

## ESTIMATIVA DE PARÂMETROS GLOBAIS DE DESEMPENHO EM BIORREATORES PNEUMÁTICOS DE CIRCULAÇÃO INTERNA OPERANDO COM FLUIDO NÃO-NEWTONIANO POR FLUIDODINÂMICA COMPUTACIONAL

G. Y. RODRIGUEZ<sup>1\*</sup>, M. VALVERDE-RAMÍREZ<sup>1</sup>, C. E. MENDES<sup>1</sup>, R. BÉTTEGA<sup>1</sup>, A. C. BADINO<sup>1</sup>

<sup>1</sup>Universidade Federal de São Carlos, Departamento de Engenharia Química

\*e-mail: [guilherme.ry@gmail.com](mailto:guilherme.ry@gmail.com)

### RESUMO

A retenção gasosa global e o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio são parâmetros de desempenho usados como critérios para o projeto e aumento de escala de biorreatores pneumáticos. Considerando a importância dos biocombustíveis no cenário energético e os recentes avanços da fluidodinâmica computacional (CFD: *Computational Fluid Dynamics*), o presente trabalho objetivou a estimativa por CFD dos parâmetros globais de desempenho citados, em duas geometrias de biorreatores pneumáticos de circulação interna de 5 L. Empregou-se como meio líquido, solução de goma xantana 2,0 g/L, um fluido não-Newtoniano com reologia similar a de um típico caldo de cultivo de microrganismo filamentoso utilizado na produção de enzimas utilizadas na cadeia de produção de biocombustíveis. Foi adotado o pacote comercial ANSYS FLUENT 14.5<sup>®</sup> para a realização das simulações numéricas, implementando-se para tal fim um modelo euleriano multifásico para o sistema goma xantana-ar. Os resultados simulados foram comparados com dados experimentais de literatura, verificando-se boa concordância entre os valores obtidos pelas simulações em CFD e experimentais.

### 1 INTRODUÇÃO

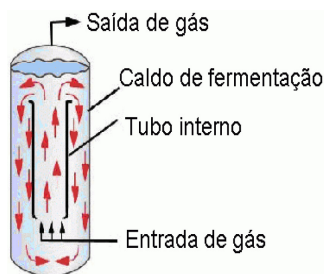
Biorreatores ou reatores bioquímicos são equipamentos que fornecem um ambiente adequado para a produção de um biocomposto de valor agregado que é resultante da atividade catalítica de enzimas ou da rota metabólica de células e microrganismos como fungos e bactérias. Esses equipamentos operam mantendo valores de pH, temperatura, concentração de nutrientes e de oxigênio dissolvido a fim de que o produto de interesse seja gerado satisfatoriamente. Os biorreatores pneumáticos são caracterizados pela ausência de partes móveis, tornando desnecessária a presença de trabalho de eixo para promover a mistura do sistema fermentativo. A

homogeneização do meio é feita exclusivamente através da injeção de gás, em geral ar ou ar enriquecido com oxigênio em cultivos aeróbios. Essa injeção é realizada por via de um aspersor localizado na base da coluna. Em comparação com o modelo convencional tipo tanque agitado e aerado, esta modalidade de biorreator, é capaz de transferir oxigênio com menor consumo de energia, além de facilitar fatores relacionados à implementação do sistema, como o projeto, construção e aumento de escala.

Enquanto um biorreator pneumático do tipo coluna de bolhas opera exclusivamente com a gaseificação do meio de cultivo, os modelos de circulação interna (*airlift*) são projetados para que o fluido recircule pelo sistema, facilitando a homogeneização.

Verifica-se, então, duas regiões distintas: uma região de escoamento ascendente (*riser*) e região de escoamento descendente (*downcomer*) (CHISTI, 1989). As Figuras 1 e 2 ilustram simplificada os biorreatores *airlift* de cilindros concêntricos e *airlift split*. De acordo com Merchuk (2003), os biorreatores pneumáticos possuem aplicações no tratamento de efluentes e em processos bioquímicos diversos.

**Figura 1** – Esquema simplificado de um biorreator pneumático do tipo *airlift* de cilindros concêntricos.



Fonte: CERRI (2005).

**Figura 2** – Esquema simplificado de um biorreator pneumático do tipo *airlift split*.



Fonte: CERRI (2005).

