

UNIVERSIDADE ESTADUAL DO CENTRO-OESTE – UNICENTRO
SETOR DE CIÊNCIAS AGRÁRIAS E AMBIENTAIS

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO *STRICTO SENSU* EM ENGENHARIA SANITÁRIA
E AMBIENTAL, ASSOCIAÇÃO AMPLA ENTRE UNICENTRO E UEPG

GUILHERME GAVLAK

BIORREATOR A MEMBRANA APLICADO AO TRATAMENTO DE EFLUENTE DA
INDÚSTRIA DE LATICÍNIOS: AVALIAÇÃO DA INSERÇÃO DE MATERIAL
SUPORTE NO DESEMPENHO E NA COLMATAÇÃO DA MEMBRANA

IRATI

2021

GUILHERME GAVLAK

BIORREATOR A MEMBRANA APLICADO AO TRATAMENTO DE EFLUENTE DA
INDÚSTRIA DE LATICÍNIOS: AVALIAÇÃO DA INSERÇÃO DE MATERIAL
SUPORTE NO DESEMPENHO E NA COLMATAÇÃO DA MEMBRANA

Dissertação apresentada como requisito parcial para obtenção de grau de Mestre em Engenharia Sanitária e Ambiental, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Sanitária e Ambiental, área de concentração em Tratamento de Água de Abastecimento e Águas Residuárias, da Universidade Estadual do Centro-Oeste - UNICENTRO.

Orientador: Prof. Dr. Carlos Magno de Sousa Vidal

IRATI

2021

Catálogo na Publicação
Rede de Bibliotecas da Unicentro

G283b Gavlak, Guilherme
Biorreator a membrana aplicado ao tratamento de efluente da indústria de laticínios: avaliação da inserção de material suporte no desempenho e na colmatação da membrana / Guilherme Gavlak . -- Irati, 2021.
xv, 102 f. : il. ; 28 cm

Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual do Centro-Oeste, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Sanitária e Ambiental, área de concentração em Tratamento de Águas de Abastecimento e Águas Residuárias, 2021.

Orientador: Carlos Magno de Sousa Vidal
Banca examinadora: Carlos Magno de Sousa Vidal, Kely Viviane de Souza, André Aguiar Battistelli,

Bibliografia

1. Filtração por membranas. 2. Efluente industrial. 3. Reatores biológicos de leito móvel. 4. Material suporte. I. Título. II. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Sanitária e Ambiental.

CDD 628.4

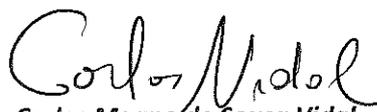
UNIVERSIDADE ESTADUAL DO CENTRO-OESTE/UNICENTRO
Pró-Reitoria de Pesquisa e Pós-Graduação - PROPESP
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Sanitária e Ambiental
Associação ampla entre a UNICENTRO e UEPG

TERMO DE APROVAÇÃO

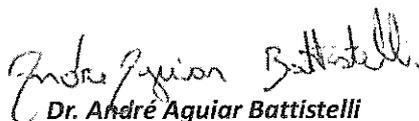
Guilherme Gavlak

Biorreator a membrana aplicado ao tratamento de efluente da indústria de laticínios: avaliação da inserção de material suporte no desempenho e na colmatação da membrana

Dissertação aprovada em 08/03/2021, como requisito parcial para obtenção do grau de Mestre, no Programa de Pós-Graduação *Stricto Sensu* em Engenharia Sanitária e Ambiental, área de concentração em Saneamento Ambiental e Recursos Hídricos, da Universidade Estadual do Centro-Oeste, pela seguinte Banca Examinadora:



Dr. Carlos Magno de Sousa Vidal
Universidade Estadual do Centro-Oeste
Orientador e Presidente da Banca



Dr. André Aguiar Battistelli
Universidade Estadual de Maringá



Dra. Kely Viviane de Souza
Universidade Estadual do Centro-Oeste

Irati-PR, 08 de março de 2021.

Aos meus pais Miguel e Alda e aos meus irmãos
Leonardo e Rodrigo pelo apoio, eu vos dedico
com muita gratidão.

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente a Deus por sempre me iluminar, me proteger e fazer com que tudo isso fosse possível, principalmente por me dar forças para não desistir.

Agradeço ao meu pai Miguel, que mesmo não estando mais entre nós, tenho certeza que esteve o tempo todo me protegendo, me iluminando, me cuidando e torcendo por mim. Agradeço também a minha mãe Alda e meu irmão Rodrigo que sempre me apoiaram nessa jornada, ao meu padrasto Juarez e ao meu irmão Leonardo que me ajudaram inúmeras vezes emprestando o carro para que eu pudesse realizar as coletas do efluente e transportar até a universidade.

A mestranda Fernanda Filipaki, a qual foi a minha parceira diária durante vários dias e noites, agradeço imensamente por todos os problemas que me ajudou a resolver, todas coletas que me ajudou a fazer, todas as análises, todos os finais de semana e feriados que fomos na universidade, enfim, por tudo, tenho muita gratidão a você, o meu muito obrigado. Agradeço também imensamente ao aluno da graduação Eduardo Ferreira Machado que sempre me ajudou a realizar as coletas de efluente, obrigado pela parceria meu irmão de coração.

Ao meu orientador, Prof. Dr. Carlos Magno de Sousa Vidal, pela confiança e pela oportunidade de trabalhar contigo desde a graduação, por ter me passado seu conhecimento e sua experiência.

A Ana Maria e a Karoline de Souza Cardozo, agradeço pelas inúmeras ajudas que me deram auxiliando na realização das análises nos laboratórios, nos orçamentos feitos e nas risadas diariamente.

A Prof. Dr. Kely Viviane de Souza pelas inúmeras conversas de apoio e de motivação fazendo com que eu não desistisse, assim como pelas vezes que me ajudou no laboratório.

Aos alunos de iniciação científica, Juliana e João pela na operação e monitoramento do sistema, ao Mestre Rogério Orth, pela construção do reator. Ao Cristhian da manutenção que inúmeras vezes me salvou resolvendo os problemas com o compressor de ar.

A CAPES, onde o presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior – Brasil (CAPES) – Código de Financiamento 001”

A indústria de laticínios a qual cedeu o efluente para que a pesquisa fosse realizada.

A Universidade Estadual do Centro-Oeste e ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Sanitária e Ambiental (PPGESA) pela estrutura disponibilizada.

RESUMO

Os biorreatores a membrana (BRM) possibilitam a combinação de um processo de degradação biológica associado à filtração por membranas em um reator de câmara única, obtendo um efluente tratado de ótima qualidade, o que pode ser ainda mais favorecido a partir da adição de um material suporte para o crescimento de microrganismos no reator. O objetivo principal do presente estudo foi avaliar a inserção de um leito móvel misto em BRM aplicado ao tratamento de efluente da indústria de laticínios, com ênfase na remoção de diferentes contaminantes e na minimização do processo de colmatação da membrana, tendo como parâmetro de comparação o desempenho de um BRM operado de modo convencional. Primeiramente foram realizados ensaios preliminares para a obtenção da taxa de aeração da membrana e do fluxo crítico, cujos resultados obtidos foram $3 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ e $7,2 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ respectivamente. Em seguida, a pesquisa foi dividida em duas etapas distintas, na primeira foi executada a estratégia 1 a qual se baseou na operação do biorreator a membrana convencional por 60 dias para fins de comparação, na segunda (estratégia 2) foram avaliados os efeitos da adição do material suporte no desempenho do sistema, assim como o crescimento do biofilme nos dois tipos de material utilizados pelo mesmo período de tempo. Ao comparar os resultados obtidos nas duas estratégias, verificou-se significativa melhora na eficiência do BRM em relação a remoção de demanda química de oxigênio, fenóis, nitrogênio total Kjeldahl, nitrogênio amoniacal e cor verdadeira. Outro fator influenciado a partir da adição leito móvel misto foi a taxa de crescimento específica autotrófica total, a qual sofreu um acréscimo devido a presença de microrganismos responsáveis pela degradação de compostos nitrogenados no material suporte. No que se refere à colmatação da membrana, foi observado expressiva redução da pressão transmembrana quando adicionado o material suporte, o qual foi resultado de uma melhor turbulência e homogeneização do sistema e do cisalhamento ocasionado pelo leito móvel nas paredes da membrana gerando continuamente a retirada das partículas aderidas na membrana. Ao avaliar o crescimento microbiológico nos dois tipos de material suporte utilizados, nota-se grande diferença nos teores de sólidos suspensos voláteis, onde foi facilitado o crescimento do biofilme quando utilizado o material suporte com maior diâmetro e área superficial. Portanto, conclui-se que a inserção do leito móvel, se mostra uma alternativa com elevado potencial no melhoramento da qualidade dos efluentes das indústrias de laticínios tratados por biorreatores a membrana.

Palavras-chave: Filtração por membranas; efluente industrial; reatores biológicos de leito móvel; material suporte.

ABSTRACT

Membrane bioreactor allows the combination of a biological degradation incorporated to a membrane filtration in a single chamber reactor, resulting in an excellent quality treated effluent that can have even a better quality when a support compost is added to the system, favoring the microorganism growing in the reactor. The main objective of this study was the evaluation of a miscellaneous movable layer insertion in a membrane bioreactor used in a dairy industry, aiming the removal of differents pollutants and the minimization of the membrane bridging compared to a conventional one. In a preliminary test the membrane aeration rate and critical flow were obtained, and the results were, respectively, $3 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ e $7,2 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$. Then, the study was splitted in two differents phases, in the first one, the conventional reactor runned during sixty days for a comparing parameter, the second phase the effects of the support material in the system was evaluated as so the biofilm growing in both of the two materials types for the same period of time. When the results obtained in both phases, it was perceived a significant improvement of the membrane bioreactor for the chemical oxygen demand, phenols, Kjeldahl total nitrogen, ammoniacal nitrogen and true color removal. Other factor that was influenced by adding a movable layer was the specific autotrophic growing rate which have had a growth of the microorganisms presence that are responsible for the nitrogenous compounds removal in the support material. Regarding the membrane bridging, it was posible to notice an expressive reduction of the transmembrane pressure in the presence of the support material, resulted from a better system turbulence and homogenization and the shear caused by the movable layer on the membrane surfaces, that continuously romoves adhered particles. Evaluating the microbiological growing in both support materials it was noticed a substantial difference in the volatile suspended solids content where it was favored the biofilm growing when the higher diameter support material and surface area were used, Therefore, it can be concluded that the using of a movable layer is a high potential alternative for an improvent in the dairy industry membrane bioreactor treated wastewater.

Keywords: Membrane filtration, industrial effluent, moving bed biological reactors, support material.

LISTA DE FIGURAS

| | |
|--|----|
| Figura 1 - Representação dos processos de colmatação | 25 |
| Figura 2 - Biorreator a membrana de módulo submerso utilizado na pesquisa..... | 30 |
| Figura 3 - Membrana utilizada na pesquisa | 31 |
| Figura 4 - Material suporte tipo 1 | 32 |
| Figura 5 - Material suporte tipo 2 | 32 |
| Figura 6 - Representação esquemática do sistema utilizado na pesquisa | 33 |
| Figura 7 - Determinações respirométricas realizadas em cada volume de licor misto coletado | 42 |
| Figura 8 - Curva de calibração para obtenção do tempo de mistura do BRM | 48 |
| Figura 9 - Comportamento da concentração de NaCl ao longo do tempo em função das taxas de vazões testadas..... | 49 |
| Figura 10 - Concentração de oxigênio dissolvido ao longo do tempo em função das taxas de vazões de ar testadas | 50 |
| Figura 11 - Determinação da permeabilidade hidráulica do módulo de membrana | 51 |
| Figura 12 - Determinação do fluxo crítico do módulo de membrana | 52 |
| Figura 13 - Comportamento do oxigênio dissolvido no licor misto do biorreator a membrana | 53 |
| Figura 14 - Comportamento da temperatura do licor misto do biorreator a membrana | 54 |
| Figura 15 - Comportamento dos sólidos do licor misto do biorreator a membrana | 55 |
| Figura 16 - Comparação no crescimento microbiano em termos de SSV nos dois tipos de material suporte..... | 57 |
| Figura 17 - Comportamento da relação Alimento/Microrganismo no biorreator a membrana | 59 |
| Figura 18 - Taxas de consumo de oxigênio específicas médias no BRM nas estratégias estudadas | 60 |
| Figura 19 - Comportamento do pH no licor misto do biorreator a membrana | 61 |
| Figura 20 - Comportamento da DQO solúvel nas diferentes estratégias operacionais e sua eficiência total de remoção | 63 |
| Figura 21 - Comportamento da DBO ₅ nas diferentes estratégias operacionais e sua eficiência total de remoção | 65 |
| Figura 22 - Comportamento do fenol nas diferentes estratégias operacionais e sua eficiência total de remoção | 66 |
| Figura 23 - Comportamento do nitrogênio total Kjeldahl nas diferentes estratégias operacionais e sua eficiência total de remoção | 68 |

| | |
|--|----|
| Figura 24 - Comportamento do nitrogênio amoniacal nas diferentes estratégias operacionais e sua eficiência total de remoção | 69 |
| Figura 25 - Comportamento do fósforo nas diferentes estratégias operacionais e sua eficiência total de remoção | 71 |
| Figura 26 - Comportamento dos óleos e graxas nas diferentes estratégias operacionais e sua eficiência total de remoção | 73 |
| Figura 27 - Comparação visual do efluente tratado nas estratégias 1 e 2 | 74 |
| Figura 28 - Comportamento da cor aparente nas diferentes estratégias operacionais e sua eficiência total de remoção | 75 |
| Figura 29 - Comportamento da cor verdadeira nas diferentes estratégias operacionais e sua eficiência total de remoção | 76 |
| Figura 30 - Comportamento da turbidez nas diferentes estratégias operacionais e sua eficiência total de remoção | 78 |
| Figura 31 - Comportamento da pressão transmembrana no decorrer das estratégias | 80 |
| Figura 32 - Comportamento do índice volumétrico de lodo do licor misto no decorrer das estratégias | 82 |
| Figura 33 - Bactérias filamentosas presentes no licor misto..... | 82 |
| Figura 34 - Comportamento das substâncias poliméricas extracelulares (EPS) em termos de proteínas e polissacarídeos ao decorrer das estratégias de operação do sistema | 84 |
| Figura 35 - Comportamento dos produtos microbianos solúveis (SMP) em termos de proteínas e polissacarídeos ao decorrer das estratégias de operação do sistema | 85 |

LISTA DE TABELAS

| | |
|--|----|
| Tabela 1 - Plantas de biorreatores a membrana no tratamento do efluente da indústria de laticínios | 29 |
| Tabela 2 - Características do material suporte | 32 |
| Tabela 3 - Vazões de ar testadas e suas respectivas taxas de aeração da membrana..... | 34 |
| Tabela 4 - Condições operacionais do biorreator a membrana em ambas estratégias..... | 37 |
| Tabela 5 - Pontos de monitoramento do biorreator a membrana..... | 38 |
| Tabela 6 - Análises de monitoramento realizadas em seus respectivos pontos..... | 39 |
| Tabela 7 - Etapas dos ensaios respirométricos..... | 41 |
| Tabela 8 - Frequência das análises realizadas para o monitoramento do sistema..... | 44 |
| Tabela 9 - Caracterização do efluente da indústria de laticínios no ponto 1 | 45 |

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ANOVA – Análise de variância

ATU - allylthiourea

BRM – Biorreator a membrana

DBO₅ – Demanda bioquímica de oxigênio em 5 dias

DQOs - Demanda química de oxigênio solúvel

E1 – Estratégia 1

E2 – Estratégia 2

EPS - Substâncias poliméricas extracelulares

IVL – Índice volumétrico de lodo

KLa - Coeficiente de transferência de oxigênio

MBBR – Moving bed biofilm reactors

NaAc – Acetato de sódio

NaCl – Cloreto de sódio

NaNO₃ – Nitrato de sódio

NH₄Cl – Cloreto de amônio

N-NH₃ – Nitrogênio amoniacal

N-total - Nitrogênio total Kjeldahl

OD – Oxigênio dissolvido

pH – Potencial hidrogênio

P-PO₄³⁻ - Fósforo

PTM - Pressão transmembrana

SD – Sólidos dissolvidos

SMP - Produtos microbianos solúveis

SS – Sólidos sedimentáveis

SST – Sólidos suspensos totais

SSTF – Sólidos suspensos fixos

SSTV – Sólidos suspensos voláteis

ST – Sólidos totais

STF – Sólidos totais fixos

STV – Sólidos totais voláteis

T – Temperatura

TAM - Taxa de aeração na membrana

TCO - Taxa de consumo de oxigênio

TCOesp – Taxa de consumo de oxigênio específica

TDH – Tempo de detenção hidráulica

θ_c – Idade do lodo

SUMÁRIO

| | |
|--|-----------|
| 1. INTRODUÇÃO | 16 |
| 2. OBJETIVOS | 18 |
| 2.1. OBJETIVO GERAL | 18 |
| 2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS | 18 |
| 3. REFERENCIAL TEÓRICO | 19 |
| 3.1. BIORREADORES A MEMBRANA | 19 |
| 3.2. BIORREATOR A MEMBRANA DE LEITO MÓVEL | 20 |
| 3.3. PRINCIPAIS PARÂMETROS OPERACIONAIS DOS BIORREADORES A MEMBRANA | 22 |
| 3.3.1. Tempo de detenção hidráulica (TDH) | 22 |
| 3.3.2. Idade do lodo | 23 |
| 3.4. COLMATAÇÃO EM BIORREADORES DE MEMBRANA | 24 |
| 3.4.1. Pressão transmembrana (PTM) e fluxo do permeado | 26 |
| 3.4.2. Substâncias poliméricas extracelulares (EPS) e produtos microbianos solúveis (SMP)..... | 27 |
| 3.5. EFLUENTE DA INDÚSTRIA DE LATICÍNIOS | 27 |
| 3.5.1. Biorreatores a membrana no tratamento do efluente da indústria de laticínios | 28 |
| 4. METODOLOGIA | 30 |
| 4.1. CARACTERÍSTICAS DA UNIDADE EXPERIMENTAL | 30 |
| 4.2. EFLUENTE EM ESTUDO E ACLIMATAÇÃO DO REATOR | 33 |
| 4.3. ENSAIOS PRELIMINARES | 34 |
| 4.3.1. Determinação da Taxa de Aeração na Membrana (TAM) | 34 |
| 4.3.1.1. Tempo de Mistura | 35 |
| 4.3.1.2. Coeficiente de Transferência de Oxigênio (KLa) | 35 |
| 4.3.2. Determinação da permeabilidade hidráulica | 36 |
| 4.3.3. Determinação do fluxo crítico | 36 |
| 4.4. OPERAÇÃO DO SISTEMA | 37 |
| 4.5. MONITORAMENTO DO SISTEMA | 38 |
| 4.5.1. Índice volumétrico de lodo (IVL) | 39 |

| | |
|---|-----------|
| 4.5.2. Determinação de EPS e SMP | 40 |
| 4.5.3. Respirometria | 41 |
| 4.5.4. Avaliação do crescimento microbiológico nos dois tipos de material suporte utilizados na E2 | 43 |
| 4.6. FREQUÊNCIA DAS ANÁLISES REALIZADAS | 44 |
| 4.7. ANÁLISE ESTATÍSTICA DOS DADOS | 44 |
| 5. RESULTADOS E DISCUSSÃO | 45 |
| 5.1. CARACTERIZAÇÃO DO EFLUENTE DA INDÚSTRIA DE LATICÍNIOS | 45 |
| 5.2. ENSAIOS PRELIMINARES | 47 |
| 5.2.1. Determinação da Taxa de Aeração na Membrana (TAM) | 47 |
| 5.2.1.1. Tempo de mistura do reator | 47 |
| 5.2.1.2. Coeficiente de transferência de oxigênio (KLa) | 49 |
| 5.2.2. Determinação da permeabilidade hidráulica | 51 |
| 5.2.3. Determinação do fluxo crítico | 51 |
| 5.3. MONITORAMENTO DO BIORREATOR | 52 |
| 5.3.1. Oxigênio dissolvido | 52 |
| 5.3.2. Temperatura | 53 |
| 5.3.3. Sólidos | 54 |
| 5.3.3.1. Avaliação no crescimento microbiano no leito móvel misto da estratégia 2 | 57 |
| 5.3.4. Relação alimento/microrganismo (A/M) | 58 |
| 5.3.5. Respirometria do licor misto | 59 |
| 5.3.6. Potencial Hidrogeniônico (pH) | 61 |
| 5.4. EFEITO DA ADIÇÃO DO MATERIAL SUPORTE (LEITO MÓVEL MISTO) NA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA, FENÓIS, NUTRIENTES, ÓLEOS E GRAXAS, COR, TURBIDEZ E SÓLIDOS | 62 |
| 5.4.1. Avaliação na remoção de matéria orgânica | 62 |
| 5.4.1.1. Remoção de demanda química de oxigênio na fração solúvel | 62 |
| 5.4.1.2. Remoção de demanda bioquímica de oxigênio | 64 |
| 5.4.2. Avaliação na remoção de fenol | 66 |
| 5.4.3. Avaliação na remoção de nutrientes | 67 |

| | |
|---|-----------|
| 5.4.3.1. Nitrogênio total Kjeldahl e nitrogênio amoniacal | 67 |
| 5.4.3.2. Fósforo | 71 |
| 5.4.4. Óleos e graxas | 72 |
| 5.4.5. Cor | 74 |
| 5.4.5.1. Cor aparente | 75 |
| 5.4.5.2. Cor verdadeira | 76 |
| 5.4.6. Turbidez | 77 |
| 5.4.7. Sólidos | 79 |
| 5.5 EFEITO DA ADIÇÃO DO MATERIAL SUPORTE (LEITO MÓVEL MISTO) NA MINIMIZAÇÃO DO PROCESSO DE COLMATAÇÃO DA MEMBRANA..... | 79 |
| 5.5.1. Avaliação da colmatação da membrana | 79 |
| 5.5.1.1. Pressão transmembrana (PTM) | 80 |
| 5.5.1.2. Índice volumétrico de lodo (IVL) | 81 |
| 5.5.1.3. Substâncias poliméricas extracelulares (EPS) e os produtos microbianos solúveis (SMP) | 83 |
| 6. ANÁLISE INTEGRADORA DOS RESULTADOS | 87 |
| 7. CONCLUSÕES | 88 |
| 8. REFERÊNCIAS | 89 |

1. INTRODUÇÃO

Uma das principais atividades industriais brasileiras é a de laticínios, onde a mesma contribui de forma significativa na economia nacional, tornando o Brasil um dos maiores produtores mundiais de leite e derivados, e devido a alta disponibilidade de área, água e solo, assimilado as suas boas qualidades, o país tende a subir nesse ranking. Porém, o desenvolvimento econômico e industrial a todo custo já não se faz presente na atualidade, devido as legislações ambientais cada vez mais restritivas vigentes no país, criadas com a finalidade de reduzir os impactos ambientais e buscar o desenvolvimento da forma mais limpa e sustentável possível.

