

II-551 - CARACTERIZAÇÃO DO FOULING EM BIORREATOR COM MEMBRANA SUBMERSA OPERADO EM CONDIÇÃO DE NITRIFICAÇÃO E DESNITRIFICAÇÃO SIMULTÂNEA EM DIFERENTES CONCENTRAÇÕES DE OXIGÊNIO DISSOLVIDO

Marina Victoretti Silva

Engenheira Ambiental pelo Centro Universitário SENAC, Mestre em Ciência e Tecnologia Ambiental pela Universidade Federal do ABC (UFABC).

Eduardo Lucas Subtil⁽¹⁾

Professor Adjunto em Saneamento Ambiental do Curso de Engenharia Ambiental e Urbana e da pós-graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental da Universidade Federal do ABC (UFABC), pesquisador colaborador do Centro Internacional de Referência em Reúso de Água (CIRRA) da Universidade de São Paulo.

Danilo Andrade

Graduando em Engenharia Ambiental pela Universidade Cidade de São Paulo (UNICID). Estagiário na Fundação Centro Tecnológico de Hidráulica (FCTH-EPUSP).

Marjorie Brandão Justino

Engenheira Ambiental pela Universidade Cidade de São Paulo (UNICID) e aluna de especialização em Engenharia de Segurança do Trabalho pelo Centro Universitário FEI.

Bruna Araújo Lotto

Graduanda em Bacharelado em Ciência e Tecnologia e Engenharia Ambiental e Urbana na Universidade Federal do ABC (UFABC). Estagiária de projetos no Itaú-Unibanco.

Endereço⁽¹⁾: Av. dos Estados, 5001 - Bangú, Santo André – SP – CEP: 09210-580 – Brasil - Tel: (11) 4996-0139 - e-mail: eduardo.subtil@ufabc.edu.br

RESUMO

Biorreatores com Membranas Submersas (BRMS) são, atualmente, reconhecidos como opção viável para o tratamento de esgotos sanitários e o reúso de águas. Apesar disso, a tecnologia é geralmente vista como de alto investimento quando comparado a sistemas convencionais de tratamento de esgoto, sobretudo pelo maior gasto energético com aeração do sistema. Porém, BRMS quando operados sob condições específicas para nitrificação e desnitrificação simultâneas (NDS), é possível obter um efluente de elevada qualidade com menor custo, devido a menor necessidade de aeração. A necessidade de se operar o reator biológico com menores concentrações de oxigênio, geralmente menor que 1,0 mg O₂/L, pode ter um impacto negativo no desempenho hidráulico do sistema de membrana. Desta forma, operar o sistema de BRMS com a NDS pode levar a uma redução da permeabilidade do sistema de membranas devido as maiores taxas de *fouling*. Neste contexto, este trabalho teve por objetivo avaliar a influência da concentração de oxigênio dissolvido no *fouling* do sistema de membranas, além de caracterizar e identificar os principais compostos associados a esse fenômeno em um BRMS operando em condições de NDS. Para isso, o experimento foi dividido em três Fases de acordo com a concentração de oxigênio dissolvido no licor misto: Fase I (2,3 mgO₂/L), Fase II (0,8 mgO₂/L) e Fase III (0,3 mgO₂/L). O sistema operou sob baixos valores de pressão transmembrana durante todo o período, porém foi encontrada diferença significativa nos valores da Fase III em relação às Fases I e II. Houve uma redução significativa na permeabilidade da membrana quando a concentração de OD no licor misto foi reduzida para 0,3 mg/L, porém sem efeito significativo quando a concentração de OD foi de 0,8 mg/L. Foram observados maiores valores de SPE ligado na Fase III em relação às demais, principalmente na fração de carboidratos que pode estar diretamente ligada a taxa de *fouling*. Os resultados indicaram que foi possível operar o sistema em concentração de OD de 0,8 mg/L (Fase II) sem apresentar um impacto negativo no desempenho das membranas, sendo esta concentração apontada como a mais adequada para a ocorrência do processo de nitrificação e desnitrificação simultâneas em biorreatores de membranas submersas.

PALAVRAS-CHAVE: Biorreator de membrana submersa, tratamento de esgoto, nitrificação e desnitrificação simultâneas, *fouling*, substâncias poliméricas extracelulares.

