

Avaliação da remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada de águas residuárias em biorreator de membranas

Evaluation of carbonaceous organic matter and nitrogen removal of wastewater in membrane bioreactor

Luiz Fernando Bezerra

Mestre em Engenharia Civil pela Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira da Universidade Estadual Paulista "Júlio de Mesquita Filho" (FEIS/Unesp).
Consultor Técnico da Nalco Brasil Ltda.

Tsunao Matsumoto

Doutor em Hidráulica e Saneamento pela Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo (EESC/USP).
Professor Adjunto do Departamento de Engenharia Civil da FEIS/Unesp

Resumo

O presente trabalho objetivou a avaliação da remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada, bem como a determinação do fluxo crítico, em biorreator de membranas, com zona pré-anóxica, tratando águas residuárias industriais da produção de aminoácidos. O reator foi operado sob carga orgânica volumétrica de 1,91 kg.DQO.m⁻³.d⁻¹ e 0,18 kg.NTK.m⁻³.d⁻¹; a recirculação do reator aeróbio para o reator anóxico foi de quatro vezes a vazão afluente. O reator apresentou médias de remoção de DQO, NTK e NT de 97, 98 e 92%, respectivamente. O sistema de ultrafiltração foi testado em vários fluxos entre 25 e 37 L.m⁻².h⁻¹ e determinou-se o fluxo crítico de 28 L.m⁻².h⁻¹ quando operado com 11,4 g.L⁻¹ de SST e 35 dias de tempo de retenção celular. Os resultados mostraram que houve viabilidade técnica no uso de biorreator de membranas para remoção de matéria orgânica de águas residuárias industriais da produção de aminoácidos.

Palavras-chave: biorreator de membranas; ultrafiltração; fluxo crítico; remoção de nitrogênio.

Abstract

This study aimed to evaluate the carbonaceous organic matter and nitrogen removal as well as the determination of critical flux in membrane bioreactor, with pre-anoxic zone, treating industrial wastewater of amino acids production. The reactor was operated under organic loading rate of 1.91 kgDQO.m⁻³.day⁻¹ and 0.18 kgNTK.m⁻³.day⁻¹, the recirculation from aerobic reactor to anoxic reactor was four times the influent flow rate. The system showed an average removal of COD, TKN and TN of 97, 98 and 92%, respectively. The ultrafiltration system was tested at various fluxes between 25 and 37 L.m⁻².h⁻¹, to determine the critical flux of 28 L.m⁻².h⁻¹ operating at 11.4 g.L⁻¹ of TSS and 35 days of sludge retention time. The results showed the technical feasibility of using membrane bioreactor to remove organic matter from industrial wastewater of amino acids production.

Keywords: membrane bioreactor; ultrafiltration; critical flux; nitrogen removal.

Introdução

A remoção de matéria carbonácea em águas residuárias continua sendo uma exigência, mas o controle no descarte de nutrientes para o meio ambiente tem ganhado importância nessa última década no Brasil. Novas tecnologias estão sendo desenvolvidas para alcançar os requisitos cada vez mais restritivos para o descarte de nutrientes (nitrogênio e fósforo) e micropoluentes que causam impactos negativos, como a eutrofização e a deterioração da qualidade de água nos corpos receptores (CAGATAYHAN, 2008).

Especificamente para o caso de sistemas de lodo ativado, uma série de variações sistêmicas foi desenvolvida com vistas à remoção biológica de material nitrogenado que, com a introdução de zonas anóxicas, promove a redução do N-NO_3^- , produzido aerobiamente, como aceptor de elétrons para a estabilização da matéria orgânica, no lugar do oxigênio molecular (WEF, 2005).

Os processos biológicos de remoção de nutrientes aplicam várias combinações entre sistemas anaeróbios, anóxicos e aeróbios para remover nutriente, e por isso requerem grandes áreas para implantação. Alguns desses processos incluem os sistemas A^2O (do inglês *Anaerobic/Anoxic/Oxic* – Anaeróbio/Anóxico/Aeróbio) e o Bardenpho de quatro estágios (Anóxico/Aeróbio/Anóxico 2/Re-aeração) (METCALF & EDDY, 2003).

O biorreator de membranas (MBR), que combina o tradicional processo de lodo ativado com filtração por membranas, tem alta eficiência de separação líquido-sólido e produz efluente tratado de alta qualidade no tratamento de águas residuárias. Vantagens adicionais incluem a baixa área de ocupação, a resistência robusta às variações de carga do afluente, a reduzida produção de lodo e a possibilidade de projeto modular (MENG *et al.*, 2009).

Entretanto, os custos de implantação e operação do MBR constituem um dos mais críticos obstáculos para disseminação dessa tecnologia. A maior parte dos custos operacionais se relaciona à alta demanda energética para aeração do sistema de filtração e do reator aeróbio que opera com altas concentrações de biomassa (NYWENING E ZHOU, 2009).

