

# Transferência de oxigênio em reatores de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos em meios bifásico e trifásico com variação da relação entre diâmetros

Oxygen transfer in two and three-phase internal-loop airlift reactor with riser diameter variation

---

## Leandro Santos de Araújo

Engenheiro Civil pela Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho” (Unesp). Mestre em Engenharia Civil com ênfase em Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais pela Unesp. Engenheiro Civil da Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo (Sabesp)

## Milton Dall’Aglio Sobrinho

Engenheiro Civil pela Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo (EESC/USP). Doutor em Hidráulica e Saneamento pela (EESC/USP). Professor Adjunto do Departamento de Engenharia Civil da Faculdade de Engenharia da Unesp, *Campus* de Ilha Solteira

## Dib Gebara

Engenheiro Civil pela EESC/USP. Doutor em Hidráulica e Saneamento pela Escola Politécnica da USP (Poli/USP). Professor Assistente Doutor do Departamento de Engenharia Civil da Faculdade de Engenharia da Unesp, *Campus* de Ilha Solteira

---

## Resumo

A eficiência do reator de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos depende das condições hidrodinâmicas que influem na transferência de oxigênio ao biofilme. Este trabalho investigou a influência da relação entre diâmetros dos tubos e da concentração de meio suporte (areia), sobre o coeficiente global de transferência de oxigênio ( $K_L a$ ). Os ensaios – em reatores de 2,6 m de altura, com diâmetro externo de 250 mm e internos de 100, 125, 150 e 200 mm – empregaram vazões de ar até 2.500 L.h<sup>-1</sup> e concentrações de até 150 g.L<sup>-1</sup> de areia. O  $K_L a$  aumentou ligeiramente com 30 g.L<sup>-1</sup> e diminuiu para concentrações maiores, confirmando relatos da literatura em condições semelhantes. Um modelo para  $K_L a$  em meio bifásico foi ajustado para as diversas relações ensaiadas entre a área externa e a interna, postulando-se uma redução na razão entre a transferência na fase líquida e o diâmetro da bolha com o aumento da vazão de ar.

**Palavras-chave:** leito fluidizado; reator aeróbio; transferência de oxigênio.

## Abstract

The efficiency of the concentric tubes internal-loop airlift reactor depends on the hydrodynamic conditions that affect oxygen transfer to the biofilm. This work studied the effects of the relation between diameters of the tubes and of the carrier (sand) concentration on the global oxygen transfer coefficient ( $K_L a$ ). The tests – in 2,6 m high reactors with 250 mm external diameter and 100, 125, 150 and 200 mm internal diameters – were performed with air flow rates up to 2,500 L.h<sup>-1</sup> and sand concentrations up to 150 g.L<sup>-1</sup>. The  $K_L a$  increased slightly for 30 g.L<sup>-1</sup> and decreased for higher concentrations, in accordance with related data for similar conditions. A model for  $K_L a$  in biphasic medium was fitted embracing all the external/internal area relationships tested, based on the reduction of the liquid phase transfer coefficient and the bubble diameter ratio with increasing air flow rates.

**Keywords:** fluidized bed; aerobic reactor; oxygen transfer.

## Introdução

Os reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos requerem pequenos tempos de detenção hidráulica, proporcionando reatores compactos, capazes de remover, em uma única etapa, material carbonáceo e nutrientes. São compostos por dois

tubos concêntricos, nos quais o efluente circula devido à injeção de ar na parte inferior do tubo interno. O ar é o principal insumo em termos de custo operacional, sendo desejável a otimização de seu emprego para ampliar a atratividade econômica da tecnologia.

A remoção de matéria carbonácea e de nitrogênio é possível, porque a biomassa cresce aderida ao meio suporte, formando um

biofilme composto por uma zona aeróbia – localizada em uma camada mais externa – e uma zona anóxica-anaeróbia, situada na camada mais interna, próxima ao material suporte (HAGEDOM-OLSEN *et al.*, 1994).

A eficiência do reator depende grandemente da estrutura e espessura do biofilme formado sobre as partículas de areia, que, por sua vez, são afetadas pelas condições do escoamento. A ocorrência desse fenômeno nesse tipo de reator pode apresentar variações de acordo com a relação  $A_e/A_i$  – razão entre a área de descida (externa) e de subida (interna) – em função das diferentes velocidades em cada etapa.

Em reatores aeróbios de leito fluidizado, grande parte do ar injetado é requerida para manter o meio suporte em suspensão. Entretanto, ao se definir a quantidade de ar a ser injetada, buscando-se o equilíbrio entre custos operacionais e eficiência de tratamento, deve-se garantir o oxigênio necessário para que os processos biológicos de oxidação não sejam comprometidos. A quantidade de oxigênio transferido, desta forma, torna-se um importante parâmetro de controle nesses dispositivos. De acordo com Bishop e Zhang (1994), a transferência de massa está intimamente relacionada com a quantidade de oxigênio dissolvido na camada externa do biofilme.