Um dos principais impactos ambientais gerados a partir desse tipo de indústria é devido aos efluentes líquidos gerados nos processos de produção dos derivados e nas lavagens de maquinários e pisos, onde os mesmos possuem elevados teores de material orgânico, óleos e graxas, sendo estes responsáveis por incrustações e ainda prejudicam os sistemas biológicos de tratamento, sólidos em suspensão e dissolvidos, nutrientes como nitrogênio e fósforo os quais acarretam além da eutrofização dos cursos d'água. Há a presença ainda de outros compostos mais específicos como o fenol, o qual é advindo principalmente dos processos de limpeza do sistema de produção e é responsável pela bioacumulação em plantas e animais afetando toda a cadeia trófica local, podendo chegar ao ser humano. Devido as elevadas concentrações dos parâmetros citados, e os problemas relacionados a estes, é de extrema importância que este tipo de efluente seja gerenciado de maneira correta para que não haja impactos ambientais relacionados ao mesmo.

Comumente o sistema mais utilizado para o tratamento deste tipo de efluente são os processos biológicos de degradação, os quais são compostos basicamente pela sedimentação dos sólidos presentes e degradação biológica da matéria orgânica por bactérias, como por exemplo os processos de lodos ativados, lagoas aeróbias e lagoas anaeróbias. Na maioria das vezes esses sistemas possuem eficiências insuficientes não atingindo os padrões de lançamentos impostos pela legislação pertinente principalmente devido a não remoção suficiente de fenol, óleos e graxas e nutrientes. Além do não atendimento a legislação, esses sistemas convencionais sofrem problemas operacionais relacionados a baixa sedimentabilidade dos sólidos e biomassa em sistemas aeróbios os quais permanecem no efluente tratado, odor e requerem maiores áreas de implantação do sistema. Diante disso,

verifica-se a necessidade de melhoria no que diz respeito às tecnologias aplicadas ao tratamento de efluentes, propiciando elevadas eficiências na remoção de poluentes aliadas à viabilidade técnica, econômica e de forma compacta, resultando na maior qualidade ambiental dos corpos hídricos receptores, assim como possibilitando o reúso dentro das indústrias.

Dentre as alternativas potenciais de tratamento de efluentes, os biorreatores a membrana (BRM) tem ganhado grande destaque devido às suas vantagens frente aos sistemas convencionais de tratamento pela sua alta eficiência e compactação. Este tipo de sistema opera de modo similar ao de lodos ativados, apenas alterando a sedimentação gravimétrica da biomassa pela separação física por membranas de microfiltração, nanofiltração ou ultrafiltração. Essa alteração permite que os biorreatores a membrana apresentem diversas vantagens frente as tecnologias convencionais utilizadas, tais como a redução de grande parte da área de implantação não sendo necessário um decantador após a degradação aeróbia, maior flexibilidade operacional, suporte maiores vazões e oscilações de carga, operação com maior idade do lodo, logo, favorecendo a remoção de nutrientes e aumentando a eficiência do sistema, e redução da produção de lodo, pois torna-o mais estabilizado, facilitando seu tratamento. Dessa forma, a utilização de biorreatores a membrana no tratamento de efluentes da indústria de laticínios empregada em escala real vem sendo encontrada de forma considerável, porém, as pesquisas científicas relacionadas a esse tipo de tratamento são escassas.

Buscando aumentar ainda mais a eficiência desse tipo de sistema pode-se fazer a inserção de um material suporte, ou seja, um leito móvel ou um recheio com grande área superficial dentro dos tanques aerados, o qual é responsável por dar suporte para o crescimento aderido de bactérias, aumentando a concentração das mesmas dentro do reator, logo, melhorando a eficiência do sistema. As peças que formam o leito móvel são compostas comumente por material plástico com densidades menores que a água e de vários formatos, onde cada tipo possui características diferentes, e a partir da adição deste material favorece a proliferação de comunidades microbiológicas de crescimento aderido nas diferentes zonas da peça, aumentando a diversidade e a quantidade de biomassa no reator. A partir do aumento da concentração de organismos biológicos responsáveis pela degradação, aumenta-se também a eficiência do tratamento, removendo uma porcentagem ainda maior de matéria orgânica, nitrogênio e alguns compostos específicos.

Na atualidade, há grande carência em estudos científicos referente ao tratamento do efluente da indústria de laticínios por biorreatores a membrana de leito móvel, principalmente

quando composto por material suporte misto, sendo este de dois ou mais tipos. Portanto, o presente estudo busca avaliar a adição de dois tipos de material suporte em um BRM e comparar com o biorreator a membrana convencional em termos de eficiência e colmatção da membrana de microfiltração no tratamento do efluente da indústria de laticínios.

2. OBJETIVOS

2.1. OBJETIVO GERAL

Avaliar a inserção do leito móvel misto no sistema de biorreator a membrana aplicado ao tratamento de efluente oriundo da indústria de laticínios, com ênfase na remoção de diferentes contaminantes e na minimização do processo de colmatção da membrana.

2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Avaliar a presença do leito móvel misto na remoção de diferentes parâmetros físico-químicos do efluente da indústria de laticínios;

Analisar a influência da adição do leito móvel misto no processo de colmatção da membrana de microfiltração;

Avaliar quantitativamente crescimento dos microrganismos nos dois tipos de material suporte no leito móvel misto utilizado.

3. REFERENCIAL TEÓRICO

3.1. BIORREADORES A MEMBRANA

O sistema de tratamento de efluentes por biorreatores a membrana é na atualidade um dos processos mais eficientes disponíveis no mercado, em função disto, estes são utilizados em todo o mundo no tratamento de efluentes domésticos e industriais (KRZEMINSKI et al., 2017). O biorreator à membrana consiste na união de um tratamento biológico, normalmente lodos ativados, a um processo de separação física: micro ou ultrafiltração por membranas. Com relação ao seu modo de funcionamento, constitui uma alternativa tecnológica interessante ao tratamento de efluentes (URBAIN et al., 1994). A utilização de uma membrana como processo de separação permite aumentar a concentração em microrganismos no biorreator e melhorar a qualidade sanitária da água tratada, resultando em um processo confiável e compacto (BUISSON et al., 1997). Os biorreatores a membrana aeróbios são definidos por Costa (2018) como sendo um reator de lodos ativados convencional contendo processo de filtração para a separação dos sólidos ao invés da sedimentação, filtração a qual acontece por módulos de membrana de microfiltração ou ultrafiltração mais comumente. Portanto, essas membranas responsáveis pelo processo de filtração são responsáveis pela retenção efetiva dos sólidos biológicos, favorecendo uma maior degradação de compostos no reator e até mesmo uma desinfecção do efluente tratado devido a retenção dos microrganismos nos poros da membrana, permitindo a obtenção de um efluente tratado com elevada qualidade (SHIN e KANG, 2003; LE-CLECH et al., 2006).

Metcalf e Eddy (2003) afirmam que existem duas configurações principais: BRM de recirculação e membrana externa e BRM com membrana submersa. Na configuração externa o licor misto é bombeado para os módulos de membrana, que geralmente são tubulares, e o sistema é operado em fluxo cruzado, ou seja, o licor misto escoia paralelamente à superfície da membrana e retorna ao reator, enquanto o permeado é transportado transversalmente à membrana e é removido (JUDD, 2016). Os efeitos da colmatação da membrana são reduzidos pela velocidade tangencial ao módulo, a qual promove turbulência suficiente para arrastar as partículas sólidas que tenderiam a se depositar na superfície da membrana (MANICA, 2019).

Na configuração submersa, o módulo de membrana é imerso no tanque de aeração, e a retirada do permeado é realizada a partir da sucção do licor misto, que atravessa as paredes da membrana (JUDD, 2016), enquanto que as partículas (concentrado) permanece dentro do

reator. Neste tipo de BRM, além de fornecer oxigênio para os microrganismos e manter a biomassa em suspensão, a aeração tem a função de controlar a colmatação das membranas por meio da turbulência causada pelas bolhas, que minimizam o depósito de partículas na superfície da membrana, mantendo o fluxo de permeado praticamente constante e taxa de aumento da pressão transmembrana (PTM) relativamente baixa (CHANG, 2011). De acordo com Judd e Judd (2011) os BRM submersos possuem baixo consumo energético, sendo esta uma vantagem sobre os BRM com módulo externo.

Os biorreatores a membrana estão sendo estudados e aprimorados devido a algumas variáveis que ainda possam trazer alguma desvantagem para o sistema, como exemplo o controle da incrustação e colmatação das membranas e os seus mecanismos de limpeza, maneiras de diminuição de gastos de energia elétrica e o desenvolvimento de novas concepções para esses biorreatores visando a remoção de compostos específicos (LUO et al., 2014). Entre os estudos citados a cima, destaca-se os em relação as incrustações na membrana, ou *fouling*, o que afeta diretamente na resistência à filtração, na diminuição da vida útil dessas membranas e ainda pode aumentar os gastos energéticos e operacionais do sistema (MOSER, P. B., 2017).

3.2. BIORREATOR A MEMBRANA DE LEITO MÓVEL

Este tipo de tratamento foi criado na Noruega pela empresa Kaldnes® no final dos anos 80 e início dos anos 90 e vem mostrando-se promissor na remoção de material orgânico e também de nutrientes a partir das etapas de nitrificação e desnitrificação que acontecem a partir da utilização deste. Seu surgimento se deu devido a necessidade de tratamentos de efluentes sanitários e industriais que fossem mais eficientes na remoção de matéria orgânica e nutrientes, assim como, fossem também mais compactos, requerendo de menor área de implantação (RUSTEN et al., 1998, MCQUARRIE e BOLTZ, 2011; DEZOTTI, 2011).

Os sistemas de tratamento de efluentes conhecidos como *Moving Bed Biofilm Reactors* (MBBR) são caracterizados pelo desenvolvimento de microrganismos em leito móvel responsáveis pela degradação do material orgânico e também de nutrientes em esgotos (FUJII, et al., 2013). Kermani et al. (2008), afirmam que nesses tipos de reatores, organismos de crescimento lento como as bactérias nitrificantes e desnitrificantes são favorecidos devido

ao mantimento destes no sistema, ou seja, permanecem no tanque por maior tempo, o que também é reportado por Wang et al. (2006), os quais corroboram a eficiência na remoção das formas de nitrogênio a partir dos processos de nitrificação e desnitrificação.

A criação dos biorreatores a membrana de leito móvel segundo Ødegaard et al. (2006) e Rusten et al. (2006) teve como objetivo unir em um único sistema as melhores características de um lodos ativados assim como de um biofiltro e eliminar as desvantagens destes processos, então, este se baseia na introdução de peças com baixa densidade e grande área superficial, os quais são chamadas de material suporte (DELNAVAZ, AYATI e GANJIDOUST, 2010). Portanto, é uma combinação do desenvolvimento de microbiológicos aeróbios de crescimento aderido ao material suporte móvel presente na massa líquida juntamente com o crescimento em suspensão no reator, portanto, a atividade microbiológica dentro do reator é maior a partir de uma alta variedade de microrganismos aderidos nos biofilmes (RUSTEN et al., 1995). O material suporte quando inserido na massa líquida do reator, é mantido em constante movimento dentro do mesmo (MANNINA e VIVIANI, 2009), isso acontece devido a introdução e circulação de ar nos reatores aeróbios ou então por meio de agitadores mecanizados em tanques anaeróbicos e anóxicos (KERMANI et al., 2008), o que favorece o não aparecimento de regiões de estagnação no reator (RUSTEN et al., 2006).

Dentre as principais vantagens dos reatores de leito móvel com biofilme encontram-se a melhor utilização do volume útil do biorreator para o crescimento das comunidades microbianas em seus diferentes tipos, menor necessidade de área para implantação do sistema. Existe a possibilidade de implantação deste sistema em processos já existentes como por exemplo o de lodos ativados, maior flexibilização e facilitação do sistema e a pouca dependência das características de separação do lodo na eficiência do tratamento. Quando implantado o módulo de membranas juntamente com o material suporte em sistemas já existentes, como por exemplo de lodos ativados, permite a redução de custos a partir da remoção dos decantadores secundários e ainda tem maior potencial de ampliação do empreendimento em tal área e possui menor sensibilidade a choques de carga orgânica e hidráulica (DEZOTTI et al., 2011; RUSTEN et al. 2006; SALVETTI et al., 2006; JAHREN et al., 2002; ØDEGAARD, 2006; AYGUN et al., 2008; MCQUARRIE e BOLTZ, 2011). Segundo alguns autores, outra vantagem desse tipo de sistema é redução do fouling, ou seja, a incrustação das membranas a partir da adição do material suporte (IVANOVIC e LEIKNES, 2008; YANG et al., 2009; LIU et al., 2010; RAHIMI et al., 2011; KHAN et al., 2012; YANG et al., 2012).

Porém, segundo Almada (2012), esses sistemas possuem também algumas desvantagens como por exemplo o alto consumo energético com a aeração para oxigenação, turbulência e movimentação do material suporte, além de problemas relacionados a hidrodinâmica do reator a partir da formação de zonas estagnadas, sem o movimento do leito móvel e ainda relacionados ao investimento inicial de implantação do sistema na aquisição destes materiais suporte devido as suas patentes. Outra desvantagem citada por Leiknes et al. (2006) é em relação a colmatação das membranas de filtração quando a o efluente a ser tratado possui elevadas concentrações de partículas e material gorduroso, sendo necessário um pré-tratamento antes do sistema.

3.3. PRINCIPAIS PARÂMETROS OPERACIONAIS DOS BIORREATORES A MEMBRANA

3.3.1. Tempo de detenção hidráulica (TDH)

O tempo de detenção hidráulica (TDH) é considerado como o tempo suficiente de permanência do efluente dentro do reator, ou seja, o tempo desde a entrada até a saída do mesmo. Este tem que ser necessário para que haja a degradação eficiente dos compostos específicos de determinado efluente, assim como da matéria orgânica presente, podendo afetar positivamente ou negativamente nos processos de colmatação das membranas de filtração (JUDD; JUDD, 2011). Visto que em alguns estudos, é concluído que a utilização de um TDH pequeno pode gerar um aumento significativo e maléfico nos processos de colmatação o que está relacionado principalmente a um maior aumento na concentração de biomassa no reator, assim como nas concentrações de produtos microbianos solúveis (SMP) (MENG et al., 2007; HUANG; ONG; NG, 2011). Em contra partida, alguns autores verificaram uma diminuição no processo de colmatação a partir da utilização de um TDH mais elevado (IBEID, ELEKTOROWICZ e OLESZKIEWICZ, 2013).

O tempo de detenção hidráulica pode também afetar de forma benéfica o sistema em relação a eficiência de tratamento, onde segundo estudos dispostos na literatura, é ressaltado que este pode influenciar significativamente na remoção de fósforo do efluente a ser tratado (RODRÍGUEZHERNÁNDEZ et al., 2014; MARTÍN-PASCUAL et al., 2015), assim como em relação a demanda química de oxigênio e aos demais nutrientes como as formas

nitrogenadas (HASAN, 2014). Existem pesquisas publicadas utilizando diversos valores de TDH, iniciando-se em 1,1 h (TRUSSEL et al., 2006) até cerca de 80 h (BELLI et al., 2012), porém a grande maioria destes se encontram na faixa de 10 a 40 horas (GIWA et al., 2016; REBOLEIRO-RIVAS et al., 2016; BELLI et al., 2017).

3.3.2. Idade do lodo

Segundo Judd e Judd (2011) a idade do lodo ou o tempo de retenção celular (θ_c), é o tempo de permanência das bactérias e microrganismos (sólidos ou biomassa) dentro do biorreator. Nos biorreatores a membrana, toda a biomassa presente no tanque aeróbio fica retida no reator devido as membranas, portanto, pode-se haver um melhor controle deste tempo a partir disso (JUDD; JUDD, 2011). Alguns estudos relacionando a idade do lodo com os processos de colmatação das membranas vem sendo desenvolvidos e concluindo que quando utilizado uma idade de lodo menor, maiores são as taxas de colmatação, já através de idades de lodo maiores, essas taxas são reduzidas (AHMED et al., 2007), entretanto, estes estudos variam desde 2 a 120 dias (TRUSSEL et al., 2006; LI et al., 2008) e ainda podendo encontrar uma utilização da idade de lodo infinita, onde não é realizado o descarte do mesmo (FRAGA et al., 2017).

Autores como Ahmed et al. (2007), frisam que por meio da utilização de um tempo de retenção dos sólidos mais elevado foi observado uma menor concentração de partículas mais finas as quais são as responsáveis pelo entupimento dos poros da membrana. Wu et al. (2011) ao utilizarem uma idade de lodo infinita obtiveram partículas menores a quando se comparado a idades de lodo iguais a 10 e 30 dias e isso é corroborado por Arévalo et al. (2009), os quais afirmam que com a utilização de idades mais elevadas provoca uma redução dos tamanhos das partículas e ainda favorece o aumento da concentração de bactérias filamentosas no reator.

Outro fator que é favorecido a partir do aumento da idade de lodo é a diminuição das concentrações de SMP e EPS em termos de polissacarídeos no licor misto do reator, visto que este é um dos principais responsáveis pelo processo de colmatação das membranas (BROOKES et al., 2003; apud POLLICE et al., 2005). Malamis e Andreadakis (2009), em seu estudo, concluíram que com o aumento de 10 para 20 dias ocorreu uma redução destas substancias, porém, por eles foi notado a também redução de proteínas além polissacarídeos.

Entretanto, existem diversas pesquisas relacionadas a esse parâmetro com resultados distintos, muitas das vezes contraditórios, a partir disso Meng et al. (2009) ao realizarem um levantamento bibliográfico sobre o tema concluíram que com a utilização de sistemas contendo idades de lodo extremas, tanto quanto muito baixas ou muito altas, agem de forma maléfica no reator tendo como parâmetro operacional recomendado as idades entre 20 e 50 dias.

