

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS
Centro de Ciências Exatas e de Tecnologia
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química

Caroline Eliza Mendes

**AVALIAÇÃO DAS CONDIÇÕES HIDRODINÂMICAS, DE
TRANSFERÊNCIA DE OXIGÊNIO E DE CISALHAMENTO
EM DIFERENTES MODELOS E ESCALAS DE REATORES
PNEUMÁTICOS**

São Carlos – SP

2016

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS
Centro de Ciências Exatas e de Tecnologia
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química

Caroline Eliza Mendes

**AVALIAÇÃO DAS CONDIÇÕES HIDRODINÂMICAS, DE
TRANSFERÊNCIA DE OXIGÊNIO E DE CISALHAMENTO
EM DIFERENTES MODELOS E ESCALAS DE REATORES
PNEUMÁTICOS**

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

Orientador: Prof. Dr. Alberto Colli Badino Jr.

São Carlos – SP

2016

Ficha catalográfica elaborada pelo DePT da Biblioteca Comunitária UFSCar
Processamento Técnico
com os dados fornecidos pelo(a) autor(a)

M538a Mendes, Caroline Eliza
Avaliação das condições hidrodinâmicas, de
transferência de oxigênio e de cisalhamento em
diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos
/ Caroline Eliza Mendes. -- São Carlos : UFSCar,
2016.
239 p.

Tese (Doutorado) -- Universidade Federal de São
Carlos, 2016.

1. Reatores pneumáticos. 2. Retenção gasosa. 3.
Diâmetro da bolha. 4. Velocidade de circulação do
líquido. I. Título.

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA DEFESA DE TESE DE CAROLINE ELIZA MENDES APRESENTADA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS, EM 26 DE ABRIL DE 2016.

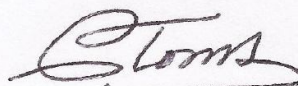
BANCA EXAMINADORA:



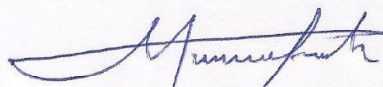
Alberto Colli Badino Junior
Orientador, UFSCar



Gabriela Cantarelli Lopes
UFSCar



Claudio Alberto Torres Suazo
UFSCar



Arnaldo Márcio Ramalho Prata
USP



Nivaldo Aparecido Corrêa
USP

À minha família
e ao meu amor Samuel
Dedico.

AGRADECIMENTOS

À Deus, pela vida, pela força e por me acompanhar em todos os meus passos.

À minha família, por todo o amor, carinho, apoio e ensinamentos que me tornaram a pessoa que hoje eu sou, em especial à minha mãe Maria Eliza, que não mediu esforços para que um dia eu conseguisse um diploma de ensino superior. Somente nós sabemos o quão árduo foi este caminho e como é grande a vitória para a nossa família de origem humilde, chegar aonde chegamos hoje.

Ao meu amor Samuel, que devido ao seu imenso apoio, força, dedicação, compreensão e amor incondicional ao longo destes 10 anos, tornaram este dia possível. Não tenho palavras para agradecer por toda a sua ajuda e para expressar o quanto eu te admiro e amo.

Ao professor Alberto, pela paciência, compreensão e valiosos ensinamentos que levarei comigo para o restante da minha vida, tenho muito a agradecer ao senhor por um dia ter me aceitado como sua discípula e por ter sido em muitos momentos como um pai para mim.

Aos colegas e amigos do laboratório, Cecília, Jorge, Diego, Maritza, Mateus, Liliane, Agnes, Carlos e Guilherme, que tornaram muitas das minhas manhãs e tardes mais felizes e “noites alegres no espeto” que sem eles, certamente este trabalho não teria sido possível. Especialmente, agradeço à minha grande amiga “the best” Ceci pela ajuda e companheirismo nestes anos.

À tantos outros amigos que fiz nestes quatro anos muito obrigado por tornarem meus dias mais alegres.

Ao sr. Oscar que sempre esteve pronto a ajudar e que sem ele este projeto e tantos outros não se concretizariam.

Aos professores Marcel O. Cerri, Rodrigo Béttega, Gabriela C. Lopes, Cláudio A. T. Suazo, Arnaldo M. R. Prata e Nivaldo A. Corrêa pelas valiosas contribuições para o enriquecimento deste trabalho.

À Universidade Federal de São Carlos por disponibilizar o espaço físico para sua realização.

À FAPESP, Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo, pelo apoio financeiro (Processo nº 2012/17756-8), tornando tudo isso possível.

"A cada passo somos assombrados pela realidade do que anteriormente nos parecia impossível: o pesadelo se torna leve e o leve se faz pesado e do nada anterior parece brotar um mundo e aquilo que nos apresentava como enorme agora se torna pequeno."

Arthur Schopenhauer (1788-1860)

RESUMO

MENDES, C. E. **Avaliação das condições hidrodinâmicas, de transferência de oxigênio e de cisalhamento em diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos.** 2016. 245 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química). Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2016.

Devido à alta capacidade de transferência de oxigênio e versatilidade, reatores pneumáticos têm sido constantemente utilizados em bioprocessos. Entretanto, visando ampliar a utilização destes reatores na indústria, assim como aumentar a compreensão dos fenômenos complexos que ocorrem nestes dispositivos, na presente tese teve-se como objetivo avaliar as condições hidrodinâmicas, de transferência de oxigênio e de cisalhamento em três modelos de reatores pneumáticos (coluna de bolhas, *airlift* de cilindros concêntricos e *airlift split-cylinder*) nas escalas de 5 e 10 L, utilizando como fase líquida quatro fluidos newtonianos e oito fluidos não-newtonianos e cinco vazões específicas de ar (ϕ_{ar} de 1 a 5vvm). Em termos hidrodinâmicos foram estudadas as retenções gasosas global (ϵ_g), no *riser* (ϵ_R) e no *downcomer* (ϵ_D), tempo de circulação do líquido (t_c), velocidade superficial do líquido no *riser* (U_{LR}) e no *downcomer* (U_{LD}) e as perdas percentuais de energia no *riser*, no *downcomer* e na base ($\%E_B$) de reatores *airlift*. Os valores de ϵ_g , ϵ_R , ϵ_D , U_{LR} e U_{LD} apresentaram comportamento crescente com o aumento de ϕ_{ar} e decrescente com a viscosidade cinemática do líquido (ν_L) e propriedades reológicas (K e n), sendo observado o oposto para t_c . Os maiores valores de ϵ_g , ϵ_R , ϵ_D e t_c foram obtidos em reator *airlift* de cilindros concêntricos (ACC) e escala de 10 L. Com exceção de U_{LR} de fluidos newtonianos, os demais testes de velocidade do líquido resultaram em maiores valores nos reatores *airlift split-cylinder* (ASC) e escala de 10 L. Tal resultado foi atribuído a maior força motriz ($\epsilon_R - \epsilon_D$) para circulação do líquido obtida em ASC e às maiores perdas de energia no *riser* e no *downcomer* observadas em reatores ACC. Na base dos reatores, os maiores valores de $\%E_B$ foram obtidos para reator ASC. Para avaliação da transferência de massa foram estudados o diâmetro da bolha (D_b), o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (k_{LA}) e os termos que o compõe, coeficiente convectivo de transferência de massa (k_L) e área interfacial específica de transferência de massa (a_L). Bolhas de ar, com o aumento de ϕ_{ar} , ν_L , K e n foram predominantemente coalescentes em água, apresentando formato distorcido e não-coalescentes com formato esférico/elíptico nas demais soluções. Observou-se um comportamento análogo entre k_{LA} e a_L , com relação direta à ϕ_{ar} e inversa à ν_L , K e n . Em água, os valores de a_L foram inferiores às soluções de glicerol em virtude do maior D_b observado neste líquido. Para k_L , observou-se um comportamento decrescente com o aumento de ϕ_{ar} na maioria das soluções. A magnitude dos valores de k_L obedeceu principalmente a difusividade do oxigênio no líquido, sendo os maiores valores observados para água, seguido das soluções não-newtonianas. De maneira geral, os maiores valores dos parâmetros de transferência de massa foram obtidos em reator ACC de 10 L. O método proposto para estimativa da taxa de cisalhamento com base na teoria de turbulência isotrópica de Kolmogorov apresentou resultados condizentes com a literatura em termos de comportamento e magnitude desta variável, assim como com os resultados obtidos pela análise das alterações morfológicas de *Streptomyces clavuligerus* em dois modelos de reatores *airlift* e duas condições de aeração. Para todos os parâmetros avaliados foram propostas correlações para sua predição, sendo obtidos em todos os casos bons ajustes aos dados experimentais com desvios inferiores à 20%.

Palavras-chave: reatores pneumáticos, retenção gasosa, k_{LA} , diâmetro da bolha, velocidade de circulação do líquido, fluidos não-newtonianos, fluidos newtonianos viscosos.

ABSTRACT

MENDES, C. E. **Evaluation of hydrodynamic, oxygen transfer and shear conditions in different models and scales of pneumatic reactors.** 2016. 245 f. Thesis (Doctorate in Chemical Engineering). Federal University of São Carlos, 2016.

Due to the high capacity of oxygen transfer and versatility, pneumatic reactors have been constantly used in bioprocesses. However, aiming to expand the use of these bioreactors in the industry, as well as increase the understanding of the complex phenomena that occur in these devices, this thesis aimed to evaluate the hydrodynamic, oxygen transfer and shear conditions in three models of pneumatic reactors (bubble column, concentric-tube airlift and split-cylinder airlift) in the scales of 5 and 10 L, using as liquid phase four Newtonian fluids and eight non-Newtonian fluids, and five specific air flow rate (ϕ_{air} of 1 to 5 vvm). Related to the hydrodynamic were studied the global gas hold-up (ϵ_g), the gas hold-ups in the *riser* (ϵ_R) and in the *downcomer* (ϵ_D), liquid circulation time (t_c), superficial liquid velocity in the *riser* (U_{LR}) and in the *downcomer* (U_{LD}), and the percentage energy losses in the riser ($\%E_R + \%E_{FR}$), in the downcomer ($\%E_D + \%E_{FD}$), and in the bottom ($\%E_B$) of airlift reactors. The values of ϵ_g , ϵ_R , ϵ_D , U_{LR} and U_{LD} showed increasing behaviour with increase of ϕ_{air} and decreasing behaviour with the kinematic liquid viscosity (ν_L) and the rheologic properties (K e n), and observed the opposite for t_c . The higher values of ϵ_g , ϵ_R , ϵ_D and t_c were obtained for concentric-tube airlift reactor (ACC) and scale of 10 L. With exception of U_{LR} of Newtonian fluids, the others liquid velocity tests resulted in higher values for split-cylinder airlift reactors (ASC) and scale of 10 L. This result was attributed to the greater driving force ($\epsilon_R - \epsilon_D$) to liquid circulation obtained in the ASC reactors and the higher energy losses in the riser and in the downcomer observed in the ACC reactors. In the bottom of the airlift reactors, the higher values of $\%E_B$ were obtained to the ASC reactor. To evaluate the mass transfer were studied, the average bubble diameter (D_b), the volumetric oxygen transfer coefficient ($k_{L,a}$) and the terms that compose the $k_{L,a}$, the convective mass transfer coefficient (k_L) and the specific interfacial area of mass transfer (a_L). With the increase of ϕ_{air} , ν_L , K and n , the air bubbles were predominantly coalescent in water, presenting distorted shape, and non-coalescent with spherical/elliptical shape in the other solutions. It was observed a similar behavior between the $k_{L,a}$ and a_L parameters, which were directly proportional to the ϕ_{air} and inversely proportional to the ν_L , K and n . In water, the a_L values were lower than glycerol solutions due to the higher D_b values observed in this liquid. For the k_L , it was observed a decreasing behaviour with the increase of the ϕ_{air} in the most solutions. The magnitude of k_L values was due mainly the oxygen diffusivity in the liquid, and the higher values were observed to the water, following by the non-Newtonian solutions. In general, the higher values of the mass transfer parameters were obtained in the ACC reactor and in the scale of 10 L. The proposed method to estimate the average shear rate velocity based on Kolmogorov's theory of isotropic turbulence showed results consistent with the literature relative to the behavior and magnitude of this variable, as well as the results obtained by the analysis of the morphological changes of *Streptomyces clavuligerus* in two models of airlift reactors and two aeration conditions. Were proposed correlations to predict all evaluated parameters. Were obtained in all cases a good fit with the experimental data, with deviations between the calculated and experimental values below 20%.

Keywords: pneumatic reactors, gas hold-up, $k_{L,a}$, average bubble diameter, liquid circulation velocity, non-Newtonian fluids, viscous Newtonian fluids.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – Exemplos de reatores convencional e não-convencional pneumático: a) reator tipo tanque agitado e aerado; b) reator pneumático tipo coluna de bolhas.	27
Figura 2.2 – Exemplos de reatores pneumáticos de circulação. a) Reator <i>airlift</i> de circulação interna do tipo cilindros concêntricos; b) Reator <i>airlift</i> de circulação interna do tipo <i>split-cylinder</i> ; c) Reator <i>airlift</i> de circulação externa.	30
Figura 2.3 – Regimes de escoamento observados em reatores pneumáticos. a) Regime homogêneo; b) Regime heterogêneo (<i>churn-turbulent</i>); c) Regime heterogêneo (<i>slug flow</i>).	32
Figura 2.4 – Regimes de escoamento observados em reatores coluna de bolhas em função da velocidade superficial de gás e diâmetro do reator, para água e soluções diluídas.	33
Figura 2.5 – Características reológicas de fluidos newtonianos e de fluidos não-newtonianos comumente observados em bioprocessos. a) Tensão de cisalhamento (τ) em função da taxa de cisalhamento (γ); b) Viscosidade aparente (μ_{ap}) em função da taxa de cisalhamento.	34
Figura 2.6 – Principais relações entre os parâmetros de desempenho frequentemente utilizados em bioprocessos.	36
Figura 2.7 – Diferença entre velocidade superficial e intersticial do líquido. a) Velocidade superficial do líquido (U_L); b) Velocidade intersticial do líquido (V_L).	49
Figura 2.8 – Ilustração de dois modelos de reatores <i>airlift</i> com especificação das regiões onde ocorre dissipação de energia: a) reator <i>airlift</i> de cilindros concêntricos; b) reator <i>airlift split-cylinder</i>	54
Figura 2.9 – Ilustração da base dos reatores <i>airlift</i> de circulação interna com demarcação da área disponível para escoamento (Equação 2.74). a) Reator <i>airlift</i> de cilindros concêntricos; b) Reator <i>airlift split-cylinder</i>	58
Figura 2.10 - Formatos de bolhas e gotas em movimento gravitacional sem obstáculos através de líquidos.	66
Figura 2.11 – Ilustração da teoria da cascata de energia de Richardson-Kolmogorov.	69
Figura 2.12 – Resistências à transferência de oxigênio encontradas desde a bolha de ar/oxigênio até o interior da célula em um dado bioprocessos.	72
Figura 2.13 – Ilustração exemplificando como gradientes de velocidade podem fragmentar micro-organismos filamentosos.	84
Figura 2.14 – Unidades morfológicas geralmente encontradas em cultivos de micro-organismos filamentosos. a) Formas dispersas: (1) <i>clump</i> , (2) hifas ramificadas, (3) hifas isoladas; b) <i>Pellet</i>	85
Figura 3.1 – Ilustração dos reatores avaliados. a) CB; b) ACC; c) ASC.	91

- Figura 3.2 – Exemplo de histograma utilizado para determinar a faixa de $t_{c|n}$ escolhida para cálculo de t_c 94
- Figura 3.3 – Esquema do procedimento utilizado para avaliação qualitativa do cisalhamento de *S. clavuligerus* em meio líquido. 103
- Figura 3.4 – Identificação de cada objeto no *software* Image proPlus: a) imagem inserida no *software*; b) imagem processada pelo *software*..... 106
- Figura 4.1 – Retenção gasosa global (ε_g) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos ($n=1$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (-□-) A01-5L, (-□-) GS10-5L, (-□-) GS20-5L, (-□-) GS30-5L, (-■-) A01-10L, (-■-) GS10-10L, (-■-) GS20-10L, (-■-) GS30-10L. 109
- Figura 4.2 – Retenção gasosa global (ε_g) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (carboximetil celulose, $n>0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (-□-) CMC15-5L, (-□-) CMC25-5L, (-□-) CMC35-5L, (-□-) CMC45-5L, (-■-) CMC15-10L, (-■-) CMC25-10L, (-■-) CMC35-10L, (-■-) CMC45-10L. 111
- Figura 4.3 – Retenção gasosa global (ε_g) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (goma-xantana, $n<0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (-□-) GX15-5L, (-□-) GX20-5L, (-□-) GX25-5L, (-□-) GX30-5L, (-■-) GX15-10L, (-■-) GX20-10L, (-■-) GX25-10L, (-■-) GX30-10L. 112
- Figura 4.4 – Comparação entre retenção gasosa global experimental (ε_{g-exp}) e calculada (ε_{g-calc}) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.1), (■) ACC-10 L (Eq. 4.1), (○) ASC-5 L (Eq. 4.2), (●) ASC-10 L (Eq. 4.2), (△) CB-5 L (Eq. 4.3), (▲) CB-10 L (Eq. 4.3), (□) ACC-5 L (Eq. 4.4), (■) ACC-10 L (Eq. 4.4), (○) ASC-5 L (Eq. 4.4), (●) ASC-10 L (Eq. 4.4). 115
- Figura 4.5 – Comparação entre retenção gasosa global experimental (ε_{g-exp}) e calculada (ε_{g-calc}) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.5), (■) ACC-10 L (Eq. 4.5), (○) ASC-5 L (Eq. 4.6), (●) ASC-10 L (Eq. 4.6), (△) CB-5 L (Eq. 4.7), (▲) CB-10 L (Eq. 4.7), (□) ACC-5 L (Eq. 4.8), (■) ACC-10 L (Eq. 4.8), (○) ASC-5 L (Eq. 4.8), (●) ASC-10 L (Eq. 4.8). 117
- Figura 4.6 – Comparação entre retenção gasosa global experimental (ε_{g-exp}) e calculada (ε_{g-calc}) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.9), (■) ACC-10 L (Eq. 4.9), (○) ASC-5 L (Eq. 4.10), (●) ASC-10 L (Eq. 4.10), (△) CB-5 L (Eq. 4.11), (▲) CB-10 L (Eq. 4.11), (□) ACC-5 L (Eq. 4.12), (■) ACC-10 L (Eq. 4.12), (○) ASC-5 L (Eq. 4.12), (●) ASC-10 L (Eq. 4.12). 117

Figura 4.7 – Comparação entre retenção gasosa global experimental ($\varepsilon_{g\text{-exp}}$) e calculada ($\varepsilon_{g\text{-calc}}$) pelas correlações adimensionais propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.13), (■) ACC-10 L (Eq. 4.13), (○) ASC-5 L (Eq. 4.14), (●) ASC-10 L (Eq. 4.14), (△) CB-5 L (Eq. 4.15), (▲) CB-10 L (Eq. 4.15), (◻) ACC-5 L (Eq. 4.16), (◼) ACC-10 L (Eq. 4.16), (◊) ASC-5 L (Eq. 4.16), (◐) ASC-10 L (Eq. 4.16). 120

Figura 4.8 – Comparação entre retenção gasosa global experimental ($\varepsilon_{g\text{-exp}}$) e calculada ($\varepsilon_{g\text{-calc}}$) pelas correlações adimensionais propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.17), (■) ACC-10 L (Eq. 4.17), (○) ASC-5 L (Eq. 4.18), (●) ASC-10 L (Eq. 4.18), (△) CB-5 L (Eq. 4.19), (▲) CB-10 L (Eq. 4.19), (◻) ACC-5 L (Eq. 4.20), (◼) ACC-10 L (Eq. 4.20), (◊) ASC-5 L (Eq. 4.20), (◐) ASC-10 L (Eq. 4.20). 121

Figura 4.9 – Retenções gasosas parciais e globais em reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos ($n=1$): a) reator ACC de 5 L; b) reator ACC de 10 L; c) reator ASC de 5 L; d) reator ASC de 10 L. **Legenda:** (●) $\varepsilon_{g\text{-exp}}$, (■) $\varepsilon_{g\text{-calc}}$ (Eq. 3.1), (◀) ε_D , (▶) ε_R 122

Figura 4.10 – Retenções gasosas parciais e globais em reatores *airlift* operados com fluidos não-newtonianos (carboxi-metil celulose, $n>0,5$): a) reator ACC de 5 L; b) reator ACC de 10 L; c) reator ASC de 5 L; d) reator ASC de 10 L. **Legenda:** (●) $\varepsilon_{g\text{-exp}}$, (■) $\varepsilon_{g\text{-calc}}$ (Eq. 3.1), (◀) ε_D , (▶) ε_R 125

Figura 4.11 – Retenções gasosas parciais e globais em reatores *airlift* operados com fluidos não-newtonianos (goma-xantana, $n<0,5$): a) reator ACC de 5 L; b) reator ACC de 10 L; c) reator ASC de 5 L; d) reator ASC de 10 L. **Legenda:** (●) $\varepsilon_{g\text{-exp}}$, (■) $\varepsilon_{g\text{-calc}}$ (Eq. 3.1), (◀) ε_D , (▶) ε_R 128

Figura 4.12 – Relação entre ε_R e ε_D para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos. **Legenda:** *Newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L; *Não-newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L. 130

Figura 4.13 – Comparação entre os valores de retenção gasosa no *downcomer* experimental ($\varepsilon_{D\text{-exp}}$) e calculada ($\varepsilon_{D\text{-calc}}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos. **Legenda:** *Newtonianos:* (□) ACC-5 L (Eq. 4.23), (■) ACC-10 L (Eq. 4.23), (○) ASC-5 L (Eq. 4.24), (●) ASC-10 L (Eq. 4.24); *Não-newtonianos:* (□) ACC-5 L (Eq. 4.25), (■) ACC-10 L (Eq. 4.25), (○) ASC-5 L (Eq. 4.26), (●) ASC-10 L (Eq. 4.26). 131

Figura 4.14 – Força motriz para circulação do líquido ($\varepsilon_R - \varepsilon_D$) em relação à vazão específica de ar (ϕ_{ar}) e à viscosidade do líquido (μ_L) ou índice de consistência (K) para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos. *Newtonianos:* a) reator ACC de 5 e 10 L, b) reator ASC de 5 e 10 L; *Carboxi-metil celulose:* c) reator ACC de 5 e 10 L, d) reator ASC de 5 e 10 L; *Goma-xantana:* e) reator ACC de 5 e 10 L, f) reator ASC de 5 e 10 L. **Legenda:** Cores claras correspondem aos reatores de 5 L e cores escuras aos reatores de 10 L. 132

Figura 4.15 – Tempo de circulação do líquido (t_c) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos ($n=1$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L. **Legenda:** (---□---) A01-5L, (---□---) GS10-5L, (---□---) GS20-5L, (---□---) GS30-5L, (---■---) A01-10L, (---■---) GS10-10L, (---■---) GS20-10L, (---■---) GS30-10L..... 134

Figura 4.16 – Tempo de circulação do líquido (t_c) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos não-newtonianos (carboxi-metil celulose, $n>0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L. **Legenda:** (---□---) CMC15-5L, (---□---) CMC25-5L, (---□---) CMC35-5L, (---□---) CMC45-5L, (---■---) CMC15-10L, (---■---) CMC25-10L, (---■---) CMC35-10L, (---■---) CMC45-10L. 135

Figura 4.17 – Tempo de circulação do líquido (t_c) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos não-newtonianos (goma-xantana, $n<0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L. **Legenda:** (---□---) GX15-5L, (---□---) GX20-5L, (---□---) GX25-5L, (---□---) GX30-5L, (---■---) GX15-10L, (---■---) GX20-10L, (---■---) GX25-10L, (---■---) GX30-10L. 136

Figura 4.18 – Comparação entre tempo de circulação do líquido experimental (t_{c-exp}) e calculado (t_{c-calc}) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.27), (■) ACC-10 L (Eq. 4.27), (○) ASC-5 L (Eq. 4.28), (●) ASC-10 L (Eq. 4.28), (□) ACC-5 L (Eq. 4.29), (■) ACC-10 L (Eq. 4.29), (○) ASC-5 L (Eq. 4.29), (●) ASC-10 L (Eq. 4.29). 138

Figura 4.19 – Comparação entre tempo de circulação do líquido experimental (t_{c-exp}) e calculado (t_{c-calc}) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos não-newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.30), (■) ACC-10 L (Eq. 4.30), (○) ASC-5 L (Eq. 4.31), (●) ASC-10 L (Eq. 4.31), (□) ACC-5 L (Eq. 4.32), (■) ACC-10 L (Eq. 4.32), (○) ASC-5 L (Eq. 4.32), (●) ASC-10 L (Eq. 4.32). 139

Figura 4.20 – Velocidade superficial do líquido no *riser* (U_{LR}) e no *downcomer* (U_{LD}) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos ($n=1$): a) U_{LD} em reatores ACC de 5 e 10 L; b) U_{LD} em reatores ASC de 5 e 10 L; c) U_{LR} em reatores ACC de 5 e 10 L; d) U_{LR} em reatores ASC de 5 e 10 L. **Legenda:** (---□---) A01-5L, (---□---) GS10-5L, (---□---) GS20-5L, (---□---) GS30-5L, (---■---) A01-10L, (---■---) GS10-10L, (---■---) GS20-10L, (---■---) GS30-10L. 140

Figura 4.21 – Velocidade superficial do líquido no *riser* (U_{LR}) e no *downcomer* (U_{LD}) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos não-newtonianos (carboxi-metil celulose, $n>0,5$): a) U_{LD} em reatores ACC de 5 e 10 L; b) U_{LD} em reatores ASC de 5 e 10 L; c) U_{LR} em reatores ACC de 5 e 10 L; d) U_{LR} em reatores ASC de 5 e 10 L. **Legenda:** (---□---) CMC15-5L, (---□---) CMC25-5L, (---□---) CMC35-5L, (---□---) CMC45-5L, (---■---) CMC15-10L, (---■---) CMC25-10L, (---■---) CMC35-10L, (---■---) CMC45-10L. 142

Figura 4.22 – Velocidade superficial do líquido no *riser* (U_{LR}) e no *downcomer* (U_{LD}) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos não-newtonianos (goma-xantana, $n<0,5$): a) U_{LD} em reatores ACC de 5 e 10 L; b) U_{LD} em reatores ASC de 5 e 10 L; c) U_{LR} em reatores ACC de 5 e 10 L; d) U_{LR} em reatores ASC de

5 e 10 L. **Legenda:** (-□-) GX15-5L, (-□-) GX20-5L, (-□-) GX25-5L, (-□-) GX30-5L, (-■-) GX15-10L, (-■-) GX20-10L, (-■-) GX25-10L, (-■-) GX30-10L. 143

Figura 4.23 – Comparação entre a velocidade superficial do líquido no *riser* experimental (U_{LR-exp}) e calculada ($U_{LR-calc}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.33), (■) ACC-10 L (Eq. 4.33), (○) ASC-5 L (Eq. 4.34), (●) ASC-10 L (Eq. 4.34), (□) ACC-5 L (Eq. 4.35), (■) ACC-10 L (Eq. 4.35), (○) ASC-5 L (Eq. 4.35), (●) ASC-10 L (Eq. 4.35). 145

Figura 4.24 – Comparação entre a velocidade superficial do líquido no *riser* experimental (U_{LR-exp}) e calculada ($U_{LR-calc}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos não-newtonianos: a) Equações 4.36 a 4.38; b) Equações 4.39 a 4.41. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.36 e Eq. 4.39), (■) ACC-10 L (Eq. 4.36 e Eq. 4.39), (○) ASC-5 L (Eq. 4.37 e Eq. 4.40), (●) ASC-10 L (Eq. 4.37 e Eq. 4.40), (□) ACC-5 L (Eq. 4.38 e Eq. 4.41), (■) ACC-10 L (Eq. 4.38 e Eq. 4.41), (○) ASC-5 L (Eq. 4.38 e Eq. 4.41), (●) ASC-10 L (Eq. 4.38 e Eq. 4.41). 147

Figura 4.25 – Comparação entre os valores de velocidade superficial do líquido no *downcomer* experimental (U_{LD-exp}) e calculada ($U_{LD-calc}$) pela Equação 4.42 para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos. **Legenda:** *Newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L; *Não-newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L. 147

Figura 4.26 – Comparação entre os valores para velocidade intersticial do líquido parcial experimental (V_{Li-exp}) e calculada ($V_{Li-calc}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos: a) velocidade intersticial do líquido no *downcomer* (Eq. 4.43); b) velocidade intersticial do líquido no *riser* (Eq. 4.44). **Legenda:** *Newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L; *Não-newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L. 148

Figura 4.27 – Comparação entre os valores de número de Reynolds no *riser* experimental (Re_{LR-exp}) e calculado ($Re_{LR-calc}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos: a) fluidos newtonianos (Eq. 4.45); b) fluidos não-newtonianos (Eq. 4.46). **Legenda:** *Newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L; *Não-newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L. 150

Figura 4.28 – Fator de atrito de Fanning no *downcomer* (f_D) em função do número de Reynolds do líquido no *downcomer* (Re_{LD}) para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos. **Legenda:** *Newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L; *Não-newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L. 151

Figura 4.29 – Fator de atrito de Fanning no *riser* (f_R) em função do número de Reynolds do líquido no *riser* (Re_{LR}) para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos. **Legenda:** *Newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L; *Não-newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L. 152

Figura 4.30 – Energia dissipada devido à ascensão das bolhas no *riser* (E_R), energia dissipada devido ao atrito do líquido com a parede do *riser* (E_{FR}), energia dissipada devido ao gás estagnado no *downcomer* (E_D), energia dissipada devido ao atrito do líquido com a parede do *downcomer* (E_{FD}) e energia dissipada no *bottom* (E_B) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}), nos diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos: a) reatores ACC e ASC de 5 e 10 L operados com fluidos newtonianos; b) reatores ACC de 5 e 10 L operados com fluidos não-newtonianos; c) reatores ASC de 5 e 10 L operados com fluidos não-newtonianos. **Legenda:** (■) E_R , (■) E_{FR} , (■) E_D , (■) E_{FD} , (■) E_B 155

Figura 4.31 – Comparação entre os valores de velocidade superficial do líquido no *riser* experimental (U_{LR-exp}) e calculada ($U_{LR-s emp}$) pela Equação 2.68 para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos. **Legenda:** *Newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L; *Não-newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L..... 158

Figura 4.32 – Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (k_{La}) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos ($n=1$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10 L. **Legenda:** (—□—) A01-5L, (—□—) GS10-5L, (—□—) GS20-5L, (—□—) GS30-5L, (—■—) A01-10L, (—■—) GS10-10L, (—■—) GS20-10L, (—■—) GS30-10L..... 159

Figura 4.33 – Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (k_{La}) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (carboxi-metil celulose, $n>0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10 L. **Legenda:** (—□—) CMC15-5L, (—□—) CMC25-5L, (—□—) CMC35-5L, (—□—) CMC45-5L, (—■—) CMC15-10L, (—■—) CMC25-10L, (—■—) CMC35-10L, (—■—) CMC45-10L. 161

Figura 4.34 – Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (k_{La}) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (goma-xantana, $n<0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10 L. **Legenda:** (—□—) GX15-5L, (—□—) GX20-5L, (—□—) GX25-5L, (—□—) GX30-5L, (—■—) GX15-10L, (—■—) GX20-10L, (—■—) GX25-10L, (—■—) GX30-10L. 162

Figura 4.35 – Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (k_{La}) em função da viscosidade aparente do líquido (μ_{ap}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos: a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10 L. **Legenda:** (—□—) CMC15-5L, (—□—) CMC25-5L, (—□—) CMC35-5L, (—□—) CMC45-5L, (—■—) CMC15-10L, (—■—) CMC25-10L, (—■—) CMC35-10L, (—■—) CMC45-10L, (—△—) GX15-5L, (—△—) GX20-5L, (—△—) GX25-5L, (—△—) GX30-5L, (—▲—) GX15-10L, (—▲—) GX20-10L, (—▲—) GX25-10L, (—▲—) GX30-10L. .. 163

Figura 4.36 – Imagem de bolhas de ar em dois fluidos não-newtonianos com mesma viscosidade aparente ($\mu_{ap} \cong 0,0236$ Pa.s) em reator ACC de 5 L: a) solução GX15 com 2 vvm; b) solução CMC15 com 4 vvm..... 164

Figura 4.37 – Comparação entre o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio experimental (k_{La-exp}) e calculado ($k_{La-calc}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos. **Legenda:** (□) 164

ACC-5 L (Eq. 4.47), (■) ACC-10 L (Eq. 4.47), (○) ASC-5 L (Eq. 4.48), (●) ASC-10 L (Eq. 4.48), (△) CB-5 L (Eq. 4.49), (▲) CB-10 L (Eq. 4.49), (□) ACC-5 L (Eq. 4.50), (■) ACC-10 L (Eq. 4.50), (○) ASC-5 L (Eq. 4.50), (●) ASC-10 L (Eq. 4.50)..... 165

Figura 4.38 – Comparação entre o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio experimental (k_{La-exp}) e calculado ($k_{La-calc}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.51), (■) ACC-10 L (Eq. 4.51), (○) ASC-5 L (Eq. 4.52), (●) ASC-10 L (Eq. 4.52), (△) CB-5 L (Eq. 4.53), (▲) CB-10 L (Eq. 4.53), (□) ACC-5 L (Eq. 4.54), (■) ACC-10 L (Eq. 4.54), (○) ASC-5 L (Eq. 4.54), (●) ASC-10 L (Eq. 4.54)..... 166

Figura 4.39 – Comparação entre o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio experimental (k_{La-exp}) e calculado ($k_{La-calc}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com soluções de carboxi-metil celulose. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.55), (■) ACC-10 L (Eq. 4.55), (○) ASC-5 L (Eq. 4.56), (●) ASC-10 L (Eq. 4.56), (△) CB-5 L (Eq. 4.57), (▲) CB-10 L (Eq. 4.57), (□) ACC-5 L (Eq. 4.58), (■) ACC-10 L (Eq. 4.58), (○) ASC-5 L (Eq. 4.58), (●) ASC-10 L (Eq. 4.58). 167

Figura 4.40 – Comparação entre o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio experimental (k_{La-exp}) e calculado ($k_{La-calc}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com soluções de goma-xantana. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.59), (■) ACC-10 L (Eq. 4.59), (○) ASC-5 L (Eq. 4.60), (●) ASC-10 L (Eq. 4.60), (△) CB-5 L (Eq. 4.61), (▲) CB-10 L (Eq. 4.61), (□) ACC-5 L (Eq. 4.62), (■) ACC-10 L (Eq. 4.62), (○) ASC-5 L (Eq. 4.62), (●) ASC-10 L (Eq. 4.62)..... 168

Figura 4.41 – Comparação entre número de Sherwood experimental (Sh_{exp}) e calculado (Sh_{calc}) pelas correlações adimensionais propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.63), (■) ACC-10 L (Eq. 4.63), (○) ASC-5 L (Eq. 4.64), (●) ASC-10 L (Eq. 4.64), (△) CB-5 L (Eq. 4.65), (▲) CB-10 L (Eq. 4.65), (□) ACC-5 L (Eq. 4.66), (■) ACC-10 L (Eq. 4.66), (○) ASC-5 L (Eq. 4.66), (●) ASC-10 L (Eq. 4.66). 170

Figura 4.42 – Comparação entre número de Sherwood experimental (Sh_{exp}) e calculado (Sh_{calc}) pelas correlações adimensionais propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.67), (■) ACC-10 L (Eq. 4.67), (○) ASC-5 L (Eq. 4.68), (●) ASC-10 L (Eq. 4.68), (△) CB-5 L (Eq. 4.69), (▲) CB-10 L (Eq. 4.69), (□) ACC-5 L (Eq. 4.70), (■) ACC-10 L (Eq. 4.70), (○) ASC-5 L (Eq. 4.70), (●) ASC-10 L (Eq. 4.70). 172

Figura 4.43 – Diâmetro médio das bolhas (D_b) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos ($n=1$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (---□---) A01-5L, (---□---) GS10-5L, (---□---) GS20-5L, (---□---) GS30-5L, (---■---) A01-10L, (---■---) GS10-10L, (---■---) GS20-10L, (---■---) GS30-10L. 172

Figura 4.44 – Diâmetro médio das bolhas (D_b) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (carboxi-metil celulose, $n>0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (---□---) CMC15-5L, (---□---) CMC25-5L, (---□---) CMC35-5L,

(-□-) CMC45-5L, (-■-) CMC15-10L, (-■-) CMC25-10L, (-■-) CMC35-10L, (-■-) CMC45-10L. 174

Figura 4.45 – Diâmetro médio das bolhas (D_b) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (goma-xantana, $n < 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (-□-) GX15-5L, (-□-) GX20-5L, (-□-) GX25-5L, (-□-) GX30-5L, (-■-) GX15-10L, (-■-) GX20-10L, (-■-) GX25-10L, (-■-) GX30-10L. 175

Figura 4.46 – Formato das bolhas, com base no estudo de Clift, Grace e Weber [146], visualizadas nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos (A01 e GS) e não-newtonianos (CMC e GX). **Legenda:** (□) A01-ACC5L, (□) GS-ACC5L, (□) CMC-ACC5L, (□) GX-ACC5L, (○) A01-ASC5L, (○) GS-ASC5L, (○) CMC-ASC5L, (○) GX-ASC5L, (Δ) A01-CB5L, (Δ) GS-CB5L, (Δ) CMC-CB5L, (Δ) GX-CB5L, (■) A01-ACC10L, (■) GS-ACC10L, (■) CMC-ACC10L, (■) GX-ACC10L, (●) A01-ASC10L, (●) GS-ASC10L, (●) CMC-ASC10L, (●) GX-ASC10L, (▲) A01-CB10L, (▲) GS-CB10L, (▲) CMC-CB10L, (▲) GX-CB10L. 177

Figura 4.47 – Imagens de bolhas de ar em água no reator CB de 5 L sob diferentes condições de aeração: a) 1 vvm; b) 5 vvm. 177

Figura 4.48 – Imagens de bolhas de ar em soluções de glicerol no reator CB de 5 L sob diferentes condições de aeração: a) GS10 à 1 vvm; b) GS10 à 5 vvm; c) GS30 à 1vvm; d) GS30 à 5 vvm. 178

Figura 4.49 – Imagens de bolhas de ar em soluções de CMC no reator CB de 5 L sob diferentes condições de aeração: a) CMC15 à 1 vvm; b) CMC15 à 5 vvm; c) CMC45 à 1vvm; d) CMC à 5 vvm. 178

Figura 4.50 – Imagens de bolhas de ar em soluções de GX no reator CB de 5 L sob diferentes condições de aeração: a) GX15 à 1 vvm; b) GX15 à 5 vvm; c) GX30 à 1vvm; d) GX30 à 5 vvm. 179

Figura 4.51 – Comparação entre o diâmetro médio da bolha experimental (D_{b-exp}) e calculado (D_{b-calc}) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos (soluções de glicerol, GS). **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.71), (■) ACC-10 L (Eq. 4.71), (○) ASC-5 L (Eq. 4.72), (●) ASC-10 L (Eq. 4.72), (Δ) CB-5 L (Eq. 4.73), (▲) CB-10 L (Eq. 4.73), (□) ACC-5 L (Eq. 4.74), (■) ACC-10 L (Eq. 4.74), (○) ASC-5 L (Eq. 4.74), (●) ASC-10 L (Eq. 4.74). 181

Figura 4.52 – Comparação entre o diâmetro médio da bolha experimental (D_{b-exp}) e calculado (D_{b-calc}) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.75), (■) ACC-10 L (Eq. 4.75), (○) ASC-5 L (Eq. 4.76), (●) ASC-10 L (Eq. 4.76), (Δ) CB-5 L (Eq. 4.77), (▲) CB-10 L (Eq. 4.77), (□) ACC-5 L (Eq. 4.78), (■) ACC-10 L (Eq. 4.78), (○) ASC-5 L (Eq. 4.78), (●) ASC-10 L (Eq. 4.78). 182

Figura 4.53 – Área interfacial específica para transferência de massa (a_L) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos ($n=1$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores

CB de 5 e 10L. **Legenda:** (-□-) A01-5L, (-□-) GS10-5L, (-□-) GS20-5L, (-□-) GS30-5L, (-■-) A01-10L, (-■-) GS10-10L, (-■-) GS20-10L, (-■-) GS30-10L..... 183

Figura 4.54 – Área interfacial específica para transferência de massa (a_L) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (carboxi-metil celulose, $n > 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (-□-) CMC15-5L, (-□-) CMC25-5L, (-□-) CMC35-5L, (-□-) CMC45-5L, (-■-) CMC15-10L, (-■-) CMC25-10L, (-■-) CMC35-10L, (-■-) CMC45-10L. 184

Figura 4.55 – Área interfacial específica para transferência de massa (a_L) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (goma-xantana, $n < 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (-□-) GX15-5L, (-□-) GX20-5L, (-□-) GX25-5L, (-□-) GX30-5L, (-■-) GX15-10L, (-■-) GX20-10L, (-■-) GX25-10L, (-■-) GX30-10L. 185

Figura 4.56 – Área interfacial específica de transferência de massa (a_L) em função da viscosidade aparente do líquido (μ_{ap}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos: a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (-□-) CMC15-5L, (-□-) CMC25-5L, (-□-) CMC35-5L, (-□-) CMC45-5L, (-■-) CMC15-10L, (-■-) CMC25-10L, (-■-) CMC35-10L, (-■-) CMC45-10L, (-△-) GX15-5L, (-△-) GX20-5L, (-△-) GX25-5L, (-△-) GX30-5L, (-■-) GX15-10L, (-■-) GX20-10L, (-■-) GX25-10L, (-■-) GX30-10L. .. 186

Figura 4.57 – Comparação entre a área interfacial específica de transferência de massa experimental (a_{L-exp}) e calculada (a_{L-calc}) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos. **Legenda:** (□) A01 em ACC-5 L (Eq. 4.79), (■) A01 em ACC-10 L (Eq. 4.79), (○) A01 em ASC-5 L (Eq. 4.79), (●) A01 em ASC-10 L (Eq. 4.79), (△) A01 em CB-5 L (Eq. 4.80), (▲) A01 em CB-10 L (Eq. 4.80), (□) GS em ACC-5 L (Eq. 4.81), (■) GS em ACC-10 L (Eq. 4.81), (○) GS em ASC-5 L (Eq. 4.82), (●) GS em ASC-10 L (Eq. 4.82), (△) GS em CB-5 L (Eq. 4.83), (▲) GS em CB-10 L (Eq. 4.83), (□) GS em ACC-5 L (Eq. 4.84), (■) GS em ACC-10 L (Eq. 4.84), (○) GS em ASC-5 L (Eq. 4.84), (●) GS em ASC-10 L (Eq. 4.84)..... 188

Figura 4.58 – Comparação entre a área interfacial específica de transferência de massa experimental (a_{L-exp}) e calculada (a_{L-calc}) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.85), (■) ACC-10 L (Eq. 4.85), (○) ASC-5 L (Eq. 4.86), (●) ASC-10 L (Eq. 4.86), (△) CB-5 L (Eq. 4.87), (▲) CB-10 L (Eq. 4.87), (□) ACC-5 L (Eq. 4.88), (■) ACC-10 L (Eq. 4.88), (○) ASC-5 L (Eq. 4.88), (●) ASC-10 L (Eq. 4.88)..... 189

Figura 4.59 – Coeficiente convectivo de transferência de massa (k_L) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos ($n=1$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (-□-) A01-5L, (-□-) GS10-5L, (-□-) GS20-5L, (-□-) GS30-5L, (-■-) A01-10L, (-■-) GS10-10L, (-■-) GS20-10L, (-■-) GS30-10L..... 191

Figura 4.60 – Coeficiente convectivo de transferência de massa (k_L) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com

fluidos não-newtonianos (carboxi-metil celulose, $n > 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (□) CMC15-5L, (□) CMC25-5L, (□) CMC35-5L, (□) CMC45-5L, (■) CMC15-10L, (■) CMC25-10L, (■) CMC35-10L, (■) CMC45-10L. 192

Figura 4.61 – Coeficiente convectivo de transferência de massa (k_L) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (goma-xantana, $n < 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (□) GX15-5L, (□) GX20-5L, (□) GX25-5L, (□) GX30-5L, (■) GX15-10L, (■) GX20-10L, (■) GX25-10L, (■) GX30-10L. 193

Figura 4.62 – Coeficiente convectivo de transferência de massa (k_L) em função da viscosidade aparente do líquido (μ_{ap}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos: a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (□) CMC15-5L, (□) CMC25-5L, (□) CMC35-5L, (□) CMC45-5L, (■) CMC15-10L, (■) CMC25-10L, (■) CMC35-10L, (■) CMC45-10L, (△) GX15-5L, (△) GX20-5L, (△) GX25-5L, (△) GX30-5L, (■) GX15-10L, (■) GX20-10L, (■) GX25-10L, (■) GX30-10L. 194

Figura 4.63 – Comparação entre o coeficiente convectivo de transferência de massa experimental (k_{L-exp}) e calculado (k_{L-calc}) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos (soluções de glicerol, GS). **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.89), (■) ACC-10 L (Eq. 4.89), (○) ASC-5 L (Eq. 4.90), (●) ASC-10 L (Eq. 4.90), (△) CB-5 L (Eq. 4.91), (▲) CB-10 L (Eq. 4.91), (□) ACC-5 L (Eq. 4.92), (■) ACC-10 L (Eq. 4.92), (○) ASC-5 L (Eq. 4.92), (●) ASC-10 L (Eq. 4.92). 197

Figura 4.64 – Comparação entre o coeficiente convectivo de transferência de massa experimental (k_{L-exp}) e calculado (k_{L-calc}) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.93), (■) ACC-10 L (Eq. 4.93), (○) ASC-5 L (Eq. 4.94), (●) ASC-10 L (Eq. 4.94), (△) CB-5 L (Eq. 4.95), (▲) CB-10 L (Eq. 4.95), (□) ACC-5 L (Eq. 4.96), (■) ACC-10 L (Eq. 4.96), (○) ASC-5 L (Eq. 4.96), (●) ASC-10 L (Eq. 4.96). 198

Figura 4.65 – Taxa de cisalhamento média (γ_m) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos ($n=1$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (□) A01-5L, (□) GS10-5L, (□) GS20-5L, (□) GS30-5L, (■) A01-10L, (■) GS10-10L, (■) GS20-10L, (■) GS30-10L. 199

Figura 4.66 – Taxa de cisalhamento média (γ_m) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (carboxi-metil celulose, $n > 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (□) CMC15-5L, (□) CMC25-5L, (□) CMC35-5L, (□) CMC45-5L, (■) CMC15-10L, (■) CMC25-10L, (■) CMC35-10L, (■) CMC45-10L. 200

Figura 4.67 – Taxa de cisalhamento média (γ_m) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (goma-xantana, $n < 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores

CB de 5 e 10L. **Legenda:** (-□-) GX15-5L, (-□-) GX20-5L, (-□-) GX25-5L, (-□-) GX30-5L, (-■-) GX15-10L, (-■-) GX20-10L, (-■-) GX25-10L, (-■-) GX30-10L..... 200

Figura 4.68 – Taxa de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}): a) valores calculados a partir de correlações da literatura; b) comparação entre a literatura e alguns valores obtidos no presente estudo. **Legenda:** *neste estudo* - (---■---) Água em reator de 5 L, (---■---) Água em reator de 10 L, (---●---) GS10 em reator de 5 L, (---●---) GS10 em reator de 10 L, (---▲---) CMC15 em reator de 5 L, (---▲---) CMC15 em reator de 10 L, (---▽---) GX15 em reator de 5 L, (---▽---) GX15 em reator de 10 L; *com correlações da literatura* - (△) CMC15 em reator de 5 L por Cerri et al. [239], (◆) CMC15 em reator de 10 L por Cerri et al. [239], (◇) GX15 em reator de 5 L por Cerri et al. [239], (◇) GX15 em reator de 10 L por Cerri et al. [239], (□) reator de 5 L por Nishikawa et al. [235], (■) reator de 10 L por Nishikawa et al. [235], (○) reator de 5 L por Schumpe & Deckwer [223], (●) reator de 10 L por Schumpe & Deckwer [223], (△) reator de 5 L por Shi et al. [238], (▲) reator de 10 L por Shi et al. [238], (▷) GX em reator de 5 L por Al-Masry & Chetty [233], (▷) GX em reator de 10 L por Al-Masry & Chetty [233], (◁) CMC em reator de 5 L por Al-Masry & Chetty [233], (◁) CMC em reator de 10 L por Al-Masry & Chetty [233], (▽) reator de 5 L por Henzler *apud* Shi et al. [236], (▽) reator de 5 L por Henzler *apud* Shi et al. [236]..... 202

Figura 4.69 – Viscosidade aparente (μ_{ap}) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com carboxi-metil celulose ($n > 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (-□-) CMC15-5L, (-□-) CMC25-5L, (-□-) CMC35-5L, (-□-) CMC45-5L, (-■-) CMC15-10L, (-■-) CMC25-10L, (-■-) CMC35-10L, (-■-) CMC45-10L. 202

Figura 4.70 – Viscosidade aparente (μ_{ap}) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com goma-xantana ($n < 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (-□-) GX15-5L, (-□-) GX20-5L, (-□-) GX25-5L, (-□-) GX30-5L, (-■-) GX15-10L, (-■-) GX20-10L, (-■-) GX25-10L, (-■-) GX30-10L. 203

Figura 4.71 – Comparação entre a taxa de cisalhamento média estimada (γ_{m-exp}) e calculada (γ_{m-calc}) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.97), (■) ACC-10 L (Eq. 4.97), (○) ASC-5 L (Eq. 4.98), (●) ASC-10 L (Eq. 4.98), (△) CB-5 L (Eq. 4.99), (▲) CB-10 L (Eq. 4.99), (□) ACC-5 L (Eq. 4.100), (■) ACC-10 L (Eq. 4.100), (○) ASC-5 L (Eq. 4.100), (●) ASC-10 L (Eq. 4.100). 205

Figura 4.72 – Comparação entre a taxa de cisalhamento média estimada (γ_{m-exp}) e calculada (γ_{m-calc}) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.101), (■) ACC-10 L (Eq. 4.101), (○) ASC-5 L (Eq. 4.102), (●) ASC-10 L (Eq. 4.102), (△) CB-5 L (Eq. 4.103), (▲) CB-10 L (Eq. 4.103), (□) ACC-5 L (Eq. 4.104), (■) ACC-10 L (Eq. 4.104), (○) ASC-5 L (Eq. 4.104), (●) ASC-10 L (Eq. 4.104). 206

Figura 4.73 – Distribuição de tamanho das unidades morfológicas visando a classificação morfológica em termos de área micelial (AM): a) quantidade de hifas isoladas, hifas ramificadas e *clumps** em função de AM; b) quantidade de *clumps* e *pellets* em função de AM. **Legenda:** (■) *pellets*, (■) *clumps*, (■) hifas ramificadas, (■) hifas isoladas. 207

Figura 4.74 – Distribuição de tamanho das unidades morfológicas visando a classificação morfológica em termos do perímetro (PE): a) quantidade de hifas isoladas, hifas ramificadas e *clumps** em função de PE; b) quantidade de *clumps* e *pellets* em função de PE. **Legenda:** (■) *pellets*, (■) *clumps*, (■) hifas ramificadas, (■) hifas isoladas..... 208

Figura 4.75 – Valores médios do percentual de cada classe morfológica em função do tempo: a) 2 vvm em reator ACC; b) 5 vvm em reator ACC; c) 2 vvm em reator ASC; d) 5 vvm em reator ASC. **Legenda:** (■) *pellets*, (■) *clumps*, (■) hifas ramificadas, (■) hifas isoladas..... 209

Figura 4.76 – Valores médios do percentual normalizado de cada classe morfológica relativo ao início do experimento em função do tempo: a) 2 vvm em reator ACC; b) 5 vvm em reator ACC; c) 2 vvm em reator ASC; d) 5 vvm em reator ASC. **Legenda:** (■) *pellets*, (■) *clumps*, (■) hifas ramificadas, (■) hifas isoladas. 211

Figura 4.77 – Valores médios da área micelial de cada classe morfológica relativa ao início do experimento em função do tempo: a) 2 vvm em reator ACC; b) 5 vvm em reator ACC; c) 2 vvm em reator ASC; d) 5 vvm em reator ASC. **Legenda:** (■) *pellets*, (■) *clumps*, (■) hifas ramificadas, (■) hifas isoladas..... 213

Figura 4.78 – Valores médios do perímetro de cada classe morfológica relativo ao início do experimento em função do tempo: a) 2 vvm em reator ACC; b) 5 vvm em reator ACC; c) 2 vvm em reator ASC; d) 5 vvm em reator ASC. **Legenda:** (■) *pellets*, (■) *clumps*, (■) hifas ramificadas, (■) hifas isoladas..... 213

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 – Constante de relação entre número de Reynolds e fator de atrito de Fanning para escoamento laminar em diferentes formatos de dutos não-circulares.	60
Tabela 2.2 – Parâmetros característicos das principais unidades morfológicas de fungos e bactérias filamentosas.	85
Tabela 2.3 – Padrões de unidades morfológicas estabelecidos para <i>Streptomyces olindensis</i> . 86	
Tabela 3.1 – Dimensões dos reatores <i>airlift</i> de circulação interna (Figura 3.1).....	90
Tabela 3.2 - Propriedades físicas dos fluidos newtonianos utilizados como fase líquida	92
Tabela 3.3 - Propriedades físicas e reologia dos fluidos não-newtonianos utilizados como fase líquida.....	92
Tabela 3.4 – Meio de cultura utilizado na etapa de reativação de <i>S. clavuligerus</i> [249,263]	103
Tabela 3.5 – Meio de cultura utilizado nas etapas de crescimento e produção de <i>S. clavuligerus</i> [264].....	104
Tabela 3.6 – Aspecto visual de cada tipo de unidade morfológica utilizado para classificação em Pamboukian et al. [266], Li et al. [247], Ghojavand et al. [267] e no presente estudo....	106
Tabela 4.1 – Classificação das unidades morfológicas de acordo com a área micelial (AM).	208
Tabela 4.2 – Classificação das unidades morfológicas de acordo com o perímetro (PE).	209

NOMENCLATURA

a	Área interfacial específica de transferência de massa, m^{-1}
A	Área de seção transversal, m^2
ACC	Reator <i>airlift</i> de cilindros concêntricos
ACE	Reatores <i>airlift</i> de circulação externa
ACI	Reatores <i>airlift</i> de circulação interna
AM	Área micelial, mm^2
Ar	Número de Arquimedes, adimensional
ASC	Reator <i>airlift split-cylinder</i>
Bo	Número de Bond, adimensional
C	Concentração, ppm
CB	Reator coluna de bolhas
C_D	Coefficiente de arrasto, adimensional
C_f	Coefficiente de atrito de Darcy, adimensional
CMC	Solução de carboxi-metil celulose
D	Diâmetro, m
d	Distância vertical entre dois pontos de tomada de pressão, m
D_h	Diâmetro hidráulico, m
D_H	Diâmetro horizontal da bolha, m
D_L	Difusividade do gás no líquido, $m^2.s^{-1}$
e	Rugosidade, adimensional
E	Perda de energia, W
E_{in}	Entrada de energia, W
E_o	Número de Eötvos, adimensional
Fr	Número de Froude, adimensional
g	Aceleração da gravidade, $m.s^{-2}$
Ga	Número de Galilei, adimensional
GS	Solução de glicerol
GX	Solução de goma-xantana
h	Altura, m
K	Índice de consistência do líquido, $Pa.s^n$
K_B	Coefficiente de perda de carga na base, adimensional

k_L	Coeficiente convectivo de transferência de massa, $m.s^{-1}$
$k_{L,a}$	Coeficiente volumétrico de transferência de massa, s^{-1}
L_η	Comprimento característico de um micro-turbilhão, m
Mo	Número de Morton, adimensional
n	Índice de escoamento do líquido, adimensional
P_a	Pressão atmosférica, Pa
PE	Perímetro micelial, mm
PM	Peso molecular, $g.gmol^{-1}$
Q	Vazão volumétrica, $m^3.s^{-1}$
Re	Número de Reynolds, adimensional
RTA	Reator de tanque agitado
Sc	Número de Schmidt, adimensional
Sh	Número de Sherwood, adimensional
t_{ap}	Tempo de aparecimento da esfera, s
t_C	Tempo de circulação do líquido, s
t_e	tempo de contato entre um elemento de volume de líquido e uma bolha de gás, s
U	Velocidade superficial, $m.s^{-1}$
U_s	Velocidade de deslizamento, $m.s^{-1}$
u_η	Velocidade de um micro-turbilhão, $m.s^{-1}$
v	Volume, m^3
V	Velocidade linear ou intersticial, $m.s^{-1}$
V_{CL}	Velocidade de circulação do líquido genérica (superficial ou intersticial), $m.s^{-1}$
V_r	Velocidade relativa entre o gás e o líquido, $m.s^{-1}$
v_{vm}	Volume de ar por volume de líquido por minuto
x_C	Distância percorrida por um elemento de volume de líquido para uma volta completa no reator, m

Alfabeto grego

ΔP	Perda de carga, Pa
ε	Retenção gasosa, adimensional
ϕ_{ar}	Vazão específica de ar, v_{vm}
f	Fator de atrito de Fanning, adimensional
$\dot{\gamma}$	Taxa de cisalhamento, s^{-1}
μ	Viscosidade dinâmica, Pa.s

ν	Viscosidade cinemática, $\text{m}^2.\text{s}^{-1}$
π	Número Pi
ρ	Densidade, $\text{kg}.\text{m}^{-3}$
σ	Tensão superficial, $\text{kg}.\text{s}^{-2}$
τ	Tensão de cisalhamento, Pa
τ_η	Tempo de revolução de um micro-turbilhão, s
ξ	Entrada de energia específica, $\text{W}.\text{kg}^{-1}$

Subscritos

a	Antiespumante
ap	Aparente
asp	Aspersor
b	Bolha
B	<i>Bottom</i> ou base
c	Coluna
crít	Crítico
d	Dispersão gás-líquido
D	<i>Downcomer</i>
F	Atrito
g	Global
G	Fase gasosa
i	Relacionado a região, <i>riser</i> ou <i>downcomer</i>
L	Fase líquida
M	Mistura
N	Fluido Newtoniano
NN	Fluido não-Newtoniano
o	Orifício do aspersor
R	<i>Riser</i>
T	Separador gás-líquido ou topo do reator

SUMÁRIO

1	Introdução e objetivos	22
1.1	Introdução	26
1.2	Objetivos	28
1.2.1	<i>Objetivo geral</i>	28
1.2.2	<i>Objetivos específicos</i>	29
2	Revisão bibliográfica	26
2.1	Reatores pneumáticos e sua aplicabilidade	26
2.2	Modelos de reatores pneumáticos	28
2.2.1	<i>Reator coluna de bolhas</i>	28
2.2.2	<i>Reatores airlift</i>	29
2.3	Regimes de escoamento	31
2.4	Reologia: Fluidos newtonianos e não-newtonianos	33
2.5	Parâmetros para análise do desempenho de biorreatores	35
2.5.1	<i>Parâmetros hidrodinâmicos</i>	40
2.5.1.1	Retenção gasosa (ϵ)	40
2.5.1.2	Tempo e velocidade de circulação do líquido	48
2.5.1.2.1	<i>Previsão semiempírica da velocidade de circulação do líquido</i>	52
2.5.1.2.2	<i>Correlações empíricas para previsão da velocidade de circulação do líquido</i>	61
2.5.1.3	Diâmetro médio da bolha (D_b)	64
2.5.1.4	Teoria da turbulência isotrópica de Kolmogorov	68
2.5.2	<i>Parâmetros de transferência de massa</i>	71
2.5.2.1	Coeficiente volumétrico de transferência de massa ($k_L a$)	73
2.5.2.2	Área interfacial específica de transferência de massa (a)	77
2.5.2.3	Coeficiente convectivo de transferência de massa (k_L)	78
2.5.3	<i>Taxa de cisalhamento média</i> (γm)	81
2.5.3.1	Cisalhamento em bioprocessos	84
3	Materiais e Métodos	90
3.1	Reatores	90
3.2	Fluidos	91
3.3	Parâmetros hidrodinâmicos	92

3.3.1	<i>Retenção gasosa global (ϵ_g)</i>	93
3.3.2	<i>Retenção gasosa parcial (ϵ_i)</i>	93
3.3.3	<i>Tempo de circulação médio do líquido (t_c)</i>	94
3.3.4	<i>Velocidade de circulação do líquido no riser e no downcomer</i>	95
3.3.5	<i>Fator de atrito de Fanning no riser e no downcomer (f_R e f_D) e coeficiente de perda de carga na base (K_B)</i>	96
3.3.6	<i>Entrada de energia e energia dissipada em cada região (E_{in}, E_R, E_D, E_B, E_{FR}, E_{FD})</i>	97
3.4	Parâmetros de transferência de massa	98
3.4.1	<i>Coefficiente volumétrico de transferência de oxigênio (k_{LA})</i>	98
3.4.2	<i>Diâmetro médio das bolhas (D_b)</i>	99
3.4.3	<i>Área interfacial específica para transferência de massa no líquido (a_L)</i>	99
3.4.4	<i>Coefficiente convectivo de transferência de massa na fase líquida (k_L)</i>	100
3.5	Taxa de cisalhamento média (γ_m)	100
3.6	Obtenção de correlações para estimativas de parâmetros de desempenho	101
3.7	Análise qualitativa do cisalhamento	103
4	Resultados e Discussões	108
4.1	Retenção gasosa global (ϵ_g)	108
4.1.1	<i>Correlações para previsão da retenção gasosa global</i>	113
4.2	Retenção gasosa parcial (ϵ_i)	121
4.3	Tempo de circulação do líquido	134
4.3.1	<i>Correlações para previsão do tempo de circulação do líquido</i>	136
4.4	Velocidade superficial do líquido no riser e no downcomer (U_{LR} e U_{LD})	139
4.4.1	<i>Correlações para previsão das velocidades superficiais parciais do líquido</i> .	143
4.5	Fatores de atrito no riser (f_R) e downcomer (f_D) e coeficiente de perda na base (K_B)	150
4.6	Energias dissipadas no riser (E_R+E_{FR}), no downcomer (E_D+E_{FD}) e na base (E_B)	154
4.7	Coefficiente volumétrico de transferência de oxigênio (k_{LA})	159
4.7.1	<i>Correlações para previsão do k_{LA}</i>	164
4.8	Diâmetro médio da bolha (D_b)	172
4.8.1	<i>Correlações para previsão do diâmetro médio da bolha</i>	180
4.9	Área interfacial específica de transferência de massa no líquido (a_L)	182

4.9.1	<i>Correlações para previsão da área interfacial específica de transferência de massa</i>	187
4.10	Coeficiente convectivo de transferência de massa na fase líquida (k_L)	190
4.10.1	<i>Correlações para previsão do coeficiente convectivo de transferência de massa</i>	196
4.11	Taxa de cisalhamento média (γm)	198
4.11.1	<i>Análise quantitativa</i>	198
4.11.2	<i>Análise qualitativa</i>	206
5	Conclusões	215
	Referências	218

1 Introdução e objetivos

1.1 Introdução

Embora a existência de bioprocessos seja milenar, a utilização de micro-organismos pela indústria moderna teve início com a produção de glicerol e acetona durante a Primeira Guerra Mundial. Entretanto, o real crescimento deste segmento na indústria foi evidenciado somente após 1928 com a descoberta do antibiótico penicilina, um metabólito secundário produzido pelo fungo *Penicillium notatum*. A partir deste marco, processos biotecnológicos em nível industrial ganharam espaço e extensivas investigações com o intuito de desvendar o potencial destes organismos/células para produção de diferentes compostos, com as mais variadas aplicações, têm sido realizadas deste então. O rápido desenvolvimento dos bioprocessos, em especial os fermentativos, ocorreu nos anos subsequentes e teve impacto em diversos setores da economia, sendo os setores agrícola, da química fina, do processamento de alimentos, farmacêutico e, recentemente, da produção de bioenergia, certamente os mais afetados [1–4].

Apesar de muitos avanços, problemas relacionados à contaminação e à variação de escala de biorreatores utilizados em processos aeróbios ainda são encontrados, uma vez que diferentes aspectos do processo devem ser otimizados tais como, fornecimento adequado de nutrientes, controle de pH e temperatura, fornecimento de quantidade suficiente de oxigênio para as células, seleção das condições operacionais a serem utilizadas, acompanhamento da reologia do meio, estratégias para o controle do processo e, por fim, seleção/fabricação de sensores, biorreatores e equipamentos auxiliares ideais para o processo [2]. Neste âmbito, estudos relacionados ao projeto, operação e variação de escala de biorreatores têm destaque, visto que grande parte dos demais requisitos mencionados são solucionados durante tal investigação.

Grande parte do foco dos estudos relacionados ao desempenho de biorreatores para processos aeróbios está na transferência do oxigênio da fase gasosa para a fase líquida. Esta problemática surge devido ao oxigênio apresentar baixa solubilidade em água [5], o que torna ainda mais difícil sua transferência para meios viscosos e/ou não-newtonianos, os quais são geralmente observados nestes processos. Tendo em vista que o oxigênio é um nutriente fundamental para a sobrevivência e a multiplicação das células e produção de diferentes metabólitos primários e secundários, o fornecimento de uma quantidade adequada de O₂ que

permita o pleno desenvolvimento das funções da célula e produção dos compostos de interesse é requerido.

O fornecimento do O_2 para a célula por meio da agitação e/ou aeração em um dado bioprocessamento está relacionado principalmente à área interfacial gás-líquido disponível para a transferência de massa, à retenção gasosa (volume de gás retido por volume da dispersão) e à espessura do filme líquido na interface gás-líquido. Comumente, a relação entre estas variáveis é expressa em termos do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ($k_{L,a}$), o qual em conjunto com o consumo de potência por unidade de volume (P/V) definido para o sistema, consistem dos principais parâmetros de desempenho utilizados em estudos de variação de escala de biorreatores em bioprocessos aeróbios [2]. Aliados ao $k_{L,a}$ e ao consumo de potência, outros parâmetros de desempenho tais como retenção gasosa, velocidade de circulação do líquido, tempo de mistura e taxa de cisalhamento, são utilizados para a melhor compreensão da dinâmica dos bioprocessos, visto que os fenômenos hidrodinâmicos e de transferência de calor e massa envolvidos são de alta complexidade.

Com relação aos dispositivos onde ocorrem estes processos, biorreatores tipo tanque agitado e aerado e biorreatores pneumáticos são comumente utilizados. A primeira classe consiste dos reatores convencionais, os quais apresentam agitação mecânica por meio de impelidores acoplados a um rotor. Para o caso dos processos aeróbios, a aeração é realizada por meio da injeção de ar ou oxigênio através de um aspersor. Apesar desta classe de reatores apresentar alta eficiência e ser a mais utilizada em processos químicos industriais, o mesmo pode não ocorrer em bioprocessos. Isso porque, visto que bioprocessos utilizam células ou organismos vivos, os diferentes campos de cisalhamento impostos aos organismos nos biorreatores podem afetá-los de forma irreversível, promovendo alterações morfológicas, produção de compostos indesejáveis, redução do bioproduto de interesse, ou até mesmo a morte celular [6–14]. Ademais, uma vez que estes dispositivos são formados por inúmeras peças, a possibilidade de contaminação é alta.

Tais desvantagens observadas em reatores convencionais são minimizadas em reatores pneumáticos. Biorreatores pneumáticos são uma classe de reatores não-convencionais onde o gás, ar ou oxigênio para o caso dos processos aeróbios, é injetado na base do reator e promove, além da aeração, a agitação do meio. Uma das suas vantagens está justamente relacionada a esta característica, pois uma vez que a agitação e a aeração são conjuntas, há redução do consumo energético [15–17]. Devido à ausência de impelidor, os campos de cisalhamento encontrados nestes dispositivos são distribuídos de forma uniforme no volume do reator, afetando de forma menos intensa as células sensíveis ao cisalhamento [15,18,19]. Ainda, visto

que não possuem peças móveis em seu interior, a possibilidade de contaminação do processo é menor em comparação ao reator convencional, reduzindo ainda custos com limpeza e esterilização do equipamento.

Em virtude das vantagens e de sua versatilidade, estudos utilizando reatores pneumáticos têm crescido constantemente, sugerindo a sua utilização para uma ampla gama de aplicações, como em processos enzimáticos e fermentativos [20–23], tratamento de águas residuais [24–27], produção de células animais e vegetais [28–31] e como fotobiorreator para cultura de microalgas e cianobactérias [32–35].

Entretanto, um dos fatores limitantes para uma maior utilização de biorreatores pneumáticos em escala industrial está na falta de total compreensão dos mecanismos que envolvem as transferências de quantidade de movimento, calor e massa que ocorrem nestes dispositivos, fato que dificulta o aumento da escala destes biorreatores. Ademais, os estudos que contemplam tais investigações, geralmente, não utilizam mais que uma escala, ou ainda, utilizam fluidos newtonianos de baixa viscosidade, dificultando a estimativa dos parâmetros de desempenho em escalas maiores e com fluidos viscosos, comumente encontrados em bioprocessos. Por fim, visto que os parâmetros de desempenho são fortemente dependentes do modelo e da escala do reator, condições operacionais e propriedades físicas do meio [36–38], estudos que contemplem uma ampla gama destas variáveis se fazem necessários.

1.2 Objetivos

1.2.1 Objetivo geral

Neste sentido, a presente tese de doutorado teve como objetivo geral avaliar os desempenhos de três modelos de reatores pneumáticos (coluna de bolhas, *airlift* de cilindros concêntricos e *airlift split-cylinder*) e duas escalas (5 e 10 L), em termos de seus comportamentos hidrodinâmicos, de transferência de oxigênio e de cisalhamento, utilizando-se diferentes fluidos newtonianos e não-newtonianos como fase líquida e diferentes condições de aeração.

1.2.2 Objetivos específicos

Para a concretização do objetivo geral, este trabalho foi executado em etapas que constituem os objetivos específicos. São elas:

– avaliar a magnitude e o comportamento dos principais parâmetros de desempenho utilizados para caracterizar biorreatores, sendo estes parâmetros estudados em três modelos e duas escalas de reatores pneumáticos, frente a cinco vazões específicas de ar (1 a 5 vvm) e utilizando como fase líquida quatro fluidos newtonianos com viscosidade dinâmica entre $8,4 \cdot 10^{-4}$ e $3,0 \cdot 10^{-2}$ Pa.s e oito fluidos não-newtonianos com índice de consistência entre 0,063 e 1,368 Pa.sⁿ e índice de escoamento entre 0,25 e 0,79;

– avaliar a hidrodinâmica com base nos parâmetros retenção gasosa global (ϵ_g), retenções gasosas parciais no *riser* (ϵ_R) e no *downcomer* (ϵ_D), tempo de circulação do líquido (t_C), velocidades superficiais (U_{LR} e U_{LD}) e intersticiais (V_{LR} e V_{LD}) do líquido no *riser* e no *downcomer*, fator de atrito de Fanning no *riser* (f_R) e no *downcomer* (f_D), coeficiente de perda de carga na base (K_B) e energias dissipadas no *riser* ($E_R + E_{FR}$), no *downcomer* ($E_D + E_{FD}$) e na base (E_B). Com exceção de ϵ_g , todos os parâmetros foram avaliados somente em reatores *airlift*;

– avaliar a transferência de oxigênio em termos do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ($k_L a$), diâmetro médio da bolha (D_b), área interfacial específica para transferência de massa (a_L) e coeficiente convectivo de transferência de massa no filme líquido (k_L);

– avaliar o cisalhamento de forma quantitativa pela estimativa da taxa de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$) com base na teoria de turbulência isotrópica de Kolmogorov e comparar os resultados obtidos com a literatura;

– avaliar o cisalhamento de forma qualitativa pela análise de alterações morfológicas de *Streptomyces clavuligerus*, em reatores *airlift* sob diferentes condições de aeração;

– propor correlações simplificadas com base em variáveis operacionais (velocidade superficial do gás no *riser*, U_{GR}) e propriedades físicas ou reológicas dos líquidos (μ_L , K , n , μ_{ap}) e correlações baseadas em análise dimensional, ambas para previsão da maioria dos parâmetros estudados.

2 Revisão bibliográfica

2.1 Reatores pneumáticos e sua aplicabilidade

Dentre as classes de reatores disponíveis para utilização em bioprocessos, reatores não-convencionais pneumáticos vêm ganhando adeptos para aplicação em situações em que a injeção de um determinado gás se faz necessária. Para o caso específico de processos aeróbios, ar e/ou oxigênio são utilizados, promovendo conjuntamente com a agitação, a aeração do meio líquido.

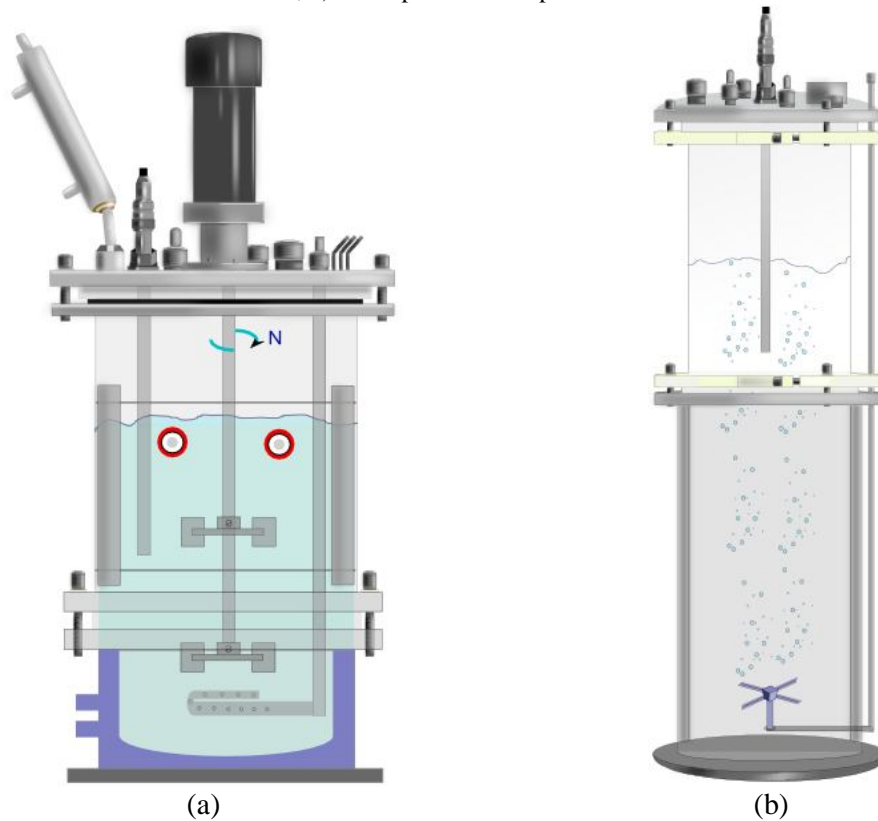
Em comparação com os reatores convencionais tipo tanque agitado e aerado (Figura 2.1), os quais utilizam recursos independentes para promover a agitação e a aeração do sistema, os reatores pneumáticos já apresentam a vantagem em utilizar um único recurso para execução de ambas as tarefas, reduzindo gastos energéticos. Inerente a este fato, a inexistência de peças móveis no interior do reator (ao contrário dos reatores convencionais, que apresentam eixo com impelidores) facilita a limpeza e esterilização dos reatores pneumáticos [15–17].

Em bioprocessos aeróbios, o principal propósito da aeração do sistema está em promover altas taxas de transferência de oxigênio, uma vez que este nutriente é essencial para a sobrevivência e manutenção das células, o qual, no entanto, apresenta baixa solubilidade em água. Neste âmbito, reatores pneumáticos são conhecidos por apresentar alta transferência de massa, aliados a alta transferência de calor, boa suspensão de sólidos e rápida mistura [39,40], fatores que também podem limitar a produtividade de um dado bioprocessos, quando em valores inadequados.

Outro ponto que pode comprometer a eficiência do bioprocessos está relacionado ao cisalhamento imposto pelo sistema às células. Diferente de processos químicos onde os componentes são inanimados, bioprocessos utilizam organismos vivos e, portanto, inúmeros fatores como temperatura, pressão, pH, falta ou excesso de nutrientes e, inclusive, agitação do meio, podem facilmente causar estresse às células. Especialmente no caso de organismos maiores, como fungos e bactérias filamentosas, diferentes gradientes de velocidade ou campos de cisalhamento promovidos pela agitação do meio líquido podem fragmentar o organismo, o que em certos casos pode levar à produção de compostos indesejáveis, redução da produção do biocomposto de interesse ou, ainda, a morte do organismo [6–14]. Neste sentido, os reatores pneumáticos apresentam uma característica importante, relacionada ao escoamento do meio no interior do biorreator. Em virtude da inexistência de impelidores em seu interior, o escoamento

nos reatores pneumáticos é mais organizado em comparação aos reatores convencionais, o que promove campos de cisalhamento mais uniformes no interior do reator [15,18,19]. Tal característica é de extrema importância em bioprocessos que utilizam organismos sensíveis ao cisalhamento, afetando de forma menos intensa as células.

Figura 2.1 – Exemplos de reatores convencional e não-convencional pneumático: a) reator tipo tanque agitado e aerado; b) reator pneumático tipo coluna de bolhas.



Fonte: Arquivo pessoal do autor.

Como qualquer equipamento, os reatores pneumáticos apresentam alguns pontos negativos ou que devem ser considerados antes da sua utilização. Em alguns modelos, como é o caso dos reatores tipo *airlift*, faz-se necessária a utilização de um volume mínimo de líquido que permita a conexão entre as diferentes seções do reator (regiões de subida e descida). Como a agitação do meio é realizada exclusivamente pela injeção de gás, a vazão de gás deve ser suficiente para promover a homogeneidade, sendo em alguns casos consideravelmente alta em comparação aos reatores convencionais. Uma vez que a existência destes biorreatores é relativamente nova em comparação aos convencionais, estudos relacionados à variação de escala são insuficientes para alguns bioprocessos.

Desta forma, em virtude das inúmeras vantagens relacionadas com a utilização de reatores pneumáticos, estudos com o intuito de ampliar sua gama de aplicações têm sido

realizados. Tais estudos contemplam principalmente sua utilização na produção de antibióticos [23,41,42], crescimento de algas [43,44], produção de enzimas [45–48], biopolímeros [22,49,50], compostos aromáticos [8], alcaloides [51], ácido málico [52] e glucônico [53,54], remoção de tintas [24], descoloração de efluentes por ozonização [55,56], remoção de chumbo [57] e nitrogênio [58] de efluentes industriais, recuperação de cobre [59], bio-oxidação de ferro [60], biodegradação de compostos tóxicos como quinolina [61], p-nitrofenol [62] e 4-clorofenol [63], tratamento de resíduos da indústria de vinho [64] e de azeite de oliva [25], produção de biocombustíveis a partir de algas como etanol [44], biodiesel [65] e hidrogênio [66] e, recentemente, aumento da eficiência do processo convencional de produção de etanol através da remoção de etanol por injeção de gases durante a fermentação (*stripping*) [67,68].

2.2 Modelos de reatores pneumáticos

De maneira geral, reatores pneumáticos são divididos em duas classes básicas, a primeira composta apenas pelo reator tipo coluna de bolhas e a segunda por diferentes modelos de reatores de circulação, também conhecidos como *airlift*, conforme elencado subsequentemente.

2.2.1 Reator coluna de bolhas

O reator tipo coluna de bolhas (CB) apresenta uma configuração bastante simples, sendo composto basicamente de uma coluna onde um dado gás ou mistura de gases são injetados por meio de um aspersor localizado na base do reator. Desta forma, a aeração e a homogeneização do meio reacional são obtidas pelo borbulhamento do gás injetado, como pode ser visualizado na Figura 2.1.b. O gás sob a forma de bolhas sobe devido à sua baixa densidade arrastando consigo o líquido, gerando um movimento aleatório do meio que promove a mistura gás-líquido [69].

Em um primeiro momento, a observação do comportamento dos fluidos em um reator coluna de bolhas nos leva a sugerir um padrão de escoamento desordenado e inexistência de circulação de líquido. Entretanto, alguns autores [70–72] sugerem, com base em evidências experimentais, a existência de um padrão de circulação global na coluna, o qual apresenta escoamento ascendente na região central e descendente em locais próximos à parede. Apesar da dificuldade em mensurar tal circulação, descrições teóricas da estrutura de escoamento têm

sido propostas, permitindo o cálculo do tempo médio de circulação do líquido. O inconveniente neste cálculo está na necessidade de perfis radiais de retenção gasosa [72].

2.2.2 *Reatores airlift*

Reatores pneumáticos de circulação (*loop reactors*), ou ainda, reatores *airlift* são caracterizados pela circulação dos fluidos em um circuito definido por meio de canais confeccionados para este fim. Nestes canais, quatro zonas distintas de escoamento são observadas, sendo as principais, uma de escoamento ascendente e outra de escoamento descendente. Portanto, reatores *airlift* se distinguem de reatores coluna de bolhas pela formação de regiões com padrões de escoamento distintos, os quais promovem a circulação do líquido em um circuito fechado.

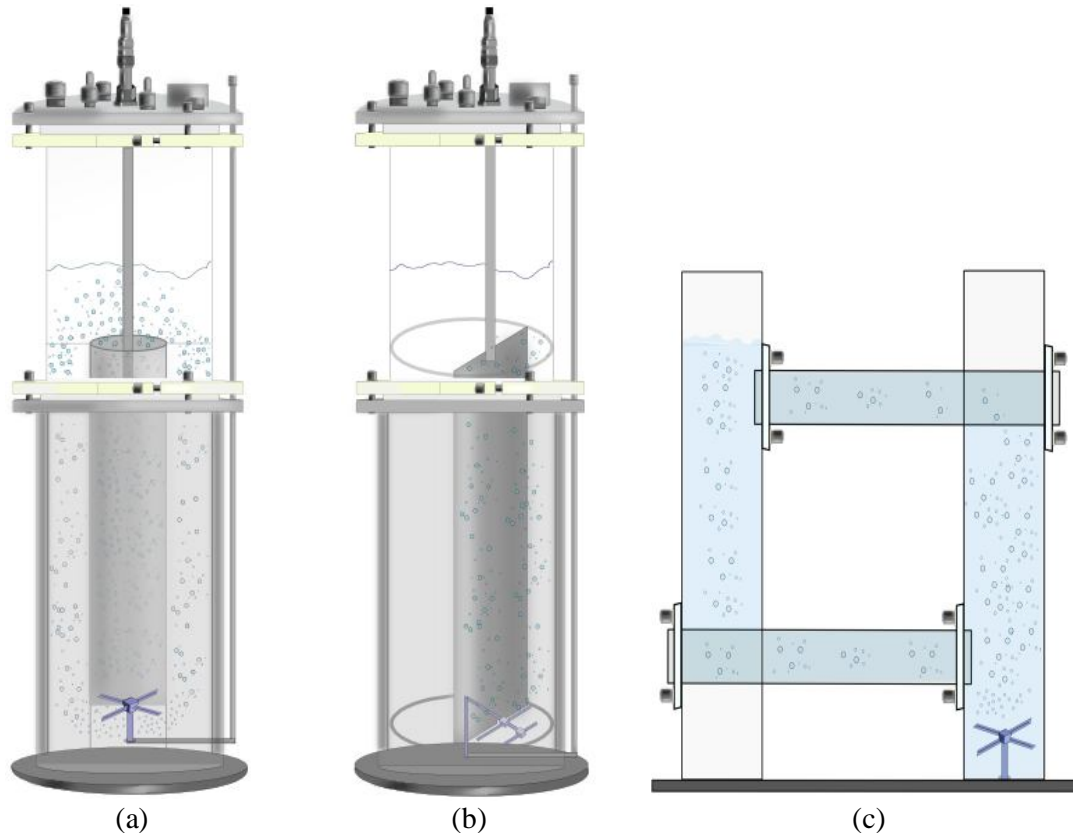
As quatro regiões de escoamento identificadas em reatores *airlift* são denominadas: região de subida ou *riser*, região de descida ou *downcomer*, base (*bottom*) e topo do reator ou separador gás-líquido. O escoamento em reatores *airlift* inicia-se com a aspersão de gás na base do reator, localizada no início do *riser*. Em geral, a base dos reatores *airlift* apresenta *design* simples, não sendo considerado como uma parte que afeta significativamente o comportamento global do reator. Apesar disso, a geometria desta seção pode influenciar a velocidade de circulação do líquido e o escoamento ou precipitação de sólidos [73].

Após a aspersão, a dispersão gás-líquido mantém um escoamento ascendente no *riser*, em virtude da redução da densidade do meio pela presença de alta quantidade de gás. Em uma região acima do *riser*, a qual faz a conexão *riser-downcomer*, está o separador gás-líquido, responsável pelo desprendimento de grande parte do gás retido na dispersão. Ao atingir esta região, caso o separador gás-líquido seja suficientemente eficiente, haverá a liberação da maior parte do gás retido, aumentando a densidade e levando a dispersão à um escoamento descendente no *downcomer*. Após a dispersão percorrer o *downcomer* (caracterizado por uma menor retenção gasosa em relação ao *riser*) esta entrará na base do reator novamente, reiniciando o circuito de circulação.

Como pode ser observado, o *design* dos reatores *airlift* gera duas seções principais (*riser* e *downcomer*) que apresentam densidades ou pressões hidrostáticas distintas. Tal diferença é a força motriz para a circulação do líquido [38,39]. Portanto, pode-se dizer que quanto maior for a diferença entre as retenções gasosas do *riser* (ϵ_R) e do *downcomer* (ϵ_D), maior será a velocidade de circulação do líquido.

Reatores *airlift* são subdivididos em duas categorias com base em suas estruturas físicas, *airlift* de circulação interna (ACI) e *airlift* de circulação externa (ACE), conforme mostrado na Figura 2.2. Reatores ACI apresentam anteparos dentro da coluna principal com o intuito de criar os canais para o escoamento da dispersão gás-líquido. Os anteparos mais comuns são tubos e placas, originando os reatores denominados *airlift* de tubos (ou cilindros) concêntricos (ACC) e *airlift split-cylinder* (ASC), respectivamente.

Figura 2.2 – Exemplos de reatores pneumáticos de circulação. a) Reator *airlift* de circulação interna do tipo cilindros concêntricos; b) Reator *airlift* de circulação interna do tipo *split-cylinder*; c) Reator *airlift* de circulação externa.



Fonte: Arquivo pessoal do autor.

Em reatores ACE são construídos dutos separados, os quais são unidos nas partes inferior e superior por dutos horizontais a fim de formar o circuito de circulação [36,38,74]. Uma diferença substancial entre as classes de reatores *airlift* está no *design* da região de separação gás-líquido. Em reatores ACI, o separador é comumente uma extensão da coluna localizado acima das regiões de subida e descida. Já em reatores ACE, o separador gás-líquido apresenta uma região de escoamento horizontal, especialmente criada por meio de um tubo horizontal fechado ou um reservatório aberto, permitindo desprendimento total ou parcial do gás [15] (Figura 2.2.c).

Segundo Siegel & Robinson [15], uma vez que o desprendimento de gás em reatores ACE é próximo do total, estes reatores apresentam uma velocidade de circulação do líquido superior em comparação a reatores ACI. Consequentemente, a maior velocidade de líquido/gás gerada no *riser*, leva a redução da retenção gasosa nesta região. Em virtude disso, geralmente reatores ACE possuem menor transferência de massa em relação aos ACI, uma vez que a redução da retenção gasosa global reduz a área interfacial gás-líquido disponível para a transferência de massa. Especificamente para reatores ACC, alguns parâmetros hidrodinâmicos são melhorados quando a aspersão é realizada no tubo central, em relação à aspersão realizada no anel externo, devido à maior perda de carga por atrito na segunda opção [75].

2.3 Regimes de escoamento

A hidrodinâmica dos reatores pneumáticos é caracterizada por diferentes padrões de escoamento em função da vazão específica de ar. Em geral, dois regimes de escoamento são observados nestes dispositivos, além de um regime de transição: um regime homogêneo, também conhecido como *bubbly flow* e regimes heterogêneos do tipo turbulento-agitante (*churn-turbulent flow*) ou do tipo pistonado (*slug flow*), conforme mostrado na Figura 2.3.

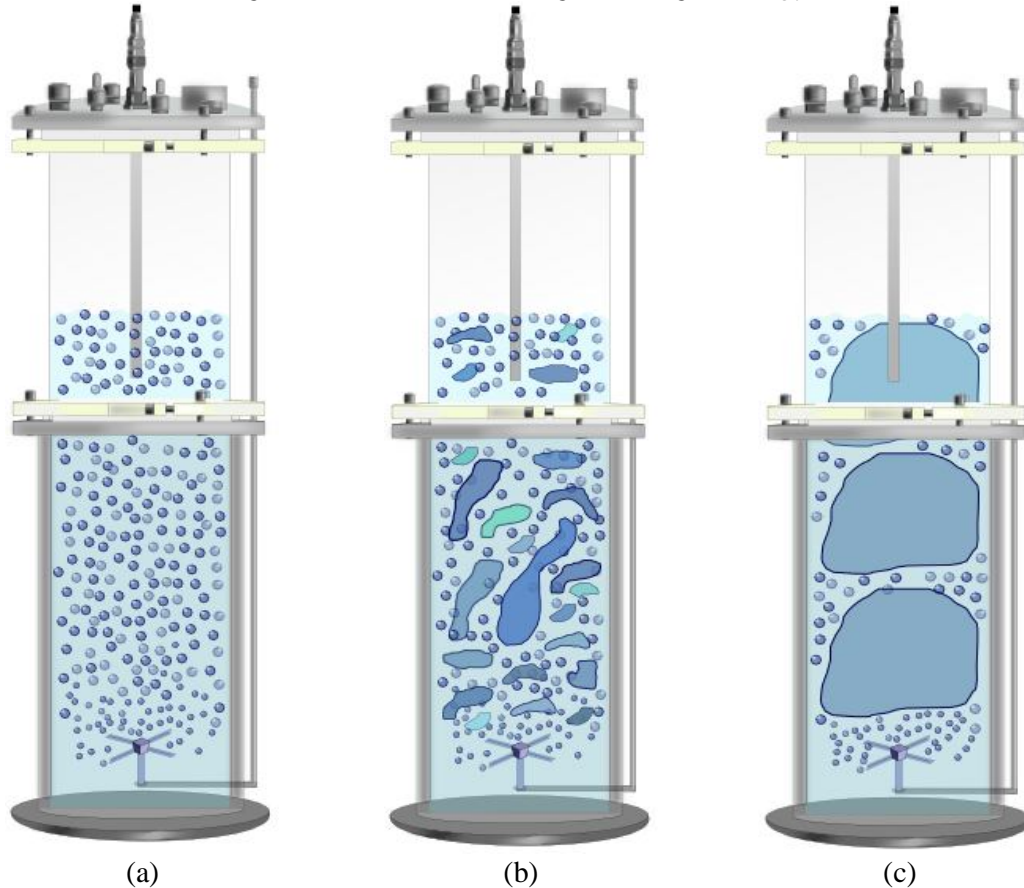
Sob influência de baixas velocidades de gás, diferentes autores relataram a presença de um regime homogêneo, o qual é caracterizado pela circulação de líquido de baixa magnitude, estreita distribuição de tamanho de bolha, retenção gasosa radialmente uniforme e tempo de residência das bolhas praticamente constante. Ademais, em virtude da pouca interação entre bolhas, os fenômenos de coalescência e quebra de bolhas podem ser negligenciados [72,76–78].

A medida que a velocidade superficial do gás aumenta, o escoamento torna-se instável e o regime homogêneo não pode ser mantido. Em virtude da coalescência, bolhas maiores com alta velocidade de subida são formadas, induzindo o líquido a circular de forma intensa, além de criar zonas de recirculação no reator para onde bolhas pequenas são arrastadas. Tal padrão de escoamento está relacionado a um regime heterogêneo do tipo *churn-turbulent*, o qual é caracterizado por uma ampla distribuição de tamanho de bolha e perfil radial parabólico de retenção gasosa [72,76–78].

Por fim, um regime heterogêneo do tipo *slug flow* só é observado em reatores de escala laboratorial com pequeno diâmetro de coluna, em geral menores de 0,15 m [77], nos quais a interferência da parede sobre o escoamento é tão significativa que gera bolhas grandes com

formato parabólico, conhecidas como bolhas de Taylor (Figura 2.3.c) [72]. Neste escoamento, o diâmetro da coluna apresenta forte impacto sobre a mistura e transferência de massa [77].

Figura 2.3 – Regimes de escoamento observados em reatores pneumáticos. a) Regime homogêneo; b) Regime heterogêneo (*churn-turbulent*); c) Regime heterogêneo (*slug flow*).



Fonte: Arquivo pessoal do autor.

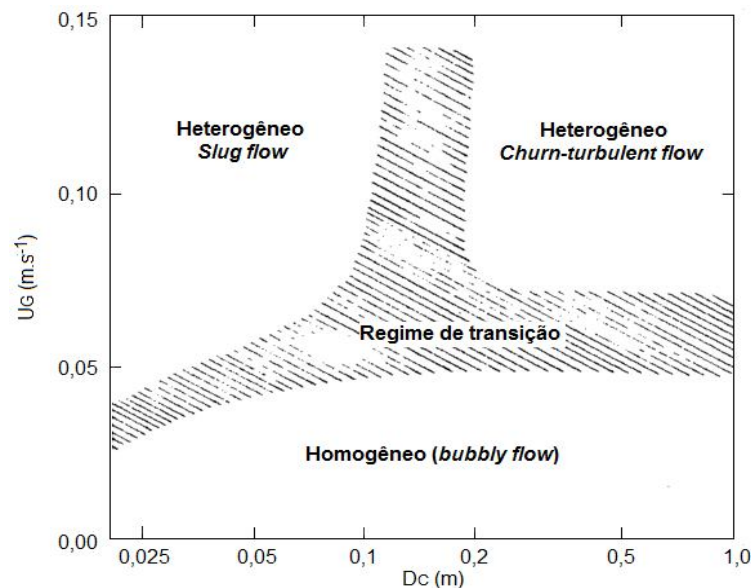
Em reatores coluna de bolhas, o regime homogêneo ocorre em velocidades superficiais de gás inferiores a $0,05 \text{ m.s}^{-1}$ [76,77]. Entretanto, segundo Vial et al. [72], quando reatores pneumáticos estão equipados com separadores gás-líquido eficientes, este regime é evidenciado somente para velocidades de gás inferiores a $0,03 \text{ m.s}^{-1}$ em sistemas água-ar. Corroborando com estas observações, o gráfico da Figura 2.4, válido somente para reatores CB operados com água ou soluções diluídas [38,79], pode ser utilizado para obtenção de maiores informações quanto à velocidade superficial de gás¹ e o diâmetro do reator em que cada um dos três regimes é obtido.

Quanto aos reatores de circulação, o regime homogêneo pode ser estendido até velocidades superficiais de gás maiores em virtude do efeito causado pela velocidade do líquido

¹ Razão entre a vazão volumétrica de gás e a área de seção transversal da coluna ou seção (*riser* ou *downcomer*).

sobre a estabilidade do escoamento. Logo, as diferenças entre os regimes são menos evidentes em reatores *airlift* quando comparados com coluna de bolhas [72]. De acordo com Galíndez-Mayer et al. [80], reatores pneumáticos com uma razão entre altura de líquido (h_L) e diâmetro da coluna (D_c) ≥ 5 , mesmo em vazões moderadas apresentam um regime de escoamento heterogêneo, devido à maior coalescência de bolhas. Tal fenômeno pode causar o decréscimo da transferência de oxigênio para fase líquida. Condições heterogêneas podem igualmente prevalecer em várias faixas de vazão específica de ar caso o separador gás-líquido seja ineficiente [72].

Figura 2.4 – Regimes de escoamento observados em reatores coluna de bolhas em função da velocidade superficial de gás e diâmetro do reator, para água e soluções diluídas.



Fonte: Adaptado de Shah et al. [79] e Merchuk & Gluz [38].

2.4 Reologia: Fluidos newtonianos e não-newtonianos

Grande parte dos bioprocessos como cultivo de algas [81], células vegetais [82], bactérias [83,84] e fungos filamentosos [50] geram caldos fermentativos com comportamento não-newtoniano altamente viscoso devido ao acúmulo de biomassa filamentosa ou produtos macromoleculares. A mistura e as transferências de calor e massa podem apresentar um decréscimo significativo com o aumento deste comportamento não-newtoniano e, portanto, faz-se necessária a avaliação de parâmetros de desempenho de biorreatores considerando as propriedades reológicas de fluidos não-newtonianos [85].

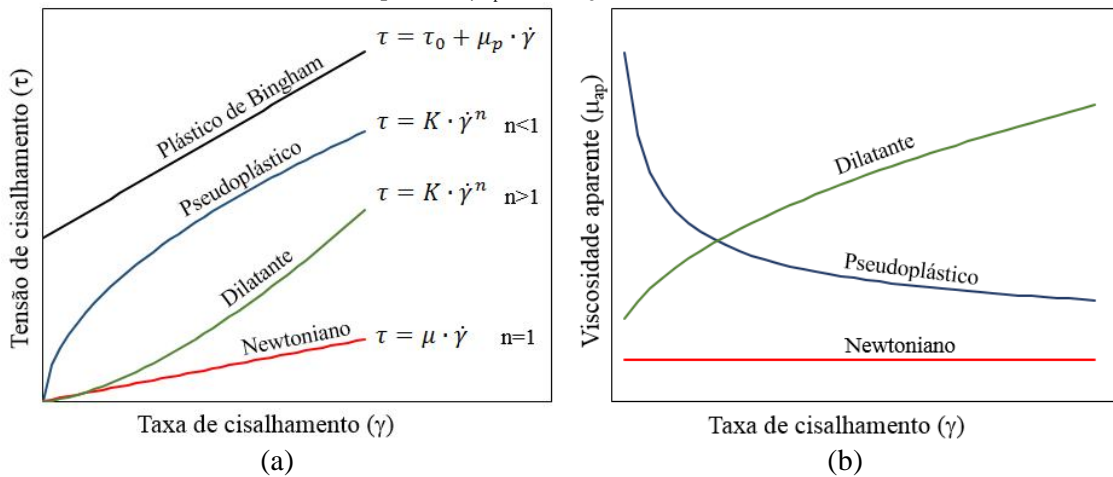
Um fluido que apresenta uma relação linear entre tensão de cisalhamento (τ em Pa) e taxa de cisalhamento ($\dot{\gamma}$ em s^{-1}) desde a origem é conhecido como newtoniano, uma vez que

obedece o modelo previsto pela Lei de Newton da viscosidade, sendo esta relação definida pela Equação 2.1. Neste caso, a constante de proporcionalidade que relaciona τ e $\dot{\gamma}$ é a viscosidade dinâmica do fluido (μ em Pa.s).

$$\tau = \mu \cdot \dot{\gamma} \quad (2.1)$$

Conseqüentemente, fluidos caracterizados por uma relação não-linear entre tensão e taxa de cisalhamento são denominados não-newtonianos, sendo a viscosidade destes fluidos variável com gradientes de velocidade (taxa de cisalhamento) impostos pelo sistema. Semelhante aos fluidos newtonianos, a inclinação da curva que relaciona τ e $\dot{\gamma}$ é definida como a viscosidade dinâmica aparente (μ_{ap}) [86]. Fluidos não-newtonianos comumente encontrados em processos químicos são aqueles que apresentam um comportamento reológico independente do tempo de cisalhamento, sendo as principais classes os pseudoplásticos (μ_{ap} diminui com aumento de $\dot{\gamma}$), os dilatantes (μ_{ap} aumenta com aumento de $\dot{\gamma}$) e os plásticos de Bingham, como pode ser observado na Figura 2.5. Este último, mesmo apresentando uma relação linear entre τ e $\dot{\gamma}$, comporta-se como sólido até que uma tensão de cisalhamento inicial (τ_0) seja alcançada para iniciar o escoamento e, portanto, não segue o modelo da lei de Newton.

Figura 2.5 – Características reológicas de fluidos newtonianos e de fluidos não-newtonianos comumente observados em bioprocessos; a) tensão de cisalhamento (τ) em função da taxa de cisalhamento ($\dot{\gamma}$); b) viscosidade aparente (μ_{ap}) em função da taxa de cisalhamento.



Fonte: Arquivo pessoal do autor.

Se tratando de bioprocessos, fluidos não-newtonianos pseudoplásticos são observados com maior frequência, sendo a relação entre τ e $\dot{\gamma}$ para este tipo de fluido descrita pelo modelo de Ostwald de Waele (Lei da Potência) conforme Equação 2.2, onde K é o índice de consistência (Pa.sⁿ) e n é o índice de escoamento do fluido (-). Neste caso, a viscosidade aparente do fluido é descrita conforme a Equação 2.3 [87]. Fluidos newtonianos, pseudoplásticos e dilatantes podem ser igualmente descritos pela Lei da Potência, onde fluidos

newtonianos apresentam $n=1$ e $K=\mu$, dilatantes têm $n>1$, enquanto que para fluidos pseudoplásticos $n<1$.

$$\tau = K \cdot \dot{\gamma}^n \quad (2.2)$$

$$\mu_{ap} = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} = K \cdot \dot{\gamma}^{n-1} \quad (2.3)$$

Apesar de simples, tais definições nos auxiliam na determinação adequada da viscosidade aparente de meios de inúmeros bioprocessos, permitindo a estimativa de parâmetros de desempenho para fluidos não-newtonianos, inclusive através de análise dimensional, os quais em sua maioria necessitam de informações relacionadas a esta propriedade.

