

ESGOTAMENTO SANITÁRIO

ELETROBIORREATOR A MEMBRANA (EBRM) APLICADO AO TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS: ENSAIOS PARA DETERMINAÇÃO DAS CONDIÇÕES OPERACIONAIS

André Aguiar Battistelli – andreambiental@live.com
Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC).

Maycon Machado Fontana – mayconfontana@gmail.com
Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC).

Luigi Luckner Bogoni – luigiluckner@gmail.com
Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC).

Gustavo Simon – simongustavo92@gmail.com
Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC).

Naiara Mottim Justino – naiara_mottim@hotmail.com
Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC).

Flávio Rubens Lapolli - f.lapolli@ufsc.br
Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC).

Resumo: Buscou-se no presente estudo determinar as melhores condições hidrodinâmicas de operação de um eletrobiorreator a membrana aplicado ao tratamento de esgotos sanitários. Para tanto, foram realizados ensaios a fim de mensurar o tempo de mistura do reator e o coeficiente de transferência de oxigênio (K_{La}) para diferentes vazões de ar (0,3, 0,4 e 0,5 $m^3 \cdot h^{-1}$). Em seguida, empregando-se a melhor condição operacional obtida, foi realizado um ensaio para determinação do fluxo crítico da membrana. Os resultados obtidos indicaram que a vazão de ar de 0,5 $m^3 \cdot h^{-1}$, cuja SAD_m foi de 2,8 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$, resultou em menores tempos de mistura e valores de K_{La} superiores. O fluxo crítico da membrana determinado foi de 11,6 $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$. Concluiu-se, portanto, que a maior vazão de ar testada é a recomendada para operação do sistema e o fluxo de permeado empregado não deverá exceder o valor limite de 11,6 $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$.

Palavras-chave: Biorreator a membrana, Eletrocoagulação, Colmatação, Fluxo crítico, Demanda específica de aeração.

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

Os eletrobiorreatores a membrana (EBRM) têm sido vistos como uma tecnologia com elevado potencial de aplicação para o tratamento de efluentes sanitários. Os EBRM são

caracterizados pela aplicação simultânea de processos biológicos, de eletrocoagulação e de separação por membranas em um reator de câmara única (BANI-MELHEM & ELEKTOROWICZ, 2010). Essa configuração apresenta diversas vantagens frente aos processos de tratamento convencionais, tais como: a melhoria das condições de desidratação do lodo; redução da área construída necessária; e, sobretudo, a possibilidade de remoção de nitrogênio, fósforo e matéria orgânica em um reator operado em regime contínuo, sem a necessidade de adição de produtos químicos (LIU *et al.*, 2012; ELEKTOROWICZ; ARIAN & IBEID, 2014).

Entretanto, apesar das vantagens reportadas, um dos principais fatores limitantes na utilização desses sistemas é a colmatação das membranas, que resulta na perda de fluxo de permeado ou no aumento da pressão transmembrana (PTM) durante o processo de filtração (DREWS, 2010). Dentre as alternativas usualmente utilizadas para o controle da colmatação, a operação do sistema abaixo do fluxo crítico, que consiste no maior valor de fluxo permeado onde não se observa uma diminuição considerável do fluxo (ou aumento da PTM) com o tempo, é fundamental (JUDD, 2011). Além disso, a aeração desempenha papel importante, em função da turbulência gerada pelas bolhas de ar no meio líquido que promovem o arraste das partículas depositadas na superfície da membrana. Desse modo, é usual a utilização de elevadas taxas de aeração nos EBRM, responsável por cerca de 30-50% do custo total de operação (YAN *et al.*, 2015).

Nesse contexto, os objetivos do presente estudo foram: a) avaliar diferentes taxas de aeração aplicadas em um EBRM em escala piloto, buscando otimizar as condições hidrodinâmicas de operação; e b) determinar o fluxo crítico da membrana.

2. METODOLOGIA

2.1. Unidade Experimental

A unidade experimental em escala piloto utilizada no presente estudo, construída com base no estudo de Bani-Melhem & Elektorowicz (2010), é composta por um eletrobiorreator a membrana (EBRM) em formato cilíndrico construído em material acrílico, com dimensões de 30,0 cm de diâmetro e 40,0 cm de altura, com um volume total de 28,3 L, e um volume útil de 16,0 L. Na Figura 1 (a) tem-se a representação gráfica simplificada do EBRM. Já na Figura 1 (b) é apresentada a vista superior do reator em imagem real.