Nedeltchev e Schumpe (2007) avaliaram o efeito dos sólidos na transferência de massa. Eles afirmam que o efeito sobre o coeficiente global de transferência de oxigênio ( $K_L a$ ) é a soma dos efeitos sobre os dois parâmetros distintos que compõem esse coeficiente:  $K_L$  (coeficiente de difusão na fase líquida) e  $a$  (área específica da interface ar-líquido). O efeito sobre  $K_L$  estaria relacionado à difusão do oxigênio através da camada líquida envoltória da bolha, com espessura variável, que depende da concentração de sólidos. O efeito sobre a área específica  $a$  ocorre pela influência no tamanho das bolhas.

Mirón *et al.* (2000) apresentaram uma equação para relacionar o coeficiente global de transferência de massa com o conteúdo volumétrico e com a velocidade superficial do gás, os quais são as principais variáveis operacionais em reatores *airlift* e colunas de bolhas.

A área específica da interface gás-líquido,  $a$ , é relacionada com a fração volumétrica de gás e com o diâmetro médio da bolha. As Equações 1 e 2 apresentam essas relações.

$$a = \frac{6 \varepsilon}{d_B (1 - \varepsilon)} \quad \text{Equação 1}$$

$$K_L a = \frac{6 K_L \varepsilon}{d_B (1 - \varepsilon)} \quad \text{Equação 2}$$

Onde:

$a$ : área superficial específica das bolhas ( $\text{m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ );

$\varepsilon$ : fração volumétrica do gás;

$d_B$ : diâmetro da bolha (m);

$K_L$ : coeficiente de transferência de massa na fase líquida ( $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ ).

Mirón *et al.* (2000) propuseram uma simplificação para o difícil problema de previsão teórica da transferência de massa nos reatores de leito com circulação, ao afirmarem a relação proposta na Equação 3, baseando-se no que consideraram evidências experimentais substanciais, independentemente do regime do escoamento e do tipo de fluido.

$$\frac{K_L}{d_B} = cte = z \quad \text{Equação 3}$$

Além disso, a fração volumétrica de gás é necessariamente relacionada com a velocidade superficial de gás e com a velocidade de deslocamento da bolha, de acordo com a Equação 4.

$$\varepsilon = \frac{U_g}{U_s} \quad \text{Equação 4}$$

onde:

$U_g$ : velocidade superficial do gás ( $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ );

$U_s$ : velocidade de ascensão de uma bolha ( $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ ).

Substituindo as equações (3) e (4), a Equação (2) pode ser escrita como (Equação 5):

$$K_L a = \frac{6zU_g}{U_s \left(1 - \frac{U_g}{U_s}\right)} = \frac{6zU_g}{U_s - U_g} \quad \text{Equação 5}$$

Para um dado fluido e regime de escoamento, a velocidade de deslocamento da bolha depende apenas do diâmetro da bolha, sendo  $U_s = f(d_B)$ . Para as demais condições fixadas, o tamanho da bolha é controlado pela energia específica introduzida no reator e, para um reator de coluna de bolhas, têm-se, conforme Equação 6:

$$d_B \alpha E^k \alpha (gU_g)^k \quad \text{Equação 6}$$

O expoente  $k$  é usualmente próximo a -0,4, conforme Mirón *et al.* (2000). Assim, a Equação 5 pode ser escrita como:

$$K_L a = \frac{6zU_g}{cU_g^k - U_g} = \frac{6z}{cU_g^y - 1} \quad \text{Equação 7}$$

O parâmetro  $c$ , conforme Mirón *et al.* (2000), é próximo à unidade para um regime uniforme de escoamento de bolhas. Assim, pode-se definir a Equação 8:

$$K_L a = \frac{\Phi}{U_g^y - 1} \quad \text{Equação 8}$$

Onde  $\Phi = 6z$ .

A Equação 8 é dimensionalmente consistente, sendo o produto  $cU_g^y$  adimensional; isso significa que  $c$  tem unidades  $\text{m}^y \cdot \text{s}^y$ . Essa equação foi deduzida para uma coluna de bolhas; porém, uma relação

similar pode ser proposta para reatores *airlift*, com a consideração descrita na Equação 9:

$$K_L a = \frac{A_i (K_L a)_i + A_e (K_L a)_e}{A_i + A_e} \quad \text{Equação 9}$$

Onde:

$A_e$ : área do tubo externo ( $\text{m}^2$ );

$A_i$ : área do tubo interno ( $\text{m}^2$ ).

