

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA  
CENTRO TECNOLÓGICO  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E  
AMBIENTAL  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA  
AMBIENTAL**

**EMERSON SOUZA**

**ELETROBIORREATOR A MEMBRANA EM BATELADA  
SEQUENCIAL APLICADO AO TRATAMENTO DE EFLUENTE  
SINTÉTICO SIMULANDO ESGOTO DOMÉSTICO**

**FLORIANÓPOLIS  
2019**



EMERSON SOUZA

**ELETROBIORREATOR A MEMBRANA EM BATELADA  
SEQUENCIAL APLICADO AO TRATAMENTO DE EFLUENTE  
SINTÉTICO SIMULANDO ESGOTO DOMÉSTICO**

Dissertação de Mestrado apresentado ao programa de Pós-graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina em 2019, como requisito para a obtenção do grau de mestre em Engenharia Ambiental.

Orientador: Prof. Dr. Flávio Rubens Lapolli.

Coorientador: Prof. Dr. Tiago José Belli

Florianópolis  
2019

Ficha de identificação da obra elaborada pelo autor,  
através do Programa de Geração Automática da Biblioteca Universitária da UFSC.

Souza, Emerson

Eletrobiorreator a membranas em batelada sequencial aplicado ao tratamento de efluente sintético simulando esgoto doméstico / Emerson Souza ; orientador, Flávio Rubens Lapolli, coorientador, Tiago José Belli, 2019.

138 p.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Santa Catarina, Centro Tecnológico, Programa de Pós Graduação em Engenharia Ambiental, Florianópolis, 2019.

Inclui referências.

I. Engenharia Ambiental. II. Biorreator a membrana. III. Eletrocoagulação. IV. Remoção de Nutrientes. V. Controle da Colmatação. I. Lapolli, Flávio Rubens. II. Belli, Tiago José. III. Universidade Federal de Santa Catarina. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental. IV. Título.

Emerson Souza

ELETROBIORREATOR A MEMBRANA EM BATELADA  
SEQUENCIAL APLICADO AO TRATAMENTO DE EFLUENTE  
SINTÉTICO SIMULANDO ESGOTO DOMÉSTICO

Esta Dissertação foi julgada adequada para obtenção do Título de Mestre e aprovada em sua forma final pelo Programa de Pós Graduação em Engenharia Ambiental.

Florianópolis, 12 de abril de 2019.

---

Prof. Maria Eliza Nagel Hassemer, Dr<sup>a</sup>.  
(Coordenador do Programa de Pós Graduação em Eng. Ambiental)

Florianópolis, Abril de 2019.

**Banca Examinadora**

---

Prof<sup>o</sup>. Dr<sup>o</sup>  
Membro interno – Rodrigo de Almeida Mohedano

---

Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>o</sup>.  
Membro externo – João Paulo Bassin

---

Dr<sup>o</sup>.  
Membro externo – André Aguiar Battistelli



## AGRADECIMENTOS

À minha família, em especial minha mãe Maria Elena, meus avôs Bernardino e Paula, meus padrinhos Ederson e Maria das Graças e ao meu irmãozinho Enzo.

À Taiara, minha namorada, por aguentar minhas diversas reclamações depois das incansáveis coletas, análises de ciclo, PAO/DPAO. Agradeço a você pelos diversos finais de semana em que você foi comigo alimentar os “queridos” reservatórios de esgoto, nas ajudas com as análises nos feriados e no desligamento do reator (momento mais esperado). Enfim, sou muito grato por todo companheirismo ao longo dessa árdua jornada, sem você esse trabalho seria muito mais difícil.

À UFSC, e em especial ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, por oportunizar uma experiência tão valiosa.

Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico – CNPq, pela concessão dos recursos dessa pesquisa, bem como a bolsa de mestrado.

Ao meu orientador, professor Flávio Rubens Lapolli, por me abrir as portas desde a época de TCC e por depositar a sua confiança no meu potencial desde o início desta trajetória.

Ao meu coorientador e amigo, Prof. Tiago Belli pelas inúmeras dúvidas sanadas ao longo de toda a pesquisa. Obrigado por me ajudar naqueles momentos de *start-up* do reator onde tudo parecia impossível e por aguentar minhas indignações entre uma coleta e outra.

Ao Seu Hélio pela montagem do reator e pelas diversas vezes em que o senhor me socorreu nos problemas diários da operação.

Aos meus queridos bolsistas: Ana Carolina Pereira, Mônica Vitart e Alexandre Proença por todas as ajudas nas análises, na alimentação do reator no final de semana, na busca por inoculo em Jurerê, nas infinitas pesagens de Acetato, Amônia e Fosfato! Agradeço imensamente a vocês, visto que foram pessoas muito importante para o desenvolvimento deste trabalho.

Aos colegas de LARA: André, Rady, Carol, Rúbia, Ana e Dani por todo companheirismo ao longo deste mestrado. Agradeço em especial ao Leonardo e a Hioná pelas ajudas diárias seja nas análises, na conferência de algum equipamento ou nos desabafos no RU.

A todos que contribuíram direta ou indiretamente para a minha formação, o meu muito obrigado.



*“ Feliz aquele que transfere o que sabe e aprende o que ensina ”*  
*Cora Coralina*



## RESUMO

O processo de colmatção tem sido apontado como um dos principais inconvenientes na utilização dos biorreatores a membrana como alternativa ao tratamento de efluentes. Recentes estudos têm demonstrado que uma opção para sanar este problema operacional é a utilização dos processos eletroquímicos em união aos de degradação biológica e de separação por membranas. Esta tecnologia, denominada de eletrobiorreator a membrana (EBRM), vem apresentando resultados satisfatórios para o controle de colmatção, bem como uma maior capacidade de remoção de poluentes, especificamente no caso do fósforo. Tal melhoria pode ser atribuída à coexistência dos processos de oxidação química, coagulação, precipitação e adsorção no EBRM. Os resultados satisfatórios apresentados por essa tecnologia de tratamento de efluentes sintético simulando esgoto doméstico está condicionada a otimização de alguns parâmetros. Dentre os parâmetros operacionais destaca-se a taxa de aeração, uma vez que esta pode influenciar nos processos de remoção de matéria orgânica e nutrientes, assim como na colmatção das membranas. Neste enfoque, o presente trabalho teve por objetivo avaliar a influência da taxa de aeração da membrana no desempenho de um eletrobiorreator a membrana operado em batelada sequencial (EBRM-BS) voltado ao tratamento de efluentes. Essa avaliação foi conduzida mediante duas etapas. Na primeira etapa foi avaliado a influência da aplicação de baixa corrente elétrica ( $10 \text{ A m}^{-2}$ ) na remoção de matéria orgânica e nutriente, bem como no potencial incrustante do licor misto. Já na etapa 2 foi avaliado a influência da taxa de aeração da membrana ( $0,48, 0,24$  e  $0,12 \text{ m}^3 \text{ de ar h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ ) no desempenho do EBRM-BS. Os resultados evidenciaram que a remoção de fósforo foi substancialmente melhorada a partir da aplicação da corrente elétrica, tendo em vista o aumento da eficiência de  $61,68\%$  para  $88,69\%$ . Além da remoção de fósforo, verificou-se uma melhor filtrabilidade do licor misto, após a aplicação da corrente elétrica. Essa melhora resultou no decréscimo da velocidade de colmatção em  $36\%$ . Já os resultados da Etapa 2 evidenciaram que a taxa de aeração da membrana de  $0,24 \text{ m}^3 \text{ de ar h}^{-1} \text{ m}^{-2}$  potencializou a remoção de nitrogênio total, tendo em vista a eficiência média de remoção de  $85 \%$ . Por outro lado, uma deterioração da filtrabilidade do licor misto foi observada durante a operação sob reduzida taxa de aeração da membrana.

**Palavras-chave:** Eletrobiorreator a membrana em batelada sequencial; taxa de aeração; remoção de nutrientes; colmatção.



## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Fatores que afetam o processo de colmatção das membranas (Adaptado de LE-CLECH et al., 2006).....	40
Figura 2 - Representação esquemática do processo de remoção biológica otimizada de fósforo (BECH, 2011). .....	45
Figura 3 - Representação esquemática da unidade experimental .....	50
Figura 4 - Unidade Experimental utilizada nesta pesquisa. ....	50
Figura 5 - Módulo de membrana e sua representação esquemática. ....	51
Figura 6 - Pontos amostrados no reator. ....	58
Figura 7 - Sequência metodológica para a determinação das Substâncias Poliméricas Extracelulares (EPS) e Produto Microbiano Solúvel (SMP).....	61
Figura 8 - Representação esquemática da sequência metodológica para determinação da $TCO_{Endógena}$ , $TCO_{Autotrófica}$ ( $NH_4^+$ e $NO_2^-$ ) e $TCO_{Heterotrófica}$ . ....	63
Figura 9 - Representação esquemática da sequência metodológica a ser utilizada na determinação da atividade aeróbia e anóxica dos Organismos Acumuladores de Fósforo (PAO) (Adaptado de Wachtmeister et al., 1997). ....	65
Figura 10 - Representação esquemática da sequência metodológica para a determinação da velocidade de consumo de amônia (VCA) e velocidade de consumo de nitrato (VCN) (Adaptado de Scheuman, 2010).....	67
Figura 11 - Distribuição das seções a partir dos resultados obtidos nas etapas 1 e 2. ....	71
Figura 12 - Determinação da permeabilidade hidráulica do módulo de membrana. ....	72
Figura 13 - Determinação do fluxo crítico do módulo de membrana. ....	73
Figura 14 - $TCO_{esp}$ via bactérias autotróficas e heterotróficas do lodo inoculante e da biomassa do BRM-BS. ....	74
Figura 15 - Perfil de decaimento de $N-NH_4^+$ durante os ensaios de determinação da velocidade de consumo de amônia (VCA) para o lodo inoculante e a biomassa do BRM-BS ao final da estratégia E-1.....	76
Figura 16 - Perfil do processo de liberação e absorção de fósforo via respiração aeróbia e anóxica do lodo inoculante e da biomassa do BRM-BS ao fim da E-1. ....	77
Figura 17 - Abundância relativa bacteriana ao nível de gênero no inoculo e ao fim da estratégia operacional E-1. ....	79
Figura 18 - Consumo médio da demanda química de oxigênio sob condição anóxica/anaeróbia e aeróbia, ao longo do ciclo operacional do reator, em ambas as estratégias. ....	81
Figura 19 - Concentração de demanda química de oxigênio ao final da etapa aeróbia e no permeado ao longo das estratégias operacionais. ....	82
Figura 20 - Concentração de nitrogênio amoniacal no esgoto e no permeado ao longo das estratégias operacionais. ....	84
Figura 21 - Perfil da concentração de $N-NO_3^-$ , $N-NO_2^-$ e $N-NH_4^+$ ao longo de um ciclo operacional das estratégias E-1 e E-2.....	85

Figura 22 - Comportamento da concentração de fósforo, ao longo das etapas do reator, em ambas as estratégias.....	87
Figura 23 - Perfil da concentração de $P-PO_4^{-3}$ ao longo de um ciclo operacional das estratégias E-1 e E-2.....	88
Figura 24 - Concentração de $Al^{+3}$ no licor misto, no final da etapa anóxica, ao longo da E-2. ....	89
Figura 25 - Abundância relativa bacteriana ao nível de gênero na E-1 e E-2....	90
Figura 26 - Perfil do processo de liberação e absorção de fósforo via respiração aeróbia e anóxica da E-1 e E-2. ....	90
Figura 27 - Evolução da concentração de SST e SSV, bem como sua respectiva relação SSV/SST ao longo das estratégias E-1 e E-2. ....	92
Figura 28 - Regressão linear entre a massa de SSV gerada cumulativa e massa de DQO consumida cumulativa para a E-1 e E-2.....	94
Figura 29 - Comportamento da relação alimento/microrganismo (A/M) e carga orgânica volumétrica (COV) ao longo dos dias operacionais.....	94
Figura 30 - Evolução da pressão transmembrana (PTM) ao longo dos dias operacionais da E-1 e E-2.....	96
Figura 31 - Perfil da velocidade de colmatação (VC) ao longo dos dias operacionais da E-1 e E-2.....	97
Figura 32 - Concentrações médias de SMP, em termos de partículas exopoliméricas transparentes, carboidratos e proteínas, para a E-1 e E-2. ....	99
Figura 33 - Concentrações médias de EPS, em termos de proteínas e carboidratos, para a E-1 e E-2. ....	100
Figura 34 - Diâmetro médio dos flocos biológicos de cada estratégia operacional. ....	101
Figura 35 - Porcentagem acumulativa do diâmetro dos flocos (0 a 50 $\mu m$ ) do último dia operacional da E-1 e E-2. ....	101
Figura 36 - $IVL_d$ médio de cada estratégia operacional. ....	102
Figura 37- Consumo de DQO sob condição anóxica/anaeróbia e aeróbia ao longo do ciclo operacional do reator para as estratégias E-3, E-4 e E-5.....	105
Figura 38 – Concentração média de DQO ao fim da etapa aeróbia, no permeado, e a respectiva DQO média retida pela membrana em ambas as estratégias. ....	105
Figura 39 - Concentração média de oxigênio dissolvido ao final do ciclo de cada estratégia operacional. ....	107
Figura 40 - Concentração de nitrogênio amoniacal no esgoto e no permeado, bem como as respectivas eficiências ao longo das estratégias operacionais.....	108
Figura 41 - Taxa específica de consumo de oxigênio das bactérias autotróficas para cada estratégia.....	109
Figura 42 - Perfil da concentração de $N-NO_3^-$ , $N-NO_2^-$ e $N-NH_4^+$ ao longo de um ciclo operacional das estratégias E-3, E-4 e E-5.....	111
Figura 43 - Perfil da concentração de $P-PO_4^{-3}$ ao longo de um ciclo operacional das estratégias E-3, E-4 e E-5.....	114
Figura 44 - Consumo médio de matéria orgânica, durante a etapa anóxica/anaeróbia, das estratégias avaliadas. ....	114

Figura 45 - Perfil do processo de liberação e absorção de fósforo via respiração aeróbia e respiração anóxica da E-3, E-4 e E-5. ....	116
Figura 46 - Fração de fósforo com potencial de remoção via respiração anóxica frente à aeróbia. ....	117
Figura 47 - Evolução da concentração de SST e SSV, bem como sua respectiva relação SSV/SST ao longo das estratégias E-3, E-4 e E-5. ....	118
Figura 48 - Evolução da pressão transmembrana (PTM) ao longo dos dias operacionais da E-3, E-4 e E-5. ....	119
Figura 49 - Velocidade média de colmatação das estratégias operacionais. ....	120
Figura 50 - Concentrações médias de SMP, em termos de partículas exopoliméricas transparentes, carboidratos e proteínas, para a E-3, E-4 e E-5. ....	121
Figura 51 - Concentrações médias de EPS, em termos de proteínas e carboidratos, para a E-3, E-4 e E-5. ....	121
Figura 52 - Diâmetro médio dos flocos biológicos de cada estratégia operacional. ....	122
Figura 53 - Valor médio de turbidez do sobrenadante para cada estratégia operacional. ....	123



## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Condições experimentais utilizadas em pesquisas com EBRM. ....	28
Tabela 2 - Pesquisas realizadas com biorreatores a membrana sob regime contínuo e/ou em batelada sequencial.....	32
Tabela 3 - Tempo utilizado em cada fase operacional do reator. ....	52
Tabela 4 - Estratégias operacionais avaliadas ao longo do período experimental. ....	53
Tabela 5 - Condições Operacionais adotadas no reator. ....	54
Tabela 6 - Composição do Esgoto Doméstico Sintético (Adaptado de Hua et al., 2015).....	55
Tabela 7 - Composição da Solução de Micronutrientes (Adaptado de Hua et al., 2015).....	55
Tabela 8 - Análise de Monitoramento do EBRM. ....	57
Tabela 9 - Parâmetros analisados para o monitoramento da eficiência do reator. ....	59
Tabela 10 - Métodos analíticos e frequência de análises .....	68
Tabela 11 - Carga orgânica volumétrica (COV) aplicada e concentrações de DQO no esgoto afluente e permeado e respectivas eficiências de remoção para cada estratégia operacional. ....	80
Tabela 12 - Carga nitrogenada volumétrica (CNV) aplicada e concentrações de nitrogênio total no esgoto afluente e permeado e respectivas eficiências de remoção para cada estratégia operacional.....	82
Tabela 13 - Valores médios de pH, temperatura e concentração de oxigênio dissolvido, ao final das etapas do reator, para as duas estratégias avaliadas.....	83
Tabela 14 - Velocidade de consumo de amônia (VCA), velocidade específica de consumo de amônia (VCAesp), taxa de consumo de oxigênio (TCO) e taxa específica de consumo de oxigênio (TCOesp) das bactérias autotróficas do período E-1 e E-2.....	84
Tabela 15 - Carga volumétrica de fósforo (CVP) aplicada e concentrações de fósforo total no esgoto afluente e permeado e respectivas eficiências de remoção para cada estratégia operacional. ....	86
Tabela 16 - P-Absorção via respiração aeróbia e anóxica das PAO para as estratégias E-1 e E-2.....	91
Tabela 17 - Carga orgânica volumétrica (COV) aplicada e concentrações de DQO no esgoto afluente e permeado e respectivas eficiências de remoção para cada estratégia operacional. ....	104
Tabela 18 - Carga nitrogenada volumétrica (CNV) aplicada e concentrações de nitrogênio total no esgoto afluente e permeado e respectivas eficiências de remoção para cada estratégia operacional.....	106
Tabela 19 - Carga volumétrica de fósforo (CVP) aplicada e concentrações de fósforo total no esgoto afluente e permeado e respectivas eficiências de remoção para cada estratégia operacional. ....	112

Tabela 20 – Teor médio de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup> ao final das fases de alimentação, anóxica/anaeróbia e aeróbia do reator para as estratégias operacionais avaliadas. .... 113

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

A/M – Alimento/microrganismo  
COV – Carga Orgânica Volumétrica  
IVL – Índice Volumétrico de Lodo  
dIVL – Índice Volumétrico de Lodo diluído  
BRM – Biorreator a membrana  
EBRM-BS – Eletrobiorreator a membrana em batelada sequencial  
COD – Carbono orgânico dissolvido  
PAO - organismos acumuladores de fósforo  
DQO – Demanda química de oxigênio  
PHA – Polihidroxialcanoato  
pH – Potencial Hidrogênionico  
EBPR –Enhanced biological phosphorus removal  
EPS – Substâncias poliméricas extracelulares  
PTM – Pressão Transmembrana  
N<sub>total</sub> – Nitrogênio total  
N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> = Nitrogênio amoniacal  
N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> = Nitrogênio nitrito  
N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> = Nitrogênio nitrato  
OD – Oxigênio dissolvido  
P<sub>total</sub> – Fósforo total  
SMP – Produto microbiano solúvel  
SST – Sólidos suspensos totais  
SSV – Sólidos suspensos voláteis  
TRH – Tempo de Retenção Hidráulica  
 $\theta_c$  – Idade do lodo  
AGV = Ácidos graxos voláteis  
CC = Corrente contínua  
EC = Eletrocoagulação  
OFF = Desligado  
ON = Ligado  
P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>= Ortofosfato  
TCO – Taxa de consumo de oxigênio  
TCO<sub>Específica</sub> - Taxa de consumo de oxigênio específica  
VCA – Velocidade de consumo de amônia  
SADam – Taxa de aeração da Membrana



## SUMÁRIO

<b>1 INTRODUÇÃO .....</b>	<b>25</b>
1.1 OBJETIVOS .....	29
1.1.1 Objetivo Geral.....	29
1.1.2 Objetivos Específicos .....	29
<b>2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....</b>	<b>31</b>
2.1 BIORREATOR A MEMBRANA APLICADO AO TRATAMENTO DE EFLUENTE.....	31
2.2 ELETROBIORREATOR A MEMBRANA APLICADO AO TRATAMENTO DE EFLUENTE .....	33
2.2.1 Aspectos Operacionais.....	33
2.2.2 Processo de Colmatação das Membranas .....	39
2.3 MECANISMO DE REMOÇÃO DE NUTRIENTES EM ELETROBIORREATOR A MEMBRANA .....	42
2.3.1 Remoção de Nitrogênio .....	42
2.3.2 Remoção de Fósforo.....	44
<b>3 METODOLOGIA .....</b>	<b>49</b>
3.1 UNIDADE EXPERIMENTAL.....	49
3.2 OPERAÇÃO DO REATOR .....	51
3.2.1 Estratégias Operacionais.....	52
3.2.2 Inoculação.....	54
3.2.3 Alimentação.....	55
3.2.4 Controle da Idade do Lodo .....	56
3.2.5 Procedimento para limpeza das membranas.....	56
3.2.6 Determinação da Permeabilidade Hidráulica do Módulo de Membranas.....	56
3.2.7 Determinação do Fluxo Crítico do Módulo de Membranas .....	57
3.3 MONITORAMENTO DO EBRM-BS.....	57
3.3.1 Eficiência do Reator.....	58
3.3.2 Análise de Ciclo.....	59
3.3.3 Sequenciamento Genético Bacteriano .....	59

<b>3.3.4 Substâncias Poliméricas Extracelulares e Produtos Microbianos Solúveis</b> .....	<b>60</b>
<b>3.3.5 Granulometria por Difração a Laser</b> .....	<b>61</b>
3.4 ENSAIOS DE BANCADA .....	62
<b>3.4.1 Ensaio com a biomassa do reator</b> .....	<b>62</b>
3.5 TRATAMENTO ESTATÍSTICO DOS DADOS .....	67
3.6 MÉTODOS ANALÍTICOS .....	67
<b>4 RESULTADOS E DISCUSSÃO</b> .....	<b>69</b>
Aplicação de corrente elétrica com baixo tempo de exposição para redução do potencial incrustante do licor misto de biorreator a membrana. ....	71
Estudos Preliminares .....	71
Aplicação de corrente elétrica com baixo tempo de exposição em biorreator a membrana em batelada sequencial visando a melhoria do desempenho do reator.....	71
4.1 SEÇÃO I: ESTUDOS PRELIMINARES .....	72
<b>4.1.1 Determinação da Permeabilidade Hidráulica do Módulo de Membranas</b> .....	<b>72</b>
<b>4.1.2 Determinação do Fluxo Crítico do Módulo de Membrana</b> .....	<b>73</b>
4.2 SEÇÃO II: PARTIDA DO REATOR: AVALIAÇÃO COMPARATIVA ENTRE LODO O INOCULANTE E A BIOMASSA DO BRM-BS QUANTO A SUA ATIVIDADE E PERFIL BACTERIANO. ....	74
<b>4.2.1 Taxa de consumo de oxigênio específica (<math>TCO_{esp}</math>) por bactérias autotróficas e heterotróficas</b> .....	<b>74</b>
<b>4.2.2 Velocidade de Consumo de Amônia (VCA)</b> .....	<b>75</b>
<b>4.2.3 Atividade Aeróbia e Anóxica dos Organismos Acumuladores de Fósforo</b> .....	<b>76</b>
<b>4.2.4 Avaliação da comunidade bacteriana</b> .....	<b>78</b>
4.3 SEÇÃO III: APLICAÇÃO DE CORRENTE ELÉTRICA COM BAIXO TEMPO DE EXPOSIÇÃO EM BIORREATOR A MEMBRANA EM	

BATELADA SEQUENCIAL VISANDO A MELHORIA DO DESEMPENHO DO REATOR .....	80
<b>4.3.1 Remoção de Matéria Orgânica .....</b>	<b>80</b>
<b>4.3.2 Remoção de Nitrogênio .....</b>	<b>82</b>
<b>4.3.3 Remoção de Fósforo.....</b>	<b>86</b>
<b>4.3.4 Avaliação das características da biomassa.....</b>	<b>92</b>
4.4 SEÇÃO IV: APLICAÇÃO DE CORRENTE ELÉTRICA COM BAIXO TEMPO DE EXPOSIÇÃO PARA REDUÇÃO DO POTENCIAL INCRUSTANTE DO LICOR MISTO DE BIORREATOR A MEMBRANA. .95	
<b>4.4.1 Monitoramento da Pressão Transmembrana.....</b>	<b>95</b>
<b>4.4.2 Caracterização do Licor Misto .....</b>	<b>98</b>
4.5 SEÇÃO V: AVALIAÇÃO DA INFLUÊNCIA DA TAXA DE AERAÇÃO DA MEMBRANA NA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA, NITROGÊNIO E FÓSFORO EM ELETROBIORREATOR A MEMBRANA EM BATELADA SEQUENCIAL APLICADO AO TRATAMENTO DE EFLUENTE .....	103
<b>4.5.1 Remoção de Matéria Orgânica .....</b>	<b>104</b>
<b>4.5.2 Remoção de Nitrogênio .....</b>	<b>106</b>
<b>4.5.3 Remoção de Fósforo.....</b>	<b>112</b>
<b>4.5.4 Avaliação das características da biomassa.....</b>	<b>118</b>
4.6 SEÇÃO VI: AVALIAÇÃO DA INFLUÊNCIA DA TAXA DE AERAÇÃO NA FILTRABILIDADE DO LICOR MISTO EM ELETROBIORREATOR A MEMBRANA EM BATELADA SEQUENCIAL APLICADO AO TRATAMENTO DE EFLUENTE .....	119
<b>4.6.1 Monitoramento da Pressão Transmembrana.....</b>	<b>119</b>
<b>5 CONSIDERAÇÕES FINAIS E RECOMENDAÇÕES .....</b>	<b>124</b>
5.1 CONSIDERAÇÕES FINAIS.....	124
5.2 RECOMENDAÇÕES .....	125
<b>6 REFERÊNCIAS .....</b>	<b>126</b>



## 1 INTRODUÇÃO

A aplicação de biorreatores a membrana (BRM) vem ganhando destaque na área de tratamento de efluente. A expansão desta tecnologia pode estar associada à suas vantagens, dentre as quais se destacam a: (i) independência entre a idade do lodo e o tempo de retenção hidráulica; (ii) menor produção de lodo; (iii) produção de efluente com baixa concentração de patógenos e com baixo teor de sólidos em suspensão e (iv) capacidade de retenção de poluentes orgânicos de pequeno peso molecular (JEGATHEESAN et al., 2016; NEOH et al., 2015).

Apesar das vantagens mencionadas, o processo de colmatção tem sido relatado como um dos principais inconvenientes na utilização dos BRM como alternativa ao tratamento de efluentes (BOREA et al., 2017). O processo de colmatção é usualmente caracterizado pela deposição de materiais inorgânicos e orgânicos, incluindo células de microrganismos, na superfície da membrana, que pode gerar perda do fluxo de permeado ou aumento da pressão transmembrana durante a filtração do licor misto. Assim, para recuperação da permeabilidade hidráulica das membranas, o processo de limpeza química dessas unidades torna-se bastante habitual na rotina operacional dos BRM, aumentando, conseqüentemente, seus custos de manutenção (MENG et al., 2017).

Recentes estudos têm demonstrado que uma alternativa para a minimização da colmatção em BRM é a utilização dos processos eletroquímicos em união aos de degradação biológica e de separação por membranas (ENSANO et al., 2016). Esta tecnologia, denominada de eletrobiorreator a membrana (EBRM), vem apresentando resultados satisfatórios para o controle de colmatção. Tal condição tem sido atribuído principalmente aos processos eletroquímicos, os quais são capaz de promover uma redução da concentração de substâncias determinantes ao processo de colmatção das membranas, tal como os produtos microbianos solúveis (SMP) (TORRES et al., 2003). Paralelamente, tem se verificado também que o processo eletroquímico propicia o aumento do tamanho dos flocos, bem como a redução da quantidade de partículas coloidais, facilitando, o processo de filtração do licor misto em BRM (KHANDEGAR; SAROHA, 2013).

Além de possibilitar uma menor velocidade de colmatção, o uso do processo eletroquímico juntamente ao BRM permite também que o reator obtenha uma maior capacidade de remoção de poluentes, especificamente no caso do fósforo. A existência dos processos de coagulação, precipitação e adsorção no EBRM contribui para uma elevada e estável remoção deste nutriente (BANI-MELHEM; SMITH,

2012). Tal vantagem dos EBRM deve ser valorizada, uma vez que a remoção de fósforo via processo biológico nem sempre permite atingir eficiências de tratamento satisfatórias, dado a grande sensibilidade dos microrganismos envolvidos neste processo (WEI et al., 2009). Ademais, a remoção de fósforo em sistemas exclusivamente biológicos, tal como o processo Bardenpho de 5 estágios, exige a recirculação do licor misto por diferentes tanques, encarecendo consequentemente os custos de instalação e operação da estação de tratamento de esgoto (VON SPERLING, 2007).

Apesar das vantagens reportadas, a remoção de compostos oxidados de nitrogênio ( $N-NO_3^-$  e  $N-NO_2^-$ ) em reatores tipo EBRM ainda é deficitária (BELLI et al., 2019), o que limita o seu desempenho quanto à remoção de nitrogênio total (NT). Em sistemas EBRM de câmara única, a remoção da NT pode ser realizada mediante a alternância de condições anóxicas e aeróbias causadas pela aplicação de corrente elétrica, tal como reportado por Ibeid et al., (2013). No entanto, o sucesso deste novo processo depende da otimização de vários parâmetros operacionais, tais como a taxa de aeração, tempo de retenção hidráulica, densidade de corrente e modo de exposição da corrente elétrica (HASAN et al., 2014; BOREA et al., 2017), o que pode tornar a sua aplicação em escala real bastante complexa. Assim, para garantir uma remoção elevada e estável de NT em sistemas EBRM, a inclusão de um tanque anóxico no *layout* do EBRM pode ser considerada (BATTISTELLI et al., 2018). Nessas condições, o EBRM passa a operar em regime de pré-desnitrificação, com recirculação do licor misto do tanque aeróbio para o tanque anóxico, no qual a desnitrificação ocorrerá.

Embora a remoção de  $N-NO_2^-$  e  $N-NO_3^-$  aumente quando o EBRM é operado em regime de pré-desnitrificação, essa configuração torna a operação do reator mais onerosa, dado o gasto energético adicional para a recirculação do licor misto entre os diferentes tanques (HAIT e MAZUMDER, 2011; MARNER et al., 2016). Dessa maneira, a operação do EBRM em modo descontínuo, na forma de batelada sequencial, pode ser uma alternativa, dado que nesta modalidade pode-se também operar o reator em regime de pré-desnitrificação, mas sem a necessidade de recirculação interna do licor misto (MA et al., 2009; COSTA et al., 2018). Tal vantagem decorre da realização de fases cíclicas sequenciais durante a operação do reator, tais como: (1) fase de enchimento; (2) fase de reação (anaeróbia, anóxica e/ou aeróbia); e (3) clarificação/descarte (ou simplesmente filtração para o caso de BRM). Portanto, a operação do EBRM em regime de batelada sequencial (EBRM-BS) surge como uma alternativa promissora para se obter maior remoção de NT sem onerar a

operação do reator, dado que os processos de nitrificação e desnitrificação ocorrem em um único tanque, sob eventos sequenciais.

Dentre os fatores relevantes a operação dos EBRM-BS, destaca-se a taxa de aeração na membrana (TAM). Tal como em outros BRM, a TAM tem importantes reflexos sobre os processos de remoção de matéria orgânica e nutriente, bem como sobre o processo de colmatação das membranas. Tan e Ng (2008) observaram que a operação de um BRM sob uma vazão de ar fixada em  $10 \text{ L min}^{-1}$  propiciava uma menor velocidade de colmatação quando comparada com a vazão de  $2,5 \text{ L min}^{-1}$ . Embora existam estudos evidenciando esse mesmo comportamento em BRM convencionais (HOCAOGLU et al., 2011; CANZIANI et al., 2006; JIN et al., 2006), ainda inexistem estudos voltadas à avaliação do impacto da TAM em EBRM. Considerando que a eletrocoagulação altera diversas propriedades do licor misto (tamanho do floco, índice volumétrico do lodo, desidratabilidade do lodo) (BATTISTELLI et al., 2018a) entende-se que novos estudos voltados a avaliação da TAM em EBRM são necessários. Além das alterações reportadas sobre o licor misto, estudos recentes têm relatado que o uso da eletrocoagulação influencia também aqueles parâmetros vinculados à biomassa, com destaque ao coeficiente de produção celular, cinética da nitrificação e gêneros bacterianos presentes no lodo (BATTISTELLI et al., 2018b). Assim, é provável que o reflexo da variação da TAM em EBRM se manifeste de maneira diferente não apenas em relação a filtrabilidade do licor misto, mas também em relação a eficiência do reator quanto a remoção de poluentes. Nesse sentido, a presente pesquisa teve por objetivo avaliar o efeito da redução da taxa de aeração na membrana ( $0,48$ ;  $0,24$  e  $0,12 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ ) no desempenho EBRM-BS, seja em relação a colmatação, seja em relação à remoção de poluentes.

Outra particularidade inerente aos EBRM e que carece de maiores investigações diz respeito ao modo de exposição e ao tempo aplicação da corrente elétrica. Estudos prévios com EBRM foram conduzidos utilizando-se de elevados tempos de aplicação da corrente (TAC), compreendidos em uma faixa de  $4,8$  a  $12 \text{ h d}^{-1}$  (Tabela 1). Buscando uma maior viabilidade dos eletrobiorreatores em condições reais, entende-se que a sua operação com menores tempos de exposição possa ser mais atrativa, dado o menor custo energético envolvido nessa condição, bem como a menor depreciação dos eletrodos ao longo do tempo de operação do reator. Nesse sentido, a presente pesquisa buscou avaliar paralelamente o desempenho do EBRM-BS sob a aplicação um TAC reduzido, fixado em  $1,2 \text{ h d}^{-1}$ . Comparativamente aos valores reportados na Tabela 1, o TAC utilizado no EBRM-BS foi de 4 a 10 vezes menor do

que aplicado em estudos anteriores, evidenciando assim a reduzida utilização da corrente elétrica durante a operação do reator.

Tabela 1 - Condições experimentais utilizadas em pesquisas com EBRM.

Regime de Operação	DC (A m <sup>-2</sup> )	ME (ON/OFF)	TAC (h d <sup>-1</sup> )	Referência
Contínuo	10-15	6/18	6,0	Belli et al. (2019)
Contínuo	10	6/18	6,0	Battistelli et al (2018)
Contínuo	23	3/7	7,2	Tafti et al. (2015)
Contínuo	35	5/5	12	Ibeid et al. (2015)
Contínuo	8,54	5/20	4,8	Borea et al. (2017)
Batelada	10	6/30	1,2	Presente Pesquisa

DC: densidade de corrente elétrica. ME: modo de exposição da corrente elétrica. TAC: tempo de aplicação da corrente elétrica.

Por fim, destaca-se que o presente trabalho está inserido na linha de pesquisa que vem sendo realizada no Laboratório de Reúso de Águas (LaRA) da Universidade Federal de Santa Catarina dentro da temática de biorreatores a membrana para tratamento de esgoto sanitário (ANDRADE, 2001; PELEGRIN, 2004; PROVENZI, 2005; MAESTRI, 2007; CAMPELLO, 2009; BELLI, 2011; KELLNER, 2014; BELLI, 2015; COSTA, 2018; BATTISTELLI, 2018). Mais especificamente, esta dissertação visou contribuir para com os resultados obtidos por Battistelli (2018), o qual investigou de maneira pioneira, tanto no laboratório LaRA, quanto em outros grupos de pesquisas do Brasil, a utilização de eletrobiorreator a membrana como alternativa ao tratamento de esgoto. Desse modo, a presente pesquisa seguiu abordando o estudo dessa variante de BRM para tratamento de esgoto sanitário, conduzindo pela primeira vez a sua operação sob modo descontinuo, em batelada sequencial.