INTRODUÇÃO

Biorreatores com Membranas Submersas (BRMS) são, atualmente, reconhecidos como opção viável para o tratamento de esgotos sanitários e o reúso de águas. Apesar disso, a tecnologia é geralmente vista como de alto investimento quando comparado a sistemas convencionais de tratamento de esgoto, sobretudo pelo maior gasto energético com aeração do sistema. Porém, BRMS quando operados sob condições específicas para nitrificação e desnitrificação simultâneas (NDS), é possível obter um efluente de elevada qualidade com menor custo, devido a menor necessidade de aeração. Nesse sentido, a operação do sistema de BRMS com o processo de NDS pode aumentar a utilização desta tecnologia no tratamento de esgoto sanitário. Alguns estudos têm demonstrado que os BRMS são capazes de remover com sucesso nitrogênio via NDS, porém, o efeito da NDS no processo de separação por membranas em biorreatores tratando esgoto sanitário precisa ainda ser avaliado para que a operação do sistema nesta condição não tenha impactos negativos no desempenho global da tecnologia de BRMS [1].

A necessidade de se operar o reator biológico com menores concentrações de oxigênio, geralmente menor que 1,0 mg O₂/L, pode ter um impacto negativo no desempenho hidráulico do sistema de membrana. Alguns estudos têm demonstrado que, em geral, menores concentrações de oxigênio dissolvido no tanque de aeração tendem a piorar as condições de filtrabilidade do lodo resultando em maiores taxas de *fouling* [2,3]. Desta forma, operar o sistema de BRMS com a NDS, cuja operação requer menores concentrações de oxigênio dissolvido, pode levar a uma redução da permeabilidade do sistema de membranas devido as maiores taxas de *fouling*. Conforme demonstrado por diversas pesquisas o fenômeno de *fouling* em BRMS tem sido amplamente atribuído a substâncias poliméricas extracelulares (SPE) [4,5,6], que representa o material para formação dos agregados microbianos como biofilmes, flocos e o licor misto do sistema de lodos ativados. Entre os principais fatores que contribuem para a formação e desenvolvimento de SPE estão as mudanças no fornecimento de oxigênio dissolvido, principalmente quando em baixas concentrações [2,7,8].

O *fouling* da membrana é um dos principais problemas operacionais dos biorreatores de membrana, e se tornou o maior obstáculo para sua aplicação [9]. Drews *et al.* (2006) destacam que, apesar de haver um grande número de estudos e publicações em relação às causas de *fouling*, ainda não foi reportada uma explicação universal e os resultados são, muitas vezes, contraditórios. Isto pode ser atribuído, em parte, à grande variedade de configurações das instalações, condições operacionais (do processo de modo geral como tempo de retenção de sólidos (TRS) e relação alimento/micro-organismo (A/M), e da membrana, como fluxo e intervalo de limpeza), efluente e material da membrana. Para um melhor entendimento do comportamento do *fouling* da membrana e o desenvolvimento de estratégias adequadas de controle torna-se essencial a determinação de quais componentes presentes no licor misto mais contribuem para este fenômeno.

Neste contexto, este trabalho teve por objetivo avaliar a influência da concentração de oxigênio dissolvido no *fouling* do sistema de membranas, além de caracterizar e identificar os principais compostos associados a esse fenômeno em um BRMS operando em condições de NDS.

METODOLOGIA

- Estrutura Geral da Pesquisa

O experimento foi dividido em três fases, sendo elas: BRMS operação convencional (Fase I), e BRMS com nitrificação e desnitrificação simultâneas com duas faixas de concentração de OD distintas (Fases II e III), conforme demonstrado na Tabela 1. A concentração de oxigênio dissolvido estabelecida para a Fase I é característica de lodos ativados convencional com nitrificação e para as Fases II e III foram estabelecidos valores utilizados em outros estudos que obtiveram efetiva NDS na faixa de concentração de OD no licor misto de 0,3 a 0,8 mg/L [11,12]. A concentração de sólidos em suspensão foi mantida constante durante as três fases, embora haja diferença nos valores médios, o teste estatístico não apontou diferença significativa entre esses valores.

Tabela 1: Condições operacionais

	Fase I	Fase II	Fase III
OD (mgO ₂ /L)	2,35±0,73	0,81±0,09	0,39±0,10
Q (L/h)	23,2±2,0	24,1±0,4	23,1±1,5
SST (mg/L)	8722±1945	9252±1083	9549±1242
TRS (d)	72	44	31
TDH (h)	6,8	6,5	6,8
A/M (Kg DBO/Kg SSV.d)	0,20	0,17	0,17
C/N	11:1	11:1	11:1
Dias de operação	69	32	27

- **Unidade Piloto de BRMS**

Este trabalho utilizou uma planta piloto de um Biorreator de Membranas Submersas instalada no Centro Internacional de Referência em Reúso de Água (CIRRA)/USP. O sistema era alimentado com esgoto sanitário em fluxo contínuo. A Figura 1 mostra o fluxograma da unidade piloto utilizada.

