

Produção de lodo por FBP preenchido com espuma de poliuretano aplicado no pós-tratamento de efluentes anaeróbios: um estudo de modelagem matemática

Paulo Gustavo Sertório de Almeida⁽¹⁾

Engenheiro Civil pela Universidade Federal de Juiz de Fora (UFJF). Doutor em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos pela Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG). Gerente de pesquisa e desenvolvimento – Bioproj Tecnologia Ambiental.

Carolina de Oliveira Resende

Engenheira Ambiental e Sanitarista pela Universidade Federal de Juiz de Fora. Mestranda em Saneamento e Meio Ambiente no Programa de pós-graduação em engenharia civil da UFJF

Thiago Bressani Ribeiro

Engenheiro Ambiental pela Fundação Mineira de Educação e Cultura (FUMEC). Mestre e Doutor em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos pela Universidade Federal de Minas Gerais e em Engenharia de Bioprocessos pela Universidade de Gent (Bélgica). Sócio-diretor do Centro de Referência em Estações Sustentáveis de Tratamento de Esgoto.

Edgard Henrique Oliveira Dias

Engenheiro Ambiental pela Universidade Federal de Viçosa (UFV). Mestre em Saneamento e Meio Ambiente pela UFV. Doutor em Meio Ambiente pela University of Brighton (UK). Professor do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental (ESA) da Universidade Federal de Juiz de Fora (UFJF).

Endereço⁽¹⁾: Rua XV de Novembro, 656 - Pq. Santa Mônica - São Carlos - SP - CEP: 13261-206 - Brasil - Tel: +55 (16) 3416-7110 - e-mail: paulo.almeida@bioproj.com.br

RESUMO

O objetivo do trabalho foi observar tendências de produção de lodo em FBP preenchido com meio suporte baseado em espuma de poliuretano pós-reator UASB a partir do uso de modelo numérico multiespécies unidimensional. Adicionalmente, a relação entre cargas orgânicas aplicadas e a remoção de N-amoniaco para as condições operacionais impostas foi contextualizada. O sistema utilizado para a validação do modelo foi um FBP em escala piloto ($COV_{aplicada}$ média: 0,10 kg-DBO/m³.d), operado por 980 dias como pós-tratamento de efluentes de um reator UASB (TDH_{UASB} : 8,5h). O modelo multiespécies unidimensional foi desenvolvido com o uso do Aquasim Software 2.0. As concentrações de sólidos e a produção de lodo tendem a elevar-se consideravelmente com a aplicação de COV utilizadas no pré-dimensionamento de FBPs preenchidos com pedra britada ($\approx 0,80$ kg-DBO/m³reator.d). Neste caso, a produção de lodo no FBP estimada pelo modelo foi de 0,65 a 0,75 kg-SSV/kgDQO_{removida}, resultando em concentrações efluentes de DQO e SST que indicam um potencial para a operação do sistema UASB/FBP sem a etapa de decantação secundária, mesmo com a aplicação de cargas orgânicas mais elevadas no FBP. Em termos de remoção de N-amoniaco, os resultados produzidos pelo modelo indicam que a atividade nitrificante foi praticamente nula, um fato que pode ser explicado pelas elevadas concentrações efluentes de DQO solúvel.

PALAVRAS-CHAVE: Produção de lodo; esgoto; filtro biológico percolador; meio suporte; operação sem decantação secundária.

INTRODUÇÃO

A digestão anaeróbia como primeira etapa do tratamento biológico do esgoto doméstico tem sido amplamente utilizada no Brasil. Como etapa de pós-tratamento de efluentes anaeróbios, o uso de filtros biológicos percoladores (FBP) preenchidos com meio suporte baseado em espuma de poliuretano é uma possível alternativa. Neste caso, a remoção de matéria orgânica sem o uso da etapa de decantação secundária deve ser potencialmente avaliada, tendo em vista a simplificação operacional associada para o gerenciamento do lodo (ALMEIDA *et al.*, 2022).

Em meios suporte baseados em espuma de poliuretano, o tempo de residência celular no sistema (≈ 80 -100 dias) eleva a taxa de respiração endógena. Por consequência, uma menor produção de lodo é observada (coeficientes de produção de lodo da ordem de 0,07 a 0,25 kgSST·kgDQO_{removida}⁻¹) (OKUBO *et al.*, 2015), justificando o potencial de operação de sistemas UASB/FBP sem decantadores secundários. Adicionalmente, a elevada idade do lodo nesses sistemas favorece o desenvolvimento de organismos nitrificantes, mesmo em condições de cargas orgânicas volumétricas (COV) mais elevadas, como mostram os resultados obtidos por Bressani-Ribeiro *et al.* (2017). Em geral, nota-se que COV aplicadas menores que 2,0 kg-DQO·m⁻³_{espuma}·d⁻¹ estão associadas a baixas concentrações de DQO no efluente final e remoção de N-amoniaco superior a 70% (NOMOTO *et al.*, 2017).