Estes equipamentos são encontrados em processos de desnitrificação, remoção de corantes em efluentes de indústrias têxteis, retirada de compostos fenólicos, oxidação de nitritos a nitratos, bio-oxidação de minerais, produção de enzimas por fermentação e cultivo de algas, entre outros. Merchuk (2003) ainda cita que o estudo da fluidodinâmica em biorreatores pneumáticos tem um grande

apelo tecnológico e auxilia no projeto desses sistemas.

Além das aplicações anteriormente destacadas, insumos para a produção de biocombustíveis são também obtidos em biorreatores pneumáticos. Bannari et al. (2012) promoveram a produção de celulasas em biorreator *airlift* de cilindros concêntricos, sendo que Ketheesan e Nirmalakhandan (2011) estudaram a produção de microalgas em sistema similar.

### 1.1 Principais Variáveis e Parâmetros de Desempenho

A vazão específica de alimentação de ar ( $\phi$ ) é definida como o quociente entre a vazão volumétrica de gás injetado ( $Q_G$ ) e o volume da fase líquida ( $V_L$ ), conforme mostra a Equação 1. A unidade mais usada para  $\phi$  é  $\text{min}^{-1}$ , sendo que na terminologia tradicional denota-se por "vvm" (vazão de gás por volume de meio por minuto).

$$\phi = \frac{Q_G}{V_L} \quad (1)$$

A retenção gasosa global ( $\bar{\alpha}_G$ ) é um parâmetro de desempenho que corresponde à fração de ar presente na dispersão gás-líquido sob aeração. É o quociente entre o volume de gás ( $V_G$ ) e o volume da dispersão ( $V_L + V_G$ ), conforme apresentado na Equação 2.

$$\bar{\alpha}_G = \frac{V_G}{V_L + V_G} \quad (2)$$

O coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $k_L a$ ) é também um parâmetro global de desempenho, definido pela Equação 3. Ele está relacionado ao transporte de oxigênio da bolha até a fase líquida. Quanto maior o  $k_L a$ , mais favorecido é esse transporte.

$$N_{O_2} = k_L a (C_{sat} - C) \quad (3)$$

## 2 OBJETIVO

O objetivo deste trabalho foi estimar via CFD a retenção gasosa e o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio globais, parâmetros de desempenho essenciais no projeto e avaliação de biorreatores pneumáticos, bem como comparar os valores estimados com os experimentais. Dada a importância dos biorreatores *airlift* na geração de insumos usados na produção de biocombustíveis, foram empregadas duas geometrias de biorreatores pneumáticos de circulação interna: *airlift* de cilindros concêntricos e *airlift split*. A fim de representar a reologia de um caldo fermentativo, adotou-se solução de goma xantana 2,0 g/L, sendo que todos os resultados via *software* FLUENT 14.5<sup>®</sup> foram comparados com os dados obtidos por Thomasi et al. (2010) e Mendes e Badino (2015).

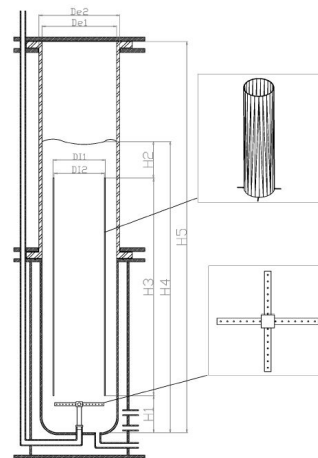
## 2 MATERIAIS E MÉTODOS

### 2.1 Aparatos Experimentais

Os aparatos experimentais utilizados estão apresentados no trabalho de Thomasi et al. (2010). Foram estudadas 2 configurações de biorreatores pneumáticos *airlift*: cilindros concêntricos (Figura 3) e *split* (Figura 4). Ambos os equipamentos possuem capacidade de 5 L. O primeiro apresenta um tubo interno metálico concêntrico à parede externa de vidro, sendo que o segundo dispõe de uma placa plana metálica que divide o sistema em 2 regiões. Ambos os modelos foram construídos de forma que o líquido e o gás recirculem pelo sistema a fim de promover melhor agitação e mistura do meio. Eles possuem uma base circular de 12,5 cm de diâmetro e altura de 45 cm, preenchidos inicialmente com solução de goma xantana 2,0 g/L. As relações geométricas estão descritas na Tabela 1. O ar é injetado na base da coluna através de aspersores tipo cruzeta e

