

Biorreator à membrana em batelada sequencial aplicado ao tratamento de esgoto visando à remoção de nutrientes

Membrane sequencing batch reactor for the wastewater treatment aiming the nutrients removal

Tiago José Belli

Doutorando em Engenharia Ambiental pela Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC) – Florianópolis (SC), Brasil.

Pauline Aparecida Pera do Amaral

Doutoranda em Engenharia Ambiental pela UFSC – Florianópolis (SC), Brasil.

Maria Angeles Lobo Recio

Doutora em Química pela Universidade Complutense de Madri; Professora do departamento de Engenharia de Energia da UFSC – Araranguá (SC), Brasil.

Carlos Magno de Sousa Vidal

Doutor em Engenharia Civil pela Universidade de São Paulo (USP); Professor do departamento de Engenharia Ambiental da Universidade Estadual do Centro Oeste do Paraná (UNICENTRO) – Irapati (PR), Brasil.

Flávio Rubens Lapolli

Doutor em Engenharia Hidráulica e Saneamento pela USP; Professor do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da UFSC – Florianópolis (SC), Brasil.

Resumo

Neste trabalho, avaliou-se o desempenho de um biorreator à membrana em batelada sequencial para a remoção de nutrientes (nitrogênio e fósforo) de esgoto sanitário. O reator, construído em escala piloto, foi operado durante 241 dias com tempo total de ciclo de 4 horas, sendo 5 minutos para alimentação, 55 minutos para a fase anóxica e 180 minutos para as fases de aeração e filtração (simultaneamente). Ao longo do monitoramento, foram empregados dois fluxos de filtração: 5,55 e 11,1 L.m⁻².h⁻¹, que resultaram nas taxas de troca volumétrica de 5 e 10%, respectivamente. As eficiências médias de remoção de Demanda Química de Oxigênio total, nitrogênio amoniacal e nitrogênio total alcançadas foram de 99, 98 e 96%, respectivamente. Em relação à remoção de fósforo, observou-se inicialmente um baixo rendimento do reator, sendo verificado ao longo do tempo, no entanto, uma tendência de melhora na remoção desse nutriente, atingindo eficiência média de 74% entre os dias 158 e 241. A utilização do fluxo de filtração de 5,55 L.m⁻².h⁻¹ proporcionou uma operação estável ao biorreator à membrana em batelada sequencial no que se refere à pressão transmembrana, tendo sido atingido o valor limite de 0,7 bar apenas uma vez em 181 dias de operação, ao passo que, com fluxo de 11,1 L.m⁻².h⁻¹, esse limite foi atingido 3 vezes em 55 dias.

Palavras-chave: biorreator à membrana em batelada sequencial; remoção de nutrientes; tratamento de esgoto.

Abstract

This study evaluated the performance of a membrane bioreactor sequencing batch, in pilot scale, to remove nutrients (nitrogen and phosphorus) from domestic wastewater. The reactor was operated for 241 days with a total cycle time of 4 hours, with 5 minutes for feeding, 55 minutes for the anoxic phase and 180 minutes for the aeration and filtration phases (simultaneously). Throughout the monitoring, two filtration flows were employed: 5.5 and 11.1 (critical flux) L.m⁻².h⁻¹, which resulted in the volume exchange rates of 5 and 10%, respectively. The removal efficiencies of total Chemical Oxygen Demand, ammonia nitrogen and total nitrogen were achieved by 99, 98 and 96%, respectively. Regarding phosphorus removal, a poor performance was observed in the beginning of the experiment;

Endereço para correspondência: Tiago José Belli – Campus Universitário João David Ferreira Lima – Bairro Trindade – 88040-970 – Florianópolis (SC), Brasil – E-mail: tiagojbelli@gmail.com

Recebido: 01/11/11 – Aceito: 27/07/12 – Reg. ABES: 113

however, a tendency of improvement in the removal of this nutrient was further verified, reaching an efficiency average of 74% between the operational days 158 and 241. The flux filtration at 5.55 L.m².h⁻¹ has provided a membrane bioreactor sequencing batch stable operation in relation to transmembrane pressure since it reached the limit value of 0.7 bar only once in 181 operational days, while for 11.1 L.m².h⁻¹ it was observed 3 times in 55 days.

Keywords: membrane sequencing batch bioreactor; nutrients removal; wastewater treatment.

Introdução

As vantagens associadas ao uso de biorreatores à membrana (BRM) no tratamento de esgoto são mundialmente conhecidas hoje (SANTOS; MA; JUDD, 2011). Harper, Bernhardt e Nwefield (2006) reportam que os BRM operam de forma semelhante ao processo de lodos ativados, sendo, no entanto, o decantador secundário substituído pelo módulo de membranas, normalmente de microfiltração ou ultrafiltração. Tal concepção permite que se obtenha elevada concentração de biomassa no reator biológico, o que, segundo Judd (2006), intensifica o processo de degradação da matéria orgânica e aumenta a eficiência do tratamento. A utilização das membranas, em detrimento da sedimentação convencional, possibilita ainda uma redução significativa da área ocupada pelo sistema de tratamento e é capaz de gerar um efluente com reduzido teor de sólidos em suspensão e livre de patógenos (MELIN; JEFFERSON; BIXIO, 2006).

Nos últimos 10 anos, a tecnologia de BRM tem demonstrado ser uma alternativa viável para o sistema de lodos ativados convencional, com vistas à melhor remoção de matéria carbonácea e de nutrientes dos esgotos, especialmente nitrogênio e fósforo (BROWN; ONG; LEE, 2011). Nesse sentido, a utilização dos modernos BRM visando à remoção biológica de compostos nitrogenados e fosfatados dos esgotos tem sido amplamente praticada (KIM *et al.*, 2008).

Pesquisas recentes (ZHANG *et al.*, 2006; DONG; JIANG, 2009; YANG *et al.*, 2010) mostram que a operação dos BRM em batelada sequencial (BRMBS) traz grandes benefícios ao sistema de tratamento, sendo particularmente interessante quando entre os objetivos estiver a remoção de nutrientes. Isso se deve, conforme Kim *et al.* (2007), ao controle dos períodos de aeração e não aeração ao longo das fases operacionais do reator, que confere a esse sistema momentos de aerobiose e de anóxia. Durante a fase aeróbia são favorecidas as etapas de oxidação da matéria carbonácea, a nitrificação e a absorção do fosfato solúvel (*luxury uptake*), enquanto na fase anóxica são potencializados o mecanismo de liberação de fosfato e a atividade desnitrificante. Dessa forma, as distintas condições ambientais necessárias à remoção biológica de nitrogênio e fósforo são realizadas em um único tanque, dispensando a necessidade de outros reatores e a conseqüente recirculação de efluente. A presença do módulo de membranas nos BRMBS elimina ainda as etapas de sedimentação e decantação comumente observadas em reatores em batelada convencionais, e possibilita a retirada do efluente tratado

simultaneamente à etapa de aeração, encurtando, assim, o tempo de ciclo do reator (KANG; LEE; KIM, 2003; MCADAM *et al.*, 2005; SCHEUMANN; KRAUME, 2009). Nesse contexto, o presente trabalho teve por objetivo avaliar o desempenho de um BRMBS no tratamento de esgoto sanitário, com destaque para a remoção de nitrogênio e de fósforo.

Metodologia

Unidade piloto

A representação esquemática do piloto de BRMBS utilizado na presente pesquisa é apresentada na Figura 1. A unidade experimental, com volume útil de 30 L, era constituída por um reservatório de acrílico em forma elíptica e provida de um extravasor central de segurança. O biorreator era equipado com um misturador, para manter homogênea a biomassa no tanque, dois difusores de ar, para injeção de oxigênio na massa líquida, e duas bombas peristálticas, sendo uma para alimentação e outra para retirada do permeado (efluente tratado). Um sensor de pressão, instalado junto à tubulação do permeado e conectado a um vacuômetro digital, fornecia continuamente os valores da pressão transmembrana (PTM).