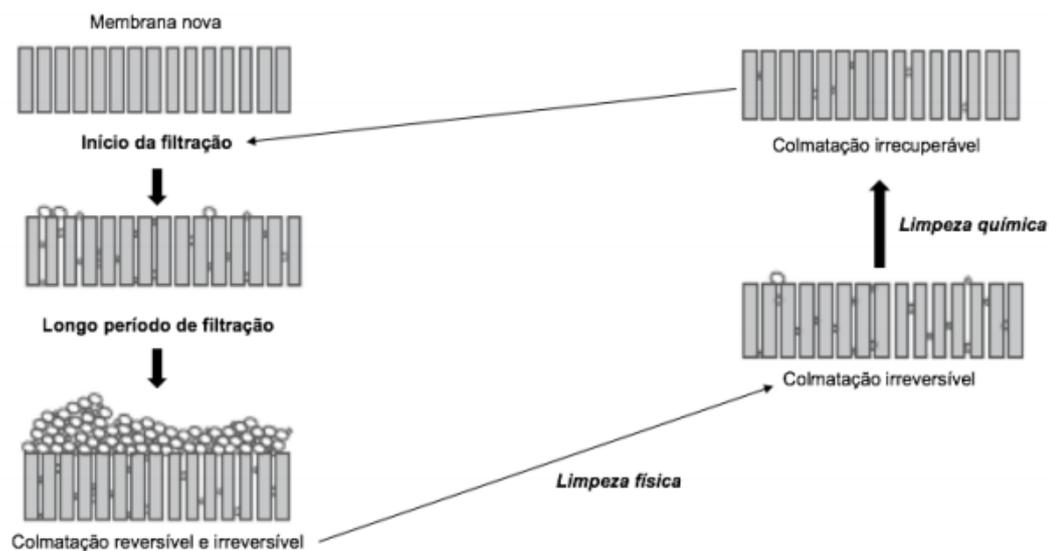
3.4. COLMATAÇÃO EM BIORREATORES A MEMBRANA

O fenômeno conhecido como colmatação das membranas consiste na deposição indesejada de partículas suspensas e coloidais na superfície interna ou externa dos poros da membrana, o que acaba por causar o aumento da pressão transmembrana, logo, a frequência da necessidade de troca e limpeza das membranas, induzindo à elevação dos custos de operação do sistema (LE-CLECH, 2010; SUN et al., 2011; ZHANG et al., 2012). Segundo Le-Clech et al. (2006) o processo de colmatação das membranas de filtração, e pode estar relacionado aos materiais, poros, rugosidade e hidrofobicidade das membranas utilizadas, o efluente a ser tratado, as características da biomassa presente no reator e ainda as condições operacionais do sistema, estes fatores interferem de alguma forma no processo de incrustação das membranas nos biorreatores. A incrustação provoca o aumento na resistência a filtração que segundo Meng et al. (2007), nos biorreatores a membrana a resistência de filtração da membrana corresponde a 9%, enquanto a da torta chega a 84% e a adsorção 7% da resistência total do processo de filtração e a perda da permeabilidade a mudanças de fluxo. Segundo estudos de Cho e Fane (2002), a perda da permeabilidade acontece devido a diminuição da área efetiva de filtração, podendo até mesmo em alguns casos ultrapassar o fluxo crítico, ou seja, quando a pressão transmembrana varia a partir do aumento deste. As substâncias que são responsáveis pela incrustação e fazem parte da torta são as bactérias do licor misto, biopolímeros e também materiais orgânicos como proteínas e polissacarídeos e inorgânicos. Essa torta formada na parte externa da membrana é principalmente formada por biomassa, sendo constituída por cerca de 62% da mesma, porém, as substâncias solúveis mesmo que em poucas quantidades, estas podem afetar a estrutura da membrana e causar incrustações mais severas (MENG et al., 2007).

O processo de colmatação tem como consequência a redução do fluxo de permeado ou o aumento na pressão transmembrana, tornando a filtração menos eficaz (MENG, 2009; NÓBREGA, 2016). Esse fenômeno tem sido considerado o principal problema e maior desafio do processo de separação por membranas, sendo caracterizado pela redução da produtividade de permeado, redução da vida útil da membrana e aumento dos custos da operação.

A colmatação pode ser classificada em duas categorias: reversível e irreversível. O fenômeno conhecido como reversível é caracterizado pelo depósito de materiais na superfície da membrana, podendo ser removida por meios físicos, como a retrolavagem ou relaxamento da filtração. A colmatação irreversível, por sua vez, é o depósito de materiais mais resistentes que são removidos somente através da limpeza química da membrana (JUDD; JUDD, 2011). Portanto, os biorreatores a membrana possuem como uma das suas principais desvantagens a colmatação das membranas utilizadas no processo de filtração, sendo este considerado como um fator limitante para o sistema. A exemplificação dos processos de colmatação está disposto na Figura 1.

Figura 1: Representação dos processos de colmatação.



Fonte: Adaptado de JAMAL, 2014.

3.4.1. Pressão transmembrana (PTM) e fluxo do permeado

Os principais elementos que devem ser entendidos em qualquer processo de separação por membrana são a pressão transmembrana, fluxo de permeado, resistência, e a permeabilidade. A PTM é a diferença de pressão entre a extremidade da membrana que está em contato com o licor misto e a extremidade em contato com o permeado.

O fluxo de permeado é a quantidade de permeado que passa em uma unidade de área por uma unidade de tempo. Já a resistência da membrana é o inverso da permeabilidade, estando relacionada com o tipo de material da membrana, com os fenômenos de formação de torta e colmatção, e com a viscosidade do permeado (JUDD; JUDD, 2011).

A PTM é gerada por uma bomba com o intuito de retirar o permeado por sucção, portanto, quanto maior a PTM aplicada ao sistema, maior será o fluxo de permeado quando se tratado de água limpa e em relação a efluentes ou biomassa, quanto maior a PTM, maior é a colmatção da membrana. Saeki et al. (2016) enfatizam que a aplicação de PTM elevada resulta em uma maior taxa de deposição de partículas na superfície da membrana e de desenvolvimento de colmatção. Fraga (2017) constatou redução do fluxo do permeado à medida que a pressão transmembrana aumentou, atribuindo o fato ao progressivo processo de colmatção da membrana. Neste cenário, existem dois modos de operação, PTM constante ou fluxo de permeado constante. Usualmente tem sido empregado em BRM o modo fluxo de permeado constante, uma vez que garante taxa de transferência constante, evita colmatção excessiva, apresenta uma boa relação custo-benefício, além de ser útil no monitoramento do processo de colmatção (LE-CLECH; CHEN; FANE, 2006; DEFRANCE, 1999). Em biorreatores a membrana, um dos parâmetros operacionais mais importantes é o fluxo de permeado, onde este deve ser definido após analisar os custos de implantação e manutenção do sistema a ser empregado, visto que quando aplicados fluxos baixos são necessárias grandes quantidades de áreas de membranas de filtração, e por outro lado, em fluxos elevados, a incrustação se faz mais presente (JUDD, 2006).

Importante destacar, ainda, que dentre os principais responsáveis e influenciadores no aumento da pressão transmembrana e da diminuição do fluxo do permeado, assim como no processo de colmatção estão as substâncias poliméricas extracelulares e os produtos microbianos solúveis os quais serão abordados nos tópicos 3.4.2.

3.4.2. Substâncias poliméricas extracelulares (EPS) e produtos microbianos solúveis (SMP)

Lin et al. (2014) definem substâncias poliméricas extracelulares (EPS) como classes de moléculas orgânicas distintas presentes fora das células e no interior de agregados microbianos, podendo estar na forma solúvel ou não. Os EPSs possuem uma extensa área superficial, e têm a função de dar estabilidade aos flocos de lodo e proteger a células bacterianas de influências externas. Desta forma, os autores destacam que os EPSs afetam significativamente a colmatação da membrana a partir da influência sobre as características físico-químicas dos flocos do licor misto. Algumas das propriedades influenciadas pelos EPSs são a hidrofobicidade, adesão, sedimentação, floculação e desidratação. Meng et al. (2009) salientam que o EPS mantém os flocos mais firmes na membrana, dificultando a sua remoção pela aeração.

As substâncias poliméricas solúveis presentes em suspensão no licor misto são consideradas como produtos microbianos solúveis (SMP), sendo que os EPSs solúveis são considerados o mesmo que SMP. EPS não solúveis consistem principalmente em compostos biodegradáveis em proteínas, polissacarídeos, ácidos nucleicos, lipídios, e outras macromoléculas. Por outro lado, os SMP consistem principalmente em compostos lentamente biodegradáveis e não biodegradáveis (ZHOU et al., 2012; LIN et al., 2014). Lin et al. (2014) afirma que os EPS e SMP são considerados a principal causa do processo de colmatação, e a produção desses compostos pode ser afetada pelas características do afluente, aditivos e pelas condições operacionais.

3.5. EFLUENTE DA INDÚSTRIA DE LATICÍNIOS

No que diz respeito a indústria de laticínios, esta é considerada como uma das mais poluentes do ramo alimentício, pois necessita de um elevado consumo de água nos seus processos produtivos e de limpeza e conseqüentemente é elevada também a geração de efluentes líquidos, sendo este a principal poluição gerada por esse tipo de indústria (VOURCH et al., 2008). Segundo Daufin (2001), cerca de 50 a 95% dos efluentes totais gerados são originados nas etapas de lavagem. O que é corroborado por Saraiva et al. (2009), o qual frisa a necessidade de grandes quantidades de água e a elevada geração de efluentes a partir deste consumo nessas indústrias, e ainda elenca a elevada presença de nutrientes e

agentes infecciosos nesta água residuária. Entretanto, devem ser realizadas identificações destes pontos críticos de geração para que sejam evitadas perdas de água no processo a partir da otimização deste, assim como a instalação de uma estação de tratamentos de efluentes para o gerenciamento e tratamento adequado.

Os efluentes líquidos gerados a partir da indústria de laticínios são caracterizados pela presença de leite e derivados deste, elevadas cargas orgânicas, materiais sólidos e em especial detergentes, graxas, desinfetantes lubrificantes de maquinários e, alguns casos, acontece a mistura deste com o esgoto doméstico gerado no empreendimento (BRAILE e CAVALCANTI, 1993). Porém, a composição destes efluentes variam de acordo com cada indústria e entre diferentes períodos de uma mesma indústria (CARAWAN et al., 1979 b). Estes ainda são caracterizados por possuírem elevadas cargas de nutrientes, as quais são provenientes principalmente da grande quantidade de proteínas no leite e também dos produtos de limpeza utilizados neste tipo de indústria (ALMEIDA et al., 2004; ANDRADE et al., 2014).

As operações de lavagem e limpeza consistem no enxágue e desinfecção de latões de leite, tanques diversos, tubulações e pisos, com a finalidade de remover os resíduos e impurezas. Na realização dos processos de limpeza do sistema são utilizados diversos produtos químicos, que em sua grande maioria possuem fenóis convertidos em alquilfenóis e nonilfenóis, os quais são utilizados como agentes surfactantes, detergentes sintéticos e antioxidantes, estes posteriormente permanecem no efluente gerado por esse tipo de indústria em consideráveis concentrações aumentando seu grau de contaminação.

Portanto, devido a presença de substâncias como hidratos de carbono, elevados teores de gorduras e demais compostos, este tipo de efluente necessita ser tratado antes de ser lançado em mananciais ou encaminhados na rede pública de tratamento de esgotos (ADULKAR e RATHOD, 2014).

3.5.1. Biorreatores a membrana no tratamento do efluente da indústria de laticínios

Trabalhos e artigos científicos baseados na utilização de biorreatores a membrana no tratamento de efluente da indústria de laticínios não são comumente encontrados, porém, a aplicação deste sistema de tratamento neste tipo de efluente industrial em escala plena vem sendo aplicado de maneira considerável mundialmente devido ao seu alto poder de remoção

de matéria orgânica. Alguns exemplos de aplicações em escala industrial estão dispostos na Tabela 1, a qual contém a planta de tratamento e suas respectivas características.

Tabela 1: Plantas de biorreatores a membrana no tratamento do efluente da indústria de laticínios.

| Parâmetros | Plantas de biorreatores a membrana | | | |
|---|------------------------------------|-------------|----------|------------|
| | Dairy Crest | Dairy Crest | Stirling | Dairy Gold |
| Volume do Reator (m ³) | 2000 | - | 2200 | 2000 |
| Área de membrana (m ²) | 486 | - | 960 | - |
| Tipo de BRM | Externo | Externo | Externo | Externo |
| Capacidade (m ³ .d ⁻¹) | 1400 | 650 | 3200 | 2000 |
| DQO alimentação (mg.L ⁻¹) | 7000 | 2500 | 2500 | 3600 |
| DQO permeado (mg.L ⁻¹) | < 100 | < 3 | <10 | < 3 |

Fonte: Adaptado de Wehrle Environmental, 2020.

Segundo Andrade (2011), devido à escassez de estudos e pesquisas científicas mais aprofundadas sobre o tratamento de efluentes lácteos a partir de biorreatores a membrana principalmente analisando os processos e mecanismos relacionados a incrustação e colmatação das membranas, novos estudos são de grande valia para a otimização e a popularidade desse tipo de tratamento.

4. METODOLOGIA

A presente pesquisa foi realizada no campus universitário da Universidade Estadual do Centro-Oeste (UNICENTRO) no município de Irati-PR, no Laboratório de Saneamento e Qualidade da Água do Departamento de Engenharia Ambiental (DENAM).

4.1. CARACTERÍSTICAS DA UNIDADE EXPERIMENTAL

A unidade experimental utilizada apresentada na Figura 2, denominada de biorreator a membrana, é composta por um tanque retangular construído em acrílico, com volume total de 60,0 litros e volume útil de 57 litros.

Figura 2: Biorreator a membrana de módulo submerso utilizado na pesquisa.



Fonte: O Autor, 2021.

A aeração de fundo do tanque e do interior da membrana foi fornecida por um compressor de ar mantendo o sistema totalmente aeróbio no decorrer da pesquisa. A alimentação do sistema foi realizada a partir da gravidade a medida que havia a retirada do

permeado por meio de uma bomba peristáltica digital (MILAN BPD/2), sendo esta controlada por uma boia, o que possibilitou a operação com vazão de entrada e saída constante (sistema contínuo). Acoplado à tubulação de saída do permeado, foi colocado um sensor de pressão conectado a um vacuômetro digital, o qual permitiu o acesso contínuo aos valores de pressão transmembrana. O sistema utilizado possui uma placa de Arduino, que possibilita a automação do funcionamento da bomba peristáltica responsável pela retirada do permeado o qual foi armazenado em um tanque.

A microfiltração foi realizada a partir de um módulo único de membrana submerso no reator fabricado pela empresa Koch Membrane Systems®, o qual possui tamanho do poro nominal de $0,03\mu\text{m}$ com diâmetro externo da fibra de $2,6\text{mm}$, sendo do tipo fibra oca trançada para operação externa em material poliéster contendo uma área de filtração $0,5\text{m}^2$ e uma taxa de fluxo de permeado de 5 a 15 L.h^{-1} (Figura 3).

Figura 3: Membrana utilizada na pesquisa.



Fonte: O Autor, 2021.

O leito móvel misto utilizado durante a segunda estratégia foi composto por dois tipos de material suporte as quais possuíam as características apresentadas na Tabela 2.

Tabela 2: Características do material suporte.

| Tipo | Marca | Material | Área superficial | Diâmetro |
|------|-----------------|---------------|-------------------------------|----------|
| 1 | Alfa BioMídia | Polipropileno | $700\text{m}^2.\text{m}^{-3}$ | 30mm |
| 2 | AMB BioMídia TM | Polietileno | $550\text{m}^2.\text{m}^{-3}$ | 15mm |

Fonte: O Autor, 2021.

Nas Figuras 4 e 5 são apresentados os dois tipos de materiais suporte utilizados na pesquisa.

Figura 4: Material suporte do tipo 1.



Fonte: O Autor, 2021.

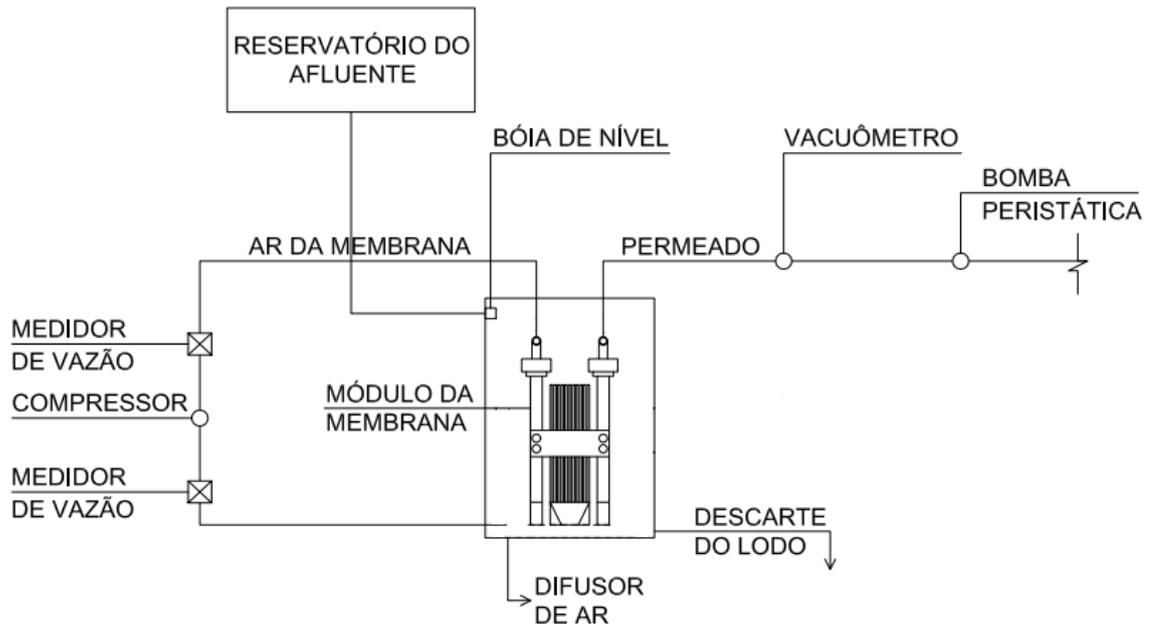
Figura 5: Material suporte do tipo 2.



Fonte: O Autor, 2021.

A representação esquemática do sistema de tratamento por biorreator a membrana utilizado na presente pesquisa está esboçada na Figura 6 contendo todos os aparatos pertencentes a unidade.

Figura 6: Representação esquemática do sistema utilizado na pesquisa.



Fonte: Adaptado de Orth, 2020.

4.2. EFLUENTE EM ESTUDO E ACLIMATAÇÃO DO REATOR

O efluente utilizado na pesquisa foi coletado de uma indústria de laticínios a qual tem como produto principal a fabricação de queijos, mas, a mesma também produz outros derivados em menor escala. O efluente líquido gerado na empresa é oriundo do processo produtivo e das lavagens de maquinários e pisos, o mesmo foi coletado após passar por processos de separação de material sólido e gorduroso, sendo estes uma caixa de gordura, flutador e uma lagoa de decantação.

Foram realizadas coletas de 500 litros de efluente semanalmente para que não houvesse falta de alimentação no sistema. Volume esse adotado em razão da vazão de entrada no sistema e também devido ao tempo de degradação natural do mesmo quando armazenado,

logo, volumes superiores sofreriam alterações nas suas características antes de entrarem no sistema devido ao maior período de armazenamento.

O lodo contendo a biomassa foi coletado na lagoa aeróbia da unidade de tratamento da própria indústria, onde foi colocado o mesmo em um reservatório para sedimentação dos sólidos e obtenção da biomassa mais concentrada com um teor de sólidos suspensos totais próximo a 8 g.L^{-1} . Este passou por um período de aclimatação até a estabilização da concentração de sólidos suspensos no reator em 5 g.L^{-1} , o período durou cerca de um mês em cada estratégia. Para um melhor controle do sistema, a temperatura do ambiente onde o reator foi alocado era controlada a partir de um sistema de ar condicionado fazendo que sua oscilação fosse a mínima possível e ideal para aclimatação da biomassa.

4.3. ENSAIOS PRELIMINARES

Os ensaios preliminares foram realizados no próprio sistema antes do início da operação para determinar as condições iniciais ideais de operação do sistema a partir da determinação da taxa de aeração na membrana (TAM) por meio do coeficiente de transferência de oxigênio e do tempo de mistura do reator. Para tal foram testadas as vazões de ar dispostas na Tabela 3 assim como suas respectivas taxas de aeração da membrana:

Tabela 3: Vazões de ar testadas e suas respectivas taxas de aeração da membrana.

| Vazão de ar ($\text{m}^3.\text{h}^{-1}$) | Vazão da base do reator ($\text{m}^3.\text{h}^{-1}$) | Vazão de ar na membrana ($\text{m}^3.\text{h}^{-1}$) | TAM ($\text{m}^3.\text{m}^{-2}.\text{h}^{-1}$) |
|--|--|--|--|
| 1,98 | 0,48 | 1,5 | 3 |
| 0,53 | 0,48 | 0,05 | 0,1 |
| 0,53 | 0,05 | 0,48 | 0,96 |

Fonte: O Autor, 2021.

4.3.1. Determinação da Taxa de Aeração na Membrana (TAM)

Realizou-se a otimização da taxa de aeração da membrana, buscando uma maior estabilidade do sistema em termos de colmatação do módulo de membrana. Sendo assim, a TAM foi definida por meio da determinação do coeficiente de transferência de oxigênio (KLa) e do tempo de mistura do reator, ambos foram determinados com o reator sem o

preenchimento com o material suporte. Essas etapas foram conduzidas empregando-se a taxa de aeração da membrana definida a partir dos dois métodos descritos a seguir.

4.3.1.1. Tempo de Mistura

O tempo de mistura corresponde ao tempo necessário para que uma substância se distribua homogênea no reator. A sua determinação foi realizada a partir da técnica de estímulo e resposta, adicionando-se um pulso do traçador salino NaCl e monitorando-se continuamente a condutividade da solução. O procedimento consiste na utilização de uma curva de calibração previamente realizada que permite relacionar a condutividade com a concentração do NaCl.

Para a realização do ensaio, o reator teve seu volume útil preenchido com água potável e foi aerado a partir das vazões de ar a serem testadas com a sonda do condutivímetro instalada na base do reator. Em seguida, adicionou-se o pulso salino na parte superior do reator e foi monitorado a condutividade da solução até valor constante ao longo do tempo (BELLI, 2015).