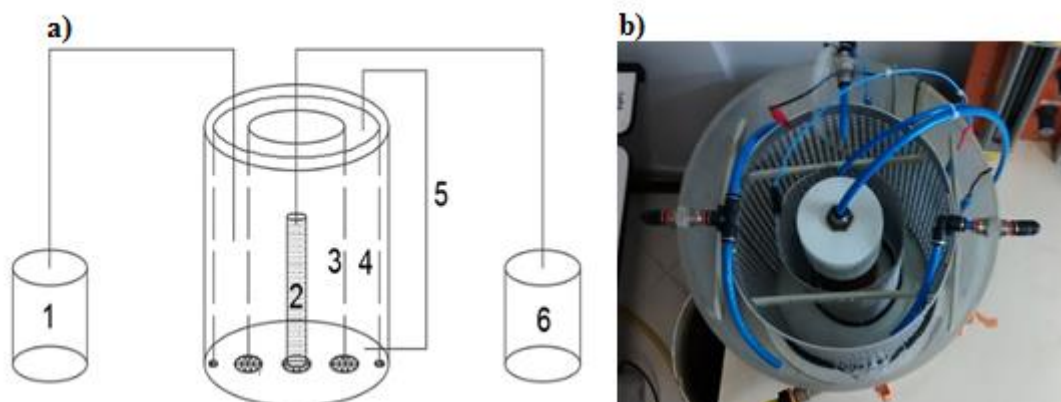


Figura 1 – a) Representação esquemática do EBRM: (1) reservatório de esgoto; (2) membrana de microfiltração; (3) cátodo de aço inoxidável; (4) ânodo de alumínio; (5) linha de recirculação de licor misto e (6) reservatório de permeado; b) vista superior do reator em imagem real.

No centro do reator é instalado um módulo de membranas submerso na conformação de fibra-oca (PAM-membranas), constituído de Polieterimida (PEI), com diâmetro médio do poro de 0,3 μm (microfiltração), e área filtrante de 0,178 m^2 . No interior do reator são instalados, ainda, dois eletrodos cilíndricos espaçados entre si por 5,0 cm, o ânodo, construído em alumínio com perfuração de 45 % da superfície, está instalado em torno da superfície interna da parede do reator, já o cátodo, constituído de uma tela fina de aço inoxidável está alocado entre a membrana e o ânodo. Os eletrodos são conectados a uma fonte de alimentação digital ajustável de corrente contínua (PS A305D), com variação de tensão de 0-30 V e de corrente de 0-5 A, que permite a aplicação da corrente elétrica no sistema.

A injeção de oxigênio na massa líquida é realizada por meio de um difusor de ar acoplado à base da membrana, visando transferência de oxigênio a massa líquida e a redução dos efeitos da colmatção. A alimentação do sistema, bem como a retirada do permeado são realizadas com auxílio de uma bomba peristáltica de cabeçote duplo (*Watson Marlow - 323*), permitindo a operação com vazão constante de entrada e saída. O reator conta ainda com um sistema de recirculação do licor misto, de modo a promover um regime adequado de mistura completa.

2.2. Protocolo Experimental

A fim de determinar a melhor condição operacional do sistema, foram mensurados o tempo de mistura e o coeficiente de transferência de oxigênio ($K_L a$) do reator para três vazões de ar distintas (0,3, 0,4 e 0,5 $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$). As quais resultaram, respectivamente, em demandas específicas de aeração (SAD_m – *specific aeration demand*), que leva em consideração a vazão de ar aplicada e a área do módulo de membranas ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$) de 1,7, 2,2 e 2,8 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ (MIYOSHI *et al.*, 2015). Em seguida, empregando-se a melhor condição operacional obtida, foi realizado o ensaio para determinação do fluxo crítico da membrana.

Determinação do Tempo de mistura

O tempo de mistura do reator foi determinado através da adição de um pulso de um traçador salino (NaCl) e posterior monitoramento da condutividade da solução para. O procedimento consiste em utilizar uma curva de calibração, que permite correlacionar a condutividade com a concentração do traçador. Para realização do ensaio, o reator foi inoculado com 16 L de água destilada e os sistemas de aeração e recirculação do reator foram acionados. Em seguida, adicionou-se um pulso com concentração conhecida do traçador salino na parte superior do reator, e monitorou-se constantemente a condutividade na parte inferior do mesmo, empregando-se um condutímetro portátil (Hanna HI-991300), até a estabilização do valor (AMARAL, 2009).