Pelo nosso conhecimento, não há estudos que indiquem tendências de produção de lodo em FBP preenchido com meio suporte de espuma para o tratamento de efluentes anaeróbios. Assim, o uso de modelo unidimensional numérico, por sua vez calibrado a partir de dados operacionais de sistemas realísticos, pode contribuir para a compreensão das relações entre COV aplicadas e perda de sólidos com o efluente, bem como para obter tendências de remoção de matéria orgânica e N-amoniaco. A finalidade precípua deste trabalho é *avanzar* nos estudos sobre a produção de lodo em FBP pós-reator UASB visando subsidiar a seleção futura de potenciais cargas orgânicas para a operação de FBP pós-UASB sem decantadores secundários.

MATERIAL E MÉTODOS

Sistema UASB/FBP (Figura 1). O sistema utilizado para a validação do modelo foi um FBP em escala piloto (altura: 4,1 m; área-seção transversal: 0,45 m²), operado por 980 dias como pós-tratamento de efluentes de um reator UASB (TDH_{UASB}: 8,5h) (ALMEIDA *et al.* 2013). O meio suporte utilizado foi o *Spongepacking* (área específica: 6.600 m³/m²·d; relação volume de espuma/reator: 0,40). As cargas orgânicas volumétricas aplicadas estiveram em torno de 10 m³/m²·d e 0,5 kg-DQO/m³_{espuma}·d, respectivamente.

Estrutura do modelo. Um modelo multiespécies unidimensional foi desenvolvido com o uso do Aquasim Software 2.0 (REICHERT, 1995). As interações microbianas que ocorrem no biofilme e no seio líquido foram descritas segundo a matriz de processos apresentada na Tabela 1. Em vista dos gradientes de concentrações de substratos ao longo do FBP, o sistema foi previamente modelado como uma sequência de reatores de biofilme em série (Figura 1). Por simplicidade e redução de demanda computacional, os resultados gerados no estudo foram produzidos considerando o FBP de forma unicompartmentada. A distribuição da biomassa foi assumida como *heterogênea* no biofilme e *homogênea* no seio líquido do reator, como usualmente considerado.

Matriz de processos. Os seguintes componentes foram incluídos no modelo: (i) componentes solúveis: substrato orgânico diretamente biodegradável (S_{DQO}), oxigênio dissolvido (S_{O2}), N-amoniaco (S_{NH4-N}), nitrito (S_{NO2-N}), nitrato (S_{NO3-N}) e substrato inorgânico solúvel (S_{IC}). (ii) Componentes particulados: organismos heterotróficos ordinários (OHO), oxidadoras de amônia (AOO) e de nitrito (NOO), e biomassa inerte (inert). Foi assumido que a fração biodegradável da biomassa inativa ($f_b \cdot b_n \cdot X_n$; n - componente particulado) sofre hidrólise, sendo subsequentemente disponibilizada como fonte adicional de substrato orgânico diretamente biodegradável (S_{DQO}) para OHO, uma vez que produtos microbianos solúveis não foram considerados como componentes do modelo. Visto que a idade do lodo na espuma de poliuretano é elevada a taxa de hidrólise foi considerada como não limitante. Ainda, as taxas de crescimento celular foram expressas segundo a cinética de Monod, e o fator multiplicativo sigmoidal foi considerado para a taxa de reação de oxidadoras de amônia (AOO). Tal fator parece descrever adequadamente as alterações metabólicas de AOO sob condições limitantes de carbono inorgânico (GUISASOLA *et al.*, 2021). A Tabela 1 e 2 apresentam a matriz de processos e as taxas de reação, respectivamente. A Tabela 3 apresenta os coeficientes cinéticos, estequiométricos e físicos utilizados no modelo.