4.3.1.2. Coeficiente de Transferência de Oxigênio (KLa)

O KLa é utilizado para determinar a melhor condição operacional do sistema de aeração, em termos de vazão de ar. Portanto, utilizou-se diferentes vazões de ar na base do reator e na membrana de microfiltração, o que resultou em diferentes taxas de aeração da membrana. Para isso, inoculou-se o reator com água potável, e em seguida adicionou-se sulfito de sódio (160 mg.L^{-1}) e cloreto de cobalto (2 mg.L^{-1}) como catalizador, para que ocorra a desoxigenação da água ($\text{OD} = 0,00 \text{ mg.L}^{-1}$) (PUSKEILER; WEUSTER-BOTZ, 2005). Posteriormente, a aeração do sistema foi ligada e aferiu-se a concentração de OD no sistema, com o auxílio de um oxímetro, até que fosse atingida a saturação do meio. Após os ensaios, o valor do KLa do sistema foi calculado a partir da equação (1)

$$\ln(C_s - C) = KLa \cdot t \quad \text{Eq (1)}$$

onde,

Cs: concentração de saturação de OD (mg.L^{-1})

C: concentração de OD do meio líquido (mg.L^{-1})

T: tempo (horas)

Além da taxa de aeração da membrana, realizou-se a determinação da permeabilidade hidráulica da membrana e a determinação do fluxo crítico seguindo a metodologia disposta nos itens 4.3.2 e 4.3.3.

4.3.2. Determinação da permeabilidade hidráulica

Para a determinação da permeabilidade do módulo da membrana foi realizado o monitoramento do comportamento da pressão transmembrana a partir do aumento do fluxo, tal experimento foi realizado com água potável fornecida pela companhia de saneamento municipal. Primeiramente foi realizado o processo de filtração da água por um período de uma hora para que a membrana fosse compactada e posteriormente procedeu-se o ensaio variando os valores de fluxo de 3,6, 4,8, 7,2, 10,8 e 14,4 $\text{L m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ enquanto foi monitorado a PTM por um tempo de 8 minutos (aferindo a cada minuto) para cada fluxo de filtração adotado. Após a plotagem dos valores, a permeabilidade hidráulica do módulo da membrana foi encontrada a partir do coeficiente angular da reta gerada.

4.3.3. Determinação do fluxo crítico

Para a determinação do fluxo crítico da membrana foi utilizado o método flux-step, este constitui-se do monitoramento da pressão transmembrana a partir do aumento do fluxo de filtração (VAN DER MAREL et al., 2009). Para tal, iniciou-se um processo de filtração de água potável para que houvesse a compactação da membrana e posteriormente o módulo de membranas foi inserido no reator contendo o inoculo já com a aeração correta de operação do sistema. Procedeu-se o ensaio variando os fluxos de filtração adotados (3,6, 4,8, 7,2, 10,8 e 14,4 $\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$) por um período de 8 minutos cada, aferindo a PTM após cada minuto de ensaio, portanto, obteve-se o fluxo crítico a partir do período o qual não teve mais estabilidade

da pressão transmembrana. Realizou-se este ensaio antes do início da operação do sistema com o intuito de auxiliar na escolha do fluxo do permeado (JUDD S., JUDD C., 2011).

4.4. OPERAÇÃO DO SISTEMA

O biorreator a membrana foi operado em duas estratégias distintas sendo a primeira de forma convencional e a segunda com a adição de um leito móvel misto. Em ambas as estratégias foram adotadas as mesmas condições operacionais as quais estão apresentadas na Tabela 4 para posterior comparação.

Tabela 4: Condições operacionais do biorreator a membrana em ambas estratégias.

| Condições Operacionais | Valores adotados |
|----------------------------------|---------------------------|
| Idade do lodo | 20 dias |
| Tempo de detenção hidráulica | 20 horas |
| Vazão do permeado | 47,5 ml.min ⁻¹ |
| Tipo de alimentação | Contínua |
| Tempo de operação por estratégia | 60 dias |

Fonte: O Autor, 2021.

Durante todo o período de funcionamento do sistema, o reator foi operado em fluxo contínuo, todavia, com modo de filtração intermitente, onde adotou-se o tempo de 8 minutos de filtração e 1 minuto para relaxamento da membrana (JUDD, 2006; WU et al., 2008), permitindo o arraste dos sólidos pelas bolhas de ar provenientes dos aeradores, desacelerando assim o processo de colmatação. Durante todo o período experimental, a temperatura do reator manteve-se entre 25 e 35°C e o descarte do lodo foi realizado diariamente com um volume de 2,85 litros, sendo este calculado a partir do volume útil do reator e da idade do lodo adotada.

As limpezas físicas da membrana por meio de água potável corrente durante as estratégias foram realizadas sempre que a pressão transmembrana aferida no vacuômetro atingiu 0,6 bar, sendo esta a pressão crítica. Realizou-se a limpeza física devido ao fato de que os principais responsáveis pela colmatação foram os sólidos aderidos na parede da membrana assim como óleos e graxas presentes no efluente, logo, esse processo foi suficiente para que os valores iniciais de pressão transmembrana fossem obtidos novamente. Porém, ao término

da primeira estratégia foi realizado a limpeza física, a limpeza química com a utilização de hipoclorito a 2,5% submergida e aerada por um período de duas horas, e a limpeza ácida da membrana mantendo a mesma submersa num meio aquoso em pH próximo a 2 por duas horas para que não houvesse interferência nos valores de pressão da estratégia posterior.

Quando iniciado a segunda estratégia de operação do sistema, adicionou-se 30% do volume do reator de leito móvel o que é reportado na literatura por Rusten et al. (2006), assim como por Yang et al, (2009), sendo este dividido em 15% de biomédias do tipo 1 e 15% de biomédias do tipo 2, formando então o que foi chamado de leito móvel misto.

4.5. MONITORAMENTO DO SISTEMA

Visando a obtenção de uma análise geral do funcionamento do sistema, foram coletadas amostras de três diferentes pontos do sistema, sendo eles dispostos na Tabela 5:

Tabela 5: Pontos de monitoramento do biorreator a membrana.

| Pontos de coleta | Característica |
|-------------------------|--|
| 1 | Reservatório de alimentação (efluente bruto) |
| 2 | Tanque de aeração (licor misto) |
| 3 | Reservatório do permeado |

Fonte: O Autor, 2021.

Posteriormente as coletas das amostras, eram realizadas as análises em cada um dos pontos para os parâmetros apresentados na Tabela 6, sendo estas realizadas em triplicata e seguindo as metodologias indicadas no Standart Methods for the Examination of Water and Wastewater Ed. 23rd (APHA, 2017), para que fosse possível avaliar o comportamento de tais parâmetros em função das duas estratégias estudadas, assim como a eficiência dos tratamentos propostos.

Tabela 6: Análises de monitoramento realizadas em seus respectivos pontos.

| Pontos de coleta | Análises realizadas |
|------------------|--|
| Bruto | Demanda química de oxigênio solúvel (DQOs), fenóis, Demanda bioquímica de oxigênio (DBO ₅), fósforo total (P-PO ₄ ³⁻), nitrogênio amoniacal (N-NH ₃), nitrogênio total Kjeldhal (NTK), óleos e graxas, sólidos totais (ST), sólidos totais voláteis (STV), sólidos totais fixos (STF), sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos voláteis (SSV), sólidos suspensos fixos (SSF), sólidos dissolvidos (SD), sólidos sedimentáveis (SS), pH, condutividade, cor verdadeira, cor aparente e turbidez. |
| Licor misto | Demanda química de oxigênio solúvel (DQOs), fenóis, fósforo total (P-PO ₄ ³⁻), nitrogênio amoniacal (N-NH ₃), sólidos totais (ST), sólidos totais voláteis (STV), sólidos totais fixos (STF), sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos voláteis (SSV), sólidos suspensos fixos (SSF), oxigênio dissolvido (OD), pH, condutividade e temperatura. |
| Permeado | Demanda química de oxigênio solúvel (DQOs), fenóis, Demanda bioquímica de oxigênio (DBO ₅), fósforo total (P-PO ₄ ³⁻), nitrogênio amoniacal (N-NH ₃), nitrogênio total Kjeldhal (NTK), óleos e graxas, sólidos totais (ST), sólidos totais voláteis (STV), sólidos totais fixos (STF), sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos voláteis (SSV), sólidos suspensos fixos (SSF), sólidos dissolvidos (SD), sólidos sedimentáveis (SS), pH, condutividade, cor verdadeira, cor aparente e turbidez. |

Fonte: O Autor, 2021.

As amostras coletadas no ponto 2 foram previamente filtradas em membranas de 0,45 µm para posteriormente realizar as análises de DQOs, N-NH₃, P-PO₄³⁻ e fenóis.

Além das supracitadas, foram realizadas com as amostras de licor misto as análises de índice volumétrico do lodo, substâncias poliméricas extracelulares (EPS) e produtos microbianos solúveis (SMP) para que fosse possível obter um melhor conhecimento das características do mesmo e analisar possíveis mudanças a partir da adição do leite móvel misto. Outra análise realizada com o licor misto foi respirometria do lodo a qual teve como finalidade avaliar a atividade biológica do meio. Os procedimentos utilizados para estas análises estão descritos a seguir:

4.5.1. Índice volumétrico de lodo (IVL)

A análise do índice volumétrico de lodo com fins de avaliar a sedimentabilidade da biomassa presente no licor misto foi realizada conforme o método de Jenkins et al. (2003), onde para tal, foi preenchido uma proveta com 1 litro de lodo do reator e após 30 minutos verificou-se o quanto de sólidos sedimentados em mL.L⁻¹ foi obtido no fundo do cone. Devido a elevada concentração de sólidos no biorreator a membrana, foi realizado o IVL

diluído e essa diluição foi realizada por meio do permeado do próprio sistema. Após a obtenção dos valores de sólidos sedimentáveis, a partir da equação 2 a seguir obteve-se os valores de IVL diluído no decorrer das estratégias.

$$IVL = \frac{V}{SST} \quad \text{Eq (2)}$$

Onde:

IVL: Índice volumétrico de lodo (mL.g^{-1})

V: Volume de lodo sedimentado (mL.L^{-1})

SST: Concentração de sólidos suspensos totais do lodo (g.L^{-1})

4.5.2. Determinação de EPS e SMP

Para o SMP, as amostras foram coletadas semanalmente e submetidas a centrifugação a 4000 RPM por 15 minutos, o sobrenadante foi filtrado em membrana de acetato de celulose de poro de $0,45 \mu\text{m}$ e congelado em tubo *ependorf* para análise posterior (3 ml). Para o EPS, este aderido aos flocos biológicos, realizou-se a extração para posterior filtração. Portanto, o lodo sedimentado foi ressuspensionado após o processo de centrifugação utilizando uma solução de NaCl a 0,05% e aquecido a 60°C por 30 minutos e posteriormente centrifugado. O sobrenadante gerado foi filtrado em membrana de acetato de celulose de poro de $0,45 \mu\text{m}$ e o permeado (3 ml) congelado para análise posterior.

Para a determinação da concentração de SMP e EPS presentes no licor misto foi utilizado o método de quantificação de proteínas e polissacarídeos contidos tanto no SMP quanto no EPS. Desta forma, para os polissacarídeos seguiu-se o protocolo proposto por Dubois et al. (1956), o qual utiliza a glicose para a determinação da curva padrão, e baseia-se na formação de um composto amarelo devido ao contato da solução de ácido sulfúrico com os fenóis. Já para as proteínas foi adotado o método descrito por Lowry et al. (1951), o qual utiliza albumina de soro bovino para elaboração da curva padrão, e se baseia na formação de um complexo azul devido ao contato das ligações peptídicas e as curvas de sais com o reagente Folin. As análises foram mensuradas por meio de um espectrofotômetro tanto para as proteínas (760 nm) quanto de polissacarídeos (490 nm).

4.5.3. Respirometria

Para a realização dos ensaios respirométricos utilizou-se o método descrito por Ochoa et al. (2002) e Wolff et. al (2003) com fins de obter e caracterizar a atividade da biomassa do reator e determinar a taxa de consumo de oxigênio (TCO) pelas bactérias a partir do decaimento do oxigênio dissolvido no meio após a adição do substrato descrito da metodologia. Os ensaios foram divididos em três etapas as quais estão descritas na Tabela 7.

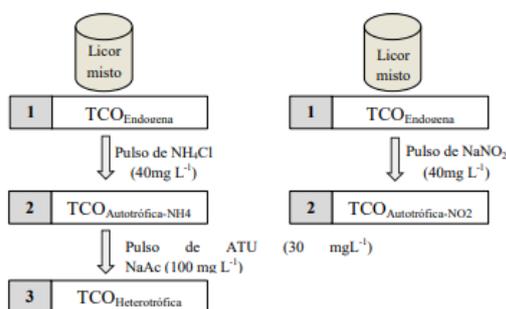
Tabela 7: Etapas dos ensaios respirométricos.

| Etapas | Características das etapas |
|--|---|
| Respiração endógena (TCO _{Endógena}) | Energia requerida para manter as funções celulares das bactérias sem a adição de substrato |
| Respiração exógena autotrófica (TCO _{Autotrófica}) | Onde acontece o decaimento de oxigênio dissolvido pelo processo de metabolização no consumo de oxigênio pela oxidação da amônia (TCO _{Autotrófica-NH4}) e pela oxidação do nitrito (TCO _{Autotrófica-NO2}) que veem a representar a atividade dos microrganismos nitrificantes a partir da adição do substrato para bactérias autotróficas no meio. |
| Respiração exógena heterotrófica (TCO _{Heterotrófica}) | A partir da adição de uma fonte de carbono (substrato) para as bactérias heterotróficas acontece o decaimento do oxigênio dissolvido |

Fonte: O Autor, 2021.

Primeiramente foram coletados 2 litros do licor misto do reator contendo 30% deste de leito móvel misto, onde foram utilizados 1 litro para a determinação a partir da TCO_{Autotrófica-NH4} e um 1 litro para TCO_{Autotrófica-NO2}. Após a coleta e a separação em dois Beckers de vidro de um litro cada, empregou-se a aeração em ambos por um período de 24 horas com o intuito de degradar toda a matéria orgânica e os nutrientes presentes no meio permanecendo apenas a biomassa. A separação do licor misto, assim como a sequência de determinações estão dispostas na Figura 7.

Figura 7: Determinações respirométricas realizadas em cada volume de licor misto coletado.



Fonte: Belli, 2015.

Posteriormente ao período de 24 horas de aeração, para primeira fase do ensaio respirométrico iniciou-se o processo de agitação magnética das amostras assim como de aeração constante e manteve-se o pH entre 7 e 7,5 e a temperatura entre 20 e 25°C. Foi então monitorado o oxigênio dissolvido a cada 10 segundos de ensaio até sua completa saturação e após isso desligado a aeração onde a concentração de OD teve decréscimo até 2 mg.L⁻¹. Adiante foi retomada a aeração na amostra e adicionado 40 mg.L⁻¹ de NH₄Cl como substrato para a biomassa e desligada a aeração novamente monitorando o OD até que o mesmo atingisse a concentração de 2 mg.L⁻¹. Ao atingir tal concentração, a aeração foi religada e adicionou-se *Allylthiourea* (ATU) com concentração de 30 mg.L⁻¹ e 100 mg.L⁻¹ de NaAc até a estabilização, a posteriori desligou-se a aeração e novamente foi monitorado a cada 10 segundos o oxigênio dissolvido no meio até que o mesmo atingisse a concentração de 2 mg.L⁻¹ e reativada a aeração até a saturação.

Para a segunda etapa, após as 24 horas de aeração, procedeu-se o ensaio com agitação magnética e aeração constante, assim como a temperatura e o pH controlado igualmente a primeira fase. Porém, nesta etapa foi adicionado uma concentração de 40 mg.L⁻¹ de NaNO₃ e desligado a aeração, posteriormente monitorou-se o decaimento do oxigênio dissolvido a cada 10 segundos de ensaio. A partir dos dados coletados nos ensaios foi possível obter a velocidade de consumo de oxigênio dissolvido nas diferentes fases do experimento.

Considerou-se para posteriori avaliação uma TCOendógena total, assim como uma TCOautotófica total, onde foi realizado uma média entre etapas para ambas as taxas de consumo de oxigênio devido a proximidade dos valores.

4.5.4. Avaliação do crescimento microbiológico nos dois tipos de materiais suporte utilizados na E2

Com o intuito de avaliar a velocidade do crescimento aderido das bactérias no leito móvel misto utilizado foram realizadas análises de sólidos suspensos voláteis de ambos os tipos. Para a realização destas análises, seguiu-se o método utilizado por Costa (2018), onde foram coletadas 5 peças de cada tipo de material suporte e acondicionadas a 25 ml de água destilada onde as mesmas eram agitadas e raspadas com o auxílio de uma pinça para que toda a biomassa aderida fosse removida, após isso, este meio líquido foi filtrado para que posteriormente fosse realizado a análise de sólidos suspensos voláteis a qual indica a concentração de biomassa presente. Para o cálculo da velocidade do crescimento bacteriano, dividiu-se a concentração de SSV no final da estratégia menos a inicial pelo número de dias de operação do sistema, conforme a equação 3.

$$v = \frac{SSVf - SSVi}{tf - ti} \quad \text{Eq (3)}$$

Onde:

v: velocidade de crescimento bacteriano ($\text{gSSV.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$)

SSVf: Concentração final de sólidos suspensos voláteis no material suporte (g.L^{-1})

SSVi: Concentração inicial de sólidos suspensos voláteis no material suporte (g.L^{-1})

Tf: tempo final (dias)

Ti: Tempo inicial (dias)

As análises de índice volumétrico do lodo (IVL), assim como os sólidos totais (ST), sólidos totais fixos (STF) e voláteis (STV) e sólidos suspensos totais (SST), estes também fixos (SSF) e voláteis (SSV), a relação alimento/microrganismo, a respirometria da biomassa e o pH foram realizadas com fins de avaliar o comportamento da biomassa presente.

4.6. FREQUÊNCIA DAS ANÁLISES REALIZADAS

As frequências das análises de monitoramento dos pontos de coleta realizadas foram distribuídas conforme a Tabela 8, a adoção foi de maneira igualitária em ambas estratégias utilizadas.

Tabela 8: Frequência das análises realizadas para o monitoramento do sistema.

| Análises realizadas | Frequência |
|---|-----------------------------|
| DQOs, DBO ₅ , turbidez, fenol, sólidos, cor aparente, cor verdadeira, nitrogênio amoniacal, pH e fósforo | Duas vezes durante a semana |
| Pressão transmembrana, temperatura e oxigênio dissolvido | Diariamente |
| Nitrogênio total, óleos e graxas, SMP, EPS e índice volumétrico de lodo | Uma vez durante a semana |
| Respirometria | Duas vez por estratégia |

Fonte: O Autor, 2021.

4.7. ANÁLISE ESTATÍSTICA DOS DADOS

Para o tratamento dos dados obtidos em ambas as estratégias de operação do sistema, utilizou-se a versão teste do software STATISTICA 7 (2005), onde foram aplicados os testes de Bartlett, Shapiro-Wilk e Durbin-Watson com fins de avaliar a homocedasticidade, a normalidade e a independência dos dados respectivamente. Posteriormente, para a comparação dos dados foi realizado a análise de variância (ANOVA) com significância de 95% seguida do teste de Tukey HSD utilizando $\alpha=0,05$.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. CARACTERIZAÇÃO DO EFLUENTE DA INDÚSTRIA DE LATICÍNIOS

Durante o período de operação do sistema, o efluente utilizado apresentou, em média, as concentrações expostas na Tabela 9:

Tabela 9: Caracterização do efluente da indústria de laticínios no ponto 1.

| Parâmetro | Valor médio |
|---|-----------------|
| Demanda química de oxigênio (mg.L ⁻¹) | 998 ± 146 |
| Demanda bioquímica de oxigênio (mg.L ⁻¹) | 841 ± 125 |
| Nitrogênio Total Kjeldahl (mg.L ⁻¹) | 104,575 ± 5,43 |
| N-NH ₄ ⁺ (mg.L ⁻¹) | 51,7 ± 7,27 |
| P-PO ₄ ³⁻ (mg.L ⁻¹) | 2,84 ± 0,47 |
| Turbidez (uT) | 410 ± 59 |
| Cor aparente (uC) | 3874 ± 757 |
| Cor verdadeira (uC) | 709 ± 120 |
| Fenol (mg.L ⁻¹) | 10,37 ± 1,80 |
| Óleos e graxas (mg.L ⁻¹) | 1353,85 ± 94,50 |
| pH | 7,1 ± 0,15 |
| Sólidos totais (mg.L ⁻¹) | 5000 ± 3 |
| Sólidos totais fixos (mg.L ⁻¹) | 1000 ± 2 |
| Sólidos totais voláteis (mg.L ⁻¹) | 4000 ± 3 |
| Sólidos suspensos totais (mg.L ⁻¹) | 370 ± 3 |
| Sólidos suspensos fixos (mg.L ⁻¹) | 75 ± 2 |
| Sólidos suspensos voláteis (mg.L ⁻¹) | 295 ± 1 |
| Sólidos sedimentáveis (ml.L ⁻¹) | 2 ± 1 |
| Sólidos dissolvidos totais (mg.L ⁻¹) | 4630 ± 3 |

Fonte: O Autor, 2021.