Segundo Chisti (*apud* MIRÓN *et al.*, 2000), mesmo quando  $\epsilon_e \neq 0$ ,  $(K_L a)_e \ll (K_L a)_i$ , e, geralmente,  $A_e \leq A_i$ . Consequentemente, em reatores *airlift*, pode-se dizer pela Equação 10 que:

$$K_L a \cong \frac{A_i (K_L a)_i}{A_i + A_e} \quad \text{Equação 10}$$

E, portanto, seguindo a lógica das equações anteriores, obtém-se a Equação 11, que define o modelo de Mirón *et al.* (2000).

$$K_L a = \frac{A_i}{A_i + A_e} \frac{6z}{U_g^y - 1} \quad \text{Equação 11}$$

## Metodologia

Foram utilizados quatro reatores construídos com tubos de PVC. Cada reator possui tubo externo de 250 mm e tubo interno de diâmetro variável. A altura nominal do reator é de 2,60 m e a altura da coluna de fluido, 2,35 m. O tubo interno apresenta altura igual a 2,22 m, posicionado 5 cm acima do fundo do reator. A distância percorrida em um ciclo é de 4,70 m. O injetor de ar comprimido tem o topo posicionado a 15 cm do fundo do reator e área total de injeção

de  $1,23 \text{ cm}^2$ . O reator possui também um decantador, a fim de evitar a saída das partículas sólidas. A vazão de ar comprimido no sistema foi controlada por um rotâmetro, o qual foi instalado a jusante da válvula reguladora de pressão.

Por conveniência, os reatores foram nomeados conforme o diâmetro do tubo interno em milímetros. Assim, os reatores utilizados no trabalho foram: R100, R125, R150 e R200. A Figura 1 apresenta o esquema do reator R100.

O Quadro 1 apresenta as principais características geométricas dos modelos de reator estudados.

## Determinação do coeficiente de aeração

Os ensaios para determinação do  $K_L a$  foram realizados com água limpa e em meio bifásico e trifásico. Para isso, utilizou-se um medidor portátil de oxigênio dissolvido DM-4 (Digimed), com termômetro embutido. A determinação do  $K_L a$  seguiu a metodologia padronizada para emprego com água limpa, método não estacionário, recomendado pela American Society of Civil Engineers (ASCE, 1990).

Nos ensaios com água limpa (meio bifásico), as vazões de ar utilizadas foram 1.000, 1.200, 1.500, 1.800, 2.100 e 2.500  $\text{L.h}^{-1}$ . Em meio trifásico, utilizando-se areia em concentração igual a  $100 \text{ g.L}^{-1}$ , os ensaios repetiram as mesmas vazões de ar. Outros ensaios em meio trifásico com concentração de areia, variando em um intervalo de 30 a  $150 \text{ g.L}^{-1}$ , foram realizados no reator R100 a vazões de ar de  $2.500 \text{ L.h}^{-1}$ .

Para se obterem valores confiáveis de  $K_L a$ , foram realizados dois ensaios para cada vazão de ar, sendo que, caso houvesse um erro

