



XXI Congresso Brasileiro  
de Engenharia Química

Fortaleza/CE  
25 a 29 de setembro



XVI Encontro Brasileiro sobre o  
Ensino de Engenharia Química  
Fortaleza/CE  
25 a 29 de setembro

# MODELAGEM E OTIMIZAÇÃO DE SISTEMAS MBBR PARA TRATAMENTO DE EFLUENTES

H. B. CARMINATI<sup>1</sup>, B. L. NOGUEIRA<sup>1</sup>, J. P. BASSIN<sup>1</sup>, A. R. SECCHI<sup>1</sup>

<sup>1</sup> Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, Programa de Engenharia Química  
E-mail para contato: hudson.carminati@gmail.com

**RESUMO** – *Sistemas de tratamento de efluentes envolvendo reatores com biofilme se tornaram atrativos devido às suas inúmeras vantagens quando comparados aos demais processos. A modelagem desses reatores é relativamente complexa, pois deve admitir a existência de diferentes fases, variações na espessura do biofilme, cinética microbiana, entre vários outros aspectos. Este trabalho trata da modelagem de sistemas MBBR em múltiplos estágios para remoção de matéria orgânica e compostos nitrogenados de efluentes, cujo desenvolvimento permitiu o estudo do comportamento dinâmico das espécies envolvidas no sistema juntamente com a análise espacial desses componentes no biofilme, mostrando sua boa aderência a dados experimentais. A otimização do sistema proposto permitiu determinar o menor custo envolvido na implantação de duas plantas de tratamento, uma para efluente industrial e outra para efluente municipal.*

## 1. INTRODUÇÃO

Associado a legislações ambientais cada vez mais restritivas, o crescente volume de águas residuárias gerado requer técnicas apropriadas para seu tratamento. Diversas são as tecnologias empregadas para este fim, entre as quais, uma opção bastante promissora é o uso de reatores de leito móvel com biofilme (do inglês MBBR, *Moving Bed Biofilme Reactor*). As principais vantagens destes sistemas incluem a alta eficiência na remoção de poluentes, alta resistência a choques na alimentação, elevada área superficial para crescimento microbiano, entre outras (Salvetti *et al.*, 2006).

A concepção de novas plantas de tratamento ou até a melhoria de plantas já existentes podem ser auxiliadas sobremaneira com o uso de ferramentas como a modelagem e a otimização de processos. Apesar da difícil reprodutibilidade atribuída aos processos biológicos, o conhecimento dos fenômenos envolvidos somado à escolha de hipóteses coerentes pode fornecer modelos satisfatórios.

Alguns trabalhos como os de Lin (2008) e Maninna *et al.* (2011) propuseram a modelagem matemática de sistemas MBBR em um estágio, obtendo boa correlação com sistemas reais. A modelagem de sistemas em múltiplos estágios é, no entanto, ainda bem restrita e o mesmo se aplica à otimização destes sistemas. Diante da carência de trabalhos afins na literatura, este estudo propõe a modelagem e otimização de sistemas MBBR em múltiplos estágios para tratamento de efluentes.

PROMOÇÃO

REALIZAÇÃO

ORGANIZAÇÃO



## 2. METODOLOGIA

O grau de complexidade do modelo matemático está diretamente relacionado com os fenômenos considerados para o mesmo, e conseqüentemente, com as hipóteses adotadas para viabilizar a etapa de modelagem. Para o desenvolvimento do presente modelo optou-se limitar o sistema apenas aos reatores biológicos, os quais são compostos por três fases: gás (ar), líquido (efluente) e sólido (biofilme). Tanto a fase gasosa quanto a líquida foram consideradas perfeitamente misturadas, e variações espaciais são admitidas no biofilme.

Quanto às reações de degradação de matéria orgânica (expressa em termos de DQO), nitrificação e desnitrificação, elas podem ocorrer na fase líquida e no biofilme, contribuindo para o aumento da biomassa em suspensão e da espessura do biofilme, respectivamente. As demais hipóteses são discutidas ao longo da apresentação do modelo.