Os efluentes oriundos da indústria de laticínios apresentam elevada carga orgânica devido a presença de lipídios, carboidratos e proteínas. Esse tipo de efluente, quando lançado em corpos d'água sem seu devido tratamento, reduz exponencialmente a concentração de oxigênio dissolvido na água e colocam em risco todo o ecossistema aquático local e próximo do lançamento (VILLA; SILVA; NOGUEIRA, 2007). Quando havendo a presença de nutrientes, pode acarretar na eutrofização destes favorecendo a proliferação de algas, assim como a anaerobiose dependendo do poder de autodepuração do corpo hídrico receptor, como o caso em questão.

Elevadas concentrações destes nutrientes responsáveis pela eutrofização são encontradas no efluente em estudo, como por exemplo as diferentes formas de nitrogênio,

onde são gerados em grande quantidade nas processadoras de laticínios. Embora esses nutrientes sejam indispensáveis nos processos de tratamento biológico de efluentes, quando em excesso, podem permanecer no efluente tratado gerando impactos ambientais (BRUM; JÚNIOR; BENEDETTI, 2009). A concentração de nitrogênio amoniacal obtida na caracterização encontra-se muito acima do permitido pela legislação brasileira que regulamenta os padrões de lançamento de efluentes (Resolução CONAMA 430/2011) a qual tem como limite máximo a concentração de 20 mg.L^{-1} .

Em relação aos parâmetros físicos, apresentam-se elevados teores de turbidez, cor aparente e cor verdadeira, o que é ocasionado devido aos altos teores de sólidos coloidais, suspensos e dissolvidos. Problemas relacionados a redução da zona eufótica, ou seja, redução da intensidade da passagem da luz, podem ser gerados a partir destes, como por exemplo o desequilíbrio ecológico devido a pouca ou não produção de fotossíntese pelas algas.

Um dos grandes problemas ambientais relacionados a esse tipo de efluente está diretamente relacionado a presença de fenóis em altas concentrações oriundas dos processos de limpeza a partir da utilização de produtos químicos, os quais são compostos caracterizados pela presença de pelo menos um ou mais grupos hidroxila que estejam ligados à anel aromático. Os principais problemas relacionados aos compostos fenólicos estão relacionados a sua hidrofobicidade, ou seja, possui pouca ou nenhuma afinidade com a água, tendendo a interagir com tecidos adiposos (lipofílico), formação de radicais livres e ainda possuem acidez. Devido a isso, a concentração limite permitida para o lançamento deste composto em corpos hídricos é baixa, sendo de $0,5 \text{ mg.L}^{-1}$. Portanto, o tratamento e a remoção destes é de extrema importância para o meio ambiente e sua biodiversidade.

Outro ponto a ser destacado é a alta concentração de óleos e graxas, valor esse muito acima do limite máximo permitido pela Resolução CONAMA 430/2011, sendo de até 50 mg/L para óleos vegetais e gorduras animais. Essa concentração é advinda da grande quantidade de gordura animal presente no efluente bruto gerado no processo produtivo, visto que o leite de vaca é composto por cerca de 3,8% de gordura (BLOWEY, 1992).

O alto teor de sólidos no efluente da indústria de laticínios também é responsável por problemas ambientais no caso de sua não remoção total ou parcial antes do lançamento, esses são oriundos de material orgânico e mineral, assim como contaminantes presentes no meio. Elevadas concentrações de sólidos em corpos d'água receptores acarretam no aumento de diversos parâmetros da qualidade da água, como por exemplo a cor, turbidez, demanda

química de oxigênio, demanda bioquímica de oxigênio podendo ainda favorecer o assoreamento dos leitos. O efluente em questão possui grande concentração de sólidos totais, sendo a maior parte deles de forma fixa, o que indica grande porcentagem mineral e pouca concentração volátil, ou seja, de origem orgânica. Já em relação aos sólidos suspensos totais, sua maioria é encontrada na forma orgânica (sólidos voláteis), aproximadamente quatro vezes maior que a porcentagem mineral (sólidos fixos). A concentração de sólidos sedimentáveis foi inexpressiva, visto que a maior parte do material presente é gordura e permanece em suspensão.

5.2. ENSAIOS PRELIMINARES

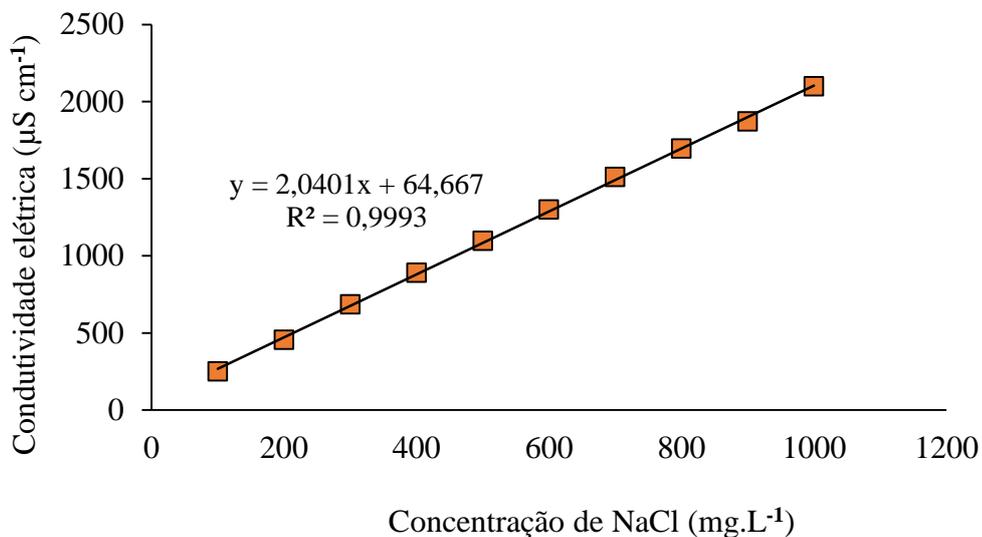
5.2.1. Determinação da Taxa de Aeração na Membrana (TAM)

Para que fosse possível determinar a melhor taxa de aeração da membrana foram realizadas as análises de tempo de mistura do reator e do coeficiente de transferência de oxigênio (KLa), as quais estão apresentadas nos tópicos 5.2.1.1 e 5.2.1.2.

5.2.1.1. Tempo de mistura do reator

Para que fosse possível obter o melhor tempo de mistura do reator, foi realizada uma curva de calibração contendo a correlação entre a condutividade elétrica e a concentração de NaCl no meio, a qual está disposta na Figura 8.

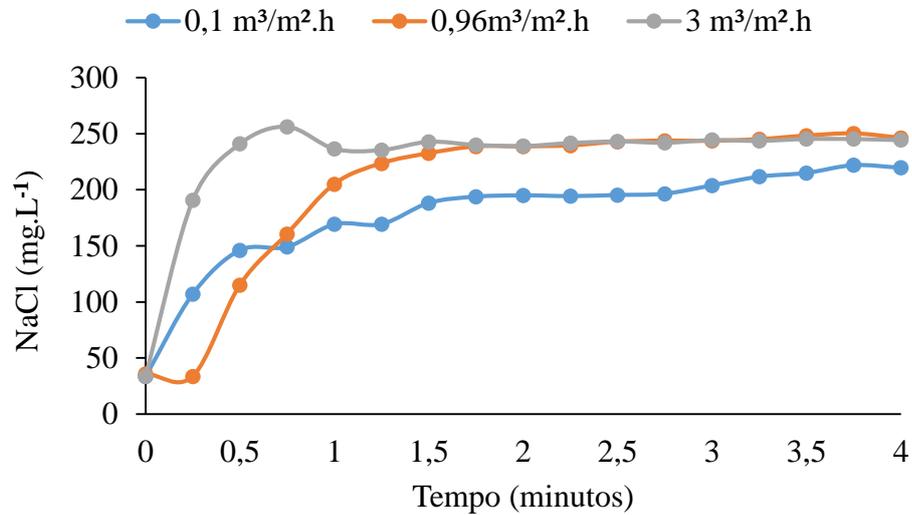
Figura 8: Curva de calibração para obtenção do tempo de mistura do BRM.



Fonte: O Autor, 2021.

A partir da geração da correlação entre a condutividade elétrica e a concentração de NaCl resultando em um valor de R^2 próximo a 1 (0,9993), pôde-se verificar a melhor homogeneização do NaCl em função do tempo medindo a condutividade do meio. Portanto, foi possível realizar os ensaios para obtenção do melhor tempo de mistura do biorreator, e o comportamento da concentração de NaCl em relação as taxas de vazões de ar testadas ao longo do tempo está disposto na Figura 9.

Figura 9: Comportamento da concentração de NaCl ao longo do tempo em função das taxas de vazões de ar testadas.



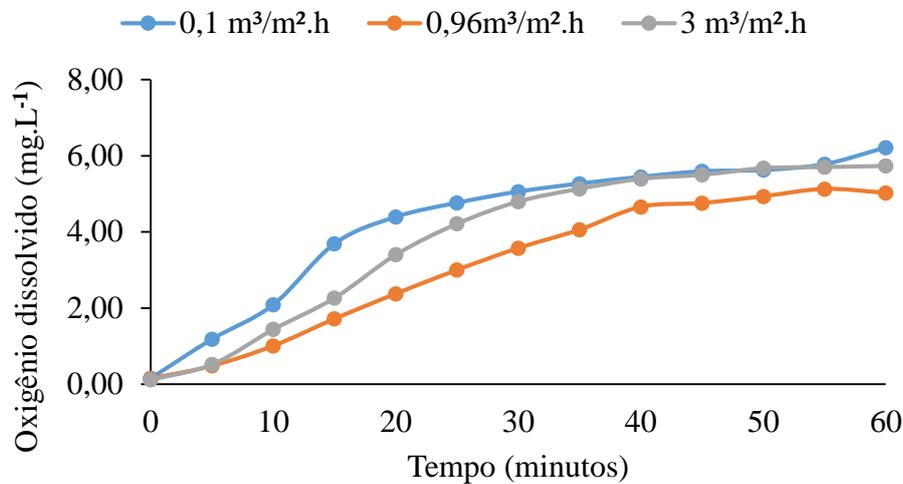
Fonte: O Autor, 2021.

Nota-se que na taxa de vazão de ar de $3 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ (vazão de ar = $1,98 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$) apresentou um menor tempo de mistura, ou seja, a concentração máxima foi obtida e se estabilizou antes das demais taxas de vazões de ar, utilizando de um tempo de 30 segundos (0,5 minutos) para tal, sendo seguida da taxa de vazão de ar de $0,96 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ onde encontra-se pouca diferença entre as mesmas, e posteriormente $0,1 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$, a qual é a menor entre elas. Os dados obtidos corroboram os estudos de Battistelli et al. (2016) e Wang et al. (2013), os quais apontam que a partir da utilização de uma maior taxa de aeração (até certo ponto), obtêm-se um menor tempo de mistura do reator, portanto, a melhor condição.

5.2.1.2. Coeficiente de transferência de oxigênio (KLa)

Para a obtenção da melhor taxa de aeração em relação ao coeficiente de transferência de oxigênio no meio, foram monitoradas as concentrações de oxigênio dissolvido do reator nas diferentes condições e o comportamento deste em função do tempo de aeração está disposto na Figura 10.

Figura 10: Concentração de oxigênio dissolvido ao longo do tempo em função das taxas de vazões de ar testadas.



Fonte: O Autor, 2021.

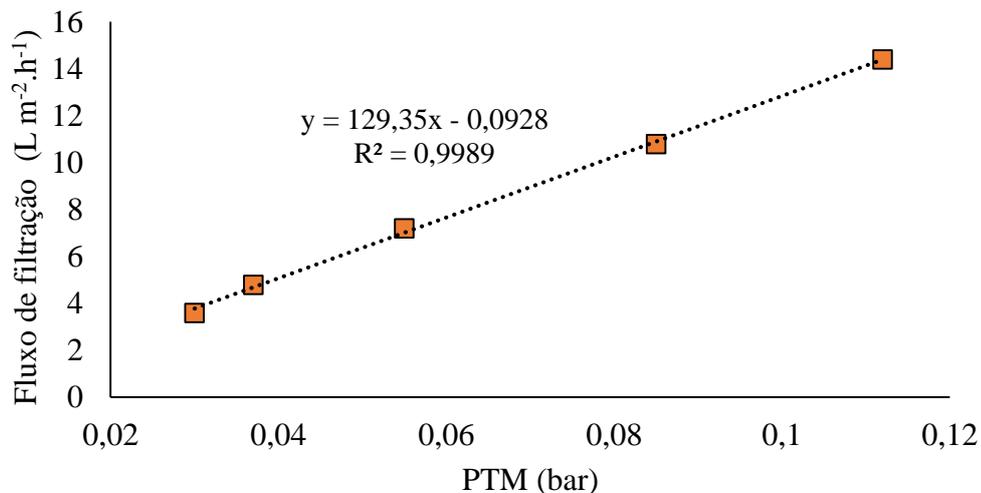
Verifica-se grande similaridade nas três condições adotadas, porém, quando utilizado a taxa de vazão de ar de 0,1 e de 3 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$, a saturação do meio obtida nessas taxas possuíram tempos iguais, isso então é comprovado estatisticamente pela análise de variâncias ($p > 0,05$) e posteriormente por meio do teste de Tukey HSD, portanto, conclui-se que os valores médios de $K_L a$ de $2,72 \pm 0,12 \text{ h}^{-1}$ e $2,24 \pm 0,10 \text{ h}^{-1}$ das respectivas condições não se diferem entre si, apenas de quando utilizado a taxa de vazão de ar de $0,96 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$, onde o valor médio de $K_L a$ obtido foi de $1,9 \pm 0,43 \text{ h}^{-1}$.

Após a obtenção das melhores taxas de vazões de ar para o coeficiente de transferência de oxigênio do reator, sendo elas 0,1 e 3 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$, mesmo que iguais estatisticamente, considerou-se o ótimo operacional quando utilizado 3 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$. Segundo Battistelli et al. (2016), a taxa de vazão adotada se encontra dentro da faixa mais comumente utilizada para biorreatores a membrana, e é superior a outra em questão, sendo assim, há uma maior circulação de microbolhas no reator, o que favorece o arraste de partículas aderidas na membrana de filtração, assim como uma maior turbulência e homogeneização do sistema, reduzindo o processo de colmatação. Deste modo, a partir dos ensaios de mistura do reator e de $K_L a$, foi possível concluir que a melhor taxa de aeração (TAM) foi quando utilizado 3 $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ com uma vazão de ar de $1,98 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ sendo esta dividida em $0,48 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ na base do reator e $1,5 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ no módulo da membrana para o BRM da presente pesquisa.

5.2.2. Determinação da permeabilidade hidráulica

O comportamento da pressão transmembrana a partir dos fluxos de filtração aplicados nos ensaios para obtenção da permeabilidade hidráulica do módulo de membrana antes do início da operação do sistema está disposto na Figura 11.

Figura 11: Determinação da permeabilidade hidráulica do módulo de membrana.



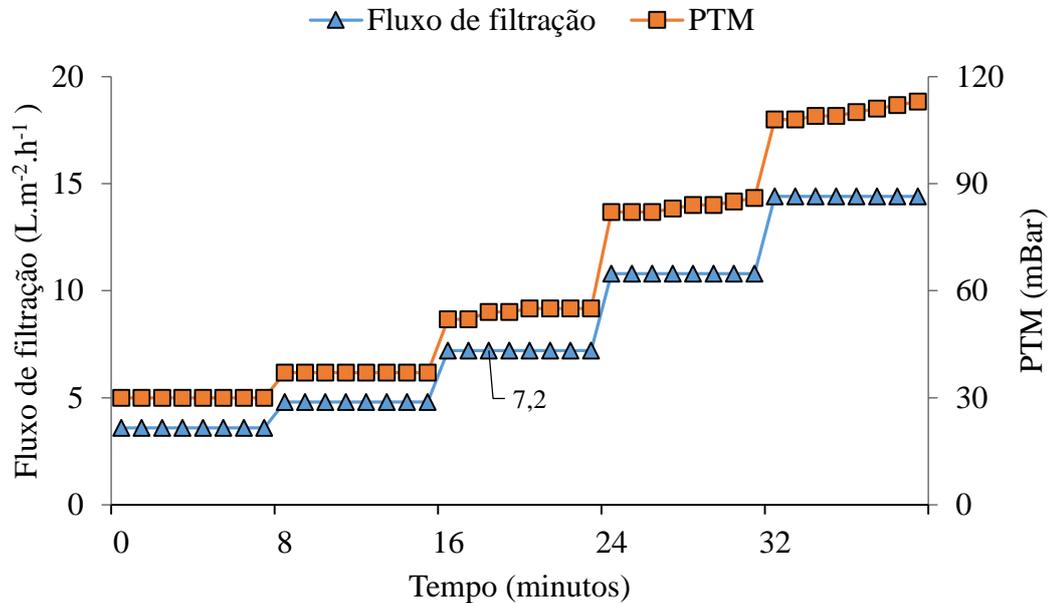
Fonte: O Autor, 2021.

Verifica-se que com o aumento do fluxo de filtração, aumentou consigo a pressão transmembrana, portanto, ao plotar o gráfico e obter a equação da reta desta relação, obteve-se a permeabilidade da membrana a partir do coeficiente angular da mesma, sendo ela 129,35 L.m⁻².h⁻¹.bar⁻¹. O valor obtido de permeabilidade hidráulica é relativamente baixo, isso é explicado devido ao fato que o módulo de membranas da presente pesquisa já foi utilizado em alguns estudos de tratamento por biorreatores a membrana onde este valor era superior, portanto, pode ter gerado uma colmatação irreversível em parte do módulo, visto que antes do ensaio, foi realizado a limpeza física, química e ácida da membrana.

5.2.3. Determinação do fluxo crítico

A partir da realização dos ensaios para obtenção do fluxo crítico da membrana, obteve-se os valores de PTM para tais fluxos estudados e estes estão dispostos na Figura 12:

Figura 12: Determinação do fluxo crítico do módulo de membrana.



Fonte: O Autor, 2021.

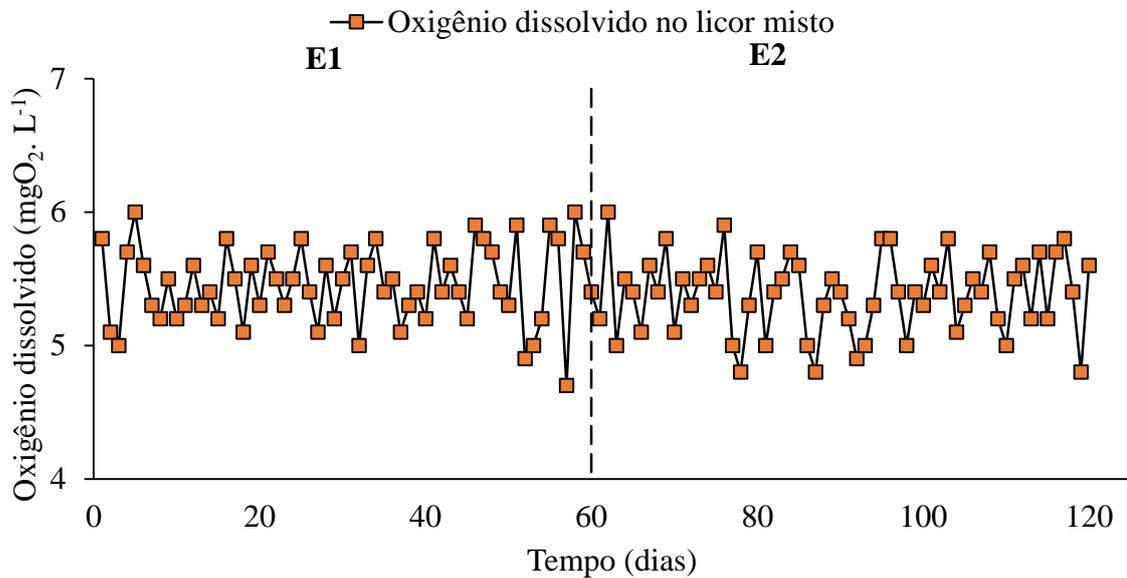
Nota-se constância nos valores de pressão transmembrana durante o processo de filtração até que fosse adotado o fluxo de filtração de $7,2 L.m^{-2}.h^{-1}$, onde a partir deste houve uma variação na PTM ao decorrer dos 8 minutos de filtração assim como nos demais fluxos seguintes. Ao iniciar a variação da PTM durante o período de determinado fluxo, considera esse como fluxo crítico, pois a partir desse a PTM não mais estabiliza ao decorrer do tempo (JUDD; JUDD, 2011). Portanto, considera-se $7,2 L.m^{-2}.h^{-1}$ como fluxo crítico para o módulo de membrana em questão, valor este utilizado como base para que fosse adotado o fluxo de saída do permeado de $5,7 L.m^{-2}.h^{-1}$ no BRM em ambas as estratégias de operação.

5.3. MONITORAMENTO DO BIORREATOR

5.3.1. Oxigênio dissolvido

Os valores obtidos diariamente após a aferição do oxigênio dissolvido no tanque aeróbio do reator estão dispostos na Figura 13, expressando seu comportamento durante as diferentes estratégias estudadas.

Figura 13: Comportamento do oxigênio dissolvido no licor misto do biorreator a membrana.



Fonte: O Autor, 2021.