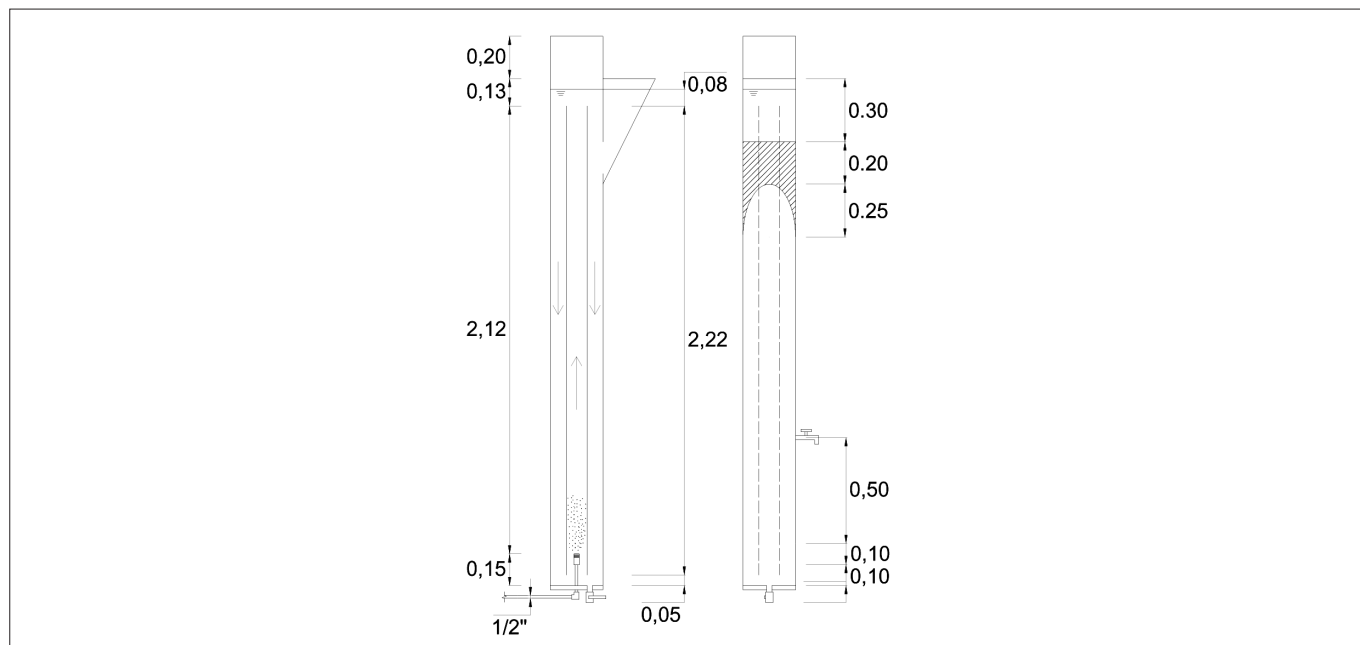


Figura 1 – Esquema de um reator R100

**Quadro 1** – Características geométricas dos reatores

Reator	$A_i$ (m <sup>2</sup> )	$A_e$ (m <sup>2</sup> )	$A_e/A_i$
R100	0,00785	0,04123	5,25
R125	0,01227	0,03682	3
R150	0,01767	0,03142	1,78
R200	0,03142	0,01767	0,56

Ai: área do tubo interno; Ae: área do tubo externo

acima de 10%, outro ensaio era realizado, desconsiderando-se, então, o ensaio mais discrepante.

De posse dos dados obtidos no ensaio, procedeu-se ao cálculo do  $K_L a$  por meio de regressão não-linear, conforme algoritmo recomendado pela ASCE (1990). Para tanto, foi utilizada uma versão do programa em linguagem de macros de planilha Excel apresentado por Dall'Aglio Sobrinho *et al.* (2001). Nesse programa, os valores de  $K_L a$ ,  $C_s$  (concentração de saturação de oxigênio) e  $C_0$  (concentração de oxigênio no tempo  $t=0$ ) são ajustados a partir de uma estimativa inicial fornecida manualmente.

Para facilitar a comparação dos valores, pode-se padronizar os resultados obtidos do  $K_L a$  de acordo com as diferentes temperaturas medidas no momento do ensaio; para isso, calcula-se o  $K_L a$  com correção para a temperatura de 20°C, que é denominado  $K_L a_{20}$ . O  $C_{\infty}$  corrigido é denominado de  $C_{\infty 20}$ , e foram determinados pelas equações fornecidas pela ASCE (1990).

**Ensaio realizados**

Os ensaios foram realizados inicialmente com meio bifásico. Numa segunda etapa, foram ensaiados os 4 reatores com 100 g.L<sup>-1</sup> de areia. Problemas com a suspensão da areia nos reatores R150 e R200, entretanto, permitiram discutir apenas os dados dos reatores R100 e R125 nessa etapa. Os ensaios prosseguiram com a terceira etapa, usando o R100 com concentrações crescentes de areia de 30 a 150 g.L<sup>-1</sup>. Foi utilizada areia com diâmetro médio de 0,28 mm em todos os ensaios.

A verificação da suspensão da areia consiste em coletar, em uma proveta graduada, 1 L de amostra no tubo de descida do reator. O material coletado deve permanecer durante 1 minuto em repouso e, logo após, mede-se o valor do volume decantado. O volume é comparado com o de amostras previamente preparadas com as concentrações desejadas. Para a retirada da amostra, foi instalada uma tomada com válvula de fecho rápido na parede do tubo externo.

**Resultados**

Para permitir que os resultados sejam comparados com outros obtidos em condições semelhantes, o Quadro 2 apresenta as velocidades superficiais de ar e a potência inserida por volume unitário de reação para cada vazão de ar.

Os valores de  $K_L a_{20}$  obtidos para os ensaios em meio bifásico em função da velocidade superficial do ar são apresentados na Figura 2.

Os valores obtidos são semelhantes aos encontrados em outros trabalhos. Bello, Robinson e Moo-Young (1984), Hernandez (2002) e Sinclair e Ryder (*apud* BELLO, ROBINSON e MOO-YOUNG, 1984), ao estudarem reatores de leito fluidizado com relações entre áreas similares às deste trabalho, encontraram valores de  $K_L a$  parecidos com os apresentados na Figura 2, numa faixa de vazão de ar compatível.

Ainda na Figura 2, pode-se notar que os reatores com relação  $A_e/A_i$  menor atingem valores de  $K_L a$  muito maiores para uma mesma velocidade superficial do ar. A causa dessa ocorrência também reside no fato de que os reatores com maiores diâmetros de tubo interno apresentam velocidades do líquido menores para as mesmas velocidades superficiais do gás.

Nos ensaios da segunda etapa, pôde-se verificar a dificuldade em manter a areia em suspensão, principalmente em baixas vazões de ar. Apenas nos reatores R100 e R125 foi possível realizar ensaios com ao menos três das vazões de ar utilizadas em meio bifásico. Por essa razão, não foram realizados ensaios com os reatores R150 e R200.