Ersu *et al.* (2008) estudaram a remoção de material carbonáceo e nitrogenado tratando esgoto doméstico sintético contendo demanda química de oxigênio (DQO) média de 510 mg.L^{-1} , $42,6 \text{ mg.L}^{-1}$ de nitrogênio total (NT) e $11,4 \text{ mg.L}^{-1}$ de fósforo total (PT) em um MBR submerso de placa plana em escala de laboratório composto de dois compartimentos: um anóxico e um aeróbio, onde estavam as membranas. O melhor resultado se deu com recirculação de 100% de lodo e 100% de permeado, em relação à vazão afluente, apresentando resultados de 93,2, 76,3 e 58,7% de remoção de DQO, NT e PT, respectivamente. O reator operou com relação alimento por micro-organismo (A/M) de 0,11 a $0,22 \text{ kg DQO.kgSSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$ e carga orgânica volumétrica (COV) de 0,46 a $0,91 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$. A relação alimento por micro-organismo relaciona a quantidade de matéria orgânica

disponível como alimento para o consórcio de micro-organismos contido nos reatores.

Zoh e Strenstrom (2002) propuseram um MBR externo com membranas cerâmicas em escala de bancada tratando água residuária sintética da indústria de explosivos, contendo DQO de 357 mg.L^{-1} e 174 mg.L^{-1} de NT, nas formas de N-NO_2^- e N-NO_3^- ; operando apenas com um reator anóxico ($1,2\text{L}$) atingiu 97% de remoção de DQO e 66% de remoção de NT. O reator operou com $1,82 \text{ kg DQO.kgSSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$ de relação A/M e $0,50 \text{ kgNT.kgSSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$ de relação N/M. A COV máxima foi de $0,72 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

Em outro trabalho, Chen *et al.* (2003) estudaram a remoção de DQO e nitrogênio de água residuária de indústria EPTO (*electronics and photonics technology office*) em um sistema MBR. A planta piloto consistia em um sistema de lodo ativado pré-anóxico com a etapa de separação sólido/líquido sendo promovida por um sistema de ultra-filtração submersa. As eficiências alcançadas na remoção de DQO, nitrogênio total Kjeldahl (NTK) e NT foram de 94, 90 e 75%, respectivamente, com tempo de retenção hidráulica de 1,7 dia e razão de recirculação de nitratos igual a 3. A concentração de SST no tanque de aeração foi de 8 g.L^{-1} em média.

O bom funcionamento do MBR não se resume apenas ao controle do reator biológico, mas de igual importância é a operação do sistema de membranas dentro de condições específicas, que vão determinar altas produções de permeado com a qualidade desejada com o mínimo de limpezas químicas. O conhecimento do fluxo crítico é condição indispensável para se demonstrar a viabilidade técnica da aplicabilidade do MBR no tratamento de uma determinada água residuária.

Segundo Bachim *et al.* (2006), o conceito de fluxo crítico pode ser definido como o primeiro fluxo de permeado no qual a deposição (*fouling*) irreversível aparece na superfície da membrana.

A medida experimental do fluxo crítico pode ser realizada impondo-se um fluxo fixo no sistema de filtração e medindo-se a pressão transmembrana (TMP) ou pela imposição de uma TMP fixa acompanhada da medição na queda do fluxo. Porém, devido às características de forte tendência de deposição que a suspensão de lodo biológico possui, segundo Judd (2006), o melhor método para essa investigação é manter um determinado fluxo e se monitorar a variação da TMP ao longo do tempo.

Guglielmi *et al.* (2007), tratando esgoto municipal em MBR submerso e testando fluxos que variavam de 17 a $30 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, em ensaios de longo prazo de operação, encontraram fluxo crítico de $28 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$. O reator foi operado com concentrações de sólidos de $7,7 \text{ g.L}^{-1}$ com tempo de retenção celular de 20 dias.

Le Clech *et al.* (2006), tratando esgoto sanitário em um MBR de fibras ocas submerso, encontraram fluxos críticos de 10 e $18 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, respectivamente, para o esgoto real e sintético. O reator operou com concentração de SST no tanque de aeração de 3 g.L^{-1} para ambas as alimentações. Não houve descarte de lodo durante os ensaios.

Yuan *et al.* (2010) encontraram fluxo crítico de $30 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ quando operaram MBR submerso com membranas de fibra oca tratando esgoto sintético. O material das membranas foi fibra de vidro com diâmetro de poro de 1 mm. O reator operou com concentrações de sólidos de 8 g.L^{-1} .

Na presente pesquisa, objetivou-se avaliar o desempenho do MBR, quanto aos fluxos de filtração, para o tratamento de água residuária industrial da fabricação de aminoácidos visando à remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada. Para atingir o objetivo geral proposto, estabeleceram-se os seguintes objetivos específicos: avaliação do desempenho do sistema de membranas de ultrafiltração, determinação do fluxo crítico e avaliação do tratamento biológico quanto à remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada.

Material e métodos

O presente estudo foi conduzido em um sistema piloto de MBR externas, com duas câmaras (uma anóxica e outra aeróbia), para a avaliação da remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada tratando água residuária industrial de uma fábrica de aminoácidos no interior do Estado de São Paulo.

O protótipo piloto foi operado por 63 dias, entre 15 de julho a 15 de setembro de 2009, e o estudo foi dividido em duas etapas: a primeira de testes preliminares e a segunda de operação normal, na qual foram avaliados os fluxos e as remoções do sistema biológico. A configuração do protótipo piloto de MBR é apresentada na Figura 1.

Neste artigo não são apresentados os dados da fase preliminar por se tratar de um período de ajustes.