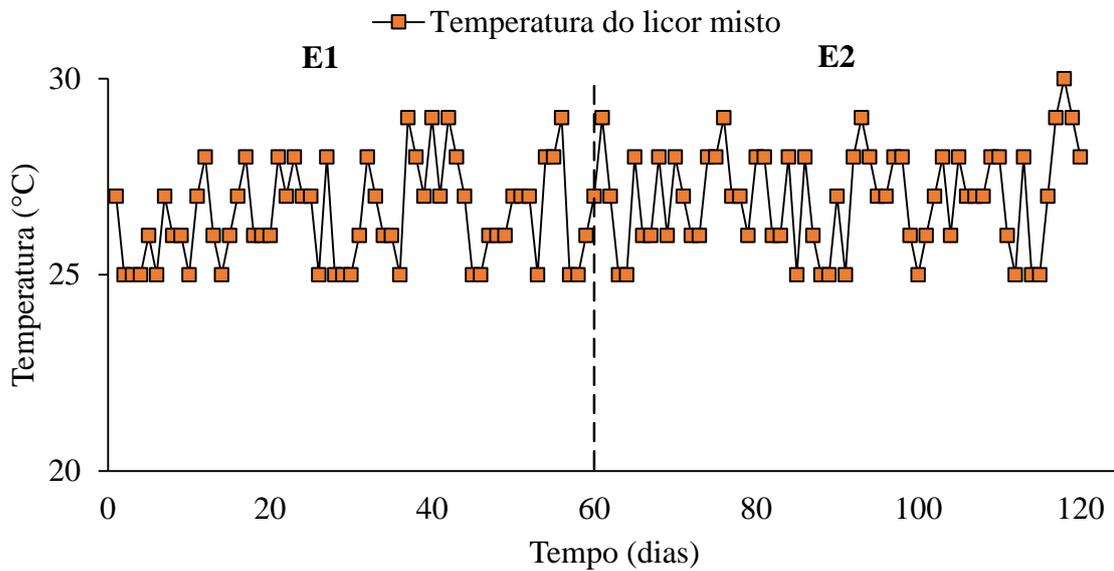
O oxigênio dissolvido no licor misto do biorreator a membrana em sua primeira estratégia de operação alcançou uma média de $5,5 \pm 0,462 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$, a qual se igualou a concentração média da segunda estratégia, onde foi igual a $5,4 \pm 0,342 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$. Os valores aferidos não foram inferiores a $4 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ e superiores a $6 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$, estiveram dentro desta faixa a qual é considerada normalmente de uso em biorreatores a membrana (WAGNER, ROSENWINKEL, 2000; CICEK et al., 2001; XING et al., 2001). Nota-se variações nas concentrações de OD aferidas diariamente, o que é resultado de um maior consumo deste a partir da degradação biológica quando realizado o abastecimento do sistema com efluente mais carregado em termos de material orgânico biodegradável, visto que algumas das características do efluente bruto sofriam oscilações.

O oxigênio dissolvido é de extrema importância para o tratamento de efluentes em sistemas biológicos aeróbicos, pois, é consumido pelos microrganismos em seus processos metabólicos para oxidação da matéria orgânica poluente (ALBORNOZ, 2017).

5.3.2. Temperatura

A temperatura do reator foi medida diariamente e está apresentada na Figura 14.

Figura 14: Comportamento da temperatura do licor misto no biorreator a membrana.



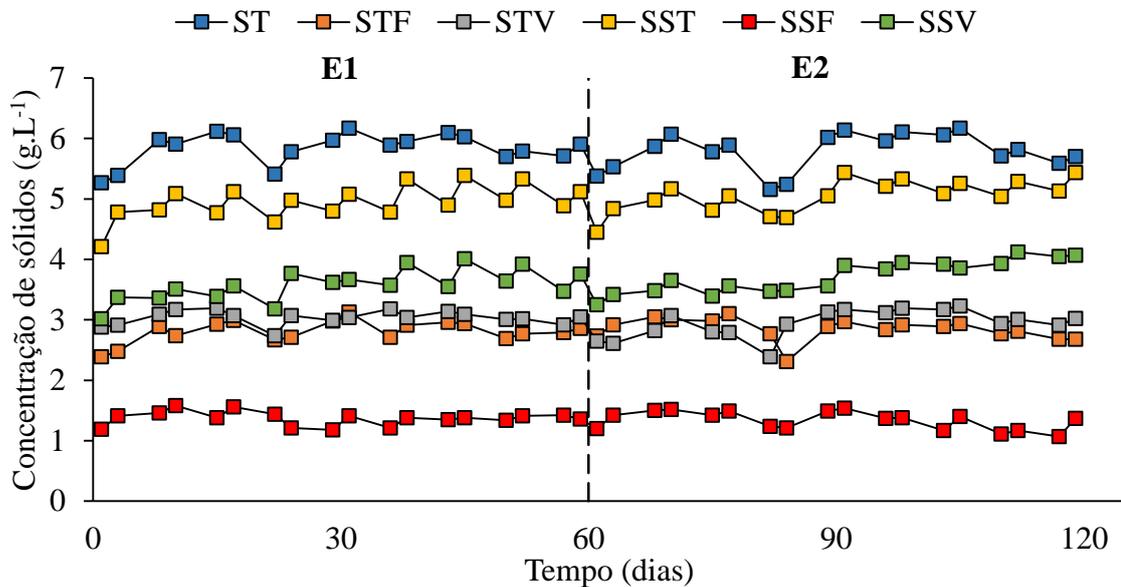
Fonte: O Autor, 2021.

Ao decorrer da primeira estratégia, a temperatura média do licor misto foi de $26 \pm 1,68$ °C se igualando estatisticamente a segunda estratégia, onde obteve-se uma média de $27 \pm 1,80$ °C, não ocorrendo variação entre as temperaturas mensuradas, isso aconteceu devido ao fato de haver climatização no local onde se encontrava o reator. Todas as variações da temperatura do licor misto no biorreator a membrana estiveram dentro da margem ideal para o tratamento biológico, sendo esta entre 25°C e 35°C (JORDÃO e PESSOA, 2011). No sistema de tratamento por biorreatores a membrana, a temperatura é um fator essencial a ser monitorado e controlado, visto que a mesma pode influenciar na taxa do metabolismo microbiano (PARK, et al, 2015).

5.3.3. Sólidos

As análises de sólidos do licor misto do reator biológico foram realizadas duas vezes por semana durante o processo de operação das estratégias 1 e 2 e as concentrações obtidas estão dispostas na Figura 15.

Figura 15: Comportamento dos sólidos do licor misto no biorreator a membrana.



Fonte: O Autor, 2021.

Verifica-se que os teores de sólidos em ambas as estratégias sofreram pouca variação no decorrer do tempo, indicando estabilização do reator nas duas concepções utilizadas. Houve oscilações pouco significativas quando ocorreu o abastecimento do sistema, evento ocorrido semanalmente onde o efluente bruto ao entrar no sistema possuía maior carga orgânica o que influenciava no aumento dos sólidos do reator.

A concentração média de sólidos totais do reator durante a primeira estratégia foi de $5,91 \pm 0,26 \text{ g.L}^{-1}$ a qual se dividiu em uma parcela de $2,82 \pm 0,18 \text{ g.L}^{-1}$ de sólidos totais fixos e outra de $3,04 \pm 0,11 \text{ g.L}^{-1}$ de sólidos totais voláteis. Não foi verificada alteração significativa ($p > 0,05$) quando adicionado o leito móvel misto (E2), onde as concentrações de sólidos totais, fixos e voláteis foram de $5,84 \pm 0,30$, $2,89 \pm 0,18$ e $2,97 \pm 0,23 \text{ g.L}^{-1}$ respectivamente.

Dentro de toda série de sólidos, o mais importante entre eles em um sistema de tratamento por biorreatores a membrana são os sólidos suspensos, onde a operação com elevadas concentrações do mesmo devido a retenção destes pela membrana no reator, é uma das principais vantagens o que não é possível em sistemas de lodos ativados convencionais, por exemplo. Na presente pesquisa, os sólidos suspensos totais, assim como os suspensos fixos e voláteis não sofreram grandes oscilações no decorrer do tempo em nenhuma das

estratégias utilizadas, sendo que durante a primeira, a concentração média de SST foi de $4,94 \pm 0,28 \text{ g.L}^{-1}$, enquanto os SSF $1,38 \pm 0,11 \text{ g.L}^{-1}$ e os SSV $3,56 \pm 0,25 \text{ g.L}^{-1}$ e na segunda as concentrações de SST, SSF e SSV foram de $5,07 \pm 0,27$, $1,37 \pm 0,15$ e $3,74 \pm 0,26 \text{ g.L}^{-1}$ respectivamente, destacando-se as concentrações altas de sólidos suspensos voláteis em ambas as estratégias os quais estão diretamente relacionados a quantidade microrganismos (JORDÃO; PESSÔA, 2011). Segundo Von Sperling (2005), no sistema de lodos ativados de aeração prolongada, dentro do tanque de aeração, a concentração de SSV podem chegar de 4.500 a 5.000 mg.L^{-1} , portanto, quanto maior a concentração de SSV no reator aeróbio, maior também é a disponibilidade de biomassa para assimilação biológica, logo, requer de menor área para o sistema, porém, essa concentração elevada pode afetar negativamente nos processos de colmatação da membrana. A concentração de sólidos suspensos em biorreatores a membrana pode variar de acordo com o efluente e das condições operacionais do reator, onde em sua pesquisa, Ujang, Salim e Khor (2002) operaram o sistema com essa concentração entre 2,5 e 3,8 g.L^{-1} , já Rosenberger e Kraume (2002) ao utilizar entre 2 e 24 g.L^{-1} , e mesmo que em grandes concentrações, não observaram efeitos na colmatação, portanto, a concentração destes varia de acordo com as características do sistema.

Ao analisar a relação SSV/SST do reator, o que indica o grau de mineralização do licor misto, na E1 de operação foi observada uma média de $0,72 \pm 0,02$ enquanto na E2 essa média foi de $0,73 \pm 0,02$, entretanto, em ambas as concepções os valores obtidos ficaram próximos a 0,85 o que é recomendado por Metcalf e Eddy (2003), assim como o valor de 0,9 obtido por Belli (2011) ao utilizar biorreator a membrana em bateladas sequenciais no tratamento de efluente sanitário, e semelhante também a Kellner (2014) onde em seu estudo de tratamento de efluente sanitário por biorreator a membrana de leito móvel em bateladas sequenciais esse valor foi igual a 0,78.

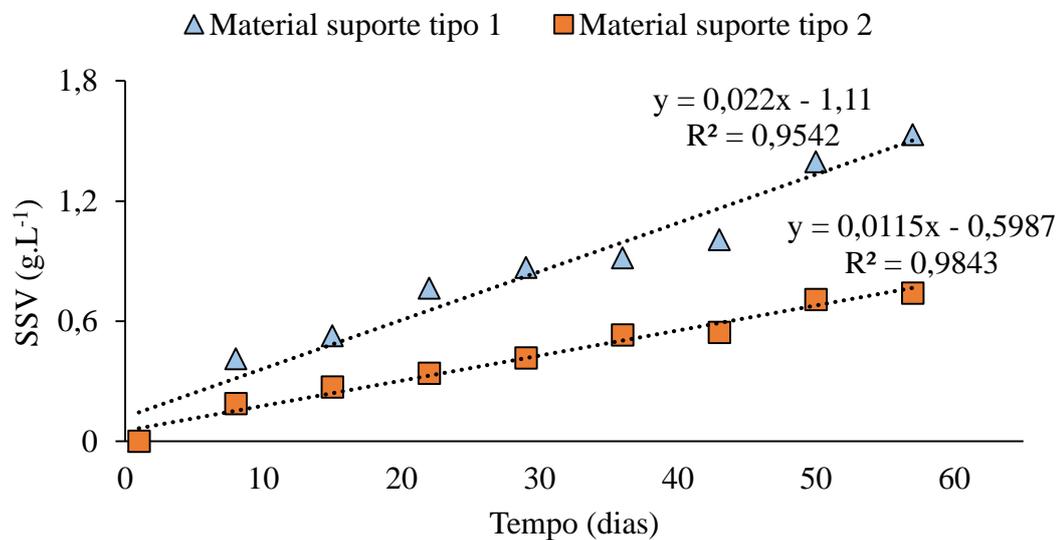
A utilização da concentração de sólidos suspensos totais acima de 10 g.L^{-1} , segundo Wu e Huang (2009) são responsáveis por influenciar de forma negativa no processo de filtração da membrana, pois aumenta a viscosidade do licor misto. Porém, autores como Cornel e Krause (2006) ao fazerem um levantamento das experiências em aplicações desse tipo de sistema na Europa, reportaram a partir deste, que a utilização de concentrações mais elevadas, entre 12 e 15 g.L^{-1} , em biorreatores de membrana submersa, melhora significativamente o lodo, assim como, a eficiência da estação de tratamento. Já Germain et al. (2007) concluem que ao utilizar concentrações abaixo de 10 g.L^{-1} favorece a eficiência de transferência de oxigênio. Portanto, os efeitos relacionados as concentrações de sólidos

suspensos totais é variável dependendo do efluente utilizado assim como das condições operacionais do reator. O elevado teor de sólidos suspensos é oriundo da alta carga do efluente tratado, assim como devido ao sistema de separação por membranas, onde acontece a completa retenção dos sólidos no reator.

5.3.3.1. Avaliação no crescimento microbiano no leito móvel misto da estratégia 2

Avaliou-se o crescimento microbiológico em termos de sólidos suspensos voláteis (SSV) nos dois tipos de material suporte utilizados na segunda estratégia de operação do sistema, visto que segundo Jordão e Pessôa (2011), esse tipo de sólido está diretamente relacionado as concentrações de microrganismos. O comportamento deste crescimento está disposto na Figura 16.

Figura 16: Comparação no crescimento microbiano em termos de SSV nos dois tipos de material suporte.



Fonte: O Autor, 2021.

Nota-se grande diferença em relação a curva de crescimento microbiológico nos dois tipos de material suporte utilizados, diferença significativa a qual é comprovada por meio das análises estatísticas ($p < 0,05$). Tratando-se do tipo 1, este obteve uma velocidade de

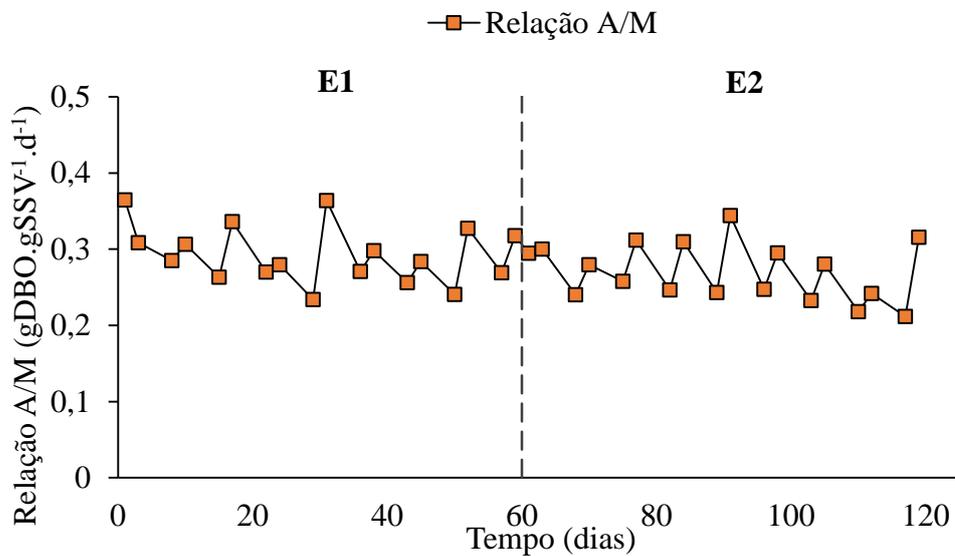
crescimento microbiano igual a $0,0255 \text{ gSSV.L}^{-1}.\text{dia}^{-1}$ e uma concentração média de SSV durante o período da segunda estratégia de $0,868 \pm 0,475 \text{ g.L}^{-1}$, enquanto no material suporte do tipo 2 essa velocidade foi igual a $0,0123 \text{ gSSV.L}^{-1}.\text{dia}^{-1}$, portanto, metade da primeira, assim como em relação a concentração média de SSV a qual foi de $0,416 \pm 0,242 \text{ g.L}^{-1}$, ou seja, quando utilizado o material suporte com maior diâmetro e maior área superficial, o crescimento do biofilme foi favorecido. O desvio padrão elevado nas concentrações se dá devido ao fato das análises serem realizadas semanalmente e ocorrer o crescimento da biomassa.

No crescimento aderido acontece a proliferação de diferentes tipos de microrganismos devido as diferentes zonas presentes, sendo elas aeróbicas, anóxicas e anaeróbicas, como por exemplo bactérias nitrificantes e desnitrificantes o que favorece o aumento dessas concentrações de SSV. Outro fator importante para o aumento desses microrganismos são os elevados teores de substâncias poluentes, matéria orgânica e nitrogênio amoniacal os quais servem de substrato metabólico para essas bactérias e beneficia o crescimento do biofilme (FUJII et al. 2013). Porém, alguns fatores podem afetar de maneira maléfica o crescimento no biofilme como por exemplo a velocidade superficial do ar, onde Tavares et al. (1995) ao avaliar um sistema de leito fluidizado trifásico no tratamento de esgoto sintético utilizando um material suporte polimérico esférico com 2,7 mm de diâmetro e densidade de 1180 kg.m^{-3} , verificou que a partir do aumento da velocidade superficial do ar, decresceu a produção do biofilme, assim como a presença de gorduras as quais podem inibir o crescimento destes microrganismos.

5.3.4. Relação alimento/microrganismo (A/M)

O elevado teor de sólidos suspensos aliada a idade de lodo alta, resulta numa baixa relação alimento por microrganismo (A/M), a qual é a quantidade de alimento ou substrato disponível para os microrganismos. Cabe destacar que, quanto menor a esta relação, maior a eficiência de biodegradação pelas bactérias e menor a produção de lodo no sistema. O comportamento desta relação durante o período de operação de ambas estratégias está disposto na Figura 17.

Figura 17: Comportamento da relação Alimento/Microrganismo no biorreator a membrana.



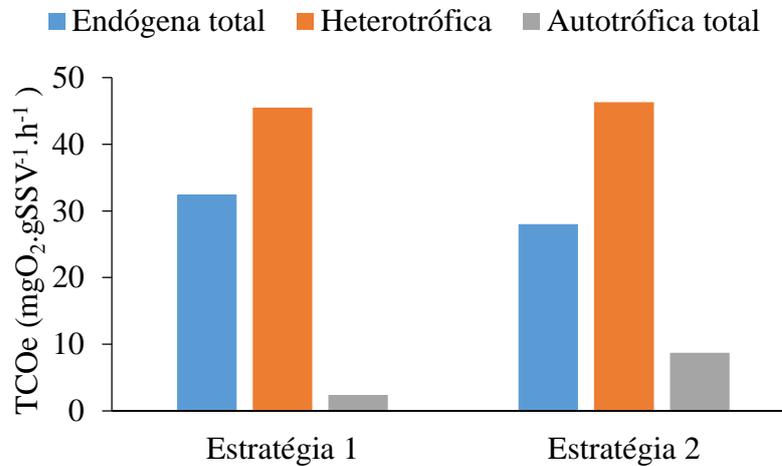
Fonte: O Autor, 2021.

A relação alimento/microrganismo manteve-se relativamente constante em ambas as condições utilizadas ocorrendo pouca oscilação, na E1, o valor médio obtido foi de $0,28 \pm 0,03$ gDBO.gSSV⁻¹.d⁻¹ enquanto na E2 o valor médio obtido foi $0,26 \pm 0,03$ gDBO.gSSV⁻¹.d⁻¹. Segundo Jodão & Pessoa (1995), em sistemas de lodos ativados convencionais, este de degradação similar aos biorreatores a membrana, valores entre 0,30 e 0,40 gDBO.gSSV⁻¹.d⁻¹ são típicos para a relação A/M, portanto, os valores obtidos se encontram próximos dos citados. Já Judd e Judd (2011) reportam que a redução dessa relação pode alterar as características da biomassa através do aumento dos sólidos e influenciar negativamente na colmatação das membranas em BRM, para estes autores a relação A/M deve ser mantida abaixo de 0,2 gDBO.gSSV⁻¹.d⁻¹.

5.3.5. Respirometria do licor misto

Com fins de monitorar a atividade biológica do licor misto e o consumo de oxigênio (TCO) destes, foi realizada a análise respirométrica na metade do período de cada estratégia, e o comportamento da velocidade específica de respiração celular por unidade de biomassa (TCO_{esp.}) nas três distintas condições (endógena, heterotrófica e autotrófica) está esboçado na Figura 18.

Figura 18: Taxas de consumo de oxigênio específicas médias no BRM nas estratégias estudadas.



Fonte: O Autor, 2021.