O módulo de membranas (Figura 2) operou de maneira submersa no BRMBS e foi instalado acima de um dos difusores de ar para minimizar a deposição de sólidos e biomassa sobre a superfície das membranas. Na Tabela 1 são apresentadas as características do módulo de membranas utilizado.

Procedimento experimental

Inicialmente foram realizados ensaios no BRMBS para a determinação experimental do fluxo crítico do módulo de membranas utilizado. Para tal, foi empregado o método *flux-step* (BACHIN; AIMAR; FIELD, 2006), que consiste no monitoramento da PTM enquanto o fluxo de filtração é gradualmente aumentado. A cada novo incremento no fluxo observou-se um aumento inicial da PTM, seguido da manutenção de seus valores. Aquele fluxo em que a PTM não mais se manteve em um mesmo patamar, após novo incremento, foi considerado o fluxo crítico. Para determinação experimental do fluxo crítico o reator foi previamente inoculado com lodo adensado por gravidade, proveniente da Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) Insular, na cidade de Florianópolis (SC), do tipo lodos ativados de aeração

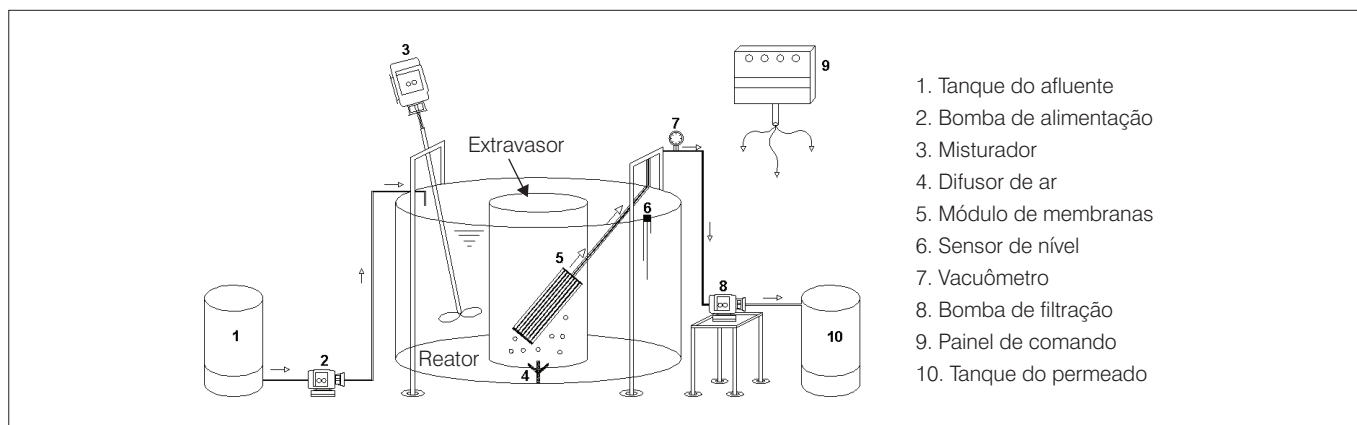


Figura 1 – Representação esquemática da unidade experimental de biorreatores à membrana em batelada sequencial.

Tabela 1 – Características do módulo de membranas*.

Material da membrana	Polissulfona
Diâmetro dos poros	0,08 μm (ultrafiltração)
Superfície filtrante	0,09 m^2
Número de fibras	72
Conformação	Fibra oca
Comprimento do módulo	25 cm
Fabricante	Polymem (França)

*dados do fabricante

prolongada. Os ensaios de filtração foram realizados sequencialmente e mediante intervalos de 15 minutos para cada fluxo aplicado.

Após a determinação do fluxo crítico deu-se a partida do reator, inoculando-o com lodo ativado coletado no tanque de aeração da mesma ETE de Florianópolis. Nesse caso, foi procedida uma diluição do inóculo na proporção de 8 L de lodo para 22 L de água, completando os 30 L do reator. A diluição foi realizada para se ter um baixo teor de sólidos em suspensão no licor misto no momento da partida, e poder, assim, avaliar um possível efeito de seu crescimento ao longo do tempo na colmatação das membranas.

Visando simular o tratamento de esgoto doméstico, o reator piloto foi alimentado com esgoto sintético ao longo de todo o experimento, contendo os seguintes compostos: CH_3COONa ($1,63 \text{ g.L}^{-1}$), NH_4Cl ($0,5 \text{ g.L}^{-1}$), KH_2PO_4 ($0,05 \text{ g.L}^{-1}$), $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ($0,014 \text{ g.L}^{-1}$), $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ ($0,09 \text{ g.L}^{-1}$) e $0,3 \text{ mL}$ de solução de micronutrientes para cada litro de esgoto produzido. A solução de micronutrientes continha (por litro): $1,5 \text{ g}$ de $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$; $0,15 \text{ g}$ de H_3BO_3 ; $0,03 \text{ g}$ de $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$; $0,18 \text{ g}$ de KI ; $0,12 \text{ g}$ de $\text{MnCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$; $0,06 \text{ g}$ de $\text{Na}_2\text{MoO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$; $0,12 \text{ g}$ de $\text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$; $0,15 \text{ g}$ de $\text{CoCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$; e 10 g de EDTA (TERADA *et al.*, 2006). A solução final de esgoto sintético resultou em uma Demanda Química de Oxigênio (DQO) total de $1.270 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$, concentração de N-NH_4^+ e P-PO_4^{3-} de 150 e 15 mg.L^{-1} , respectivamente, apresentando características de esgoto doméstico forte (METCALF; EDDY, 2003).



Figura 2 – Imagens frontal e lateral do módulo.

A unidade piloto foi operada em regime de batelada sequencial, sendo o controle do tempo de cada etapa do ciclo (alimentação, anóxia e aeração/filtração) realizado por um painel de comandos elétricos. O tempo total do ciclo teve duração de 4 horas, sendo 5 minutos para alimentação, 55 minutos de fase anóxica e 180 minutos de aeração e filtração (SCHEUMANN; KRAUME, 2009).

O reator foi monitorado por 241 dias e, ao longo desse período, foram utilizados dois fluxos de filtração: $5,55 \text{ L.m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ e $11,1 \text{ L.m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$, correspondentes às estratégias operacionais E-1 e E-2, respectivamente. Devido aos diferentes fluxos de filtração utilizados, a unidade piloto operou com taxas de troca volumétrica de 5% (estratégia E-1) e 10% (estratégia E-2). Tais condições conduziram a diferentes cargas orgânicas e nitrogenadas aplicadas ao reator, conforme pode ser visualizado na Tabela 2.

Tabela 2 – Estratégias e condições operacionais aplicadas ao BRMBS.

Estratégia	Operação (dias)	J (L.m ⁻² .h ⁻¹)	TTV (%)	TDH (horas)	COV _{aplicada} (gDQO.m ⁻³ .d ⁻¹)	CNV _{aplicada} (gNH ₄ ⁺ .m ⁻³ .d ⁻¹)
E-1	1–154	5,55	5	80	380	45
E-2	158–213	11,1	10	40	760	90
E-1	214–241	5,55	5	80	380	45

J: fluxo de filtração, TTV: taxa de troca volumétrica; TDH: tempo de detenção hidráulica; COV: carga orgânica volumétrica; CNV: carga nitrogenada volumétrica.

O tempo de retenção celular (θ_c) utilizado foi o mesmo de operação do reator, já que não foram realizadas purgas para remoção de lodo durante sua operação. Nessa condição, o teor de sólidos suspensos totais (SST) no reator aumentou continuamente, permitindo avaliar se a evolução no teor de SST traria prejuízo à filtrabilidade das membranas. Contudo, ressalta-se que a idade do lodo usualmente praticada em BRM está compreendida entre 20 e 50 dias (MENG *et al.*, 2009).

O procedimento de limpeza das membranas foi realizado quando o valor da PTM atingiu o limite de 0,7 bar (PROVENZI, 2005), sendo chamado aqui de 'limpeza corretiva', e também quando foi executado o aumento do fluxo de filtração de 5,55 L.m⁻².h⁻¹ para 11,1 L.m⁻².h⁻¹. Durante o procedimento de limpeza, o módulo de membranas era retirado do reator e acondicionado em um recipiente separado, no qual era submetido à filtração de solução alcalina (hidróxido de sódio, 4 g.L⁻¹) e ácida (ácido cítrico, 20 g.L⁻¹) por 1 hora para cada solução. Após a limpeza, o módulo de membranas era retornado ao reator e sua operação recomeçava.

