viscosity and small bubble segregation on oxygen mass transfer in gas-lift bioreactors: a critical review. **Biochemical Engineering Journal**, v. 17, n. 1, p. 27-40, 2004.

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. et al. 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.

KIM, S. W.; KANG, S. W.; LEE, J. S. Cellulase and xylanase production by *Aspergillus niger* KKS in various bioreactors. **Bioresource Technology**, v. 59, n. 1, p. 63-67, 1997.

KLEIN, J. et al. 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.

LESTINSKY, P. et al. The effect of the draft tube geometry on mixing in a reactor with an internal circulation loop - A CFD simulation. **Chemical Engineering and Processing**, v. 94, p. 29-34, 2015.

LEWIS, W. K.; WHITMAN, W. G. Principles of gas absorption. **Industrial and Engineering Chemistry**, v. 16, n. 12, p. 1215-1220, 1924. Disponível em: <<Go to ISI>://WOS:A1968A972500009 >.

LIU, Y. et al. Application of Euler-Lagrange CFD for quantitative evaluating the effect of shear force on *Carthamus tinctorius* L. cell in a stirred tank bioreactor. **Biochemical Engineering Journal**, v. 114, p. 212-220, 2016.

LUO, H. P.; AL-DAHMAN, M. H. Macro-mixing in a draft-tube airlift bioreactor. **Chemical Engineering Science**, v. 63, n. 6, p. 1572-1585, 2008.

LUO, L. et al. Hydrodynamics and mass transfer characteristics in an internal loop airlift reactor with different spargers. **Chemical Engineering Journal**, v. 175, p. 494-504, 2011.

LUO, L. J. et al. Hydrodynamics and mass transfer characteristics in an internal loop airlift reactor with sieve plates. **Chemical Engineering Research & Design**, v. 91, n. 12, p. 2377-2388, 2013.

MAVADDAT, P. et al. Modeling and CFD-PBE simulation of an airlift bioreactor for PHB production. **Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering**, v. 9, n. 4, p. 562-573, 2014.

MCCABE, W.; SMITH, J.; HARRIOTT, P. **Unit operations of chemical engineering**. 5<sup>th</sup> edition. Singapore: McGraw Hill, Inc., 1993.

MEHRNIA, M. R. et al. Design and operational aspects of airlift bioreactors for petroleum biodesulfurization. **Environmental Progress**, v. 23, n. 3, p. 206-214, 2004.

\_\_\_\_\_. 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, 2004.

MEIRA, A. C. **Efeito da geometria da região de mistura no desempenho de biorreatores *airlift* de circulação interna**. Universidade Federal de São Carlos. 2017

MENDES, C. E. **Avaliação das condições hidrodinâmicas, de transferência de oxigênio e de cisalhamento em diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos**. 2016. 239 (Doutorado). Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos.

MENDES, C. E.; BADINO, A. C. Oxygen transfer in different pneumatic bioreactors containing viscous Newtonian fluids. **Chemical Engineering Research & Design**, v. 94, p. 456-465, 2015.

\_\_\_\_\_. Hydrodynamics of Newtonian and non-Newtonian liquids in internal-loop airlift reactors. **Biochemical Engineering Journal**, v. 109, p. 137-152, 2016.

MERCHUK, J. C.; BENZVI, S. A novel approach to the correlation of mass transfer rates in bubble-columns with non-Newtonian liquids. **Chemical Engineering Science**, v. 47, n. 13-14, p. 3517-3523, 1992.

MERCHUK, J. C.; BERZIN, I. Distribution of energy dissipation in airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v. 50, n. 14, p. 2225-2233, 1995.

MERCHUK, J. C. et al. Studies of mixing in a concentric tube airlift bioreactor with different spargers. **Chemical Engineering Science**, v. 53, n. 4, p. 709-719, 1998.

MERCHUK, J. C.; GLUZ, M. D. Bioreactors, air-lift reactors. In: (Ed.). **Encyclopedia of Bioprocess Technology**: John Wiley & Sons Inc, 2002. p.320-394.

MERCHUK, J. C. et al. Liquid flow and mixing in concentric tube air-lift reactors. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, v. 66, n. 2, p. 174-182, 1996.

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

MICHELIN, M. et al. Influence of volumetric oxygen transfer coefficient ( $k(L)a$ ) on xylanases batch production by *Aspergillus niger* van Tieghem in stirred tank and internal-loop airlift bioreactors. **Biochemical Engineering Journal**, v. 80, p. 19-26, 2013.