Determinação do Coeficiente de transferência de oxigênio ($K_L a$)

Para determinação do coeficiente de transferência de oxigênio ($K_L a$), o reator foi inoculado com 16 L de água destilada e posteriormente foi adicionado sulfito de sódio (160 mg/L) e cloreto de cobalto como catalisador (2 mg/L) de modo que o OD no tanque atingisse o valor de 0,00 mg/L. Em seguida, os sistemas de aeração e recirculação do reator foram ligados, e a concentração de OD monitorada com auxílio de um oxímetro portátil (YSI-550), até que a saturação fosse atingida. O valor de $K_L a$ pode então ser calculado através da Equação (1) (PUSKEILER; WEUSTER-BOTZ, 2005).

$$\ln(C^* - C) = K_L a \cdot t \quad (1)$$

Onde:

C^* = concentração de saturação de OD ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)

C = concentração de OD do meio líquido (mg.L^{-1})
 t = tempo (horas)

Posteriormente esse valor foi corrigido para temperatura padrão de 20° com auxílio da Equação (2).

$$K_L a_{20^\circ C} = \frac{K_L a_T}{1,02^{(T-20)}} \quad (2)$$

Onde:

T = temperatura do líquido durante a realização do ensaio ($^\circ\text{C}$).

Determinação do fluxo crítico da membrana

O fluxo crítico foi determinado empregando-se o método *flux-step*, que consiste no monitoramento da pressão transmembrana (PTM) enquanto o fluxo de filtração é gradualmente aumentado. No decorrer do ensaio, ao passo que o fluxo é aumentado, a PTM apresenta comportamento crescente tendendo à estabilidade até certo ponto. Quando a estabilidade não mais for observada, o fluxo aplicado será então determinado como fluxo crítico (BACHIN; AIMAR & FIELD, 2006).

Para realização do procedimento, o reator foi inoculado com licor misto previamente adensado ($4000 \text{ mgSST.L}^{-1}$), proveniente do tanque de aeração da estação de tratamento de esgotos (ETE) Insular da cidade de Florianópolis – SC, pertencente à Companhia Catarinense de Águas e Esgotos (CASAN). Em seguida, o sistema de aeração foi acionado de acordo com as condições otimizadas e procedeu-se a filtração sob fluxo constante de $3,8 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ durante 1 hora, a fim de realizar a compactação das membranas. Posteriormente, foram testados sequencialmente cinco diferentes fluxos ($3,8, 7,8, 11,6, 14,8, 19,9 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$), durante 10 minutos cada. A PTM foi monitorada continuamente utilizando-se um vacuômetro digital (VDR 920).

3. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Na Figura 2 é apresentada a reta de calibração elaborada para determinação do tempo de mistura do EBRM, a qual relaciona a concentração de NaCl com a condutividade da solução.

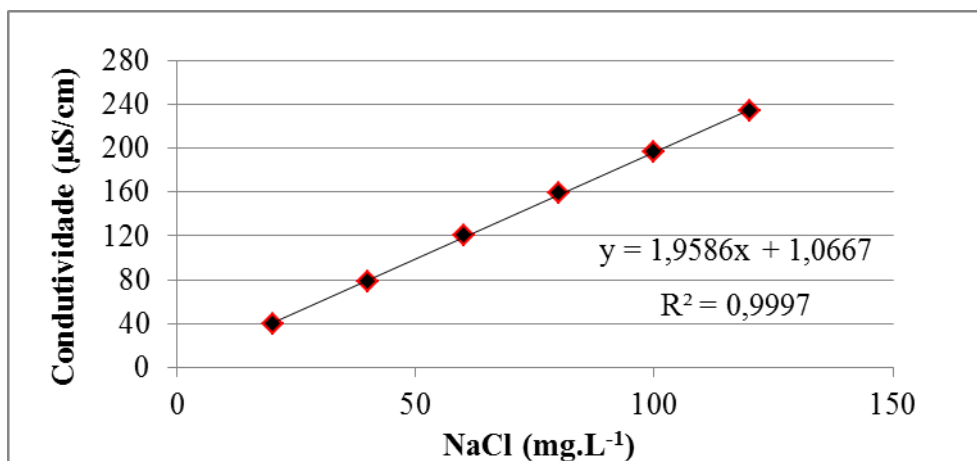


Figura 2 – Reta de calibração para determinação do tempo de mistura.