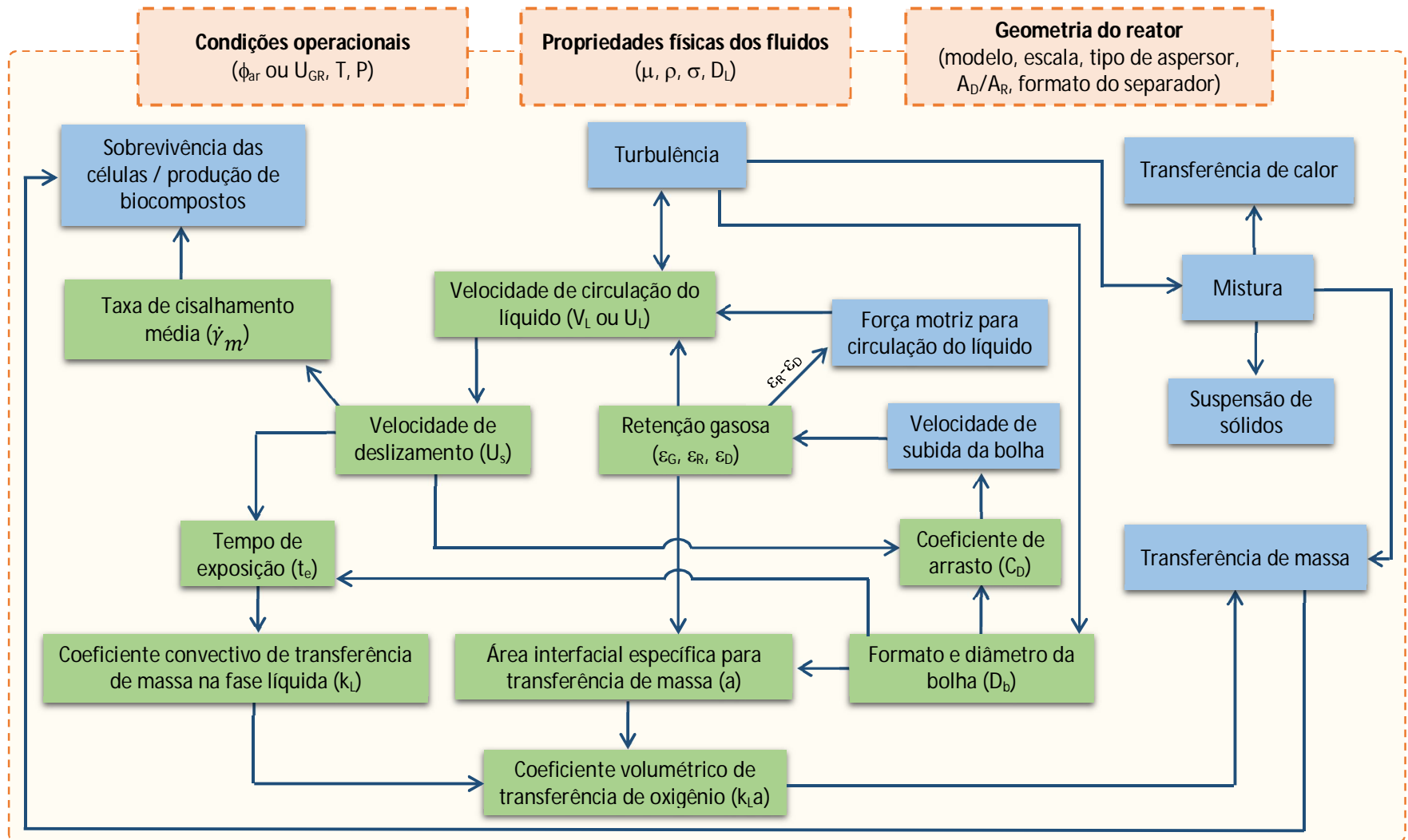
2.5 Parâmetros para análise do desempenho de biorreatores

Parâmetros hidrodinâmicos e de transferência de massa, tais como retenção gasosa, velocidade de circulação do líquido, coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (k_{LA}) e taxa de cisalhamento média, são comumente utilizados para avaliação do desempenho de reatores pneumáticos, auxiliando no projeto, operação e variação de escala. 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 pode ser visualizado na Figura 2.6, os parâmetros de desempenho de biorreatores são sensíveis à velocidade superficial do gás, às propriedades físicas dos fluidos de trabalho e à geometria do reator [37,88,89]. Se tratando especificamente de reatores *airlift*, as áreas referentes à subida e à descida do líquido demonstram afetar significativamente os parâmetros hidrodinâmicos e de transferência de massa [30,90–92].

Alguns estudos disponíveis na literatura podem ser citados para exemplificar tal afirmação. Parâmetros de transferência de massa, tais como retenção gasosa e k_{LA} foram fortemente influenciados pelo diâmetro da coluna, viscosidade da fase líquida e velocidade superficial de gás no estudo realizado por Vandu e Krishna [93], em reator do tipo coluna de bolhas. Observou-se o aumento dos valores dos parâmetros com a velocidade de gás, entretanto, eles decresceram com o aumento da viscosidade da fase líquida e diâmetro do reator. Resultados semelhantes foram obtidos por Li et al. [94], sendo que os valores de retenção gasosa e de k_{LA} para fluidos newtonianos e não-newtonianos sofreram influência direta por parte da velocidade superficial de gás e inversa à concentração da solução.

Figura 2.6 – Principais relações entre os parâmetros de desempenho frequentemente utilizados em bioprocessos.



Fonte: Acervo pessoal do autor.

Soluções de carboxi-metil celulose (CMC) de diferentes viscosidades foram utilizadas na avaliação do comportamento do tempo de circulação, retenção gasosa e k_{LA} em reator *airlift* tipo *split-cylinder* de 41 L em Bai et al. [95]. Observou-se o decréscimo de valores de k_{LA} com o aumento da viscosidade da fase líquida, enquanto o tempo de circulação do líquido aumentou com o aumento da viscosidade. Um comportamento análogo ao tempo de circulação foi observado pela retenção gasosa, apresentando uma relação direta à viscosidade do líquido. Este fato se deve, segundo os autores, ao maior tempo de residência da bolha no meio líquido, apesar de ser observada uma maior coalescência das bolhas com o acréscimo da viscosidade. O aumento da coalescência das bolhas pode ter sido o motivo pelo qual o k_{LA} foi reduzido, tendo em vista que a coalescência reduz a área superficial de transferência de massa entre gás e líquido.

O efeito da pressão sobre a retenção gasosa, o k_{LA} e o diâmetro de bolhas em reatores do tipo coluna de bolhas foi avaliada por vários autores [96–99]. No estudo realizado por Maalej et al. [97] observou-se que para uma dada velocidade de gás, o aumento da pressão leva à formação de bolhas menores, o que resulta no aumento da área interfacial e do k_{LA} , sendo este efeito mais pronunciado para pressões inferiores a 2 MPa. Para pressões maiores que 5 MPa, observou-se decréscimos da retenção gasosa e do k_{LA} com o aumento da pressão.

Moraveji et al. [100] observaram o comportamento dos parâmetros de tempo de mistura, retenção gasosa, diâmetro da bolha e k_{LA} em reator *airlift split-cylinder*, utilizando água e agentes tensoativos (modificam a tensão superficial do líquido) em diferentes concentrações. Observou-se que a retenção gasosa foi a variável mais afetada pela adição dos surfactantes, os quais, apesar de promoverem o aumento deste parâmetro, reduziram drasticamente o valor de k_{LA} . Resultados semelhantes foram obtidos em outros estudos, sendo observada a redução da coalescência das bolhas e aumento da retenção gasosa [101,102].

No estudo realizado por Galíndez-Mayer et al. [80], os parâmetros de tempo de mistura, retenção gasosa e k_{LA} foram avaliados para diferentes velocidades de gás e alturas de líquido, em um reator *split-cylinder* com volume útil de 5 L. Conforme esperado, o tempo de mistura apresentou uma relação direta à altura de líquido, sendo observado um comportamento inverso para os valores de k_{LA} . Quanto à retenção gasosa, esta não foi afetada significativamente pela altura do líquido.

No estudo realizado por Lau et al. [103] observou-se a influência da geometria de um reator CB sobre a retenção gasosa e o diâmetro de bolhas. Utilizando um sistema água-ar, os autores observaram que a redução da razão altura/diâmetro do reator (H_c/D_c) influenciou positivamente a transferência de massa, com aumento da retenção gasosa e a formação de

bolhas menores. Outro estudo revelou que a retenção gasosa e o k_{LA} são fortemente influenciados por modificações na geometria de um biorreator de cilindros concêntricos, no qual a retenção gasosa na descida duplicou com um aumento de 8 cm na abertura da base (H_B), entretanto, este aumento reduziu em 50% o k_{LA} [104].

Conforme mencionado e ilustrado na Figura 2.6, as relações entre os parâmetros de eficiência são de alta complexidade. Em um dado bioprocessos, pode-se dizer que tudo tem início com o movimento do líquido no reator, caracterizado por uma dada velocidade de circulação do líquido, a qual, conseqüentemente, gera a turbulência do meio. Tendo início a circulação do líquido/turbulência, haverá uma redução do tempo necessário para a mistura dos compostos inseridos no reator (nutrientes, incluindo O_2 , soluções para controle de pH, antiespumantes, dentre outros), assim como o aumento do transporte convectivo de calor e de massa. Tal movimento do líquido e mistura auxiliam na suspensão de sólidos, os quais podem ser desde a própria biomassa (micro-organismos em suspensão) até nutrientes sólidos como bagaço de cana-de-açúcar, por exemplo [20,105].

A turbulência e a adição de componentes à água (surfactantes, álcoois, dentre outros [106–109]) afetam o fenômeno de quebra e/ou coalescência, modificando o formato e o tamanho das bolhas de gás. Este fenômeno contribui de formas opostas para os valores do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (k_{LA}), por meio dos seguintes mecanismos:

1) a turbulência pode promover a quebra das bolhas. Bolhas menores (por meio do diâmetro da bolha) promovem o aumento da área interfacial disponível para a transferência de oxigênio (a), aumentando o k_{LA} e a transferência de massa global;

2) em líquido puros, a turbulência também auxilia a renovação da superfície da bolha [106] por meio da redução do tempo de contato gás-líquido (t_e)², o que aumenta o k_L , contribuindo para o aumento do k_{LA} ;

3) em caso de coalescência das bolhas, a formação de bolhas maiores gera maiores coeficientes de arrasto e, conseqüentemente, menores velocidades de subida, podendo ocasionar o aumento da retenção gasosa (ϵ) [110] e contribuir positivamente para o aumento da área interfacial e do k_{LA} ;

² Segundo a teoria de Higbie, um maior tempo de exposição ou contato entre o gás e o líquido significa que elementos de líquido ficarão por um tempo maior próximos à interface da bolha de gás. Isso reduz o coeficiente convectivo de transferência de massa (k_L), pois impossibilita que novos elementos de líquido com uma maior concentração de oxigênio (o que aumentaria a força motriz para transferência de massa) adiram à interface e acelerem a transferência de O_2 da bolha para o líquido.

4) de forma oposta, menores velocidades de deslizamento (U_s) geradas pelo aumento do tamanho das bolhas promovem o aumento de t_e , reduzindo o k_L , e conseqüentemente, reduzindo o $k_L a$;

5) ainda, apesar de bolhas menores contribuírem para o aumento da área interfacial, estas também podem reduzir a transferência de massa global por meio da redução da força motriz e do k_L [106]. Isso pode ocorrer pois, bolhas pequenas apresentam maior dificuldade de desprendimento do líquido (principalmente em líquidos viscosos), o que causará o aumento da recirculação destas bolhas, aumentando a retenção gasosa, mas reduzindo a força motriz para a transferência de oxigênio. A redução da força motriz se deve à redução da quantidade de oxigênio existente nestas bolhas já que grande parte do oxigênio já foi transferida para o líquido. Em determinadas situações, pode ser observado o decréscimo de k_L com o aumento de U_{GR} em virtude deste mecanismo;

6) por fim, a adição de compostos na água pode formar uma camada protetora na interface gás-líquido por meio da adsorção de moléculas na bolha, o que impede a coalescência devido ao aumento da rigidez da superfície, diminuindo a difusividade do oxigênio e, portanto, o coeficiente convectivo de transferência de massa k_L , assim como o $k_L a$ [106].

Além de influenciar na transferência de massa, o tamanho da bolha (D_b) afetará parâmetros hidrodinâmicos, tais como retenção gasosa (como já mencionado) e a velocidade de circulação do líquido (U_L ou V_L^3). Este último sofre indiretamente o efeito de D_b uma vez que é a retenção gasosa global que afeta diretamente U_L/V_L . Isso ocorre pois, em reatores pneumáticos a velocidade do líquido dependerá da área de seção transversal dos canais formados pelas bolhas por onde o líquido deverá escoar, a qual é função de ε . Especificamente para reatores *airlift*, bolhas menores têm maior dificuldade em desprender-se do líquido na região de separação (topo do reator) e são mais facilmente arrastadas para o *downcomer*, aumentando a retenção gasosa nesta região e, por conseguinte, diminuindo a força motriz para a circulação do líquido ($\varepsilon_R - \varepsilon_D$) e a velocidade de circulação do líquido.

Visto que a velocidade de deslizamento está relacionada a uma velocidade relativa entre gás e líquido (seção 2.5.1.3), a turbulência/velocidade do líquido afetará esta variável, a qual está relacionada com a taxa de cisalhamento imposta pelo fluido. Por fim, a taxa de cisalhamento será decisiva para a eficiência do bioprocessamento, uma vez que campos de velocidade/cisalhamento ao longo do reator podem afetar adversamente o micro-organismo,

³ Para visualizar a diferença entre velocidade superficial do líquido (U_L) e velocidade intersticial do líquido (V_L), ver seção 2.5.1.2.

desencadeando processos bioquímicos no interior da célula que podem ou não produzir os biocompostos de interesse, além da possibilidade de ocorrer lise celular.

2.5.1 *Parâmetros hidrodinâmicos*

De acordo com as informações elencadas anteriormente, é possível afirmar que a análise do comportamento hidrodinâmico de um dado processo é a base para a compreensão do sistema em sua totalidade, visto que os fenômenos envolvidos na transferência de movimento irão influenciar diretamente as transferências de calor e de massa e o cisalhamento imposto pelo sistema. Desta forma, um dos objetivos do presente estudo é avaliar a magnitude e o comportamento dos principais parâmetros hidrodinâmicos utilizados na avaliação do desempenho de bioprocessos: retenção gasosa, tempo e velocidade de circulação do líquido. Visando uma análise complementar, a determinação do coeficiente de arrasto e da velocidade de deslizamento foram também propostas. Portanto, as teorias que descrevem tais parâmetros assim como demais informações disponíveis na literatura, serão apresentadas nas subseções que seguem.

2.5.1.1 Retenção gasosa (ϵ)

A retenção gasosa (ϵ) é um dos parâmetros mais utilizados para caracterizar a hidrodinâmica de reatores pneumáticos, uma vez que é facilmente mensurável e está relacionada com inúmeras variáveis importantes para a compreensão da dinâmica destes reatores, tais como velocidade de circulação do líquido, área interfacial para transferência de massa e, conseqüentemente, o coeficiente volumétrico de transferência de massa (k_{La}).

Este parâmetro é definido como a fração ou percentual de volume de gás presente numa mistura gás-líquido ou gás-líquido-sólido. Para o caso de um sistema bifásico, a retenção gasosa global (ϵ_g) é descrita matematicamente pela Equação 2.4 [111], onde v_G é o volume de gás presente na dispersão gás-líquido e v_L é o volume de líquido na dispersão. Em reatores que apresentam área de seção transversal constante, a Equação 2.4 pode ser simplificada e reescrita conforme a Equação 2.5 [36], onde h_d é a altura da dispersão gás-líquido e h_L é a altura de líquido antes da aeração.

$$\epsilon_g = \frac{v_G}{v_G + v_L} \quad (2.4)$$

$$\varepsilon_g = \frac{h_d - h_L}{h_d} \quad (2.5)$$

Em reatores *airlift* a determinação das retenções gasosas parciais, ou seja, retenção gasosa no *riser* (ε_R) e retenção gasosa no *downcomer* (ε_D) têm grande importância, visto que permitem uma melhor compreensão da hidrodinâmica destes biorreatores através da determinação da força motriz para a circulação do líquido ($\varepsilon_R - \varepsilon_D$), das velocidades de circulação do líquido e da perda de carga em cada seção do equipamento. Segundo Chisti [36], as retenções gasosas parciais podem ser obtidas pelo método manométrico, utilizando-se a Equação 2.6, onde ε_i é a retenção gasosa parcial em cada região (adimensional), ρ_L e ρ_G são as densidades das fases líquida e gasosa ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$), respectivamente, ΔP_i é a diferença de pressão lida na região “i” (Pa), g é a aceleração da gravidade ($\text{m}\cdot\text{s}^{-2}$) e, d é a distância entre os pontos de medida de pressão (m). O subscrito “i” corresponde à região de medida, região de subida ($i=R$) ou de descida ($i=D$).

$$\varepsilon_i = \frac{\rho_L}{\rho_L - \rho_G} - \frac{\Delta P_i}{(\rho_L - \rho_G) \cdot g \cdot d} \quad (2.6)$$

A relação direta entre a vazão específica de ar (geralmente descrita em termos da velocidade superficial de gás no *riser*) e as retenções gasosas global e parciais foi evidenciado por inúmeros autores em diferentes situações: em reatores *airlift* de circulação externa (ACE) contendo fluidos não-newtonianos [112,113], água e álcoois [114], soluções salinas de Na_2SO_3 [112], fluidos newtonianos viscosos como glicerol [89], ou após adição de antiespumantes [115]; em reatores ACE de diferentes tamanhos [113,116], após modificações geométricas na região de separação gás-líquido [104,117] e ainda, com utilização de várias regiões de subida [118]; em reatores de circulação interna, apesar da adição de surfactantes à fluido newtoniano em ASC [100] ou adição de partículas nanométricas em reator ACC [119].

Quanto às propriedades físicas dos fluidos, comumente a influência da viscosidade do líquido é avaliada. De modo geral, os estudos disponíveis na literatura relatam um comportamento inverso por parte da retenção gasosa em relação à μ_L ou μ_{ap} , tais como os estudos de Urseanu et al. [98] e Molina et al. [120] em reatores ACC e ASC, respectivamente. Entretanto, observações distintas também são relatadas, conforme o estudo de Bai et al. [95] em reator ASC, em que a retenção gasosa aumentou com o acréscimo da viscosidade aparente de fluidos não-newtonianos. De acordo com Heijnen & Van't Riet [111], esta divergência é observada, pois o efeito da viscosidade sobre a retenção gasosa ocorre por dois mecanismos distintos: 1) altas viscosidades podem promover a coalescência das bolhas, o que geralmente resulta no decréscimo de ε_g ; 2) a alta viscosidade aumenta a resistência ao escoamento,

reduzindo a velocidade de subida da bolha e por consequência, aumentando a retenção gasosa, fenômeno evidenciado em solução de água com glicerol.

Considerando o efeito da tensão superficial (σ) sobre a retenção gasosa, tem-se de modo geral que, menores valores de σ promovem a redução do tamanho da bolha, o que gera uma menor velocidade de subida da bolha e uma maior retenção gasosa. Este comportamento foi evidenciado por Hikita et al. [121] e Asgharpour et al. [122].

Com relação à geometria dos reatores, em reator ACC com diferentes razões entre a área do *riser* e a área total da coluna (A_R/A_c) utilizando água com adição de partículas nanométricas, observou-se que A_R/A_c afeta de forma direta ε_R e ε_D [119]. A influência da razão entre áreas de seção transversal do *downcomer* e do *riser* (A_D/A_R) sobre as retenções gasosas parciais foi observada por Choi & Lee [123] em reator ACE, onde ε_D apresentou comportamento crescente com o aumento de A_D/A_R , sendo observado o contrário em relação à ε_R . Já no trabalho realizado por Popović & Robinson [112] em reator ACE operado com solução aquosa de Na_2SO_3 , a relação entre as áreas A_D/A_R praticamente não influenciou ε_R e ε_D e segundo os autores pode ser desprezada.

Em reatores ACC de diferentes diâmetros na região de separação gás-líquido (separador) operados com água, Graen-Heedfeld & Schlueter [124] observaram que o aumento do diâmetro do separador reduz ε_R e ε_D . Em reatores ASC de 100 L operados com água e ar, Choi et al. [125] testaram a influência da geometria da região de separação gás-líquido, inserindo aparatos de formato de prisma que, em geral, restringiram a área para passagem do líquido do *riser* para o *downcomer*. Esta modificação reduziu drasticamente ε_D , entretanto não influenciou ε_R . Por fim, em reator *airlift* com mais de uma região de subida, observou-se que ε_D foi mais influenciado pelo número de *risers* que ε_R , que não sofreu influência desse tipo de modificação geométrica [118].

Com relação ao tamanho do reator, Gavrilescu & Tudose [113] observaram que em reatores ACE de escala laboratorial (1 e 2 L) e piloto (157 e 170 L), ε_R foi superior na planta piloto, ou seja, o aumento do tamanho do reator aumenta ε_R , tanto para fluidos newtonianos como não-newtonianos. Já no estudo realizado por Chisti et al. [126] com reatores ASC e ACC de 33 e 160 L operados com água, os autores não observaram modificações de ε_D em virtude do tamanho do reator. Referente ao nível de líquido no reator, Rujiruttanakul & Pavasant [117] observaram que o seu acréscimo promove a redução da retenção gasosa no *riser*, uma vez que as bolhas movem-se relativamente mais rápido e deixam o reator mais rapidamente. Em

contrapartida, devido à uma maior velocidade, mais bolhas são arrastadas para o *downcomer*, o que aumenta a retenção gasosa nesta região.

A quantificação de parâmetros hidrodinâmicos e de transferência de massa, tais como retenção gasosa, velocidade de circulação do líquido e k_{LA} em condições semelhantes aos processos em que a utilização de reatores pneumáticos é requerida, é de grande importância no que tange a escolha do modelo e condição adequada de operação. Entretanto, devido à complexidade dos fenômenos envolvidos na transferência de movimento e de massa, a obtenção de equações simplificadas e baseadas em números adimensionais são de suma importância para projeto e variação de escala destes reatores, uma vez que tal ferramenta permite a previsão do comportamento destas variáveis em situações distintas das simuladas experimentalmente.

Dentre as primeiras correlações matemáticas para previsão da retenção gasosa em reatores pneumáticos tem-se a correlação simplificada proposta por Chisti [36], inicialmente para reator coluna de bolhas (CB), em que se assume que apenas a velocidade superficial do gás na região de subida (U_{GR}) influencia a variação da retenção gasosa (Equação 2.7). Alguns estudos determinaram o valor de β para a Equação 2.7 como sendo 0,82 [125] e 1,06 [127] em reator *airlift split-cylinder* (ASC) e água como fase líquida.

$$\varepsilon_g = \alpha \cdot U_{GR}^{\beta} \quad (2.7)$$

A influência do regime de escoamento sobre a retenção gasosa foi avaliada por Luo et al. [128] em reator ACC utilizando diferentes aspersores, onde ε_g sofreu o efeito de U_{GR} de forma mais intensa no regime de escoamento homogêneo, com β variando entre 0,73 e 0,98 (dependendo do aspersor utilizado) para regime homogêneo e de 0,61 a 0,78 para regime heterogêneo.

Posteriormente, informações geométricas e propriedades físicas dos fluidos, tais como viscosidade (μ_L), densidade (ρ_L) e tensão superficial do líquido (σ_L) foram adicionadas a esta correlação, entretanto, na maioria dos casos os resultados corroboraram com a observação de Chisti [36], onde as propriedades físicas dos fluidos exercem pouca influência sobre a retenção gasosa. Tal observação é independente do tipo de fluido (newtoniano ou não-newtoniano) e modelo de biorreator, conforme Equações 2.8 [129], 2.9 [121], 2.10 [98] e 2.11 [130] propostas para reator coluna de bolhas, Equação 2.12 [131] para reator *airlift* de cilindros concêntricos (ACC), Equação 2.13 [120] para *airlift split-cylinder* (ASC) e, Equações 2.14 e 2.15 [132] para *airlift* de circulação externa (ACE).

$$\varepsilon_g = 0,13 \cdot U_{GR}^{0,534} \cdot D_c^{-0,500} \quad (2.8)$$

$$\varepsilon_g = 0,672 \cdot g^{-0,131} \cdot U_{GR}^{0,578} \cdot \rho_G^{0,062} \cdot \rho_L^{0,069} \cdot \mu_G^{0,107} \cdot \mu_L^{-0,053} \cdot \sigma_L^{-0,185} \quad (2.9)$$

$$\varepsilon_g = 0,21 \cdot U_{GR}^{0,58} \cdot D_c^{-0,18} \cdot \rho_G^{0,3 \exp(-9\mu_L)} \cdot \mu_L^{-0,12} \quad (2.10)$$

$$\varepsilon_g = 0,171 \cdot U_{GR}^{0,60} \cdot D_c^{-0,15} \cdot \mu_{ap}^{-0,22} \quad (2.11)$$

$$\varepsilon_g = 0,994 \cdot U_{GR}^{0,916} \cdot \left(\frac{\mu_L}{\rho_L}\right)^{-0,03} \quad (2.12)$$

$$\varepsilon_g = 0,095 \cdot U_{GR}^{0,635} \cdot \mu_L^{-0,211} \quad (2.13)$$

$$\varepsilon_g = 0,9856 \cdot U_{GR}^{0,8747} \cdot \mu_{ap}^{0,0577} \quad (2.14)$$

$$\varepsilon_g = 0,3245 \cdot U_{GR}^{0,9032} \cdot \mu_{ap}^{-0,0925} \quad (2.15)$$

Como pode ser observado, o coeficiente β relacionado à influência de U_{GR} sobre o parâmetro de interesse (neste caso, ε_g) é independente do tipo de fluido, sendo em geral em torno de 0,57 para reator CB e 0,9 para reatores *airlift* (ACC e ACE). Com relação à influência do diâmetro do reator, observou-se que este é inverso à retenção gasosa.

Conforme evidenciado na seção 2.5, o diâmetro médio da bolha exerce influência sobre a retenção gasosa, principalmente por meio da velocidade de subida da bolha. Apesar desta relação ser conhecida teoricamente, poucos estudos relacionam estas variáveis por meio de correlações. Um dos estudos em que este fenômeno pode ser observado matematicamente é o trabalho de Asgharpour et al. [122], utilizando água com adição de surfactantes em reator CB. Neste caso, a retenção gasosa apresentou uma relação direta com o diâmetro da bolha, conforme a Equação 2.16.

$$\varepsilon_g = 0,55 \cdot U_{GR}^{0,925} \cdot \sigma_L^{-0,540} \cdot D_b^{0,101} \quad (2.16)$$

A previsão das retenções gasosas parciais (ε_R e ε_D) por meio de correlações empíricas está igualmente disponível na literatura. Utilizando água e glicerol puro em reator ACE de 167 L, Al-Masry [89] propôs as Equações 2.17 e 2.18 para previsão de ε_R e ε_D considerando a influência do volume de líquido na região de separação gás-líquido (v_T) através da relação v_T/v_c .

$$\varepsilon_R = 0,34 \cdot U_{GR}^{0,56} \cdot \left(\frac{v_T}{v_c}\right)^{-0,02} \cdot \mu_L^{-0,04} \quad (2.17)$$

$$\varepsilon_D = 0,83 \cdot U_{GR}^{0,38} \cdot \left(\frac{v_T}{v_c}\right)^{1,42} \cdot \mu_L^{-0,2} \quad (2.18)$$

Popović & Robinson [112] observaram forte influência por parte de U_{GR} sobre as retenções gasosas parciais, entretanto segundo os autores, a viscosidade aparente (μ_{ap}) sobre este parâmetro pode ser desprezada (Equação 2.19). Resultados semelhantes foram obtidos por Li et al. [133], conforme Equações 2.20 e 2.21. Com relação à adição de antiespumantes, Al-Masry [115] observou que a concentração de antiespumante pouco influencia a retenção gasosa no *riser*, sendo a magnitude da influência de U_{GR} e da geometria do reator (A_D/A_R) sobre ε_R

semelhante ao obtido por Popović & Robinson [112] para o mesmo modelo de reator, conforme a Equação 2.22.

$$\varepsilon_R = 0,465 \cdot U_{GR}^{0,650} \cdot \left(1 + \frac{A_D}{A_R}\right)^{-1,060} \cdot \mu_{ap}^{-0,103} \quad (2.19)$$

$$\varepsilon_R = 44,1 \cdot U_{GR}^{0,841} \cdot \mu_{ap}^{-0,135} \quad (2.20)$$

$$\varepsilon_D = 29,7 \cdot U_{GR}^{0,935} \cdot \mu_{ap}^{-0,107} \quad (2.21)$$

$$\varepsilon_R = 0,5062 \cdot U_{GR}^{0,5964} \cdot \left(1 + \frac{A_D}{A_R}\right)^{-0,9938} \cdot (1 + C_a)^{-0,0248} \quad (2.22)$$

Além da utilização de correlações simplificadas, existe a possibilidade de avaliar os parâmetros de desempenho com base em análise dimensional, a qual geralmente resulta em uma previsão mais precisa dos dados devido à inserção de um grande número de informações sobre o sistema, além da vantagem de ser independente da escala do biorreator. Apesar desta vantagem, poucos estudos têm considerado esta abordagem [131,134–137].

Os números adimensionais comumente utilizados em estudos de transporte de movimento e massa incluem os números de Reynolds (Re), Froude (Fr), Schmidt (Sc), Bond (Bo), Galilei (Ga), Sherwood (Sh), Morton (Mo), Weber (We), Eötvös (Eo) e, Arquimedes (Ar), os quais são obtidos de acordo com as Equações de 2.23 a 2.30, respectivamente. Ao longo do presente trabalho, todos os números adimensionais que utilizam em sua definição um dado comprimento característico serão acompanhados de um subíndice “i” que se refere a esta variável, sendo “R” para diâmetro hidráulico do *riser*, “c” para diâmetro da coluna e, “b” para diâmetro da bolha.

$$Re_i = \frac{\rho_L \cdot V_{Li} \cdot D_i}{\mu_L} \quad (2.23)$$

$$Fr_i = \frac{U_{GR}}{\sqrt{g \cdot D_i}} \quad (2.24)$$

$$Sc = \frac{\mu_L \cdot D_L}{\rho_L} \quad (2.25)$$

$$Eo_i \approx Bo_i = \frac{(\rho_L - \rho_G) \cdot g \cdot D_i^2}{\sigma_L} \quad (2.26)$$

$$Ar_i \approx Ga_i = \frac{g \cdot \rho_L^2 \cdot D_i^3}{\mu_L^2} \quad (2.27)$$

$$Sh_i = \frac{k_L a \cdot D_i^2}{D_L} \quad (2.28)$$

$$Mo = \frac{g \cdot \mu_L^4 \cdot (\rho_L - \rho_G)}{\rho_L^2 \cdot \sigma_L^3} \quad (2.29)$$

$$We_i = \frac{\rho_L \cdot V_L^2 \cdot D_i^2}{\sigma_L} \quad (2.30)$$

Em geral, as correlações envolvendo números adimensionais disponíveis na literatura para previsão da retenção gasosa, consideram a relação entre forças gravitacionais e forças de tensão superficial (Bo), forças viscosas (Ga) e forças inerciais (Fr). No geral, há uma maior influência do número de Froude sobre a retenção gasosa, como proposto por Akita e Yoshida [135] para reator CB (Equação 2.31), Mohsenzadeh et al. [137] (Equação 2.32) e Moraveji et al. [136] (Equação 2.33) para reator ASC e Cerri et al. [131] (Equação 2.34) para reator ACC. Tais observações corroboram com as equações generalizadas elencadas anteriormente, uma vez que o número de Froude é diretamente proporcional à velocidade superficial do gás (U_{GR}).

Além disso, comparando-se as Equações 2.31 à 2.33 ($\mu_L=0,00084$ Pa.s) e a Equação 2.34 ($0,00084 \leq \mu_L(\text{Pa.s}) \leq 0,012$) percebe-se que o número de Bond apresenta influência direta e de baixa intensidade sobre ε_g quando o líquido é pouco viscoso, enquanto que para fluidos viscosos a influência de Bo aumenta e torna-se inversa à ε_g .

$$\frac{\varepsilon_g}{(1 - \varepsilon_g)^4} = 0,2 \cdot Bo_c^{0,125} \cdot Ga_c^{0,083} \cdot Fr_c \quad (2.31)$$

$$\frac{\varepsilon_g}{(1 - \varepsilon_g)^4} = 0,42 \cdot Bo_b^{0,180} \cdot Ga_b^{0,086} \cdot Fr_b \quad (2.32)$$

$$\frac{\varepsilon_g}{(1 - \varepsilon_g)^4} = 0,18 \cdot Bo_b^{0,13} \cdot Ga_b^{0,10} \cdot Fr_b \cdot \left(\frac{PM_{alcohol}}{PM_{agua}} \right) \quad (2.33)$$

Existem algumas variações das equações descritas acima, como a Equação 2.34 para reator ACC [131], a qual leva em consideração a relação entre hidrodinâmica e transferência de massa através do número de Schmidt, a Equação 2.35 para reator CB [101], que considera os números de Arquimedes e Eötvös, os quais são variações de Ga e Bo, respectivamente e a Equação 2.36, originalmente sugerida por Hikita et al. [121] para reator CB, que considera o número de Morton, capaz de caracterizar a forma da bolha. Observa-se, com relação ao número de Morton para reatores coluna de bolhas, que este adimensional apresenta pouca influência sobre a retenção gasosa, independentemente do tipo de fluido (newtoniano ou não-newtoniano), conforme Equações 2.36 [121] e 2.37 [138], respectivamente. Entretanto, o mesmo não é observado para reator ACC, uma vez que, de acordo com a Equação 2.38 [104], este adimensional apresenta forte influência sobre ε_g para fluidos não-newtonianos.

$$\varepsilon_g = 1,0 \cdot 10^{-4} \cdot Fr_R^{0,982} \cdot Sc^{0,471} \cdot Bo_R^{-0,40} \cdot Ga_R^{0,42} \quad (2.34)$$

$$\varepsilon_g = 0,14 \cdot \left[Fr_c \cdot Ar_c^{0,15} \cdot Eo_c^{1,85} \cdot \left(\frac{D_{asp}}{D_c} \right)^{0,2} \cdot \left(\frac{D_o}{D_{asp}} \right)^{-0,3} \right]^{0,37} \quad (2.35)$$

$$\varepsilon_g = 0,672 \cdot \left(\frac{U_{GR} \cdot \mu_L}{\sigma} \right)^{0,578} \cdot Mo^{-0,131} \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,062} \cdot \left(\frac{\mu_G}{\mu_L} \right)^{0,107} \quad (2.36)$$

$$\varepsilon_g = 0,365 \cdot Re_c^{-0,164} \cdot Mo^{-0,029} \cdot \left(\frac{D_o^2}{D_c^2} \right)^{0,032} \cdot \left(\frac{h_d}{D_c} \right)^{0,207} \quad (2.37)$$

$$\varepsilon_g = 800,5 \cdot Fr_c^{1,73} \cdot Mo^{0,852} \cdot \left(\frac{h_B}{D_R} \right)^{0,08} \cdot \left(\frac{D_T}{D_c} \right)^{11,5} \cdot \left(\frac{h_T}{D_R} \right)^{4,82} \quad (2.38)$$

Conforme mencionado na seção 2.2.2 deste capítulo, a determinação da diferença entre as retenções gasosas no *riser* e no *downcomer* de reatores *airlift* ($\varepsilon_R - \varepsilon_D$) auxilia na melhor compreensão da hidrodinâmica do sistema, uma vez que tal diferença é a força motriz para a circulação do líquido no reator. Neste sentido, alguns autores determinaram esta relação por meio de correlações lineares simples. Shariati et al. [139], em seu estudo utilizando fluidos newtonianos (microemulsões de água e diesel) em reator ACC, observaram a relação linear entre ε_D e ε_R , conforme Equação 2.39. Um resultado semelhante foi observado neste tipo de reator por Bello et al. [140] utilizando solução de NaCl (Equação 2.40) e por Christel et al. [141] com apenas água (Equação 2.41). Tais relações entre ε_D e ε_R para estes estudos foram muito semelhantes, apesar da injeção de ar ocorrer em regiões distintas do reator.

$$\varepsilon_D = 0,788 \cdot \varepsilon_R - 0,004 \quad (2.39)$$

$$\varepsilon_D = 0,790 \cdot \varepsilon_R - 0,057 \quad (2.40)$$

$$\varepsilon_D = 0,600 \cdot \varepsilon_R - 0,001 \quad (2.41)$$

No estudo de Molina et al. [120] utilizando fluidos newtonianos em reator ASC, a estimativa da força motriz para a circulação do líquido foi fortemente influenciada pelo regime de escoamento, onde no regime homogêneo esta apresentou-se como independente da viscosidade do líquido, sendo observado o oposto no regime heterogêneo, conforme Equações 2.42 e 2.43, respectivamente.

$$\varepsilon_D = 0,815 \cdot \varepsilon_R \quad (2.42)$$

$$\varepsilon_D = \varepsilon_R \cdot (0,356 + 0,326 \cdot 10^{-198 \cdot \mu_L}) \quad (2.43)$$

Choi et al. [142] observaram comportamento análogo para fluidos newtonianos, mesmo após adição de sólidos à água. Em testes com reator ACC, com injeção de ar dentro e fora do cilindro interno do reator (*draft*) obteve-se a relação expressa pela Equação 2.44. A adição de sólidos neste tipo de fluido foi igualmente testada por Ganzeveld et al. [143] e Gourich et al.

[127] em reatores ASC, onde os autores obtiveram uma relação linear entre ε_D e ε_R conforme Equações 2.45 e 2.46.

$$\varepsilon_D = 0,988 \cdot \varepsilon_R - 0,016 \quad (2.44)$$

$$\varepsilon_D = 0,630 \cdot \varepsilon_R - 0,0008 \quad (2.45)$$

$$\varepsilon_D = 0,940 \cdot \varepsilon_R - 0,016 \quad (2.46)$$

Quanto aos fluidos não-newtonianos, tal investigação é praticamente inexistente. Um dos poucos relatos sobre a relação entre ε_D e ε_R para este tipo de fluido foi realizada por Yazdian et al. [144] utilizando-se reatores do tipo *airlift* de circulação externa (ACE) e diferentes meios de cultura para cultivo de *Methylomonas spp.* Utilizando-se metano e oxigênio como fase gasosa, os autores obtiveram uma relação entre as retenções gasosas das regiões conforme Equação 2.47.

$$\varepsilon_D = 0,47 \cdot \varepsilon_R \quad (2.47)$$

2.5.1.2 Tempo e velocidade de circulação do líquido

Dentre os parâmetros hidrodinâmicos comumente utilizados para avaliar o desempenho de biorreatores, aqueles relacionados à circulação do líquido merecem destaque, uma vez que estão vinculados à retenção gasosa, aos fenômenos de transferência de calor e massa e ao grau de mistura no reator [145], sendo portanto, parâmetros de suma importância para o projeto e variação de escala de biorreatores *airlift*.

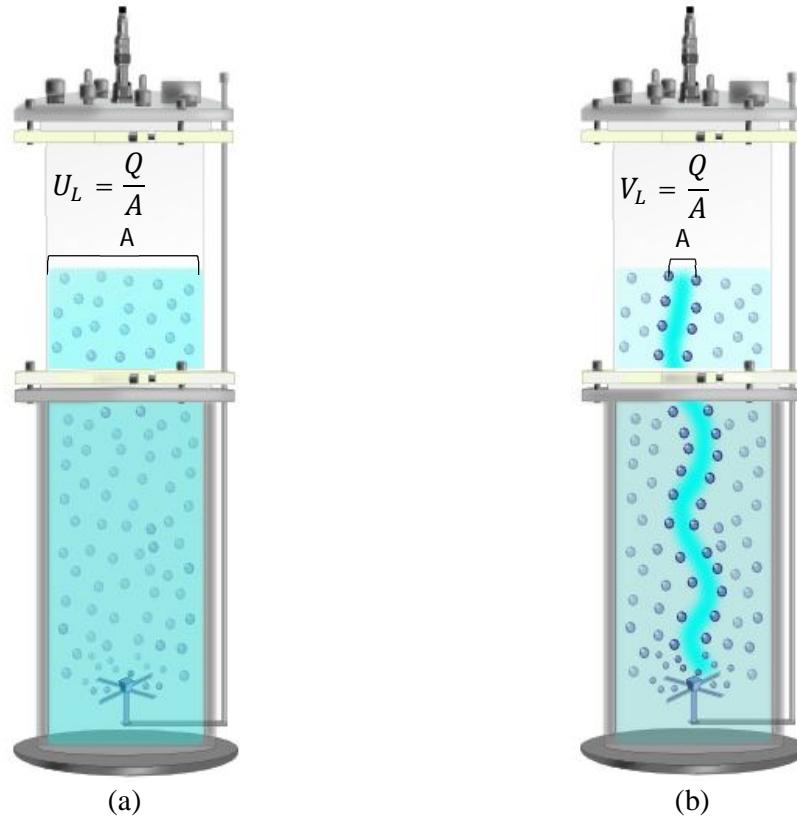
A intensidade da circulação do líquido em biorreatores *airlift* é em geral descrita na literatura em termos do tempo de circulação do líquido (t_c), velocidade superficial média do líquido (U_L) e velocidade intersticial (ou linear) média do líquido (V_L). Ambas as velocidades de circulação (V_{CL} , forma genérica) podem ser obtidas a partir do tempo de circulação, definido como o tempo médio necessário para que um elemento de volume de líquido percorra uma volta no reator e, da distância percorrida por este elemento de volume (x_c), conforme descrito por Chisti [36], de acordo com a Equação 2.48.

$$V_{CL} = \frac{x_c}{t_c} \quad (2.48)$$

A diferença entre as velocidades superficial e intersticial do líquido é apenas uma nuance, visto que a primeira trata-se da velocidade desconsiderando a existência do gás na coluna, ou seja, a velocidade que o líquido teria se estivesse escoando sozinho no reator [146] e, a segunda é a velocidade “real” do líquido, a qual considera os canais formados pela presença das bolhas e, portanto, é a velocidade média do líquido percorrendo estes canais. Uma vez que

a presença de bolhas forma áreas de escoamento restritas, espera-se que a velocidade intersticial (Figura 2.7.b) seja superior a velocidade superficial do líquido (Figura 2.7.a).

Figura 2.7 – Diferença entre velocidade superficial e intersticial do líquido. a) Velocidade superficial do líquido (U_L); b) Velocidade intersticial do líquido (V_L).



Fonte: Arquivo pessoal do autor.

Existem duas metodologias básicas para obtenção do tempo de circulação do líquido, as quais definem a velocidade a ser obtida. A primeira, onde o t_C é medido diretamente no líquido através de um pulso de temperatura, pH ou condutividade [119,141,147,148] refere-se à obtenção de uma velocidade “real” do líquido ou velocidade intersticial. Já a segunda, utiliza uma esfera sólida com densidade similar ao líquido para simular um elemento de volume [149]. Nesta ocasião, t_C é medida na dispersão gás-líquido, tratando-se, portanto, de uma velocidade superficial de líquido.

Segundo Chisti [36], as velocidades superficial e intersticial do líquido relacionam-se entre si através da retenção gasosa, conforme Equações 2.49 e 2.50, onde os subscritos R e D referem-se as regiões de subida (*riser*) e de descida (*downcomer*), respectivamente.

$$V_{LR} = \frac{U_{LR}}{1 - \epsilon_R} \quad (2.49)$$

$$V_{LD} = \frac{U_{LD}}{1 - \epsilon_D} \quad (2.50)$$

Portanto, além das velocidades médias do líquido, as velocidades do líquido nas principais regiões de escoamento do reator (*riser* e *downcomer*) podem ser mensuradas ou calculadas a partir de dados de t_C e retenção gasosa nestas seções. Gouveia et al. [150], em seu estudo utilizando um reator *airlift* de cilindros concêntricos, determinaram o tempo de circulação do líquido através da metodologia de pulso de pH, propondo posteriormente as Equações 2.51 e 2.52 para o cálculo da velocidade intersticial do líquido no *riser* (V_{LR}) e no *downcomer* (V_{LD}) a partir de equações teóricas presentes na literatura [36]. O mesmo raciocínio pode ser utilizado para a obtenção de equações que permitam o cálculo da velocidade superficial do líquido caso a determinação de t_C seja realizada na dispersão gás-líquido (método da esfera).

$$V_{LR} = \frac{x_C}{2t_C} \cdot \left(1 + \frac{A_D \cdot (1 - \varepsilon_D)}{A_R \cdot (1 - \varepsilon_R)} \right) \quad (2.51)$$

$$V_{LD} = \frac{x_C}{2t_C} \cdot \left(1 + \frac{A_R \cdot (1 - \varepsilon_R)}{A_D \cdot (1 - \varepsilon_D)} \right) \quad (2.52)$$

Nas Equações 2.51 e 2.52, A_R e A_D referem-se a área de seção transversal no *riser* e no *downcomer*, respectivamente. Fazendo uso do critério de continuidade (vazão volumétrica de líquido é constante no reator) também é possível obter uma relação entre V_{LR} e V_{LD} conforme Equação 2.53 [36].

$$V_{LR} \cdot (1 - \varepsilon_R) \cdot A_R = V_{LD} \cdot (1 - \varepsilon_D) \cdot A_D \quad (2.53)$$

Em virtude da importância destes parâmetros hidrodinâmicos para o projeto e variação de escala de biorreatores *airlift*, inúmeras investigações têm sido realizadas a fim de definir a magnitude destes parâmetros em diferentes modelos de *airlift*, assim como disponibilizar correlações empíricas e semiempíricas com o intuito de prever estas variáveis. Neste sentido, relacionado ao tempo de circulação do líquido, Merchuk et al. [151], em reator *airlift* de circulação interna do tipo ACC, observaram que o tempo de circulação da água reduz com aumento de U_{GR} . De forma análoga, Shariati et al. [139], utilizando microemulsões de água e diesel neste modelo de biorreator, observaram a queda de t_C com aumento de U_{GR} , assim como a influência direta por parte da viscosidade cinemática do líquido. Resultados distintos foram obtidos por Molina et al. [120] em reator ASC operado com fluidos newtonianos ($1,54 \leq \mu_L$ (cP) $\leq 19,50$), onde a influência por parte da viscosidade do líquido sobre t_C não foi observada.

Mirón et al. [152] realizaram medições de t_C para água doce e salgada em reatores ASC e ACC de 60 L e observaram que não houve diferença em relação ao tipo de água utilizada. Neste estudo, t_C variou de 45 a 25 s no reator ACC e de 45 a 20 s em ASC. De modo geral, t_C em ASC foi 25% inferior ao obtido em ACC.

Yazdian et al. [144], em reator do tipo *airlift* de circulação externa utilizando cultivo de *Methylomonas spp.* como fluido de trabalho, observaram o decréscimo de t_C com aumento da velocidade superficial do gás (U_{GR}), assim como com a redução da relação entre as áreas das regiões de subida e descida do reator ($1 \leq A_R/A_D \leq 9$). Por fim, Gavrilescu & Tudose [153] observaram, em reatores ACC com volumes de trabalho de 70 L, 2,5 m³ e 5,2 m³, que quanto maior a relação A_D/A_R e a área disponível para o escoamento na base e no topo do reator, menor é o tempo de circulação para água.

No estudo realizado por Al-Masry & Dukkan [132], em reator ACE de 700 L, a velocidade superficial média de circulação do líquido (U_L) para soluções de GX e CMC apresentou comportamento crescente com o aumento da velocidade superficial de ar até $U_{GR}=0,12 \text{ m.s}^{-1}$, permanecendo constante após este ponto. De acordo com Gavrilescu & Tudose [154] a influência direta de U_{GR} sobre a velocidade do líquido se deve ao aumento da força motriz para a circulação do líquido (aumento da diferença entre ϵ_R e ϵ_D) que ocorre nestas condições. Entretanto, segundo Merchuk [155], sob altos valores de U_{GR} um comportamento contrário pode ser observado (decréscimo da velocidade do líquido com o aumento de U_{GR}), uma vez que altas velocidades de gás aumentam a quantidade de bolhas que recirculam no reator, o que aumenta a retenção gasosa no *downcomer* e diminui a força motriz.

Referente à reologia do fluido, Al-Masry & Dukkan [132] observaram que o aumento da concentração de GX e CMC promove a redução de U_L . Uma observação semelhante foi realizada por Snape et al. [16], os quais relataram que U_L aumenta com U_{GR} e com a redução da concentração de sacarose em reator ACE. Em termos de viscosidade, a redução da velocidade de circulação do líquido com o aumento desta propriedade física, evidenciada por Popović & Robinson [156] e igualmente por Rajarajan et al. [157] para fluidos não-newtonianos e newtonianos viscosos, respectivamente, se deve, segundo Chisti et al. [145], às perdas por atrito substancialmente superiores em comparação a fluidos pouco viscosos como a água.

Com relação à geometria do reator, Popović & Robinson [156] em reator ACE e fluidos não-newtonianos, observaram um aumento de U_{LR} em até 3 vezes quando a razão A_D/A_R foi aumentada de 0,11 para 0,44. O mesmo foi observado por Choi [158], para água em reator ACE, onde o aumento da razão A_D/A_R de 0,11 para 0,53 duplicou a velocidade superficial do líquido no *riser* (U_{LR} de 0,15 e 0,30 m.s⁻¹ para U_{GR} de 0,14 m.s⁻¹, respectivamente), assim como o acréscimo de U_{GR} e ϵ_D promoveram uma maior velocidade de circulação. Observações semelhantes foram relatadas por Choi & Lee [123], os quais obtiveram para U_{GR} de 0,18 m.s⁻¹, U_{LR} atingindo 0,06 e 0,16 m.s⁻¹ em A_D/A_R de 0,11 e 0,53, respectivamente.

Lu et al. [159], utilizando água em reator ACC de seção circular e ACC modificado (coluna quadrada e *draft* circular), observaram um comportamento crescente de U_L com o aumento da relação h_R/D_R até $h_R/D_R = 11,2$, sendo observado o oposto para maiores valores de h_R/D_R . Neste estudo, a mudança no *design* do reator ACC para coluna de seção circular promoveu o decréscimo de U_L em comparação ao ACC convencional e, conseqüentemente, o aumento do tempo de mistura. Por fim, comparando-se reatores de diferentes modelos (ACE e ACC) e tamanhos semelhantes, Kochbeck & Lindert [160] observaram valores superiores de velocidade do líquido em reatores ACC em comparação ao ACE.

Inúmeras correlações empíricas que permitem a previsão da velocidade de circulação do líquido em reatores de circulação encontram-se disponíveis na literatura, sendo em sua maioria, equações válidas para água e fluidos similares, as quais utilizam parâmetros geométricos do biorreator e propriedades físicas do fluido. Entretanto, tão importante quanto à obtenção do valor numérico de um parâmetro, é também o entendimento dos conceitos científicos que levam a tal resultado. Neste sentido, modelos semiempíricos foram igualmente propostos na literatura, alguns derivados de equações de balanço de pressão [161–164], enquanto outros são obtidos a partir de balanços de energia no reator [145,148,165,166]. Considerando-se que ambos os métodos são importantes para a determinação da velocidade de circulação do líquido, a subseção seguinte descreve as informações disponíveis na literatura acerca deste tema.

2.5.1.2.1 *Previsão semiempírica da velocidade de circulação do líquido*

Dentre os modelos mais aceitos para previsão semiempírica da velocidade de circulação do líquido está o modelo proposto por Chisti et al. [145], o qual de acordo com sua teoria é válido tanto para fluidos newtonianos quanto para não-newtonianos [165]. Apesar de sua ampla abrangência teórica, este modelo foi validado inicialmente por Chisti [145] somente para água. Em um momento posterior, outros autores efetuaram sua validação e modificação para água com adição de sólidos em reator *airlift split-cylinder* (ASC) [143], água em reator *airlift* de cilindros concêntricos (ACC) empacotado [148], soluções não-newtonianas com adição de sólidos em reator ACC [166] e algumas soluções newtonianas e não-newtonianas viscosas em reator *airlift* de circulação externa (ACE) [165], permanecendo uma lacuna principalmente quanto a sua validade para fluidos newtonianos e não-newtonianos em uma ampla faixa de viscosidade e propriedades reológicas e especialmente para reatores *airlift* de circulação interna do tipo ASC. Neste sentido, na seção 3.3.6 da presente tese esta lacuna é preenchida com a

validação deste método para ambos os modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos viscosos e encontra-se publicada em Mendes & Badino [167].

Segundo Chisti et al. [145], a previsão da velocidade superficial do líquido em biorreatores pneumáticos de circulação (*airlift*) é possível pelo balanço de energia no reator, o qual pode ser escrito de maneira geral, conforme a Equação 2.54.

Hipóteses [148]:

- 1) O reator *airlift* é operado em condições de escoamento estável;
- 2) A variação de volume da fase gasosa é devida apenas à variação da pressão estática seguida da expansão ou contração isotérmica do gás;
- 3) A quantidade de gás aprisionado na região de descida (*downcomer*) pode ser desprezada em comparação à quantidade de gás presente na região de subida (*riser*);
- 4) A energia cinética associada ao gás que entra no aspersor e adentra no sistema pode ser desprezada, pois conforme Shamlou et al. [78] esta é inferior a 6% da energia total de entrada.
- 5) A altura de dispersão do líquido no *riser* e no *downcomer* é a mesma, h_d .

$$\left[\begin{array}{c} \text{ENTRADA DE ENERGIA} \\ \text{NO REATOR} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{ENERGIA DISSIPADA OU} \\ \text{PERDIDA NO REATOR} \end{array} \right]$$

$$E_{in} = E_R + E_D + E_B + E_T + E_F \quad (2.54)$$

Na Equação 2.54, tida como o balanço de energia global do reator, E_{in} é a entrada de energia devido à expansão isotérmica do gás (W), E_R é a dissipação de energia devido à subida das bolhas no *riser* (W), E_D é a perda de energia devido ao gás estagnado no *downcomer* (W), E_B é a perda de energia devido ao atrito na seção de recirculação da base do reator (W), E_T é a perda de energia por atrito na seção de recirculação no topo do reator (W) e E_F é a perda de energia por atrito nas regiões de descida e subida (W). As regiões do reator onde ocorrem as dissipações de energia elencadas anteriormente podem ser observadas na Figura 2.8, para o caso de um reator *airlift* de cilindros concêntricos.

A dissipação de energia devido à subida das bolhas no *riser* pode ser obtida por um balanço de energia, tendo como volume de controle o líquido presente nesta região. Assumindo-se ainda que $\rho_L \gg \rho_g$, tem-se a Equação 2.55, onde ρ_L é a densidade do líquido (kg.m^{-3}), g é a aceleração da gravidade (m.s^{-2}), h_d é a altura da dispersão gás-líquido (m), ϵ_R é a retenção gasosa na região de subida (-), U_{LR} é a velocidade superficial do líquido na região de subida (m.s^{-1}) e A_R é a área de seção transversal do *riser* (m^2).

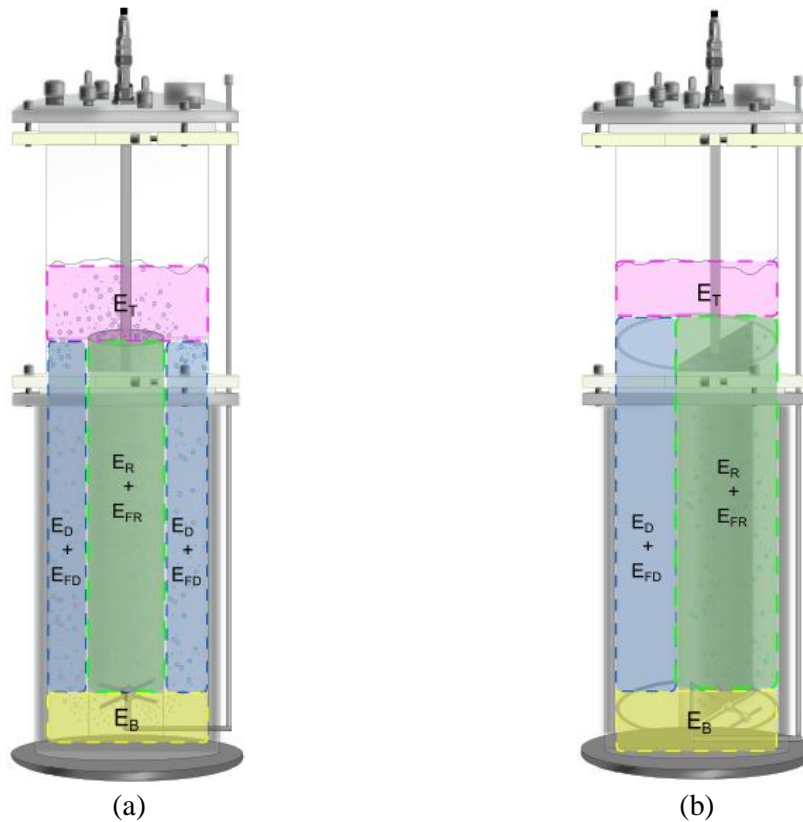
$$\left[\begin{array}{l} \text{ENTRADA DE ENERGIA} \\ \text{DEVIDO À EXPANSÃO} \\ \text{ISOTÉRMICA DO GÁS} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{l} \text{DISSIPACÃO DE ENERGIA} \\ \text{DEVIDO À SUBIDA DAS} \\ \text{BOLHAS NO RISER} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{l} \text{PERDA DE} \\ \text{PRESSÃO} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{l} \text{GANHO DE} \\ \text{ENERGIA POTENCIAL} \end{array} \right]$$

$$E_{in} = E_R - \rho_L \cdot g \cdot h_d \cdot (1 - \varepsilon_R) \cdot U_{LR} \cdot A_R + \rho_L \cdot g \cdot h_d \cdot U_{LR} \cdot A_R \quad (2.55)$$

Após rearranjar a Equação 2.55, obtém-se a Equação 2.56, a qual permite a determinação de E_R . Nota-se que o segundo e terceiro termos do lado direito da equação representam, a perda de energia de pressão, dada pelo aumento de volume de gás que resulta na redução da densidade da dispersão e por consequência, a redução da pressão e, o ganho de energia potencial no *riser* uma vez que o fluxo é ascendente.

$$E_R = E_{in} - \rho_L \cdot g \cdot h_d \cdot \varepsilon_R \cdot U_{LR} \cdot A_R \quad (2.56)$$

Figura 2.8 – Ilustração de dois modelos de reatores *airlift* com especificação das regiões onde ocorre dissipação de energia: a) reator *airlift* de cilindros concêntricos; b) reator *airlift split-cylinder*.



Fonte: Arquivo pessoal do autor.

De maneira semelhante, a perda de energia resultante da resistência do gás no líquido presente na região de descida é obtida por um balanço de energia, utilizando como volume de controle o líquido presente no *downcomer*. Sendo $\rho_L \gg \rho_g$, tem-se a Equação 2.57. O segundo e terceiro termos do lado direito da equação consistem do ganho de energia de pressão devido

à redução do volume de bolhas, que implica o aumento da densidade da dispersão e a perda de energia potencial no *downcomer*, devido ao fluxo descendente.

$$\left[\begin{array}{c} \text{ENTRADA DE} \\ \text{ENERGIA} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{DISSIPAÇÃO DE ENERGIA DEVIDO} \\ \text{ÀS BOLHAS ESTAGNADAS} \\ \text{NO DOWNCOMER} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{GANHO DE} \\ \text{PRESSÃO} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{PERDA DE} \\ \text{ENERGIA POTENCIAL} \end{array} \right]$$

$$0 = E_D + \rho_L \cdot g \cdot h_d \cdot (1 - \varepsilon_D) \cdot U_{LD} \cdot A_D + \rho_L \cdot g \cdot h_d \cdot U_{LD} \cdot A_D \quad (2.57)$$

Após rearranjar a Equação 2.57, tem-se a Equação 2.58, que permite a determinação de E_D , onde ε_D e U_{LD} são a retenção gasosa (-) e a velocidade superficial do líquido ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) no *downcomer*, respectivamente, e A_D é a área de seção transversal do *downcomer* (m^2).

$$E_D = \rho_L \cdot g \cdot h_d \cdot \varepsilon_D \cdot U_{LD} \cdot A_D \quad (2.58)$$

Conforme descrito em McCabe et al. [168] *apud* Hwang & Cheng [166] e Chisti et al. [145], as perdas de energia no topo e na base devido à recirculação em reatores *airlift* podem ser calculadas da mesma forma que em escoamentos em tubos. Assim tem-se a Equação 2.59, onde K_T e K_B (-) são os coeficientes de perda de carga no topo e na base e V_{LR} e V_{LD} são as velocidades lineares ou intersticiais do líquido na subida e na descida ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$), respectivamente.

$$E_B + E_T = \frac{1}{2} \rho_L \cdot [V_{LR}^3 \cdot K_T \cdot A_R \cdot (1 - \varepsilon_R) + V_{LD}^3 \cdot K_B \cdot A_D \cdot (1 - \varepsilon_D)] \quad (2.59)$$

Substituindo as Equações 2.49 e 2.53 na Equação 2.59, tem-se a Equação 2.60.

$$E_B + E_T = \frac{1}{2} \rho_L \cdot U_{LR}^3 \cdot A_R \cdot \left[\frac{K_T}{(1 - \varepsilon_R)^2} + K_B \cdot \left(\frac{A_R}{A_D} \right)^2 \cdot \frac{1}{(1 - \varepsilon_D)^2} \right] \quad (2.60)$$

Por fim, a perda de energia devido ao atrito no *riser* e no *downcomer* é descrita pela Equação 2.61 [148,165], onde ΔP_{FR} e ΔP_{FD} (Pa) são as perdas de carga por atrito devido ao escoamento do fluido através do *riser* e do *downcomer*.

$$E_F = \Delta P_{FR} \cdot U_{LR} \cdot A_R + \Delta P_{FD} \cdot U_{LD} \cdot A_D \quad (2.61)$$

Segundo Verlaan et al. [169] e Kembrowski et al. [165], em uma dispersão gás-líquido que apresenta uma retenção gasosa inferior a 15%, a influência da fase gasosa sobre o atrito total pode ser desprezada, e, portanto, o escoamento bifásico gás-líquido pode ser aproximado a um escoamento de fase contínua, ou seja, como uma fase líquida. Assim, para o caso de um sistema pseudo-homogêneo, as perdas de carga no *riser* e no *downcomer* podem ser descritas conforme as Equações 2.62 e 2.63, respectivamente [161]. Sendo f_{LR} e f_{LD} os coeficientes de atrito de Fanning do líquido (-) e, D_{hr} e D_{hd} (m) os diâmetros hidráulicos⁴ no *riser* e no

⁴ Na literatura referida, as Equações 2.62 e 2.63 são descritas para tubos circulares, onde neste caso o comprimento equivalente é o diâmetro do tubo. Entretanto, no presente estudo, escoamentos em dutos não-circulares também são estudados. Segundo Perry et al. [171], para o caso de escoamento em dutos não-circulares fechados, o comprimento característico do duto deve ser o diâmetro hidráulico, o qual equivale a razão de quatro vezes a área de seção transversal pelo perímetro molhado. Em dutos circulares, D_h reduz-se ao diâmetro da tubulação.

downcomer, respectivamente.

$$\Delta P_{FR}|_L = 2f_{LR} \cdot \rho_L \cdot U_{LR}^2 \cdot \frac{h_d}{D_{hR}} \quad (2.62)$$

$$\Delta P_{FD}|_L = 2f_{LD} \cdot \rho_L \cdot U_{LD}^2 \cdot \frac{h_d}{D_{hD}} \quad (2.63)$$

Desta forma, substituindo as Equações 2.62 e 2.63 na Equação 2.61 tem-se a Equação 2.64, descrita apenas para o caso de um sistema pseudo-homogêneo.

$$E_F|_L = 2\rho_L \cdot h_d \cdot \left(f_{LR} \cdot \frac{A_R}{D_{hR}} \cdot U_{LR}^3 + f_{LD} \cdot \frac{A_D}{D_{hD}} \cdot U_{LD}^3 \right) \quad (2.64)$$

Finalmente, substituindo as Equações 2.56, 2.58, 2.60 e 2.64 em 2.54 têm-se a Equação 2.65.

$$\begin{aligned} E_{in} = E_{in} - \rho_L \cdot g \cdot h_d \cdot \varepsilon_R \cdot U_{LR} \cdot A_R + \rho_L \cdot g \cdot h_d \cdot \varepsilon_D \cdot U_{LD} \cdot A_D + \frac{1}{2} \rho_L \cdot U_{LR}^3 \cdot A_R \\ \cdot \left[\frac{K_T}{(1 - \varepsilon_R)^2} + K_B \cdot \left(\frac{A_R}{A_D} \right)^2 \cdot \frac{1}{(1 - \varepsilon_D)^2} \right] + 2\rho_L \cdot h_d \\ \cdot \left(f_{LR} \cdot \frac{A_R}{D_{hR}} \cdot U_{LR}^3 + f_{LD} \cdot \frac{A_D}{D_{hD}} \cdot U_{LD}^3 \right) \end{aligned} \quad (2.65)$$

Com auxílio da relação descrita pela Equação 2.66 e expressando a Equação 2.65 em termos de U_{LR} , após algumas simplificações tem-se a Equação 2.67. Tal equação permite a previsão da velocidade superficial de circulação do líquido na região de subida, para reatores *airlift* de circulação interna e externa operando com fluidos com retenção gasosa inferior a 15%.

$$U_{LD} \cdot A_D = U_{LR} \cdot A_R \quad (2.66)$$

$$U_{LR} = \left\{ \frac{2g \cdot h_d \cdot (\varepsilon_R - \varepsilon_D)}{\frac{K_T}{(1 - \varepsilon_R)^2} + K_B \cdot \left(\frac{A_R}{A_D} \right)^2 \cdot \frac{1}{(1 - \varepsilon_D)^2} + 4h_d \cdot \left[\frac{f_{LR}}{D_{hR}} + \frac{f_{LD}}{D_{hD}} \cdot \left(\frac{A_R}{A_D} \right)^2 \right]} \right\}^{0.5} \quad (2.67)$$

Para o caso específico de reatores *airlift* de circulação interna, como é o caso dos reatores *split-cylinder* e cilindros concêntricos, segundo Chisti [36] e Kubota et al. [170], a perda de energia na região de separação gás-líquido (região de topo) geralmente é mínima em comparação com a parte inferior (região da base). Isso ocorre uma vez que a região de topo do reator pode ser comparada a um canal aberto, diferente do canal estreito em que o líquido deve escoar na parte inferior. Assim, para estes reatores $K_T \cong 0$. Desta forma, a Equação 2.67 reduz-se à Equação 2.68 para o caso de reatores *airlift* de circulação interna.

Por este motivo, nas Equações 2.62 e 2.63 utilizamos o diâmetro hidráulico do duto como uma forma genérica e que, portanto, pode ser utilizada para todos os casos aqui estudados.

$$U_{LR} = \left\{ \frac{2g \cdot h_d \cdot (\varepsilon_R - \varepsilon_D)}{K_B \cdot \left(\frac{A_R}{A_D}\right)^2 \cdot \frac{1}{(1 - \varepsilon_D)^2} + 4h_d \cdot \left[\frac{f_{LR}}{D_{hR}} + \frac{f_{LD}}{D_{hD}} \cdot \left(\frac{A_R}{A_D}\right)^2 \right]} \right\}^{0,5} \quad (2.68)$$

Ademais, de acordo com Chisti [36], para fluidos newtonianos de baixa viscosidade como a água as perdas por atrito no *riser* e no *downcomer* (E_F) podem ser desprezadas em comparação aos demais termos de dissipação de energia. Desta forma, para reatores *airlift* de circulação interna operados com água, a Equação 2.68 reduz-se à Equação 2.69.

$$U_{LR} = \left[\frac{2g \cdot h_d \cdot (\varepsilon_R - \varepsilon_D)}{K_B \cdot \left(\frac{A_R}{A_D}\right)^2 \cdot \frac{1}{(1 - \varepsilon_D)^2}} \right]^{0,5} \quad (2.69)$$

Para casos em que a retenção gasosa na região exceda 15%, o que ocorre geralmente na região de subida, a perda por atrito na região deve ser tratada como em um sistema bifásico. Assim, de acordo com Merchuk & Stein [161], a perda de carga no *riser* pode ser expressa pela Equação 2.70 e as perdas totais por atrito no *riser* e no *downcomer* (E_F) são descritas conforme Equação 2.71, onde f_{MR} é o coeficiente de atrito Fanning da mistura no *riser*, ρ_M é a densidade da mistura (dispersão) e U_{GR} é a velocidade superficial do gás na região de subida. A perda de carga no *downcomer*, uma vez que em geral é inferior a 15%, é tratada como fase líquida e descrita pela Equação 2.63.

$$\Delta P_{FR}|_M = 2 \cdot f_{MR} \cdot \rho_M \cdot U_{LR} \cdot (U_{LR} + U_{GR}) \cdot \frac{h_d}{D_{hR}} \quad (2.70)$$

Desta forma, substituindo as Equações 2.63 e 2.70 na Equação 2.61 tem-se a Equação 2.71, descrita para o caso de um sistema bifásico gás-líquido.

$$E_F|_M = 2\rho_L \cdot h_d \cdot f_{LD} \cdot \frac{A_D}{D_{hD}} \cdot U_{LD}^3 + 2\rho_M \cdot h_d \cdot f_{MR} \cdot \frac{A_R}{D_{hR}} \cdot U_{LR}^2 \cdot (U_{LR} + U_{GR}) \quad (2.71)$$

Substituindo as Equações 2.56, 2.58, 2.60 e 2.71 em 2.54 tem-se a Equação 2.72.

$$E_{in} = E_{in} - \rho_L \cdot g \cdot h_d \cdot \varepsilon_R \cdot U_{LR} \cdot A_R + \rho_L \cdot g \cdot h_d \cdot \varepsilon_D \cdot U_{LD} \cdot A_D + \frac{1}{2} \rho_L \cdot U_{LR}^3 \cdot A_R \cdot \left[\frac{K_T}{(1 - \varepsilon_R)^2} + K_B \cdot \left(\frac{A_R}{A_D}\right)^2 \cdot \frac{1}{(1 - \varepsilon_D)^2} \right] + 2\rho_L \cdot h_d \cdot f_{LD} \cdot \frac{A_D}{D_{hD}} \cdot U_{LD}^3 + 2\rho_M \cdot h_d \cdot f_{MR} \cdot \frac{A_R}{D_{hR}} \cdot U_{LR}^2 \cdot (U_{LR} + U_{GR}) \quad (2.72)$$

Novamente, com auxílio da Equação 2.66, expressando em termos da velocidade superficial do líquido na subida e ainda, deduzindo-a apenas para reatores *airlift* de circulação interna ($K_T=0$), a Equação 2.72 reduz-se à Equação 2.73 de segundo grau.

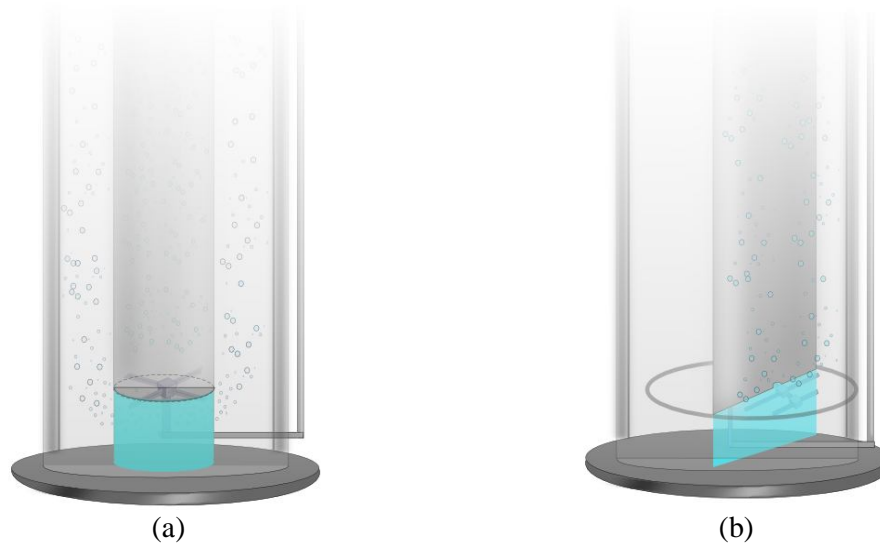
$$\left[K_B \cdot \left(\frac{A_R}{A_D} \right)^2 \cdot \frac{1}{(1 - \varepsilon_D)^2} + 4f_{MR} \cdot \left(\frac{\rho_M}{\rho_L} \right) \cdot \frac{h_d}{D_{hR}} + 4f_{LD} \cdot \left(\frac{A_R}{A_D} \right)^2 \cdot \frac{h_d}{D_{hD}} \right] \cdot U_{LR}^2 + \left[4f_{MR} \cdot \left(\frac{\rho_M}{\rho_L} \right) \cdot \frac{h_d}{D_{hR}} \cdot U_{GR} \right] \cdot U_{LR} + 2g \cdot h_d \cdot (\varepsilon_D - \varepsilon_R) = 0 \quad (2.73)$$

Como pode ser observado nas Equações 2.68 e 2.73, para previsão da velocidade superficial do líquido em reatores *airlift* operados com fluidos viscosos tem-se a necessidade inicial de se obter os valores do coeficiente de perda por atrito na base do reator (K_B) e os fatores de atrito Fanning do líquido ou da mistura, em ambas as regiões de circulação do reator (f_{LR} , f_{LD} e f_{MR}).

Para determinação de K_B , Chisti et al. [145] propuseram uma correlação simples dependente apenas da área de seção transversal do *downcomer* (A_D) e da área disponível para o escoamento do fluido na base do reator (A_b), conforme ilustrado na Figura 2.9. Tal correlação (Equação 2.74) pode ser utilizada para modelos de biorreatores *airlift* de circulação interna e externa que apresentam a razão A_D/A_b entre 0,2 a 1,8.

$$K_B = 11,402 \cdot \left(\frac{A_D}{A_b} \right)^{0,789} \quad (2.74)$$

Figura 2.9 – Ilustração da base dos reatores *airlift* de circulação interna com demarcação da área disponível para escoamento (Equação 2.74). a) Reator *airlift* de cilindros concêntricos; b) Reator *airlift split-cylinder*.



Fonte: Arquivo pessoal do autor.

De forma semelhante, Choi & Lee [123] propuseram uma correlação onde K_B é dependente de dados geométricos do biorreator. Entretanto, a correlação é válida somente para reator tipo ACE, conforme a relação descrita na Equação 2.75.

$$K_B \propto 12,705 \cdot \left(1 + \frac{A_D}{A_R}\right)^{2,050} \quad (2.75)$$

Para líquidos newtonianos escoando em tubos circulares lisos, como é o caso do *riser* do reator *airlift* de cilindros concêntricos, o fator de atrito de Fanning para um escoamento laminar é descrito pela Equação 2.76, sendo dependente apenas do número de Reynolds do líquido para este tipo de fluido (Equação 2.23).

$$f_{Li} = \frac{16}{Re_{Li}} \quad (2.76)$$

Para o caso de um regime turbulento, inúmeras equações encontram-se disponíveis na literatura para tubos lisos e rugosos, entretanto, alguns autores [145,161–163,165] utilizam em trabalhos relacionados com a velocidade de circulação em *airlift* a Equação de Blasius (Equação 2.77), válida para a faixa de $4000 < Re_L < 10^5$. Segundo Perry et al. [171], na faixa de número de Reynolds entre 2100 e 4000 tem-se o regime transiente, no qual o fluido pode apresentar um comportamento tanto como em um escoamento laminar, quanto como em um regime turbulento, dependendo da rugosidade do tubo, seu formato, entre outros fatores, fato que gera grande incerteza dos valores calculados para fator de atrito nesta faixa. Em geral para tubos lisos, as mesmas equações para determinação do fator de atrito em regime turbulento são utilizadas para regime transiente.

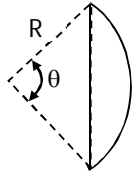
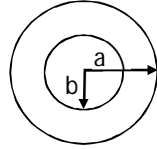
$$f_{Li} = 0,079 \cdot Re_{Li}^{-0,25} \quad (2.77)$$

Para dutos não-circulares como a região de descida (*downcomer*) do reator ACC e ambas as regiões de escoamento do reator ASC, com um escoamento de fluido newtoniano em regime turbulento, basta substituir na Equação 2.23 (definição de Reynolds) o diâmetro hidráulico da seção como comprimento característico e utilizar a Equação 2.77 para o cálculo do fator de atrito [168,171]. Entretanto, para o caso de um regime laminar, observa-se que a resistência ao escoamento é muito mais sensível ao formato do duto e, portanto, a equação para o cálculo do fator de atrito torna-se genérica, conforme a Equação 2.78, onde a constante C_i depende do formato do duto.

$$f_{Li} = \frac{C_i}{Re_{Li}} \quad (2.78)$$

A constante C_i da Equação 2.78 para os diferentes formatos encontram-se na Tabela 2.1. Cabe ressaltar que na literatura os dados da Tabela 2.1 estão disponíveis em termos do coeficiente de atrito de Darcy, o qual, segundo Perry et al. [171], é quatro vezes maior que o fator de atrito de Fanning. Os dados apresentados na Tabela 2.1 encontram-se já corrigidos para utilização direta na Equação 2.78.

Tabela 2.1 – Constante de relação entre número de Reynolds e fator de atrito de Fanning para escoamento laminar em diferentes formatos de dutos não-circulares.

Formato	θ	C_i	Formato	b/a	C_i
	0	15,5550		0,00	16,0000
	20	15,5600		0,05	21,5675
	60	15,5975		0,10	22,3425
	80	15,6275		0,50	23,8125
	120	15,6900		0,75	23,9675
	180	15,7675		1,00	24,0000
	240	15,8400			
	300	15,9150			

Fonte: Adaptada de Remsburg [172]

Ainda, de forma semelhante ao número de Reynolds, o valor do número de Reynolds crítico ($Re_{crít}$), o qual corresponde ao valor em que o escoamento deixa de apresentar comportamento laminar, é dependente do formato do duto. Segundo Kakaç & Yener [173], para dutos não-circulares o $Re_{crít}$ pode ser considerado o mesmo que para dutos circulares (entre 2100 e 2300) desde que o cálculo do número de Reynolds seja realizado utilizando o diâmetro hidráulico como comprimento característico.

Para o caso de fluidos não-newtonianos, Metzner & Reed [174] foram pioneiros na determinação inicial do número de Reynolds e fator de atrito de Fanning para este tipo de fluido. Em seu estudo, diferentes diâmetros de tubulação circular e reologia de fluidos foram utilizados, resultando, para fluidos pseudoplásticos, nas Equações 2.79, 2.80 (válida para regime laminar) e 2.81 (válida para regime turbulento). Com relação ao $Re_{crít}$, os autores sugerem uma faixa em que este valor seja o mesmo tanto para fluidos newtonianos quanto para não-newtonianos, entre 2000 e 2500 ou, ainda, que o limiar entre os regimes laminar e transição/turbulento ocorra quando o fator de atrito de Fanning seja menor que 0,008.

$$Re_{LNN} = \frac{\rho_L \cdot V_L^{2-n} \cdot D_{hi}^n}{8^{n-1} \cdot K \cdot \left(\frac{3n+1}{4n}\right)^n} \quad (2.79)$$

$$f_{LNN} = \frac{16}{Re_{LNN}} \quad (2.80)$$

$$f_{LNN} = 1,40 \cdot 10^{-3} + 0,125 \cdot Re_{LNN}^{-0,32} \quad (2.81)$$

onde Re_{LNN} é o número de Reynolds modificado para fluidos pseudoplásticos (-), f_{LNN} é o fator de atrito de Fanning para fluidos não-newtonianos (-), ρ_L é a densidade do líquido ($kg \cdot m^{-3}$), V_L é a velocidade total ou intersticial do líquido ($m \cdot s^{-1}$), D_h é o diâmetro hidráulico da seção (m),

K é o índice de consistência (Pa.sⁿ) e n é o índice de escoamento (-) para fluidos pseudoplásticos de acordo com a Lei de Potência.

Outras equações para determinação do fator de atrito de fluidos não-newtonianos pseudoplásticos em regime turbulento são propostas na literatura, como a Equação 2.82 [168] para tubos lisos.

$$\frac{1}{\sqrt{f_{LNN}}} = \frac{1,74}{n^{0,75}} \cdot (\ln Re_{LNN} \cdot f_{LNN}^{1-0,5n}) - \frac{0,4}{n^{1,2}} \quad (2.82)$$

Por fim, para determinação do número de Reynolds e do fator de atrito de uma mistura gás-líquido escoando em um tubo circular, dentre as correlações propostas na literatura tem-se a proposta por Shannak [175] para fluidos newtonianos. Neste estudo, o fator de atrito é calculado em termos do coeficiente de atrito de Darcy (C_f), o qual pode ser posteriormente transformado em Fanning. Para obtenção do número de Reynolds para duas fases (Re_M), os autores utilizaram a Equação 2.83, a qual depende do Reynolds da fase gasosa (Re_G) e da fase líquida (Re_L), da razão entre fluxo mássico de gás e fluxo mássico da mistura (x), conforme Equação 2.84 e das densidades do gás e do líquido. Para determinação de C_f da mistura (C_{fM}) no regime laminar utiliza-se a relação semelhante aos casos anteriores, conforme Equação 2.85. Já a Equação 2.86, utilizada para o cálculo de C_{fM} no regime turbulento, depende apenas de Re_M , da rugosidade (e) e diâmetro da tubulação (D). Neste estudo, a fronteira entre o regime laminar e transiente/turbulento ocorre em $Re_M=11$.

$$Re_M = \frac{x^2 + (1 - x^2) \cdot (\rho_G / \rho_L)}{\left(\frac{x^2}{Re_G}\right) + \left(\frac{(1 - x^2)}{Re_L}\right) \cdot (\rho_G / \rho_L)} \quad (2.83)$$

$$x = \frac{\rho_G \cdot U_G}{\rho_G \cdot U_G + \rho_L \cdot U_L} \quad (2.84)$$

onde, U_G e U_L (m.s⁻¹) são as velocidades superficiais do gás e do líquido respectivamente.

$$C_{fM} = \frac{64}{Re_M} \quad (2.85)$$

$$\frac{1}{\sqrt{C_{fM}}} = -\log \left[\frac{1}{3,7065} \cdot \frac{e}{D} - \frac{5,0452}{Re_M} \cdot \log \left(\frac{1}{2,8257} \cdot \left(\frac{e}{D}\right)^{1,1098} + \frac{5,8506}{Re_M^{0,8981}} \right) \right] \quad (2.86)$$

2.5.1.2.2 Correlações empíricas para previsão da velocidade de circulação do líquido

Para previsão do tempo de circulação do líquido, poucas correlações estão disponíveis na literatura. Utilizando água em reator ACC, Merchuk et al. [151] propuseram a Equação 2.87,

onde t_c apresenta uma relação linear com U_{GR} . Considerando a influência de propriedades físicas de fluidos newtonianos (microemulsões de água e diesel) sobre t_c , Shariati et al. [139] propuseram a Equação 2.88 para reator ACC, onde U_{GR} apresenta relação inversa à t_c , e direta à viscosidade cinemática do líquido.

$$t_c = 30 - 95 \cdot U_{GR} \quad (2.87)$$

$$t_c = 0,278 \cdot U_{GR}^{-0,662} \cdot \nu_L^{0,340} \quad (2.88)$$

Com relação às correlações empíricas disponíveis para obtenção da velocidade de circulação do líquido, uma equação bastante simples que permite a previsão de U_L de fluidos newtonianos e diferentes gases foi proposta por Merchuk [155] para reator ACE com diferentes aspersores (Equação 2.89), onde U_L tem relação direta com U_{GR} .

$$U_L = 9,9 \cdot U_{GR}^{0,40} \quad (2.89)$$

Correlações que levam em consideração a influência da geometria do reator estão igualmente disponíveis na literatura, como as propostas por Bello et al. [176] (Equação 2.90), Popović & Robinson [112] (Equação 2.91) e Choi [158] (Equação 2.92), para reator ACE utilizando água como fluido de trabalho e, a Equação 2.93, proposta por Gavrilescu & Tudose [177] para fluidos não-newtonianos em biorreator semelhante. Em ambos os estudos, observou-se que o acréscimo de U_{GR} e da relação entre as áreas do *riser* e *downcomer* (A_D/A_R) promove o aumento da velocidade superficial do líquido.

$$U_L = 1,55 \cdot U_{GR}^{0,33} \cdot \left(\frac{A_D}{A_R}\right)^{0,74} \quad (2.90)$$

$$1 + 100 \cdot U_{LR} = U_{GR}^{0,197} \cdot \left(1 + \frac{A_D}{A_R}\right)^{2,45} \quad (2.91)$$

$$V_{LR} \propto 0,795 \cdot U_{GR}^{0,233} \cdot \left(\frac{A_D}{A_R}\right)^{0,330} \quad (2.92)$$

$$U_{LR} = 1,2 \cdot U_{GR}^{0,40} \cdot \left(\frac{A_D}{A_R}\right)^{0,657} \quad (2.93)$$

Resultados distintos quanto à influência de A_R/A_D sobre U_L foram obtidos por Lu et al. [159] em reatores ACC convencional (seção circular) e ACC modificado (coluna quadrada e *draft* circular), conforme Equações 2.94 e 2.95, respectivamente. Neste estudo, a influência desta relação geométrica sobre a velocidade do líquido pode ser desprezada.

$$U_L = 0,124 \cdot U_{GR}^{0,537} \cdot \left(\frac{A_R}{A_D}\right)^{0,080} \quad (2.94)$$

$$U_L = 0,114 \cdot U_{GR}^{0,557} \cdot \left(\frac{A_R}{A_D}\right)^{0,073} \quad (2.95)$$

Quanto à influência das propriedades físicas do fluido sobre U_{LR} , há certa discordância na literatura. Vatai & Tekić [178], em reator ACE e fluidos não-newtonianos ($0,304 \leq K$ (Pa.sⁿ) $\leq 0,745$ e $0,805 \leq n \leq 0,866$), observaram que μ_{ap} do fluido praticamente não exerce influência sobre a velocidade de circulação do líquido no *riser*, como pode ser visto na Equação 2.96. Já Popović & Robinson [156] e Gavrilescu & Tudose [154], em condições semelhantes, observaram que tal influência possui mesma ordem de grandeza de U_{GR} , com comportamento inverso à velocidade do líquido, conforme Equações 2.97 e 2.98, respectivamente. De forma complementar, Gavrilescu & Tudose [154] avaliaram a influência dos regimes de escoamento sobre a velocidade intersticial do líquido, obtendo valores de C_1 iguais a 0,42 ($U_{GR} \leq 0,04$ m.s⁻¹), 0,47 ($0,04 < U_{GR}$ (m.s⁻¹) $< 0,07$) e 0,54 ($U_{GR} \geq 0,07$ m.s⁻¹) para os regimes homogêneo, de transição e heterogêneo, respectivamente. Correlações que consideram o efeito da adição de antiespumante (C_a) sobre a velocidade do líquido são igualmente propostas na literatura, conforme Equação 2.99 [115], descrita para reatores ACE de 55 e 700 L.

$$U_{LR} = 2,858 \cdot U_{GR}^{0,482} \cdot \left(\frac{A_R}{A_D}\right)^{0,416} \cdot \mu_{ap}^{0,0105} \quad (2.96)$$

$$U_{LR} = 0,23 \cdot U_{GR}^{0,32} \cdot \left(\frac{A_D}{A_R}\right)^{0,97} \cdot \mu_{ap}^{-0,39} \quad (2.97)$$

$$V_{LR} = 12,65 \cdot U_{GR}^{C_1} \cdot \left(\frac{A_D}{A_R}\right)^{0,95} \cdot \left(\frac{H_S}{H_D}\right)^{0,30} \cdot \left(\frac{\mu_{ap}}{\mu_{H_2O}}\right)^{-0,37} \quad (2.98)$$

$$U_L = 0,4160 \cdot U_{GR}^{0,2476} \cdot \left(1 + \frac{A_D}{A_R}\right)^{1,9387} \cdot (1 + C_a)^{-0,0165} \quad (2.99)$$

Outras correlações de maior complexidade também encontram-se disponíveis na literatura, como o trabalho de Hills [179] realizado em reator ACE, o qual sugere uma relação inversa entre velocidade de circulação do líquido e retenção gasosa, conforme Equação 2.100 (válida para sistema água-ar e $U_L > 0,3$ m.s⁻¹). A existência de uma relação entre retenção gasosa e velocidade do líquido foi sugerida de forma análoga por Molina et al. [120] utilizando fluidos newtonianos ($1,54 \leq \mu_L$ (cP) $\leq 19,50$) em reator ASC, por Kembrowski et al. [165], para fluidos newtonianos ($1 \leq \mu_L$ (cP) ≤ 141) em reator ACE de escala piloto e por Bello et al. [140], para líquidos newtonianos de baixa viscosidade em reatores CB, ACE e ACC, conforme Equações 2.101, 2.102 e 2.103, respectivamente. Um resultado divergente foi observado por Mohanty et al. [180], utilizando um reator ACE de três estágios de recirculação, com a velocidade do líquido variando de forma direta à retenção gasosa (Equação 2.104).

$$\frac{U_G}{\varepsilon_g} = 0,24 + 1,35 \cdot (U_G + U_L)^{0,93} \quad (2.100)$$

$$\varepsilon_g = 0,139 \cdot \left(\frac{U_{GR}}{U_{LR}}\right)^{1,1} \cdot \mu_L^{-0,158} \quad (2.101)$$

$$\varepsilon_R = 0,203 \cdot \frac{Fr^{0,31}}{Mo^{0,012}} \cdot \left(\frac{U_{GR} \cdot A_R}{U_{LR} \cdot A_D}\right)^{0,74} \quad (2.102)$$

$$\varepsilon_R = 0,16 \cdot \left(\frac{U_{GR}}{U_{LR}}\right)^{0,57} \cdot \left(1 + \frac{A_D}{A_R}\right) \quad (2.103)$$

$$U_L = 0,248 \cdot \varepsilon_g^{1,91} \quad (2.104)$$

Por fim, Al-Masry & Abasaed [181] propuseram uma correlação para a água em reator ACE que leva em consideração, propriedades físicas do fluido (ρ_L e μ_L), condições operacionais (U_{GR}) e várias informações geométricas do biorreator (Equação 2.105).

$$U_L = 0,95 \cdot \left(\frac{\rho_L \cdot U_{GR} \cdot h_d}{\mu_L}\right)^{0,165} \cdot \left(1 + \frac{A_D}{A_R}\right)^{-1,84} \cdot \left(\frac{v_T}{v_c}\right)^{1,38} \quad (2.105)$$

Resultados divergentes quanto a influência da razão entre o volume de líquido na região de separação e o volume total do reator (v_T/v_c) sobre a velocidade do líquido foram obtidos por Al-Masry [89] em reator ACE de 167 L com água e glicerol puro, onde modificações de v_T/v_c praticamente não afetam U_{LR} , conforme Equação 2.106.

$$U_{LR} = 0,67 \cdot U_{GR}^{0,39} \cdot \left(\frac{v_T}{v_c}\right)^{0,08} \cdot \mu_L^{-0,03} \quad (2.106)$$

Como pode ser observado, existe um grande número de correlações disponíveis na literatura para previsão da velocidade de circulação do líquido, entretanto, escassos são os estudos sobre este parâmetro em reatores de circulação interna, conforme é proposto no presente estudo.

2.5.1.3 Diâmetro médio da bolha (D_b)

Antes de iniciar a descrição deste tópico, cabe ressaltar que, de maneira geral, ao mencionarmos sobre tamanho de bolha, relacionamos de imediato tal parâmetro à transferência de massa. Conforme visto anteriormente, este parâmetro é de suma importância tanto para o entendimento de fenômenos de transferência de massa quanto de movimento. Apesar do D_b não ser um parâmetro hidrodinâmico propriamente dito, ele é inserido nesta posição do texto, uma vez que muitos conceitos inerentes à sua descrição estão conectados diretamente ao arrasto, tópico subsequente.

O mecanismo de formação de bolhas em sistemas gás-líquido é influenciado por fatores como condições operacionais (vazão de gás, temperatura e pressão), geometria do equipamento

(geometria do aspersor e diâmetro do orifício) e propriedades físicas dos fluidos (densidade, viscosidade, propriedades reológicas, tensão superficial e polaridade) [182] e, portanto, a quebra e/ou coalescência de bolhas, as quais irão refletir diretamente no tamanho da bolha, são fenômenos muito sensíveis a quaisquer alterações no processo. A influência de algumas destas variáveis sobre o diâmetro da bolha foi correlacionada conforme a Equação 2.107 [183].

$$D_b \propto \left(\frac{6 \cdot D_o \cdot \sigma_L}{\rho_L \cdot \rho_G} \right)^{1/3} \quad (2.107)$$

Além dos fenômenos de quebra e coalescência, em especial, as propriedades físicas dos fluidos e a turbulência do meio apresentam um papel importante na determinação do formato das bolhas, o qual é de grande importância principalmente em fenômenos de interface como o arrasto. De maneira geral, as bolhas podem apresentar superfície rígida ($D_b < 2\text{mm}$ [111,184]) ou móvel (fluida) com formato esférico, elipsoidal e distorcido, dentre outros. No estudo de Clift, Grace e Weber, de 1978, o comportamento de bolhas em líquidos foi investigado por meio de correlações adimensionais pela utilização dos números de Reynolds, Weber, Eötvös e Morton [146]. Estes adimensionais são formas diferentes de relacionar forças de tensão superficial, viscosidade, inércia e empuxo e, portanto, expressam a importância das propriedades físicas do líquido, vazão do gás e ação da gravidade sobre o formato e o escoamento de bolhas.

O comportamento de bolhas e gotas movimentando-se somente pela ação da gravidade através de diferentes líquidos também foi mapeado por Clift, Grace e Weber de acordo com a Figura 2.10, relacionando alguns formatos típicos de bolhas e gotas por meio dos números de Eötvös (Equação 2.108) e Reynolds (Equação 2.109) da bolha. Na Equação 2.108, V_r corresponde a velocidade relativa gás-líquido (diferença entre as velocidades do gás e do líquido).

$$Re_b = \frac{\rho_L \cdot V_r \cdot D_b}{\mu_L} = \frac{\textit{inércia}}{\textit{viscosidade}} \quad (2.108)$$

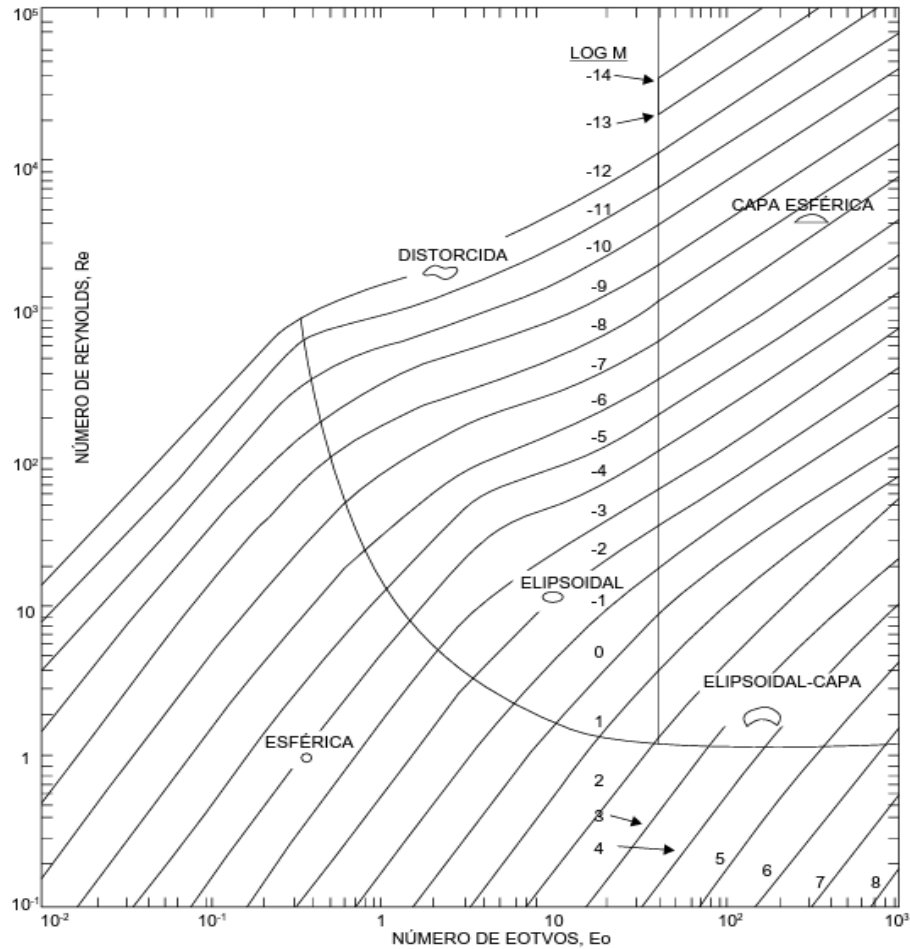
$$Eo_b = \frac{(\rho_L - \rho_G) \cdot g \cdot D_b^2}{\sigma_L} = \frac{\textit{empuxo}}{\textit{tensão superficial}} \quad (2.109)$$

A velocidade relativa (V_r) na Equação 2.108 pode ser determinada a partir do coeficiente de arrasto (C_D) por meio da Equação 2.110, a qual está descrita com base em Simonnet et al. [185], Ishii & Zuber [186] e Karamanev [187], e permite o cálculo de C_D para uma bolha de formato não-esférico escoando em um líquido (newtoniano e não-newtoniano), considerando a interferência de outras bolhas dispersas no líquido por meio do termo $(1-\varepsilon_g)$, ou ainda, pela Equação 2.111 [146] a partir da velocidade de deslizamento (U_s , seção 2.5.2.3).

$$C_D = \frac{4}{3} \cdot \frac{g \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot D_b^3 \cdot (1 - \varepsilon_g)}{\rho_L \cdot D_H^2 \cdot V_r^2} \quad (2.110)$$

$$U_s = (1 - \varepsilon_g) \cdot V_r \quad (2.111)$$

Figura 2.10 - Formatos de bolhas e gotas em movimento gravitacional sem obstáculos através de líquidos.



Fonte: Rosa [146].

Conforme evidenciado anteriormente, a determinação do diâmetro médio da bolha (D_b) é crucial para a determinação e melhor compreensão do comportamento de vários parâmetros de eficiência utilizados para biorreatores pneumáticos. Apesar de sua evidente importância, poucos estudos foram realizados de modo a quantificar ou disponibilizar equações que permitam a sua previsão.

Em um dos estudos disponíveis, os parâmetros k_{La} e tamanho de bolha foram avaliados para água doce e água do mar em reator ACC com diferentes áreas de *riser* e *downcomer*. Com relação ao k_{La} , seus valores foram superiores para água doce. Quanto ao tamanho de bolha, este foi inferior para água do mar, sendo ainda reduzido com o aumento de U_{GR} . Além disso,

observou-se que quanto menor a área do *downcomer* menores são as bolhas devido ao alto índice de rompimento das mesmas [90].

Deng et al. [188] avaliaram os parâmetros de diâmetro de bolha, retenção gasosa e k_{LA} para soluções de CMC em reator ACC. Os autores observaram que D_b variou de forma direta às variações de U_{GR} e à concentração de CMC. Neste caso, os valores de k_{LA} e retenção gasosa reduziram com o aumento da concentração da solução devido ao aumento do diâmetro de bolha. Wu et al. [189], utilizando soluções de CMC em reator ACE, observaram a redução do diâmetro de bolha para μ_{ap} entre 1 e 3,7 cP. Para viscosidades superiores a 3,7 cP observou-se a coalescência das bolhas.

Em reator ACC operado com água e soluções aquosas de n-butanol, Deng et al. [106] observaram o aumento do diâmetro da bolha com o aumento de U_{GR} para sistema água-ar, sendo este parâmetro independente de U_{GR} para soluções de n-butanol. Resultados semelhantes foram obtidos por Maceiras et al. [190], utilizando CO_2 e soluções aquosas de dietanolamina em reator CB, onde D_b aumentou com o aumento de U_{GR} durante o regime de escoamento homogêneo.