\_\_\_\_\_. Production of xylanolytic enzymes by *Aspergillus terricola* in stirred tank and airlift tower loop bioreactors. **Journal of Industrial Microbiology & Biotechnology**, v. 38, n. 12, p. 1979-1984, 2011.

MORADI, S. et al. 3 dimensional hydrodynamic analysis of concentric draft tube airlift reactors with different tube diameters. **Mathematical and Computer Modelling**, v. 57, n. 5-6, p. 1184-1189, 2013.

MOSTOUFI, N.; MEHRNIA, M. R.; VALI, M. Hydrodynamics of an Airlift Bioreactor Treating Petroleum-based Liquids: Experiment and CFDM. **Energy Sources Part a-Recovery Utilization and Environmental Effects**, v. 36, n. 12, p. 1296-1304, 2014.

MUNSON, B. et al. **Fundamentals of fluid mechanics**. 6<sup>th</sup> edition. John Wiley & Sons, Inc, 2009. 724.

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.

PAWAR, S. B. CFD analysis of flow regimes in airlift reactor using Eulerian-Lagrangian approach. **Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 95, n. 3, p. 420-431, Mar 2017. ISSN 0008-4034.

\_\_\_\_\_. Computational fluid dynamics (CFD) analysis of airlift bioreactor: effect of draft tube configurations on hydrodynamics, cell suspension, and shear rate **Bioprocess Biosystems Engineering**, v. 41, n. 1, p. 31-45, 2018.

\_\_\_\_\_. Computational fluid dynamics (CFD) analysis of airlift bioreactor: effect of draft tube configurations on hydrodynamics, cell suspension, and shear rate **Bioprocess Biosystems Engineering**, in press.

PEREZ, J. A. S. et al. Shear rate in stirred tank and bubble column bioreactors. **Chemical Engineering Journal**, v. 124, n. 1-3, p. 1-5, 2006.

PERRY, R. H.; GREEN, D. W.; MALONEY, J. O. **Perry's chemical engineers' handbook**. 7<sup>th</sup> ed. New York: McGraw Hill, 1997.

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.

REMSBURG, E. R. **Thermal design of electronic equipment**. Boca Raton: CRC Press, 2001.

ROBERTSON, B.; ULBRECHT, J. Measurement of shear rate on an agitator in a fermentation broth. In: HO, C. e OLDSHUE, J. (Ed.). **Biotechnology Processes, Scale-up and Mixing**. New York: American Institute of Chemical Engineers, 1987. p.31-35.

ROBSON, G. et al. Oxidative stress, fragmentation and cell death during bioreactor growth of filamentous fungi. In: (Ed.). **Stress in Yeast and Filamentous Fungi**: Elsevier, v.27, 2008. cap. 9, (British Mycological Society Symposia Series).

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

RODRIGUEZ, G. Y. **Avaliação de parâmetros globais de desempenho de biorreatores pneumáticos através de Fluidodinâmica Computacional**. 2015. (Doutorado em Engenharia Química). Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos.

RODRIGUEZ, G. Y. et al. Global performance parameters for different pneumatic bioreactors operating with water and glycerol solution: experimental data and CFD simulation. **Bioprocess and Biosystems Engineering**, v. 38, n. 11, p. 2063-2075, 2015.

ROTHFUS, R. R.; MONRAD, C. C.; SENEAL, V. E. Velocity distribution and fluid flow in smooth concentric annuli. **Industrial and Engineering Chemistry**, v. 42, n. 12, p. 2511-2520, 1950.

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

SCHUMPE, A.; DECKWER, W. D. Viscous media in tower bioreactors - Hydrodynamic characteristics and mass-transfer properties. **Bioprocess Engineering**, v. 2, n. 2, p. 79-94, 1987.

SHI, L. K.; RIBA, J. P.; ANGELINO, H. Estimation of effective shear rate for aerated non-Newtonian liquids in airlift bioreactor. **Chemical Engineering Communications**, v. 89, p. 25-35, 1990.

SIEDENBERG, D. *et al*. Production of xylanase by *Aspergillus awamori* on complex medium in stirred tank and airlift tower loop reactors. **Journal of Biotechnology**, v. 56, n. 3, p. 205-216, Aug 28 1997. ISSN 0168-1656.

SIEGEL, M.; MERCHUK, J. C. Hydrodynamics in rectangular airlift reactors - Scale-up and the influence of gas-liquid separator design. **Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 69, n. 2, p. 465-473, 1991.