O protótipo piloto, como mostrado na Figura 1, era composto de:

1. um pré-filtro, tipo cesto, de $500 \mu\text{m}$;
2. um tanque de equalização de 1.000 L;
3. uma bomba helicoidal de alimentação do sistema biológico de 200 L.h^{-1} ;
4. um tanque anóxico de 600 L com agitador tipo turbina de três pás com potência de 745 W (1 cv);
5. um tanque aeróbio com 2.000 L;
6. uma bomba helicoidal de recirculação de nitratos de 1.000 L.h^{-1} ;
7. um sistema de aeração composto por um soprador tipo *roots*, trilobular, com potência de 2.982 W (4 cv), com vazão máxima de $120 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}$, e sistema de distribuição (instado no fundo do tanque aeróbio) composto por dez difusores de membrana tubulares de 85 mm de diâmetro por 1.000 mm de comprimento;
8. um pré-filtro, tipo cesto, de $500 \mu\text{m}$;
9. uma bomba centrífuga de circulação do sistema de ultrafiltração de $16 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$;
10. um sistema de ultrafiltração com dois módulos de membranas tubulares de 3" e 1.000 mm de comprimento. As fibras tubulares de poliéter sulfona (PES) tinham 5,2 mm de diâmetro e poros com diâmetros de 30 nm;
11. uma bomba helicoidal para retirada de permeado de 200 L.h^{-1} ;
12. um tanque de permeado de 1.000 L;
13. uma bomba centrífuga para retrolavagem de 1.100 L.h^{-1} ;

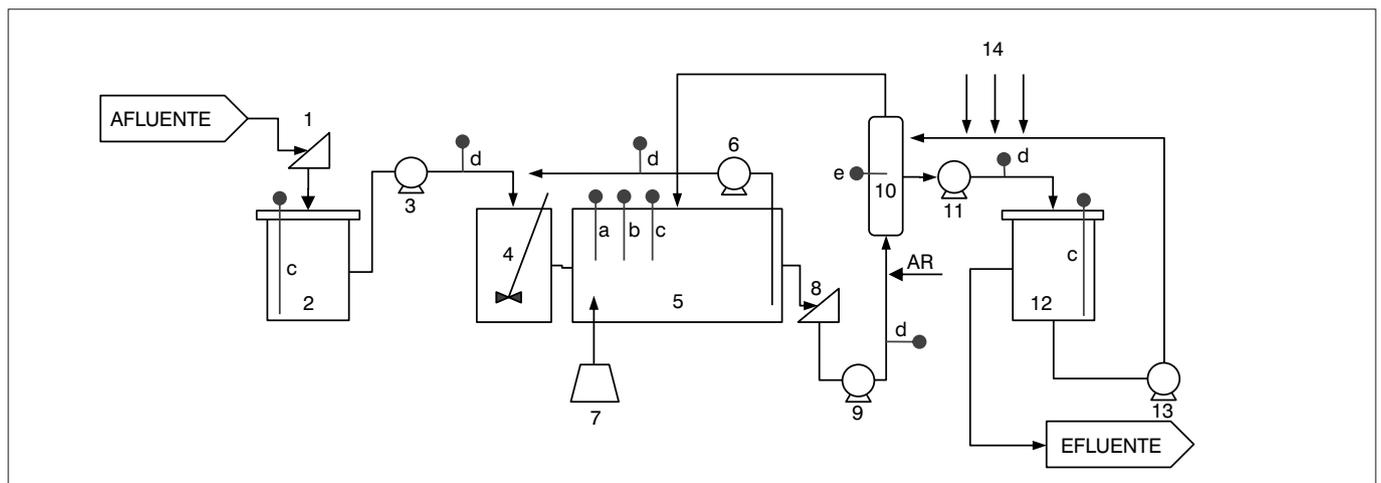


Figura 1 – Fluxograma do protótipo piloto de biorreator de membranas. 1: pré-filtro, tipo cesto, de $500 \mu\text{m}$; 2: tanque de equalização de 1.000 L; 3: bomba helicoidal de alimentação do sistema biológico de 200 L.h^{-1} ; 4: tanque anóxico de 600 L com agitador tipo turbina de três pás com potência de 745 W (1 cv); 5: tanque aeróbio com 2.000 L; 6: bomba helicoidal de recirculação de nitratos de 1.000 L.h^{-1} ; 7: sistema de aeração composto por um soprador tipo *roots*; 8: pré-filtro, tipo cesto, de $500 \mu\text{m}$; 9: bomba centrífuga de circulação do sistema de ultrafiltração de $16 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$; 10: sistema de ultrafiltração com dois módulos de membranas tubulares de 3" e 1.000 mm de comprimento; 11: bomba helicoidal para retirada de permeado de 200 L.h^{-1} ; 12: tanque de permeado de 1.000 L; 13: bomba centrífuga para retrolavagem de 1.100 L.h^{-1} ; 14: três conjuntos de bombas dosadoras e tanque de estoque de 50 L para dosagem de hidróxido de sódio, ácido cítrico e hipoclorito de sódio com capacidade de 2, 5 e 20 L.h^{-1} , respectivamente; (a) sensor de pH; (b) sensor de oxigênio dissolvido; (c) sensores de nível; (d) medidores de vazão eletromagnéticos; (e) medidor de pressão diferencial.