Com relação às correlações disponíveis para previsão de D_b em reatores pneumáticos, de maneira geral estas utilizam propriedades físicas dos fluidos e a vazão de gás empregada. Em reator CB sob alta pressão, Wilkinson et al. [191] utilizaram líquidos newtonianos com viscosidade variando de 0,41 a 21 cP e diferentes gases, obtendo a Equação 2.112 para previsão de D_b .

$$D_b = 3,0 \cdot g^{-0,44} \cdot U_{GR}^{-0,02} \cdot \rho_G^{-0,11} \cdot \rho_L^{-0,45} \cdot \mu_L^{0,22} \cdot \sigma_L^{0,34} \quad (2.112)$$

Resultados semelhantes foram obtidos por Pohorecki et al. [192], para diferentes líquidos pouco viscosos em reatores CB de escala piloto e laboratorial (Equação 2.113), sendo D_b em ambos os casos fortemente influenciado pela tensão superficial e densidade do líquido e pouco relacionado à velocidade do gás na região de subida e à viscosidade do líquido.

$$D_b = 0,289 \cdot U_{GR}^{-0,124} \cdot \rho_L^{-0,552} \cdot \mu_L^{-0,048} \cdot \sigma_L^{0,442} \quad (2.113)$$

Por meio de análise dimensional, Akita & Yoshida [193], utilizando fluidos newtonianos com viscosidade entre 0,58 e 21,14 cP, em reator CB quadrado com diferentes modelos de aspersores, obtiveram a Equação 2.114 para determinação de D_b , pela sua relação com o número de Bond (equivalente à Eötvös), número de Galilei e número de Froude, os quais avaliam as influências da tensão superficial, viscosidade e inércia (U_{GR}) sobre D_b . Corroborando com as equações anteriores, a Equação 2.114 demonstra que D_b depende de forma inversa de U_{GR} e ρ_L direta de σ_L e μ_L .

$$\frac{D_b}{D_c} = 26,0 \cdot Bo_c^{-0,50} \cdot Ga_c^{-0,12} \cdot Fr^{-0,12} \quad (2.114)$$

Para fluidos não-newtonianos, Yoshimoto et al. [194] observaram em reatores CB, ACE e ACC que o diâmetro da bolha é pouco influenciado pela viscosidade aparente do líquido, sendo $D_b \sim \mu_{ap}^{0,18}$ em reator ACE e $D_b \sim \mu_{ap}^{0,13}$ em CB e ACC. Por fim, Koide et al. [195] determinaram o diâmetro médio da bolha para soluções coalescentes e não-coalescentes em uma região muito próxima ao aspersor, conforme a Equação 2.115, onde C_2 e C_3 foram de 0,64 e 0,10 para meio não-coalescente e, 1,65 e 0,16 para líquidos coalescentes.

$$D_b = C_2 \cdot \left(\frac{D_0 \cdot \sigma_L}{g \cdot \rho_L} \right)^{1/3} \cdot \left(\frac{Fr_o}{We_o^{0,5}} \right)^{C_3} \quad (2.115)$$

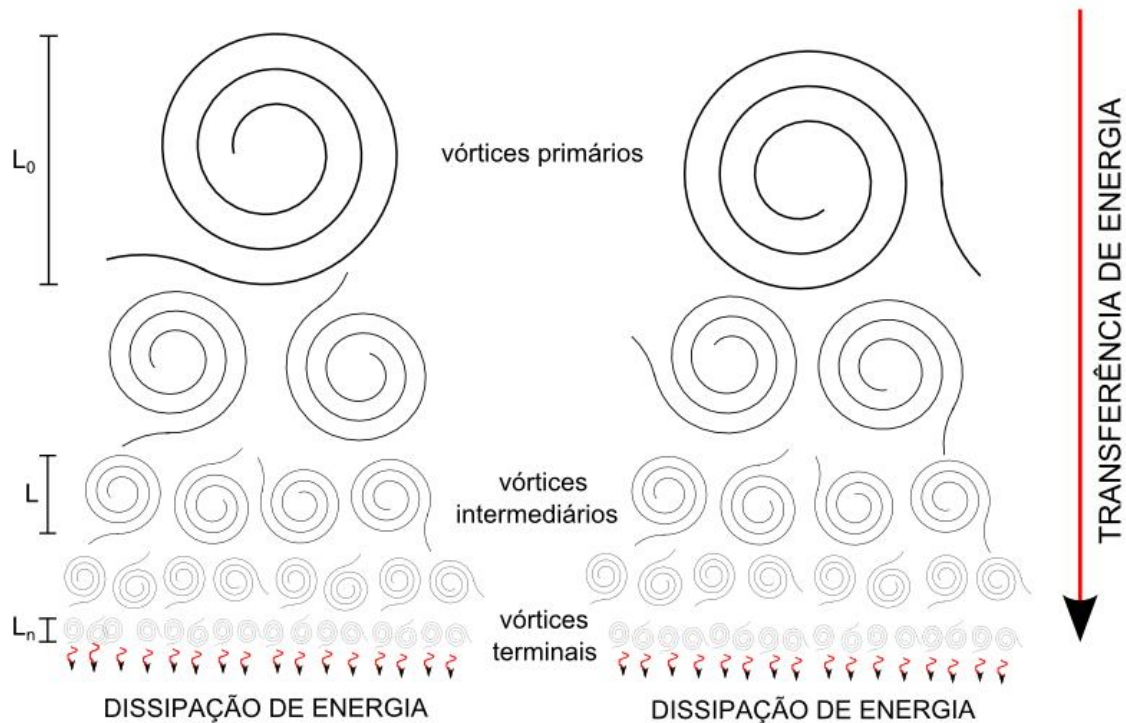
2.5.1.4 Teoria da turbulência isotrópica de Kolmogorov

Conforme mencionado no início da seção 2.5 deste capítulo, a turbulência do meio é um fator chave para o entendimento da maioria dos parâmetros hidrodinâmicos e de transferência de massa utilizados em bioprocessos. Entretanto, sabe-se que este fenômeno é de difícil compreensão e equacionamento e muitos estudos tentam elucidar este mecanismo. Uma destas teorias, a qual tem sido frequentemente aplicada em bioprocessos [119,196,197], é a da turbulência isotrópica de Kolmogorov (também descrito como Kolmogoroff por alguns autores). De acordo com Kawase & Moo-Yong [196], a complexidade dos mecanismos de escoamento em biorreatores deve-se, principalmente, à existência das bolhas. Uma vez que o movimento das bolhas irá afetar a hidrodinâmica do bioprocessos, a determinação da sua velocidade real, considerando a existência de um enxame de bolhas é necessária, entretanto, esta apresenta relativa dificuldade de obtenção. Neste sentido, a teoria de Kolmogorov auxilia na melhor compreensão da hidrodinâmica de meios turbulentos pois utiliza a velocidade de microturbilhões de fluido, a qual é determinada pela energia total dissipada no reator, variável de fácil obtenção.

A teoria hidrodinâmica de Kolmogorov [198–200] baseia-se na transferência de quantidade de movimento de uma escala maior de turbulência para uma escala menor, de forma irreversível. Tal mecanismo havia sido sugerido anteriormente por Richardson em 1922, pela teoria de cascata de energia (Figura 2.11) na qual a turbulência é formada por turbilhões de líquido de diferentes tamanhos, os quais, devido à alta instabilidade, se fragmentam em turbilhões menores de forma sucessiva até que, no final da “cascata”, a energia restante seja dissipada na forma de calor por ação das forças viscosas [201–203].

Entretanto, somente Kolmogorov determinou matematicamente o tamanho destes vórtices. Na descrição da sua teoria, elementos de fluido em movimento que contêm uma dada energia cinética são denominados vórtices ou turbilhões (*eddies*), os quais apresentam tamanho (L_i), velocidade (u_i) e um tempo de vida (τ_i) específicos [197,202]. Vórtices primários apresentam tamanho (L_0) de magnitude similar ao escoamento principal em biorreatores (diâmetro do impelidor em reatores com agitação mecânica e diâmetro da coluna ou do *riser/downcomer* em reatores pneumáticos) e com baixa velocidade. A medida que se desintegram, vórtices primários geram vórtices intermediários, os quais são os principais responsáveis pela transferência de quantidade de movimento, pois contêm a maior parcela de energia cinética, devido à maior velocidade. De maneira geral, vórtices maiores (primários e intermediários) não são isotrópicos. Apenas quando tais vórtices originarem turbilhões suficientemente pequenos de tamanho L_η (escala de Kolmogorov) é que a isotropia será obtida [196,204].

Figura 2.11 – Ilustração da teoria da cascata de energia de Richardson-Kolmogorov.



Fonte: Arquivo pessoal do autor.

Uma vez que todos os vórtices (independentemente do seu tamanho) irão transferir energia subsequentemente até que toda a energia seja dissipada, todas as suas propriedades características (tamanho, velocidade e tempo de vida) podem ser descritas em termos da microescala de turbulência de Kolmogorov, e todas relacionam-se entre si pelo mesmo

parâmetro, a energia de entrada específica (ξ). Esta energia consiste da energia total fornecida para um dado sistema, a qual é transformada em energia cinética do fluido por meio dos mecanismos de agitação e mistura disponíveis no equipamento (impelidores, gradientes de densidade que induzem a circulação, entre outros) [197,204,205].

A partir da macroescala de turbulência, a energia será transferida para a microescala em uma quantidade u_η^2 e o tempo necessário para a completa transferência de energia (ou tempo de vida do vórtice) é equivalente a um tempo de revolução (η/u_η), conforme Equação 2.118. Para garantir a conservação de energia dentro do sistema, a energia de entrada específica deve ser igual a energia transferida pelos vórtices, também descrita como a razão entre a energia contida no vórtice pelo tempo necessário para a transferência dessa energia (Equação 2.119) [197]. Visto que na escala de Kolmogorov os efeitos viscosos tornam-se significativos, o tamanho e a velocidade dos vórtices deve ser uma função da viscosidade cinemática do líquido (ν_L), como expressam as Equações 2.116 e 2.117.

$$L_\eta = \left(\frac{\nu_L^3}{\xi} \right)^{1/4} \quad (2.116)$$

$$u_\eta = (\nu_L \cdot \xi)^{1/4} \quad (2.117)$$

$$\tau_\eta = \frac{L_\eta}{u_\eta} = \left(\frac{L_\eta^2}{\xi} \right)^{1/3} \quad (2.118)$$

$$\xi = \frac{u_\eta^2}{\tau_\eta} = \frac{u_\eta^3}{L_\eta} \quad (2.119)$$

A importância da determinação das propriedades características de microturbilhões está na possibilidade de correlacionar estas dimensões com alguns parâmetros de eficiência, como o coeficiente convectivo de transferência de massa (k_L) e a taxa de cisalhamento. No estudo de Wen et al. [119] e Shamlou et al. [206], por exemplo, a teoria de Higbie (ver seção 2.5.2.3) é utilizada de forma conjunta à de Kolmogorov, onde as propriedades de comprimento e velocidade de vórtice são utilizadas para obter o tempo de contato gás-líquido (t_e), conforme Equação 2.120.

$$t_e = \frac{L_\eta}{u_\eta} = \sqrt{\frac{\nu}{\xi}} \quad (2.120)$$

Para líquidos com comportamento não-newtoniano que seguem a Lei da Potência (Ostwald-de Waele), o coeficiente k_L é descrito pela Equação 2.121 [207].

$$k_L = 2 \cdot \sqrt{\frac{D_L}{\pi}} \cdot \left(\frac{\xi \cdot \rho_L}{K}\right)^{1/2n+2} \quad (2.121)$$

De acordo com Chisti [205] a taxa de cisalhamento em um local próximo de um microturbilhão pode ser determinada com base na velocidade e tamanho deste vórtice pela Equação 2.122.

$$\dot{\gamma} = \frac{u_\eta}{L_\eta} = \sqrt{\frac{\xi}{\nu}} \quad (2.122)$$

Em virtude desta relação entre as dimensões de microturbilhões e o cisalhamento, alguns autores [12,208,209] vêm correlacionando a escala de Kolmogorov com alterações morfológicas em cultivos de organismos filamentosos. Nestes estudos, a fragmentação de hifas é relacionada a razão entre o tamanho da célula e o comprimento da microescala de Kolmogorov, havendo diferentes mecanismos que atuam na célula e promovem seu rompimento. Segundo esta teoria, se uma unidade morfológica (ver seção 2.5.3.1) tem tamanho significativamente superior a escala de Kolmogorov (η), os microturbilhões geram flutuações na pressão local, atuando na superfície da célula e causando a fragmentação pela ação de tensões normais à célula. Já quando a unidade morfológica apresenta tamanho significativamente inferior a escala de Kolmogorov, sua fragmentação ocorrerá principalmente devido à ação de tensões de cisalhamento. Por fim, quando seus tamanhos são semelhantes (com mesma magnitude), ambos os mecanismos contribuem para o rompimento [12,208].

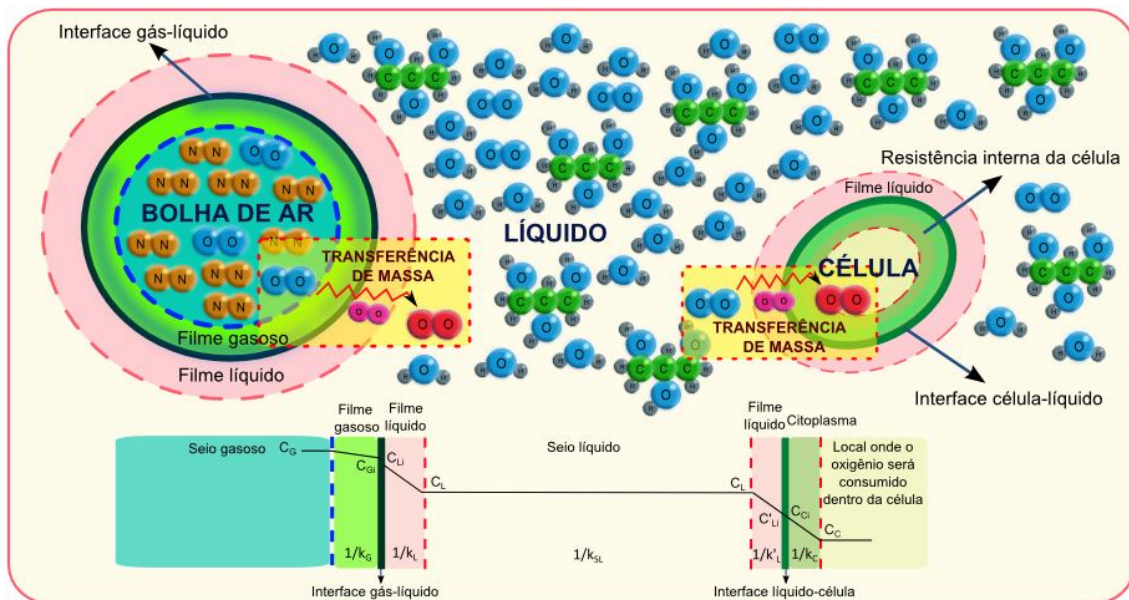
2.5.2 Parâmetros de transferência de massa

Em bioprocessos aeróbios, o principal objetivo em promover agitação e aeração do sistema é fornecer oxigênio em quantidade suficiente para suprir as necessidades da célula e produzir os metabólitos de interesse, visando a maximização da eficiência do processo. Entretanto, diferente dos demais nutrientes necessários para o metabolismo celular, o oxigênio apresenta baixa solubilidade em água (7 mgO₂.L⁻¹ para ar a 1 atm e 35 °C [5]), sendo esta solubilidade reduzida drasticamente nos meios de cultivo convencionais, os quais apresentam características não-newtonianas e/ou de alta viscosidade. Desta forma, devido à importância deste nutriente para as células aliado à sua baixa solubilidade, estudos relacionados à capacidade de um sistema transferir oxigênio para o meio líquido são cruciais para o sucesso de inúmeros bioprocessos aeróbios.

Em um determinado bioprocesso aeróbio, existem diversas resistências à transferência de oxigênio encontradas desde o seio gasoso até o interior da célula (Figura 2.12), entretanto, pode-se modificar somente as resistências relacionadas ao transporte do oxigênio do gás para o líquido por alterações nas condições do processo e na geometria do biorreator, deixando que cada organismo se desenvolva dentro de suas próprias limitações.

Portanto, de forma a disponibilizar no meio líquido uma quantidade suficiente de oxigênio para a célula, as resistências à difusão do oxigênio no seio do gás, seu transporte pela película gasosa, passando pela interface gás-líquido, película líquida e finalmente atingindo o seio do líquido, devem ser avaliadas. Devido à alta movimentação das moléculas de oxigênio no interior da bolha, à baixa solubilidade do oxigênio e à alta agitação do meio líquido durante o processo, 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 [4,5]. Por fim, a resistência que limita o transporte do oxigênio do seio do gás até o seio do líquido é aquela relacionada ao transporte do oxigênio através do filme de líquido adjacente à interface gás-líquido, a qual é descrita como o inverso do coeficiente convectivo de transferência de massa da película líquida em torno da bolha (k_L^{-1}).

Figura 2.12 – Resistências à transferência de oxigênio encontradas desde a bolha de ar/oxigênio até o interior da célula em um dado bioprocessos.



Fonte: Arquivo pessoal do autor.

Desta forma, a velocidade de transferência de oxigênio ($n_{O_2,a}$) é descrita em termos do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ($k_L a$), o qual é composto pelo coeficiente convectivo de transferência de massa (k_L) e pela área interfacial específica disponível para

transferência de massa (a) e da força motriz para a transferência de oxigênio que consiste da diferença entre a concentração de saturação de oxigênio no líquido em equilíbrio com a fase gasosa (C_s) e a concentração de oxigênio no seio do líquido no instante “ t ” (C), conforme a Equação 2.123.

$$n_{O_2}a = k_L a \cdot (C_s - C) \quad (2.123)$$

Visto que o $k_L a$ pode ser visto como a constante de proporcionalidade entre a velocidade de transferência de oxigênio e a força motriz para a transferência, a sua determinação tem sido extensivamente investigada para diferentes modelos e escalas de biorreatores, sob diferentes condições de aeração e propriedades físicas de líquidos, como uma forma de caracterizar a transferência de massa de diferentes sistemas. Devido à sua importância com relação aos mecanismos de transferência de massa, o $k_L a$ tornou-se um parâmetro chave para avaliar a eficiência de um dado sistema.

2.5.2.1 Coeficiente volumétrico de transferência de massa ($k_L a$)

De maneira geral, pode-se dizer que a velocidade de transferência de oxigênio em um dado sistema gás-líquido é proporcional ao tempo de contato entre o gás e o líquido, assim como a área disponível para o contato entre as fases. Ambos, tempo e área de contato podem ser expressos em termos do coeficiente convectivo de transferência de massa e da área interfacial de transferência de massa, respectivamente, os quais compõem o $k_L a$. Por este motivo, o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ($k_L a$) é o parâmetro que caracteriza a transferência de oxigênio em um dado sistema e, vários trabalhos visam sua determinação em reatores de diferentes modelos e tamanhos, operados sob diferentes condições, bem como são encontradas na literatura muitas correlações para a previsão de seus valores [34,35,80,90,95,104,136,188].

Um destes estudos foi realizado por Hikita et al. [210] em reator tipo CB operado com líquidos newtonianos de baixa viscosidade. Observou-se o aumento do $k_L a$ com o acréscimo de U_{GR} e da densidade do líquido. Para fluidos newtonianos de maior viscosidade, esta propriedade física afeta o $k_L a$ de forma intensa, conforme o estudo de Cerri et al. [131] em reatores ACC de diferentes escalas, onde o aumento de μ_L promoveu o decréscimo do $k_L a$. O mesmo foi observado com relação à redução de U_{GR} e da escala do reator. Resultados semelhantes com relação à viscosidade do líquido foram obtidos por Merchuk & Ben-Zvi [211] e Álvarez et al. [212] para fluidos newtonianos, assim como para fluidos não-newtonianos [88,132,213–215].

Com relação à adição de sólidos no meio, Mena et al. [216], em reator coluna de bolhas, observaram o decréscimo do valor de k_{LA} com o aumento da concentração de sólidos, sendo este efeito mais pronunciado com a redução do tamanho das partículas. Corroborando com estas observações, Esperança et al. [105], em reatores CB, ACC e ASC utilizando bagaço de cana-de-açúcar, observaram o decréscimo do k_{LA} com o aumento da concentração de sólidos, entretanto, não observando efeito do tamanho da partícula sobre o k_{LA} . De forma similar, Muthukumar & Velan [217] observaram, em reator ACC, o aumento do k_{LA} com o acréscimo de U_{GR} e com o decréscimo da concentração de sólidos no líquido. Além disso, os autores observaram que a adição de CMC e álcool isoamílico reduzem o k_{LA} , enquanto que a adição de ácido benzoico e propanol à água aumentam o k_{LA} devido à redução do tamanho da bolha, fenômeno também observado por Moraveji et al. [136] após adição de diferentes álcoois à água. Resultados divergentes com relação à adição de sólidos foram observados por Guo et al. [218] em reator ACE e por Wei et al. [88] em reator ACC, onde a adição de sólidos aumentou o k_{LA} , sendo este efeito mais pronunciado com o aumento do tamanho da partícula.

Zhao et al. [219] determinaram o k_{LA} para diferentes fluidos newtonianos e não-newtonianos operados em reatores CB e ACC, utilizando diferentes aspersiones e alturas de líquido na coluna (h_L). Conforme as observações realizadas pelos autores, para $h_L < 0,8$ m o k_{LA} decresceu com o aumento de h_L , devido à queda da área interfacial específica ocasionada pela maior coalescência das bolhas. Já para reatores mais altos ($h_L \geq 0,8$ m), os valores de k_{LA} são independentes da altura do líquido devido à mudança do escoamento para *slug flow* (presença de bolhas de Taylor). Ademais, observou-se que para líquidos newtonianos viscosos (até 1,26 Pa.s), os valores de k_{LA} para reator ACC com injeção no cilindro interno foram inferiores aos obtidos para reator CB sob as mesmas condições de U_{GR} . De acordo com os autores, este comportamento é devido à existência de circulação do líquido em reatores ACC, fato que reduz a retenção gasosa e por consequência, o k_{LA} . Resultados semelhantes com relação à altura de líquido no reator foram obtidos por Galíndez-Mayer et al. [80] e Kawalec-Pietrenko & Holowacz [220] em reatores ASC e ACC, respectivamente, onde o k_{LA} decresceu com o aumento de h_L .

Outras variáveis como a pressão e a geometria do reator foram avaliadas por diferentes autores. A influência da pressão interna do reator sobre o k_{LA} e retenção gasosa foi avaliada em reator coluna de bolhas por Wilkinson et al. [191], sendo observado o aumento de ambos os parâmetros com o aumento da pressão interna e da vazão específica de ar no reator. Choi & Lee [123] observaram um comportamento decrescente do k_{LA} com o aumento de $A_D \cdot A_R^{-1}$, enquanto

que Koide et al. [221] não observaram influência da altura da base, altura do *draft* e do número de orifícios do aspersor sobre o $k_L a$.

Conforme descrito anteriormente, devido à importância dos reatores pneumáticos para a indústria moderna, houve uma extensa investigação acerca dos fenômenos de transferência de massa em tais equipamentos, não somente no intuito de descrever o comportamento de parâmetros frente à diferentes condições operacionais e geometrias de equipamentos, mas visando principalmente a obtenção de correlações empíricas que permitam a previsão de parâmetros relacionados à transferência de oxigênio, como o $k_L a$. Tais correlações são de grande importância para ampliação da utilização industrial destes biorreatores, devido à complexidade dos fenômenos de transferência de massa e, portanto, são necessárias para o projeto, operação e variação de escala destes equipamentos.

Para previsão do $k_L a$, a Equação 2.124 foi proposta na literatura por analogia à ε_g . Estudos como Choi et al. [63] e Gourich et al. [127] determinaram o valor de β para água em reator ASC como sendo de 0,78 e 1,28, respectivamente, valores semelhantes aos encontrados para ε_g . No entanto, de acordo com o proposto por Álvarez et al. [212] (Equação 2.125) e Gomez-Diaz et al. [214] (Equação 2.126) para reator CB, Popović & Robinson [213] (Equação 2.127) para reatores CB e ACE, Al-Masry & Dukkan [132] para reator ACE (Equações 2.128 e 2.129 para CMC e GX, respectivamente) e, Cerri & Badino [215] (Equação 2.130) para ACC, a influência das propriedades físicas não pode ser desprezada, uma vez que sua influência é de igual magnitude em relação à vazão específica de ar, aqui representada pela velocidade superficial do gás na região de subida (U_{GR}). Além disso, observa-se que para fluidos newtonianos, independentemente do tipo de biorreator, o coeficiente relacionado à influência de μ_L sobre o $k_L a$ é próxima de 0,7.

$$k_L a = \alpha \cdot U_{GR}^{\beta} \quad (2.124)$$

$$k_L a = 1,924 \cdot 10^{-7} \cdot U_{GR}^{0,670} \cdot \rho_L^{1,500} \cdot \mu_L^{-0,750} \cdot \sigma_L^{0,750} \quad (2.125)$$

$$k_L a = 0,85 \cdot U_{GR}^{1,2} \cdot \mu_{ap}^{-0,1} \quad (2.126)$$

$$k_L a = 0,5 \cdot 10^{-2} \cdot U_{GR}^{0,52} \cdot \left[1 + \left(\frac{A_D}{A_R} \right) \right]^{-0,85} \cdot D_L^{0,5} \cdot \rho_L^{1,03} \cdot \mu_{ap}^{-0,89} \cdot \sigma_L^{-0,75} \quad (2.127)$$

$$k_L a = 2,3 \cdot 10^{-3} \cdot U_{GR}^{0,8797} \cdot \mu_{ap}^{-0,6966} \quad (2.128)$$

$$k_L a = 3,2 \cdot 10^{-3} \cdot U_{GR}^{0,7271} \cdot \mu_{ap}^{-0,5282} \quad (2.129)$$

$$k_L a = 2,0 \cdot 10^{-5} \cdot U_{GR}^{0,891} \cdot \left(\frac{\mu_L}{\rho_L} \right)^{-0,720} \quad (2.130)$$

Ademais, correlações adimensionais para predição k_{LA} podem ser obtidas através do número adimensional de Sherwood modificado e igualmente encontram-se disponíveis na literatura. Os principais grupos adimensionais utilizados são idênticos à ε_g , ou seja, número de Bond, número de Galilei e número de Schmidt. Algumas destas correlações também introduzem o número de Reynolds na análise, o qual é menos interessante que o número de Froude uma vez que, geralmente, utiliza dados como o diâmetro de bolhas ou a velocidade de circulação do líquido, variáveis que necessitam medição durante o processo. Em geral, é preferível a utilização de números adimensionais que se relacionam com propriedades físicas dos fluidos e variáveis do processo de operação, que podem ser obtidas com menos dificuldades.

Analisando as correlações disponíveis na literatura, observa-se que o k_{LA} (parâmetro característico do número de Sherwood modificado) em reatores CB é influenciado de forma mais intensa por forças superficiais [122,134,135,222] que em reatores *airlift* [131,215]. Além disso, o k_{LA} para todos os reatores pneumáticos é fortemente influenciado pela difusividade do oxigênio no líquido (através do número de Schmidt). Estas observações são evidenciadas nas Equações 2.131 [135], 2.132 [134], 2.133 [122], 2.136 [222] e 2.138 [223] para reator CB e nas Equações 2.134 [131] e 2.137 [215] para ACC. Ainda, observa-se que independente do número adimensional relacionado a velocidade do líquido ou do gás (Re ou Fr) sua influência sobre Sherwood modificado é alta e, em geral, com expoente superior a 0,6, em qualquer modelo de biorreator ou fluido utilizado (vide Equações 2.131 a 2.135 para fluidos newtonianos, Equações 2.139 [214], 2.140 [104] e 2.141 [134] para fluidos não-newtonianos e, Equações 2.136 a 2.138 para ambos). Nas correlações, o subscrito dos números adimensionais refere-se ao comprimento característico utilizado no respectivo adimensional sendo “R” para diâmetro hidráulico do *riser*, “c” para diâmetro da coluna e “b” para diâmetro da bolha.

$$Sh_c = 0,6 \cdot Sc^{0,5} \cdot Bo_c^{0,62} \cdot Ga_c^{0,31} \cdot \varepsilon_g^{1,1} \quad (2.131)$$

$$Sh_R = 0,142 \cdot Re_R^{0,875} \cdot Sc^{0,5} \cdot Bo_R^{0,6} \cdot Fr_R^{0,075} \cdot \left(1 + \frac{A_D}{A_R}\right)^{-1,2125} \quad (2.132)$$

$$Sh_b = 0,15 \cdot Re_b^{0,666} \cdot Sc^{0,5} \cdot Bo_b^{0,666} \quad (2.133)$$

$$Sh_R = 4,1 \cdot 10^{-4} \cdot Fr_R^{0,310} \cdot Sc^{0,810} \cdot Bo_R^{0,197} \cdot Ga_R^{0,680} \cdot \varepsilon_g^{0,554} \quad (2.134)$$

$$Sh_b = 0,76 \cdot Re_b^{0,21} \cdot Sc^{0,7} \cdot Bo_b^{0,64} \quad (2.135)$$

$$Sh_c = 7,2 \cdot 10^{-2} \cdot Fr_c \cdot Sc^{0,50} \cdot Bo_c^{0,75} \cdot Ga_c^{0,39} \quad (2.136)$$

$$Sh_R = 4,6 \cdot 10^{-5} \cdot Fr_R^{0,642} \cdot Sc^{0,779} \cdot Bo_R^{0,245} \cdot Ga_R^{0,673} \cdot \varepsilon_g^{0,2} \quad (2.137)$$

$$Sh_c = 2,1 \cdot 10^{-2} \cdot Fr_c^{0,54} \cdot Sc^{0,50} \cdot Bo_c^{0,21} \cdot Ga_c^{0,60} \quad (2.138)$$

$$Sh_c = 6,7 \cdot Re_c^{0,6} \cdot Sc^{0,5} \quad (2.139)$$

$$Sh_c = \frac{1,7 \cdot 10^5}{D_c} \cdot Fr_c^{1,12} \cdot Ga_c^{0,16} \cdot Mo^{1,51} \cdot \left(\frac{h_B}{D_R}\right)^{-2,1} \cdot \left(\frac{D_T}{D_c}\right)^{5,4} \cdot \left(\frac{h_T}{D_R}\right)^{4,78} \quad (2.140)$$

$$Sh_R = 0,142 \cdot n^{1,63} \cdot Re_R^{\frac{2n+5}{4n+4}} \cdot Sc^{0,5} \cdot Bo_R^{0,6} \cdot Fr_R^{\frac{9n-6}{20n+20}} \cdot \left(1 + \frac{A_D}{A_R}\right)^{-\frac{31n+66}{40n+40}} \quad (2.141)$$

2.5.2.2 Área interfacial específica de transferência de massa (a)

Conforme mencionado anteriormente, a efetividade da transferência de massa em biorreatores é geralmente avaliada em termos do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ($k_{L,a}$), entretanto sua determinação pode não ser suficiente para o pleno entendimento dos mecanismos de transferência de massa. Visto que muitos fenômenos influenciam o $k_{L,a}$, analisar seus efeitos sinergicamente pode não ser uma tarefa fácil. Desta forma, a separação dos termos que compõem o $k_{L,a}$, o coeficiente convectivo de transferência de massa na fase líquida (k_L) e a área interfacial específica para transferência de massa (a) é a abordagem geralmente utilizada para a compreensão geral da forma que uma determinada variável do processo (vazão de gás, tipo de fluido de trabalho, presença de sólidos, entre outros) interfere nos mecanismos de transferência de massa, além de identificar o termo que controla o processo (k_L ou a) [149,224,225].

A área interfacial de transferência de massa é comumente descrita pelas Equações 2.142 e 2.143, as quais segundo Chisti [36] são baseadas na definição da retenção gasosa (Equação 2.4), desmembrando os termos de volume de gás e de líquido como funções do número de bolhas, volume de cada bolha e sua área. Tais definições partem do pressuposto que as bolhas apresentam formato esférico, tendo em vista que por análise de imagens somente duas dimensões reais da bolha são obtidas. A diferença entre estas abordagens está relacionada ao volume que será considerado como global, uma vez que se tratam de áreas ‘específicas’ de transferência de massa. Desta forma, utilizando-se a área interfacial por unidade de volume de líquido isento de gás tem-se “ a_L ” ou utilizando a área interfacial por unidade de volume da dispersão origina-se “ a_d ”. Tais definições são importantes uma vez que, em alguns casos, são utilizadas para definir o $k_{L,a}$ em relação ao volume de líquido (k_{L,a_L}) ou o $k_{L,a}$ em relação ao volume da dispersão (k_{L,a_d}).

$$a_d = \frac{6 \cdot \varepsilon_g}{D_b} \quad (2.142)$$

$$a_L = \frac{6 \cdot \varepsilon_g}{D_b \cdot (1 - \varepsilon_g)} \quad (2.143)$$

Poucos estudos avaliam este parâmetro em reatores pneumáticos. Baz-Rodríguez et al. [224] estudaram o efeito da adição de eletrólitos sobre a área interfacial de transferência de massa (a_L), coeficiente convectivo de transferência de massa (k_L) e velocidade de deslizamento (U_s) em reator coluna de bolhas. Os autores observaram que o aumento da velocidade do gás, assim como a concentração de eletrólitos promove o aumento de a_L e o decréscimo do k_L e U_s . Resultados semelhantes foram obtidos por Deng et al. [106], os quais observaram o aumento da área interfacial (a_d) com U_{GR} e com a concentração de n-butanol na água em reator tipo ACC.

Utilizando soluções de CMC em reator ACE, Wu et al. [189] observaram uma relação direta de “a” com U_{GR} , sendo observado o oposto em relação à μ_{ap} . O decréscimo de “a” com o aumento de μ_{ap} prevaleceu em todas as viscosidades testadas (1 a 51 cP), mesmo na faixa de $1,0 \leq \mu_{ap} \text{ (cP)} \leq 3,7$ onde os valores para o diâmetro de bolha foram menores em relação às demais viscosidades testadas.

Yoshimoto et al. [194] avaliaram diferentes parâmetros relacionados a transferência de massa utilizando soluções de CMC e sulfito de sódio em três modelos de reatores pneumáticos (CB, ACE e ACC). Com relação à área interfacial específica (a_d), os autores observaram o acréscimo desta variável com o aumento de U_{GR} , o decréscimo com o aumento da concentração de CMC e sem efeito da altura de líquido na região de separação. Comparando-se os modelos de biorreatores, a_d foi superior nos reatores CB e ACC, sendo o reator ACC aquele que promoveu os maiores valores de retenção gasosa e área interfacial. Por fim, correlações para previsão da área interfacial em relação ao volume da dispersão gás-líquido foram obtidas para reatores ACE (Equação 2.144) e, ACC e CB (Equação 2.145).

$$a_d = 320 \cdot \mu_{ap}^{-0,18} \cdot \varepsilon_g \quad (2.144)$$

$$a_d = 323 \cdot \mu_{ap}^{-0,13} \cdot \varepsilon_g \quad (2.145)$$

Ainda, Akita & Yoshida [193] obtiveram valores de a_d para fluidos newtonianos de 0,58 a 21,14 cP em reator coluna de bolhas de seção quadrada utilizando diferentes aspersiones. Neste estudo, os autores propuseram a Equação 2.146 para previsão de a_d por análise dimensional.

$$a_d \cdot D_c = 0,33 \cdot Bo_c^{0,5} \cdot Ga_c^{0,1} \cdot \varepsilon_g^{1,13} \quad (2.146)$$

2.5.2.3 Coeficiente convectivo de transferência de massa (k_L)

A previsão do coeficiente convectivo de transferência de massa na fase líquida (k_L) pode ser realizada por correlações empíricas ou com base em análise teórica. Com relação às teorias de transferência de massa em fenômenos de interface gás-líquido, as principais abordagens

propostas são a teoria do filme de Noyes-Whitney-Nernst, a teoria de penetração sugerida por Higbie e a teoria da renovação de superfície descrita pela equação de Danckwerts [226].

A teoria do filme afirma que a difusão é um processo em estado estacionário no qual a única resistência a transferência de massa está em duas películas estagnadas adjacentes a interface. Na teoria de penetração, a difusão é um processo transiente onde pequenos turbilhões de líquido aproximam e afastam-se constantemente da interface da gás-líquido. Neste movimento aleatório, aglomerados de moléculas chegam à interface e permanecem por um determinado período. Algumas moléculas penetram na interface e outras retornam à fase de origem. Por fim, a teoria de renovação de superfície é uma complementação da teoria de Higbie, com a distinção de que as moléculas que chegam na interface permanecem por períodos distintos de tempo, o que torna esta teoria a mais correta, entretanto, com grande dificuldade de utilização prática [171,227–229].

Segundo Ferreira et al. [230] e Heijnen & Van't Riet [111], grande parte da transferência de massa entre um gás e um líquido se deve à mobilidade da superfície da bolha de gás. Bolhas menores, em geral com $D_b < 2\text{mm}$ [111,184] apresentam superfície rígida, o que conduz a menores valores k_L , sendo k_L descrito conforme a Equação de Frössling (Equação 2.147) [230].

$$k_L = 0,6 \frac{D_L^{2/3}}{t_e^{1/2} \cdot v_L^{1/6}} \quad (2.147)$$

Conseqüentemente, bolhas com diâmetro superior a 2 mm apresentam superfície móvel e, em virtude da facilidade de utilização e proximidade de casos reais, a teoria de penetração de Higbie é amplamente aceita neste caso, sendo os valores de k_L superiores em comparação a bolhas rígidas, o qual pode ser determinado pela Equação 2.148.

$$k_L = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{D_L}{t_e}} \quad (2.148)$$

Nas Equações 2.147 e 2.148, t_e é o tempo de exposição ou de contato entre um elemento de volume de líquido e uma bolha de gás. Segundo Treybal [228], este é o tempo necessário para que uma bolha percorra uma distância igual ao seu diâmetro, enquanto o elemento de líquido desliza sobre sua superfície. Desta forma, matematicamente t_e é expresso conforme Equação 2.149, onde D_b é o diâmetro médio da bolha e U_s é a velocidade de deslizamento.

$$t_e = \frac{D_b}{U_s} \quad (2.149)$$

De acordo com Taweel et al. [225] o coeficiente convectivo de transferência de massa no filme líquido (k_L) não é apenas afetado pelas condições hidrodinâmicas na interface gás-líquido, tais como o nível de turbulência (conforme teoria de Kolmogorov, seção 2.5.1.4) e a mobilidade da superfície da bolha, mas principalmente pela geometria do reator e condições operacionais do processo. Por este motivo, a determinação de k_L para diferentes sistemas é de grande importância.

Deng et al. [106] observaram o decréscimo de k_L com o aumento de U_{GR} e da concentração de n-butanol na água em reator tipo ACC. Com relação à U_{GR} , Gharib et al. [231] obtiveram resultado semelhante, onde o aumento de U_{GR} promoveu a redução do k_L para diferentes soluções aquosas de álcoois em reator ACE. Entretanto, um resultado contrário foi obtido quanto à influência da concentração do álcool, sendo que o aumento desta variável, assim como da quantidade de carbonos na estrutura do álcool resultaram no aumento de k_L . Por fim, os autores observaram uma relação inversa entre a área interfacial para transferência de massa e o k_L nas condições testadas.

Yoshimoto et al. [194], utilizando soluções de CMC e Na_2SO_3 , observaram um leve aumento de k_L com o acréscimo de U_{GR} , sendo obtido o oposto com relação à viscosidade aparente do líquido. Neste estudo, os autores realizaram testes para reatores ACE (Equação 2.150) e CB e ACC (Equação 2.151), sendo o primeiro modelo, aquele que promoveu os maiores valores de k_L .

$$k_L = 2,07 \cdot 10^{-4} \cdot \mu_{ap}^{-0,18} \cdot \varepsilon_g^{0,2} \quad (2.150)$$

$$k_L = 1,04 \cdot 10^{-4} \cdot \mu_{ap}^{-0,20} \cdot \varepsilon_g^{0,1} \quad (2.151)$$

Para fluidos newtonianos ($0,58 \leq \mu_L$ (cP) $\leq 21,14$) operados em reator CB de seção quadrada, Akita & Yoshida [193] propuseram a Equação 2.152 para previsão de k_L , sendo este proporcional à raiz quadrada do diâmetro de bolha e da difusividade do oxigênio no líquido, apresentando relação direta com a densidade do líquido e inversa à tensão superficial. Tais resultados foram ainda combinados por análise dimensional, conforme a Equação 2.154, sendo que Sh' refere-se ao número de Sherwood utilizando-se o coeficiente convectivo de transferência de massa k_L (Equação 2.153) ao invés do k_{La} , conforme descrito anteriormente (Equação 2.27).

$$k_L = 0,5 \cdot g^{0,625} \cdot D_L^{0,500} \cdot \rho_L^{0,375} \cdot \sigma_L^{-0,375} \cdot D_b^{0,500} \quad (2.152)$$

$$Sh'_b = \frac{k_L \cdot D_b}{D_L} \quad (2.153)$$

$$Sh'_b = 0,5 \cdot Sc^{0,5} \cdot Bo_b^{0,375} \cdot Ga_b^{0,25} \quad (2.154)$$

Em reator *airlift* ASC, Moraveji et al. [137] e Mohsenzadeh et al. [136] estudaram a transferência de massa por meio de k_L para fluidos newtonianos de baixa viscosidade, os quais obtiveram as Equações 2.155 e 2.156, respectivamente. Tais resultados corroboram com os estudos descritos anteriormente, onde k_L apresenta relação direta com o diâmetro da bolha (Re_b e Bo_b), a densidade do líquido (Re_b) e a difusividade do oxigênio (Sc) e, inversa à viscosidade do líquido (Re_b) e à tensão superficial (Bo_b).

$$Sh'_b = 0,025 \cdot Re_b^{0,67} \cdot Sc^{0,71} \cdot Bo_b^{0,31} \quad (2.155)$$

$$Sh'_b = 0,15 \cdot Re_b^{0,83} \cdot Sc^{0,5} \cdot Bo_b^{0,22} \quad (2.156)$$

A influência do coeficiente de arrasto por meio da velocidade de deslizamento sobre o k_L foi evidenciada por Baz-Rodriguez et al. [224], os quais observaram que os valores experimentais de k_L sob baixas vazões de ar comportam-se como aqueles obtidos para bolhas isoladas, enquanto que para maiores vazões, k_L apresenta valores considerando um enxame de bolhas. Isso ocorre devido à vazão específica de ar aumentar a retenção gasosa, o que implica em uma maior proximidade entre bolhas e, portanto, os enxames de bolhas sobem mais lentamente que bolhas isoladas em virtude da interação advectiva de várias bolhas, promovendo a redução de U_s e, conseqüentemente, de k_L .

Este comportamento foi descrito matematicamente por Hughmark [232] utilizando fluidos newtonianos ($0,9 \leq \mu_L \text{ (cP)} \leq 152$) em reator coluna de bolhas, conforme Equação 2.157. Os valores obtidos para a constante C_4 foram 0,061 e 0,0187 para bolha isolada e enxame de bolhas, respectivamente. Uma vez que o valor de C_4 foi menor para enxame de bolhas, a Equação 2.189 prevê um menor valor de k_L nesta situação.

$$Sh'_b = 2 + C_4 \cdot \left[Re_b^{0,484} \cdot Sc^{0,339} \cdot \left(\frac{g^{1/3} \cdot D_b}{D_L^{2/3}} \right)^{0,072} \right]^{1,610} \quad (2.157)$$

2.5.3 Taxa de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$)

A determinação da taxa de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$) em biorreatores é um passo importante para estimar a magnitude dos danos celulares em biosistemas sensíveis ao cisalhamento, bem como para correlacionar os parâmetros de transferência de massa e hidrodinâmicos, o que a torna um parâmetro indispensável para concepção de biorreatores. Ademais, a estimativa da viscosidade efetiva ou aparente (μ_{ap}) de fluidos não-newtonianos é dependente da taxa de cisalhamento (conforme visto na seção 2.4) e devido à importância da

obtenção de μ_{ap} destes fluidos para análises adimensionais, por exemplo, a determinação de uma taxa de cisalhamento adequada é requerida.

Em um dado biorreator, a taxa de cisalhamento é função da posição, entretanto, devido à complexidade da medição da taxa de cisalhamento local, considera-se que uma taxa de cisalhamento média existe, sendo proporcional à velocidade superficial do gás. A falha mais grave da análise do comportamento de fluidos não-newtonianos em reatores pneumáticos é a falta de um método confiável para determinar a taxa de cisalhamento e, por consequência, a viscosidade do fluido não-newtoniano visando adequar as condições de operação para maximizar a transferência de oxigênio sem prejuízos à integridade celular [233].

Existem diferentes métodos na literatura para estimativa de $\dot{\gamma}_m$ para sistemas operando com fluidos não-newtonianos. Originalmente, Metzner & Otto [234] sugeriram uma analogia entre fluidos newtonianos e não-newtonianos onde, dois reatores convencionais do tipo tanque agitado operados um com fluido newtoniano e o outro com fluido não-newtoniano, ambos sob as mesmas condições de operação (temperatura, velocidade superficial de gás, velocidade do rotor, entre outros) e de modo que o escoamento fosse laminar, os fluidos teriam a mesma viscosidade caso a potência medida do impulsor fosse a mesma.

Outros estudos sugerem a utilização de parâmetros característicos de fenômenos relacionados ao cisalhamento. Nishikawa et al. [235] utilizaram o coeficiente de transferência de calor como parâmetro característico, onde reatores coluna de bolhas operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos sob as mesmas condições e que possuíssem na mesma velocidade superficial de gás, o mesmo coeficiente de transferência de calor, implicaria que os fluidos apresentassem igual viscosidade. Neste estudo os autores sugeriram, portanto, que a taxa de cisalhamento é exclusivamente dependente da velocidade superficial do gás (U_{GR}), conforme Equação 2.158, a qual é válida para U_{GR} de $0,04 \leq U_{GR} \text{ (m.s}^{-1}\text{)} \leq 0,10$, sendo o valor da constante C_5 calculado como sendo de 5000 m^{-1} . Outros valores para C_5 encontram-se disponíveis na literatura como sendo de 2800 m^{-1} [223] e 1500 m^{-1} [236].

$$\dot{\gamma}_m = C_5 \cdot U_{GR} \quad (2.158)$$

A correlação proposta por Nishikawa tem sido amplamente utilizada para explicar fenômenos de transferência de massa. Cabe ressaltar que em reatores coluna de bolhas ou *airlift*, a transferência de calor é controlada pela camada limite sobre a parede do reator encamisado ou serpentina, entretanto, a transferência de massa entre bolha e líquido depende principalmente da resistência da película de líquido em torno da bolha, tornando a Equação 2.158 inadequada para estudos de transferência de massa [237].

Utilizando como parâmetro característico a velocidade superficial do líquido na região de descida (U_{LD}) devido à sua relação com o cisalhamento, Shi et al. [238] propuseram uma correlação para taxa de cisalhamento em função da velocidade superficial do gás, conforme Equação 2.159. Neste estudo, um reator *airlift* de circulação externa (ACE) de 40 L e soluções de glicerol (fluido newtoniano), carboxi-metil celulose (CMC) e goma-xantana (GX) (fluidos não-newtonianos) foram utilizados para obtenção e ajuste dos dados.

$$\dot{\gamma}_m = 3,26 - 351 \cdot U_{GR} + 14800 \cdot U_{GR}^2 \quad (2.159)$$

Semelhante ao estudo realizado por Shi et al. [238], Al-Masry & Chetty [233] sugeriram correlações para obtenção de $\dot{\gamma}_m$ utilizando U_{LD} como parâmetro característico, em reator ACE de 700 L. De acordo com Shi et al. [238] a taxa de cisalhamento é independente das propriedades reológicas do fluido. Entretanto, Al-Masry e Chetty [233] concluíram que uma única correlação para ambos os fluidos não explica adequadamente os dados. Desta forma, a taxa de cisalhamento para GX e CMC foi ajustada separadamente, como uma função de U_{GR} , conforme Equação 2.160 (GX) e Equação 2.161 (CMC).

$$\dot{\gamma}_m = 0,4996 + 128,76 \cdot U_{GR} + 14795 \cdot U_{GR}^2 \quad (2.160)$$

$$\dot{\gamma}_m = 22,54 + 358,32 \cdot U_{GR} + 27625 \cdot U_{GR}^2 \quad (2.161)$$

Recentemente, Cerri et al. [239] propuseram a utilização do parâmetro de transferência de massa, $k_L a$, como parâmetro característico para obtenção da taxa de cisalhamento. Neste estudo realizado em reatores *airlift* de cilindros concêntricos nas escalas de 2, 5 e 10 L, correlações para previsão do $k_L a$ de fluidos newtonianos (água e soluções de glicerol) foram obtidas e utilizadas em conjunto com dados de $k_L a$ de fluidos não-newtonianos (soluções de goma-xantana), assumindo-se que fluidos com mesmo valor de $k_L a$ possuem a mesma viscosidade aparente. Para o cálculo da taxa de cisalhamento em função dos coeficientes α , β e δ obtidos para fluidos newtonianos e $k_L a$ dos fluidos não-newtonianos, utilizou-se a Equação 2.162. Posteriormente os valores obtidos foram ajustados em função das propriedades reológicas dos fluidos (K e n) e da velocidade superficial do gás, conforme Equação 2.163 (para $U_{GR} < 0,05 \text{ m.s}^{-1}$) e Equação 2.164 (para $U_{GR} > 0,05 \text{ m.s}^{-1}$).

$$\dot{\gamma}_m = \left(\frac{1}{K}\right)^{1/n-1} \cdot \left(\frac{k_L a}{\alpha \cdot U_{GR}^\beta}\right)^{1/\delta(n-1)} \quad (2.162)$$

$$\dot{\gamma}_m = (1,641E^{-3} \cdot U_{GR}^{-0,386} \cdot K^{-0,213})^{1/n-1} \quad (2.163)$$

$$\dot{\gamma}_m = (4,495E^{-2} \cdot U_{GR}^{0,743} \cdot K^{-0,288})^{1/n-1} \quad (2.164)$$

A dependência da taxa de cisalhamento com a geometria do biorreator foi avaliada por Al-Masry [240], para um reator ACE de 700 L, com modificações da razão entre a área da região de subida (*riser*) e de descida (*downcomer*) do biorreator ($0,11 \leq A_D/A_R \leq 1,0$) e altura de nível de líquido ($1,4 \leq h_d \leq 6,0$). Após operar o biorreator para as diferentes razões entre áreas e alturas, fluidos newtonianos (soluções de glicerol) e não-newtonianos (soluções de GX e CMC), os autores propuseram a Equação 2.165 para o cálculo da taxa de cisalhamento de fluidos não-newtonianos.

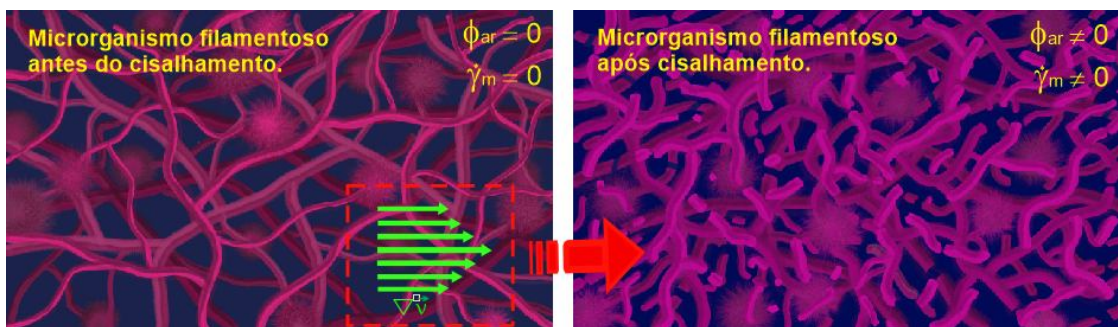
$$\dot{\gamma}_m = 3,36 \cdot (1 - U_{GR})^{-32,56} \cdot \left(1 + \frac{A_D}{A_R}\right)^{0,89} \cdot h_d^{0,44} \quad (2.165)$$

Outros estudos que relacionam a taxa de cisalhamento com a velocidade superficial de gás foram realizados. Em sua maioria, utilizam-se os reatores do tipo coluna de bolhas e *airlift* de circulação interna e externa e fluidos newtonianos e não-newtonianos e, em todos os casos, observou-se uma relação direta entre estas variáveis [89,233,241,242].

2.5.3.1 Cisalhamento em bioprocessos

Como mencionado anteriormente, os diferentes gradientes de velocidade gerados pela turbulência do caldo de cultivo durante o processo podem afetar de forma intensa as células por meio do cisalhamento. De maneira geral, gradientes de velocidade promovem a fragmentação destes organismos, conforme ilustrado na Figura 2.13.

Figura 2.13 – Ilustração exemplificando como gradientes de velocidade podem fragmentar micro-organismos filamentosos.

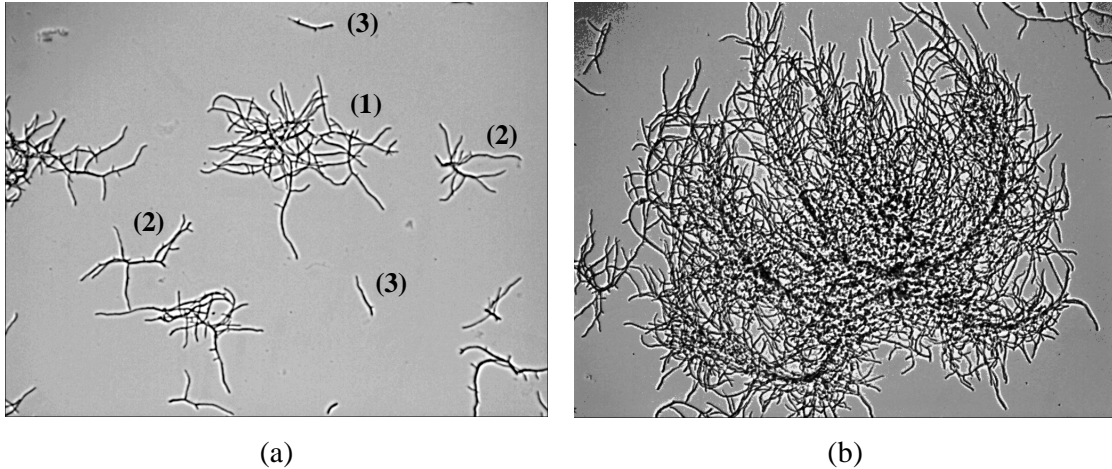


Fonte: Arquivo pessoal do autor.

Em cultivos suspensos, a morfologia de organismos filamentosos é geralmente classificada em dois grupos: 1) Micélios dispersos: classe subdividida em micélios livremente dispersos (hifas isoladas e hifas ramificadas) ou micélios emaranhados (*clumps*); 2)

aglomerados densos denominados *pellets*, os quais podem apresentar formato esférico ou elipsoidal [243], como pode ser visualizado na Figura 2.14.

Figura 2.14 – Unidades morfológicas geralmente encontradas em cultivos de micro-organismos filamentosos. a) Formas dispersas: (1) *clump*, (2) hifas ramificadas, (3) hifas isoladas; b) *Pellet*.



Fonte: Arquivo pessoal do autor. Imagens de *Streptomyces clavuligerus*.

De acordo com Thomas [244], ao utilizarmos análise de imagens para descrição da morfologia de bactérias e fungos filamentosos, alguns parâmetros podem ser utilizados para caracterizar cada unidade morfológica, conforme a Tabela 2.2.

Tabela 2.2 – Parâmetros característicos das principais unidades morfológicas de fungos e bactérias filamentosas.

Unidade morfológica	Parâmetro
Hifas	Área micelial (A_m)
	Comprimento da hifa principal (L_h)
	Comprimento da ramificação (L_{rh})
	Largura da hifa (e_h)
	Comprimento total de hifa (L_{hT}), soma do comprimento de todas as hifas do micélio
	Frequência (número) de ramificações (N_h)
	Número de pontas (N_p)
	Número de crescimento da hifa ($L_{hT} \cdot N_p^{-1}$)
<i>Clumps</i>	Perímetro convexo (P_{cv}), perímetro após preenchimento de todas as concavidades externas ao objeto
	Área micelial (A_m)
	Área convexa ou área dentro do perímetro convexo (A_{cv})

	Compacidade ou área da hifa em um <i>clump</i> dividida pela área convexa (C_{Cl})
	Irregularidade do perímetro (I_{Cl}) ou esfericidade
<i>Pellets</i>	Perímetro convexo (P_{cv})
	Área micelial (A_m)
	Razão entre áreas ($A_{cv} \cdot A_m^{-1}$)

Fonte: Adaptado de Thomas [244].

Para classificação das unidades morfológicas, Pamboukian & Facciotti [245] estabeleceram alguns padrões para a bactéria *Streptomyces olindensis*, conforme mostrado na Tabela 2.3. Outros padrões foram estabelecidos por Park [246] para diferenciação entre *clumps* e hifas de *Streptomyces fradie* sendo que, para $A_m \cdot A_{cv}^{-2} \geq 0,014$ e $A_{cv} \geq 420$ mm trata-se de um *clump*, enquanto que para $A_m \cdot A_{cv}^{-2} \geq 0,014$ e $A_{cv} < 420$ mm tem-se uma hifa.

Tabela 2.3 – Padrões de unidades morfológicas estabelecidos para *Streptomyces olindensis*.

Unidade morfológica	Padrão
Hifas isoladas	40 μm < perímetro \leq 600 μm Número de pontas=2
Hifas ramificadas	40 μm < perímetro \leq 600 μm Número de pontas > 2
<i>Clumps</i>	600 μm < perímetro < 12.000 μm 100 μm < perímetro convexo \leq 950 μm
<i>Pellets</i>	950 μm < perímetro convexo \leq 7.200 μm

Fonte: Adaptado de Pamboukian & Facciotti [245].

Alterações na morfologia de organismos em virtude da agitação do meio, principalmente bactérias e fungos filamentosos, são frequentemente descritos na literatura. Wecker & Onken [6] avaliaram a influência da taxa de cisalhamento na produção de *pullulan*, um biopolímero produzido pelo fungo *Aureobasidium pullulans* em duas escalas de reatores convencionais tipo tanque agitado (RTA) (6 e 50 L) e um reator coluna de bolhas (CB) (4,5 L). Por meio de correlações disponíveis na literatura, os autores obtiveram a taxa de cisalhamento nas condições testadas em cada sistema, sendo $\dot{\gamma}_m$ igual a 30, 100 e 55 s^{-1} , para RTA de 6 L, RTA de 50 L e CB, respectivamente. Após 20 h de cultivo, observou-se uma queda na velocidade de produção do biocomposto em 4 vezes para a condição de maior cisalhamento (RTA de 50 L), não sendo observadas alterações nos sistemas com baixo cisalhamento. Em todos os sistemas não foi observada alteração na produção de biomassa, entretanto, os autores

relacionaram a maior produção de *pullulan* sob baixo cisalhamento à morfologia das células. Segundo eles, estudos anteriores mencionam que uma alta produção de *pullulan* é originada quando as células crescem na forma de leveduras, sendo observado um número nitidamente mais elevado deste tipo de células nos cultivos sob baixo cisalhamento.

A produção de poligalacturonase por um fungo do gênero *Aspergillus sp.* foi estudada por Heydarian et al. [7] em reatores RTA (13 L) e SCA (6,5 L). Observou-se maior produção da enzima em reator *airlift*, resultado atribuído ao maior comprimento médio de hifa obtido neste biorreator. A produção do biocomposto no reator RTA decresceu com o aumento da velocidade de agitação do meio (300 a 750 rpm), sendo inferior à obtenção de poligalacturonase até mesmo em comparação à utilização de mesa de agitação (*shaker*), indicando que tal resultado não é devido, por exemplo, à baixa oxigenação do meio, mas sim ao alto cisalhamento imposto pelo sistema.

No estudo de Braga et al. [8] a produção de γ -decalactona a partir do óleo de rícino (mamona) por *Yarrowia lipolytica* foi estudada em reatores RTA e ACC de 3,5 e 4,5 L, respectivamente. A concentração máxima de γ -decalactona (3 g.L^{-1}) foi relacionada ao menor valor de $k_L a$ obtido nas condições testadas (reator ACC com vazão volumétrica de ar de 6 L.min^{-1}), em virtude de possíveis oxidações deste biocomposto sob altas concentrações de oxigênio. Entretanto, comparando-se sistemas que utilizaram ambos os modelos de reatores e que apresentaram valores de $k_L a$ semelhantes, a concentração de γ -decalactona é duas vezes superior em reator *airlift*, demonstrando uma certa sensibilidade ao cisalhamento. De fato, ao analisar a morfologia das células de *Y. lipolytica*, foram observadas células mais compactas e regulares em reatores *airlift*, frente a células mais irregulares em reatores RTA. Segundo os autores, tais modificações na morfologia celular são devido ao estresse causado pela agitação mecânica, resultando em uma menor eficiência do processo.

Wongwicharn et al. [9] avaliaram a influência da velocidade de agitação sobre a produção de enzimas (lisozima), crescimento e morfologia de *Aspergillus niger* em reator RTA. Para todas as condições de rotação do impelidor testadas, houve o decréscimo do comprimento de hifas e de suas ramificações gerando organismos menores, o que sugere que as intensidades de agitação promovidas pelo sistema cisalharam o micro-organismo. Até a velocidade de 500 rpm houve o crescimento da produção da enzima de interesse, com queda drástica para velocidades superiores. Quanto à produção de biomassa, a mesma aumentou até 500 rpm, mantendo-se constante em valores superiores.

Li et al. [247] avaliaram alterações morfológicas de *Aspergillus oryzae* em reator RTA de 80 m³ sob diferentes condições de agitação. Foram observados dois mecanismos de fragmentação, onde hifas localizadas na periferia de *clumps* são cortadas, resultando em pedaços menores de micélios livremente dispersos e, ao mesmo tempo, hifas dispersas são fragmentadas. A fragmentação das unidades morfológicas foi avaliada em termos da área projetada do objeto, sendo observado no início do cultivo, unidades inseridas em uma ampla faixa de tamanhos, com áreas variando de 100 a 17.000 μm^2 . Já no término do processo, somente unidades de tamanho reduzido foram obtidas, com áreas de 150 a 1.300 μm^2 , comprovando a fragmentação das unidades ao longo do cultivo. Outra observação interessante dos autores com relação à fragmentação em função do tempo de cultivo é que, até 50% do tempo total de cultivo houve o decréscimo constante do tamanho das unidades morfológicas, as quais permaneceram constantes após este ponto. Segundo os autores, este comportamento é pertinente com a teoria de turbulência isotrópica, onde existe um comprimento de equilíbrio ou tamanho mínimo de vórtice (turbilhão) que gera a fragmentação das hifas. Portanto, unidades morfológicas maiores que este comprimento mínimo de vórtice serão suscetíveis à quebra, enquanto que unidades menores não serão mais afetadas.

Resultados semelhantes foram obtidos por Amanullah et al. [10] utilizando *A. oryzae* para produção de proteínas em RTA de 5 L. A área projetada média de *clumps* e outras unidades dispersas reduziu 3 vezes quando a rotação do impelidor aumentou de 550 para 1000 rpm. Alterações de menor intensidade também foram verificadas quanto ao comprimento das hifas dispersas, as quais reduziram de 530 para 400 μm quando o reator foi operado em 550 e 1000 rpm, respectivamente. Com relação às proteínas de interesse, não foi observada alteração em sua produção em virtude das modificações na agitação do meio.

Li et al. [11] observaram o decréscimo da produção de cistatina recombinante em RTA a partir de uma frequência de rotação de 500 rpm, o que, segundo os autores, atribui-se ao alto cisalhamento imposto às células sob esta condição.

A influência da agitação do meio sobre o crescimento de *Aspergillus clavatus* e a produção da enzima ribonuclease foi estudada por Manolov [13] em reator RTA de 5 L. O aumento da velocidade de agitação (de 200 a 600 rpm) contribuiu para o rápido crescimento das células devido à melhor mistura e transferência de oxigênio para o meio, entretanto, aproximadamente no quarto dia ocorreu a morte das células nas condições de agitação de 400 e 600 rpm. No entanto, condições de agitação brandas (200 e 300 rpm) mantiveram uma quantidade substancialmente inferior de células no reator, entretanto, constante até o final do

processo (8 dias). Com relação ao biocomposto de interesse (RNase), os autores obtiveram uma produção ótima de 33.000 U.L⁻¹ sob agitação de 200 rpm. Condições de agitação superiores promoveram o decréscimo significativo da produção da enzima, caindo para 10.000 U.L⁻¹ e 4.000 U.L⁻¹ em frequências de rotação de 300 e 600 rpm, respectivamente.

Makagiansar et al. [14] avaliaram a produção de penicilina a partir do fungo *Penicillium chrysogenum* em reatores RTA de diferentes escalas. Em todas as escalas testadas houve o decréscimo da produção máxima e da velocidade de produção de penicilina com o aumento da frequência de rotação do impelidor. A velocidade de crescimento de *P. chrysogenum* também decresceu com o aumento das condições de agitação em todas as escalas, resultados atribuídos ao maior cisalhamento das células sob maiores frequências de agitação.

Apesar do alto cisalhamento promover a redução da eficiência na maioria dos bioprocessos, em determinadas situações este é requerido. Tal observação foi realizada por Tamura et al. [248] utilizando reator RTA sob diferentes condições de agitação e um reator *airlift*, para produção do antibiótico tilosina por *Streptomyces fradiae*. Neste estudo, até as primeiras 150 h de cultivo, a produção de tilosina foi crescente com o aumento da frequência de rotação do impelidor (250 a 900 rpm), sendo a produção do reator *airlift* equivalente ao reator RTA à 250 rpm (menores concentrações de tilosina, máximo de 2 g.L⁻¹). Após 150 h, a produção obtida a 900 rpm decresceu levemente, entretanto, manteve-se as maiores agitações (550 e 750 rpm) como as mais eficientes do processo (máximo de 6 g.L⁻¹). Segundo os autores, tal resultado é devido justamente ao maior cisalhamento imposto pelas altas frequências de rotação, os quais mantiveram os *pellets* com uma área média de 2.500 µm², contribuindo para a produção do antibiótico, em comparação às áreas de 100.000 e 150.000 µm² para RTA com 250 rpm e *airlift*, respectivamente.

Resultados semelhantes foram obtidos por Rosa et al. [249] em reator RTA na produção de ácido clavulânico a partir de *Streptomyces clavuligerus*. Neste estudo, a maior produção do biocomposto foi obtida para a condição de agitação mais severa testada (1000 rpm), o que, segundo os autores, está relacionado ao alto estresse causado à parede da célula, promovendo a liberação deste antibiótico.

3 Materiais e Métodos

3.1 Reatores

Os experimentos foram realizados em três tipos distintos de reatores pneumáticos: um reator coluna de bolhas (CB) e dois modelos de reator *airlift* de circulação interna, a saber, cilindros concêntricos (ACC) e *split-cylinder* (ASC). Ademais, cada reator foi avaliado nas escalas de 5 e 10 L de volume útil, sendo estas geometricamente semelhantes.

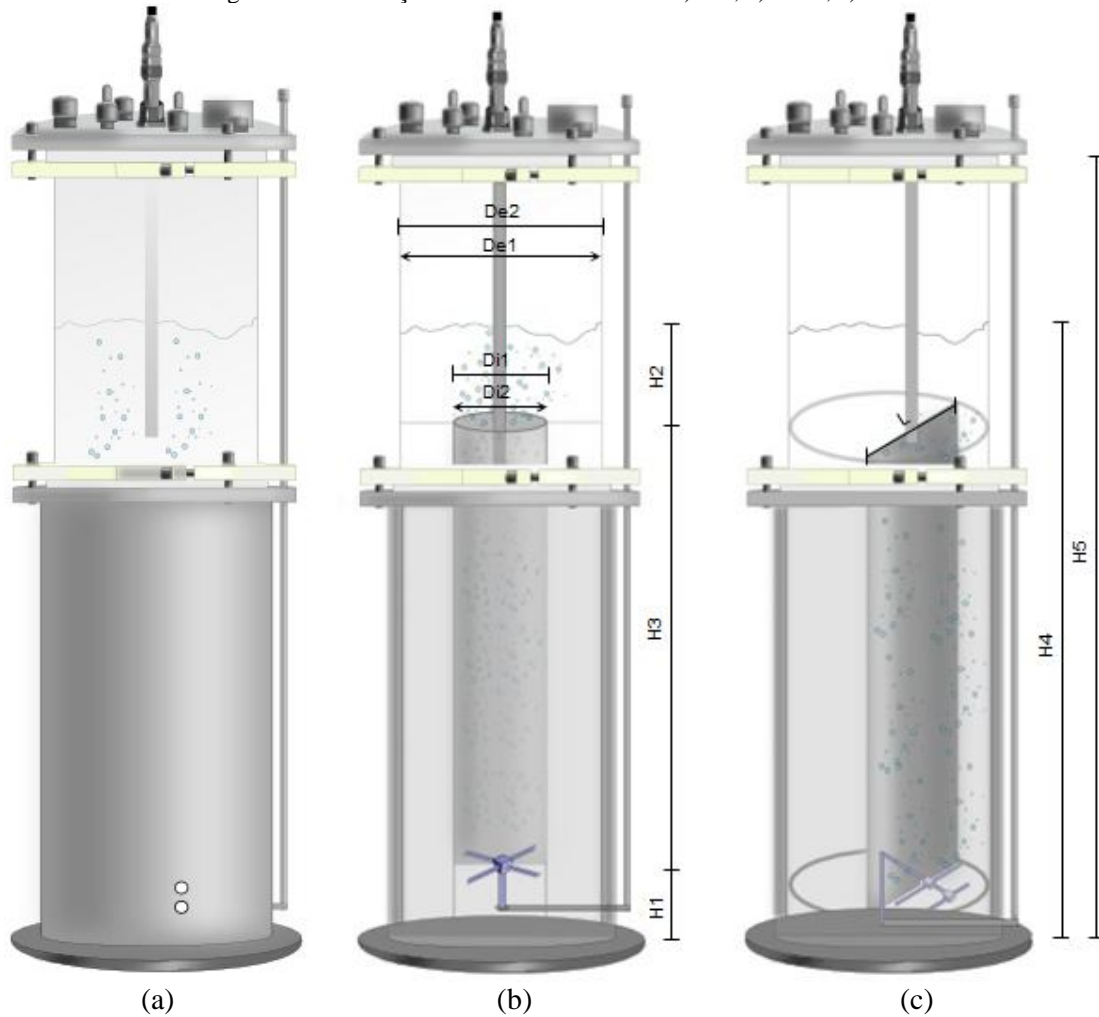
Tais dispositivos apresentam cilindro externo confeccionado em vidro borossilicato transparente, acoplado a uma base e tampa superior de aço inoxidável 316L. Os reatores ACC possuem um cilindro interno, enquanto os reatores ASC possuem placa interna ambos de aço inoxidável 316L. Os reatores CB e ACC apresentam aspensor do tipo cruzeta, confeccionado em aço inoxidável 316L, com orifícios de 0,5 mm de diâmetro e espaçamento de 5 mm ao longo do comprimento das hastes do aspensor, enquanto que os reatores ASC apresentam aspensor tipo espinha-de-peixe. Ambos os modelos encontram-se ilustrados na Figura 3.1, sendo as dimensões dos mesmos apresentadas na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 – Dimensões dos reatores *airlift* de circulação interna (Figura 3.1)

Dimensões	Coluna de bolhas		<i>Airlift</i>			
			Cilindros concêntricos		<i>Split-cylinder</i>	
	5 L	10 L	5 L	10 L	5 L	10 L
H ₁ (mm)	40	50	40	50	40	50
H ₂ (mm)*	-	-	40	55	35	50
H ₃ (mm)	-	-	330	400	330	400
H ₄ (mm)*	405	500	410	505	407	502
H ₅ (mm)	650	750	650	750	650	750
De ₁ (mm)	125	160	125	160	125	160
De ₂ (mm)	135	170	135	170	135	170
Di ₁ (mm)	-	-	82,10	102,00	-	-
Di ₂ (mm)	-	-	79,70	99,60	-	-
L (mm)	-	-	-	-	122,50	157,80
A _D .A _S ⁻¹	-	-	1,46	1,58	1,54	1,42

* Nível de líquido sem aeração.

Figura 3.1 – Ilustração dos reatores avaliados. a) CB; b) ACC; c) ASC



Fonte: Acervo pessoal do autor.

3.2 Fluidos

Para avaliação dos parâmetros hidrodinâmicos, de transferência de massa e cisalhamento dos reatores foram utilizados como fluidos newtonianos água (A01) e soluções de glicerol com viscosidades de 0,030 (GS30), 0,020 (GS20) e 0,010 Pa.s (GS10). Como fluidos não-newtonianos utilizou-se soluções de goma-xantana nas concentrações de 3,0 (GX30), 2,5 (GX25), 2,0 (GX20) e 1,5 g.L⁻¹ (GX15) e de carboxi-metil celulose nas concentrações de 4,5 (CMC45), 3,5 (CMC35), 2,5 (CMC25) e 1,5 g.L⁻¹ (CMC15), resultando em 12 fluidos distintos avaliados como fase líquida, sendo a temperatura das soluções mantida à 30 °C durante os experimentos.

A viscosidade dinâmica das soluções de fluidos newtonianos, assim como os parâmetros reológicos do modelo da lei de potência (índice de consistência e o índice de escoamento) das

soluções de fluidos não-newtonianos foram determinados com auxílio de um reômetro digital de cilindros concêntricos (modelo LV-DVIII+, Brookfield Engineering Laboratories) à temperatura de 30 °C. Propriedades físicas como difusividade do oxigênio, densidade e tensão superficial dos fluidos foram obtidas na literatura [213,215,250–253]. As propriedades físicas dos fluidos podem ser visualizadas nas Tabelas 3.2 e 3.3.

Tabela 3.2 - Propriedades físicas dos fluidos newtonianos utilizados como fase líquida.

Solução	$v.v^{-1}$ (%)	$\mu_L \times 10^3$ (Pa.s)	ρ_L (kg.m ⁻³)	$D_L \times 10^9$ (m ² .s ⁻¹)	σ_L (kg.s ⁻²)
A01	0	0,84	995,65	2,84	0,0712
GS10	63	10,0	1157,89	0,42	0,0685
GS20	75	20,0	1189,02	0,28	0,0676
GS30	82	30,0	1207,23	0,22	0,0670

Tabela 3.3 - Propriedades físicas e reologia dos fluidos não-newtonianos utilizados como fase líquida.

Solução	$m.v^{-1}$ (%)	$K \times 10^3$ (Pa.s ⁿ)	n (-)	ρ_L (kg.m ⁻³)	$D_L \times 10^9$ (m ² .s ⁻¹)	σ_L (kg.s ⁻²)
CMC15	0,15	63,20	0,79	1000,00	1,92	0,0729
CMC25	0,25	106,75	0,77	1000,00	1,85	0,0730
CMC35	0,35	170,15	0,75	1000,00	1,85	0,0732
CMC45	0,45	287,35	0,73	1000,00	1,79	0,0733
GX15	0,15	274,50	0,43	1000,00	2,13	0,0710
GX20	0,20	600,97	0,36	1000,00	2,13	0,0708
GX25	0,25	1044,00	0,29	1000,00	2,13	0,0705
GX30	0,30	1368,00	0,25	1000,00	2,13	0,0701

Como fase gasosa utilizou-se ar, o qual foi injetado no reator em cinco vazões distintas que variaram uniformemente de 1 a 5 vvm, vazões estas controladas por um fluxômetro de massa (modelo GFC371, AALBORG) que possui faixa de operação de 0 a 50 L.min⁻¹.

3.3 Parâmetros hidrodinâmicos

Todos os parâmetros hidrodinâmicos, com exceção da retenção gasosa global, foram avaliados para quatro fluidos newtonianos e oito fluidos não-newtonianos, em cinco vazões específicas de ar e nos dois modelos e duas escalas de reatores *airlift*. A retenção gasosa global foi avaliada nestas condições e também nos reatores coluna de bolhas de 5 e 10 L.

3.3.1 Retenção gasosa global (ε_g)

Para obtenção da retenção gasosa global (ε_g) foi proposto um novo método devido à grande flutuação do líquido durante a aeração. Para tanto, utilizou-se um tubo de vidro transparente conectado a uma bomba de deslocamento positivo. A bomba foi acionada e o tubo inserido através da parte superior do reator até iniciar a sucção do líquido. Neste momento, a bomba foi desligada e a altura imersa do tubo foi medida. Este procedimento foi realizado em quatro pontos diferentes no reator, a fim de minimizar o erro devido às oscilações do líquido. A altura de imersão do tubo foi então subtraída da altura total do reator e a média dos quatro pontos foi definida como a altura da dispersão gás-líquido, h_D . O mesmo procedimento foi seguido para obter a altura do líquido sem aeração, h_L . Por fim, ε_g pode ser calculado a partir da Equação 2.5 descrita no capítulo anterior [36].

$$\varepsilon_g = \frac{h_D - h_L}{h_D} \quad (2.5)$$

3.3.2 Retenção gasosa parcial (ε_i)

As retenções gasosas parciais, as quais consistem da medida de retenção gasosa nas regiões de escoamento ascendente ou *riser* (ε_R) e descendente ou *downcomer* (ε_D) do reator foram obtidas a partir do método manométrico descrito por Chisti [36]. Para tanto, foram utilizadas hastes de aço inoxidável as quais apresentam duas perfurações de 1 mm de diâmetro a uma distância entre si de 0,24 m (haste utilizada nos reatores de 10 L) e 0,18 m (utilizada para reatores de 5 L), sendo as perfurações ajustadas de forma que fossem mantidas em uma região central de cada seção. As hastes foram acopladas a um medidor de pressão eletrônico (modelo SC990, T&S Equipamentos eletrônicos) que apresenta faixa de medida entre -2000 e 2000 mmH₂O e a diferença de pressão foi medida para cada vazão e fluido de trabalho.

Por fim, para obtenção dos valores de retenção gasosa parcial em cada região (ε_i), utilizou-se a Equação 2.6, onde ρ_L é a densidade da fase líquida (kg.m⁻³), ρ_G é a densidade da fase gasosa (kg.m⁻³), ΔP_i é a diferença de pressão lida na região “i” (Pa), g é a aceleração da gravidade (m.s⁻²) e d é a distância em metros entre as perfurações (pontos de medida de pressão). O subscrito “i” corresponde à região de medida, região de subida (i=R) ou de descida (i=D). A partir de valores de ε_R e ε_D , a retenção gasosa global (ε_g) no reator pode ser obtida conforme a Equação 3.1 [36].

$$\varepsilon_i = \frac{\rho_L}{\rho_L - \rho_G} - \frac{\Delta P_i}{(\rho_L - \rho_G) \cdot g \cdot d} \quad (2.6)$$

$$\varepsilon_g = \frac{\varepsilon_R \cdot A_R + \varepsilon_D \cdot A_D}{A_R + A_D} \quad (3.1)$$

3.3.3 Tempo de circulação médio do líquido (t_c)

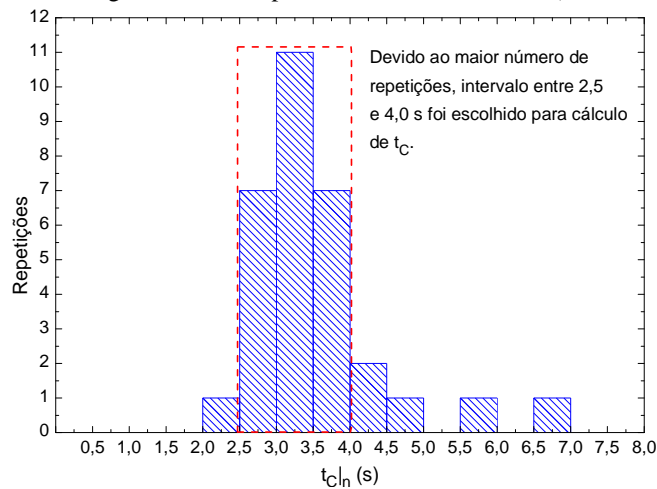
Para obtenção do tempo de circulação médio do líquido (t_c) em reatores *airlift* utilizou-se como método base o proposto por Vasconcelos et al. [149], que consiste no acompanhamento do tempo necessário para que uma partícula esférica circule o reator. Desta forma, uma esfera de polipropileno foi recheada com estanho de forma que a mesma apresentasse densidade semelhante à do líquido na temperatura de 30 °C. Posteriormente, a mesma foi inserida no biorreator e filmagens da região de separação gás-líquido do reator utilizando câmera digital (Nikon D5200) foram realizadas por cerca de 5 minutos para as diferentes vazões de ar e fluidos de trabalho.

Após as filmagens, os vídeos obtidos foram analisados no *software* Videopad, sendo anotados os tempos de aparecimento da esfera (t_{ap}), levando em consideração unidades de minuto, segundo e décimo de segundo. Cada tempo de circulação individual ($t_{c|n}$) foi calculado de acordo com a Equação 3.2.

$$t_{c|n} = t_{ap|n} - t_{ap|n-1} \quad (3.2)$$

Para o cálculo de t_c , os valores individuais de tempo de circulação ($t_{c|n}$) obtidos foram classificados por um histograma no *software* Origin 7 (Figura 3.2), com o intuito de determinar um intervalo entre 1,0±0,5 s onde havia maior número de pontos. Após a determinação do intervalo, realizou-se a média dos pontos pertencentes ao intervalo.

Figura 3.2 – Exemplo de histograma utilizado para determinar a faixa de $t_{c|n}$ escolhida para cálculo de t_c .



3.3.4 Velocidade de circulação do líquido no riser e no downcomer

Com valores de tempo de circulação médio do líquido (t_C) e da distância percorrida pela esfera em cada região do reator foi possível determinar a velocidade superficial do líquido no *riser* (U_{LR}) e no *downcomer* (U_{LD}) conforme as Equações 3.9 e 3.10 adaptadas de Gouveia et al. [150]. Seguindo a lógica de cálculo utilizada pelos autores, a velocidade superficial média do líquido no reator (\bar{U}_L) foi obtida a partir da Equação 3.3, onde as distâncias H_1 e H_3 encontram-se disponíveis na Tabela 3.1 e H_D refere-se à altura da dispersão acima do anteparo (cilindro interno ou placa).

$$\bar{U}_L = \frac{2 \cdot H_3 + H_1 + H_D}{t_C} \quad (3.3)$$

Ademais, pode-se definir t_C , U_{LR} e U_{LD} conforme as Equações 3.4 a 3.6, onde t_R e t_D são os tempos de circulação nas regiões de subida e descida, respectivamente.

$$t_C = t_R + t_D \quad (3.4)$$

$$U_{LR} = \frac{H_3 + 0,5 \cdot H_1 + 0,5 \cdot H_D}{t_R} \quad (3.5)$$

$$U_{LD} = \frac{H_3 + 0,5 \cdot H_1 + 0,5 \cdot H_D}{t_D} \quad (3.6)$$

Substituindo as Equações 3.4 a 3.6 na Equação 3.3 tem-se a Equação 3.7.

$$\bar{U}_L = \frac{2 \cdot U_{LR} \cdot U_{LD}}{U_{LR} + U_{LD}} \quad (3.7)$$

Por fim, utilizando-se as Equações 3.3, 3.7 e Equação 3.8 [36] baseada na equação da continuidade, as velocidades superficiais do líquido nas seções podem ser obtidas pelas Equações 3.9 e 3.10.

$$U_{LR} \cdot A_R = U_{LD} \cdot A_D \quad (3.8)$$

$$U_{LR} = \frac{2 \cdot H_3 + H_1 + H_D}{2 \cdot t_C} \cdot \left(1 + \frac{A_D}{A_R}\right) \quad (3.9)$$

$$U_{LD} = \frac{2 \cdot H_3 + H_1 + H_D}{2 \cdot t_C} \cdot \left(1 + \frac{A_R}{A_D}\right) \quad (3.10)$$

Adicionalmente, os valores obtidos de velocidade superficial do líquido no *riser* (U_{LR}) foram comparados com os valores calculados a partir da Equação 2.68, obtida por meio do método proposto por Chisti et al. [145] com modificações sugeridas por Merchuk & Stein [161], Verlaan et al. [169], Kemblowski et al. [165] e Kilonzo et al. [254]. Tal comparação foi realizada visando validar o método proposto por estes autores para um número maior de condições, visto que na literatura foram realizadas apenas validações para fluidos de baixa

viscosidade. Desta forma, ampliou-se a aplicação da Equação 2.68 para fluidos newtonianos e não-newtonianos, de baixa e alta viscosidade e ainda, para reatores com seções de escoamento não-circulares, como é o caso do reator *airlift split-cylinder*, pouco estudado até o presente momento. Uma vez que o cálculo dos fatores de atrito Fanning estão vinculados ao número de Reynolds, que por sua vez necessita do valor de U_{LR} , os valores de U_{LR} obtidos pela Equação 2.68 foram calculados por método iterativo utilizando o *software* Excel (GRG não-linear).

$$U_{LR} = \left\{ \frac{2g \cdot h_d \cdot (\varepsilon_R - \varepsilon_D)}{K_B \cdot \left(\frac{A_R}{A_D}\right)^2 \cdot \frac{1}{(1 - \varepsilon_D)^2} + 4h_d \cdot \left[\frac{f_{LR}}{D_{hR}} + \frac{f_{LD}}{D_{hD}} \cdot \left(\frac{A_R}{A_D}\right)^2 \right]} \right\}^{0,5} \quad (2.68)$$

3.3.5 Fator de atrito de Fanning no riser e no downcomer (f_R e f_D) e coeficiente de perda de carga na base (K_B)

Os valores do fator de atrito de Fanning no *riser* e no *downcomer* (f_R e f_D) de fluidos newtonianos escoando no regime laminar foram calculados a partir da Equação 2.78 [168,171], descrita na literatura como válida para escoamento de líquidos em seções circulares e não-circulares, sendo a constante C_i específica para cada formato de região de escoamento. Os valores de C_i para cada região dos reatores *airlift* (*riser* ou *downcomer*) foram obtidos de Remsburg [172]. Para o regime turbulento, a equação para cálculo de f_i é independente do formato da seção, sendo utilizada a equação de Blasius (Equação 2.77) [145,161–163,165]. Em ambas as equações, o número de Reynolds do líquido é obtido a partir da Equação 2.23, sendo utilizada a velocidade intersticial do líquido na seção (V_{Li}) e o diâmetro hidráulico da seção como parâmetro característico [171].

$$f_i = \frac{C_i}{Re_{Li}} \quad (2.78)$$

$$f_i = 0,079 \cdot Re_{Li}^{-0,25} \quad (2.77)$$

$$Re_{Li} = \frac{\rho_L \cdot V_{Li} \cdot D_{hi}}{\mu_L} \quad (2.23)$$

Para fluidos não-newtonianos escoando em seção circular (*riser* dos reatores ACC) no regime laminar utilizou-se a Equação 2.80 e no regime turbulento a Equação 2.81, ambas descritas por Metzner & Reed [174]. Para fluidos não-newtonianos escoando em seções não-circulares no regime laminar, não há correlações sugeridas na literatura para cálculo de f_i e, portanto, foi proposta uma analogia entre fluidos newtonianos e não-newtonianos, sendo utilizada a Equação 2.78. Em todas as equações descritas para fluidos não-newtonianos utilizou-

se para o cálculo do número de Reynolds a Equação 2.79, descrita por Metzner & Reed [174] para fluidos pseudoplásticos.

$$f_i = \frac{16}{Re_{Li}'} \quad (2.80)$$

$$f_i = 1,40 \cdot 10^{-3} + 0,125 \cdot Re_{Li}'^{-0,32} \quad (2.81)$$

$$Re_{Li}' = \frac{\rho_L \cdot V_{Li}^{2-n} \cdot D_{hi}^n}{8^{n-1} \cdot K \cdot \left(\frac{3n+1}{4n}\right)^n} \quad (2.79)$$

Por fim, no cálculo do coeficiente de perda na base dos reatores *airlift*, utilizou-se a Equação 2.74 descrita por Chisti [145], a qual é válida para reatores *airlift* de circulação interna e externa e utiliza apenas informações sobre a área de seção transversal do *downcomer* (A_D) e a área livre para escoamento na base (A_B).

$$K_B = 11,402 \cdot \left(\frac{A_D}{A_B}\right)^{0,789} \quad (2.74)$$

3.3.6 Entrada de energia e energia dissipada em cada região (E_{in} , E_R , E_D , E_B , E_{FR} , E_{FD})

Nos cálculos das energias dissipadas em cada região dos reatores *airlift* utilizou-se como base o método proposto por Chisti [145], baseado em um balanço de energia no biorreator e algumas modificações sugeridas por Merchuk & Stein [161], Verlaan et al. [169], Kembrowski et al. [165] e Kilonzo et al. [254]. De acordo com o método, a entrada de energia no reator pode ser obtida considerando-se a expansão isotérmica do gás no *riser* conforme Equação 3.11 [145]. A partir do balanço de energia no biorreator (Equação 2.54) obtêm-se as energias dissipadas em cada seção, sendo a Equação 2.56 correspondente à energia dissipada no *riser* devido à ascensão das bolhas, a Equação 2.58 à energia dissipada no *downcomer* em virtude da estagnação de bolhas na região, a Equação 2.60 às perdas na base e no topo do reator devido à mudança no sentido do fluxo de escoamento e as Equações 2.64.a e 2.64.b (consistem do primeiro e segundo termos da Equação 2.64, respectivamente) às perdas por atrito do líquido com a parede do *riser* e do *downcomer*, respectivamente. Na Equação 2.60, para reatores *airlift* de circulação interna o coeficiente de perda por atrito no topo do reator é desprezado por ser considerado um canal aberto, conforme sugerido por Chisti [36] e Kubota et al. [170].

$$E_{in} = Q_G \cdot P_a \cdot \ln\left(1 + \frac{\rho_a \cdot g \cdot h_d}{P_a}\right) \quad (3.11)$$

$$E_{in} = E_R + E_D + E_B + E_T + E_F \quad (2.54)$$

$$E_R = E_{in} - \rho_L \cdot g \cdot h_d \cdot \varepsilon_R \cdot U_{LR} \cdot A_R \quad (2.56)$$

$$E_D = \rho_L \cdot g \cdot h_d \cdot \varepsilon_D \cdot U_{LD} \cdot A_D \quad (2.58)$$

$$E_B + E_T = \frac{1}{2} \rho_L \cdot U_{LR}^3 \cdot A_R \cdot \left[\frac{K_T}{(1 - \varepsilon_R)^2} + K_B \cdot \left(\frac{A_R}{A_D} \right)^2 \cdot \frac{1}{(1 - \varepsilon_D)^2} \right] \quad (2.60)$$

$$E_{FR} = 2 \cdot f_R \cdot \rho_L \cdot U_{LR}^3 \cdot \frac{h_d}{D_{hR}} \cdot A_R \quad (2.64.a)$$

$$E_{FD} = 2 \cdot f_D \cdot \rho_L \cdot U_{LD}^3 \cdot \frac{h_d}{D_{hD}} \cdot A_D \quad (2.64.b)$$

3.4 Parâmetros de transferência de massa

Todos os parâmetros de transferência de massa foram avaliados para quatro fluidos newtonianos e oito fluidos não-newtonianos, em cinco vazões específicas de ar e nos três modelos e duas escalas de reatores pneumáticos.

3.4.1 Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (k_{La})

Para obtenção do k_{La} nos reatores em cada condição operacional utilizou-se o método de degrau de pressão [255]. A concentração de oxigênio dissolvido na fase líquida foi medida empregando um sensor polarográfico de O_2 dissolvido acoplado à um analisador de oxigênio dissolvido (modelo O2 4100e, Mettler Toledo) conectado a um sistema de aquisição de dados e computador, o qual armazena valores em intervalos regulares de 1 s. Conforme o método, utilizou-se um degrau de pressão de 15 kPa, sendo a pressão monitorada por medidor de pressão eletrônico (modelo SC990, T&S Equipamentos eletrônicos).

Por fim, os valores de k_{La} foram determinados pelo ajuste dos dados de tempo (t) e concentração de oxigênio dissolvido no instante t qualquer (C_e) à Equação 3.12 [256], onde, C_{e0} é a concentração de oxigênio dissolvido no tempo inicial (t_0), C_s é a concentração de saturação de oxigênio no meio líquido e k_e é a constante de atraso do eletrodo. Os dados de k_{La} foram obtidos em duplicata, respeitando um limite máximo de desvio de 3% entre as repetições.

$$C_e = C_{e0} \cdot e^{-k_e \cdot (t-t_0)} + C_s \cdot (1 - e^{-k_e \cdot (t-t_0)}) + \frac{k_e \cdot (C_s - C_{e0})}{k_e - k_{La}} \cdot (e^{-k_e \cdot (t-t_0)} - e^{-k_{La} \cdot (t-t_0)}) \quad (3.12)$$

Na determinação da constante de atraso do eletrodo (k_e), o eletrodo de oxigênio foi mantido inicialmente em uma atmosfera de nitrogênio até que a concentração de oxigênio dissolvido atingisse a leitura de 0%. Neste instante, o eletrodo foi retirado desta atmosfera e

mantido em contato com ar atmosférico. O tempo de resposta do eletrodo foi determinado como sendo o tempo necessário para que o sinal do eletrodo atingisse 63,2% do seu valor máximo (método sugerido pelo fabricante do equipamento).

3.4.2 Diâmetro médio das bolhas (D_b)

Para determinação do diâmetro médio das bolhas (D_b) utilizou-se o método fotográfico [76,90,136,190,257–260] com auxílio de câmera digital (modelo D5200, Nikon). Na obtenção das imagens, a câmera fotográfica foi mantida em uma altura correspondente à região de separação gás-líquido (visto que o restante do reator é confeccionado em aço), sendo focalizada na região central do reator de modo a reduzir a interferência da curvatura do equipamento. Após a obtenção das imagens foram selecionadas manualmente de 100 à 200 bolhas por tratamento (totalizando 72000 bolhas), as quais foram consideradas de formato elipsoidal sendo o diâmetro máximo (D_{1i}) e o diâmetro mínimo (D_{2i}) de cada bolha obtido através do tratamento da imagem no *software* Image ProPlus. O diâmetro equivalente de cada bolha (D_{eqi}), o qual consiste do diâmetro equivalente ao de uma esfera com mesmo volume do elipsóide, foi calculado pela Equação 3.13. Por fim, o diâmetro médio das bolhas (D_b) em cada condição testada foi obtido pela Equação 3.14, a qual calcula a distribuição estatística do diâmetro de bolhas e é utilizada por inúmeros autores [76,90,136,190,257–260] em virtude da alta variabilidade deste parâmetro em condições testadas comumente.

$$D_{eqi} = (D_{1i}^2 \cdot D_{2i})^{1/3} \quad (3.13)$$

$$D_b = \frac{\sum_{i=1}^n D_{eqi}^3}{\sum_{i=1}^n D_{eqi}^2} \quad (3.14)$$

3.4.3 Área interfacial específica para transferência de massa no líquido (a_L)

Os valores da área interfacial de transferência de massa no líquido (a_L em m^{-1}) em cada condição foram obtidos conforme proposto por Chisti [36] para bolhas esféricas (Equação 2.143), a partir de dados de retenção gasosa global e diâmetro médio das bolhas.

$$a_L = \frac{6 \cdot \varepsilon_g}{D_b \cdot (1 - \varepsilon_g)} \quad (2.143)$$

3.4.4 Coeficiente convectivo de transferência de massa na fase líquida (k_L)

Os valores experimentais do coeficiente convectivo de transferência de massa na fase líquida (k_L em $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) foram calculados a partir de dados de $k_L a$ e área interfacial de transferência de massa (a), como descrito pela Equação 3.15.

$$k_L = \frac{k_L a}{a_L} \quad (3.15)$$

3.5 Taxa de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$)

Conforme mencionado na seção 2.5.1.4, Chisti [205] utiliza a teoria da turbulência isotrópica de Kolmogorov para descrever a taxa de cisalhamento em termos da energia específica de entrada (ξ) e da viscosidade cinemática do líquido (ν), conforme Equação 2.122.

$$\dot{\gamma} = \frac{u_\eta}{L_\eta} = \sqrt{\frac{\xi}{\nu}} \quad (2.122)$$

A princípio, tal definição não especifica se sua validade é para fluidos newtonianos e não-newtonianos. Entretanto, segundo Garcia-Ochoa et al. [207], o coeficiente convectivo de transferência de massa (k_L) obtido por meio da teoria de penetração de Higbie pode ser descrito para fluidos não-newtonianos pseudoplásticos com auxílio da teoria de Kolmogorov, conforme Equação 2.121. Comparando-se a Equação 2.121, que descreve a teoria de Higbie específica para fluidos pseudoplásticos e a Equação 2.148, descrita originalmente por Higbie, observa-se que para fluidos pseudoplásticos o tempo de exposição (t_e) pode ser descrito pela Equação 3.16, a qual é distinta da Equação 2.120 sugerida por Wen et al. [119] e Shamlou et al. [206]. Neste sentido, conclui-se que as abordagens mais simplificadas (Equação 2.120, 2.122 e 2.148) são adequadas para fluidos newtonianos, os quais são mais utilizados na literatura, enquanto que as Equações 2.121 e 3.16 são válidas para pseudoplásticos.

$$k_L = 2 \cdot \sqrt{\frac{D_L}{\pi}} \cdot \left(\frac{\xi \cdot \rho_L}{K} \right)^{1/2n+2} \quad (2.121)$$

$$k_L = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{D_L}{t_e}} \quad (2.148)$$

$$t_e = \left(\frac{K}{\xi \cdot \rho_L} \right)^{1/n+1} \quad (3.16)$$

$$t_e = \frac{L_\eta}{u_\eta} = \sqrt{\frac{\nu}{\xi}} \quad (2.120)$$

Por fim, comparando-se as Equações 2.120 e 2.122 percebe-se que segundo a teoria de Kolmogorov, a taxa de cisalhamento é equivalente ao inverso do tempo de exposição ($\dot{\gamma} = t_e^{-1}$). Utilizando-se uma analogia entre fluidos newtonianos e não-newtonianos, a taxa de cisalhamento para pseudoplásticos pode ser descrita pela Equação 3.17, sendo a Equação 2.122 para fluidos newtonianos. Nestas equações, ξ é a energia total específica de entrada (E_{in}) calculada pela Equação 3.11 dividida pela massa de líquido no reator. Uma vez que esta é uma variável global, consideram-se os valores de $\dot{\gamma}$ calculados a partir dela como parâmetros globais, ou seja, $\dot{\gamma}_m$.

$$\dot{\gamma}_m = \left(\frac{\xi \cdot \rho_L}{K} \right)^{1/n+1} \quad (3.17)$$

3.6 Obtenção de correlações para estimativas de parâmetros de desempenho

Em virtude da importância de disponibilizar correlações para previsão de parâmetros de desempenho em diferentes condições operacionais, propriedades físicas do líquido, modelos e escalas de biorreatores pneumáticos, visando principalmente auxiliar a ampliação da utilização destes dispositivos na indústria química e de bioprocessos e considerando ainda a escassez destas informações, para grande parte dos resultados obtidos foram propostas correlações matemáticas de modo a permitir a obtenção destes parâmetros de forma simples, com pouco número de informações e boa estimativa de seus valores.

Neste sentido, utilizando o *software* Origin 7 para o ajuste dos dados, foram propostas correlações para previsão da retenção gasosa global (ε_g), velocidade superficial do líquido no *riser* (U_{LR}), coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ($k_L a$), área interfacial específica de transferência de massa (a_L), coeficiente convectivo de transferência de massa (k_L) e taxa de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$) de fluidos newtonianos e não-newtonianos, as quais apresentam formato de acordo com as Equações 3.18 a 3.20. Nestas correlações P_D corresponde a um determinado parâmetro de desempenho (listados anteriormente). Para os parâmetros de tempo de circulação do líquido (t_c), diâmetro médio da bolha (D_b) e área interfacial específica para água (a_L) foram sugeridos formatos distintos de acordo com as Equações 3.21 a 3.25. Nestas correlações, U_{GR} é a velocidade superficial do gás no *riser* ($m \cdot s^{-1}$), ν_L é a viscosidade cinemática do líquido ($m^2 \cdot s^{-1}$), K é o índice de consistência do líquido ($Pa \cdot s^n$), n é o índice de

escoamento do líquido (-), μ_{ap} é a viscosidade aparente do líquido (Pa.s), σ_L é a tensão superficial do líquido (kg.s⁻²) e h_d é a altura da dispersão gás-líquido (m).

$$P_D = \alpha \cdot U_{GR}^\beta \cdot \nu_L^\delta \quad (3.18)$$

$$P_D = \alpha \cdot U_{GR}^\beta \cdot K^\lambda \cdot n^\theta \quad (3.19)$$

$$P_D = \alpha \cdot U_{GR}^\beta \cdot \mu_{ap}^\eta \quad (3.20)$$

$$t_C = \alpha \cdot U_{GR}^\beta \cdot \nu_L^\delta \cdot h_d^\vartheta \quad (3.21)$$

$$t_C = \alpha \cdot U_{GR}^\beta \cdot K^\lambda \cdot n^\theta \cdot h_d^\vartheta \quad (3.22)$$

$$D_b = \alpha \cdot U_{GR}^\beta \cdot \mu_L^\eta \cdot \rho_L^\omega \cdot \sigma_L^\kappa \quad (3.23)$$

$$D_b = \alpha \cdot U_{GR}^\beta \cdot K^\lambda \cdot n^\theta \cdot \sigma_L^\kappa \quad (3.24)$$

$$a_L = \alpha \cdot U_{GR}^\beta \quad (3.25)$$

Para alguns destes parâmetros foram propostas correlações baseadas em números adimensionais, sendo os grupos adimensionais obtidos por análise baseada no Teorema de Pi de Buckingham [261,262]. Desta forma, as Equações 3.26 a 3.28 foram utilizadas como base para o ajuste dos dados de retenção gasosa global, número de Reynolds do líquido no *riser* (relacionado à V_{LR}) e número de Sherwood (relacionado ao k_{La}), respectivamente. O resultado de cada análise está descrito com detalhes na seção de Resultados e Discussões. Nestas equações, U_{GR} é a velocidade superficial do gás no *riser* (m.s⁻¹), g é a aceleração da gravidade (m.s⁻²), μ_L é a viscosidade dinâmica do líquido newtoniano ou viscosidade aparente do líquido não-newtoniano (Pa.s), ρ_L é a densidade do líquido (kg.m⁻³), D_L é a difusividade do oxigênio no líquido (m².s⁻¹), σ_L é a tensão superficial do líquido (kg.s⁻²), V_{LR} é a velocidade intersticial do líquido no *riser* (m.s⁻¹), k_{La} é o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (s⁻¹) e D_h é o diâmetro hidráulico do *riser*, sendo que para as Equações 3.26 e 3.28 aplicadas para coluna de bolhas, D_h é o diâmetro da coluna (m).

$$\varepsilon_g = \alpha \cdot Fr^a \cdot Sc^b \cdot Bo^c \cdot Ga^d \quad (3.26)$$

$$\varepsilon_g = \alpha \cdot \left(\frac{U_{GR}}{\sqrt{g \cdot D_h}} \right)^a \cdot \left(\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L} \right)^b \cdot \left(\frac{g \cdot \rho_L \cdot D_h^2}{\sigma_L} \right)^c \cdot \left(\frac{g \cdot \rho_L^2 \cdot D_h^3}{\mu_L^2} \right)^d$$

$$Re_{LR} = \alpha \cdot Fr_R^a \cdot Bo_R^c \cdot Ga_R^d \quad (3.27)$$

$$\frac{\rho_L \cdot V_{LR} \cdot D_{hR}}{\mu_L} = \alpha \cdot \left(\frac{U_{GR}}{\sqrt{D_{hR} \cdot g}} \right)^a \cdot \left(\frac{g \cdot \rho_L \cdot D_{hR}^2}{\sigma_L} \right)^c \cdot \left(\frac{g \cdot \rho_L^2 \cdot D_{hR}^3}{\mu_L^2} \right)^d$$

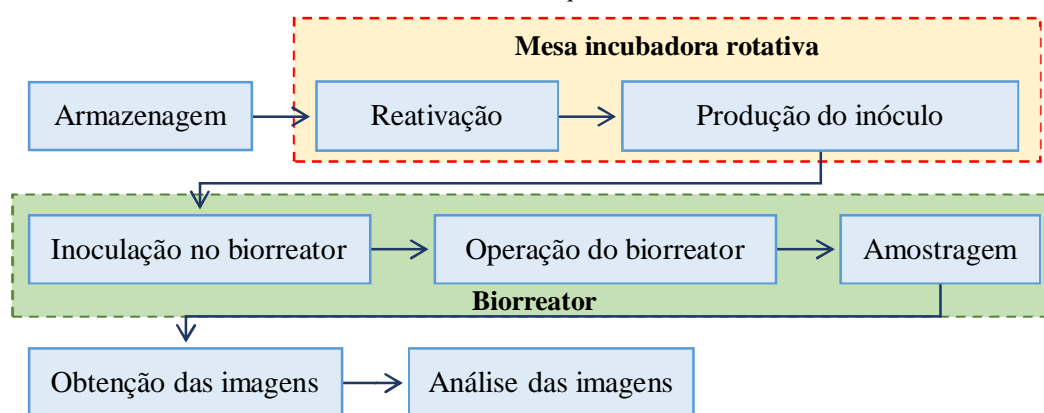
$$Sh = \alpha \cdot Fr^a \cdot Sc^b \cdot Bo^c \cdot Ga^d \quad (3.28)$$

$$\left(\frac{k_{La} \cdot D_h^2}{D_L} \right) = \alpha \cdot \left(\frac{U_{GR}}{\sqrt{g \cdot D_h}} \right)^a \cdot \left(\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L} \right)^b \cdot \left(\frac{g \cdot \rho_L \cdot D_h^2}{\sigma_L} \right)^c \cdot \left(\frac{g \cdot \rho_L^2 \cdot D_h^3}{\mu_L^2} \right)^d$$

3.7 Análise qualitativa do cisalhamento

Além de propor a previsão da taxa de cisalhamento por meio de equações matemáticas, o cisalhamento foi avaliado qualitativamente em ambos os modelos de reatores *airlift* (ACC e ASC) na escala de 5 L, sob duas condições de aeração 2 e 5 vvm, em duplicata. A avaliação foi realizada através da observação de alterações morfológicas da bactéria filamentosa *Streptomyces clavuligerus* sob os efeitos da agitação imposta nas condições testadas. O procedimento foi realizado conforme o esquema ilustrado de forma simplificada na Figura 3.3.