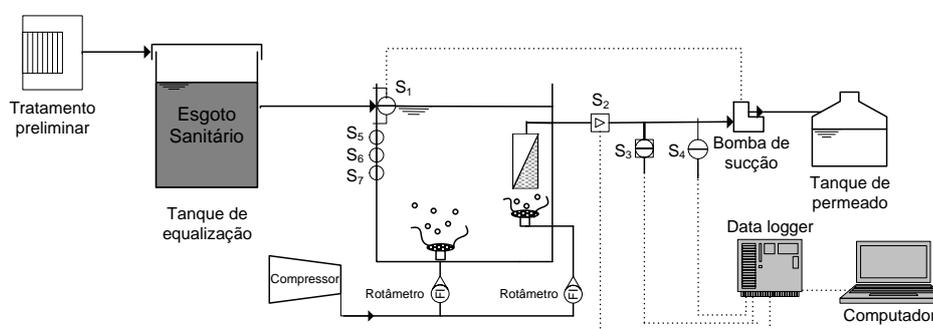


Figura 1: Fluxograma da unidade piloto, onde: S1 – sensor de nível; S2 – sensor de vazão de permeado; S3 – sensor de pressão; S4 – sensor de temperatura; S5 – sonda de oxigênio dissolvido; S6 – sensor de pH e; S7 - sensor de potencial Redox.

O reator utilizado foi construído em acrílico, com volume útil de 156 L mantido em temperatura ambiente durante o período do estudo. O pH do lodo foi controlado e mantido entre 6,7 e 7,3 com solução de hidróxido de sódio (NaOH) a 0,5mol/L.

A aeração foi feita por ar difuso, em duas linhas, uma para o licor misto e outra para a superfície das membranas, a fim de garantir o suprimento de oxigênio, manter a biomassa em suspensão e auxiliar a não acumular sólidos na superfície das membranas. A vazão de ar foi monitorada através de rotômetros instalados nas linhas de ar do lodo e da membrana sendo estas 10 L/min e 25 L/min, respectivamente. Para manter a faixa de concentração de oxigênio dissolvido estabelecida para cada fase, foi usado um controlador de oxigênio dissolvido em meio aquoso com sensor de luminescência (DS-NET, Policontrol). Este controlador estava ligado à uma válvula solenoide que abria e fechava a aeração do licor misto de acordo com os limites inferiores e superiores estabelecidos para cada fase.

Os valores de pH (Dosatron pH 1200, marca Provitec), temperatura (termopar, NAKA 4-20 mA), Potencial Redox (Thermo Scientific – AquaSensors AnalogPlus) foram medidos e monitorados durante todo o período experimental por meio de sensores. A sucção do efluente tratado, ou seja, o permeado, foi feita por uma bomba peristáltica (O-P 5000 TX-D, marca Provitec), operando com ciclos de 9 minutos de filtração e 2 minutos de relaxamento, conectada ao manifold do cassete de membranas. Na linha de sucção foram instalados um sensor de vazão do tipo turbina com transmissor (Signet 2000) e um transmissor de pressão de -1 a 1 bar (Gulton – GTP 1000) ambos com sinal de saída de 4-20 mA. Todos esses instrumentos estavam conectados ao painel onde havia instalado um data logger (Field Logger, NOVUS) que registrava e armazenava esses dados com intervalo de 20 segundos e que posteriormente eram transferidos para o computador em arquivos formato Microsoft Excel®.

- **Módulo de Membranas**

O módulo de membranas utilizado foi do tipo placa-plana com membranas poliméricas de ultrafiltração (UF) de 0,1 µm, sintetizadas em Fluoreto de Vinilideno (PVDF) da marca SINAP®. Cada placa com 0,1 m² de área efetiva de membrana e as seguintes dimensões 22 x 32 x 0,6 cm (largura x comprimento x espessura). O cassetete possuía 17 placas de membranas resultando em 1,7 m² de área útil de membrana.

Além da aeração das membranas, para controle de *fouling* também foram realizadas limpezas químicas de manutenção.

- **Efluente Utilizado**

O esgoto utilizado para alimentar a unidade piloto foi oriundo da moradia estudantil e do restaurante universitário do campus São Paulo da USP. Por meio de uma estação elevatória, o esgoto era encaminhado à entrada do tratamento preliminar composto por uma grade mecanizada (step-screen) e caixa de areia, de onde era bombeado para um tanque de armazenamento com capacidade de 1000L e transferido por gravidade à unidade piloto.

Na Tabela 2 são apresentadas as características do esgoto nas três fases de operação. Como o esgoto gerado no restaurante universitário apresentava altas concentrações de gorduras, foi necessário adotar uma estratégia de coleta a fim de minimizar a quantidade de gordura encaminhada ao sistema piloto. O esgoto era bombeado para a caixa de armazenamento em horários de menor probabilidade de lançamento de efluente do restaurante universitário do preparo das refeições e lavagem da louça, sendo estes às 7h, 16h e 23h.

Tabela 2: Características do esgoto sanitário afluente.