14. três conjuntos de bombas dosadoras e tanque de estoque de 50 L para dosagem de hidróxido de sódio, ácido cítrico e hipoclorito de sódio com capacidade de 2, 5 e 20 L.h⁻¹, respectivamente;
15. um conjunto de instrumentação composto por um sensor de pH (a), um sensor de oxigênio dissolvido (b), três sensores de nível (c), quatro medidores de vazão eletromagnéticos (d) e um medidor de pressão diferencial (e);
16. uma unidade de Controle Lógico Programável (CLP) Unitronics VR350-35-R34.

O protótipo piloto de MBR foi projetado para tratar água residuária da fabricação de aminoácidos a uma vazão de 85 a 170 L.h⁻¹. A partir do tanque de equalização, o afluente bruto era transferido para o tanque anóxico. A vazão de alimentação era controlada por meio de um medidor eletromagnético que ajustava automaticamente (pelo CLP) a rotação do motor da bomba de alimentação.

Após o tanque anóxico, a mistura era direcionada para o tanque aeróbio. Foram instalados, no tanque aeróbio, um sistema de distribuição de ar de bolhas finas, um sensor de pH e um sensor para medição do oxigênio dissolvido, ambos os sensores conectados ao CLP.

Do tanque de aeração, parte do efluente era circulado para o tanque anóxico a uma razão de uma a cinco vezes a vazão de alimentação para promover a desnitrificação.

Após o tanque de aeração o lodo circulava pela unidade de filtração, composta por dois módulos de membranas de ultrafiltração, na qual o lodo era separado do efluente tratado. O sistema de ultrafiltração era operado no modo de filtração tangencial de baixa pressão com inserção de ar durante a filtração (sistema *air-lift*). Durante cinco minutos, o sistema operava filtrando o lodo e, na sequência, realizava uma retrolavagem de dez segundos. Esse ciclo se repetia sucessivamente até a parada da unidade para a limpeza química. O efluente permeado produzido pelas membranas ficava estocado num tanque para ser usado na retrolavagem.

As medições dos parâmetros físico-químicos seguiram as recomendações do *Standards Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA *et al.*, 2005).

Operação do tratamento biológico

O sistema de tratamento biológico era controlado diariamente quanto à carga aplicada (carbonácea e nitrogenada), quanto à idade do lodo e quanto à carga volumétrica, bem como eram monitorados os parâmetros que determinavam a saúde da biomassa e o grau de eficiência na remoção dos poluentes alcançado pelo sistema.

Cálculo da carga volumétrica

A carga volumétrica é obtida dividindo-se a carga aplicada pelo volume do reator biológico, conforme Equações 1 e 2.

$$COV = \frac{C_{DQO}}{V} \quad \text{Equação 1}$$

$$CVN = \frac{C_{NTK}}{V} \quad \text{Equação 2}$$

Onde:

COV: carga orgânica volumétrica (kg DQO.m³.dia⁻¹);

CVN: carga volumétrica nitrogenada (kg NTK.m³.dia⁻¹);

C_{DQO}: carga aplicada (kg DQO.dia⁻¹);

C_{NTK}: carga aplicada (kg NTK.dia⁻¹);

V: volume do reator biológico (m³).

Cálculo da idade do lodo

Durante os ensaios, diariamente era descartada uma quantidade de lodo para se manter a concentração de sólidos suspensos totais em, no máximo, 12 g.L⁻¹ no reator biológico. No caso deste experimento, decidiu-se realizar o descarte direto do tanque de aeração. O cálculo da idade do lodo ou tempo de residência do lodo foi dado pela Equação 3.

$$\text{Idade do Lodo} = \frac{V}{Q_{ex}} \quad \text{Equação 3}$$

Onde:

V: volume do reator biológico (m³);

Q_{ex}: vazão de descarte de lodo (m³.dia⁻¹).

Cálculo da eficiência de remoção

Todos os dias foram calculadas as eficiências de remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada do sistema piloto. A eficiência de remoção foi calculada segundo a Equação 4

$$\text{Eficiência de Remoção (\%)} = \frac{S_0 - S}{S_0} \cdot 100\% \quad \text{Equação 4}$$

Onde:

S: DQO, DBO, concentração de NTK ou N-NH₄⁺ do efluente tratado;

S₀: DQO, DBO, concentração de NTK ou N-NH₄⁺ do afluente bruto.

Operação do sistema de ultrafiltração

O sistema de ultrafiltração, assim como o tratamento biológico, era diariamente monitorado quanto ao fluxo de permeado por meio das membranas, da TMP e da necessidade de limpeza química.

Cálculo do fluxo

O fluxo é definido como a vazão de permeado dividida pela área superficial total de membranas. O fluxo foi calculado por meio da Equação 5.

$$J = \frac{Q_p}{A_{sup}} \quad \text{Equação 5}$$

Onde:

J: fluxo (L.m⁻².h⁻¹);

Q_p: vazão de permeado (L.h⁻¹);

A_{sup}: área do sistema de membranas (m²).

TMP

É definida como a diferença entre a média da pressão de alimentação e do concentrado em relação à pressão de permeado. O modo de filtração tangencial de operação foi calculado pela Equação 6.

$$TMP = \left(\frac{P_A + P_C}{2} \right) - P_P \quad \text{Equação 6}$$

Onde:

TMP: pressão transmembrana (mbar);

P_A: pressão da alimentação (mbar);

P_C: pressão do concentrado (mbar);

P_P: pressão do permeado (mbar).