## 1.1 OBJETIVOS

### 1.1.1 Objetivo Geral

Avaliar o desempenho de um eletrobiorreator a membrana operado em batelada sequencial (EBRM-BS) no tratamento de efluente sintético simulando esgoto doméstico.

### 1.1.2 Objetivos Específicos

- a) Investigar o efeito da aplicação de corrente elétrica de baixa exposição diária em um EBRM-BS quanto a remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo, bem como quanto a filtrabilidade do licor misto.
- b) Estudar o efeito da redução da taxa de aeração sobre o desempenho do EBRM-BS na remoção de matéria orgânica e nutrientes, bem como sobre a filtrabilidade do licor misto.
- c) Avaliar a evolução da atividade autotrófica da biomassa ao longo da operação do EBRM-BS.
- d) Caracterizar o perfil da comunidade bacteriana presente no licor misto do EBRM-BS para cada estratégia operacional estudada.



## 2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

### 2.1 BIORREATOR A MEMBRANA APLICADO AO TRATAMENTO DE EFLUENTE

O biorreator a membrana (BRM) caracteriza-se pela associação de um processo biológico de tratamento de efluentes, frequentemente lodos ativados, a um processo de micro/ultrafiltração por membranas (LAURINONYTE et al., 2017). A utilização do processo de separação por membranas em detrimento aos sedimentadores convencionais propicia inúmeras vantagens para este sistema, dentre as quais destacam-se: (i) a menor produção de lodo; (ii) a produção de efluente livre de patógenos e com baixo teor de sólidos em suspensão e (iii) a capacidade de retenção de poluentes orgânicos de pequeno peso molecular (JEGATHEESAN et al., 2016; NEOH et al., 2015).

Os módulos de membrana podem ser dispostos no interior do reator (BRM com membrana submersa), bem como em um tanque separado (BRM de recirculação externa). No BRM com membrana submersa, o permeado é obtido por meio da pressurização do reator ou pela geração de uma pressão negativa no lado do permeado. Enquanto que no BRM de recirculação externa, o líquido permeia a membrana sob pressão (JUDD, 2016). Thomas et al., (2000) reportam que BRM com recirculação externa apresentam algumas características, dentre as quais destacam-se: (i) pressões transmembrana (PTM) elevadas (3 bar) e; (ii) elevados números de Reynolds. Tais características propiciam uma produção de fluxo permeado maior do que o alcançado para BRM com membranas submersas. Entretanto, o alto fluxo de permeado requer um consumo de energia bastante elevado, a fim de reduzir a colmatação das membranas. Neste enfoque, gerou-se uma maior aplicação de BRM com membrana submersa em plantas de estação de tratamento de esgoto, visto que tal sistema requer menor consumo energético, bem como menores dificuldades operacionais (YANG et al., 2006).

Além da disposição dos módulos, os BRM podem também serem diferenciados pelo seu regime de operação. Judd e Judd (2011) evidenciam dois regimes de operação: contínuo e batelada sequencial. Os BRM em regime contínuo requerem a adoção de diferentes unidades ao longo da linha de tratamento, a fim de realizar as etapas de remoção bioquímica de matéria orgânica e nutrientes e separação sólido-líquido (GRADY et al., 2011). Já os biorreatores a membrana em batelada sequencial operam em fluxo intermitente e consistem basicamente em um único reator, o qual compreende os processos unitários e bioquímicos de

oxidação biológica e separação sólido/líquido (BELLI et al., 2016). A Tabela 2 apresenta pesquisas realizadas com BRM sob regime contínuo e/ou em batelada sequencial.

Tabela 2 - Pesquisas realizadas com biorreatores a membrana sob regime contínuo e/ou em batelada sequencial.

<b>Referência</b>	<b>Regime</b>	<b>Título da Pesquisa</b>
<b>Zhang, H. M. et al. (2006)</b>	Batelada sequencial e contínuo	Comparação entre um biorreator de membrana por lotes de sequenciamento e um biorreator de membrana convencional
<b>Belli et al. (2014)</b>	Batelada Sequencial	Remoção biológica de nutrientes em um biorreator a membrana em batelada sequencial tratando esgoto municipal.
<b>Mannina et al. (2016)</b>	Batelada Sequencial	Biorreator a membrana em batelada sequencial para o tratamento de águas residuais: O efeito do aumento da salinidade.
<b>Gurung et al. (2017)</b>	Contínuo	Avaliação da incrustação de membrana e o desempenho do biorreator de membrana piloto (MBR) para tratar águas residuais municipais reais durante o inverno nas regiões nórdicas.
<b>Habib et al. (2017)</b>	Contínuo	Influência dos modos de relaxamento na incrustação de membrana em biorreator de membrana submersa para tratamento de águas residuais domésticas.
<b>Leyva-Díaz et al. (2016)</b>	Contínuo	Biorreator a membrana de leito móvel com configuração anaeróbia/anóxica/óxica no biofilme para a remoção de nutrientes de águas residuais.

A gama de pesquisas de BRM aplicado ao tratamento de esgoto fez com que surgissem diferentes variantes desta tecnologia. Dentre os novos

arranjos estudados destacam-se os: (i) biorreatores a membrana de leito móvel, (ii) biorreatores a membrana anaeróbio e (iii) eletrobiorreatores a membrana (HU et al., 2017; BOREA et al., 2017; YANG et al., 2010). O desenvolvimento de tais arranjos surge com intuito de aperfeiçoar essa tecnologia visando sua maior aplicação para o tratamento de esgoto.

## 2.2 ELETROBIORREATOR A MEMBRANA APLICADO AO TRATAMENTO DE EFLUENTE

O eletrobiorreator a membrana consiste na união dos processos eletroquímicos, de degradação biológica e de filtração com membrana em único reator (BANI-MELHEM; ELEKTOROWICZ, 2010). Quanto ao design do EBRM, este comumente é constituído por um ou mais pares de eletrodos (cátodo e ânodo) que são dispostos em torno do módulo de membrana. Tais eletrodos são conectados a uma fonte de corrente contínua a fim de promover a troca de elétrons entre o cátodo e o ânodo (HASAN et al., 2012). Para o fornecimento de oxigênio são dispostos um sistema de aeração na parte inferior do reator, a fim de fornecer oxigênio para os microrganismos e reduzir o processo de colmatação.

A presença do processo de eletrocoagulação propicia uma série de vantagens para este sistema, dentre as quais destacam-se: (i) a redução da velocidade de colmatação das membranas; (ii) a melhoria da capacidade de desaguamento do lodo e (iii) a excelente remoção de nutrientes (HASAN et al., 2014). Porém, tais melhorias podem estar condicionadas a otimização de determinados fatores operacionais, dentre os quais destacam-se a densidade de corrente aplicada, tempo de exposição ao processo de eletrocoagulação, material dos eletrodos, taxa de aeração, tempo de retenção hidráulica e idade do lodo. Considerando tal importância, serão detalhados a seguir cada um desses parâmetros.

### 2.2.1 Aspectos Operacionais

#### 2.2.1.1 Densidade de Corrente Aplicada e Modo de Exposição (ON/OFF)

A densidade de corrente (DC) é calculada pela razão entre a corrente elétrica, medida em ampére (A), e a área do ânodo, dada em metros quadrados (ENSANO et al., 2016). A DC desempenha um papel importante no processo de eletrocoagulação, pois interfere diretamente nos seguintes parâmetros: (i) taxa de dosagem de íons metálicos; (ii) densidade de bolhas de gás que são liberados na solução via reação de

oxidação e redução e (iii) tamanho dos flocos (KHANDEGAR; SAROHA, 2013).

Mouedhen et al. (2008) reportam que a operação sob elevadas densidades de corrente propicia uma maior formação de coagulantes em um período de tempo mais baixo. Porém Zhang, J. et al. (2015) evidenciam que a aplicação de densidade de corrente excessiva gera um aumento no custo energético devido a dissipação de energia em forma de calor no interior do reator. Neste enfoque, diversos pesquisadores (SUN et al., 2017; BOREA et al., 2017; HUA et al., 2015; IBEID et al., 2015; MA et al., 2015) vêm estudando a influência da corrente elétrica sob os processos de colmatação das membranas e na remoção de nutrientes em eletrobiorreatores a membrana.

Tafti et al. (2015) avaliaram o desempenho de um EBRM tratando esgoto doméstico sintético sob quatro diferentes densidades de corrente (5, 12,5, 20 e 23 A.m<sup>-2</sup>). Estes autores constataram uma melhor performance de remoção de DQO, fosfato e amônia quando o reator estava sob aplicação da densidade de corrente de 12,5 A.m<sup>-2</sup>. Porém, a menor velocidade de colmatação foi observada sob densidade de corrente de 5,0 A.m<sup>-2</sup>. Já Ibeid et al. (2015) ao avaliar a performance de um reator em batelada tratando esgoto doméstico sob densidades de corrente entre 5 e 35 A.m<sup>-2</sup>, constataram uma melhor filtrabilidade do licor misto, bem como uma melhor dissolução dos eletrodos quando o reator operava sob DC de 15 A.m<sup>-2</sup>.

Portanto, é possível perceber pelas pesquisas apresentadas que a aplicação de baixas densidades de corrente se mostra uma alternativa viável para a operação de eletrobiorreatores a membrana, tanto na eficiência do tratamento, quanto na redução dos custos envolvidos.

Quanto ao modo de exposição (ON/OFF), este consiste no tempo em que o reator permanece exposto a corrente elétrica. Giwa e Hasan (2015) destacam que o modo de exposição é um importante parâmetro para o controle operacional de EBRM, visto que este pode influenciar diretamente no metabolismo dos microrganismos, bem como na filtrabilidade do licor misto.

Ibeid, S. et al. (2013) estudaram a aplicação de corrente elétrica (entre 15 e 35 A.m<sup>-2</sup>) sob diferentes modos de exposição (5' ON/10' OFF, 5' ON/15' OFF, 5' ON/20' OFF e contínuo ON) com intuito de verificar a influência do modo de exposição na filtrabilidade de um licor misto com teor de sólidos próximos à 15 g.L<sup>-1</sup>. Tais pesquisadores constataram que a operação sob maior tempo de exposição a corrente elétrica propiciava um aumento na produção de produtos microbianos solúveis (SMP). Em contrapartida, observaram-se que a operação sob os modos de exposição

5' ON/15'OFF e 5' ON/20'OFF resultaram em uma redução de 68% e 37% de polissacarídeos e proteínas, respectivamente. O SMP, polissacarídeos e proteínas, mencionados anteriormente, são discutidos na literatura como determinantes no processo de colmatação das membranas (DREWS, 2010). Neste enfoque, vale salientar a necessidade de pesquisas que avaliem o impacto da operação de EBRM sob menores tempos de exposição a corrente elétrica no processo de colmatação das membranas, bem como na remoção de nutrientes.

### 2.2.1.2 Material dos Eletrodos

Ho et al. (2017) destacam que a eficiência do eletrobiorreator a membrana está diretamente associada à seleção dos eletrodos (cátodo e ânodo). Os eletrodos mais utilizados para as pesquisas atuais são constituídos de alumínio, ferro e/ou aço inoxidável (BOREA et al., 2017; HUA et al., 2015; IBEID et al., 2015; HASAN et al., 2014). Em pesquisas onde o ânodo é constituído de alumínio, ocorre a liberação de íons  $Al^{+3}$  para o licor misto. Já em eletrodos constituídos de ferro, a espécie liberada é o  $Fe^{+3}$ . Ambas as espécies quando dissolvidas em águas residuais, formam hidróxidos que servem como coagulantes catiônicos. Tais coagulantes catiônicos podem neutralizar as cargas negativas de partículas orgânicas através das forças eletrostáticas. Após a desestabilização das partículas ocorre a aglomeração e posterior precipitação dos flocos mais pesados. Esta precipitação propicia uma redução do acúmulo de poluentes sobre a superfície da membrana, reduzindo assim o processo de colmatação (CHEN, 2004; ENSANO et al., 2016).

As pesquisas reportam que além de interferir sob o processo de colmatação das membranas, o material do eletrodo pode também ter influência no metabolismo dos microrganismos. Bani-Melhem e Elektorowicz (2010) citam que baixos teores do metal podem auxiliar a digestão enzimática, em contrapartida uma alta concentração pode originar efeitos inibitórios no crescimento dos microrganismos. Portanto, se faz necessário um estudo adequado para a escolha dos eletrodos a serem utilizados na unidade de tratamento.

### 2.2.1.3 Taxa de aeração

A concentração de oxigênio dissolvido (OD) no interior do reator é controlada pela taxa de aeração. Esta taxa de aeração tem como finalidade o controle de incrustação da membrana e o fornecimento de

oxigênio para a biomassa responsável pela degradação da matéria orgânica e nutrientes (JUDD e JUDD, 2011).

Em biorreatores a membrana convencionais um dos principais inconvenientes é o processo de colmatagem das membranas (KRZEMINSKI et al., 2017). Para sanar essa problemática, são aplicadas altas taxas de aeração no interior do reator. Essa alta taxa de aeração gera uma intensa tensão de cisalhamento capaz de remover as partículas depositadas sob a membrana. Apesar de reduzir o processo de incrustação das membranas, este excesso de aeração pode resultar em dois problemas: (i) concentração de OD acima do ideal para os processos biológicos e (ii) alto consumo energético (AKAMATSU et al., 2010). Por esta razão, novos sistemas têm sido estudados a fim de alcançar uma diminuição do processo de colmatagem das membranas juntamente com um menor consumo energético.

Ensano et al. (2016) reportam que eletrobiorreatores a membrana não necessitam de elevadas taxas de aeração, uma vez que a deposição de partículas sob a superfície da membrana é controlada pela aplicação da corrente elétrica. Akamatsu et al. (2010) ao estudar a aplicação de um campo elétrico intermitente em um biorreator a membrana concluíram que o EBRM em estudo consiste em uma alternativa interessante, uma vez que tal sistema apresentava um custo de funcionamento inferior aos BRM operando sob alta taxa de aeração.

Apesar dos diversos estudos com a aplicação de corrente elétrica em biorreatores a membrana, ainda se constata uma necessidade de maiores investigações que busquem avaliar a influência que a taxa de aeração possa gerar no EBRM quanto ao processo de colmatagem das membranas e remoção de nutrientes.

#### 2.2.1.4 Tempo de Retenção Hidráulica

O tempo de retenção hidráulica (TRH) é denominado como o tempo de permanência do substrato em uma unidade de tratamento. Hong et al. (2012) reportam que a eficiência de tratamento está diretamente associada ao TRH, uma vez que este parâmetro determina a carga orgânica volumétrica aplicada ao sistema e por consequência a relação entre o substrato presente no afluente e os microrganismos presentes no biorreator (A/M). Considerando tal importância, Giwa e Hasan (2015) avaliaram a influência do tempo de retenção hidráulica na performance de um EBRM. Tais autores constataram que maiores TRH resultaram em melhores eficiências de remoção de demanda química de oxigênio, nitrogênio total e fósforo total. Esta eficiência alcançada pode estar

associada ao maior tempo de exposição do licor misto aos processos de eletrocoagulação e degradação microbológica.

Já Battistelli et al. (2017) avaliaram a influência de três diferentes TRH (30, 20 e 15 horas) sob o processo de colmatação em um EBRM. Estes autores observaram uma maior velocidade de colmatação sob o tempo de retenção hidráulica de 15 horas. Tal comportamento foi associado ao maior fluxo de filtração, bem como ao aumento da concentração de substâncias poliméricas extracelulares (EPS) no licor misto.

Decorrente dessas pesquisas fica evidente a influência do tempo de retenção hidráulica sob a eficiência do sistema. Neste enfoque, recomenda-se a operação do EBRM sob uma faixa de TRH que consiga aliar uma eficiente remoção de matéria orgânica e nutrientes com reduzida velocidade de colmatação das membranas.

#### 2.2.1.5 Idade do Lodo

A idade do lodo ( $\theta_c$ ) ou tempo de retenção de sólidos é conceituada como a relação entre a massa de lodo biológico presente no interior do reator e a massa de lodo biológico removida do sistema por dia (VON SPERLING, 2007). Judd e Judd (2011) reportam que a idade do lodo é um parâmetro operacional importante para reatores biológicos, uma vez que este possui influência sob a taxa de degradação do substrato, a produção de lodo excedente e a concentração de biomassa.

Van den Broeck et al. (2012) reportam que os biorreatores a membrana podem operar sob infinita idade do lodo. Esta possibilidade de operação com elevada idade do lodo em BRM está associada a não necessidade de sedimentação da biomassa, visto que a separação sólido/líquido procede através da filtração por membranas (RADJENOVIĆ et al., 2008). Na prática, no entanto, a adoção de  $\theta_c$  infinita não é frequentemente utilizada, visto que esta pode gerar efeitos adversos para os processos biológicos.

Giwa e Hasan (2015) testaram a aplicação de idades do lodo entre 5 e 20 dias em um eletrobiorreator a membrana tratando efluente sintético simulando esgoto doméstico. Tais autores observaram que a operação sob baixa idade do lodo alcançou melhores eficiências de remoção de matéria orgânica e fósforo total. Em contrapartida, maiores idades de lodo propiciaram uma maior remoção de nitrogênio total. Este comportamento pode ser explicado pelo fato da remoção de fósforo ser realizada via processo químico, ou seja, sofreu pouca influência sob a alteração da idade do lodo. Já a remoção de nitrogênio total é dependente do

desenvolvimento de bactérias nitrificantes e desnitrificantes, as quais necessitavam de maiores idades de lodo para o seu crescimento.

De maneira geral, as pesquisas (WEI et al., 2009; BANIMELHEM; ELEKTOROWICZ, 2010; HASAN et al., 2012; ZHANG et al., 2015) envolvendo eletrobiorreatores a membrana operaram sob idades do lodo entre 10 e 30 dias a fim de conseguir manter condições ideais para o desenvolvimento dos microrganismos responsáveis pela degradação da matéria orgânica e nitrogênio.

#### 2.2.1.6 Teor de Sólidos Suspensos

O teor de sólidos suspensos totais (SST) em biorreatores a membrana apresenta uma elevada variação, sendo este dependente da operação adotada em cada sistema. Ueda e Hata (1999) e Cicek et al. (2001) apontam teores de SST na faixa de 8-30 g.L<sup>-1</sup> para o tratamento de esgoto doméstico. Já Judd e Judd (2011) recomendam a operação sob um teor de sólidos entre 8 e 12 g.L<sup>-1</sup>, a fim de não gerar efeitos significativos para o processo de colmatção das membranas.

Em eletrobiorreatores a membrana a concentração de SST é bem variável. Tafti et al. (2015) operaram um EBRM tratando esgoto sintético sob um teor de sólidos entre 6 e 8 g.L<sup>-1</sup>. Já Kim et al. (2010) ao avaliarem o efeito da aplicação da corrente elétrica na remoção de fósforo de esgoto doméstico em um BRM, mantiveram um teor de SST entre 6,7 e 12,5 g.L<sup>-1</sup>.

Em pesquisas que estudam o comportamento do teor de sólidos ao longo da operação de um EBRM é comum abordar a relação entre os sólidos suspensos voláteis (SSV) e os sólidos suspensos totais (SST). Esta abordagem é feita, pois a relação (SSV/SST) em eletrobiorreatores a membrana situa-se em um valor menor do que o 0,85, reportado por Metcalf e Eddy (2003) como ideal para processos biológicos.

Ibeid et al. (2015) monitoraram a relação SSV/SST em um EBRM e um BRM tratando esgoto doméstico. Tais pesquisadores obtiveram um valor médio para o BRM e para o EBRM de 0,85 e 0,54, respectivamente. A baixa relação em EBRM também foi observada nos trabalhos de Hua et al. (2015) e Liu et al. (2012) com valores próximos a 0,6. Estes pesquisadores atribuem esse menor valor da relação SSV/SST à eletrocoagulação, uma vez que este processo gera um acúmulo do metal no licor misto.

### 2.2.1.7 Pressão Transmembrana e Fluxo Crítico

A pressão transmembrana (PTM) é conceituada como a diferença de pressão existente entre o interior e exterior da membrana. Esta diferença de pressão, promovida por uma bomba, é considerada como a força motriz responsável pelo processo de filtração (HASAN, 2011).

Park et al. (2015) reportam que a PTM é um dos parâmetros mais importantes para a operação de biorreatores a membrana. Estes autores descrevem que o fluxo de permeado aumenta com o aumento da PTM, dentro de um certo intervalo de pressão. Após este intervalo, o fluxo de permeado não segue tal linearidade. A não linearidade do fluxo pode ser justificada pela presença de coloides que se depositam sobre a superfície da membrana, formando uma camada gelatinosa (DEFRANCE; JAFFRIN, 1999). Devido a deposição de tais partículas, o fluxo torna-se independente da pressão, visto que o aumento da PTM propiciará um aumento na espessura da camada gelatinosa, impedindo o aumento do fluxo do permeado (CHO; FANE, 2002).

Frente a tal comportamento, surge o conceito de fluxo crítico. Field et al. (1995) conceituam o fluxo crítico como o fluxo abaixo do qual não ocorre um declínio considerável da permeabilidade com o tempo e acima do qual é observada a colmatação da membrana. Ognier et al. (2004) reportam que o valor do fluxo crítico é dependente: (i) das características da membrana, tais como diâmetro do poro e porosidade do material; (ii) das condições hidrodinâmicas; (iii) da concentração de partículas na solução e (iv) do tamanho das partículas presentes na solução.

Amaral (2009) reporta que a operação acima do fluxo crítico gera diversos problemas, tais como: o consumo demasiado de energia, o aumento nos custos operacionais e a colmatação irreversível sobre a superfície da membrana. Neste enfoque, pesquisadores buscam determinar o fluxo crítico da unidade de tratamento, a fim de promover um bom desempenho do sistema e reduzir os custos operacionais.

### 2.2.2 Processo de Colmatação das Membranas

Meng et al. (2017) reportam que o principal fator que limita a maior aplicação dos BRM é a colmatação das membranas. Tais autores destacam que o processo de colmatação gera uma menor produtividade, aumento dos custos de manutenção, bem como um alto consumo energético.

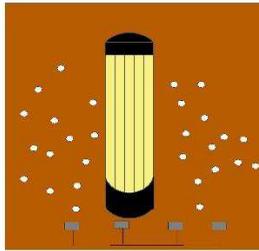
Le-Clech et al. (2006) reportam que o processo de colmatação é resultado da interação entre os componentes do lodo ativado e a

membrana. Tal interação propicia a deposição e o acúmulo de materiais inorgânicos e orgânicos, incluindo células de microrganismos, sobre a superfície da membrana (INABA et al., 2017). Este processo de deposição das partículas sob a superfície da membrana pode ser influenciado por diversos fatores, dentre os quais destacam-se: (i) características da biomassa; (ii) características da membrana e (iii) condições operacionais. A Figura 1 apresenta resumidamente estes fatores.

Figura 1 - Fatores que afetam o processo de colmatação das membranas (Adaptado de LE-CLECH et al., 2006).

**(i) Biomassa**

- Estrutura/Tamanho do Floco;
- EPS e SMP;



**(ii) Membrana:**

- Tamanho do poro;
- Material da membrana;
- Hidrofobicidade;

**(iii) Condições Operacionais**

- Fluxo de filtração;
- Taxa de aeração;
- $\theta_c$ ;
- TRH;

Zhang et al. (2006) reportam que as interações entre os parâmetros mencionados anteriormente apresentam uma elevada complexidade. Devido a esta complexidade tem se desenvolvido pesquisas a fim de compreender tais interações com maior detalhamento. Entre as pesquisas que tem ganhado maior atenção estão as que avaliam a influência das substâncias poliméricas extracelulares (EPS) e dos produtos microbianos solúveis (SMP) sobre o processo de colmatação das membranas (MENG et al., 2017). Diante de tal importância, serão detalhados a seguir cada um desses parâmetros.

### 2.2.2.1 Substâncias Poliméricas Extracelulares (EPS)

As substâncias poliméricas extracelulares (EPS) são classes de compostos orgânicos com alto peso molecular presentes fora das células ou no interior dos agregados microbianos (COMTE et al., 2008). Entre os compostos orgânicos com alto peso molecular destacam-se as proteínas,

os carboidratos, ácidos nucleicos, lipídeos e substâncias húmicas (JANG et al., 2007).

Lin et al. (2014) reportam que as EPS possuem uma elevada área superficial, bem como a presença de diferentes grupos funcionais ao longo de sua estrutura. Estas características são responsáveis por desempenhar um importante papel em propriedades físico-químicas, tais como a hidrofobicidade, adesão, floculação e desidratação dos flocos microbianos.

Mehrnia et al. (2013) reportam que substâncias com cargas negativas são atraídas por cátions, tais como o  $Al^{+3}$ , e formam uma camada com alto poder de adesão ao redor da superfície de células suspensas. A criação de um potencial elétrico na camada difusa, resultante da adesão desses íons, propicia uma rápida aglomeração de partículas solúveis. Dessa maneira, em eletrobiorreatores a membrana pode ser observado maiores teores de EPS, visto que os SMP podem adsorver nessa camada.

#### 2.2.2.2 Produtos Microbianos Solúveis (SMP)

Os produtos microbianos solúveis (SMP) são conceituados como componentes celulares solúveis que são liberados pelas células em resposta a alguma alteração operacional ou durante a lise celular (LASPIDOU; RITTMANN, 2002). A produção dos SMP resultam em determinadas implicações aos BRM, dentre as quais, destaca-se a influência sob o processo de colmatação das membranas (JUDD; JUDD, 2011; YU et al., 2015).

Zhang, J. et al. (2015) avaliaram a influência dos SMP sob o processo de colmatação em um biorreator a membrana e em um eletrobiorreator a membrana tratando esgoto doméstico sintético. Os autores observaram uma forte influência dos SMP sobre o processo de colmatação das membranas ( $r > 0$ ,  $p < 0,05$ ) em ambos os reatores. Apesar de tal influência, o EBRM apresentou um melhor desempenho para a remoção de SMP ao longo da operação. Da mesma maneira, Borea et al. (2017) observaram uma concentração de SMP de 12,53 e 4,96  $mg.L^{-1}$  em um BRM e em um EBRM tratando esgoto doméstico sintético, respectivamente.

O melhor desempenho dos eletrobiorreatores a membrana em detrimento aos biorreatores a membrana convencionais, frente a remoção de produtos microbianos solúveis pode estar associado à: (i) corrente elétrica, que por sua vez pode aumentar a atividade bacteriana e (ii) reação do metal liberado pelo ânodo com a matéria orgânica solúvel, que pode

ser capaz de converter os SMP em substâncias insolúveis (ZHANG et al., 2015; ZHOU et al., 2015).

## 2.3 MECANISMO DE REMOÇÃO DE NUTRIENTES EM ELETROBIORREATOR A MEMBRANA

### 2.3.1 Remoção de Nitrogênio

O nitrogênio pode estar presente no esgoto doméstico sob duas formas predominantes: (i) nitrogênio orgânico e (ii) nitrogênio amoniacal. Embora o nitrogênio possa estar sob estas duas formas, Metcalf e Eddy (2015) destacam que 70 % da concentração estará sob a forma de nitrogênio amoniacal (N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>).

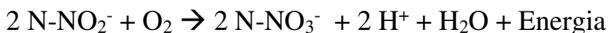
Park et al. (2015) reportam que a remoção de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> de esgoto doméstico pode ser realizada via processos físicos, químicos ou biológicos. Tais autores destacam que a remoção biológica em unidades de tratamento de esgoto é preferível, uma vez que os processos físico-químicos requerem maiores custos operacionais. Esta remoção biológica é comumente realizada via processos de nitrificação e desnitrificação (YANG et al., 2009).

#### 2.3.1.1 Nitrificação

A nitrificação é conceituada como o processo biológico oxidativo de conversão da amônia a nitrato, mediado por bactérias autotróficas aeróbias (JUDD; JUDD, 2011). Este processo ocorre em duas etapas subsequentes: inicialmente tem-se a oxidação da amônia a nitrito, conceituada como nitritação, e posteriormente a oxidação do nitrito a nitrato, definido como nitratação (VON SPERLING, 2007). As equações 1 e 2 apresentam as reações envolvidas nas etapas de nitritação e nitratação, respectivamente.



**Equação 1.**



**Equação 2.**

A etapa de nitrificação, representada na equação 1, é efetivada através de bactérias oxidadoras de amônia (BOA), das quais as do gênero *Nitrosomonas*, *Nitrosococcus*, *Nitrosospira*, *Nitrosolobus* e *Nitrosovibrio* são as principais representantes. Já a etapa de nitratação é realizada através de bactérias oxidadoras de nitrito (BON), das quais destacam-se as do gênero *Nitrobacter*, *Nitrospina*, *Nitrospira*, e *Nitrococcus* (DUAN et al., 2013).

Henze et al. (2001) reportam que o processo de nitrificação pode ser afetado por uma gama de fatores, dentre os quais destacam-se: (i) pH; (ii) oxigênio dissolvido (iii) temperatura e (iv) compostos tóxicos. Von Sperling (2007) cita que a faixa ótima de pH para o processo de nitrificação está situada entre 7,2 e 8,0. Já Park et al. (2015) recomendam a adoção de uma concentração mínima de oxigênio dissolvido de 2 ppm e uma faixa de temperatura entre 4 e 45° C, a fim de alcançar uma eficiente nitrificação. Outro fator interferente ao processo de nitrificação que tem sido discutido na literatura é a presença de compostos tóxicos. USEPA (2010) reporta que compostos orgânicos (aminas, fenóis, éteres e benzenos) e metais pesados (níquel, cromo, cobre e alumínio) podem interferir consideravelmente no crescimento das bactérias nitrificantes.

Além dos fatores mencionados anteriormente, pesquisadores vêm estudando a possível interferência da aplicação de corrente elétrica, característica dos eletrobiorreatores a membrana, sobre o processo de nitrificação. Tafti et al. (2015) estudaram a influência da densidade de corrente (5, 12,5, 20 e 23 A.m<sup>-2</sup>) em um eletrobiorreator a membrana tratando esgoto doméstico sintético. Tais pesquisadores constataram uma baixa eficiência de remoção de amônia quando o reator operava sob densidade de corrente de 20 e 23 A.m<sup>-2</sup>. Da mesma maneira, Li et al. (2001) constataram que o aumento da densidade de corrente elétrica gerava uma redução de 20 % na taxa de nitrificação.

Portanto, é possível perceber pelas pesquisas apresentadas que a corrente elétrica constitui um importante interferente para o processo de nitrificação. Neste enfoque, fica evidente a necessidade de uma otimização da densidade de corrente aplicada no EBRM, a fim de não originar possíveis efeitos sobre as bactérias nitrificantes.

### 2.3.1.2 Desnitrificação

A desnitrificação é conceituada como o processo biológico de oxidação de substratos orgânicos solúveis no tratamento de esgoto utilizando nitrato como receptor de elétrons (METCALF; EDDY, 2015).

A equação 3 apresenta a reação envolvida entre a oxidação da matéria orgânica, representada pelo acetato, e a redução do nitrato.



### Equação 3.

A redução do nitrato à nitrogênio gasoso, representada na equação 3, é efetivada principalmente por bactérias heterotróficas, dentre as quais se destacam as do gênero: *Aerobacter*, *Pseudomonas*, *Micrococcus*, e *Flavobacterium* (KIM et al., 2008). Por se tratarem de microrganismos heterotróficos, tais bactérias responsáveis pela desnitrificação requerem uma fonte de carbono orgânico (doador de elétrons) para que a redução de  $\text{NO}_3^-$  a  $\text{N}_2$  ocorra. Von Sperling (2007) reporta que a relação mgDBO/mg N- $\text{NO}_3^-$  deve ser superior a 4,5, caso contrário o processo de desnitrificação torna-se insatisfatório.

Além da relação C/N, Nair et al. (2007) relatam que o processo de desnitrificação pode também ser afetado por fatores como a temperatura, o pH e a concentração de oxigênio dissolvido. Surampalli et al. (1997) reportam que o processo de desnitrificação pode ser realizado sob uma faixa de temperatura entre 10 e 30 ° C e um pH entre 6,5 e 8. Quanto ao oxigênio dissolvido, Lu et al. (2014) apontam que concentrações maiores que 0,2 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup> inibem a atividade enzimática das bactérias desnitrificantes.

## 2.3.2 Remoção de Fósforo

Em esgoto doméstico, o fósforo é comumente encontrado sob a forma de fosfatos, os quais se dividem em: ortofosfatos ( $\text{PO}_4^{3-}$ ,  $\text{HPO}_4^{2-}$ ,  $\text{H}_2\text{PO}_4^-$  e  $\text{H}_3\text{PO}_4$ ), polifosfatos ou frações orgânicas de fosfato (RADJENOVIC et al., 2008). A remoção desse nutriente em unidades de tratamento de esgoto pode ser efetuada: (i) via processo biológico e/ou (ii) via processo químico (WILFERT et al., 2015).

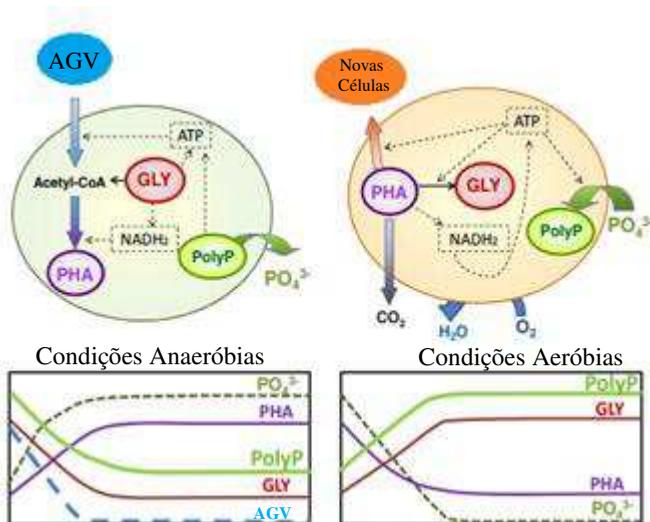
### 2.3.2.1 Remoção Biológica de Fósforo

O processo biológico de remoção de fósforo, também conhecido como processo EBPR (*Enhanced Biological Phosphorus Removal*, do inglês), consiste na intermitência entre ambientes anaeróbios e aeróbios na linha de tratamento, a fim de promover o desenvolvimento dos organismos acumuladores de fosfato (PAO – *phosphate accumulating*

*organisms*, do inglês). A capacidade destes organismos em armazenar fosfato sob a forma de polifosfatos no interior de suas células, faz com que o fósforo seja transferido da fase líquida para o lodo. Este mecanismo de remoção de fósforo da fase líquida procede em duas etapas: anaeróbia e aeróbia (PANSWAD et al., 2003).