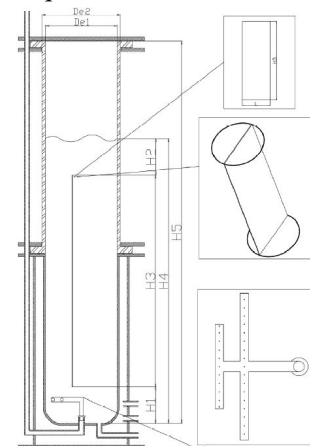
espinha de peixe, nos biorreatores *airlift* de cilindros concêntricos *airlift split*, respectivamente. O aspersor do tipo cruzeta possui 84 orifícios de 500 µm de diâmetro, espaçados igualmente em 5 mm, conforme ilustra a Figura 5. O aspersor do tipo espinha de peixe dispõe de 78 orifícios de 500 µm com espaçamento variável (Figura 6).

**Figura 3** – Esquema do biorreator *airlift* de cilindros concêntricos.



Fonte: Thomasi et al. (2010).

**Figura 4** – Esquema do biorreator *airlift split*.



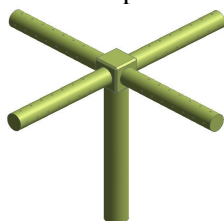
Fonte: Thomasi et al. (2010).

**Tabela 1** - Relações geométricas dos biorreatores *airlift* de circulação interna.

| Medida        | Cilindros Concêntricos | <i>Split</i> |
|---------------|------------------------|--------------|
| H1 (m)        | 0,045                  | 0,045        |
| H2 (m)        | 0,055                  | 0,055        |
| H3 (m)        | 0,350                  | 0,350        |
| H4 (m)        | 0,450                  | 0,450        |
| H5 (m)        | 0,600                  | 0,600        |
| De1 (m)       | 0,125                  | 0,125        |
| H4/De1 (-)    | 3,60                   | 3,60         |
| $A_D/A_S$ (-) | 1,78                   | 1,38         |
| DI2/De1 (-)   | 0,60                   | -            |
| L (m)         | -                      | 0,124        |

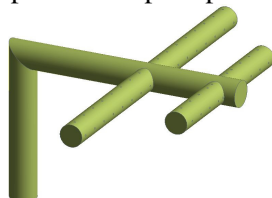
Fonte: Adaptado de Thomasi et al. (2010).

**Figura 5** – Aspersor do tipo cruzeta.



Fonte: AUTOR (2015).

**Figura 6** – Aspersor do tipo espinha de peixe.



Fonte: AUTOR (2015).

## 2.2 Software

Todos os procedimentos característicos da Fluidodinâmica Computacional foram executados em *softwares* presentes na suíte de aplicativos ANSYS 14.5<sup>®</sup>. As geometrias computacionais dos biorreatores pneumáticos e dos aspersores utilizados foram geradas no ANSYS DesignModeler 14.5<sup>®</sup>, sendo que as malhas computacionais foram produzidas usando recursos do Gambit v. 2.4. A etapa de pré-processamento e de processamento (simulações numéricas) foram conduzidas no *solver* ANSYS FLUENT 14.5<sup>®</sup>. Os gráficos

de pós-processamento foram gerados no ANSYS CFD POST 14.5<sup>®</sup>.

## 2.3 Hardware

Utilizou-se um servidor com placa-mãe Intel Server Board que dispõe de 2 processadores Intel Xeon 2.0 GHz (12 núcleos por processador) e 16 GB de memória RAM. A placa de vídeo QUADRO PNY 1 Gb foi necessária para a manipulação adequada de objetos tridimensionais.

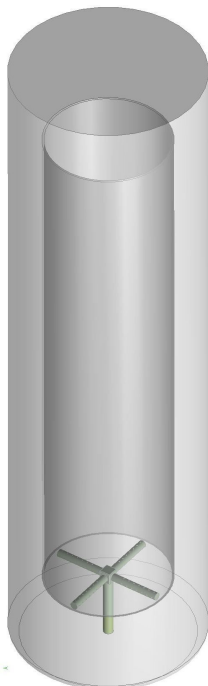
## 2.4 Geometria Computacional

A geometria computacional consiste de uma réplica virtual dos biorreatores *airlift* de cilindros concêntricos (Figura 7) e *split* (Figura 8).