Variáveis	Valores Obtidos	Referência
DQO total (mg/L)	747±561 (30)	1016*/508**
DQO solúvel (mg/L)	302±195 (20)	-
DBO _{5,20} (mg/L)	452±103 (19)	400*
NTK (mg/L)	66±19 (48)	69*
NH ₄ -N (mg/L)	46±10 (48)	41*
P total (mg/L)	5,2±1,0 (49)	11*/5,6**
Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)	234±56 (53)	-
pH	7,0±0,3 (52)	-
Cor (UC)	657±558 (34)	-
Turbidez (UNT)	304±168 (43)	-

* Valores de referência para esgoto sanitário forte, de acordo com a classificação de Metcalf e Eddy, 2016.

** Valores de referência para esgoto sanitário médio, de acordo com a classificação de Metcalf e Eddy, 2016.

- **Desempenho das membranas**

O fluxo de permeado foi calculado por meio da vazão de permeado filtrado por unidade de área de membrana por unidade de tempo de acordo com a equação 1.

$$J = \frac{Q_p}{A_m} \quad (1)$$

Onde J é o fluxo de permeado (L/m².h), Q_p é a vazão (L/h), A_m é a área de membrana (m²).

Para calcular o valor de fluxo real, chamado fluxo líquido, foi usada a equação 2 que desconta o tempo de pausa da sucção de permeado (KOCH, 2008).

$$J' = \frac{J \cdot t_{on}}{t_{on} + t_{off}} \quad (2)$$

Onde J' é o fluxo líquido (l/m².h), J é o fluxo de permeado (L/m².h), t_{on} é o tempo de sucção de permeado (s) e t_{off} é o tempo de relaxamento (s).

Para padronização dos valores, o fluxo foi corrigido em função da temperatura a 20° C conforme equação 3 (JUDD, 2011).

$$J_{20^{\circ}} = \frac{J_T}{1,025^{T-20}} \quad (3)$$

Onde $J_{20^{\circ}}$ é o fluxo normalizado para a temperatura de 20°C (L/m².h), J_T é o fluxo na temperatura do processo (L/m².h) e T é a temperatura do processo (°C).

Foi calculada também a permeabilidade, que é uma medida usual do desempenho das membranas em situações em que podem ocorrer variações nos valores de fluxo. A permeabilidade foi calculada com a equação 4 e a normalização para 20° C de acordo com a equação 5.

$$P = \frac{J'}{PTM} \quad (4)$$

$$P_{20^{\circ}} = P \cdot e^{(-0,0267 \cdot (T-20^{\circ}\text{C}))} \quad (5)$$

Onde P é a permeabilidade na temperatura do processo (L/m².h/bar), J' é o fluxo líquido (L/m².h), PTM é a pressão transmembrana (bar), $P_{20^{\circ}}$ é a permeabilidade normalizada para a temperatura de 20° C (L/m².h/bar) e T é a temperatura do processo (°C).

- **Análise de fouling: Substâncias Poliméricas Extracelulares (SPE)**

Nesse estudo foram determinadas as quantidades de SPE solúvel (SPEsol) e ligado as células (SPElig). A metodologia de extração das frações utilizada foi adaptada de Morgan *et al.* (1990) conforme descrito em Judd (2011) apresentada na Figura 2. Após a extração a amostra foi analisada para determinação de Carbono Orgânico Total (COT) e caracterizada em relação à concentração de proteínas e carboidratos. A concentração de proteínas foi determinada pelo método “Folin Reaction” descrito por Lowry *et al.* (1951) e carboidratos pelo método fenol-sulfúrico descrito por Dubois *et al.* (1956), realizados em duplicata.

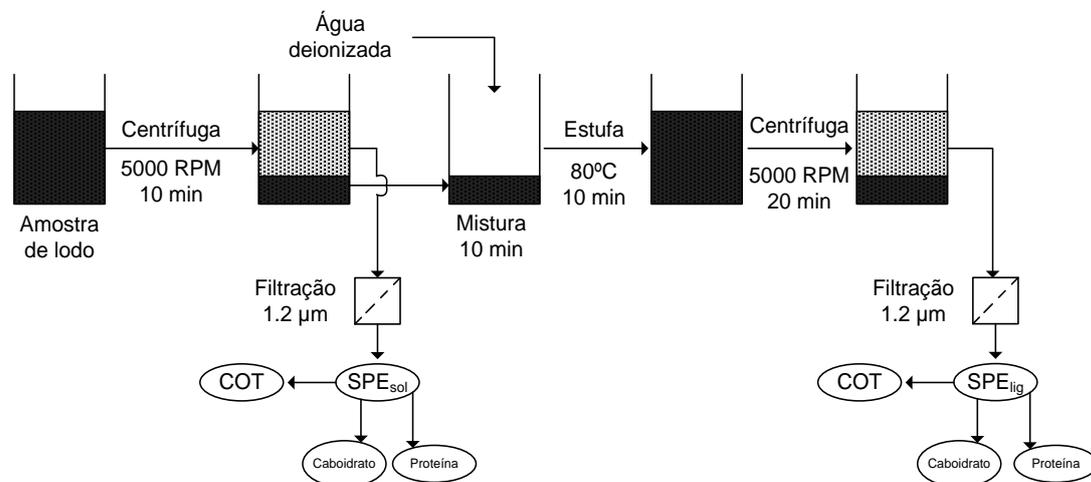


Figura 2: Método de extração das frações SPEsol e SPElig.