Na etapa anaeróbia, os PAO assimilam a matéria orgânica de fácil degradação, tais como os ácidos graxos voláteis (AGV), armazenando energia na forma de poli- $\beta$ -hidroxialcanoato (PHA). Entre os PHA mais utilizados destacam-se o poli- $\beta$ -hidroxibutirato e o polihidroxivalerato. Paralelamente ao armazenamento de energia é realizada a liberação de ortofosfatos ( $O\text{-}PO_4$ ) para o efluente, através da quebra das ligações da molécula de Adenosina Trifosfato (ATP) (METCALF; EDDY, 2015). Em condições aeróbias, os PHA que foram anteriormente armazenados são oxidados, a fim de produzir energia para a absorção de fosfato, recuperação das reservas de glicogênio (GLY) e para o crescimento celular. A absorção do fósforo pelos PAO é superior à quantidade liberada na etapa anaeróbia, resultando em um efluente com baixa concentração de fósforo e em um lodo rico em polifosfatos (OEHMEN et al., 2007). Na Figura 2 é ilustrado o mecanismo de remoção biológica de fósforo.

Figura 2 - Representação esquemática do processo de remoção biológica otimizada de fósforo (BECH, 2011).



Além da assimilação de fósforo via respiração aeróbia, tem se observado a possibilidade de ocorrência desse mecanismo sob condições anóxicas. Sob essas condições as PAO assimilam a matéria orgânica sob condições anaeróbias, porém podem utilizar como acceptor de elétrons o nitrito ou nitrato em detrimento ao oxigênio (KISHIDA et al., 2006).

De maneira geral, os processos biológicos apresentam menores custos operacionais e produção de lodo inferior aos métodos químicos. Apesar de tais vantagens, esta remoção de fósforo via processo biológico necessita da manutenção de alguns parâmetros, dentre os quais destacam-se: (i) temperaturas próximas a 20 ° C; (ii) baixo teor de nitrato na etapa anaeróbia e (iii) relação mínima de DBO solúvel:P de 15:1. A manutenção destes parâmetros pode tornar a operação dificultosa, havendo assim a necessidade da remoção via química (ZHENG et al., 2014; KIM et al., 2010; SEDLAK, 1991).

### 2.3.2.2 Remoção Química de Fósforo

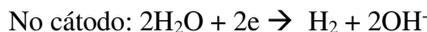
A remoção química consiste na conversão do fosfato solúvel em sólidos em suspensão. Entre as técnicas utilizadas para esta conversão destacam-se a: precipitação química, troca iônica, eletrodialise e eletrocoagulação (PARK et al., 2015).

Nos últimos anos, observou-se um crescente interesse por processos com eletrocoagulação para o tratamento de águas residuárias (ENSANO et al., 2016). Os sistemas que utilizam o processo de eletrocoagulação oferecem inúmeras vantagens quando comparados com processos tradicionais de remoção química de fósforo, tal como a coagulação química. Entre as vantagens deste sistema estão a não necessidade de adição de produtos químicos, a produção de um lodo facilmente sedimentável e a produção de efluente com menor teor de sólidos dissolvidos (MOLLAH et al., 2001).

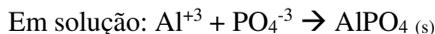
A remoção via processo de eletrocoagulação ocorre principalmente devido à interação entre o metal liberado pelo ânodo, usualmente alumínio, e os íons fosfatos presente no efluente (ÍRDEMEZ et al., 2006). Nas equações 7, 8, 9 e 10 são apresentadas as reações envolvidas na remoção de fósforo em unidades de tratamento constituídas por processo de eletrocoagulação.



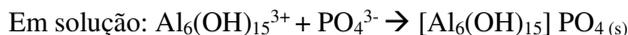
**Equação 7.**



**Equação 8.**



**Equação 9.**



**Equação 10.**

Bani-melhem e Smith (2012) reportam que na reação entre os íons metálicos ( $\text{Al}^{3+}$ ), liberados pelo ânodo, e os íons hidróxidos produzidos pelo cátodo, há a formação de hidróxidos metálicos. Estes hidróxidos, por possuírem uma elevada área superficial, são capazes de adsorver espécies solúveis de fósforo, conforme equação 10. Além da adsorção, a remoção de fósforo pode ser realizada via reação entre os íons metálicos e fosfatos presentes no efluente (ZODI et al., 2010). A reação entre esses dois íons, apresentada na equação 9, é responsável pela produção de uma espécie insolúvel ( $\text{AlPO}_4$ ), que por sua vez é facilmente sedimentada ou retida em um processo de filtração por membranas (ATTOUR et al., 2014).

Devido as possíveis rotas de remoção de fósforo, a tecnologia de eletrocoagulação vem sendo amplamente aplicada em biorreatores a membrana. Hasan et al. (2014) avaliaram um biorreator a membrana associado ao processo de eletrocoagulação na remoção de fósforo de esgoto doméstico sintético. Estes pesquisadores observaram uma eficiência de remoção de fósforo de 99%, com concentração média de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  no efluente de  $0,01 \text{ mg.L}^{-1}$ . Já Zhang, J. et al. (2015) avaliaram comparativamente a remoção de fósforo entre um BRM convencional e um eletrobiorreator a membrana tratando esgoto doméstico sintético. Os autores observaram uma remoção de fósforo no BRM convencional e no EBRM de 46,2 % e 91,7%, respectivamente. Tais resultados evidenciam a excelente remoção de fósforo em unidades de tratamento que associam o processo de eletrocoagulação ao de filtração por membranas.



### 3 METODOLOGIA

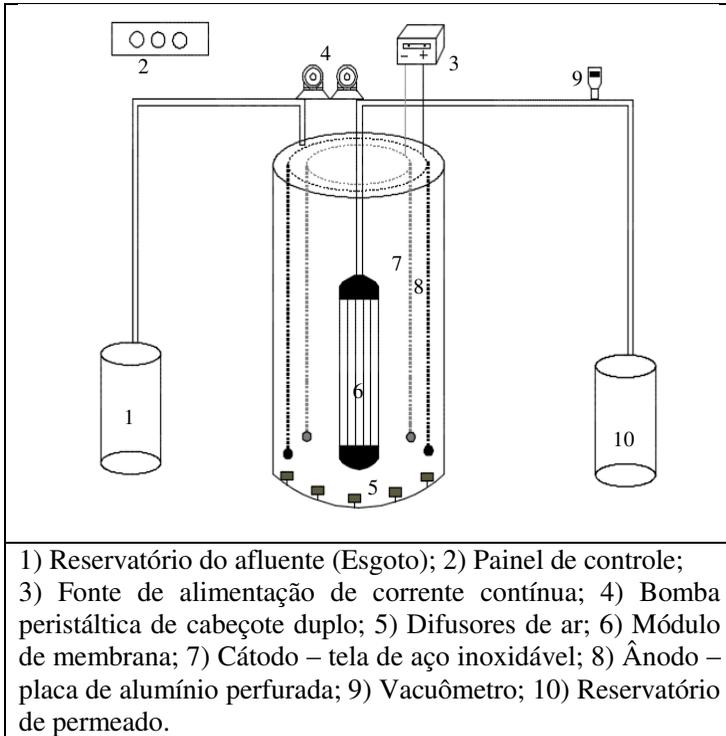
#### 3.1 UNIDADE EXPERIMENTAL

A unidade experimental em escala piloto, denominada de Eletrobiorreator a membrana em batelada sequencial (EBRM-BS), foi instalada no Laboratório Integrado de Meio Ambiente (LIMA), pertencente ao Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina.

O EBRM-BS, com volume útil de 54,0 litros, construído em material acrílico e formato cilíndrico, era equipado com dois eletrodos (ânodo e cátodo) cilíndricos espaçados entre si por 5,0 centímetros. O ânodo era composto por uma chapa de alumínio cilíndrica com as seguintes especificações: 0,9 m de altura, 0,72 m de perímetro e área útil de 0,319 m<sup>2</sup>. O cátodo, por sua vez, era constituído de uma tela cilíndrica de aço inoxidável com 0,90 m de altura e 0,41 m de perímetro. O ânodo foi disposto em torno da superfície interna da parede do reator, enquanto que o cátodo foi alocado entre a membrana e o ânodo. Ambos os eletrodos eram conectados a uma fonte de alimentação digital ajustável de corrente contínua (PS 1001), com variação de tensão de 0-30 V e de corrente de 0-10 A, a qual permitia a aplicação da corrente elétrica no sistema.

O EBRM-BS possuía um painel de controle equipado com uma central lógica de processamento que tinha por função a automatização da unidade experimental, a qual era constituída de: bomba centrífuga para enchimento do reator; bomba de recirculação, para manter a homogeneização da biomassa e do esgoto no interior do reator; bomba peristáltica conectada à membrana, a fim de produzir o vácuo para a etapa de filtração; compressor de ar, que fornecia oxigênio para o processo biológico, além do auxílio na redução do processo de colmatção das membranas; válvulas, com a função de controlar a vazão de ar; rotâmetro, com objetivo de monitorar a vazão de ar no reator, e um vacuômetro digital (VDR 920), o qual foi conectado à um sensor de pressão na tubulação de saída do permeado, a fim de registrar continuamente os valores da pressão transmembrana (PTM). A representação esquemática da unidade experimental utilizada na presente pesquisa é apresentada na Figura 3.

Figura 3 - Representação esquemática da unidade experimental.



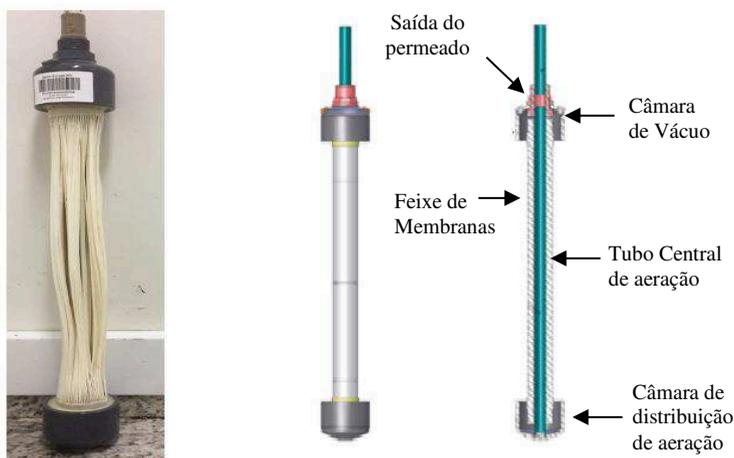
Na Figura 4 é apresentada uma imagem frontal da unidade experimental, bem como uma vista superior do reator.

Figura 4 - Unidade Experimental utilizada nesta pesquisa.



O módulo de membrana utilizado na unidade experimental foi adquirido junto a fabricante canadense Zenon/General Eletric. O módulo em questão (ZeeWeed-10) possuía conformação do tipo fibra oca, diâmetro dos poros de  $0,04 \mu\text{m}$  e área filtrante de  $0,93 \text{ m}^2$ . Na Figura 5 é apresentado a imagem do módulo de membrana, assim como a sua representação esquemática.

Figura 5 - Módulo de membrana e sua representação esquemática.



### 3.2 OPERAÇÃO DO REATOR

O eletrobiorreator à membrana foi operado sob regime batelada sequencial, com o tempo total de ciclo de 3 horas, perfazendo-se 8 ciclos por dia. Cada ciclo era composto por quatro fases distintas: (i) alimentação; (ii) anóxica/anaeróbia; (iii) aeração; e; (iv) aeração/filtração.

Na etapa de alimentação, o reator era alimentado com esgoto doméstico sintético até atingir o nível máximo de 54 litros. Desse volume abastecido, 38 litros equivaliam ao licor misto remanescente do ciclo anterior e os demais 16 litros eram correspondentes ao esgoto recém adicionado a unidade de tratamento, resultando em uma troca volumétrica de 30%. Ao longo desta etapa, o sistema de aeração e de filtração permaneciam desligados, mantendo-se apenas a bomba de recirculação em operação.

Na fase anóxica/anaeróbia, iniciada posteriormente à fase de alimentação, o reator permanecia somente com a bomba de recirculação

em operação, a fim de propiciar condições ideais para a ocorrência do processo de desnitrificação e liberação de fosfato.

Na fase aeróbia, os difusores de ar eram acionados, a fim de promover condições necessárias para a ocorrência dos processos aeróbios de oxidação da matéria orgânica, nitrificação e absorção de fosfato.

Por fim, a etapa de aeração/filtração. Nesta fase ocorria o acionamento da bomba peristáltica, iniciando-se o processo de filtração do licor misto presente no reator e por consequência a produção do permeado. O processo de filtração ocorria de forma intermitente, ou seja, existiam intervalos de interrupção na filtração para o relaxamento das fibras da membrana. Este intervalo era de 9 minutos de filtração e 1 minuto de relaxamento. A Tabela 3 apresenta o tempo utilizado em cada fase operacional do reator.

Tabela 3 - Tempo utilizado em cada fase operacional do reator.

<b>Fase</b>	<b>Ciclo (minutos)</b>
Alimentação	2,5
Anóxica/anaeróbia	42,5
Aeração	70
Aeração/Filtração	65
Tempo Total de Cada Ciclo	180

A somatória dos tempos de alimentação e anóxica/anaeróbia (45 min) foi tomada como suficiente para a ocorrência da desnitrificação e liberação de fósforo tendo por base os resultados publicados no trabalho de Belli et al. (2016b), os quais utilizaram uma TTV semelhante ao dessa presente pesquisa.

A seguir, serão apresentadas às estratégias operacionais utilizadas ao longo da pesquisa, a fim de atender aos objetivos específicos previamente estabelecidos (item 1.1).

### **3.2.1 Estratégias Operacionais**

A operação do reator foi subdivida em duas etapas, sendo estas realizada entre maio e dezembro de 2018, totalizando 254 dias de operação. Durante os primeiros 50 dias da etapa 1, designado de estratégia E-1, o reator foi operado sem a aplicação da corrente elétrica, configurando assim um biorreator a membrana em batelada sequencial. Já na estratégia E-2, o reator foi operado com a aplicação de corrente

elétrica, assim configurando um eletrobiorreator a membrana em batelada sequencial. Na etapa 2, o reator foi operado com a aplicação da corrente elétrica, porém sob diferentes taxas de aeração da membrana. A Tabela 4 apresenta com maiores detalhes as estratégias operacionais avaliadas ao longo do período experimental.

Tabela 4 - Estratégias operacionais avaliadas ao longo do período experimental.

	Estratégia	DC (A m <sup>-2</sup> )	ME (ON/OFF)	TAM (m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup> m <sup>-2</sup> )	Período (dias)
<b>Etapa 1</b>	E-1	-	-	0,48	1-50
	E-2	10	6/30	0,48	51-101
<b>Etapa 2</b>	E-3	10	6/30	0,48	102-152
	E-4	10	6/30	0,24	153-203
	E-5	10	6/30	0,12	204-254

DC: densidade de corrente elétrica. ME: modo de exposição da corrente elétrica.

De maneira resumida, a etapa 1 teve como intuito avaliar comparativamente a influência da aplicação da corrente elétrica no desempenho dos processos de remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo, bem como o potencial incrustante do licor misto do reator. Já a etapa 2 objetivou investigar a influência da taxa de aeração da membrana na remoção de matéria orgânica e nutrientes, assim como nas características de filtrabilidade do licor misto.

Conforme já reportado, o ciclo operacional do reator era composto inicialmente por quatro fases: (1) alimentação; (2) anóxica/anaeróbia; (3) aeração e (4) aeração/filtração (E-1). Durante a estratégia E-2 foi inserida a aplicação da corrente elétrica durante a etapa de aeração/filtração. Esta aplicação era realizada de maneira intermitente, com 6 minutos ligada e 30 minutos desligada, assim totalizando 12 minutos de exposição a corrente elétrica por cada 65 minutos de etapa de aeração/filtração.

Ao longo de todo o período experimental, os parâmetros: taxa de troca volumétrica, fluxo de filtração, tempo de retenção hidráulica, idade do lodo e temperatura permaneceram constantes, conforme valores descritos na Tabela 5.

Tabela 5 - Condições Operacionais adotadas no reator.

Condições Operacionais	
Taxa de Troca Volumétrica (%)	30
Fluxo de Filtração ( $L\ m^{-2}\ h^{-1}$ )	17,5
Tempo de Detenção Hidráulica (horas)	10
Idade do Lodo (dias)	15
Temperatura ( $^{\circ}C$ )	20

A taxa de troca volumétrica (TTV) foi adotada com base nos trabalhos de Belli et al. (2014), Xu et al. (2014) e Costa et al. (2017), que operaram BRM em batelada sequencial com uma TTV entre 20 e 50 %. Judd e Judd (2011) ao estudarem a performance de um módulo de membranas semelhante ao da presente pesquisa, observaram uma faixa ótima de fluxo de filtração entre 16 e 30  $L\ m^2\ h^{-1}$ . Com base nesse estudo, foi adotado o valor de 17,5  $L\ m^2\ h^{-1}$  ao longo de toda a pesquisa. O tempo de detenção hidráulica, por sua vez, foi baseado no trabalho de Li et al. (2017), os quais fizeram uso de um eletrobiorreator a membrana para a remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo de esgoto sanitário. Por fim, Han et al. (2005) reportam que menores idade de lodo resultam em melhores remoções biológica de fósforo. Neste enfoque, adotou-se um valor de 15 dias para esse parâmetro.

### 3.2.2 Inoculação

O reator foi inoculado com licor misto proveniente do tanque de aeração de um sistema de lodos ativados em batelada da estação de tratamento de esgoto localizada em Jurerê Internacional, na cidade de Florianópolis-SC, operada pela empresa Habitasul.

Para a inoculação e partida do reator foram coletados o volume de 120 litros de lodo da ETE. Posteriormente, o lodo passou pelo processo de sedimentação, a fim de atingir uma concentração próxima a 6  $g\ L^{-1}$ , valor dentro da faixa usualmente reportada para BRM tratando esgoto sanitário (JUDD; JUDD, 2011). Após este processo, foram transferidos 38 litros de lodo concentrado para o EBRM. Posteriormente, foi dada a partida no sistema, adicionando-se mais 16 litros de esgoto doméstico sintético no reator.

### 3.2.3 Alimentação

Para melhor otimização dos parâmetros operacionais, o reator foi alimentado com esgoto sintético, a fim de simular as características físico-químicas de esgoto doméstico. O esgoto doméstico sintético foi composto por uma solução de macro nutrientes, sendo este preparado de acordo com a composição descrita na Tabela 6, adaptada a partir do trabalho de Hua et al. (2015).

Tabela 6 - Composição do Esgoto Doméstico Sintético (Adaptado de Hua et al., 2015).

Composto	Fórmula Química	Concentração (g L <sup>-1</sup> )
Acetato de Sódio	CH <sub>3</sub> COONa	0,600
Dihidrogenio Fosfato de Potássio	KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0,023
Cloreto de Amônio	NH <sub>4</sub> Cl	0,200

Para cada litro de esgoto produzido, eram adicionados 10 ml de uma solução de micronutrientes, constituída pelos compostos apresentados na Tabela 7.

Tabela 7 - Composição da Solução de Micronutrientes (Adaptado de Hua et al., 2015).

Composto	Fórmula Química	Concentração (mg L <sup>-1</sup> )
Sulfato de Magnésio	MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	10,00
Cloreto de Cálcio	CaCl <sub>2</sub> .2H <sub>2</sub> O	7,30
Sulfato de Cobre	CuSO <sub>4</sub> .5H <sub>2</sub> O	0,20
Sulfato de Zinco	ZnSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	2,20
Cloreto de Cobalto	CoCl <sub>2</sub> .6H <sub>2</sub> O	0,50
Sulfato Ferroso	FeSO <sub>4</sub> .H <sub>2</sub> O	5,00
Sulfato de Manganês	MnSO <sub>4</sub> .H <sub>2</sub> O	2,15

### 3.2.4 Controle da Idade do Lodo

A manutenção da idade do lodo do reator foi realizada mediante descarte diário de um determinado volume do licor misto do reator, levando em consideração a equação 11.

$$\theta_c = (\text{Volume útil do biorreator}) / (\text{Vazão de descarte})$$

**Equação 11.**

Considerando que o volume útil do reator é de 54 litros, a vazão de descarte do licor misto foi de  $3,6 \text{ L d}^{-1}$  a fim de atender a idade do lodo de 15 dias. Esse lodo foi armazenado para uma pesquisa de doutorado, em andamento, no Laboratório de Reúso das Águas – LaRA.

### 3.2.5 Procedimento para limpeza das membranas

O procedimento de limpeza das membranas foi realizado ao final de cada estratégia e durante a operação, caso a pressão transmembrana superasse o valor de 0,7 bar, conforme sugerido pelo fabricante do módulo de membranas. No momento em que a PTM excedia este valor, o módulo era removido do reator e submetido ao processo de limpeza química.

O processo de limpeza química consistia na imersão do módulo de membranas em solução de Hipoclorito de sódio ( $\text{NaClO}$ ) com concentração de  $200 \text{ mg L}^{-1}$ , por um tempo de 2 horas. Após a imersão, o módulo era lavado com água destilada, a fim de remover o residual da solução de  $\text{NaClO}$ .

Para a remoção da incrustação inorgânica, o módulo era posteriormente imerso em solução de ácido cítrico, na concentração de  $5 \text{ g L}^{-1}$ , por 2 horas. Em seguida, o módulo era submetido ao processo de filtração com água destilada por aproximadamente 1 hora e posteriormente retornado ao reator.

### 3.2.6 Determinação da Permeabilidade Hidráulica do Módulo de Membranas

A permeabilidade hidráulica ( $L_p$ ) do módulo de membrana foi determinada através do monitoramento da pressão transmembrana durante o processo de filtração utilizando água destilada. Para realização desse procedimento, primeiramente o módulo foi submetido à filtração sob fluxo constante ( $1,5 \text{ L m}^2 \text{ h}^{-1}$ ) por um período de 1 hora, a fim de

realizar a compactação das membranas. Em seguida, o fluxo foi ajustado para um valor inicial de  $1,85 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$ , sendo posteriormente aumentado gradualmente, enquanto se monitorava a PTM. Esse procedimento foi realizado durante 15 minutos para cada fluxo testado. Com os resultados foi construído um gráfico fluxo x PTM, onde a  $L_p$  era o valor do coeficiente angular.

### 3.2.7 Determinação do Fluxo Crítico do Módulo de Membranas

A determinação do fluxo crítico dos módulos de membrana foi realizada a partir do método *flux-step* (BACCHIN et al., 2006). O método consiste no monitoramento da PTM enquanto o fluxo de filtração é gradualmente aumentado. A cada novo aumento no fluxo observa-se um acréscimo inicial da pressão transmembrana seguido da manutenção de seus valores. Quando a estabilidade não foi constatada, o fluxo aplicado foi então determinado como fluxo crítico.

## 3.3 MONITORAMENTO DO EBRM-BS

O monitoramento do EBRM-BS foi realizado a partir da periodicidade e análises apresentadas no Tabela 8.

Tabela 8 - Análise de Monitoramento do EBRM.

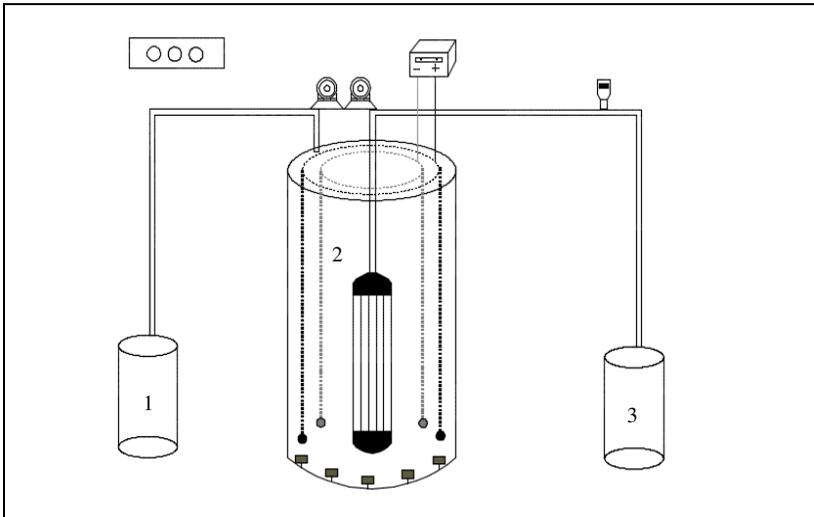
	<b>Item</b>	<b>Periodicidade</b>
Eficiência do reator	3.3.1	2 vezes por semana
Análise de Ciclo	3.3.2	Ao final da estratégia
Sequenciamento	3.3.3	Ao final da estratégia
Substâncias Poliméricas Extracelulares, Produto Microbiano Solúvel e Partículas Exopoliméricas Transparentes.	3.3.4	2 vezes por semana
Granulometria por Difração a Laser	3.3.5	2 vezes por semana

A seguir, serão detalhados os procedimentos e métodos analíticos utilizados para avaliação do EBRM-BS.

### 3.3.1 Eficiência do Reator

As amostras eram coletadas em três pontos diferentes: (1) reservatório de esgoto bruto, (2) licor misto e (3) reservatório do permeado, conforme ilustra a Figura 6. Do ponto 2 eram coletadas quatro amostras, sendo estas referentes ao final de cada uma das fases do ciclo operacional (alimentação, anóxica/anaeróbia, aeração e aeração/filtração). Todas as amostras eram previamente filtradas em membrana de acetato de celulose de 0,45 micrometros, exceto as do ponto 3 que não necessitavam desse procedimento, pois eram previamente submetidas ao processo de filtração das membranas do próprio EBRM-BS.

Figura 6 - Pontos amostrados no reator.



Os parâmetros analisados para o monitoramento da eficiência do reator são apresentados na Tabela 9.

Tabela 9 - Parâmetros analisados para o monitoramento da eficiência do reator.

Pontos Amostrados	Parâmetros a serem analisados
1 – Reservatório de Esgoto	DQO, Ntotal, N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> , N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> , Ptotal, P-PO <sub>4</sub> <sup>-</sup> , SST, SSV, turbidez, cor e pH
2 – Licor misto (reator) - Final Alimentação; - Final anox/anaeróbia; - Final Aeração; - Final Aeração/Filtração;	DQO, N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> , N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> , Ptotal, P-PO <sub>4</sub> <sup>-</sup> , SST, SSV, temperatura, oxigênio dissolvido, pH, alcalinidade, potencial de oxirredução e IVL.
3 – Permeado	DQO, Ntotal, N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> , N-NO <sub>3</sub> , P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> , turbidez, cor e pH.

### 3.3.2 Análise de Ciclo

Com objetivo de entender melhor os processos ocorridos ao longo de um ciclo de tratamento, foi realizado a análise de monitoramento do ciclo operacional do reator, ao final de cada estratégia operacional adotada. Esta análise foi realizada mediante a coleta de amostras do licor misto a cada 10 minutos no decorrer das 3 horas de ciclo operacional do reator. Dessa maneira, foi possível acompanhar o desenvolvimento dos processos de remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo ao longo de um ciclo completo.

### 3.3.3 Sequenciamento Genético Bacteriano

A fim de identificar o perfil bacteriano presente no licor misto do EBRM, o sequenciamento genético High-throughput 16S rRNA foi realizado via empresa Neopropecta Microbiome Technologies, Inc. (Florianópolis, Brasil). Para tal, foram coletadas amostras do licor misto do reator, referente ao final de cada estratégia operacional. Além disso, foi coletada uma amostra do inoculo, de mesma massa.

As leituras do 16S rRNA foram analisadas usando sequenciamento da região V3-V4 do DNA extraído. Os primers universais 341F 5'-CCTACGGGSRGCGAGCAG-3' (Wang e Quian, 2009) e 806R 5'-GGACTACHVGGGTWTCTAAT-3' (Caporaso et al. 2011) foram utilizados, uma vez que este par tem boa cobertura taxonômica no Domínio Bacteria (Takahashi et al. 2014). A preparação da biblioteca seguiu o protocolo da empresa e foi realizada pela plataforma Miseq (Miseq™, Illumina Inc., EUA) utilizando Kit V2x500 pb, com uma abordagem paired-end e 50 mil leituras/amostra. Após o sequenciamento,

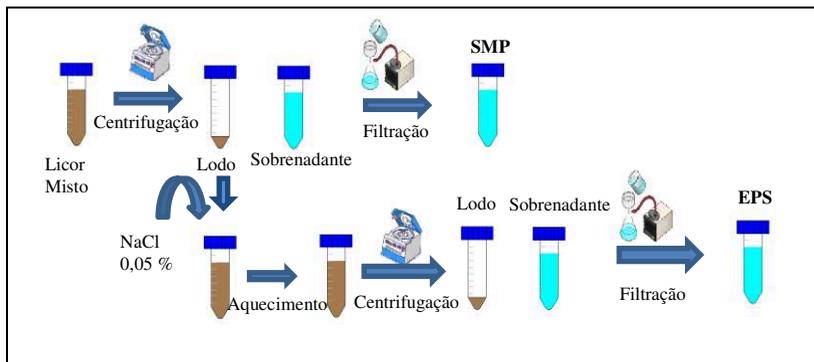
utilizou-se o pipeline de bioinformática desenvolvido pela empresa para analisar as sequências e gerar os resultados, submetendo-os à classificação taxonômica comparando-os com o banco de dados NeorefDB criado pela própria empresa. Apenas aquelas sequências representativas com pareamento de 99% de identidade em um alinhamento que cobre mais de 99% foram consideradas. Posteriormente, os dados para construção de abundância relativa foram processados pelo software Epiome® e carregados em uma plataforma específica para análise e interpretação dos resultados (Christoff et al., 2017).

### **3.3.4 Substâncias Poliméricas Extracelulares e Produtos Microbianos Solúveis**

As concentrações de substâncias poliméricas extracelulares (EPS) e do produto microbiano solúvel (SMP) no licor misto do reator foram determinadas sob a forma de proteínas, polissacarídeos e partículas exopoliméricas transparentes (TEP -*Transparent Exopolymer Particles*, do inglês).

Para a determinação do SMP, era coletado uma amostra do licor misto ao final da etapa anóxica/anaeróbia do ciclo operacional do reator. Esta amostra era submetida ao processo de centrifugação (10000 RPM por 10 minutos) e o sobrenadante obtido era filtrado em membrana de acetato celulose com tamanho de poro de 0,45  $\mu\text{m}$ . O permeado obtido era congelado para posterior determinação do SMP. O lodo sedimentado após o processo de centrifugação era ressuscitado em solução de cloreto de sódio (NaCl) 0,05% e colocado sob aquecimento em banho-maria a 60°C por 30 minutos. Posteriormente, o líquido era centrifugado e o seu sobrenadante filtrado em membrana de acetato de celulose de 0,45 $\mu\text{m}$ . O permeado obtido era congelado para posterior determinação do EPS. A Figura 7 apresenta a sequência metodológica para a determinação do EPS e SMP.

Figura 7 - Sequência metodológica para a determinação das Substâncias Poliméricas Extracelulares (EPS) e Produto Microbiano Solúvel (SMP)



A concentração de polissacarídeos foi determinada de acordo com o método descrito por Dubois et al. (1956), o qual utiliza como referência a glicose na construção da curva padrão, enquanto que a quantificação de proteínas foi realizada pelo método de Lowry et al (1951), o qual consiste na utilização de albumina de soro bovino como solução padrão. Por fim, a determinação da concentração de partículas exopoliméricas transparentes, seguiu a metodologia desenvolvida por De La Torre et al. (2008).

As amostras de proteínas, polissacarídeos e TEP foram mensuradas em um espectrofotômetro HACH, modelo DR 5000, sob os comprimentos de onda de 760,490 e 602 nm, respectivamente.

### 3.3.5 Granulometria por Difração a Laser

O tamanho das partículas presentes no licor misto do EBRM foi avaliado por meio de ensaios granulométricos por difração à laser. A difração a laser consiste na determinação do tamanho de partículas por meio de uma luz laser. De maneira resumida, o princípio da determinação granulométrica via uso de luz laser fundamenta-se na propriedade que a luz sofre em função do tamanho das partículas. Assim, partículas com tamanhos considerados grandes são responsáveis por desviar o feixe de luz a ângulos menores que partículas pequenas (BORTOLUZZI; POLETO, 2013).

As amostras para a análise granulométrica eram encaminhadas ao Laboratório de Farmacotécnica, pertencente ao departamento de Ciências Farmacêuticas da Universidade Federal de Santa Catarina, que dispõem do equipamento Mastersizer-Malvern - 2010 com o limite de detecção desejado.

### 3.4 ENSAIOS DE BANCADA

#### 3.4.1 Ensaios com a biomassa do reator

Os ensaios com a biomassa do reator, realizados ao final de cada estratégia operacional, tiveram por finalidade verificar, sob condições controladas: a taxa de consumo de oxigênio via bactérias autotróficas e heterotróficas (item 3.4.1.1), as taxas aeróbias e anóxicas de acumulação de fosfato (item 3.4.1.2) e a velocidade de consumo de amônia e nitrato (item 3.4.1.3).

Em todos os ensaios eram quantificados os sólidos voláteis, a fim de normalizar os resultados e permitir comparações entre as diferentes estratégias.

##### 3.4.1.1 Determinação da taxa de consumo de oxigênio (TCO) por bactérias autotróficas e heterotróficas

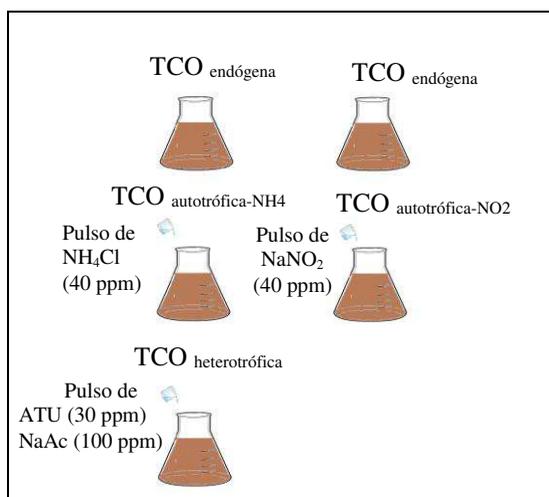
O uso de ensaios respirométricos com a finalidade de caracterizar a atividade biológica e determinar parâmetros cinéticos associados à taxa de crescimento dos microrganismos vêm sendo bastante utilizados na operação de unidades de tratamento de esgoto (HAYET et al., 2016). Nesta presente pesquisa foram realizados ensaios respirométricos com objetivo de caracterizar a atividade da biomassa aeróbia presente no reator, bem como determinar a velocidade específica de respiração celular, ou taxa de consumo de oxigênio (TCO). Para esta determinação foi utilizada a metodologia descrita por Ochoa et al. (2002), a qual consiste em observar o decaimento do oxigênio no líquido reacional sob três condições: (i) sem adição de substrato; (ii) com adição de substrato para as bactérias autotróficas e (iii) com a adição de substrato para as bactérias heterotróficas.