### 2.1. Modelagem do sistema

A fase gasosa é alimentada pela injeção de ar no reator e contempla apenas o oxigênio. O acúmulo dessa fase no sistema não é considerado, cujo modelo é representado pela Equação 1.

$$Q_{ar} (C_{O_2,ent}^G - C_{O_2}^G) = k_L V (C_{O_2,eq}^L - C_{O_2}^L) \quad (1)$$

A fase líquida contempla duas classes de componentes, os dissolvidos e os particulados. A alimentação desses compostos ocorre por meio da entrada de efluente no reator e da transferência a partir da fase gasosa ou com a fase biofilme (passando por uma camada limite). Os compostos dissolvidos integrantes da fase líquida são oxigênio, DQO, amônio e nitrato, cujo acúmulo é dado pela Equação 2. Na equação, o último termo é adotado somente para o oxigênio.

$$\frac{dC_i^L}{dt} = \frac{Q_{ef}}{V} (C_{i,ent}^L - C_i^L) - k_i \frac{A}{V} (C_i^L - C_i^B|_{z=L}) - r_i^L + k_L (C_{O_2,eq}^L - C_{O_2}^L) \quad (2)$$

Os compostos particulados são representados pelas classes de biomassa ativa (heterotrófica e autotrófica) e inativa (inerte e hidrolisável), cujo balanço para cada fração na fase líquida é apresentado na Equação 3.

$$\frac{dX_i^L}{dt} = \frac{Q_{ef}}{V} (X_{i,ent}^L - X_i^L) + \frac{A}{V} b_{s,L} X_i^B f_i + r_i^L \quad (3)$$

O equacionamento para a fase biofilme é um pouco mais complexo, tendo em vista a distribuição espacial existente no biofilme e à variação da espessura do mesmo ao longo do tempo. Quanto aos compostos dissolvidos, uma vez na interface líquido-biofilme, eles penetram no biofilme sujeitos a dois fenômenos simultâneos: difusão e reação. O balanço para as espécies dissolvidas no biofilme é descrito na Equação 4. As respectivas condições de contorno apresentadas na Equação 5, são adotadas na fronteira entre o biofilme e o suporte ( $z = 0$ ) e na interface líquido-biofilme ( $z = L$ ).

$$\frac{\partial C_i^B}{\partial t} = D_i \frac{\partial^2 C_i^B}{\partial z^2} - r_i^B \quad (4)$$

$$\left(\frac{dC_i^B}{dz}\right)_{z=0} = 0; \quad \left(\frac{dC_i^B}{dz}\right)_{z=L} = \frac{k_i}{D_i} (C_i^L - C_i^B_{z=L}) \quad (5)$$

A Equação 6 descreve a variação da espessura do biofilme que é uma função da cinética microbiana e de um termo de desprendimento. A manipulação da Equação 6 permite obter o balanço de cada parcela de biomassa no biofilme, representado pela Equação 7 (Nogueira, 2013).

$$\frac{dL}{dt} = \frac{1}{\rho} \int_0^L \sum_i r_i^B dz - b_s L \sum_i f_i^2 \quad (6)$$

$$\frac{df_i}{dt} = \frac{1}{\rho L} \int_0^L r_i^B dz - b_s f_i^2 - \frac{f_i}{L} \frac{dL}{dt} \quad (7)$$

O modelo cinético adotado é baseado na estrutura do modelo de lodos ativados ASM1 com algumas particularidades, cujos fenômenos admitidos são: quatro processos de crescimento microbiano, que diferem quanto à espécie de bactérias e ao regime de aeração; dois processos de decaimento microbiano, que diferem quanto à espécie de bactérias e; dois processos de hidrólise de material particulado, cuja taxa difere quanto ao regime de aeração.

O modelo descrito foi implementado no simulador EMSO. A integração numérica das equações diferenciais e a resolução de sistemas não lineares foram solucionadas através dos algoritmos DASSLC e SUNDIALS, respectivamente. As equações diferenciais parciais presentes no modelo do biofilme foram discretizadas por meio do método de aproximação polinomial.