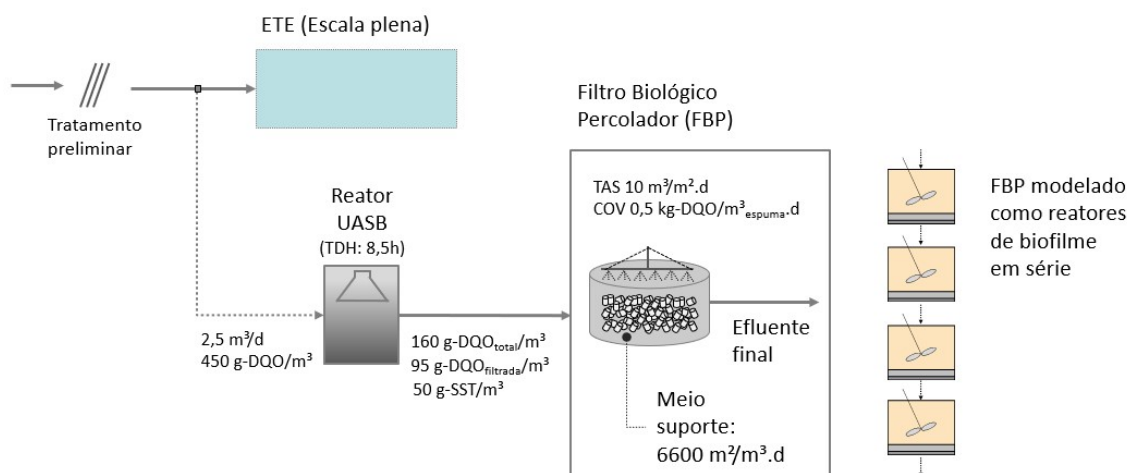


Figura 1. Principais características do sistema UASB/FBP utilizado para a validação do modelo numérico 1D e estratégia para a modelagem do FBP pós-reator UASB. O modelo foi alimentado com dados médios de entrada.

Tabela 1. Matriz de processos.

Processos	Componentes solúveis					Componentes particulados				Taxas de conversão (g/m³.d)
	$S_{DQO,S}$ gDQO/m³	S_{NH4} gN/m³	S_{NO2} gN/m³	S_{NO3} gN/m³	S_{O2} gO₂/m³	S_{IC} gCaCO₃/m³	X_{OHO} gDQO/m³	X_{AOO} gDQO/m³	X_{NOO} gDQO/m³	
Crescimento OHO (condições aeróbias)	$-1/Y_{OHO}$				$-(1-Y_{OHO})/Y_{OHO}$	$50^*(-1/14)$	1			$\mu_{OHO(O2)}$
Crescimento AOO		$-1/Y_{AOO}$	$1/Y_{AOO}$		$-(3,43-Y_{OHO})/Y_{OHO}$	$50^*(-1/7Y_{AOB})$		1		μ_{AOO}
Crescimento NOO			$-1/Y_{NOO}$	$1/Y_{NOO}$	$-(1,14-Y_{OHO})/Y_{OHO}$	$50^*(-1/14)$			1	μ_{NOO}
Inativação OHO	f_b						-1			$b_{OHO} X_{OHO}$
Inativação AOO	f_b							-1		$b_{AOO} X_{AOO}$
Inativação NOO	f_b								-1	$b_{NOO} X_{NOO}$
Matriz de composição										
OD teórico (g-OD/g-comp)	1		-3,43	-4,57	-1		1	1	1	1
Nitrogênio (g-N)		1	1	1						
Carga (mol _{eq} /g-comp)		1/14	-1/14	-1/14		-1				

μ : Taxa de crescimento celular específico (1/d); b : Taxa de decaimento celular (1/d); Y : rendimento celular (g-DQO_x/g-DQO_s); X : concentração da biomassa (g-DQO/m³); f_b : fração biodegradável da biomassa inativa (g-DQO_b/g-DQO_x).

Tabela 2. Taxas de reação.

Processos	Variáveis	Taxa de reações (g/m³.d)
Crescimento de OHO (condições aeróbias)	$\mu_{OHO(O2)}$	$\mu_{OHO,max} \cdot \frac{S_{DQO,S}}{S_{DQO,S} + K_{DQO,S,OHO}} \cdot \frac{S_{O2}}{S_{O2} + K_{O2,OHO}} \cdot X_{OHO}$
Crescimento de AOO	μ_{AOO}	$\mu_{AOO,max} \cdot \frac{S_{NH4}}{S_{NH4} + K_{NH4,AOO}} \cdot \frac{S_{O2}}{S_{O2} + K_{O2,AOO}} \cdot \frac{e^{(S_{IC}-k)/a}}{1 + e^{(S_{IC}-k)/a}} \cdot X_{AOO}$
Crescimento de NOO	μ_{NOO}	$\mu_{NOO,max} \cdot \frac{S_{NO2}}{S_{NO2} + K_{NO2,NOO}} \cdot \frac{S_{O2}}{S_{O2} + K_{O2,NOO}} \cdot X_{NOO}$
Decaimento de OHO	-	$b_{OHO} X_{OHO}$
Decaimento de AOO	-	$b_{AOO} X_{AOO}$
Decaimento de NOO	-	$b_{NOO} X_{NOO}$

Tabela 3. Parâmetros cinéticos, estequiométricos e físicos utilizados no modelo.