Na primeira condição, sem adição de substratos, foi determinada a taxa de consumo de oxigênio via respiração endógena (TCO endógena), a qual está associada à energia requerida para manter as funções das células. Já na segunda condição foi observado o consumo de oxigênio dissolvido via bactérias autotróficas. Nesta etapa, o decaimento do OD foi

avaliado perante as duas fases do processo de nitrificação: consumo de OD pela oxidação da amônia ( $\text{TCO}_{\text{NH}_4}$ ) e consumo de OD via oxidação do nitrito ( $\text{TCO}_{\text{NO}_2}$ ). A soma destas duas taxas representava a atividade dos microrganismos autotróficos, responsáveis pela nitrificação. Por fim, na terceira condição foi observado o consumo de oxigênio dissolvido por bactérias heterotróficas.

Para realização do ensaio, eram coletados dois litros do lodo do reator. Posteriormente, este lodo era mantido sob aeração por um dia, a fim de eliminar toda a matéria orgânica, fósforo e nitrogênio residual presente. No dia seguinte, este lodo era dividido em duas partes: 1 litro para determinação da  $\text{TCO}_{\text{Het}}$  e  $\text{TCO}_{\text{NH}_4}$ , com respectiva  $\text{TCO}_{\text{Endógena}}$ , e 1 litro para determinação da  $(\text{TCO})_{\text{NO}_2}$  e sua respectiva  $\text{TCO}_{\text{Endógena}}$ . O ensaio relativo a  $\text{TCO}_{\text{NO}_2}$  era realizado em um teste separado, a fim de evitar que o substrato anteriormente adicionado as bactérias oxidadoras de amônia e bactérias heterotróficas interferisse no consumo do OD durante a determinação da  $\text{TCO}_{\text{NO}_2}$ . Dessa maneira, os testes respirométricos foram compreendidos em duas etapas, sendo uma para determinação da  $\text{TCO}_{\text{Heterotrófica}}$  e  $\text{TCO}_{\text{NH}_4}$  e uma segunda etapa para determinação da  $\text{TCO}_{\text{NO}_2}$ . A Figura 8 apresenta a sequência metodológica utilizada para a determinação das TCO.

Figura 8 - Representação esquemática da sequência metodológica para determinação da  $\text{TCO}_{\text{Endógena}}$ ,  $\text{TCO}_{\text{Autotrófica}}$  ( $\text{NH}_4^+$  e  $\text{NO}_2^-$ ) e  $\text{TCO}_{\text{Heterotrófica}}$ .



As TCO foram obtidas por meio de regressão linear, a partir da reta formada pelos valores de oxigênio dissolvido, dados em  $\text{mg.L}^{-1}$ , em função do tempo do ensaio. A velocidade específica de respiração celular (TCO<sub>específica</sub>) foi obtida a partir da Equação 12 (SCHMIDELL, 2001):

$$TCO_{\text{específica}} = \frac{1}{SSV} \frac{dO_2}{dt}$$

**Equação 12.**

Sendo:

TCO<sub>específica</sub>: Velocidade específica de respiração ( $\text{gO}_2 \text{ gSSV} \cdot \text{h}^{-1}$ );  
 SSV: Concentração de sólidos suspensos voláteis ( $\text{g SSV} \cdot \text{m}^{-3}$ );  
 $dO_2/dt$ : é a velocidade de consumo de oxigênio ( $\text{gO}_2 \text{ m}^{-3} \cdot \text{h}^{-1}$ ).

#### 3.4.1.2 Determinação da atividade Aeróbia e Anóxica dos Organismos Acumuladores de Fósforo.

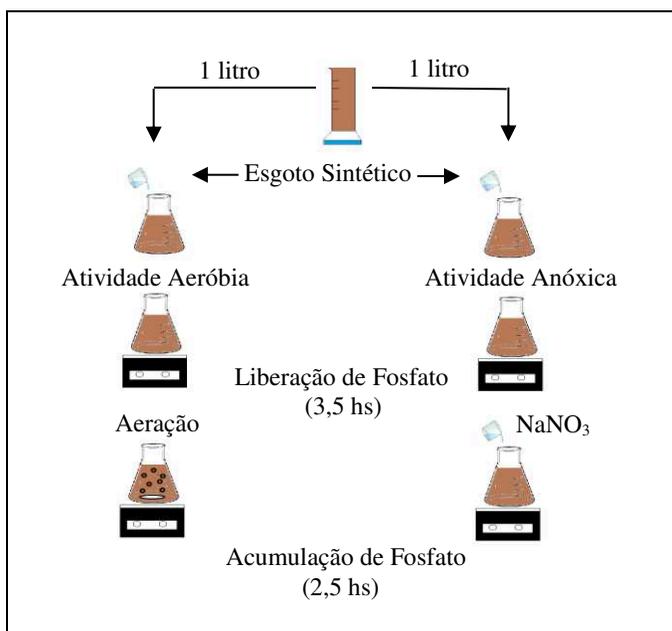
As possíveis rotas biológica de remoção de fósforo no reator, ao longo das estratégias operacionais, foram avaliadas de acordo com a metodologia descrita no trabalho de Wachtmeister et al. (1997), a qual consiste em expor a biomassa a condições anaeróbias, anóxicas e aeróbias, a fim de determinar individualmente as taxas de acumulação de fosfato via respiração aeróbia e anóxica.

Para a realização deste ensaio, eram coletados dois litros do licor misto do reator, sempre ao final da fase aeróbia, visto que nesse momento é esperado a máxima absorção do fosfato pela biomassa. Posteriormente, era realizado a lavagem do licor misto com água destilada, com objetivo de remover compostos interferentes a remoção biológica de fósforo, tais como o nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ). Em seguida, a amostra era dividida igualmente em dois erlenmeyers. Após o acondicionamento das amostras, era realizado um borbulhamento de nitrogênio gasoso nos dois erlenmeyers, com intuito de eliminar o oxigênio dissolvido e propiciar condições anaeróbias nesses frascos. Posteriormente, eram adicionados aos dois erlenmeyers 25 mililitros de uma solução de esgoto sintético ( $200 \text{ mgL}^{-1}$  de  $\text{CH}_3\text{COONa}$ ;  $20 \text{ mgL}^{-1}$  de  $\text{NH}_4\text{Cl}$ ;  $30 \text{ mgL}^{-1}$  de  $\text{NaHCO}_3$ ;  $0,3 \text{ mL}$  de solução de micronutrientes) mantendo-os sob condições anaeróbias por 3,5 horas. Durante esse período, eram coletadas alíquotas dos erlenmeyers para determinação da concentração de fosfato, nitrato e acetato. Com o fim da etapa anaeróbia, eram iniciadas as etapas aeróbia e anóxica, em que um dos erlenmeyers era submetido a aeração, enquanto ao outro adicionava-se uma solução de nitrato de sódio ( $\text{NaNO}_3$ ) com

concentração de  $60 \text{ mgL}^{-1}$ . Os dois erlenmeyers permaneciam sob as condições mencionadas por 2,5 horas, coletando-se periodicamente amostras para a posterior determinação da concentração de fosfato. A representação esquemática da metodologia utilizada é apresentada na Figura 9.

O processo de P-liberação foi avaliado a partir do aumento da concentração de fosfato no licor misto durante a etapa anaeróbia, enquanto que o processo de P-Absorção envolvia o decaimento da concentração de fosfato durante as fases aeróbia e anóxica. Sendo assim, as taxas de absorção aeróbias e anóxicas de fósforo eram obtidas e comparadas sob idênticas condições experimentais.

Figura 9 - Representação esquemática da sequência metodológica a ser utilizada na determinação da atividade aeróbia e anóxica dos Organismos Acumuladores de Fósforo (PAO) (Adaptado de Wachtmeister et al.,1997).



### 3.4.1.3 Determinação da velocidade de consumo de amônia (VCA) e velocidade de consumo de nitrato (VCN)

As velocidades de consumo de amônia e de nitrato, VCA e VCN, respectivamente, foram determinadas com intuito de obter um melhor

entendimento acerca dos processos (nitrificação e desnitrificação) existentes ao longo da operação do EBRM.

Para realização do ensaio, era coletado 1L do licor misto do EBRM. Este volume era disposto em um *erlenmeyer* de mesmo volume, equipado com agitador magnético e sistema de aeração. O licor misto disposto no *erlenmeyer* era exposto a duas condições, sendo a primeira realizada em condições aeróbias e a segunda sob condições anóxicas. Ambas as condições expostas serão realizadas por 120 minutos e sob temperatura de 20° C.

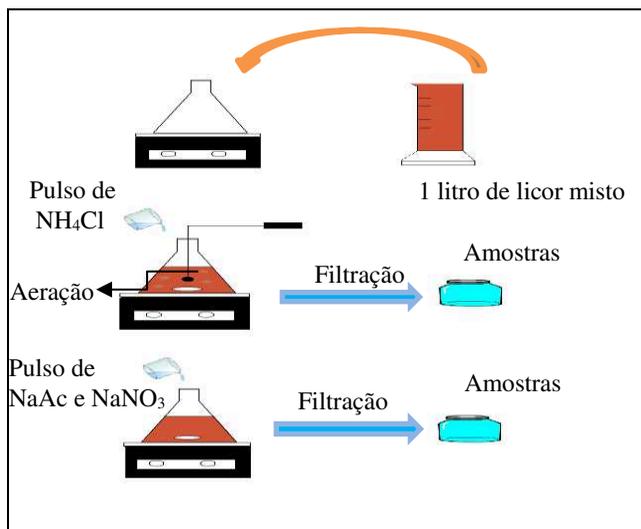
Na primeira condição, o sistema de aeração era acionado, de modo a atingir a condição de saturação de OD (7 a 8 mgO<sub>2</sub>L<sup>-1</sup>). Posteriormente, era adicionado um pulso de 5mL da solução de cloreto de amônio (NH<sub>4</sub>Cl) (40 mgL<sup>-1</sup>). A partir de então, durante os 120 minutos, alíquotas de 10 mL eram coletadas e filtradas em membrana de acetato de celulose com porosidade de 0,2 µm a cada 10 minutos para posterior determinação das respectivas concentrações de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, via espectrofotometria (Hachlange, DR5000). Com o fim da primeira condição, a aeração era desligada e o líquido reacional se mantinha sob mistura por 30 minutos para eliminação do oxigênio dissolvido. Após a remoção de oxigênio do licor misto, se iniciava a segunda condição.

Na segunda condição adicionavam-se pulsos de nitrato de sódio (NaNO<sub>3</sub>) com concentração de 40 mg L<sup>-1</sup> e acetato de sódio (NaAc) com concentração de 250 mg L<sup>-1</sup>, servindo este último como fonte de carbono facilmente biodegradável às bactérias desnitrificantes. Assim como na primeira condição, as amostras (10 mL) eram coletadas e filtradas a cada 10 minutos. Por fim, determinava-se a concentração de nitrato e acetato de cada amostra coletada, via cromatografia de ânions (Dionex, ICS-5000).

Este ensaio é baseado na metodologia de Scheuman (2010) e está representado de maneira esquemática na Figura 10.

As velocidades de consumo de amônia (VCA) e nitrato (VCN) foram obtidas por meio do coeficiente angular da reta que descreve o decaimento nas concentrações desses compostos em função do tempo, expressas em mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> gSSV<sup>-1</sup> h<sup>-1</sup> e mg N-NO<sub>3</sub><sup>-1</sup> gSSV<sup>-1</sup> h<sup>-1</sup>.

Figura 10 - Representação esquemática da sequência metodológica para a determinação da velocidade de consumo de amônia (VCA) e velocidade de consumo de nitrato (VCN) (Adaptado de Scheuman, 2010).



### 3.5 TRATAMENTO ESTATÍSTICO DOS DADOS

O tratamento estatístico dos dados foi sucedido através da estatística descritiva, análises de correlação e análises de variância ANOVA. A normalidade dos dados foi verificada pelo teste de Kolmogorov-Smirnov. O coeficiente de Pearson foi usado para identificar a significância das correlações lineares. As análises foram realizadas com auxílio do software Past.

### 3.6 MÉTODOS ANALÍTICOS

O monitoramento do EBRM-BS foi realizado a partir das variáveis apresentadas na Tabela 10, conforme metodologia e frequência descritas.

Tabela 10 - Métodos analíticos e frequência de análises

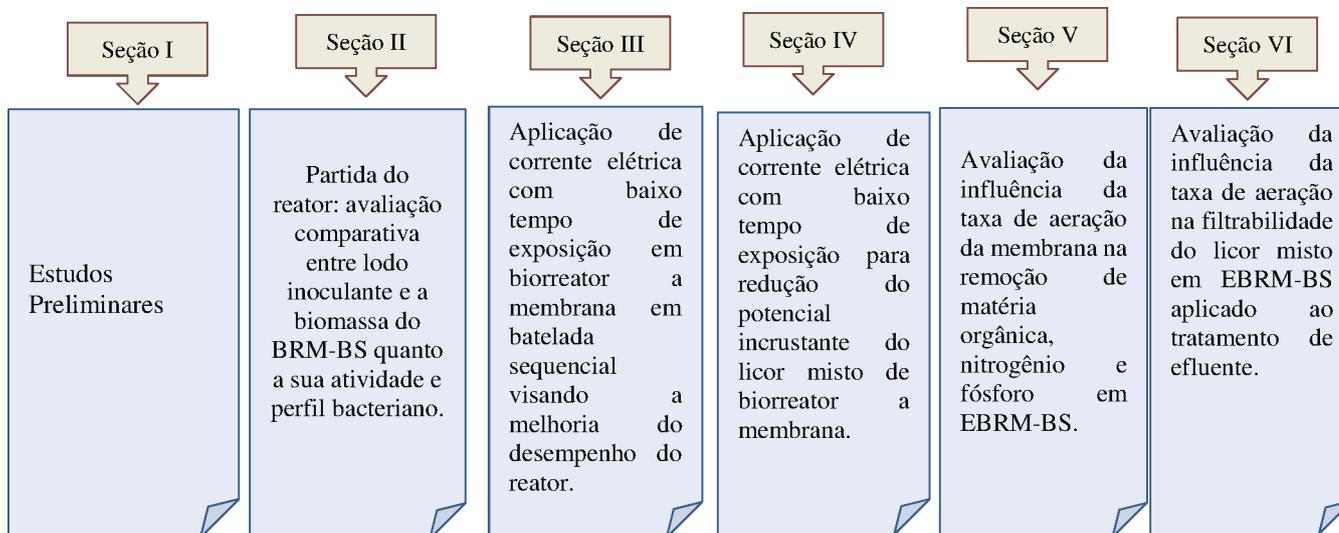
<b>Parâmetro</b>	<b>Metodologia</b>	<b>Frequência</b>
<b>Demanda Química de Oxigênio</b>	Método colorimétrico de refluxo fechado, com Kit HACH (método 8000) e leitura em espectrofotômetro Hach DR/5000.	2 vezes/semana
<b>Nitrogênio total</b>	Digestão com persulfato em Kit HACH (método 10072) e amostras lidas em espectrofotômetro Hach modelo DR/5000.	2 vezes/semana
<b>Nitrogênio Amoniacal</b>	Método de Nessler com kit HACH (método 10031) e leitura em espectrofotômetro Hach modelo DR/5000.	2 vezes/semana
<b>Nitrato, Nitrato, Ortofosfato e acetato.</b>	Cromatografia líquida de troca iônica (DIONEX ICS-5000).	2 vezes/semana
<b>Fósforo Total</b>	Digestão com persulfato em Kit HACH (método 10127) e leitura em espectrofotômetro Hach modelo DR/5000.	2 vezes/semana
<b>Sólidos (SST e SSV)</b>	Método gravimétrico.	2 vezes/semana
<b>pH</b>	Método potenciométrico e leitura em pHmetro OrionStar A2215.	2 vezes/semana
<b>Alcalinidade</b>	Medido pela modificação de pH através da adição de ácido sulfúrico 0,02 N.	2 vezes/semana
<b>Turbidez</b>	Método Nefelométrico em turbidímetro Hach 2100P.	2 vezes/semana
<b>OD e temperatura</b>	Oxímetro portátil YSI-55, faixa de leitura -5 a 45 °C.	Contínuo
<b>IVL<sub>D</sub> (mL.g<sup>-1</sup>)</b>	Sedimentação em proveta graduada.	2 vezes/semana
<b>PTM (bar)</b>	Diferença de Pressão (vacuômetro VDR-920).	Contínuo

## 4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados obtidos ao longo dessa pesquisa serão apresentados em seis seções. A seção I e II abordam os resultados preliminares, em que foi avaliado a permeabilidade hidráulica e fluxo crítico do módulo de membranas utilizado, bem como a comparação entre o lodo inoculante e a biomassa do BRM-BS quanto a sua atividade e perfil bacteriano. Já nas seções III e seções IV, V e VI serão apresentados os resultados relativos à etapa 1 e etapa 2, respectivamente. Portanto, os estudos envolvendo a avaliação do efeito da aplicação da corrente elétrica no desempenho do EBRM-BS serão apresentados nas seções III e IV, enquanto que as investigações acerca do impacto da redução da taxa de aeração sobre o rendimento do EBRM-BS serão apresentadas nas seções V e VI. A Figura 11 apresenta a distribuição organizacional das seções envolvidas nas etapas 1 e 2, com seus respectivos títulos.



Figura 11 - Distribuição das seções a partir dos resultados obtidos nas etapas 1 e 2.

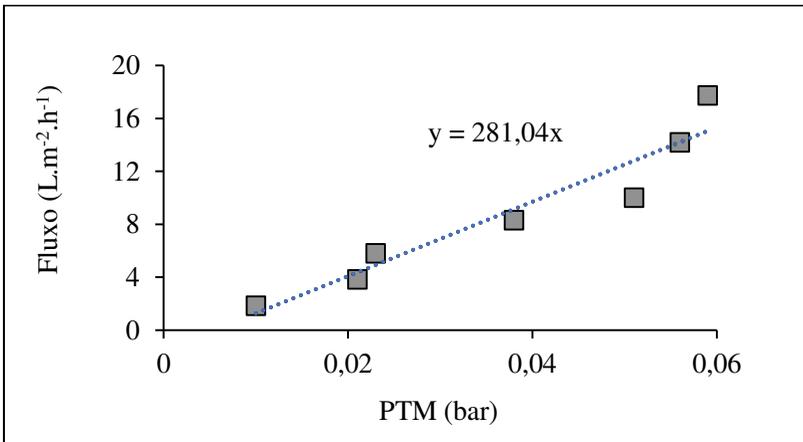


## 4.1 SEÇÃO I: ESTUDOS PRELIMINARES

### 4.1.1 Determinação da Permeabilidade Hidráulica do Módulo de Membranas

Na Figura 12 é apresentado o comportamento dos valores da pressão transmembrana (PTM) em função do fluxo aplicado na permeação com água para a determinação da permeabilidade hidráulica ( $L_p$ ) do módulo de membrana.

Figura 12 - Determinação da permeabilidade hidráulica do módulo de membrana.



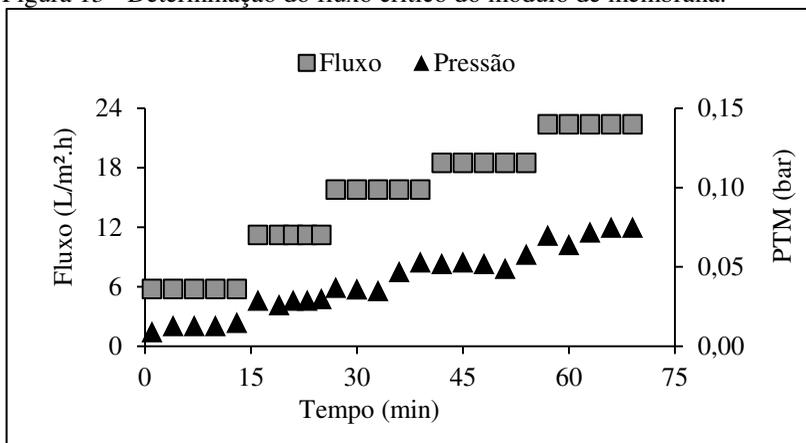
Baseado no coeficiente angular obtido pela reta, verifica-se uma  $L_p$  de 281,02 L.m<sup>2</sup>.h<sup>-1</sup>.bar<sup>-1</sup> para o módulo de membrana utilizado neste estudo. Esse valor está próximo ao encontrado no estudo de Gouveia et al. (2015), que ao utilizarem o mesmo modelo de módulo de membrana desta pesquisa, em que obtiveram um valor de  $L_p$  de aproximadamente 208,50 L m<sup>2</sup> h<sup>-1</sup> bar<sup>-1</sup>.

Entende-se que a determinação deste parâmetro antes de iniciar a operação do reator é de suma importância, visto que a partir deste valor torna-se possível avaliar a efetividade de limpeza da membrana a serem realizadas durante a operação do reator. Desse modo, a recuperação da permeabilidade do módulo ao mesmo patamar do valor reportado na Figura 12 indica que o processo de limpeza química foi efetivo.

#### 4.1.2 Determinação do Fluxo Crítico do Módulo de Membrana

Na Figura 13 é apresentado os resultados do ensaio para determinação do fluxo crítico, obtido através da filtração do licor misto do reator.

Figura 13 - Determinação do fluxo crítico do módulo de membrana.



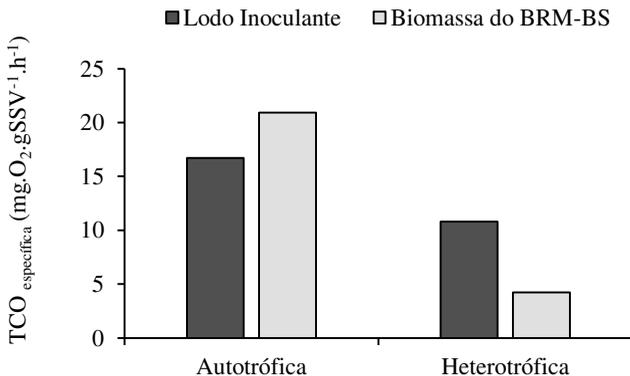
Com base nos resultados obtidos para esse ensaio, não foi possível identificar o valor correspondente ao fluxo crítico do módulo de membrana utilizado. Entretanto, supõe-se que o mesmo deva situar-se acima dos valores testados (5,75, 11,20, 15,80, 18,50 e 22,4 L m<sup>-2</sup> h<sup>-1</sup>), tendo em vista a baixa variação da PTM durante esse intervalo. Vale destacar que mesmo sob a aplicação de um alto fluxo de filtração (18,5 e 22,4) observa-se uma rápida estabilidade na PTM. Neste sentido, o valor adotado nesta pesquisa de 17,5 L m<sup>-2</sup>.h<sup>-1</sup> encontra-se provavelmente abaixo do fluxo crítico, atendendo assim as recomendações do fornecedor para uma operação mais estável.

## 4.2 SEÇÃO II: PARTIDA DO REATOR: AVALIAÇÃO COMPARATIVA ENTRE LODO O INOCULANTE E A BIOMASSA DO BRM-BS QUANTO A SUA ATIVIDADE E PERFIL BACTERIANO.

### 4.2.1 Taxa de consumo de oxigênio específica ( $TCO_{esp}$ ) por bactérias autotróficas e heterotróficas

Na Figura 14 são apresentados os valores da taxa de consumo de oxigênio específica ( $TCO_{esp}$ ) das bactérias autotróficas e heterotróficas relativa ao lodo inoculante e a biomassa do BRM-BS ao fim da estratégia operacional E-1.

Figura 14 -  $TCO_{esp}$  via bactérias autotróficas e heterotróficas do lodo inoculante e da biomassa do BRM-BS.



Observa-se o aumento da  $TCO_{esp}$  das bactérias autotróficas, o qual apresentou um valor de 16,71 e 20,92  $mg\ O_2.gSSV^{-1}.h^{-1}$  para o lodo inoculante e biomassa do BRM-BS, respectivamente. Esse aumento de 20% em relação ao inoculo pode ser atribuído às características do ciclo operacional do reator, o qual se caracterizava por uma baixa disponibilidade de matéria orgânica durante a etapa aeróbia (item 4.3.1). Tal característica resulta em uma menor relação  $DQO/N-NH_4^+$  no licor misto do BRM-BS durante a fase aeróbia, o que pode levar a uma menor competição entre as bactérias nitrificantes e as heterotróficas comuns pelo oxigênio dissolvido. Em decorrência, a fase de aeração torna-se praticamente toda destinada ao desenvolvimento do processo de

nitrificação, justificando assim o incremento da atividade autotrófica na biomassa do BRM-BS em comparação a atividade do lodo inoculante.

Em relação a TCOesp das bactérias heterotróficas, observou-se os valores de  $10,79 \text{ mgO}_2 \text{ gSSV}^{-1} \text{ h}^{-1}$  para o inóculo e  $4,23 \text{ mgO}_2 \text{ gSSV}^{-1} \text{ h}^{-1}$  para a biomassa do BRM-BS ao final da estratégia E-1. O consumo majoritário de DQO via bactérias desnitrificantes e organismos acumuladores de fosfato na etapa anóxica/anaeróbia e a baixa disponibilidade de matéria orgânica de fácil biodegradabilidade para as bactérias heterotróficas aeróbias, podem explicar essa redução de 60,8% na TCOesp das bactérias heterotróficas após os 50 dias de operação no BRM.

Além da vantagem de se remover DQO via processo de desnitrificação e EBPR, tem ainda uma vantagem econômica nessa condição, visto a menor necessidade de aeração para o bom desenvolvimento dos processos de remoção de matéria orgânica e nitrogênio.

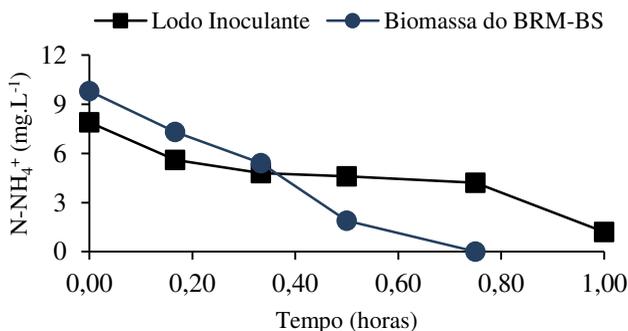
#### **4.2.2 Velocidade de Consumo de Amônia (VCA)**

Na Figura 15 é apresentado o perfil de decaimento da concentração de  $\text{N-NH}_4^+$  durante os ensaios de determinação da VCA relativa ao lodo inoculante e a biomassa do BRM-BS ao fim da estratégia operacional E-1.

Observa-se um decréscimo na concentração de  $\text{N-NH}_4^+$  mais acentuado no ensaio com a biomassa do BRM-BS em comparação ao lodo inoculante. Esse comportamento gerou uma velocidade de consumo de amônia de 13,48 e 5,48  $\text{mgN-NH}_4^+ \text{ h}^{-1}$  para a biomassa do BRM-BS e lodo inoculante, respectivamente. Da mesma forma, constatou-se uma maior velocidade específica de consumo de amônia para a biomassa do BRM-BS, a qual apresentou um valor de 3,89, em detrimento ao lodo inoculante que alcançou um valor de 3,36  $\text{mgN-NH}_4^+ \text{ gSSV}^{-1} \text{ h}^{-1}$ .

A otimização da VCA no BRM-BS pode estar associada as condições operacionais do reator, tendo em vista que a etapa aeróbia era destinada prioritariamente para a ocorrência do processo de nitrificação. Essa configuração, pode ter corroborado para o maior desenvolvimento desse grupo de microrganismos, assim resultando em um consumo mais rápido de  $\text{N-NH}_4^+$ .

Figura 15 - Perfil de decaimento de  $\text{N-NH}_4^+$  durante os ensaios de determinação da velocidade de consumo de amônia (VCA) para o lodo inoculante e a biomassa do BRM-BS ao final da estratégia E-1.



Outro ponto que deve ser evidenciado com a otimização da VCA é a possibilidade de redução do ciclo operacional do BRM, visto que não são necessários os 70 minutos de aeração para a completa remoção de nitrogênio amoniacal. Essa diminuição no tempo de ciclo é uma alternativa interessante para tornar a operação do BRM-BS menos onerosa, haja vista que a aeração é responsável por aproximadamente 60% do consumo total de energia de um BRM (XIAO et al., 2014). Além da redução dos custos com energia elétrica, a alteração no tempo do ciclo impactaria em uma maior produção de permeado, aumentando consequentemente a capacidade volumétrica de tratamento do sistema.

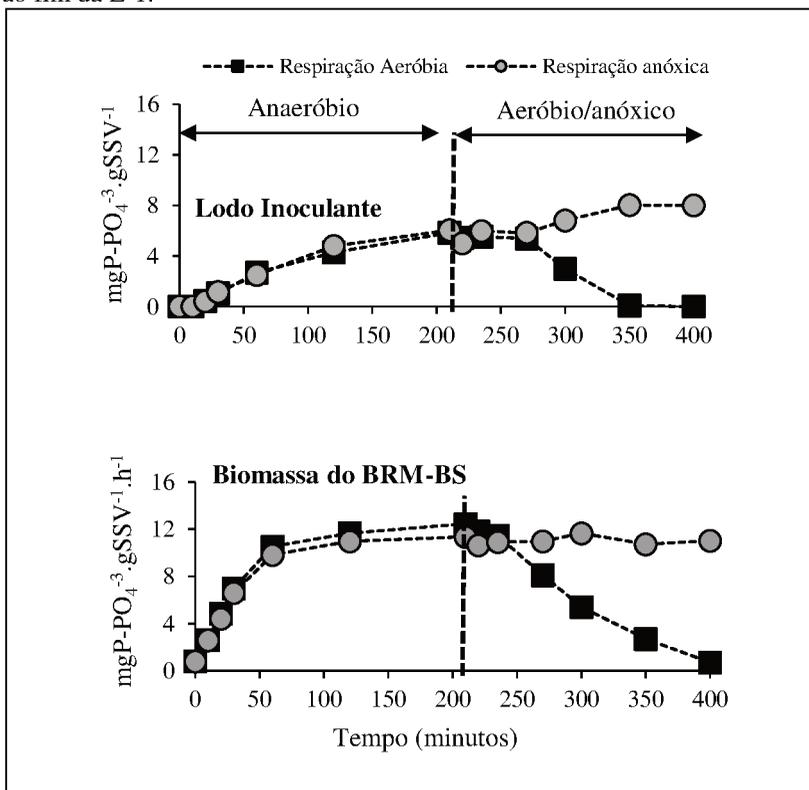
#### 4.2.3 Atividade Aeróbia e Anóxica dos Organismos Acumuladores de Fósforo

Na Figura 16 são apresentados os resultados dos ensaios para determinação da atividade aeróbia e anóxica dos organismos acumuladores de fósforo para o lodo inoculante e biomassa do BRM-BS ao fim da estratégia operacional E-1, respectivamente.

Observou-se um valor de P-liberação via respiração aeróbia de  $2,13 \text{ mgP-PO}_4^{3-} \text{ gSSV}^{-1} \text{ h}^{-1}$  para o lodo inoculante, ao passo que após os 50 dias de operação do BRM-BS o valor obtido foi de  $12,33 \text{ mgP-PO}_4^{3-} \text{ gSSV}^{-1} \text{ h}^{-1}$ . Esse aumento da P-liberação pode estar associado a manutenção de condições ótimas para o aperfeiçoamento do processo EBPR ao longo dos 50 dias de operação no BRM, dentre as quais destacam-se: (i) temperatura controlada ( $20^\circ \text{ C}$ ); (ii) alta disponibilidade de matéria orgânica de fácil biodegradabilidade na etapa

anóxica/anaeróbia; (iii) baixa idade do lodo (15 dias) e (iv) baixa concentração de nitrato na etapa anaeróbia (VON SPERLING, 2007).

Figura 16 - Perfil do processo de liberação e absorção de fósforo via respiração aeróbia e anóxica do lodo inoculante e da biomassa do BRM-BS ao fim da E-1.



Em relação a P-absorção via respiração aeróbia, constatou-se um valor de 0,47 e 4,70  $\text{mgP-PO}_4^{-3} \text{ gSSV}^{-1} \text{ h}^{-1}$  para o lodo inoculante e biomassa do BRM-BS, respectivamente. Esse comportamento indica que a concentração de fósforo, liberado durante a etapa anóxica, era assimilado de maneira mais rápida na fase aeróbia, assim contribuindo para o alcance de eficiências satisfatórias de remoção ao longo da estratégia E-1. Apesar da otimização, não foi observado um potencial de absorção via respiração anóxica. Kuba et al., (1996) reportam que a eficiência de produção de ATP via respiração anóxica é aproximadamente

40% menor do que a aeróbia. Neste enfoque, a manutenção de alta concentração de oxigênio dissolvido durante a etapa aeróbia, ao longo dos 50 dias de operação, propiciava a preferência de tais microrganismos pelo oxigênio em detrimento ao nitrato, visto que este era um aceptor de elétrons mais energético.

Por fim, vale enfatizar que a otimização do processo EBPR em um curto período de operação do BRM contribuiu significativamente para o alcance de elevadas eficiências de remoção de fósforo, conforme evidenciado no item 4.3.3. Tal comportamento observado deve ser destacado, visto que outros sistemas tais como lodos ativados convencionais possuem uma dificuldade maior para a otimização do processo de remoção biológica de fósforo.

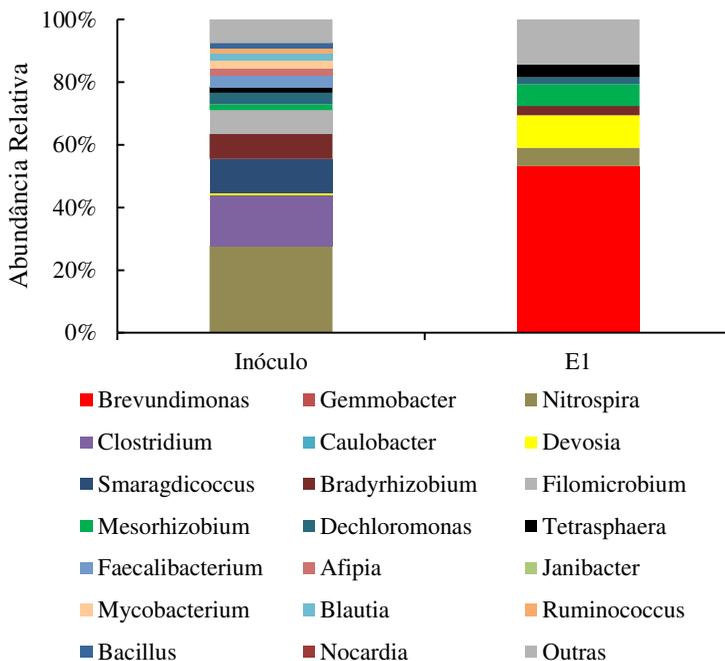
#### **4.2.4 Avaliação da comunidade bacteriana**

Na Figura 17 é apresentado a abundância relativa das bactérias, ao nível de gênero, presente no inoculo e na biomassa do BRM-BS coletada ao final da estratégia E-1.

Conforme pode ser evidenciado na Figura 17, as condições estabelecidas na estratégia E-1 levaram a proliferação de bactérias do gênero *Brevundimonas*, atingindo nesse período uma abundância relativa de 53,2%. Além da *Brevundimonas*, observou-se também o aumento da abundância relativa da *Tetrasphaera genus* de 1,9 para 4,2% ao final da estratégia E-1. Thi et al. (2011) e Ryu et al. (2007) reportam que esses dois gêneros de microrganismos são capazes de realizar o processo EBPR. Nesse enfoque, a otimização do processo de liberação e absorção de fósforo, observado após os 50 dias de operação do BRM, pode estar relacionado com o desenvolvimento de tais gêneros.