**Quadro 2** – Velocidades superficiais de ar e potência inserida para vazões de ar utilizadas

$Q_{ar}$ (L.h <sup>-1</sup> )	Potência (W)	Potência unitária (W.m <sup>-3</sup> )	$U_g$ (m.s <sup>-1</sup> )			
			R100	R125	R150	R200
1000	31,67	274,5	0,0354	0,0226	0,0157	0,0088
1200	38	329,4	0,0424	0,0272	0,0189	0,0106
1500	47,51	411,9	0,0531	0,034	0,0236	0,0133
1800	57,01	494,2	0,0637	0,0407	0,0283	0,0159
2100	66,51	576,6	0,0743	0,0475	0,033	0,0186
2500	79,18	686,4	0,0884	0,0566	0,0393	0,0221

Qar: vazão de ar injetada; Ug: velocidade superficial do gás

A Figura 3 compara os valores obtidos de  $K_L a_{20}$  nos dois reatores, com 100 g.L<sup>-1</sup> de areia e com meio bifásico. Como esperado, o reator que apresenta maior diâmetro interno é capaz de transferir uma quantidade maior de oxigênio, com a mesma vazão de ar.

Nos ensaios com areia, novamente verificou-se que, com o acréscimo da vazão de ar injetada no sistema, a transferência de oxigênio aumenta. Percebe-se que a curva obtida é semelhante à curva dos ensaios em meio bifásico.

Na Figura 3, nota-se que a transferência de oxigênio em meio trifásico é inferior em relação aos ensaios em meio bifásico, nos dois reatores. No R100, a diferença entre os valores chega a atingir 34,1%, enquanto no R125, a maior diferença é de 28,4%.

Com a finalidade de verificar o efeito da introdução progressiva de sólidos no reator, a terceira etapa dos ensaios consistiu em variar a concentração de areia em valores iguais a 30, 70, 100 e 150 g.L<sup>-1</sup>.

O reator utilizado foi o R100 e a vazão de ar injetada foi 2500 L.h<sup>-1</sup>, obtendo-se, assim, a maior velocidade superficial do ar possível dentre os parâmetros estudados, sendo esta 0,08842 m.s<sup>-1</sup>. Desta forma, essa configuração seria a mais indicada para manter o meio suporte em suspensão.

Os resultados expressos na Figura 4 mostram que, após um acréscimo inicial, o coeficiente de transferência de oxigênio tende a diminuir com o aumento da fração volumétrica de sólidos no reator. Esse comportamento pode ser explicado pelo aumento da coalescência gerado pelo aumento na concentração de areia, o qual será discutido a seguir.

### Discussão

A Figura 2, que apresenta os valores de  $K_L a_{20}$  em meio bifásico, indica que, para maiores velocidades de gás, maior é a transferência de oxigênio para o meio, conforme previsto. Os pontos obedecem a uma curva, na qual os valores de  $K_L a$  tendem a estabilizar para maiores velocidades de gás. Essa afirmação é evidenciada principalmente nos resultados para os reatores R100 e R125. Essa ocorrência deve-se ao fato de que esses reatores apresentam velocidades do líquido maiores no tubo interno para mesmas velocidades superficiais de gás. Desta forma, como a transferência de oxigênio é dada, sobretudo, no tubo de subida e uma alta velocidade do líquido é atingida, quando comparada aos demais reatores, torna-se evidente uma limitação de  $K_L a$  para as maiores vazões estudadas em virtude do menor tempo de contato líquido-gás. O equacionamento apresentado por Mirón *et al.* (2000) foi utilizado para se verificar sua compatibilidade com os reatores empregados nos experimentos conduzidos em meio bifásico. A Figura 5 apresenta os valores encontrados de  $z$  para

$$K_L a_L = \frac{\Phi_a}{U_g^y - 1}, \text{ sendo } \Phi_a = \frac{6zA_i}{A_i + A_e}. \text{ Nos cálculos foram}$$

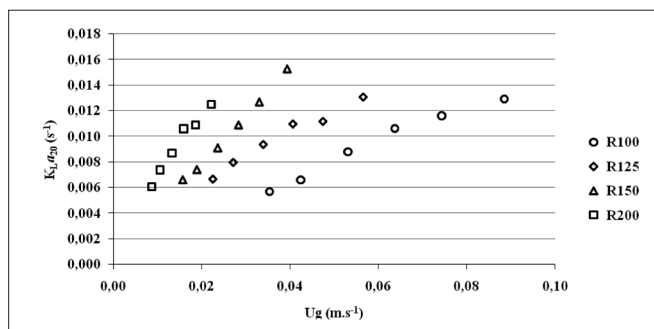


Figura 2 – Valores de  $K_L a_{20}$  obtidos em meio bifásico.  $K_L a_{20}$ : coeficiente global de transferência de oxigênio com correção para a temperatura de 20°C;  $U_g$ : velocidade superficial do gás