Parâmetro	Unidade	Descrição	Valor	Referência
Organismos heterotróficos ordinários (OHO) – X_{OHO}				
$\mu_{OHO,max}$	d^{-1}	Taxa de crescimento específica - OHO	8,1	Henze <i>et al.</i> (2006)
Y_{OHO}	$g-DQO_x/g-DQO_s$	Coefficiente de produção celular - OHO	0,67	Henze <i>et al.</i> (2006)
$K_{DQO,OHO}$	$g-DQO_s/m^3$	Constante de afinidade à DQO_s	20	Henze <i>et al.</i> (2006)
$K_{O_2,OHO}$	$g-O_2/m^3$	Constante de afinidade ao O_2	0,20	Henze <i>et al.</i> (2006)
b_{OHO}	d^{-1}	Constante de decaimento - OHO	0,54	Hiatt and Grady (2008)
Organismos oxidadores de amônia (AOO) – X_{AOO}				
$\mu_{AOO,max}$	d^{-1}	Taxa de crescimento específica – AOO	0,81	Hellinga <i>et al.</i> (1999)
Y_{AOO}	$g-DQO_x/g-NH_4-N$	Coefficiente de produção celular – AOO	0,20	Wiesmann (1994)
$K_{NH_4,AOO}$	$g-NH_4-N/m^3$	Constante de afinidade à NH_4^+-N	1,1	Wiesmann (1994)
$K_{O_2,AOO}$	$g-O_2/m^3$	Constante de afinidade ao O_2 por AOO	0,60	Hao <i>et al.</i> (2002)
$K_{CaCO_3,AOO}$	$g-CaCO_3/m^3$	Constante de afinidade a $CaCO_3$ por AOO	30	Bressani-Ribeiro <i>et al.</i> (2021)
b_{AOO}	d^{-1}	Constante de decaimento - AOO	0,054	Mozumder <i>et al.</i> (2013)
A	-	Parâmetro sigmoidal para $CaCO_3$	5	Bressani-Ribeiro <i>et al.</i> (2021)
Organismos oxidadores de nitrito (NOO) – X_{NOO}				
$\mu_{NOO,max}$	d^{-1}	Taxa de crescimento específica – NOO	0,57	Hellinga <i>et al.</i> (1999)
Y_{NOO}	$g-DQO_x/g-NO_2-N$	Coefficiente de produção celular – NOO	0,057	Wiesmann (1994)
$K_{NO_2,NOO}$	$g-NO_2-N/m^3$	Constante de afinidade à $NO_2^- -N$	0,51	Wiesmann (1994)
$K_{O_2,NOO}$	$g-O_2/m^3$	Constante de afinidade ao O_2	1,1	Wiesmann (1994)
$K_{CaCO_3,NOO}$	$g-CaCO_3/m^3$	Constante de afinidade a $CaCO_3$ por NOO	1,2	Al-Omari <i>et al.</i> (2015)
b_{NOO}	d^{-1}	Constante de decaimento - NOO	0,038	Mozumder <i>et al.</i> (2014)
Biomassa inerte (inert) – X_{inert}				
f_b	$g-DQO_{xb}/g-DQO_x$	Fração biodegradável da biomassa	0,92	Henze <i>et al.</i> (2000)
Coefficientes de transferência de massa				
$D_{DQO,S}$	m^2/d	Difusividade de DQO na água	$1,0 \times 10^{-4}$	Hao and van Loosdrecht (2004)
D_{NH_4}	m^2/d	Difusividade de NH_4^+-N na água	$1,5 \times 10^{-4}$	Williamson and McCarty (1976)
D_{NO_2}	m^2/d	Difusividade de $NO_2^- -N$ na água	$1,4 \times 10^{-4}$	Williamson and McCarty (1976)
D_{NO_3}	m^2/d	Difusividade de $NO_3^- -N$ na água	$1,4 \times 10^{-4}$	Williamson and McCarty (1976)
D_{CaCO_3}	m^2/d	Difusividade de $CaCO_3$ na água	$1,6 \times 10^{-4}$	Williamson and McCarty (1976)
D_{O_2}	m^2/d	Difusividade de O_2 na água	$2,2 \times 10^{-4}$	Picioreanu <i>et al.</i> (1997)
LL	μm	Resistência à transferência de massa	1.500	Henze <i>et al.</i> (2008)

Suprimento de oxigênio. A aeração foi introduzida como um processo dinâmico no seio líquido do reator, tal como $dS_{O_2}/dt = kLa \cdot (S_{O_2,sat} - S_{O_2})$, em que S_{O_2} é a concentração de O_2 no seio líquido e $S_{O_2,sat}$ é a concentração de saturação ($8 \text{ g-O}_2/\text{m}^3$). O coeficiente de transferência de massa (KLa) foi estimado por Bressani-Ribeiro *et al.* (2021) e utilizado para a validação do modelo (330 d^{-1}).

Densidade (ρ) e frações volumétricas iniciais (ε). A densidade no biofilme adotada para a biomassa heterotrófica foi de $20000 \text{ g-SSV}/\text{m}^3$, enquanto que para os demais componentes particulados a densidade considerada foi de $60000 \text{ g-SSV}/\text{m}^3$ (MOZUMDER *et al.*, 2013). As frações volumétricas iniciais adotadas foram de $\varepsilon_{OHO} = \varepsilon_{NOO} = 0,05$ e $\varepsilon_{AOO} = 0,10$, resultando em uma porosidade do biofilme de 80%, tal como considerado em Bressani-Ribeiro *et al.* (2021).