Constatou-se também o desenvolvimento da *Devosia genus* após os 50 dias de operação do BRM, tendo em vista o aumento da abundância relativa de 0,74 para 10,34%. Esse aumento pode ter contribuído para a otimização do processo de nitrificação, visto que esse gênero de microrganismo possui a capacidade de realizar a conversão do nitrito para nitrato (ZHAO et al., 2016).

Figura 17 - Abundância relativa bacteriana ao nível de gênero no inoculo e ao fim da estratégia operacional E-1.



Outra bactéria envolvida no processo de remoção de nitrogênio, e que foi detectada na análise de sequenciamento foi a pertencente ao *Mesorhizobium genus*. Zhang et al., (2015) reportam que tal gênero possui a capacidade de realizar a conversão de nitrato em  $N_2O$ . Dessa maneira, o aumento da abundância de 1,91 para 6,90% do *Mesorhizobium genus* pode ter contribuído para um eficiente processo de desnitrificação alcançado ao longo de toda E-1.

### 4.3 SEÇÃO III: APLICAÇÃO DE CORRENTE ELÉTRICA COM BAIXO TEMPO DE EXPOSIÇÃO EM BIORREATOR A MEMBRANA EM BATELADA SEQUENCIAL VISANDO A MELHORIA DO DESEMPENHO DO REATOR.

Nesta seção serão abordados os resultados referentes as estratégias E-1 e E-2, as quais foram operadas sem e com a aplicação de corrente elétrica, respectivamente. Tal avaliação comparativa foi conduzida com intuito de investigar os possíveis efeitos da aplicação da corrente elétrica de baixa densidade no desempenho do reator quanto à remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo de esgoto doméstico sintético.

#### 4.3.1 Remoção de Matéria Orgânica

Na Tabela 11 são apresentadas as concentrações médias de DQO referente ao esgoto afluente e permeado (efluente), a carga orgânica volumétrica aplicada (COV), bem como as respectivas eficiências médias de remoção obtidas na estratégia E-1 e E-2.

Tabela 11 - Carga orgânica volumétrica (COV) aplicada e concentrações de DQO no esgoto afluente e permeado e respectivas eficiências de remoção para cada estratégia operacional.

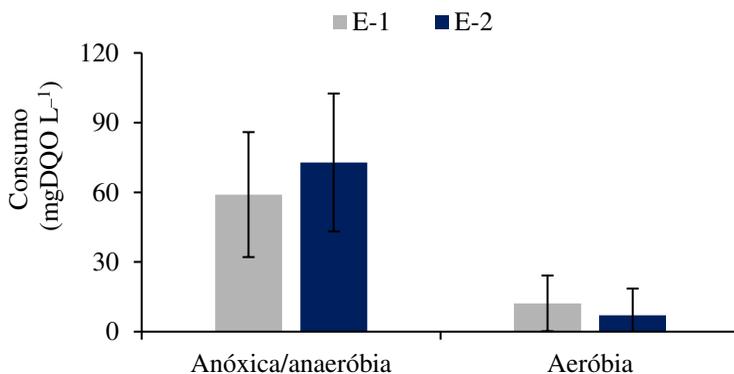
	COV (mgDQO L <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup> )	Esgoto (mgDQO L <sup>-1</sup> )	Permeado (mgDQO L <sup>-1</sup> )	Eficiência (%)
E-1	1206± 99	508± 42	12± 3	97,5 ± 0,8
E-2	1177 ± 46	496+ 19	10 ± 6	97,9 ± 1,3

Em ambas as estratégias foi observado um elevado desempenho de remoção de matéria orgânica, com eficiência média de DQO de 97,54 % e 97,89%, para a E-1 e E-2, respectivamente. Com base no teste t, não foi constatado diferença significativa, entre as duas estratégias, para o processo de remoção de matéria orgânica, visto que os valores de p foram maiores que o nível de significância de 95%. Tal comportamento também foi observado na pesquisa de Borea et al. (2017), que ao estudarem a eficiência de remoção de matéria orgânica de esgoto sanitário em um biorreator a membrana com e sem a aplicação da corrente elétrica, obtiveram uma eficiência de remoção de DQO de 97,50 % e 97,98 %, respectivamente. Dessa maneira, constata-se que a eficiência de remoção

de matéria orgânica já era satisfatória na E-1, assim resultando em uma mudança pouca significativa com a aplicação da corrente elétrica.

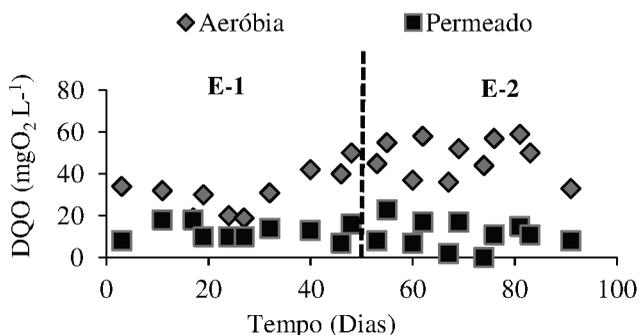
A quantificação da DQO solúvel do licor misto do reator indicou que este parâmetro era removido majoritariamente durante as fases anóxica/anaeróbia, visto que nesta etapa a concentração da DQO solúvel atingia valores bastante reduzidos (Figura 18). Tal comportamento sugere que as bactérias heterotróficas, como os organismos acumuladores de fosfato e as bactérias desnitrificantes foram as principais responsáveis pela remoção de DQO do esgoto afluente, tanto na estratégia E-1 quanto na E-2. Comportamento semelhante foi observado por Yang et al. (2010), que ao avaliarem um biorreator a membrana em batelada sequencial tratando esgoto doméstico sintético, observaram um consumo de DQO de 84% durante a etapa anóxica/anaeróbia. Costa et al. (2017) reportam que menores concentrações de DQO na etapa aeróbia se torna vantajosa para o sistema, visto a menor necessidade de aeração para o desenvolvimento dos processos aeróbios.

Figura 18 - Consumo médio da demanda química de oxigênio sob condição anóxica/anaeróbia e aeróbia, ao longo do ciclo operacional do reator, em ambas as estratégias.



Outro fator contribuinte para o bom desempenho na remoção de matéria orgânica é a retenção de macromoléculas pela filtração por membranas. Na Figura 19 é apresentada a concentração de DQO ao final da etapa aeróbia e no permeado do BRM-BS ao longo dos dias operacionais.

Figura 19 - Concentração de demanda química de oxigênio ao final da etapa aeróbia e no permeado ao longo das estratégias operacionais.



Observa-se que a membrana conferiu um polimento adicional quanto à remoção de DQO em ambas as estratégias. Contudo, nota-se que tal polimento foi maior durante a estratégia E-2, com valor médio de  $8,0 \pm 2,4 \text{ mg L}^{-1}$ , enquanto que para a E-1 o valor médio obtido foi de  $3,3 \pm 2,4 \text{ mg L}^{-1}$ . Uma possível explicação para o aumento na E-2 pode ser atribuído a redução das forças repulsivas entre as partículas coloidais e os íons  $\text{Al}^{3+}$ , a qual pode gerar um aumento na agregação dos flocos, assim facilitando a sua retenção nas membranas.

### 4.3.2 Remoção de Nitrogênio

Na Tabela 12 são apresentadas as concentrações médias de nitrogênio total referente ao esgoto afluente e permeado (efluente), assim como a carga nitrogenada volumétrica aplicada (CNV) e as respectivas eficiências de remoções obtidas na E-1 e E-2.

Tabela 12 - Carga nitrogenada volumétrica (CNV) aplicada e concentrações de nitrogênio total no esgoto afluente e permeado e respectivas eficiências de remoção para cada estratégia operacional.

	CNV ( $\text{mgN L}^{-1} \text{ d}^{-1}$ )	Esgoto ( $\text{mgN L}^{-1}$ )	Permeado ( $\text{mgN L}^{-1}$ )	Eficiência (%)
E-1	$113,56 \pm 20,25$	$47,91 \pm 8,54$	$10,42 \pm 1,83$	$77,66 \pm 5,52$
E-2	$107,46 \pm 9,08$	$45,33 \pm 3,83$	$9,59 \pm 1,17$	$78,73 \pm 3,11$

O bom desempenho na remoção de nitrogênio total, com eficiências médias maiores que 70%, pode estar associado a manutenção de condições ideais para o desenvolvimento dos processos de nitrificação e desnitrificação no reator. Entre os parâmetros com maior influência destacam-se o pH, a temperatura e a concentração de oxigênio dissolvido (METCALF e EDDY, 2015). Neste enfoque, são apresentados na Tabela 13 o valor médio de tais parâmetros, mensurados ao final das fases do ciclo operacional do EBRM-BS.

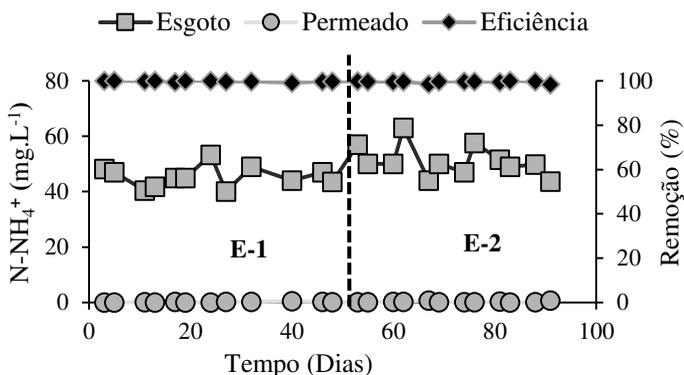
Tabela 13 - Valores médios de pH, temperatura e concentração de oxigênio dissolvido, ao final das etapas do reator, para as duas estratégias avaliadas.

Fase	E-1			E-2		
	pH	T (°C)	OD (ppm)	pH	T (°C)	OD (ppm)
Alimentação	8,5 ± 0,1	20	0,5 ± 0,2	8,4 ± 0,2	20	0,5 ± 0,1
Anx/Anaer	8,1 ± 0,2	20	0,3 ± 0,2	8,0 ± 0,3	20	0,3 ± 0,1
Aeróbia	7,4 ± 0,1	20	5,9 ± 1,1	7,5 ± 0,1	20	5,9 ± 0,6
Filtração	7,6 ± 0,2	20	6,9 ± 0,5	7,8 ± 0,1	20	6,9 ± 0,3

Para o bom desenvolvimento do processo de desnitrificação, Surampalli et al. (1997) recomendam manutenção de uma faixa de temperatura entre 10 e 30 °C e um pH entre 6,5 e 8. Quanto ao oxigênio dissolvido, Hocaoglu et al. (2011) reportam uma faixa ótima entre 0,15 e 0,35 mg L<sup>-1</sup>. Neste enfoque, os valores médios de oxigênio, pH e temperatura durante a etapa anóxica/anaeróbia propiciaram condições adequadas para o desenvolvimento das bactérias desnitrificantes. Além desses parâmetros, Choi et al. (2008) reportam que para o bom desempenho do processo de conversão do nitrato a nitrogênio gasoso, deve-se manter uma relação C: N acima de 7. Para o período da E-1 e E-2, a relação entre carbono orgânico disponível e nitrogênio total, expressa em DQO/Ntotal, foi de 10,97 ± 2,41 e 11,02 ± 0,95, respectivamente.

Já para um eficiente processo de nitrificação, Park et al. (2015) recomendam a operação com concentração mínima de oxigênio dissolvido, durante a etapa aeróbia, de 2 mg L<sup>-1</sup> e uma faixa de pH entre 7,5 e 8. A manutenção desses parâmetros em uma faixa ideal, ao longo da operação das estratégias, propiciou uma elevada estabilidade na eficiência do processo de nitrificação, conforme pode ser evidenciado nos resultados apresentado na Figura 20.

Figura 20 - Concentração de nitrogênio amoniacal no esgoto e no permeado ao longo das estratégias operacionais.



Ambas as estratégias alcançaram elevada eficiência de remoção, tendo em vista os percentuais médios de  $99,8 \pm 0,3$  e  $99,5 \pm 0,5$  para a E-1 e E-2, respectivamente. Apesar dos resultados não revelarem diferença estatística na remoção de  $\text{N-NH}_4^+$  entre as estratégias avaliadas, observou-se um aumento na atividade das bactérias responsáveis pelo processo de nitrificação, durante a estratégia com a aplicação de baixa corrente elétrica (Tabela 14).

Tabela 14 - Velocidade de consumo de amônia (VCA), velocidade específica de consumo de amônia (VCAesp), taxa de consumo de oxigênio (TCO) e taxa específica de consumo de oxigênio (TCOesp) das bactérias autotróficas do período E-1 e E-2.

Parâmetro	Unidade	Estratégia	
		E-1	E-2
TCO	$\text{mgO}_2 \text{ L}^{-1} \text{ h}^{-1}$	70,92	79,93
TCOesp	$\text{mgO}_2 \text{ gSSV h}^{-1}$	20,92	22,40

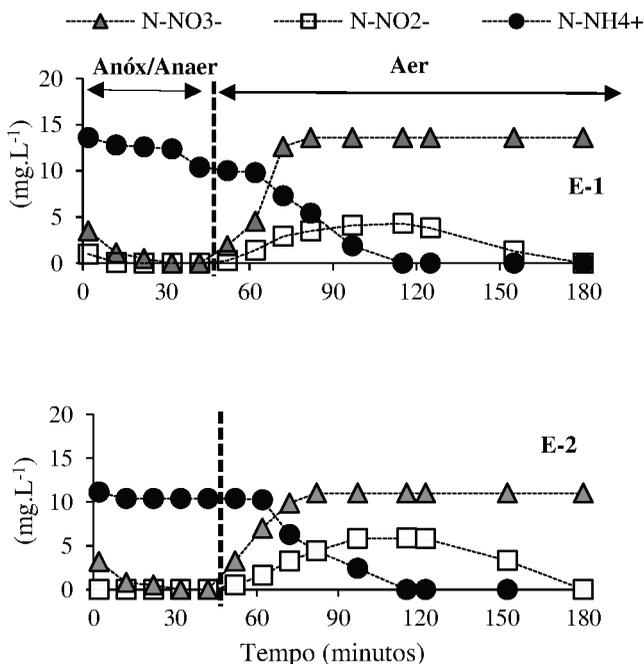
Observou-se um aumento de 70,92 para 79,93  $\text{mgO}_2 \text{ L}^{-1} \text{ h}^{-1}$  e 20,92 para 22,40  $\text{mgO}_2 \text{ gSSV h}^{-1}$  na TCO e TCOesp, respectivamente, na estratégia sob exposição da corrente elétrica. Esse aumento de 12,7 e 7,1 % pode estar associado ao processo de eletrocoagulação, o qual pode melhorar a capacidade de transporte de elétrons durante os processos metabólicos dos microrganismos. Tal pressuposto foi estudado por Li et al. (2018), que ao avaliarem comparativamente um BRM e um EBRM para o tratamento de esgoto doméstico sintético, observaram um aumento

de 38,35 % na atividade da enzima Hydroxylamina oxidoreductase com a aplicação da corrente elétrica. Já Elnaker et al. (2018) ao pesquisarem o efeito da densidade de corrente na comunidade bacteriana de reatores eletroquímicos, constataram uma estimulação de 12,6 % no crescimento do gênero *Nitrospira*, no reator sob exposição de densidade de corrente de  $7 \text{ A m}^{-2}$ .

#### 4.3.2.1 Comportamento do nitrogênio em forma de nitrato, nitrito e amônio ao longo de um ciclo operacional do reator

O perfil da concentração de  $\text{N-NO}_3^-$ ,  $\text{N-NO}_2^-$  e  $\text{N-NH}_4^+$  ao longo de um ciclo operacional do reator para as estratégias E-1 e E-2 é apresentado na Figura 21.

Figura 21 - Perfil da concentração de  $\text{N-NO}_3^-$ ,  $\text{N-NO}_2^-$  e  $\text{N-NH}_4^+$  ao longo de um ciclo operacional das estratégias E-1 e E-2.



Nota-se que a concentração de nitrogênio amoniacal durante a etapa anóxica/anaeróbia sofre pouca variação, tendo em vista que o consumo durante essa etapa é decorrente apenas da assimilação por

bactérias via síntese celular, o qual pode variar numa faixa de 15-30% (METCALF; EDDY, 2015). Já com o início da etapa aeróbia, observa-se a redução da concentração de  $\text{N-NH}_4^+$  e a produção de  $\text{N-NO}_2^-$  e  $\text{N-NO}_3^-$ , assim evidenciando a ocorrência do processo de nitrificação e nitratação em ambas as estratégias.

Analisando o perfil de decaimento da E-1 e E-2, observa-se que com 70 minutos de aeração toda a concentração de  $\text{N-NH}_4^+$  foi consumida. Esse comportamento resultou em uma velocidade específica de consumo de nitrogênio amoniacal de 3,90 e 4,90  $\text{mg N-NH}_4^+ \text{ gSSV}^{-1} \text{ h}^{-1}$  para a E-1 e E-2, respectivamente. Tais resultados confirmam a otimização do processo de nitrificação após a aplicação da corrente elétrica, conforme já discutido anteriormente no item 4.3.2.

Na Figura 21 é também evidenciado a ocorrência do processo de desnitrificação em ambas as estratégias, visto que praticamente toda concentração de  $\text{N-NO}_3^-$  é consumida em menos de 10 minutos de etapa anóxica/anaeróbia. Yang et al. (2010) ao analisarem o ciclo de um biorreator a membrana em batelada sequencial com TTV de 15%, constataram que a conversão total de  $\text{N-NO}_3^-$  à  $\text{N}_2$  ocorria em aproximadamente 30 minutos. Esse rápido consumo, observado nesta pesquisa, pode contribuir para o bom desenvolvimento do processo EBPR, visto que a presença de baixas concentrações de nitrato na etapa anóxica/anaeróbia gera uma menor competição entre bactérias desnitrificantes e organismos acumuladores de fosfato pela assimilação de matéria orgânica.

### 4.3.3 Remoção de Fósforo

Na Tabela 15 são apresentadas as concentrações médias de fósforo total referente ao esgoto afluente e permeado (efluente), assim como a carga volumétrica de fósforo (CVP) e as respectivas eficiências de remoções obtidas na E-1 e E-2.

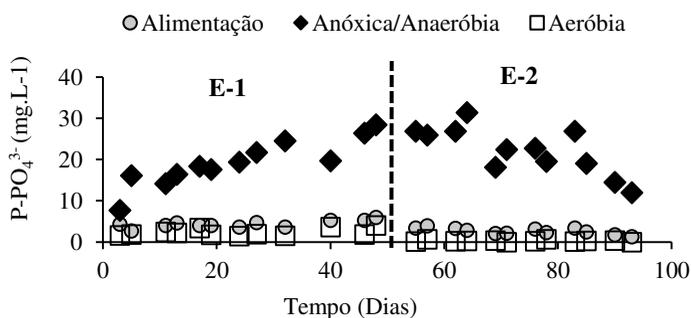
Tabela 15 - Carga volumétrica de fósforo (CVP) aplicada e concentrações de fósforo total no esgoto afluente e permeado e respectivas eficiências de remoção para cada estratégia operacional.

	CVP ( $\text{mgP L}^{-1} \text{ d}^{-1}$ )	Esgoto ( $\text{mgP L}^{-1}$ )	Permeado ( $\text{mgP L}^{-1}$ )	Eficiência (%)
E-1	11,56 ± 1,59	4,88 ± 0,67	1,86 ± 0,73	61,68 ± 14,24
E-2	12,01 ± 1,78	5,07 ± 0,75	0,58 ± 0,31	88,69 ± 5,56

A coexistência do processo EBPR ao eletroquímico resultou em um aumento da eficiência de remoção de fósforo de  $61,68 \pm 14,24$  para  $88,69 \pm 5,56$  %. Tal otimização pode estar associada a formação de hidróxidos metálicos produzidos durante a reação entre o  $\text{Al}^{3+}$ , liberado pelo ânodo, e os íons hidróxidos gerados pelo cátodo. Esses hidróxidos metálicos por possuírem uma elevada área superficial, são capazes de adsorver espécies solúveis de fósforo. Outro contribuinte pode ser atribuído a reação entre  $\text{Al}^{3+}$  e  $\text{PO}_4^{-3}$ , a qual produz uma espécie insolúvel ( $\text{AlPO}_4$ ), que é facilmente retida pelo processo de filtração por membranas (BANI-MELHEM e SMITH, 2012; ATTOUR et al., 2014).

Na Figura 22 é apresentado o comportamento da concentração de fósforo ao longo das etapas do reator, a fim de melhor compreensão dos processos envolvidos na remoção deste nutriente em ambas as estratégias.

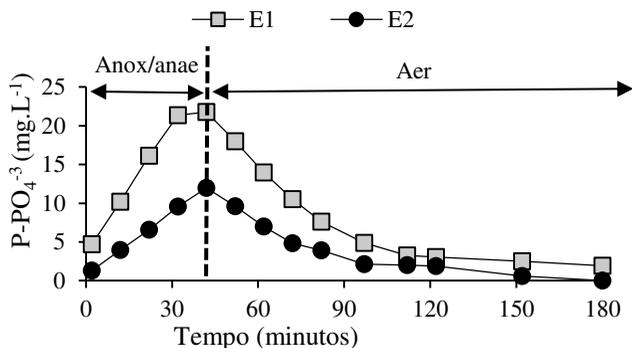
Figura 22 - Comportamento da concentração de fósforo, ao longo das etapas do reator, em ambas as estratégias.



Os resultados evidenciam a presença do processo EBPR em ambas as estratégias, apresentando uma maior concentração de fosfato no licor misto no final da etapa anóxica/anaeróbia e uma redução desta ao fim da etapa aeróbia. A concentração média de fosfato ao fim da etapa aeróbia foi de  $2,32 \pm 0,87$  e  $0,28 \pm 0,22$ , para a E-1 e E-2, respectivamente. Esses valores evidenciam o polimento adicional na remoção de fósforo alcançado após a interação entre os processos eletroquímico e biológico no reator. Liu et al. (2011) também estudaram o comportamento de um reator A2O sem e com a adição de íons alumínio na remoção de fósforo de esgoto doméstico sintético. Tais autores constataram uma redução de aproximadamente  $1,5 \text{ mg L}^{-1}$  de fósforo no fim da etapa aeróbia, com a adição de  $10 \text{ mg L}^{-1}$  de íons Alumínio no seu reator.

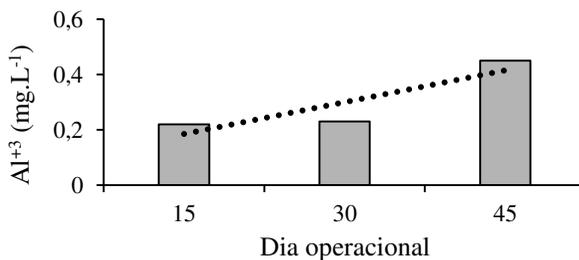
Apesar do polimento adicional observado com a aplicação da corrente elétrica, constatou-se uma redução da concentração de fósforo ao fim da etapa anóxica/anaeróbia nos últimos 15 dias operacionais da E-2. Tal redução pode ser melhor ilustrado ao comparar as análises de ciclo realizadas no último dia operacional de ambas as estratégias (Figura 23).

Figura 23 - Perfil da concentração de  $P-PO_4^{-3}$  ao longo de um ciclo operacional das estratégias E-1 e E-2.



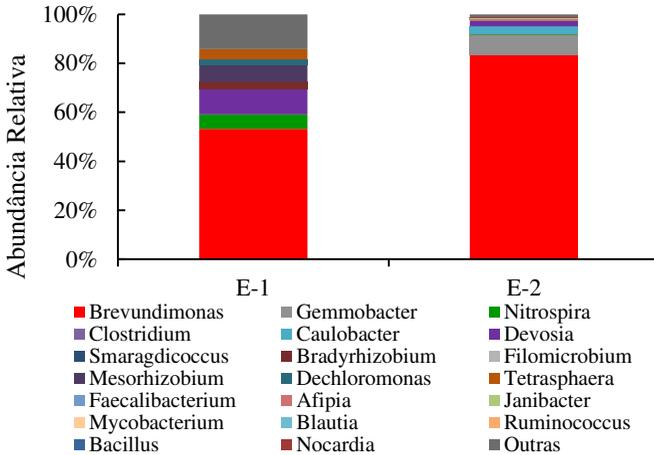
Observa-se uma redução da concentração de  $P-PO_4^{-3}$  de 21,34 para 11,98  $mg L^{-1}$ , ao final da etapa anóxica/anaeróbia, do ciclo da E-1 para o da E-2. Essa redução também foi observada por Belli (2015), que ao avaliar a remoção de fósforo de esgoto doméstico em um BRMBS, observou um decréscimo de  $18,2 \pm 5,5$  para  $10,9 \pm 3,7$   $mg L^{-1}$ , após a adição de cloreto férrico diretamente no licor misto do reator. Uma possível explicação para tal redução na E-2 é a reação entre o  $Al^{+3}$  solúvel presente no licor misto, originado do processo de eletrocoagulação, com o  $P-PO_4^{-3}$  liberado pelos organismos acumuladores de fosfato. A evolução na concentração do íon metálico  $Al^{+3}$ , mensurado no licor misto do BRMBS ao final da anóxica/anaeróbia, pode ser observada na Figura 24.

Figura 24 - Concentração de  $\text{Al}^{+3}$  no licor misto, no final da etapa anóxica, ao longo da E-2.



A concentração de  $\text{Al}^{+3}$  solúvel presente no licor misto apresentou uma tendência crescente ao longo dos dias operacionais, assim evidenciando o acúmulo dessa substância ao fim da etapa anóxica da estratégia E-2. Desta forma, a redução da concentração detectada de  $\text{P-PO}_4^{-3}$ , observada nos últimos dias operacionais da E-2, pode estar associada a formação do precipitado  $\text{AlPO}_4$ . Tal reação, ocorrida na etapa anóxica/anaeróbia, resultava em uma concentração solúvel menor, visto que parte do  $\text{P-PO}_4^{-3}$  liberado via PAO reagia com os íons  $\text{Al}^{+3}$  e produzia o fosfato de alumínio. A hipótese da não ocorrência da inibição das PAO pode ser melhor evidenciada ao observar o resultado da abundância relativa ao nível de gênero da E-1 e E-2, apresentado na

Figura 25 - Abundância relativa bacteriana ao nível de gênero na E-1 e E-2.



Conforme pode ser observado na

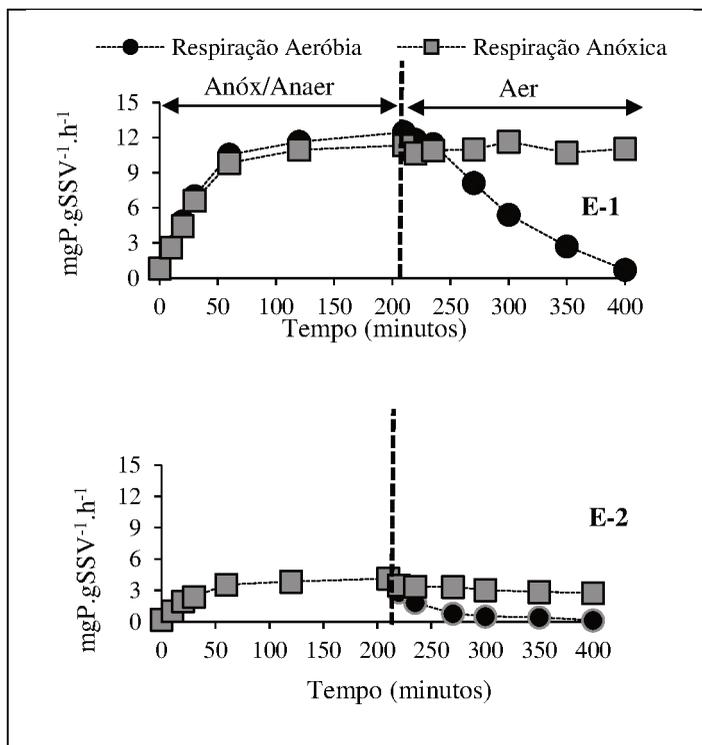
, ocorreu um aumento na abundância relativa do gênero *Brevundimonas* de 53,20 para 83,46 %, após a aplicação da corrente elétrica. Por se tratarem de microrganismos capazes de realizar os processos de liberação e absorção de fósforo em unidades de tratamento de esgoto (RYU et al., 2007), tal hipótese da não inibição das PAO devido à presença do alumínio pode ser considerada.

#### 4.3.3.1 Atividade Aeróbia e Anóxica dos Organismos Acumuladores de Fósforo

Na Figura 26 são apresentados os resultados dos ensaios para determinação da atividade aeróbia e anóxica dos organismos acumuladores de fósforo da estratégia E-1 e E-2, respectivamente.

Figura 26 - Perfil do processo de liberação e absorção de fósforo via respiração aeróbia e anóxica da E-1 e E-2.





Observa-se a ocorrência do EBPR em ambas as estratégias, tendo em vista o aumento da concentração de fosfato durante a etapa anaeróbia e a absorção deste na etapa aeróbia. Apesar de tal comportamento, o processo de P-absorção via respiração anóxica ocorreu apenas na E-2, conforme evidenciado na Tabela 16.

Tabela 16 - P-Absorção via respiração aeróbia e anóxica das PAO para as estratégias E-1 e E-2.

Estratégias	P-absorção (mgP gSSV <sup>-1</sup> h <sup>-1</sup> )		Aeróbia/Anóxica (%)
	Respiração aeróbia	Respiração anóxica	
E-1	4,70	-	-
E-2	5,55	1,81	32,68

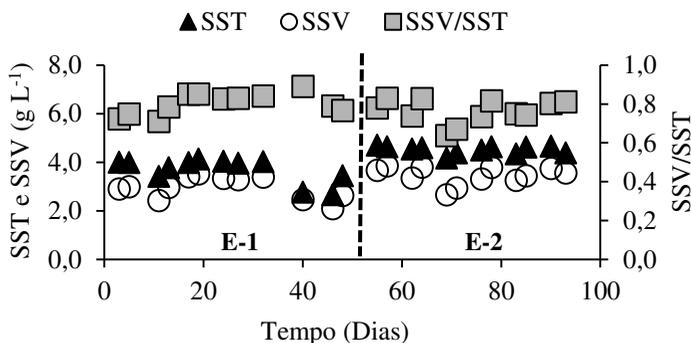
Nota-se que a aplicação da corrente elétrica no BRM-BS pode ter propiciado o desenvolvimento de um potencial de assimilação de fósforo via respiração anóxica, haja vista o decaimento da concentração de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  sob essa fase. Elnaker et al. (2018) ao avaliarem o impacto da corrente elétrica na comunidade microbiana de eletrobiorreatores, constataram um aumento na abundância relativa de 0,6 para 2% de DPAO após a aplicação de  $7 \text{ A.m}^{-2}$ . Neste enfoque, a velocidade de absorção de fósforo de  $1,81 \text{ mgP gSSV}^{-1} \text{ h}^{-1}$ , observada sob condições anóxicas, corrobora a hipótese de estimulação de tais microrganismos na E2.

O processo de absorção de fosfato sob condições anóxicas observado na E2, é reportada por Kuba, Loosdrecht e Heijnen (1996) como sendo vantajosa, visto que o processo simultâneo de desnitrificação e remoção de fósforo necessitam uma menor concentração de matéria orgânica em detrimento a processos biológicos de remoção de fósforo e nitrogênio conduzidos separadamente. Além desta vantagem, este processo propicia uma redução da aeração, visto que nesta situação o nitrato é o acceptor de elétrons, e não mais o oxigênio.

#### **4.3.4 Avaliação das características da biomassa**

Na Figura 27 é apresentado o comportamento da concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV) e sólidos suspensos totais (SST), bem como a respectiva relação SSV/SST ao longo das estratégias E-1 e E-2.

Figura 27 - Evolução da concentração de SST e SSV, bem como sua respectiva relação SSV/SST ao longo das estratégias E-1 e E-2.

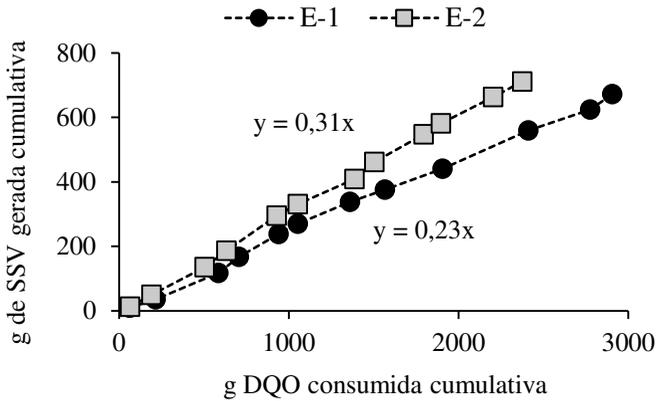


Os resultados revelaram um aumento de SST após a aplicação da corrente elétrica, assim resultando em uma concentração média de  $3,69 \pm 0,51$  e  $4,53 \pm 0,16$  gSST L<sup>-1</sup> para a E-1 e E-2, respectivamente. Percebe-se também um aumento na concentração média de SSV durante a E-1 entre 2,1 e 3,5, ao passo que na E-2 esta oscilação situou-se entre 2,7 e 3,9 gSSV L<sup>-1</sup>. Apesar do aumento da concentração de SSV e SST, constatou-se uma menor relação SSV/SST com a aplicação da corrente elétrica, com valores de 0,80 e 0,76 para E-1 e E-2, respectivamente. Tal comportamento também foi observado na pesquisa de Hua et al. (2015) ao avaliarem o efeito da eletrocoagulação nas características do lodo de um BRM. Segundo esses pesquisadores, essa redução é resultado da dissolução e acumulação de hidróxidos de alumínio no licor misto do reator.

Apesar da menor relação SSV/SST na estratégia 2, não se observou um considerável efeito negativo no desempenho do reator, conforme evidenciado nos itens 4.3.1, 4.3.2 e 4.3.3. Tal conclusão pode ser corroborada ao observar os valores de coeficiente de produção celular (Yobs) calculados ao longo da E-1 e E-2 (Figura 28).

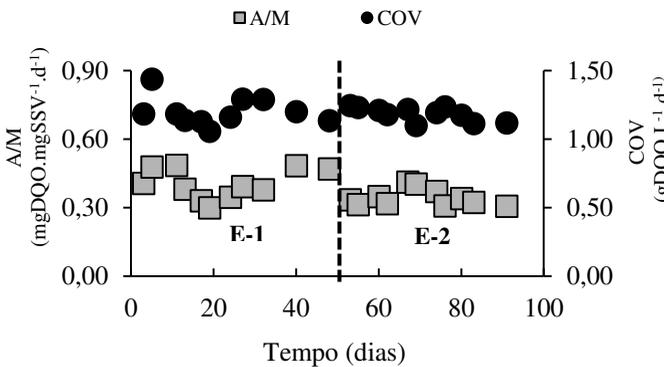
Os valores de Yobs, obtidos através da regressão linear, evidenciam o aumento da atividade da biomassa na E-2 ( $p < 0,05$ ). Battistelli et al (2018) observaram a mesma tendência ao comparar os valores de Yobs em um BRM, operando inicialmente sem aplicação de corrente elétrica e posteriormente com aplicação de corrente elétrica. Zhang et al. (2014) reportam que essa otimização pode estar associada a aplicação de campo elétrico, o qual pode aumentar a permeabilidade da membrana citoplasmática e melhorar o transporte de nutrientes para as bactérias.