## 2.5 Malha Computacional

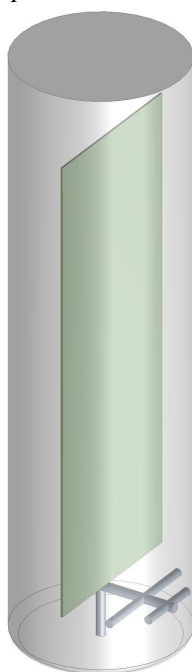
Adotou-se a estratégia de malha híbrida do tipo tet/hex nos dois sistemas (Figuras 9 e 10). Cada malha apresenta aproximadamente 500.000 elementos tridimensionais, quantidade obtida em testes de independência de malha. A região de aspersão dos biorreatores pneumáticos é um local importante e ao mesmo tempo complicado do ponto de vista de modelagem e resolução numérica, visto que se tem altos gradientes de velocidade e fração volumétrica de gás. Além disso, o tamanho dos orifícios do aspersor é menor do que qualquer outro parâmetro geométrico do sistema, o que dificulta a geração de malha. Sabe-se que malhas tetraédricas são mais versáteis, pois se adequam praticamente a qualquer geometria. Por esta razão, em regiões próximas ao aspersor (nas bases das colunas), empregou-se malha essencialmente tetraédrica, sendo que nas regiões restantes foram geradas malhas hexaédricas. Refinamentos ao redor dos aspersores foram necessários em virtude dos altos gradientes de velocidade e fração volumétrica (BLAZEJ et al., 2004).

**Figura 7** – Geometria computacional do biorreator *airlift* de cilindros concêntricos.



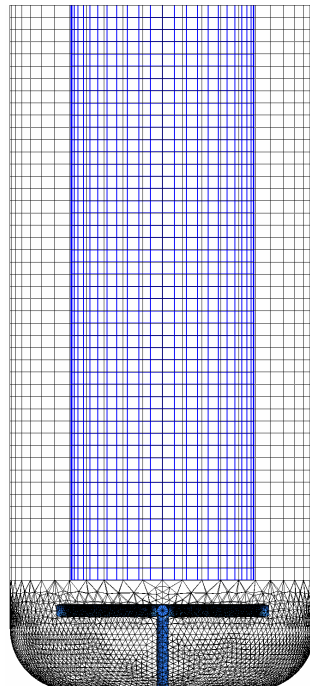
Fonte: AUTOR (2015).

**Figura 8** – Geometria computacional do biorreator *airlift split*.



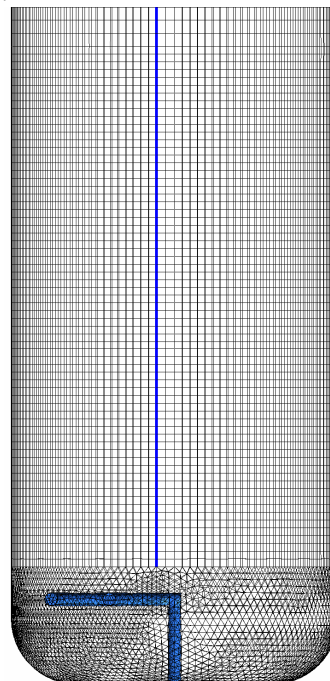
Fonte: AUTOR (2015).

**Figura 9** – Malha computacional do biorreator *airlift* de cilindros concêntricos.



Fonte: AUTOR (2015).

**Figura 10** – Malha computacional do biorreator *airlift split*.



Fonte: AUTOR (2015).



## 2.6 Procedimentos, equações e hipóteses utilizadas

A abordagem Euler-Euler foi adotada por ser computacionalmente mais simples e fornecer resultados satisfatórios. No intuito de se ter duas fases bem definidas, optou-se pelo modelo compartimentado heterogêneo (cada fluido possui seu próprio campo de velocidade e pressão). A solução de goma xantana foi definida como fluido contínuo e o ar como fluido disperso presente na forma de bolhas de 5 mm de diâmetro médio. A Tabela 2 sumariza as condições mais relevantes definidas no pré-processamento, sendo que a Tabela 3 exhibe parâmetros do *solver*.

Para cada vazão específica de ar na faixa de 1 a 5 vvm foram preparadas simulações nas duas geometrias. Após o preparo das simulações (pré-processamento), iniciou-se o processo de resolução (processamento) para cada condição de vazão específica de ar estabelecida. Ao final, através de recursos do *software* e da criação de funções customizadas (definição de novas variáveis a partir da combinação de outras já calculadas), os valores da retenção gasosa e do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio globais foram obtidos (pós-processamento).