Observa-se os valores médios de TCOesp. endógena total do biorreator a membrana $32,46 \pm 2,2 \text{ mgO}_2.\text{gSSV}^{-1}.\text{h}^{-1}$ para E1 e de $28,02 \pm 3,8 \text{ mgO}_2.\text{gSSV}^{-1}.\text{h}^{-1}$, para E2, valores estes considerados iguais estatisticamente ($p > 0,05$). Portanto, não foram observadas alterações significativas relacionadas ao aumento da demanda de oxigênio necessário para a manutenção das funções celulares dos microrganismos presentes quando adicionado o material suporte, ou seja, a TCOesp. endógena, apesar de uma maior concentração de biomassa por área devido a presença do crescimento aderido, manteve-se igual em ambas as concepções utilizadas. Com relação a TCOesp. heterotròfica, a qual está diretamente relacionada ao consumo de oxigênio a partir de um substrato carbonáceo, ou seja, relacionado a degradação de material orgânico, a mesma também não sofreu alteração a partir da adição do crescimento aderido ($p > 0,05$), onde os valores médios de TCOesp $45,51 \pm 4,8$ (E1) e $46,31 \pm 3,9$ (E2) $\text{mgO}_2.\text{gSSV}^{-1}.\text{h}^{-1}$ são estatisticamente iguais.

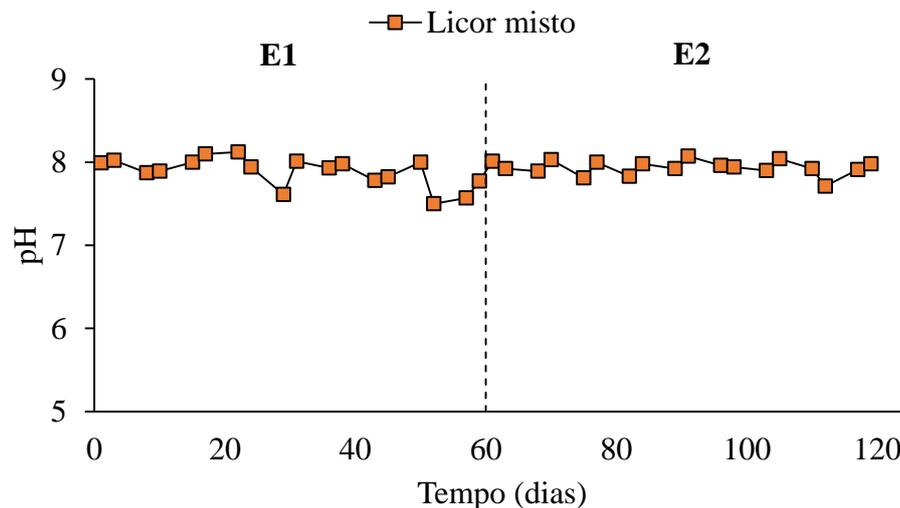
Ao avaliar a TCOesp. autotròfica total, a qual está relacionada ao consumo do oxigênio a partir da degradação de compostos nitrogenados, durante a E1 a média da TCOesp. autotròfica total foi de $2,42 \text{ mgO}_2.\text{gSSV}^{-1}.\text{h}^{-1}$ enquanto na E2 o valor médio obtido foi de $8,73 \text{ mgO}_2.\text{gSSV}^{-1}.\text{h}^{-1}$, onde a mesma sofreu um acréscimo significativo ($p < 0,05$) a partir da adição do material suporte na segunda estratégia em comparação a quando operado de modo convencional. Esse aumento se deu devido a criação de zonas anaeróbicas, anóxicas e facultativas no material suporte favorecendo o crescimento de bactérias nitrificantes no meio

as quais são responsáveis pelo consumo destes compostos nitrogenados e utilizam parte do oxigênio para tal. Em seu estudo, Kellner (2014) ao utilizar um biorreator a membrana de leito móvel com bateladas sequenciais no tratamento de efluente sanitários variando a porcentagem de recheio utilizada no reator, ao utilizar 30 % do volume útil do reator obteve os valores de TCO endógena, autotrófica e heterotrófica de 9,20, 8,71 e 7,88 $\text{mgO}_2.\text{gSSV}^{-1}.\text{h}^{-1}$ respectivamente, e quando utilizou 40% do volume o valor para TCO endógena foi de 2,97, para autotrófica 11,24 e para heterotrófica 21,73 $\text{mgO}_2.\text{gSSV}^{-1}.\text{h}^{-1}$. Portanto, evidencia a importância da adição do leito móvel no aumento da TCO autotrófica a partir da criação das bactérias nitrificantes e na remoção de nitrogênio do meio.

5.3.6. Potencial Hidrogeniônico (pH)

O pH do licor misto em ambas as estratégias de operação do sistema oscilou levemente, mantendo-se relativamente constante grande parte dos períodos avaliados. O comportamento durante as estratégias está disposto na Figura 19.

Figura 19: Comportamento do pH no licor misto do biorreator a membrana.



Fonte: O Autor, 2021.

Ao decorrer de ambas as estratégias, o valor médio aferido do pH no licor misto foi de 7,9 ($\pm 0,17$ E1 e $\pm 0,08$ E2), o que demonstra a estabilidade do reator nas duas concepções utilizadas sem a necessidade de correção do mesmo. Segundo Sperling (2014), a faixa de pH mais apropriada para processos biológicos aeróbicos se encontra entre 6,0 a 8,0, ou seja, próximo a neutralidade, assim como o que é dito por Metcalf e Eddy (2003), onde a faixa de pH ideal para sistema biológico aerado encontra-se entre 6,5 e 9,0 o que se faz presente nesta pesquisa. Valores de pH extremos podem acarretar na desnaturação proteica e a morte dos microrganismos presentes no licor misto.

5.4. EFEITO DA ADIÇÃO DO MATERIAL SUPORTE (LEITO MÓVEL MISTO) NA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA, FENÓIS, NUTRIENTES, ÓLEOS E GRAXAS, COR, TURBIDEZ E SÓLIDOS

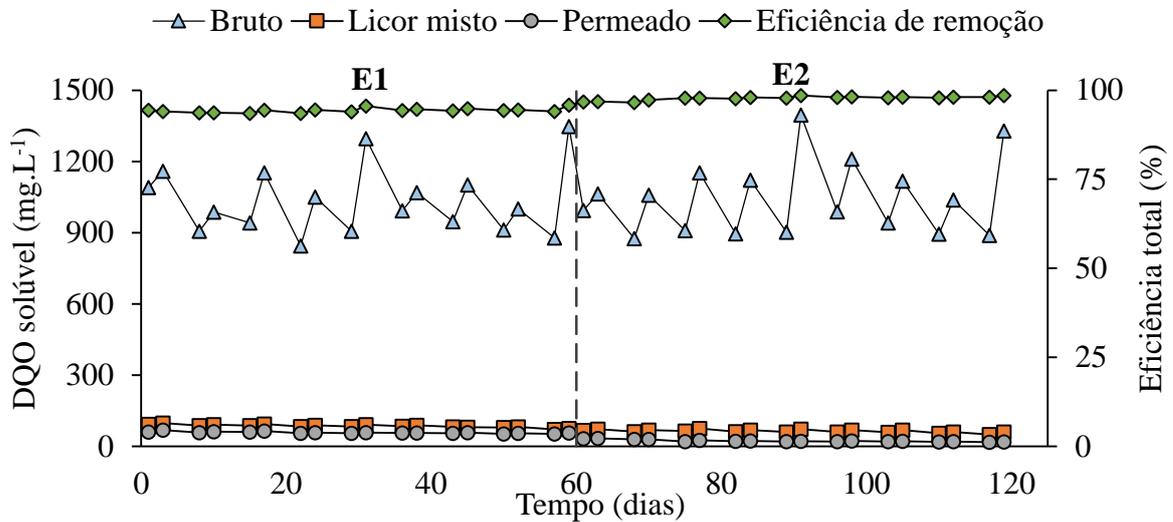
Após a operação das estratégias, sendo a primeira utilizando o biorreator a membrana de modo convencional e a segunda com a adição de 30% do volume do reator de material suporte para o crescimento aderido das bactérias, ambas realizadas sob as mesmas condições operacionais tendo como diferença apenas a inserção do material suporte, buscou-se comparar os resultados obtidos. Esta comparação teve como finalidade verificar se houve melhoria na eficiência do tratamento do efluente em questão, assim como a minimização do processo de colmatação da membrana. Verifica-se que o efluente bruto apresentou certa variação durante a operação do sistema, o que ocorreu devido a flutuação do processo operacional da empresa a qual foi coletado e o tempo de armazenamento do mesmo.

5.4.1. Avaliação na remoção de matéria orgânica

5.4.1.1. Remoção de demanda química de oxigênio na fração solúvel

Na Figura 20 estão apresentados os resultados obtidos durante a operação de ambas estratégias em relação a DQO solúvel nos três pontos de coleta do sistema assim como a eficiência de remoção.

Figura 20: Comportamento da DQO solúvel nas diferentes estratégias operacionais e sua eficiência total de remoção.



Fonte: O autor, 2021.

Devido a elevada concentração de material orgânico de fácil degradação, o efluente gerado a partir da indústria de laticínios mesmo possuindo grandes concentrações de DQO dispõem de uma alta biodegradabilidade. Segundo Von Sperling (2009), quando calculado o valor da razão obtida entre a DQO e a DBO₅ encontram-se abaixo de 2,5 (1,14 para E1 e 1,24 para E2), indica concentrações consideráveis de matéria orgânica biodegradável, o que se faz presente nesta pesquisa e é confirmado por Peirano (2010), segundo o autor, essa relação em efluentes de laticínios varia de 0,07 a 1,03 e tem um valor médio de 0,57. Durante ambas as estratégias ocorreram oscilações de carga, ou seja, o sistema recebia elevadas concentrações de DQO_s após um período de baixa, porém, a eficiência total de remoção do sistema não decaía significativamente, mostrando uma das grandes vantagens desse tipo de sistema, o qual é suportar e suprir essas oscilações.

Na primeira estratégia operada, nota-se que há uma grande remoção a partir da biomassa do reator atingindo uma eficiência média de $91,5 \pm 1,01$ % e uma concentração média de DQO solúvel de 85 ± 7 mg.L⁻¹. A partir da adição do leite móvel misto e o aumento da concentração de bactérias no sistema (crescimento disperso mais crescimento aderido), a eficiência da degradação aeróbia aumentou de forma significativa, chegando a uma média de $93,6 \pm 0,52$ % com a concentração média de 67 ± 7 mg.L⁻¹ ($p < 0,05$).

Em relação a eficiência total do sistema, durante a operação da E1 foi obtido em média $94,3 \pm 0,61$ % e uma concentração final do efluente tratado de 57 ± 4 mg.L⁻¹, tendo como a maior parte da DQO solúvel removida pelas bactérias aeróbias e uma fração de $33,4 \pm 3,15$ % retida pela membrana de microfiltração. Autores como Andrade et al. (2014), Erkan et al. (2018) e Fraga et al. (2017) obtiveram a eficiência na remoção de DQO de 98%, 98,2% e 94,1%, respectivamente, ao realizarem o tratamento do efluente da indústria de laticínios por biorreator a membrana de modo convencional, como se faz presente na E1.

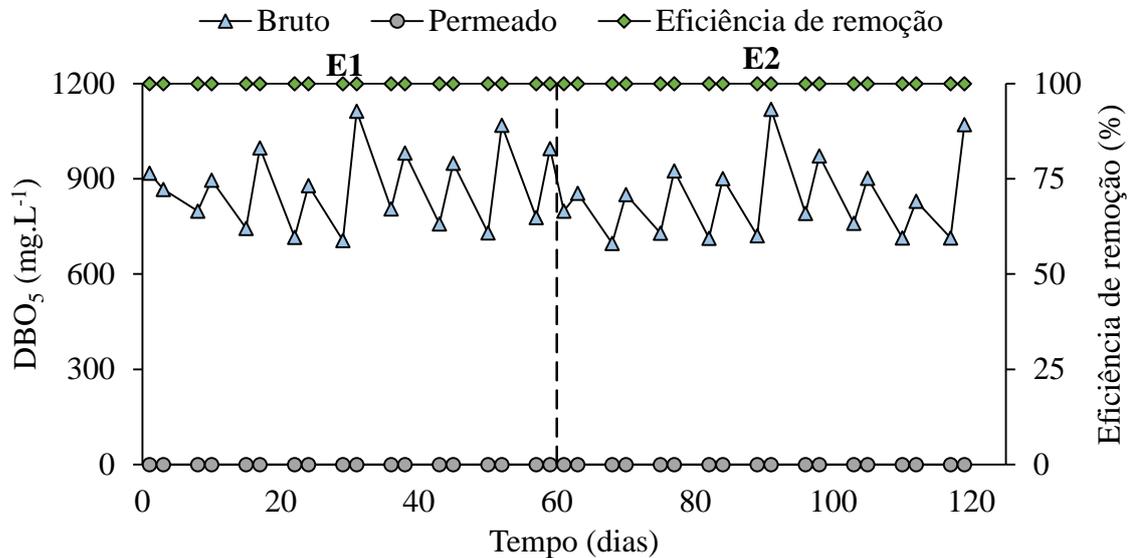
Já na segunda estratégia, a eficiência total do sistema alcançou um valor médio de $97,9 \pm 0,56$ % e a concentração de 21 ± 5 mg.L⁻¹, sendo superior ao obtido quando utilizado o reator de modo convencional ($p < 0,05$). Ao utilizar um biorreator a membrana de leito móvel em batelada sequencial, Souza et al. (2017), alcançaram uma eficiência de 96,9% de remoção de DQO em média tratando esgoto sanitário, portanto, a eficiência obtida na pesquisa encontra-se próximo a literatura, mesmo que utilizado o BRM de leito móvel misto, de forma contínua e tratando outro tipo de efluente.

Andrade et al. (2013) ao comparar a eficiência no tratamento de vinhoto, um resíduo líquido oriundo da destilação fracionada do caldo de cana-de-açúcar fermentado, para a obtenção do etanol, utilizando um biorreator com material suporte e o mesmo de forma convencional, obtiveram eficiências na remoção de DQO de 94% e 92%, respectivamente. Já em relação ao tratamento de esgoto sanitário sintético, Yang et al. (2009) obtiveram a partir de suas pesquisas, eficiências de 95,6% quando utilizado um biorreator de leito móvel e 96,2% quando operado o biorreator a membrana de maneira convencional na remoção da DQO.

5.4.1.2. Remoção de demanda bioquímica de oxigênio

Na Figura 21 mostra-se o comportamento da DBO₅ no decorrer da operação do sistema nos pontos analisados e a eficiência de cada estratégia utilizada.

Figura 21: Comportamento da DBO₅ nas diferentes estratégias operacionais e sua eficiência total de remoção.



Fonte: O autor, 2021.

Em relação a demanda bioquímica de oxigênio, em ambas as estratégias adotadas foi obtido a remoção total da mesma, portanto, ambas as concepções adotadas tiveram uma remoção igual a 100%, ou seja, concentração média de DBO₅ onde na primeira estratégia era igual a $873 \pm 125,74 \text{ mg.L}^{-1}$ e na segunda $814,15 \pm 125,79 \text{ mg.L}^{-1}$ foi reduzida de forma a não ser detectada no equipamento utilizado para análise no efluente tratado. A remoção obtida torna-se muito significativa, visto que segundo a literatura, em sistemas de lodos ativados no tratamento de efluentes da indústria de laticínios atingem-se eficiências de remoção de DBO entre 73 e 99%, sistema o qual opera de maneira semelhante aos biorreatores a membrana (BRAILE e CAVALCANTI, 1993). Em sua pesquisa, Andrade (2011) ao utilizar um biorreator a membrana de nanofiltração no tratamento do efluente da indústria de laticínios obteve uma remoção de 99,5% de DBO, portanto, destaca-se a presente pesquisa a qual foi utilizado a membrana de microfiltração e obtido a eficiência de 100%.

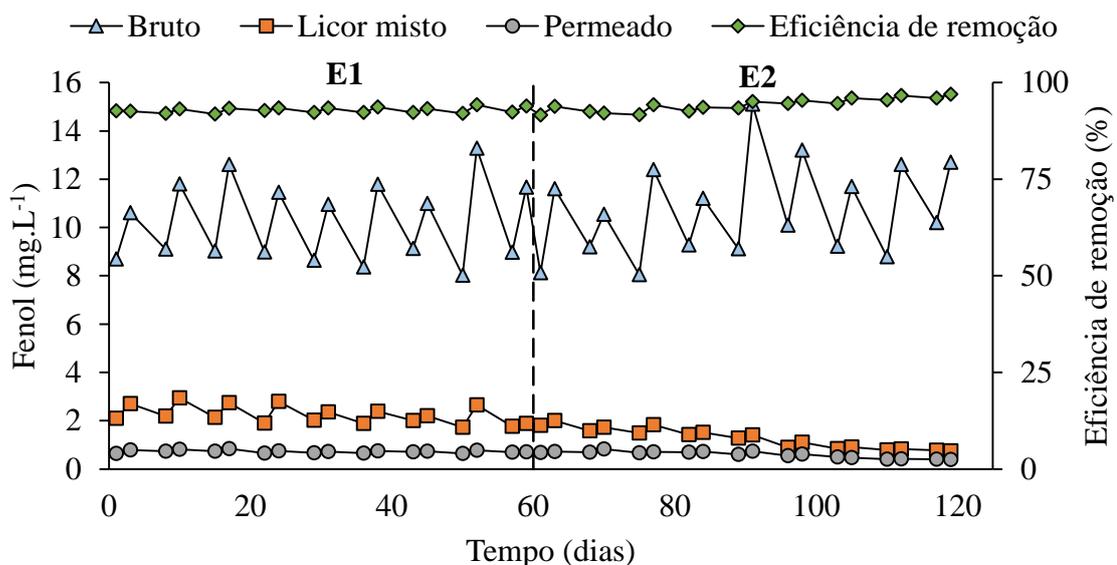
Segundo Von Sperling (2009), a eficiência obtida a partir da degradação biológica aeróbica de demanda bioquímica de oxigênio pode chegar em torno dos 90%, portanto, quando assimilado esse tipo de processo juntamente com a microfiltração, atinge-se eficiências ainda mais superiores como a obtida. O percentual não degradado pelo sistema biológico do reator acaba ficando retido no mesmo pela membrana, logo, posteriormente

ocorre a degradação desta parcela. Por sua vez, neste caso não há como avaliar a significância da adição do leito móvel misto na influência de remoção de DBO do efluente em estudo, visto que em ambos os casos houve a remoção por inteira da mesma.

5.4.2. Avaliação na remoção de fenol

Na Figura 22 é apresentado o comportamento dos fenóis no decorrer das estratégias utilizadas, assim como a eficiência total de remoção destas.

Figura 22: Comportamento do fenol nas diferentes estratégias operacionais e sua eficiência total de remoção.



Fonte: O Autor, 2021.

Durante a execução da primeira estratégia de operação do sistema, posteriormente a degradação aeróbica e a filtração, o permeado, ou seja, o efluente tratado passou a ter uma concentração média de $0,75 \pm 0,05 \text{ mg.L}^{-1}$ e a eficiência total do sistema $92,7 \pm 0,71 \%$ de remoção. Viero et al. (2007) ao utilizar um biorreator a membrana convencional de módulo submerso no tratamento do efluente de uma refinaria, obteve remoção de fenol de 100%, embora a concentração inicial tivesse sido baixa ($1,8 \text{ mg.L}^{-1}$). No decorrer da segunda estratégia, a partir da adição do leito móvel misto, após o processo de filtração, a eficiência

total chegou a $94,4 \pm 1,68$ % e uma concentração média de $0,64 \pm 0,13$ mg.L⁻¹. A melhora na remoção de fenol a partir da adição do leito móvel misto é comprovada estatisticamente, onde a eficiência da degradação aeróbia assim como, as eficiências totais das estratégias de operação utilizadas se diferem estatisticamente ($p < 0,05$).

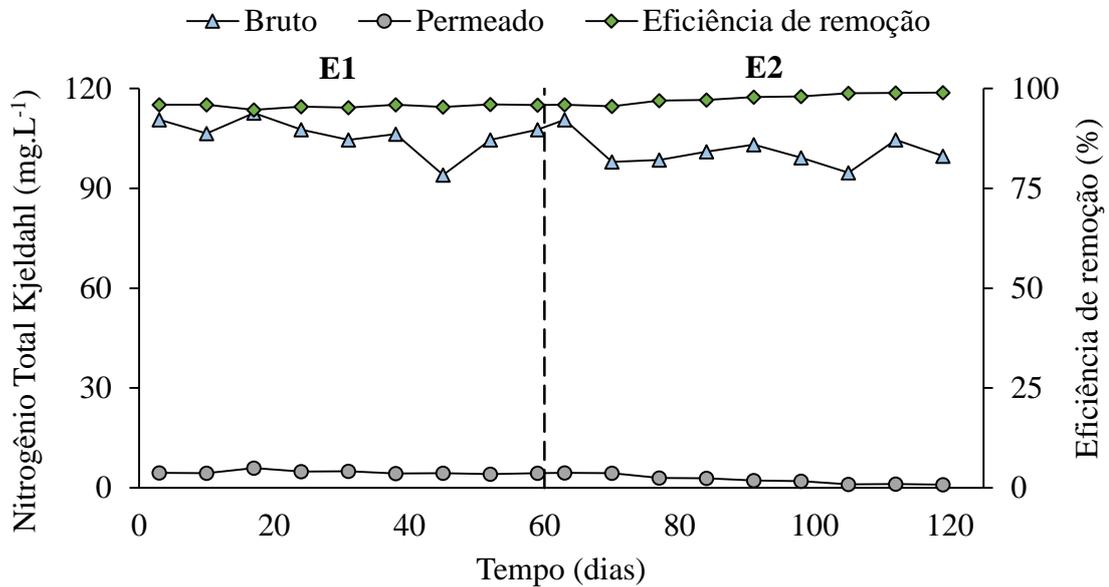
Nota-se uma boa remoção a partir da digestão aeróbia na E1, onde a concentração média de fenol de entrada era de $9,9 \pm 1,62$ mg.L⁻¹ e após os processos de degradação e assimilação biológica, essa concentração passou a ser de $2,16 \pm 0,4$ mg.L⁻¹, tendo uma eficiência média de $78,13 \pm 2,32$ %. Porém, a eficiência da degradação pelas bactérias aumentou com a adição do leito móvel misto (E2), chegando a uma média de $88,55 \pm 4,81$ % com uma concentração a qual foi de $10,37 \pm 1,95$ para $1,34 \pm 0,42$ mg.L⁻¹. Importante destacar ainda que, apesar dos valores médios não estarem enquadrados nos padrões exigidos pela legislação, ao decorrer desta estratégia, a partir do 43º dia, valores dentro dos exigidos pela Resolução CONAMA 430/2011 foram encontrados, não ultrapassando o limite máximo de $0,5$ mg.L⁻¹ até o final da mesma e chegando a uma concentração de $0,39$ mg.L⁻¹. O aumento na remoção deste composto está possivelmente relacionado a uma melhor aclimatação das bactérias de crescimento aderido com o mesmo, sendo mais facilmente assimilado por elas, assim como devido a maior concentração de biomassa a partir da adição do material suporte, fato esse de grande importância visto que este tipo de composto é dificilmente degradado por processos biológicos de tratamento.