Figura 3.3 – Esquema do procedimento utilizado para avaliação qualitativa do cisalhamento de *S. clavuligerus* em meio líquido.



Fonte: Acervo pessoal do autor.

Antes da sua utilização, o micro-organismo *Streptomyces clavuligerus* ATCC 27064 encontrava-se acondicionado em criotubos de 3,5 mL sob a forma de células vegetativas suspensas (5 g.L⁻¹ de massa seca) em solução crioprotetora com concentração de 10% (v/v) de glicerol na temperatura de -80 °C. Após a retirada dos criotubos da refrigeração, as células foram reativadas utilizando meio de cultura de reativação com base em Costa & Badino [263] e Rosa et al. [249] (Tabela 3.4), sendo o pH do meio ajustado em 6,8 em pHmetro (modelo QX1500, Qualxtron) e esterilizado em autoclave a 121 °C por 15 min antes da adição do micro-organismo.

Tabela 3.4 – Meio de cultura utilizado na etapa de reativação de *S. clavuligerus* [249,263]

Componentes	Concentração (g.L ⁻¹)
Glicerol	15,0
Peptona bacteriológica	10,0
Extrato de levedura	1,00
Extrato de malte	10,0

Tampão 3-(n-morfolino) ácido propanesulfônico (MOPS)	21,0
K ₂ HPO ₄	0,80
MgSO ₄ .7H ₂ O	0,75
Solução de sais*	1,00 (mL.L ⁻¹)

* Solução aquosa com 1,0 g.L⁻¹ de MnCl₂.4H₂O, 1,0 g.L⁻¹ de FeSO₄.7H₂O e 1,0 g.L⁻¹ de ZnSO₄.7H₂O.

Na fase de reativação do micro-organismo, 3,5 mL de células vegetativas suspensas presentes em criotubo foram transferidos para frascos Erlenmeyer de 500 mL contendo 50 mL do meio de reativação (Tabela 3.4) e incubados em mesa incubadora rotativa (modelo 430, Nova Ética) sob agitação de 250 rpm e temperatura de 30 °C por 24 h.

Para a produção do inóculo foram realizadas duas etapas que consistiram do crescimento e produção do micro-organismo. Em ambas as etapas utilizou-se o meio de cultura descrito por Domingues et al. [264] conforme a Tabela 3.5. De forma análoga à fase de reativação, o pH do meio foi ajustado em 6,8 e esterilizado a 121 °C por 15 min antes da sua utilização.

Tabela 3.5 – Meio de cultura utilizado nas etapas de crescimento e produção de *S. clavuligerus* [264]

Componentes	Concentração (g.L ⁻¹)
Glicerol	15,0
Peptona de soja	15,5
Extrato de levedura	1,00
Extrato de malte	10,0
Tampão 3-(n-morfolino) ácido propanesulfônico (MOPS)	21,0
K ₂ HPO ₄	0,80
MgSO ₄ .7H ₂ O	0,75
Solução de sais*	1,00 (mL.L ⁻¹)

* Solução aquosa com 1,0 g.L⁻¹ de MnCl₂.4H₂O, 1,0 g.L⁻¹ de FeSO₄.7H₂O e 1,0 g.L⁻¹ de ZnSO₄.7H₂O.

Na fase de crescimento, frascos Erlenmeyer de 500 mL contendo 45 mL de meio de cultura (Tabela 3.5) foram inoculados com 5 mL do caldo oriundo da fase de reativação e incubados sob as mesmas condições da fase anterior (250 rpm, 30 °C, 24 h). Na fase de produção, frascos Erlenmeyer de 500 mL contendo 90 mL do meio de cultura para produção (Tabela 3.5) foram inoculados com 10 mL do caldo originado na fase de crescimento, os quais foram incubados de forma análoga ao caso anterior (250 rpm, 30 °C, 24 h).

Em todas as etapas realizou-se a pesagem dos componentes em balança analítica (modelo XS204, Mettler Toledo) e de precisão (modelo TE3102S, Sartorius), a homogeneização do meio em agitador magnético (modelo C-MAG HS7, IKA) e a manipulação

do micro-organismo (exceto na inoculação em biorreator) em câmara de fluxo laminar (modelo Bio Seg 12, Veco) visando a redução de contaminações do cultivo e do ambiente.

Concluídas as fases de cultivo em mesa incubadora rotativa, 1 L do caldo proveniente da fase de produção foi inoculado no biorreator, volume equivalente à 20% do volume útil do equipamento (5 L), o qual continha 4 L de solução de 4,0 g.L⁻¹ de carboxi-metil celulose e 0,9% m/v de NaCl. A concentração celular inserida no biorreator em todos os testes foi, em média, 0,0548±0,0012 g.L⁻¹, a qual foi determinada por método espectrofotométrico (espectrofotômetro modelo Ultrospec 2100pro, Amersham Biosciences) em absorvância de 600 nm conforme metodologia e curva de calibração proposta por Costa & Badino [265].

A utilização da solução CMC+NaCl ao invés de um meio de cultura nutritivo foi realizada com o intuito de eliminar ao máximo os efeitos do crescimento microbiano sobre a morfologia, onde 0,9% de NaCl no meio mantém a osmolaridade adequada para a sobrevivência das células durante o período dos testes (3 h) e a carboxi-metil celulose simula o comportamento não-newtoniano de um cultivo convencional, sendo um componente que não é consumido como fonte de carbono por *S. clavuligerus* conforme constatado em testes preliminares. Neste sentido, pode-se dizer que todas as alterações morfológicas ocorridas durante o período de 3 h em que o micro-organismo esteve presente no biorreator em operação são decorrentes apenas do cisalhamento imposto pelas condições testadas.

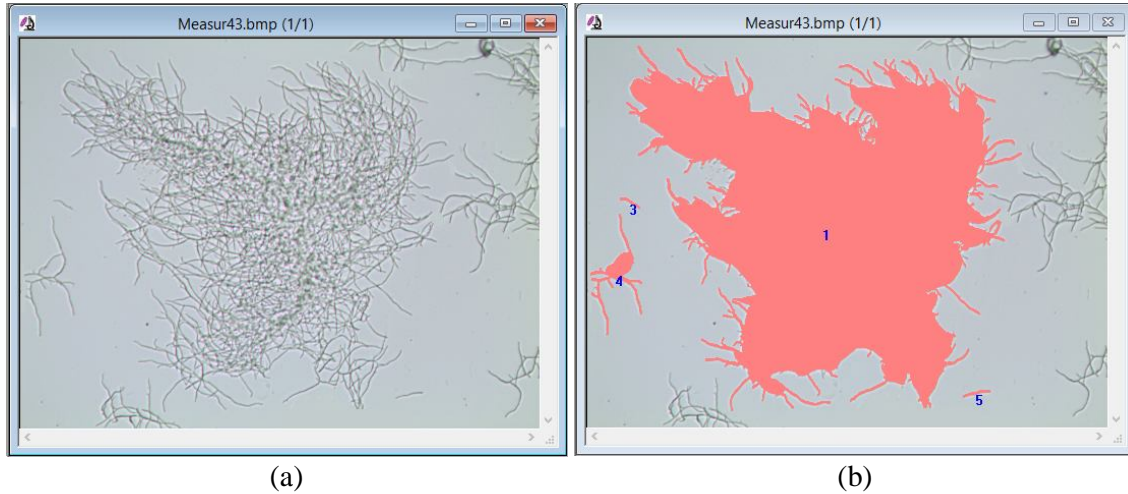
Desta forma, a análise qualitativa do cisalhamento gerado nos dois modelos de reatores *airlift* sob vazões de ar de 2 e 5 vvm foi realizada pela observação de alterações morfológicas do micro-organismo inserido no biorreator, o qual permaneceu em operação pelo período de 3 h, sendo obtidas amostras do conteúdo do biorreator a cada 1 h, incluindo uma amostra antes do início da operação do equipamento.

Monitoramentos do oxigênio dissolvido no líquido (para garantir a sobrevivência das células) e da reologia do meio (a qual informa indiretamente crescimento ou morte das células) foram realizados durante os experimentos, sendo observado em média, 28,4%±12,2 de concentração de oxigênio em relação à água saturada, índice de consistência de 0,269±0,04 Pa.sⁿ e índice de escoamento de 0,603±0,01.

O acompanhamento da morfologia de *S. clavuligerus* foi realizado por aquisição de imagens das amostras retiradas do biorreator com câmera digital acoplada a um microscópio ótico (modelo BX50, Olympus). Cada amostra foi parcialmente distribuída em três lâminas, onde em cada tratamento (reator, aeração e tempo de operação) cerca de 40 imagens foram adquiridas sob ampliação de 100 vezes. As imagens foram tratadas no *software* Image proPlus,

sendo que dentre todas as medidas realizadas pelo *software* para cada objeto, observou-se que os parâmetros de área micelial (desconsiderando os espaços vazios do objeto) e o perímetro do objeto (considerando todo o preenchimento) foram os mais adequados para a classificação das unidades morfológicas em *pellets*, *clumps*, hifas ramificadas e hifas isoladas. O modo como o *software* utilizado identifica cada objeto pode ser visualizado na Figura 3.4.

Figura 3.4 – Identificação de cada objeto no *software* Image proPlus: a) imagem inserida no *software*; b) imagem processada pelo *software*.

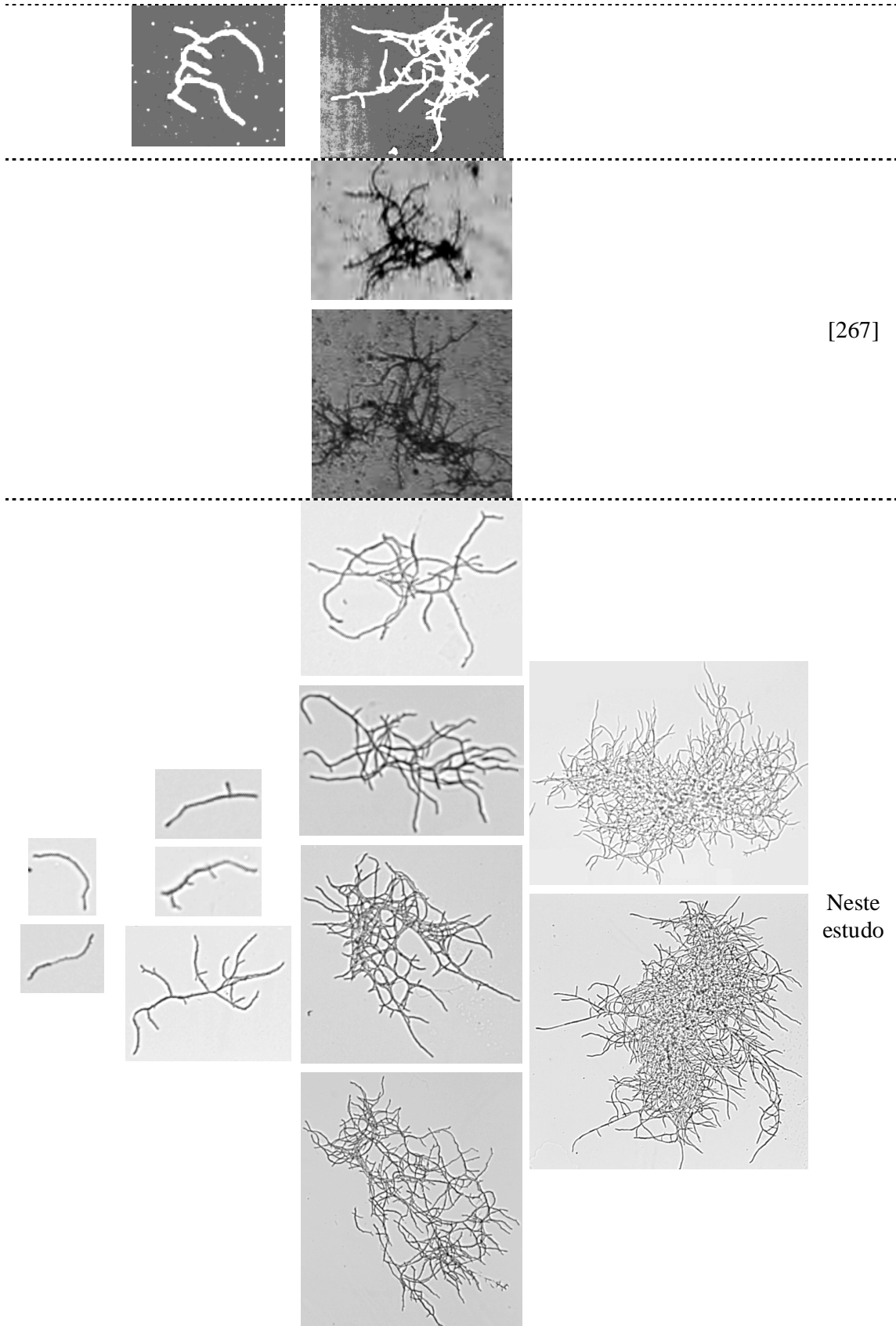


Fonte: Acervo pessoal do autor.

Para a classificação das unidades morfológicas realizou-se a análise visual de 3340 objetos, classificando-os de acordo com a descrição de Pamboukian et al. [266], Li et al. [247] e Ghojavand et al. [267], sendo consideradas hifas isoladas aquelas que apresentam apenas 2 pontas, hifas ramificadas aquelas com maior número de pontas mas com filamentos livres na dispersão (não emaranhadas), *clumps* como filamentos emaranhados e *pellets* como unidades mais densas com aspecto tridimensional. A Tabela 3.6 apresenta imagens do aspecto visual de cada classe morfológica conforme a literatura [266,267] e no presente estudo.

Tabela 3.6 – Aspecto visual de cada tipo de unidade morfológica utilizado para classificação em Pamboukian et al. [266], Li et al. [247], Ghojavand et al. [267] e no presente estudo.

Hifas isoladas	Hifas ramificadas	<i>Clumps</i>	<i>Pellets</i>	Ref.
				[266]
				[247]



4 Resultados e Discussão

Nesta seção são apresentados os resultados obtidos e discussões acerca dos parâmetros hidrodinâmicos, de transferência de massa e de cisalhamento avaliados no presente estudo. Estes incluem as retenções gasosas global e parciais (no *riser* e *downcomer* de reatores *airlift*), a força motriz para circulação do líquido, velocidades de circulação do líquido no *riser* e *downcomer* de reatores *airlift*, as energias dissipadas em cada seção dos reatores *airlift*, o diâmetro médio da bolha, o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ($k_{L,a}$) e os parâmetros que o compõem (coeficiente convectivo de transferência de massa, k_L , e área interfacial específica de transferência de massa no líquido, a_L), a taxa de cisalhamento ϵ , por fim, as alterações morfológicas ocorridas em virtude da agitação de uma suspensão da bactéria *Streptomyces clavuligerus* em reatores *airlift*. Todos os parâmetros, exceto aqueles específicos para *airlift*, foram avaliados em três modelos de biorreatores pneumáticos, coluna de bolhas (CB), *airlift* de cilindros concêntricos (ACC) e *airlift split-cylinder* (ASC) em duas escalas (5 e 10 L de volume útil), operados a cinco vazões específicas de ar (1 a 5 vvm) e utilizando doze fluidos distintos como fase líquida sendo, quatro fluidos newtonianos e oito fluidos não-newtonianos.

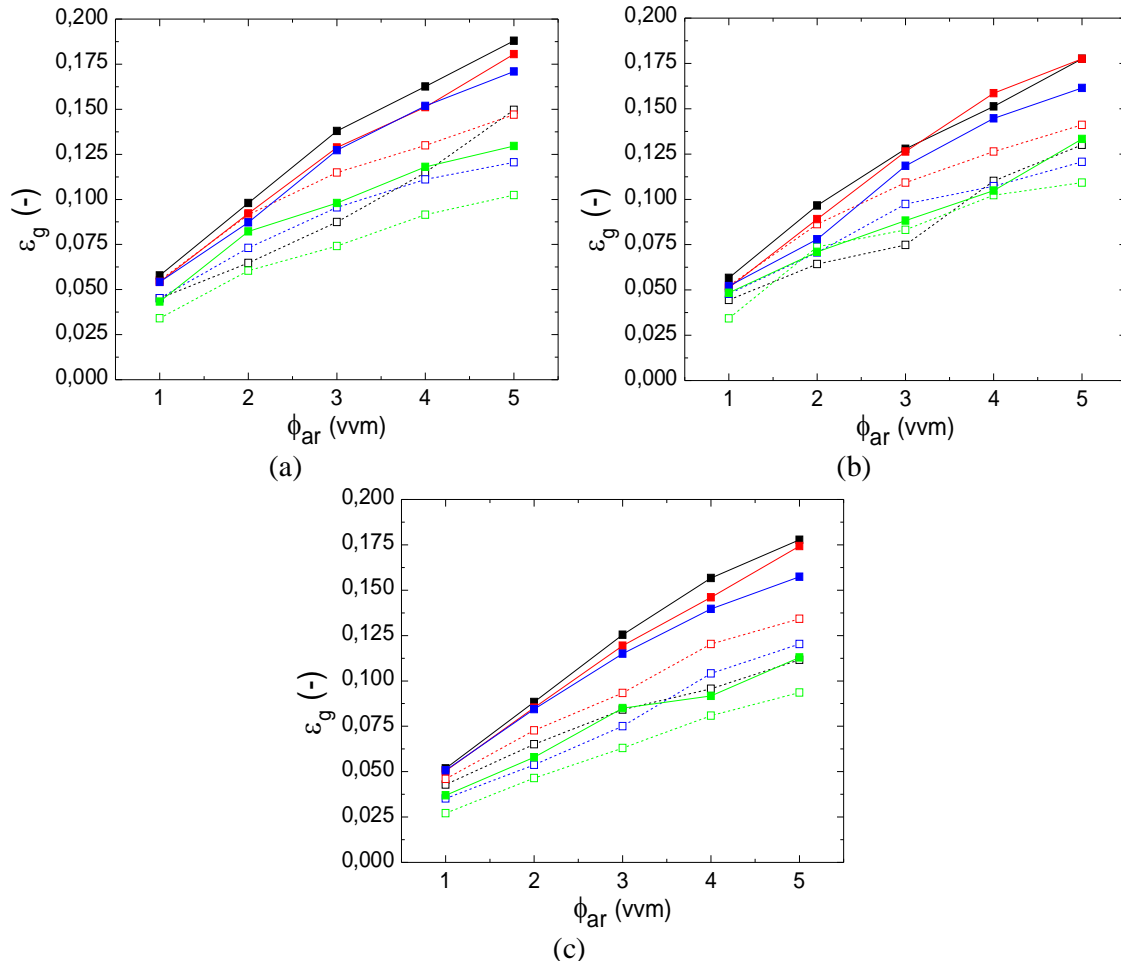
4.1 Retenção gasosa global (ϵ_g)

Os valores obtidos, assim como o comportamento do parâmetro retenção gasosa global (ϵ_g) em relação à vazão específica de ar (ϕ_{ar}), viscosidade do líquido e escala do biorreator, podem ser visualizados na Figura 4.1, para os três modelos de reator operados com fluidos newtonianos. Em todos os modelos e escalas observou-se que a retenção gasosa aumentou com a vazão específica de ar, assim como diminuiu com o acréscimo da viscosidade da fase líquida. Em algumas situações observa-se que para água (A01) a retenção gasosa apresentou valores inferiores às soluções de glicerol mesmo sendo sua viscosidade inferior. Conforme será abordado na seção 4.8, o aumento da viscosidade dos fluidos newtonianos promoveu a redução do diâmetro médio da bolha, havendo conseqüentemente a redução do coeficiente de arrasto e o aumento da velocidade da bolha. Neste sentido, fluidos mais viscosos continham bolhas que permaneceram um menor tempo na dispersão, ocasionando a redução da retenção gasosa. Para soluções de glicerol é plausível imaginar que o aumento da resistência ao escoamento ocasionado pelo aumento da viscosidade poderia manter as bolhas por um maior tempo na

dispersão, gerando um efeito contrário sobre a retenção gasosa. De fato, ambos os fenômenos podem ocorrer e em virtude do resultado obtido, têm-se o primeiro fenômeno descrito como o predominante para as soluções de glicerol. Já para água, tendo em vista que a retenção gasosa em algumas situações apresentou valores inferiores às soluções de glicerol, mesmo as bolhas em água sendo maiores (seção 4.8), percebe-se que a menor resistência ao escoamento deste fluido em comparação aos demais pode ter gerado maiores velocidades de bolha e consequentemente, a redução da retenção gasosa.

Quanto à influência de ϕ_{ar} e μ_L , resultados semelhantes foram obtidos por Wu & Wu [268] onde a retenção gasosa da água aumentou com a velocidade superficial de ar em reator ACC, Vandu & Krishna [93] em um reator CB, onde o aumento da viscosidade e a redução da vazão específica de ar reduziram a retenção gasosa global, assim como por Molina et al. [120] em biorreator do tipo ASC.

Figura 4.1 – Retenção gasosa global (ε_g) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos ($n=1$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10 L. **Legenda:** (-□-) A01-5L, (-□-) GS10-5L, (-□-) GS20-5L, (-□-) GS30-5L, (-■-) A01-10L, (-■-) GS10-10L, (-■-) GS20-10L, (-■-) GS30-10L.



Com relação à escala do biorreator, a retenção gasosa de biorreatores *airlift* de 10 L foi em média 25% superior em comparação aos reatores de 5 L (para fluidos newtonianos). Em comparação aos demais, o modelo coluna de bolhas (CB) foi o mais afetado, sendo ε_g do reator CB de 10 L em média 35% superior ao de 5 L.

Uma vez que mantendo-se o nível de líquido no reator e aumentando-se o diâmetro do equipamento haverá um aumento no volume útil do reator, estes resultados estão em desacordo com alguns estudos encontrados na literatura [93,98], onde o aumento do diâmetro da coluna (aumento do volume) promoveu a redução da retenção gasosa. Entretanto, resultados semelhantes ao presente estudo foram relatados por Blažej et al. [269] onde o aumento da escala de reatores ACC resultou no aumento da retenção gasosa para água em velocidades de ar superiores a $0,01 \text{ m.s}^{-1}$.

Referente ao modelo de biorreator, verificou-se que em 77% dos tratamentos, os valores de ε_g foram maiores nos reatores ACC em comparação aos demais modelos para a mesma vazão específica de ar. O maior valor de ε_g para fluidos newtonianos foi observado no reator ACC com água como fluido de trabalho e na maior vazão específica de ar (5 vvm), atingindo um valor de 18,75%. Em comparação ao trabalho realizado por Blažej et al. [269] em condições de trabalho semelhantes (mesmo modelo de biorreator, escala de 10,5 L, água e U_{GR} de $0,030 \text{ m.s}^{-1}$), a retenção gasosa do reator ACC utilizado neste trabalho é um pouco superior, uma vez que se atingiu um valor de 8% para U_{GR} de $0,030 \text{ m.s}^{-1}$, enquanto no trabalho supracitado os autores obtiveram um valor de aproximadamente 7%.

A retenção gasosa global de fluidos não-newtonianos apresentou um comportamento análogo aos fluidos newtonianos com relação à vazão específica de ar, conforme pode ser evidenciado nas Figuras 4.2 e 4.3 que apresentam os valores de ε_g com relação à ϕ_{ar} para os três modelos, duas escalas e soluções de carboxi-metil celulose (CMC) e goma-xantana (GX).

Com relação aos parâmetros reológicos, verificou-se que o índice de consistência (K) dos fluidos não-newtonianos apresentou um efeito similar à viscosidade para os fluidos newtonianos, uma vez que com o aumento desta variável houve a redução de ε_g . Desta forma, soluções de GX, em geral, apresentaram uma retenção gasosa inferior em comparação às soluções de CMC, devido ao seu maior índice de consistência. Tais observações foram igualmente descritas por Li et al. [94] para um reator coluna de bolhas de seção quadrada, utilizando diferentes soluções de CMC e glicerol; por Al-Masry & Dukkan [132], em reator *airlift* de circulação externa (ACE) com soluções de GX e CMC, e por Deng et al. [188] para um reator ACC com soluções de CMC. Neste último, para condições semelhantes obteve-se

uma maior retenção gasosa (CMC de 0,45% m.v⁻¹, $\varepsilon_g=7\%$ e CMC de 0,2% m.v⁻¹, $\varepsilon_g=11\%$) em comparação ao presente estudo (CMC de 0,45% m.v⁻¹, $\varepsilon_g=5,9\%$ e CMC de 0,2% m.v⁻¹, $\varepsilon_g\cong 10\%$).

Figura 4.2 – Retenção gasosa global (ε_g) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (carboxi-metil celulose, $n>0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (·-□-) CMC15-5L, (-□-) CMC25-5L, (-□-) CMC35-5L, (-□-) CMC45-5L, (—■—) CMC15-10L, (-■-) CMC25-10L, (-■-) CMC35-10L, (-■-) CMC45-10L.

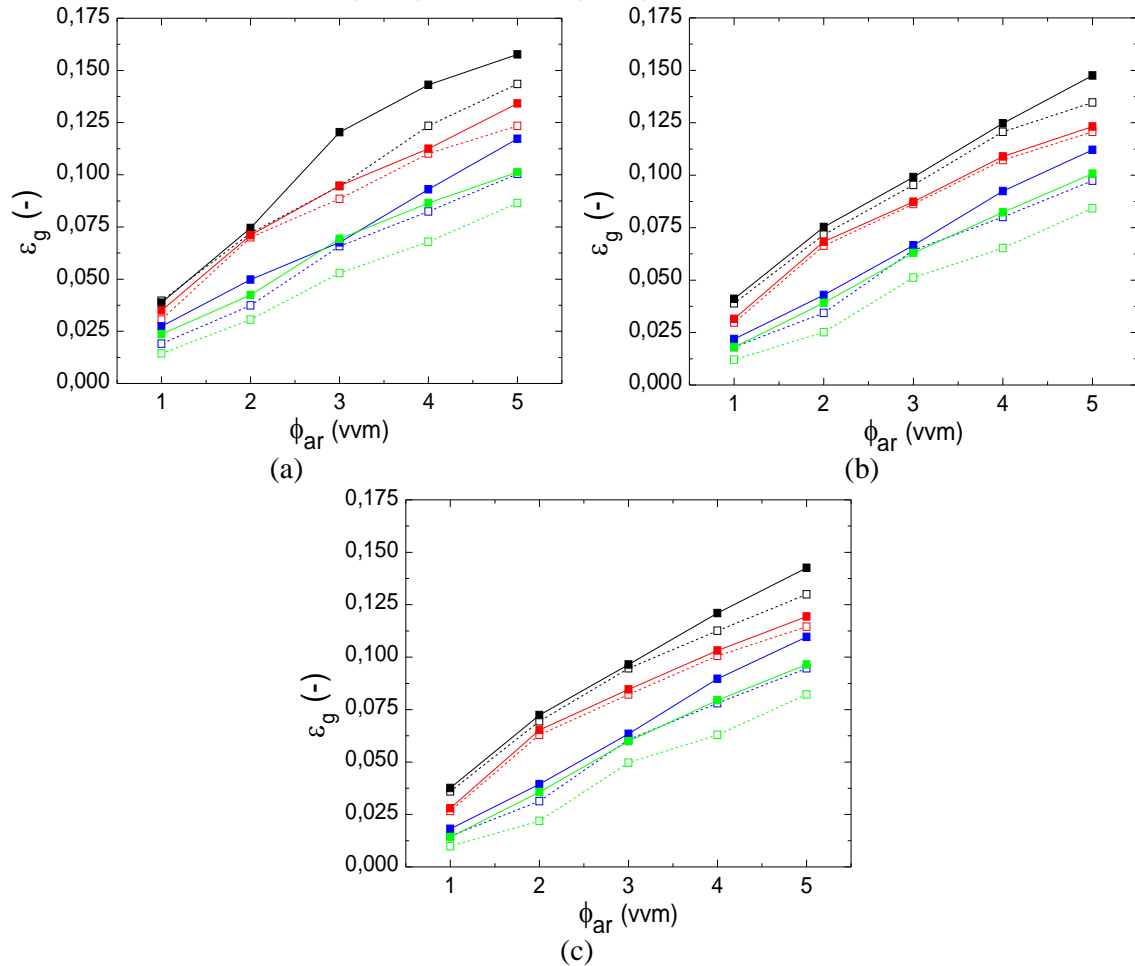
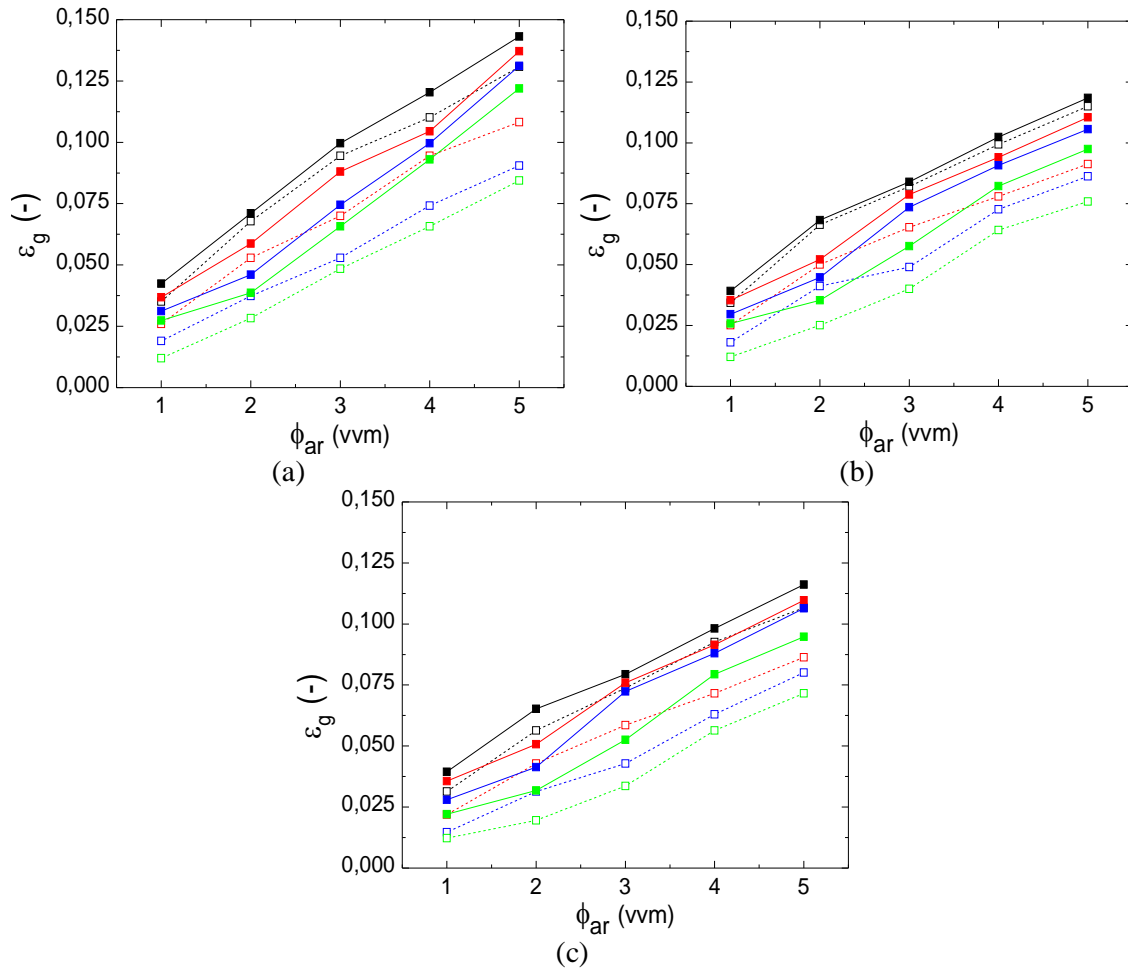


Figura 4.3 – Retenção gasosa global (ε_g) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (goma-xantana, $n < 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10 L. **Legenda:** (-□-) GX15-5L, (-□-) GX20-5L, (-□-) GX25-5L, (-□-) GX30-5L, (-■-) GX15-10L, (-■-) GX20-10L, (-■-) GX25-10L, (-■-) GX30-10L.



Um comportamento divergente foi relatado por Bai et al. [95] em reator ASC. Neste caso, a retenção gasosa de soluções de CMC (0,18% a 1% $m.v^{-1}$) aumentou com o aumento da concentração de CMC (aumento da viscosidade) do líquido. Segundo os autores, este comportamento deve-se a um maior tempo de residência da bolha para maiores concentrações, resultando no aumento da retenção gasosa.

De maneira geral, observa-se um comportamento semelhante de ε_g por parte das soluções de CMC, as quais apresentam maior índice de escoamento ($n > 0,5$), em relação às soluções de GX, com menor índice de escoamento ($n < 0,5$). Ademais, comparando-se as Figuras 4.2 e 4.3, para um índice de consistência semelhante (0,274 e 0,290 $Pa.s^n$) a retenção gasosa da solução com $n > 0,5$ ($n = 0,73$) foi em média, 40% inferior em comparação à solução com $n < 0,5$ ($n = 0,43$), para todos os reatores.

Através de uma observação simples da combinação entre a Lei de Newton da viscosidade e a Lei da Potência que descreve a reologia de fluidos pseudoplásticos (Equação 2.3 descrita anteriormente), tem-se que para um mesmo valor de K , soluções de menor valor de n apresentam uma menor viscosidade aparente, fato que justifica o resultado obtido (mesmo fenômeno visualizado para as soluções de glicerol: redução da viscosidade resulta no aumento do diâmetro da bolha, ocorrendo a redução da velocidade da bolha e o aumento da retenção gasosa).

$$\mu_{ap} = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} = K \cdot \dot{\gamma}^{n-1} \quad (2.3)$$

Nas Figuras 4.2 e 4.3, de forma análoga aos fluidos newtonianos, a retenção gasosa de fluidos não-newtonianos é superior em reatores *airlift* em especial para o modelo ACC para a mesma vazão específica de ar. Para as soluções de CMC, os maiores valores de ε_g foram observados para $K=0,065 \text{ Pa}\cdot\text{s}^n$ e vazão específica de ar de 5 vvm, atingindo valores de 15,76% e 14,34% nas escalas de 10 e 5 L, respectivamente. De forma análoga, a retenção gasosa global para soluções de goma-xantana foi superior em reatores ACC operados com a solução de menor índice de consistência testada ($K=0,274 \text{ Pa}\cdot\text{s}^n$) a 5 vvm, sendo $\varepsilon_g=14,31\%$ em reator de 10 L e $\varepsilon_g=13,08\%$ em reator de 5 L.

Com relação à escala, o parâmetro ε_g foi superior em reatores de 10 L, sendo as soluções de GX mais afetadas por esta variável. As retenções gasosas em reator de 10 L operados com soluções de GX foram superiores às obtidas em 5 L, em média 30% em *airlift* e 38% em coluna de bolhas, enquanto os valores de ε_g em reatores de 10 L operados com soluções de CMC foram cerca de 15% superiores às obtidas em reatores de 5 L. Este resultado está em desacordo com o relatado por Haque et al. [130] para soluções de CMC em reator coluna de bolhas, no qual a retenção gasosa diminuiu com o aumento do diâmetro do reator (aumento de volume). Entretanto, corroborando com o presente estudo, os autores observaram um aumento da retenção gasosa com aumento de U_{GR} (aqui representada pela vazão específica de ar ϕ_{ar}) e redução do μ_{ap} .

4.1.1 Correlações para previsão da retenção gasosa global

Apesar da quantificação dos parâmetros de eficiência ser de suma importância para a escolha do modelo mais apropriado para determinada aplicação industrial, a obtenção de correlações que permitam a previsão destas variáveis, para diferentes condições operacionais e propriedades físicas são cruciais para o *design* e variação de escala destes biorreatores. Por este

motivo, correlações simplificadas foram propostas inicialmente por Godbole et al. [270] (considerando o efeito da viscosidade e velocidade superficial de ar), e por Chisti [36] (considerando apenas o efeito da velocidade superficial de ar), as quais permitem prever facilmente valores de ε_g . Como o objetivo do presente trabalho é realizar a predição destes parâmetros para diferentes soluções, utilizou-se como equação base a proposta por Godbole et al. [270], a qual apresenta formato semelhante ao descrito pela Equação 3.18 para fluidos newtonianos, onde ε_g é a retenção gasosa global (-), U_{GR} é a velocidade superficial de ar na região de subida ($m \cdot s^{-1}$) e ν_L é a viscosidade cinemática do líquido ($m^2 \cdot s^{-1}$).

$$\varepsilon_g = \alpha \cdot U_{GR}^{\beta} \cdot \nu_L^{\delta} \quad (3.18)$$

Desta forma, utilizando-se a Equação 3.18 como base para o ajuste, as Equações 4.1 à 4.3 foram propostas para os três modelos de biorreatores operados com fluidos newtonianos, utilizando-se dados de ambas as escalas (5 e 10 L). Ainda, uma quarta correlação (Equação 4.4) foi proposta pelo ajuste dos dados obtidos para ambas as escalas e os modelos de reatores *airlift*. Tais correlações são válidas para fluidos com viscosidade cinemática de $8,44 \cdot 10^{-7}$ à $2,49 \cdot 10^{-5} m^2 \cdot s^{-1}$ e velocidade superficial de ar de $0,019 \leq U_{GR} (m \cdot s^{-1}) \leq 0,118$ (Equação 4.1), $0,016 \leq U_{GR} (m \cdot s^{-1}) \leq 0,099$ (Equação 4.2) e $0,007 \leq U_{GR} (m \cdot s^{-1}) \leq 0,041$ (Equação 4.3).

$$\varepsilon_g = (0,397 \pm 0,084) \cdot U_{GR}^{0,714 \pm 0,047} \cdot \nu_L^{-0,054 \pm 0,013} \quad R^2=0,90 \quad (4.1)$$

$$\varepsilon_g = (0,517 \pm 0,079) \cdot U_{GR}^{0,702 \pm 0,042} \cdot \nu_L^{-0,037 \pm 0,014} \quad R^2=0,91 \quad (4.2)$$

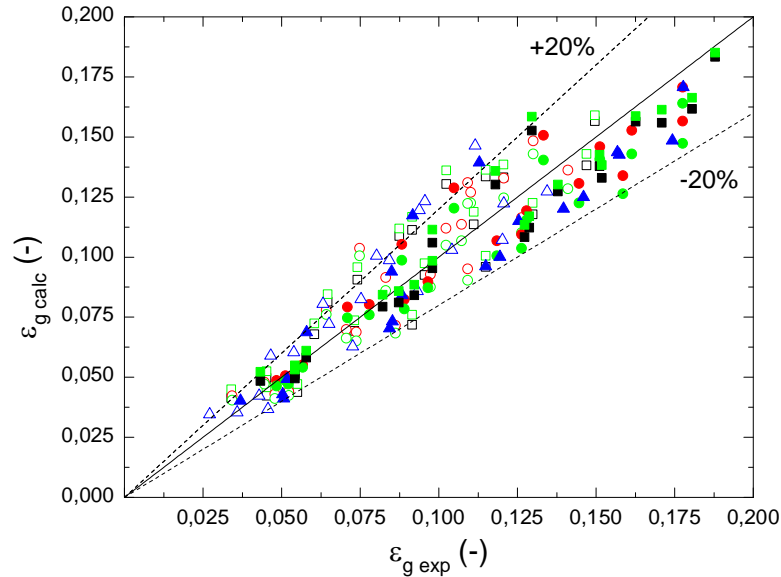
$$\varepsilon_g = (0,861 \pm 0,227) \cdot U_{GR}^{0,772 \pm 0,066} \cdot \nu_L^{-0,060 \pm 0,018} \quad R^2=0,90 \quad (4.3)$$

$$\varepsilon_g = (0,425 \pm 0,066) \cdot U_{GR}^{0,689 \pm 0,035} \cdot \nu_L^{-0,046 \pm 0,010} \quad R^2=0,88 \quad (4.4)$$

Os valores obtidos para os parâmetros ajustados nas Equações 4.1 à 4.4 corroboram com a Figura 4.1 apresentada anteriormente onde ε_g apresentou relação direta à velocidade superficial de ar (representada na Figura 4.1 pela vazão específica de ar) e inversa à viscosidade do meio líquido. Observa-se ainda que ε_g foi mais sensível às alterações de U_{GR} , sendo o reator coluna de bolhas mais afetado pelas variáveis avaliadas. Além disso, ε_g praticamente não sofreu influência da viscosidade do fluido (na faixa experimental de viscosidade estudada). Tal influência praticamente insignificante da viscosidade do líquido sobre ε_g de fluidos newtonianos foi igualmente evidenciada em trabalhos anteriores [36,98,121,131,139,223].

Referente à influência de U_{GR} sobre a retenção gasosa, resultados semelhantes foram obtidos para reatores do tipo coluna de bolhas [98,121] e *airlift split-cylinder* [120]. Em ambos os estudos, o coeficiente β (correspondente ao efeito da velocidade do ar) apresentou resultados próximos ao presente estudo, $\beta=0,689$ neste estudo, $\beta \cong 0,580$ [98,121] e $\beta=0,635$ [120].

Figura 4.4 – Comparação entre retenção gasosa global experimental ($\varepsilon_{g\text{-exp}}$) e calculada ($\varepsilon_{g\text{-calc}}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos.
Legenda: (□) ACC-5 L (Eq. 4.1), (■) ACC-10 L (Eq. 4.1), (○) ASC-5 L (Eq. 4.2), (●) ASC-10 L (Eq. 4.2), (△) CB-5 L (Eq. 4.3), (▲) CB-10 L (Eq. 4.3), (□) ACC-5 L (Eq. 4.4), (■) ACC-10 L (Eq. 4.4), (○) ASC-5 L (Eq. 4.4), (●) ASC-10 L (Eq. 4.4).



Com relação ao ajuste das correlações propostas, observou-se um bom ajuste com valores de R^2 , em geral superiores a 0,90 e igualmente em relação aos desvios médios dos coeficientes α , β e δ , que apresentaram uma ordem de grandeza inferior ao valor do parâmetro, exceto para δ . Entretanto, devido à baixa influência deste coeficiente sobre o valor de ε_g , a previsão da variável não sofre grandes alterações. Ademais, o bom ajuste das correlações pode ser evidenciado na Figura 4.4, a qual apresenta os valores experimentais de ε_g em relação aos valores calculados pelas equações propostas, sendo que para todos os casos poucos pontos excederam um desvio de 20%.

Utilizando-se uma analogia entre viscosidade dinâmica para fluidos newtonianos e propriedades reológicas (K e n) para fluidos não-newtonianos, tem-se a Equação 3.19 como equação base para o ajuste dos dados de retenção gasosa de fluidos não-newtonianos de forma a obter-se correlações simplificadas para os três modelos de biorreatores pneumáticos. Na Equação 3.19, K é o índice de consistência ($\text{Pa}\cdot\text{s}^n$) e n é o índice de escoamento do líquido (-).

$$\varepsilon_g = \alpha \cdot U_{GR}^\beta \cdot K^\lambda \cdot n^\theta \quad (3.19)$$

As Equações 4.5 a 4.7 apresentam os valores para os coeficientes α , β , λ e θ obtidos após o ajuste da Equação 3.19 utilizando-se todo o conjunto de dados de fluidos não-newtonianos (soluções de GX e CMC) e escalas (5 e 10 L) nos três modelos de reatores. As correlações são válidas para fluidos com índice de consistência de $0,06 \leq K (\text{Pa}\cdot\text{s}^n) \leq 1,39$, índice de escoamento de $0,25 \leq n \leq 0,79$ e velocidade superficial de ar de $0,019 \leq U_{GR} (\text{m}\cdot\text{s}^{-1}) \leq 0,118$

(Equação 4.5, reatores ACC), $0,016 \leq U_{GR} \text{ (m.s}^{-1}\text{)} \leq 0,099$ (Equação 4.6, reatores ASC) e $0,007 \leq U_{GR} \text{ (m.s}^{-1}\text{)} \leq 0,041$ (Equação 4.7, reatores CB). A Equação 4.8 é válida para ambos os modelos e escalas de reatores *airlift*.

$$\varepsilon_g = (0,285 \pm 0,030) \cdot U_{GR}^{0,852 \pm 0,027} \cdot K^{-0,420 \pm 0,027} \cdot n^{-0,755 \pm 0,066} \quad R^2=0,96 \quad (4.5)$$

$$\varepsilon_g = (0,312 \pm 0,033) \cdot U_{GR}^{0,807 \pm 0,027} \cdot K^{-0,382 \pm 0,027} \cdot n^{-0,593 \pm 0,064} \quad R^2=0,96 \quad (4.6)$$

$$\varepsilon_g = (0,717 \pm 0,099) \cdot U_{GR}^{0,853 \pm 0,031} \cdot K^{-0,380 \pm 0,029} \cdot n^{-0,569 \pm 0,078} \quad R^2=0,95 \quad (4.7)$$

$$\varepsilon_g = (0,287 \pm 0,022) \cdot U_{GR}^{0,818 \pm 0,020} \cdot K^{-0,403 \pm 0,020} \cdot n^{-0,682 \pm 0,048} \quad R^2=0,95 \quad (4.8)$$

Ainda, ajustes do modelo considerando-se a viscosidade aparente (μ_{ap}) dos fluidos não-newtonianos foram obtidos com base na Equação 3.20, conforme Equações 4.9 (reatores ACC), 4.10 (reatores ASC), 4.11 (reatores CB) e 4.12 (reatores *airlift*, ACC e ASC). Utilizando-se a Equação 2.3, a viscosidade aparente dos fluidos foi obtida a partir de dados reológicos (K e n) e a taxa de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$) em cada tratamento, cuja estimativa encontra-se descrita em detalhes na seção 4.11. De maneira geral, μ_{ap} dos fluidos variou entre 0,015 e 0,135 Pa.s nas condições avaliadas.

$$\varepsilon_g = \alpha \cdot U_{GR}^{\beta} \cdot \mu_{ap}^{\eta} \quad (3.20)$$

$$\varepsilon_g = (0,231 \pm 0,031) \cdot U_{GR}^{0,754 \pm 0,035} \cdot \mu_{ap}^{-0,310 \pm 0,025} \quad R^2=0,94 \quad (4.9)$$

$$\varepsilon_g = (0,245 \pm 0,043) \cdot U_{GR}^{0,717 \pm 0,044} \cdot \mu_{ap}^{-0,274 \pm 0,032} \quad R^2=0,90 \quad (4.10)$$

$$\varepsilon_g = (0,517 \pm 0,059) \cdot U_{GR}^{0,766 \pm 0,049} \cdot \mu_{ap}^{-0,274 \pm 0,034} \quad R^2=0,89 \quad (4.11)$$

$$\varepsilon_g = (0,231 \pm 0,025) \cdot U_{GR}^{0,728 \pm 0,027} \cdot \mu_{ap}^{-0,296 \pm 0,019} \quad R^2=0,92 \quad (4.12)$$

Observando as Equações 4.5 a 4.12, nota-se similaridade entre os valores obtidos para o coeficiente β de fluidos newtonianos e não-newtonianos, o qual corresponde à influência da velocidade superficial de ar sobre a retenção gasosa. Para ambos os tipos de fluidos e em todos os reatores testados, ε_g foi mais sensível à alteração desta variável que à alteração das demais variáveis. De forma similar à viscosidade, as propriedades reológicas K e n dos fluidos não-newtonianos influenciaram de forma inversa a retenção gasosa, resultado esperado, uma vez que tanto a redução de K quanto de n (para K constante) promovem a redução da viscosidade aparente do fluido, conforme evidenciado anteriormente na Equação 2.3. Por fim, observou-se que a retenção gasosa do reator ACC foi mais sensível às variáveis testadas.

Alguns estudos da literatura corroboram com estas observações [130,132,133,271], onde a vazão específica de ar e viscosidade aparente apresentaram comportamento análogo a este estudo, com relações direta e inversa à retenção gasosa, respectivamente, sendo ε_g mais sensível às variações de U_{GR} .

Referente ao ajuste das correlações propostas para previsão de ε_g para diferentes fluidos não-newtonianos, foram obtidos altos valores de R^2 , superiores a 0,89, desvios médios dos coeficientes com uma ordem de grandeza inferior ao valor do coeficiente e ainda, com apenas 17% dos valores de ε_g calculados pelas correlações propostas com erro acima de 20% em relação aos experimentais (Figuras 4.5 e 4.6).

Figura 4.5 – Comparação entre retenção gasosa global experimental ($\varepsilon_{g\text{-exp}}$) e calculada ($\varepsilon_{g\text{-calc}}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos.

Legenda: (□) ACC-5 L (Eq. 4.5), (■) ACC-10 L (Eq. 4.5), (○) ASC-5 L (Eq. 4.6), (●) ASC-10 L (Eq. 4.6), (Δ) CB-5 L (Eq. 4.7), (▲) CB-10 L (Eq. 4.7), (□) ACC-5 L (Eq. 4.8), (■) ACC-10 L (Eq. 4.8), (○) ASC-5 L (Eq. 4.8), (●) ASC-10 L (Eq. 4.8).

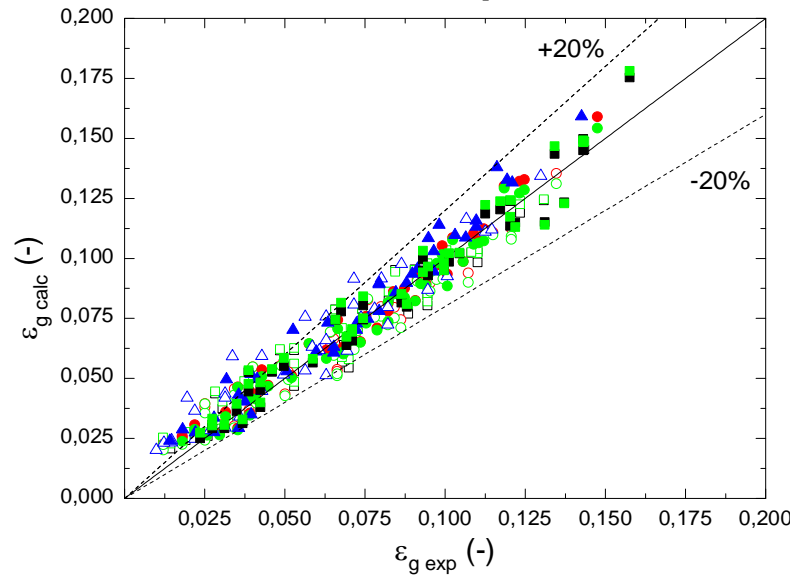
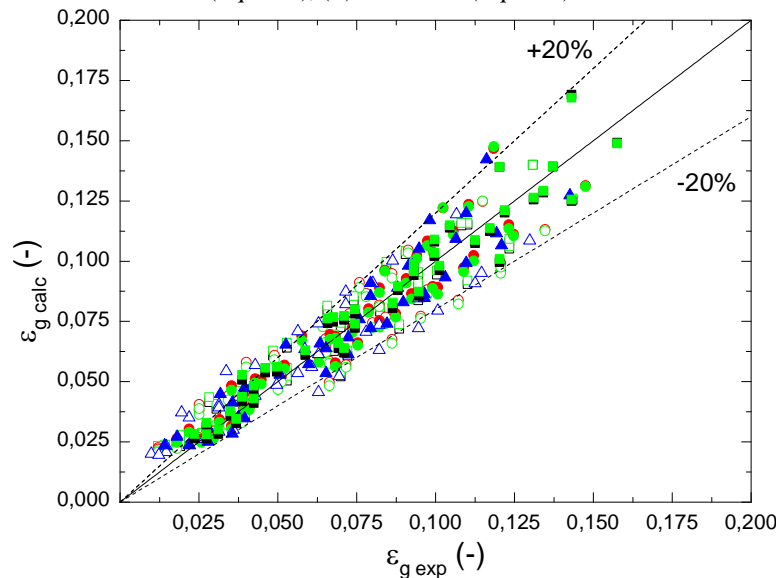


Figura 4.6 – Comparação entre retenção gasosa global experimental ($\varepsilon_{g\text{-exp}}$) e calculada ($\varepsilon_{g\text{-calc}}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos.

Legenda: (□) ACC-5 L (Eq. 4.9), (■) ACC-10 L (Eq. 4.9), (○) ASC-5 L (Eq. 4.10), (●) ASC-10 L (Eq. 4.10), (Δ) CB-5 L (Eq. 4.11), (▲) CB-10 L (Eq. 4.11), (□) ACC-5 L (Eq. 4.12), (■) ACC-10 L (Eq. 4.12), (○) ASC-5 L (Eq. 4.12), (●) ASC-10 L (Eq. 4.12).



Correlações utilizando análise dimensional podem resultar em modelos mais complexos com melhor ajuste aos dados experimentais, devido à utilização de um número maior de informações sobre o sistema, com a vantagem de permitir a avaliação dos parâmetros independentemente da escala do reator. Neste sentido, correlações com base em grupos adimensionais também foram utilizadas para predição de ε_g nos reatores estudados.

Utilizando-se o Teorema de Pi de Buckingham [261,262] para análise dimensional da retenção gasosa, considerando-se apenas parâmetros que variam nos sistemas, tem-se:

1) Variáveis independentes que influenciam na retenção gasosa:

- Geometria do reator: diâmetro do *riser*;
- Propriedades físicas dos fluidos: ρ_L , μ_L , D_L , σ_L ;
- Parâmetros do processo: U_{GR} ;
- Aceleração da gravidade: importante em fenômenos hidrodinâmicos.

2) Estrutura da matriz:

$$\begin{array}{l}
 L1: \text{Massa (kg)} \\
 L2: \text{Comprimento (m)} \\
 L3: \text{Tempo (s)}
 \end{array}
 \left| \begin{array}{cccc|cccc}
 \rho_L & D_R & g & \varepsilon_g & \mu_L & D_L & \sigma_L & U_{GR} \\
 1 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 1 & 0 \\
 -3 & 1 & 1 & 0 & -1 & 2 & 0 & 1 \\
 0 & 0 & -2 & 0 & -1 & -1 & -2 & -1
 \end{array} \right|$$

$$\begin{array}{l}
 * L2 = 3 \times L1 + L2 // L2 = L2 - L3 \\
 * L3 = L3 / (-2)
 \end{array}
 \left| \begin{array}{cccc|cccc}
 \rho_L & D_R & g & \varepsilon_g & \mu_L & D_L & \sigma_L & U_{GR} \\
 1 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 1 & 0 \\
 0 & 1 & 0 & 0 & 3/2 & 3/2 & 2 & 1/2 \\
 0 & 0 & 1 & 0 & 1/2 & 1/2 & 1 & 1/2
 \end{array} \right|$$

* Correspondem às operações matemáticas realizadas em cada linha da matriz.

3) Formação dos grupos π :

$$\pi_1 = \frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_R^{3/2} \cdot g^{1/2}} \quad \pi_3 = \frac{\sigma_L}{\rho_L \cdot D_R^2 \cdot g} = Bo^{-1} \quad \pi_5 = \pi_1^{-2} = \frac{\rho_L^2 \cdot D_R^3 \cdot g}{\mu_L^2} = Ga$$

$$\pi_2 = \frac{D_L}{D_R^{3/2} \cdot g^{1/2}} \quad \pi_4 = \frac{U_{GR}}{D_R^{1/2} \cdot g^{1/2}} = \frac{U_{GR}}{\sqrt{D_R \cdot g}} = Fr \quad \pi_6 = \frac{\pi_1}{\pi_2} = \frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L} = Sc$$

Segundo análise dimensional, o parâmetro retenção gasosa é função dos números adimensionais de Froude (π_4), Schmidt (π_6), Galilei (π_5) e Bond (π_3). Resultados semelhantes foram obtidos por Akita & Yoshida [135], os quais utilizaram estes mesmos adimensionais para previsão de ε_g . Tais grupos relacionam o efeito de forças gravitacionais com forças inerciais (Fr), forças de tensão superficial (Bo) e forças viscosas (Ga) sobre a retenção gasosa. Adicionalmente, utilizou-se o número de Schmidt (Sc), que engloba a influência da difusividade do oxigênio no meio líquido. Assim, as correlações para retenção gasosa global utilizando grupos adimensionais têm o formato conforme a Equação 3.26, onde U_{GR} é a velocidade superficial de ar na região de subida ($m \cdot s^{-1}$), g é a aceleração da gravidade ($m \cdot s^{-2}$), D_h é o

diâmetro hidráulico da seção (m), μ_L é a viscosidade dinâmica ou aparente do líquido (Pa.s), ρ_L é a densidade do líquido (kg.m^{-3}), D_L é o coeficiente de difusividade do oxigênio no meio líquido ($\text{m}^2.\text{s}^{-1}$), e σ_L é a tensão superficial do líquido (kg.s^{-2}).

$$\varepsilon_g = \alpha \cdot Fr^a \cdot Sc^b \cdot Bo^c \cdot Ga^d$$

$$\varepsilon_g = \alpha \cdot \left(\frac{U_{GR}}{\sqrt{g \cdot D_h}} \right)^a \cdot \left(\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L} \right)^b \cdot \left(\frac{g \cdot \rho_L \cdot D_h^2}{\sigma_L} \right)^c \cdot \left(\frac{g \cdot \rho_L^2 \cdot D_h^3}{\mu_L^2} \right)^d \quad (3.26)$$

De acordo com as Equações 4.13 a 4.16 (válidas para reatores ACC, ASC, CB e *airlifts*, respectivamente), a retenção gasosa de fluidos newtonianos sofre forte influência de propriedades físicas do líquido quando as mesmas são avaliadas em conjunto. Números adimensionais de Schmidt, Bond e Galilei, que consideram o efeito da densidade, difusividade do oxigênio, tensão superficial e viscosidade sobre a variável de interesse (ε_g), apresentaram influência consideravelmente superior em comparação à velocidade superficial de ar, representada pelo número de Froude.

$$\varepsilon_g = 3,1 \cdot 10^{-11} \cdot Fr^{0,681 \pm 0,03} \cdot Sc^{1,274 \pm 0,26} \cdot Bo^{-1,263 \pm 0,34} \cdot Ga^{1,106 \pm 0,21} \quad R^2=0,96 \quad (4.13)$$

$$\varepsilon_g = 1,7 \cdot 10^{-11} \cdot Fr^{0,677 \pm 0,03} \cdot Sc^{1,349 \pm 0,26} \cdot Bo^{-1,398 \pm 0,33} \cdot Ga^{1,158 \pm 0,21} \quad R^2=0,96 \quad (4.14)$$

$$\varepsilon_g = 8,5 \cdot 10^{-11} \cdot Fr^{0,723 \pm 0,04} \cdot Sc^{1,188 \pm 0,31} \cdot Bo^{-1,056 \pm 0,40} \cdot Ga^{1,040 \pm 0,25} \quad R^2=0,95 \quad (4.15)$$

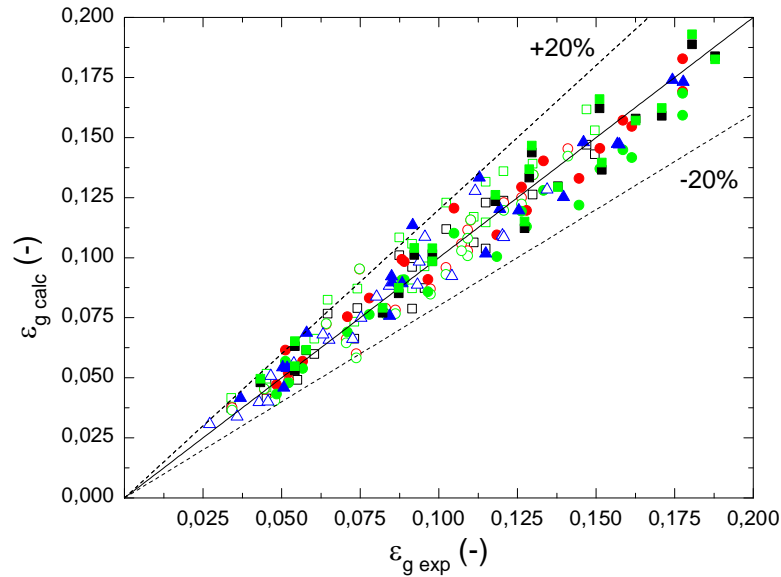
$$\varepsilon_g = 2,9 \cdot 10^{-11} \cdot Fr^{0,674 \pm 0,03} \cdot Sc^{1,358 \pm 0,24} \cdot Bo^{-1,518 \pm 0,30} \cdot Ga^{1,166 \pm 0,19} \quad R^2=0,93 \quad (4.16)$$

Conforme esperado, Fr e Ga apresentaram influência direta sobre a retenção gasosa, uma vez que o aumento de U_{GR} e a redução de μ_L promovem o aumento destes adimensionais, assim como de ε_g . O mesmo ocorreu com o número de Bond, que se comportou de forma inversa à ε_g , sendo que quanto maior a tensão superficial, menor Bo e maior ε_g .

Na maioria das correlações disponíveis na literatura para o cálculo da retenção gasosa com base em números adimensionais, o número de Froude influencia de forma mais intensa a retenção gasosa e os números de Bo e Ga apresentam relação direta e de pouca influência sobre ε_g ($c \cong 0,15$ e $d \cong 0,10$, respectivamente) [135–137]. Entretanto, um fator semelhante entre estes relatos é que os fluidos utilizados para o ajuste dos dados são de baixa viscosidade e, em geral, muito próximos à viscosidade da água, fator que pode justificar as diferenças obtidas. Estudos como o de Cerri et al. [131], que realizaram um ajuste dos dados até uma viscosidade de 0,012 Pa.s, apresentam resultado mais próximo ao obtido no presente estudo, onde Bo influencia de forma inversa a retenção gasosa ($c = -0,40$) e a influência de Ga é mais intensa que nos demais estudos ($d = 0,42$), assim como o estudo de Schumpe & Deckwer [223] utilizando fluidos newtonianos e não-newtonianos de baixa e alta viscosidades ($\varepsilon_g \propto Bo^{-0,13}$).

Conforme esperado, houve uma melhora no ajuste aos dados experimentais por parte das correlações adimensionais (Equações 4.13 a 4.16) em comparação às correlações simplificadas (Equações 4.1 a 4.4). Valores de R^2 aumentaram de 0,88 para 0,95 e ainda, conforme a Figura 4.7, apenas 2% dos pontos excedem um erro de 20%, em comparação a 12,5% no caso anterior.

Figura 4.7 – Comparação entre retenção gasosa global experimental ($\varepsilon_{g\text{-exp}}$) e calculada ($\varepsilon_{g\text{-calc}}$) pelas correlações adimensionais propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.13), (■) ACC-10 L (Eq. 4.13), (○) ASC-5 L (Eq. 4.14), (●) ASC-10 L (Eq. 4.14), (△) CB-5 L (Eq. 4.15), (▲) CB-10 L (Eq. 4.15), (□) ACC-5 L (Eq. 4.16), (■) ACC-10 L (Eq. 4.16), (○) ASC-5 L (Eq. 4.16), (●) ASC-10 L (Eq. 4.16).



Para fluidos não-newtonianos em geral, a relação entre os números adimensionais e a retenção gasosa foi semelhante para os números de Froude, Schmidt e Galilei apresentando uma influência direta, enquanto que para o número de Bond a relação com a retenção gasosa foi inversa (Equações 4.17 a 4.20, válidas para reatores ACC, ASC, CB e *airlifts*, respectivamente). Com relação à intensidade da influência, diferentemente do observado para fluidos newtonianos, a retenção gasosa de fluidos não-newtonianos calculada por correlações adimensionais sofreu de forma mais intensa a influência da variação do número de Froude, em comparação aos demais adimensionais.

$$\varepsilon_g = 7,1 \cdot 10^{-7} \cdot Fr^{0,753 \pm 0,03} \cdot Sc^{0,962 \pm 0,02} \cdot Bo^{-0,870 \pm 0,01} \cdot Ga^{0,667 \pm 0,07} \quad R^2=0,97 \quad (4.17)$$

$$\varepsilon_g = 5,8 \cdot 10^{-9} \cdot Fr^{0,722 \pm 0,03} \cdot Sc^{1,370 \pm 0,14} \cdot Bo^{-1,207 \pm 0,12} \cdot Ga^{0,866 \pm 0,07} \quad R^2=0,95 \quad (4.18)$$

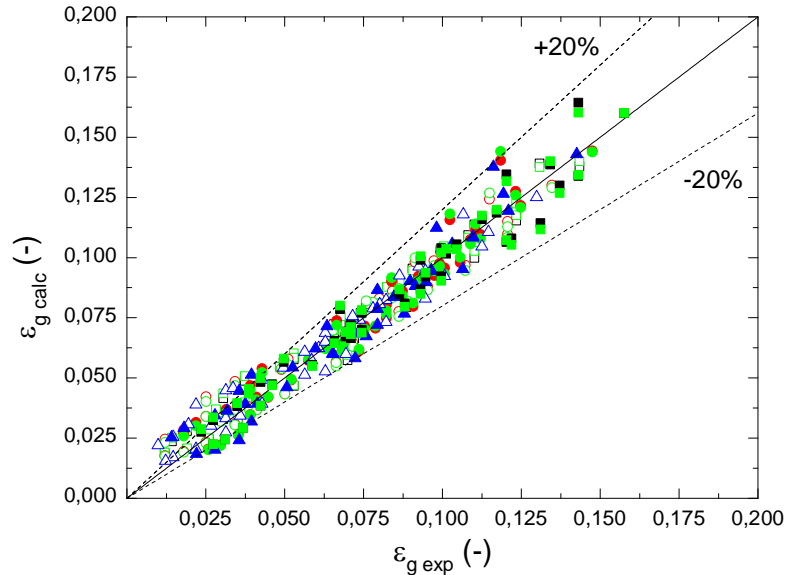
$$\varepsilon_g = 1,9 \cdot 10^{-9} \cdot Fr^{0,761 \pm 0,03} \cdot Sc^{1,500 \pm 0,15} \cdot Bo^{-1,271 \pm 0,13} \cdot Ga^{0,936 \pm 0,08} \quad R^2=0,95 \quad (4.19)$$

$$\varepsilon_g = 7,4 \cdot 10^{-8} \cdot Fr^{0,738 \pm 0,02} \cdot Sc^{1,160 \pm 0,09} \cdot Bo^{-1,050 \pm 0,08} \cdot Ga^{0,765 \pm 0,05} \quad R^2=0,96 \quad (4.20)$$

Comparando-se o ajuste aos dados experimentais das correlações simplificadas (Equações 4.5 a 4.12) e utilizando números adimensionais (Equações 4.17 a 4.20) para fluidos

não-newtonianos, houve melhora no R^2 das correlações propostas, assim como um menor número de pontos (12%) excedeu 20% de desvio em relação aos valores experimentais (Figura 4.8).

Figura 4.8 – Comparação entre retenção gasosa global experimental ($\varepsilon_{g\text{-exp}}$) e calculada ($\varepsilon_{g\text{-calc}}$) pelas correlações adimensionais propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.17), (■) ACC-10 L (Eq. 4.17), (○) ASC-5 L (Eq. 4.18), (●) ASC-10 L (Eq. 4.18), (△) CB-5 L (Eq. 4.19), (▲) CB-10 L (Eq. 4.19), (□) ACC-5 L (Eq. 4.20), (■) ACC-10 L (Eq. 4.20), (○) ASC-5 L (Eq. 4.20), (●) ASC-10 L (Eq. 4.20).



4.2 Retenção gasosa parcial (ε_i)

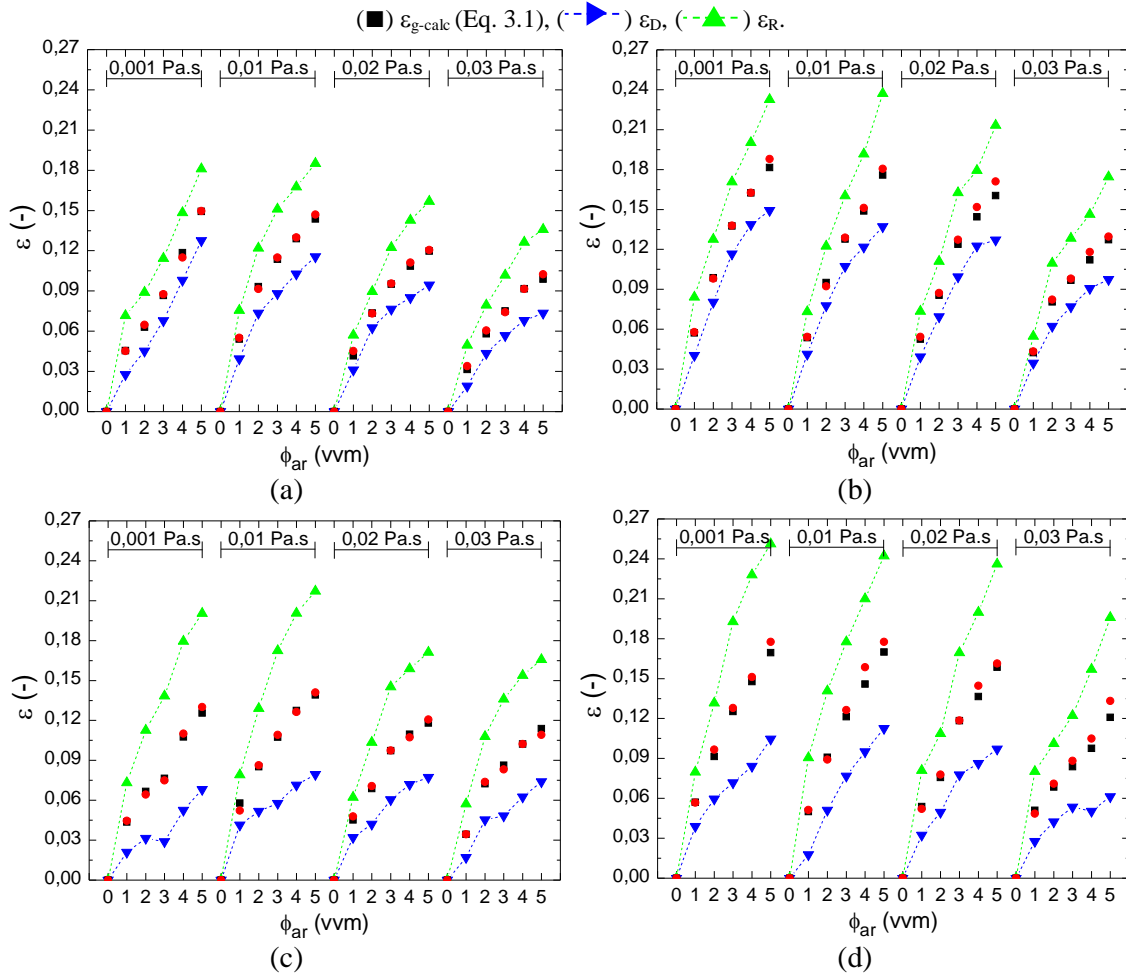
Uma vez obtidos os valores de retenção gasosa no *riser* e no *downcomer*, é possível determinar a retenção gasosa global. Segundo Chisti [36], realizando um balanço da quantidade de gás presente no reator, considerando-se que a altura da dispersão é a mesma para ambas as seções do reator e, ainda, que as seções de subida e descida são uniformes (como é o caso dos reatores utilizados neste estudo), tem-se a Equação 3.1, a qual permite o cálculo da retenção gasosa global, a partir de dados de retenção gasosa parcial (ε_R e ε_D) e as áreas de seção transversal das regiões (A_R e A_D).

$$\varepsilon_g = \frac{\varepsilon_R \cdot A_R + \varepsilon_D \cdot A_D}{A_R + A_D} \quad (3.1)$$

Os valores obtidos para as retenções gasosas globais calculadas pela Equação 3.1 ($\varepsilon_{g\text{-calc}}$) e determinadas experimentalmente ($\varepsilon_{g\text{-exp}}$) para fluidos newtonianos podem ser visualizados na Figura 4.9. Neste caso, os valores calculados são próximos aos experimentais, apresentando um desvio médio de 2,8%, sendo o desvio máximo obtido de 10,5% no reator *airlift split-*

cylinder (ASC) de 5 L (Figura 4.9.c) operado com solução de glicerol de viscosidade igual a 0,010 Pa.s (GS10). Ainda na Figura 4.9, os valores e o comportamento das retenções gasosas parciais em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) e viscosidade do líquido podem ser visualizados para os dois modelos e as duas escalas de biorreatores *airlift*.

Figura 4.9 – Retenções gasosas parciais e globais em reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos ($n=1$): a) reator ACC de 5 L; b) reator ACC de 10 L; c) reator ASC de 5 L; d) reator ASC de 10 L. **Legenda:** (●) ε_{g-exp} ,



Conforme esperado, para todos os reatores avaliados, as retenções gasosas no *riser* (ε_R) e no *downcomer* (ε_D) de fluidos newtonianos aumentaram com a vazão específica de ar e diminuíram com o aumento da viscosidade do líquido, de acordo com o comportamento evidenciado anteriormente para retenção gasosa global. Apenas para a água (A01) observou-se que em alguns casos as retenções gasosas foram inferiores às obtidas para a solução de glicerol de 0,010 Pa.s (GS10), a qual possui maior viscosidade. Tal resultado pode ser atribuído a menor resistência ao escoamento por parte da água, podendo gerar em determinadas situações, uma maior velocidade da bolha, fenômeno predominante em comparação ao efeito do diâmetro da bolha sobre a velocidade, conforme mencionado anteriormente.

Al-Masry [89] observou que em reator *airlift* de circulação externa (ACE) de 167 L, operado com água e glicerol puro, o glicerol apresentou menores valores de ε_R e ε_D que a água (cerca de 30%). Ademais, o autor observou um resultado semelhante ao presente estudo sobre a relação inversa entre a viscosidade do fluido e as retenções gasosas ε_R e ε_D , sendo que ε_D foi mais influenciada por esta variável ($\varepsilon_R \propto \mu_L^{-0,04}$ e $\varepsilon_D \propto \mu_L^{-0,20}$). De forma análoga, Shariati et al. [139], em reator ACC e utilizando fluidos newtonianos (microemulsões de água e diesel), observaram que ε_R e ε_D apresentam relação inversa à viscosidade cinemática do fluido (ν_L), sendo este comportamento mais observado até valores de $\nu=3.10^{-5} \text{ m}^2.\text{s}^{-1}$.

A relação direta entre a vazão específica de ar e as retenções gasosas parciais, ε_R e ε_D , foi evidenciada por inúmeros autores [104,113,114,116,117,119,272]. Para água e glicerol puro operados em reator ACE de 167 L, a influência de U_{GR} sobre as retenções gasosas nas regiões de subida e descida foi expressa matematicamente como sendo $\varepsilon_R \propto U_{GR}^{0,56}$ e $\varepsilon_D \propto U_{GR}^{0,38}$ [89]. Observou-se maior influência de U_{GR} , quando água com adição de surfactantes foi utilizada em reator ASC, sendo $\varepsilon_R \propto U_{GR}^{0,70}$ [100].

Os maiores valores de ε_R em cada reator, foram observados em geral para a solução GS10 nos reatores operando a 5 vvm (ACC 5 L: $\varepsilon_R=0,1850$; ACC 10 L: $\varepsilon_R=0,2372$; ASC 5 L: $\varepsilon_R=0,2172$), exceto no reator ASC de 10 L, o qual apresentou a maior retenção gasosa encontrada, $\varepsilon_R=0,2513$, empregando-se água. Já os menores valores de ε_R foram obtidos, em geral, para a solução mais viscosa (glicerol de 0,030 Pa.s) na menor vazão específica de ar (1 vvm) (ACC 5L: $\varepsilon_R=0,0495$; ACC 10 L: $\varepsilon_R=0,0548$; ASC 5 L: $\varepsilon_R=0,0572$), novamente com a exceção do reator ASC de 10 L, que apresentou menor ε_R quando foi utilizado água como fluido de trabalho ($\varepsilon_R=0,0797$).

De maneira geral, os reatores ASC apresentaram em média valores de ε_R 6,5% maiores que os reatores ACC. Relacionado ao tamanho do reator, os reatores de 10 L apresentaram maiores valores de retenção na região de subida, sendo ε_R no reator ACC de 10 L em média 24% maior que no ACC de 5 L e, os valores em ASC de 10 L, em média 16% maiores que ASC de 5 L.

Com relação à ε_D , obteve-se o maior valor no reator ACC de 10 L operado com água e vazão específica de ar de 5 vvm. Para este parâmetro, os maiores valores para reatores ACC foram obtidos com A01 ($\varepsilon_{D-ACC5L}=0,1276$; $\varepsilon_{D-ACC10L}=0,1494$), enquanto que para reatores ASC, foram obtidos com GS10 ($\varepsilon_{D-ASC5L}=0,0794$; $\varepsilon_{D-ASC10L}=0,1125$), todos na vazão específica de ar de 5 vvm. Semelhante ao ocorrido para ε_R , os menores valores de ε_D ocorreram com fluido

GS30 (mais viscoso) operado a 1 vvm ($\varepsilon_{D-ACC5L}=0,0191$; $\varepsilon_{D-ACC10L}=0,0346$; $\varepsilon_{D-ASC5L}=0,0171$), exceto para o reator ASC de 10 L, o qual apresentou menor valor com GS10 ($\varepsilon_{D-ASC10L}=0,0177$).

Observou-se ainda que, de forma contrária ao ocorrido para ε_R , os valores de ε_D foram em média 40% maiores nos reatores ACC que nos reatores ASC, o que justifica a retenção gasosa global ser maior em reatores ACC, apesar de ε_R ser ligeiramente inferior nestes reatores. Ademais, as retenções gasosas na região de descida no reator ACC de 10 L foram em média 45% maiores que no ACC de 5 L, enquanto que ε_D em ASC de 10 L foi cerca de 30% maior que em ASC de 5 L. Baseado nestas informações pode-se dizer que a retenção gasosa na região de descida de fluidos newtonianos é consideravelmente mais sensível a modificações geométricas do reator, tanto relacionado ao modelo quanto à escala do mesmo.

No estudo realizado por Moraveji et al. [100], em reator ASC operado com água e adição de surfactantes, os valores de ε_R e ε_D foram maiores quando houve a adição de surfactantes. Os autores obtiveram valores para água ($\varepsilon_R=0,0175$ e $\varepsilon_D=0,006$ para U_{GR} de $0,01 \text{ m.s}^{-1}$) muito próximos aos do presente estudo em condições semelhantes ($\varepsilon_R=0,0209$ e $\varepsilon_D=0,0731$ para U_{GR} de $0,0162 \text{ m.s}^{-1}$), principalmente para ε_R .

Em reatores ACC de diferentes diâmetros na região de separação gás-líquido (separador) e operados com água, Graen-Heedfeld & Schlueter [124] observaram que o aumento do diâmetro do separador reduz ε_R e ε_D . Para reator com diâmetro de 0,44 m (separador reto, como no presente estudo) e altura de 7,8 m, os autores encontraram para água, $\varepsilon_R=0,250$ e $\varepsilon_D=0,175$, com U_{GR} de $0,16 \text{ m.s}^{-1}$, valores um pouco superiores aos do presente estudo ($\varepsilon_R=0,2327$ e $\varepsilon_D=0,1494$ para U_{GR} de $0,1176 \text{ m.s}^{-1}$ em reator ACC de 10 L), uma vez que o tamanho do reator e a vazão utilizada pelos autores é superior.

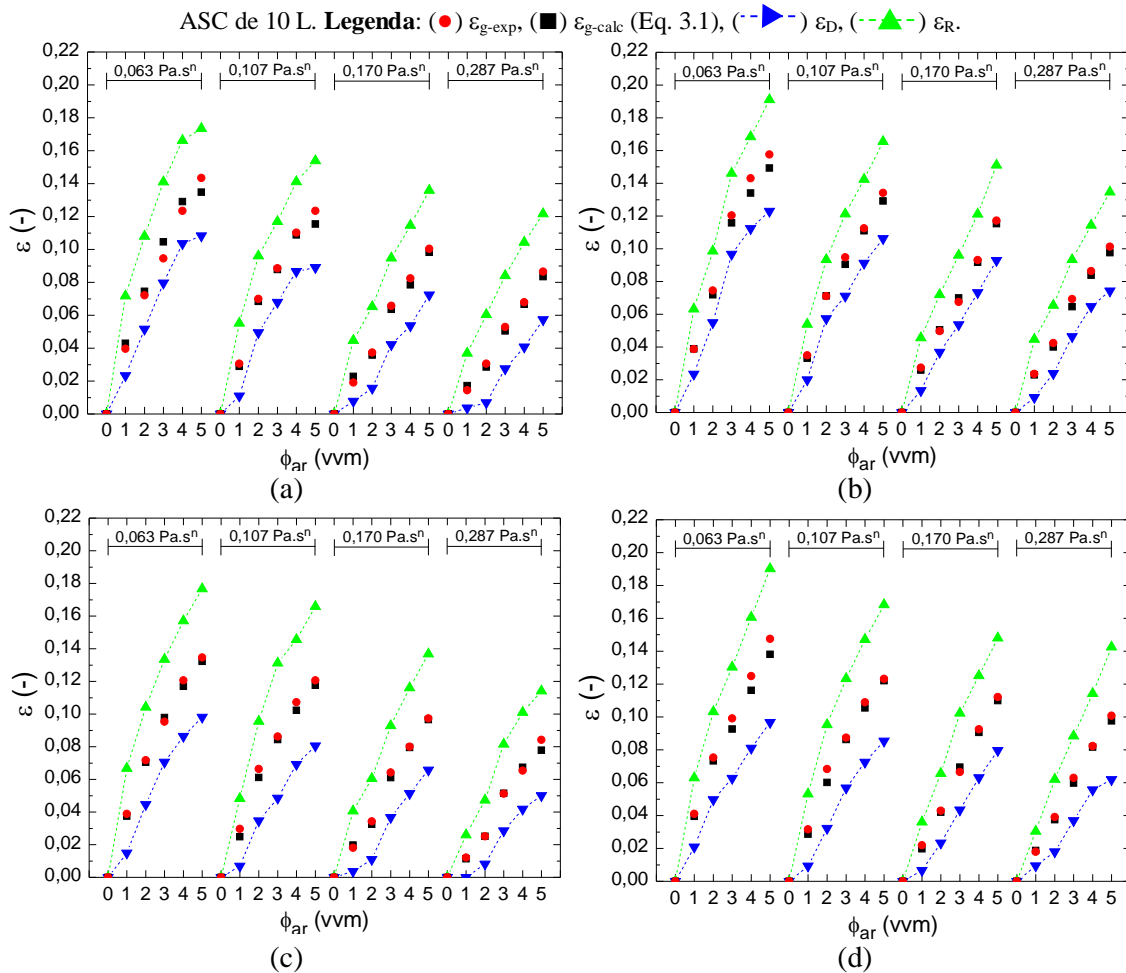
De forma semelhante, Choi et al. [125] testaram a influência da geometria da região de separação pela inserção de aparatos internos em reatores ASC de 100 L operados com água e ar. Neste estudo, as retenções gasosas atingiram $\varepsilon_R=0,200$ e $\varepsilon_D=0,175$ para U_{GR} de $0,20 \text{ m.s}^{-1}$ (sem uso de aparato). No presente estudo, para ASC de 10 L, a retenção gasosa na região de subida foi superior à encontrada pelos autores ($\varepsilon_R=0,2513$), enquanto que na descida foi consideravelmente inferior ($\varepsilon_D=0,1046$), para U_{GR} de cerca de $0,1 \text{ m.s}^{-1}$.

Com relação ao tamanho do reator, Gavrilesco & Tudose [113] observaram que o aumento da escala do biorreator promove o aumento de ε_R , independentemente do tipo de fluido. Entretanto, segundo o estudo de Chisti et al. [126], com reatores ASC e ACC de 33 L e 160 L operados com água, a escala do biorreator não afeta a retenção gasosa na região de descida (ε_D). Em seu estudo, os valores de ε_D em reator ASC ($\varepsilon_D=0,125$) e ACC ($\varepsilon_D=0,130$)

foram praticamente iguais, sendo este parâmetro para ACC ligeiramente superior na maioria dos pontos (semelhante ao ocorrido neste estudo).

A Figura 4.10 apresenta os valores de retenção gasosa experimental e calculada (Equação 3.1) e retenção gasosa parcial (ε_R e ε_D) para soluções de carboxi-metil celulose (CMC) em reatores *airlift* ACC e ASC de 5 e 10 L, assim como o comportamento destas variáveis em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar} em vvm) e do índice de consistência do fluido (K em Pa.sⁿ).

Figura 4.10 – Retenções gasosas parciais e globais em reatores *airlift* operados com fluidos não-newtonianos (carboxi-metil celulose, $n > 0,5$): a) reator ACC de 5 L; b) reator ACC de 10 L; c) reator ASC de 5 L; d) reator



Semelhante aos valores experimentais, os valores de ε_g calculados pela Equação 3.1, assim como as retenções gasosas parciais (ε_R e ε_D) apresentaram relação direta à vazão específica de ar (100% dos pontos) e, em geral, de forma inversa ao índice de consistência do fluido (99% dos pontos). Comparando-se os valores obtidos de ε_g calculados e experimentais houve em média um desvio de apenas 4,5%, sendo o máximo desvio encontrado (20%) para

retenções gasosas muito baixas (0,01211 e 0,01805 em reator ASC de 5 L), o que justifica um maior desvio, pois compromete a precisão da medida.

Para carboxi-metil celulose, os maiores valores de retenção gasosa na subida foram obtidos para a solução menos concentrada ($K=0,063 \text{ Pa.s}^n$) e vazão específica de ar máxima de 5 vvm ($\epsilon_{R-ACC5L}=0,1735$; $\epsilon_{R-ASC5L}=0,1767$; $\epsilon_{R-ACC10L}=0,1911$; $\epsilon_{R-ASC10L}=0,1902$), sendo o reator ACC de 10 L aquele que apresentou, em 90% dos casos, os maiores valores de ϵ_R . De forma contrária, os menores valores deste parâmetro foram obtidos para a solução mais concentrada ($K=0,287 \text{ Pa.s}^n$) e menor vazão específica de ar de 1 vvm ($\epsilon_{R-ACC5L}=0,0369$; $\epsilon_{R-ASC5L}=0,0260$; $\epsilon_{R-ACC10L}=0,0448$; $\epsilon_{R-ASC10L}=0,0304$). Ademais, contrariamente aos resultados obtidos para fluidos newtonianos, a retenção gasosa na região de subida foi em média 5% superior em reatores ACC que em reatores ASC. Com relação ao tamanho do reator, os valores de ϵ_R foram cerca de 4,5% maiores no reator ACC de 10 L que no de 5 L, enquanto ϵ_R foi 11% superior em ASC de 10 L que em ASC de 5 L.

De acordo com a Figura 4.10, o parâmetro ϵ_D exibiu um comportamento semelhante à ϵ_R , uma vez que apresentou maiores valores para solução com $K=0,063 \text{ Pa.s}^n$ e vazão específica de ar de 5 vvm, sendo o reator ACC de 10 L aquele que originou maior ϵ_D em 99% dos casos (valor máximo $\epsilon_{D-ACC10L}=0,1230$). O mesmo ocorreu para os menores valores de ϵ_D , observados para $K=0,287 \text{ Pa.s}^n$ e 1 vvm, exceto para o reator ASC de 10 L, no qual o menor valor foi obtido para $K=0,170 \text{ Pa.s}^n$. Tais valores obtidos foram extremamente baixos, variando de 0 a 0,009 (em outros termos, houve praticamente a ausência de bolhas na região de descida sob estas condições). Relacionado à geometria do biorreator, os valores de ϵ_D em reatores ACC foram em média 30% superiores que em reatores ASC, enquanto os reatores de 10 L de ambos os modelos apresentaram valores, em média, 30% superiores em comparação aos de 5 L. Como pode ser observado, de forma análoga aos fluidos newtonianos, o parâmetro ϵ_D para soluções de CMC é mais sensível à geometria do reator que o parâmetro ϵ_R .

De forma análoga ao observado para os fluidos não-newtonianos no presente estudo, vários autores [104,113,133,188,273], em diferentes modelos de reatores *airlift*, observaram uma relação direta entre ϵ_R e U_{GR} (aqui representada por ϕ_{ar}) e inversa à μ_{ap} ou ao índice de consistência do líquido (K). Apenas Kilonzo et al. [104], utilizando soluções de CMC em reatores ACC quadrados com diferentes aberturas na região de separação gás-líquido, observou uma influência forte e direta de μ_{ap} sobre ϵ_R e ϵ_D , conforme correlações adimensionais descritas nas Equações 4.21 e 4.22. Resultados distintos foram obtidos por Popović & Robinson [112], os quais observaram que a influência da viscosidade aparente (μ_{ap}) sobre as retenções gasosas

parciais pode ser desprezada, assim como por Li et al. [133], que obtiveram proporcionalidades do tipo $\varepsilon_R \propto \mu_{ap}^{-0,135}$ e $\varepsilon_D \propto \mu_{ap}^{-0,107}$.

$$\varepsilon_R = 770 \cdot \left(\frac{U_{GR}}{\sqrt{g \cdot D_{hc}}} \right)^{1,621} \cdot \left(\frac{g \cdot \mu_L^4}{\rho_L \cdot L \cdot \sigma_L^3} \right)^{0,852} \cdot \left(\frac{h_b}{D_{HR}} \right)^{0,180} \cdot \left(\frac{D_{hs}}{D_{hc}} \right)^{11,375} \cdot \left(\frac{h_R}{D_{HR}} \right)^{5,2} \quad (4.21)$$

$$\varepsilon_D = 570 \cdot \left(\frac{U_{GR}}{\sqrt{g \cdot D_{hc}}} \right)^{2,82} \cdot \left(\frac{g \cdot \mu_L^4}{\rho_L \cdot L \cdot \sigma_L^3} \right)^{0,968} \cdot \left(\frac{h_b}{D_{HR}} \right)^{0,210} \cdot \left(\frac{D_{hs}}{D_{hc}} \right)^{11,375} \cdot \left(\frac{g \cdot \rho_L^2 \cdot D_{hc}^3}{\mu_L^2} \right)^{0,2} \quad (4.22)$$

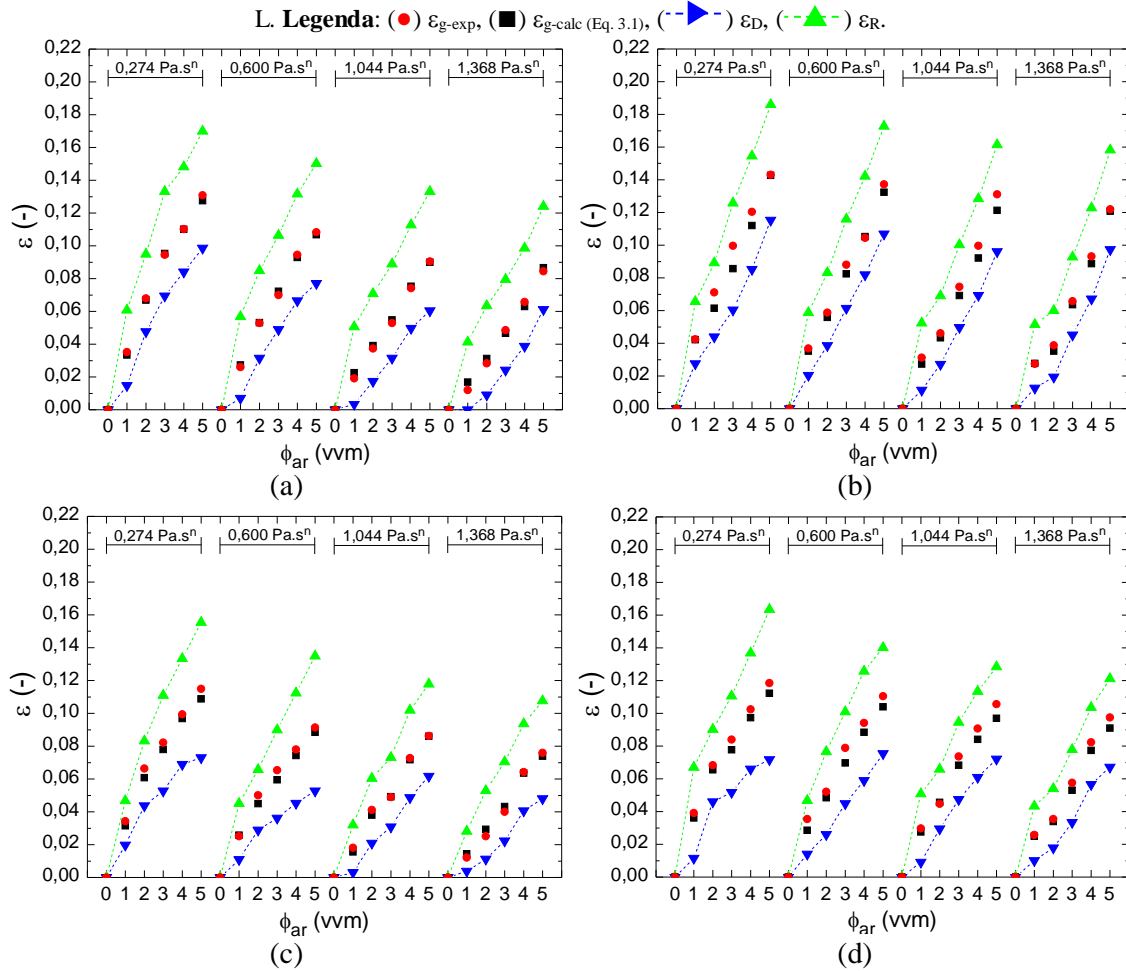
Ainda, Li et al. [133] trabalhando com reatores ACC de 50 e 70 L operados com água e soluções de CMC ($11,5 \leq K$ (Pa.sⁿ) $\leq 0,286$; $0,441 \leq n \leq 0,617$ a 18 °C), obtiveram para U_{GR} de $0,10 \text{ m.s}^{-1}$ e $K=0,286 \text{ Pa.s}^n$, valores de $\varepsilon_R=9\%$ e $\varepsilon_D=4,5\%$. Resultados superiores foram obtidos no presente estudo ($\varepsilon_R=13,47\%$ e $\varepsilon_D=7,42\%$ para U_{GR} de $0,12 \text{ m.s}^{-1}$, $K=0,287 \text{ Pa.s}^n$ e reator ACC de 10 L), fato que pode estar relacionado à temperatura utilizada nos testes ou devido às diferenças no *design* dos sistemas. O mesmo ocorreu após comparação dos resultados obtidos por Deng et al. [188] em reator ACC. Para solução de CMC com $K=0,097 \text{ Pa.s}^n$ e $n=0,73$, os autores obtiveram $\varepsilon_R=12,5\%$ e $\varepsilon_D=7,5\%$ com $U_{GR}=0,12 \text{ m.s}^{-1}$, enquanto que no presente estudo, para $K=0,063 \text{ Pa.s}^n$ e $n=0,79$ obteve-se maiores valores de retenção gasosa parcial, $\varepsilon_R=19\%$ e $\varepsilon_D=12\%$.

Com relação à escala do reator, conforme mencionado anteriormente, Gavrilescu & Tudose [113] observaram que o aumento do tamanho do reator promove o aumento de ε_R , tanto para fluidos newtonianos quanto para não-newtonianos ($0,061 \leq K$ (Pa.sⁿ) $\leq 3,518$; $0,86 \leq n \leq 0,39$), o que corrobora com os resultados obtidos.

Comparando-se fluidos newtonianos com não-newtonianos pela análise das Figuras 4.9 e 4.10 observou-se que, em geral, as retenções gasosas parciais para água são superiores às obtidas para soluções de CMC. O mesmo foi observado por Deng et al. [188] e por Li et al. [133] em reator ACC, sendo que neste último, para $U_{GR}=0,10 \text{ m.s}^{-1}$ obteve-se para água ε_R e ε_D máximos de 15% e 7%, respectivamente, enquanto que para soluções de CMC, ε_R máximo variou de 9 a 6% e ε_D máximo de 3 a 4,5%.

A Figura 4.11 apresenta os valores e o comportamento da retenção gasosa experimental e calculada e retenções gasosas parciais (ε_R e ε_D) para soluções de goma-xantana (GX) em reatores *airlift* ACC e ASC de 5 e 10 L. De forma análoga aos casos anteriores (fluidos newtonianos e CMC), os valores de retenção global calculada (Equação 3.1) e retenções parciais apresentaram relação direta à vazão específica de ar e, na maioria dos casos, inversa ao índice de consistência do fluido (91% dos pontos).

Figura 4.11 – Retenções gasosas parciais e globais em reatores *airlift* operados com fluidos não-newtonianos (goma-xantana, $n < 0,5$): a) reator ACC de 5 L; b) reator ACC de 10 L; c) reator ASC de 5 L; d) reator ASC de 10 L



Após comparação entre os valores obtidos de ε_g calculada pela Equação 3.1 e ε_g experimental verificou-se que houve, em média, um desvio de 6%, sendo o máximo desvio encontrado (40%), semelhante ao caso anterior, para uma retenção muito baixa ($\varepsilon_D=0,01199$ em reator ACC de 5 L, operado com fluido de maior índice de consistência e menor vazão específica de ar), o que compromete consideravelmente a precisão da medida.

De forma análoga aos resultados obtidos com CMC, a retenção gasosa na região de subida para soluções de GX apresentaram valores máximos em cada reator, para solução menos concentrada e maior vazão específica de ar ($K=0,274 \text{ Pa.s}^n$ e 5 vvm) e os menores valores para solução mais concentrada e menor vazão específica de ar ($K=1,368 \text{ Pa.s}^n$ e 1 vvm). Assim, os menores e maiores valores de ε_R observados para cada reator foram: $0,0413 \leq \varepsilon_{R\text{-ACC5L}} \leq 0,1699$; $0,0282 \leq \varepsilon_{R\text{-ASC5L}} \leq 0,1554$; $0,0515 \leq \varepsilon_{R\text{-ACC10L}} \leq 0,1860$ e; $0,0433 \leq \varepsilon_{R\text{-ASC10L}} \leq 0,1634$. De maneira geral observou-se que em 97,5% dos tratamentos, o reator ACC de 10 L apresentou ε_R superior aos demais reatores. Com relação à geometria, o parâmetro ε_R nos reatores ACC foi em média

17% superior em comparação aos reatores ASC. Ainda, este parâmetro para ACC de 10 L foi cerca de 9% superior que em ACC de 5 L, enquanto que nos reatores ASC, ε_R no reator de 10 L foi em média 31% superior ao de 5 L.

Em geral, os resultados de ε_D foram semelhantes à ε_R para as soluções de goma-xantana. Os valores máximos de ε_D em cada reator foram obtidos para $K=0,274 \text{ Pa.s}^n$ e 5 vvm ($\varepsilon_{D-ACC5L}=0,0986$; $\varepsilon_{D-ASC5L}=0,0730$; $\varepsilon_{D-ACC10L}=0,1153$), exceto no reator ASC de 10 L, no qual o valor máximo ocorreu para solução com $K=0,600 \text{ Pa.s}^n$ ($\varepsilon_{D-ASC10L}=0,0754$). Já os valores mínimos variaram de 0 (ACC de 5 L) a 0,0113 (ACC de 10 L) e ocorreram em geral para solução com $K=1,044 \text{ Pa.s}^n$ e vazão de 1 vvm. De forma análoga às soluções de CMC, ε_D para reatores ACC é em média 21,5% maior que em reatores ASC. Relacionado ao tamanho do reator, este parâmetro no reator ACC de 10 L foi 39% maior que no de 5 L, sendo que nos reatores ASC, ε_D foi em média 31% maior no reator de 10 L que no de 5 L. Conforme os casos anteriores, ε_D para soluções de goma-xantana foi mais sensível às variações de modelo e escala de biorreator que o parâmetro ε_R .

Por fim, realizando-se uma comparação entre os fluidos observou-se que os valores de ε_D e ε_R são, em 72,5% dos casos, superiores para soluções de CMC em comparação à goma-xantana. Este fato ocorre, devido a maioria das soluções de CMC testadas apresentarem parâmetros reológicos que resultam em uma viscosidade inferior, em comparação a reologia das soluções de goma-xantana. Entretanto, para fluidos com mesmo índice de consistência (CMC: $K=0,287 \text{ Pa.s}^n$ e $n=0,73$; GX: $K=0,274 \text{ Pa.s}^n$ e $n=0,43$), tanto os valores de ε_R quanto de ε_D são superiores para o fluido com menor índice de escoamento (GX com $n=0,43$), resultado esperado uma vez que o mesmo possui menor viscosidade.

Ainda, relacionando as observações elencadas anteriormente para cada fluido não-newtoniano, pode-se dizer que ambos os parâmetros ε_R e ε_D sofreram maior influência da geometria do reator quando o mesmo foi operado com soluções de goma-xantana, em comparação às soluções de CMC. Por fim, comparando-se os resultados obtidos para fluidos newtonianos e não-newtonianos, observou-se que, em geral, ε_D e ε_R são mais sensíveis à geometria do reator quando operados com fluidos newtonianos.