A calibração do modelo através da estimação dos parâmetros se deu pelo ajuste com os dados experimentais do trabalho de Lima (2015). A planta é constituída por um tanque anóxico seguido de um tanque aeróbio e um reciclo interno ligando ambos, o que caracteriza a configuração de pré-desnitrificação.

## 2.2. Otimização do sistema

Uma etapa de otimização foi proposta com o intuito de investigar as condições ótimas na implantação de duas novas plantas MBBR para tratamento de efluentes, uma para uma corrente de efluente municipal e outra para uma corrente de efluente industrial. No estudo, a otimização visou encontrar o custo mínimo para implantação destes projetos, cuja função objetivo admitiu equações características de custo para os equipamentos e utilidades envolvidas no processo.

Os equipamentos adotados para compor a equação de custo foram os reatores ( $c_R$ ), a bomba empregada na recirculação interna ( $c_B$ ), o agitador mecânico ( $c_A$ ) para o reator anóxico, o soprador para o reator aeróbio ( $c_S$ ) e os suportes móveis ( $c_K$ ).

A única utilidade considerada no projeto é a energia consumida nos equipamentos elétricos ( $c_E$ ), ou seja, na bomba, no agitador e no soprador. Deste modo, o custo total do projeto é dado pela Equação 8. A equação de projeto para os equipamentos foi baseada no modelo proposto por Towler e Sinnott (2008), como descrito na Equação 9. Os equipamentos foram enquadrados na categoria em que mais se assemelhavam.

$$c_T = c_R + c_B + c_A + c_S + c_K + c_E \quad (8)$$

$$c_i = a + b G^n \quad (9)$$

Em que  $C_i$  representa o custo unitário do equipamento,  $G$  a variável característica de projeto e  $a$ ,  $b$  e  $n$  coeficientes específicos para o equipamento. O valor dos suportes plásticos foi obtido diretamente com o fabricante AnoxKaldnes. Em seu estudo, Rusten e Paulsrud (2012) relacionam o consumo energético com o volume de efluente tratado num sistema MBBR operando com os mesmos equipamentos. Com a devida associação, obtém-se a Equação 10, a qual relaciona o custo energético com a vazão de efluente ( $m^3 d^{-1}$ ), valor este já ajustado para um período de operação de 320 dias.

$$c_E = 1,704 Q_{ef} \quad (10)$$

As condições adotadas para cada estudo estão listadas na Tabela 1, sendo que os demais componentes foram considerados ausentes na corrente de entrada.

Tabela 1 - Características das correntes investigadas na otimização.

Característica do efluente	Vazão ( $m^3 d^{-1}$ )	DQO ( $mg L^{-1}$ )	$NH_4^+$ ( $mg N L^{-1}$ )
Efluente industrial	500	800,0	80,0
Efluente municipal	10.000	400,0	40,0

Os problemas de otimização foram implementados no software Matlab em integração com o EMSO através da ferramenta Simulink. A minimização da função objetivo foi realizada por duas etapas de busca, uma etapa global seguida de uma local, cujos métodos utilizados foram o DIRECT e o Complex, respectivamente.

### 3. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Com o modelo implementado e calibrado, foi possível realizar as respectivas simulações, bem como proceder com a otimização proposta, cujos resultados são apresentados e discutidos a seguir.

#### 3.1. Simulações

O comportamento da concentração de componentes dissolvidos possui uma dinâmica relativamente rápida, alcançando o estado estacionário antes dos 10 dias iniciais de operação. A Figura 1 apresenta o comportamento dinâmico da DQO e  $NH_4$  na entrada do MBBR<sub>1</sub> (depois do ponto de mistura com o reciclo) e na saída de ambos os tanques.