Determinação do fluxo crítico

O fluxo crítico foi determinado a partir dos ensaios de longo tempo de operação. A variação da taxa da TMP no tempo ($\Delta TMP/dt$) e cada fluxo testado foram relacionados num plano cartesiano, para se obter o fluxo crítico.

Para cada um dos ensaios, foi determinado o tempo sustentável (t_{sust}) de operação, ou seja, o tempo no qual a TMP apresenta súbito aumento, passando a apresentar perfil exponencial. Até esse período, não se observava a deposição (*fouling*) irreversível. Também foi ajustada uma curva de tendência exponencial (com o auxílio do *software* Excel®), de cada ensaio, para os períodos após o t_{sust} .

Por meio das curvas ajustadas para cada ensaio de longo tempo, é possível calcular, por extrapolação, o tempo necessário para se atingir determinado valor de TMP. No caso, simulou-se o tempo necessário para se atingir a TMP máxima de 450 mbar (t_{450}), que é indicativo de necessidade de limpeza química.

De posse dos tempos para atingir a TMP máxima, pode-se calcular a inclinação da reta, partindo da TMP inicial do ensaio até se atingir a TMP de 450 mbar. Essa inclinação é uma aproximação para a $\Delta TMP/dt$ e esta, quando relacionada com o respectivo fluxo testado, fornece indicação clara do fluxo crítico.

Para cada ensaio foi feita a extrapolação dos dados e o cálculo do tempo necessário para se realizar a limpeza química.

Resultados e discussão

Resultados do tratamento biológico

As Tabelas 1 e 2 apresentam os resultados médios para o afluente bruto, efluente tratado e as condições do reator.

Os valores descritos na Tabela 2 representam os valores médios para todo o período do teste, porém a DQO afluente apresentou grandes oscilações e, na média, esteve em 2.505 ± 520 mg.L⁻¹; em contrapartida, o MBR mostrou robustez, e a DQO efluente esteve, na média, em 59 ± 27 mg.L⁻¹, exceto no período entre os dias 53 e 59, devido às constantes paradas para limpeza química e a consequente queda na COV (COV = $0,63$ kgDQO.m⁻³.d⁻¹) – a DQO efluente

Tabela 1 – Condições operacionais durante os testes

Parâmetro	Condições operacionais			
	Média	Desvio padrão	Máximo	Mínimo
A/M (kgDQO.kgSSV ⁻¹ .dia ⁻¹)	0,170	± 0,040	0,227	0,054
N/M (kgNTK.kgSSV ⁻¹ .dia ⁻¹)	0,018	± 0,018	0,022	0,007
COV (kgDQO.m ⁻³ .dia ⁻¹)	1,91	± 0,28	2,17	0,63
CVN (kgNTK.m ⁻³ .dia ⁻¹)	0,18	± 0,03	0,26	0,07
Idade do lodo (dias)	35	± 0,0	35	35
Vazão de alimentação (L.h ⁻¹)	59	± 12	103	45
Temperatura (°C)	25	± 1,7	28	20
Sólidos suspensos totais (mg.SST.L ⁻¹)	11.407	± 765	13.420	9.700
Sólidos suspensos voláteis (mg.SSV.L ⁻¹)	10.641	± 741	12.800	9.300
Oxigênio dissolvido (mg.L⁻¹)				
Anóxico	0,1	± 0,1	0,5	0,0
Aeróbio	3,9	± 0,4	5,0	3,1

A/M: relação alimento/micro-organismo; N/M: relação nitrogênio/micro-organismos; COV: carga orgânica volumétrica; CVN: carga volumétrica nitrogenada.

Tabela 2 – Características do afluente e efluente durante os testes

Parâmetro	Características do afluente e efluente					
	Afluente			Efluente		
	Média	Máximo	Mínimo	Média	Máximo	Mínimo
DQO (mg.L ⁻¹)	2505 ± 520	3955	1540	59 ± 27	144	19
NTK (mg.L ⁻¹)	277 ± 57	461	156	3,7 ± 2,4	12	1,2
N-NH ₄ ⁺ (mg.L ⁻¹)	184 ± 53	268	52	0,6 ± 0,2	1,2	0,3
N-NO ₂ ⁻ (mg.L ⁻¹)	-	-	-	0,10 ± 0,20	1,0	0,0
N-NO ₃ ⁻ (mg.L ⁻¹)	-	-	-	17,8 ± 11,3	39,2	0,0
NT (mg.L ⁻¹)	277 ± 53	461	156	20,5 ± 11,6	44,3	3,3
SST (mg.L ⁻¹)	-	-	-	8 ± 3	18	3
SSV (mg.L ⁻¹)	-	-	-	5 ± 3	15	1
Eficiências de remoção (%)						
DQO	97,5 ± 1,5					
NTK	98,6 ± 0,8					
NT	92,1 ± 4,2					

DQO: demanda química de oxigênio; NTK: nitrogênio total Kjeldahl; NT: nitrogênio total; SST: sólidos suspensos totais; SSV: sólidos suspensos voláteis.