Métodos analíticos

Foram coletadas amostras do afluente (esgoto sintético) e efluente (permeado) para realização das análises de DQO, N-NH₄⁺, N-NO₂⁻, N-NO₃⁻ e P-PO₄³⁻ de acordo com as prescrições do *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2005). A concentração de nitrogênio total (N-total) foi baseada na soma dos valores de N-NH₄⁺, N-NO₂⁻ e N-NO₃⁻ em detrimento do teste independente, já que, por se trabalhar com esgoto sintético, o nitrogênio orgânico foi desconsiderado. O teor de SST do licor misto foi determinado por método gravimétrico, em filtração da amostra em membrana de 0,45 µm (APHA, 2005). No reator foram avaliados o comportamento da temperatura, pH (Thermo Scientific Orion, USA), oxigênio dissolvido (YSI/550-A, USA) e PTM (Vacuom meter, VDR-920).

Resultados e discussão

Parâmetros operacionais relativos à membrana

A Figura 3 e a Tabela 3 apresentam o comportamento da PTM para cada fluxo imposto durante o ensaio de determinação do fluxo crítico do módulo de membranas utilizado.

Para os primeiros fluxos impostos (1,1, 2,6, 5,3 e 8,4 L.m⁻².h⁻¹) observa-se aumento inicial da PTM, mas que logo se estabiliza num mesmo patamar, apresentando pouca variação nesses fluxos testados (Tabela 3). No entanto, após o incremento do fluxo de 8,4 L.m⁻².h⁻¹ para 11,1 L.m⁻².h⁻¹, a PTM passa a apresentar um perfil de crescimento ao longo do tempo, não tendo mais a baixa variação antes observada. De acordo com Field *et al.* (1995), esse crescimento contínuo da PTM se deve à operação das membranas em condições de fluxo crítico, na qual o processo de colmatagem é mais intenso. Assim, considera-se que o fluxo crítico referente ao módulo de membranas utilizado foi de 11,1 L.m⁻².h⁻¹, pois a partir desse limite é que a PTM tornou-se crescente, apresentando comportamento não linear em relação ao fluxo aplicado (MORAVIA; LAGE; AMARAL, 2011).

A Figura 4 apresenta o comportamento da PTM ao longo dos 241 dias de operação do reator.

Observa-se a ocorrência de quatro picos na linha da PTM, indicando que o limite da pressão, pré-estabelecido em 0,7 bar (PROVENZI, 2005), foi atingido quatro vezes ao longo do monitoramento. Nota-se que a PTM apresentou maior instabilidade entre os dias 158 e 213, quando o fluxo aplicado foi de 11,1 L.m⁻².h⁻¹ (estratégia E-2). Percebe-se então que a filtração em condições de filtração de fluxo crítico, conforme identificado na Figura 3, resultou em maior instabilidade da PTM, requerendo uma maior frequência do procedimento de limpeza das membranas. O retorno do fluxo para 5,55 L.m⁻².h⁻¹, promovido entre os dias 214 e 241, demonstra que a instabilidade verificada anteriormente esteve associada de fato à operação em condições de fluxo crítico, uma vez que, após a redução do fluxo, a PTM diminuiu significativamente sem que fosse realizada a limpeza química das membranas. Os resultados demonstram que a operação abaixo do fluxo crítico é essencial para o bom rendimento da filtração, levando a uma menor frequência de limpeza das membranas (BAE; HAN; TAK, 2003).

Na Figura 4 é possível perceber que mesmo no período em que o reator foi operado em regime de filtração subcrítico (5,55 L.m⁻².h⁻¹), a PTM ainda assim atingiu o valor limite de 0,7 bar no 30º dia de operação. Tal comportamento não era esperado, uma vez que nessas condições de fluxo a PTM deveria se comportar de maneira constante, ou moderadamente crescente, com mínima colmatagem das membranas (FIELD *et al.*, 1995). Nesse caso, o rápido aumento da PTM ocorreu devido ao posicionamento inadequado do módulo de

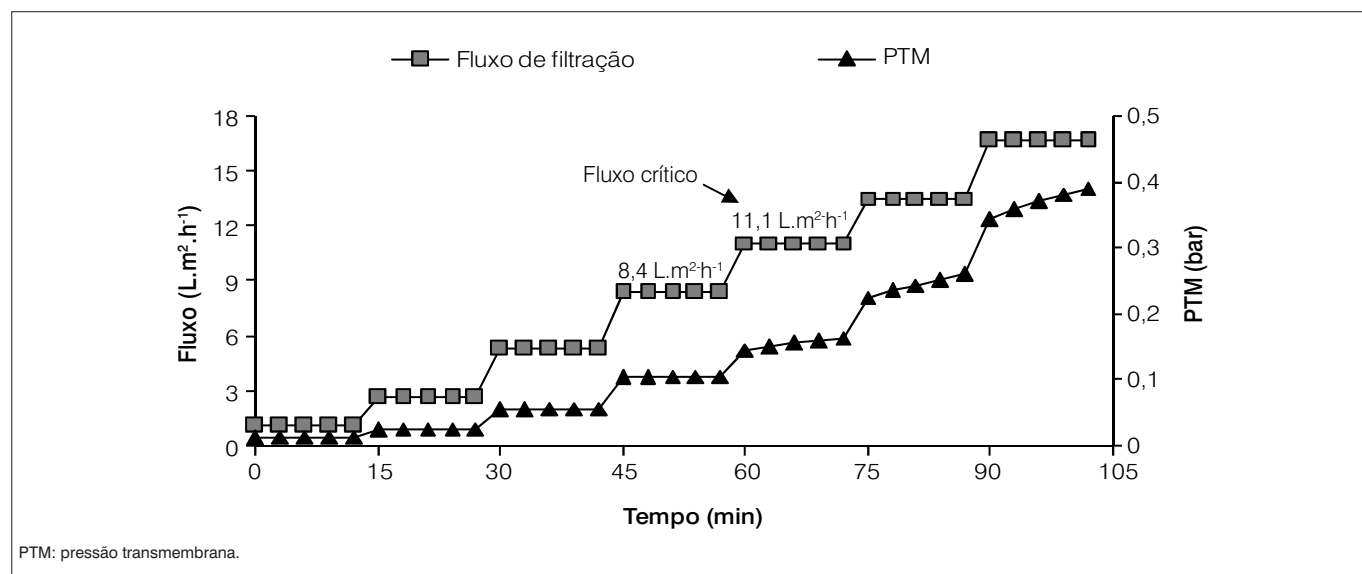
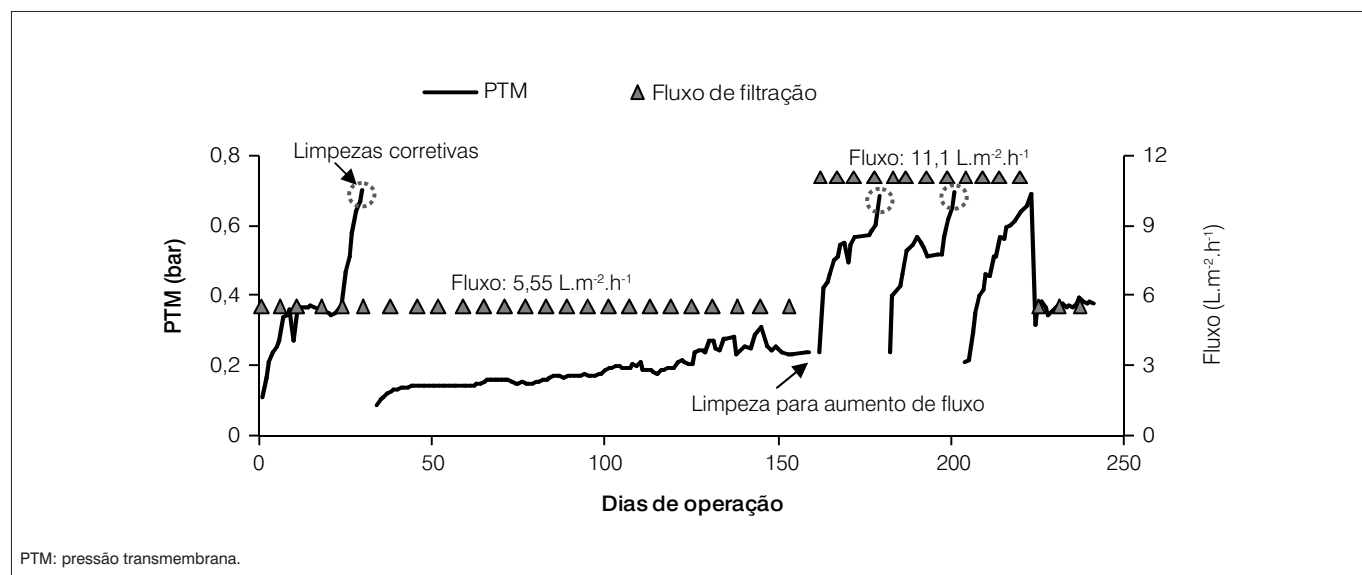
Tabela 3 – Valores da pressão transmembrana durante ensaio de fluxo crítico.