**Tabela 2** - Condições usadas nas simulações.

| Condição                        | Valor  |
|---------------------------------|--|
| Formulação                      | Euler-Euler  |
| Fluidos                         | Solução de goma xantana (primário) e ar (secundário)   |
| Solução de goma xantana 2,0 g/L | Fase contínua; fluido pseudoplástico; T=28°C; $\rho=1000 \text{ kg/m}^3$ ; $K=0,472 \text{ Pa.s}^n$ ; $n=0,36$ ; $\sigma=0,070 \text{ N/m}$ ; $D_L=1,14 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$ |
| Ar                              | Fase dispersa; $D_b=5 \text{ mm}$ ; $\rho=1,2 \text{ kg/m}^3$  |
| Turbulência                     | Modelo k- $\epsilon$ padrão  |
| Força de arraste                | Modelo de Grace et al. (1976)  |
| Paredes                         | Sem deslizamento   |
| Topo                            | P=1 atm  |
| Orifício do aspersor            | $\alpha_G=1$ ; $\alpha_L=0$  |

Fonte: AUTOR (2015).

**Tabela 3** - Parâmetros do *solver*.

| Condição                                 | Valor  |
|--|--|
| <i>Solver</i>                            | <i>Pressure-Based; Eulerian; Implicit; Two phases</i>  |
| <i>Velocity formulation</i>              | <i>Absolute</i>  |
| <i>Transient formulation</i>             | <i>First Order Implicit</i>  |
| <i>Pressure velocity coupling scheme</i> | <i>Phase Coupled SIMPLE</i>  |
| <i>Gradient discretization</i>           | <i>Least Squares Cell Based</i>  |
| <i>Momentum discretization</i>           | <i>Second Order Upwind</i>   |
| <i>Volume fraction discretization</i>    | QUICK  |
| <i>Turbulent kinetic energy</i>          | <i>First Order Implicit</i>  |
| <i>Turbulent dissipation rate</i>        | <i>First Order Implicit</i>  |
| Resíduo                                  | RMS= $1 \times 10^{-4}$  |
| Passo no tempo                           | 25 iterações/passo no tempo; <i>timestep</i> = $1 \times 10^{-4}$ s; 50000 passos no tempo; 5 s em tempo real; 8 dias de simulação para cada condição de vazão |

Fonte: AUTOR (2015).

A retenção gasosa global foi obtida pelo método de medida das alturas, descrito e utilizado por Thomasi et al. (2010), tanto para o levantamento dos dados experimentais (obtidos pelo autor mencionado) quanto para os ensaios numéricos. Esse método relaciona a variável global com a altura inicial do líquido e a altura da dispersão após a aeração do sistema, conforme mostrado na Equação 4. Para cada condição de vazão, a altura da dispersão foi obtida experimentalmente e mediante recursos do *software*.

$$\bar{\alpha}_G = \frac{H_D - H_L}{H_D} \quad (4)$$

O  $k_{La}$  foi obtido experimentalmente em triplicata através do método dinâmico do degrau de pressão (CERRI et al., 2008). A estimativa numérica do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio foi realizada considerando que  $k_{La}$  é o produto entre dois outros parâmetros, o coeficiente convectivo de transferência de oxigênio ( $k_L$ ) e a área interfacial específica das bolhas (" $a$ ").

O valor de  $k_L$  foi obtido com base na Teoria de Penetração de Higbie (Equação 5) descrita por Cerri et al. (2010) e "a" através da Equação 6.

$$k_L = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{D_L}{\theta}} \quad (5)$$

$$a = \frac{6 \cdot \bar{\alpha}_G}{D_b(1 - \bar{\alpha}_G)} \quad (6)$$

### 3 RESULTADOS E DISCUSSÃO

#### 3.1 Retenção Gasosa Global

Os resultados referentes à retenção gasosa global para a solução de goma xantana estão resumidos nas Figuras 11 e 12. Nota-se que a geometria *airlift* de cilindros concêntricos foi a alternativa mais viável no intuito de reter o ar no sistema, já que forneceu, em média, maiores valores de retenção gasosa global. A explicação para isso está no tempo de residência do gás: quanto maior esse tempo, maior é a retenção gasosa global (ANASTASIOU et al., 2013).

As simulações em CFD representaram adequadamente a tendência monotônica crescente da retenção gasosa global com a vazão específica de alimentação de ar no sistema para esse tipo de fluido, também verificado por Anastasiou et al. (2013). As estimativas apresentaram melhor concordância para os resultados da geometria *airlift split*, já que os resultados simulados representaram melhor os valores experimentais. As médias dos desvios relativos (Equação 7) foram de 20 e 11% para as geometrias *airlift* de cilindros concêntricos e *airlift split*, respectivamente.