Figura 28 - Regressão linear entre a massa de SSV gerada cumulativa e massa de DQO consumida cumulativa para a E-1 e E-2.



Outro fator monitorado com intuito de avaliar a atividade da biomassa é a disponibilidade de alimento para os microrganismos. Neste enfoque, na Figura 29 é apresentado a evolução da relação alimento/microrganismo, bem como a carga orgânica volumétrica (COV) aplicada ao longo dos dias operacionais da E-1 e E-2.

Figura 29 - Comportamento da relação alimento/microrganismo (A/M) e carga orgânica volumétrica (COV) ao longo dos dias operacionais.



A análise estatística aponta que não existiu diferença entre a carga orgânica volumétrica aplicada entre ambas as estratégias ( $p > 0,05$ ), as quais apresentaram um valor de  $1,20 \pm 0,10$  e  $1,19 \pm 0,05$  gDQO L<sup>-1</sup> d<sup>-1</sup>

na E-1 e E-2, respectivamente. No entanto, constatou-se uma menor relação A/M no período exposto à corrente elétrica, com um valor médio para E-1 de  $0,41 \pm 0,07$  mgDQO mgSSV<sup>-1</sup> d<sup>-1</sup> e  $0,34 \pm 0,04$  mgDQO mgSSV<sup>-1</sup> d<sup>-1</sup> para E-2 ( $p < 0,05$ ). Notou-se um aumento da concentração de SSV após a aplicação da corrente elétrica, conforme já discutido anteriormente. Desse modo, fica evidente que a existência dos processos eletroquímicos, tais como a coagulação, oxidação eletroquímica e eletrosmose foram benéficos para a crescimento dos microrganismos.

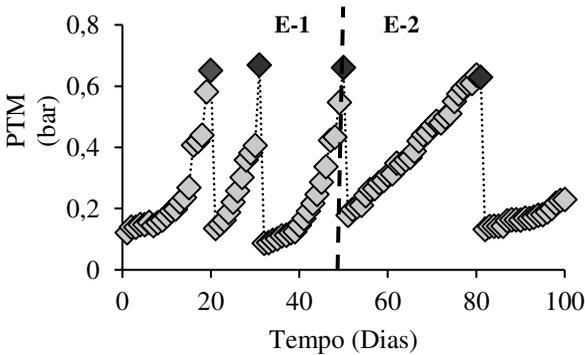
#### 4.4 SEÇÃO IV: APLICAÇÃO DE CORRENTE ELÉTRICA COM BAIXO TEMPO DE EXPOSIÇÃO PARA REDUÇÃO DO POTENCIAL INCRUSTANTE DO LICOR MISTO DE BIORREATOR A MEMBRANA.

Nesta seção serão abordados os resultados obtidos durante as estratégias E-1 e E-2, que o reator foi operado sem e com a aplicação de baixa corrente elétrica, respectivamente. O foco da presente seção está voltado à avaliação da filtrabilidade do licor misto do BRM-BS, bem como ao processo de colmatção das membranas, em consequência à aplicação da corrente elétrica. Tal avaliação foi conduzida por meio do monitoramento da pressão transmembrana e da caracterização do licor misto em termos de SMP, EPS, granulometria e IVL<sub>diluído</sub>.

##### 4.4.1 Monitoramento da Pressão Transmembrana

A evolução da pressão transmembrana (PTM) ao longo dos dias operacionais da E-1 e E-2 é apresentado na Figura 30.

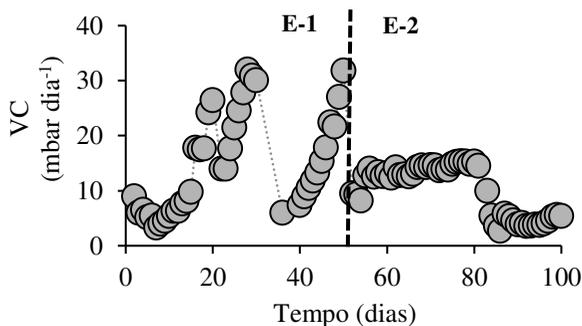
Figura 30 - Evolução da pressão transmembrana (PTM) ao longo dos dias operacionais da E-1 e E-2.



Observa-se um aumento mais expressivo da PTM ao longo da estratégia operacional E-1 em comparação à E-2. Verifica-se que para a estratégia E-1, o valor limite da PTM foi alcançado três vezes (dias 20, 31 e 50), ao passo que para a E-2 esse valor foi atingido, apenas uma vez, após 30 dias de operação. Dessa forma, fica evidente que a integração do processo de eletrocoagulação ao BRM-BS resultou em uma operação mais estável da membrana desse reator, conduzindo a um aumento menos intenso da PTM em comparação ao período sem eletrocoagulação. Comportamento semelhante foi observado por Hua et al. (2015), que ao avaliarem paralelamente um BRM e um EBRM tratando esgoto doméstico sintético, com um fluxo de filtração de  $27 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ , relataram a necessidade do procedimento de limpeza das membranas 5 vezes ao longo de 15 dias de operação do BRM, enquanto que no EBRM não foi necessário esse procedimento. Esses autores destacam que a integração dos processos eletroquímicos ao BRM pode ser uma alternativa interessante para a diminuição da velocidade de colmatção das membranas, que permite, conseqüentemente, uma redução das paradas do sistema para a realização do procedimento de limpeza química das membranas.

A Figura 31 apresenta o perfil da velocidade de colmatção (VC) do BRM-BS durante o desenvolvimento das estratégias operacionais E-1 e E-2.

Figura 31 - Perfil da velocidade de colmatação (VC) ao longo dos dias operacionais da E-1 e E-2.



Devido ao maior crescimento da PTM na E-1, obteve por consequência uma maior velocidade de colmatação das membranas nessa estratégia, com valor médio de  $15,89 \text{ mbar dia}^{-1}$  enquanto que para a E-2, a VC média obtida foi de  $10,18 \text{ mbar dia}^{-1}$ . Tal diminuição representa uma queda de 36% da VC do BRM-BS durante a E-2, o que reforça o papel da eletrocoagulação como alternativa para mitigar o processo de colmatação das membranas. Essa redução da VC pode ser atribuída às alterações das características do licor misto, tais como a redução de produtos microbianos solúveis, o aumento do diâmetro médio dos flocos e a melhoria do índice de desidratabilidade do lodo, tal como será discutido no item 4.4.2.

Borea et al., 2017 avaliaram o efeito da aplicação de  $8,54 \text{ A m}^{-2}$  (6 horas/dia) em um BRM tratando esgoto doméstico sintético com fluxo de filtração de  $15 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ . Esses autores verificaram uma velocidade de colmatação de  $80,8 \text{ mbar dia}^{-1}$  e  $36,9 \text{ mbar dia}^{-1}$  para o período sem e com a aplicação de corrente elétrica, respectivamente. Já Battistelli et al. (2018) ao avaliarem um EBRM tratando esgoto sanitário, sob a aplicação de  $10 \text{ A.m}^{-2}$  (7,2 horas/dia) e com fluxo de filtração de  $10,3 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$  observaram uma VC de  $34,5 \text{ mbar dia}^{-1}$ .

É importante notar que os valores de VC reportados por esses autores para sistemas BRM operando em modo contínuo situam-se acima ( $34,5$  a  $80,8 \text{ mbar dia}^{-1}$ ) da faixa de valores observados na presente pesquisa ( $10,18$  a  $15,89 \text{ mbar.dia}^{-1}$ ). Assim, pode-se presumir que a operação do BRM em batelada sequencial torna-se benéfica para membrana, dado a menor VC observada nessa concepção de reator. Ao contrário dos BRM operados em modo contínuo, o processo de filtração

no EBRM-BS é realizado de forma descontínua. Nessa condição, a adesão de substâncias na superfície da membrana é reduzida, especialmente durante fase aeróbia, quando o processo de filtração é descontinuado enquanto as forças de cisalhamento na superfície da membrana são mantidas (COSTA et al.,2019). Como resultado, os processos usualmente associados à incrustação de membrana, como a adsorção de SMP, crescimento de biofilme e formação da torta-gel na superfície da membrana (JUDD e JUDD, 2011) são minimizados. Consequentemente, a colmatação reversível pode ser removida de forma mais eficaz pelo sistema de aeração do BRM-BS, atenuando assim o crescimento da PTM ao longo dos dias operacionais

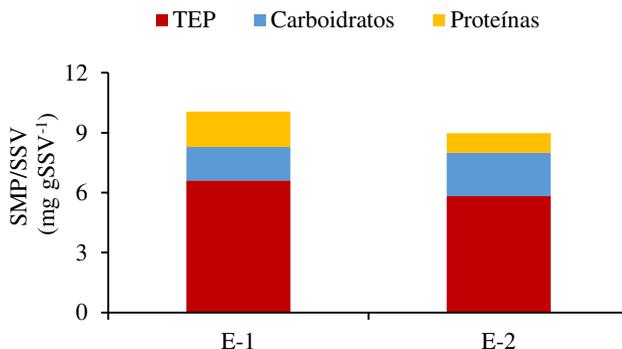
Por fim, é importante destacar também que, mesmo tendo sido o EBRM-BS operado com um baixo tempo de exposição da corrente elétrica (6 ON/30 OFF), a velocidade de colmatação obtida durante a E-2 foi 3,3 vezes menor do que aquela observada por Battistelli et al (2018), que utilizava em seu estudo com EBRM um tempo de exposição maior (6 ON/18 OFF). Nesse sentido, a operação do EBRM com menores tempos de exposição da corrente elétrica deve ser sempre buscada, dado o menor custo energético envolvido nessa condição, bem como a menor depreciação dos eletrodos ao longo do tempo.

#### **4.4.2 Caracterização do Licor Misto**

##### **4.4.2.1 Produtos Microbianos Solúveis (SMP) e Substâncias Poliméricas Extracelulares (EPS)**

A concentração média normalizada de SMP, em termos de partículas exopoliméricas transparentes (TEP), carboidratos e proteínas, no licor misto do reator para as estratégias E-1 e E-2 é apresentado na Figura 32.

Figura 32 - Concentrações médias de SMP, em termos de partículas exopoliméricas transparentes, carboidratos e proteínas, para a E-1 e E-2.



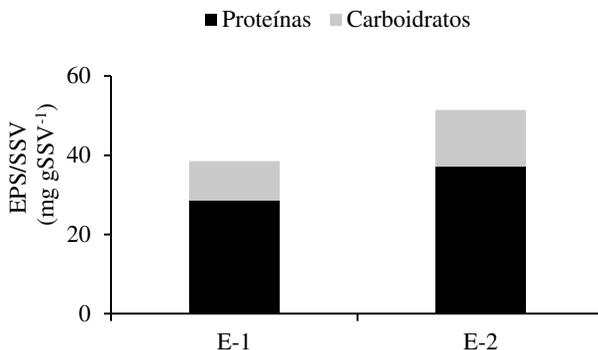
Nota-se uma redução da concentração média normalizada de SMP da estratégia E-1 para a E-2 (10,06 para 8,98 mg gSSV<sup>-1</sup>, respectivamente). Tal redução ocorreu, sobretudo, devido à queda de 44,63 % na concentração de proteínas e de 11,95% no teor partículas exopoliméricas transparentes. Ibeid et al. (2016) reportam que as cadeias longas de hidróxidos de alumínio, gerados pelo processo de eletrocoagulação, são um dos principais contribuintes para um menor teor de SMP. Os autores destacam que o fato dos SMP apresentarem uma carga líquida negativa acabam sendo atraídos por tais hidróxidos, levando a formação de complexos sólidos orgânicos/inorgânicos por meio de forças eletrostáticas e adsorção.

Apesar da redução de proteínas e TEP, constatou-se um aumento no teor normalizado de carboidratos de 1,68 para 2,18 mg gSSV<sup>-1</sup> na estratégia 2. Borea et al. (2017) ao avaliarem o teor médio normalizado de SMP, também observaram um aumento de carboidratos de 8,99 para 9,28 mg gSSV<sup>-1</sup> e uma redução de proteínas de 12,52 para 7 mg gSSV<sup>-1</sup>, com a aplicação de 8,54 A m<sup>-2</sup> em um BRM tratando esgoto doméstico sintético. Tais autores atribuem esse comportamento à menor densidade de carga negativa nos carboidratos quando comparada às proteínas, assim resultando em uma menor interação eletrostática com os hidróxidos de alumínio.

Acredita-se que menor VC da estratégia E-2, e por consequência a frequência de limpeza das membranas pode ser decorrente da menor concentração de produtos microbianos solúveis no licor misto, visto que tais substâncias são consideradas as principais causas de incrustação em BRM (WU e HUANG, 2009).

A Figura 33 apresenta as concentrações médias normalizadas de EPS, em termos de carboidratos e proteínas, para a E-1 e E-2.

Figura 33 - Concentrações médias de EPS, em termos de proteínas e carboidratos, para a E-1 e E-2.

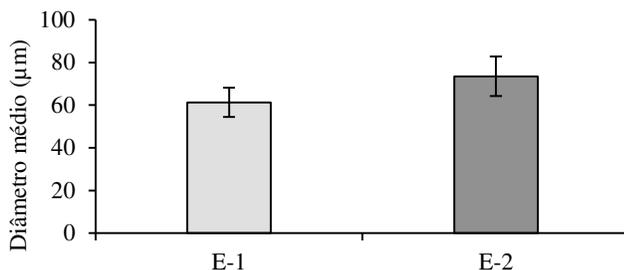


De maneira oposta ao comportamento do SMP, observou-se um aumento no teor de EPS na estratégia E-2 (51,37 mg gSSV<sup>-1</sup>) quando comparado a estratégia E-1 (38,53 mg gSSV<sup>-1</sup>). Mehrnia et al. (2013) reportam que as substâncias com cargas negativas são atraídas por cátions, tais como o Al<sup>+3</sup> e formam uma camada com alto poder de adesão ao redor da superfície de células suspensas. A criação de um potencial elétrico na camada difusa, resultante da adesão desses íons, propicia uma rápida aglomeração de partículas solúveis. Consequentemente, os SMP podem ter sido adsorvidos nessa camada, assim conferindo uma maior concentração de EPS na estratégia E-2.

#### 4.4.2.2 Diâmetro médio dos flocos

O diâmetro médio dos flocos para cada estratégia operacional aplicada, obtidos a partir da análise de granulometria a laser, é apresentado na Figura 34.

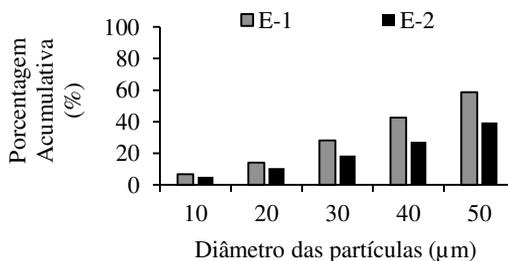
Figura 34 - Diâmetro médio dos flocos biológicos de cada estratégia operacional.



Observa-se que a aplicação da corrente elétrica resultou no aumento do diâmetro médio dos flocos, passando de 61,3 µm na E-1 para e 73,5 µm na E-2. Zhou et al. (2015) explicam este comportamento ao relatarem que a menor repulsão entre as partículas de lodo, causada pela aplicação da corrente elétrica, pode gerar um maior potencial de agregação destes e, conseqüentemente, a formação de flocos com diâmetros maiores. Tal comportamento pode ter contribuído para a redução da VC, visto que flocos menores possuem uma alta tendência em depositar-se na superfície da membrana (LIM e BAI, 2003).

A Figura 35 apresenta a porcentagem acumulativa do diâmetro dos flocos (0 a 50 µm) do último dia operacional da estratégia E-1 e E-2.

Figura 35 - Porcentagem acumulativa do diâmetro dos flocos (0 a 50 µm) do último dia operacional da E-1 e E-2.



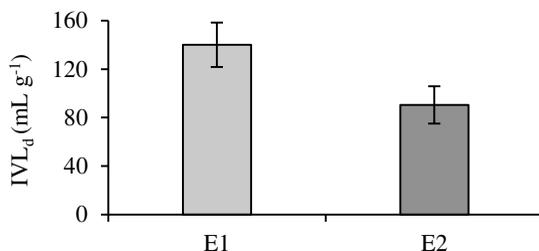
A porcentagem acumulativa de partículas com diâmetro abaixo de 50 µm para a E-2 foi de 39,44%, ao passo que na E-1 este valor foi de 58,62%. Esses resultados foram semelhantes ao encontrado por Li et al. (2018), que ao avaliarem as características do licor misto em BRM e EBRM para o tratamento de esgoto doméstico sintético, observaram uma redução de aproximadamente 4% na porcentagem acumulativa de

partículas abaixo de 50  $\mu\text{m}$  no licor misto do EBRM. Tais resultados evidenciam a diminuição do potencial incrustante do licor misto e justificam a redução da velocidade de colmatação das membranas após a aplicação da corrente elétrica.

#### 4.4.2.3 Índice Volumétrico de Lodo Diluído (IVL<sub>d</sub>)

O IVL<sub>d</sub> médio de cada estratégia operacional aplicada, é apresentado na Figura 36.

Figura 36 - IVL<sub>d</sub> médio de cada estratégia operacional.



Observa-se uma redução de 35,4% no valor médio de IVL<sub>d</sub> após a aplicação da corrente elétrica, apresentando para a E-1 o valor de 140,0 ± 18,3 e 90,5 ± 15,4 mL g<sup>-1</sup> para E-2. Estes resultados confirmam que a compressibilidade do lodo é consideravelmente melhorada nos EBRM em detrimento aos BRM convencionais, conforme já relatada em outras pesquisas (HUA et al., 2015; TAFTI et al., 2015). Essa melhor compressibilidade observada é benéfica para a operação do reator, visto que uma melhor sedimentabilidade pode indicar uma melhor filtrabilidade do licor misto (GIWA et al., 2015).

Uma possível explicação para a redução do IVL<sub>d</sub> em EBRM, é que a presença do Al<sup>+3</sup> pode propiciar o desenvolvimento do processo de floculação e melhorar a sedimentabilidade do lodo, visto que tais íons podem servir como uma ponte entre as células suspensas carregadas negativamente (MEHRNIA et al., 2013). Essa melhoria na habilidade de floculação pode ser confirmada ao comparar os valores médios de turbidez do sobrenadante ao fim do ensaio de IVL<sub>d</sub>, os quais apresentaram um valor médio de 40,1 NTU para a estratégia E-1 e 24,9 NTU para a E-2.

Por fim, entende-se que os resultados da caracterização do licor misto em termos de SMP, granulometria e IVL<sub>d</sub> evidenciaram condições

de melhor filtrabilidade durante a E-2, justificando assim o motivo pelo qual a membrana do reator exibiu uma velocidade de colmatção menos intensa. Assim, pode-se concluir que a eletrocoagulação aplicada em um BRM operado em batelada sequencial é capaz de mitigar o potencial incrustante do licor misto, levando a uma menor necessidade de paradas do reator para realização de limpeza química corretiva.

4.5 SEÇÃO V: AVALIAÇÃO DA INFLUÊNCIA DA TAXA DE AERAÇÃO DA MEMBRANA NA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA, NITROGÊNIO E FÓSFORO EM ELETROBIORREATOR A MEMBRANA EM BATELADA SEQUENCIAL APLICADO AO TRATAMENTO DE EFLUENTE

Nesta seção serão abordados os resultados referentes a etapa 2, a qual foi operada sob três diferentes taxas de aeração da membrana (0,48, 0,24 e 0,12 m<sup>3</sup> de ar h<sup>-1</sup>m<sup>-2</sup>), designadas de E-3, E-4 e E-5, respectivamente. Essa avaliação comparativa foi conduzida com intuito de investigar a influência da taxa de aeração no desempenho de remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo no EBRM-BS tratando esgoto doméstico sintético.

#### 4.5.1 Remoção de Matéria Orgânica

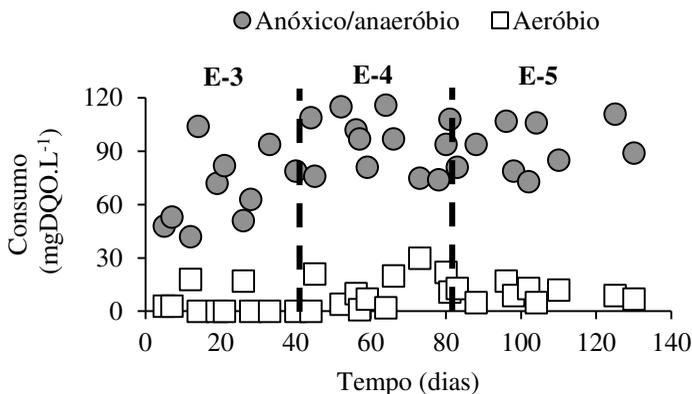
Na Tabela 17 são apresentadas as concentrações médias de demanda química de oxigênio solúvel (DQO) referente ao esgoto afluente e permeado (efluente), assim como a carga orgânica volumétrica aplicada (COV) e as respectivas eficiências de remoções obtidas na E-3, E-4 e E-5.

Tabela 17 - Carga orgânica volumétrica (COV) aplicada e concentrações de DQO no esgoto afluente e permeado e respectivas eficiências de remoção para cada estratégia operacional.

	COV (mgDQO L <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup> )	Esgoto (mgDQO L <sup>-1</sup> )	Permeado (mgDQO L <sup>-1</sup> )	Eficiência (%)
E-3	1177 ± 46	496 ± 19	10 ± 6	97,89 ± 1,31
E-4	1187 ± 35	501 ± 15	12 ± 11	97,69 ± 2,17
E-5	1209 ± 113	510 ± 48	15 ± 9	97,02 ± 1,79

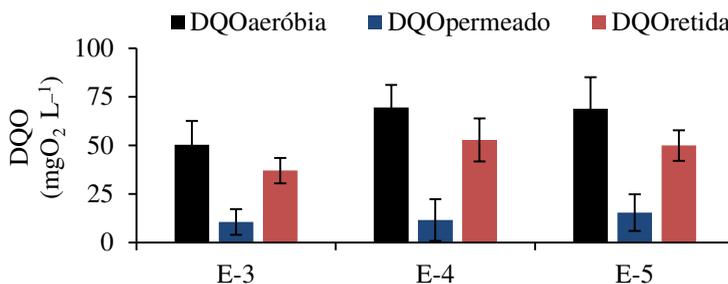
Os resultados evidenciam a excelente performance de remoção de matéria orgânica em ambas as estratégias, visto que as eficiências se mantiveram sempre acima de 94%. Esse comportamento pode ser atribuído ao consumo majoritário de DQO na etapa anóxica/anaeróbia nas três estratégias (Figura 37), o qual permitiu que o reator mantivesse elevadas eficiências de remoções de DQO mesmo com a redução da SADam de 0,48 para 0,12 m<sup>3</sup> m<sup>-2</sup> h<sup>-1</sup>.

Figura 37- Consumo de DQO sob condição anóxica/anaeróbia e aeróbia ao longo do ciclo operacional do reator para as estratégias E-3, E-4 e E-5.



Observa-se um baixo consumo de DQO na etapa aeróbia em ambas as estratégias, exibindo valores sempre abaixo de 30 mg.L<sup>-1</sup>. Tal comportamento evidencia que a maior porção de matéria orgânica presente no esgoto foi destinada aos organismos acumuladores de fósforo e bactérias desnitrificantes em detrimento ao consumo heterotrófico aeróbio. Outro contribuinte para a não influência da SAD<sub>am</sub> no desempenho de remoção de DQO foi a retenção física imposta pela membrana, conforme evidenciado na Figura 38.

Figura 38 – Concentração média de DQO ao fim da etapa aeróbia, no permeado, e a respectiva DQO média retida pela membrana em ambas as estratégias.



Nota-se que a remoção de DQO ocorre majoritariamente via processo biológico, porém é evidente o polimento adicional alcançado via filtração por membranas. Observa-se também um acréscimo da DQO retida pela membrana nas estratégias com menores taxas de aeração. Da

mesma forma, Costa et al. (2017) ao avaliarem a redução da taxa de aeração da membrana de 0,426 e 0,106  $\text{m}^3\text{m}^{-2}\text{h}^{-1}$  em um BRM-BS observaram a maior contribuição da membrana sob a menor  $\text{SAD}_{\text{am}}$ . Os autores atribuem esse comportamento à maior concentração de DQO remanescente ao final da etapa aeróbia, o qual pode ser decorrente do acúmulo de biopolímeros. Neste enfoque, enfatiza-se que a presença da membrana corroborou para a manutenção de elevadas eficiências de remoção de DQO ao longo das estratégias E-4 e E-5.

#### 4.5.2 Remoção de Nitrogênio

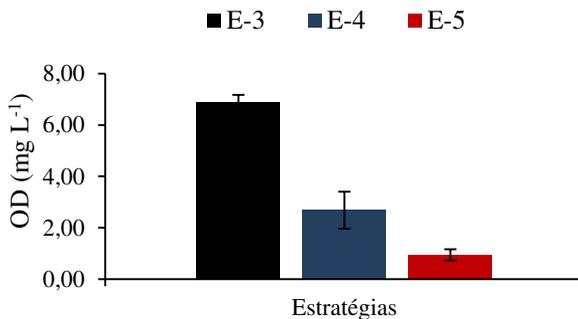
Na Tabela 18 são apresentadas as concentrações médias de nitrogênio total referente ao esgoto afluente e permeado (efluente), assim como a carga nitrogenada volumétrica aplicada (CNV) e as respectivas eficiências de remoções obtidas na E-3, E-4 e E-5.

Tabela 18 - Carga nitrogenada volumétrica (CNV) aplicada e concentrações de nitrogênio total no esgoto afluente e permeado e respectivas eficiências de remoção para cada estratégia operacional.

	CNV ( $\text{mgN L}^{-1} \text{d}^{-1}$ )	Esgoto ( $\text{mgN L}^{-1}$ )	Permeado ( $\text{mgN L}^{-1}$ )	Eficiência (%)
E-3	107,46 ± 9,08	45,33 ± 3,84	9,59 ± 1,17	78,73 ± 3,11
E-4	112,71 ± 9,35	47,55 ± 3,94	7,00 ± 2,41	85,14 ± 5,59
E-5	110,10 ± 9,61	46,45 ± 4,06	18,50 ± 9,46	59,10 ± 22,11

Nota-se um aumento da eficiência de remoção de nitrogênio total com a redução da  $\text{SAD}_{\text{am}}$  de 0,48 para 0,24  $\text{m}^3 \text{h}^{-1} \text{m}^{-2}$ , ao passo que com a operação sob 0,12  $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1} \text{m}^{-2}$  tal desempenho foi prejudicado. Esse comportamento pode estar diretamente associado a concentração máxima de oxigênio dissolvido ao final do ciclo operacional (Figura 39) visto que tal parâmetro desempenha um papel importante no desenvolvimento dos processos de nitrificação e desnitrificação c

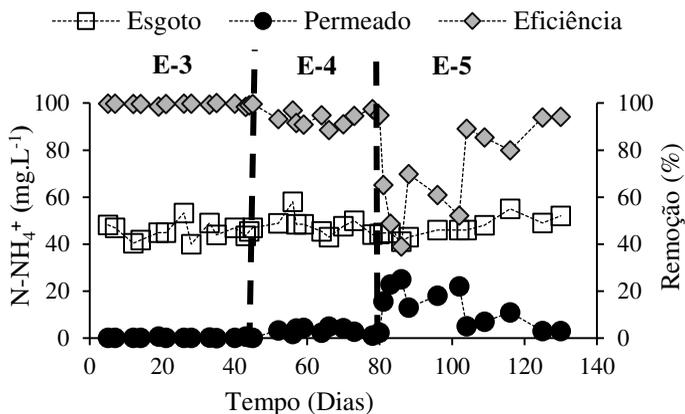
Figura 39 - Concentração média de oxigênio dissolvido ao final do ciclo de cada estratégia operacional.



Nota-se que com a  $SAD_{am}$  de  $0,48 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}$  a concentração de oxigênio dissolvido ao final do ciclo operacional alcançava a sua saturação, ao passo que com as taxas de  $0,24$  e  $0,12 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}$  os valores médios foram reduzidos para  $2,69 \pm 0,72$  e  $0,94 \pm 0,22 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$ , respectivamente. Tal concentração de OD observado na estratégia 4 pode ter propiciado o desenvolvimento do processo de nitrificação e desnitrificação simultânea (SND), assim resultando no aumento da remoção de nitrogênio total. O desenvolvimento desse processo também foi avaliado por Li et al. (2018), que ao avaliarem um eletrobiorreator a membrana tratando esgoto doméstico sintético sob concentração de OD de  $2,4 \text{ mg.L}^{-1}$ , observaram um percentual de SND entre 45 e 55%.

Constata-se também que a baixa concentração de OD observada na estratégia E-5, resultou na redução da eficiência de remoção de nitrogênio total. Yang et al. (2010) observaram esse mesmo comportamento a partir da redução de OD de  $3,0$  para  $1,0 \text{ mg.L}^{-1}$ , em um biorreator a membrana de leito móvel em batelada sequencial para o tratamento de esgoto doméstico. Esses autores atribuem esse efeito a inibição do processo de nitrificação. Desse modo, avaliou-se o desenvolvimento do processo de nitrificação através da evolução da concentração de nitrogênio amoniacal ao longo das estratégias operacionais (Figura 40).

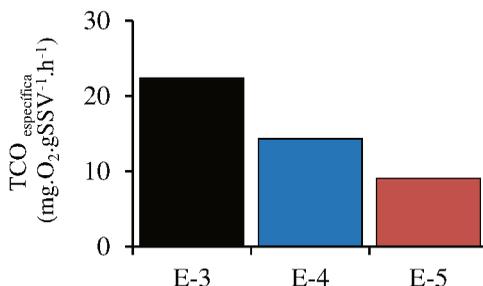
Figura 40 - Concentração de nitrogênio amoniacal no esgoto e no permeado, bem como as respectivas eficiências ao longo das estratégias operacionais.



Verifica-se que para a estratégia E-3, a concentração de  $N-NH_4^+$  no permeado encontra-se sempre abaixo de  $0,7 \text{ mg L}^{-1}$ , ao passo que na E-4 esses valores situavam-se entre  $0,4$  e  $4,30 \text{ mg L}^{-1}$ . Tal redução no desempenho de remoção de nitrogênio amoniacal fica mais evidente na E-5, tendo em vista os teores de  $N-NH_4^+$  no permeado entre  $3$  e  $25 \text{ mg L}^{-1}$ . Apesar da performance ter sido reduzida na E-5, observa-se eficiências acima de  $80\%$  após  $23$  dias de operação. Da mesma forma, Fan et al. (2017) ao estudarem o efeito da redução de OD na remoção de nitrogênio amoniacal em um lodos ativados com câmara anóxica e aeróbia, constataram uma melhora de performance após os primeiros  $10$  dias operacionais. Tais autores sugerem que as bactérias responsáveis pelo processo de nitrificação se adaptam de maneira lenta a um ambiente sob reduzido teor de OD, assim explicando um baixo rendimento nos primeiros dias de operação.

Uma redução da atividade dos microrganismos responsáveis pelo processo de nitrificação pode ser melhor evidenciada ao observar os valores da taxa específica de consumo de oxigênio das bactérias autotróficas para as estratégias E-3, E-4 e E-5 (Figura 41).

Figura 41 - Taxa específica de consumo de oxigênio das bactérias autotróficas para cada estratégia.



A redução da SAD<sub>am</sub> resultou na diminuição da TCO<sub>esp</sub> em 36% e 59,5% na E-4 e E-5, respectivamente. Arnaldos et al. (2013) ao investigarem a aclimação de bactérias oxidadoras de amônia com um OD de 0,1 mg.L<sup>-1</sup> em um RBS, constataram uma TCO de aproximadamente 1 gO<sub>2</sub>.gSSV<sup>-1</sup> min<sup>-1</sup> e 3,5 gO<sub>2</sub>.gSSV<sup>-1</sup> min<sup>-1</sup> no dia operacional 120 e 220, respectivamente. Esses autores destacam que esse aumento da TCO pode estar associado à um mecanismo diferente de assimilação de oxigênio, desenvolvido pelos microrganismos sob uma condição de baixa aeração. Desse modo, essa otimização pode ter ocorrido na final da E-5, contribuindo diretamente para a menor concentração de nitrogênio amoniacal no permeado.

#### 4.5.2.1 Comportamento do nitrogênio em forma de nitrato, nitrito e amônio ao longo de um ciclo operacional do reator

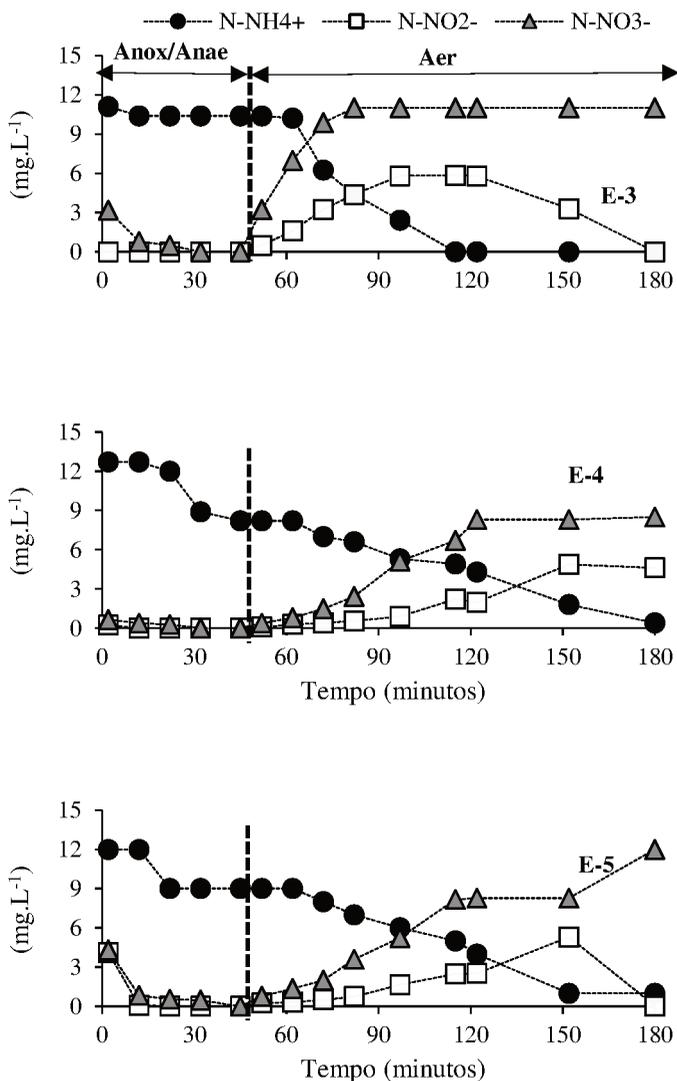
O perfil da concentração de N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>, N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup> e N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> ao longo de um ciclo operacional das estratégias E-3, E-4 e E-5 é apresentado na Figura 42. Tal perfil evidencia as transformações dos compostos nitrogenados sucedidas ao longo das etapas anóxica e aeróbia do reator.