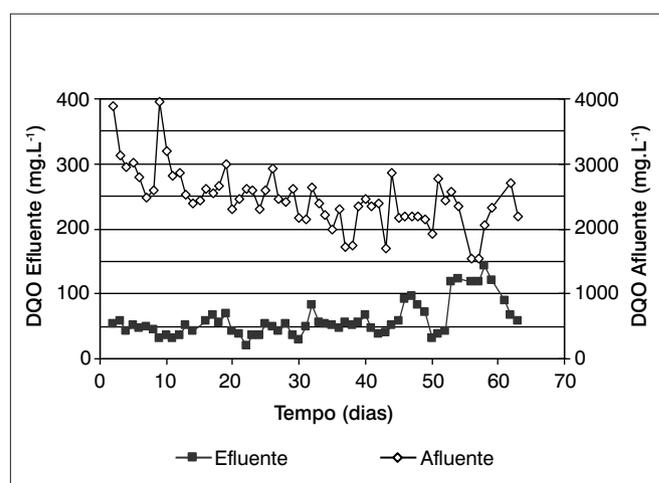
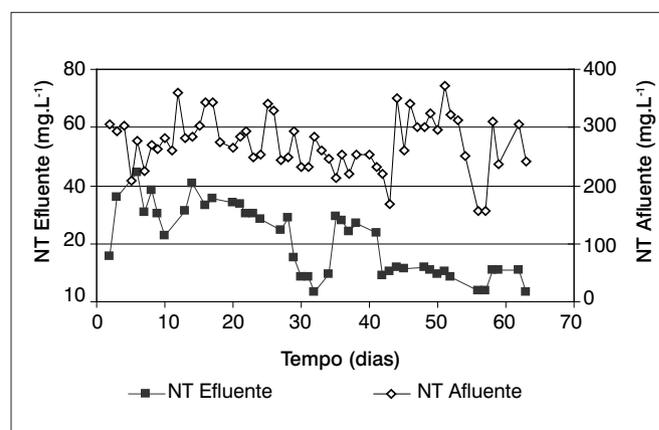
atingiu valores de 124 ± 10 mg.L⁻¹. Após a regularização da COV, a DQO voltou a patamares normais. A Figura 2 apresenta o perfil de DQO para o período de testes.

A concentração de NTK no afluente apresentou uma média de 277 ± 53 mg.L⁻¹, também bastante oscilante como a DQO, mas a atividade nitrificante desde o início da operação foi efetiva e a concentração de NTK no efluente tratado esteve em $3,7 \pm 2,4$ mg.L⁻¹. Nos primeiros dez dias, a concentração de NTK no afluente esteve em torno de $7,8 \pm 3,0$ mg.L⁻¹, provavelmente devido ao fato de o lodo não estar adaptado às condição de 35 dias de tempo de retenção celular impostas ao sistema.

O MBR apresentou boa atividade de nitrificação e isto foi comprovado pela baixa concentração de nitrogênio amoniacal no efluente tratado. A média de N-NH₄⁺ no efluente foi de $0,60 \pm 0,24$ mg.L⁻¹. A Figura 3 mostra o perfil de NT no afluente e efluente tratado.

A Figura 4 apresenta o perfil da remoção de DQO, NTK e NT, refletindo a remoção de material carbonáceo e nitrogenado (nas formas amoniacal, nitrito e nitrato). A variação na remoção de DQO entre os dias 53 a 59 reflete as variações na COV devido às paradas para realização de limpezas químicas, que foram diárias nesse período.

De forma geral os resultados alcançados são semelhantes aos encontrados em outros trabalhos com MBR, tal como os trabalhos de Zoh e Strenstrom (2002) e Chen *et al.* (2003), cujas eficiências de remoção de DQO e NTK são da mesma ordem de grandeza, ou seja, maior a 95% no caso da DQO ou entre 85 e 90% no caso do NTK. A remoção de NT, nesse caso, mostrou-se mais eficiente (92,1%) do que o esperado, que seria 80%, segundo a recirculação do reator aeróbico para o reator anóxico.

**Figura 2** – Perfil de demanda química de oxigênio (DQO) afluente e efluente.**Figura 3** – Perfil de nitrogênio total (NT) afluente e efluente.

É sabido que a recirculação entre o reator aeróbio e anóxico é fator fundamental na eficiência de remoção de NT, mas esta se manteve fixa em 4, pois não foi objetivo do trabalho estudar a influência da variação da recirculação de nitratos sobre as demandas da desnitrificação.

Resultados da ultrafiltração

A Figura 5 demonstra como a TMP se comportou durante cada ensaio para cada valor de fluxo bruto médio aplicado às membranas. No gráfico, fica evidente a influência do fluxo de filtração sobre a variação da TMP ao longo do tempo.

Como mencionado nos Métodos, para cada um dos ensaios foi determinado o tempo sustentável (t_{sust}) de operação, ou seja, o tempo no qual a TMP apresenta súbito aumento, passando a apresentar perfil exponencial.

Os valores de cada t_{sust} e t_{450} e de cada $\Delta TMP/dt$ são apresentados na Tabela 3. Os valores de t_{sust} e t_{450} foram encontrados

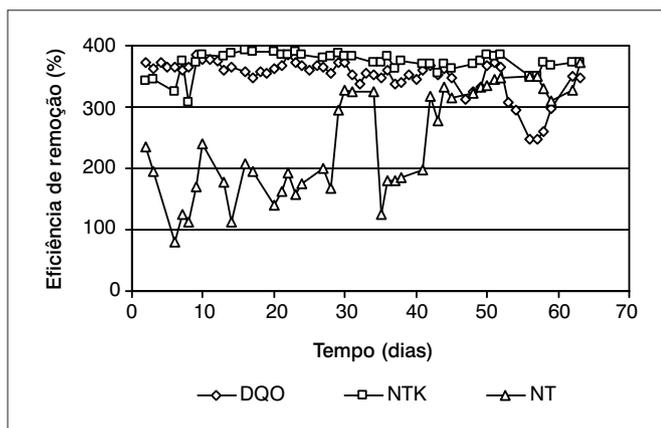


Figura 4 – Perfil de eficiência de remoção de demanda química de oxigênio (DQO), nitrogênio total Kjeldahl (NTK) e nitrogênio total (NT) durante os testes.

por meio de curvas ajustadas às coleções de dados em cada fluxo de operação – é evidente que quanto maior o fluxo, menor o tempo sustentável de operação.