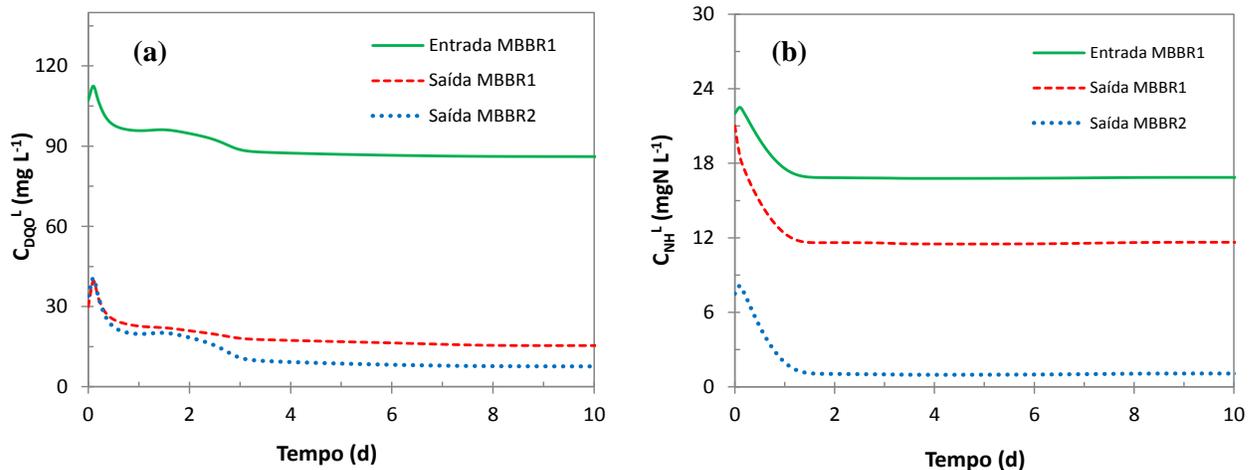


Figura 1 - Comportamento dinâmico da DQO (a) e NH (b) na fase líquida do sistema.

É notável a grande diferença entre a DQO removida no MBBR<sub>1</sub> e no MBBR<sub>2</sub> para as condições adotadas, mostrando que a remoção ocorre preferencialmente no tanque anóxico, restando pouco substrato orgânico para a remoção aeróbia. Em contrapartida, a maior remoção de amônio é observada no segundo tanque, o que já é esperado, devido a ocorrência da nitrificação no MBBR<sub>2</sub>.

A dinâmica da matéria particulada é mais lenta quando comparada àquela da matéria dissolvida, devido à maior complexidade dos processos metabólicos envolvendo essa fração. Este fenômeno é observado na Figura 2, que apresenta a dinâmica dos sólidos suspensos totais e da espessura dos biofilmes, respectivamente.

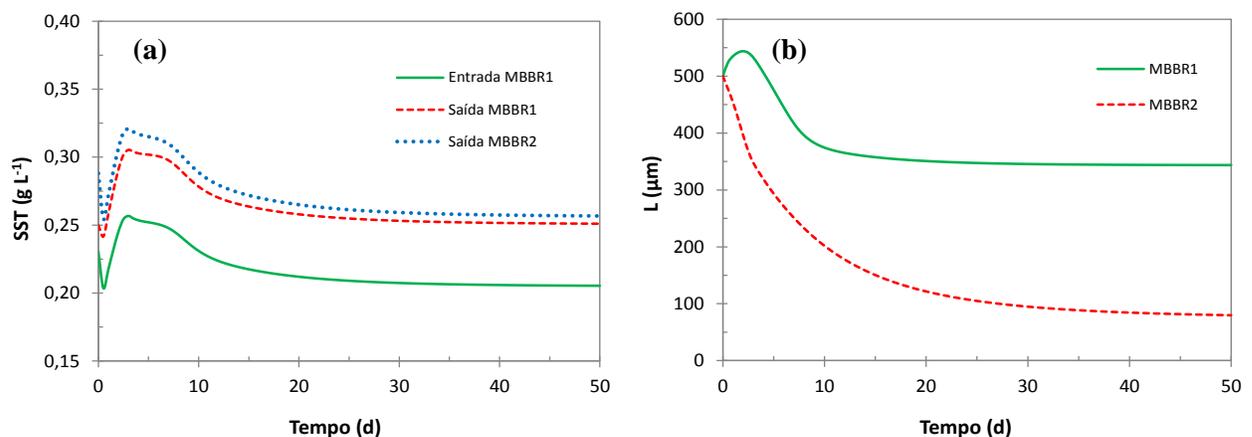


Figura 2 - Comportamento dinâmico do teor de sólidos suspensos (a) e da espessura do biofilme (b).