Como preconizado por diferentes autores [112,126,139,140,142], existe uma relação linear entre ε_D e ε_R . A Figura 4.12 refere-se à tal dependência linear, sendo observada no presente estudo, em reatores ACC e ASC, tanto para fluidos newtonianos quanto não-newtonianos. As correlações lineares obtidas para os dados apresentados na Figura 4.12 correspondem às Equações 4.23 a 4.26. Tais correlações apresentaram bom ajuste aos dados

experimentais, como pode ser observado na Figura 4.13, com poucos pontos de ε_D calculado excedendo 20% de desvio com relação à ε_D experimental.

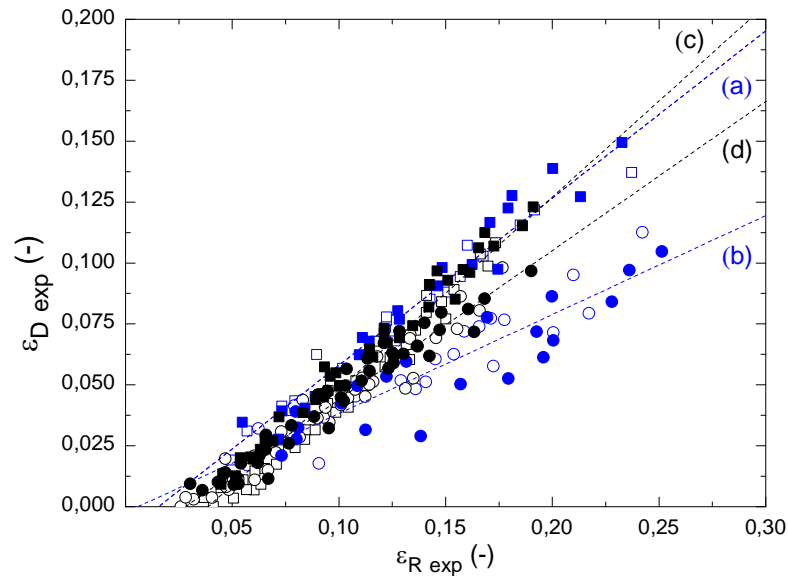
$$\text{ACC Newtoniano} \quad (a): \varepsilon_D = 0,686 \cdot \varepsilon_R - 0,011 \quad R^2=0,96 \quad (4.23)$$

$$\text{ASC Newtoniano} \quad (b): \varepsilon_D = 0,406 \cdot \varepsilon_R - 0,002 \quad R^2=0,90 \quad (4.24)$$

$$\text{ACC Não-newtoniano} \quad (c): \varepsilon_D = 0,788 \cdot \varepsilon_R - 0,031 \quad R^2=0,96 \quad (4.25)$$

$$\text{ASC Não-newtoniano} \quad (d): \varepsilon_D = 0,612 \cdot \varepsilon_R - 0,017 \quad R^2=0,95 \quad (4.26)$$

Figura 4.12 – Relação entre ε_R e ε_D para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos. **Legenda:** *Newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L; *Não-newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L.

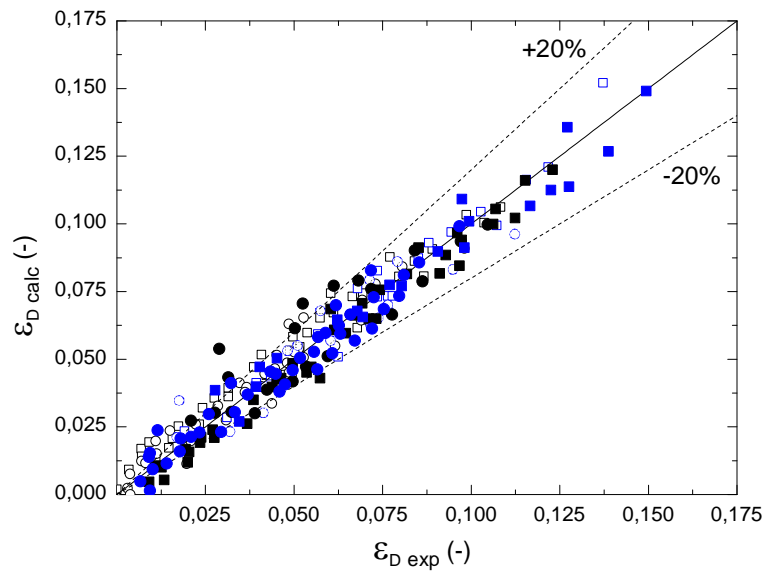


Para soluções newtonianas de baixa viscosidade em reator ACC, observou-se na literatura, de maneira geral, coeficientes angulares superiores aos obtidos no presente estudo. Shariati et al. [139] e Bello et al. [140] obtiveram relações semelhantes entre ε_R e ε_D para microemulsões de água e diesel e soluções de NaCl, respectivamente. Em ambos os estudos, $\varepsilon_D \propto 0,788 \cdot \varepsilon_R$. Um coeficiente angular superior (0,988) foi obtido por Choi et al. [142], utilizando água com adição de sólidos para este modelo de biorreator. Já em biorreator tipo ASC, Ganzeveld et al. [143], utilizando soluções de NaCl com adição de partículas sólidas, obteve uma relação entre ε_R e ε_D de $\varepsilon_D \propto 0,630 \cdot \varepsilon_R$.

Comparando-se os resultados da literatura com as Equações 4.23 a 4.26, observou-se que os dados do presente estudo resultaram em coeficientes angulares inferiores, quando se compara o mesmo modelo de biorreator e fluidos newtonianos. Este fato pode estar relacionado à viscosidade das soluções testadas. Como pode ser observado nos relatos anteriores, a viscosidade das soluções testadas na literatura são consideravelmente próximas a água, ou até

inferiores, como em Shariati et al. [139], enquanto que no presente estudo a viscosidade das soluções chega a ser até 30 vezes superior à da água. Ademais, percebe-se que tanto na literatura quanto nos resultados obtidos, os reatores ASC apresentaram coeficientes angulares inferiores aos obtidos para reatores ACC, o que pode ser um indicativo de uma maior força motriz por parte dos reatores ASC.

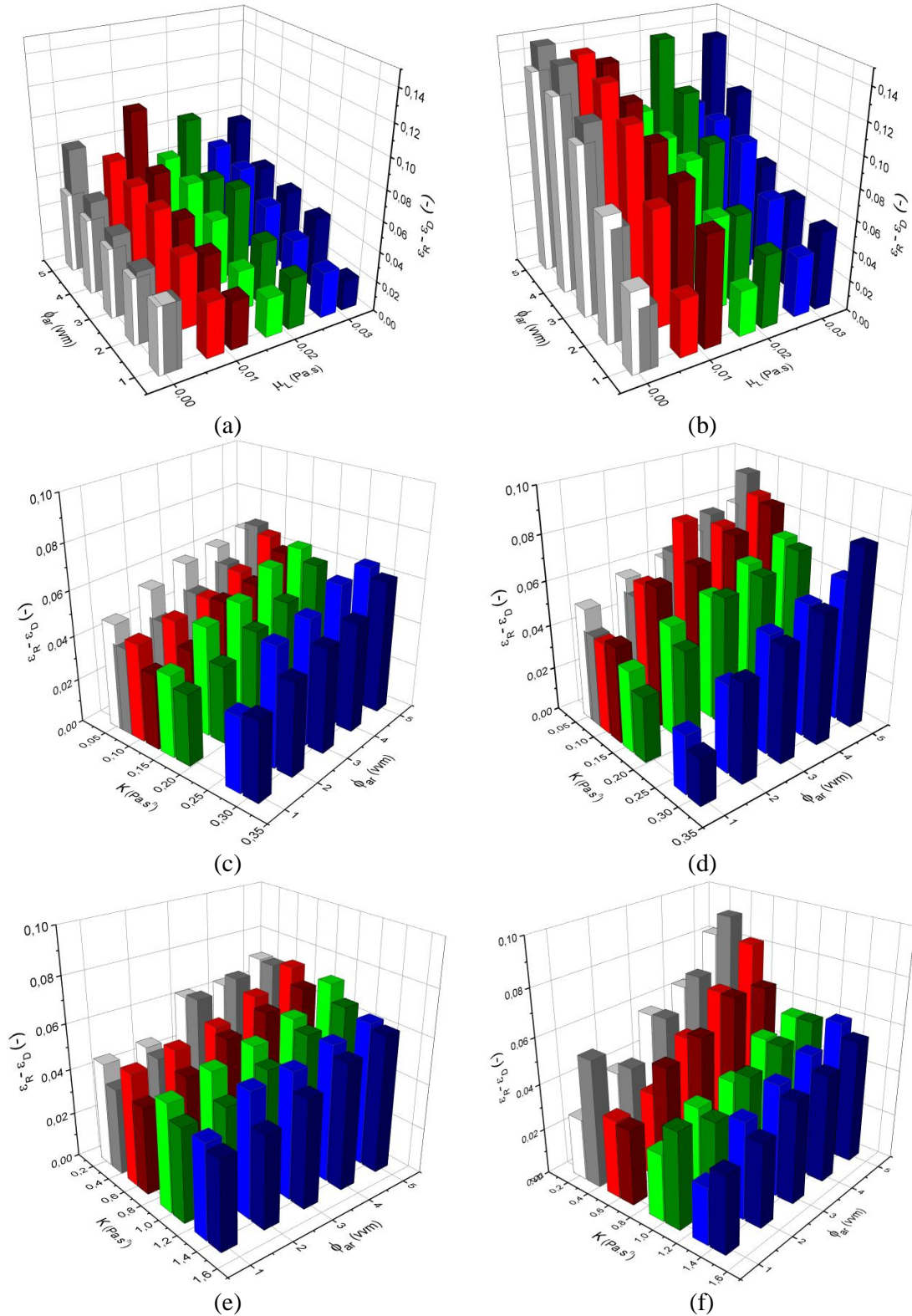
Figura 4.13 – Comparação entre os valores de retenção gasosa no *downcomer* experimental ($\varepsilon_{D\text{-exp}}$) e calculada ($\varepsilon_{D\text{-calc}}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos. **Legenda:** *Newtonianos:* (□) ACC-5 L (Eq. 4.23), (■) ACC-10 L (Eq. 4.23), (○) ASC-5 L (Eq. 4.24), (●) ASC-10 L (Eq. 4.24); *Não-newtonianos:* (□) ACC-5 L (Eq. 4.25), (■) ACC-10 L (Eq. 4.25), (○) ASC-5 L (Eq. 4.26), (●) ASC-10 L (Eq. 4.26).



Ainda, observa-se que os coeficientes angulares (A) encontrados por Shariati et al. [139], Bello et al. [140] e Ganzeveld et al. [143] são muito próximos aos obtidos no presente estudo para fluidos não-newtonianos ($A_{ACC}=0,7882$ e $A_{ASC}=0,6116$).

Conforme comentado anteriormente, a circulação do líquido em reatores *airlift* ocorre devido à diferença de pressão hidrostática entre as regiões de subida (*riser*) e descida (*downcomer*) do reator. Desta forma, a força motriz para a circulação do líquido em reatores *airlift* é descrita como sendo a diferença entre as retenções gasosas nas regiões de subida e descida dos reatores [113,145,274]. Neste sentido, a Figura 4.14 apresenta os valores de força motriz ($\varepsilon_R - \varepsilon_D$) em relação à vazão específica de ar, à viscosidade do líquido (para fluidos newtonianos) ou ao índice de consistência do líquido (para fluidos não-newtonianos). Cada gráfico contém informações de ambas as escalas (5 e 10 L) do modelo correspondente.

Figura 4.14 – Força motriz para circulação do líquido ($\varepsilon_R - \varepsilon_D$) em relação à vazão específica de ar (ϕ_{ar}) e à viscosidade do líquido (μ_L) ou índice de consistência (K) para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos. *Newtonianos*: a) reator ACC de 5 e 10 L, b) reator ASC de 5 e 10 L; *Carboxi-metil celulose*: c) reator ACC de 5 e 10 L, d) reator ASC de 5 e 10 L; *Goma-xantana*: e) reator ACC de 5 e 10 L, f) reator ASC de 5 e 10 L. **Legenda:** Cores claras correspondem aos reatores de 5 L e cores escuras aos reatores de 10 L.



Em todos os casos, observou-se nitidamente uma relação direta entre a força motriz e ϕ_{ar} . Entretanto, com relação à μ_L ou K do líquido, aparentemente há pouca influência destas propriedades sobre a força motriz, sendo observado de modo geral, uma relação inversa entre estas variáveis.

Com dados das Figuras 4.14.a e 4.14.b verificou-se que, em 97,5% dos casos, a força motriz com fluidos newtonianos foi maior em reatores ASC. Um resultado semelhante foi obtido quando o fluido utilizado era CMC (Figuras 4.14.c e 4.14.d), sendo a força motriz para circulação em reatores ASC superior àquela em reatores ACC em 75% dos casos. Um resultado contrário foi obtido para o fluido GX (Figuras 4.14.e e 4.14.f), uma vez que, em 72,5% dos pontos, a força motriz foi superior em reatores ACC. Tais observações mostram que não somente a geometria dos reatores influencia a diferença de pressão hidrostática entre as regiões, mas também a reologia no caso de fluidos não-newtonianos.

Quanto à escala do reator, observou-se que quando os reatores ACC e ASC são operados com fluidos newtonianos, esta variável influencia pouco a força motriz, entretanto de forma direta, sendo que cerca de 62,5% dos valores de $\varepsilon_R-\varepsilon_D$ foram superiores para reatores de 10 L. Um comportamento contrário foi observado para fluidos não-newtonianos, onde a escala influenciou de forma inversa a força motriz. Em reatores ACC, 87,5% dos dados foram superiores nos reatores de 5 L, enquanto que em reatores ASC, apenas 52,5% dos pontos.

Para fluidos não-newtonianos com mesmo índice de consistência ($K \cong 0,300 \text{ Pa.s}^n$) e diferentes índices de escoamento ($n_{GX}=0,43$ e $n_{CMC}=0,73$), a força motriz foi superior para o fluido com menor índice de escoamento, ou seja, o de menor viscosidade. Comparando-se o tipo de fluido utilizado, em geral, os fluidos newtonianos apresentaram maior força motriz, em virtude de sua menor viscosidade na maioria das condições testadas.

Resultados semelhantes foram obtidos por Deng et al. [188], que observaram que em reator ACC operado com água e soluções de CMC, o aumento da viscosidade aparente do fluido e de U_{GR} resultou em um leve aumento da força motriz. Ademais, para condições semelhantes ao presente estudo ($K=0,097 \text{ Pa.s}^n$, $n=0,73$ e $U_{GR}=0,12 \text{ m.s}^{-1}$) os autores obtiveram $\varepsilon_R-\varepsilon_D=6\%$, sendo obtido um valor um pouco acima no presente trabalho, $\varepsilon_R-\varepsilon_D=6,8\%$ ($K=0,063 \text{ Pa.s}^n$, $n=0,79$ e $U_{GR} \cong 0,12 \text{ m.s}^{-1}$).

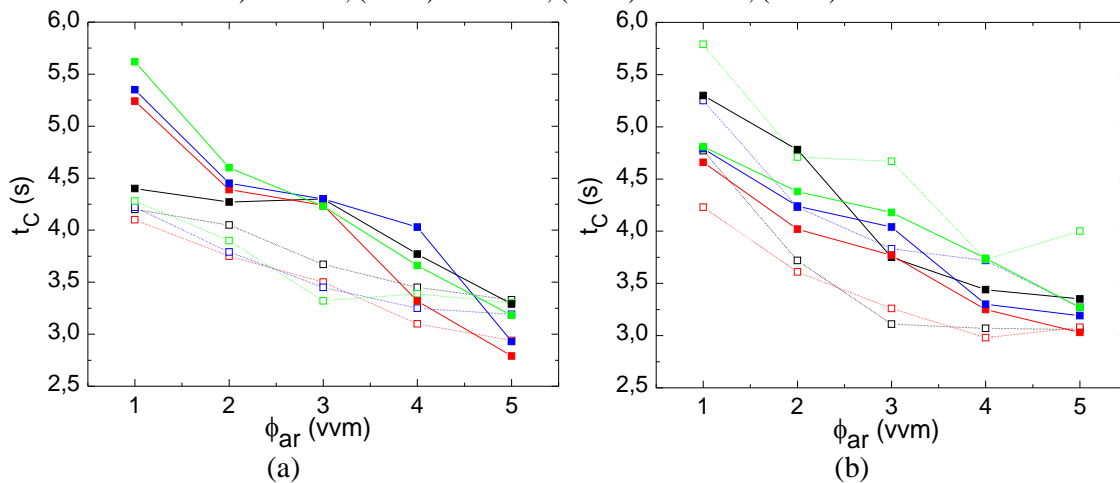
Conforme descrito anteriormente, Choi et al. [125], trabalhando com reatores ASC de 100 L operados com água e ar, testaram a influência da geometria da região de separação gás-líquido. Para uma geometria semelhante, as retenções gasosas atingiram $\varepsilon_R=0,200$ e $\varepsilon_D=0,175$ para U_{GR} de $0,20 \text{ m.s}^{-1}$, enquanto que no presente estudo foram obtidos valores de $\varepsilon_R=0,2513$ e

$\varepsilon_D=0,1046$ para velocidade de $0,1 \text{ m.s}^{-1}$. É importante notar que, mesmo U_{GR} sendo inferior, a força motriz obtida no presente estudo (para este fluido e tipo de reator) foi maior que a obtida em Choi et al. [125], fato que contribui para uma maior velocidade de circulação do líquido.

4.3 Tempo de circulação do líquido

Para avaliação de parâmetros hidrodinâmicos tais como tempo e velocidade de circulação da fase líquida nos biorreatores de circulação interna (*airlift*), foram realizadas filmagens do comportamento de uma esfera com mesma densidade do fluido nas diferentes vazões específicas de ar e propriedades físicas dos fluidos. Os valores obtidos assim como o comportamento do parâmetro tempo de circulação do líquido (t_C) com a variação da vazão específica de ar (ϕ_{ar}), viscosidade da fase líquida e escala do biorreator, podem ser visualizados nas Figuras 4.15.a (ACC) e 4.15.b (ASC) para fluidos newtonianos.

Figura 4.15 – Tempo de circulação do líquido (t_C) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos ($n=1$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L. **Legenda:** (---□---) A01-5L, (---□---) GS10-5L, (---□---) GS20-5L, (---□---) GS30-5L, (---□---) A01-10L, (---□---) GS10-10L, (---□---) GS20-10L, (---□---) GS30-10L.



Como pode-se observar na Figura 4.15, t_C apresentou um comportamento semelhante para os biorreatores e fluidos avaliados, tendo uma relação inversa à vazão específica de ar e direta à viscosidade do líquido (para soluções de glicerol), onde a solução de maior viscosidade (glicerol de $0,030 \text{ Pa.s}$) apresentou os maiores valores de t_C enquanto que a menos viscosa gerou os menores valores. Para água observou-se um comportamento divergente em termos de viscosidade em algumas situações, resultado relacionado às variações de retenção gasosa comentadas anteriormente.

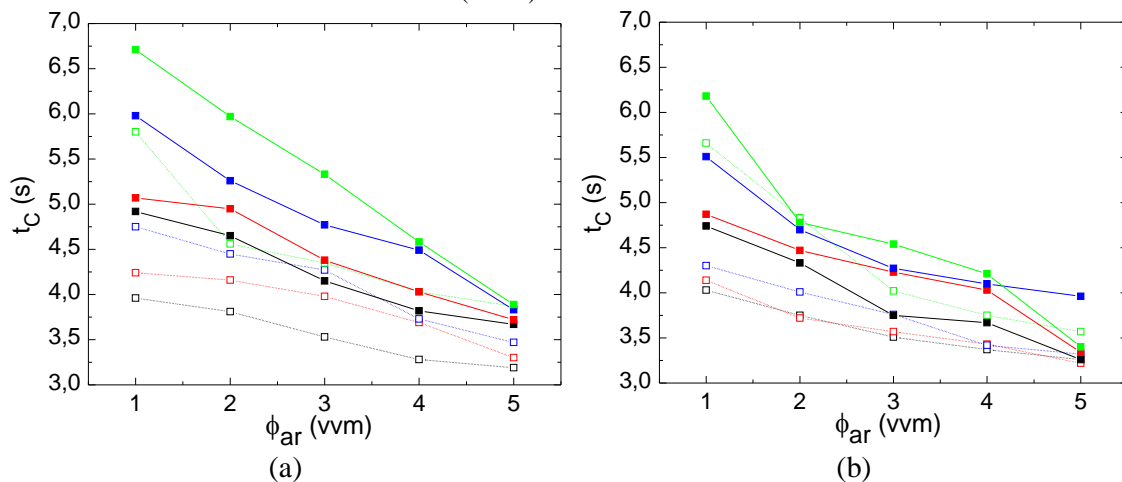
Com relação à escala do biorreator, os reatores de 10 L apresentaram maiores valores de t_C em 70% dos casos. Quanto ao modelo, não se observa relação entre esta variável e t_C , uma

vez que na escala de 5 L, 65% dos pontos apresentaram um maior tempo para reator ASC (nas mesmas condições de vazão e viscosidade), enquanto que para escala de 10 L, em 65% dos pontos t_c foi superior para reator ACC.

Resultados semelhantes foram obtidos por Shariati et al. [139] em reator ACC, no qual observou-se a redução de t_c com o aumento da vazão específica de ar, assim como a influência direta da viscosidade cinemática do líquido ($t_c \propto U_{GR}^{-0,662} \cdot \nu_L^{0,340}$). Ainda, Mirón et al. [152] observaram que em reatores *airlift* ACC e ASC geometricamente semelhantes, os valores de t_c do reator ASC foi, em geral, inferior ao obtido em ACC. Neste estudo, t_c em reator ACC utilizando água do mar, permaneceu próximo a 27 s para velocidades de ar entre 0,04 e 0,10 m.s⁻¹, enquanto que para reator ASC este tempo foi de aproximadamente 20 s. Corroborando com Shariati et al. [139], t_c decresceu de 45 a 20 s com o aumento da vazão específica de ar. Os maiores valores de t_c obtidos por Mirón et al. [152], em comparação ao presente estudo, podem estar relacionados ao tamanho dos biorreatores, os quais são de 6 a 12 vezes maiores.

Para as soluções de carboxi-metil celulose ($n > 0,5$), os valores e o comportamento de t_c com relação à vazão específica de ar e à reologia das soluções são apresentados na Figura 4.16. Semelhante ao observado para fluidos newtonianos, os valores de t_c decresceram com o aumento da vazão específica de ar empregada, assim como aumentaram com o aumento do índice de consistência (viscosidade) do líquido.

Figura 4.16 – Tempo de circulação do líquido (t_c) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos não-newtonianos (carboxi-metil celulose, $n > 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L. **Legenda:** (---□---) CMC15-5L, (---□---) CMC25-5L, (---□---) CMC35-5L, (---□---) CMC45-5L, (---■---) CMC15-10L, (---■---) CMC25-10L, (---■---) CMC35-10L, (---■---) CMC45-10L.



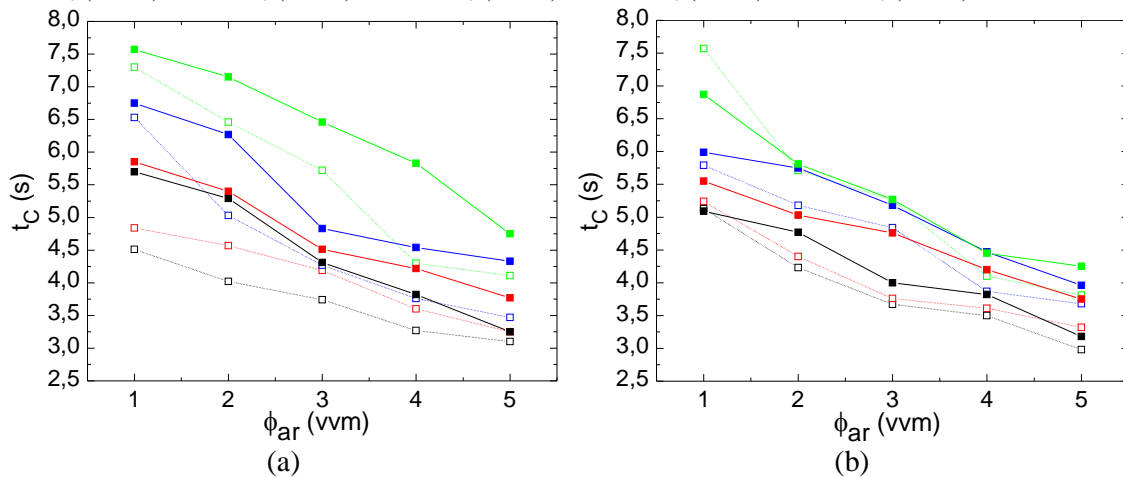
A menor faixa de t_c para soluções de CMC foi obtida em reator ACC de 5 L ($3,19 \leq t_c$ (s) $\leq 3,96$) entretanto, de forma análoga ao obtido por Mirón et al. [152] para água, em 87,5% dos tratamentos, os valores de t_c nos reatores ASC foram inferiores. Com relação à escala do

biorreator, os valores de t_c foram superiores em reatores de 10 L, fato justificado em virtude da maior altura de líquido nesta escala, em comparação à de 5 L. Resultados semelhantes foram obtidos por Yazdian et al. [144], em reator ACE durante o cultivo de *Methylomonas* spp., sendo observado o decréscimo do tempo de circulação do líquido com aumento da vazão específica de ar, assim como com a redução do tamanho do biorreator.

Conforme esperado, os valores de t_c foram superiores para fluidos com maiores índices de consistência (K) devido ao aumento de μ_{ap} com aumento de K . Para fluidos com índices de consistência semelhantes ($K \approx 0,300 \text{ Pa}\cdot\text{s}^n$), t_c foi inferior na solução de goma-xantana ($n=0,43$; $3,1 \leq t_{c-ACC5L} \text{ (s)} \leq 4,51$) em comparação à de CMC ($n=0,73$; $5,8 \leq t_{c-ACC5L} \text{ (s)} \leq 3,87$), devido à menor viscosidade desta solução.

A Figura 4.17 apresenta os valores e o comportamento de t_c com relação à vazão específica de ar e ao índice de consistência (viscosidade) de soluções de goma-xantana ($n < 0,5$). De forma análoga às demais soluções testadas, os valores de t_c relacionaram-se de forma direta à K e ao tamanho do biorreator e inversa à ϕ_{ar} . Com relação ao modelo do biorreator, em 67,5% dos tratamentos os valores de t_c foram inferiores nos reatores ASC em comparação aos ACC.

Figura 4.17 – Tempo de circulação do líquido (t_c) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos não-newtonianos (goma-xantana, $n < 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L. **Legenda:** (---□---) GX15-5L, (---□---) GX20-5L, (---□---) GX25-5L, (---□---) GX30-5L, (---■---) GX15-10L, (---■---) GX20-10L, (---■---) GX25-10L, (---■---) GX30-10L.



4.3.1 Correlações para previsão do tempo de circulação do líquido

Considerando a importância da velocidade superficial de ar na região de subida (U_{GR} em $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$), da viscosidade cinemática do líquido (ν_L em $\text{m}^2\cdot\text{s}^{-1}$) e da altura da dispersão gás-líquido (h_d em m), a Equação 3.21 foi proposta como equação base para o ajuste dos dados de

tempo de circulação do líquido em reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos. Tal ajuste é proposto no presente trabalho em virtude da escassez desta informação na literatura.

$$t_c = \alpha \cdot U_{GR}^{\beta} \cdot \nu_L^{\delta} \cdot h_d^{\theta} \quad (3.21)$$

De forma análoga aos demais parâmetros apresentados anteriormente, as Equações 4.27 à 4.29 foram propostas para os dois modelos de biorreatores *airlift*, considerados separadamente (Equação 4.27 para reatores ACC e Equação 4.28 para reatores ASC), e também de forma conjunta (Equação 4.29, válida para ambos os modelos e escalas de reatores *airlift*). Estas correlações são válidas para fluidos newtonianos com viscosidade cinemática do líquido de $8,44 \cdot 10^{-7}$ a $2,49 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ e velocidade superficial de ar de $0,019 \leq U_{GR} (\text{m} \cdot \text{s}^{-1}) \leq 0,118$ (Equação 4.27), $0,016 \leq U_{GR} (\text{m} \cdot \text{s}^{-1}) \leq 0,099$ (Equação 4.28) e $0,016 \leq U_{GR} (\text{m} \cdot \text{s}^{-1}) \leq 0,118$ (Equação 4.29).

$$t_c = (3,519 \pm 0,534) \cdot U_{GR}^{-0,289 \pm 0,026} \cdot \nu_L^{0,012 \pm 0,010} \cdot h_d^{0,895 \pm 0,013} \quad R^2=0,77 \quad (4.27)$$

$$t_c = (2,755 \pm 0,504) \cdot U_{GR}^{-0,273 \pm 0,029} \cdot \nu_L^{0,025 \pm 0,012} \cdot h_d^{0,274 \pm 0,026} \quad R^2=0,73 \quad (4.28)$$

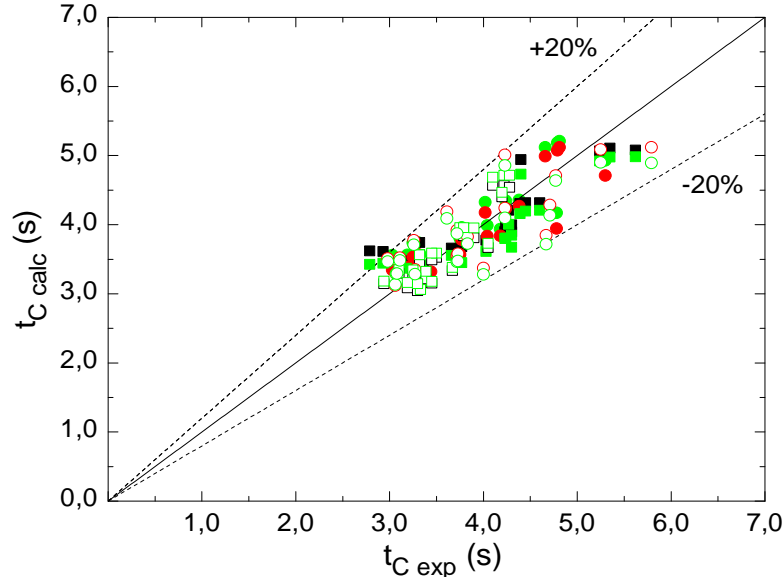
$$t_c = (3,122 \pm 0,389) \cdot U_{GR}^{-0,278 \pm 0,020} \cdot \nu_L^{0,018 \pm 0,008} \cdot h_d^{0,589 \pm 0,011} \quad R^2=0,71 \quad (4.29)$$

Corroborando com as Figuras 4.16 e 4.17, as Equações 4.27 a 4.29 mostram um efeito positivo de ν_L e de h_d e negativo de U_{GR} , sobre t_c . Dentre as variáveis analisadas, a altura da dispersão gás-líquido (h_d) mostrou ser a variável de maior influência sobre o tempo de circulação, principalmente em reatores ACC. Semelhante a retenção gasosa, a influência da viscosidade do líquido sobre t_c pode ser desprezada.

De forma análoga a Shariati et al. [139], um dos poucos trabalhos que disponibiliza uma correlação para previsão de t_c , a influência de U_{GR} sobre t_c é de maior magnitude em comparação à ν_L , assim como o efeito destas variáveis sobre t_c apresenta sentido contrário ($t_c \propto U_{GR}^{-0,662} \cdot \nu_L^{0,340}$).

Com relação ao ajuste das equações propostas, os valores obtidos para R^2 indicam uma correlação entre os valores calculados e experimentais superior a 71% dos pontos. Entretanto, conforme a Figura 4.18, os valores de t_c calculados a partir das Equações 4.27 a 4.29 apresentaram bom ajuste aos dados experimentais, com desvios inferiores à 20%.

Figura 4.18 – Comparação entre tempo de circulação do líquido experimental ($t_{C\text{-exp}}$) e calculado ($t_{C\text{-calc}}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.27), (■) ACC-10 L (Eq. 4.27), (○) ASC-5 L (Eq. 4.28), (●) ASC-10 L (Eq. 4.28), (□) ACC-5 L (Eq. 4.29), (■) ACC-10 L (Eq. 4.29), (○) ASC-5 L (Eq. 4.29), (●) ASC-10 L (Eq. 4.29).



Semelhante ao caso anterior, a Equação 3.22 foi proposta como equação base para previsão de t_C de fluidos não-newtonianos, utilizando parâmetros reológicos dos fluidos como o índice de consistência (K em $\text{Pa}\cdot\text{s}^n$) e o índice de escoamento (n), velocidade superficial do ar na região de subida (U_{GR} em $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) e altura da dispersão gás-líquido (h_d em m).

$$t_C = \alpha \cdot U_{GR}^\beta \cdot K^\lambda \cdot n^\theta \cdot h_d^\vartheta \quad (3.22)$$

Utilizando todo o conjunto de dados de fluidos não-newtonianos (soluções de CMC e GX), as Equações 4.30 a 4.32 foram propostas para previsão do tempo de circulação do líquido em reatores ACC de 5 e 10 L (Equação 4.30), reatores ASC de 5 e 10 L (Equação 4.31) e para reatores *airlift* no geral (Equação 4.32). Estas correlações são válidas para fluidos não-newtonianos com índice de consistência de $0,06 \leq K$ ($\text{Pa}\cdot\text{s}^n$) $\leq 1,39$ e índice de escoamento de $0,25 \leq n \leq 0,79$ e velocidade superficial de ar de $0,019 \leq U_{GR}$ ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) $\leq 0,118$ (Equação 4.30), $0,016 \leq U_{GR}$ ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) $\leq 0,099$ (Equação 4.31) e $0,016 \leq U_{GR}$ ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) $\leq 0,118$ (Equação 4.32).

$$t_C = (6,243 \pm 0,745) \cdot U_{GR}^{-0,311 \pm 0,021} \cdot K^{0,247 \pm 0,032} \cdot n^{0,288 \pm 0,068} \cdot h_d^{1,026 \pm 0,122} \quad R^2=0,81 \quad (4.30)$$

$$t_C = (4,075 \pm 0,392) \cdot U_{GR}^{-0,292 \pm 0,016} \cdot K^{0,179 \pm 0,024} \cdot n^{0,151 \pm 0,053} \cdot h_d^{0,724 \pm 0,096} \quad R^2=0,86 \quad (4.31)$$

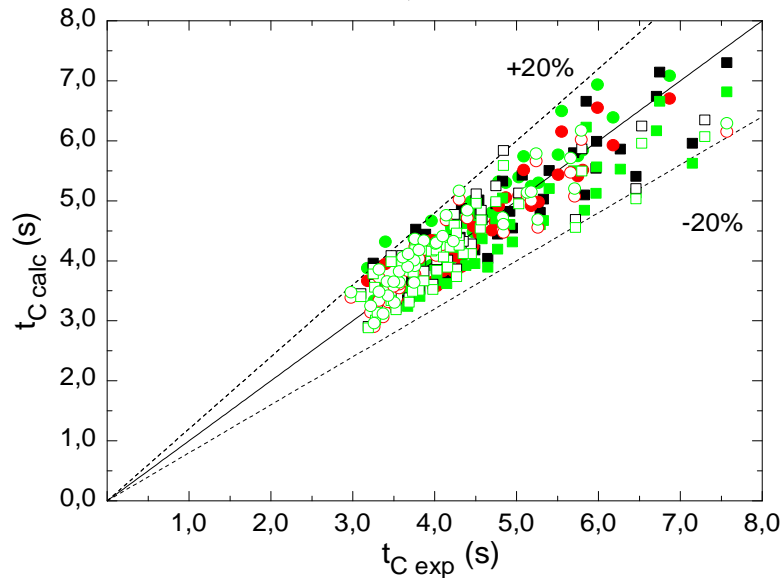
$$t_C = (5,259 \pm 0,461) \cdot U_{GR}^{-0,291 \pm 0,015} \cdot K^{0,213 \pm 0,023} \cdot n^{0,220 \pm 0,049} \cdot h_d^{0,887 \pm 0,089} \quad R^2=0,78 \quad (4.32)$$

Conforme as Equações 4.30 a 4.32, a reologia das soluções não-newtonianas apresenta influência de igual magnitude à U_{GR} sobre t_C , diferente do observado para fluidos newtonianos, nos quais a viscosidade cinemática do líquido pode ser desprezada. Com relação à U_{GR} , a magnitude de seu efeito sobre t_C não é afetado pelo tipo de fluido, sendo de aproximadamente

$t_c \propto U_{GR}^{-0,3}$. De forma análoga ao caso anterior, h_d é a variável que influencia de forma mais intensa t_c .

Referente ao ajuste, observou-se uma maior correlação dos dados experimentais e calculados para fluidos não-newtonianos ($R^2 \geq 78\%$), fato que não comprometeu a previsão adequada dos valores de t_c , visto que, conforme a Figura 4.19, poucos pontos excederam um desvio de 20% dos valores calculados pelas equações propostas em relação aos valores experimentais.

Figura 4.19 – Comparação entre tempo de circulação do líquido experimental ($t_{c\text{-exp}}$) e calculado ($t_{c\text{-calc}}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos não-newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.30), (■) ACC-10 L (Eq. 4.30), (○) ASC-5 L (Eq. 4.31), (●) ASC-10 L (Eq. 4.31), (□) ACC-5 L (Eq. 4.32), (■) ACC-10 L (Eq. 4.32), (○) ASC-5 L (Eq. 4.32), (●) ASC-10 L (Eq. 4.32).



4.4 Velocidade superficial do líquido no riser e no downcomer (U_{LR} e U_{LD})

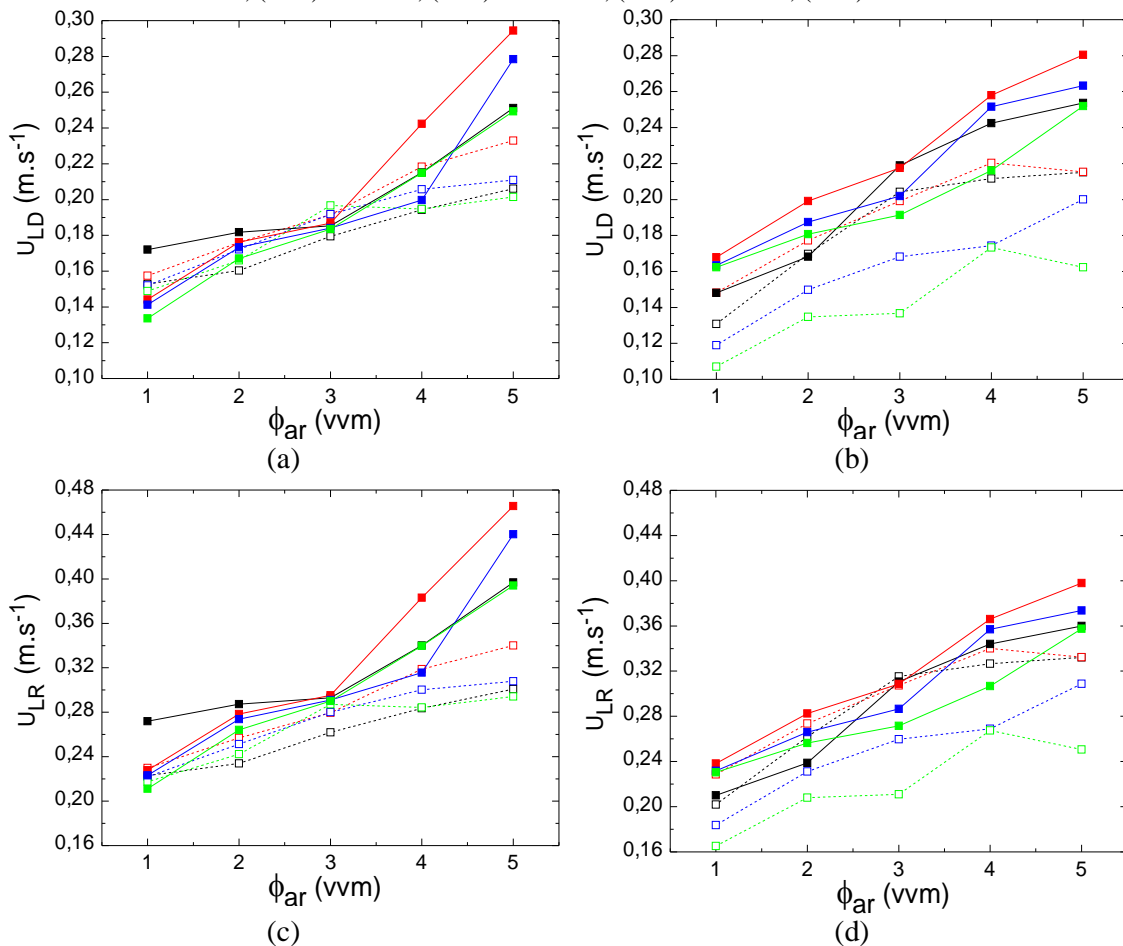
A partir dos dados experimentais de altura da dispersão gás-líquido (h_d , obtida no experimento para determinação de ε_g) e tempo de circulação do líquido (t_c , seção 4.3) utilizaram-se as Equações 3.9 e 3.10 para a determinação das velocidades superficiais do líquido no *riser* (U_{LR}) e no *downcomer* (U_{LD}). A Figura 4.20 apresenta os valores de U_{LR} e U_{LD} em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) para reatores ACC e ASC operados com fluidos newtonianos.

Como pode ser observado, U_{LR} e U_{LD} apresentaram um comportamento crescente com o aumento da vazão específica de ar e decrescente com o aumento da viscosidade do líquido, para as soluções de glicerol (GS10, GS20 e GS30). Apesar da água apresentar viscosidade

inferior aos demais fluidos newtonianos utilizados, não foram observados valores de U_{LR} e U_{LD} superiores às de solução GS10 (solução de glicerol menos viscosa). Tais resultados foram semelhantes para os parâmetros de retenção gasosa parcial e global, conforme mencionado anteriormente.

Com relação à geometria, observou-se que U_{LD} nos reatores ASC apresentaram valores superiores em relação aos ACC em 57,5% dos tratamentos, sendo observado o contrário para U_{LR} , onde em 60% dos tratamentos os reatores ACC tiveram valores maiores que ASC. Aparentemente, soluções menos viscosas (até 10 cP) tiveram velocidades superficiais parciais superiores em reatores ASC, enquanto que as mais viscosas em geral tiveram maior valor em reatores ACC, sendo este comportamento evidenciado principalmente nos reatores de 5 L.

Figura 4.20 – Velocidade superficial do líquido no *riser* (U_{LR}) e no *downcomer* (U_{LD}) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos ($n=1$): a) U_{LD} em reatores ACC de 5 e 10 L; b) U_{LD} em reatores ASC de 5 e 10 L; c) U_{LR} em reatores ACC de 5 e 10 L; d) U_{LR} em reatores ASC de 5 e 10 L. **Legenda:** (-□-) A01-5L, (-□-) GS10-5L, (-□-) GS20-5L, (-□-) GS30-5L, (-■-) A01-10L, (-■-) GS10-10L, (-■-) GS20-10L, (-■-) GS30-10L.



Relacionado ao tamanho do reator, o reator ASC de 10 L resultou em valores superiores ao de 5 L em cerca de 92,5% dos tratamentos, para ambas as velocidades, enquanto que o reator

ACC de 10 L apresentou U_{LR} superior ao reator ACC de 5 L em 95% dos tratamentos. Para U_{LD} em reatores ACC apenas 65% dos pontos foram superiores no reator de 10 L.

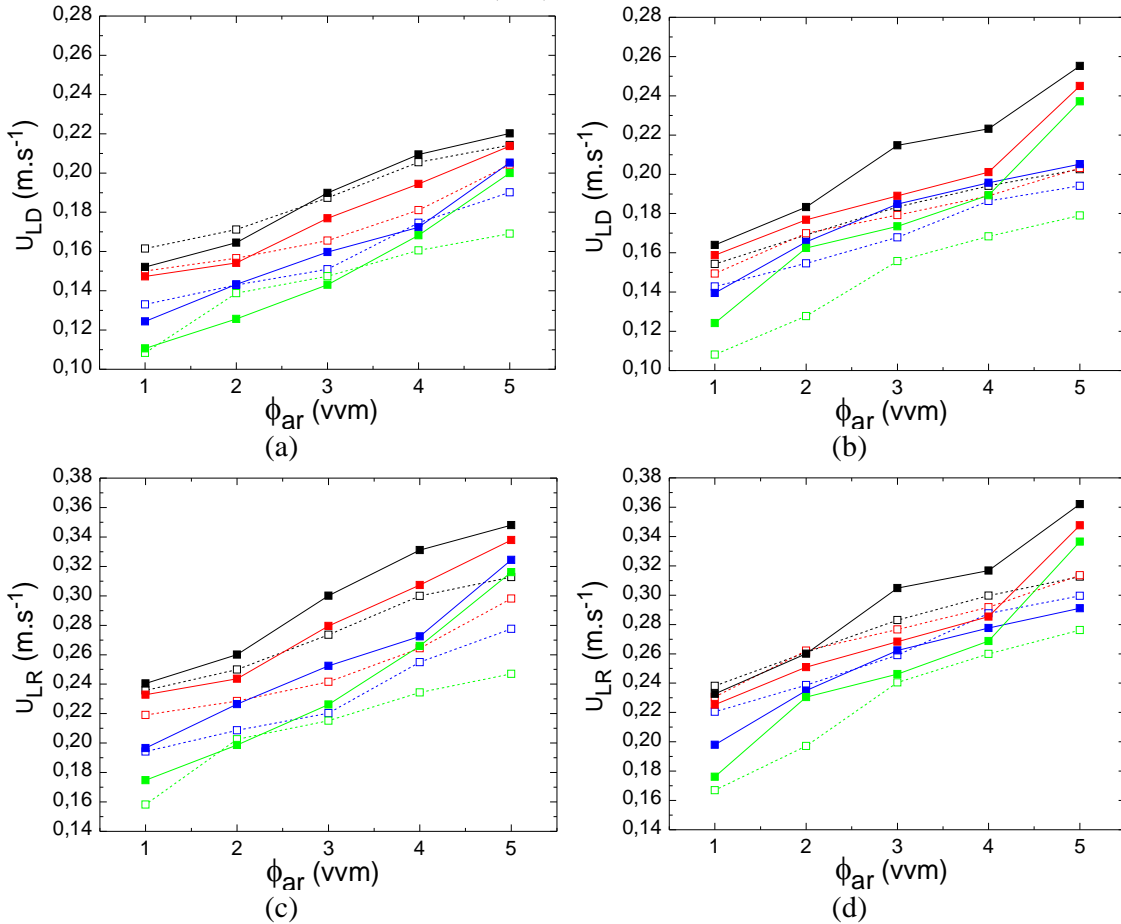
Utilizando águas residuárias com adição de sólidos (até 250 g.L^{-1}), em reatores ACC de 284 m^3 , 400 L e escala laboratorial, Heijnen et al. [275] observaram que a velocidade de circulação do líquido tem relação direta com o tamanho do reator, semelhante ao ocorrido no presente estudo, atingindo uma velocidade intersticial global de 0,95 (284 m^3), 0,70 (400 L) e $0,27 \text{ m.s}^{-1}$ (escala laboratorial) para $U_{GR}=0,05 \text{ m.s}^{-1}$. No entanto, Gavrilesco & Tudose [153] observaram, em reatores ACC com volumes de 70 L, $2,5 \text{ m}^3$ e $5,2 \text{ m}^3$, que U_{LR} do reator de menor volume apresentou maiores valores, fato que pode estar relacionado à altura do cilindro interno (*draft*) e do separador, os quais eram menores no reator de maior volume, ou seja, a altura total do reator era menor.

A Figura 4.21 apresenta os valores de U_{LD} e U_{LR} em função da vazão específica de ar para soluções de CMC em reatores ACC (Figura 4.21.a e 4.21.c) e ASC (Figura 4.21.b e 4.21.d). Semelhante ao obtido para fluidos newtonianos, observou-se uma relação direta entre ϕ_{ar} e as velocidades parciais do líquido (U_{LR} e U_{LD}), sendo observado o oposto com relação à K , para soluções de CMC.

Neste caso, tanto U_{LD} quanto U_{LR} nos reatores ASC apresentaram valores superiores em comparação aos reatores ACC (76% dos tratamentos). Ademais, observou-se o aumento de U_{LR} com o aumento da escala no modelo ACC, onde em 95% dos dados, U_{LR} foi superior no reator ACC de 10 L. Entretanto, o mesmo não foi observado com relação à U_{LD} , para a qual a influência do tamanho do reator foi inferior (apenas 60% dos pontos foram maiores em ACC de 10 L). Para o modelo ASC o comportamento foi contrário, pois para U_{LD} , 95% dos pontos foram maiores para reator de 10 L, enquanto que para U_{LR} apenas 50%.

Resultados semelhantes foram obtidos por Gavrilesco & Tudose [154] e Popović & Robinson [112], em reatores ACE operados com CMC, onde observou-se que U_{LR} tem relação direta com U_{GR} e com A_D/A_R e inversa com a viscosidade aparente do fluido (aqui representada pelo índice de consistência do líquido). Ainda, Li et al. [133], em reator ACC operado com água e soluções de CMC ($11,5 \leq K \text{ (Pa.s}^n) \leq 0,286$; $0,441 \leq n \leq 0,617$, a $18 \text{ }^\circ\text{C}$), observaram que U_{LR} aumentou com U_{GR} principalmente para água e soluções de CMC até $K=3,93 \text{ Pa.s}^n$. Para $K=11,5 \text{ Pa.s}^n$ a velocidade permaneceu praticamente constante. Com relação ao índice de consistência, os autores observaram que quanto maior o K menor a velocidade.

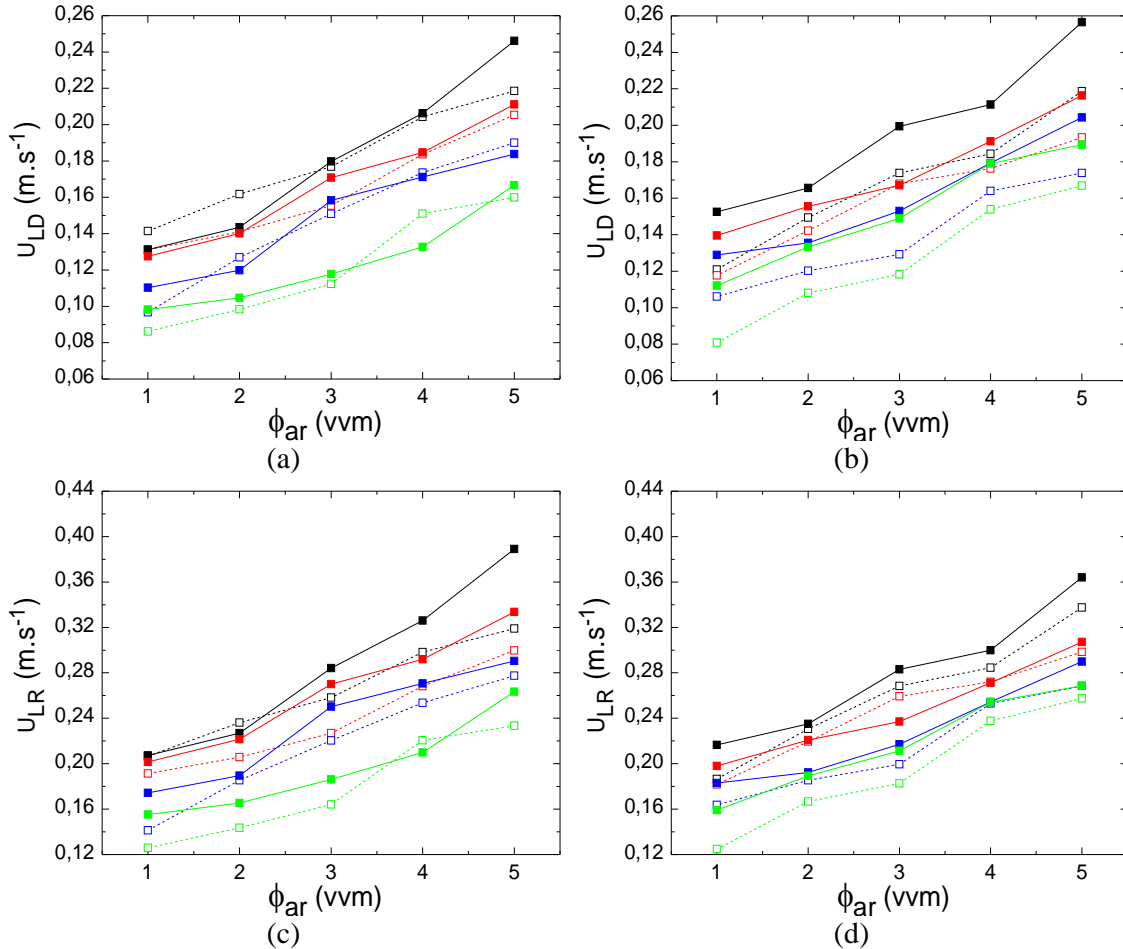
Figura 4.21 – Velocidade superficial do líquido no *riser* (U_{LR}) e no *downcomer* (U_{LD}) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos não-newtonianos (carboxi-metil celulose, $n > 0,5$): a) U_{LD} em reatores ACC de 5 e 10 L; b) U_{LD} em reatores ASC de 5 e 10 L; c) U_{LR} em reatores ACC de 5 e 10 L; d) U_{LR} em reatores ASC de 5 e 10 L. **Legenda:** (- - -) CMC15-5L, (- - -) CMC25-5L, (- - -) CMC35-5L, (- - -) CMC45-5L, (- - -) CMC15-10L, (- - -) CMC25-10L, (- - -) CMC35-10L, (- - -) CMC45-10L.



Os valores de U_{LD} e U_{LR} em função da vazão específica de ar, para soluções de GX em reatores ACC de 5 e 10 L e reatores ASC de 5 e 10 L são apresentados na Figura 4.22. De forma análoga aos casos anteriores, ambas as velocidades parciais do líquido apresentaram comportamento crescente em relação à vazão específica de ar e decrescente ao índice de consistência do fluido (K) para soluções de goma-xantana.

Neste caso observou-se que o modelo de biorreator possuiu menor influência sobre U_{LD} e U_{LR} quando o mesmo foi operado com solução de GX em comparação ao CMC. Isso porque, apenas 57,5% dos dados de velocidade parcial foram superiores em reator ASC. Os dados de U_{LR} e U_{LD} obtidos para o modelo ASC apresentaram relação direta ao tamanho do reator em 92,5% das condições testadas. Em reator ACC, os valores de U_{LR} foram superiores em reator de 10 L em 90% dos tratamentos, sendo observado este comportamento para U_{LD} em somente 60% dos pontos.

Figura 4.22 – Velocidade superficial do líquido no *riser* (U_{LR}) e no *downcomer* (U_{LD}) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos não-newtonianos (goma-xantana, $n < 0,5$): a) U_{LD} em reatores ACC de 5 e 10 L; b) U_{LD} em reatores ASC de 5 e 10 L; c) U_{LR} em reatores ACC de 5 e 10 L; d) U_{LR} em reatores ASC de 5 e 10 L. **Legenda:** (-□-) GX15-5L, (-□-) GX20-5L, (-□-) GX25-5L, (-□-) GX30-5L, (-■-) GX15-10L, (-■-) GX20-10L, (-■-) GX25-10L, (-■-) GX30-10L.



4.4.1 Correlações para previsão das velocidades superficiais parciais do líquido

Similar à retenção gasosa, a Equação 3.18 foi utilizada como base para o ajuste dos dados de velocidade superficial do líquido no *riser* (U_{LR}) em reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos, em função da velocidade superficial do gás na região de subida (U_{GR} em $m.s^{-1}$) e da viscosidade cinemática do líquido (ν_L em $m^2.s^{-1}$).

$$U_{LR} = \alpha \cdot U_{GR}^{\beta} \cdot \nu_L^{\delta} \quad (3.18)$$

Visando obter-se correlações válidas para amplas faixas de viscosidade do líquido ($8,44 \cdot 10^{-7} \leq \nu_L (m^2.s^{-1}) \leq 2,49 \cdot 10^{-5}$), diferentes modelos e escalas de biorreatores, as correlações ajustadas para cada reator (ACC e ASC) contemplam dados de ambas as escalas, sendo a destinada para reatores ACC (Equação 4.33), válida para $0,019 \leq U_{GR} (m.s^{-1}) \leq 0,118$, e para

reatores ASC (Equação 4.34), válida para $0,016 \leq U_{GR} \text{ (m.s}^{-1}\text{)} \leq 0,099$. Ainda, foi proposta uma correlação para reatores *airlift* de circulação interna, a qual é válida para ambos os modelos e escalas de biorreatores (Equações 4.35).

$$U_{LR} = (0,736 \pm 0,012) \cdot U_{GR}^{0,325 \pm 0,033} \cdot \nu_L^{-1,47 \cdot 10^{-4} \pm 1,12 \cdot 10^{-4}} \quad R^2=0,75 \quad (4.33)$$

$$U_{LR} = (0,540 \pm 0,088) \cdot U_{GR}^{0,321 \pm 0,031} \cdot \nu_L^{-0,027 \pm 0,011} \quad R^2=0,78 \quad (4.34)$$

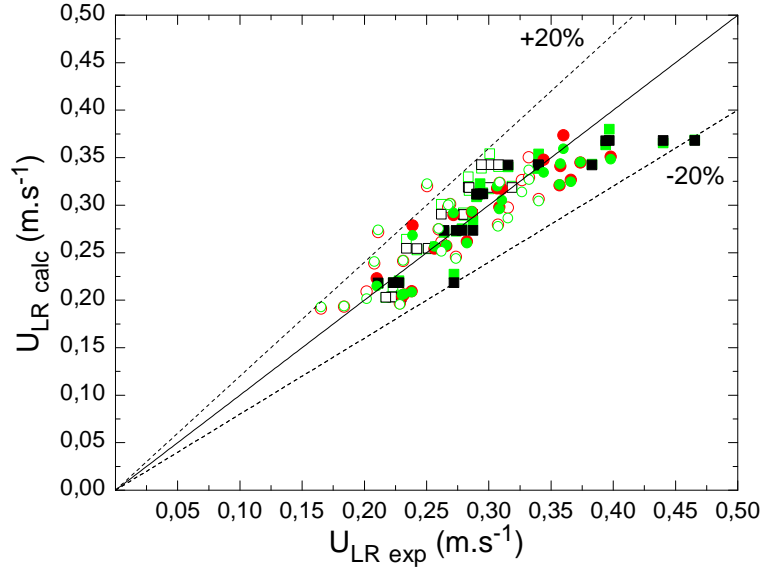
$$U_{LR} = (0,627 \pm 0,074) \cdot U_{GR}^{0,320 \pm 0,022} \cdot \nu_L^{-0,013 \pm 0,008} \quad R^2=0,75 \quad (4.35)$$

De acordo com as Equações 4.33 a 4.35 observou-se uma maior influência por parte da vazão específica de ar, a qual apresenta um efeito de igual magnitude sobre U_{LR} , independente do modelo de biorreator *airlift*. Semelhante a outros parâmetros de desempenho, como a retenção gasosa, os valores de U_{LR} aumentaram com o aumento de U_{GR} (ou vazão específica de ar) e com a redução da viscosidade do fluido. De forma análoga à retenção gasosa global de fluidos newtonianos, a influência de ν_L sobre U_{LR} pode ser desprezada.

Resultados semelhantes com relação ao coeficiente β (relacionado à influência de U_{GR} sobre a velocidade) foram obtidos por Bello et al. [176]. Os autores obtiveram, tanto para reatores ACE quanto para ACC operados com água e solução de NaCl, $\beta=0,33$. Com relação à viscosidade do fluido, o trabalho realizado por Al-Masry [89], utilizando reator ACE de 167 L operado com água e glicerol puro, corrobora com o presente estudo, uma vez que, segundo o autor, o efeito da viscosidade de fluidos newtonianos sobre a velocidade do líquido pode ser desprezada.

Quanto aos ajustes, verificou-se que com relação ao R^2 as correlações propostas preveem 75% do comportamento dos valores experimentais, fato que se deve provavelmente ao grande número de dados utilizados para os ajustes. Apesar disso, os valores calculados apresentaram desvios inferiores à 20% em relação aos experimentais (Figura 4.23), tornando as Equações 4.33 a 4.35 adequadas para previsão de U_{LR} para uma ampla faixa de situações.

Figura 4.23 – Comparação entre a velocidade superficial do líquido no *riser* experimental ($U_{LR\text{-exp}}$) e calculada ($U_{LR\text{-calc}}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.33), (■) ACC-10 L (Eq. 4.33), (○) ASC-5 L (Eq. 4.34), (●) ASC-10 L (Eq. 4.34), (□) ACC-5 L (Eq. 4.35), (■) ACC-10 L (Eq. 4.35), (○) ASC-5 L (Eq. 4.35), (●) ASC-10 L (Eq. 4.35).



Para fluidos não-newtonianos a Equação 3.19 foi utilizada como base para o ajuste dos valores de U_{LR} para os dois modelos e escalas de reatores *airlift*. Ambas as correlações são válidas para $0,063 \leq K \text{ (Pa.s}^n) \leq 1,368$ e $0,25 \leq n \leq 0,79$ e velocidade superficial de ar de $0,019 \leq U_{GR} \text{ (m.s}^{-1}) \leq 0,118$ para reatores ACC (Equação 4.36) e $0,016 \leq U_{GR} \text{ (m.s}^{-1}) \leq 0,099$ para reatores ASC (Equação 4.37). Por fim, a Equação 4.38 foi proposta para ambos os modelos e escalas de reatores *airlift*.

$$U_{LR} = \alpha \cdot U_{GR}^{\beta} \cdot K^{\lambda} \cdot n^{\theta} \quad (3.19)$$

$$U_{LR} = (0,385 \pm 0,035) \cdot U_{GR}^{0,310 \pm 0,020} \cdot K^{-0,198 \pm 0,025} \cdot n^{-0,272 \pm 0,059} \quad R^2=0,84 \quad (4.36)$$

$$U_{LR} = (0,456 \pm 0,032) \cdot U_{GR}^{0,287 \pm 0,015} \cdot K^{-0,143 \pm 0,019} \cdot n^{-0,131 \pm 0,045} \quad R^2=0,88 \quad (4.37)$$

$$U_{LR} = (0,406 \pm 0,025) \cdot U_{GR}^{0,287 \pm 0,013} \cdot K^{-0,171 \pm 0,017} \cdot n^{-0,202 \pm 0,041} \quad R^2=0,82 \quad (4.38)$$

Semelhante ao obtido para fluidos newtonianos, U_{LR} apresentou relação direta à vazão específica de ar (representada por U_{GR}), sendo esta a variável que influencia de forma mais intensa a variável dependente. Analogamente a influência da viscosidade no U_{LR} de fluidos newtonianos, os parâmetros reológicos (K e n) têm relação inversa à velocidade do líquido. Entretanto, diferente do caso anterior, tal influência não pode ser desprezada.

Além da utilização de parâmetros reológicos dos fluidos não-newtonianos, as Equações 4.39 a 4.41 foram propostas com base na Equação 3.20 utilizando-se a viscosidade aparente das soluções não-newtonianas, sendo a Equação 4.39 ajustada para reatores ACC ($0,88 \leq \mu_{ap} \text{ (mPa.s)} \leq 9,45$), a Equação 4.40 ajustada para reatores ASC ($0,93 \leq \mu_{ap} \text{ (mPa.s)} \leq 8,98$) e por fim,

a Equação 4.41 válida para ambos os modelos e escalas de reatores *airlift*. Para maiores informações a respeito do método de obtenção de μ_{ap} e os valores obtidos em cada tratamento ver seção 4.11.

$$U_{LR} = \alpha \cdot U_{GR}^{\beta} \cdot \mu_{ap}^{\eta} \quad (3.20)$$

$$U_{LR} = (0,278 \pm 0,028) \cdot U_{GR}^{0,251 \pm 0,022} \cdot \mu_{ap}^{-0,189 \pm 0,020} \quad R^2=0,82 \quad (4.39)$$

$$U_{LR} = (0,341 \pm 0,035) \cdot U_{GR}^{0,244 \pm 0,022} \cdot \mu_{ap}^{-0,138 \pm 0,020} \quad R^2=0,80 \quad (4.40)$$

$$U_{LR} = (0,295 \pm 0,022) \cdot U_{GR}^{0,237 \pm 0,016} \cdot \mu_{ap}^{-0,167 \pm 0,015} \quad R^2=0,78 \quad (4.41)$$

Resultados semelhantes quanto à influência de U_{GR} e μ_{ap} sobre U_{LR} foram obtidos por Popović & Robinson [156], os quais obtiveram $U_{LR} \propto U_{GR}^{0,32} \cdot \mu_{ap}^{-0,39}$. Como pode ser observado, os autores obtiveram um valor para o expoente β próximo ao obtido no presente estudo, sendo o expoente η de magnitude um pouco superior.

Com relação ao ajuste das correlações propostas para previsão de U_{LR} para fluidos não-newtonianos (Equações 4.36 a 4.41), em geral, o comportamento de mais de 82% dos pontos foi explicado pelas correlações propostas. Ademais, comprovando o bom ajuste, poucos pontos calculados excederam 20% de desvio (Figura 4.24) em comparação aos experimentais. Desta forma, pode-se dizer que tais correlações previram adequadamente grande parte dos pontos experimentais, sendo estas válidas para amplas faixas de trabalho.

Quanto à velocidade superficial do líquido no *downcomer* (U_{LD}), apenas uma correlação foi proposta (Equação 4.42), utilizando-se todo o conjunto de dados (fluidos newtonianos e não-newtonianos, dois modelos e duas escalas), a partir da qual é possível obter os valores de U_{LD} por uma equação linear utilizando somente dados de U_{LR} , com desvio inferior a 10% dos valores experimentais (Figura 4.25). Tal ajuste foi proposto visando reduzir a repetitividade das informações, visto que os ajustes de U_{LD} com base em U_{GR} e nas propriedades físicas (ν_L) ou reológicas dos fluidos (K , n e μ_{ap}) apresentaram expoentes muito próximos aos obtidos para U_{LR} nas Equações 4.33 a 4.41. Na literatura observou-se que, para U_{LD} , a influência de U_{GR} foi inferior ao do presente estudo, onde para água em reatores ACE, β variou de 0,150 a 0,197 dependendo da geometria [117], enquanto que $\beta \cong 0,3$ foi obtido neste estudo.

$$U_{LD} = (0,6588 \pm 0,0089) \cdot U_{LR} + (0,0022 \pm 0,0021) \quad R^2=0,98 \quad (4.42)$$

Figura 4.24 – Comparação entre a velocidade superficial do líquido no *riser* experimental (U_{LR-exp}) e calculada ($U_{LR-calc}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos não-newtonianos: a) Equações 4.36 a 4.38; b) Equações 4.39 a 4.41. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.36 e Eq. 4.39), (■) ACC-10 L (Eq. 4.36 e Eq. 4.39), (○) ASC-5 L (Eq. 4.37 e Eq. 4.40), (●) ASC-10 L (Eq. 4.37 e Eq. 4.40), (□) ACC-5 L (Eq. 4.38 e Eq. 4.41), (■) ACC-10 L (Eq. 4.38 e Eq. 4.41), (○) ASC-5 L (Eq. 4.38 e Eq. 4.41), (●) ASC-10 L (Eq. 4.38 e Eq. 4.41).

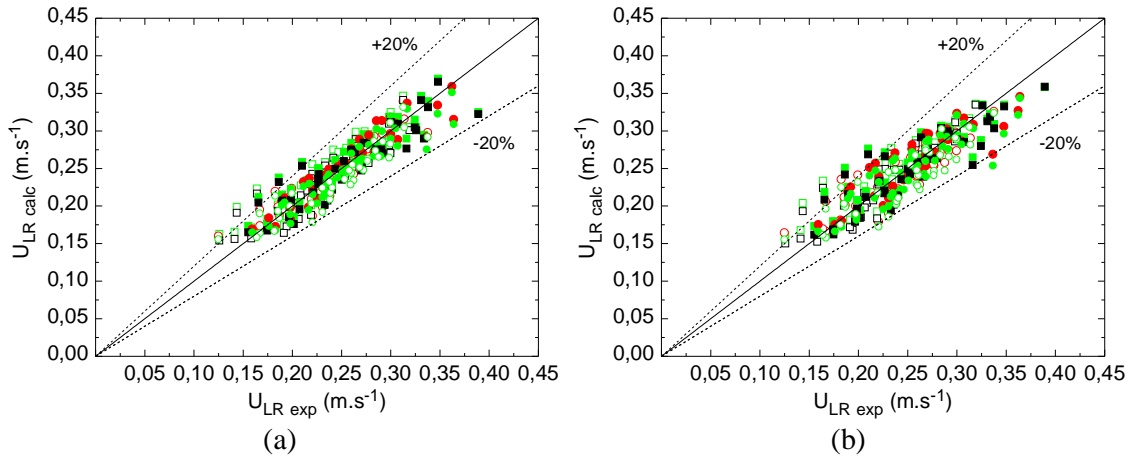
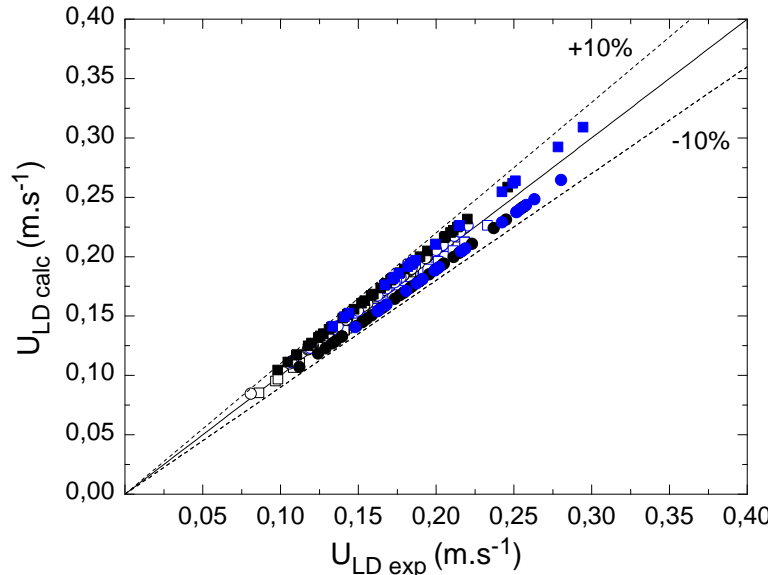


Figura 4.25 – Comparação entre os valores de velocidade superficial do líquido no *downcomer* experimental (U_{LD-exp}) e calculada ($U_{LD-calc}$) pela Equação 4.42 para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos. **Legenda:** *Newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L; *Não-newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L.



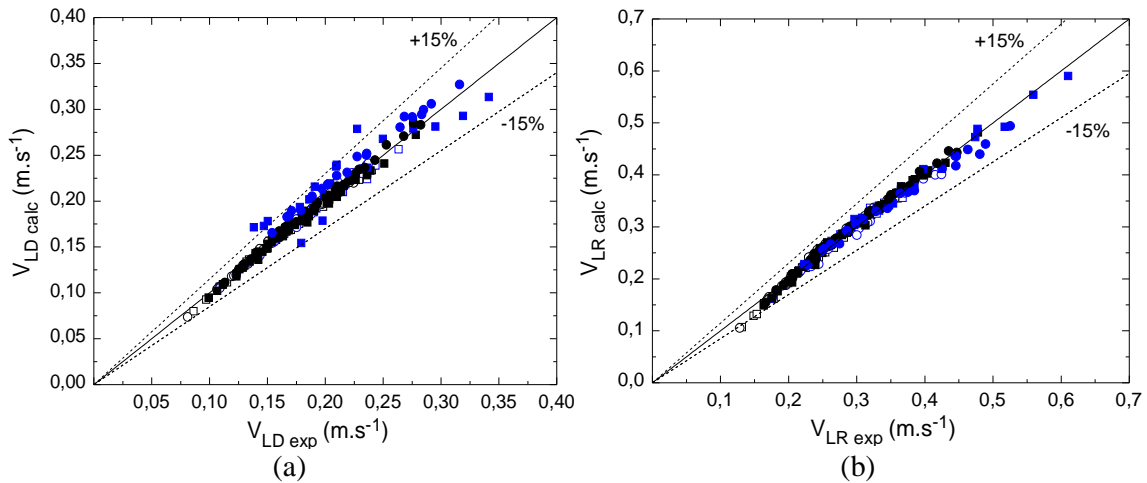
Por fim, foram obtidas relações lineares entre a velocidade intersticial e superficial do líquido nas regiões, as quais correspondem às Equações 4.43 e 4.44. Para obtenção destas equações, todo conjunto de dados foi utilizado, incluindo os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos. O conhecimento da velocidade intersticial do líquido nas regiões é importante, por exemplo, para determinação do número de Reynolds do líquido em cada região e, por consequência, os fatores de atrito de Fanning locais para avaliação da perda de energia ocorrida pelo atrito do líquido com a parede

durante o escoamento. Ambas as correlações propostas apresentaram ótimos ajustes aos dados experimentais de V_{LD} e V_{LR} (calculados pelas Equações 2.49 e 2.50, a partir de U_{LD} , U_{LR} , ε_D e ε_R), com $R^2=0,99$ e desvios inferiores a 15% (Figura 4.26).

$$V_{LD} = (1,202 \pm 0,007) \cdot U_{LD} - (0,024 \pm 0,001) \quad R^2=0,99 \quad (4.43)$$

$$V_{LR} = (1,422 \pm 0,010) \cdot U_{LR} - (0,072 \pm 0,003) \quad R^2=0,99 \quad (4.44)$$

Figura 4.26 – Comparação entre os valores para velocidade intersticial do líquido parcial experimental (V_{Li-exp}) e calculada ($V_{Li-calc}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos: a) velocidade intersticial do líquido no *downcomer* (Eq. 4.43); b) velocidade intersticial do líquido no *riser* (Eq. 4.44). **Legenda:** *Newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L; *Não-newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L.



Com o intuito de obter correlações que forneçam uma previsão mais precisa dos valores de velocidade do líquido, este parâmetro foi também avaliado por meio de números adimensionais. Utilizando-se o Teorema de Pi de Buckingham [261,262] para análise dimensional da velocidade intersticial do líquido no *riser*, considerando-se apenas parâmetros que variam nos sistemas, tem-se:

1) Variáveis independentes que influenciam na velocidade do líquido:

- Geometria do reator: diâmetro hidráulico do *riser*;
- Propriedades físicas dos fluidos: ρ_L , μ_L , σ_L ;
- Parâmetros do processo: U_{GR} ;
- Aceleração da gravidade: importante em fenômenos hidrodinâmicos.

2) Estrutura da matriz:

$L1: \text{Massa (kg)}$	ρ_L	D_{hR}	g	V_{LR}	μ_L	σ	U_{GR}
	1	0	0	0	1	1	0
$L2: \text{Comprimento (m)}$	-3	1	1	1	-1	0	1
$L3: \text{Tempo (s)}$	0	0	-2	-1	-1	-2	-1

$$* L2 = 3L1 + L2//L2 = L2 - L3$$

$$* L3 = L3/-2$$

$$\begin{vmatrix} \rho_L & D_{hR} & g & V_{LR} & \mu_L & \sigma & U_{GR} \\ 1 & 0 & 0 & 0 & 1 & 1 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 1/2 & 3/2 & 2 & 1/2 \\ 0 & 0 & 1 & 1/2 & 1/2 & 1 & 1/2 \end{vmatrix}$$

* Correspondem às operações matemáticas realizadas em cada linha da matriz.

3) Formação dos grupos π :

$$\pi_1 = \frac{V_{LR}}{D_{hR}^{1/2} \cdot g^{1/2}} \quad \pi_3 = \frac{\sigma_L}{\rho_L \cdot D_{hR}^2 \cdot g} = Bo^{-1} \quad \pi_5 = \pi_2^{-2} = \frac{\rho_L^2 \cdot D_{hR}^3 \cdot g}{\mu_L^2} = Ga$$

$$\pi_2 = \frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_{hR}^{3/2} \cdot g^{1/2}} \quad \pi_4 = \frac{U_{GR}}{D_{hR}^{1/2} \cdot g^{1/2}} = Fr \quad \pi_6 = \frac{\pi_1}{\pi_2} = \frac{\rho_L \cdot V_{LR} \cdot D_{hR}}{\mu_L} = Re$$

Conforme a análise dimensional, a velocidade de circulação do líquido é função dos números adimensionais de Froude (π_4), Galilei (π_5) e Bond (π_3), sendo o número de Reynolds (π_6) aquele que carrega a variável de interesse (V_{LR}). As correlações para previsão de V_{LR} com base em números adimensionais têm o formato da Equação 3.27, sendo a Equação 4.45 válida para todo o conjunto de dados (reatores ACC e ASC e escalas de 5 e 10 L) de fluidos newtonianos e a Equação 4.46 válida para fluidos não-newtonianos. Nas equações, U_{GR} é a velocidade superficial de ar na região de subida ($m \cdot s^{-1}$), g é a aceleração da gravidade ($m \cdot s^{-2}$), D_{hR} é o diâmetro hidráulico do *riser* (m), μ_L é a viscosidade dinâmica ou aparente do líquido (Pa.s), ρ_L é a densidade do líquido ($kg \cdot m^{-3}$) e σ_L é a tensão superficial do líquido ($kg \cdot s^{-2}$).

$$Re_{LR} = \alpha \cdot Fr_R^a \cdot Bo_R^c \cdot Ga_R^d$$

$$\frac{\rho_L \cdot V_{LR} \cdot D_{hR}}{\mu_L} = \alpha \cdot \left(\frac{U_{GR}}{\sqrt{D_{hR} \cdot g}} \right)^B \cdot \left(\frac{g \cdot \rho_L \cdot D_{hR}^2}{\sigma_L} \right)^\delta \cdot \left(\frac{g \cdot \rho_L^2 \cdot D_{hR}^3}{\mu_L^2} \right)^\theta \quad (3.27)$$

$$Re_{LR} = (2,572 \pm 0,876) \cdot Fr_R^{0,397 \pm 0,024} \cdot Bo_R^{-0,084 \pm 0,048} \cdot Ga_R^{0,491 \pm 0,017} \quad R^2=0,99 \quad (4.45)$$

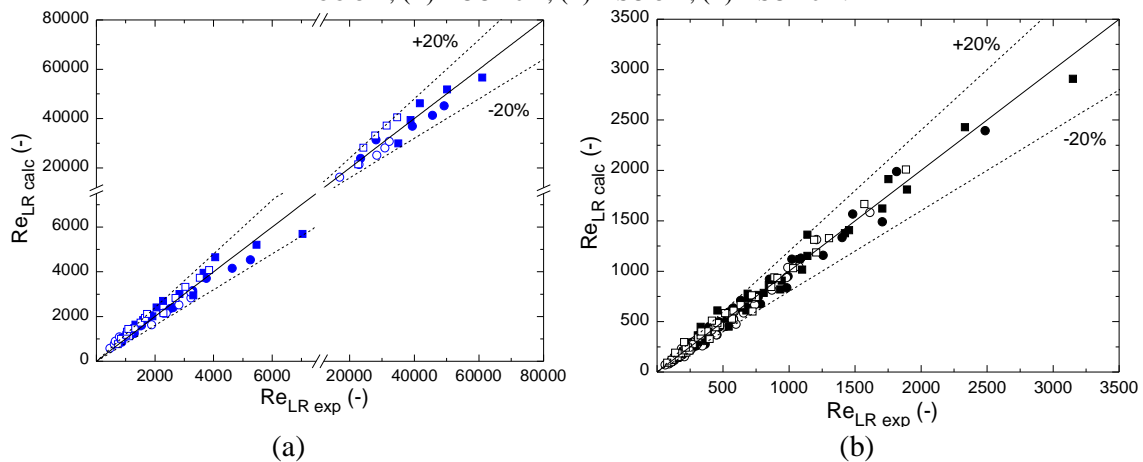
$$Re_{LR} = (2,019 \pm 0,365) \cdot Fr_R^{0,351 \pm 0,017} \cdot Bo_R^{-0,345 \pm 0,026} \cdot Ga_R^{0,599 \pm 0,008} \quad R^2=0,98 \quad (4.46)$$

Para fluidos newtonianos, os números adimensionais variaram nos seguintes intervalos: $4,62 \times 10^2 \leq Re_{LR} \leq 6,11 \times 10^4$, $4,47 \times 10^6 \leq Ga_R \leq 1,36 \times 10^{10}$, $5,89 \times 10^2 \leq Bo_R \leq 1,75 \times 10^3$ e $0,020 \leq Fr_R \leq 0,119$; enquanto que para fluidos não-newtonianos variaram nos intervalos de: $6,25 \times 10^1 \leq Re_{LR} \leq 3,15 \times 10^3$, $1,52 \times 10^5 \leq Ga_R \leq 4,24 \times 10^7$, $5,75 \times 10^2 \leq Bo_R \leq 1,39 \times 10^3$ e $0,020 \leq Fr_R \leq 0,119$. De acordo com o número de Reynolds obtido em cada tratamento observou-se que grande parte das condições testadas (80% dos tratamentos) com fluidos newtonianos levaram a um regime de escoamento turbulento do líquido no *riser*, evidenciado principalmente em água e soluções de glicerol de 0,010 Pa.s, enquanto que para fluidos não-newtonianos, este comportamento foi observado em apenas 3 tratamentos, sendo portanto, um escoamento predominantemente laminar nas condições testadas.

Pelas Equações 4.45 e 4.46 foi possível observar que o número de Reynolds do líquido é afetado principalmente pelo número de Galilei, o qual tem relação direta com Re_{LR} de ambos os tipos de fluidos. Resultados semelhantes foram obtidos para o número de Froude, entretanto, com efeito menos intenso. Com relação à tensão superficial, representada pelo número de Bond, seu efeito sobre Re_{LR} somente pode ser desprezado para fluidos newtonianos, sendo que para fluidos não-newtonianos Bo apresentou influência de igual magnitude e sentido contrário a Fr .

Por meio da Figura 4.27 observou-se um ótimo ajuste dos valores calculados a partir das correlações utilizando números adimensionais aos valores experimentais de Re_{LR} . Para fluidos newtonianos (Figura 4.27.a) 10% dos pontos excederam um erro de 20% em relação aos valores experimentais, enquanto que para fluidos não-newtonianos (Figura 4.27.b) apenas 5,5% dos pontos apresentaram este resultado. A considerável melhora no ajuste dos dados utilizando-se as Equações 4.45 e 4.46 também é evidenciada por meio do valor de R^2 , o qual aumentou de 0,78 para 0,98.

Figura 4.27 – Comparação entre os valores de número de Reynolds no *riser* experimental (Re_{LR-exp}) e calculado ($Re_{LR-calc}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos: a) fluidos newtonianos (Eq. 4.45); b) fluidos não-newtonianos (Eq. 4.46). **Legenda:** *Newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L; *Não-newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L.



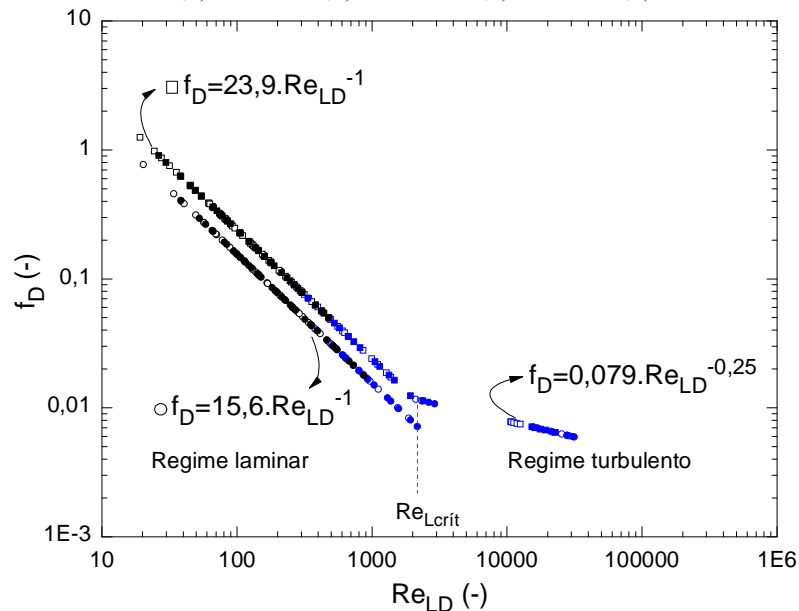
4.5 Fatores de atrito no *riser* (f_R) e *downcomer* (f_D) e coeficiente de perda na base (K_B)

A partir dos valores experimentais de V_{LR} e V_{LD} foi possível calcular os valores para o fator de atrito de Fanning no *riser* (f_R) e no *downcomer* (f_D) em cada condição testada. Conforme mencionado anteriormente, utilizaram-se as Equações 2.78 e 2.80 para regime laminar (sendo considerada uma similaridade entre fluidos newtonianos e não-newtonianos para o caso de fluidos não-newtonianos escoando em seções não-circulares) e a Equação 2.77 para o regime turbulento de fluidos newtonianos. Tal similaridade foi validada conforme

resultados a serem apresentados na seção 4.6. Ainda, de acordo com os valores de número de Reynolds obtidos para fluidos não-newtonianos a partir da Equação 2.79 (a qual era requerida para o cálculo do fator de atrito [174]), todos os pontos estavam dentro do regime laminar, não sendo necessária a utilização da Equação 2.81. Comparando-se os valores de número de Reynolds obtidos por meio da Equação 2.79 (número de Reynolds modificado para fluidos pseudoplásticos) e os valores obtidos a partir da equação convencional de Re_L utilizando-se a viscosidade aparente dos líquidos (ver seção 4.4), verificou-se que em somente 2% dos pontos o regime de escoamento não coincidiu, resultado que valida o método utilizado para o cálculo da taxa de cisalhamento e a viscosidade aparente dos fluidos não-newtonianos (seção 4.11).

Nas Equações 2.78 e 2.80, a constante “ C_i ”, dependente do formato da região de escoamento, foi obtida para cada caso conforme descrito por Remsburg [172] (Tabela 2.1) e a partir de dados geométricos dos reatores avaliados no presente estudo. Foram obtidos para reatores ACC os valores de $C=23,90$ para o *downcomer* e $C=16,00$ para o *riser* e $C=15,56$ tanto para o *riser* quanto para o *downcomer* de reatores ASC. Desta forma, as Figuras 4.28 e 4.29 apresentam os valores obtidos para o fator de atrito de Fanning no *downcomer* e no *riser*, respectivamente, de reatores ACC e ASC de 5 e 10 L, operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos.

Figura 4.28 – Fator de atrito de Fanning no *downcomer* (f_D) em função do número de Reynolds do líquido no *downcomer* (Re_{LD}) para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos. **Legenda:** Newtonianos: (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L; Não-newtonianos: (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L.

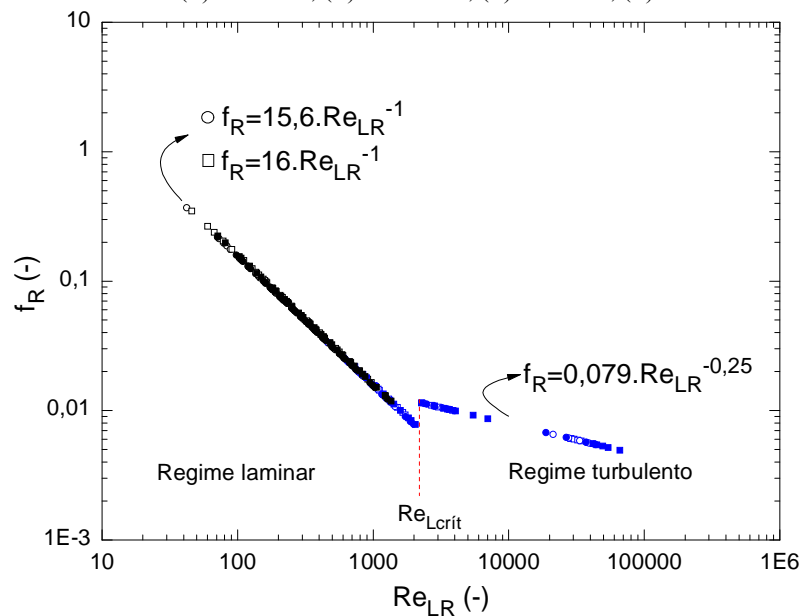


Para fluidos newtonianos, os valores de f_D variaram na faixa $0,006 \leq f_D \leq 0,086$ em reatores ACC e na faixa $0,006 \leq f_D \leq 0,041$ em reatores ASC, sendo observados valores

superiores para fluidos não-newtonianos $0,052 \leq f_D \leq 1,249$ para ACC e $0,018 \leq f_D \leq 0,768$ em ASC. Conforme esperado, o fator de atrito no *downcomer* foi superior em reatores ACC, uma vez que a região anular deste modelo resulta em uma maior área de contato entre o líquido e a parede, gerando maior atrito. Para fluidos viscosos em geral (exceto água), f_D foi de 2 a 3 vezes superior à f_R em reatores ACC, enquanto que em reatores ASC foi apenas de 0,2 a 2 vezes maior.

Conforme a Figura 4.29, os valores de f_R foram mais homogêneos, não apresentando grandes variações com relação ao tipo de fluido e modelo de reator empregados. Para fluidos newtonianos, f_R variou na faixa $0,005 \leq f_R \leq 0,022$ em reatores ACC e na faixa $0,005 \leq f_R \leq 0,034$ em reatores ASC. Para fluidos não-newtonianos, f_R variou entre 0,012 e 0,348 para ACC e entre 0,012 e 0,369 para ASC. A proximidade dos valores observados para f_R se deve, principalmente, às regiões de subida de ambos os modelos apresentarem uma área de contato (parede) semelhante, com C_i de 16 para reatores ACC e de aproximadamente 15,6 para reatores ASC. Ademais, devido à maior velocidade do líquido obtida no *riser*, um maior número de pontos está compreendido no regime turbulento, fato que também gerou valores inferiores de f_R em comparação à f_D , em virtude dos maiores valores de número de Reynolds no *riser*.

Figura 4.29 – Fator de atrito de Fanning no *riser* (f_R) em função do número de Reynolds do líquido no *riser* (Re_{LR}) para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos. **Legenda:** Newtonianos: (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L; Não-newtonianos: (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L.



Para obtenção do coeficiente de perda por atrito na base (K_B), utilizou-se a Equação 2.74 proposta por Chisti et al. [145] para reatores *airlift* de circulação interna e externa. A partir dos

dados de área da base e área do *downcomer* obteve-se $K_B=15$ para os reatores ASC em ambas as escalas e $K_B=8,87$ e $9,41$ em reatores ACC de 5 e 10 L, respectivamente. Variações nos valores de K_B para diferentes modelos de reatores são esperados, uma vez que apresentam diferenças no *design* da região de base (*bottom*). No presente estudo, no qual os reatores são geometricamente semelhantes (com mesma abertura da base – altura entre o fundo do reator e o início do *riser*), tais diferenças no *design* da região de base dos reatores ACC e ASC resultam em diferentes áreas disponíveis para escoamento, como ilustrado anteriormente na Figura 2.9.

Na literatura em geral, valores de K_B inferiores aos observados neste estudo foram encontrados. Em reatores ACC foram obtidos valores de $K_B=5,0$ [145], $K_B=9,22$ (sendo o mais próximo do presente estudo) [276] e de $K_B=30$ [78]. Já para reatores ASC foram encontrados valores de $K_B=5,87$ [30] e $7,38$ [145]. O fato de K_B apresentar valores inferiores na literatura pode estar relacionado à abertura da base, uma vez que este parâmetro variou de 6 a 10 cm nos trabalhos citados e apresenta valores de 4 e 5 cm nos equipamentos avaliados no presente estudo. Corroborando com tal afirmação, Gavrilescu & Tudose [153] observaram, em reatores ACC com volumes de 70 L, $2,5 \text{ m}^3$ e $5,2 \text{ m}^3$, que quanto menor a abertura da base maior é o K_F (coeficiente de perda por atrito da base e do topo), visto que haverá maior perda de energia nesta região pela restrição da área da base. Por fim, diferentemente do presente estudo, Heijnen et al. [275] observaram, para reator ACC, que K_B diminui com o aumento do tamanho do reator sendo de 6,1 em reator de 400 L e de 5,1 em reator de 284 m^3 .

Como preconizado pela Equação 2.68, utilizada para previsão da velocidade superficial do líquido no *riser* (U_{LR}), a influência de K_B sobre a velocidade é negativa, uma vez que este coeficiente está relacionado à perda de energia (e consequentemente de velocidade) do líquido ao passar pela área que conecta o *riser* e o *downcomer* na base do reator. Desta forma, sendo os valores de K_B obtidos para reatores ASC superiores em comparação aos reatores ACC, analisando apenas este parâmetro, os fluidos em ASC teriam uma menor velocidade.

Entretanto, outro dado de grande importância para previsão da velocidade do líquido em reatores *airlift* é a força motriz, determinada anteriormente como a diferença de retenção gasosa entre as regiões. De acordo com o observado para o caso de fluidos newtonianos, a força motriz foi, na maioria das vezes, superior em reatores ASC. Assim, como U_{LD} foi superior para ASC e U_{LR} foi superior para ACC, pode-se dizer que para este tipo de fluido, o coeficiente K_B influenciou de forma mais intensa U_{LR} que a força motriz, sendo observado o contrário para U_{LD} . Para CMC, os maiores valores de velocidade foram obtidos para reatores ASC, assim como a força motriz, e, portanto, o coeficiente K_B apresentou pouca influência sobre as velocidades parciais. Por fim, para GX o resultado é inconclusivo, pois tanto $\varepsilon_R-\varepsilon_D$ quanto o

valor de K_B influenciaram para que a velocidade fosse superior em reatores ACC, entretanto, em 60% dos tratamentos, as velocidades foram superiores em ASC. Tais divergências podem estar ainda relacionadas às perdas de energia ocorridas no *riser* e no *downcomer* dos reatores, como pode ser visto na seção subsequente.

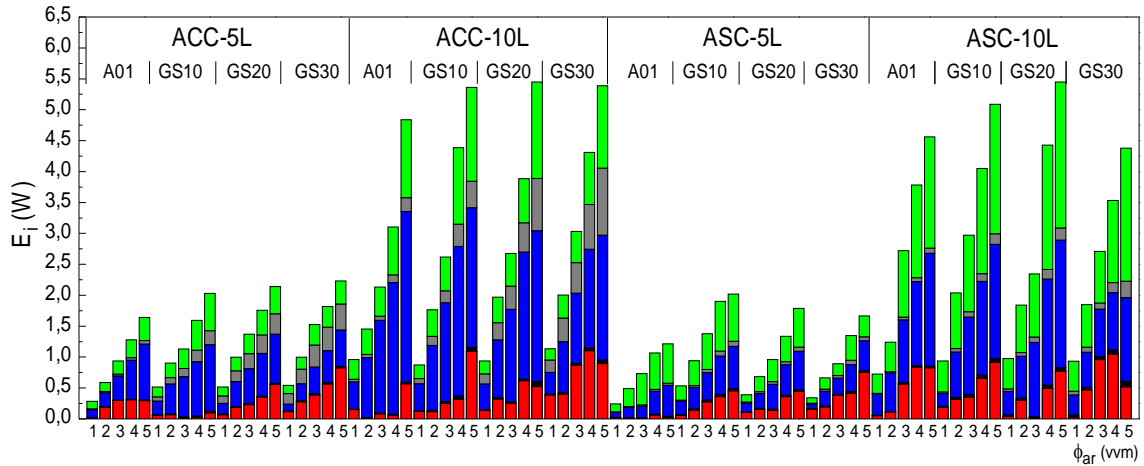
4.6 Energias dissipadas no *riser* (E_R+E_{FR}), no *downcomer* (E_D+E_{FD}) e na base (E_B)

De acordo com o método de cálculo proposto por Chisti et al. [145], foram obtidos os valores para a energia dissipada em virtude da subida das bolhas no *riser* (E_R), a energia dissipada devido ao arrasto e a estagnação de bolhas no *downcomer* (E_D), a energia dissipada devido à mudança no sentido do fluxo da dispersão na base (E_B) e as energias dissipadas devido ao atrito do líquido nas paredes do *riser* e do *downcomer* (E_{FR} e E_{FD}). Conforme mencionado anteriormente, para reatores *airlift* de circulação interna, a energia dissipada no topo do reator em virtude da mudança no sentido do fluxo, pode ser desprezada uma vez que esta região neste tipo de biorreator é aberta e pode ser considerada como um canal aberto.

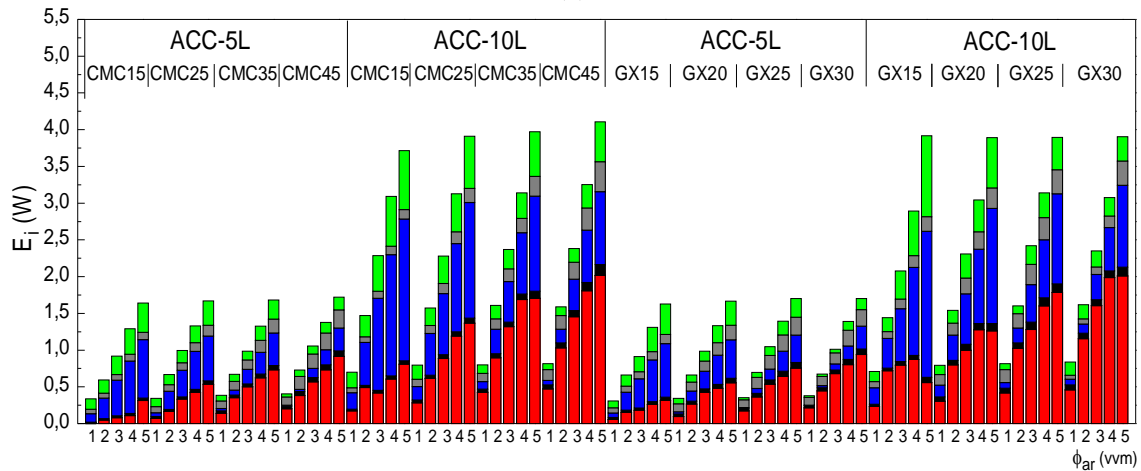
Desta forma, a Figura 4.30 apresenta as magnitudes destas energias para ambos os modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos (Figura 4.30.a) e não-newtonianos (Figuras 4.30.b e 4.30.c) em função das cinco vazões de ar (1-5 vvm) utilizadas. Pode-se observar que a soma das energias em cada barra corresponde a energia total de entrada (E_{in}). Em fluidos newtonianos, a energia de entrada devido à expansão isotérmica do gás (E_{in}) variou entre 0,32 e 1,91 W em reatores de 5 L e entre 0,76 e 4,82 W em reatores de 10 L. Independente do modelo de biorreator, para fluidos não-newtonianos a energia de entrada variou de $0,32 \leq E_{in} \text{ (W)} \leq 1,60$ e $0,76 E_{in} \text{ (W)} \leq 3,84$ nos reatores de 5 e 10 L, respectivamente.

Uma regressão não-linear dos dados revelou que as energias dissipadas em todas as regiões dos reatores apresentaram relação direta com a vazão específica de ar. Além disso, E_R e as perdas de energia por efeitos viscosos (E_{FD} e E_{FR}) apresentaram comportamento crescente com o aumento da viscosidade ou do índice de consistência do líquido, dependendo do tipo de fluido (newtoniano ou não-newtoniano). De forma contrária, E_B e E_D de fluidos newtonianos não mostraram relação com μ_L , enquanto que para fluidos não-newtonianos a relação de K com estas variáveis foi inversa.

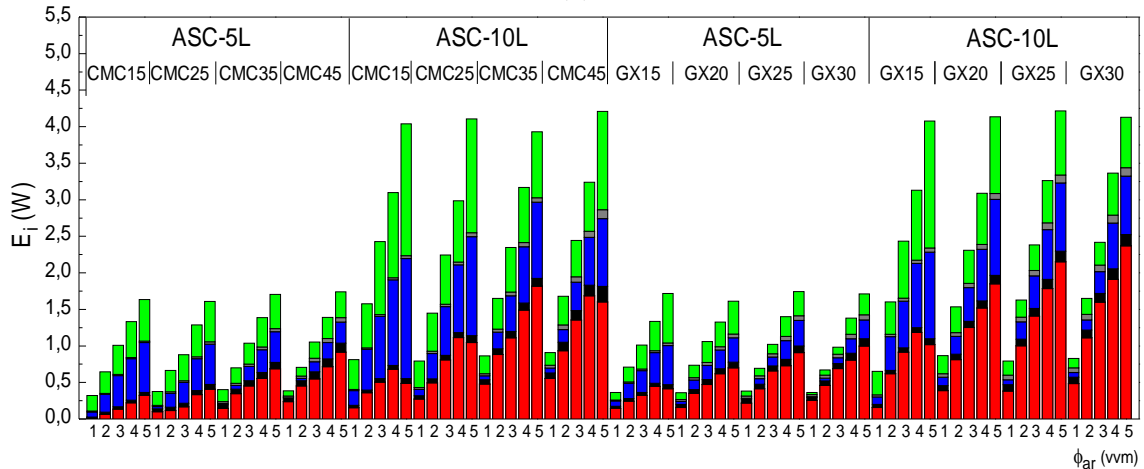
Figura 4.30 – Energia dissipada devido à ascensão das bolhas no *riser* (E_R), energia dissipada devido ao atrito do líquido com a parede do *riser* (E_{FR}), energia dissipada devido ao gás estagnado no *downcomer* (E_D), energia dissipada devido ao atrito do líquido com a parede do *downcomer* (E_{FD}) e energia dissipada no *bottom* (E_B) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}), nos diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos: a) reatores ACC e ASC de 5 e 10 L operados com fluidos newtonianos; b) reatores ACC de 5 e 10 L operados com fluidos não-newtonianos; c) reatores ASC de 5 e 10 L operados com fluidos não-newtonianos. **Legenda:** (■) E_R , (■) E_{FR} , (■) E_D , (■) E_{FD} , (■) E_B .



(a)



(b)



(c)

Com relação à magnitude da energia dissipada, os reatores de 10 L apresentaram maiores perdas de energia em comparação aos reatores de 5 L devido ao maior volume de ar injetado nestes reatores, que, por consequência, aumenta a velocidade da dispersão gás-líquido. Na maioria dos casos, E_{in} (somatório de todas as energias dissipadas) foi de 2 a 2,5 vezes superior em reatores de 10 L em comparação aos reatores de 5 L.