A Figura 6 apresenta a relação da $\Delta TMP/dt$ com o respectivo fluxo em que ela ocorre. É possível observar que, a partir de $28 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, há uma diferença considerável na taxa de variação da TMP, o que determina que, a partir desse fluxo, o processo se torna inviável do ponto de vista da ocorrência da deposição (*fouling*), pois a taxa de deposição se torna muito elevada, exigindo limpezas químicas em curto espaço de tempo.

É possível também relacionar o t_{sust} com o fluxo aplicado. A Figura 7 demonstra a relação entre o t_{sust} para cada fluxo testado. Pode-se notar que conforme o fluxo aumenta, o tempo para ocorrência da deposição irreversível diminui (t_{sust}) e, a partir daquele momento, a TMP passa a variar exponencialmente no tempo, ou seja, quanto maior o fluxo mais rapidamente há necessidade de parada da unidade para a realização de limpezas químicas.

Os resultados encontrados estão em concordância com a literatura, ou seja, sistemas MBR equipados com ultrafiltração de baixa TMP operam bem em fluxos na ordem de 15 a $20 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ (Guglielmi *et al.*, 2007; Le Clech *et al.*, 2006). A partir desses valores, a ocorrência da deposição irreversível, que exige paradas para limpeza química, passa ser muito frequente, comprometendo a capacidade de produção do sistema e inviabilizando o projeto.

Tabela 3 – Relação entre fluxo, t_{sust} , t_{450} e $\Delta TMP/dt$

Fluxo ($\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	t_{sust} (h)	t_{450} (h)	$\Delta TMP/dt$ (Pas^{-1})
25	97	176	0,100
26	66	155	0,168
28	55	123	0,182
30	12	33	0,810
37	-	14	0,595

t_{sust} : tempo sustentável; t_{450} : tempo necessário para se atingir a TMP máxima de 450 mbar; ΔTMP : diferencial da pressão transmembrana.

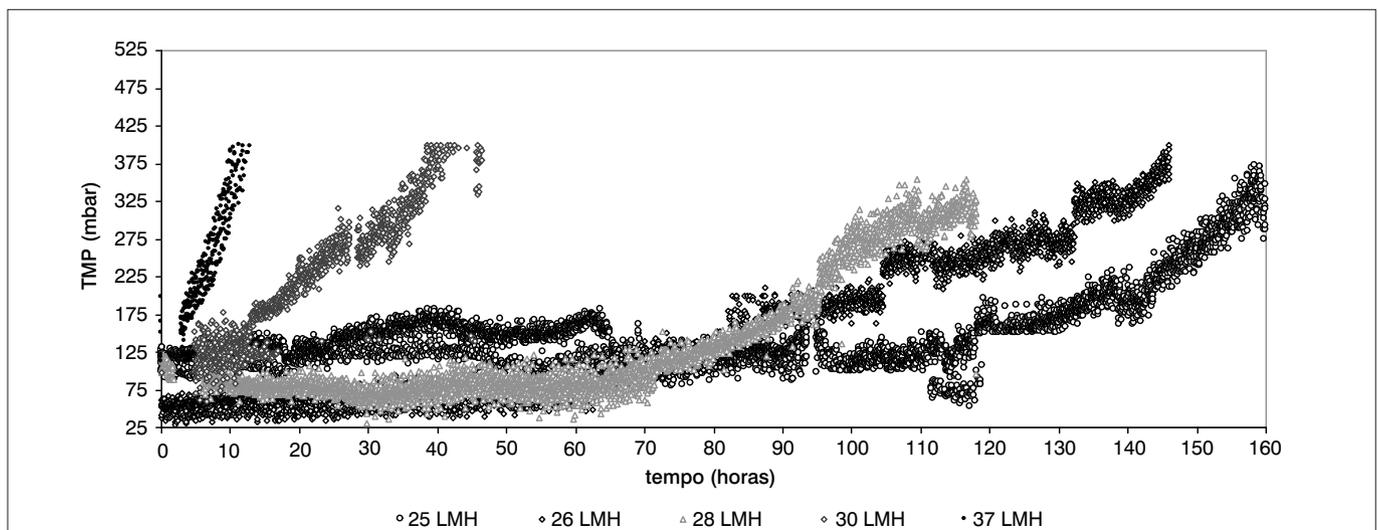


Figura 5 – Perfil da pressão transmembrana (TMP) em vários fluxos de filtração.