Pela Figura 2 (a), pode-se constatar uma significativa formação de biomassa suspensa no MBBR<sub>1</sub>, não sendo este fenômeno tão significativo no MBBR<sub>2</sub>. Como observado na Figura 1 (a), grande parte deste substrato é consumido no primeiro tanque, fazendo com que a formação de biomassa seja mais expressiva quando comparada ao MBBR<sub>2</sub>. Comportamento semelhante é retratado para a biomassa aderida, ou seja, pela espessura do biofilme (b).

Os perfis dos componentes de interesse para os processos no MBBR<sub>1</sub> e MBBR<sub>2</sub> são relacionados na Figura 3, nos quais o eixo horizontal apresenta a distância normalizada do biofilme ( $x$ ) de 0 (adjacente ao suporte) até 1 (interface biofilme/líquido).

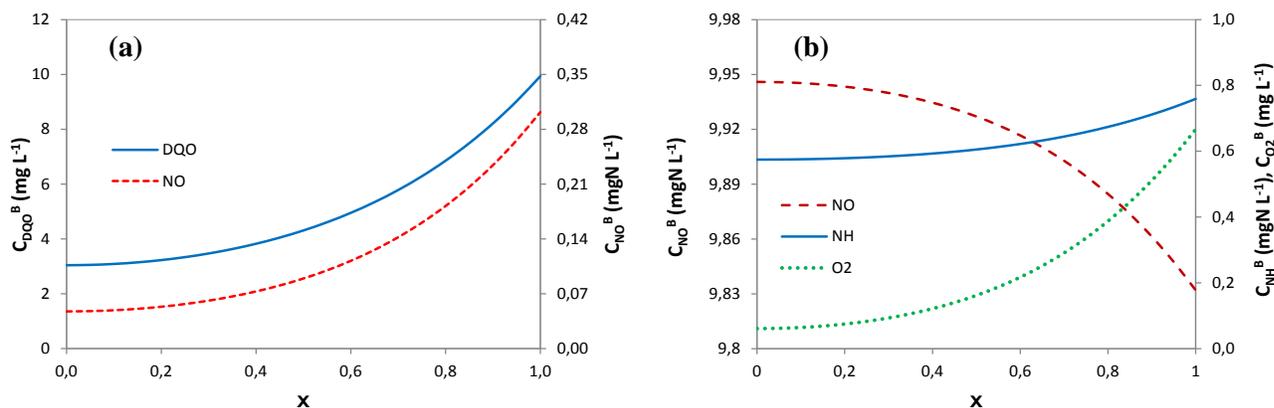


Figura 3 - Comportamento espacial das espécies no biofilme do MBBR<sub>1</sub> (a) e MBBR<sub>2</sub> (b).

Na Figura 3 (a) observa-se o comportamento típico de consumo de DQO e nitrato na desnitrificação, que ocorre no tanque anóxico. Amônio e oxigênio se comportam semelhantemente no MBBR<sub>2</sub> (Figura 3b), caracterizando o processo nitrificante no biofilme. Por meio deste mesmo processo, o nitrato é formado, cujo perfil se desenvolve de maneira inversa.

### 3.2 Estudos de Otimização

Os valores encontrados para o ajuste dos equipamentos são relacionados na Tabela 2 juntamente com os limites impostos para suas equações de dimensionamento.

Tabela 2 - Valores ótimos e suas respectivas restrições.