Especificamente para o nitrogênio amoniacal, observa-se uma redução acentuada da sua concentração durante a estratégia E-3, atingindo valores próximos a zero com apenas 70 minutos de etapa aeróbia (tempo 115 min do ciclo total). Por outro lado, durante as estratégias E-4 e E-5, tal comportamento não ocorre, sendo observado um decaimento menos acelerado das concentrações de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> durante a fase aeróbia de ambas as estratégias. Tais resultados indicam que a velocidade de oxidação da amônia (VCA) decaiu com a redução da taxa de aeração no reator, exibindo os valores de 7,2 e 6,0 mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> L<sup>-1</sup> h<sup>-1</sup> para E-4 e E-5,

respectivamente, ao passo que para a E-3 a VCA era de  $17,5 \text{ N-NH}_4^+ \text{ L}^{-1} \text{ h}^{-1}$ . Levando em consideração o teor de SSV observado em cada ciclo das três estratégias, são obtidos os valores de VCA específicos de 4,90, 2,13 e 1,68  $\text{mg N-NH}_4^+ \text{ gSSV}^{-1} \text{ h}^{-1}$ . Tais valores indicam que a atividade autotrófica do EBRM-BS apresentou uma queda de 66% com a redução da TAM de 0,48 para  $0,12 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ . De maneira análoga, Costa (2018) observou um decaimento de 68% na TCO autotrófica específica de um BRM-BS ao reduzir a TAM de 0,426 para  $0,106 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ . Tais resultados sugerem que a atividade da comunidade bacteriana autotrófica diminui abruptamente quando o biorreator é operado sob condições limitantes de OD. Contudo, é importante ressaltar que, mesmo exibindo uma VCA 2,91 vezes menor durante a E-3, as concentrações médias de  $\text{N-NH}_4^+$  no permeado para essa estratégia ainda assim ficaram abaixo de  $20 \text{ mg L}^{-1}$ , limite fixado pela resolução CONAMA 357/2005 para lançamento em corpos hídricos.

A menor velocidade de consumo de amônia, observada na E-4 e E-5 pode estar diretamente relacionada com a concentração máxima de oxigênio dissolvido, visto que o metabolismo das bactérias nitrificantes pode ser reduzido em concentrações abaixo de  $2 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$  (METCALF e EDDY, 2003).

Figura 42 - Perfil da concentração de  $\text{N-NO}_3^-$ ,  $\text{N-NO}_2^-$  e  $\text{N-NH}_4^+$  ao longo de um ciclo operacional das estratégias E-3, E-4 e E-5.



Nota-se também que o processo de desnitrificação ocorreu em ambas estratégias, tendo em vista o rápido consumo de  $\text{N-NO}_3^-$  na etapa anóxica/anaeróbia. O desempenho eficiente desse processo possibilitou que não ocorresse o acúmulo excessivo de compostos nitrogenados no

reator, assim permitindo o alcance de elevadas eficiências de remoção de nitrogênio total, conforme evidenciado na Tabela 18.

#### 4.5.3 Remoção de Fósforo

Na Tabela 19 são apresentadas as concentrações médias de fósforo total referente ao esgoto afluyente e permeado (efluente), assim como a carga volumétrica de fósforo (CVP) e as respectivas eficiências de remoções obtidas na E-3, E-4 e E-5.

Tabela 19 - Carga volumétrica de fósforo (CVP) aplicada e concentrações de fósforo total no esgoto afluyente e permeado e respectivas eficiências de remoção para cada estratégia operacional.

	CVP (mgP L <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup> )	Esgoto (mgP L <sup>-1</sup> )	Permeado (mgP L <sup>-1</sup> )	Eficiência (%)
E-3	12,01 ± 1,78	5,07 ± 0,75	0,58 ± 0,31	88,69 ± 5,56
E-4	12,76 ± 1,71	5,38 ± 0,72	0,29 ± 0,31	94,48 ± 6,20
E-5	12,66 ± 0,74	5,34 ± 0,31	0,36 ± 0,26	93,24 ± 5,00

Por se tratar de um processo químico, a eletrocoagulação não tende a sofrer nenhuma interferência no seu desempenho com a redução da SADam, tendo em vista que a taxa de espécies de Al<sup>+3</sup>, liberadas pelo ânodo, ocorria da mesma forma na E-3, E-4 e E-5. Em contrapartida, Yang et al. (2010) ao compararem a remoção biológica de fósforo em um BRM com o OD de 6,0, 3,0 e 1,0, observaram um melhor desempenho sob a concentração de 3 mg L<sup>-1</sup>. Tais autores reportam que nessas condições o processo EBPR era otimizado, visto que uma menor concentração de N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> era transferida para a etapa anóxica/anaeróbia. Nesse enfoque, a possibilidade de ter ocorrido uma otimização do processo SND na E-4, conforme discutido no item 4.5.2, pode ter corroborado para uma maior eficiência de remoção de fósforo nessa estratégia.

Apesar de uma maior eficiência obtida na E-4, é possível perceber uma estabilidade no processo de remoção de fósforo em ambas as estratégias, tendo em vista os valores do permeado sempre abaixo de 1 mg L<sup>-1</sup>. Essa estabilidade pode estar associada a existência dos processos biológico e eletroquímico no EBRM-BS, que por sua vez se configuram

como uma tecnologia capaz de alcançar uma eficiente remoção de fósforo de esgoto doméstico.

#### 4.5.3.1 Desempenho do processo EBPR ao longo das estratégias operacionais

Na Tabela 20 é apresentado a concentração média observada de  $P-PO_4^{3-}$  ao final das fases de alimentação, anóxica/anaeróbia e aeróbia do reator, para as estratégias operacionais avaliadas.

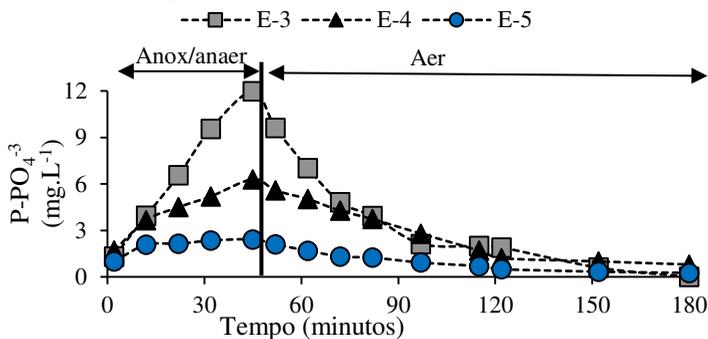
Tabela 20 – Teor médio de  $P-PO_4^{3-}$  ao final das fases de alimentação, anóxica/anaeróbia e aeróbia do reator para as estratégias operacionais avaliadas.

Estratégia Operacional	Alimentação (mgP- $PO_4^{3-}$ L <sup>-1</sup> )	Anóxica/Anaeróbia (mgP- $PO_4^{3-}$ L <sup>-1</sup> )	Aeróbia (mgP- $PO_4^{3-}$ L <sup>-1</sup> )
E-3	2,69 ± 0,80	22,21 ± 5,74	0,28 ± 0,22
E-4	1,71 ± 0,35	7,50 ± 2,17	0,52 ± 0,25
E-5	1,32 ± 0,31	4,20 ± 1,25	0,53 ± 0,36

Constata-se o aumento da concentração de fósforo sob condições anóxicas e a redução deste durante a etapa aeróbia, caracterizando assim a ocorrência do processo EBPR em todas as estratégias avaliadas. Observa-se também que a concentração de fósforo, ao final da etapa anóxica/anaeróbia, foi reduzida na E-4 e E-5. Esse comportamento também foi observado na pesquisa de Liu et al. (2011) em um reator  $A_2O$  com remoção biológica e química simultânea, reportaram que a concentração de fósforo na etapa anóxica praticamente desapareceu após 6 meses de operação. Os pesquisadores atribuem esse comportamento à reação entre o fósforo liberado via processo biológico com os íons  $Al^{+3}$ , bem como a adsorção do  $PO_4^{3-}$  pelos hidróxidos de alumínio. Desse modo, acredita-se que o acúmulo de  $Al^{+3}$ , decorrente do processo de eletrocoagulação, pode ter colaborado para o menor teor de fósforo detectado ao fim da etapa anóxica das estratégias E-4 e E-5.

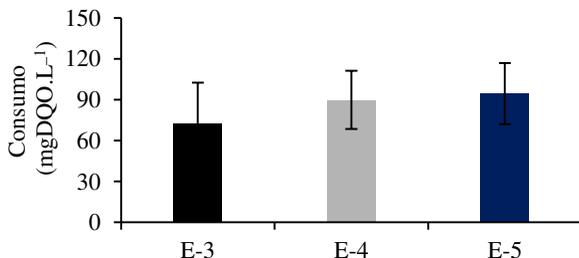
Na análise de ciclo, realizada ao fim de cada estratégia operacional, é possível observar essa redução do teor de  $P-PO_4^{3-}$  ao fim da etapa anóxica (Figura 43).

Figura 43 - Perfil da concentração de  $P-PO_4^{3-}$  ao longo de um ciclo operacional das estratégias E-3, E-4 e E-5.



A redução da concentração ao fim da etapa anóxica resultou em uma menor velocidade de liberação de fósforo, cujo os valores foram de 16,50, 7,0 e 3,39  $mgP-PO_4^{3-} L^{-1} h^{-1}$  para a E-3, E-4 e E-5, respectivamente. Esse comportamento era esperado, visto que o acúmulo do alumínio e a sua reação com o fósforo não permitia a detecção da concentração efetivamente liberada via PAO. Outro fator que corrobora a hipótese de que o processo EBPR não tenha sido inibido é o consumo de matéria orgânica ocorrido durante a etapa anaeróbia (Figura 44).

Figura 44 - Consumo médio de matéria orgânica, durante a etapa anóxica/anaeróbia, das estratégias avaliadas.



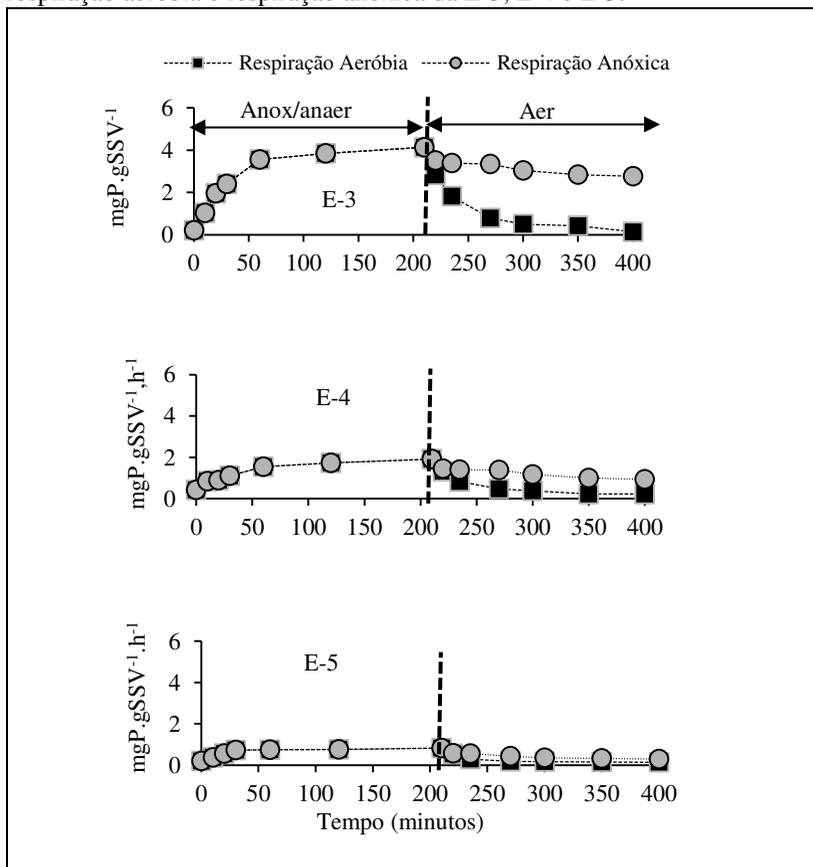
Nota-se que o consumo de matéria orgânica durante a etapa anóxica/anaeróbia não sofreu nenhum decréscimo, tendo em vista os valores médios de 72,8 ± 29,7, 89,8 ± 21,3 e 94,6 ± 22,4  $mg.L^{-1}$  para E-3, E-4 e E-5. Esse consumo de matéria orgânica pode ter sido sucedido por bactérias desnitrificantes e/ou via processo EBPR. Devido ao processo de desnitrificação ser realizado rapidamente, conforme evidenciado na Figura 42, acredita-se que a maior porção de matéria orgânica seja

destinada aos organismos acumuladores de fósforo. Nesse enfoque, o consumo crescente de matéria orgânica durante a etapa anóxica/anaeróbia, observado na E-4 e E-5, pode ser atribuído ao desenvolvimento do processo biológico.

#### 4.5.3.1 Atividade Aeróbia e Anóxica dos Organismos Acumuladores de Fósforo

Na Figura 45 são apresentados os resultados dos ensaios para determinação da atividade aeróbia e anóxica dos organismos acumuladores de fósforo da estratégia E-3, E-4 e E-5, respectivamente.

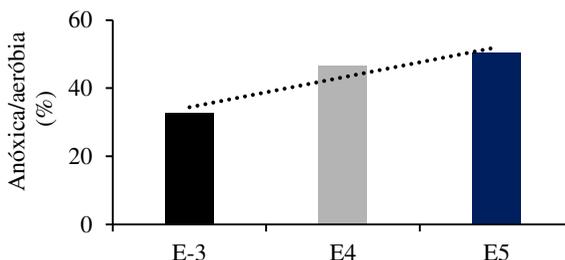
Figura 45 - Perfil do processo de liberação e absorção de fósforo via respiração aeróbia e respiração anóxica da E-3, E-4 e E-5.



Observa-se um potencial de ocorrência do processo EBPR via respiração aeróbia e anóxica, em ambas as estratégias, tendo em vista o aumento da concentração de fosfato durante a etapa anaeróbia e a absorção deste na fase aeróbia/anóxica ao longo do ensaio de bancada.

Tal comportamento se torna vantajoso para o sistema, visto que a assimilação de fósforo e o consumo de nitrato possuem um potencial de ocorrer de maneira simultânea no reator. Dessa maneira, buscou-se quantificar a fração de fósforo com potencial de remoção via respiração anóxica frente à aeróbia (Figura 46).

Figura 46 - Fração de fósforo com potencial de remoção via respiração anóxica frente à aeróbia.



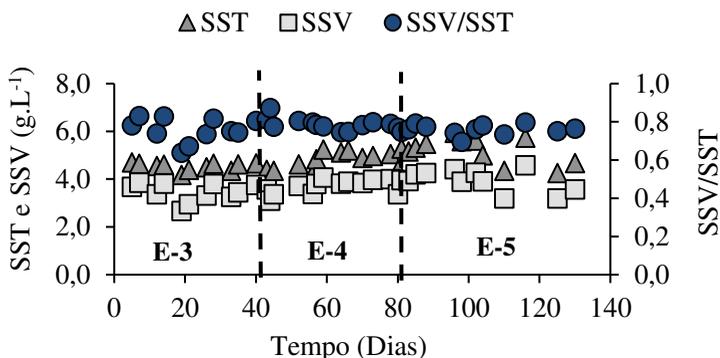
Nota-se um comportamento crescente do potencial de respiração anóxica/aeróbia ao longo das estratégias, tendo em vista os valores de 32,7, 46,7 e 50,3 % para a E-3, E-4 e E-5, respectivamente. Uma possível explicação para o aumento dessa fração é a redução da concentração de oxigênio dissolvido. Ao longo da E-3 observava-se uma alta disponibilidade de oxigênio dissolvido durante a etapa aeróbia, conforme discutido no item 4.5.2, ao passo que na E-4 e E-5 tal concentração foi reduzida. Dessa maneira, as bactérias podem ter utilizado o nitrato como aceptor de elétrons em uma maior taxa, assim resultando em um aumento da fração Anóxica/Aeróbia com a redução da taxa de aeração.

Camejo et al. (2016) reportam que o processo simultâneo de remoção de fósforo e desnitrificação, alcançado via alternância entre condições anaeróbia e baixa aeração constitui uma alternativa interessante para reatores biológicos, tendo em vista um menor requerimento de matéria orgânica, bem como uma redução considerável de energia. Dessa maneira, a E-4 e E-5 podem ser consideradas uma alternativa mais econômica em unidades que requerem uma eficiente remoção de fósforo.

#### 4.5.4 Avaliação das características da biomassa

Na Figura 47 é apresentado o comportamento da concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV) e sólidos suspensos totais (SST), bem como a respectiva relação SSV/SST ao longo das estratégias E-3, E-4 e E-5.

Figura 47 - Evolução da concentração de SST e SSV, bem como sua respectiva relação SSV/SST ao longo das estratégias E-3, E-4 e E-5.



Nota-se um aumento da concentração de SSV após a redução da taxa de aeração da membrana, tendo em vista os valores médios de  $3,46 \pm 0,37$  para E-3,  $3,70 \pm 0,31$  e  $3,95 \pm 0,44$  gSSV.L<sup>-1</sup> para E-4 e E-5, respectivamente. Tal comportamento se diferencia do observado na pesquisa de Costa et al. (2019), que ao operarem dois BRM (biomassa fixa e floculenta), constataram um menor teor de SSV, em ambos os reatores, com a redução do OD de 4,0 para 1,0 mg.L<sup>-1</sup>. Uma possível justificativa para o aumento da concentração de SSV na presente pesquisa é a presença do processo de eletrocoagulação. Zeyoudi et al. (2015) reportam que tal processo pode propiciar o aumento do metabolismo bacteriano, melhorar a permeabilidade da membrana da célula bacteriana e, conseqüentemente resultar no crescimento celular.

A hipótese de que a presença do processo de eletrocoagulação possibilitou a estabilidade do crescimento dos microrganismos pode ser corroborada ao observar o comportamento da relação SSV/SST ao longo das três estratégias. Tal relação se manteve com valor médio de  $0,76 \pm 0,06$  na E-3, ao passo que na E-4 e E-5 esse valor foi de  $0,79 \pm 0,03$  e  $0,76 \pm 0,03$ , respectivamente.

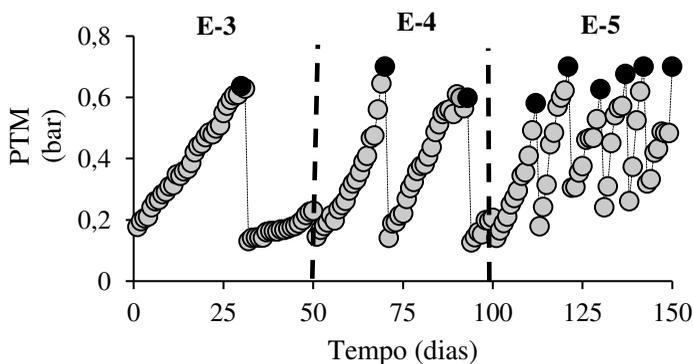
#### 4.6 SEÇÃO VI: AVALIAÇÃO DA INFLUÊNCIA DA TAXA DE AERAÇÃO NA FILTRABILIDADE DO LICOR MISTO EM ELETROBIORREATOR A MEMBRANA EM BATELADA SEQUENCIAL APLICADO AO TRATAMENTO DE EFLUENTE

Nesta seção serão abordados os resultados referentes a etapa 2, a qual foi operada sob três diferentes taxas de aeração da membrana (0,48, 0,24 e 0,12 m<sup>3</sup> de ar h<sup>-1</sup> m<sup>-2</sup>), designadas de E-3, E-4 e E-5, respectivamente. Essa avaliação comparativa foi sucedida com intuito de investigar os possíveis efeitos da taxa de aeração na filtrabilidade do licor misto e o conseqüente impacto sob o processo de colmatação das membranas. Tal avaliação foi sucedida por meio do (4.4.1) monitoramento da pressão transmembrana e (4.4.2) caracterização do licor misto.

##### 4.6.1 Monitoramento da Pressão Transmembrana

A evolução da pressão transmembrana (PTM) ao longo dos dias operacionais da E-3, E-4 e E-5 é apresentado na Figura 48.

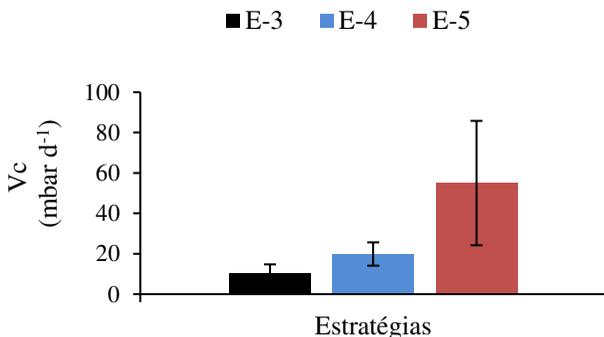
Figura 48 - Evolução da pressão transmembrana (PTM) ao longo dos dias operacionais da E-3, E-4 e E-5.



Nota-se que a SADam foi um parâmetro importante para a operação do EBRM-BS, tendo em vista a maior necessidade de limpeza química da membrana realizada durante a E-4 e E-5. Da mesma maneira, Tan e Ng (2008) ao estudarem o comportamento da PTM em um BRM operado com taxa de aeração de 10, 5 e 2,5 L de ar min<sup>-1</sup>, relataram uma

maior colmatação na última estratégia. Esse comportamento sob reduzida taxa de aeração, pode ser evidenciado ao observar os valores médios da velocidade de colmatação das três estratégias avaliadas (Figura 49).

Figura 49 - Velocidade média de colmatação das estratégias operacionais.



Observa-se um aumento na velocidade de colmatação de  $10,2 \pm 4,6$  para  $19,9 \pm 5,8$  e  $55,0 \pm 30,8$  mbar  $dia^{-1}$  com a redução da taxa de aeração da membrana de 0,48 para 0,24 e 0,12, respectivamente. Liu et al. (2000) reportam que a redução da taxa de aeração gera uma menor tensão de cisalhamento, que por sua vez pode resultar na maior deposição de sólidos na superfície da membrana. Além da menor tensão de cisalhamento, outros fatores tais como a concentração de EPS e SMP, diâmetro médio dos flocos e turbidez do sobrenadante podem ter contribuído para essa maior colmatação. Nesse enfoque, serão discutidos esses fatores nos itens 4.6.1.1 e 4.6.1.2.

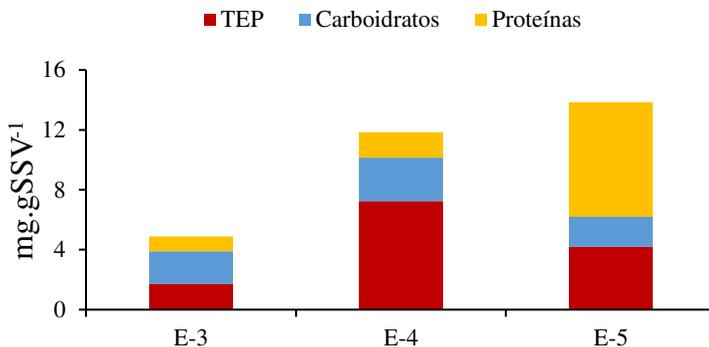
#### 4.6.1.1 Produtos Microbianos Solúveis (SMP) e Substâncias Poliméricas Extracelulares (EPS)

A concentração normalizada média de SMP, analisada em teores de partículas exopoliméricas transparentes (TEP), carboidratos e proteínas, no licor misto do reator para a E-3, E-4 e E-5 é apresentado na Figura 50.

Identifica-se um aumento da concentração normalizada de SMP de 4,88 para 11,85 e 13,84 mg  $gSSV^{-1}$  com a redução da SADam de 0,48 para 0,24 e 0,12, respectivamente. Esse aumento expressivo foi contribuído pelo incremento na concentração de proteínas, visto que esta

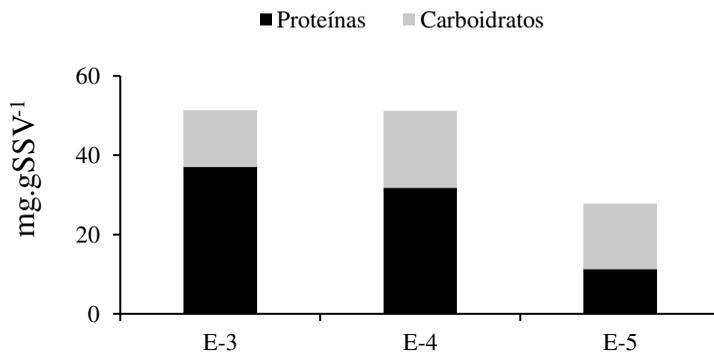
passou de 0,98 na E-3 para 1,71 e 7,64 mg gSSV<sup>-1</sup> na E-4 e E-5, respectivamente.

Figura 50 - Concentrações médias de SMP, em termos de partículas exopoliméricas transparentes, carboidratos e proteínas, para a E-3, E-4 e E-5.



Higgins e Novak (1997) reportam que a hidrólise de proteínas ligadas ao lodo resulta no aumento da concentração solúvel destas substâncias. Zhang e Allen (2008) indicam que essa conversão em moléculas solúveis pode estar associado ao processo de defloculação, resultante da redução da taxa de aeração. Tal hipótese pode ser confirmada ao observar a redução do teor de proteínas presente no lodo na Figura 51.

Figura 51 - Concentrações médias de EPS, em termos de proteínas e carboidratos, para a E-3, E-4 e E-5.

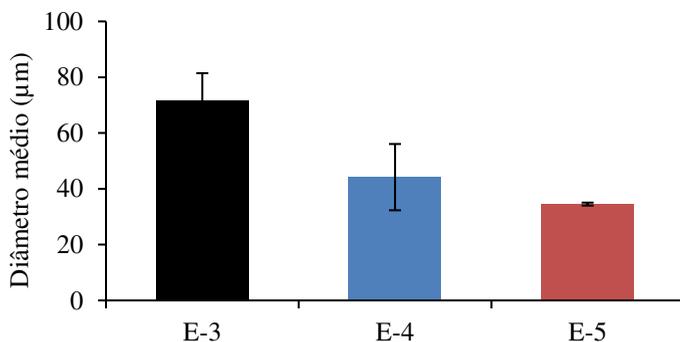


Nota-se uma redução na concentração normalizada de proteínas de 14,30 e 69,62% na E-4 e E-5. Essa redução contribui para o aumento do teor de SMP, tendo em vista que estas moléculas não estão mais presentes no interior das células. Esse comportamento pode ser prejudicial ao sistema, tendo em vista que tais substâncias, por apresentarem um alto poder de adesão, são as grandes precursoras do processo de colmatação das membranas (METZGER et al., 2007). Dessa maneira, a maior velocidade de colmatação, pode estar associada ao aumento da concentração de SMP<sub>proteínas</sub> na E-4 e E-5.

#### 4.6.1.2 Diâmetro médio dos flocos e Turbidez do sobrenadante

O diâmetro médio dos flocos para cada estratégia operacional aplicada, obtidos a partir da análise de granulometria a laser, é apresentado na Figura 52.

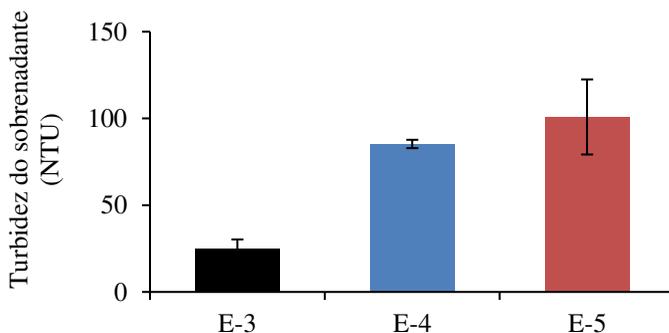
Figura 52 - Diâmetro médio dos flocos biológicos de cada estratégia operacional.



Observa-se um comportamento decrescente do diâmetro dos flocos biológicos, o qual apresentou valores médios de  $71,5 \pm 9,9$ ,  $44,2 \pm 11,9$  e  $34,5 \pm 0,5$  µm para as estratégias E-3, E-4 e E-5, respectivamente. Da mesma maneira, Faust et al., (2014) ao avaliarem comparativamente um BRM com concentração de 4,0 e 1,0 mg.L<sup>-1</sup>, observaram uma redução de 50% no tamanho dos flocos com a redução do OD. Esses autores atribuem a redução do diâmetro médio dos flocos ao crescimento de bactérias filamentosas, bem como à redução da concentração de EPS na estratégia sob menor concentração de oxigênio.

Wilén et al. (2008) reportam que flocos com menores diâmetros resultam em uma pior compressibilidade do lodo. Essa afirmação pode ser evidenciada ao verificar os valores médios da turbidez do sobrenadante (Figura 53), os quais foram analisados ao longo de cada estratégia por meio do ensaio do IVLD<sub>d</sub>.

Figura 53 - Valor médio de turbidez do sobrenadante para cada estratégia operacional.



Constata-se um valor médio de  $24,9 \pm 5,4$  NTU para a estratégia E-3, ao passo que na E-4 e E-5 esta turbidez aumentou para  $85,3 \pm 2,4$  e  $100,86 \pm 21,65$  NTU, respectivamente. Rosenberger et al. (2006) reportam que o processo de defloculação do lodo, confirmado pelo aumento da turbidez do sobrenadante, é um importante percussor da colmatação das membranas. Desse modo, o aumento considerável da frequência de limpeza química da membrana na E-4 e E-5, pode também ser resultado desse fenômeno.

## 5 CONSIDERAÇÕES FINAIS E RECOMENDAÇÕES

### 5.1 CONSIDERAÇÕES FINAIS

Com base nos dados observados durante a operação e monitoramento do eletrobiorreator a membrana em batelada sequencial (EBRM –BS), conclui-se que:

✓ As condições operacionais favoreceram a otimização de bactérias autotróficas, uma vez que a TCOesp, desse grupo de microrganismos, aumentou em 20% após os 50 dias de operação do BRM. Da mesma maneira, notou-se um aumento de 2,46 vezes na velocidade de consumo de amônia ao fim da estratégia E-1. Destaca-se também que as condições operacionais da E-1 propiciaram o desenvolvimento de gêneros de microrganismos responsáveis pelo processo EBPR, tais como as *Brevundimonas genus* e a *Tetrasphaera*.

✓ A aplicação de baixa corrente elétrica no biorreator a membrana em batelada sequencial reduziu o potencial incrustante do licor misto, tendo em vista o aumento do tamanho dos flocos biológicos, bem como a redução do IVL e produtos microbianos solúveis. Essa melhor filtrabilidade do licor misto resultou no decréscimo da velocidade de colmatação em 36%. Ressalta-se também que a remoção de fósforo foi substancialmente melhorada a partir da aplicação da corrente elétrica. Tal melhoria pode estar associada à coexistência do processo EBPR ao eletroquímico. Por fim, observou-se um aumento da taxa de consumo de oxigênio de bactérias autotróficas, responsáveis pela nitrificação, após a aplicação da corrente elétrica. Esse aumento pode estar associado ao processo de eletrocoagulação, o qual pode melhorar a capacidade de transporte de elétrons durante os processos metabólicos dos microrganismos.

✓ A redução da taxa de aeração da membrana potencializou a remoção de nitrogênio total na E-4, ao passo que na E-5 esse efeito positivo não foi observado. Tal comportamento foi atribuído à influência da concentração de oxigênio dissolvido sob os processos de nitrificação e desnitrificação. Destaca-se também que a redução SADam resultou em um aumento no potencial incrustante do licor misto, tendo em vista o aumento da concentração de produtos microbianos solúveis, turbidez do

sobrenadante, bem como a redução do tamanho médio dos flocos biológicos. A pior filtrabilidade do licor misto resultou em um aumento na VC de 1,95 e 5,4 vezes com a redução da SADam de 0,48 para 0,24 e  $0,12 \text{ m}^3 \text{ de ar h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ , respectivamente.