Fluxo imposto (L.m ² .h ⁻¹)	Tempo (min)	PTM (bar)	Variação da PTM (bar)
		Mínima-Máxima	
1,1	15	0,013–0,014	0,001
2,6	15	0,026–0,027	0,001
5,3	15	0,055–0,057	0,002
8,4	15	0,104–0,106	0,002
11,1	15	0,146–0,165	0,019
13,5	15	0,226–0,262	0,036
16,6	15	0,345–0,392	0,047

membranas em relação ao difusor de ar, que proporcionou uma aeração deficiente na superfície filtrante das membranas, permitindo assim uma grande deposição de sólidos sobre as fibras, levando à rápida colmatação das mesmas.

Na Figura 5 estão simultaneamente representados o teor de SST do licor misto e os respectivos valores da PTM ao longo dos dias de operação do BRMBS.

O contínuo aumento no teor de SST parece não ter influenciado de maneira significativa o comportamento da PTM. Chang e Kim (2005) reportam que o aumento no teor de SST na suspensão biológica pode resultar em elevada resistência ao processo de filtração, uma vez que um maior teor desse parâmetro acarretará

**Figura 3** – Determinação do fluxo crítico do módulo de membranas.**Figura 4** – Comportamento da pressão transmembrana em função do fluxo aplicado e da distribuição das limpezas realizadas.

em uma maior formação de torta na superfície da membrana, dificultando a passagem do permeado. No entanto, encontra-se na literatura muita divergência quanto ao efeito real do teor de SST sobre a filtrabilidade em BRM (LOUSADA-FERREIRA *et al.*, 2010). Kim *et al.* (2008) atribuem tais divergências às diferentes condições operacionais adotadas em cada trabalho, tais como: características do esgoto, taxa de aeração, tempo de retenção hidráulica e distintas relações alimento/micro-organismo praticadas em cada pesquisa, que podem alterar as características da suspensão biológica e, por consequência, influenciar na resistência ao processo de filtração, afetando a PTM. Dessa maneira,

percebe-se que, além do teor de SST presente no reator, outros fatores também devem ser considerados. No caso específico de BRM que emprega baixos fluxos de filtração, como no caso da presente pesquisa, o aumento no teor de SST parece não trazer grandes prejuízos à permeabilidade das membranas.

Demanda química de oxigênio

A Figura 6 apresenta as variações nas concentrações do afluente e efluente quanto à DQO total e sua respectiva eficiência de remoção ao longo dos dias de operação do reator.

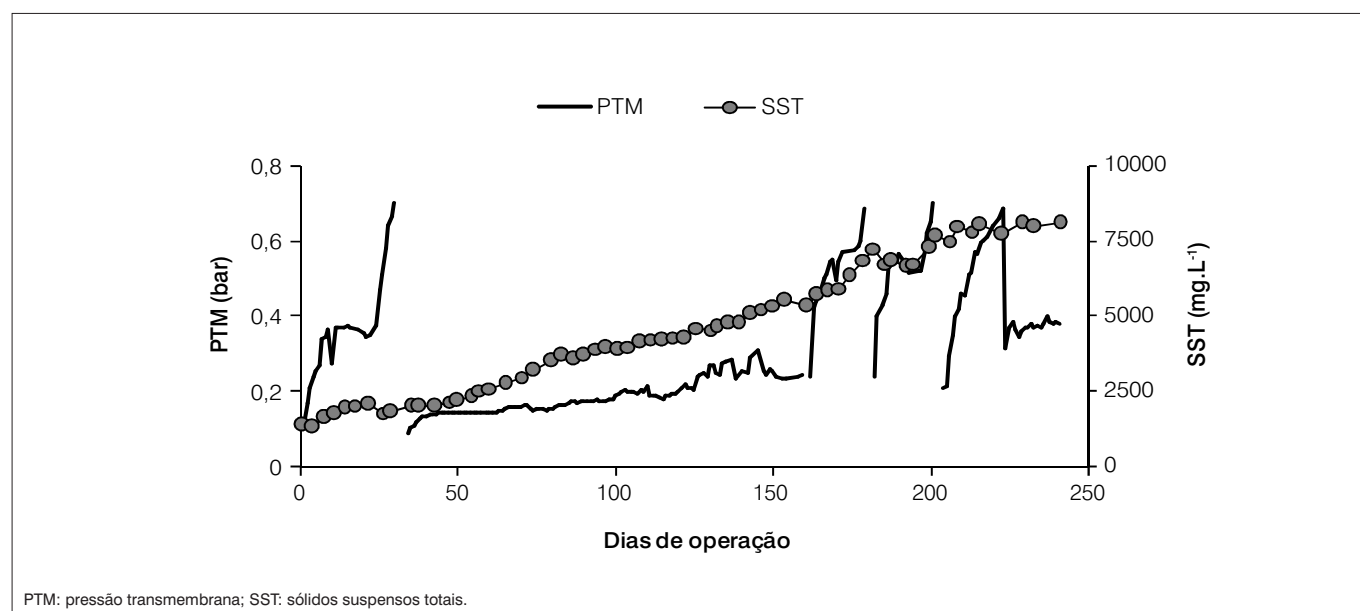


Figura 5 – Comportamento da PTM e evolução do teor de SST no licor misto ao longo do monitoramento.