RESULTADOS E DISCUSSÃO

O sistema operou sob valores de pressão transmembrana (PTM) relativamente pequenos, sempre abaixo de 0,095 bar, com valores médios de 0,027, 0,015 e 0,043 bar nas Fases I, II e III, respectivamente (Tabela 3). O teste ANOVA apontou diferença estatisticamente significativa em relação aos valores obtidos de PTM. Na Figura 3a, pode-se observar que a PTM na Fase III tem valores mais elevados que as demais e, quando analisados os valores de fluxo normalizado a 20°C, esses foram constantes nas três fases e não apresentaram diferença significativa ($p=0,19$), indicando que o sistema operou em fluxo constante e os maiores valores de pressão resultaram em perda de permeabilidade na Fase III. O teste estatístico apontou diferença significativa nos valores de permeabilidade normalizada a 20°C para a Fase III ($p=0,00002$), enquanto que entre as Fases I e II os valores apresentaram comportamento semelhante, apresentados na Figura 3b. Esses dados demonstram

que as condições de OD na Fase III foram prejudiciais para o desempenho da membrana em termos de permeabilidade.

Tabela 3: Valores obtidos de desempenho do sistema de membranas para as Fases I, II e III.

Variável	PTM (bar)			Vazão (L/h)			Fluxo a 20°C (L/h.m ²)			Permeabilidade a 20°C (L/m ² .h.bar)		
	I	II	III	I	II	III	I	II	III	I	II	III
Média	0,027	0,015	0,043	23,2	24,1	23,1	12,9	11,5	11,1	704,7	982,4	268,2
D. P.	0,022	0,008	0,013	2,0	0,4	1,5	1,1	0,2	0,7	637,0	641,1	157,9
C.V.	82%	57%	31%	9%	2%	7%	9%	2%	6%	90%	65%	59%
Máx	0,095	0,044	0,065	25,7	25,2	25,2	14,2	14,0	12,3	4190,8	3512,0	998,2
Mín.	0,002	0,004	0,021	15,3	23,3	19,8	8,5	13,0	9,5	105,6	221,5	144,7
n	67	32	27	67	32	27	67	32	27	63	32	27

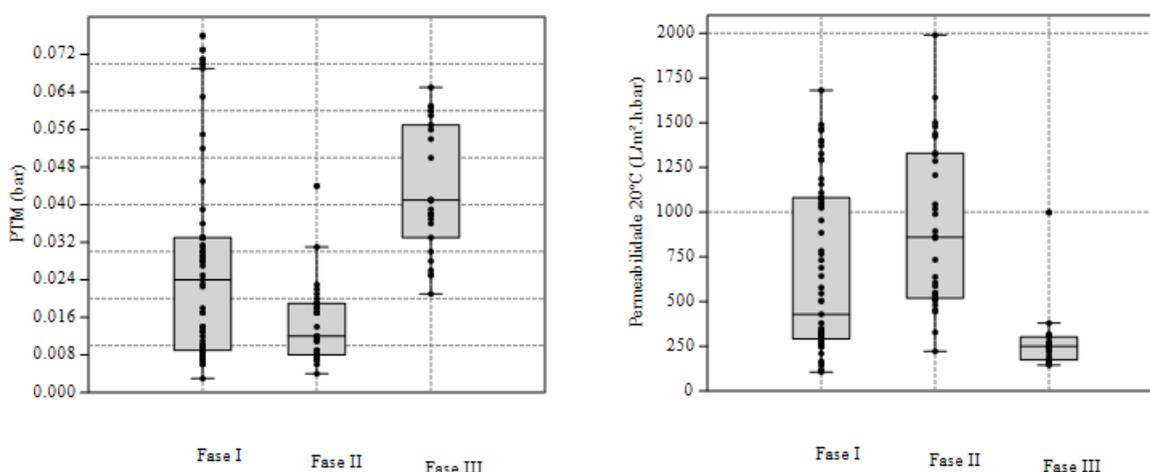


Figura 3: a) Box-plot dos valores de PTM. b) Box-plot dos valores de permeabilidade a 20°C.