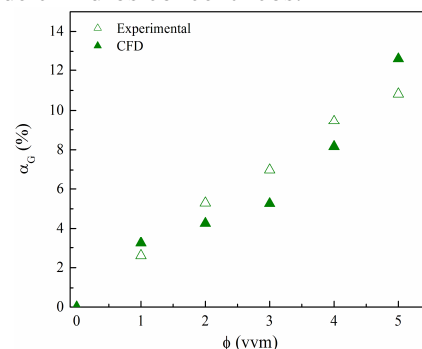
$$DR = \frac{|experimental - simulado|}{experimental} \quad (7)$$

A Figura 13 ilustra a distribuição da fração volumétrica de ar ao longo dos dois biorreatores pneumáticos de circulação

interna na vazão específica mais alta (5 vvm). Os perfis obtidos via CFD foram coerentes com o comportamento real do sistema. Um exemplo disso é o acúmulo de gás no início da região de descida do biorreator *airlift split*. No entanto, a ascensão repentina da retenção gasosa global simulada, a 5 vvm, na Figura 12 é devida a maior altura da dispersão observada na Figura 13b.

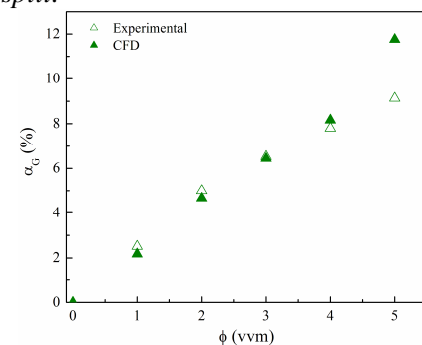
Isto é provavelmente devido à superestimativa numérica do regime heterogêneo de escoamento em altas vazões específicas de ar. Ou seja, os resultados simulados superestimaram as frações volumétricas locais de ar, bem como a turbulência do sistema (DENG et al., 2010; VÉLEZ-CORDERO e ZENIT, 2011).

**Figura 11** – Retenção gasosa global em função da vazão específica de alimentação de ar para a solução de goma xantana 2,0 g/L no biorreator *airlift* de cilindros concêntricos.



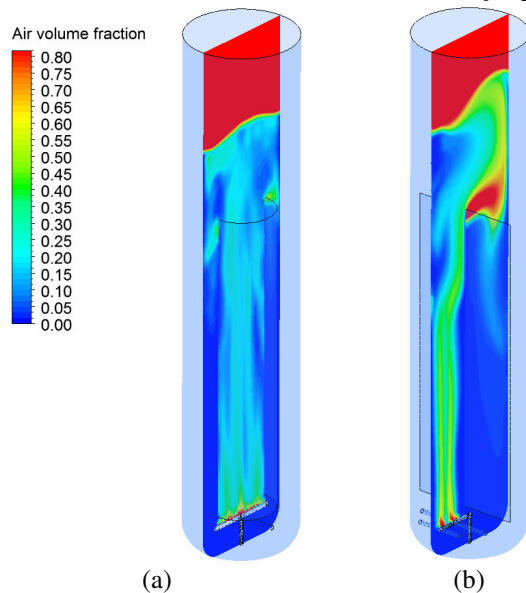
Fonte: AUTOR (2015).

**Figura 12** – Retenção gasosa global em função da vazão específica de alimentação de ar para a solução de goma xantana 2,0 g/L no biorreator *airlift split*.



Fonte: AUTOR (2015).

**Figura 13** – Distribuição espacial da fração volumétrica de ar a 5 vvm para o sistema solução de goma xantana-ar. a) biorreator *airlift* de cilindros concêntricos; b) biorreator *airlift split*.



Fonte: AUTOR (2015).