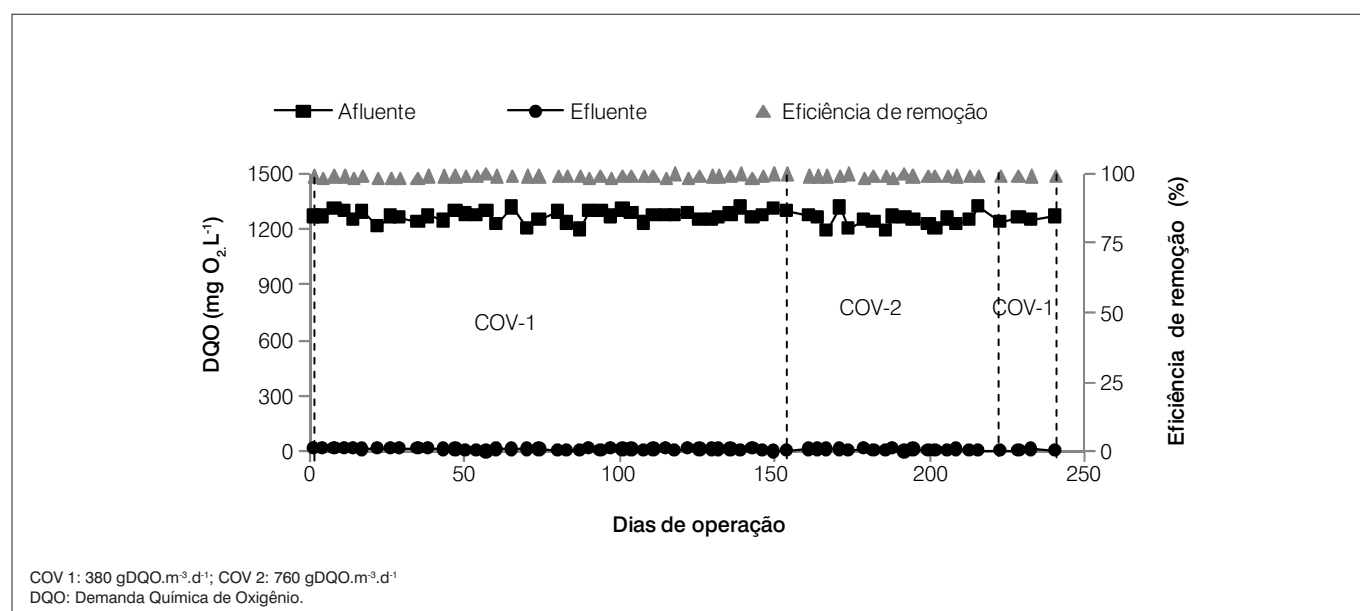


Figura 6 – Demanda Química de Oxigênio total afluente (esgoto sintético) e efluente (permeado) e respectiva eficiência de remoção ao longo dos dias de operação.

Verifica-se que o BRMBS apresentou alto desempenho na remoção desse parâmetro ao longo de todo o monitoramento, apresentando concentrações de DQO_T no permeado sempre abaixo de $20 \text{ mg O}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ e eficiência média de remoção de 99%, independentemente da carga orgânica aplicada.

A elevada e estável remoção de DQO pode ser atribuída em parte à alta concentração de biomassa no reator e à eficaz retenção de material em suspensão pelas membranas (DONG; JIANG, 2009). Sun, Hay e Khor (2006) reportam que o mecanismo de separação por membranas contribui significativamente para a manutenção de elevados níveis de remoção de DQO, sendo que as membranas agem como uma barreira à passagem de partículas e componentes macromoleculares ao efluente tratado. Isso garante a baixa concentração de matéria orgânica no permeado.

Por outro lado, é importante observar que o alto rendimento do reator na remoção de DQO pode estar associado aos baixos valores das taxas de troca volumétrica utilizadas ao longo da pesquisa (5 e 10%), que levaram a unidade piloto a operar sob elevado tempo de detenção hidráulica (40 e 80 horas). Tais condições podem ter contribuído para a manutenção da elevada eficiência de remoção observada.

Remoção de nitrogênio

Na Tabela 4 são apresentadas as concentrações médias de nitrogênio amoniacal (N-NH_4^+) no afluente e efluente do BRMBS.

Nota-se que o BRMBS apresentou elevado desempenho quanto à remoção de nitrogênio amoniacal, alcançando eficiência média de 99,3%, com concentrações máxima e mínima no permeado de 2,74 e $0,11 \text{ mg.L}^{-1}$.

Os valores médios de pH do licor misto, de $8,5 \pm 0,1$ e $8,2 \pm 0,1$ para as fases anóxica e aeróbia, respectivamente (Tabela 5), sugerem que a maior parte do nitrogênio amoniacal apresentou-se durante o tratamento na forma de cátion amônio (NH_4^+), dado que a presença majoritária de amônia (NH_3) ocorre a um pH maior que 9,25 (BENJAMIN, 2002). Esse fato descarta virtualmente a possibilidade de uma remoção de nitrogênio amoniacal via volatilização da amônia, sugerindo que o processo de nitrificação foi o principal mecanismo de remoção de nitrogênio amoniacal. Gray (2004) acrescenta que a nitrificação é favorecida por condições levemente alcalinas, com um valor ótimo de pH entre 8,0 e 8,4, o que reforça a ideia de que o processo de nitrificação foi o mecanismo responsável pela manutenção das baixas concentrações de N-NH_4^+ no permeado (WAN *et al.*, 2011). Nesse sentido, cabe também destacar que a temperatura no reator durante os 241 dias de monitoramento, compreendida entre $10,4$ e $27,2 \text{ }^\circ\text{C}$, com média de $20,4 \pm 3,6 \text{ }^\circ\text{C}$, esteve em uma faixa adequada para o desenvolvimento de bactérias

nitrificantes (BITTON, 2005). Por fim, destaca-se ainda que a concentração de oxigênio dissolvido esteve em média em $7,7 \text{ mg.L}^{-1}$ ao final da etapa aeróbia, favorecendo a ocorrência do processo nitrificação.

Na Figura 7, pode-se acompanhar a variação nas concentrações de N-NH_4^+ no efluente tratado de acordo com a respectiva carga nitrogenada volumétrica aplicada (CNV).

O aumento da CNV de $45 \text{ gN-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$ para $90 \text{ gN-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$, promovido entre os dias 158 e 214 devido ao incremento da vazão, refletiu em ligeiro aumento nas concentrações de N-NH_4^+ nas amostras do permeado. No entanto, mesmo sob condições de CNV mais elevada, as concentrações de N-NH_4^+ observadas no efluente mantiveram-se sempre abaixo de 3 mg.L^{-1} . Resultados semelhantes foram obtidos por Lee *et al.* (2010), que encontraram concentrações de N-NH_4^+ também abaixo de 3 mg.L^{-1} em amostras do permeado, com CNV aplicada de até $400 \text{ gN-NH}_4^+ \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$. Segundo esses autores, a completa retenção das bactérias nitrificantes pelas membranas, como *Nitrospira sp* e *Nitrosomonas sp*, resulta em uma maior densidade desses micro-organismos no licor misto, e possibilita a completa oxidação do nitrogênio amoniacal a íons nitrato, explicando em parte a elevada remoção de nitrogênio amoniacal usualmente observada em BRM.

Tabela 4 – Resultados do monitoramento de N-NH_4^+ em relação ao afluente e efluente.

	Unidade	Média	Máx	Mín
Afluente	mg.L^{-1}	147,9	155,3	130,0
Efluente	mg.L^{-1}	0,97	2,74	0,11
Eficiência	%	99,3	99,9	98,1

Mín: mínimo; Máx: máximo.

Tabela 5 – Valores médios de OD, pH e temperatura no licor misto do biorreator à membrana em batelada sequencial.

	Final da fase anóxica	Final da fase aeróbia
OD (mg.L^{-1})	$0,01 \pm 0,08$	$7,7 \pm 0,7$
pH	$8,5 \pm 0,1$	$8,2 \pm 0,1$
Temp. ($^\circ\text{C}$)	$20,4 \pm 3,6$	

OD: oxigênio dissolvido; temp.: temperatura.

Tabela 6 – Nitrogênio total afluente e efluente e respectivas eficiências de remoção.

	Unidade	Mín	Máx	Média	Desvio
Afluente	mg.L^{-1}	130,8	155,3	147,9	4,9
Efluente	mg.L^{-1}	3,1	14,5	6,1	2,3
Eficiência	%	90	98	96	1,5

Mín: mínimo; Máx: máximo.

A Tabela 6 apresenta as concentrações de nitrogênio total ($\text{N-NH}_4^+ + \text{N-NO}_2^- + \text{N-NO}_3^-$) referentes ao afluente e ao efluente, bem como seu respectivo percentual de remoção.

Percebe-se que o BRMBS alcançou também elevada eficiência na remoção desse parâmetro, com média de 96% e concentração no efluente sempre abaixo de 15 mg.L^{-1} . Tais resultados indicam que a unidade piloto foi capaz de realizar também o processo de desnitrificação. Para tal, a existência da etapa anóxica no ciclo operacional do reator mostrou-se de grande importância,

favorecendo a remoção de nitrato, conforme é possível acompanhar pela Figura 8, e contribuindo para o bom desempenho do reator na remoção de nitrogênio total.

Remoção de fósforo

O perfil da remoção de P-PO_4^{3-} e suas respectivas concentrações no afluente e efluente ao longo dos 241 dias de operação são apresentados na Figura 9.