A reta de calibração obtida, com coeficiente angular (R^2) próximo a 1,0, possibilitou relacionar de maneira eficiente a concentração do traçador salino com a condutividade da solução (Figura 2). Dessa forma, foi possível utilizar a reta originada como base para determinação do tempo de mistura do EBRM para as diferentes taxas de aeração testadas. Os resultados obtidos são apresentados na Figura 3.

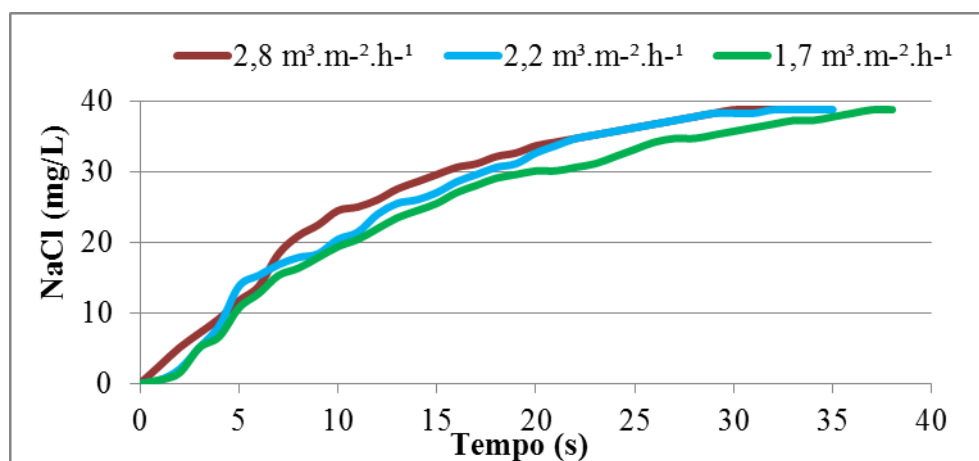


Figura 3 - Tempo de mistura do EBRM para as diferentes vazões de ar testadas.

Verifica-se na Figura 3 que os tempos de mistura obtidos para as taxas de aeração testadas foram semelhantes. Entretanto, salienta-se que o menor tempo de mistura observado (33s), foi verificado durante o ensaio com vazão de ar de $0,5 \text{ m}^3/\text{h}$ e taxa de aeração de $2,8 \text{ m}^3.\text{m}^{-2}.\text{h}^{-1}$. Resultados semelhantes foram alcançados por Ivanovic e Leiknes (2008) que testaram diferentes taxas de aeração em um biorreator a membrana e observaram que melhores condições operacionais são obtidas com maiores taxas de aeração até o limite de $3,4 \text{ m}^3.\text{m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, a partir do qual não são observadas melhoras. Kellner (2014), avaliou diferentes condições operacionais para um biorreator a membrana, tendo observado que taxas de aeração próximas a $3,0 \text{ m}^3.\text{m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ foram suficientes para que o sistema operasse sob regime de mistura completa. Belli (2015), por sua vez, determinou as condições hidrodinâmicas de um biorreator a membrana de leito móvel aplicando taxas de aeração entre $3,3$ e $5,5 \text{ m}^3.\text{m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, tendo obtido um tempo de mistura de 40 s, indicado pelo autor como suficiente para uma operação estável do reator.

Na Tabela 1 são apresentados os resultados referentes aos valores do coeficiente de transferência de oxigênio (K_{La}) obtidos para as diferentes taxas de aeração testadas.

Tabela 1 – Valores do coeficiente transferência de oxigênio (K_{La}) obtidos para as diferentes vazões de ar e respectivas demandas específicas de aeração (SAD_m) testadas.

Vazão de ar ($\text{m}^3.\text{h}^{-1}$)	SAD_m ($\text{m}^3.\text{m}^{-2}.\text{h}^{-1}$)	$K_{La_{20^\circ\text{C}}}$ (h^{-1})				
		E1	E2	E3	Média	DP
0,5	2,8	20,5	21,42	21,3	21,09	0,48
0,4	2,2	15,9	16,77	16,61	16,41	0,49
0,3	1,7	13,4	13,15	12,84	13,13	0,29