Para o reator ACC de 10 L, o valor de E_D obtido utilizando água como fluido e aeração de 5 vvm foi de 2,76 W, valor próximo ao reportado por Merchuk & Berzin [277] (3,00 W), em reator e condições similares (ACC de 30 L). Entretanto, o valor de E_R obtido no presente estudo (3,73 W) foi inferior ao obtido por estes autores (7,50 W). Em um estudo empregando reatores *airlift* sob condições similares, Chisti et al. [145] obtiveram valores para E_R e E_B cerca de 10 a 20 vezes superiores aos valores reportados por Merchuk & Berzin [277] ou neste estudo, enquanto que Grima et al. [30] obtiveram valores cerca de 10 vezes menores usando reatores ASC. Uma vez que os reatores estudados por Chisti et al. [145] têm volume útil próximo de 1,5 m³ e aqueles usados por Grima et al. [30] são de 1 e 2 L, os resultados reportados são consistentes com diferenças no tamanho do biorreator, sendo que quanto maior o volume do reator, maiores as perdas de energia.

Outra observação realizada é que, realizando-se a média de todos os tratamentos (vazões específicas de ar, fluidos newtonianos e não-newtonianos, modelos e escalas de reatores *airlift*) o somatório das energias dissipadas em cada região foi igual a $103 \pm 7\%$ da energia de entrada (calculada pela Equação 3.11). Em virtude de alguns possíveis erros experimentais, este valor foi considerado adequado em termos de balanço de energia, validando os métodos propostos para cálculos de fator de atrito de Fanning, coeficiente de perda na base, assim como as analogias utilizadas entre fluidos newtonianos e não-newtonianos.

Considerando os percentuais de E_{in} dissipados em cada região, os valores de $\%E_R$ apresentaram máximos entre 1 e 3 vvm, com decréscimo nas vazões específicas de ar subsequentes, em contraste ao obtido para $\%E_D$, o qual mostrou-se como crescente com o aumento de ϕ_{ar} . Por fim, as perdas percentuais de energia na base ($\%E_B$) e devido ao atrito do líquido com as paredes do *riser* e do *downcomer* ($\%E_{FR}$ e $\%E_{FD}$) apresentaram um comportamento assintótico com relação à vazão específica de ar para fluidos poucos viscosos e um comportamento praticamente constante para fluidos de maior viscosidade. No estudo realizado por Merchuk & Berzin [277], $\%E_B$ apresentou um comportamento semelhante ao presente estudo para água em reator ACC, sendo observado um comportamento oposto à este estudo para perdas percentuais de energia nas demais regiões.

Em geral, para o mesmo fluido (μ_L ou K) e condições operacionais (ϕ_{ar}) as perdas percentuais totais de energia no *riser* ($\%E_R + \%E_{FR}$) e no *downcomer* ($\%E_D + \%E_{FD}$) foram maiores em reatores ACC que em reatores ASC. Tais resultados são devidos exclusivamente às diferenças no *design* (tipo de aparato interno, por exemplo) dos reatores, uma vez que ambos são geometricamente semelhantes (altura, diâmetro, relações entre áreas do *riser* e *downcomer*, entre outros).

Utilizando água como fluido de trabalho, Chisti et al. [145] observou que E_R representa cerca de 70% da energia de entrada E_{in} , enquanto que E_D é próximo de 0%. Em contrapartida, no presente estudo obteve-se que, em média, os valores de E_D e E_R para fluidos newtonianos correspondem a 40 e 20% de E_{in} , respectivamente. Já os valores percentuais obtidos para E_B com relação à E_{in} neste estudo (43% para ASC e 27% para ACC) foram próximos aos reportados por Chisti et al. [145] (30% para ACC e ASC), Merchuk & Berzin [277] (40% para ACC) e Contreras et al. [278] (10% para ACC).

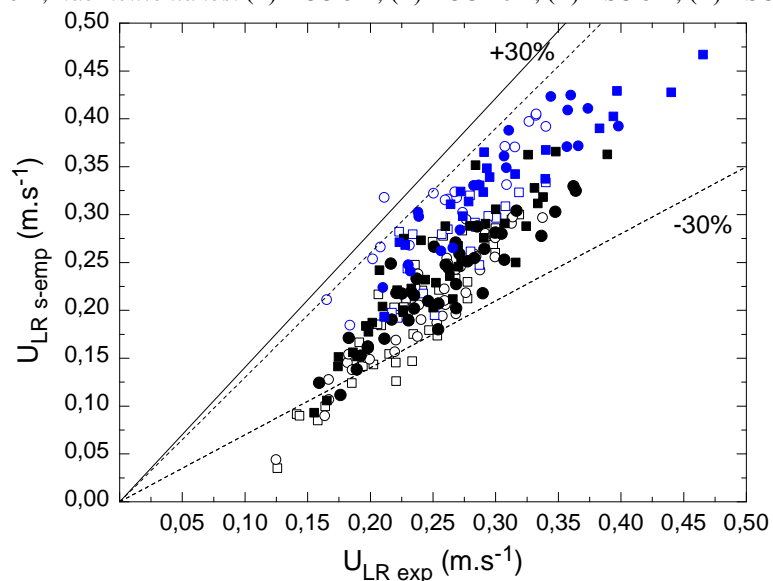
Em todas as condições testadas, as perdas percentuais de energia na base ($\%E_B$) foram maiores em reatores ASC devido ao maior valor obtido do coeficiente de perda por atrito na base ($K_B=15$ para ambas as escalas) neste modelo de reator em comparação aos reatores ACC ($K_B=8,87$ e $K_B=9,41$ para reatores de 5 e 10 L, respectivamente). As perdas percentuais de energia devido aos efeitos viscosos no *downcomer* ($\%E_{FD}$) foram superiores às perdas no *riser* ($\%E_{FR}$) em todas as condições testadas, conforme preconizado por Calvo [279]. Em ambos os modelos de biorreatores, E_{FR} representou em média 1,5 e 5% de E_{in} para fluidos newtonianos e não-newtonianos, respectivamente. Em ambos os tipos de fluidos, E_{FD} foi cerca de 14% de E_{in} para reatores ACC e somente 3,5% de E_{in} para reatores ASC.

Maiores valores de E_{FD} em reatores ACC em comparação à E_{FR} neste modelo e ainda, em comparação à E_{FD} e E_{FR} em reatores ASC, são esperados devido ao formato anular do *downcomer* de reatores ACC, o que aumenta a área de contato entre o líquido e a parede do *downcomer* neste tipo de biorreator. O mesmo pode ser visualizado por meio da análise da constante “ C_i ” da Equação 2.78, utilizada para o cálculo do fator de atrito de Fanning (f_L), a qual depende do formato da região de escoamento. Conforme mencionado anteriormente na seção 4.5, foram obtidos, para reatores ACC, os valores de $C=23,90$ para o *downcomer* e $C=16,00$ para o *riser*, e $C=15,56$ tanto para o *riser* quanto para o *downcomer* em reatores ASC. Visto que “ C_i ” é 49% superior para o *downcomer* de reatores ACC, isto resultará em um maior valor de f_L na região e, conseqüentemente, uma maior perda percentual de energia devido ao atrito no *downcomer* em reatores ACC.

Com relação às escalas dos biorreatores, não foi observada diferença entre reatores de 5 e 10 L em termos da perda percentual média de energia relativa à E_{in} em todas as regiões dos reatores ($\%E_R$, $\%E_D$, $\%E_B$, $\%E_{FR}$ e $\%E_{FD}$). Tal resultado está relacionado à similaridade geométrica das diferentes escalas de reatores, ressaltando a importância deste tipo de análise visando modificações no *design* e na escala destes equipamentos.

Anteriormente, observou-se que o balanço de energia proposto por Chisti et al. [145] foi satisfeito, uma vez que a energia total de entrada (Equação 3.11) foi aproximadamente igual ao somatório das energias dissipadas, no qual consideraram-se os valores experimentais de retenção gasosa parcial e velocidade superficial/intersticial do líquido nas regiões, resultado que valida todas as considerações realizadas para obtenção das energias dissipadas. Uma forma adicional de verificar a adequação do método aos dados experimentais é pelo cálculo da velocidade superficial do líquido no *riser* por meio da Equação 2.68, modificada a partir do método de Chisti et al. [145]. Neste sentido, a Figura 4.31 apresenta a comparação entre os valores de U_{LR} calculados pela Equação 2.68 por método iterativo e os valores de U_{LR} experimentais. Como pode ser observado, poucos pontos calculados a partir do método de Chisti et al. [145] excederam 30% de desvio em relação aos dados experimentais, tornando adequado este método para a previsão de U_{LR} a partir de dados de retenção gasosa parcial.

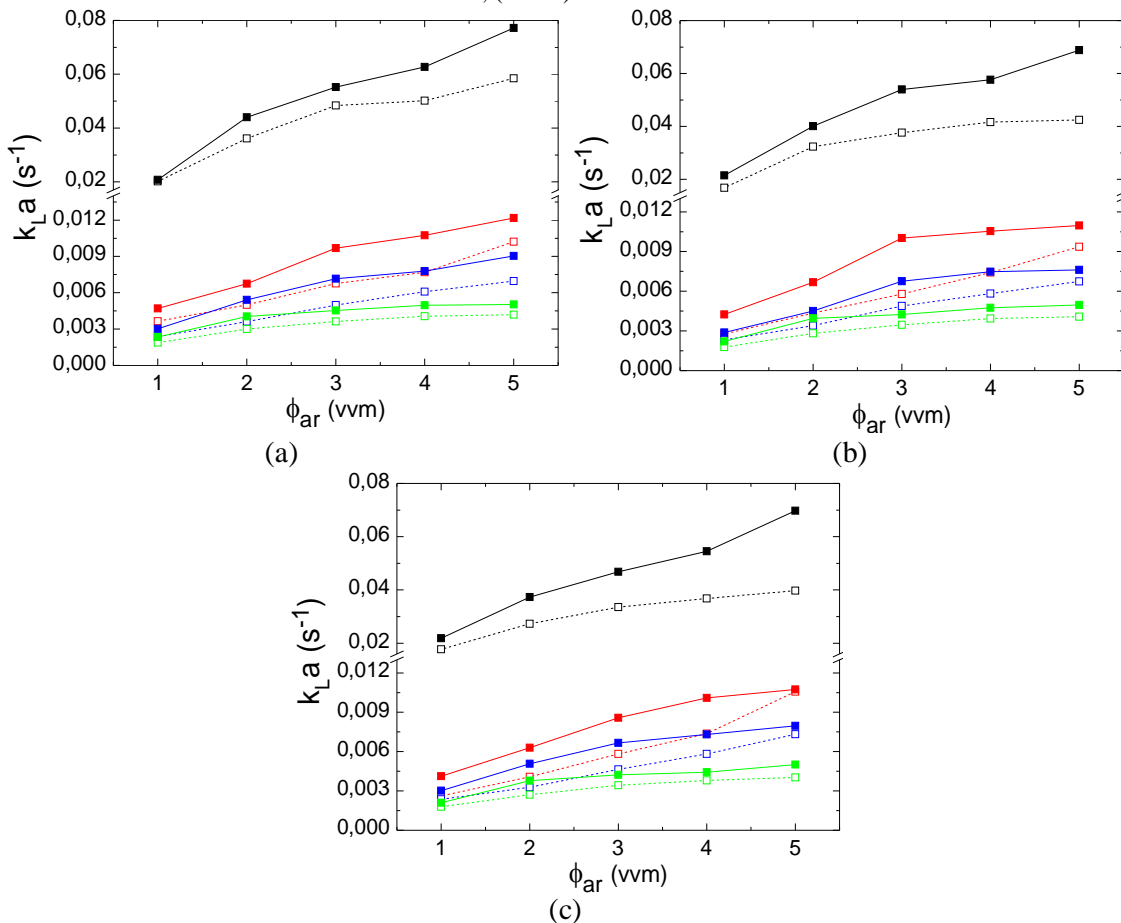
Figura 4.31 – Comparação entre os valores de velocidade superficial do líquido no *riser* experimental (U_{LR-exp}) e calculada ($U_{LR-s-emp}$) pela Equação 2.68 para os diferentes modelos e escalas de reatores *airlift* operados com fluidos newtonianos e não-newtonianos. **Legenda:** *Newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L; *Não-newtonianos:* (□) ACC-5 L, (■) ACC-10 L, (○) ASC-5 L, (●) ASC-10 L.



4.7 Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (k_{La})

A Figura 4.32 apresenta os valores e o comportamento do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (k_{La}) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) para fluidos newtonianos com viscosidade dinâmica entre $8,40 \cdot 10^{-4}$ e $0,030$ Pa.s, nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos avaliados. De forma similar ao observado para retenção gasosa e velocidade de circulação do líquido, o k_{La} aumenta com o acréscimo da vazão específica de ar e com o decréscimo da viscosidade do líquido. Tal comportamento foi preconizado por diferentes autores, utilizando soluções newtonianas, como Merchuk & Ben-Zvi [211] e Álvarez et al. [212] em reatores CB e Cerri et al. [131] em reatores ACC.

Figura 4.32 – Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (k_{La}) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos ($n=1$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10 L. **Legenda:** (-□-) A01-5L, (-□-) GS10-5L, (-□-) GS20-5L, (-□-) GS30-5L, (-■-) A01-10L, (-■-) GS10-10L, (-■-) GS20-10L, (-■-) GS30-10L.



Em virtude de sua baixa viscosidade e alta difusividade de oxigênio (D_L entre 7 e 13 vezes superior às demais soluções newtonianas testadas), os valores de k_{La} para água foram,

aproximadamente, 6 vezes maiores em comparação a solução de glicerol de menor viscosidade (GS10), atingindo um valor de $0,077 \text{ s}^{-1}$ em reator ACC de 10 L. Relacionado ao tipo de biorreator, o modelo *airlift* de cilindros concêntricos (ACC) apresentou os maiores valores de k_{La} em comparação aos demais modelos (90% dos tratamentos). Tais valores de k_{La} nos reatores ACC são cerca de 12% superiores aos valores obtidos para CB e 9% superiores aos reatores ASC. Comparando-se os resultados entre as escalas, um comportamento análogo com relação à ϕ_{ar} e μ_L é observado por parte do k_{La} nas escalas de 5 e 10 L, entretanto, para uma mesma viscosidade, os valores obtidos nos reatores de 10 L são, em média, 33% superiores aos valores em reatores de 5 L.

Para fluidos não-newtonianos, os valores e o comportamento do k_{La} com relação à vazão específica de ar e a reologia dos fluidos são apresentados nas Figuras 4.33 (soluções de carboximetil celulose) e 4.34 (soluções de goma-xantana). Tanto para CMC quanto para GX, o k_{La} aumentou com o aumento da vazão específica de ar e reduziu com o aumento do índice de consistência do líquido (K).

Resultados semelhantes foram observados por Bai et al. [95] em reator ASC de 41 L, onde os valores de k_{La} de soluções de CMC decresceram com o decréscimo da vazão específica de ar e o aumento do índice de consistência do meio. Para soluções de $0,18\% \text{ m.v}^{-1}$ de CMC e vazão de 1 vvm, os autores obtiveram k_{La} de $0,025 \text{ s}^{-1}$, valor superior ao obtido neste estudo ($0,020 \text{ s}^{-1}$) em condições similares ($0,15\% \text{ m.v}^{-1}$ e 1 vvm), fato que pode estar relacionado ao tamanho do reator.

Ainda, os resultados corroboram com o encontrado por Deng et al. [188]. Em comparação com o presente estudo, estes autores encontraram valores de k_{La} em reator ACC ligeiramente inferiores para condições semelhantes de trabalho. Para velocidade superficial de ar de $0,04 \text{ m.s}^{-1}$, Deng et al. [188] obtiveram k_{La} de $0,0075$ e $0,015 \text{ s}^{-1}$ para soluções de CMC de $0,45$ e $0,2\% \text{ m.v}^{-1}$, respectivamente. No presente estudo, valores de k_{La} de $0,0089$ (CMC45) e $0,0298 \text{ s}^{-1}$ (CMC25), respectivamente, foram encontrados em velocidade de ar semelhante ($0,050 \text{ m.s}^{-1}$).

Com relação ao modelo e escala de biorreator, os reatores ACC promoveram maiores valores de k_{La} para fluidos não-newtonianos em 90% dos casos. Estes valores foram, em média, 35% superiores aos valores de k_{La} obtidos para reatores CB e 11% superiores aos reatores ASC. Semelhante ao ocorrido para retenção gasosa de fluidos pseudoplásticos, para um mesmo índice de consistência do fluido ($K \cong 0,300 \text{ Pa.s}^n$), o k_{La} foi superior para o fluido com menor índice de escoamento (goma-xantana), sendo que, por exemplo, para reator ACC de 10 L o k_{La} variou de $0,0139 \leq k_{La} (\text{s}^{-1}) \leq 0,0399$ para GX15 ($n=0,43$) e de $0,0063 \leq k_{La} (\text{s}^{-1}) \leq 0,0171$ para CMC45

($n=0,73$), possivelmente em virtude da menor viscosidade do fluido com menor n , conforme comentado anteriormente.

Figura 4.33 – Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ($k_L a$) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (carboximetil celulose, $n>0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10 L.
Legenda: (---□---) CMC15-5L, (- -□- -) CMC25-5L, (- -□- -) CMC35-5L, (- -□- -) CMC45-5L, (—■—) CMC15-10L, (—■—) CMC25-10L, (—■—) CMC35-10L, (—■—) CMC45-10L.

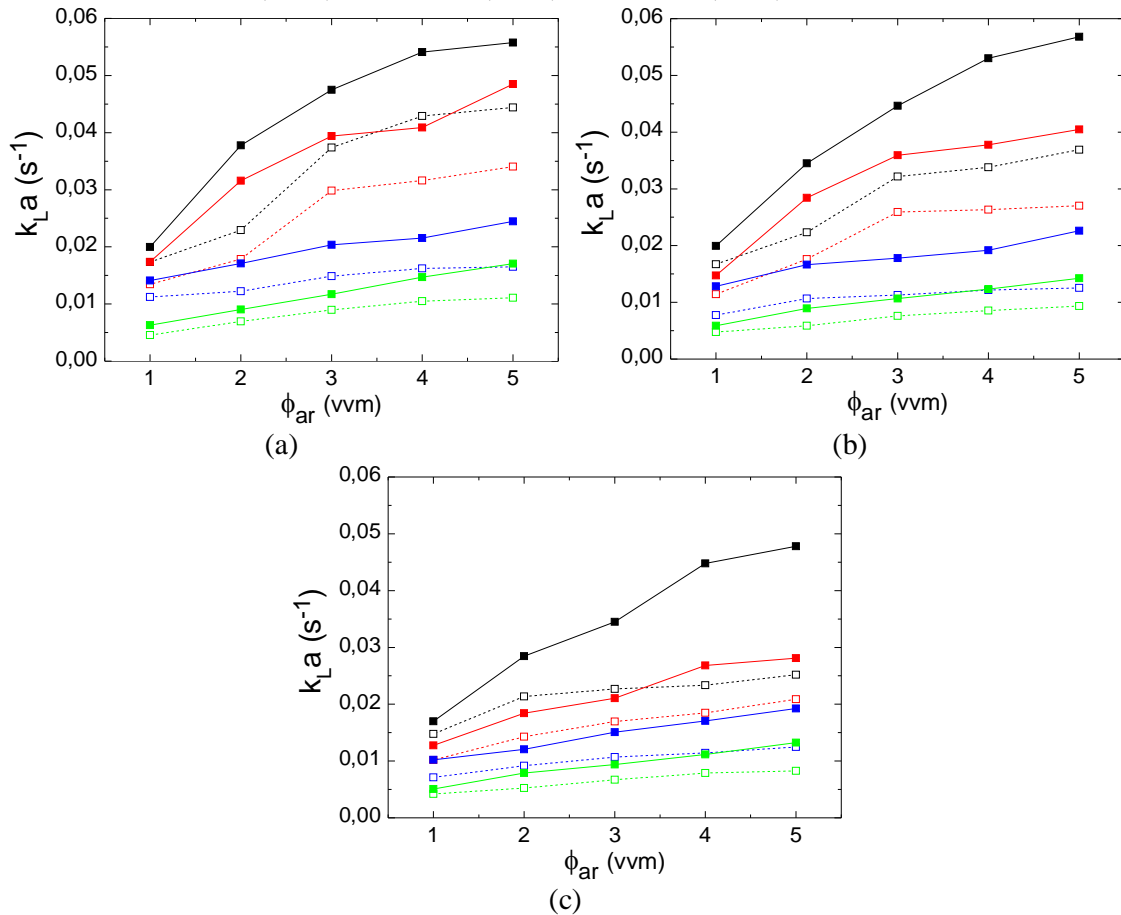
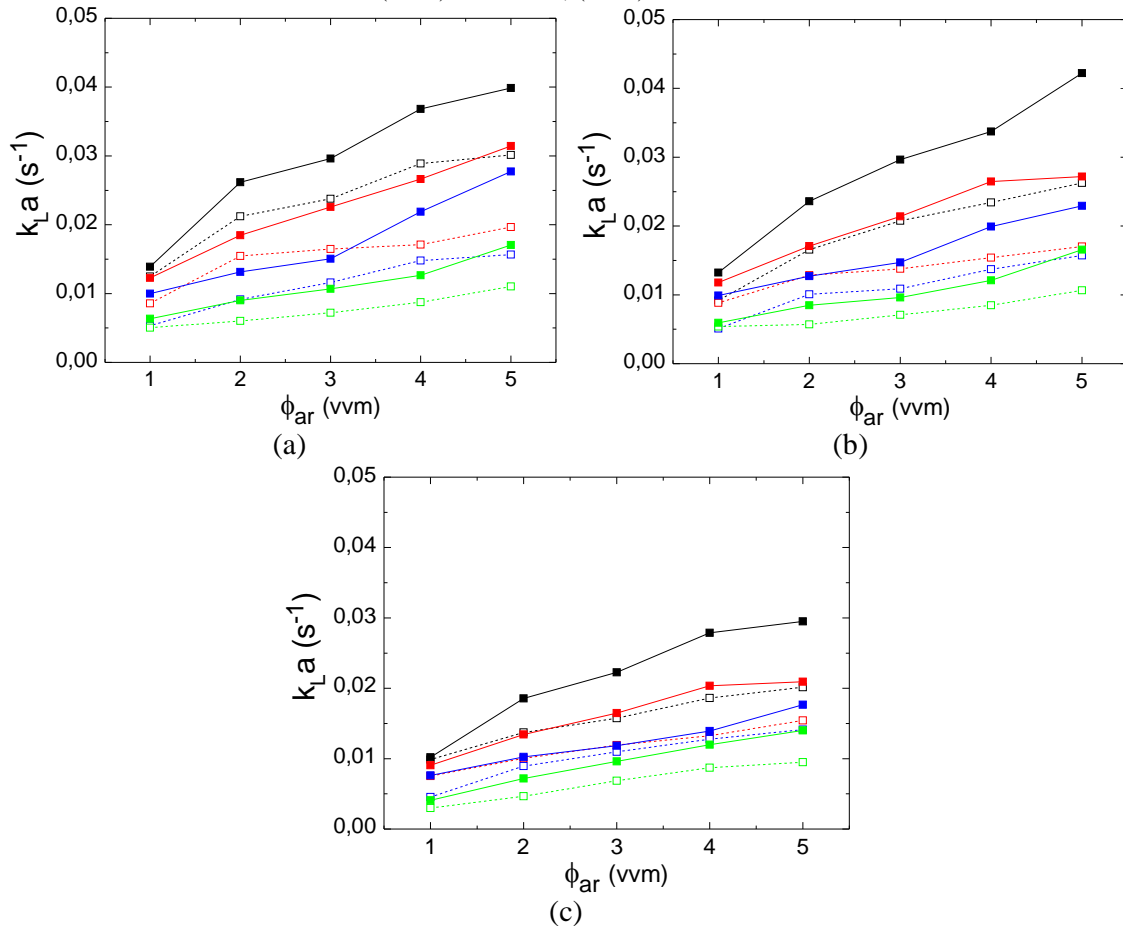


Figura 4.34 – Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ($k_L a$) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (goma-xantana, $n < 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10 L. **Legenda:** (-□-) GX15-5L, (-□-) GX20-5L, (-□-) GX25-5L, (-□-) GX30-5L, (-■-) GX15-10L, (-■-) GX20-10L, (-■-) GX25-10L, (-■-) GX30-10L.



Entretanto, comparando-se os valores de $k_L a$ de todas as soluções de CMC e GX testadas em função da viscosidade aparente obtida em cada tratamento (ver seção 4.11) conforme Figura 4.35, nota-se que em alguns pontos de menor viscosidade o $k_L a$ foi inferior. Em geral, os valores obtidos para $k_L a$ de soluções de goma-xantana são inferiores às soluções de CMC de mesma viscosidade aparente.

Tal fenômeno pode estar relacionado à retenção gasosa das soluções, as quais foram superiores para CMC em comparação à GX. Experimentalmente, observou-se maior quantidade de bolhas em soluções de CMC, observação que se projetou diretamente nos resultados de ε_g , enquanto que soluções de GX mantiveram uma baixa densidade de bolhas (Figura 4.36). Tendo-se em vista que a retenção gasosa está diretamente relacionada à área interfacial de transferência de massa, a qual, por sua vez, faz parte do produto “ $k_L a$ ”, maiores valores de ε_g podem contribuir para maiores valores de “ a ”, aumentando o $k_L a$ para soluções de CMC mesmo para soluções com μ_{ap} igual ou ligeiramente superior às soluções de GX. Os resultados relacionados

aos parâmetros k_L e “a” individualmente serão apresentados nas seções 4.9 e 4.10 subsequentes, sendo esta questão retomada posteriormente. Por fim, para que uma dada solução de CMC atingisse um valor similar de μ_{ap} de uma solução de GX, tal solução de CMC precisou estar sob ação de uma maior vazão específica de ar que a solução de GX, o que contribuiu adicionalmente para um maior ε_g e $k_L a$. A Figura 4.36 exemplifica esta observação, sendo que a solução GX15 operada sob 2 vvm ($k_L a = 0,021 \text{ s}^{-1}$) apresentou μ_{ap} similar à solução CMC15, operada na vazão de 4 vvm ($k_L a = 0,043 \text{ s}^{-1}$).

Figura 4.35 – Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ($k_L a$) em função da viscosidade aparente do líquido (μ_{ap}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos: a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10 L. **Legenda:** (·-□-·) CMC15-5L, (-□-) CMC25-5L, (-□-) CMC35-5L, (-□-) CMC45-5L, (-■-) CMC15-10L, (-■-) CMC25-10L, (-■-) CMC35-10L, (-■-) CMC45-10L, (-△-) GX15-5L, (-△-) GX20-5L, (-△-) GX25-5L, (-△-) GX30-5L, (-▲-) GX15-10L, (-▲-) GX20-10L, (-▲-) GX25-10L, (-▲-) GX30-10L.

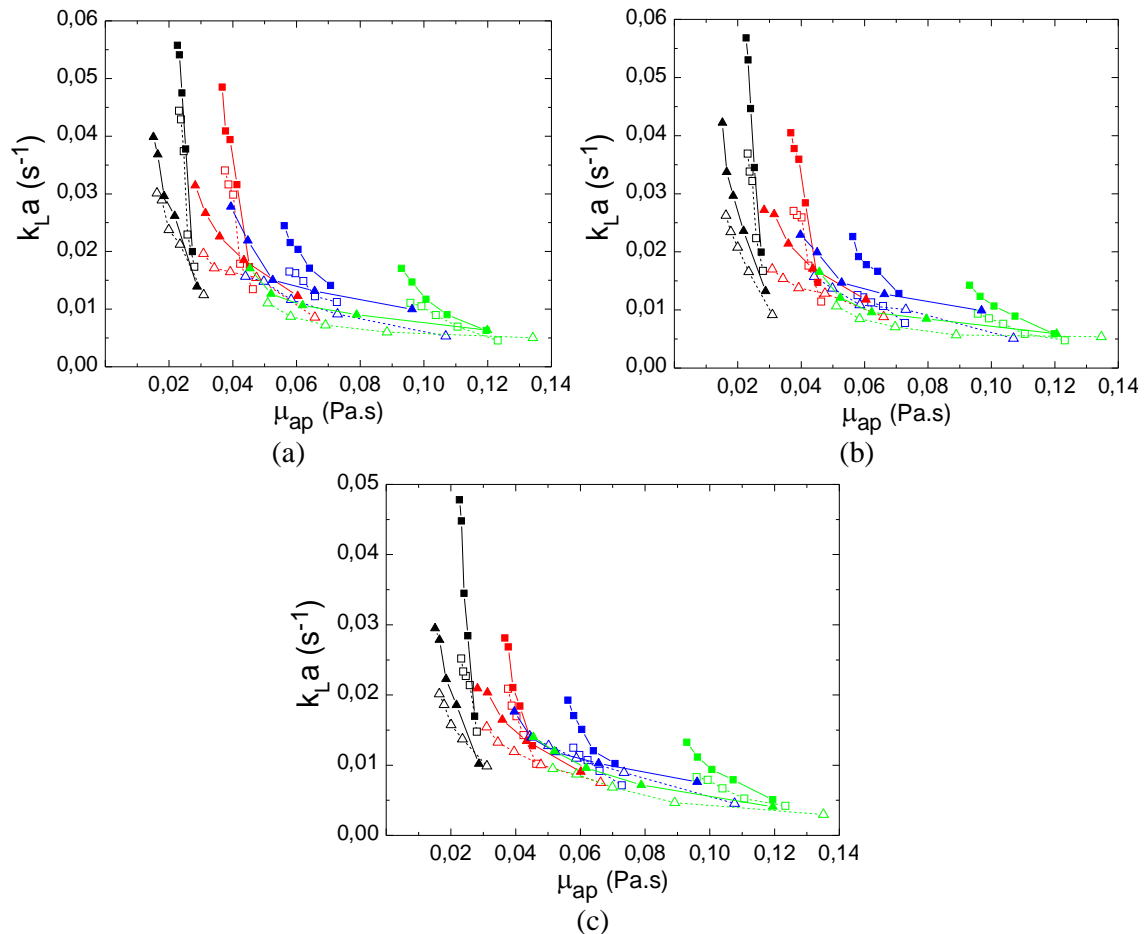
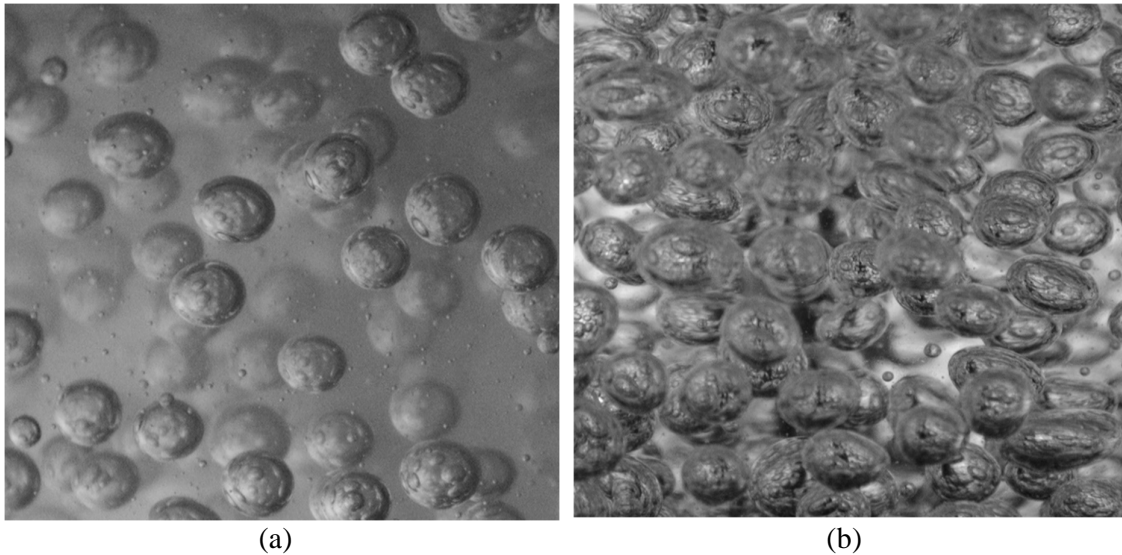


Figura 4.36 – Imagem de bolhas de ar em dois fluidos não-newtonianos com mesma viscosidade aparente ($\mu_{ap} \approx 0,0236$ Pa.s) em reator ACC de 5 L: a) solução GX15 sob aeração de 2 vvm; b) solução CMC15 sob aeração de 4 vvm.



4.7.1 Correlações para previsão do k_{La}

Devido à similaridade no comportamento dos parâmetros de ε_g e k_{La} , utilizou-se a Equação 3.18 como base para obtenção de correlações empíricas de k_{La} de fluidos newtonianos. Inicialmente, foram propostas quatro correlações utilizando-se dados de k_{La} de ambas as escalas (5 e 10 L), sendo a Equação 4.47 proposta para reatores ACC, Equação 4.48 para reatores ASC, Equação 4.49 para CB e Equação 4.50 para ambos os modelos de reatores *airlift*. Nestas equações, U_{GR} é a velocidade superficial de ar na região de subida ($m \cdot s^{-1}$) e ν_L é a viscosidade cinemática do líquido ($m^2 \cdot s^{-1}$), sendo válidas para $8,44 \cdot 10^{-7} \leq \nu_L$ ($m^2 \cdot s^{-1}$) $\leq 2,49 \cdot 10^{-5}$, $0,019 \leq U_{GR}$ ($m \cdot s^{-1}$) $\leq 0,118$ (Equação 4.47), $0,016 \leq U_{GR}$ ($m \cdot s^{-1}$) $\leq 0,099$ (Equação 4.48) e $0,007 \leq U_{GR}$ ($m \cdot s^{-1}$) $\leq 0,041$ (Equação 4.49).

$$k_{La} = \alpha \cdot U_{GR}^{\beta} \cdot \nu_L^{\delta} \quad (3.18)$$

$$k_{La} = (8,35 \cdot 10^{-6} \pm 1,61 \cdot 10^{-6}) \cdot U_{GR}^{0,675 \pm 0,029} \cdot \nu_L^{-0,753 \pm 0,022} \quad R^2=0,99 \quad (4.47)$$

$$k_{La} = (1,11 \cdot 10^{-5} \pm 5,46 \cdot 10^{-6}) \cdot U_{GR}^{0,643 \pm 0,031} \cdot \nu_L^{-0,724 \pm 0,023} \quad R^2=0,97 \quad (4.48)$$

$$k_{La} = (2,98 \cdot 10^{-5} \pm 6,75 \cdot 10^{-6}) \cdot U_{GR}^{0,695 \pm 0,062} \cdot \nu_L^{-0,702 \pm 0,042} \quad R^2=0,96 \quad (4.49)$$

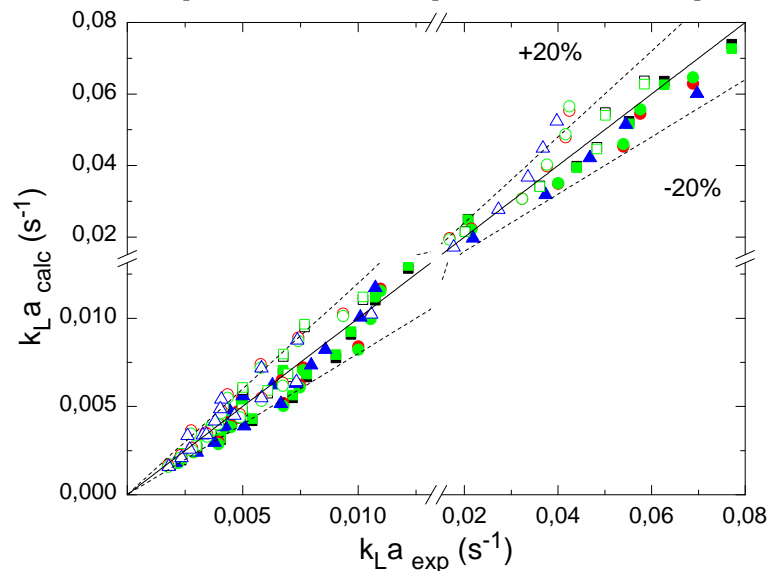
$$k_{La} = (9,69 \cdot 10^{-6} \pm 2,05 \cdot 10^{-6}) \cdot U_{GR}^{0,668 \pm 0,029} \cdot \nu_L^{-0,740 \pm 0,023} \quad R^2=0,98 \quad (4.50)$$

Diferente do ocorrido para retenção gasosa de fluidos newtonianos, o parâmetro k_{La} sofre forte influência das variações de viscosidade do fluido, inclusive de forma mais intensa que as variações de U_{GR} . Conforme esperado, o aumento de U_{GR} tem efeito positivo sobre o k_{La} , sendo observado o oposto com relação à viscosidade. Resultados semelhantes foram

obtidos por Álvarez et al. [212] em reator coluna de bolhas, os quais obtiveram expoentes de $\beta=0,67$ e $\delta=-0,75$ para a Equação 3.18 e por Cerri & Badino [215], em reator ACC, com expoentes $\beta=0,89$ e $\delta=-0,72$.

Analisando-se os valores de R^2 obtidos para as Equações 4.47 a 4.50 e a Figura 4.37, que relaciona os valores de $k_{L,a}$ experimental e calculado a partir destas correlações, nota-se que houve um ótimo ajuste das correlações propostas, as quais foram capazes de prever o comportamento de mais de 96% dos dados experimentais a partir de valores de U_{GR} e v_L , com apenas 14% dos pontos excedendo um erro de 20%.

Figura 4.37 – Comparação entre o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio experimental ($k_{L,a,exp}$) e calculado ($k_{L,a,calc}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.47), (■) ACC-10 L (Eq. 4.47), (○) ASC-5 L (Eq. 4.48), (●) ASC-10 L (Eq. 4.48), (△) CB-5 L (Eq. 4.49), (▲) CB-10 L (Eq. 4.49), (□) ACC-5 L (Eq. 4.50), (■) ACC-10 L (Eq. 4.50), (○) ASC-5 L (Eq. 4.50), (●) ASC-10 L (Eq. 4.50).



De forma análoga aos fluidos newtonianos, utilizou-se como equações base para o ajuste aos dados de fluidos não-newtonianos as Equações 3.19 e 3.20, que apresentam mesmo formato utilizado para o parâmetro ε_g . Nestas equações, K é o índice de consistência ($\text{Pa}\cdot\text{s}^n$), n é o índice de escoamento do fluido (-) e μ_{ap} é a viscosidade aparente do líquido ($\text{Pa}\cdot\text{s}$). Considerando apenas a influência de U_{GR} e dos parâmetros reológicos, as Equações 4.51 a 4.54 foram propostas para ambas as escalas de reatores ACC, ASC, CB e *airlift* (ACC e ASC), respectivamente. As correlações são válidas para fluidos com índice de consistência de $0,06 \leq K$ ($\text{Pa}\cdot\text{s}^n$) $\leq 1,39$, índice de escoamento de $0,25 \leq n \leq 0,79$ e velocidade superficial de ar de $0,019 \leq U_{GR}$ ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) $\leq 0,118$ (Equação 4.51), $0,016 \leq U_{GR}$ ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) $\leq 0,099$ (Equação 4.52) e $0,007 \leq U_{GR}$ ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$) $\leq 0,041$ (Equação 4.53).

$$k_L a = \alpha \cdot U_{GR}^{\beta} \cdot K^{\lambda} \cdot n^{\theta} \quad (3.19)$$

$$k_L a = (1,43 \cdot 10^{-2} \pm 3,12 \cdot 10^{-3}) \cdot U_{GR}^{0,606 \pm 0,043} \cdot K^{-0,875 \pm 0,055} \cdot n^{-1,367 \pm 0,140} \quad R^2=0,90 \quad (4.51)$$

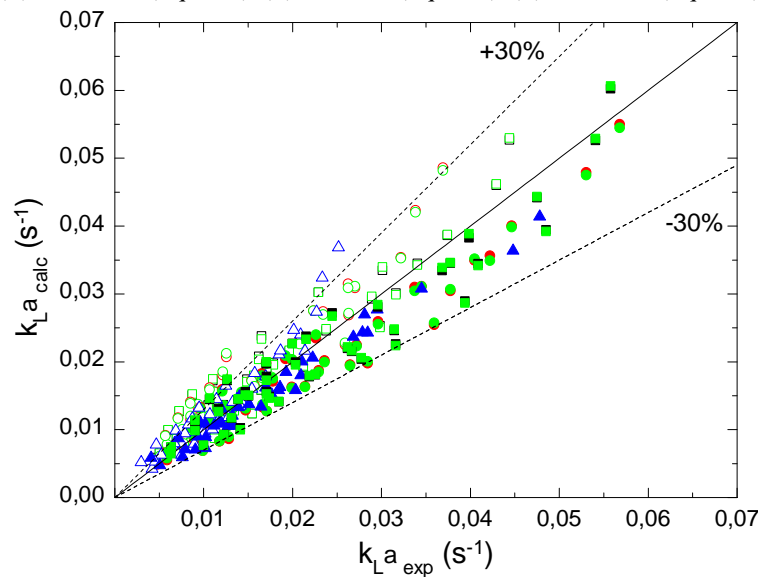
$$k_L a = (1,19 \cdot 10^{-2} \pm 3,05 \cdot 10^{-3}) \cdot U_{GR}^{0,621 \pm 0,050} \cdot K^{-0,942 \pm 0,065} \cdot n^{-1,561 \pm 0,167} \quad R^2=0,88 \quad (4.52)$$

$$k_L a = (1,58 \cdot 10^{-2} \pm 4,33 \cdot 10^{-3}) \cdot U_{GR}^{0,582 \pm 0,046} \cdot K^{-0,892 \pm 0,060} \cdot n^{-1,495 \pm 0,152} \quad R^2=0,88 \quad (4.53)$$

$$k_L a = (1,31 \cdot 10^{-2} \pm 2,75 \cdot 10^{-3}) \cdot U_{GR}^{0,612 \pm 0,032} \cdot K^{-0,904 \pm 0,042} \cdot n^{-1,453 \pm 0,106} \quad R^2=0,89 \quad (4.54)$$

Semelhante ao observado para fluidos newtonianos, o $k_L a$ de fluidos não-newtonianos é afetado de forma mais intensa pelas propriedades reológicas que pela vazão específica de ar, resultado contrário ao obtido para o parâmetro ε_g . Conforme constatado anteriormente (Figuras 4.33 e 4.34), o $k_L a$ tem relação direta com U_{GR} e inversa à K e n . Dentre as variáveis utilizadas, o índice de escoamento do líquido (n) foi aquele que mais influenciou os valores de $k_L a$ obtidos, sendo os valores nos reatores ASC os mais sensíveis às alterações das variáveis avaliadas. Em virtude da ampla faixa de validade das correlações propostas para fluidos não-newtonianos, estas apresentaram um ajuste menos preciso dos valores de $k_L a$ experimentais, sendo capazes de prever 88% do comportamento do $k_L a$ em função de U_{GR} , K e n e com poucos pontos excedendo um desvio de 30% dos valores calculados em relação aos valores experimentais (Figura 4.38).

Figura 4.38 – Comparação entre o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio experimental ($k_{L,a-exp}$) e calculado ($k_{L,a-calc}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.51), (■) ACC-10 L (Eq. 4.51), (○) ASC-5 L (Eq. 4.52), (●) ASC-10 L (Eq. 4.52), (△) CB-5 L (Eq. 4.53), (▲) CB-10 L (Eq. 4.53), (◻) ACC-5 L (Eq. 4.54), (◼) ACC-10 L (Eq. 4.54), (○) ASC-5 L (Eq. 4.54), (●) ASC-10 L (Eq. 4.54).



De forma similar aos demais parâmetros de desempenho avaliados anteriormente, foram propostas correlações para previsão do $k_L a$ com base na viscosidade aparente dos fluidos não-newtonianos. Conforme comentado anteriormente, os valores de $k_L a$ para soluções de CMC

e GX apresentaram valores distintos para mesma μ_{ap} , possivelmente em virtude de valores diferentes de diâmetro de bolha (que será abordado na seção subsequente) e ainda, devido às diferenças na densidade de bolhas obtidas em cada tipo de fluido, fatores que influenciam diretamente os valores de ε_g e de área interfacial de transferência de massa (a) e portanto, o $k_L a$. Por este motivo, houve a necessidade de separar os dados obtidos, sendo as correlações 4.55 a 4.58 ($0,023 \leq \mu_{ap}$ (Pa.s) $\leq 0,123$) ajustadas para soluções de CMC e as Equações 4.59 a 4.62 ($0,015 \leq \mu_{ap}$ (Pa.s) $\leq 0,135$) para soluções de GX. Semelhante aos casos anteriores, as correlações são válidas para escalas de 5 e 10 L de reatores ACC, ASC, CB e *airlift*, respectivamente.

$$k_L a = \alpha \cdot U_{GR}^\beta \cdot \mu_{ap}^\eta \quad (3.20)$$

$$k_L a = (6,64 \cdot 10^{-3} \pm 1,82 \cdot 10^{-3}) \cdot U_{GR}^{0,491 \pm 0,059} \cdot \mu_{ap}^{-0,854 \pm 0,061} \quad R^2=0,91 \quad (4.55)$$

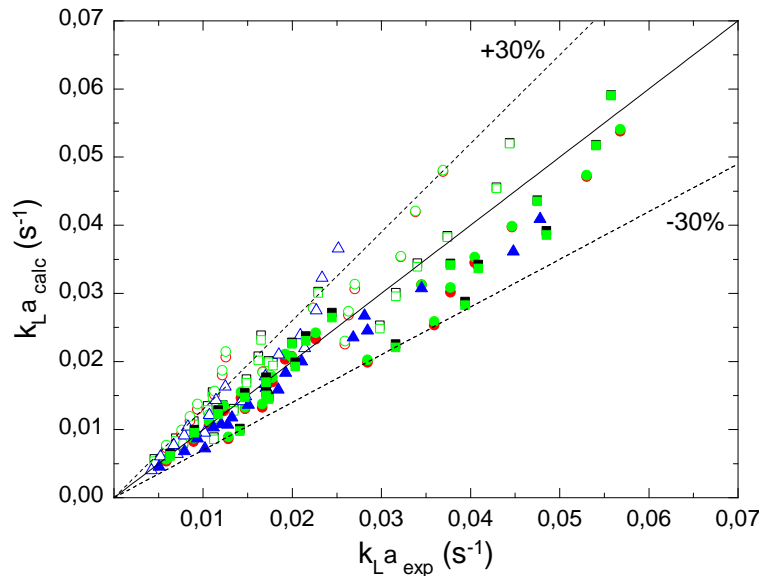
$$k_L a = (5,05 \cdot 10^{-3} \pm 1,70 \cdot 10^{-3}) \cdot U_{GR}^{0,483 \pm 0,070} \cdot \mu_{ap}^{-0,920 \pm 0,075} \quad R^2=0,89 \quad (4.56)$$

$$k_L a = (6,12 \cdot 10^{-3} \pm 2,01 \cdot 10^{-3}) \cdot U_{GR}^{0,455 \pm 0,069} \cdot \mu_{ap}^{-0,883 \pm 0,070} \quad R^2=0,88 \quad (4.57)$$

$$k_L a = (5,98 \cdot 10^{-3} \pm 1,20 \cdot 10^{-3}) \cdot U_{GR}^{0,493 \pm 0,044} \cdot \mu_{ap}^{-0,883 \pm 0,047} \quad R^2=0,90 \quad (4.58)$$

As soluções de CMC apresentaram comportamento inverso às variações de μ_{ap} , sendo a viscosidade a variável que influencia de forma mais intensa o $k_L a$, resultado que corrobora com as equações anteriores. Em comparação às correlações baseadas nos parâmetros reológicos dos fluidos, as Equações 4.55 a 4.58 apresentaram melhor ajuste aos dados experimentais, com um menor número de pontos excedendo 30% de erro (Figura 4.39).

Figura 4.39 – Comparação entre o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio experimental ($k_{L,a,exp}$) e calculado ($k_{L,a,calc}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com soluções de carboxi-metil celulose. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.55), (■) ACC-10 L (Eq. 4.55), (○) ASC-5 L (Eq. 4.56), (●) ASC-10 L (Eq. 4.56), (△) CB-5 L (Eq. 4.57), (▲) CB-10 L (Eq. 4.57), (□) ACC-5 L (Eq. 4.58), (■) ACC-10 L (Eq. 4.58), (○) ASC-5 L (Eq. 4.58), (●) ASC-10 L (Eq. 4.58).



Popović & Robinson [213], em seu estudo com soluções de CMC, obtiveram resultados semelhantes ao observado nas Equações 4.55 a 4.58 para influência da vazão específica de ar e da viscosidade aparente, sendo $\beta=0,52$ e $\eta=-0,89$ os expoentes obtidos para reator ACE. Resultados distintos foram observados na literatura [214], onde $\beta=1,2$ e $\eta=-0,1$ para fluidos não-newtonianos de $n<1$ (pseudoplásticos).

Resultados semelhantes às soluções de CMC foram obtidos para soluções de GX, as quais, conforme as Equações 4.59 a 4.62, sofrem de forma menos intensa o efeito das variações de U_{GR} e de μ_{ap} . Este resultado corrobora com o estudo de Al-Masry & Dukkan [132] em reator ACE, os quais obtiveram menores valores para os expoentes β e η em soluções de GX. Neste estudo, $\beta=0,880$ e $\eta=-0,697$ foram obtidos para soluções de CMC e $\beta=0,727$ e $\eta=-0,528$ para GX. Por fim, o melhor ajuste aos dados experimentais por parte dos valores calculados a partir destas correlações, em comparação às Equações 4.51 a 4.54, pode ser evidenciado na Figura 4.40.

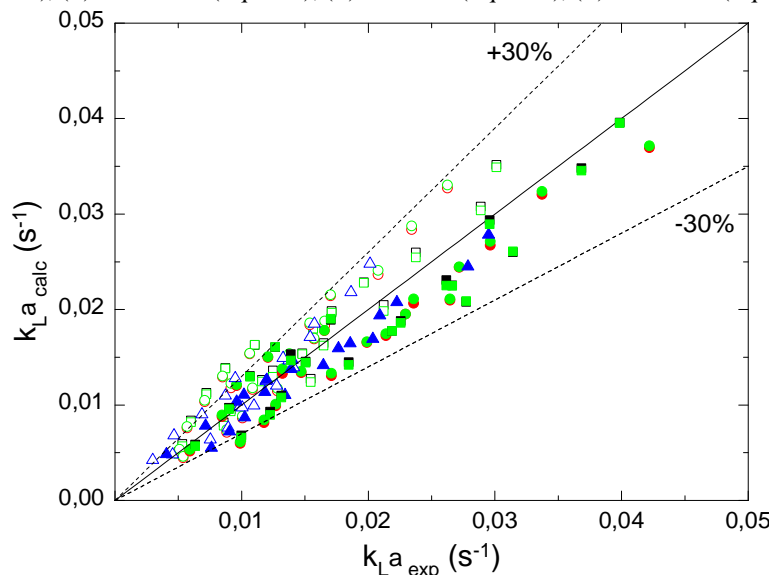
$$k_L a = (4,70 \cdot 10^{-3} \pm 1,05 \cdot 10^{-3}) \cdot U_{GR}^{0,322 \pm 0,063} \cdot \mu_{ap}^{-0,672 \pm 0,054} \quad R^2=0,89 \quad (4.59)$$

$$k_L a = (5,46 \cdot 10^{-3} \pm 2,00 \cdot 10^{-3}) \cdot U_{GR}^{0,371 \pm 0,074} \cdot \mu_{ap}^{-0,661 \pm 0,061} \quad R^2=0,87 \quad (4.60)$$

$$k_L a = (7,36 \cdot 10^{-3} \pm 2,04 \cdot 10^{-3}) \cdot U_{GR}^{0,343 \pm 0,055} \cdot \mu_{ap}^{-0,578 \pm 0,046} \quad R^2=0,90 \quad (4.61)$$

$$k_L a = (5,14 \cdot 10^{-3} \pm 1,45 \cdot 10^{-3}) \cdot U_{GR}^{0,350 \pm 0,047} \cdot \mu_{ap}^{-0,665 \pm 0,040} \quad R^2=0,88 \quad (4.62)$$

Figura 4.40 – Comparação entre o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio experimental ($k_{L,a-exp}$) e calculado ($k_{L,a-calc}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com soluções de goma-xantana. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.59), (■) ACC-10 L (Eq. 4.59), (○) ASC-5 L (Eq. 4.60), (●) ASC-10 L (Eq. 4.60), (△) CB-5 L (Eq. 4.61), (▲) CB-10 L (Eq. 4.61), (◻) ACC-5 L (Eq. 4.62), (◼) ACC-10 L (Eq. 4.62), (◊) ASC-5 L (Eq. 4.62), (◐) ASC-10 L (Eq. 4.62).



Com o intuito de melhorar a previsão dos dados experimentais obtidos, correlações

com base em números adimensionais foram igualmente propostas. Desta forma, utilizando-se o Teorema de Pi de Buckingham [261,262] para análise dimensional do k_{La} , considerando-se apenas parâmetros que variam nos sistemas, tem-se:

1) Variáveis independentes que influenciam no k_{La} :

- Geometria do reator: diâmetro do riser;
- Propriedades físicas dos fluidos: ρ_L , μ_L , D_L , σ_L ;
- Parâmetros do processo: U_{GR} ;
- Aceleração da gravidade.

2) Estrutura da matriz:

$$\begin{array}{l}
 L1: \text{Massa (kg)} \\
 L2: \text{Comprimento (m)} \\
 L3: \text{Tempo (s)}
 \end{array}
 \begin{array}{c}
 \left| \begin{array}{ccc|cccc}
 \rho_L & D_{hR} & g & k_{La} & \mu_L & D_L & \sigma_L & U_{GR} \\
 1 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 1 & 0 \\
 -3 & 1 & 1 & 0 & -1 & 2 & 0 & 1 \\
 0 & 0 & -2 & -1 & -1 & -1 & -2 & -1
 \end{array} \right| \\
 \\
 \left| \begin{array}{ccc|cccc}
 \rho_L & D_{hR} & g & k_{La} & \mu_L & D_L & \sigma_L & U_{GR} \\
 1 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 1 & 0 \\
 0 & 1 & 0 & -1/2 & 3/2 & 3/2 & 2 & 1/2 \\
 0 & 0 & 1 & 1/2 & 1/2 & 1/2 & 1 & 1/2
 \end{array} \right|
 \end{array}$$

* $L2 = 3L1 + L2 // L2 = L2 - L3$
* $L3 = L3 / -2$

* Correspondem às operações matemáticas realizadas em cada linha da matriz.

3) Formação dos grupos π :

$$\begin{array}{l}
 \pi_1 = \frac{k_{La}}{D_{hR}^{-1/2} \cdot g^{1/2}} \\
 \pi_2 = \frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_{hR}^{3/2} \cdot g^{1/2}} \\
 \pi_7 = \frac{\pi_2}{\pi_3} = \frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L} = Sc \\
 \pi_3 = \frac{D_L}{D_{hR}^{3/2} \cdot g^{1/2}} \\
 \pi_4 = \frac{\sigma_L}{\rho_L \cdot D_{hR}^2 \cdot g} = Bo^{-1} \\
 \pi_8 = \frac{\pi_1}{\pi_3} = \frac{k_{La} \cdot D_{hR}^2}{D_L} = Sh \\
 \pi_5 = \frac{U_{GR}}{D_{hR}^{1/2} \cdot g^{1/2}} = \frac{U_{GR}}{\sqrt{D_{hR} \cdot g}} = Fr \\
 \pi_6 = \pi_2^{-2} = \frac{\rho_L^2 \cdot D_{hR}^3 \cdot g}{\mu_L^2} = Ga
 \end{array}$$

Conforme a análise dimensional, o k_{La} , parâmetro característico do número de Sherwood (π_8), é função dos números adimensionais de Froude (π_5), Schmidt (π_7), Galilei (π_6) e Bond (π_4), resultado semelhante à retenção gasosa. Portanto, as correlações para previsão do k_{La} utilizando grupos adimensionais têm o formato conforme a Equação 3.28, onde U_{GR} é a velocidade superficial de ar na região de subida ($m \cdot s^{-1}$), g é a aceleração da gravidade ($m \cdot s^{-2}$), D_h é o diâmetro hidráulico da seção (m), μ_L é a viscosidade dinâmica ou aparente do líquido (Pa.s), ρ_L é a densidade do líquido ($kg \cdot m^{-3}$), D_L é o coeficiente de difusividade do oxigênio no meio líquido ($m^2 \cdot s^{-1}$), e σ_L é a tensão superficial do líquido ($kg \cdot s^{-2}$).

$$Sh = \alpha \cdot Fr^a \cdot Sc^b \cdot Bo^c \cdot Ga^d$$

$$Sh = \alpha \cdot \left(\frac{U_{GR}}{\sqrt{g \cdot D_h}} \right)^a \cdot \left(\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L} \right)^b \cdot \left(\frac{g \cdot \rho_L \cdot D_h^2}{\sigma_L} \right)^c \cdot \left(\frac{g \cdot \rho_L^2 \cdot D_h^3}{\mu_L^2} \right)^d \quad (3.28)$$

Para fluidos newtonianos, as correlações ajustadas correspondem às Equações 4.63 a 4.66, obtidas a partir de dados de ambas as escalas dos reatores ACC, ASC, CB e *airlift* (ACC e ASC), respectivamente. O número de Sherwood foi afetado na mesma ordem de grandeza pelos grupos adimensionais testados, sendo observado uma relação direta entre Sh e os demais grupos adimensionais. Os números de Bond e Schmidt apresentaram efeito sobre Sherwood de forma levemente superior aos demais adimensionais, ressaltando a importância da difusividade do oxigênio e da tensão superficial (tamanho e formato da bolha) do líquido sobre o $k_L a$. Resultados semelhantes para fluidos newtonianos em reator CB foram obtidos por Akita & Yoshida [135] com expoentes $b=0,50$ e $c=0,62$, Asgharpour et al. [122] com $b=0,50$ e $c=0,67$ e Kawase & Hashiguchi [134] (ACE e CB) com $b=0,50$ e $c=0,60$.

$$Sh = 1,37 \cdot 10^{-3} \cdot Fr^{0,583 \pm 0,04} \cdot Sc^{0,591 \pm 0,03} \cdot Bo^{0,628 \pm 0,09} \cdot Ga^{0,531 \pm 0,04} \quad R^2=0,95 \quad (4.63)$$

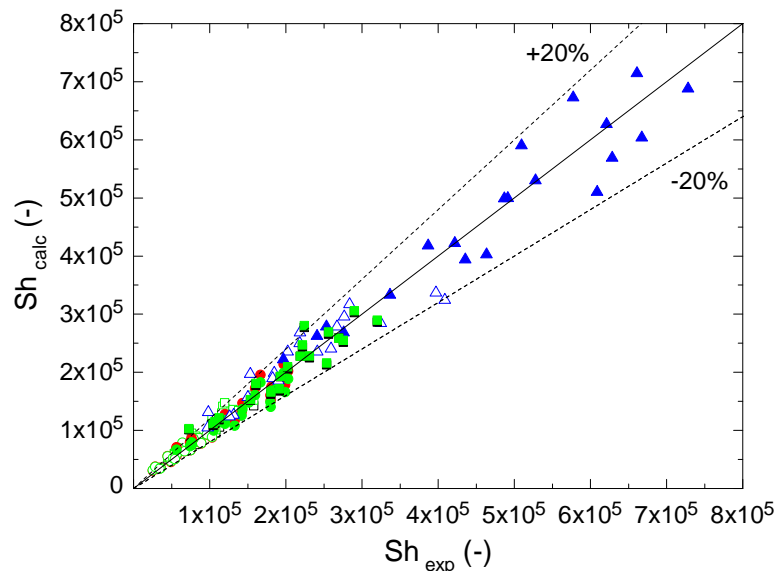
$$Sh = 3,18 \cdot 10^{-4} \cdot Fr^{0,560 \pm 0,04} \cdot Sc^{0,678 \pm 0,03} \cdot Bo^{0,548 \pm 0,04} \cdot Ga^{0,599 \pm 0,02} \quad R^2=0,96 \quad (4.64)$$

$$Sh = 1,39 \cdot 10^{-3} \cdot Fr^{0,585 \pm 0,04} \cdot Sc^{0,608 \pm 0,03} \cdot Bo^{0,635 \pm 0,04} \cdot Ga^{0,532 \pm 0,02} \quad R^2=0,95 \quad (4.65)$$

$$Sh = 2,20 \cdot 10^{-3} \cdot Fr^{0,573 \pm 0,03} \cdot Sc^{0,618 \pm 0,02} \cdot Bo^{0,484 \pm 0,03} \cdot Ga^{0,548 \pm 0,02} \quad R^2=0,95 \quad (4.66)$$

Conforme esperado, houve uma melhora no ajuste dos valores calculados a partir das Equações 4.63 a 4.66 em comparação às Equações 4.47 a 4.50, sendo que na utilização das correlações baseadas em números adimensionais apenas 5% dos pontos excederam 20% de desvio (Figura 4.41) em relação aos valores experimentais em comparação à 14% dos pontos no caso anterior.

Figura 4.41 – Comparação entre número de Sherwood experimental (Sh_{exp}) e calculado (Sh_{calc}) pelas correlações adimensionais propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.63), (■) ACC-10 L (Eq. 4.63), (○) ASC-5 L (Eq. 4.64), (●) ASC-10 L (Eq. 4.64), (△) CB-5 L (Eq. 4.65), (▲) CB-10 L (Eq. 4.65), (□) ACC-5 L (Eq. 4.66), (■) ACC-10 L (Eq. 4.66), (○) ASC-5 L (Eq. 4.66), (●) ASC-10 L (Eq. 4.66).



Para fluidos não-newtonianos foram obtidas as Equações 4.67 (reatores ACC), 4.68 (reatores ASC), 4.69 (reatores CB) e 4.70 (ambos os reatores *airlift*) utilizando dados de soluções de CMC e GX e escalas de 5 e 10 L. Entre os grupos adimensionais avaliados, o número de Froude foi aquele que influenciou de forma menos intensa o Sherwood de fluidos não-newtonianos, o qual foi fortemente influenciado pelos demais adimensionais, especialmente pelo número de Schmidt. Diferente do observado para fluidos newtonianos, Sh dos não-newtonianos apresentou uma relação inversa com o número de Bond. Consequentemente, espera-se que fluidos não-newtonianos de maior tensão superficial apresentem os maiores valores de k_{La} , fato ocorrido uma vez que as soluções de CMC avaliadas apresentam maiores valores de σ_L em comparação às soluções de GX. Ademais, os resultados obtidos com relação à influência do número de Galilei sobre Sherwood é condizente com as observações anteriores onde a viscosidade aparente dos fluidos influenciou de forma forte e inversa o k_{La} .

$$Sh = 1,4 \cdot 10^{-26} \cdot Fr^{0,372 \pm 0,04} \cdot Sc^{4,808 \pm 0,24} \cdot Bo^{-2,771 \pm 0,24} \cdot Ga^{2,850 \pm 0,13} \quad R^2=0,93 \quad (4.67)$$

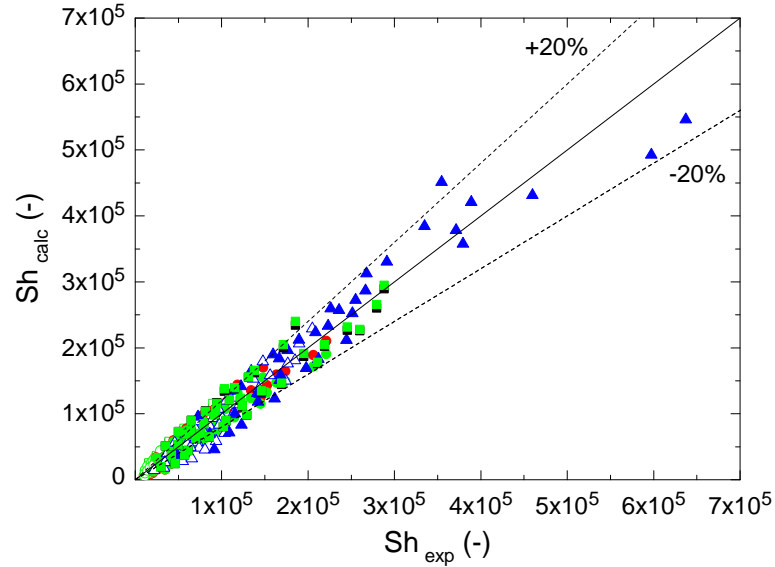
$$Sh = 2,3 \cdot 10^{-28} \cdot Fr^{0,365 \pm 0,04} \cdot Sc^{5,065 \pm 0,23} \cdot Bo^{-2,900 \pm 0,23} \cdot Ga^{3,017 \pm 0,13} \quad R^2=0,95 \quad (4.68)$$

$$Sh = 4,0 \cdot 10^{-27} \cdot Fr^{0,354 \pm 0,04} \cdot Sc^{4,769 \pm 0,23} \cdot Bo^{-2,602 \pm 0,03} \cdot Ga^{2,843 \pm 0,12} \quad R^2=0,94 \quad (4.69)$$

$$Sh = 3,0 \cdot 10^{-26} \cdot Fr^{0,365 \pm 0,03} \cdot Sc^{4,800 \pm 0,17} \cdot Bo^{-2,880 \pm 0,17} \cdot Ga^{2,856 \pm 0,09} \quad R^2=0,94 \quad (4.70)$$

Comparando os ajustes obtidos pelas equações simplificadas de k_{La} (Equações 4.51 a 4.62) e os ajustes obtidos pelas equações a partir de grupos adimensionais (Equações 4.67 a 4.70) observou-se uma considerável melhora no ajuste, com R^2 aumentando de 0,87 para 0,93 e um desvio de Sherwood calculado em comparação ao experimental inferior a 20% (Figura 4.42).

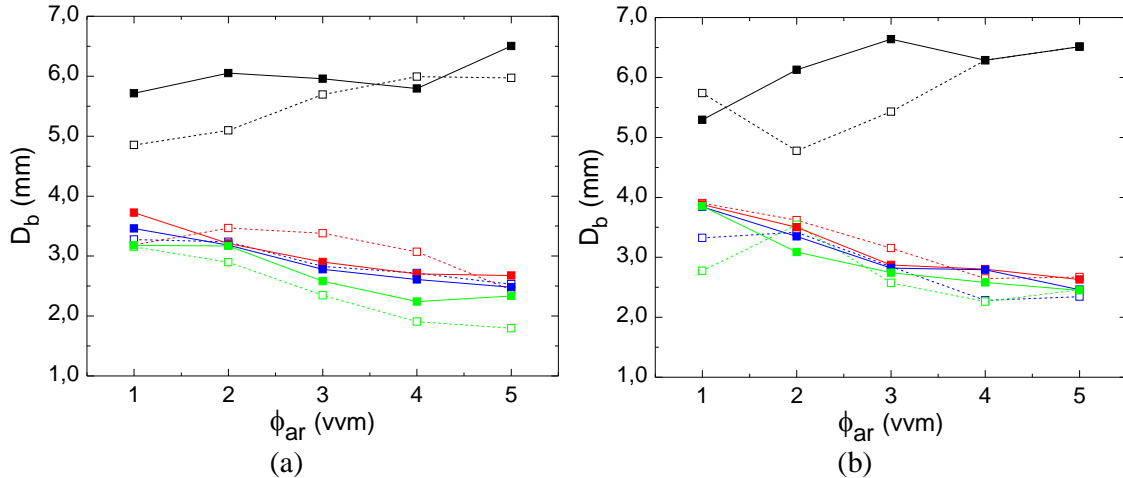
Figura 4.42 – Comparação entre número de Sherwood experimental (Sh_{exp}) e calculado (Sh_{calc}) pelas correlações adimensionais propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.67), (■) ACC-10 L (Eq. 4.67), (○) ASC-5 L (Eq. 4.68), (●) ASC-10 L (Eq. 4.68), (△) CB-5 L (Eq. 4.69), (▲) CB-10 L (Eq. 4.69), (◻) ACC-5 L (Eq. 4.70), (◼) ACC-10 L (Eq. 4.70), (○) ASC-5 L (Eq. 4.70), (●) ASC-10 L (Eq. 4.70).

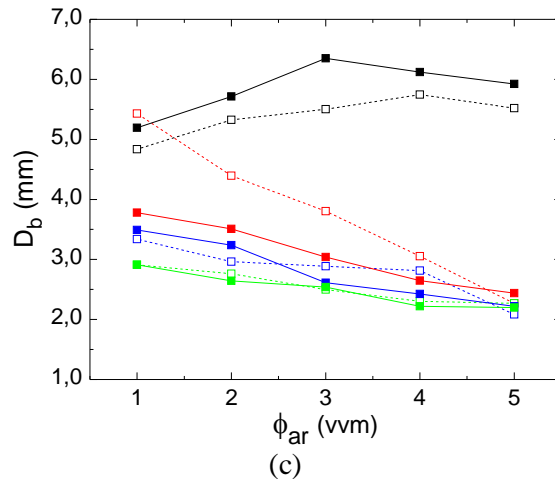


4.8 Diâmetro médio da bolha (D_b)

A Figura 4.43 apresenta os valores e o comportamento obtido para o diâmetro médio da bolha nos três modelos e duas escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos. Os valores de diâmetro médio da bolha variaram entre cerca de 4,8 e 6,6 mm para água e entre 1,8 e 5,4 mm para as soluções de glicerol.

Figura 4.43 – Diâmetro médio das bolhas (D_b) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos ($n=1$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (·-·-□-·-·) A01-5L, (·-·-□-·-·) GS10-5L, (·-·-□-·-·) GS20-5L, (·-·-□-·-·) GS30-5L, (·-·-■-·-·) A01-10L, (·-·-■-·-·) GS10-10L, (·-·-■-·-·) GS20-10L, (·-·-■-·-·) GS30-10L.





Observou-se que em ambos os reatores, o diâmetro de bolha em água apresentou principalmente um comportamento crescente com o aumento da vazão específica de ar, sendo observado o oposto para as soluções de glicerol. Com relação à viscosidade, os valores de D_b em fluidos newtonianos decresceram com o aumento desta variável, sendo os menores tamanhos de bolha obtidos para a solução mais viscosa (GS30). Considerando-se que apenas a região de separação gás-líquido foi avaliada neste estudo (demais regiões do reator não são transparentes), não é possível afirmar se houve coalescência das bolhas em água e quebra de bolhas nas soluções de glicerol, tendo em vista que não foi observado o tamanho das bolhas no momento de sua origem (base do reator).

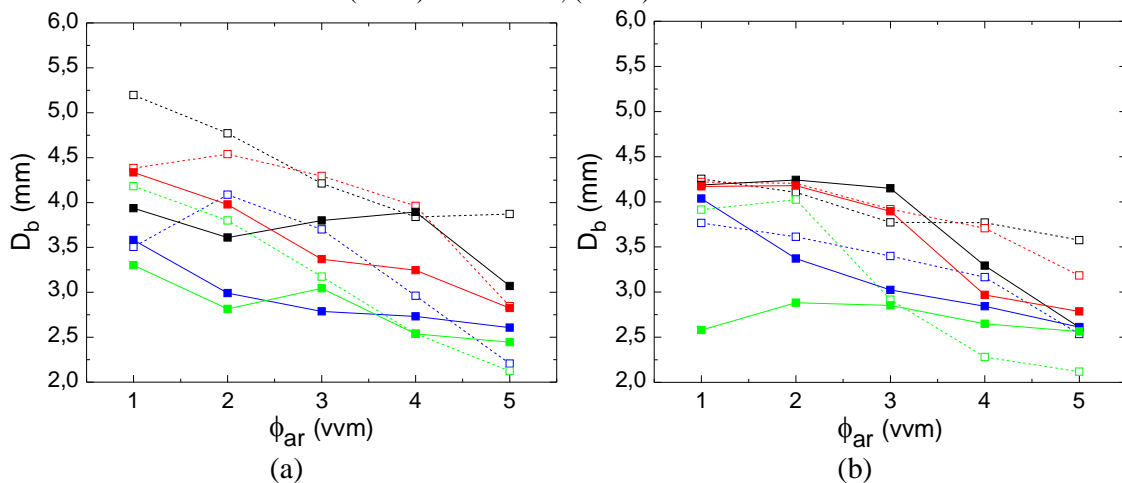
Com relação ao modelo de biorreator, os valores de D_b foram maiores em reatores *airlift*, sendo observado este comportamento em 60% dos tratamentos com reatores de 5 L e 90% em reatores de 10 L. Dentre os modelos de reatores *airlift*, D_b foi maior principalmente nos reatores ASC. Quanto à escala do equipamento, houve um comportamento distinto comparando-se a água com as soluções de glicerol, sendo que para a água, 73% dos tratamentos apresentaram maiores valores de D_b em reatores de 10 L, enquanto que para glicerol somente 44% dos pontos apresentaram este comportamento.

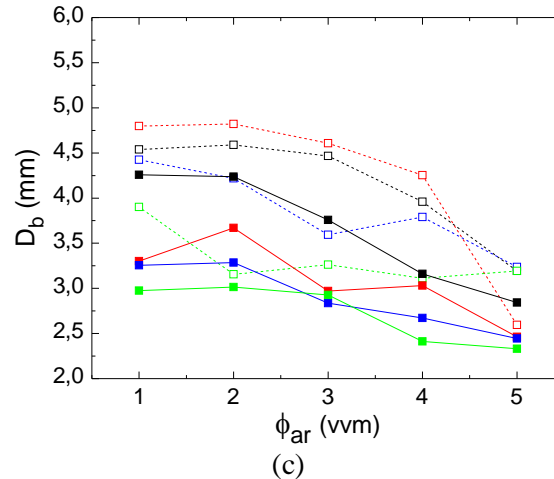
No estudo realizado por Pohorecki et al. [192], fluidos newtonianos de baixa viscosidade operados em reatores coluna de bolhas apresentaram redução de D_b com o aumento da velocidade superficial de gás (U_{GR} , aqui representada pela vazão específica de ar) e com o aumento da densidade do líquido, resultados semelhantes aos obtidos para soluções de glicerol no presente estudo. Ainda corroborando com o presente estudo, Asgharpour et al. [122] observaram, em reator CB de 6,3 L, o aumento do tamanho de bolhas de ar em água com o aumento de U_{GR} , obtendo valores de D_b entre 5 e 7 mm em velocidades de ar de até $0,005 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$. O mesmo foi observado por Deng et al. [106] em reator ACC, onde no sistema

água-ar D_b aumenta com o acréscimo de U_{GR} . Com relação ao modelo de biorreator, Yoshimoto et al. [194] obtiveram valores maiores de D_b para água em reator ACC que em reator CB, com valores variando entre 5 e 7 mm. Por fim, quanto ao tamanho do biorreator tal avaliação é praticamente inexistente na literatura, sendo um dos relatos o descrito por Akita & Yoshida [193] para reator CB de seção quadrada, onde o diâmetro da coluna apresentou influência direta sobre D_b em fluidos newtonianos de 0,58 a 21,14 cP.

Para fluidos não-newtonianos, as Figuras 4.44 (soluções de CMC) e 4.45 (soluções de GX) apresentam valores do diâmetro médio de bolha nos três modelos e duas escalas de reatores pneumáticos. Para soluções de CMC, os valores de D_b variaram entre 2,1 e 5,2 mm, enquanto que para soluções de GX, D_b variou de 2,2 a 4,7 mm. Independente do líquido utilizado, o comportamento predominante de D_b foi inverso às variações da vazão específica de ar e do índice de consistência do líquido (K). Para todas as soluções testadas, D_b apresentou valores inferiores em comparação aos obtidos em água e superiores aos obtidos em soluções de glicerol. De modo geral, observou-se a predominância da redução do tamanho da bolha com aumentos de ϕ_{ar} e de K , na maioria dos tratamentos.

Figura 4.44 – Diâmetro médio das bolhas (D_b) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (carboxi-metil celulose, $n > 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10 L. **Legenda:** (-□-) CMC15-5L, (-□-) CMC25-5L, (-□-) CMC35-5L, (-□-) CMC45-5L, (-■-) CMC15-10L, (-■-) CMC25-10L, (-■-) CMC35-10L, (-■-) CMC45-10L.

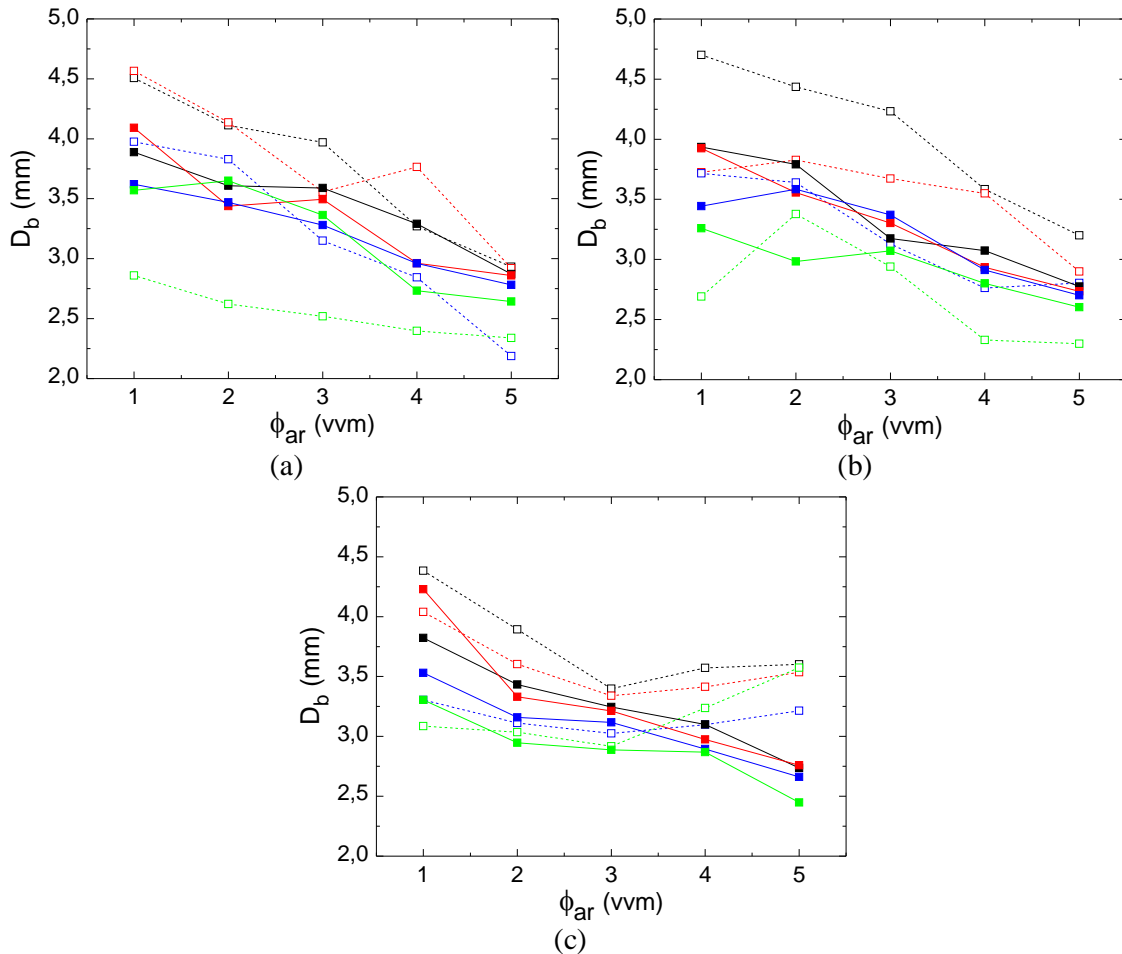




Para soluções de CMC, em 37,5% dos tratamentos observou-se maiores tamanhos de bolha em reator CB, seguido do reator ACC com 32,5%. Para soluções de GX, os maiores valores de D_b foram visualizados em reatores *airlift*, sendo que em 45% dos tratamentos D_b foi superior em reator ACC. Com relação ao tamanho do reator, as bolhas de ar em soluções de CMC apresentaram maior tamanho em reatores de 5 L (83% dos tratamentos), sendo estes valores, em média, 20% maiores que aqueles obtidos em reatores de 10 L. De forma análoga, nas soluções de GX D_b foi maior em reatores de 5 L (65% dos tratamentos), com valores em média, 13% superiores em comparação aos visualizados nos reatores de 10 L.

Similarmente ao encontrado no presente estudo, Wu et al. [189] observaram, em reator ACE, a redução de D_b em soluções de CMC com o aumento da viscosidade do líquido até μ_{ap} de 3,7 cP, sendo observado valores médios de D_b de 5 mm. Entretanto, para soluções mais viscosas ($3,7 \leq \mu_{ap}$ (cP) $\leq 51,3$), houve o aumento do diâmetro da bolha com o aumento de μ_{ap} , sendo os valores de D_b , em média, de 7,5 mm. De forma semelhante, Yoshimoto et al. [194] observaram a coalescência das bolhas com o aumento da concentração de CMC em água, observando pouca variação de D_b com a vazão específica de ar. Nestas soluções, D_b variou entre 7 e 10 mm, sendo os valores obtidos em reator CB maiores que em reator ACC. Em ambos os modelos de biorreator, o diâmetro médio da bolha foi superior ao observado para reator tipo ACE (*airlift* de circulação externa).

Figura 4.45 – Diâmetro médio das bolhas (D_b) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (goma-xantana, $n < 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10 L. **Legenda:** (-□-) GX15-5L, (-□-) GX20-5L, (-□-) GX25-5L, (-□-) GX30-5L, (-■-) GX15-10L, (-■-) GX20-10L, (-■-) GX25-10L, (-■-) GX30-10L.



Relacionado ao formato da bolha, utilizou-se o gráfico proposto por Clift, Grace e Weber [146] com base no número de Reynolds da bolha e o número de Eötvos, sendo destacado na Figura 4.46 os pontos obtidos a partir dos resultados do presente estudo. Os resultados ilustrados na Figura 4.46 corroboram com as imagens apresentadas nas Figuras 4.47 a 4.50. Conforme a Figura 4.47, bolhas de ar em água apresentaram formato distorcido. Bolhas de ar em soluções de glicerol apresentaram formato predominantemente elipsoidal, com alguns pontos tendendo a um formato esférico (Figura 4.48), resultado semelhante ao ocorrido para bolhas de ar em goma-xantana (Figura 4.50). Por fim, bolhas de ar em soluções de CMC têm formato variando entre esférico e elipsoidal (Figura 4.49). Por meio das Figuras 4.47 a 4.50 é possível, ainda, visualizar a quebra de bolhas ocorrida com o aumento da vazão específica de ar na maioria dos tratamentos (exceto para água), conforme exposto anteriormente.

Figura 4.46 – Formato das bolhas, com base no estudo de Clift, Grace e Weber [146], visualizadas nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos (A01 e GS) e não-newtonianos (CMC e GX). **Legenda:** (□) A01-ACC5L, (◻) GS-ACC5L, (◻) CMC-ACC5L, (◻) GX-ACC5L, (○) A01-ASC5L, (◊) GS-ASC5L, (◊) CMC-ASC5L, (◊) GX-ASC5L, (Δ) A01-CB5L, (Δ) GS-CB5L, (Δ) CMC-CB5L, (Δ) GX-CB5L, (■) A01-ACC10L, (■) GS-ACC10L, (■) CMC-ACC10L, (■) GX-ACC10L, (●) A01-ASC10L, (●) GS-ASC10L, (●) CMC-ASC10L, (●) GX-ASC10L, (▲) A01-CB10L, (▲) GS-CB10L, (▲) CMC-CB10L, (▲) GX-CB10L.

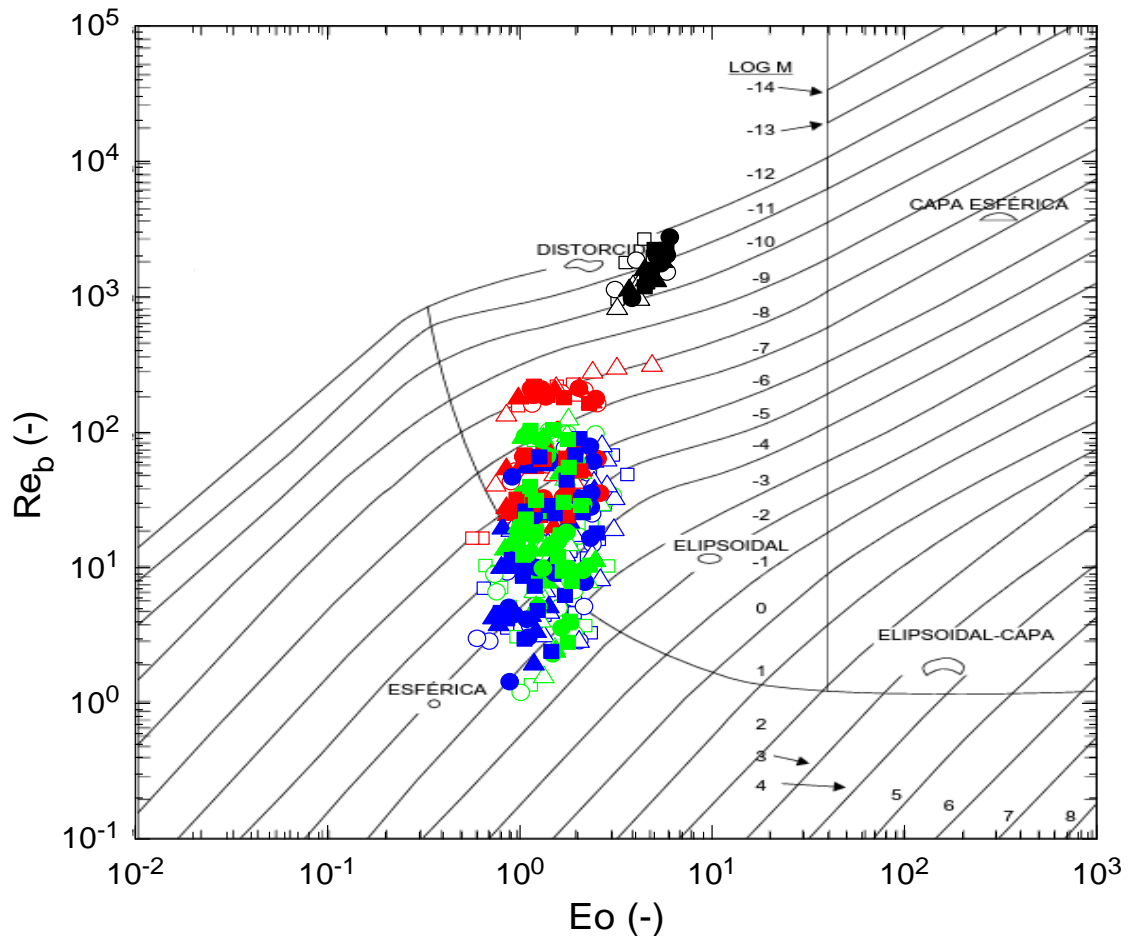


Figura 4.47 – Imagens de bolhas de ar em água no reator CB de 5 L sob diferentes condições de aeração: a) 1 vvm; b) 5 vvm.

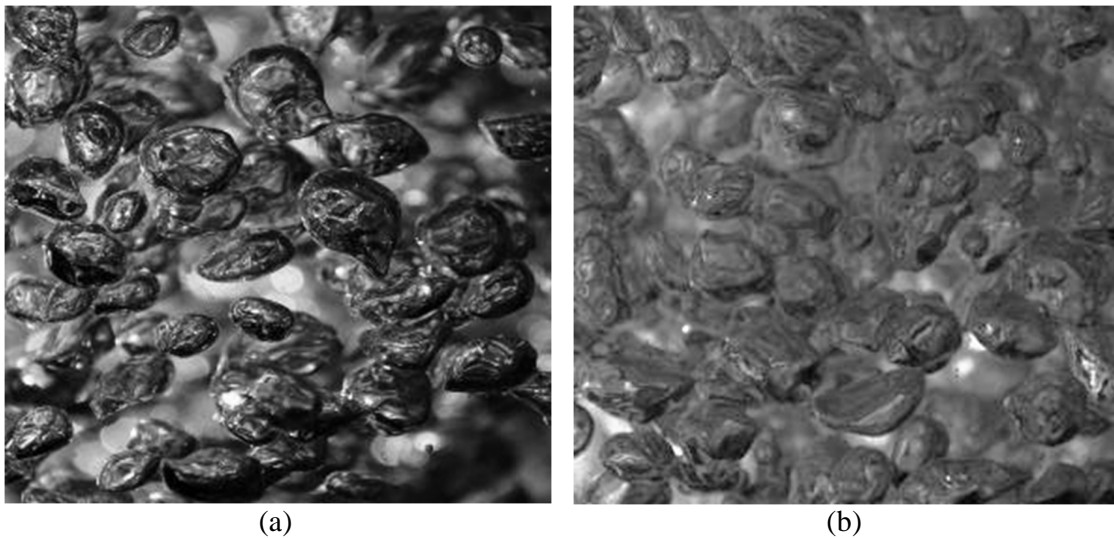


Figura 4.48 – Imagens de bolhas de ar em soluções de glicerol no reator CB de 5 L sob diferentes condições de aeração: a) GS10 a 1 vvm; b) GS10 a 5 vvm; c) GS30 a 1 vvm; d) GS30 a 5 vvm.

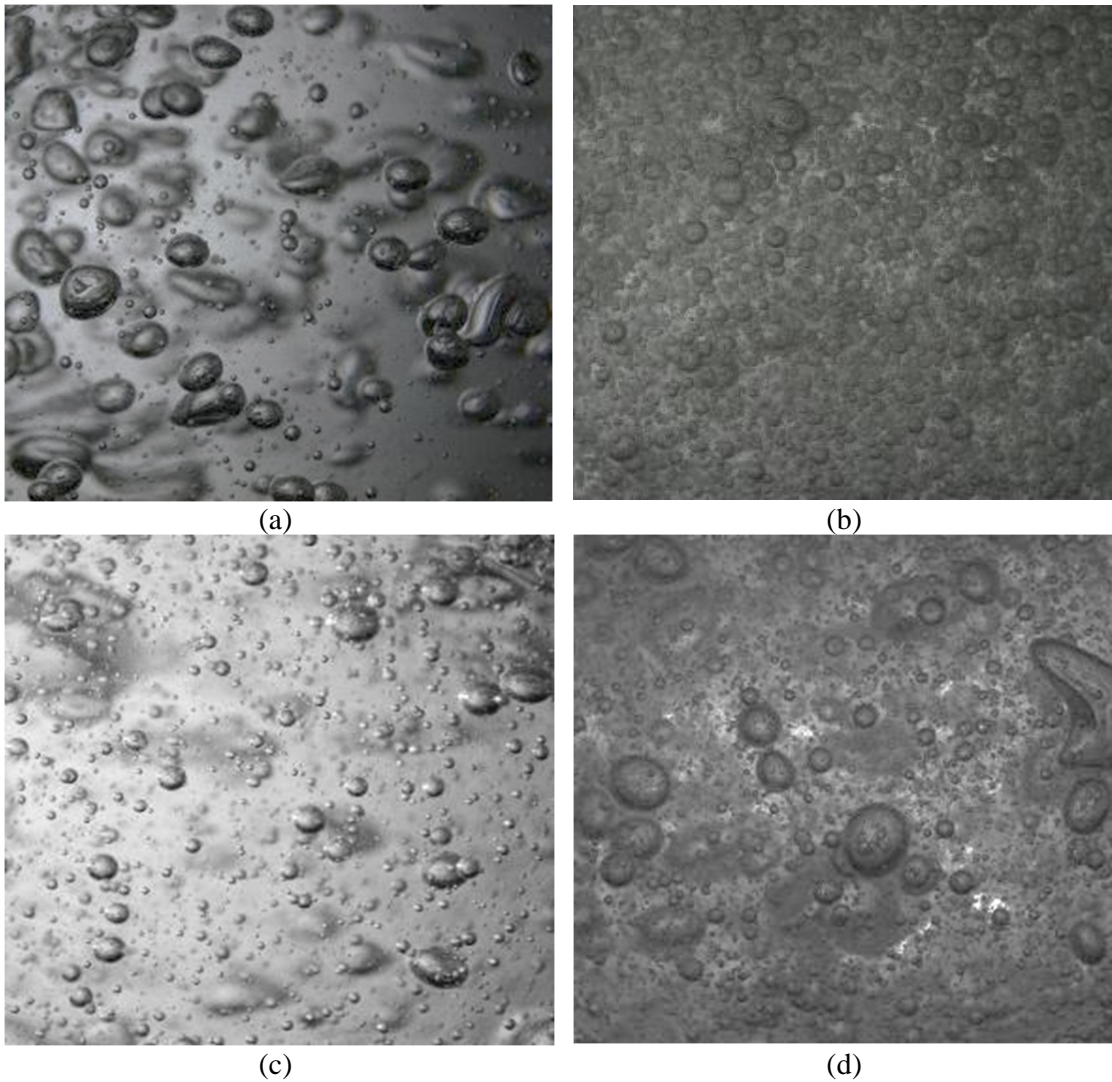
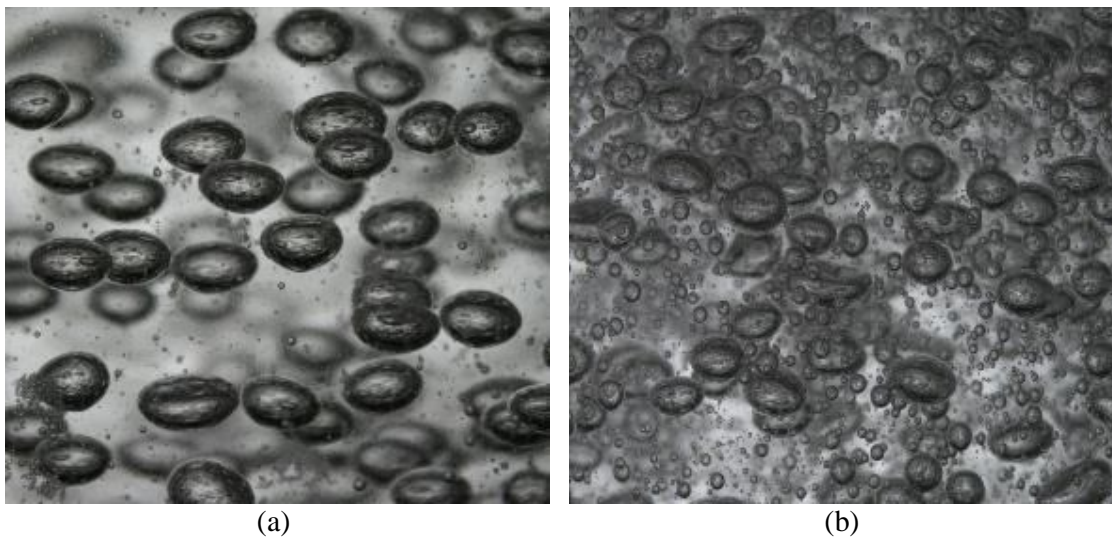
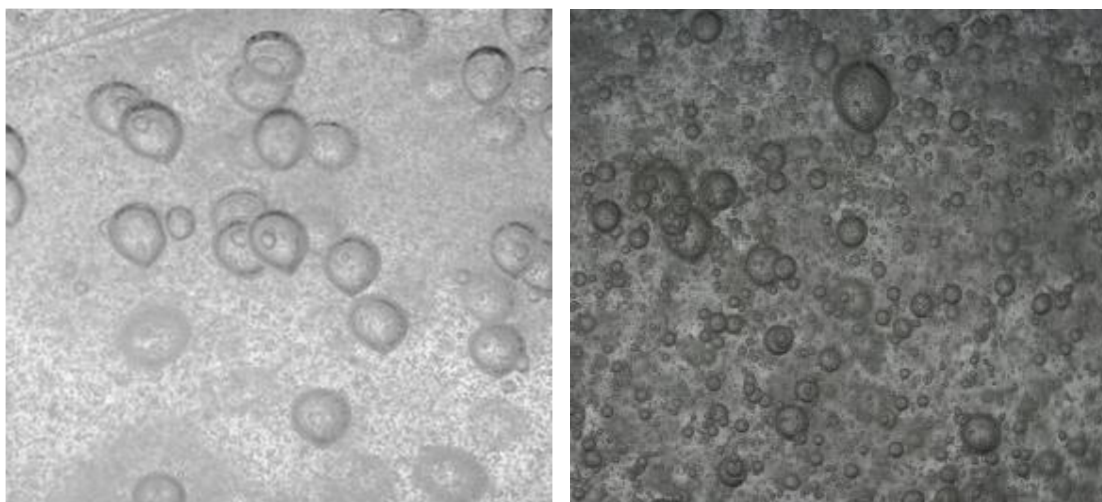


Figura 4.49 – Imagens de bolhas de ar em soluções de CMC no reator CB de 5 L sob diferentes condições de aeração: a) CMC15 a 1 vvm; b) CMC15 a 5 vvm; c) CMC45 a 1 vvm; d) CMC45 a 5 vvm.

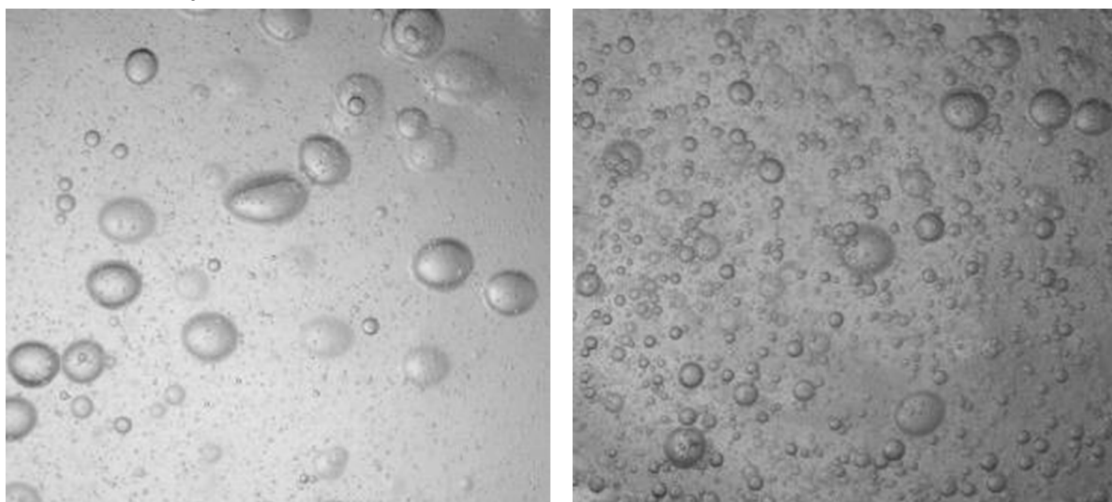




(c)

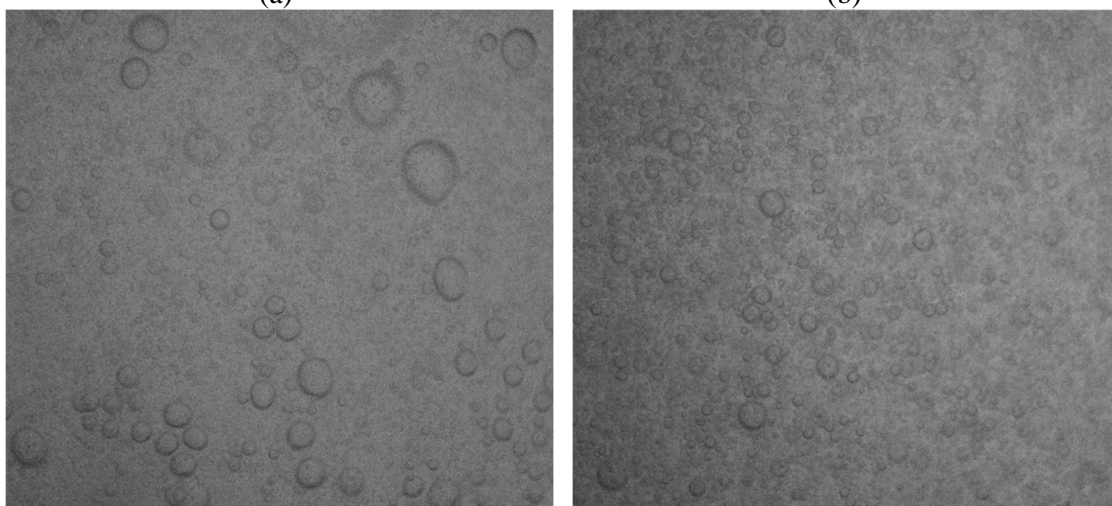
(d)

Figura 4.50 – Imagens de bolhas de ar em soluções de GX no reator CB de 5 L sob diferentes condições de aeração: a) GX15 a 1 vvm; b) GX15 a 5 vvm; c) GX30 a 1 vvm; d) GX30 a 5 vvm.