- **Substâncias Poliméricas Extracelulares (SPE)**

Houve um aumento significativo na concentração de SPE ligado à medida que a concentração de oxigênio dissolvido foi reduzida, mostrados na Figura 4. Os valores médios foram de 6,5 mgC/L, 12,5 mgC/L e 15,9 mgC/L para as Fases I, II e III respectivamente. Por outro lado, não houve uma correlação significativa entre os dados dos resultados de SPE solúvel com a concentração de OD, visto que o valor médio da Fase II foi menor do que o da Fase I e, embora o valor da Fase III tenha sido maior, os valores médios estiveram muito próximos (Fase I – 11,1 ± 4,2 mg C/L e Fase II 12,8 ± 2,8 mg C/L). Não foram encontradas diferenças estatisticamente significativas nos valores de SPE solúvel nas três Fases, porém houve diferença entre os dados de SPE ligado ($p=0,01$) e a maior diferença foi apontada entre as Fases I e III ($p=0,013$), mostrado na Figura 5.

Na Figura 6 são apresentados os resultados da fração de carboidratos em SPE solúvel e ligado. Houve um aumento significativo na concentração de carboidrato ligado à medida que a concentração de oxigênio dissolvido foi reduzida. Entretanto, não houve aumento significativo nos resultados de carboidrato solúvel com a concentração de OD, visto que os valores obtidos foram muito próximos. Não foi encontrada diferença estatisticamente significativa para os valores obtidos de carboidratos em SPE solúvel entre as três fases ($p=0,76$), enquanto que para a fração de carboidratos em SPE ligado foi apontada diferença significativa, com valor de $p=0,006$ sendo que nas Fases I e II os dados apresentam comportamento semelhante e a maior diferença foi constatada entre as Fases I e III ($p=0,003$), conforme apresentado na Figura 7.

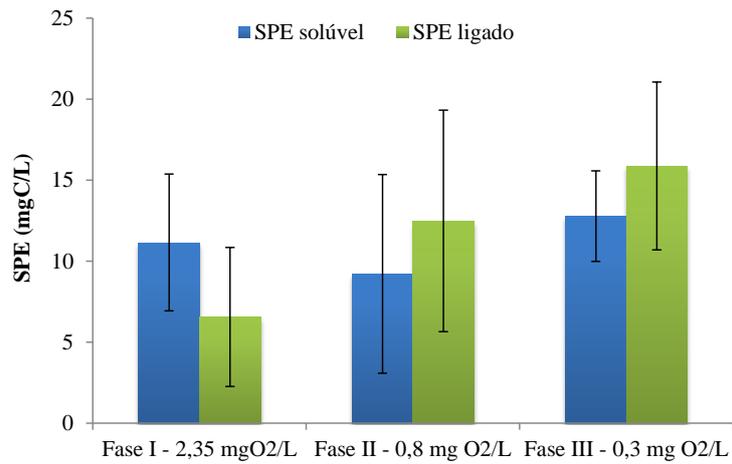


Figura 4: Valores médios de SPE solúvel e ligado.

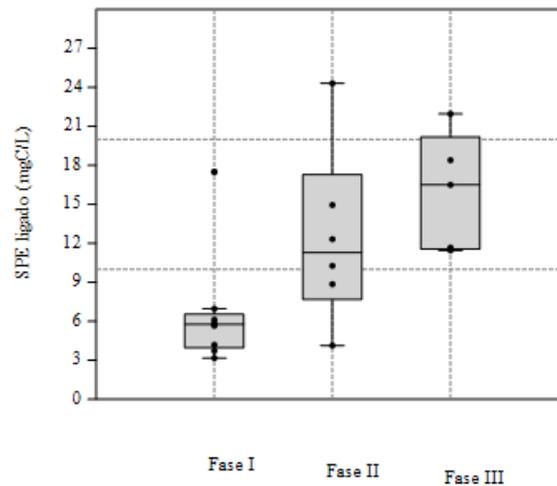


Figura 5: Box-plot da concentração de SPE ligado nas Fases I, II e III, nota-se diferença significativa entre as Fases I e III.

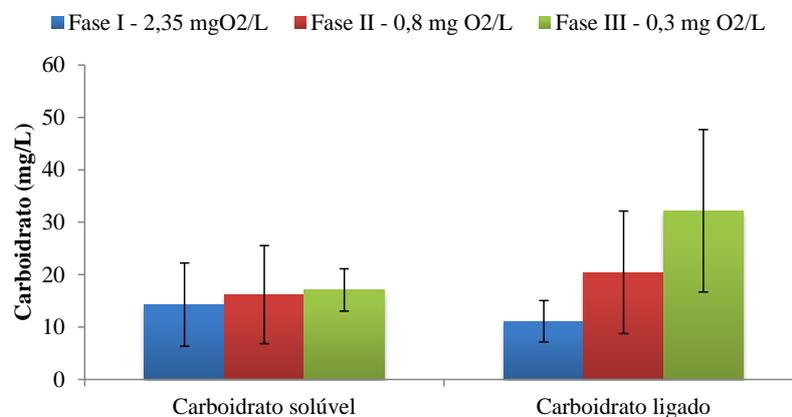


Figura 6: Valores médios de Carboidratos em SPE solúvel e ligado.