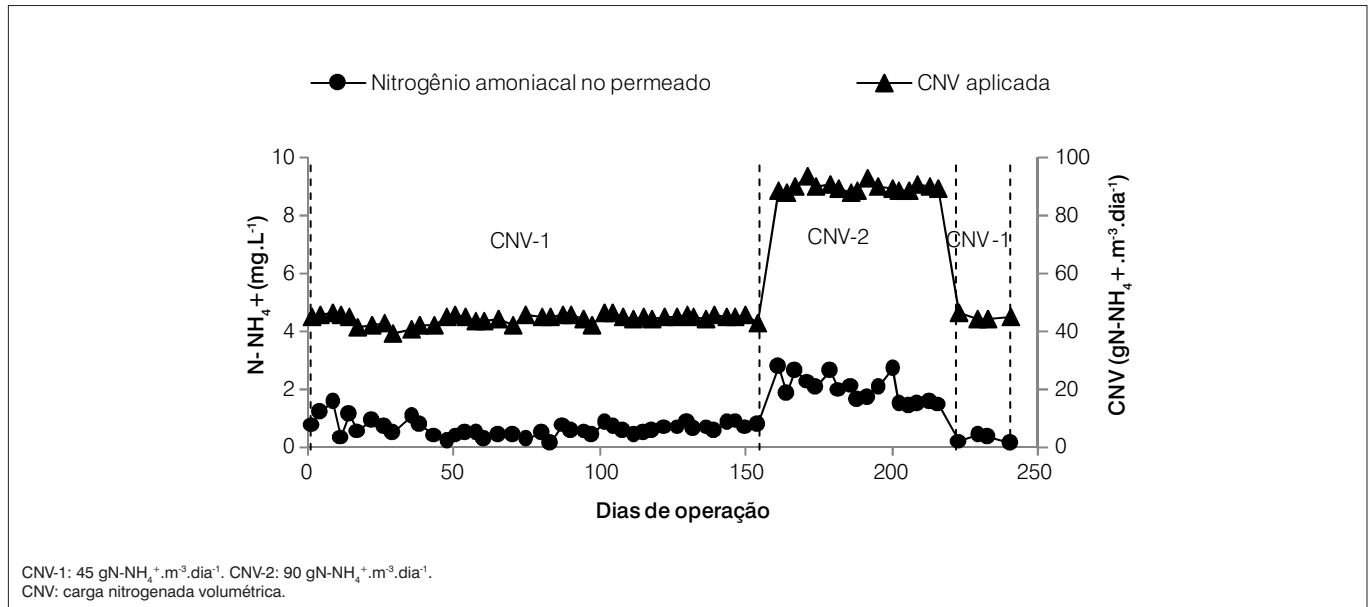


Figura 7 – Concentração de N-NH_4^+ no permeado em função da carga nitrogenada volumétrica (CNV) aplicada.

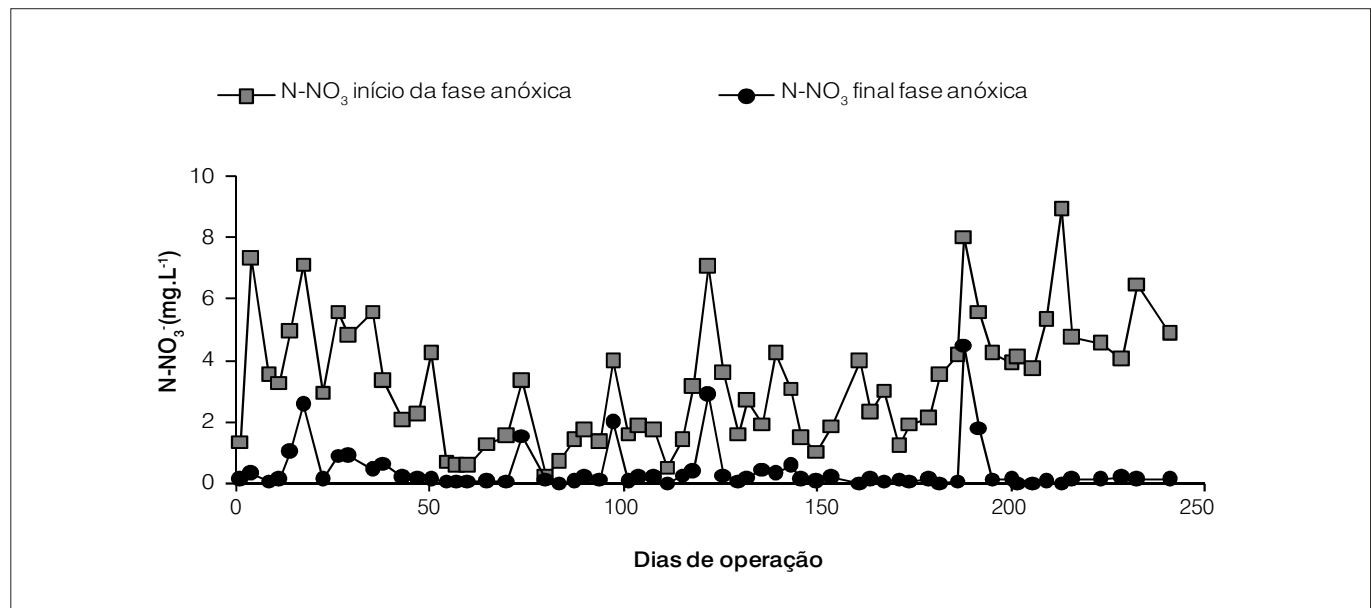


Figura 8 – N-NO_3^- no licor misto no início e no final da fase anóxica.

Foram verificadas grandes oscilações nas concentrações de $P-PO_4^{3-}$ no efluente tratado, sobretudo nos primeiros 120 dias. Observa-se inclusive que entre os dias 10 e 34 ocorreram situações em que a concentração de $PO_4^{3-}-P$ no permeado superou o valor de entrada, indicando um possível acúmulo de fósforo dentro do reator.

Devido à instabilidade observada, decidiu-se reduzir a concentração de $P-PO_4^{3-}$ no afluente naquele período em que o fluxo de filtração foi elevado para $11,1 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ (entre os dias 158 e 213), e não aumentar a carga de fósforo aplicada ao reator, conforme realizado para a carga orgânica e CNV aplicada. Nota-se que, a partir de então, o sistema passou a apresentar maior estabilidade na remoção de fósforo, sendo observadas eficiências de remoção mais elevadas, com média de 74%, e menores concentrações no permeado, com valor médio de $4,5 \text{ mg.L}^{-1}$. É importante destacar que mesmo quando a concentração de $P-PO_4^{3-}$ no afluente foi retornada ao valor inicial (entre os dias 214 e 241), o sistema continuou a desempenhar eficiente remoção de fósforo, apresentando inclusive eficiências acima de 90%.

Kortstee *et al.* (1994) *apud* Dabert *et al.* (2001) comentam que a biomassa responsável pela remoção de $P-PO_4^{3-}$ dos esgotos, referenciada na literatura como organismos acumuladores de fósforo (OAP), requer um período de 40 a 100 dias para se aclimatar e, a partir de então, passar a acumular maiores quantidades de fosfato em suas células. Tal condição sugere que a melhoria na remoção de $P-PO_4^{3-}$ observada ao longo desta pesquisa pode estar associada a uma biomassa mais aclimatada, em

que os OAP estão mais capacitados a acumular quantidades em excesso de fosfato.

O bom rendimento na remoção de fósforo usualmente observado em BRM pode ser atribuído ao melhor desenvolvimento dos OAP nesses reatores (MONCLÚS *et al.*, 2010). O crescimento dos OAP é favorecido em BRM devido às vantagens competitivas desses micro-organismos para sobreviver em condições de baixa relação alimento/micro-organismos (YILMAZ *et al.*, 2008), característica da operação de BRM. Não obstante, vale ressaltar que a completa retenção de sólidos em suspensão observada em BRM possibilita a total remoção de fósforo em sua forma particulada, usualmente presente no esgoto sanitário, garantindo assim menores concentrações de fósforo total no efluente tratado, quando comparado ao sistema de lodos ativados (MONTI *et al.*, 2006).