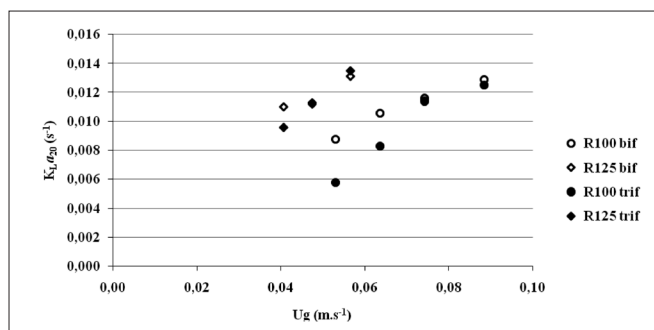


Figura 3 – Comparação dos valores de  $K_L a_{20}$  obtidos entre os reatores R100 e R125 em meio bifásico (bif) e trifásico (trif).  $K_L a_{20}$ : coeficiente global de transferência de oxigênio com correção para a temperatura de 20°C;  $U_g$ : velocidade superficial do gás

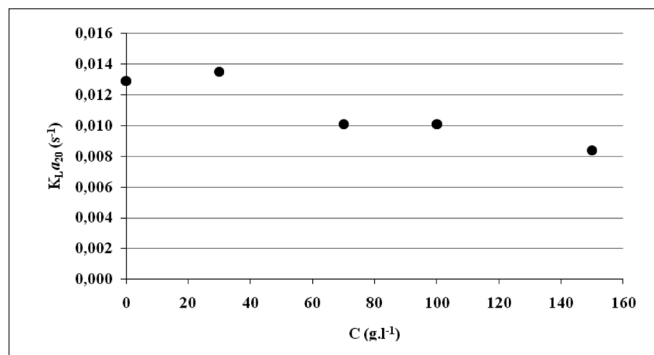


Figura 4 – Valores de  $K_L a_{20}$  obtidos em função da concentração de areia.  $K_L a_{20}$ : coeficiente global de transferência de oxigênio com correção para a temperatura de 20°C; C: concentração de sólidos

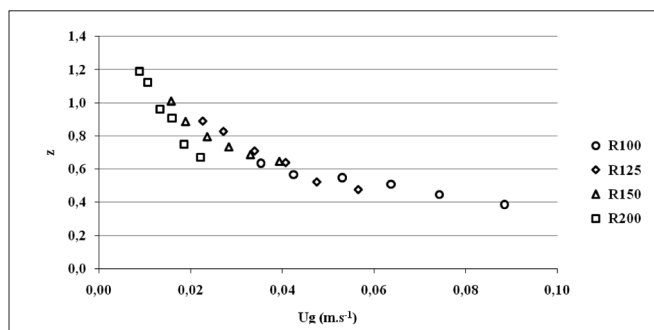


Figura 5 – Valores de  $z$  em função da velocidade superficial do gás obtidos para meio bifásico.  $U_g$ : velocidade superficial do gás

considerados  $c=1$  e  $y=-1,4$ , conforme sugestão desses autores.

Por meio da Figura 5, observa-se que os valores de  $z$  não são constantes, como suposto por Mirón *et al.* (2000). No entanto, nota-se que uma curva atende ao comportamento do parâmetro  $z$  para os quatro reatores. Por meio de um ajuste dos dados, obteve-se uma relação para  $z$  em função da velocidade superficial do gás, a qual é definida de acordo com a Equação 12.

$$z = 0,136 \cdot U_g^{-0,466} \quad \text{Equação 12}$$

Mirón *et al.* (2000) consideraram em seu trabalho que o parâmetro  $z$  seria constante, uma vez que é definido como uma razão entre  $K_L$  e  $d_b$ . A variação dos valores de  $z$  apresentados na Figura 5 pode ser explicada pelo fato de que o parâmetro  $K_L$  pode sofrer alterações de acordo com a velocidade superficial de ar aplicada. Essa hipótese é compatível com o modelo de filme estagnado e também com o modelo de renovação de superfície. Com o aumento da turbulência causado pela maior vazão de ar e pela maior velocidade de circulação do líquido, cresceriam os fluxos difusivos de oxigênio na fase líquida, aumentando o  $K_L$ . Outra explicação seria o efeito de coalescência das bolhas, o qual acarreta em um aumento do diâmetro das mesmas, alterando, assim, os valores de  $z$ . Neste caso, para que o parâmetro  $z$  apresentasse o comportamento observado na Figura 5, o diâmetro das bolhas deveria aumentar com o aumento da velocidade superficial do ar, o que pode ter ocorrido em função do movimento turbulento gerado a altas velocidades de ar. Essas hipóteses, todavia, não eliminam o fato de que ambos os efeitos possam ter atuado simultaneamente, provocando, assim, a variação observada do parâmetro  $z$  para diversas velocidades superficiais de ar.

Deste modo, foi definida a Equação 13 para a determinação do  $K_L a$ , a qual é capaz de atender aos reatores utilizados neste trabalho e, possivelmente, a outros reatores de leito fluidizado com circulação interna, uma vez que essa equação foi testada para quatro diferentes configurações geométricas, com relação  $A_e/A_i$  variando entre 0,56 e 5,25.

$$K_L a = 0,815 \cdot \frac{U_g^{-0,466}}{(U_g^{-1,4} - 1)} \cdot \frac{A_i}{(A_e + A_i)} \quad \text{Equação 13}$$

Para o meio trifásico, pode-se observar na Figura 3 que os valores de  $K_L a_{20}$  são menores quando comparados aos ensaios em meio bifásico, o que possibilita concluir que a presença de areia no reator seria desfavorável à transferência de oxigênio.