Desprendimento de biomassa do biofilme. A taxa de desprendimento da biomassa foi estimada tal como em Hubaux *et al.* (2015): $u_F \cdot (L_F/L_{Fmax})^{10}$ em que u_F : velocidade de crescimento do biofilme, L_F : espessura do biofilme e L_{Fmax} : espessura máxima do biofilme ($70 \mu m$)(espessura média obtida a partir de microscopia ótica). A biomassa que se desprende do biofilme (potencialmente ativa) é subsequentemente eluída no seio líquido e compõe a fração de sólidos efluente.

Substrato orgânico diretamente biodegradável (S_{DQO}). Foi assumido que S_{DQO} é primariamente composto das frações solúvel e particulada, tal como: (i) Fração solúvel: apenas 55% da DQO solúvel que deixa o reator UASB foi assumida como diretamente biodegradável. Para reatores UASB operando com TDH entre 5 e 9 horas, cerca de 45 a 63% da DQO solúvel efluente contabiliza-se como DQO produzida pela biomassa, em que uma menor acumulação de produtos microbianos solúveis parece ocorrer para maiores TDHs (AQUINO *et al.*, 2009). O reator UASB contextualizado neste trabalho foi operado com TDH mais elevado (8,5h). Portanto, uma menor fração de DQO produzida pela biomassa na etapa anaeróbia foi considerada (45% da DQO solúvel). Pela baixa biodegradabilidade de produtos associados à biomassa (Laspidou e Rittmann, 2002),

tal fração não foi contabilizada no modelo para estimativas de produção de lodo no FBP. (ii) Fração particulada: a fração sólida biodegradável eluída no efluente anaeróbio e retida na espuma é hidrolizada no FBP. A fração particulada convertida em S_{DQO} foi estimada considerando-se a concentração sólidos afluente ao FBP e a relação SSV/SST de 0,80 associada (experimentalmente obtida).

Cenários avaliados. As seguintes condições operacionais foram avaliadas:

- (i) *Cenário 1:* as condições impostas ao FBP referem-se à operação do aparato experimental, visando observar o ajuste do modelo a dados experimentais ($COV_{aplicada}$: 0,10 kg-DBO/m³reator.d; $SST_{efluente\ UASB}$: 50 g-SST/m³) (Figura 1). Foi assumido que toda a fração particulada volátil eluída no efluente anaeróbio é convertida na espuma, tal como considerado por Onodera *et al.* (2013) e Tandukar *et al.* (2006).
- (ii) *Cenário 2:* a simulação considera uma COV aplicada semelhante ao que se pratica para FBPs pós-reator UASB (0,80 kg-DBO/m³reator.d). Concentrações de SST no efluente anaeróbio ($SST_{efluente\ UASB}$) de 70 e 100 g-SST/m³ foram consideradas. Para a condição de maiores taxas de aplicação superficiais e cargas orgânicas aplicadas, a premissa de retenção de toda a fração particulada volátil advinda do reator UASB pode não ser verificada. Para efeito de análise, a mesma premissa adotada no Cenário 1 foi assumida.

RESULTADOS

Produção de lodo e concentrações efluentes de sólidos. Como mencionado, o modelo foi validado baseando-se em dados experimentais obtidos por Almeida (2012). Para uma carga orgânica média aplicada ($COV_{aplicada}$) de 0,50 kg-DQO/m³espuma.d (Cenário 1: 0,10 kg-DBO/m³reator.d) a concentração efluente de sólidos em suspensão voláteis (SSV) prevista pelo modelo foi de aproximadamente 20 g-SSV/m³ ($\approx$ 37 g-SST/m³), indicando uma tendência de produção de lodo no FBP pós-UASB em torno de 0,22 kg-SSV/kg-DQO_{removida}. Com a elevação da $COV_{aplicada}$ para 4,3 kg-DQO/m³espuma.d (Cenário 2: 0,80 kg-DBO/m³reator.d; $SST_{efluente\ UASB}$: 100 g-SST/m³), a concentração efluente de SSV indicada pelo modelo é de aproximadamente 42 g-SSV/m³ ($\approx$ 80 g-SST/m³), resultando em uma produção de lodo estimada de 0,70 kg-SSV/kg-DQO_{removida}. Caso um maior controle da perda de sólidos com o efluente anaeróbio seja considerado (p.ex.: $SST_{efluente\ UASB}$ 70 g-SST/m³), a produção de lodo tenderia a reduzir-se em aproximadamente 30% (0,65 kg-SSV/kg-DQO_{removida}), resultando, por consequência, em uma menor concentração de SST no efluente final ($\approx$ 75 g-SST/m³). A Tabela 4 sintetiza os resultados indicados pelo modelo considerando os cenários simulados.

Tabela 4. Estimativa de produção de lodo e concentrações efluentes do FBP pós-reator UASB.