SIJACKI, I. M. *et al*. 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.

\_\_\_\_\_. Sparger Type Influence on the Volumetric Mass Transfer Coefficient in the Draft Tube Airlift Reactor with Diluted Alcohol Solutions. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 52, n. 20, p. 6812-6821, May 2013. ISSN 0888-5885. Disponível em: <<Go to ISI>://WOS:000319551400022 >.

SILVA, C. R. *et al*. Stripping of ethanol with CO<sub>2</sub> in bubble columns: Effects of operating conditions and modeling. **Chemical Engineering Research & Design**, v. 102, p. 150-160, 2015.

SILVA, 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

SIMCIK, M. *et al*. CFD simulation and experimental measurement of gas holdup and liquid interstitial velocity in internal loop airlift reactor. **Chemical Engineering Science**, v. 66, n. 14, p. 3268-3279, 2011.

SONEGO, J. L. S. *et al*. Extractive Fed-Batch Ethanol Fermentation with CO<sub>2</sub> Stripping in a Bubble Column Bioreactor: Experiment and Modeling. **Energy & Fuels**, v. 30, n. 1, p. 748-757, 2016.



\_\_\_\_\_. Extractive Batch Fermentation with CO<sub>2</sub> Stripping for Ethanol Production in a Bubble Column Bioreactor: Experimental and Modeling. **Energy & Fuels**, v. 28, n. 12, p. 7552-7559, 2014.

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.

VASCONCELOS, J. M. T. et al. Effect of contaminants on mass transfer coefficients in bubble column and airlift contactors. **Chemical Engineering Science**, v. 58, n. 8, p. 1431-1440, Apr 2003. ISSN 0009-2509.

VERLAAN, P. et al. A hydrodynamic model for an airlift-loop bioreactor with external loop. **Chemical Engineering Journal and the Biochemical Engineering Journal**, v. 33, n. 2, p. B43-B53, 1986.

VILLIGER, T. K.; MORBIDELLI, M.; SOOS, M. Experimental determination of maximum effective hydrodynamic stress in multiphase flow using shear sensitive aggregates. **Aiche Journal**, v. 61, n. 5, p. 1735-1744, 2015.

WASE, D. A. J. et al. Comparisons between cellulase production by *Aspergillus fumigatus* in agitated vessels and in an air-lift fermenter. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 27, n. 8, p. 1166-1172, 1985.

WEI, C. et al. Comparison of the hydrodynamics and mass transfer characteristics in internal-loop airlift bioreactors utilizing either a novel membrane-tube sparger or perforated plate sparger. **Bioprocess and Biosystems Engineering**, v. 37, n. 11, p. 2289-2304, Nov 2014. ISSN 1615-7591. Disponível em: < <Go to ISI>://WOS:000343752000016 >.

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

WICHTERLE, K. et al. Shear rates on turbine impeller blades. **Chemical Engineering Communications**, v. 26, n. 1-3, p. 25-32, 1984.

XU, T. et al. CFD simulation of internal-loop airlift reactor using EMMS drag model. **Particuology**, v. 19, p. 124-132, 2015.

ZHANG, T. et al. A novel airlift reactor enhanced by funnel internals and hydrodynamics prediction by the CFD method. **Bioresource Technology**, v. 104, p. 600-607, 2012.

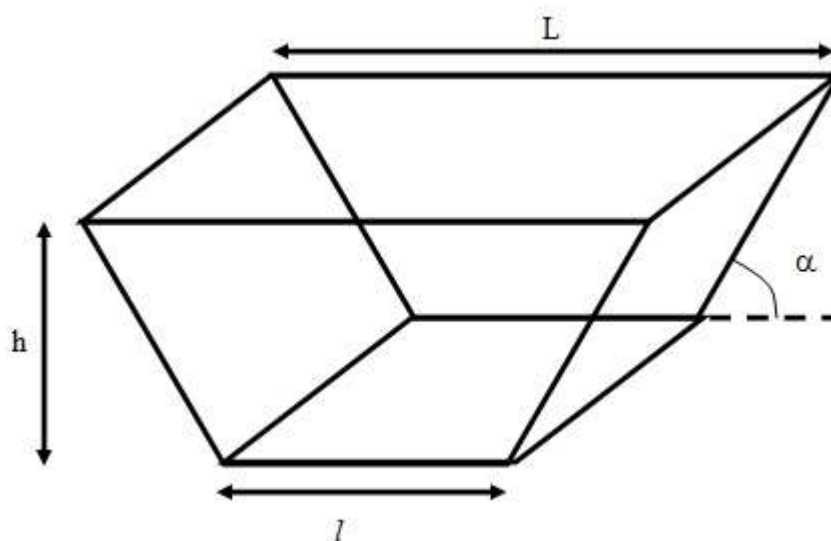
ZHANG, W. et al. Mixing Characteristics and Bubble Behavior in an Airlift Internal Loop Reactor with Low Aspect Ratio. **Chinese Journal of Chemical Engineering**, v. 22, n. 6, p. 611-621, 2014.