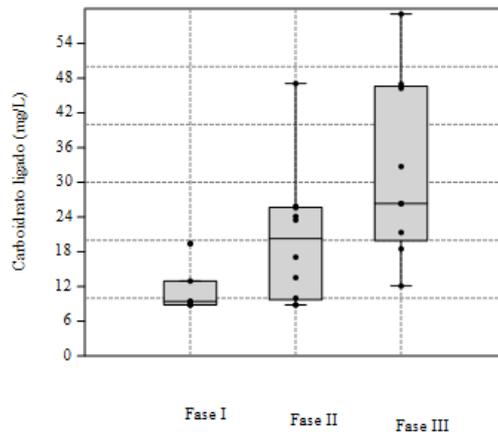


Figura 7: Box-plot da concentração de carboidrato em SPE ligado nas Fases I, II e III.

O aumento na concentração de carboidratos em SPE ligado quando em menores concentrações de OD pode ser atribuído ao decaimento endógeno em BRM [15,16]. Esses resultados levam a inferir que a fração de carboidratos ligados exerce um papel maior no *fouling* da membrana que o carboidrato solúvel.

Os valores de proteínas em EPS ligado mantiveram-se bastante próximos, notável na Figura 8, com valores médios de 82,6 mg/L (9,95 mg/gSST), 65,5 mg/L (7,11 mg/gSST) e 75,7 mg/L (7,96 mg/gSST), comportamento confirmado por teste estatístico que não indicou diferença significativa. No entanto, observa-se que houve um decréscimo na concentração de proteínas em EPS solúvel à medida que a concentração de oxigênio dissolvido foi reduzida. Essa diferença foi confirmada por meio do teste estatístico ($p=0,0007$), mostrando que as Fases I e II tiveram valores semelhantes enquanto que a Fase III foi diferente, conforme mostrado no box-plot da Figura 9.

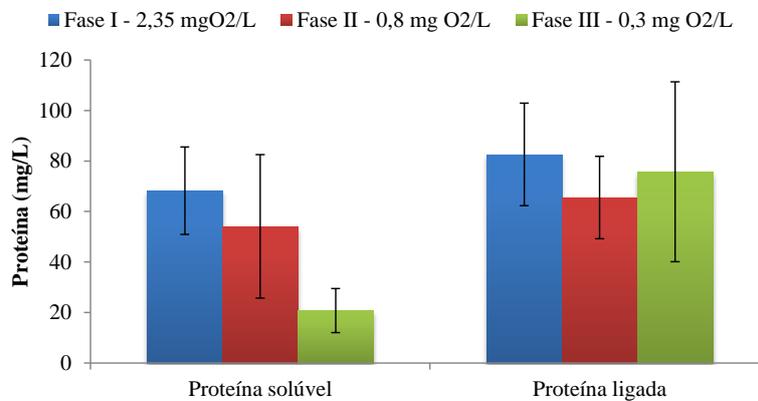


Figura 8: Valores médios de proteínas em SPE solúvel e ligado.

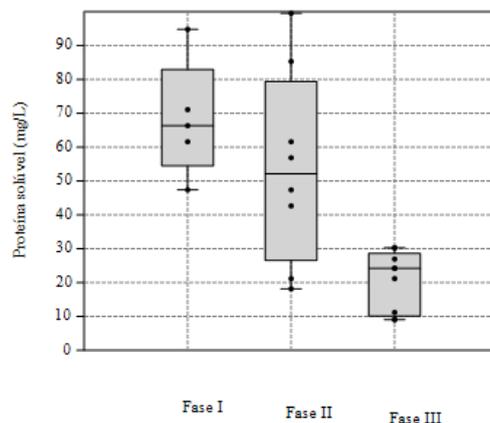


Figura 9: Box-plot da concentração de proteína em SPE solúvel nas Fases I, II e III.

CONCLUSÕES

Como base nos resultados pode-se concluir:

A diminuição na concentração de OD impactou negativamente na filtrabilidade do lodo, devido ao aumento da resistência atribuída aos sólidos em suspensão, possivelmente causada pelas interações do material particulado com o SPElig;

Houve uma redução significativa na permeabilidade da membrana quando a concentração de OD no licor misto foi reduzida para 0,3 mg/L, porém sem efeito significativo quando a concentração de OD foi de 0,8 mg/L;

Com a diminuição da concentração de OD no licor misto para 0,3 mg/L houve um aumento significativo na concentração de SPE ligado, principalmente em relação à fração de carboidratos, que pode estar diretamente ligada à instabilidade e piora da filtrabilidade do lodo e a taxa de *fouling* nas condições operacionais mantidas nesse trabalho;

Os resultados indicam que foi possível operar o sistema em concentração de OD de 0,8 mg/L (Fase II) sem apresentar um impacto negativo no desempenho das membranas, sendo esta concentração apontada como a mais adequada para a ocorrência do processo de nitrificação e desnitrificação simultâneas em biorreatores de membranas submersas.