(a)

(b)



(c)

(d)

4.8.1 Correlações para previsão do diâmetro médio da bolha

Com os valores obtidos para o diâmetro médio da bolha, foram propostas correlações para previsão deste parâmetro a partir de variáveis operacionais (U_{GR}) e das propriedades físicas dos fluidos (μ_L , ρ_L e σ_L). Conforme mencionado anteriormente, para fluidos newtonianos observou-se um comportamento distinto de D_b em água e nas soluções de glicerol. Em virtude deste resultado, para fluidos newtonianos foram ajustados somente dados de soluções de glicerol, utilizando a Equação 3.23 como base para os ajustes. Desta forma, para soluções de glicerol com viscosidade de 0,010 a 0,030 Pa.s, as Equações 4.71 a 4.74 foram propostas para D_b em reatores ACC, ASC, CB e *airlift*, respectivamente, nas escalas de 5 e 10 L.

$$D_b = \alpha \cdot U_{GR}^{\beta} \cdot \mu_L^{\eta} \cdot \rho_L^{\omega} \cdot \sigma_L^{\kappa} \quad (3.23)$$

$$D_b = 6,986 \cdot 10^{-2} \cdot U_{GR}^{-0,191 \pm 0,03} \cdot \mu_L^{-0,118 \pm 0,08} \cdot \rho_L^{-0,208 \pm 0,02} \cdot \sigma_L^{1,026 \pm 0,23} \quad R^2=0,70 \quad (4.71)$$

$$D_b = 7,127 \cdot 10^{-2} \cdot U_{GR}^{-0,226 \pm 0,02} \cdot \mu_L^{-0,077 \pm 0,06} \cdot \rho_L^{-0,204 \pm 0,02} \cdot \sigma_L^{1,017 \pm 0,21} \quad R^2=0,72 \quad (4.72)$$

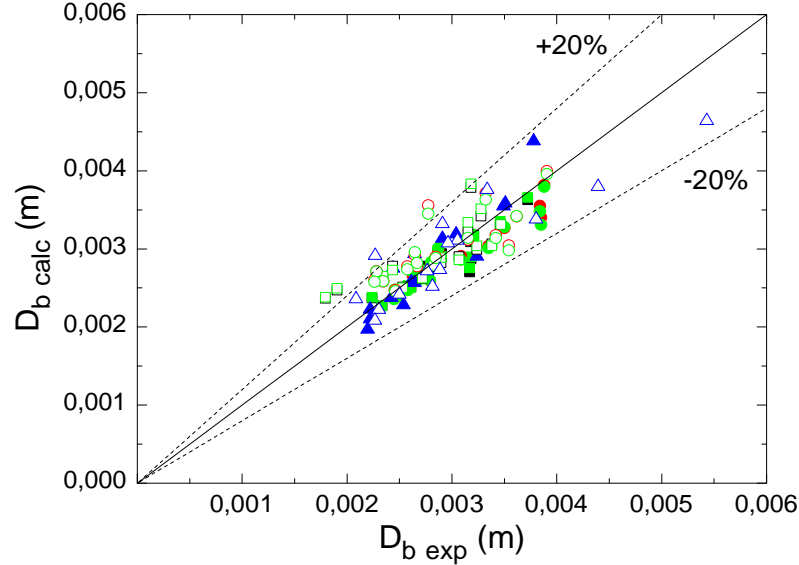
$$D_b = 9,319 \cdot 10^{-2} \cdot U_{GR}^{-0,289 \pm 0,02} \cdot \mu_L^{-0,269 \pm 0,02} \cdot \rho_L^{-0,448 \pm 0,01} \cdot \sigma_L^{0,939 \pm 0,08} \quad R^2=0,80 \quad (4.73)$$

$$D_b = 1,124 \cdot 10^{-1} \cdot U_{GR}^{-0,211 \pm 0,05} \cdot \mu_L^{-0,095 \pm 0,07} \cdot \rho_L^{-0,335 \pm 0,03} \cdot \sigma_L^{0,855 \pm 0,10} \quad R^2=0,71 \quad (4.74)$$

De acordo com as correlações propostas têm-se que entre 70 e 80% dos dados de D_b em soluções de glicerol apresentam um comportamento inverso com relação à U_{GR} (ou vazão específica de ar), à viscosidade e à densidade do líquido. Dentre as variáveis testadas, a densidade e a tensão superficial do líquido são as que afetam de forma mais intensa o diâmetro de bolha, resultado semelhante ao obtido por Wilkinson et al. [191] em reator coluna de bolhas, o qual observou que $D_b \propto U_{GR}^{-0,02} \cdot \mu_L^{0,22} \cdot \rho_L^{-0,45} \cdot \sigma_L^{0,34}$ e por Akita & Yoshida [193] em que o diâmetro de bolha de diferentes soluções newtonianas em reator CB diminuiu com o aumento do número de Bond e do número de Froude ($D_b \propto Fr^{-0,12} \cdot Bo^{-0,50} \cdot Ga^{-0,12}$), indicando uma relação direta com relação à tensão superficial e inversa à U_{GR} .

Como pode ser observado na Figura 4.51, em que se comparam os valores calculados de D_b a partir das Equações 4.71 a 4.74 com os valores obtidos experimentalmente, as correlações propostas para estimativa de D_b do ar em soluções de glicerol apresentaram bom ajuste aos dados experimentais, com desvios inferiores a 20%.

Figura 4.51 – Comparação entre o diâmetro médio da bolha experimental ($D_{b\text{-exp}}$) e calculado ($D_{b\text{-calc}}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos (soluções de glicerol, GS). **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.71), (■) ACC-10 L (Eq. 4.71), (○) ASC-5 L (Eq. 4.72), (●) ASC-10 L (Eq. 4.72), (△) CB-5 L (Eq. 4.73), (▲) CB-10 L (Eq. 4.73), (□) ACC-5 L (Eq. 4.74), (■) ACC-10 L (Eq. 4.74), (○) ASC-5 L (Eq. 4.74), (●) ASC-10 L (Eq. 4.74).



Para fluidos não-newtonianos foram propostas as Equações 4.75 a 4.78 para previsão de D_b em soluções de carboxi-metil celulose e goma-xantana nos reatores ACC, ASC, CB e *airlift* de 5 e 10 L. Tendo em vista que tais correlações são válidas para uma ampla faixa de condições operacionais, modelos e escalas de reatores e reologia de fluidos, em média 66% dos valores experimentais são explicados por meio destas equações, sendo que D_b apresentou relação direta à tensão superficial do líquido e inversa à U_{GR} , K e n , resultados semelhantes aos obtidos para soluções de glicerol. De forma análoga ao caso anterior, houve um bom ajuste dos valores obtidos a partir das correlações propostas, com poucos pontos excedendo um desvio de 20% (Figura 4.52).

$$D_b = \alpha \cdot U_{GR}^{\beta} \cdot K^{\lambda} \cdot n^{\theta} \cdot \sigma_L^{\kappa} \quad (3.24)$$

$$D_b = 2,030 \cdot 10^{-3} \cdot U_{GR}^{-0,205 \pm 0,05} \cdot K^{-0,225 \pm 0,04} \cdot n^{-0,378 \pm 0,02} \cdot \sigma_L^{0,236 \pm 0,06} \quad R^2=0,67 \quad (4.75)$$

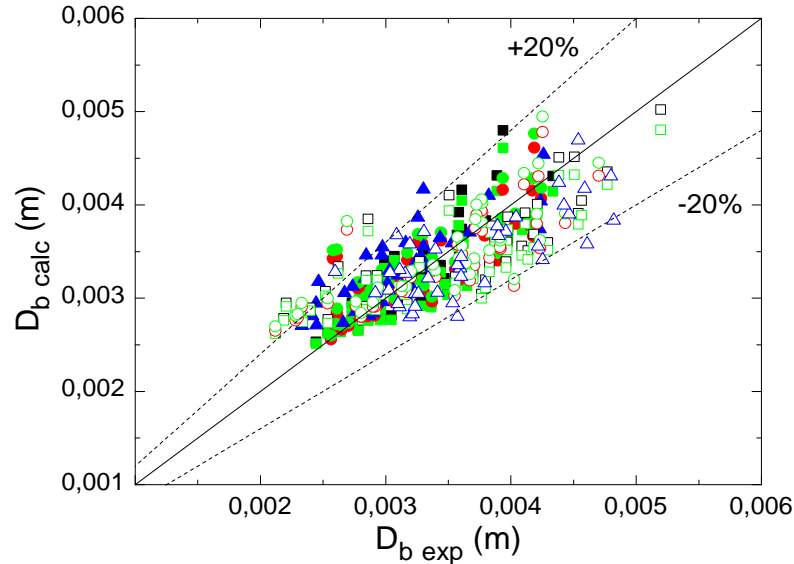
$$D_b = 3,555 \cdot 10^{-2} \cdot U_{GR}^{-0,181 \pm 0,06} \cdot K^{-0,224 \pm 0,06} \cdot n^{-0,429 \pm 0,04} \cdot \sigma_L^{1,326 \pm 0,25} \quad R^2=0,66 \quad (4.76)$$

$$D_b = 1,543 \cdot 10^{-3} \cdot U_{GR}^{-0,169 \pm 0,05} \cdot K^{-0,177 \pm 0,04} \cdot n^{-0,264 \pm 0,03} \cdot \sigma_L^{0,107 \pm 0,09} \quad R^2=0,66 \quad (4.77)$$

$$D_b = 1,255 \cdot 10^{-2} \cdot U_{GR}^{-0,188 \pm 0,09} \cdot K^{-0,226 \pm 0,07} \cdot n^{-0,412 \pm 0,02} \cdot \sigma_L^{0,927 \pm 0,11} \quad R^2=0,65 \quad (4.78)$$

Em virtude da escassez destas informações na literatura para fluidos newtonianos e não-newtonianos, em especial para fluidos não-newtonianos operados em reatores *airlift*, as correlações obtidas têm grande relevância para uma melhor compreensão da dinâmica dos fluidos nestes biorreatores, auxiliando significativamente na operação, projeto e variação de escala de reatores pneumáticos.

Figura 4.52 – Comparação entre o diâmetro médio da bolha experimental ($D_{b\text{-exp}}$) e calculado ($D_{b\text{-calc}}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.75), (■) ACC-10 L (Eq. 4.75), (○) ASC-5 L (Eq. 4.76), (●) ASC-10 L (Eq. 4.76), (△) CB-5 L (Eq. 4.77), (▲) CB-10 L (Eq. 4.77), (◻) ACC-5 L (Eq. 4.78), (◼) ACC-10 L (Eq. 4.78), (○) ASC-5 L (Eq. 4.78), (●) ASC-10 L (Eq. 4.78).

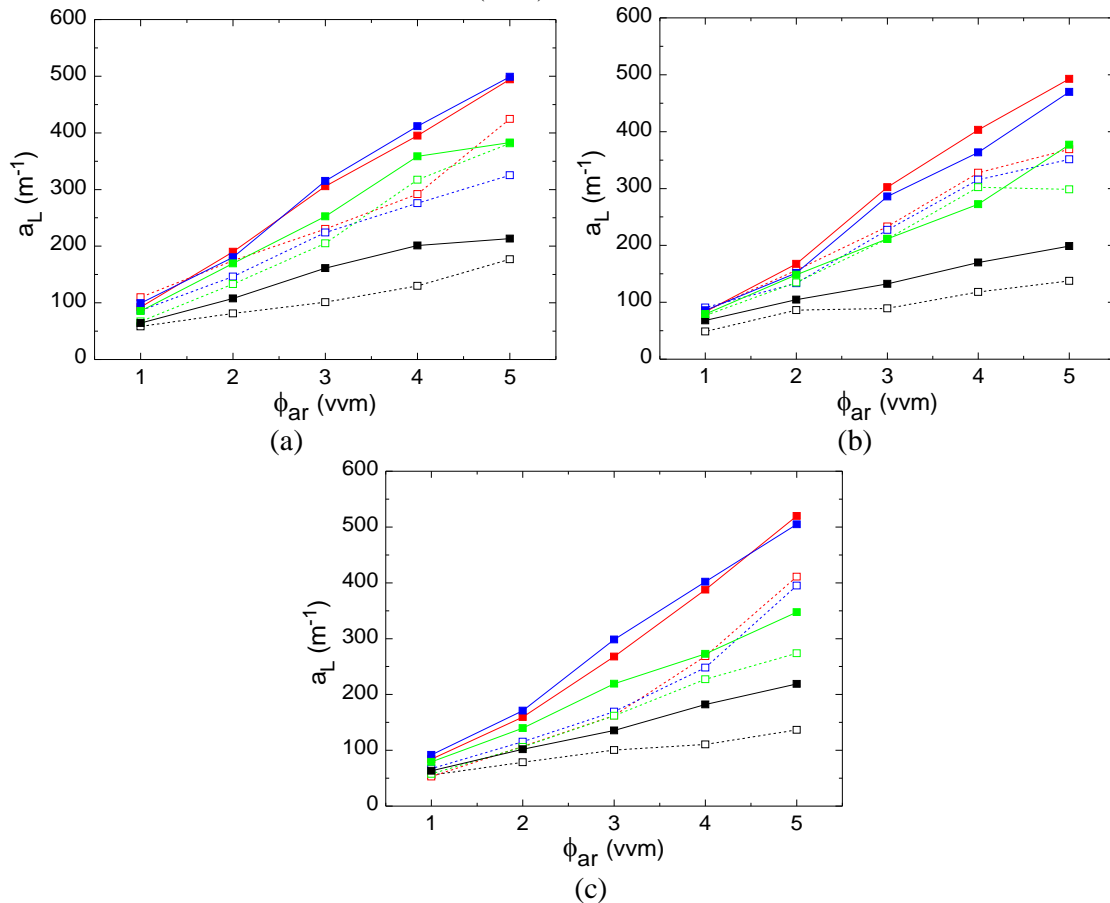


4.9 Área interfacial específica de transferência de massa no líquido (a_L)

A Figura 4.53 apresenta os valores obtidos para área interfacial específica de transferência de massa (a_L) para os três modelos e duas escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos. Independente do fluido, a_L apresentou um comportamento crescente com o aumento da vazão específica de ar, resultado que contribuiu para o aumento do $k_L a$ com o acréscimo de ϕ_{ar} . Os valores de a_L variaram entre 53 (CB-5L, GS10, 1 vvm) e 520 m^{-1} (CB-10L, GS10, 5 vvm) para soluções de glicerol e entre 49 (ASC-5L, 1 vvm) e 219 m^{-1} (CB-10L, 5 vvm) para água.

Para soluções de glicerol, apesar do aumento da viscosidade promover a redução do tamanho médio da bolha, o que contribui para o aumento de a_L , os valores de a_L foram superiores para soluções menos viscosas, ressaltando a importância da retenção gasosa sobre esta variável. Havendo pouca diferença entre o tamanho de bolha das soluções, o efeito de ϵ_g sobre a_L se sobressai, uma vez que ϵ_g foi superior para soluções de glicerol menos viscosas. Apesar de ϵ_g para água e para GS10 apresentarem valores próximos, observou-se que a_L da água foi muito inferior em virtude dos altos valores de D_b obtidos para água, em comparação ao glicerol.

Figura 4.53 – Área interfacial específica para transferência de massa (a_L) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos ($n=1$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10 L. **Legenda:** (-□-) A01-5L, (-□-) GS10-5L, (-□-) GS20-5L, (-□-) GS30-5L, (-■-) A01-10L, (-■-) GS10-10L, (-■-) GS20-10L, (-■-) GS30-10L.



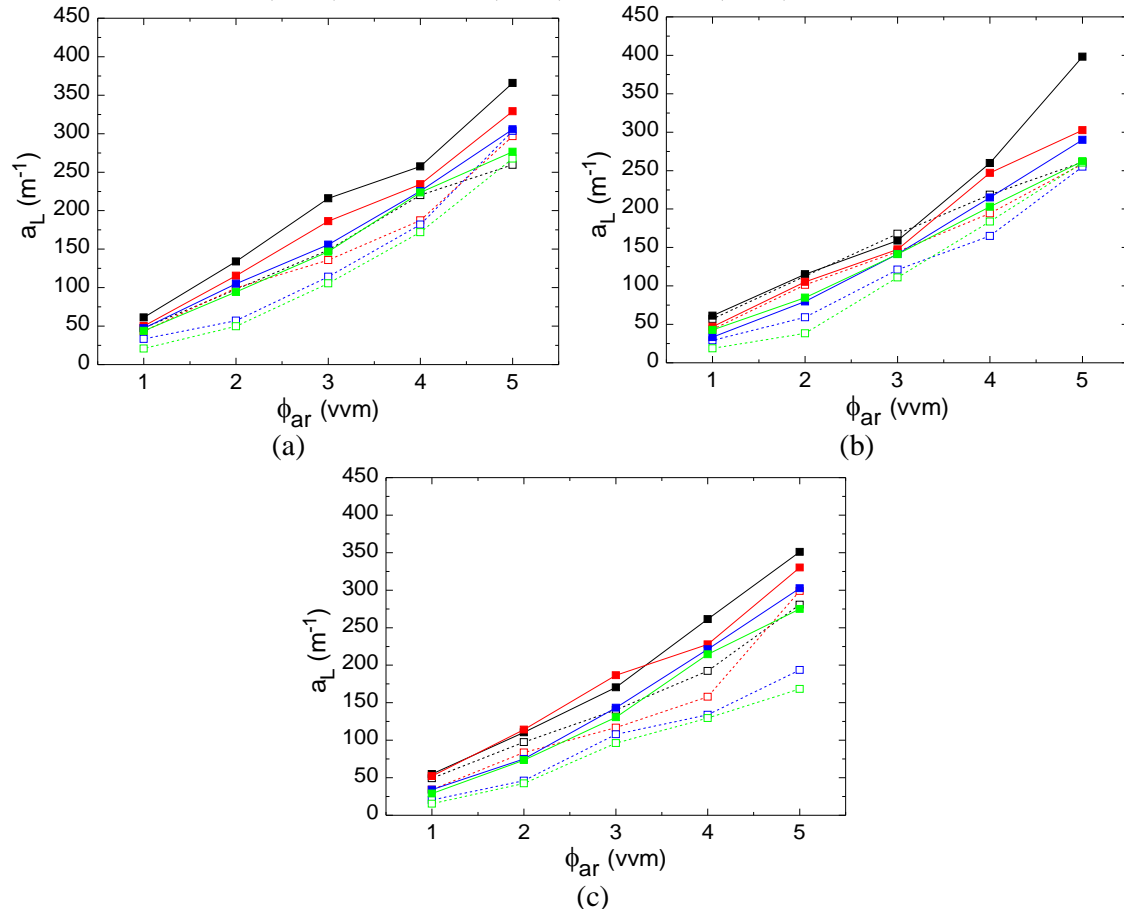
Comparando-se os modelos de biorreatores, observou-se que na maioria dos tratamentos, os maiores valores de a_L foram obtidos em reatores *airlift*, especialmente em reator ACC (62,5% dos tratamentos). Nestes pontos, os valores de a_L em ACC foram, em média, 13,7% superiores aos valores obtidos em ASC e, em média, 20% maiores que em CB. Em reator CB, a_L apresentou valores superiores aos demais somente em 10% dos tratamentos. Sob as mesmas condições (vazão específica de ar e fluido), a_L foi predominantemente superior nos reatores de 10 L, com valores, em média, 27% superiores em comparação aos reatores de 5 L nos modelos *airlift* e 42% superiores em reator CB.

No estudo realizado por Baz-Rodríguez et al. [224], em reator coluna de bolhas de 8,5 L, o aumento da velocidade superficial de ar e da concentração de eletrólitos na água promoveu o acréscimo dos valores de a_L . Para U_{GR} entre 0,0045 e 0,0197 $m.s^{-1}$, a_L utilizando água como líquido variou entre 30 e 150 m^{-1} . Resultados semelhantes foram obtidos no presente estudo, sendo que para reator CB de 5 L operado com água e U_{GR} de 0,0068 e 0,0204 $m.s^{-1}$, os valores

de a_L foram de 56 e 100 m^{-1} , respectivamente. De forma análoga, Deng et al. [106] em reator ACC, e Asgharpour et al. [122] em reator CB de 6,3 L, observaram que a_L aumenta com U_{GR} , com a_L atingindo o valor de 10 m^{-1} para U_{GR} de 0,005 $m.s^{-1}$ no trabalho de Asgharpour et al. [122].

Na maioria dos tratamentos utilizando fluidos não-newtonianos, tanto soluções de CMC quanto GX apresentaram maiores valores de a_L nas maiores vazões de ar e nos menores índices de consistência do fluido, conforme Figuras 4.54 e 4.55. Tal comportamento foi análogo ao observado para os parâmetros k_{LA} e ε_g .

Figura 4.54 – Área interfacial específica para transferência de massa (a_L) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (carboximetil celulose, $n > 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10 L.
Legenda: (·-·-·) CMC15-5L, (·-□-·) CMC25-5L, (·-□-·) CMC35-5L, (·-□-·) CMC45-5L, (—■—) CMC15-10L, (—■—) CMC25-10L, (—■—) CMC35-10L, (—■—) CMC45-10L.

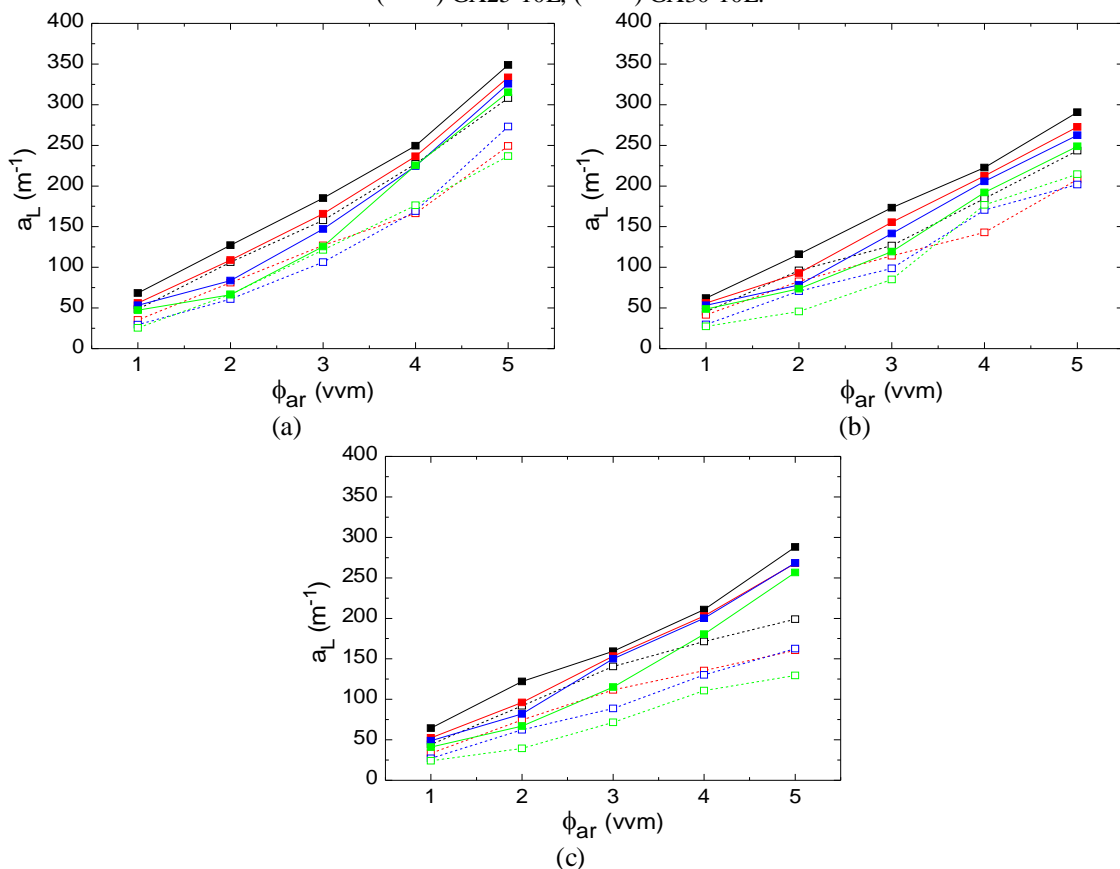


Especificamente para soluções de CMC (Figura 4.54), a_L variou de 15 (CB-5L, CMC45, 1 vvm) a 398 m^{-1} (ASC-10L, CMC15, 5 vvm). Semelhante ao ocorrido para fluidos newtonianos, os maiores valores de a_L foram observados em reatores *airlift*, onde em 52,5% dos tratamentos, a_L foi superior em reatores ACC e em 32,5% em reatores ASC. O mesmo ocorreu em termos da escala do biorreator, onde os valores de a_L em reatores *airlift* de 10 L

foram, em média, 32% maiores que em reatores de 5 L, assim como os valores de a_L em reator CB de 10 L foram, em média, 46% superiores que em CB de 5 L.

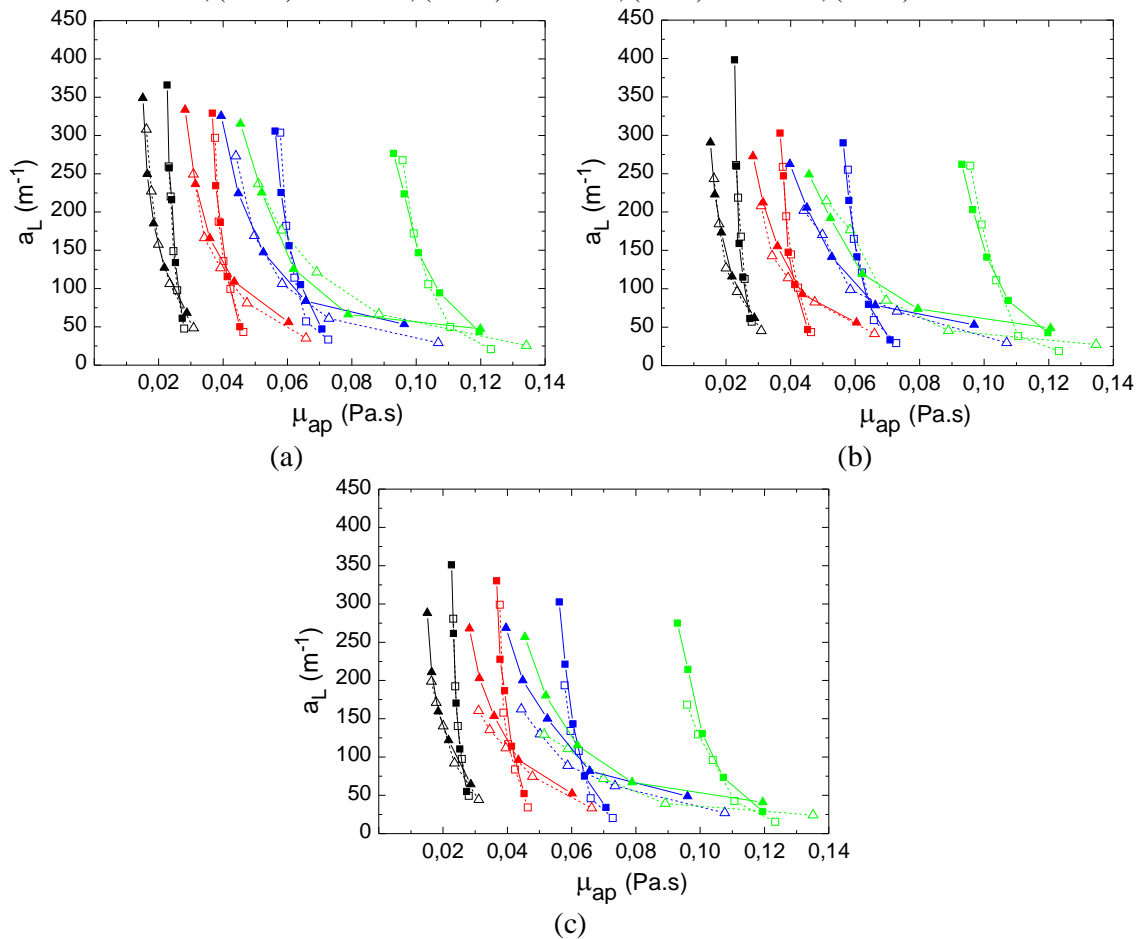
Para goma-xantana (Figura 4.55) os resultados foram semelhantes, com a_L variando entre 24 (CB-5L, GX30, 1 vvm) e 349 m^{-1} (ACC-10L, GX15, 5 vvm) e os maiores valores obtidos em reatores *airlift*, especialmente ACC (75% dos tratamentos). Nos tratamentos em que a_L apresentou valores superiores em reatores ACC, estes valores foram, em média, 16% superiores aos obtidos em reatores ASC e 24% superiores aos reatores CB. Com relação à escala do biorreator, a_L foi superior em reatores de 10 L, sendo seus valores, em média, 35% maiores que a escala de 5 L em reatores *airlift* e 53% superiores em reator CB.

Figura 4.55 – Área interfacial específica para transferência de massa (a_L) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (goma-xantana, $n < 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10 L. **Legenda:** (-□-) GX15-5L, (-□-) GX20-5L, (-□-) GX25-5L, (-□-) GX30-5L, (-■-) GX15-10L, (-■-) GX20-10L, (-■-) GX25-10L, (-■-) GX30-10L.



A Figura 4.56 apresenta a relação entre a área interfacial específica de transferência de massa e a viscosidade aparente dos fluidos não-newtonianos (soluções de CMC e GX) nos três modelos de reatores pneumáticos. Em todos os reatores observou-se um leve decréscimo de a_L com o aumento de μ_{ap} .

Figura 4.56 – Área interfacial específica de transferência de massa (a_L) em função da viscosidade aparente do líquido (μ_{ap}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos: a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10 L. **Legenda:** (-□-) CMC15-5L, (-□-) CMC25-5L, (-□-) CMC35-5L, (-□-) CMC45-5L, (-□-) CMC15-10L, (-□-) CMC25-10L, (-□-) CMC35-10L, (-□-) CMC45-10L, (-△-) GX15-5L, (-△-) GX20-5L, (-△-) GX25-5L, (-△-) GX30-5L, (-△-) GX15-10L, (-△-) GX20-10L, (-△-) GX25-10L, (-△-) GX30-10L.



Comparando-se soluções de CMC e GX que apresentaram mesma viscosidade aparente sob mesma condição de aeração, as soluções de CMC apresentaram valores superiores de área interfacial, resultado que justifica os maiores valores de $k_L a$ nestas soluções em comparação às soluções de GX. Para μ_{ap} de 0,039 Pa.s e vazão específica de ar de 3 vvm, a solução de CMC ($n=0,77$) apresentou a_L de 186, 147 e 186 m^{-1} nos reatores ACC, ASC e CB, respectivamente, enquanto que para GX ($n=0,36$), seus valores foram de 127, 114 e 112 m^{-1} . O mesmo ocorreu para μ_{ap} de 0,058 Pa.s sob vazão específica de ar de 4 vvm, onde os valores de a_L nos reatores ACC, ASC e CB foram de, 225, 215, 134 m^{-1} para CMC ($n=0,75$), e 176, 177 e 111 m^{-1} para GX ($n=0,25$), respectivamente. Desta forma, pode-se dizer que sob a mesma viscosidade aparente, o aumento do índice de escoamento do líquido (n) apresentou um efeito positivo sobre $k_L a$ e a_L .

De maneira geral, observou-se que tanto fluidos newtonianos quanto não-newtonianos

apresentaram valores de a_L proporcionais à vazão específica de ar. Estes resultados corroboram com vários estudos presentes na literatura [106,189,194,224]. Com relação à viscosidade, apenas Wu et al. [189] e Yoshimoto et al. [194] relatam o decréscimo de a_L com o aumento da viscosidade aparente de fluidos não-newtonianos, inclusive para viscosidades em que o diâmetro de bolha era inferior ao das soluções menos viscosas, resultado semelhante ao obtido no presente estudo.

Wu et al. [189] observaram em reator ACE, com soluções de CMC operado em U_{GR} de $0,038 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$, que os valores de a_L variaram de 22 a 47 m^{-1} para μ_{ap} entre 1 e 51 cP. No presente estudo, para reatores *airlift* de 5 L, solução de CMC com μ_{ap} de 54 cP e U_{GR} semelhante ($0,038 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ em ACC e $0,032 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ em ASC), os valores de a_L são de, aproximadamente, 78 m^{-1} para ACC e 80 m^{-1} para ASC, em comparação a 22 m^{-1} obtido por Wu et al. [189], ressaltando a ótima capacidade de transferência de oxigênio por parte dos reatores avaliados no presente estudo em termos de a_L .

Maiores valores de a_L em reatores *airlift* de circulação interna em comparação aos de circulação externa (ACE) também foram relatados por Yoshimoto et al. [194]. Em seu estudo, utilizando soluções de CMC em reatores CB, ACC e ACE, apesar dos valores de diâmetro de bolha serem menores em reator ACE (o que contribui para o aumento de a_L), os valores finais de a_L obtidos neste modelo de biorreator foram menores em comparação demais reatores. Comparando-se os reatores CB e ACC, o último apresentou valores levemente superiores para os parâmetros ε_g e a_L , de forma análoga ao presente estudo. Para água, a_L apresentou valores de, aproximadamente, 350 m^{-1} para CB e 400 m^{-1} para ACC. Para solução de CMC de 0,8%, os autores obtiveram valores de 160 m^{-1} e 170 m^{-1} em reatores CB e ACC, respectivamente.

4.9.1 Correlações para previsão da área interfacial específica de transferência de massa

Para a área interfacial específica de transferência de massa no líquido (a_L) foram propostas para fluidos newtonianos as Equações 4.79 a 4.84. Semelhante ao caso anterior (D_b), os valores de a_L para água comportaram-se de forma distinta das soluções de glicerol em termos de viscosidade e, portanto, foram ajustadas separadamente. As Equações 4.79 e 4.80 foram ajustadas para água com base na Equação 3.25 e são válidas para reatores *airlift* (Equação 4.79) e reatores CB (Equação 4.80) de 5 e 10 L. Já as Equações 4.81 a 4.84, adequadas para glicerol, foram propostas para reatores ACC, ASC, CB e *airlift*, respectivamente.

$$a_L = \alpha \cdot U_{GR}^{\beta} \quad (3.25)$$

$$a_L = (1111,0 \pm 179) \cdot U_{GR}^{0,771 \pm 0,06} \quad R^2=0,92 \quad (4.79)$$

$$a_L = (2593,5 \pm 996) \cdot U_{GR}^{0,812 \pm 0,11} \quad R^2=0,88 \quad (4.80)$$

$$a_L = \alpha \cdot U_{GR}^{\beta} \cdot \nu_L^{\delta} \quad (3.18)$$

$$a_L = (998,7 \pm 60) \cdot U_{GR}^{0,987 \pm 0,046} \cdot \nu_L^{-0,122 \pm 0,036} \quad R^2=0,97 \quad (4.81)$$

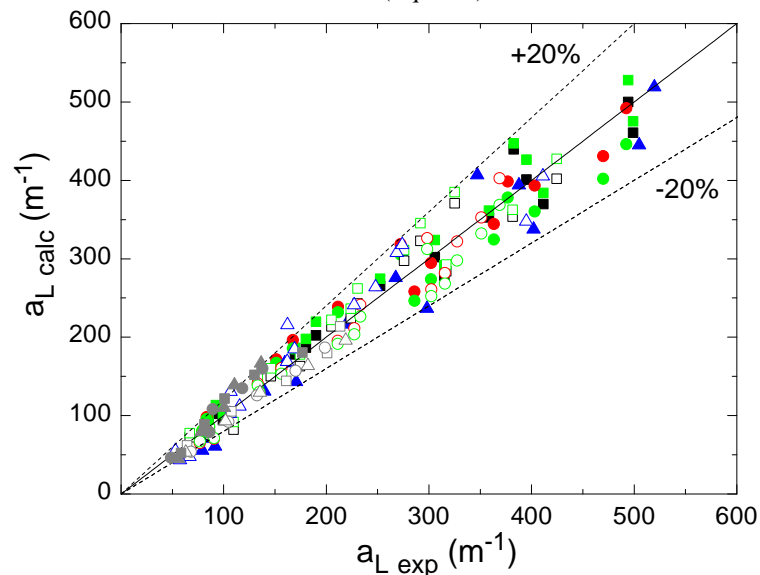
$$a_L = (659,9 \pm 88) \cdot U_{GR}^{0,957 \pm 0,037} \cdot \nu_L^{-0,157 \pm 0,030} \quad R^2=0,95 \quad (4.82)$$

$$a_L = (1812,7 \pm 118) \cdot U_{GR}^{1,237 \pm 0,080} \cdot \nu_L^{-0,230 \pm 0,050} \quad R^2=0,94 \quad (4.83)$$

$$a_L = (491,4 \pm 23) \cdot U_{GR}^{1,004 \pm 0,046} \cdot \nu_L^{-0,199 \pm 0,035} \quad R^2=0,97 \quad (4.84)$$

Para soluções de glicerol, a_L foi principalmente afetada pela variação de U_{GR} , sendo seu efeito mais intenso nestas soluções (Equações 4.81 a 4.84) em comparação com a água (Equações 4.79 e 4.80). Conforme observado graficamente, a influência da vazão específica de ar sobre a_L é direta, sendo observado o oposto em relação à viscosidade cinemática do líquido. Dentre os modelos de reatores, a_L nos reatores CB sofreram de forma mais intensa a variação das variáveis testadas. O comportamento geral de a_L em virtude das variações de U_{GR} e ν_L foi bem explicado pelas correlações propostas em mais de 88% dos pontos. Obteve-se um ótimo ajuste dos dados calculados pelas correlações propostas para fluidos newtonianos com os valores experimentais de a_L , como pode ser visualizado na Figura 4.57, onde poucos pontos excedem um desvio de 20% entre os valores calculados e experimentais.

Figura 4.57 – Comparação entre a área interfacial específica de transferência de massa experimental (a_{L-exp}) e calculada (a_{L-calc}) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos. **Legenda:** (□) A01 em ACC-5 L (Eq. 4.79), (■) A01 em ACC-10 L (Eq. 4.79), (○) A01 em ASC-5 L (Eq. 4.79), (●) A01 em ASC-10 L (Eq. 4.79), (△) A01 em CB-5 L (Eq. 4.80), (▲) A01 em CB-10 L (Eq. 4.80), (□) GS em ACC-5 L (Eq. 4.81), (■) GS em ACC-10 L (Eq. 4.81), (○) GS em ASC-5 L (Eq. 4.82), (●) GS em ASC-10 L (Eq. 4.82), (△) GS em CB-5 L (Eq. 4.83), (▲) GS em CB-10 L (Eq. 4.83), (□) GS em ACC-5 L (Eq. 4.84), (■) GS em ACC-10 L (Eq. 4.84), (○) GS em ASC-5 L (Eq. 4.84), (●) GS em ASC-10 L (Eq. 4.84).



Semelhante à maior parte dos parâmetros avaliados no presente estudo, a Equação 3.19 foi utilizada como base para o ajuste dos dados de a_L em função de U_{GR} e das propriedades reológicas (K e n) de soluções de CMC e GX. Todas as correlações propostas (Equações 4.85 a 4.88) são válidas para uma ampla faixa de fluidos não-newtonianos ($0,06 \leq K \text{ (Pa.s}^n) \leq 1,39$, $0,25 \leq n \leq 0,79$), operados em reatores ACC, ASC, CB e *airlift*, respectivamente de 5 e 10 L.

$$a_L = \alpha \cdot U_{GR}^\beta \cdot K^\lambda \cdot n^\theta \quad (3.19)$$

$$a_L = (3002,6 \pm 357) \cdot U_{GR}^{1,240 \pm 0,036} \cdot K^{-0,180 \pm 0,028} \cdot n^{-0,318 \pm 0,066} \quad R^2 = 0,97 \quad (4.85)$$

$$a_L = (3198,0 \pm 366) \cdot U_{GR}^{1,203 \pm 0,034} \cdot K^{-0,193 \pm 0,026} \cdot n^{-0,224 \pm 0,060} \quad R^2 = 0,97 \quad (4.86)$$

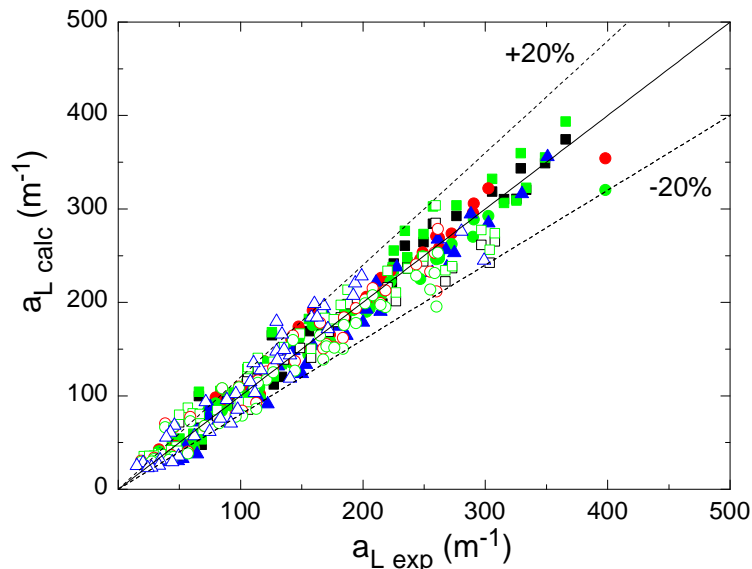
$$a_L = (10093 \pm 1869) \cdot U_{GR}^{1,278 \pm 0,046} \cdot K^{-0,239 \pm 0,033} \cdot n^{-0,265 \pm 0,079} \quad R^2 = 0,95 \quad (4.87)$$

$$a_L = (2736,5 \pm 258) \cdot U_{GR}^{1,177 \pm 0,028} \cdot K^{-0,186 \pm 0,023} \cdot n^{-0,279 \pm 0,053} \quad R^2 = 0,95 \quad (4.88)$$

De acordo com as Equações 4.85 a 4.88, a_L em fluidos não-newtonianos foi fortemente afetada pela vazão específica de ar (representada por U_{GR}), apresentando uma relação direta com esta variável. Ambos os parâmetros reológicos tiveram efeito inverso sobre a_L , semelhante à viscosidade cinemática sobre o a_L em soluções de glicerol. Comparando-se os resultados obtidos para a_L e k_{LA} , os efeitos das variáveis testadas apresentaram comportamento análogo, indicando forte influência de a_L sobre o comportamento do k_{LA} .

As correlações propostas foram capazes de explicar o comportamento de 95% dos pontos de a_L em função de U_{GR} , K e n . Ademais, apresentaram ótimo ajuste aos dados experimentais, com poucos pontos excedendo um desvio de 20% (Figura 4.58).

Figura 4.58 – Comparação entre a área interfacial específica de transferência de massa experimental ($a_{L\text{-exp}}$) e calculada ($a_{L\text{-calc}}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.85), (■) ACC-10 L (Eq. 4.85), (○) ASC-5 L (Eq. 4.86), (●) ASC-10 L (Eq. 4.86), (△) CB-5 L (Eq. 4.87), (▲) CB-10 L (Eq. 4.87), (◻) ACC-5 L (Eq. 4.88), (◼) ACC-10 L (Eq. 4.88), (○) ASC-5 L (Eq. 4.88), (●) ASC-10 L (Eq. 4.88).



Resultados semelhantes ao presente estudo foram obtidos por Yoshimoto et al. [194], para reator ACE, CB e ACC, no qual a_L apresentou relação direta à ε_g e inversa à viscosidade aparente de soluções de CMC com adição de Na_2SO_3 . Para água, Pohorecki et al. [99] obtiveram uma correlação semelhante à Equação 4.80 para reator CB, utilizando N_2 como gás, sendo $a_d \propto U_{GR}^{0,63}$, onde a_d é a área interfacial específica em termos do volume da dispersão. Por fim, Akita & Yoshida [193] observaram, para reator CB operado com soluções newtonianas de 0,58 a 21,14 cP, que a_d apresentou comportamento inverso ao diâmetro da coluna e à viscosidade do líquido e direto em relação à ε_g . Tendo em vista que é praticamente inexistente na literatura correlações para previsão de a_L em fluidos newtonianos e não-newtonianos em reatores pneumáticos, especialmente em reatores *airlift split-cylinder*, alguns dos resultados obtidos são inéditos e de grande importância para a melhor compreensão e utilização de reatores pneumáticos.

4.10 Coeficiente convectivo de transferência de massa na fase líquida (k_L)

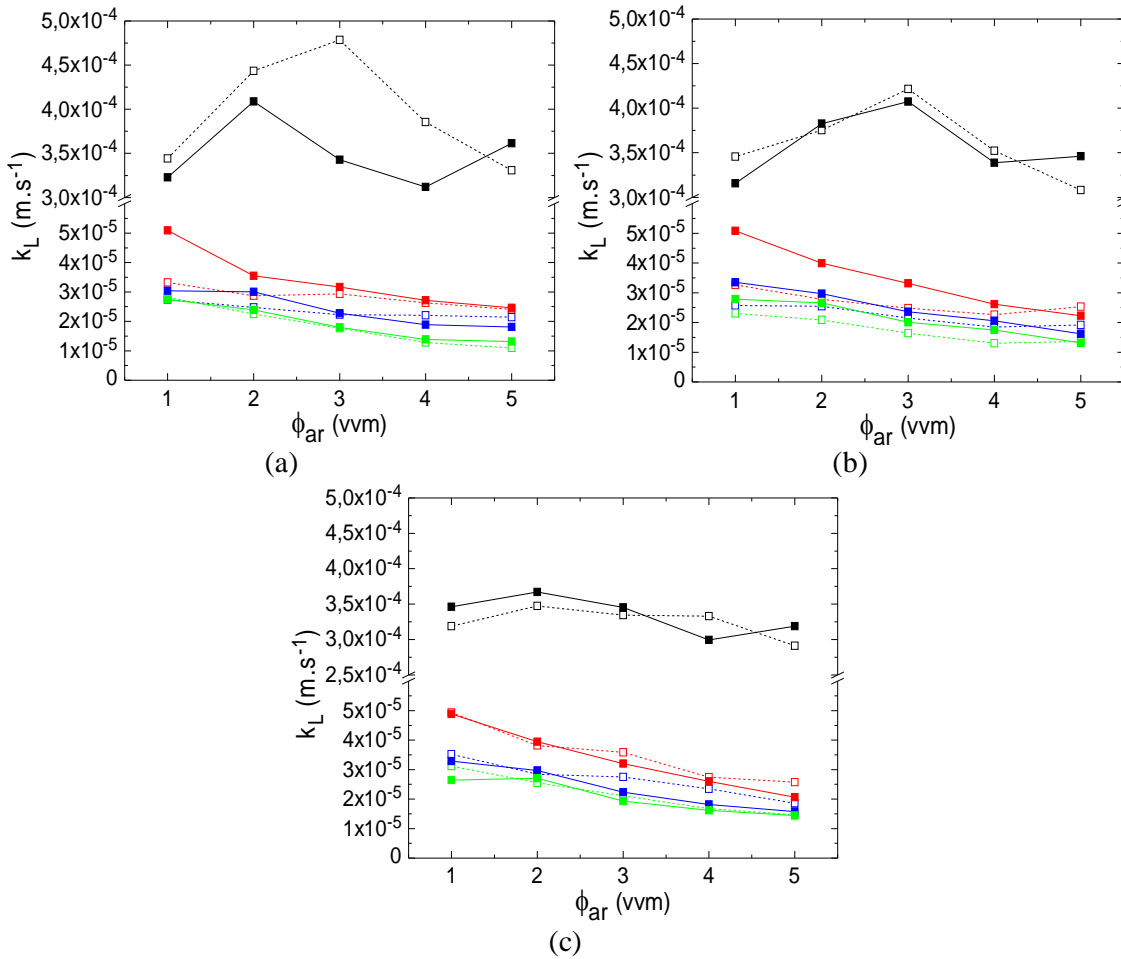
Os valores do coeficiente convectivo de transferência de massa (k_L) obtidos para fluidos newtonianos nos três modelos de biorreatores pneumáticos são apresentados na Figura 4.59. Para soluções de glicerol, os valores de k_L apresentaram tendência decrescente com o aumento de ϕ_{ar} . Para água em reatores *airlift*, k_L comportou-se como crescente até a vazão específica de ar de 3 vvm decrescendo nas vazões subsequentes. Resultados semelhantes aos obtidos para glicerol foram relatados para soluções aquosas de álcoois em reatores ACC e ACE, onde o aumento da velocidade superficial de ar promoveu a redução do k_L [106,231].

De forma análoga, no estudo realizado por Baz-Rodríguez et al. [224], em reator CB de 8,5 L, o aumento da velocidade superficial de ar e da concentração de eletrólitos na água promoveu a redução dos valores de k_L . Para U_{GR} de 0,0045 e 0,0197 $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$, os valores de k_L foram de $4,8\cdot 10^{-4}$ e $1,8\cdot 10^{-4}$ $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$, respectivamente. No trabalho de Asgharpour et al. [122], utilizando água em reator CB de 6,3 L, o k_L diminuiu de $8,0\cdot 10^{-4}$ para $3,5\cdot 10^{-4}$ $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ com o aumento de U_{GR} de 0,001 para 0,005 $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$. Resultado semelhante foi obtido no presente estudo, com k_L de $3,19\cdot 10^{-4}$ e $3,34\cdot 10^{-4}$ $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ para água em reator CB de 5 L sob U_{GR} de 0,0068 e 0,020 $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$, respectivamente.

Com relação à viscosidade do meio, os valores de k_L para água em reatores *airlift* foram, em média, 14 vezes superiores aos valores de k_L obtidos para a solução de glicerol menos viscosa (GS10). Em reator CB, k_L foi 10 vezes superior para água em comparação à GS10.

Entre as soluções de glicerol, o aumento da viscosidade promoveu o decréscimo de k_L , resultado esperado em virtude da redução da difusividade do oxigênio no meio líquido.

Figura 4.59 – Coeficiente convectivo de transferência de massa (k_L) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos ($n=1$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10 L. **Legenda:** (---□---) A01-5L, (---□---) GS10-5L, (---□---) GS20-5L, (---□---) GS30-5L, (---■---) A01-10L, (---■---) GS10-10L, (---■---) GS20-10L, (---■---) GS30-10L.

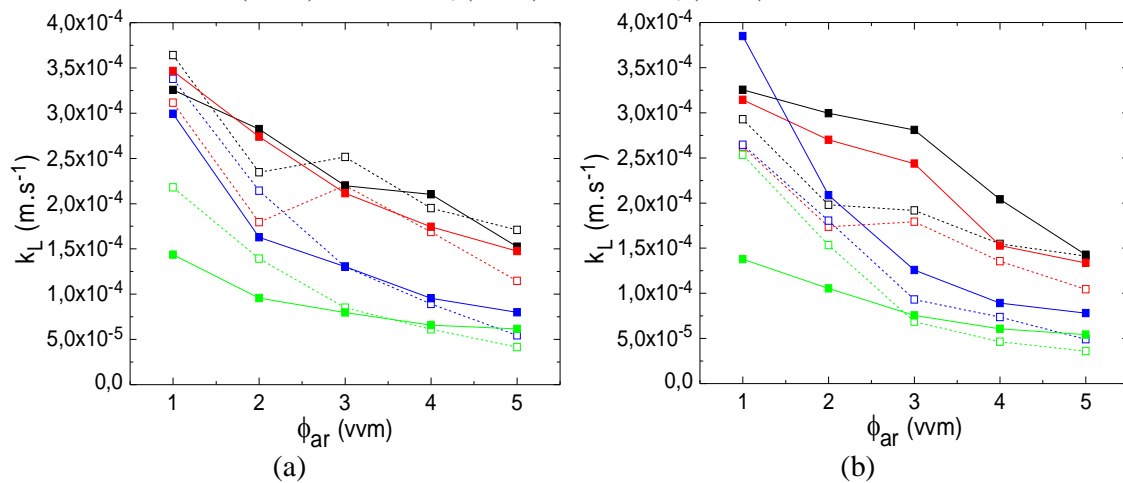


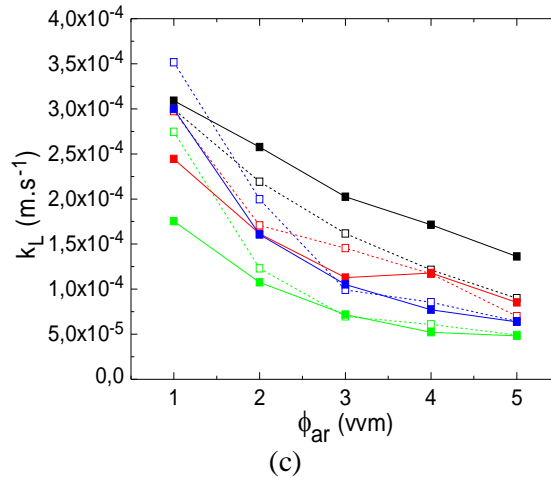
Para soluções newtonianas, os maiores valores de k_L foram obtidos em reatores *airlift* em cerca de 57,5% dos tratamentos. Em 67,5% dos tratamentos nestes biorreatores, k_L foi superior nos reatores de 10 L, sendo estes valores 13 e 24% superiores aos reatores de 5 L, para os modelos ACC e ASC, respectivamente. Em reator CB o resultado foi contrário, com maiores valores de k_L em reator de 5 L (65% dos tratamentos). Resultados semelhantes foram obtidos por Yoshimoto et al. [194], onde os valores de k_L em reator ACC foram superiores aos obtidos em CB. Nestes biorreatores, k_L atingiu valores de $5,0 \cdot 10^{-4}$ e $4 \cdot 10^{-4} \text{ m.s}^{-1}$ para água em ACC e CB, respectivamente, valores com a mesma ordem de grandeza daqueles visualizados na Figura 4.59 para água.

Para fluidos não-newtonianos, a variação de k_L com ϕ_{ar} foi mais acentuada, sendo que para ambas as soluções (CMC e GX) k_L decresceu com o aumento de ϕ_{ar} e com o aumento do índice de consistência do meio. Comparando-se as Figuras 4.60 e 4.61 que apresentam os resultados para CMC e GX, respectivamente, com a Figura 4.59 nota-se que a maioria dos valores de k_L das soluções não-newtonianas são da mesma ordem de grandeza da água, sendo muito superiores aos valores obtidos para soluções de glicerol. Este resultado corrobora com os valores de difusividade de oxigênio das soluções, uma vez que D_L da água é 10 vezes superior às soluções de glicerol e somente 1,5 vezes superior às soluções não-newtonianas.

Os valores de k_L em soluções de CMC variaram de $3,59 \cdot 10^{-5}$ (ASC-5L, CMC45, 5 vvm) a $3,85 \cdot 10^{-4}$ $m \cdot s^{-1}$ (ASC-10L, CMC35, 1 vvm). Apesar do maior valor de k_L ter sido visualizado em reator ASC, este resultado não representa a maioria dos valores obtidos, os quais foram superiores em reatores ACC em 70% dos tratamentos. Neste reator, os valores de k_L foram, em média, 15% superiores aos valores obtidos nos reatores ASC e cerca de 30% maiores que em reatores CB. Em reatores ASC, 90% dos tratamentos resultaram em maiores valores de k_L em reator de 10 L, sendo estes valores, em média, 31% superiores que os obtidos no reator de 5 L. Nos demais modelos não foi observada relação entre k_L e o tamanho do biorreator.

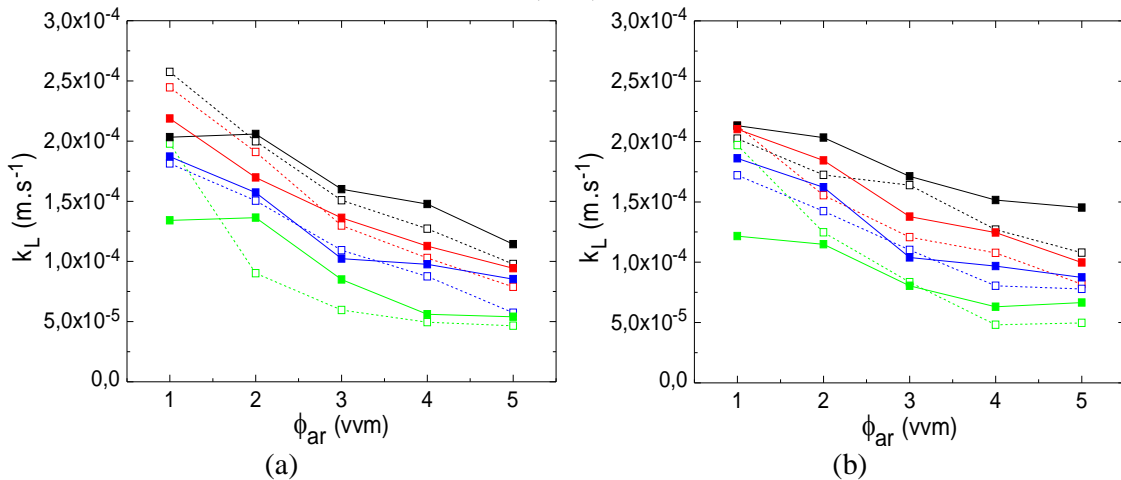
Figura 4.60 – Coeficiente convectivo de transferência de massa (k_L) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (carboxi-metil celulose, $n > 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10 L. **Legenda:** (---□---) CMC15-5L, (- -□ - -) CMC25-5L, (- -□ - -) CMC35-5L, (- -□ - -) CMC45-5L, (—■—) CMC15-10L, (—■—) CMC25-10L, (—■—) CMC35-10L, (—■—) CMC45-10L.

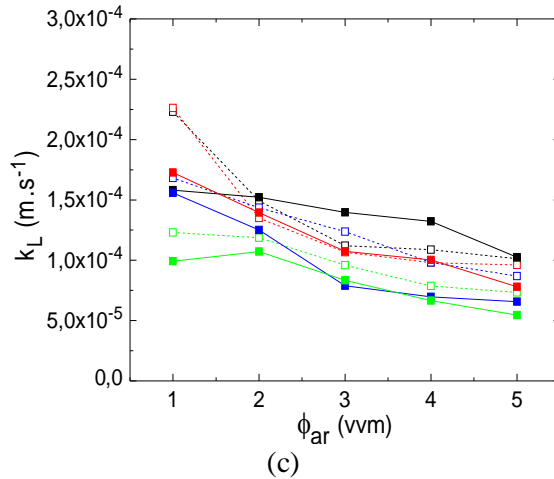




Em soluções de GX os valores de k_L variaram entre $4,66 \cdot 10^{-5}$ (ACC-5L, GX30, 5 vvm) e $2,57 \cdot 10^{-4} \text{ m.s}^{-1}$ (ACC-5L, GX15, 1 vvm). Em 80% dos tratamentos, os maiores valores de k_L foram visualizados em reatores *airlift* (40% em cada modelo). Quanto à escala do biorreator, para reatores *airlift*, os valores de k_L foram 18% superiores nos reatores de 10 L em comparação aos de 5 L em 75% dos tratamentos. Para reator CB, o comportamento foi inverso com 65% dos tratamentos revelando maiores valores de k_L no reator de 5 L em comparação com o de 10 L.

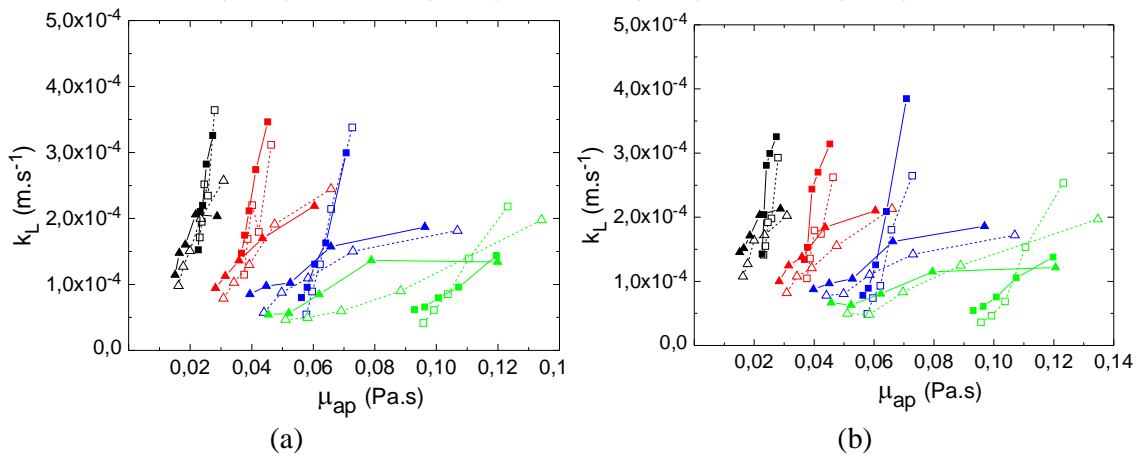
Figura 4.61 – Coeficiente convectivo de transferência de massa (k_L) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (goma-xantana, $n < 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (-□-) GX15-5L, (-□-) GX20-5L, (-□-) GX25-5L, (-□-) GX30-5L, (-■) GX15-10L, (-■) GX20-10L, (-■) GX25-10L, (-■) GX30-10L.

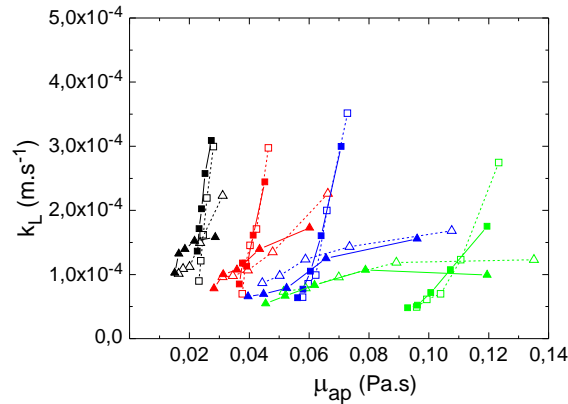




Por fim, a Figura 4.62 apresenta o comportamento de k_L em função da viscosidade aparente das soluções de CMC e GX. Corroborando com os resultados de Yoshimoto et al. [194], k_L apresentou uma relação inversa à μ_{ap} . De forma análoga ao parâmetro a_L , os valores de k_L obtidos para mesmo μ_{ap} em soluções distintas de CMC e GX apresentaram magnitude superior na solução de CMC, a qual apresenta maior índice de escoamento (n). Para μ_{ap} de $0,039$ Pa.s e vazão específica de ar de 3 vvm, a solução de CMC ($n=0,77$) apresentou k_L de $2,11 \cdot 10^{-4}$, $2,44 \cdot 10^{-4}$ e $1,13 \cdot 10^{-4}$ $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ nos reatores ACC, ASC e CB, respectivamente, enquanto que para GX ($n=0,36$), seus valores foram de $1,30 \cdot 10^{-4}$, $1,21 \cdot 10^{-4}$ e $1,07 \cdot 10^{-4}$ $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$. O mesmo ocorreu para μ_{ap} de $0,058$ Pa.s sob aeração de 4 vvm, onde os valores de k_L nos reatores ACC, ASC e CB foram de $9,55 \cdot 10^{-5}$, $8,92 \cdot 10^{-5}$ e $8,55 \cdot 10^{-5}$ $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ para CMC ($n=0,75$) e $4,96 \cdot 10^{-5}$, $4,81 \cdot 10^{-5}$ e $7,87 \cdot 10^{-5}$ $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ para GX ($n=0,25$), respectivamente.

Figura 4.62 – Coeficiente convectivo de transferência de massa (k_L) em função da viscosidade aparente do líquido (μ_{ap}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos: a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (·-□-·) CMC15-5L, (·-□-·) CMC25-5L, (·-□-·) CMC35-5L, (·-□-·) CMC45-5L, (·-■-·) CMC15-10L, (·-■-·) CMC25-10L, (·-■-·) CMC35-10L, (·-■-·) CMC45-10L, (·-△-·) GX15-5L, (·-△-·) GX20-5L, (·-△-·) GX25-5L, (·-△-·) GX30-5L, (·-▲-·) GX15-10L, (·-▲-·) GX20-10L, (·-▲-·) GX25-10L, (·-▲-·) GX30-10L.





(c)

Como pode ser observado anteriormente, tanto para fluidos newtonianos (soluções de glicerol) quanto para não-newtonianos, k_L apresentou um comportamento decrescente com o aumento da vazão específica de ar e da viscosidade do líquido. Em um primeiro momento, avaliando-se a teoria de penetração de Higbie espera-se que o aumento da vazão específica de ar promova o aumento de k_L , uma vez que uma maior turbulência do meio promove a renovação da superfície da bolha. Entretanto, tendo em vista que bolhas pequenas são formadas e a alta viscosidade das soluções, as bolhas em soluções de glicerol, CMC e GX apresentam dificuldade em desprender-se do líquido, ocorrendo um fenômeno indesejado para a transferência de massa que é a recirculação das bolhas, preconizado por outros autores [106,108,280]. Uma vez que a teoria de Higbie descreve a transferência de massa para pequenos tempos de contato (bolhas que entram e imediatamente saem do reator), esta teoria não é apropriada para a previsão de k_L nestas situações.

No fenômeno de recirculação, bolhas que não se desprendem continuam a movimentar-se no reator, promovendo o aumento da retenção gasosa, entretanto, contribuindo negativamente para a transferência de massa. Uma vez que a concentração de oxigênio destas bolhas está reduzida, sua presença reduz a força motriz para a transferência de massa e por fim, havendo a redução do tamanho das bolhas com o aumento da vazão específica de ar (seção 4.8), haverá maior recirculação de bolhas em altas vazões, promovendo assim a redução de k_L com o aumento da vazão específica de ar (resultado obtido por diferentes autores [106,122,224,231]).

De fato, esta teoria se comprova pela análise das retenções gasosas parciais apresentadas na seção 4.2. Conforme apresentado, houve o aumento da retenção gasosa no *downcomer* com o aumento da vazão específica de ar, principalmente para fluidos não-newtonianos. Ademais, para água observou-se o decréscimo de k_L , em geral, após a vazão de 3 vvm, resultado que se adequa ao fenômeno de recirculação de bolhas, pois maiores vazões promovem o aumento da

retenção gasosa no *downcomer*. Uma vez que a existência de bolhas no *downcomer* se deve somente à recirculação das bolhas, pois não há injeção de ar nesta região, quanto maior a retenção gasosa no *downcomer*, maior a recirculação de bolhas.

Com relação à viscosidade do líquido, aliada a redução de D_L , diferentes autores relataram que a adição de componentes à água, como surfactantes e álcoois [106,108,184,280,281], podem interferir na transferência de massa por meio da adsorção destes componentes na interface gás-líquido, formando uma camada protetora que evita tanto a coalescência das bolhas como a passagem do oxigênio da bolha para o meio líquido. Tal comportamento justifica tanto a redução de k_L com o aumento da concentração de glicerol e outros compostos como CMC e GX (Figuras 4.60 e 4.61), quanto à não-coalescência das bolhas nestas soluções, especialmente com o aumento da concentração.

4.10.1 Correlações para previsão do coeficiente convectivo de transferência de massa

Utilizando como base para os ajustes a Equação 3.18, as Equações 4.89 a 4.92 foram propostas para previsão de k_L em soluções de glicerol operadas em reatores ACC, ASC, CB e *airlift*, respectivamente, nas escalas de 5 e 10 L. Conforme mencionado anteriormente, o comportamento de k_L para água divergiu das demais soluções e, portanto, somente dados de soluções de glicerol foram utilizados. Nestas correlações, k_L apresentou relação à U_{GR} e v_L , sendo seus valores mais afetados pela viscosidade das soluções. De acordo com os expoentes das equações, os valores de k_L em reatores CB foram mais afetados pelas variações das variáveis testadas.

$$k_L = \alpha \cdot U_{GR}^{\beta} \cdot v_L^{\delta} \quad (3.18)$$

$$k_L = (7,23 \cdot 10^{-8} \pm 2,47 \cdot 10^{-8}) \cdot U_{GR}^{-0,304 \pm 0,046} \cdot v_L^{-0,443 \pm 0,067} \quad R^2=0,77 \quad (4.89)$$

$$k_L = (8,11 \cdot 10^{-8} \pm 3,36 \cdot 10^{-8}) \cdot U_{GR}^{-0,305 \pm 0,056} \cdot v_L^{-0,428 \pm 0,079} \quad R^2=0,70 \quad (4.90)$$

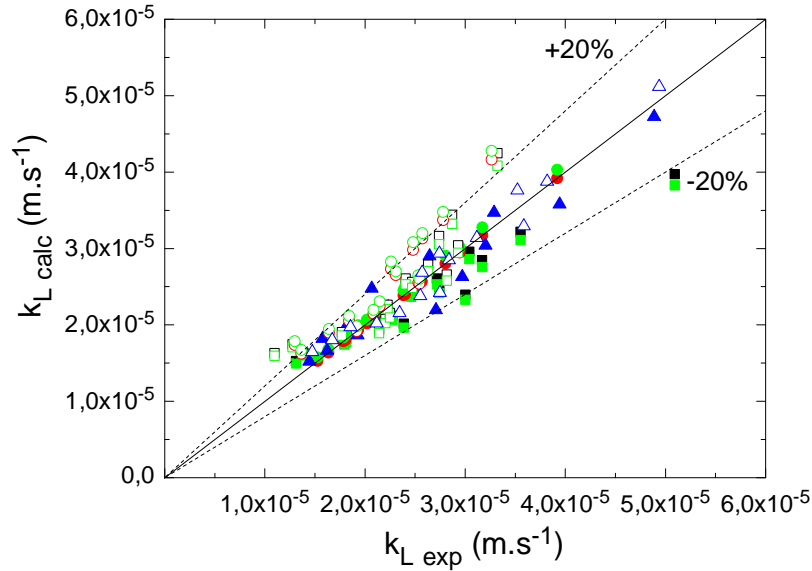
$$k_L = (3,17 \cdot 10^{-8} \pm 1,27 \cdot 10^{-8}) \cdot U_{GR}^{-0,401 \pm 0,024} \cdot v_L^{-0,462 \pm 0,035} \quad R^2=0,94 \quad (4.91)$$

$$k_L = (7,81 \cdot 10^{-8} \pm 4,56 \cdot 10^{-8}) \cdot U_{GR}^{-0,298 \pm 0,036} \cdot v_L^{-0,435 \pm 0,051} \quad R^2=0,72 \quad (4.92)$$

Considerando que o aumento da vazão específica de ar ou U_{GR} promoveu o aumento do número de Reynolds, resultados contrários aos obtidos nas Equações 4.89 a 4.92 foram relatados por Moraveji et al. [137] e Mohsenzadeh et al. [136], onde os valores do número de Sherwood da bolha, o qual utiliza k_L como parâmetro característico, apresentaram relação direta ao número de Reynolds da bolha. Tais resultados podem estar relacionados à baixa viscosidade das soluções newtonianas utilizadas por estes autores. Em termos de viscosidade, Akita & Yoshida [193] observaram, para diferentes fluidos newtonianos em reator CB, que o número

de Sherwood da bolha (Sh') foi proporcional ao número de Galilei (Ga). Uma vez que o aumento da viscosidade do meio reduz Ga e, conseqüentemente, Sh' , a relação entre k_L e μ_L é inversa. Com relação ao ajuste das correlações propostas, todas apresentaram bom ajuste aos dados experimentais, com poucos pontos excedendo 20% de desvio (Figura 4.63).

Figura 4.63 – Comparação entre o coeficiente convectivo de transferência de massa experimental (k_{L-exp}) e calculado (k_{L-calc}) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos (soluções de glicerol, GS). **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.89), (■) ACC-10 L (Eq. 4.89), (○) ASC-5 L (Eq. 4.90), (●) ASC-10 L (Eq. 4.90), (△) CB-5 L (Eq. 4.91), (▲) CB-10 L (Eq. 4.91), (◻) ACC-5 L (Eq. 4.92), (◼) ACC-10 L (Eq. 4.92), (◊) ASC-5 L (Eq. 4.92), (◐) ASC-10 L (Eq. 4.92).



Para toda a faixa de fluidos não-newtonianos avaliados, os valores de k_L obtidos foram ajustados conforme a Equação 3.19, com base nas suas variações em função de U_{GR} , K e n . Tanto para soluções de CMC quanto para GX e ambas as escalas de reatores, as Equações 4.93 a 4.96 foram propostas para os modelos ACC, ASC, CB e *airlift*, respectivamente.

$$k_L = \alpha \cdot U_{GR}^{\beta} \cdot K^{\lambda} \cdot n^{\theta} \quad (3.19)$$

$$k_L = (1,23 \cdot 10^{-5} \pm 2,36 \cdot 10^{-6}) \cdot U_{GR}^{-0,529 \pm 0,023} \cdot K^{-0,464 \pm 0,012} \cdot n^{-0,533 \pm 0,046} \quad R^2=0,85 \quad (4.93)$$

$$k_L = (1,38 \cdot 10^{-5} \pm 3,57 \cdot 10^{-6}) \cdot U_{GR}^{-0,491 \pm 0,046} \cdot K^{-0,412 \pm 0,070} \cdot n^{-0,475 \pm 0,017} \quad R^2=0,72 \quad (4.94)$$

$$k_L = (6,66 \cdot 10^{-6} \pm 1,50 \cdot 10^{-6}) \cdot U_{GR}^{-0,625 \pm 0,038} \cdot K^{-0,285 \pm 0,053} \cdot n^{-0,154 \pm 0,099} \quad R^2=0,83 \quad (4.95)$$

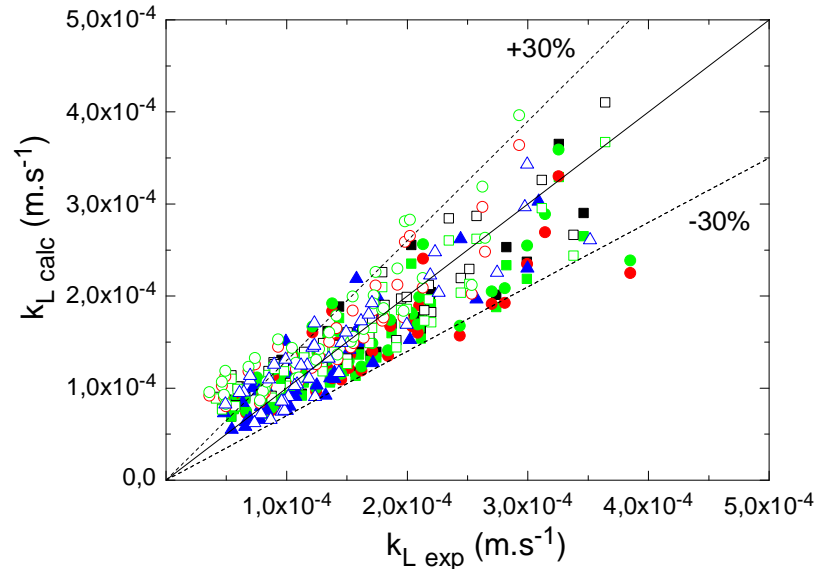
$$k_L = (1,36 \cdot 10^{-5} \pm 2,25 \cdot 10^{-6}) \cdot U_{GR}^{-0,495 \pm 0,029} \cdot K^{-0,439 \pm 0,045} \cdot n^{-0,507 \pm 0,111} \quad R^2=0,76 \quad (4.96)$$

De maneira geral, diferente das soluções de glicerol, os valores de k_L de fluidos não-newtonianos foram mais influenciados por U_{GR} que pelas propriedades reológicas dos fluidos. Em todas as equações propostas, k_L apresentou comportamento inverso às variáveis avaliadas. Em termos de viscosidade aparente, os resultados de Yoshimito et al. [194], para soluções de CMC, corroboram com as Equações 4.93 a 4.96, onde em reatores ACC e CB, $k_L \propto \mu_{ap}^{-0,2}$.

Considerando a ampla faixa de validade das correlações propostas e eventuais erros

experimentais de $k_{L,a}$ e a_L acumulados sobre os valores de k_L , as equações apresentaram bom ajuste aos dados experimentais, onde conforme a Figura 4.64 os erros entre valores experimentais e calculados foram, em geral, inferiores à 30%.

Figura 4.64 – Comparação entre o coeficiente convectivo de transferência de massa experimental ($k_{L,exp}$) e calculado ($k_{L,calc}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.93), (■) ACC-10 L (Eq. 4.93), (○) ASC-5 L (Eq. 4.94), (●) ASC-10 L (Eq. 4.94), (△) CB-5 L (Eq. 4.95), (▲) CB-10 L (Eq. 4.95), (□) ACC-5 L (Eq. 4.96), (■) ACC-10 L (Eq. 4.96), (○) ASC-5 L (Eq. 4.96), (●) ASC-10 L (Eq. 4.96).



4.11 Taxa de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$)

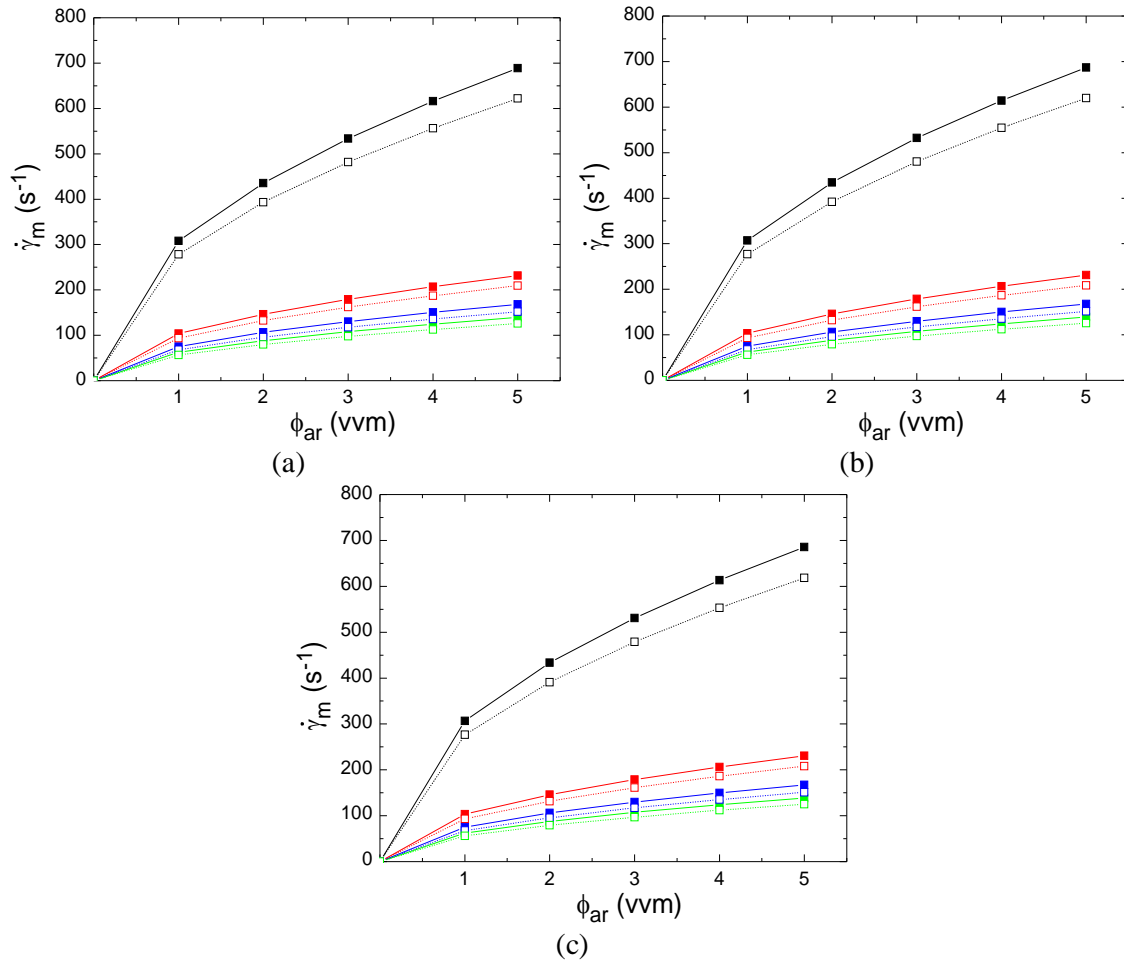
4.11.1 Análise quantitativa

Os valores de taxa de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$) calculados pelo método baseado na teoria de Kolmogorov para fluidos newtonianos nos três modelos e duas escalas de biorreatores pneumáticos são apresentados na Figura 4.65. Conforme esperado, a taxa de cisalhamento aumenta com a redução da viscosidade do líquido assim como com o aumento da vazão específica de ar.

Ademais, nota-se que os valores de $\dot{\gamma}_m$ em água são 3 vezes maiores que os valores obtidos para a solução de glicerol menos viscosa. Este resultado é de grande importância, uma vez que na literatura encontram-se disponíveis correlações para previsão de $\dot{\gamma}_m$ principalmente em função da velocidade superficial de ar, desprezando o efeito da viscosidade sobre esta variável. Ainda, conforme a Figura 4.65, a taxa de cisalhamento é superior no reator de maior tamanho, resultado esperado tendo em vista que a entrada de energia, que apresenta relação

direta com a $\dot{\gamma}_m$, é proporcional à vazão volumétrica de ar, que é maior nos reatores de 10 L.

Figura 4.65 – Taxa de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos ($n=1$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10 L. **Legenda:** (---□---) A01-5L, (---□---) GS10-5L, (---□---) GS20-5L, (---□---) GS30-5L, (---■---) A01-10L, (---■---) GS10-10L, (---■---) GS20-10L, (---■---) GS30-10L.



Para os fluidos não-newtonianos (Figuras 4.66 e 4.67) o resultado é semelhante, com $\dot{\gamma}_m$ apresentando relação direta à vazão específica de ar e ao tamanho do reator e inversa ao índice de consistência do líquido. De maneira geral, a $\dot{\gamma}_m$ em fluidos não-newtonianos apresentou mesma ordem de grandeza dos valores obtidos para soluções de glicerol, fato justificado pela maior viscosidade em comparação à água por parte destas soluções.

Figura 4.66 – Taxa de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (carboxi-metil celulose, $n > 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10 L. **Legenda:** (-□-) CMC15-5L, (-□-) CMC25-5L, (-□-) CMC35-5L, (-□-) CMC45-5L, (-■-) CMC15-10L, (-■-) CMC25-10L, (-■-) CMC35-10L, (-■-) CMC45-10L.

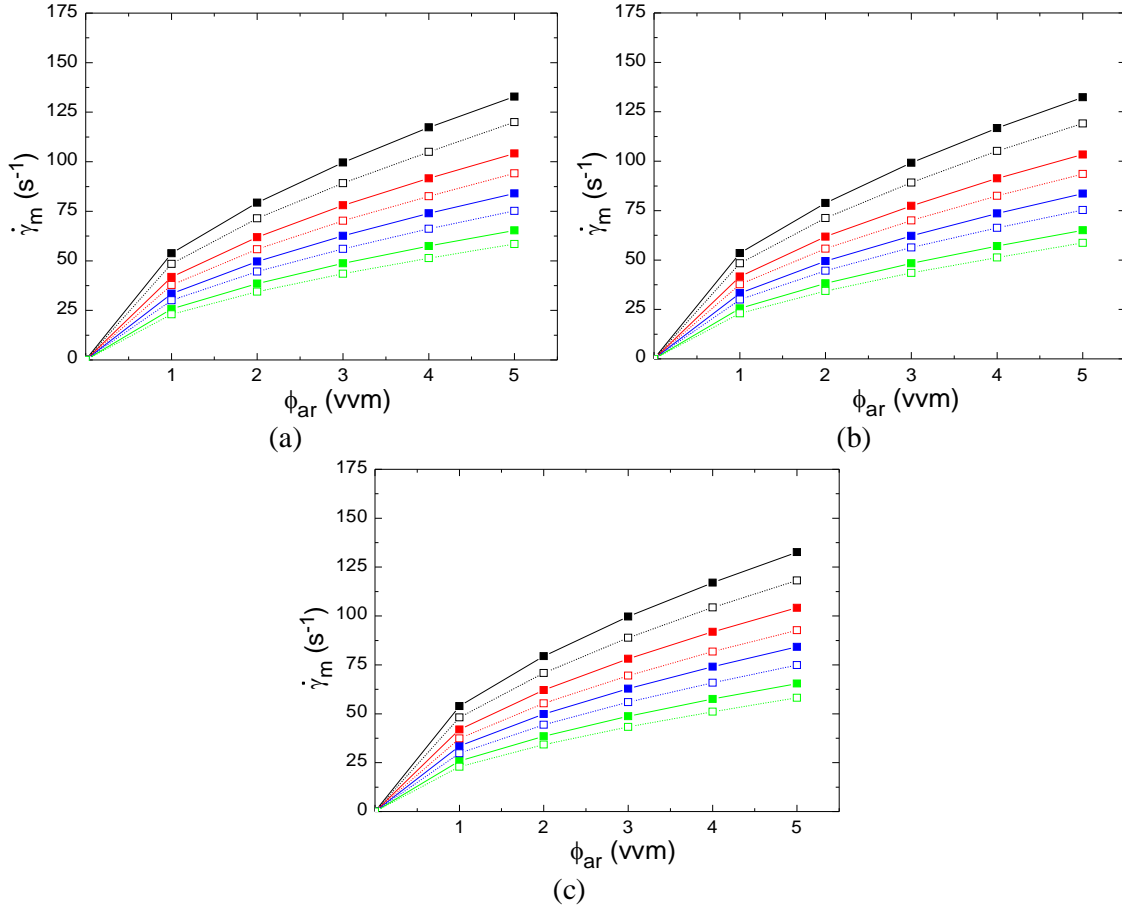
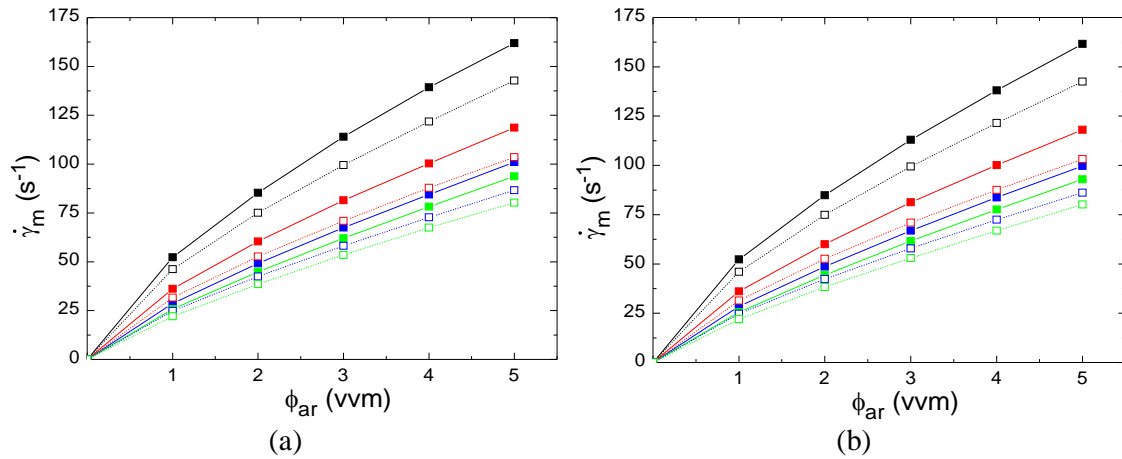
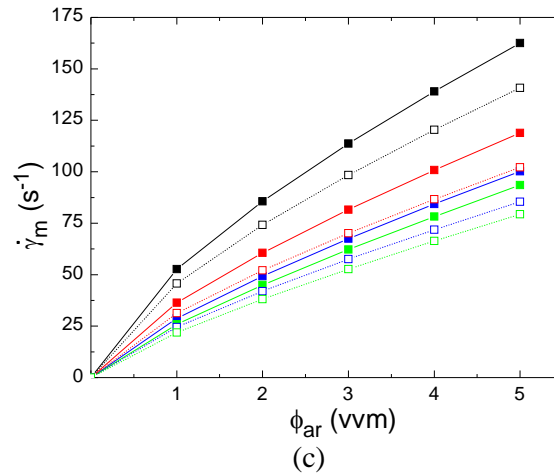


Figura 4.67 – Taxa de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos (goma-xantana, $n < 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10 L. **Legenda:** (-□-) GX15-5L, (-□-) GX20-5L, (-□-) GX25-5L, (-□-) GX30-5L, (-■-) GX15-10L, (-■-) GX20-10L, (-■-) GX25-10L, (-■-) GX30-10L.

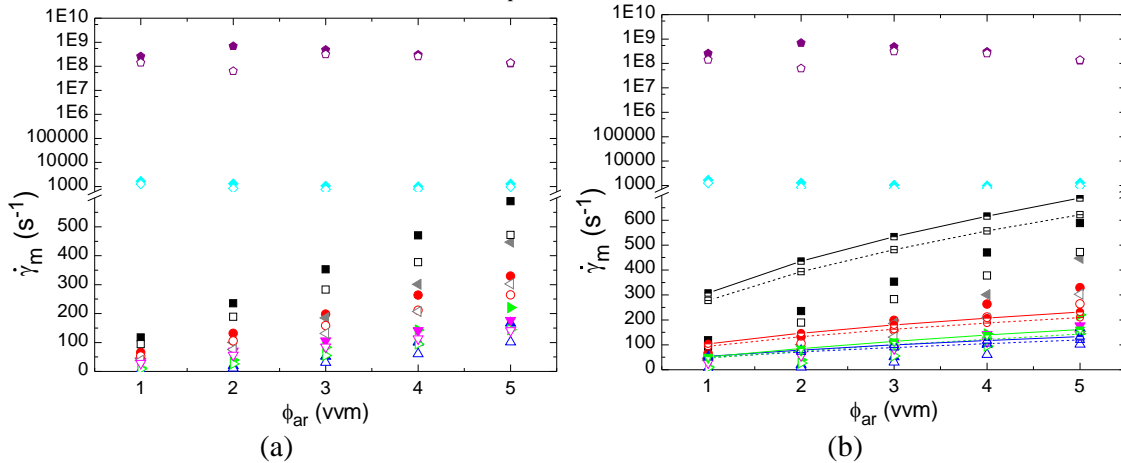




A Figura 4.68 foi inserida com o intuito de verificar a coerência do novo modelo proposto para a previsão da taxa de cisalhamento, a qual apresenta a previsão de $\dot{\gamma}_m$ conforme correlações propostas por diferentes autores da literatura. Como pode ser observado, os valores obtidos no presente estudo ficaram muito próximos de grande parte das correlações existentes na literatura, principalmente dos estudos de Al-Masry & Chetty [233] com soluções de goma-xantana, Shi et al. [238] e Henzler *apud* Shi et al. [236], os quais predizem valores abaixo de $200 s^{-1}$. Em todos os casos, observou-se o aumento do cisalhamento com a vazão específica de ar, assim como com o tamanho do biorreator, observações finais que tornam a correlação sugerida para obtenção de $\dot{\gamma}_m$ adequada para a previsão deste parâmetro.

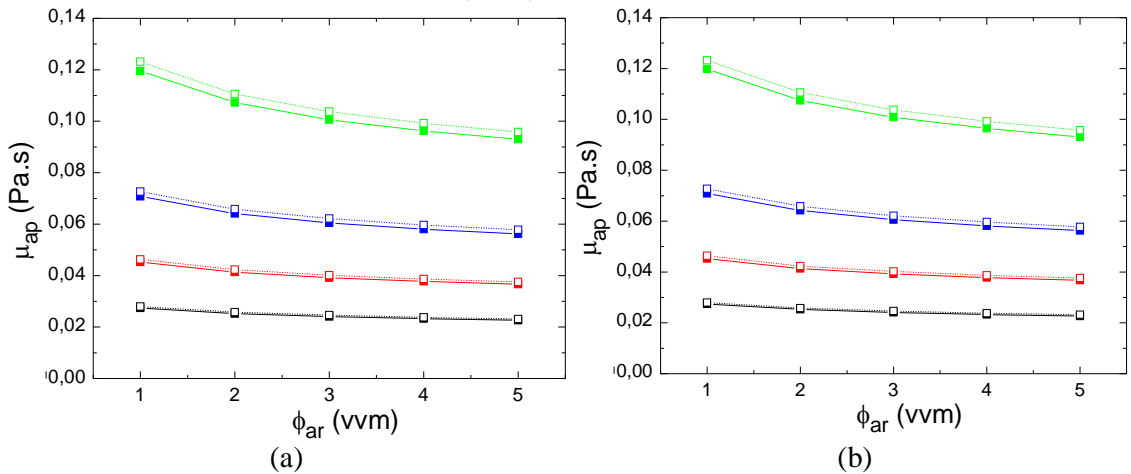
Figura 4.68 – Taxa de cisalhamento média ($\dot{\gamma}_m$) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}): a) valores calculados a partir de correlações da literatura; b) comparação entre a literatura e alguns valores obtidos no presente estudo.

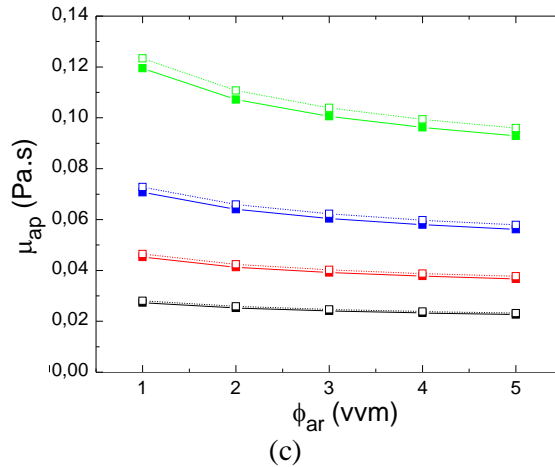
Legenda: neste estudo - (---□---) Água em reator de 5 L, (—■—) Água em reator de 10 L, (---◇---) GS10 em reator de 5 L, (—●—) GS10 em reator de 10 L, (---△---) CMC15 em reator de 5 L, (—▲—) CMC15 em reator de 10 L, (---▽---) GX15 em reator de 5 L, (—▼—) GX15 em reator de 10 L; com correlações da literatura - (△) CMC15 em reator de 5 L por Cerri et al. [239], (◆) CMC15 em reator de 10 L por Cerri et al. [239], (◇) GX15 em reator de 5 L por Cerri et al. [239], (◆) GX15 em reator de 10 L por Cerri et al. [239], (□) reator de 5 L por Nishikawa et al. [235], (■) reator de 10 L por Nishikawa et al. [235], (○) reator de 5 L por Schumpe & Deckwer [223], (●) reator de 10 L por Schumpe & Deckwer [223], (△) reator de 5 L por Shi et al. [238], (▲) reator de 10 L por Shi et al. [238], (◇) GX em reator de 5 L por Al-Masry & Chetty [233], (▼) GX em reator de 10 L por Al-Masry & Chetty [233], (◁) CMC em reator de 5 L por Al-Masry & Chetty [233], (◄) CMC em reator de 10 L por Al-Masry & Chetty [233], (▽) reator de 5 L por Henzler *apud* Shi et al. [236], (▼) reator de 5 L por Henzler *apud* Shi et al. [236].



Com base na Equação 2.3 obtêm-se os valores de viscosidade aparente para os fluidos não-newtonianos calculados a partir dos dados de taxa de cisalhamento média. A Figura 4.69 apresenta os resultados obtidos para soluções de CMC e a Figura 4.70 para soluções de GX.

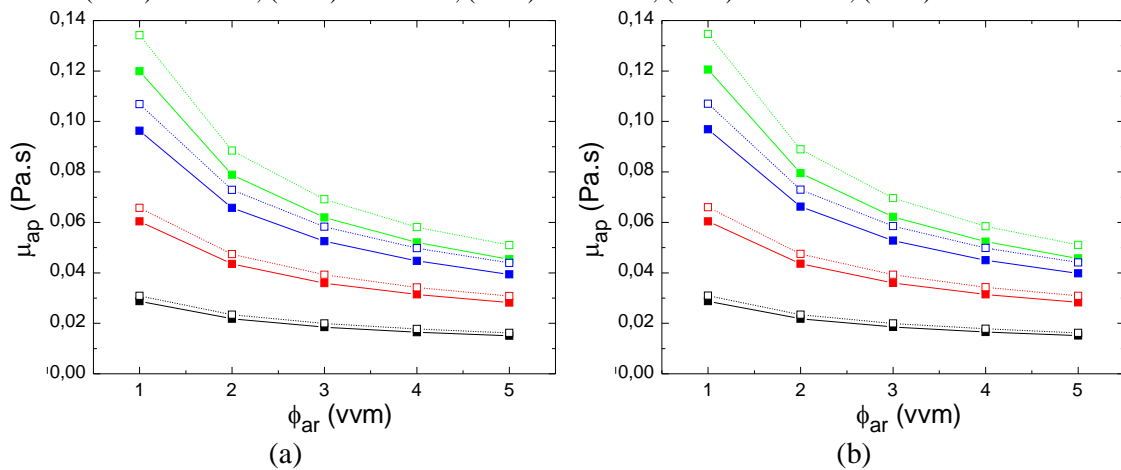
Figura 4.69 – Viscosidade aparente (μ_{ap}) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com carboxi-metil celulose ($n > 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L. **Legenda:** (- -□ - -) CMC15-5L, (- -◇ - -) CMC25-5L, (- -△ - -) CMC35-5L, (- -▽ - -) CMC45-5L, (—■—) CMC15-10L, (—●—) CMC25-10L, (—▲—) CMC35-10L, (—▼—) CMC45-10L.

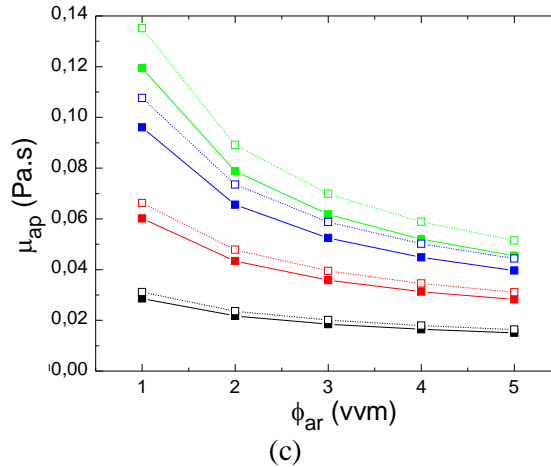




Uma vez que a viscosidade aparente tem relação inversa com a taxa de cisalhamento, μ_{ap} apresentou um comportamento inverso à vazão específica de ar e direto ao índice de consistência do fluido. Para soluções de CMC observou-se que sua dependência com ϕ_{ar} foi de menor magnitude que para GX, uma vez que, na maioria das soluções, os valores permaneceram praticamente constantes. Isso ocorre em virtude do índice de escoamento do líquido, já que tais soluções apresentaram valores de n (índice de escoamento) mais próximo de 1, ou seja, mais próximos de uma característica newtoniana, na qual a viscosidade é constante independentemente do cisalhamento imposto pela agitação do sistema.

Figura 4.70 – Viscosidade aparente (μ_{ap}) em função da vazão específica de ar (ϕ_{ar}) nos diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com goma-xantana ($n < 0,5$): a) reatores ACC de 5 e 10 L; b) reatores ASC de 5 e 10 L; c) reatores CB de 5 e 10L. **Legenda:** (-□-) GX15-5L, (-□-) GX20-5L, (-□-) GX25-5L, (-□-) GX30-5L, (-■-) GX15-10L, (-■-) GX20-10L, (-■-) GX25-10L, (-■-) GX30-10L.





Em virtude da importância da estimativa da taxa de cisalhamento, principalmente para fluidos não-newtonianos, as Equações 4.97 a 4.99 foram propostas para estimativa da $\dot{\gamma}_m$ em fluidos newtonianos e as Equações 4.101 a 4.104 em fluidos não-newtonianos, sendo específicas para reatores ACC, ASC, CB e *airlift*, respectivamente. Como pode ser visualizado, a influência da viscosidade cinemática sobre $\dot{\gamma}_m$ apresentou mesma magnitude que U_{GR} , ressaltando a importância da sua utilização para previsão de valores adequados da $\dot{\gamma}_m$. Quanto ao ajuste, 99% dos valores da $\dot{\gamma}_m$ estimados a partir da teoria de Kolmogorov são explicados por meio de variações de U_{GR} e v_L , sendo o efeito de U_{GR} direto e de v_L inverso à $\dot{\gamma}_m$. Ademais, os valores calculados apresentaram desvios inferiores à 10%, conforme Figura 4.71.

$$\dot{\gamma}_m = \alpha \cdot U_{GR}^{\beta} \cdot v_L^{\delta} \quad (3.18)$$

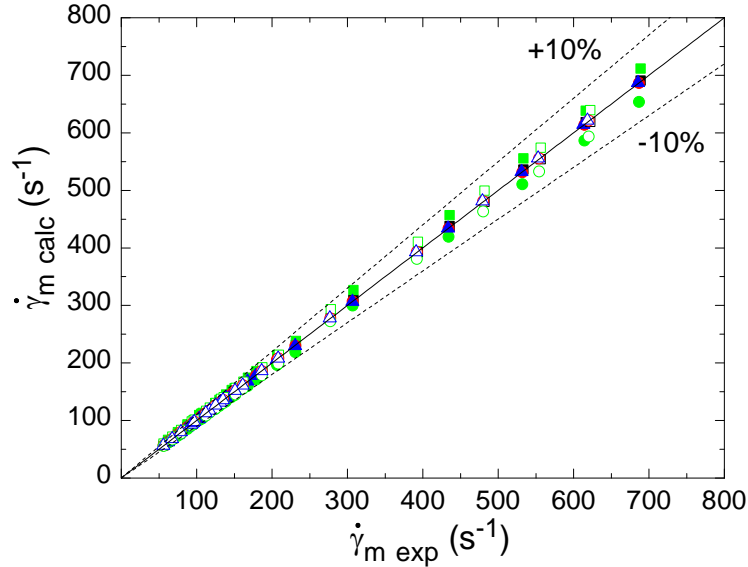
$$\dot{\gamma}_m = (2,783 \pm 0,029) \cdot U_{GR}^{0,498 \pm 0,002} \cdot v_L^{-0,470 \pm 0,001} \quad R^2=0,99 \quad (4.97)$$

$$\dot{\gamma}_m = (3,038 \pm 0,017) \cdot U_{GR}^{0,501 \pm 0,001} \cdot v_L^{-0,470 \pm 0,0004} \quad R^2=0,99 \quad (4.98)$$

$$\dot{\gamma}_m = (4,681 \pm 0,029) \cdot U_{GR}^{0,501 \pm 0,001} \cdot v_L^{-0,471 \pm 0,0004} \quad R^2=0,99 \quad (4.99)$$

$$\dot{\gamma}_m = (2,782 \pm 0,178) \cdot U_{GR}^{0,484 \pm 0,009} \cdot v_L^{-0,470 \pm 0,004} \quad R^2=0,99 \quad (4.100)$$

Figura 4.71 – Comparação entre a taxa de cisalhamento média estimada ($\dot{\gamma}_{m\text{-exp}}$) e calculada ($\dot{\gamma}_{m\text{-calc}}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.97), (■) ACC-10 L (Eq. 4.97), (○) ASC-5 L (Eq. 4.98), (●) ASC-10 L (Eq. 4.98), (△) CB-5 L (Eq. 4.99), (▲) CB-10 L (Eq. 4.99), (□) ACC-5 L (Eq. 4.100), (■) ACC-10 L (Eq. 4.100), (○) ASC-5 L (Eq. 4.100), (●) ASC-10 L (Eq. 4.100).