Metcalf e Eddy (2003) reportam que a concentração de DQO solúvel no reator também pode afetar o desempenho da remoção biológica de fósforo. De acordo com Chuang *et al.* (2011), isso se deve ao fato de os OAP serem de natureza heterotrófica e necessitarem, então, de uma quantidade suficiente de carbono orgânico para realizar eficiente remoção deste nutriente.

Conforme pode-se acompanhar pela Figura 10, a remoção de $P-PO_4^{3-}$ apresentou, de fato, uma tendência de melhora com o aumento da DQO solúvel (DQOs) no licor misto. Apesar de se situar em uma faixa baixa ($45 \text{ a } 150 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$), percebe-se que o aumento da DQOs é acompanhado por uma redução nas concentrações de $P-PO_4^{3-}$ no permeado, indicando que o teor

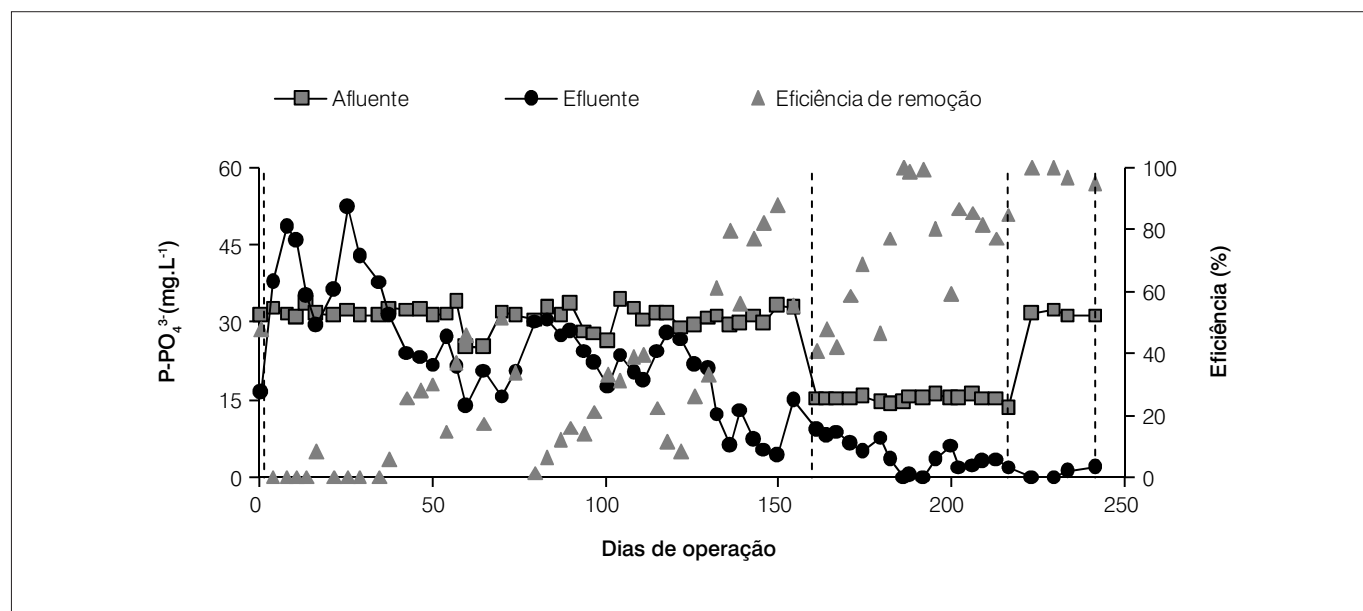


Figura 9 – Concentrações de $P-PO_4^{3-}$ afluente e efluente e respectivas eficiências de remoção.

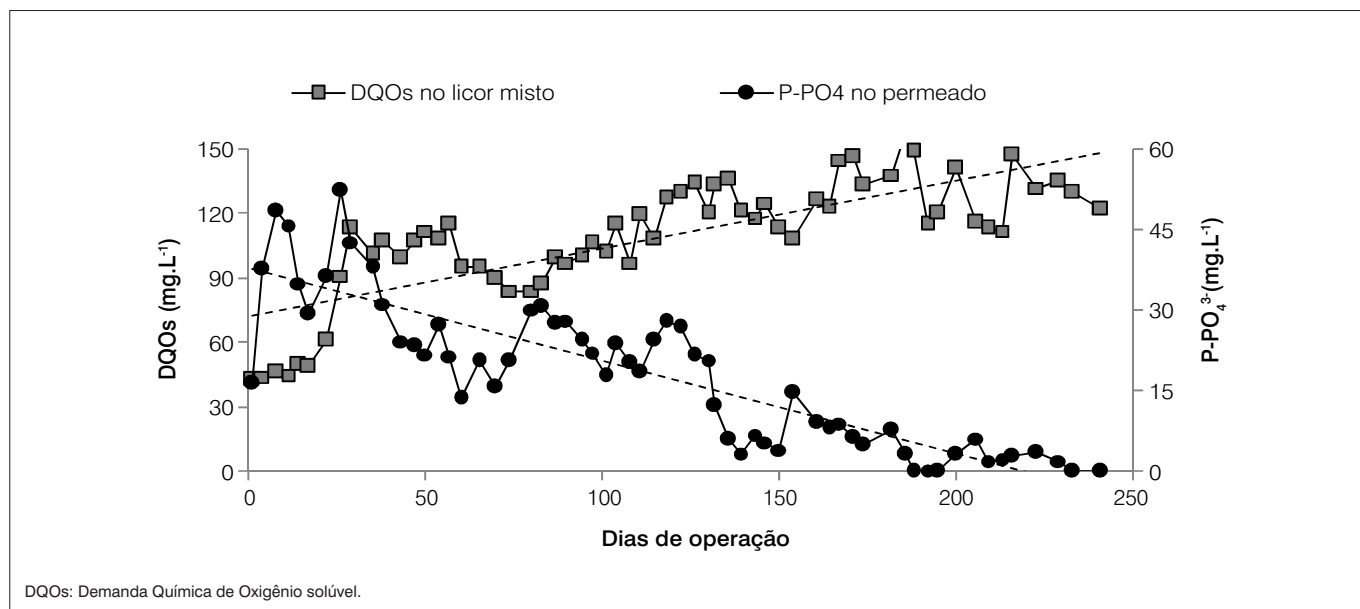


Figura 10 – Concentração de $P-PO_4^{3-}$ no permeado e respectivos valores de DQO solúvel no licor misto ao final da alimentação do reator.

de matéria orgânica disponível aos micro-organismos é determinante para o bom rendimento da remoção biológica de fósforo. Ressalta-se que a baixa faixa de DQOs verificada no licor misto está associada às taxas de troca volumétrica utilizadas (5 e 10%).

Conclusões

O BRM operado em regime de batelada sequencial se mostrou capaz de promover efetiva nitrificação e desnitrificação, com concentração de N-total no permeado abaixo de 15 mg.L^{-1} e eficiência média de remoção de 96%. O reator apresentou excelentes resultados na remoção de DQO, com valores desse parâmetro no efluente sempre abaixo de $20 \text{ mg O}_2.\text{L}^{-1}$ e a eficiência de remoção

sempre acima de 99%. Quanto ao $P-PO_4^{3-}$, verificou-se inicialmente uma operação instável. No entanto, uma tendência de melhora na remoção do $P-PO_4^{3-}$ foi verificada ao longo do monitoramento, resultando em maior estabilidade nesse processo, em que se observaram eficiências de remoção mais elevadas com valores inclusive acima de 90% entre os dias 214 e 241.

A utilização do fluxo de permeação de $5,55 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ proporcionou uma operação estável ao BRMBS no que se refere à PTM, tendo sido atingido o valor limite de 0,7 bar apenas uma vez em 181 dias de operação. A operação do BRMBS, em condições de fluxo crítico, levou a sucessivos episódios de colmatação da membrana. O contínuo crescimento do teor de sólidos do licor misto não resultou em aumento significativo da PTM.

Referências

APHA; AWWA; WEF. *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 21th ed. Washington, DC: APHA, AWWA, WEF, 2005.