RECOMENDAÇÕES

Operar o BRMS sob concentração de OD de 0,8 mg/L por maior período que o desse trabalho;

Variar as relações A/M e C/N com a concentração de OD em 0,8 mg/L;

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. ARABI, S.; NAKHLA, G. Characterization of foulants in conventional and simultaneous nitrification and denitrification membrane bioreactors. *Separation and Purification Technology*, 69, p. 153–160, 2009.
2. DREWS, A.; VOCKS, M.; BRACKLOW, U.; IVERSEN, V.; KRAUME, M. Does fouling in MBRs depend on SMP? *Desalination*, 231, 141–149, 2008.
3. MENG, F.; CHAE, S.-R.; DREWS, A.; KRAUME, M.; SHIN, H.-S.; YANG, F. Recent advances in membrane bioreactors (MBRs): membrane fouling and membrane material, *Water Res.* 43, 1489–1512, 2009.
4. WANG, Z.; WU, Z.; TANG, S. Extracellular polymeric substances (EPS) properties and their effects on membrane fouling in a submerged membrane bioreactor. *Water Research*, 43, 2504 – 2512, 2009.
5. WANG, Z.; MEI, X.; WU, Z.; YE, S.; YANG, D. Effects of biopolymer discharge from MBR mixture on sludge characteristics and membrane fouling. *Chemical Engineering Journal*, 2012.
6. SWEITY, A.; YING, W.; ALI-SHTAYEH, M.S.; YANG, F.; BICK, A.; ORON, G.; HERZBERG, M. Relation between EPS adherence, viscoelastic properties, and MBR operation: Biofouling study with QCM-D. *Water Research*, 45, p. 6430 e 6440, 2011.
7. YOON, K.H., YEON, K.M., LEE, C.H., LEE, S.H., SWAMINATHAN, T. Biofilm structure and extracellular polymeric substances in low and high dissolved oxygen membrane bioreactors. *Separation Science and Technology*, 41 (7), 1213-1230, 2006.
8. YUN, M.A., YEON, J.S., LEE, C.H., CHUN, J.S., LIM, D.J. Characterization of biofilm structure and its effect on membrane permeability in MBR for dye wastewater treatment. *Water Research*, 40 (1), 45-52, 2006.
9. LE-CLECH, P., CHEN, V., FANE, T.A.G. Fouling in membrane bioreactors in wastewater treatment. *Journal of Membrane Science*, 2006. 284, p.17-53.
10. DREWS, A., VOCKS, M., IVERSEN, V., LESJEAN, B., KRAUME, M. Influence of unsteady membrane bioreactor operation on EPS formation and filtration resistance. *Desalination*, 192, 1-9, 2006.
11. BUENO, R. F. Nitrificação e desnitrificação simultânea em reator com biomassa em suspensão e fluxo contínuo de esgoto. Dissertação de Mestrado da Faculdade de Saúde Pública da Universidade de São Paulo, 2011.
12. ZHANG, P.; ZHOU Q. Simultaneous nitrification and denitrification in activated sludge system under low oxygen concentration. *Frontiers of Environmental Science & Engineering in China*. 1(1), 49-52, 2007.

13. LOWRY, O., ROSEBROUGH, N., FARR, A., RANDALL, R. Protein measurement with the folin phenol reagent. *J. Biology Chemistry*, 193, 265–275, 1951.
14. DUBOIS, M., GILLES, K.A., HAMILTON, J.K., REBERS, P.A., SMITH, F. Colorimetric method for determination of sugars and related substances, *Analytical Chemistry*, 28, 350–356, 1956.
15. JUDD, S. *The MBR Book*. 2a ed. Oxford. UK: Elsevier, 526 p., 2011.
16. ZHANG, Y.P., FANE, A.G., LAW, A.W.K. Critical flux and particle deposition of bidisperse suspensions during crossflow microfiltration. *Journal of Membrane Science*, 282 (1-2), 189-197, 2006.
17. OKAMURA, D.; MORI, Y.; HASHIMOTO, T.; HORI, K. Identification of biofoulant of membrane bioreactors in soluble microbial products. *Water Research*, v. 43, p. 4356-4362, 2009.
18. FAISAL, I. H., YAMAMOTO, K., LEE, C. H. *Membrane Biological Reactors*. IWA Publishing, 447p., 2014.