## 5.2 RECOMENDAÇÕES

- Avaliar a viabilidade de recuperação de alumínio presente no lodo do EBRM-BS;
- Investigar o desempenho do EBRM-BS no tratamento de efluentes industriais;
- Estudar a otimização do processo de remoção de nitrogênio com a inserção de material suporte no EBRM-BS;
- Avaliar a influência de diferentes eletrodos no desempenho do EBRM-BS;

## 6 REFERÊNCIAS

- AKAMATSU, K.; LU, W.; SUGAWARA, T.; NAKAO, S. ICHI. Development of a novel fouling suppression system in membrane bioreactors using an intermittent electric field. **Water Research**, v. 44, n. 3, p. 825–830, 2010.
- AMARAL, M. C. S. **Tratamento de efluente de branqueamento de polpa celulósica empregando sistema de microfiltração conjugado com biorreator com membrana**, 2009. Universidade Federal De Minas Gerais.
- ARNALDOS, M.; KUNKEL, S. A.; STARK, B. C.; PAGILLA, K. R. Enhanced heme protein expression by ammonia-oxidizing communities acclimated to low dissolved oxygen conditions. , p. 10211–10221, 2013.
- ATTOUR, A.; TOUATI, M.; TLILI, M.; et al. Influence of operating parameters on phosphate removal from water by electrocoagulation using aluminum electrodes. , v. 123, p. 124–129, 2014.
- BACCHIN, P.; AIMAR, P.; FIELD, R. W. Critical and sustainable fluxes: Theory, experiments and applications. **Journal of Membrane Science**, v. 281, n. 1–2, p. 42–69, 2006.
- BANI-MELHEM, K.; ELEKTOROWICZ, M. Development of a novel submerged membrane electro-bioreactor (SMEBR): Performance for fouling reduction. **Environmental Science and Technology**, v. 44, n. 9, p. 3298–3304, 2010.
- BANI-MELHEM, K.; SMITH, E. Grey water treatment by a continuous process of an electrocoagulation unit and a submerged membrane bioreactor system. , v. 199, p. 201–210, 2012.
- BATTISTELLI, A.A., BELLI, T.J., COSTA, R.E, JUSTINO, N., SILVEIRA, D.D., LOBO-RECIO, M.A., LAPOLLI, F, R. Application of low - density electric current to performance improvement of membrane bioreactor treating raw municipal wastewater. , , n. 123456789, 2018.
- BATTISTELLI, A. A.; DA COSTA, R. E.; DALRI-CECATO, L.; BELLI, T. J.; LAPOLLI, F. R. Effects of electrochemical processes application on the modification of mixed liquor characteristics of an electro-membrane bioreactor (e-MBR). **Water Science and Technology**, v. 78, n. 11, p. 2364–2373, 2018. Disponível em: <<https://dx.doi.org/10.2166/wst.2018.522>>. .
- BATTISTELLI, A. A.; COSTA, R. E.; JUSTINO, N. M.; et al. Effect of Hydraulic Retention Time on Treatment Performance in an Anoxic / Oxid. , v. 144, n. 11, p. 1–9, 2018.
- BECH, M. C. **BIOLOGICAL NUTRIENT REMOVAL IN SBR TECHNOLOGY : FROM FLOCCULAR TO GRANULAR Biological nutrient removal in SBR technology : from floccular to granular sludge Marta Coma Bech**, 2011. Universidade de Girona - Espanha.
- BELLI, T. J.; BATTISTELLI, A. A.; COSTA, R. E.; et al. Evaluating the performance and membrane fouling of an electro-membrane bioreactor

- treating textile industrial wastewater. **International Journal of Environmental Science and Technology**, 2019. Disponível em: <<https://doi.org/10.1007/s13762-019-02245-2>>. .
- BELLI, T. J.; BERNARDELLI, J. K. B.; AMARAL, P. A. P.; et al. Biological nutrient removal in a sequencing batch membrane bioreactor treating municipal wastewater. **Desalination and Water Treatment**, v. 55, n. 6, p. 1654–1661, 2014. Disponível em: <<http://www.tandfonline.com/doi/full/10.1080/19443994.2014.952961>>. .
- BELLI, T. J.; BERNARDELLI, J. K. B.; DA COSTA, R. E.; et al. Effect of solids retention time on nitrogen and phosphorus removal from municipal wastewater in a sequencing batch membrane bioreactor. **Environmental Technology**, v. 3330, n. July, p. 1–10, 2016a.
- BELLI, T. J.; BERNARDELLI, J. K. B.; DA COSTA, R. E.; et al. Effect of solids retention time on nitrogen and phosphorus removal from municipal wastewater in a sequencing batch membrane bioreactor. **Environmental Technology**, v. 3330, n. July, p. 1–10, 2016b. Disponível em: <<http://www.tandfonline.com/doi/full/10.1080/09593330.2016.1212934>>. .
- BOREA, L.; NADDEO, V.; BELGIORNO, V. Application of electrochemical processes to membrane bioreactors for improving nutrient removal and fouling control. **Environ Sci Pollut Res Int**, v. 24, n. 1, p. 321–333, 2017. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1007/s11356-016-7786-7>>. .
- BORTOLUZZI, E.; POLETO, C. **Metodologias para estudos de sedimentos: ênfase na proporção e na natureza mineralógica das partículas**. 2ª ed ed. 2013.
- CAMEJO, P. Y.; OWEN, B. R.; MARTIRANO, J.; et al. Candidatus *Accumulibacter phosphatis* clades enriched under cyclic anaerobic and microaerobic conditions simultaneously use different electron acceptors. **Water Research**, v. 102, p. 125–137, 2016. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0043135416304699>>. .
- CANZIANI, R.; EMONDI, V.; GARAVAGLIA, M.; et al. Effect of oxygen concentration on biological nitrification and microbial kinetics in a cross-flow membrane bioreactor (MBR) and moving-bed biofilm reactor (MBBR) treating old landfill leachate. **Journal of Membrane Science**, v. 286, n. 1, p. 202–212, 2006.
- CHEN, G. Electrochemical technologies in wastewater treatment. **Separation and Purification Technology**, v. 38, n. 1, p. 11–41, 2004.
- CHO, B. D.; FANE, A. G. Fouling transients in nominally sub-critical flux operation of a membrane bioreactor. , v. 209, p. 391–403, 2002.
- CHOI, C.; LEE, J.; LEE, K.; KIM, M. The effects on operation conditions of sludge retention time and carbon / nitrogen ratio in an intermittently aerated membrane bioreactor ( IAMBR ). , v. 99, p. 5397–5401, 2008.
- CICEK, N.; MACOMBER, J.; DAVEL, J.; et al. Effect of solids retention

time on the performance and biological characteristics of a membrane bioreactor. **Water Science and Technology**, v. 43, n. 11, p. 43 LP-50, 2001. Disponível em: <<http://wst.iwaponline.com/content/43/11/43.abstract>>. .

COMTE, S.; GUIBAUD, G.; BAUDU, M. Biosorption properties of extracellular polymeric substances (EPS) towards Cd, Cu and Pb for different pH values. **Journal of Hazardous Materials**, v. 151, n. 1, p. 185–193, 2008.

COSTA, R. E.; BATTISTELLI, A. A.; BERNARDELLI, J. K. B.; et al. Assessing the performance and microbial community of hybrid moving bed and conventional membrane bioreactors treating municipal wastewater. **Environmental Technology**, v. 40, n. 6, p. 716–729, 2019. Taylor & Francis. Disponível em: <<https://doi.org/10.1080/09593330.2017.1404137>>. .

COSTA, R. E.; BATTISTELLI, A. A.; BERNARDELLI, J. K. B.; BASSIN, J. P.; BELLI, T. J. Assessing the performance and microbial community of hybrid moving bed and conventional membrane bioreactors treating municipal wastewater. , v. 3330, n. November, 2017.

DEFRANCE, L.; JAFFRIN, M. Y. Comparison between  $\text{CO}_2$  fluxes at  $\text{CO}_2$  fixed transmembrane pressure and  $\text{CO}_2$  fixed permeate flux: application to a membrane bioreactor used for wastewater treatment. , v. 152, p. 203–210, 1999.

DREWS, A. Membrane fouling in membrane bioreactors-Characterisation, contradictions, cause and cures. **Journal of Membrane Science**, v. 363, n. 1–2, p. 1–28, 2010.

DUAN, L.; SONG, Y.; XIA, S.; HERMANOWICZ, S. W. Characterization of nitrifying microbial community in a submerged membrane bioreactor at short solids retention times. **Bioresource Technology**, v. 149, n. Supplement C, p. 200–207, 2013. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852413014818>>. .

DUBOIS, M.; GILLES, K.; HAMILTON, J.; REBERS, P. Colorimetric method for determination of sugars and related substances. **Analytical**, p. 350–356, 1956.

ELNAKER, N. A.; HASAN, S. W.; YOUSEF, A. F. Impact of current density on the function and microbial community structure in electro-bioreactors. , n. September 2017, 2018.

EMANUELLY, R.; LOBO-RECIO, M. A.; BATTISTELLI, A. A.; BASSIN, J. P. Comparative study on treatment performance, membrane fouling, and microbial community profile between conventional and hybrid sequencing batch membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. , 2018.

ENSANO, B. M. B.; BOREA, L.; NADDEO, V.; et al. Combination of Electrochemical Processes with Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment and Fouling Control: A Review. **Frontiers in Environmental Science**, v. 4, n. August, 2016. Disponível em: <<http://journal.frontiersin.org/Article/10.3389/fenvs.2016.00057/abstract>>. .

FAN, H.; QI, L.; LIU, G.; et al. Aeration optimization through operation at

- low dissolved oxygen concentrations: Evaluation of oxygen mass transfer dynamics in different activated sludge systems. **Journal of Environmental Sciences**, v. 55, p. 224–235, 2017. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1001074216304405>>. .
- FAUST, L.; TEMMINK, H.; ZWIJNENBURG, A.; KEMPERMAN, A. J. B.; RIJNAARTS, H. H. M. Effect of dissolved oxygen concentration on the bioflocculation process in high loaded MBRs. **Water Research**, v. 66, p. 199–207, 2014. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0043135414005892>>. .
- FIELD, R. W.; WU, D.; HOWELL, J. A.; GUPTA, B. B. Critical flux concept for microfiltration fouling. , v. 100, p. 259–272, 1995.
- GIWA, A.; HASAN, S. W. Theoretical investigation of the influence of operating conditions on the treatment performance of an electrically-induced membrane bioreactor. **Journal of Water Process Engineering**, v. 6, p. 72–82, 2015. Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S2214714415000203>>. .
- GOUVEIA, J.; PLAZA, F.; GARRALON, G.; FDZ-POLANCO, F.; PEÑA, M. Bioresource Technology Long-term operation of a pilot scale anaerobic membrane bioreactor ( AnMBR ) for the treatment of municipal wastewater under psychrophilic conditions. , v. 185, p. 225–233, 2015.
- GRADY, C. P. L.; DAIGGER, G. T.; LOVE, N. G.; FILIPE, C. D. M. **Biological Wastewater Treatment, Third Edition**. CRC Press, 2011.
- GURUNG, K.; NCIBI, M. C.; SILLANPÄÄ, M. Assessing membrane fouling and the performance of pilot-scale membrane bioreactor (MBR) to treat real municipal wastewater during winter season in Nordic regions. **Science of the Total Environment**, v. 579, p. 1289–1297, 2017.
- HABIB, R.; ASIF, M. B.; IFTEKHAR, S.; et al. Influence of relaxation modes on membrane fouling in submerged membrane bioreactor for domestic wastewater treatment. **Chemosphere**, v. 181, p. 19–25, 2017.
- HAIT, S.; MAZUMDER, D. High-rate wastewater treatment by a shaft-type activated sludge reactor. **International Journal of Civil and Environmental Engineering (WASET Publication)**, v. 3, p. 22–27, 2011.
- HAN, S.; BAE, T.; JANG, G.; TAK, T. Influence of Sludge Retention Time on Membrane Fouling and Bioactivities in Membrane Bioreactor System and bioactivities in membrane. , n. June, 2005.
- HASAN, S. **Design and Performance of a Pilot Submerged Membrane Electro-Bioreactor (SMEBR) for Wastewater Treatment.**, 2011. Concordia University.
- HASAN, S. W.; ELEKTOROWICZ, M.; OLESZKIEWICZ, J. A. Correlations between trans-membrane pressure (TMP) and sludge properties in submerged membrane electro-bioreactor (SMEBR) and conventional membrane bioreactor (MBR). **Bioresource Technology**, v. 120, p. 199–205, 2012.

- HASAN, S. W.; ELEKTOROWICZ, M.; OLESZKIEWICZ, J. A. Start-up period investigation of pilot-scale submerged membrane electro-bioreactor (SMEBR) treating raw municipal wastewater. **Chemosphere**, v. 97, p. 71–77, 2014.
- HAYET, C.; SAIDA, B.-A.; YOUSSEF, T.; HÉDI, S. Study of biodegradability for municipal and industrial Tunisian wastewater by respirometric technique and batch reactor test. **Sustainable Environment Research**, v. 26, n. 2, p. 55–62, 2016. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2468203916300152>>. .
- HENZE, M.; HARREMOES, P.; JANSEN, J. C.; ARVIN, E. **Wastewater Treatment: Biological and Chemical Processes**. Springer Berlin Heidelberg, 2001.
- HIGGINS, M.; NOVAK, J. Characterization of Exocellular Protein and Its Role in Bioflocculation. **Journal of Environmental Engineering**, v. 123, n. 5, p. 479–485, 1997. American Society of Civil Engineers. Disponível em: <[https://doi.org/10.1061/\(ASCE\)0733-9372\(1997\)123:5\(479\)](https://doi.org/10.1061/(ASCE)0733-9372(1997)123:5(479))>. .
- HO, K. C.; TEOW, Y. H.; ANG, W. L.; MOHAMMAD, A. W. An overview of electrically-enhanced membrane bioreactor (EMBR) for fouling suppression. **Journal of Engineering Science and Technology Review**, v. 10, n. 3, p. 128–138, 2017.
- HOCAOGLU, S. M.; INSEL, G.; COKGOR, E. U.; ORHON, D. Effect of low dissolved oxygen on simultaneous nitrification and denitrification in a membrane bioreactor treating black water. **Bioresource Technology**, v. 102, n. 6, p. 4333–4340, 2011.
- HONG, S.; ARYAL, R.; VIGNESWARAN, S.; JOHIR, M. A. H.; KANDASAMY, J. Influence of hydraulic retention time on the nature of foulant organics in a high rate membrane bioreactor. **Desalination**, v. 287, p. 116–122, 2012.
- HU, Y.; WANG, X. C.; HAO NGO, H.; SUN, Q.; YANG, Y. Anaerobic dynamic membrane bioreactor (AnDMBR) for wastewater treatment: A review. **Bioresource Technology**, , n. September, 2017. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852417316668>>. .
- HUA, L. C.; HUANG, C.; SU, Y. C.; NGUYEN, T. N. P.; CHEN, P. C. Effects of electro-coagulation on fouling mitigation and sludge characteristics in a coagulation-assisted membrane bioreactor. **Journal of Membrane Science**, v. 495, p. 29–36, 2015.
- IBEID, S.; ELEKTOROWICZ, M.; OLESZKIEWICZ, J. A. Novel electrokinetic approach reduces membrane fouling. **Water Research**, v. 47, n. 16, p. 6358–6366, 2013. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0043135413006271>>. .
- IBEID, S.; ELEKTOROWICZ, M.; OLESZKIEWICZ, J. A. Modification of activated sludge properties caused by application of continuous and intermittent current. **Water Research**, v. 47, n. 2, p. 903–910, 2013.

- IBEID, S.; ELEKTOROWICZ, M.; OLESZKIEWICZ, J. A. Electroconditioning of activated sludge in a membrane electro-bioreactor for improved dewatering and reduced membrane fouling. **Journal of Membrane Science**, v. 494, p. 136–142, 2015.
- IBEID, S.; ELEKTOROWICZ, M.; OLESZKIEWICZ, J. A. Impact of electrocoagulation of soluble microbial products on membrane fouling at different volatile suspended solids ' concentrations. , v. 3330, n. June, 2016.
- INABA, T.; HORI, T.; AIZAWA, H.; OGATA, A.; HABE, H. Architecture, component, and microbiome of biofilm involved in the fouling of membrane bioreactors. **npj Biofilms and Microbiomes**, v. 3, n. 1, p. 5, 2017. Disponível em: <<http://www.nature.com/articles/s41522-016-0010-1>>. .
- İRDEMEZ, Ş.; DEMIRCIOĞLU, N.; YILDIZ, Y. Ş.; BİNGÜL, Z. The effects of current density and phosphate concentration on phosphate removal from wastewater by electrocoagulation using aluminum and iron plate electrodes. **Separation and Purification Technology**, v. 52, n. 2, p. 218–223, 2006. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1383586606001389>>. .
- JANG, N.; REN, X.; KIM, G.; et al. Characteristics of soluble microbial products and extracellular polymeric substances in the membrane bioreactor for water reuse. **Desalination**, v. 202, n. 1–3, p. 90–98, 2007.
- JEGATHEESAN, V.; PRAMANIK, B. K.; CHEN, J.; et al. Treatment of textile wastewater with membrane bioreactor: a critical review. **Bioresour. Technol.**, v. 204, p. 202–212, 2016.
- JIN, Y.-L.; LEE, W.-N.; LEE, C.-H.; et al. Effect of DO concentration on biofilm structure and membrane filterability in submerged membrane bioreactor. **Water Research**, v. 40, n. 15, p. 2829–2836, 2006.
- JUDD, S. J. The status of industrial and municipal effluent treatment with membrane bioreactor technology. **Chemical Engineering Journal**, v. 305, p. 37–45, 2016.
- KHANDEGAR, V.; SAROHA, A. K. Electrocoagulation for the treatment of textile industry effluent--a review. **Journal of environmental management**, v. 128, n. July 2013, p. 949–63, 2013a.
- KHANDEGAR, V.; SAROHA, A. K. Electrocoagulation for the treatment of textile industry effluent e A review. **Journal of Environmental Management**, v. 128, p. 949–963, 2013b. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.jenvman.2013.06.043>>. .
- KIM, H. G.; JANG, H. N.; KIM, H. M.; LEE, D. S.; CHUNG, T. H. Effect of an electro phosphorous removal process on phosphorous removal and membrane permeability in a pilot-scale MBR. **Desalination**, v. 250, n. 2, p. 629–633, 2010.
- KIM, M.; JEONG, S.; YOON, S. J.; et al. Aerobic Denitrification of *Pseudomonas putida* AD-21 at Different C / N Ratios. , v. 106, n. 5, p. 498–502, 2008.

- KISHIDA, N.; KIM, J.; TSUNEDA, S.; SUDO, R. Anaerobic/oxic/anoxic granular sludge process as an effective nutrient removal process utilizing denitrifying polyphosphate-accumulating organisms. **Water Research**, v. 40, n. 12, p. 2303–2310, 2006. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0043135406002430>>. .
- KRZEMINSKI, P.; LEVERETTE, L.; MALAMIS, S.; KATSOU, E. Membrane bioreactors – A review on recent developments in energy reduction , fouling control , novel configurations , LCA and market prospects. **Journal of Membrane Science**, v. 527, n. December 2016, p. 207–227, 2017. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.memsci.2016.12.010>>. .
- KUBA, T.; MURNLEITNER, E.; LOOSDRECHT, M. C. M. VAN; HEIJNEN, J. J. A Metabolic Model for Biological Phosphorus Removal by Denitrifying Organisms. , v. 52, p. 685–695, 1996.
- DE LA TORRE, T.; LESJEAN, B.; DREWS, A.; KRAUME, M. Monitoring of transparent exopolymer particles (TEP) in a membrane bioreactor (MBR) and correlation with other fouling indicators. **Water Science and Technology**, v. 58, n. 10, p. 1903–1909, 2008.
- LARKIN, M. A.; BLACKSHIELDS, G.; BROWN, N. P.; et al. Clustal W and Clustal X version 2.0. **Bioinformatics**, v. 23, n. 21, p. 2947–2948, 2007.
- LASPIDOU, C. S.; RITTMANN, B. E. A unified theory for extracellular polymeric substances, soluble microbial products, and active and inert biomass. **Water Research**, v. 36, p. 2711–2720, 2002.
- LAURINONYTE, J.; MEULEPAS, R. J. W.; VAN DEN BRINK, P.; TEMMINK, H. Membrane Bioreactor (MBR) as Alternative to a Conventional Activated Sludge System Followed by Ultrafiltration (CAS-UF) for the Treatment of Fischer-Tropsch Reaction Water from Gas-to-Liquids Industries. **Water, Air, and Soil Pollution**, v. 228, n. 4, 2017.
- LE-CLECH, P.; CHEN, V.; FANE, T. A. G. Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. **Journal of Membrane Science**, v. 284, n. 1–2, p. 17–53, 2006.
- LEYVA-DÍAZ, J. C.; MUÑO, M. M.; GONZÁLEZ-LÓPEZ, J.; POYATOS, J. M. Anaerobic/anoxic/oxic configuration in hybrid moving bed biofilm reactor-membrane bioreactor for nutrient removal from municipal wastewater. **Ecological Engineering**, v. 91, p. 449–458, 2016.
- LI, H.; ZUO, W.; TIAN, Y.; et al. Simultaneous nitrification and denitrification in a novel membrane bioelectrochemical reactor with low membrane fouling tendency. **Environmental Science and Pollution Research**, v. 24, n. 6, p. 5106–5117, 2017.
- LI, L.; DONG, Y.; QIAN, G.; HU, X.; YE, L. Performance and microbial community analysis of bio-electrocoagulation on simultaneous nitrification and denitrification in submerged membrane bioreactor at limited dissolved oxygen. , 2018.

- LI, X.; CAO, H.; WU, J.; YU, K. Inhibition of the metabolism of nitrifying bacteria by direct electric current. , p. 705–709, 2001.
- LIM, A. L.; BAI, R. Membrane fouling and cleaning in microfiltration of activated sludge wastewater. , v. 216, p. 279–290, 2003.
- LIN, H.; CHEN, J.; GAO, W. A critical review of extracellular polymeric substances ( EPSs ) in membrane bioreactors : Characteristics , roles in ... **Journal of Membrane Science**, v. 460, n. March, p. 110–125, 2014. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.memsci.2014.02.034>>. .
- LIU, J.; LIU, L.; GAO, B.; YANG, F. Cathode membrane fouling reduction and sludge property in membrane bioreactor integrating electrocoagulation and electrostatic repulsion. **Separation and Purification Technology**, v. 100, p. 44–50, 2012.
- LIU, R.; HUANG, X.; WANG, C.; CHEN, L.; QIAN, Y. Study on hydraulic characteristics in a submerged membrane bioreactor process. , v. 36, p. 249–254, 2000.
- LIU, Y.; SHI, H.; LI, W.; HOU, Y.; HE, M. Bioresource Technology Inhibition of chemical dose in biological phosphorus and nitrogen removal in simultaneous chemical precipitation for phosphorus removal. , v. 102, p. 4008–4012, 2011.
- LOWRY O H, ROSEBROUGH N J, FARR A L & RANDALL R J, F. A. L. & R. R. J. Protein measurement with the Folin phenol reagent. **Journal of Biological Chemistry**, v. 193, n. 13, p. 265–275, 1951.
- LU, H.; CHANDRAN, K.; STENSEL, D. ScienceDirect Microbial ecology of denitrification in biological wastewater treatment. , v. 4, 2014.
- MA, J.; PENG, Y.; WANG, S.; et al. Denitrifying phosphorus removal in a step-feed CAST with alternating anoxic-oxic operational strategy. **Journal of Environmental Sciences**, v. 21, n. 9, p. 1169–1174, 2009. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1001074208623980>>. .
- MA, J.; WANG, Z.; HE, D.; LI, Y.; WU, Z. Long-term investigation of a novel electrochemical membrane bioreactor for low-strength municipal wastewater treatment. **Water Research**, v. 78, 2015.
- MANNINA, G.; CAPODICCI, M.; COSENZA, A.; DI TRAPANI, D.; VIVIANI, G. Sequential batch membrane bio-reactor for wastewater treatment: The effect of increased salinity. **Bioresource Technology**, v. 209, p. 205–212, 2016.
- MARNER, S. T.; SCHRÖTER, D.; JARDIN, N. Towards energy neutrality by optimising the activated sludge process of the WWTP Bochum-Ölbachtal. **Water Science and Technology**, v. 73, n. 12, p. 3057–3063, 2016. Disponível em: <<https://dx.doi.org/10.2166/wst.2016.142>>. .
- MEHRNIA, M. R.; AZAMI, H.; SARRAFZADEH, M. H. Colloids and Surfaces B : Biointerfaces Fouling mitigation in membrane bioreactors using multivalent cations. , v. 109, p. 90–96, 2013.
- MENG, F.; ZHANG, S.; OH, Y.; et al. Fouling in membrane bioreactors: An

- updated review. **Water Research**, v. 114, p. 151–180, 2017.
- METCALF, LEONARD; EDDY, H. **Wastewater Engineering - Treatment and reuse**. 4<sup>o</sup> ed. Boston, 2003.
- METCALF, L.; EDDY, H. P. **Tratamento de Efluentes e Recuperação de Recursos - 5ed:** . 2015a.
- METCALF, L.; EDDY, H. P. **Tratamento de Efluentes e Recuperação de Recursos - 5ed:** . 2015b.
- METZGER, U.; LE-CLECH, P.; STUETZ, R. M.; FRIMMEL, F. H.; CHEN, V. Characterisation of polymeric fouling in membrane bioreactors and the effect of different filtration modes. **Journal of Membrane Science**, v. 301, n. 1, p. 180–189, 2007. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0376738807004000>>. .
- MOLLAH, M. Y. A.; SCHENNACH, R.; PARGA, J. R.; COCKE, D. L. Electrocoagulation ( EC ) — science and applications. , v. 84, p. 29–41, 2001.
- MOUEDHEN, G.; FEKI, M.; WERY, M. D. P.; AYEDI, H. F. Behavior of aluminum electrodes in electrocoagulation process. **Journal of Hazardous Materials**, v. 150, n. 1, p. 124–135, 2008.
- NAIR, R. R.; DHAMOLE, P. B.; LELE, S. S.; SOUZA, S. F. D. Biological denitrification of high strength nitrate waste using preadapted denitrifying sludge. , v. 67, p. 1612–1617, 2007.
- NEOH, C. H.; NOOR, Z. Z.; SABRINA, N.; MUTAMIM, A.; LIM, C. K. Green Technology in Wastewater Treatment Technologies: Integration of Membrane Bioreactor with Various Wastewater Treatment Systems. **Chemical Engineering Journal**, v. 283, p. 582–594, 2015. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.cej.2015.07.060>>. .
- OCHOA, J. C.; COLPRIM, J.; PALACIOS, B.; PAUL, E.; CHATELLIER, P. Active heterotrophic and autotrophic biomass distribution between fixed and suspended systems in a hybrid biological reactor. **Water Science and Technology**, v. 46, n. 1–2, p. 397 LP-404, 2002. Disponível em: <<http://wst.iwaponline.com/content/46/1-2/397.abstract>>. .
- OEHMEN, A.; LEMOS, P. C.; CARVALHO, G.; et al. Advances in enhanced biological phosphorus removal : From micro to macro scale. , v. 41, p. 2271–2300, 2007.
- OGNIER, S.; WISNIEWSKI, C.; GRASMICK, A. Membrane bioreactor fouling in sub-critical filtration conditions : a local critical flux concept. , v. 229, p. 171–177, 2004.
- PANSWAD, T.; DOUNGCHAI, A.; ANOTAI, J. Temperature effect on microbial community of enhanced biological phosphorus removal system. , v. 37, p. 409–415, 2003.
- PARK, H.; CHANG, I.; LEE, K. **Principles of Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment Waste activated sludge**. 2015.
- RADJENOVIĆ, J.; MATOŠIĆ, M.; MIJATOVIĆ, I.; PETROVIĆ, M.; BARCELÓ, D. Membrane Bioreactor (MBR) as an Advanced Wastewater

Treatment Technology. In: D. Barceló; M. Petrovic (Orgs.); **Emerging Contaminants from Industrial and Municipal Waste: Removal Technologies**. p.37–101, 2008. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg. Disponível em: <[https://doi.org/10.1007/978-3-540-79210-9\\_2](https://doi.org/10.1007/978-3-540-79210-9_2)>. .

ROSENBERGER, S.; LAABS, C.; LESJEAN, B.; et al. Impact of colloidal and soluble organic material on membrane performance in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. **Water Research**, v. 40, n. 4, p. 710–720, 2006. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0043135405006731>>. .

RYU, S. H.; PARK, M.; LEE, J. R.; YUN, P.-Y.; JEON, C. O. *Brevundimonas aveniformis* sp. nov., a stalked species isolated from activated sludge. **International Journal of Systematic and Evolutionary Microbiology**, v. 57, n. 7, p. 1561–1565, 2007. Disponível em: <<https://ijs.microbiologyresearch.org/content/journal/ijsem/10.1099/ij.0.64737-0>>. .

SAITOU, N.; NEI, M. The neighbor-joining method: a new method for reconstructing phylogenetic trees. **Molecular Biology and Evolution**, v. 4, n. 4, p. 406–425, 1987.

SEDLAK, R. I. **Phosphorus and Nitrogen Removal from Municipal Wastewater: Principles and Practice, Second Edition**. Second Edition. Taylor & Francis, 1991.

SIMON JUDD; CLAIRE JUDD. **The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors in Water and Wastewater Treatment**. Second ed. Oxford, 2011.

VON SPERLING, M. **Activated Sludge and Aerobic Biofilm Reactors**. 2007.

SUN, J.; HU, C.; TONG, T.; et al. Performance and Mechanisms of Ultrafiltration Membrane Fouling Mitigation by Coupling Coagulation and Applied Electric Field in a Novel Electrocoagulation Membrane Reactor. **Environmental Science and Technology**, v. 51, n. 15, p. 8544–8551, 2017.

SURAMPALLI, R. Y.; TYAGI, R. D.; SCHEIBLE, O. K.; HEIDMAN, J. A. Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. **Bioresource Technology**, v. 61, n. 2, p. 151–157, 1997. Disponível em:

<<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852497000345>>. .

TAFTI, A. D.; SEYYED MIRZAI, S. M.; ANDALIBI, M. R.; VOSSOUGH, M. Optimized coupling of an intermittent DC electric field with a membrane bioreactor for enhanced effluent quality and hindered membrane fouling. **Separation and Purification Technology**, v. 152, p. 7–13, 2015.

TAMURA, K.; DUDLEY, J.; NEI, M.; KUMAR, S. MEGA4: Molecular Evolutionary Genetics Analysis (MEGA) Software Version 4.0. **Molecular**

**Biology and Evolution**, v. 24, n. 8, p. 1596–1599, 2007.

TAN, T. W.; NG, H. Y. Influence of mixed liquor recycle ratio and dissolved oxygen on performance of pre-denitrification submerged membrane bioreactors. **Water Research**, v. 42, n. 4, p. 1122–1132, 2008. Disponível em:

<<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0043135407005714>>. .

THI, H.; NGUYEN, T.; LE, V. Q.; HANSEN, A. A.; NIELSEN, J. L. High diversity and abundance of putative polyphosphate- accumulating. , 2011.

THOMAS, B. H. Fouling characteristics of membrane filtration in membrane bioreactors. , , n. 122.

TORRES, R. A.; SARRIA, V.; TORRES, W.; PERINGER, P.; PULGARIN, C. Electrochemical treatment of industrial wastewater containing 5-amino-6-methyl-2-benzimidazolone: Toward an electrochemical-biological coupling. **Water Research**, v. 37, n. 13, p. 3118–3124, 2003.

UEDA, T.; HATA, K. TECHNICAL NOTE DOMESTIC WASTEWATER TREATMENT BY A SUBMERGED MEMBRANE BIOREACTOR WITH GRAVITATIONAL FILTRATION. , v. 33, n. 12, p. 2888–2892, 1999.

USEPA. **Nutrient Control Design Manual**. 2010.

VAN DEN BROECK, R.; VAN DIERDONCK, J.; NIJSKENS, P.; et al. The influence of solids retention time on activated sludge bioflocculation and membrane fouling in a membrane bioreactor (MBR). **Journal of Membrane Science**, v. 401–402, p. 48–55, 2012.

WACHTMEISTER, A.; KUBA, T.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M.; HEIJNEN, J. J. A sludge characterization assay for aerobic and denitrifying phosphorus removing sludge. **Water Research**, v. 31, n. 3, p. 471–478, 1997.

WEI, V.; OLESZKIEWICZ, J. A.; ELEKTOROWICZ, M. Nutrient removal in an electrically enhanced membrane bioreactor. **Water Science and Technology**, v. 60, n. 12, p. 3159 LP-3163, 2009a.

WEI, V.; OLESZKIEWICZ, J. A.; ELEKTOROWICZ, M. Nutrient removal in an electrically enhanced membrane bioreactor. **Water Science and Technology**, v. 60, n. 12, p. 3159 LP-3163, 2009b. Disponível em:

<<http://wst.iwaponline.com/content/60/12/3159.abstract>>. .

WILÉN, B.-M.; LUMLEY, D.; MATTSSON, A.; MINO, T. Relationship between floc composition and flocculation and settling properties studied at a full scale activated sludge plant. **Water Research**, v. 42, n. 16, p. 4404–4418, 2008. Disponível em:

<<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0043135408003096>>. .

WILFERT, P.; KUMAR, P. S.; KORVING, L.; WITKAMP, G.; LOOSDRECHT, M. C. M. VAN. The Relevance of Phosphorus and Iron Chemistry to the Recovery of Phosphorus from Wastewater : A Review. , 2015.

WU, J.; HUANG, X. Effect of mixed liquor properties on fouling propensity in membrane bioreactors. , v. 342, p. 88–96, 2009.

- XIAO, K.; XU, Y.; LIANG, S.; et al. Engineering application of membrane bioreactor for wastewater treatment in China: Current state and future prospect. , v. 8, n. 6, p. 805–819, 2014.
- XU, S.; WU, D.; HU, Z. ScienceDirect Impact of hydraulic retention time on organic and nutrient removal in a membrane coupled sequencing batch reactor. , v. 5, 2014.
- YANG, S.; YANG, F.; FU, Z.; LEI, R. Comparison between a moving bed membrane bioreactor and a conventional membrane bioreactor on organic carbon and nitrogen removal. **Bioresource Technology**, v. 100, n. 8, p. 2369–2374, 2009.
- YANG, S.; YANG, F.; FU, Z.; WANG, T.; LEI, R. 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, 2010.
- YANG, W.; CICEK, N.; ILG, J. State-of-the-art of membrane bioreactors: Worldwide research and commercial applications in North America. **Journal of Membrane Science**, v. 270, n. 1–2, p. 201–211, 2006.
- YU, H.; QU, F.; SUN, L.; et al. Relationship between soluble microbial products (SMP) and effluent organic matter (EfOM): Characterized by fluorescence excitation emission matrix coupled with parallel factor analysis. **Chemosphere**, v. 121, p. 101–109, 2015.
- ZEYOUDI, M.; ALTENAIJI, E.; OZER, L. Y.; et al. Impact of continuous and intermittent supply of electric field on the function and microbial community of wastewater treatment electro-bioreactors. **Electrochimica Acta**, v. 181, p. 271–279, 2015. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0013468615009883>>. .
- ZHANG, B.; LIU, Y.; TONG, S.; ZHENG, M.; ZHAO, Y. Enhancement of bacterial denitri fi cation for nitrate removal in groundwater with electrical stimulation from microbial fuel cells. **Journal of Power Sources**, v. 268, p. 423–429, 2014. Elsevier B.V.
- ZHANG, F.; LI, P.; CHEN, M.; et al. Effect of operational modes on nitrogen removal and nitrous oxide emission in the process of simultaneous nitrification and denitrification. **Chemical Engineering Journal**, v. 280, p. 549–557, 2015. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1385894715008554>>. .
- ZHANG, H. M.; XIAO, J. N.; CHENG, Y. J.; et al. Comparison between a sequencing batch membrane bioreactor and a conventional membrane bioreactor. **Process Biochemistry**, v. 41, n. 1, p. 87–95, 2006.
- ZHANG, J.; CHUA, H. C.; ZHOU, J.; FANE, A. G. Factors affecting the membrane performance in submerged membrane bioreactors. **Journal of Membrane Science**, v. 284, n. 1–2, p. 54–66, 2006.
- ZHANG, J.; SATTI, A.; CHEN, X.; et al. Low-voltage electric field applied into MBR for fouling suppression: Performance and mechanisms. **Chemical**

**Engineering Journal**, v. 273, p. 223–230, 2015.

ZHANG, Y.; ALLEN, D. G. The Effect of Short-Term Dissolved Oxygen Transients on Activated Sludge. **Water Quality Research Journal**, v. 43, n. 2–3, p. 201–210, 2008. Disponível em: <<https://dx.doi.org/10.2166/wqrj.2008.023>>. .

ZHAO, H.; ZHAO, J.; LI, F.; LI, X. Performance of Denitrifying Microbial Fuel Cell with Biocathode over Nitrite. **Frontiers in Microbiology**, v. 7, p. 344, 2016. Disponível em: <<https://www.frontiersin.org/article/10.3389/fmicb.2016.00344>>. .

ZHENG, X.; SUN, P.; HAN, J.; SONG, Y.; HU, Z. Inhibitory factors affecting the process of enhanced biological phosphorus removal ( EBPR ) – A mini-review. , v. 49, p. 2207–2213, 2014.

ZHOU, G.; ZHOU, Y.; ZHOU, G.; et al. Assessment of a novel overflow-type electrochemical membrane bioreactor (EMBR) for wastewater treatment, energy recovery and membrane fouling mitigation. **Bioresource Technology**, v. 196, p. 648–655, 2015. Elsevier Ltd. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2015.08.032>>. .

ZODI, S.; POTIER, O.; LAPICQUE, F.; LECLERC, J. Treatment of the industrial wastewaters by electrocoagulation: Optimization of coupled electrochemical and sedimentation processes. , v. 261, p. 186–190, 2010.