Gebara (2006), em ensaios com reatores de leito fluidizado com circulação, observou acréscimos significativos do  $K_L a_{20}$  com a adição de areia no reator a concentrações de 50, 100 e 150 g.L<sup>-1</sup>. O autor considera que esse acréscimo tenha ocorrido devido à diminuição do tamanho das bolhas causado pela presença das partículas sólidas, o

que teria acarretado um aumento na área superficial de contato entre as fases gasosa e líquida.

Freitas *et al.* (2000) afirmam, entretanto, que a presença de sólidos ocasiona um aumento da coalescência pelo fato das bolhas apresentarem uma tendência de agregação na região próxima ao eixo longitudinal com o acréscimo da concentração de sólidos, o que gera uma maior interação entre as mesmas, contrapondo a hipótese de Gebara (2006).

Uma explicação para os resultados encontrados por Gebara (2006), contudo, seria um aumento de  $K_L$ , ao invés de um aumento de  $a$ . Nedeltchev e Schumpe (2007) afirmam que, em algumas situações, partículas sólidas podem aumentar a frequência de renovação da superfície do filme líquido em contato com as bolhas e, assim, haveria um acréscimo no valor de  $K_L$ ; neste caso, o aumento de  $K_L$  seria mais influente no valor do coeficiente de transferência de oxigênio do que a diminuição da área superficial das bolhas.

Yoshimoto *et al.* (2007), operando com reatores *airlift* de circulação interna, de circulação externa e coluna de bolhas, verificaram que a área superficial das bolhas diminui com o aumento da viscosidade do líquido. Essa afirmação é válida se considerarmos uma viscosidade pseudo-homogênea maior para o meio trifásico, como estudado por Nedeltchev e Schumpe (2007).

Portanto, a diminuição do  $K_L a$  com o acréscimo de sólidos, apresentada na Figura 3, pode ser atribuída ao parâmetro área superficial de bolhas  $a$ , o qual demonstrou grande influência no valor do coeficiente global  $K_L a$ , quando comparado ao parâmetro  $K_L$ , que pode ter aumentado suavemente em função da maior turbulência no filme líquido, gerada pela presença de partículas sólidas de maior tamanho.

A Figura 4, que apresenta os valores de  $K_L a_{20}$  em função das diferentes concentrações de areia, demonstra que a transferência de oxigênio tende a sofrer uma redução com o acréscimo da concentração de sólidos.

Para a concentração de areia igual a 30 g.L<sup>-1</sup>, porém, observa-se um pequeno acréscimo do  $K_L a$  em relação ao meio bifásico. Neste caso, conclui-se que o aumento do  $K_L$ , como resultado da maior turbulência na fase líquida, foi mais significativo no valor do coeficiente global de transferência de oxigênio do que a diminuição no parâmetro  $a$ , em função da maior coalescência provocada pelos sólidos. Entretanto, esse resultado não contradiz a literatura sobre o assunto, uma vez que os demais dados seguiram a tendência esperada de diminuição do  $K_L a$  com o aumento da concentração de areia.

O aumento verificado com 30 g.L<sup>-1</sup> de areia é compatível também com os resultados de Nguyen-tien *et al.* (*apud* NEDELTCHEV e SCHUMPE, 2007), que mediram valores de  $K_L a$  numa coluna de bolhas, variando a concentração e o diâmetro dos sólidos, utilizando altas velocidades do líquido para fluidizar as partículas maiores. Para as partículas menores (50  $\mu\text{m}$ ), os valores de  $K_L a$  aumentaram



suavemente para baixas cargas de sólido. Para altas concentrações, partículas menores aumentavam a viscosidade da solução, diminuindo a turbulência e aumentando a coalescência de bolhas, o que resultou em um decréscimo de  $K_L$  e de  $a$ .

Yoshimoto *et al.* (2007) notaram, em reatores de circulação interna e externa e em coluna de bolhas, que, para velocidades superficiais entre 0,02 e 3,5 m.s<sup>-1</sup>, o parâmetro  $K_L$  diminui com o acréscimo da concentração de sólidos. Esse efeito, juntamente com o aumento da coalescência (aumentada com a fração volumétrica de sólidos) esclarece o comportamento observado na Figura 4.

Lu, Hwang e Chang (1995) observaram que a expansão do leito diminuía com o acréscimo de sólidos no reator, alegando que isso faria com que a área para o fluxo do ar e do líquido diminuísse, ocasionando a coalescência das bolhas. Verlaan e Tramper (apud LU, HWANG e CHANG, 1995) ainda notaram em seus experimentos que as bolhas apresentavam uma tendência de se agregarem no centro da coluna com o aumento da taxa de aeração ou da quantidade de sólidos, intensificando ainda mais o efeito da coalescência.