Por fim, por meio das Equações 4.101 a 4.104 ressalta-se novamente a importância da estimativa da $\dot{\gamma}_m$ para diferentes propriedades físicas dos fluidos especialmente para fluidos não-newtonianos, nos quais a influência da reologia das soluções afeta de forma mais intensa os valores da $\dot{\gamma}_m$ que a velocidade de gás. Todas as correlações propostas apresentaram ótimo ajuste aos dados da $\dot{\gamma}_m$, com desvios inferiores a 20% (Figura 4.72).

$$\dot{\gamma}_m = \alpha \cdot U_{GR}^\beta \cdot K^\lambda \cdot n^\theta \quad (3.19)$$

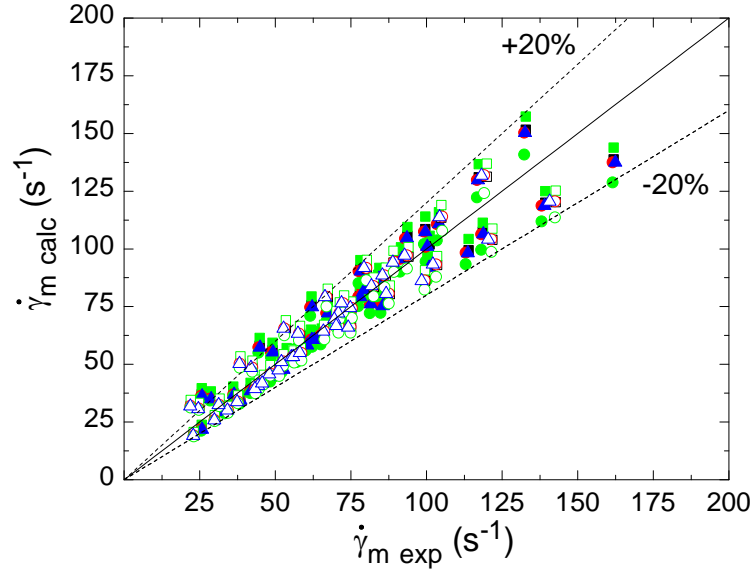
$$\dot{\gamma}_m = (71,84 \pm 10,1) \cdot U_{GR}^{0,653 \pm 0,030} \cdot K^{-0,654 \pm 0,039} \cdot n^{-1,434 \pm 0,096} \quad R^2=0,93 \quad (4.101)$$

$$\dot{\gamma}_m = (80,58 \pm 12,0) \cdot U_{GR}^{0,656 \pm 0,031} \cdot K^{-0,654 \pm 0,039} \cdot n^{-1,431 \pm 0,096} \quad R^2=0,93 \quad (4.102)$$

$$\dot{\gamma}_m = (144,5 \pm 23,3) \cdot U_{GR}^{0,658 \pm 0,031} \cdot K^{-0,651 \pm 0,039} \cdot n^{-1,426 \pm 0,095} \quad R^2=0,93 \quad (4.103)$$

$$\dot{\gamma}_m = (71,20 \pm 7,8) \cdot U_{GR}^{0,631 \pm 0,023} \cdot K^{-0,654 \pm 0,030} \cdot n^{-1,432 \pm 0,073} \quad R^2=0,91 \quad (4.104)$$

Figura 4.72 – Comparação entre a taxa de cisalhamento média estimada ($\dot{\gamma}_{m\text{-exp}}$) e calculada ($\dot{\gamma}_{m\text{-calc}}$) pelas correlações propostas para os diferentes modelos e escalas de reatores pneumáticos operados com fluidos não-newtonianos. **Legenda:** (□) ACC-5 L (Eq. 4.101), (■) ACC-10 L (Eq. 4.101), (○) ASC-5 L (Eq. 4.102), (●) ASC-10 L (Eq. 4.102), (△) CB-5 L (Eq. 4.103), (▲) CB-10 L (Eq. 4.103), (◻) ACC-5 L (Eq. 4.104), (◼) ACC-10 L (Eq. 4.104), (◊) ASC-5 L (Eq. 4.104), (◐) ASC-10 L (Eq. 4.104).



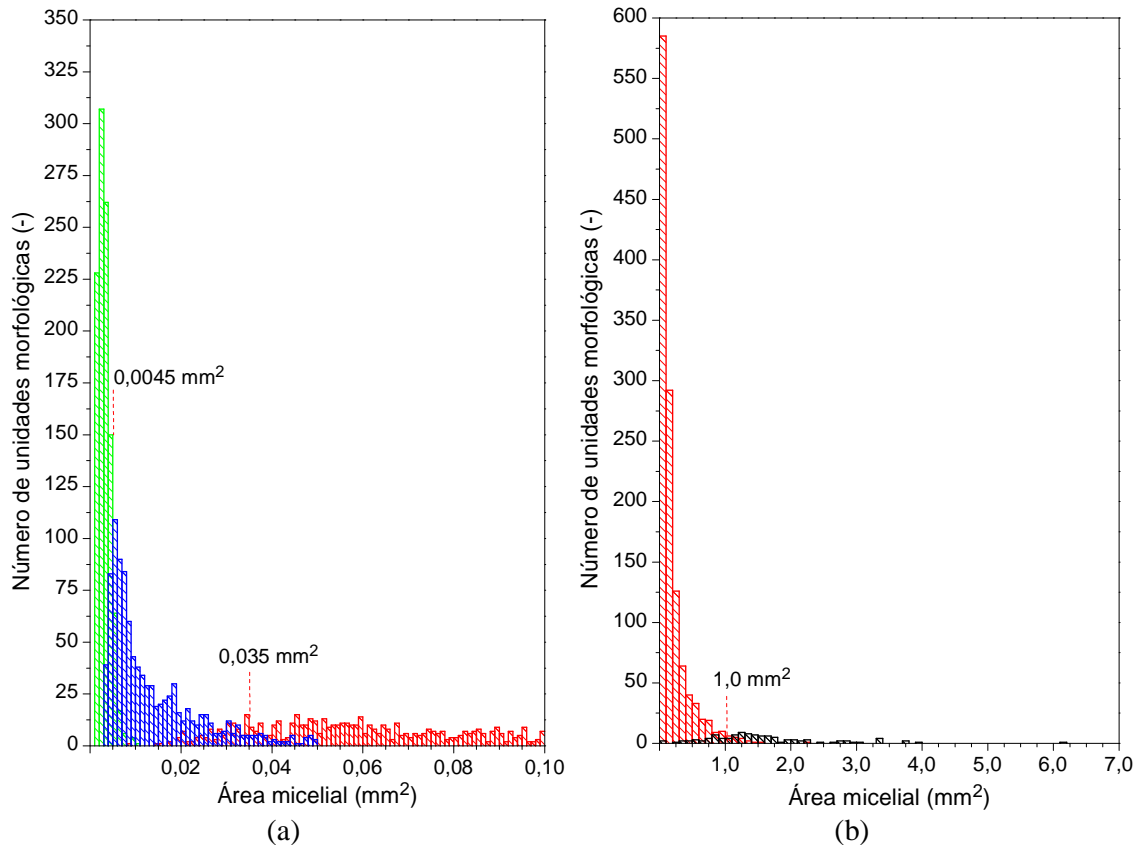
4.11.2 Análise qualitativa

Conforme a seção 2.5.3.1, a qual descreve alguns dos estudos disponíveis na literatura com relação aos efeitos da agitação do meio sobre a morfologia celular e a produção de biocompostos, a necessidade de classificação das unidades morfológicas merece destaque, em virtude da sua importância na avaliação do cisalhamento das células e da quase inexistência de dados que estabeleçam faixas de tamanho de cada unidade (salvo os estudos de Pamboukian & Facciotti [245] e Park [246]), o que permite a classificação de forma mais fácil e rápida em comparação às análises visuais.

Neste sentido, no presente estudo foram analisados visualmente 3340 unidades morfológicas, contabilizando 1041 hifas isoladas, 973 hifas ramificadas, 1219 *clumps* e 107 *pellets*, as quais foram classificadas de acordo com a área micelial (AM), área real desconsiderando os espaços vazios e o perímetro considerando todo o preenchimento da forma geométrica da unidade morfológica (PE). Tais medidas foram escolhidas para classificação pois durante a análise de todas as medidas disponibilizadas pelo *software*, estas foram as que promoviam melhor separação das classes. Medidas como a área convexa, utilizada por Park [246] não foram utilizadas por não estarem disponíveis no *software*.

A Figura 4.73 apresenta a distribuição de tamanho de cada unidade morfológica com base na área micelial. Na Figura 4.73.a utilizou-se dados de hifas isoladas, hifas ramificadas e *clumps*, visando estipular a melhor faixa de AM de cada classe, enquanto que a Figura 4.73.b apresenta os dados para *clumps* e *pellets*.

Figura 4.73 – Distribuição de tamanho das unidades morfológicas visando a classificação morfológica em termos de área micelial (AM): a) quantidade de hifas isoladas, hifas ramificadas e *clumps** em função de AM; b) quantidade de *clumps* e *pellets* em função de AM. **Legenda:** (■) *pellets*, (■) *clumps*, (■) hifas ramificadas, (■) hifas isoladas.



* o número de *clumps* em função de AM foi inserido na seção (a) apenas para demarcar o limite da classificação entre hifas ramificadas e *clumps* e, portanto, o gráfico foi truncado em 0,10 mm². Os dados para *clumps* em sua totalidade são apresentados no gráfico da seção (b).

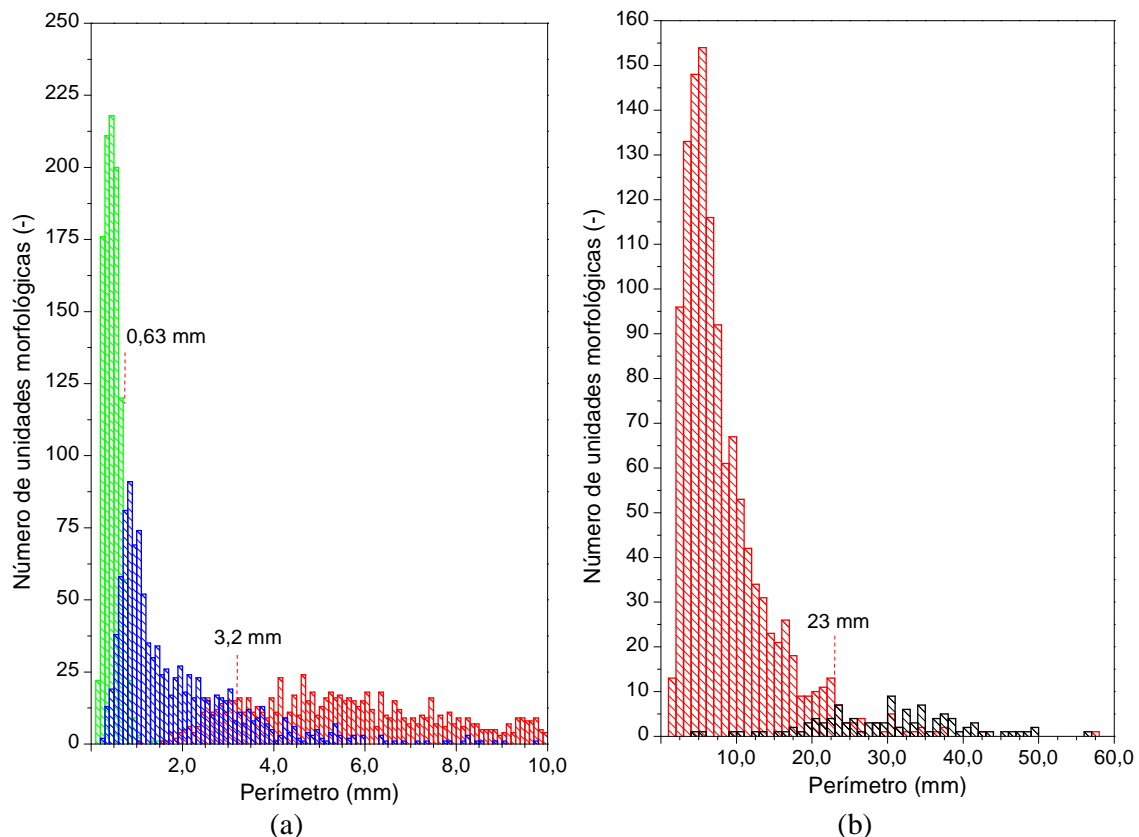
Os intervalos de AM que apresentaram melhor ajuste dos dados são descritos na Tabela 4.1. Em geral, mais de 80% dos dados analisados seguiram os intervalos estabelecidos, sendo que somente 15,3, 13,1, 10,5 e 26,17% dos dados de hifas isoladas, hifas ramificadas, *clumps* e *pellets*, respectivamente, apresentaram valores de AM fora dos intervalos estabelecidos.

Tabela 4.1 – Classificação das unidades morfológicas de acordo com a área micelial (AM).

Área micelial (mm ²)	Classificação
$AM < 0,0045$	Hifas isoladas
$0,0045 \leq AM < 0,035$	Hifas ramificadas
$0,035 \leq AM < 1,0$	<i>Clumps</i>
$AM \geq 1,0$	<i>Pellets</i>

Utilizando o perímetro como comprimento característico, de forma análoga ao caso anterior, a Figura 4.74 apresenta a distribuição de tamanho das unidades morfológicas em termos do perímetro, sendo ambos os histogramas utilizados para classificar as unidades morfológicas.

Figura 4.74 – Distribuição de tamanho das unidades morfológicas visando a classificação morfológica em termos do perímetro (PE): a) quantidade de hifas isoladas, hifas ramificadas e *clumps** em função de PE; b) quantidade de *clumps* e *pellets* em função de PE. **Legenda:** (■) *pellets*, (■) *clumps*, (■) hifas ramificadas, (■) hifas isoladas.



* o número de *clumps* em função de PE foi inserido na seção (a) apenas para demarcar o limite da classificação entre hifas ramificadas e *clumps* e, portanto, o gráfico foi truncado em 10,0 mm. Os dados para *clumps* em sua totalidade são apresentados no gráfico da seção (b).

Os intervalos de PE que apresentaram melhor ajuste dos dados são descritos na Tabela 4.2. Semelhante ao caso anterior, mais de 80% dos dados analisados seguiram os intervalos

estabelecidos, com cerca de 15,9, 15,4, 14,5 e 23,4% dos dados de hifas isoladas, hifas ramificadas, *clumps* e *pellets*, respectivamente, fora dos intervalos estabelecidos para PE.

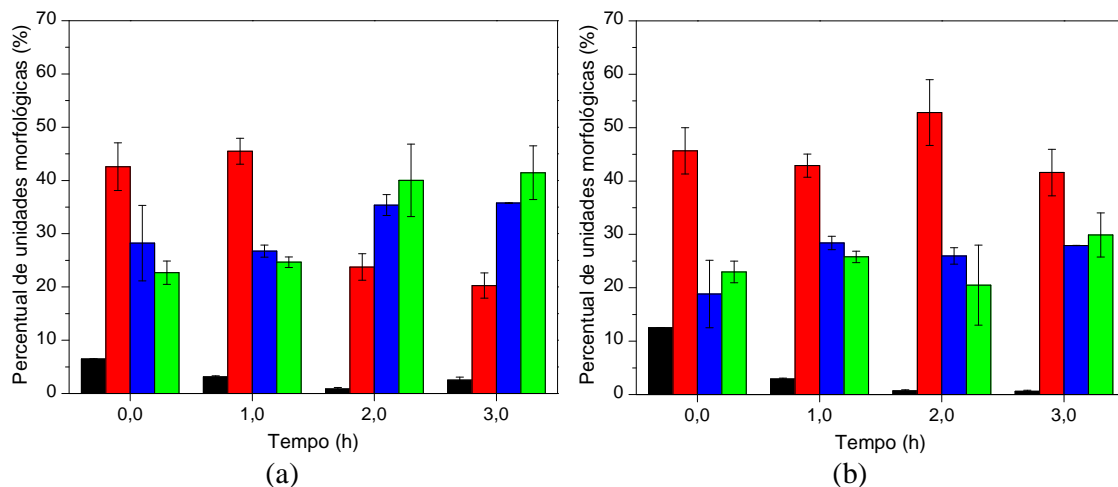
Analisando a quantidade de pontos fora dos intervalos, percebeu-se que a classificação por área micelial foi mais adequada, exceto para a definição de *pellets*. Comparando-se os intervalos de perímetro obtidos na Tabela 4.2 com aqueles obtidos no estudo de Pamboukian et al. [266] nota-se a semelhança na determinação do perímetro de hifas isoladas, as quais no estudo de Pamboukian et al. [266] apresentaram $PE < 0,60$ mm. Para as demais classes morfológicas, os valores obtidos no presente estudo são consideravelmente superiores aos valores apresentados por estes autores.

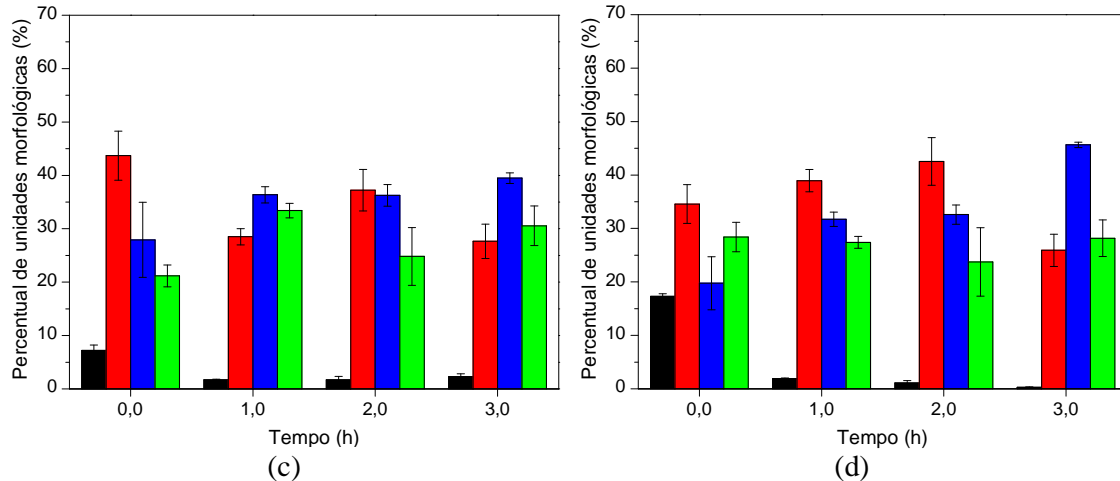
Tabela 4.2 – Classificação das unidades morfológicas de acordo com o perímetro (PE).

Perímetro (mm)	Classificação
$PE < 0,63$	Hifas isoladas
$0,63 \leq PE < 3,20$	Hifas ramificadas
$3,20 \leq PE < 23,0$	<i>Clumps</i>
$PE \geq 23,0$	<i>Pellets</i>

Após a determinação dos intervalos, todos os dados foram classificados com base na Tabela 4.1. A Figura 4.75 apresenta os valores médios do percentual de cada classe morfológica em cada tratamento, considerando os dados obtidos em reatores ACC e ASC de 5 L, nas vazões específicas de ar de 2 e 5 vvm.

Figura 4.75 – Valores médios do percentual de cada classe morfológica em função do tempo: a) 2 vvm em reator ACC; b) 5 vvm em reator ACC; c) 2 vvm em reator ASC; d) 5 vvm em reator ASC. **Legenda:** (■) *pellets*, (■) *clumps*, (■) hifas ramificadas, (■) hifas isoladas.





Analisando as unidades maiores (*pellets*) percebeu-se menor variação em sua quantidade percentual ao longo do tempo na vazão específica de ar de 2 vvm para ambos os reatores (Figuras 4.75.a e 4.75.c), diferente da vazão específica de ar de 5 vvm onde os *pellets* são praticamente inexistentes em 3 h de análise. De fato, observando a Figura 4.76 que relaciona o percentual de cada classe morfológica com sua quantidade no início da análise (0 h), para ambos os reatores operados com 2 vvm têm-se uma redução de, em média, 70% na quantidade de *pellets*, sendo este percentual mantido praticamente constante do tempo 1 a 3 h, ou seja, havendo pouca ou nenhuma fragmentação de *pellets* após 1 h de operação do biorreator. Para aeração de 5 vvm nos reatores ACC e ASC, a quantidade de *pellets* é reduzida em 77 e 89%, respectivamente, até a primeira hora, atingindo cerca de 6% da quantidade inicial em 2 h (ambos os reatores) e apenas 5 e 1,6% em 3 h (ACC e ASC, respectivamente). A redução da quantidade de *pellets* sob aeração de 5 vvm é consideravelmente superior mesmo com quantidades iniciais (0 h) de *pellets* superiores nos testes realizados com 5 vvm (média de 14,9%) em comparação aos de 2 vvm (média de 6,8%).

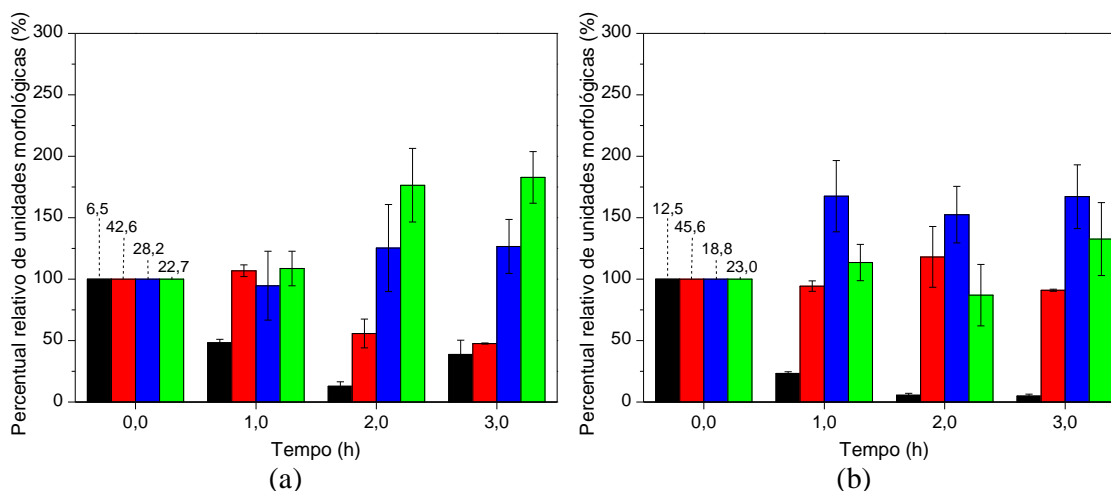
Conforme a Figura 4.75, em virtude da redução na quantidade de *pellets*, a quantidade percentual de *clumps* aumentou, principalmente quando os reatores foram operados na vazão específica de ar de 5 vvm, sendo este acréscimo evidenciado até 2 h após o início da análise, tempo necessário para que a maior parte dos *pellets* fosse fragmentada. Ainda, durante todo o tempo de análise houve o acréscimo na quantidade de hifas ramificadas, as quais tiveram um aumento de, em média, 62% em relação à 0 h em reator ACC (Figura 4.76), com um aumento mais acentuado em reator ASC, o qual manteve esta média até 2 h, mas atingiu uma quantidade 130% maior que em 0 h, após 3 h de análise. De maneira geral, pode-se dizer que para vazão específica de ar de 5 vvm a maior quantidade de *pellets* foi fragmentada em *clumps* e hifas ramificadas até 2 h de análise, sendo que após 2 h a quantidade de *clumps* foi reduzida em

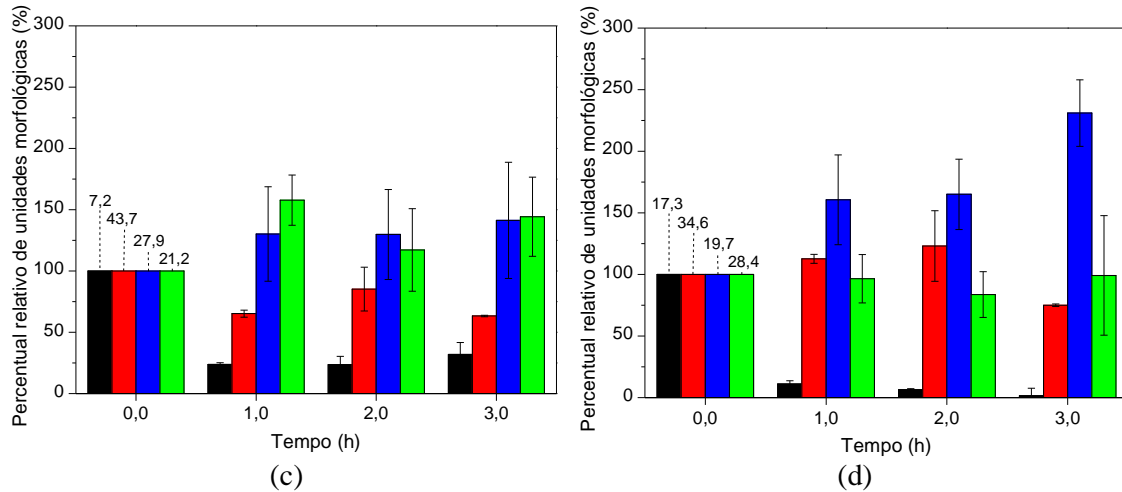
virtude de sua fragmentação em hifas ramificadas, especialmente em reator ASC. Quanto à quantidade de hifas isoladas, houve pouca variação com o passar do tempo em relação à 0 h, entretanto, apresentando uma tendência de leve acréscimo, especialmente em ACC.

Para a vazão específica de ar de 2 vvm, as Figuras 4.75 e 4.76 mostram uma tendência decrescente do percentual de *clumps* desde a primeira hora de análise, principalmente em reator ACC. Para reator ASC o leve acréscimo do número de *clumps* ocorrido em 2 h pode ser devido à maior fragmentação de *pellets* na hora anterior, conforme mencionado anteriormente. Nesta vazão específica de ar observou-se ainda o acréscimo da quantidade de hifas em especial no reator ACC, as quais foram geradas no reator ACC após 2 h e em ASC após a primeira hora.

Aparentemente, o comportamento distinto da morfologia, comparando-se ambos os reatores em termos das vazões testadas, nos revela que a vazão específica de ar de 2 vvm não apresentou turbulência ou ainda, velocidade relativa (diferença entre as velocidades das fases líquida e gasosa) suficiente para promover a fragmentação de todas as unidades morfológicas maiores (*pellets* e *clumps*) até 3 h de análise, mas foi suficiente para fragmentá-las parcialmente, aumentando a quantidade de hifas ramificadas e isoladas desde o início do procedimento. Já para a vazão específica de ar de 5 vvm, percebeu-se um maior cisalhamento das unidades, havendo inicialmente a quebra das unidades maiores (*pellets*) seguida dos *clumps*, o que gerou uma maior quantidade de hifas ramificadas, principalmente na última hora. Com relação ao modelo de biorreator observou-se pouca diferença na morfologia de *S. clavuligerus*, entretanto, entre todas as condições testadas percebeu-se que o cisalhamento foi superior em ASC na vazão específica de ar de 5 vvm.

Figura 4.76 – Valores médios do percentual normalizado de cada classe morfológica relativo ao início do experimento em função do tempo: a) 2 vvm em reator ACC; b) 5 vvm em reator ACC; c) 2 vvm em reator ASC; d) 5 vvm em reator ASC. **Legenda:** (■) *pellets*, (■) *clumps*, (■) hifas ramificadas, (■) hifas isoladas.





As Figuras 4.77 e 4.78 apresentam os valores médios de área micelial e perímetro, respectivamente, de cada classe morfológica relativos aos valores médios iniciais (0 h) destes parâmetros. Com relação ao tamanho das unidades morfológicas, observou-se principalmente o decréscimo do tamanho dos *clumps* em relação ao início (0 h), com uma redução média da área micelial de 39,5% em ACC e 34% em ASC e do perímetro de 23,5 e 25% em ACC e ASC, respectivamente. Na sequência, houve a redução no tamanho dos *pellets*, com um decréscimo médio de área de 10% em ACC e 19,5% em ASC e de perímetro de 13 e 20% em ACC e ASC, respectivamente. Em relação às hifas, foi observado em alguns casos o aumento de tamanho em virtude da sua origem proveniente de unidades maiores, ocorrido com maior frequência para hifas isoladas.

Analisando ambos os parâmetros de tamanho (AM e PE), embora a ocorrência de cisalhamento após o início da operação dos biorreatores fosse visível especialmente para unidades maiores, houve pouca diferença entre o cisalhamento gerado comparando-se ambos os modelos de biorreator e vazões específicas de ar, mesmo observando-se que em termos médios os reatores ASC tenham promovido um decréscimo de tamanho de *pellets* e *clumps* levemente maior que em ACC. Neste sentido, o cisalhamento foi melhor caracterizado com base na quantidade de cada tipo de unidade morfológica que pelo tamanho das unidades.

Por fim, tendo em vista que pela análise da quantidade percentual de unidades morfológicas foi possível observar um maior grau de cisalhamento com o aumento da vazão específica de ar e que houve pouca diferença em termos do modelo de biorreator, a estimativa da taxa de cisalhamento pelas equações propostas na seção 4.11.1 é adequada com base na presente análise de uma situação real de cisalhamento.

Figura 4.77 – Valores médios da área micelial de cada classe morfológica relativa ao início do experimento em função do tempo: a) 2 vvm em reator ACC; b) 5 vvm em reator ACC; c) 2 vvm em reator ASC; d) 5 vvm em reator ASC. **Legenda:** (■) *pellets*, (■) *clumps*, (■) hifas ramificadas, (■) hifas isoladas.

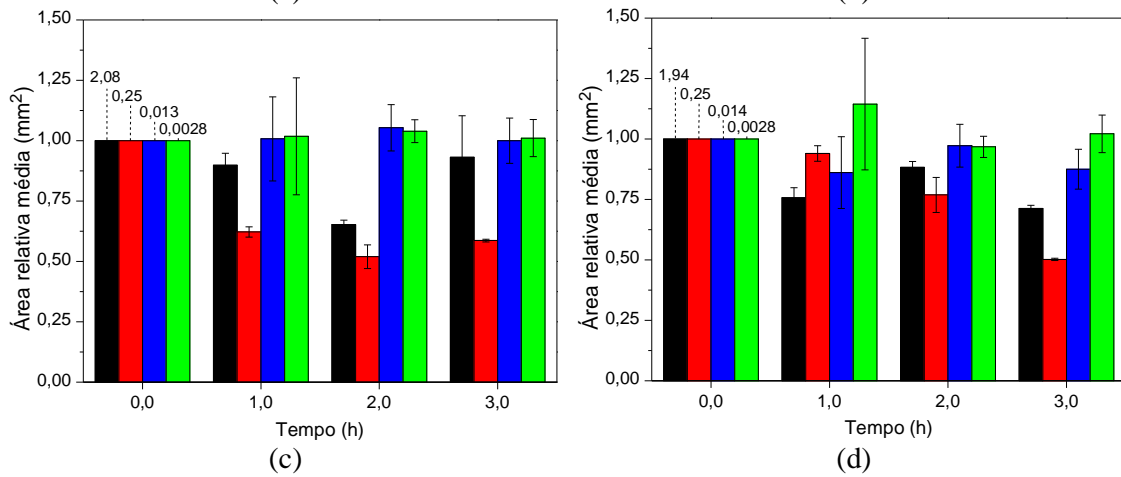
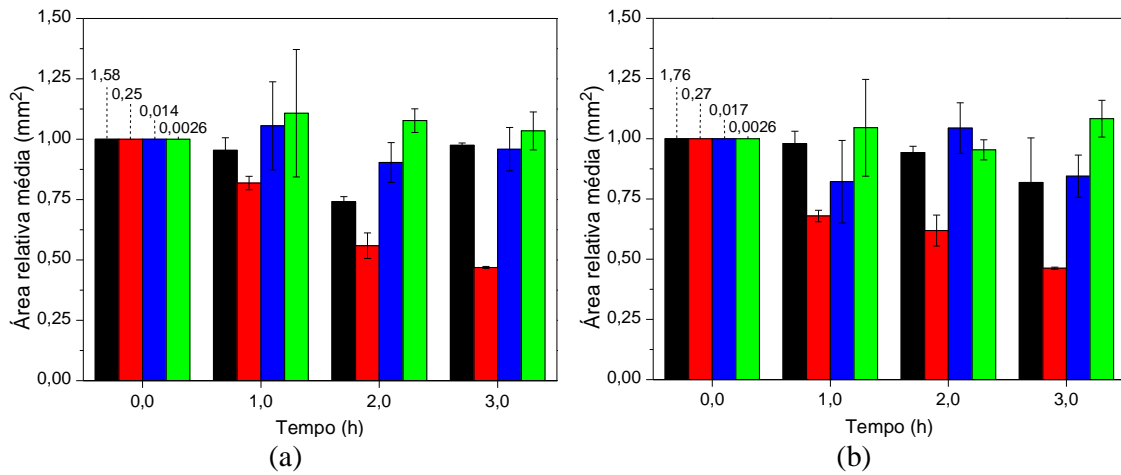
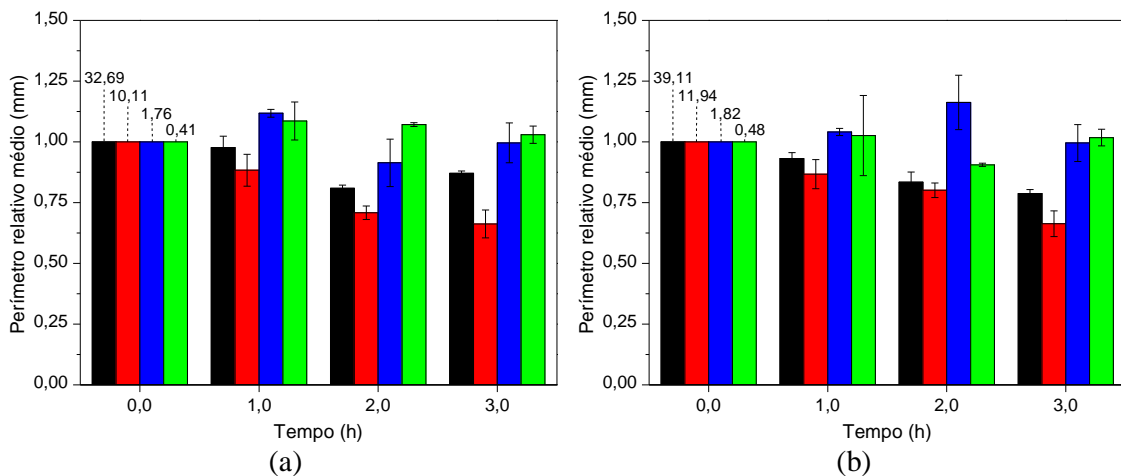
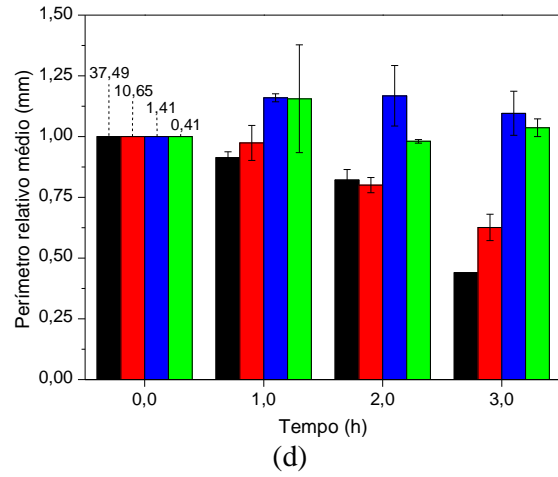
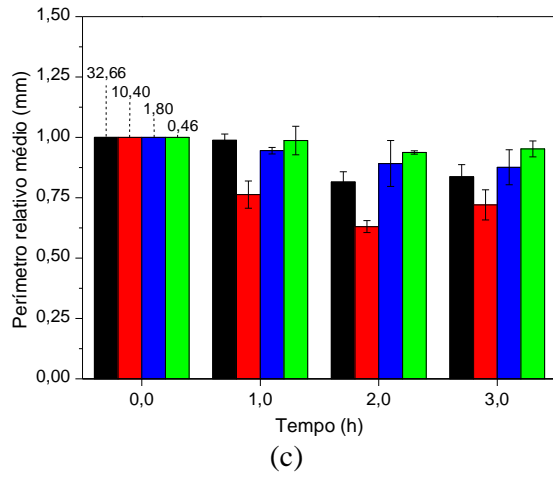


Figura 4.78 – Valores médios do perímetro de cada classe morfológica relativo ao início do experimento em função do tempo: a) 2 vvm em reator ACC; b) 5 vvm em reator ACC; c) 2 vvm em reator ASC; d) 5 vvm em reator ASC. **Legenda:** (■) *pellets*, (■) *clumps*, (■) hifas ramificadas, (■) hifas isoladas.





5 Conclusões

Com base nos resultados obtidos na presente tese foi possível concluir que:

1. A retenção gasosa global (ε_g) e as retenções gasosas no *riser* (ε_R) e no *downcomer* (ε_D) têm relação direta com a vazão específica de ar (ϕ_{ar}) e inversa às variações das propriedades físicas (viscosidade cinemática do líquido, ν_L) e reológicas (índice de consistência e índice de escoamento) avaliadas. Os valores de ε_g , ε_R e ε_D em geral, apresentam maior magnitude em reatores do tipo *airlift* de cilindros concêntricos (ACC) e escala de 10 L;

2. A força motriz para a circulação do líquido aumenta com ϕ_{ar} e é superior em reatores tipo *airlift split-cylinder* (ASC), operados com fluidos newtonianos;

3. O tempo de circulação do líquido (t_C) tem comportamento decrescente com ϕ_{ar} e aumenta com o aumento de ν_L para fluidos newtonianos e com o índice de consistência (K) e o índice de escoamento (n) para fluidos não-newtonianos. Em ambos os modelos de reatores *airlift*, t_C é maior na escala de 10 L;

4. Com relação ao fator de atrito de Fanning no *riser* (f_R), observa-se maiores valores desta variável em reatores ASC, resultado condizente com os valores de número de Reynolds neste modelo. No *downcomer*, o fator de atrito de Fanning (f_D) é superior em reatores ACC principalmente em virtude do formato de sua região (anular), a qual gera uma maior área de contato líquido-parede;

5. Em termos de dissipação de energia, houve maiores perdas percentuais de energia no *riser* ($\%E_R + \%E_{FR}$) e no *downcomer* ($\%E_D + \%E_{FD}$) dos reatores ACC. Quanto à base é observado o contrário, em virtude dos maiores valores de coeficiente de perda de carga na base (K_B) em reatores ASC, que geram, conseqüentemente, maiores perdas percentuais de energia na base de reatores ASC em comparação aos ACC, avaliados neste estudo. Quanto à escala do reator, não houveram diferenças nas perdas percentuais de energia entre reatores de 5 e 10 L;

6. As velocidades superficiais de líquido no *riser* (U_{LR}) e no *downcomer* (U_{LD}) têm comportamento contrário à t_C com relação à ϕ_{ar} , ν_L , K e n . Em geral, os maiores valores de U_{LR} (exceto para fluidos newtonianos) e U_{LD} são obtidos em reatores ASC e escala de 10 L. Este resultado é devido principalmente à força motriz, a qual é superior em reatores ASC, assim como ao somatório das perdas de energia percentuais no *riser* e no *downcomer*, que são superiores em ACC. Para o caso de U_{LR} de fluidos newtonianos, nota-se que a maior perda de carga na base, ocorrida nos reatores ASC, apresentou um efeito mais intenso que as demais variáveis, originando maiores valores desta variável em reatores ACC;

7. Em soluções de glicerol (GS), goma-xantana (GX) e carboxi-metil celulose (CMC), as bolhas de ar apresentam tamanho decrescente com o aumento de ϕ_{ar} , v_L , K e n . Já em água observa-se o contrário, onde o aumento de ϕ_{ar} promove o aumento do tamanho das bolhas. Com relação ao modelo e escala, não foi observada relação entre o diâmetro médio da bolha (D_b) e o modelo de reator, entretanto, bolhas menores foram formadas principalmente em reatores de 10 L. Para todas as soluções testadas, os resultados são condizentes com o estudo de Clift, Grace e Weber em relação ao formato das bolhas, as quais têm formato distorcido em água e esférico/elipsoidal nas demais soluções;

8. O coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ($k_{L,a}$), um dos parâmetros de desempenho mais utilizados para caracterização desses sistemas em termos de eficiência na transferência de oxigênio, tem comportamento análogo à ε_g , com relação direta à ϕ_{ar} e à escala do reator e inversa à v_L , K e n . Dos três modelos de reatores testados, os reatores ACC, seguido dos reatores ASC e CB são àqueles que apresentam os maiores valores de $k_{L,a}$;

9. Desmembrando o $k_{L,a}$ nos termos que o compõe, tem-se que seu comportamento em termos de ϕ_{ar} , escala do reator, v_L , K e n é principalmente devido à área interfacial específica de transferência de massa (a_L), a qual apresenta o mesmo comportamento do $k_{L,a}$ com relação às variáveis testadas. A única exceção é a água, a qual gerou os maiores valores obtidos de $k_{L,a}$, sendo os valores de a_L em água inferiores àqueles nas soluções de glicerol. Os menores valores de a_L em água são devidos principalmente ao maior diâmetro médio da bolha visualizado neste líquido, sendo que neste caso, ε_g apresenta menor influência sobre a_L em comparação a D_b ;

10. Com relação ao coeficiente convectivo de transferência de massa (k_L), seu comportamento é inverso à ϕ_{ar} , à v_L e às propriedades reológicas (K e n), com maiores valores em reatores *airlift* na escala de 10 L. O comportamento inesperado por parte de k_L com relação à ϕ_{ar} foi preconizado por diferentes autores [106,122,224,231], os quais relacionam tal comportamento à recirculação de bolhas no reator, fenômeno que promove a redução da concentração de oxigênio na bolha e, conseqüentemente, da força motriz para a transferência de massa. Neste estudo, embora k_L apresente pouca influência sobre o comportamento padrão do $k_{L,a}$, esta variável é a principal responsável pela magnitude do $k_{L,a}$, sendo observados maiores valores de k_L para água, seguido das soluções de CMC, GX e GS, resultado análogo ao $k_{L,a}$. Tal resultado é devido principalmente à difusividade do oxigênio no líquido (D_L) a qual é maior para água, seguido das soluções não-newtonianas;

11. Para a previsão da taxa de cisalhamento média conclui-se que o método utilizado baseado na teoria de turbulência isotrópica de Kolmogorov é adequado, resultando em valores muito próximos aos obtidos na literatura para este parâmetro e, ainda, com comportamento

similar (em termos de ϕ_{ar}) em relação à análise do cisalhamento pelo monitoramento das alterações morfológicas de *Streptomyces clavuligerus*;

12. Para todos os parâmetros avaliados, correlações empíricas são propostas com bom ajuste aos dados experimentais (em geral, com desvios inferiores à 20%). Como pode ser observado no Capítulo 2, para muitos destes parâmetros a literatura disponibiliza somente correlações válidas para água ou soluções pouco viscosas, para reatores coluna de bolhas e *airlift* de circulação externa e, em geral, apenas para uma escala de reator. Neste sentido, o presente trabalho auxilia de forma significativa estudos posteriores visando a utilização, projeto e variação de escala de reatores pneumáticos e na melhor compreensão dos fenômenos hidrodinâmicos, de transferência de massa e cisalhamento, principalmente em reatores do tipo *airlift*, uma vez que disponibiliza correlações válidas para uma ampla gama de propriedades físicas, condições reológicas, modelos e escalas de reatores, especialmente para reator *airlift split-cylinder*, sobre o qual tais estudos são incipientes;

13. Por fim, é importante ressaltar que, embora reatores *airlift* de cilindros concêntricos tenham apresentado maior eficiência em termos de transferência de massa na maioria dos parâmetros e condições testadas, o modelo *airlift split-cylinder* apresentou resultados promissores em termos de circulação do líquido. Tendo em vista que, para todos os parâmetros os valores obtidos em ambos os reatores são próximos e considerando o *design* favorável do reator ASC quanto às menores perdas de energia no *riser* e no *downcomer*, a otimização da região da base deste modelo pode torná-lo mais eficiente que o modelo ACC em termos hidrodinâmicos e de transferência de massa.

Referências

- [1] CHOTANI, G. K.; DODGE, T. C.; ARBIGE, M. V. Industrial Biotechnology: Discovery to Delivery. In: KENT, J. A. (Ed.). **Handbook of Industrial Chemistry and Biotechnology**. 12th. ed. New York: Springer, 2012. p. 1131–1182.
- [2] HARADA, Y. et al. Fermentation Pilot Plant. In: VOGEL, H. C.; TODARO, C. L. (Eds.). **Fermentation and biochemical engineering handbook: Principles, process design, and equipment**. 2nd ed. 1996. p. 1–66.
- [3] BORZANI, W. et al. (Eds.). **Biotecnologia Industrial: Fundamentos**. 1 ed. São Paulo: Edgard Blücher, 2001.
- [4] NAJAFPOUR, G. D. **Biochemical Engineering and Biotechnology**. 2nd. ed. Oxford: Elsevier, 2015.
- [5] SCHMIDELL, W. et al. (Eds.). **Biotecnologia Industrial: Engenharia Bioquímica**. 2 ed. São Paulo: Edgard Blücher, 2001.
- [6] WECKER, A.; ONKEN, U. Influence of dissolved oxygen concentration and shear rate on the production of pullulan by *Aureobasidium pullulans*. **Biotechnology letters**, v. 13, n. 3, p. 155–160, 1991.
- [7] HEYDARIAN, S. M.; BONAKDARPOUR, B.; MIRHOSEINI, J. Polygalacturonase production by *Aspergillus* sp. in air-lift and agitated fermentor. **Iranian Journal of Chemical and Chemical Engineering**, v. 28, n. 1, p. 103–107, 2009.
- [8] BRAGA, A. et al. Aroma production by *Yarrowia lipolytica* in airlift and stirred tank bioreactors: Differences in yeast metabolism and morphology. **Biochemical Engineering Journal**, v. 93, p. 55–62, 2015.
- [9] WONGWICHARN, A.; HARVEY, L. M.; MCNEIL, B. Secretion of heterologous and native proteins, growth and morphology in batch cultures of *Aspergillus niger* B1-D at varying agitation rates. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, v. 74, n. 8, p. 821–828, 1999.
- [10] AMANULLAH, A. et al. Effects of agitation intensity on mycelial morphology and protein production in chemostat cultures of recombinant *Aspergillus oryzae*. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 62, n. 4, p. 434–446, 1999.
- [11] LI, D.; FU, X.; KIM, S. M. Production of chum salmon cystatin from the recombinant *Saccharomyces cerevisiae* optimized using response surface methodology. **Biotechnology and Bioprocess Engineering**, v. 15, n. 2, p. 314–323, 2010.
- [12] LI, Z. J. et al. Estimation of hyphal tensile strength in production-scale *Aspergillus oryzae* fungal fermentations. **Biotechnology and bioengineering**, v. 77, n. 6, p. 601–13, 2002.
- [13] MANOLOV, R. J. Influence of agitation rate on growth and ribonuclease production by

- free and immobilized *Aspergillus clavatus* cells. **Applied Biochemistry and Biotechnology**, v. 33, n. 3, p. 157–167, 1992.
- [14] MAKAGIANSAR, H. Y. et al. The influence of mechanical forces on the morphology and penicillin production of *Penicillium chrysogenum*. **Bioprocess and Biosystems Engineering**, v. 9, p. 83–90, 1993.
- [15] SIEGEL, M. H.; ROBINSON, C. W. Applications of airlift gas-liquid-solid reactors in biotechnology. **Chemical Engineering Science**, v. 47, n. 13/14, p. 3215–3229, 1992.
- [16] SNAPE, J. B. et al. Liquid-phase properties and sparger design effects in an external-loop airlift reactor. **Chemical Engineering Science**, v. 50, n. 20, p. 3175–3186, 1995.
- [17] ABDULMOHSIN, R. S.; ABID, B. A.; AL-DAHMAN, M. H. Heat transfer study in a pilot-plant scale bubble column. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 89, n. 1, p. 78–84, jan. 2011.
- [18] DHANASEKHARAN, K. M. et al. A generalized approach to model oxygen transfer in bioreactors using population balances and computational fluid dynamics. **Chemical Engineering Science**, v. 60, n. 1, p. 213–218, jan. 2005.
- [19] GARCIA-OCHOA, F.; GOMEZ, E. Bioreactor scale-up and oxygen transfer rate in microbial processes: an overview. **Biotechnology Advances**, v. 27, n. 2, p. 153–76, 2009.
- [20] CUNHA, F. M. et al. Sequential solid-state and submerged cultivation of *Aspergillus niger* on sugarcane bagasse for the production of cellulase. **Bioresource Technology**, v. 112, p. 270–4, maio 2012.
- [21] BANNARI, R. et al. A model for cellulase production from *Trichoderma reesei* in an airlift reactor. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 109, n. 8, p. 2025–38, ago. 2012.
- [22] TAVARES, L. Z.; DA SILVA, E. S.; DA CRUZ PRADELLA, J. G. Production of poly(3-hydroxybutyrate) in an airlift bioreactor by *Ralstonia eutropha*. **Biochemical Engineering Journal**, v. 18, n. 1, p. 21–31, abr. 2004.
- [23] KAHAR, P. et al. Production of epsilon-polylysine in an airlift bioreactor (ABR). **Journal of Bioscience and Bioengineering**, v. 93, n. 3, p. 274–80, jan. 2002.
- [24] BEHIN, J. Deinking in bubble column and airlift reactors: Influence of wastewater of Merox unit as pulping liquor. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 90, n. 8, p. 1045–1051, ago. 2012.
- [25] CERRONE, F. et al. Efficient removal of pollutants from olive washing wastewater in bubble-column bioreactor by *Trametes versicolor*. **Chemosphere**, v. 84, n. 2, p. 254–9, jun. 2011.
- [26] XU, Y. et al. Dynamics and oxygen transfer of a novel vertical tubular biological reactor for wastewater treatment. **Chemical Engineering Journal**, v. 156, n. 1, p. 92–97, 1 jan. 2010.

- [27] CHEN, Y. et al. Oxygen transfer and hydrodynamics in a flexible fibre biofilm reactor for wastewater treatment. **Chinese Journal of Chemical Engineering**, v. 17, n. 5, p. 879–882, out. 2009.
- [28] NAVIA-OSORIO, A. et al. Taxol® and baccatin III production in suspension cultures of *Taxus baccata* and *Taxus wallichiana* in an airlift bioreactor. **Journal of Plant Physiology**, v. 102, p. 97–102, 2002.
- [29] CHISTI, Y. Animal-cell damage in sparged bioreactors. **Trends in Biotechnology**, v. 18, n. 10, p. 420–32, out. 2000.
- [30] MOLINA GRIMA, E.; CHISTI, Y.; MOO-YOUNG, M. Characterization of shear rates in airlift bioreactors for animal cell culture. **Journal of Biotechnology**, v. 54, n. 3, p. 195–210, maio 1997.
- [31] HUANG, T.; WANG, P.; WU, W. Cultivation of *Bacillus thuringiensis* in an airlift reactor with wire mesh draft tubes. **Biochemical Engineering Journal**, v. 7, p. 35–39, 2001.
- [32] KUMAR, K.; DAS, D. Growth characteristics of *Chlorella sorokiniana* in airlift and bubble column photobioreactors. **Bioresource Technology**, v. 116, p. 307–13, jul. 2012.
- [33] HULATT, C. J.; THOMAS, D. N. Productivity, carbon dioxide uptake and net energy return of microalgal bubble column photobioreactors. **Bioresource Technology**, v. 102, n. 10, p. 5775–87, maio 2011.
- [34] REYNA-VELARDE, R. et al. Hydrodynamic and mass transfer characterization of a flat-panel airlift photobioreactor with high light path. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 49, n. 1, p. 97–103, jan. 2010.
- [35] VEGA-ESTRADA, J. et al. *Haematococcus pluvialis* cultivation in split-cylinder internal-loop airlift photobioreactor under aeration conditions avoiding cell damage. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 68, n. 1, p. 31–5, jul. 2005.
- [36] CHISTI, Y. **Airlift bioreactors**. London: Elsevier Applied Science, 1989.
- [37] JIN, B.; YIN, P.; LANT, P. Hydrodynamics and mass transfer coefficient in three-phase air-lift reactors containing activated sludge. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 45, n. 7, p. 608–617, jul. 2006.
- [38] MERCHUK, J. C.; GLUZ, M. Bioreactors, air-lift reactors. In: JOHN WILEY AND SONS (Ed.) . **Encyclopedia of Bioprocess Technology**. 2002. p. 320–394.
- [39] LUO, H.-P.; AL-DAHMAN, M. H. Local gas holdup in a draft tube airlift bioreactor. **Chemical Engineering Science**, v. 65, n. 15, p. 4503–4510, ago. 2010.
- [40] JULIÁ, J. E. et al. Hydrodynamic characterization of a needle sparger rectangular bubble column: Homogeneous flow, static bubble plume and oscillating bubble plume. **Chemical Engineering Science**, v. 62, n. 22, p. 6361–6377, 2007.

- [41] OHTA, N. et al. Comparison of neomycin production from *Streptomyces fradiae* cultivation using soybean oil as the sole carbon source in an air-lift bioreactor and a stirred-tank reactor. **Journal of Fermentation and Bioengineering**, v. 79, n. 5, p. 443–448, 1995.
- [42] ADINARAYANA, K. et al. Continuous neomycin production by immobilized cells of *Streptomyces marinensis* NUV-5 in an airlift bioreactor. **Process Biochemistry**, v. 39, n. 11, p. 1407–1414, 2004.
- [43] JONES, S. M. J.; HARRISON, S. T. L. Aeration energy requirements for lipid production by *Scenedesmus sp.* in airlift bioreactors. **Algal Research**, v. 5, n. Jul, p. 249–257, 2014.
- [44] LENNARTSSON, P. R.; NIKLASSON, C.; TAHERZADEH, M. J. A pilot study on lignocelluloses to ethanol and fish feed using NMMO pretreatment and cultivation with zygomycetes in an air-lift reactor. **Bioresource Technology**, v. 102, n. 6, p. 4425–32, 2011.
- [45] 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, jan. 1997.
- [46] YUGUO, Z.; ZHAO, W.; XIAOLONG, C. a-Amylase production by *Bacillus subtilis* with dregs in an external-loop airlift bioreactor. **Biochemical Engineering Journal**, v. 5, p. 115–121, 2000.
- [47] FONTANA, R. C.; POLIDORO, T. A.; DA SILVEIRA, M. M. Comparison of stirred tank and airlift bioreactors in the production of polygalacturonases by *Aspergillus oryzae*. **Bioresource Technology**, v. 100, n. 19, p. 4493–8, out. 2009.
- [48] AHAMED, A.; VERMETTE, P. Effect of mechanical agitation on the production of cellulases by *Trichoderma reesei* RUT-C30 in a draft-tube airlift bioreactor. **Biochemical Engineering Journal**, v. 49, n. 3, p. 379–387, maio 2010.
- [49] ÖZCAN, E.; SARGIN, S.; GÖKSUNGUR, Y. Comparison of pullulan production performances of air-lift and bubble column bioreactors and optimization of process parameters in air-lift bioreactor. **Biochemical Engineering Journal**, v. 92, p. 9–15, 2014.
- [50] ROUKAS, T.; MANTZOURIDOU, F. Effect of the aeration rate on pullulan production and fermentation broth rheological properties in an airlift reactor. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, v. 76, n. 4, p. 371–376, 2001.
- [51] YUN, J. et al. Production of tropane alkaloids by small-scale bubble column bioreactor cultures of *Scopolia parviflora* adventitious roots. **Bioresource Technology**, v. 98, p. 1748–1753, 2007.
- [52] KAWAGOE, M. et al. Application of bubble column fermentors to submerged culture of *Schizopyllum commune* for production of L-malic acid. **Journal of Fermentation**

- and Bioengineering**, v. 84, n. 4, p. 333–336, 1997.
- [53] TRAGER, M. Comparison of airlift and stirred reactors for fermentation with *Aspergillus niger*. **Journal of Fermentation and Bioengineering**, v. 68, n. 2, p. 112–116, 1989.
- [54] KLEIN, J. et al. Biotransformation of glucose to gluconic acid by *Aspergillus niger* — study of mass transfer in an airlift bioreactor. **Biochemical Engineering Journal**, v. 10, p. 197–205, 2002.
- [55] BEHIN, J. et al. Ozone assisted electrocoagulation in a rectangular internal-loop airlift reactor: Application to decolorization of acid dye. **Journal of Water Process Engineering**, v. 8, p. 171–178, 2015.
- [56] TURHAN, K.; TURGUT, Z. Decolorization of direct dye in textile wastewater by ozonation in a semi-batch bubble column reactor. **Desalination**, v. 242, n. 1-3, p. 256–263, jun. 2009.
- [57] SAHU, J. N. et al. Performance of a modified multi-stage bubble column reactor for lead(II) and biological oxygen demand removal from wastewater using activated rice husk. **Journal of hazardous materials**, v. 161, n. 1, p. 317–324, 15 jan. 2009.
- [58] CHAI, L.-Y. et al. Partial nitrification in an air-lift reactor with long-term feeding of increasing ammonium concentrations. **Bioresource Technology**, v. 185, p. 134–142, 2015.
- [59] BEHRAD, A. et al. Bio-processing of copper from combined smelter dust and flotation concentrate : A comparative study on the stirred tank and airlift reactors. **Journal of Hazardous Materials**, v. 241-242, p. 197–206, 2012.
- [60] KAKSONEN, A. H. et al. Iron oxidation and jarosite precipitation in a two-stage airlift bioreactor. **Hydrometallurgy**, v. 150, p. 227–235, 2014.
- [61] YONGMING, Z. et al. An internal airlift loop bioreactor with *Burkholderia pickettii* immobilized onto ceramic honeycomb support for degradation of quinoline. **Biochemical Engineering Journal**, v. 11, n. 2-3, p. 149–157, set. 2002.
- [62] SALEHI, Z. et al. Aerobic biodegradation of p-nitrophenol by acclimated waste activated sludge in a slurry bubble column. **Process Biochemistry**, v. 46, n. 1, p. 284–289, jan. 2011.
- [63] GALÍNDEZ-MAYER, J. et al. Phenol and 4-chlorophenol biodegradation by yeast *Candida tropicalis* in a fluidized bed reactor. **Biochemical Engineering Journal**, v. 38, n. 2, p. 147–157, fev. 2008.
- [64] LUCAS, M. S. et al. Ozonation kinetics of winery wastewater in a pilot-scale bubble column reactor. **Water Research**, v. 43, n. 6, p. 1523–1532, abr. 2009.
- [65] NAJAFABADY, N. M.; RASOUL-AMINI, S.; GHASEMI, Y. Production of biodiesel by a naturally isolated strain of *Chlorella vulgaris* in bubble column photobioreactor.

- Journal of Biotechnology**, v. 150, p. 371–371, nov. 2010.
- [66] NAYAK, B. K.; ROY, S.; DAS, D. Biohydrogen production from algal biomass (*Anabaena sp.* PCC 7120) cultivated in airlift photobioreactor. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 39, n. 14, p. 7553–7560, 2013.
- [67] SONEGO, J. L. S. et al. Extractive batch fermentation with CO₂ stripping for ethanol production in a bubble column bioreactor: experimental and modeling. **Energy & Fuels**, v. 28, n. 12, p. 7552–7559, 2014.
- [68] SILVA, C. R. et al. Stripping of ethanol with CO₂ in bubble columns: Effects of operating conditions and modeling. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 102, p. 150–160, 2015.
- [69] BASHEER, A. A.; SUBRAMANIAM, P. Hydrodynamics, mixing and selectivity in a partitioned bubble column. **Chemical Engineering Journal**, v. 187, p. 261–274, abr. 2012.
- [70] VISWANATHAN, K.; RAO, D. S. Circulation in bubble columns. **Chemical Engineering Science**, v. 38, n. 1, p. 474–478, 1983.
- [71] BURNS, L. F.; RICE, R. G. Circulation in bubble columns. **AIChE Journal**, v. 43, n. 6, p. 1390–1401, 1997.
- [72] VIAL, C. et al. A simple method for regime identification and flow characterisation in bubble columns and airlift reactors. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 40, n. 2, p. 135–151, fev. 2001.
- [73] MERCHUK, J. C.; M.H.SIEGEL. Air-lift reactors in chemical and biological technology. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, v. 41, p. 105–120, 1988.
- [74] 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, maio 2011.
- [75] BEHIN, J. Modeling of modified airlift loop reactor with a concentric double-draft tube. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 88, n. 8, p. 919–927, ago. 2010.
- [76] MOUSTIRI, S. et al. A unified correlation for predicting liquid axial dispersion coefficient in bubble columns. **Chemical Engineering Science**, v. 56, p. 1041–1047, 2001.
- [77] LEMOINE, R. et al. An algorithm for predicting the hydrodynamic and mass transfer parameters in bubble column and slurry bubble column reactors. **Fuel Processing Technology**, v. 89, n. 4, p. 322–343, abr. 2008.
- [78] SHAMLOU, P. A. et al. Gas holdup and liquid circulation rate in concentric-tube airlift bioreactors. **Chemical Engineering Science**, v. 49, n. 3, p. 303–312, 1994.

- [79] SHAH, Y. T. et al. Design parameters estimations for bubble column reactors. **AIChE Journal**, v. 28, n. 3, p. 353–379, 1982.
- [80] GALÍNDEZ-MAYER, J. et al. A novel split-cylinder airlift reactor for fed-batch cultures. **Bioprocess and Biosystems Engineering**, v. 24, n. 3, p. 171–177, out. 2001.
- [81] BURBOA, M. G.; VALDEZ, M. A.; GOYCOOLEA, F. M. Aggregation behavior and rheology of culture broths of *Rhodospirillum rubrum*. **Revista Mexicana de Física**, v. 54, n. 2, p. 119–126, nov. 2008.
- [82] TOM, R. et al. Effect of culture process on alkaloid production by *Catharanthus roseus* cells. **Journal of Biotechnology**, v. 21, p. 21–42, 1991.
- [83] BANDAIPHET, C.; PRASERTSAN, P. Effect of aeration and agitation rates and scale-up on oxygen transfer coefficient, k_{LA} in exopolysaccharide production from *Enterobacter cloacae* WD7. **Carbohydrate Polymers**, v. 66, n. 2, p. 216–228, out. 2006.
- [84] DREVETON, E. et al. Effect of mixing and mass transfer conditions on gellan production by *Aurimonas elodea*. **Journal of Fermentation and Bioengineering**, v. 77, n. 6, p. 642–649, 1994.
- [85] KAWASE, Y.; TSUJIMURA, M. Enhancement of oxygen transfer in highly viscous non-Newtonian fermentation broths. **Biotechnol Bioeng**, v. 44 (9), p. 1115–1121, 1994.
- [86] MUNSON, B. R.; YONG, D. F.; OKIISHI, T. H. **Fundamentos da mecânica dos fluidos**. São Paulo: Edgard Blücher, 2004.
- [87] CHHABRA, R. P.; RICHARDSON, J. F. Non-Newtonian fluid behaviour. In: **Non-Newtonian flow and applied rheology: Engineering applications**. 2nd. ed. Elsevier, 2008. p. 1–9.
- [88] WEI, C. et al. Volumetric mass transfer coefficient of oxygen in an internal loop airlift reactor with a convergence-divergence draft tube. **Chemical Engineering & Technology**, v. 23, n. 7, p. 597–603, 2000.
- [89] AL-MASRY, W. A. Effect of liquid volume in the gas-separator on the hydrodynamics of airlift reactors. **Journal of Chemical Technology & Biotechnology**, v. 74, n. 10, p. 931–936, out. 1999c.
- [90] RUEN-NGAM, D. et al. Influence of salinity on bubble size distribution and gas–liquid mass transfer in airlift contactors. **Chemical Engineering Journal**, v. 141, n. 1-3, p. 222–232, jul. 2008.
- [91] BENYAHIA, F.; JONES, L. Scale effects on hydrodynamic and mass transfer characteristics of external loop airlift reactors. **Journal of Chemical Technology & Biotechnology**, v. 69, p. 301–308, 1997.
- [92] BEKASSY-MOLNAR, E.; MAJEED, J. G.; VATAI, G. Overall volumetric oxygen transfer coefficient and optimal geometry of airlift tube reactor. **Chemical Engineering**

- Journal**, v. 68, n. 1, p. 29–33, jul. 1997.
- [93] VANDU, C.; KRISHNA, R. Volumetric mass transfer coefficients in slurry bubble columns operating in the churn-turbulent flow regime. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 43, n. 8, p. 987–995, ago. 2004.
- [94] LI, S. et al. Study on the mass transfer of bubble swarms in three different rheological fluids. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 55, n. 21-22, p. 6010–6016, out. 2012.
- [95] BAI, F. et al. Oxygen mass-transfer performance of low viscosity gas-liquid-solid system in a split-cylinder airlift bioreactor. **Biotechnology Letters**, v. 23, n. 14, p. 1109–1113, 2001.
- [96] BEHKISH, A. et al. Novel correlations for gas holdup in large-scale slurry bubble column reactors operating under elevated pressures and temperatures. **Chemical Engineering Journal**, v. 115, n. 3, p. 157–171, jan. 2006.
- [97] MAALEJ, S.; BENADDA, B.; OTTERBEIN, M. Interfacial area and volumetric mass transfer coefficient in a bubble reactor at elevated pressures. **Chemical Engineering Science**, v. 58, n. 11, p. 2365–2376, jun. 2003.
- [98] URSEANU, M. et al. Influence of operating pressure on the gas hold-up in bubble columns for high viscous media. **Chemical Engineering Science**, v. 58, n. 3-6, p. 697–704, fev. 2003.
- [99] POHORECKI, R.; MONIUK, W.; ZDRO, A. Hydrodynamics of a bubble column under elevated pressure. **Chemical Engineering Science**, v. 54, p. 5187–5193, 1999.
- [100] MORAVEJI, M. K. et al. Effects of surfactants on hydrodynamics and mass transfer in a split-cylinder airlift reactor. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 90, n. 1, p. 93–99, 9 fev. 2012a.
- [101] ANASTASIOU, A. D. et al. Effect of organic surfactant additives on gas holdup in the pseudo-homogeneous regime in bubble columns equipped with fine pore sparger. **Chemical Engineering Science**, v. 65, n. 22, p. 5872–5880, nov. 2010.
- [102] CACHAZA, E. M. et al. Unified study of flow regimes and gas holdup in the presence of positive and negative surfactants in a non-uniformly aerated bubble column. **Chemical Engineering Science**, v. 66, n. 18, p. 4047–4058, set. 2011.
- [103] LAU, R.; MO, R.; BEVERLY SIM, W. S. Bubble characteristics in shallow bubble column reactors. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 88, n. 2, p. 197–203, fev. 2010.
- [104] 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, jun. 2007.
- [105] ESPERANÇA, M. N. et al. Gas hold-up and oxygen mass transfer in three pneumatic

- bioreactors operating with sugarcane bagasse suspensions. **Bioprocess and Biosystems Engineering**, v. 37, n. 5, p. 805–812, 28 set. 2014.
- [106] DENG, Z. et al. Mass-transfer behaviors in alcohol solutions in an internal-loop airlift reactor of 5-m height. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 50, n. 20, p. 11537–11543, 2011.
- [107] KUMAR, M. K.; GHOSH, P. Coalescence of air bubbles in aqueous solutions of ionic surfactants in presence of inorganic salt. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 84, n. 8, p. 703–710, ago. 2006.
- [108] PAINMANAKUL, P. et al. Effect of surfactants on liquid-side mass transfer coefficients. **Chemical Engineering Science**, v. 60, n. 22, p. 6480–6491, nov. 2005.
- [109] FREITAS, C.; TEIXEIRA, J. A. Oxygen mass transfer in a high solids loading three-phase internal-loop airlift reactor. **Chemical Engineering Journal**, v. 84, n. 1, p. 57–61, set. 2001.
- [110] MEHRNIA, M. R. et al. Gas hold-up and oxygen transfer in a draft-tube airlift bioreactor with petroleum-based liquids. **Biochemical Engineering Journal**, v. 22, n. 2, p. 105–110, jan. 2005.
- [111] HEIJNEN, J. J.; VAN'T RIET, K. Mass transfer, mixing and heat transfer phenomena in low viscosity bubble column reactors. **Chemical Engineering Journal**, v. 28, p. B21–B42, 1984.
- [112] POPOVIC, M.; ROBINSON, C. W. The specific interfacial area in external-circulation-loop airlifts and a bubble column-II. Carboxymethyl cellulose/sulphite solution. **Chemical Engineering Science**, v. 42, n. 12, p. 2825–2832, 1987a.
- [113] GAVRILESCU, M.; TUDOSE, R. Z. Effects of downcomer-to-riser cross sectional area ratio on operation behaviour of external-loop airlift bioreactors. **Bioprocess Engineering**, v. 15, n. 1, p. 77–85, 1996.
- [114] AL-MASRY, W. A.; DUKKAN, A. R. The role of gas disengagement and surface active agents on hydrodynamic and mass transfer characteristics of airlift reactors. **Chemical Engineering Journal**, v. 65, n. 3, p. 263–271, ago. 1997.
- [115] AL-MASRY, W. A. Effects of antifoam and scale-up on operation of bioreactors. **Chemical Engineering and Processing**, v. 38, p. 197–201, 1999a.
- [116] VIAL, C. et al. Experimental and theoretical analysis of the hydrodynamics in the riser of an external loop airlift reactor. **Chemical Engineering Science**, v. 57, n. 22-23, p. 4745–4762, nov. 2002.
- [117] RUJIRUTTANAKUL, Y.; PAVASANT, P. Influence of configuration on the performance of external loop airlift contactors. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 89, n. 11, p. 2254–2261, nov. 2011.
- [118] WEN, J. P.; JIA, X. Q.; FENG, W. Hydrodynamic and mass transfer of gas-liquid-solid

- three-phase internal loop airlift reactors with nanometer solid particles. **Chemical Engineering & Technology**, v. 28, n. 1, p. 53–60, jan. 2005.
- [119] XU, Z.; YU, J. Hydrodynamics and mass transfer in a novel multi-airlifting membrane bioreactor. **Chemical Engineering Science**, v. 63, n. 7, p. 1941–1949, abr. 2008.
- [120] MOLINA, E.; CONTRERAS, A.; CHISTI, Y. Gas holdup, liquid circulation and mixing behaviour of viscous newtonian media in a split-cylinder airlift bioreactor. **Trans IChemE**, v. 77, n. March, p. 27–32, 1999.
- [121] HIKITA, H. et al. Gas hold-up in bubble columns. **The Chemical Engineering Journal**, v. 20, n. 1, p. 59–67, 1980.
- [122] ASGHARPOUR, M.; MEHRNIA, M. R.; MOSTOUFI, N. Effect of surface contaminants on oxygen transfer in bubble column reactors. **Biochemical Engineering Journal**, v. 49, n. 3, p. 351–360, maio 2010.
- [123] CHOI, K. H.; LEE, W. K. Circulation Liquid Velocity, Gas holdup and volumetric oxygen-transfer coefficient in external-loop airlift reactors. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, v. 56, n. 1, p. 51–58, 1993.
- [124] GRAEN-HEEDFELD, J.; SCHLUETER, S. Gas circulation in internal airlift loop reactors. **Chemical Engineering & Technology**, v. 23, n. 12, p. 1051–1055, dez. 2000.
- [125] CHOI, K. H.; CHISTI, Y.; MOO-YOUNG, M. Influence of the gas-liquid separator design on hydrodynamic and mass transfer performance of split-channel airlift reactors. **Journal of Chemical Technology & Biotechnology**, v. 62, n. 4, p. 327–332, 1995.
- [126] CHISTI, Y.; WENGE, F.; MOO-YOUNG, M. Relationship between riser and downcomer gas hold-up in internal-loop airlift reactors without gas-liquid separators. **Chemical Engineering Journal**, v. 57, p. B7–B13, 1995.
- [127] GOURICH, B. et al. Contribution to the study of hydrodynamics and gas–liquid mass transfer in a two- and three-phase split-rectangular airlift reactor. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 44, n. 10, p. 1047–1053, out. 2005.
- [128] 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, nov. 2011.
- [129] VATAI, G.; TEKIC, M. N. Gas hold-up and mass transfer in bubble columns with pseudoplastic liquids. **Chemical Engineering Science**, v. 44, n. 10, p. 2402–2407, 1989.
- [130] HAQUE, M. W.; NIGAM, K. D. P.; JOSHI, J. B. Hydrodynamics and mixing in highly viscous pseudo-plastic non-newtonian solutions in bubble columns. **Chemical Engineering Science**, v. 41, n. 9, p. 2321–2331, 1986.
- [131] CERRI, M. O.; POLICARPO, L. M.; BADINO, A. C. Gas hold-up and mass transfer in three geometrically similar internal loop airlift reactors using newtonian fluids. **International Journal of Chemical Reactor Engineering**, v. 8, p. 1–22, 2010.

- [132] AL-MASRY, W. A.; DUKKAN, A. R. Hydrodynamics and mass-transfer studies in a pilot-plant airlift reactor: non-newtonian systems. **Industrial & Engineering Chemistry Research.**, v. 37, n. 1, p. 41–48, 1998.
- [133] LI, G. et al. Mass transfer and gas-liquid circulation in an airlift bioreactor with viscous non-Newtonian fluids. **Chemical Engineering Journal**, v. 56, p. 101–107, 1995.
- [134] KAWASE, Y.; HASHIGUCHI, N. Gas-liquid mass transfer in external loop airlift columns with newtonian and non-newtonian fluids. **The Chemical Engineering Journal**, v. 62, n. 1, p. 35–42, 1996.
- [135] AKITA, K.; YOSHIDA, F. Gas holdup and volumetric mass transfer coefficient in bubble columns. effects of liquid properties. **Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development**, v. 12, n. 1, p. 76–80, jan. 1973.
- [136] MORAVEJI, M. K.; SAJJADI, B.; DAVARNEJAD, R. Gas-liquid hydrodynamics and mass transfer in aqueous alcohol solutions in a split-cylinder airlift reactor. **Chemical Engineering & Technology**, v. 34, n. 3, p. 465–474, 25 mar. 2011.
- [137] MOHSENZADEH, E.; MORAVEJI, M. K.; DAVARNEJAD, R. Influence of acetaminophen on gas hold-up, liquid circulation velocity and mass transfer coefficient in a split-cylinder airlift bioreactor. **Journal of Molecular Liquids**, v. 173, p. 113–118, set. 2012.
- [138] MANDAL, A.; KUNDU, G.; MUKHERJEE, D. Gas holdup and entrainment characteristics in a modified downflow bubble column with Newtonian and non-Newtonian liquid. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 42, n. 10, p. 777–787, out. 2003.
- [139] SHARIATI, F. P.; BONAKDARPOUR, B.; MEHRNIA, M. R. Hydrodynamics and oxygen transfer behaviour of water in diesel microemulsions in a draft tube airlift bioreactor. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 46, n. 4, p. 334–342, abr. 2007.
- [140] BELLO, R. A.; ROBINSON, C. W.; MOO-YOUNG, M. Gas holdup and overall volumetric oxygen transfer coefficient in airlift contact. **Biotechnology and Bioengineering**, v. XXVII, p. 369–381, 1985.
- [141] CHRIASTEL, L.; KAWASE, Y.; ZNAD, H. Hydrodynamic modelling of internal loop airlift reactor applying drift-flux model in bubbly flow regime. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 85, n. April, p. 226–232, 2007.
- [142] CHOI, K. H.; CHISTI, Y.; MOO-YOUNG, M. Comparative evaluation of hydrodynamic and gas—liquid mass transfer characteristics in bubble column and airlift slurry reactors. **The Chemical Engineering Journal**, v. 62, n. 3, p. 223–229, jun. 1996.
- [143] GANZEVELD, K. J.; CHISTI, Y.; MOO-YOUNG, M. Hydrodynamic behaviour of animal cell microcarrier suspensions in split-cylinder airlift bioreactors. **Bioprocess Engineering**, v. 12, n. 5, p. 239–247, abr. 1995.

- [144] YAZDIAN, F. et al. Investigation of gas properties, design, and operational parameters on hydrodynamic characteristics, mass transfer, and biomass production from natural gas in an external airlift loop bioreactor. **Chemical Engineering Science**, v. 64, n. 10, p. 2455–2465, maio 2009.
- [145] CHISTI, M. Y.; HALARD, B.; MOO-YOUNG, M. Liquid circulation in airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v. 43, n. 3, p. 451–457, 1988.
- [146] ROSA, E. S. **Escoamento multifásico isotérmico: modelos de multifluidos e de mistura**. Porto Alegre: Bookman, 2012.
- [147] HAN, S. J.; MEMBER, R. B. H. T. A. N.; MEMBER, K. C. L. O. H. A. Hydrodynamic behaviour in a new gas-liquid-solid airlift bioreactor. **Trans IChemE**, v. 78, n. December, p. 207-215, 2000.
- [148] 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, jan. 2010a.
- [149] 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, abr. 2003.
- [150] 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. 04, p. 363–374, 2003.
- [151] MERCHUK, J. C. et al. Liquid flow and mixing in concentric tube air- lift reactors. **Journal of Chemical Technology & Biotechnology**, v. 66, p. 174–182, 1996.
- [152] MIRÓN, A. S. et al. Mixing in bubble column and airlift reactors. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 82, n. A10, p. 1367–1374, 2004.
- [153] GAVRILESCU, M.; TUDOSE, R. Z. Concentric-tube airlift bioreactors: effects of geometry on liquid circulation. **Bioprocess Engineering**, v. 19, p. 103–109, 1998a.
- [154] GAVRILESCU, M.; TUDOSE, R. Z. Hydrodynamics of non-Newtonian liquids in external-loop airlift bioreactors. **Bioprocess Engineering**, v. 18, p. 83–89, 1998b.
- [155] MERCHUK, J. C. Gas hold-up and liquid velocity in a two-dimensional air lift reactor. **Chemical Engineering Science**, v. 41, n. 1, p. 11–16, jan. 1986.
- [156] POPOVIC, M.; ROBINSON, C. W. External-circulation-loop airlift bioreactors : Study of the liquid circulating velocity in highly viscous non-Newtonian liquids. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 32, n. 3, p. 301–312, 1988.
- [157] RAJARAJAN, J. et al. Gas holdup and liquid velocity in airlift bioreactors containing viscous newtonian liquids. **Bioprocess Engineering**, v. 14, n. August 1995, p. 311–315, 1996.

- [158] CHOI, K. H. Circulation liquid velocity in external-loop airlift reactors. **Korean Journal of Chemical Engineering**, v. 13, n. 4, p. 379–383, 1996.
- [159] LU, X. et al. Comparison of the hydrodynamics and mass transfer characteristics of a modified square airlift reactor with common airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v. 55, p. 2257–2263, 2000.
- [160] KOCHBECK, B.; LINDERT, M. Hydrodynamics and local parameters in three-phase-flow in airlift-loop reactors of different scale. **Chemical Engineering Science**, v. 47, n. 13/14, p. 3443–3450, 1992.
- [161] MERCHUK, J. C.; STEIN, Y. Local hold-up and liquid velocity in air-lift reactors. **AIChE Journal**, v. 177, n. 3, p. 377–388, 1981.
- [162] LU, W.-J.; HWANG, S.-J.; CHANG, C.-M. Liquid velocity and gas holdup in three-phase internal loop airlift reactors with low-density particles. **Chemical Engineering Science**, v. 50, n. 8, p. 1301–1310, 1995.
- [163] LUO, L. et al. Hydrodynamics and mass transfer characteristics in an internal loop airlift reactor with sieve plates. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 91, n. 12, p. 2377–2388, dez. 2013.
- [164] PHILIP, J. et al. Gas hold-up and liquid circulation in internal loop reactors containing highly viscous Newtonian and non-Newtonian liquids. **Chemical Engineering Science**, v. 45, n. 3, p. 651–664, 1990.
- [165] 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.
- [166] 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, nov. 1997.
- [167] MENDES, C. E.; BADINO, A. C. Hydrodynamics of Newtonian and non-Newtonian liquids in internal-loop airlift reactors. **Biochemical Engineering Journal**, v. 109, n. May, p. 137–152, 2016.
- [168] MCCABE, W. L.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P. **Unit Operations Of Chemical Engineering**. 5th ed. ed. Singapore: McGraw-Hill, Inc., 1993.
- [169] VERLAAN, P.; TRAMPER, J.; VAN'T RIET, K. A hydrodynamic model for an Airlift-loop bioreactor with external loop. **Chemical Engineering Journal**, v. 33, p. 43–53, 1986.
- [170] KUBOTA, H.; HOSONO, Y.; FUJIE, K. Characteristic evaluations of ICI airlift type deep shaft aerator. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v. 11, n. 4, p. 319–325, 1978.

- [171] PERRY, R. H.; GREEN, D. W. **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. 7th ed. New York: The McGraw-Hill Companies, 1999.
- [172] REMSBURG, E. R. **Thermal design of electronic equipment**. Boca Raton: CRC Press, 2001.
- [173] KAKAÇ, S.; YENER, Y. **Convective heat transfer**. 2nd. ed. Boca Raton: CRC Press, 1994.
- [174] METZNER, A. B.; REED, J. C. Flow of non-newtonian fluids—correlation of the laminar, transition, and turbulent-flow regions. **AIChE Journal**, v. 1, n. 4, p. 434–440, dez. 1955.
- [175] SHANNAK, B. A. Frictional pressure drop of gas liquid two-phase flow in pipes. **Nuclear Engineering and Design**, v. 238, n. 12, p. 3277–3284, dez. 2008.
- [176] BELLO, R. A.; ROBINSON, C. W.; MOO-YOUNG, M. Liquid circulation and mixing characteristics of airlift contactors. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 62, n. October, p. 573–577, 1984.
- [177] GAVRILESCU, M.; TUDOSE, R. Z. Study of the liquid circulation velocity in external-loop airlift bioreactors. **Bioprocess Engineering**, v. 14, p. 33–39, 1995.
- [178] VATAI, G.; TEKIC, M. N. Effect of pseudoplasticity on hydrodynamic characteristics of airlift loop contactor. In: 2ND CONFERENCE OF EUROPEAN RHEOLOGISTS EURO-RHEO'86, 1986, Prague. **Proceedings...** Prague: 1986.
- [179] HILLS, J. H. The operation of a bubble column at high throughputs I. Gas holdup measurements. **Chemical Engineering Journal**, v. 12, p. 89–99, 1976.
- [180] MOHANTY, K.; DAS, D.; BISWAS, M. N. Hydrodynamics of a novel multi-stage external loop airlift reactor. **Chemical Engineering Science**, v. 61, p. 4617–4624, 2006.
- [181] AL-MASRY, W. A.; ABASAEED, A. E. On the scale-up of external loop airlift reactors: Newtonian systems. **Chemical Engineering Science**, v. 53, n. 24, p. 4085–4094, dez. 1998.
- [182] KULKARNI, A. A.; JOSHI, J. B. Bubble formation and bubble rise velocity in gas - liquid systems: A Review. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 44, p. 5873–5931, 2005.
- [183] JAMIALAHMADI, M.; MULLER-STEINHAGEN, H. Bubble formation and coalescence in bubble columns. **Chemical Engineering & Technology**, v. 61, n. 9, p. 715–718, 1989.
- [184] SARDEING, R.; PAINMANAKUL, P.; HÉBRARD, G. Effect of surfactants on liquid-side mass transfer coefficients in gas–liquid systems: A first step to modeling. **Chemical Engineering Science**, v. 61, n. 19, p. 6249–6260, out. 2006.
- [185] SIMONNET, M. et al. Experimental determination of the drag coefficient in a swarm of

- bubbles. **Chemical Engineering Science**, v. 62, n. 3, p. 858–866, fev. 2007.
- [186] ISHII, M.; ZUBER, N. Drag coefficient and relative velocity in bubbly, droplet or particulate flows. **AIChE Journal**, v. 25, n. 5, p. 843–855, 1979.
- [187] KARAMANEV, D. G. Rise of gas bubbles in quiescent liquids. **AIChE Journal**, v. 40, n. 8, p. 1418–1421, 1994.
- [188] DENG, Z. et al. Gas holdup, bubble behavior and mass transfer in a 5m high internal-loop airlift reactor with non-Newtonian fluid. **Chemical Engineering Journal**, v. 160, n. 2, p. 729–737, jun. 2010.
- [189] WU, Q. et al. Effect of liquid viscosity on hydrodynamics and bubble behaviour of an external-loop airlift reactor. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 91, n. 12, p. 1957–1963, 2013.
- [190] MACEIRAS, R.; ÁLVAREZ, E.; CANCELA, M. A. Experimental interfacial area measurements in a bubble column. **Chemical Engineering Journal**, v. 163, n. 3, p. 331–336, out. 2010.
- [191] WILKINSON, P. M.; HARINGA, H.; VAN DIERENDONCK, L. L. Mass transfer and bubble size in a bubble column under pressure. **Chemical Engineering Science**, v. 49, p. 1417–1427, 1994.
- [192] POHORECKI, R. et al. Diameter of bubbles in bubble column reactors operating with organic liquids. **Trans IChemE**, v. 83, n. A7, p. 827–832, 2005.
- [193] AKITA, K.; YOSHIDA, F. Bubble size, interfacial area, and liquid-phase mass transfer coefficient in bubble columns. **Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development**, v. 13, p. 84–90, 1974.
- [194] YOSHIMOTO, M. et al. Gas-liquid interfacial area, bubble size and liquid-phase mass transfer coefficient in a three-phase external loop airlift bubble column. **Chemical and Biochemical Engineering Quarterly**, v. 21, n. 4, p. 365–372, 2007.
- [195] KOIDE, K. et al. Bubbles generated from porous plate. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v. 1, n. 1, p. 51–56, 1968.
- [196] KAWASE, Y.; MOO-YOUNG, M. Mathematical models for design of bioreactors: applications of Kolmogoroff's theory of isotropic turbulence. **Chemical Engineering Journal**, v. 43, p. B19–B41, 1990.
- [197] CAULET, P. J. C.; VAN DER LANS, R. G. J. M.; LUYBEN, K. C. A. M. Hydrodynamical interactions between particles and liquid flows in biochemical applications. **The Chemical Engineering Journal and the Biochemical Engineering Journal**, v. 62, n. 3, p. 193–206, jun. 1996.
- [198] KOLMOGOROV, A. N. The local structure of turbulence in incompressible viscous fluid for very large Reynolds numbers. **Proceedings of the Royal Society A**, v. 434, n. 1890, p. 9–13, 1991a.

- [199] KOLMOGOROV, A. N. Dissipation of energy in the locally isotropic turbulence. **Proceedings of the Royal Society A**, v. 434, n. 1890, p. 15–17, 1991b.
- [200] KOLMOGOROV, A. N. A refinement of previous hypotheses concerning the local structure of turbulence in a viscous incompressible fluid at high Reynolds number. **Journal of Fluid Mechanics**, v. 13, n. 01, p. 82–85, 1962.
- [201] DAVIDSON, P. A. et al. (Eds.). **A voyage through turbulence**. New York: Cambridge University Press, 2011.
- [202] DAVIDSON, L. **Fluid mechanics, turbulent flow and turbulence modeling**, Göteborg: Chalmers University of Technology, 2015. Disponível em: <<http://www.tfd.chalmers.se/?lada>>.
- [203] JIMÉNEZ, J. The Contributions of A. N. Kolmogorov to the theory of turbulence. **Arbor**, v. CLXXVIII, n. 704, p. 589–606, 2004.
- [204] LEVINS, D. M.; GLASTONBURY, J. R. Application of Kolmogoroffs theory to particle-liquid in agitated vessels mass transfer. **Chemical Engineering Science**, v. 27, n. 3, p. 537–543, 1972.
- [205] CHISTI, Y. Hydrodynamic damage to animal cells. **Critical Reviews in Biotechnology**, v. 21, n. 2, p. 67–110, 2001.
- [206] SHAMLOU, P. A.; POLLARD, D. J.; ISON, A. P. Volumetric mass transfer coefficient in concentric-tube airlift bioreactors. **Chemical Engineering Science**, v. 50, n. 10, p. 1579–1590, 1995.
- [207] GARCIA-OCHOA, F.; GOMEZ, E. Theoretical prediction of gas–liquid mass transfer coefficient, specific area and hold-up in sparged stirred tanks. **Chemical Engineering Science**, v. 59, n. 12, p. 2489–2501, jun. 2004.
- [208] AYAZI SHAMLOU, P. et al. Turbulent breakage of filamentous microorganisms in submerged culture in mechanically stirred bioreactors. **Chemical Engineering Science**, v. 49, n. 16, p. 2621–2631, 1994.
- [209] GRIMM, L. H. et al. Influence of mechanical stress and surface interaction on the aggregation of *Aspergillus niger* conidia. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 92, n. 7, p. 879–88, 2005.
- [210] HIKITA, H. et al. The volumetric liquid-phase mass transfer coefficient in bubble columns. **Chemical Engineering Journal**, v. 22, p. 61–69, 1981.
- [211] MERCHUK, J. C.; BEN-ZVI, S. (YONA). A novel transfer 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.
- [212] ÁLVAREZ, E. et al. Mass transfer and influence of physical properties of solutions in a bubble column. **Trans IChemE**, v. 78, n. 6, p. 1–5, 2000.

- [213] POPOVIC, M. K.; ROBINSON, C. W. Mass transfer studies of external-loop airlifts and a bubble column. **AIChE Journal**, v. 35, n. 3, p. 393–405, mar. 1989.
- [214] GOMEZDIAZ, D. et al. Gas absorption in bubble column using a non-Newtonian liquid phase. **Chemical Engineering Journal**, v. 146, n. 1, p. 16–21, 15 jan. 2009.
- [215] CERRI, M. O.; BADINO, A. C. Oxygen transfer in three scales of concentric tube airlift bioreactors. **Biochemical Engineering Journal**, v. 51, n. 1-2, p. 40–47, ago. 2010.
- [216] MENA, P. et al. Effect of some solid properties on gas–liquid mass transfer in a bubble column. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 50, n. 2, p. 181–188, fev. 2011.
- [217] MUTHUKUMAR, K.; VELAN, M. Volumetric mass transfer coefficients in an internal loop airlift reactor with low-density particles. **Journal of Chemical Technology & Biotechnology**, v. 81, n. 4, p. 667–673, abr. 2006.
- [218] GUO, Y.; RATHOR, M.; TI, H. Hydrodynamics and mass transfer studies in a novel external-loop airlift reactor. **Chemical Engineering Journal**, v. 67, n. 3, p. 205–214, jun. 1997.
- [219] ZHAO, M.; NIRANJAN, K.; DAVIDSON, J. F. Mass transfer to viscous liquids in bubble columns and air-lift reactors: influence of baffles. **Chemical Engineering Science**, v. 49, n. 14, p. 2359–2369, jul. 1994.
- [220] KAWALEC-PIETRENKO, B.; HOLOWACZ, I. Region-dependent oxygen transfer rate in the rectangular airlift reactor. **Bioprocess Engineering**, v. 18, n. 3, p. 163, 1998.
- [221] KOIDE, K.; SATO, H.; IWAMOTO, S. Gas holdup and volumetric liquid-phase mass transfer coefficient in bubble column with draught tube and with gas dispersion into annulus. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v. 16, n. 5, p. 407–413, 1983.
- [222] NAKANOH, M.; YOSHIDA, F. Gas absorption by Newtonian and non-Newtonian liquids in a bubble column. **Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development**, v. 19, p. 190–195, 1980.
- [223] SCHUMPE, A.; DECKWER, W.-D. Viscous media in tower bioreactors: Hydrodynamic characteristics and mass transfer properties. **Bioprocess Engineering**, v. 2, p. 79–94, 1987.
- [224] BAZ-RODRÍGUEZ, S. A. et al. Effect of electrolytes in aqueous solutions on oxygen transfer in gas-liquid bubble columns. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 92, n. 11, p. 2352–2360, 2014.
- [225] AL TAWHEEL, A. M.; IDHBEAA, A. O.; GHANEM, A. Effect of electrolytes on interphase mass transfer in microbubble-sparged airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v. 100, p. 474–485, ago. 2013.
- [226] CARBERRY, J. J. **Chemical and catalytic reaction engineering**. Mineola: Dover

- Publications Inc., 2001.
- [227] CUSSLER, E. L. **Diffusion: Mass Transfer in Fluid Systems**. 3rd. ed. New York: Cambridge University Press, 2009.
- [228] TREYBAL, R. E. **Mass-Transfer Operations**. 3rd. ed. Singapore: McGraw-Hill Book Company, 1981.
- [229] BIRD, R. B.; STEWART, W. E.; LIGHTFOOT, E. N. **Fenômenos de Transporte**. 2 ed. Rio de Janeiro: LTC Editora, 2004.
- [230] FERREIRA, A. et al. pH influence on oxygen mass transfer coefficient in a bubble column. Individual characterization of k_L and a . **Chemical Engineering Science**, v. 100, p. 145–152, ago. 2013.
- [231] GHARIB, J. et al. Hydrodynamics and mass transfer study of aliphatic alcohols in airlift reactors. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 91, n. 5, p. 925–932, maio 2013.
- [232] HUGHMARK, G. A. Holdup and mass transfer in bubble columns. **Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development**, v. 6, p. 218–220, 1967.
- [233] AL-MASRY, W. A.; CHETTY, M. On the estimation of effective shear rate in external loop airlift reactors: non-Newtonian fluids. **Global Environmental Biotechnology**, v. 18, p. 153–166, 1996.
- [234] METZNER, A. B.; OTTO, R. E. Agitation of non-Newtonian fluids. **AIChE Journal**, v. 3, n. 1, p. 3–10, 1957.
- [235] 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.
- [236] HENZLER, H.-J. Begasen hoherviskoser klüssigkeiten. **Chemie Ingenieur Technik**, v. 52, p. 643–652, 1980. In: 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, n. 1, p. 25–35, mar. 1990.
- [237] KAWASE, Y.; MOO-YOUNG, M. Influence of non-Newtonian flow behaviour on mass transfer in bubble columns with and without draft tubes. **Chemical Engineering Communications**, v. 40, n. 1-6, p. 67–83, 1986.
- [238] 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, n. 1, p. 25–35, mar. 1990.
- [239] CERRI, M. O. et al. Average shear rate for non-Newtonian fluids in a concentric-tube airlift bioreactor. **Biochemical Engineering Journal**, v. 39, n. 1, p. 51–57, abr. 2008.
- [240] AL-MASRY, W. A. Effect of scale-up on average shear rates for aerated non-Newtonian

- liquids in external loop airlift reactors. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 62, n. 4, p. 494–498, fev. 1999b.
- [241] AL-MASRY, W. A.; AL-AHMED, M. I. Effect of scale-up on wall shear rates in circulating bubble columns. **Journal of Chemical Technology & Biotechnology**, v. 80, n. 11, p. 1230–1235, nov. 2005.
- [242] AL-MASRY, W. A. Gas holdup in circulating bubble columns with pseudoplastic liquids. **Chemical Engineering & Technology**, v. 24, n. 1, p. 71–76, jan. 2001.
- [243] GARCÍA-SOTO, E. et al. Growth morphology and hydrodynamics of filamentous fungi in submerged cultures. **Advances in Agricultural and Food Biotechnology**, v. 661, n. 2, p. 17–34, 2006.
- [244] THOMAS, C. R. Image analysis: putting filamentous microorganisms in the picture. **Trends in Biotechnology**, v. 10, n. 10, p. 343–348, 1992.
- [245] PAMBOUKIAN, C. R. D.; FACCIOTTI, M. C. R. Rheological and morphological characterization of *Streptomyces olindensis* growing in batch and fed-batch fermentations. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 22, n. 01, p. 31–40, 2005.
- [246] PARK, E. Y. Recent progress in microbial cultivation techniques. In: KOBAYASHI, T. (ed.). **Recent Progress of Biochemical and Biomedical Engineering in Japan I**. Heidelberg: Springer, 2004. v. 90p. 1–33.
- [247] LI, Z. J. et al. Fungal morphology and fragmentation behavior in a fed-batch *Aspergillus oryzae* fermentation at the production scale. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 70, n. 3, p. 300–312, nov. 2000.
- [248] TAMURA, S. et al. Change of mycelial morphology in tylosin production by batch culture of *Streptomyces fradiae* under various shear conditions. **Journal of Fermentation and Bioengineering**, v. 83, n. 6, p. 523–528, 1997.
- [249] ROSA, J. C. et al. Influence of dissolved oxygen and shear conditions on clavulanic acid production by *Streptomyces clavuligerus*. **Bioprocess and Biosystems Engineering**, v. 27, n. 2, p. 99–104, 2005.
- [250] GLYCERINE PRODUCERS ASSOCIATION. **Physical properties of glycerine and its solutions**, 1963.
- [251] JU, L.-K.; HO, C. S. The measurement of oxygen diffusion coefficients in polymeric solutions. **Chemical Engineering Science**, v. 41, n. 3, p. 579–589, 1986.
- [252] GARCIA-OCHOA, F.; GOMEZ, E. Mass transfer coefficient in stirred tank reactors for xanthan gum solutions. **Biochemical Engineering Journal**, v. 1, p. 1–10, 1998.
- [253] LEE, B.-B. et al. Surface tension of viscous biopolymer solutions measured using the du Nouy ring method and the drop weight methods. **Polymer Bulletin**, v. 69, n. 4, p. 471–489, 9 jun. 2012.

- [254] KILONZO, P. M.; MARGARITIS, A.; BERGOUGNOU, M. A. Hydrodynamics and mass transfer characteristics in an inverse internal loop airlift-driven fibrous-bed bioreactor. **Chemical Engineering Journal**, v. 157, n. 1, p. 146–160, 15 fev. 2010b.
- [255] LINEK, V. et al. Non-ideal pressure step method for k_{La} measurement. **Chemical Engineering Science**, v. 48, n. 9, p. 1593–1599, 1993.
- [256] AIBA, S.; HUMPHREY, A. E.; MILLS, N. F. **Biochemical Engineering**. 2nd ed. Tokyo: University of Tokyo Press., 1973.
- [257] BOUAIFI, M. et al. A comparative study of gas hold-up, bubble size, interfacial area and mass transfer coefficients in stirred gas–liquid reactors and bubble columns. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 40, n. 2, p. 97–111, fev. 2001.
- [258] SÁEZ, A. E. et al. Hydrodynamic model for gas–lift reactors. **AIChE Journal**, v. 44, n. 6, p. 1413–1423, 1998.
- [259] KRICHNAVARUK, S.; PAVASANT, P. Analysis of gas–liquid mass transfer in an airlift contactor with perforated plates. **Chemical Engineering Journal**, v. 89, n. 1-3, p. 203–211, out. 2002.
- [260] BEHKISH, A. et al. Gas holdup and bubble size behavior in a large-scale slurry bubble column reactor operating with an organic liquid under elevated pressures and temperatures. **Chemical Engineering Journal**, v. 128, n. 2-3, p. 69–84, abr. 2007.
- [261] PRITCHARD, P. J. **Fox and McDonald's Introduction to Fluid Mechanics**. 8 ed. Rio de Janeiro: LTC Editora, 2014.
- [262] ÇENGEL, Y. A.; CIMBALA, J. M. **Mecânica dos fluidos: fundamentos e aplicações**. São Paulo: McGraw-Hill Inc., 2007.
- [263] COSTA, C. L. L.; BADINO, A. C. Overproduction of clavulanic acid by extractive fermentation. **Electronic Journal of Biotechnology**, v. 18, n. 3, p. 154–160, 2015.
- [264] DOMINGUES, L. C. G. et al. Optimisation of the glycerol-to-ornithine molar ratio in the feed medium for the continuous production of clavulanic acid by *Streptomyces clavuligerus*. **Biochemical Engineering Journal**, v. 53, p. 7–11, 2010.
- [265] COSTA, C. L. L.; BADINO, A. C. **Avaliação de metodologias para determinação da concentração de biomassa celular de *Streptomyces clavuligerus* em caldo de cultura contendo partículas insolúveis**. In: XIX Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2012, Búzios. **Anais...Búzios-RJ**: 2012.
- [266] PAMBOUKIAN, C. R. D.; GUIMARÃES, L. M.; FACCIOTTI, M. C. R. Applications of image analysis in the characterization of *Streptomyces olindensis* in submerged culture. **Brazilian Journal of Microbiology**, v. 33, n. 1, p. 17–21, 2002.
- [267] GHOJAVAND, H. et al. The inter-relationship between inoculum concentration , morphology , rheology and erythromycin productivity in submerged cultivation of

- Saccharopolyspora erythraea*. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 28, n. 04, p. 565–574, 2011.
- [268] WU, W.-T.; WU, J.-Y. Airlift reactor with net draught tube. **Journal of Fermentation and Bioengineering**, v. 70, n. 5, p. 359–361, 1990.
- [269] BLAŽEJ, M.; KIŠA, M.; MARKOŠ, J. Scale influence on the hydrodynamics of an internal loop airlift reactor. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 43, n. 12, p. 1519–1527, dez. 2004.
- [270] GODBOLE, S. P. et al. Hydrodynamics and mass transfer in non-Newtonian solutions in a bubble column. **AIChE Journal**, v. 30, n. 2, p. 213–220, 1984.
- [271] THOMASI, S. S. **Avaliação de parâmetros de desempenho de três modelos de biorreatores pneumáticos de bancada**. 2010. 97 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2010.
- [272] MORAVEJI, M. K. et al. Effects of surface active agents on hydrodynamics and mass transfer characteristics in a split-cylinder airlift bioreactor with packed bed. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 90, n. 7, p. 899–905, jul. 2012b.
- [273] POPOVIC, M.; ROBINSON, C. W. The specific interfacial area in external-circulation-loop airlifts and a bubble column - I. Aqueous sodium sulphite solution. **Chemical Engineering Science**, v. 42, n. 12, p. 2811–2824, 1987b.
- [274] ŠIMČÍK, 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, jul. 2011.
- [275] HEIJNEN, J. J. et al. A simple hydrodynamic model for the liquid circulation velocity in a full-scale two- and three-phase internal airlift reactor operating in the gas recirculation regime. **Chemical Engineering Science**, v. 52, n. 15, p. 2527–2540, ago. 1997.
- [276] JONES, A. G. Liquid circulation draft-tube bubble. **Chemical Engineering Science**, v. 40, n. 3, p. 449–462, 1985.
- [277] MERCHUK, J. C.; BERZIN, I. Distribution of energy dissipation in airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v. 50, n. 14, p. 2225–2233, 1995.
- [278] 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, p. 820–830, 1999.
- [279] CALVO, E. G. Comments on liquid circulation in airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v. 44, n. 5, p. 1269, 1989.
- [280] VASCONCELOS, J. M. T.; ORVALHO, S. P.; ALVES, S. S. Gas-liquid mass transfer to single bubbles: Effect of surface contamination. **AIChE Journal**, v. 48, n. 6, p. 1145–

1154, 2002.

- [281] CHAUMAT, H. et al. Mass transfer in bubble column for industrial conditions—effects of organic medium, gas and liquid flow rates and column design. **Chemical Engineering Science**, v. 60, n. 22, p. 5930–5936, nov. 2005.