BACCHIN, P.; AIMAR, P.; FIELD, R.W. (2006) Critical and sustainable fluxes: theory, experiments and applications. *Journal of Membrane Science*, v. 281, n.1-6, p. 42-69.

BAE, T.H.; HAN, S.S.; TAK, T.M. (2003) Membrane sequencing batch reactor system for the treatment of dairy industry wastewater. *Process Biochemistry*, v. 39, n. 2, p. 221-/231.

BENJAMIN, M.M. (2002) *Water chemistry*. New York, NY: McGraw-Hill.

- BITTON, G. (2005) *Wastewater microbiology*. 3th edition. Gainesville, Florida: Wiley.
- BROWN, P.; ONG, S.K.; LEE, Y. W. (2011) Influence of anoxic and anaerobic hydraulic retention time on biological nitrogen and phosphorus removal in a membrane bioreactor. *Desalination*, v. 270, n. 1-3, p. 227-232.
- CHANG, S.; KIM, S.N. (2005) Wastewater treatment using membrane filtration – effect of biosolids concentration on cake resistance. *Process Biochemistry*, v. 40, n. 3-4, p. 1307-1314.
- CHUANG, S.H.; CHANG, W.C.; HUANG, Y.H. *et al.* (2011) Effects of different carbon supplements on phosphorus removal in low C/P ratio industrial wastewater. *Bioresource Technology*, v. 102, n. 9, p. 5461-5465.
- DABERT, P.; FLEURAT, A.L.; MOUNIER, E. *et al.* (2001) Monitoring of the microbial community of a sequencing batch reactor bioaugmented to improve its phosphorus removal capabilities. *Water Science and Technology*, v. 43, n. 3, p. 1-8.
- DONG, B.; JIANG, S. (2009) Characteristics and behaviors of soluble microbial products in sequencing batch membrane bioreactors at various sludge retention times. *Desalination*, v. 243, n. 1-3, p. 240-250.
- FIELD, R.W.; WU, D.; HOWELL, J.A. *et al.* (1995) Critical flux concept for microfiltration fouling. *Journal of Membrane Science*, v. 100, n. 3, p. 259-272.
- GRAY, N.F. (2004) *Biology of wastewater treatment*. 2nd ed. London: Imperial College Press.
- HARPER, W.F.; BERNHARDT, M.; NEWFIELD, C. (2006) Membrane bioreactor biomass characteristics and microbial yield at very low mean cell residence time. *Water SA*, v. 32, n. 2, p. 193-198.
- JUDD, S. (2006) *The MBR Book: principles and applications of membrane bioreactors in water and wastewater treatment*. Oxford, UK: Elsevier.
- KANG, I.J.; LEE, C.H.; KIM, K.J. *et al.* (2003) Characteristics of microfiltration membranes in a membrane coupled sequencing batch reactor system. *Water Research*, v. 37, n. 5, p. 1192-1197.
- KIM, H.S.; SEO, S.I.; KIM, Y.K. *et al.* (2007) Full-scale study on dynamic state membrane bio-reactor with modified intermittent aeration. *Desalination*, v. 202, n. 1-3, p. 99-105.
- KIM, J.Y.; CHANG, I.S.; PARK, H.H. *et al.* (2008) New configuration of a membrane bioreactor for effective control of membrane fouling and nutrients removal in wastewater treatment. *Desalination*, v. 230, n. 1-3, p. 153-161.
- KORTSTEE, G. J.; APPELDOORN, K. J.; BONTING, C. F. *et al.* (1994) Biology of polyphosphate accumulating bacteria involved in enhanced biological phosphorus removal. *Microbiology Reviews*, v. 15, n. 2-3, p. 137-153, .
- LEE, W.S.; HONG, S.H.; CHUNG, J.S. *et al.* (2010) Comparison of the operational characteristics between a nitrifying membrane bioreactor and a pre-denitrification membrane bioreactor process. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, v. 16, n.4, p. 546-550.
- LOUSADA-FERREIRA, M.; GEILVOET, S.; MOREAU, A. *et al.* (2010) MLSS concentration: Still a poorly understood parameter in MBR filterability. *Desalination*, v. 250, n. 2, p. 618-622.
- McADAM, E.; JUDD, S.; GILDEMEISTER, R. *et al.* (2005) Critical analysis of submerged membrane sequencing batch reactor operating conditions, *Water Research*, v. 39, n. 16, p. 4001-4019.
- MELIN, T.; JEFFERSON, B.; BIXIO, D. *et al.* (2006) Membrane bioreactor technology for wastewater treatment and reuse. *Desalination*, v. 187, n. 1-3, p. 271-282.
- MENG, F.; CHAE, S.R.; DREWS, A. *et al.* (2009) Recent advances in membrane bioreactors (MBRs): Membrane fouling and membrane material. *Water Research*, v. 43, n. 6, p. 1489-1512.
- METCALF & EDDY. (2003) *Wastewater engineering: Treatment and reuse*, 4th edition. McGraw-Hill, New York.
- MONCLÚS, H.; SIPMA, J.; FERRERO, G. *et al.* (2010) Biological nutrient removal in an MBR treating municipal wastewater with special focus on biological phosphorus removal. *Bioresource Technology*, v. 101, n. 11, p. 3984-3991.
- MONTI, A.; HALL, E.R.; DAWSON, R.N. *et al.* (2006) Comparative study of biological nutrient removal (BNR) processes with sedimentation and membrane-based separation. *Biotechnology and Bioengineering*. v. 94, n. 4, p. 740-752.
- MORAVIA, W.G.; LANGE, L.C.; AMARAL, M.C.S. (2011) Avaliação da microfiltração para remoção do lodo gerado no processo oxidativo avançado empregando o reagente de Fenton no tratamento de lixiviado de aterro sanitário. *Engenharia Sanitária Ambiental*, v. 16, n. 4, p. 379-386.
- PROVENZI, G.T. (2005) *Biorreator à membrana submersa para tratamento biológico de efluentes: estudos hidrodinâmicos e físico-químicos no controle da colmatação*. 2005. 170 p. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis.
- SANTOS, A.; MA, W.; JUDD, S. (2011) Membrane bioreactors: two decades of research and implementation. *Desalination*, v. 273, n. 1, p. 148-154.
- SCHEUMANN, R.; KRAUME, M. (2009) Influence of hydraulic retention time on the operation of a submerged membrane sequencing batch reactor (SM-SBR) for the treatment of greywater. *Desalination*, v. 246, n. 1-3, p. 444-451.
- SUN, D.D.; HAY, C.T.; KHOR, S.L. (2006) Effects of hydraulic retention time on behavior of start-up submerged membrane bioreactor with prolonged sludge retention time. *Desalination*, v. 195, n. 1-3, p. 209-225.
- TERADA, A.; YAMAMOTO, T.; TSUNEDA, S. *et al.* (2006) Sequencing batch membrane biofilm reactor for simultaneous nitrogen and phosphorus removal: novel application of membrane-aerated biofilm. *Biotechnology and Bioengineering*, v. 94, n. 4, p. 730-739.
- YANG, S.; YANG, F.; FU, Z. *et al.* (2010) Simultaneous nitrogen and

phosphorus removal by a novel sequencing batch moving bed membrane bioreactor for wastewater treatment. *Journal of Hazardous Materials*, v. 175, n. 1-3, p. 551-557.

YILMAZ, G.; LEMAIRE, R.; KELLER, J. *et al.* (2008) Effectiveness of an alternating aerobic, anoxic/anaerobic strategy for maintaining biomass activity of BNR sludge during long-term starvation, *Water Research*, v. 41, n. 12, p. 2590-2598.

ZHANG, H.M.; XIAO, J.N.; CHENG, Y.J. *et al.* (2006) Comparison between a sequencing batch membrane bioreactor and a conventional membrane bioreactor. *Process Biochemistry*, v. 41, n. 1, p. 87-95.

WAN, C.Y.; DE WEVER, H.; DIELS, L. *et al.* (2011) Biodiversity and population dynamics of microorganisms in a full-scale membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. *Water Research*, v. 45, n. 3, p. 1129-1138.