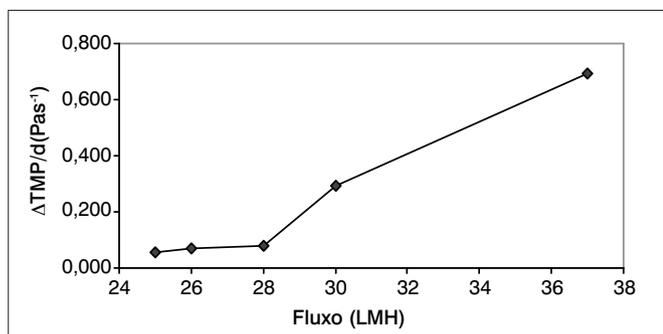


Figura 6 – Taxa de variação temporal da pressão transmembrana (TMP) em vários fluxos de filtração.

Conclusões

O sistema de separação sólido-líquido de ultrafiltração tubular de baixa pressão com inserção de ar, escolhido para filtração do efluente tratado, apresentou-se eficiente, produzindo um permeado clarificado com baixas concentrações de SST e SSV, respectivamente 8 ± 3 mg.L⁻¹ e 5 ± 3 mg.L⁻¹, operando com concentrações de $11,4 \pm 0,7$ g.L⁻¹ e $10,6 \pm 0,7$ g.L⁻¹, respectivamente, de SST e SSV no biorreator.

Referências

APHA, AWWA, WPCF. *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 21. ed. Washington, DC, 2005.

BACHIM, P.; AIMAR, P.; FIELD, R.W. Critical and sustainable fluxes: theory, experiments and applications. *Journal of Membrane Science*, v. 286, p. 42-69, 2006.

CAGATAYHAN, B.E. Comparison of recirculation configurations for biological nutrient removal in a membrane bioreactor. *Water Research*, v. 42, p. 1651-1663, 2008.

CHEN, T. K. *et al.* High-strength nitrogen removal of epto-eletronic industrial wastewater in membrane bioreactor – a pilot study. *Water Science and Technology*, v. 48, p. 1191-1198, 2003.

ERSU, C.B. *et al.* Comparison of recirculation configurations for nutrient removal in a membrane bioreactor. *Water Research*, v. 42, p. 1651-1663, 2008.

GUGLIELMI, G. *et al.* Sub-critical fouling in a membrane bioreactor for municipal wastewater treatment: Experimental investigation and mathematical modeling. *Water Research*, v. 41, p. 3903-3914, 2007.

JUDD, S. *The MBR Book: principles and applications of membrane bioreactors in water and wastewater treatment*. London: Elsevier, 2006. 325p

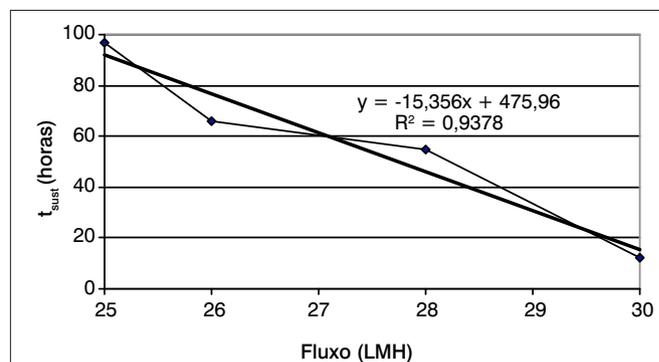


Figura 7 – Relação entre fluxo e tempo sustentável (tsust).

O fluxo crítico para o sistema de ultrafiltração tubular de baixa pressão é de 28 L.m⁻².h⁻¹ quando operado nas condições de SST e SSV já mencionadas, com tempo de retenção celular de 35 dias.

Os valores médios de eficiência de remoção de DQO, NTK e NT foram de 97,5, 98,6 e 92,1%, respectivamente, com o biorreator operando com COV $1,91 \pm 0,13$ kgDQO.m⁻³.d⁻¹ e CVN de $0,18 \pm 0,02$ kgNTK.m⁻³.dia⁻¹, com recirculação interna de nitratos de quatro vezes a vazão afluyente. A DQO, o NTK e o NT, no efluente tratado, foram de 59 ± 27 mgDQO.L⁻¹, $3,7 \pm 2,4$ mgNTK.L⁻¹ e $20,5 \pm 11,9$ mgNT.L⁻¹, respectivamente.

LE CLECH, P.; CHEN, V.; FANE, A.G. Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. *Journal of Membrane Science*, v. 284, p. 17-53, 2006.

METCALF & EDDY, INC., *Wastewater engineering: treatment and reuse*. 4. ed. New Delhi: McGraw Hill, 2003.

MENG, F. *et al.* Recent advances in membrane bioreactors (MBRs): Membrane fouling and membrane material. *Water Research*, v. 43, p. 1489-1512, 2009.

NYWENING, J.P.; ZHOU, H. Influence of filtration conditions on membrane fouling and scouring aeration effectiveness in submerged membrane bioreactors to treat municipal wastewater, *Water Research*, v. 43, p. 3548-3558, 2009.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION (WEF). *Biological Nutrient Removal Operation in Wastewater Treatment Plant: Manual of Practice* No. 29. New York. Mc Graw Hill, 2005.

YUAN, D. *et al.* Study of a membrane bioreactor with glass fiber flat grille modules and the modules' optimization based on the local critical flux theory. *Water Research*, v. 44, p. 997-1005, 2010.

ZOH, K.D.; STENSTROM, M.K. Application of a membrane bioreactor for treating explosives process wastewater. *Water Research*, v. 36, p. 1018-1024, 2002.