ZHU, Y. et al. NS0 Cell Damage by High Gas Velocity Sparging in Protein-Free and Cholesterol-Free Cultures. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 101, n. 4, p. 751-760, 2008.

## Apêndice A

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

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



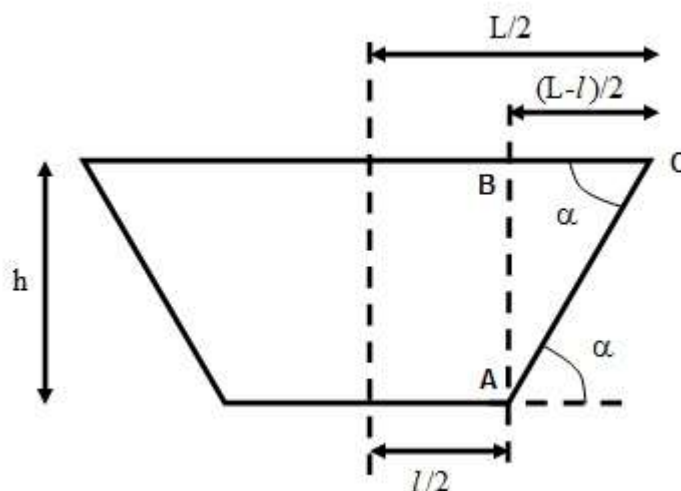
Fonte: acervo pessoal do autor.

$$V_{D,GLS} = \frac{h}{3} (L^2 + L \cdot l + l^2) \quad (\text{Eq A.1})$$

Onde  $h$  é a altura do líquido (ou da dispersão gás-líquido) contido na região de mistura,  $l$  é a aresta da seção transversal quadrada do corpo principal do biorreator (142 mm) e  $L$  é a aresta da seção transversal quadrada apresentada pela interface do líquido (ou dispersão) na região de mistura. Logo, medindo-se  $h$  e  $L$ , 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 ( $V_{D,GLS}$  e  $L$ ), resultando em um problema sem solução.

Para superar esse problema, deve-se obter uma relação entre os parâmetros geométricos ( $l$ ,  $L$  e  $h$ ) do tronco de pirâmide, conforme mostrado na **Figura A.2**.

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



Fonte: acervo pessoal do autor.

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

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

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

$$L = l + 2h \left( \frac{\operatorname{cos}(\alpha)}{\operatorname{sen}(\alpha)} \right) \quad (\text{Eq A.3})$$

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 ( $V_{GLS}$  e  $L$ ), uma vez que os valores de  $l$  e  $\alpha$  são conhecidos a partir do projeto da região de mistura, e  $h$  é a altura medida experimentalmente.

## Apêndice B

O diâmetro hidráulico ( $D_h$ ) de um duto não-circular no qual ocorre um escoamento é definido como:

$$D_h = \left[ \frac{4 \cdot \text{Área molhada}}{\text{Perímetro molhado}} \right] \quad (\text{Eq B.1})$$

Abaixo são apresentadas as definições dos diâmetros hidráulicos ( $D_{hi}$ ) para cada região (*riser* ou *downcomer*) dos dois modelos de biorreator *airlift* (dutos concêntricos e *split*) de diferentes geometrias de seções transversais (circular e quadrada) em função das suas características geométricas:

$d_R$ : diâmetro interno do *riser* do biorreator *airlift* de seção circular;

$d_C$ : diâmetro interno da coluna do biorreator *airlift* de seção circular;

$\delta$ : espessura das paredes dos tubos concêntricos (circular e quadrada);

$c$ : largura da placa defletora em biorreator *airlift split*;

$a_R$ : aresta interna do *riser* do biorreator *airlift* de seção quadrada;

$a_C$ : aresta interna da coluna do biorreator *airlift* de seção quadrada.