Observa-se na Tabela 1 que os valores de K_{LA} obtidos foram proporcionais a taxa de aeração aplicada no sistema. Assim como no ensaio para determinação do tempo de mistura, a melhor condição testada foi obtida com a aplicação da taxa de aeração de $2,8 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$. Germain *et al.* (2007) em estudo sobre a transferência de oxigênio em um biorreator a membrana, aplicaram taxas de aeração de 1,25, 2,3 e $3,0 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ e obtiveram, respectivamente, K_{LA} de 13,8, 16,2 e $22,4 \text{ h}^{-1}$. Corroborando que o aumento da taxa de aeração resulta em valores de K_{LA} superiores. Destaca-se ainda que os valores obtidos no presente estudo são consideravelmente superiores aos valores sugeridos pela literatura de 0,15 a $0,32 \text{ h}^{-1}$ para determinação do K_{LA} em água (CODAS, 2001). Dessa forma, sugere-se que a transferência de oxigênio para massa líquida seria satisfatória em qualquer uma das condições testadas. Entretanto optou-se pela utilização da taxa de $2,8 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ para a realização do ensaio do fluxo crítico, buscando-se um melhor controle da colmatação da membrana.

Na Figura 4 é apresentado o comportamento da PTM para cada fluxo imposto durante o ensaio para determinação do fluxo crítico da membrana.

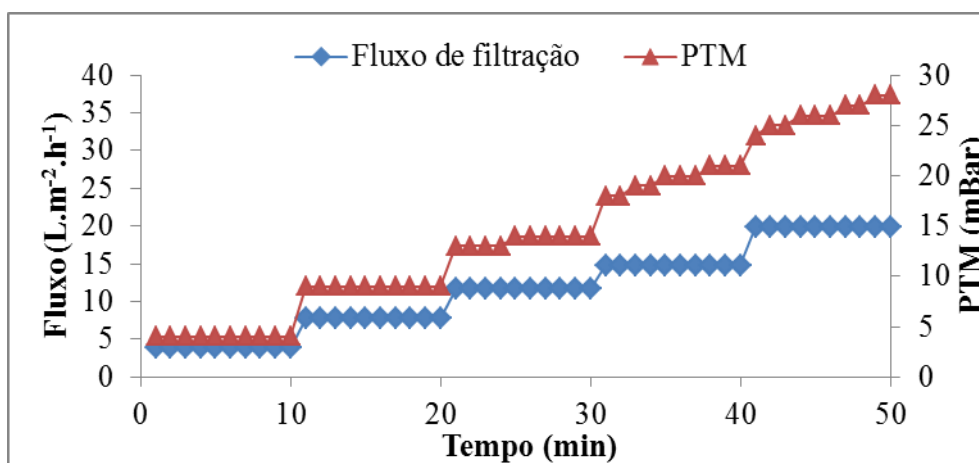


Figura 4 – Comportamento da PTM para cada fluxo imposto durante o ensaio para determinação do fluxo crítico da membrana

Para os primeiros fluxos testados ($3,8$, $7,8$ e $11,6 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$), observou-se pouca ou nenhuma variação na PTM (Figura 4). No entanto, após o incremento do fluxo de $11,6 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ para $14,8 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$, a PTM passou a apresentar uma tendência de crescimento ao longo do tempo, não mais apresentando a baixa variação antes observada. Este comportamento ocorre, pois nessa condição existe uma maior tendência de arraste das partículas durante a permeação fazendo com que elas se depositem mais rapidamente sobre a superfície da membrana, dando início à colmatação (BACHIN; AIMAR & FIELD, 2006). Dessa forma, considerou-se que o fluxo crítico da membrana é de $11,6 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$, pois este foi o máximo valor de fluxo no qual não se observou grande instabilidade na PTM. Segundo Silva (2009), os valores de fluxo crítico são particulares em cada sistema, pois não dependem apenas das características da membrana, mas também da concentração de sólidos na solução (bem como suas características químicas e físicas), além das condições hidrodinâmicas adotadas. Entretanto, destaca-se que o valor determinado enquadra-se na faixa usual para operação de biorreatores a membrana, entre 10 e $25 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ (LE-CLECH, CHEN & FANE, 2006).

4. CONSIDERAÇÕES FINAIS

De acordo com os resultados obtidos, foi possível observar que a vazão de ar de 0,5 m³. h⁻¹, cuja SAD_m foi de 2,8 m³.m⁻².h⁻¹, resultou em menores tempos de mistura e valores de K_La superiores, indicando uma melhor capacidade de homogeneização do líquido reacional nessa condição e, possivelmente, um maior controle da colmatação da membrana. O fluxo crítico da membrana, determinado de acordo com as condições hidrodinâmicas otimizadas foi de 11,6 L.m⁻².h⁻¹, dentro da faixa usual para operação desses sistemas. Dessa forma, buscando uma maior estabilidade operacional do EBRM, concluiu-se que a maior vazão de ar testada é a recomendada e o fluxo de permeado empregado não deverá exceder o valor limite de 11,6 L.m⁻².h⁻¹.