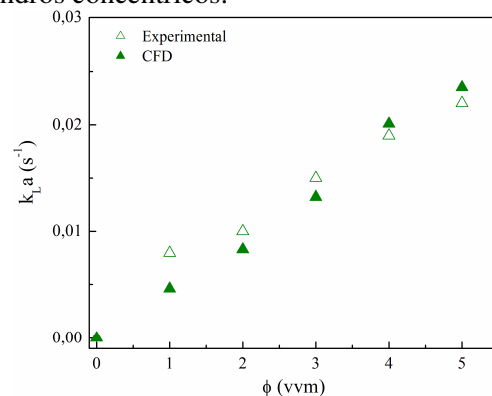
### 3.2 Coeficiente Volumétrico de Transferência de Oxigênio

Os resultados referentes ao coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio estão ilustrados nas Figuras 14 e 15. Verifica-se, novamente, melhor desempenho da geometria *airlift* de cilindros concêntricos frente ao *airlift split*, já que a primeira permitiu atingir, em média, maiores valores de  $k_L a$ . Assim, o processo de transferência de oxigênio é facilitado na primeira geometria e isso deve ser considerado na escolha do sistema que irá produzir os insumos para a produção biocombustíveis.

As simulações em CFD representaram com fidelidade a tendência experimental observada no biorreator *airlift* de cilindros concêntricos e principalmente nas vazões iniciais dos ensaios em biorreator *airlift split*. Isto evidencia que a metodologia proposta para se estimar  $k_L a$  é coerente. Não há trabalhos na literatura que enfatizem essa comparação a partir da técnica de CFD. As médias dos desvios relativos foram de 17 e 12% para as geometrias *airlift* de cilindros

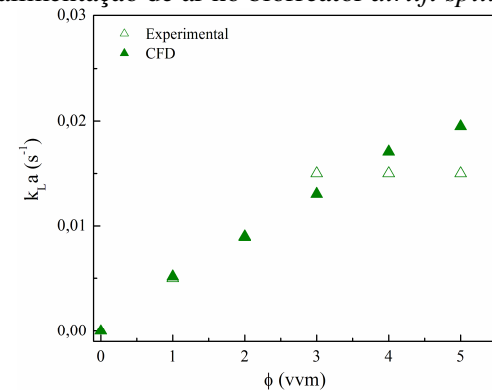
concêntricos e *airlift split*, respectivamente. Para a última geometria, houve um distanciamento progressivo da previsão numérica em relação aos valores experimentais. No entanto, na prática, esse fato pode se tornar menos relevante considerando que a maior parte dos cultivos não ultrapassam 2 vvm.

**Figura 14** –  $k_L a$  em função da vazão específica de alimentação de ar no biorreator *airlift* de cilindros concêntricos.



Fonte: AUTOR (2015).

**Figura 15** –  $k_L a$  em função da vazão específica de alimentação de ar no biorreator *airlift split*.



Fonte: AUTOR (2015).

## 4 CONCLUSÃO

O objetivo deste trabalho foi estimar via CFD parâmetros globais de desempenho em biorreatores pneumáticos de circulação interna operando com solução de goma xantana 2,0 g/L, um fluido não-Newtoniano que representa a reologia de um típico caldo fermentativo.



As simulações numéricas reproduziram de maneira consistente a tendência dos dados experimentais conforme a geometria empregada. Isto é, a retenção gasosa global e o coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio estimados numericamente via CFD responderam majoritariamente à tendência esperada dos dados experimentais, mostrando que a modelagem proposta capturou os efeitos mais relevantes de cada problema.

Os resultados mostraram que o biorreator *airlift* de cilindros concêntricos é a melhor alternativa para se obter maiores parâmetros globais de desempenho ( $\bar{\alpha}_G$  e  $k_{LA}$ ), corroborando os dados experimentais. Isso indica que a hidrodinâmica no interior desse sistema favorece a homogeneização das fases e apresenta características que aumentam o tempo de residência do ar, contribuindo para uma melhor transferência de oxigênio.

## NOMENCLATURA

### Notação dimensional

|   |                         |
|---|-------------------------|
| L | Dimensão de comprimento |
| T | Dimensão de tempo       |
| M | Dimensão de massa       |

### Variáveis

|           |  |
|-----------|--|
| a         | Área interfacial específica das bolhas ( $L^{-1}$ )                                    |
| $A_D$     | Área da seção referente à região de descida ( $L^2$ )                                  |
| $A_S$     | Área da seção referente à região de subida ( $L^2$ )                                   |
| C         | Concentração de oxigênio ( $M.L^{-3}$ )  |
| $C_{sat}$ | Concentração de saturação de oxigênio ( $M.L^{-3}$ )                                   |
| $D_b$     | Diâmetro da bolha (L)  |
| $D_L$     | Coeficiente de difusividade mássica ( $L^2.T^{-1}$ )                                   |
| $H_D$     | Altura da dispersão (L)  |
| $H_L$     | Altura inicial de líquido (L)  |
| $k_L$     | Coeficiente convectivo de transferência de oxigênio na película líquida ( $L.T^{-1}$ ) |
| $k_{LA}$  | Coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio ( $T^{-1}$ )                      |
| K         | Índice de consistência do fluido ( $M.L^{-1}.T^{n-2}$ )                                |
| n         | Índice de comportamento do fluido (-)  |
| $N_{O_2}$ | Velocidade volumétrica de transferência de oxigênio ( $M.L^{-3}.T^{-1}$ )              |
| $Q_G$     | Vazão volumétrica de alimentação de ar ( $L^3.T^{-1}$ )                                |