Equipamento / Utilidade	Efluente industrial	Efluente municipal	Limites
Reatores (MBBR <sub>1</sub> /MBBR <sub>2</sub> ) (m <sup>3</sup> )	39,4 / 255,0	417,0 / 3.018,5	10 - 4.000
Bomba (L s <sup>-1</sup> )	19,1	260,4	0,2 - 500
Soprador (m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup> )	372,6	730,1	200 - 5.000
Agitador (m <sup>3</sup> )	39,4	417,0	5 - 500
Suportes	0,33 / 0,31	0,32 / 0,30	0,3 - 0,7

Verifica-se que todas as variáveis ajustadas estão em valores intermediários às restrições impostas, exceto a fração de enchimento, cujos valores se aproximaram do limite inferior. Esta tendência segue para todos os valores de fração de enchimento manipulados, e é explicada pela sua representatividade no custo total do projeto, como visto na Figura 4.

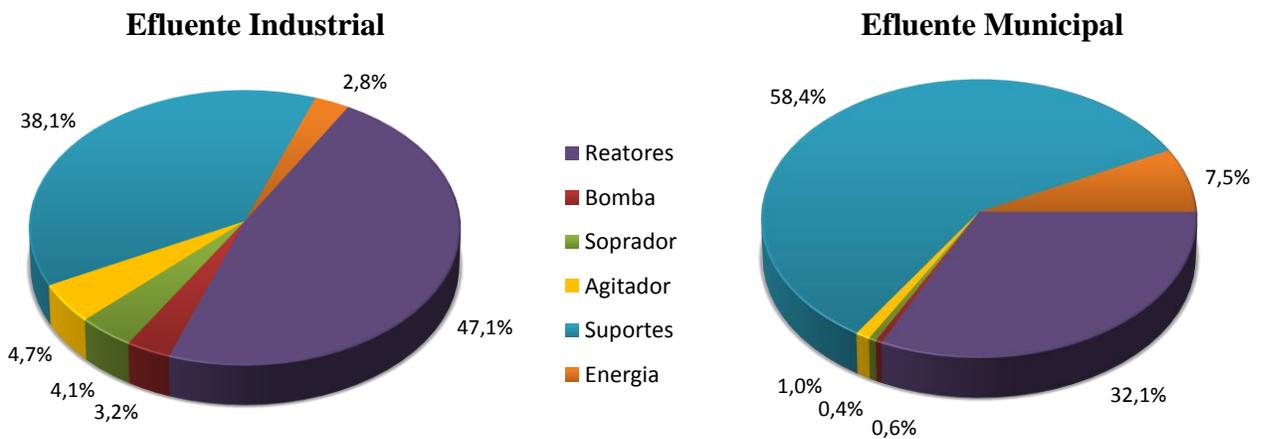


Figura 4 - Custo relativo de cada item na equação de projeto dos sistemas MBBR.

Como observado, o custo relativo aos suportes no projeto equivale a 38,1 % do custo total do projeto de instalação da unidade para tratamento de efluente industrial e 58,4% no custo de projeto da planta de tratamento de efluente municipal. Diante desta representatividade no custo total, a tendência do processo de otimização é reduzir estes valores para obter os menores custos de projeto possíveis. Outro item bem expressivo no custo de ambos os projetos é o volume dos reatores. Ainda quanto ao resultado da otimização, os valores relacionados às concentrações de interesse são listados na Tabela 3, juntamente com os respectivos limites admitidos no processo.

Tabela 3 - Valores obtidos para as concentrações de interesse.

Parâmetro avaliado	Limites	Efluente industrial	Efluente municipal
$C_{DQO,ef} (mg L^{-1})$	$\leq 250$	167,9	182,3
$C_{NH,ef} (mg N L^{-1})$	$\leq 5$	3,56	4,98
$C_{NO,ef} (mg N L^{-1})$	$\leq 10$	7,77	7,21
$C_{O_2,2}^L (mg L^{-1})$	1 - 2	1,18	1,25

Pode-se constatar que todas as restrições foram satisfeitas, demonstrando que para ambos os casos estudados, os efluentes gerados estão aptos a serem descartados. Além disso, o teor de oxigênio no tanque aeróbio se manteve em valores conformes às faixas de baixo consumo de oxigênio pré-estabelecidas.