## Conclusões

O reator R150 foi o que apresentou maior eficiência na transferência de oxigênio dentre as vazões de ar aplicadas. Observou-se que os valores de  $K_L a$  tendem a estabilizar para maiores velocidades de gás, o que pôde ser notado principalmente nos resultados obtidos para o R100 e o R125 em meio bifásico. Esse resultado pode ser explicado pelo menor tempo de contato no tubo de subida.

Verificou-se que não pode ser aceita, para os reatores ensaiados neste trabalho, a simplificação proposta por Mirón *et al.* (2000) para a previsão da transferência de massa nos reatores de leito com circulação, os quais afirmam que o coeficiente de difusão na fase líquida  $K_L$  diminui com a diminuição do tamanho da bolha, fazendo com que a razão entre  $K_L$  e  $d_b$  seja constante, independentemente do regime do escoamento e do tipo de fluido.

O equacionamento para a determinação do  $K_L a$  apresentado por Mirón *et al.* (2000) pode ser ajustado aos dados experimentais com a introdução de modificação que prevê a variação do parâmetro  $z$  com a vazão de ar injetado. O modelo, com a modificação relatada, pode ser possivelmente aplicado aos demais reatores com circulação interna, uma vez que se mostrou válido para uma ampla faixa de trabalho das relações  $A_c/A_i$ , variando entre 0,56 e 5,25.

Em meio trifásico, a transferência de oxigênio mostrou-se inferior quando comparada à obtida em meio bifásico, provavelmente devido ao aumento do tamanho das bolhas ocorrido em função da coalescência, fenômeno intensificado com a presença de sólidos. O efeito global da adição de areia é resultado de modificações simultâneas nos parâmetros  $K_L$  e  $a$ , os quais, no entanto, não podem ser determinados individualmente pela metodologia adotada. Para isso, recomenda-se um estudo detalhado das características das bolhas presentes no reator, como distribuição de tamanhos e velocidades de ascensão, para que os efeitos de  $K_L$  e de  $a$  sejam mais bem distinguidos, o que propiciaria facilidades na modelagem do  $K_L a$ .

## Referências

- AMERICAN SOCIETY OF CIVIL ENGINEERS (ASCE). ASCE Standard. Measurement of oxygen transfer in clean water (2-90). New York: American Society of Civil Engineers, 1990.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (ABNT). NBR 6508/84: determinação da massa específica: grãos de solos que passam na peneira de 4,9 mm. Rio de Janeiro, 1984a.
- \_\_\_\_\_. NBR 7181/84: análise granulométrica: solo. Rio de Janeiro, 1984b.
- BELLO, R.A.; ROBINSON, C.W.; MOO-YOUNG, M. Gas holdup and overall volumetric oxygen transfer coefficient in airlift contactors. *Biotechnology and Bioengineering*, v. 27, n. 3. p. 369-381, 1985.
- BISHOP, P.L.; ZHANG, T.C. Experimental determination of the dissolved oxygen boundary layer and mass transfer resistance near the fluid-biofilm interface. *Water Science and Technology*, v. 30, n. 11, p. 47-58, 1994.
- DALL'AGLIO SOBRINHO, M. *et al.*. Desempenho de dois tipos de injetores de ar na transferência de oxigênio em reator aeróbio de leito fluidizado. In: XXI CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITARIA E AMBIENTAL, João Pessoa, 2001. Anais... Rio de Janeiro: ABES, 2001. 6p.
- FREITAS, C. *et al.* Hydrodynamics of a three-phase external-loop airlift bioreactor. *Chemical Engineering Science*, v. 55, n. 21, p. 4961-4972, 2000.
- GEBARA, D. *Desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário*. Tese (Doutorado em Engenharia) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2006.
- HAGEDORN-OLSEN, C. *et al.* Oxygen reduces denitrification in biofilm reactors. *Water Science and Technology*, v. 29, n. 10-11, p. 83-91, 1994.
- HERNANDES, T.N. *Coefficiente de transferência de oxigênio em reatores aeróbicos de tubos concêntricos e leito fluidizado*. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2002.

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.

MARTINS JUNIOR, W.N. *Perdas de carga e velocidades induzidas em reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação*. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2005.

MIRÓN, A.S. *et al.* Bubble-column and airlift photobioreactors for algal culture. *AIChE Journal*, v. 46, n. 9, p. 1872-1887, 2000.

NEDELTCHEV, S.; SCHUMPE, A. Theoretical prediction of mass transfer

coefficients in a slurry bubble column operated in the homogeneous regime. *Chemical & Biochemical Engineering Quarterly*, v. 21, n. 4, p. 327-334, 2007.

RUGGERI JÚNIOR, H.C. *Hidrodinâmica de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos*. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2002.

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 & Biochemical Engineering Quarterly*, v. 21, n. 4, p. 365-372, 2007.