COV aplicada (kg-DBO/m ³ reator.d)	Produção de lodo no FBP (kg-SSV/kgDQO _{removida})	Concentração efluente do FBP		Breve comentário
		(g-DQO/m ³)	(g-SST/m ³)	
0,10 (50 g-SST/m ³)	0,22	70 (63) ²	37 (27) ²	Condição de ajuste do modelo a dados experimentais
0,80 (70 g-SST/m ³) ¹	0,65	132	75	A COV aplicada e a produção de lodo resultante na etapa de pós tratamento (FBP) potencialmente permite a operação sem decantadores secundários
0,80 (100 g-SST/m ³)	0,75	162	80	

¹ Operação do reator UASB considerando maior controle da perda de sólidos com o efluente anaeróbio.

² Em parênteses: concentrações *médias* efluentes obtidas experimentalmente.

A Figura 2a e 2b mostram o ajuste do modelo a dados operacionais de concentrações de SSV efluentes do FBP e o aumento das concentrações efluentes de SSV com a elevação da COV, respectivamente. O aumento da concentração de SST no efluente anaeróbio (de 70 para 100 g-SST/m³) não resultou em elevação das concentrações de SSV no efluente do FBP. Neste caso, a elevação das concentrações efluentes de SST estiveram associadas à fração particulada não biodegradável que deixam o FBP. Contudo, o aumento da concentração de SST no efluente anaeróbio tende a elevar consideravelmente as concentrações de DQO solúvel no efluente final, o que explica a distinção entre concentrações de DQO total para a operação do FBP com COV de 0,80 kg-DBO/m³.d.

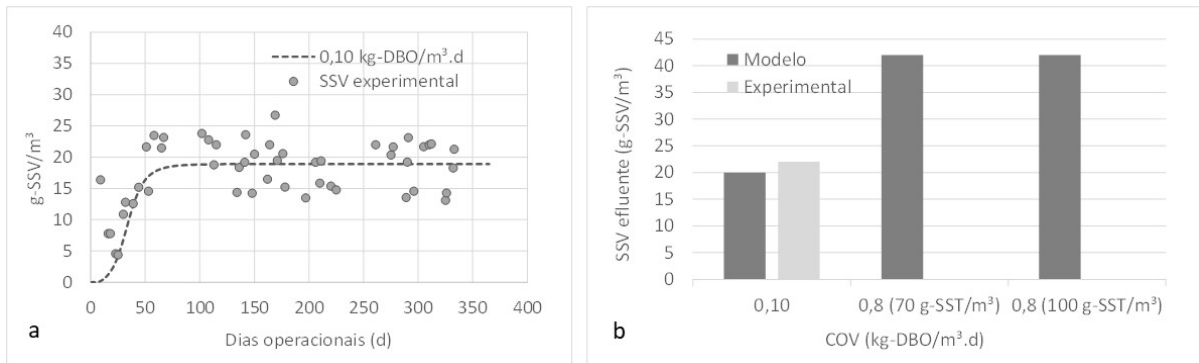


Figura 2.(a) Ajuste do modelo aos dados experimentais de SSV e (b) Concentrações de SSV efluentes do FBP para distintas cargas orgânicas aplicadas.

Para a COV média aplicada experimentalmente ($0,50 \text{ kg-DQO/m}^3_{\text{espuma.d}}$), a produção de lodo estimada pelo modelo insere-se em uma faixa observada por Almeida *et al.* (2013) e Okubo *et al.* (2015) ($0,06 - 0,25 \text{ kg-SSV/kg-DQO}_{\text{removida}}$). Com a elevação da COV aplicada semelhante ao praticado para FBP's preenchidos com pedra britada pós-reactores UASB seguidos de etapa de decantação secundária ($0,80 \text{ kg-DBO/m}^3_{\text{reator.d}}$) as concentrações de SST elevam-se significativamente, contudo, ainda indicando um potencial para a operação sem a etapa de decantação secundária, considerando padrões de lançamento menos restritivos. O notável metabolismo endógeno observado em sistemas de biofilme com meio suporte baseado em espuma de poliuretano (ONODERA *et al.*, 2013; ALMEIDA *et al.*, 2022) tende a explicar a produção de lodo no FBP em compatibilidade com a operação do sistema UASB/FBP investigado sem a etapa de decantação secundária para COVs mais elevadas.

Remoção de N-amoniacal (Figura 3). Assim como observado experimentalmente, a remoção de N-amoniacal no FBP tende a ser bastante elevada com a aplicação de baixa COV ($0,50 \text{ kg-DQO/m}^3_{\text{espuma.d}}$) (de 90 a 95%, tal como observado por dados experimentais e indicado pelo modelo). Contudo, a remoção de N-amoniacal praticamente não ocorre por nitrificação com o aumento da COV aplicada para $0,80 \text{ kg-DBO/m}^3_{\text{reator.d}}$. As elevadas concentrações de DQO solúvel no efluente final explicam tal constatação. Para concentrações de DQO solúvel maiores ou iguais a 30 g-DQO/m^3 a atividade de organismos nitrificantes tende a ser bastante reduzida (HENZE *et al.*, 2006).