|       |  |
|-------|--|
| $V_G$ | Volume de ar presente no sistema após a aeração ( $L^3$ )        |
| $V_L$ | Volume de líquido avaliado antes da aeração do sistema ( $L^3$ ) |

### Letras gregas

|                  |   |
|------------------|---|
| $\bar{\alpha}_G$ | Retenção gasosa global ou fração volumétrica global de ar (-) |
| $\dot{\gamma}$   | Taxa de deformação ( $T^{-1}$ )                               |
| $\mu_L$          | Viscosidade dinâmica do líquido ( $M.L^{-1}.T^{-1}$ )         |
| $\rho_L$         | Densidade do líquido ( $M.L^{-3}$ )                           |
| $\sigma$         | Tensão superficial ( $M.T^{-2}$ )                             |
| $\theta$         | Tempo de renovação (T)  |
| $\phi$           | Vazão específica de alimentação de ar ( $T^{-1}$ )            |

## REFERÊNCIAS

- ANASTASIOU, A. D.; PASSOS, A. D.; MOUZA, A. A. Bubble columns with fine pore sparger and non-Newtonian liquid phase: Prediction of gas hold up. **Chemical Engineering Science**, v. 98, p. 331-338.
- BANNARI, R.; BANNARI, A.; VERMETTE, P.; PROULX, P. A model for cellulase production from *Trichoderma reesei* in an airlift reactor. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 109, p. 2025-2038, 2012.
- BLAZEJ, M.; CARTLAND GLOVER, G. M.; GENERALIS, S. C.; MARKOS, J. Gas-liquid simulation of an airlift bubble column reactor. **Chemical Engineering and Processing**, v. 43, p. 137-144, 2004.
- CERRI, M. O. Avaliação de transferência de calor e massa de um biorreator airlift de circulação interna de bancada para a produção de ácido clavulânico. 116p. **Dissertação** (Mestrado em Engenharia Química), Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2005.
- CERRI, M. O.; FUTIWAKI, L.; JESUS, C. D. F.; CRUZ, A. J. G.; BADINO, A. C. Average shear rate for non-Newtonian fluids in a concentric-tube airlift bioreactor. **Biochemical Engineering Journal**, v. 39, p. 51-57, 2008.
- CHISTI, M. Y. **Air-lift bioreactors**. New York: Elsevier, 1989.
- DENG, Z.; WANG, T.; ZHANG, N.; WANG, Z. Gas holdup, bubble behavior and mass transfer in a 5m high internal-loop airlift reactor with non-Newtonian fluid. **Chemical Engineering Journal**, v. 160, p. 729-737, 2010.
- GRACE, J. R.; WAIREGLI, T.; NGUYEN, T. H. Shapes and velocities of single drops and bubbles moving freely through immiscible liquids.

**Transactions of the Institution of Chemical Engineers**, v. 54, p. 167-173, 1976.

KETHEESAN, B.; NIRMALAKHANDAN, N. Development of a new airlift-driven raceway reactor for algal cultivation. **Applied Energy**, v. 88, p. 3370-3376, 2011.

MENDES, C. E.; BADINO, A. C. Oxygen transfer in different pneumatic bioreactors containing viscous Newtonian fluids. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 94, p. 456-465, 2015.

MERCHUK, J. C. Airlift bioreactors: review of recent advances. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 81, p. 324-337, 2003.

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

VÉLEZ-CORDERO, J. R.; ZENIT, R. Bubble cluster formation in shear-thinning inelastic bubbly columns. **J. Non-Newton Fluid**, v. 166, p. 32-41, 2014.

## AGRADECIMENTOS

Os autores agradecem ao CNPq (Procs: 140466/2011-8 e 478472/2011-0), à FAPESP (Proc. 2011/23807-1) e ao PRH-ANP/MCT N° 44 pelos suportes financeiros.