Agradecimentos

Agradeço ao CNPq pelos recursos financeiros para realização da pesquisa; a CAPES pela concessão de bolsa de mestrado durante a coleta dos dados; à CASAN pelos materiais cedidos; e ao Laboratório de Reúso de Águas do Programa de Pós-graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina pelos recursos aportados e espaço físico cedido à pesquisa.

5. REFERÊNCIAS E CITAÇÕES

AMARAL, M. C. S. **Tratamento de efluente de branqueamento de polpa celulósica empregando sistema de microfiltração conjugado com biorreator com membrana**. Belo Horizonte, p. 357, 2009. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos). Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG).

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.

BANI-MELHEM, K.; ELEKTOROWICZ, M. Development of a novel submerged membrane electro-bioreactor (SMEBR): performance for fouling reduction. **Environmental science & technology**, v. 44, n. 9, p. 3298-3304, 2010.

BELLI, T. J. **Biorreator à membrana em batelada sequencial para a remoção de nutrientes do esgoto sanitário: desempenho do tratamento, colmatação das membranas e estratégias de otimização**. Florianópolis, p. 275, 2015. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental). Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC).

CODAS, B. **Avaliação da Transferência de Oxigênio em um Biorreator Aerado Submerso com Enchimento**. São Paulo, p. 124, 2001. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento), Universidade de São Paulo (USP).

DREWS, A. Membrane fouling in membrane bioreactors—characterisation, contradictions, cause and cures. **Journal of Membrane Science**, v. 363, n. 1, p. 1-28, 2010.

ELEKTOROWICZ, M.; ARIAN, Z.; IBEID, S. Submerged membrane electro-bioreactor for water recovery. **Monographs of the Environmental Engineering Committee**, v. 119, p. 93-98, 2014.

GERMAIN, E.; NELLES, F.; DREWS, A.; PEARCE, P.; KRAUME, M.; REID, E. & STEPHENSON, T. Biomass effects on oxygen transfer in membrane bioreactors. **Water Research**, v. 41, n. 5, p. 1038-1044, 2007.

IVANOVIC, I.; LEIKNES, T. Impact of aeration rates on particle colloidal fraction in the biofilm membrane bioreactor (BF-MBR). **Desalination**, v. 231, n.1, p. 182-190, 2008.

JUDD, S. **The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors in Water and Wastewater Treatment**. 2^a ed – Elsevier Ltd, Oxford, UK, 2011.

KELLNER, R. L. **Biorreator à membrana de leito móvel em bateladas sequenciais para a remoção de nutrientes e matéria orgânica de efluentes sanitários**. Florianópolis, p. 146, 2014. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental). Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC).

LE-CLECH, P.; CHEN, V.; FANE, T. A. Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. **Journal of Membrane Science**, v. 284, n. 1, p. 17-53, 2006.

LIU, L.; LIU, J.; BO, G.; YANG, F. Minute electric field reduced membrane fouling and improved performance of membrane bioreactor. **Separation and Purification Technology**, v. 86, p. 106-112, 2012.

MIYOSHI, T., YAMAMURA, H., MORITA, T., & WATANABE, Y. Effect of intensive membrane aeration and membrane flux on membrane fouling in submerged membrane bioreactors: Reducing specific air demand per permeate (SAD p). **Separation and Purification Technology**, v. 148, p. 1-9, 2015.

PUSKEILER, R.; WEUSTER-BOTZ, D. Combined sulfite method for the measurement of the oxygen transfer coefficient kLa in bioreactors. **Journal of biotechnology**, v. 120, n. 4, p. 430-438, 2005.

SILVA, M. K. **Biorreatores com Membranas: uma alternativa para o tratamento de efluentes**. Porto Alegre, p. 196, 2009. Dissertação (Mestrado em Engenharia). Universidade Federal do Rio Grande do Sul (UFRS).

YAN, X.; XIAO, K.; LIANG, S.; LEI, T.; LIANG, P.; XUE, T.; KAICHANG, Y.; JING, G.; HUANG, X. Hydraulic optimization of membrane bioreactor via baffle modification using computational fluid dynamics. **Bioresource Technology**, v. 175, p. 633–637, 2015.