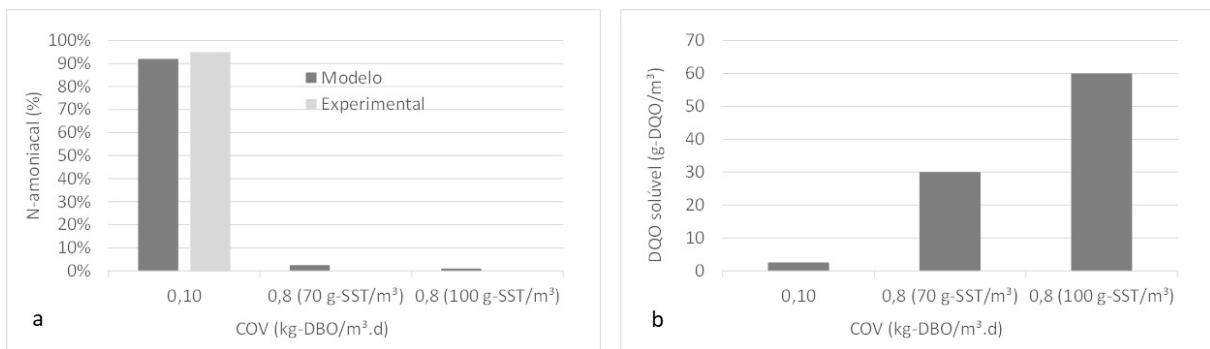


Figura 3.(a) Remoção de N-amoniacal (COV em $\text{kg-DBO/m}^3_{\text{reator.d}}$) no FBP pós-UASB. (b) Concentrações de DQO solúvel no efluente final estimadas pelo modelo.

Breve consideração

A partir das tendências apontadas pelo modelo espera-se que, em última análise, uma nova perspectiva seja destacada para o desenvolvimento tecnológico de reatores UASB seguidos por filtros biológicos percoladores: a minimização de demandas operacionais associadas ao gerenciamento do lodo. É importante ressaltar que os sistemas UASB/FBP são potencialmente aplicáveis a regiões em que os recursos operacionais tendem a ser limitados. Portanto, a ampliação do conhecimento em termos de parâmetros de projeto para a operação de FBP's pós-reactores anaeróbios sem a etapa de decantação secundária é fundamental no sentido de garantir o confiável atendimento a padrões de lançamento menos restritivos. Contudo, tendo em vista que o referido trabalho é uma contribuição inicial para o avanço dos estudos de sistemas UASB/FBP com o uso de modelagem matemática, tais resultados devem ser ainda observados com ressalvas.

CONCLUSÕES

A partir dos resultados obtidos com o uso do modelo implementado é possível concluir que:

- As concentrações de sólidos e a produção de lodo tendem a elevar-se consideravelmente com a aplicação de COV utilizadas no pré-dimensionamento de FBP's preenchidos com pedra britada ($\approx 0,80 \text{ kg-DBO/m}^3_{\text{reator.d}}$). Contudo, o uso de meio suporte baseado em espuma de poliuretano tende a ampliar as perspectivas de operação sem a etapa de decantação secundária, mesmo com a aplicação de cargas orgânicas mais elevadas em FBP's pós-UASB.
- A remoção de N-amoniaco tende a ser elevada para COVs aplicadas em torno de $0,50 \text{ kg-DQO/m}^3_{\text{espuma.d}}$ (de acordo com dados experimentais, por sua vez identificados pelo modelo). Contudo, com COV aplicada em torno de $4,0 \text{ kg-DQO/m}^3_{\text{espuma.d}}$ a remoção de N-amoniaco é praticamente nula.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. ALMEIDA, P. G. S.; MARCUS, A. K.; RITTMANN, B. E.; CHERNICHARO, C. A. L. Performance of plastic- and sponge-based trickling filters treating effluents from an UASB reactor. *Water Science and Technology*, v. 67, p. 1034-1042, 2013.
2. ALMEIDA, P. G. S.; BRESSANI-RIBEIRO, T.; CHERNICHARO, C. A. L.. Aplicabilidade de meio suporte baseado em espuma de poliuretano para sistemas utilizados no pós-tratamento de efluentes anaeróbios. Coletâneas de Notas Técnicas 3: Reúso não potável de água - Aspectos legais, aproveitamento urbano e agrícola, e tecnologias emergentes para produção de água para reúso. Cadernos Técnicos em Engenharia Sanitária e Ambiental, Vol. 2, no 3, p. 99-110, 2022.
3. AL-OMARI, A., WETT, B., NOPENS, I., DE CLIPPELEIR, H., HAN, M., REGMI, P., BOTT, C., MURTHY, S. Model-based evaluation of mechanisms and benefits of mainstream shortcut nitrogen removal processes. *Water Sci. Technol.* 71, 840–847, 2015.
4. BRESSANI-RIBEIRO, T.; BRANDT, E. M. B; ALMEIDA, P. G. S.; FLOREZ, D.; CHERNICHARO, C. A. L. Technological improvements in compact UASB/ SBTf systems for decentralized sewage treatment in developing countries. *Desalination and Water Treatment*, v. 91, p. 112-120, 2017.
5. BRESSANI-RIBEIRO, T.; ALMEIDA, P. G. S.; CHERNICHARO, C.A.L.; VOLKE, E.I.P. Inorganic carbon limitation during nitrogen conversions in sponge-bed trickling filters for mainstream treatment of anaerobic effluent. 201, p.1-11, 2021.
6. GUIASOLA, A., PETZET, S., BAEZA, J.A., CARRERA, J., LAFUENTE, J. Inorganic carbon limitations on nitrification: Experimental assessment and modelling. *Water Res.* 41, 277–286, 2007.
7. HAO, X., HEIJNEN, J.J., VAN LOOSDRECHT, M.C.M. Sensitivity analysis of a biofilm model describing a one-stage completely autotrophic nitrogen removal (CANON) process. *Biotechnol. Bioeng.* 77, 266–277, 2002.
8. HAO, X. DI, VAN LOOSDRECHT, M.C.M. Model-based evaluation of COD influence on a partial nitrification-Anammox biofilm (CANON) process. *Water Sci. Technol.* 49, 83–90, 2004.
9. HELLINGA, C., VAN LOOSDRECHT, M.C.M., HEIJNEN, J.J. Model Based Design of a Novel Process for Nitrogen Removal from Concentrated Flows. *Math. Comput. Model. Dyn. Syst.* 5, 351–371, 1999.
10. HENZE, M., GUJER, W., MINO, T., van LOOSDRECHT, M.C.M. Activated Sludge Models - ASM1, ASM2, ASM2d AND ASM3. Padstow, Cornwall, UK: International (Ltd), 2000, 121p.
11. HENZE, M., GUJER, W., MINO, T., van LOOSDRECHT, M.C.M. Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3. IWA Publishing, London, 2006.
12. HENZE, M., VAN LOOSDRECHT, M.C.M., EKAMA, G.A., BRDJANOVIC, D. Biological Wastewater Treatment: Principles, Modelling and Design. IWA Publishing, 2008.
13. HIATT, W.C., GRADY, C.P.L. An Updated Process Model for Carbon Oxidation, Nitrification, and Denitrification. *Water Environ. Res.* 80, 2145–2156, 2008.

14. HUBAUX, N.; WELLS, G.; MORGENROTH, E. Impact of coexistence of flocs and biofilm on performance of combined nitrification-anammox granular sludge reactors. *Water Research*, v. 68, p. 127-139, 2015.
15. MOZUMDER, M.S.I.; PICIOREANU, C.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. VOLCKE, E.I.P. Effect of heterotrophic growth on autotrophic nitrogen removal in a granular sludge reactor. *Biotechnology and Bioengineering*. v.35(5-8), nº9, p.1027-1037, 2013.
16. NOMOTO, N.; ALI, A.; JAYASWAL, K.; IGUCHI, A.; MASASHI, H.; OKUBO, T.; TAKAHASHI, M.; KUBOTA, K.; TADASHI, T.; UEMURA, S.; YAMAGUCHI, T. HARADA, H. Characteristics of DO, organic matter, and ammonium profile for practical-scale DHS reactor under various organic load and temperature conditions. *Environmental Technology*, v. 39 (7), p. 907-916, 2018.
17. OKUBO, T.; ONODERA, T.; UEMURA, S.; YAMAGUCHI, T.; OHASHI, A.; HARADA, H. On-site evaluation of the performance of a full-scale down-flow hanging sponge reactor as a post-treatment process of an up-flow anaerobic sludge blanket reactor for treating sewage in India. *Bioresource Technology*, v. 194, p. 156-164, 2015.
18. ONODERA, T.; MATSUNAGA, K.; KUBOTA, K.; TANIGUCHI, R.; HARADA, H.; SYUTSUBO, K.; OKUBO, T.; UEMURA, S.; ARAKI, N.; YAMADA, M.; YAMAUCHI, M.; YAMAGUCHI, T. Characterization of the retained sludge in a down-flow hanging sponge (DHS) reactor with emphasis on its low excess sludge production. *Bioresource Technology*, v. 136, p. 169-175, 2013.
19. PICIOREANU, C., VAN LOOSDRECHT, M.C.M., HEIJNEN, J.J. Modelling the effect of oxygen concentration on nitrite accumulation in a biofilm airlift suspension reactor. *Water Sci. Technol.* 36(1), 147-156, 1997.
20. WIESMANN, U., 1994. Biological nitrogen removal from wastewater. *Adv Biochem Eng Biotechnol.* 51,113-54.
21. WILLIAMSON, K., MCCARTY, P.L..Verification studies of the biofilm model for bacterial substrate utilization. *J. Water Pollut. Control Fed.* 48, 281–296, 1976.