## 4. CONCLUSÕES

A partir das simulações realizadas, o modelo proposto se mostrou apto a descrever os principais fenômenos envolvidos em um sistema MBBR. As simulações dinâmicas e estacionárias dos componentes apresentaram comportamentos coerentes com aqueles esperados para o sistema avaliado. Diante disso, o modelo apresenta potencial para ser aplicado em processos reais.

O estudo de otimização permitiu determinar as condições ótimas de operação para a implantação e operação de duas plantas, uma para tratamento de efluente municipal e outra para tratamento de efluente industrial. Os resultados demonstraram que o custo envolvido na compra de suportes e dos reatores são os mais representativos em ambos os casos avaliados.

## 5. NOMENCLATURA

$A$	Área superficial entre o biofilme e fase líquida ( $L^2$ )	SUBSCRITOS	
$b_s$	Coefficiente de desprendimento do biofilme ( $T^{-1}$ )	$ar$	Corrente gasosa
$C_i$	Concentração da espécie dissolvida $i$ ( $M.L^{-3}$ )	$DQO$	Matéria orgânica
$D_i$	Coefficiente de difusão da espécie $i$ no biofilme ( $M^2.T^{-1}$ )	$ent$	Entrada no reator
$f_i$	Fração da biomassa $i$ no biofilme ( $-$ )	$ef$	Efluente
$k_i$	Coefficiente difusão externa da espécie $i$ ( $M^2.T^{-1}$ )	$eq$	Equilíbrio
$k_L$	Coefficiente de transferência de massa para o oxigênio ( $T^{-1}$ )	$NH$	Nitrogênio amoniacal
$L$	Espessura do biofilme ( $L$ )	$NO$	Nitrato
$Q_i$	Vazão de determinada corrente $i$ ( $L^3.T^{-1}$ )	$O_2$	Oxigênio
$r_i$	Taxa de conversão global para a espécie $i$ ( $M.L^{-3}.T^{-1}$ )	SOBRE-ESCRITOS	
$t$	Variável independente temporal ( $T$ )	$B$	Fase biofilme
$V$	Volume do reator ( $L^3$ )	$G$	Fase gás
$X_i$	Concentração da espécie particulada ou biomassa ( $M.L^{-3}$ )	$L$	Fase líquida
$z$	Variável independente espacial ( $L$ )		
$\rho$	Massa específica do biofilme ( $M.L^{-3}$ )		

## 6. REFERÊNCIAS

- LIMA, P. E S. *Avaliação do efeito da carga orgânica na operação de um sistema MBBR de dois estágios visando a remoção de matéria orgânica e nitrogênio*. Dissertação de M.Sc., PEQ/COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, Brasil, 2015.
- LIN, Y. H., Kinetics of nitrogen and carbon removal in a moving-fixed bed biofilm reactor. *Applied Mathematical Modelling*, v.32, p. 2360-2377, 2008.
- MANNINA, G., DI TRAPANI, D., VIVIANI, G., ØDEGAARD, H. Modelling and dynamic simulation of hybrid moving bed biofilm reactors. *Biochemical Engineering Journal*, v. 56, p. 23 -36, 2011.
- NOGUEIRA, B. L., *Modelagem matemática de reatores de leito móvel com biofilme para tratamento de efluentes*. Dissertação de M.Sc., PEQ/COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil, 2013.
- RUSTEN, B., PAULSRUD, B. Improved nutrient removal with biofilm reactors. *European Environment. Tech. Verification*. Disponível em < www.eu-etv-strategy.eu>. Acesso em out. 2015.
- SALVETTI, R., AZZELLINO, A., CANZIANI, R., BONOMO, L. Effects of temperature on tertiary nitrification in moving-bed biofilm reactors. *Water Research*, v. 40, p. 2981-2993, 2006.
- TOWLER, G., SINNOTT, R. *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Desing*. Londres: Butterworth-Heinemann, 2008.