5.4.3. Avaliação na remoção de nutrientes.

5.4.3.1. Nitrogênio total Kjeldahl e nitrogênio amoniacal

Estão apresentados na Figura 23 os dados obtidos nas diferentes estratégias e suas respectivas eficiências relacionadas a remoção de nitrogênio total Kjeldahl.

Figura 23: Comportamento do nitrogênio total Kjeldahl nas diferentes estratégias operacionais e sua eficiência total de remoção.

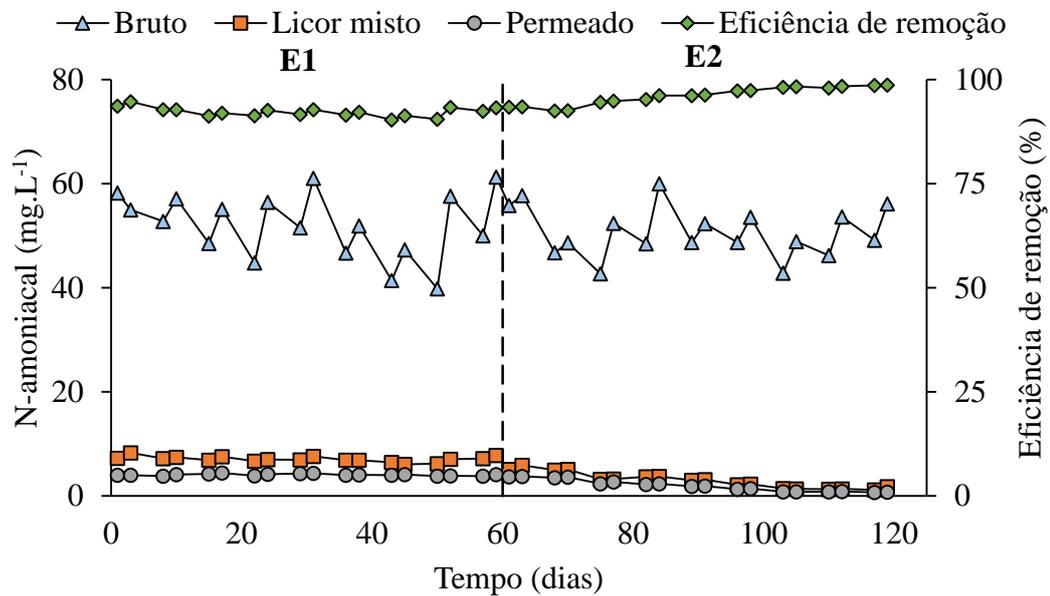


Fonte: O Autor, 2021.

Ao decorrer da primeira estratégia a concentração média de nitrogênio total Kjeldahl no efluente de forma “bruta” foi de $106,45 \pm 5,23 \text{ mg.L}^{-1}$ e por meio do tratamento proposto, foi obtido uma eficiência média de $95,9 \pm 0,45 \%$ e uma a concentração média pós-tratamento de $4,42 \pm 0,56 \text{ mg.L}^{-1}$. Ao adicionar o leito móvel misto foi alcançada a eficiência média de $97,89 \pm 1,28 \%$, onde a concentração média de NTK na entrada do sistema era de $99,6 \pm 4,61 \text{ mg.L}^{-1}$ e após o tratamento esta foi reduzida a $2,17 \pm 1,34 \text{ mg.L}^{-1}$. Nesta concepção de tratamento, ao passar dos dias de operação houve uma melhoria na remoção deste parâmetro o que explica o desvio padrão elevado, obtendo uma concentração máxima final de $0,987 \text{ mg.L}^{-1}$. Por meio dos testes estatísticos, esta estratégia foi considerada mais eficiente que a primeira na remoção de nitrogênio total Kjeldahl ($p < 0,05$), isso está diretamente relacionado a criação das diferentes zonas no material suporte o que favoreceu os processos de nitrificação e desnitrificação a partir das alternâncias entre os meios aeróbios e anaeróbios quando adicionado o leito móvel.

Em relação ao nitrogênio amoniacal, está disposto na Figura 24 seu monitoramento durante as duas concepções de tratamentos utilizadas.

Figura 24: Comportamento do nitrogênio amoniacal nas diferentes estratégias operacionais e sua eficiência total de remoção.



Fonte: O Autor, 2021.

Ao decorrer do tempo de operação da E1, nota-se que os valores das concentrações de nitrogênio amoniacal obtidos nos pontos de amostragem 2 e 3, ou seja, no licor misto e no permeado do reator respectivamente, assim como a eficiência total de remoção deste parâmetro tiveram um comportamento relativamente constante, variando pouco durante o período. Durante essa estratégia, a concentração média inicial a qual era de $52,33 \pm 8,7 \text{ mg.L}^{-1}$ foi reduzida em $86,63 \pm 1,30 \%$ no tanque aeróbio, onde o nitrogênio amoniacal foi convertido chegando a uma concentração média de $7,02 \pm 0,54 \text{ mg.L}^{-1}$, já em relação a eficiência total média do sistema, a mesma possuiu um valor de $92,27 \pm 1,12 \%$ obtendo a concentração média de $4,04 \pm 0,19 \text{ mg.L}^{-1}$ de N-amoniacal no permeado.

Quando executada a E2, nota-se que ao decorrer do tempo de operação a eficiência total do sistema tendeu a aumentar ao passar dos dias. Houve um aumento na remoção de N-NH_4^+ a partir da conversão deste no tanque aeróbio, onde foi obtido uma eficiência de $93,92 \pm 2,85 \%$ reduzindo concentração média inicial de $49,02 \pm 5 \text{ mg.L}^{-1}$ para $3,06 \pm 1,51 \text{ mg.L}^{-1}$ dentro do tanque. A partir do 43º dia de análise, a concentração de nitrogênio amoniacal permaneceu na faixa de 1 mg.L^{-1} dentro do tanque até o término da estratégia, o que explica o desvio padrão elevado, assim como fica explícito o aumento da conversão deste no reator,

onde a concentração inicial no licor misto era na faixa de 5 mg.L^{-1} . Em relação a eficiência média total da estratégia, a mesma foi de $96,24 \pm 2,14 \%$ obtendo uma concentração média pós-tratamento de $1,89 \pm 1,11 \text{ mg.L}^{-1}$, sendo que a diante do 43º dia de operação do reator foram encontrados as melhores eficiências onde a concentração de nitrogênio amoniacal no efluente tratado não chegou ao valor de 1 mg.L^{-1} . Ambas as concepções de tratamento utilizadas obedeceram o limite máximo descrito pela legislação em relação aos padrões de lançamento de efluentes para tal parâmetro. A remoção do nitrogênio amoniacal em ambas estratégias foi realizada exclusivamente pelo sistema, e não volatilizada, visto que a maior parte deste composto apresentou-se na forma de cátion amônio (NH_4^+), pois para que o mesmo fosse encontrado em forma de amônia (NH_3) o pH teria que ser superior a 9,25 (BENJAMIN, 2002), o que não ocorreu em nenhum momento. Portanto, o processo de nitrificação foi o principal mecanismo de remoção de nitrogênio amoniacal (Belli et al, 2012), visto que o reator foi operado nas temperaturas médias de 26 e 27°C na E1 e E2, respectivamente, onde se encontra dentro do range de temperaturas consideradas ideais para o crescimento de bactérias nitrificantes (BITTON, 2005), porém, o permeado possivelmente apresentou elevadas concentrações de nitrato devido a este processo.

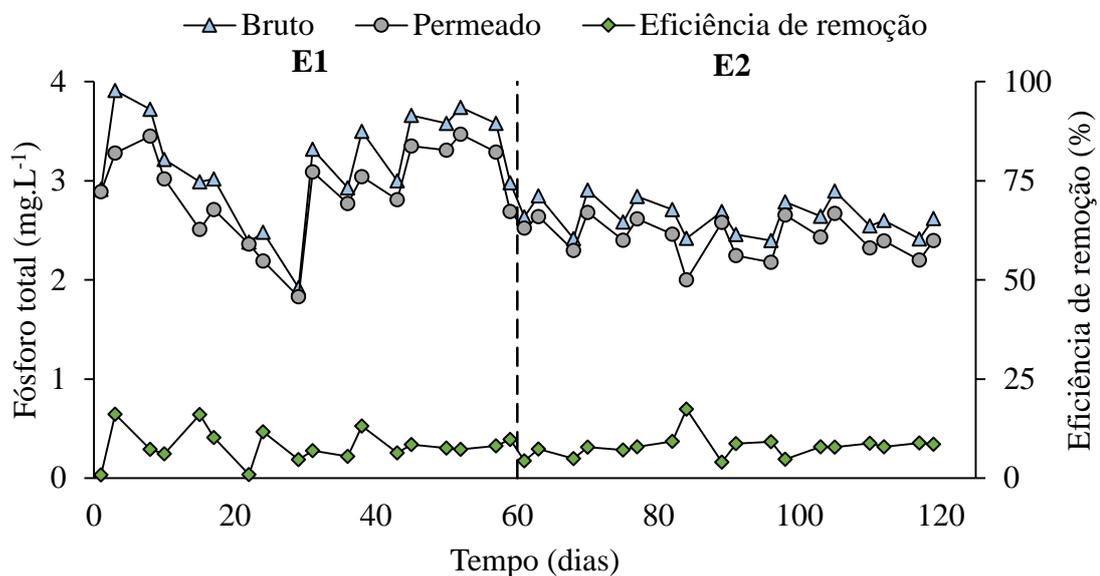
Mediante as análises estatísticas, verificou-se uma melhor eficiência na remoção de nitrogênio amoniacal quando adicionado o leito móvel misto ($p < 0,05$). Melhora essa ocorrida devido a inserção do leito móvel o qual possui formato irregular onde são criadas condições favoráveis ao surgimento de zonas anaeróbias, anóxicas e aeróbias, o que aumenta a variedade de microrganismos presentes (KELLNER, 2014), aumentando a atividade autotrófica da biomassa e favorecendo a remoção de nitrogênio amoniacal, a qual é uma das principais vantagens do sistema (HEM; RUSTEN; ØDEGAARD, 1994).

No estudo do tratamento de efluente da indústria e laticínios, Fraga et al. (2016) obtiveram remoções de nitrogênio amoniacal de 99,6% ao utilizar um biorreator a membrana convencional, e ao realizar um estudo comparativo entre biorreatores a membrana convencional e de leito móvel, Luo et al. (2015) obtiveram remoções de nitrogênio amoniacal de 56,1% e 84,9% respectivamente no tratamento de efluente sanitário sintético. Rodrigues (2018) ao avaliar a remoção de NH_4^+ de esgoto sanitário por meio de um biorreator a membrana de leito móvel com bateladas sequencias, quando utilizado uma etapa aeróbia procedida de uma etapa anaeróbica obteve uma remoção de 93,4% deste parâmetro, essa melhora no processo de nitrificação a partir do uso do material suporte para o crescimento de microrganismos é reportada também por Richard e Setter (1995).

5.4.3.2. Fósforo

Outro tipo de nutriente encontrado no efluente é o fósforo, o comportamento deste nos diferentes pontos do sistema em ambas estratégias durante o período de tratamento estão dispostas na Figura 25, assim como a eficiência de cada uma delas.

Figura 25: Comportamento do fósforo nas diferentes estratégias operacionais e sua eficiência total de remoção.



Fonte: O Autor, 2021.

Mostra-se na Figura 25 que durante o período de operação da E1 houve uma baixa eficiência na remoção de fósforo do efluente, onde ao analisar a entrada e a saída do sistema, foi obtida uma eficiência média de $7,38 \pm 4,25\%$ com uma concentração do efluente bruto e do tratado de $3,11 \pm 0,53 \text{ mg.L}^{-1}$ e $2,95 \pm 0,45 \text{ mg.L}^{-1}$ respectivamente. Ao analisar o comportamento desse nutriente na execução da E2, também nota-se pouca redução da sua concentração, onde a mesma possuiu uma média igual a $7,87 \pm 2,91 \%$. Nesta concepção de tratamento utilizada, a concentração média de fósforo pré-tratamento era de $2,68 \pm 0,17 \text{ mg.L}^{-1}$ e foi reduzida para $2,41 \pm 0,19 \text{ mg.L}^{-1}$.

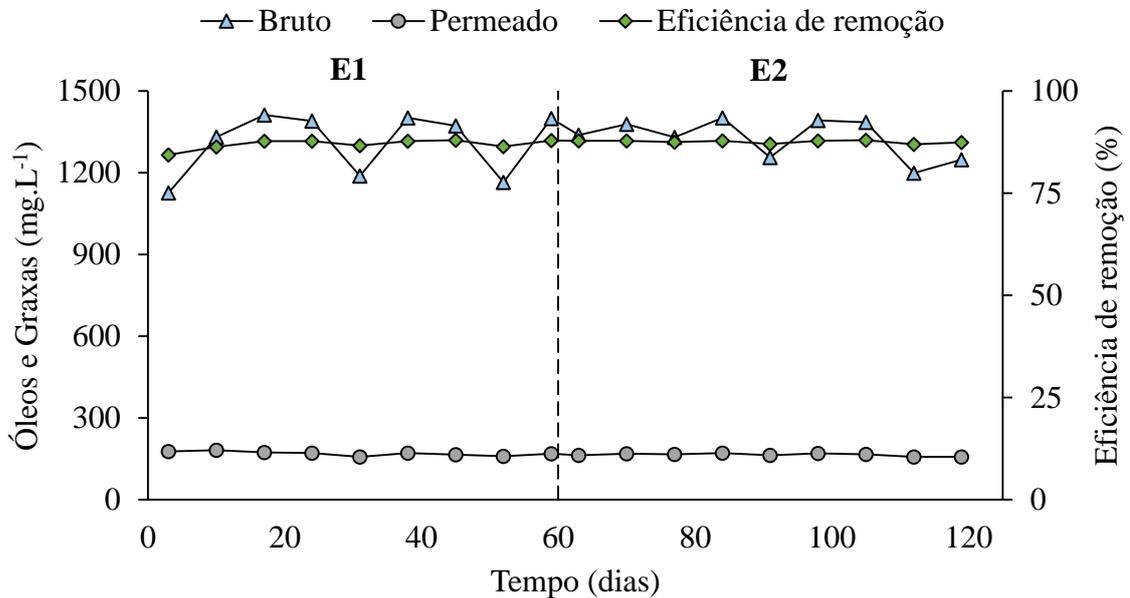
Ao comparar ambas estratégias de operação, verifica-se que a adição do leito móvel misto em relação a remoção de fósforo não foi significativa estatisticamente ($p > 0,05$), ou seja, as eficiências obtidas não se diferem entre si. Portanto, a utilização de biorreatores a membrana convencionais e de leito móvel misto não apresentam boa eficiência na redução de fósforo, visto que apenas pequena parcela deste é assimilado biologicamente pela síntese celular das bactérias, o que corresponde de 1 a 2% da massa total de sólidos suspensos total do licor misto (LESJEAN et al., 2003), e parte é retida pela membrana.

Outros sistemas com ênfase na remoção deste parâmetro são estudados, como por exemplo, os eletrobiorreatores, onde este tipo de tratamento tem como uma de suas principais vantagens a precipitação química do fósforo resultando em elevadas eficiências, pois, os íons de alumínio que são dissociados reagem com os íons fosfatos formando complexos insolúveis os quais precipitam. Em seu estudo, Manica (2019) ao utilizar um eletrobiorreator no tratamento de esgoto sanitário sintético, reportou uma eficiência de 100% na remoção de fósforo.

5.4.4. Óleos e graxas

Um dos parâmetros com maiores concentrações encontradas no efluente da indústria de laticínios são os óleos e graxas, estes além de possuírem cinética de degradação lenta, também podem agir inibindo a degradação biológica e reduzindo a transferência de oxigênio para os flocos biológicos, afetando então nas taxas de degradação, fazendo que estas sejam menores (CHIPASA e MECHZYKA, 2006). As análises das concentrações de óleos e graxas no decorrer das estratégias de operação, assim como suas eficiências de remoção, estão dispostas na Figura 26.

Figura 26: Comportamento dos óleos e graxas nas diferentes estratégias operacionais e sua eficiência total de remoção.



Fonte: O Autor, 2021.

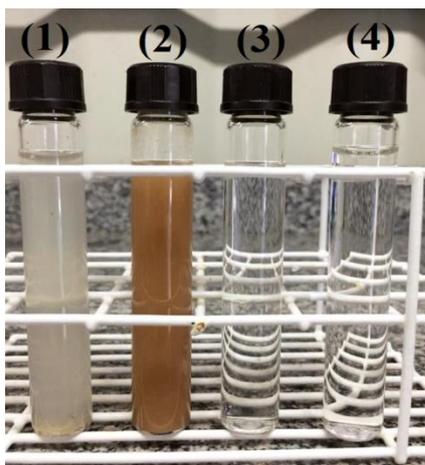
Ao decorrer da operação da E1, a concentração média do efluente bruto foi de $1372,4 \pm 115,70 \text{ mg.L}^{-1}$, valor extremamente elevado. Por meio da utilização do tratamento por biorreator a membrana convencional, foi obtido uma eficiência média de remoção de $87,74 \pm 1,20 \%$ com a concentração média do permeado de $170,3 \pm 7,55 \text{ mg.L}^{-1}$. Quando adicionado o leito móvel misto, a eficiência do tratamento para tal o parâmetro permaneceu constante com um valor médio de $87,79 \pm 0,36 \%$. Os valores médios das concentrações do efluente bruto e do permeado foram $1338 \pm 73,78$ e $165,74 \pm 5,29 \text{ mg.L}^{-1}$ respectivamente, redução essa significativa no ponto de vista estatístico ($p < 0,05$). Em ambas estratégias as eficiências obtidas foram consideradas altas, porém, a adição do leito móvel misto não agiu de forma significativa na redução da concentração de óleos e graxas no efluente tratado ($p > 0,05$), tendo em vista que a degradação biológica é afetada pela presença desses compostos, portanto, o principal responsável por tal remoção foi o processo de separação por membrana. Mesmo que alta a eficiência obtida no estudo, a concentração média do permeado nas duas concepções utilizadas não atingiram o limite máximo imposto pela Resolução CONAMA 430/2011 o qual é de 50 mg.L^{-1} , mostrando a importância de um tratamento primário bem executado, o qual reduziria a concentração de entrada no sistema e possivelmente diminuiria ainda mais a concentração após o tratamento proposto na presente pesquisa.

Como alternativa para uma melhora na remoção deste parâmetro, estudos de lipases produzidas por fermentação em meio sólido como pré-tratamento são promissores, pois, no processo de hidrólise das gorduras são liberados ácidos graxos de baixa massa molar, e estes são mais facilmente assimilados pelas bactérias presentes no reator (CAMMAROTA et al., 2001; JUNG et al., 2002). Devido ao fato dos efeitos maléficos na degradação biológica, efluentes contendo óleos e graxas são comumente tratados por processos de separação física, Galvão e Gomes (2018) em seu estudo, ao utilizarem um processo de separação por membranas de microfiltração no tratamento do efluente da indústria de laticínios alcançaram uma eficiência média de remoção de 98,39%.

5.4.5. Cor

O efluente oriundo da indústria de laticínios possui elevados teores de cor aparente e de cor verdadeira, tendo um dos principais responsáveis por tal, a alta concentração de sólidos dissolvidos. Realizou-se então uma comparação visual do efluente pós-tratamento para evidenciar a clarificação e tratamento visual do mesmo em ambas estratégias de operação e a mesma está disposta na Figura 27.

Figura 27: Comparação visual do efluente tratado nas estratégias 1 e 2.



(1): Efluente bruto; (2) Licor misto; (3) Efluente pós-tratamento E1 (4); Efluente pós-tratamento E2.

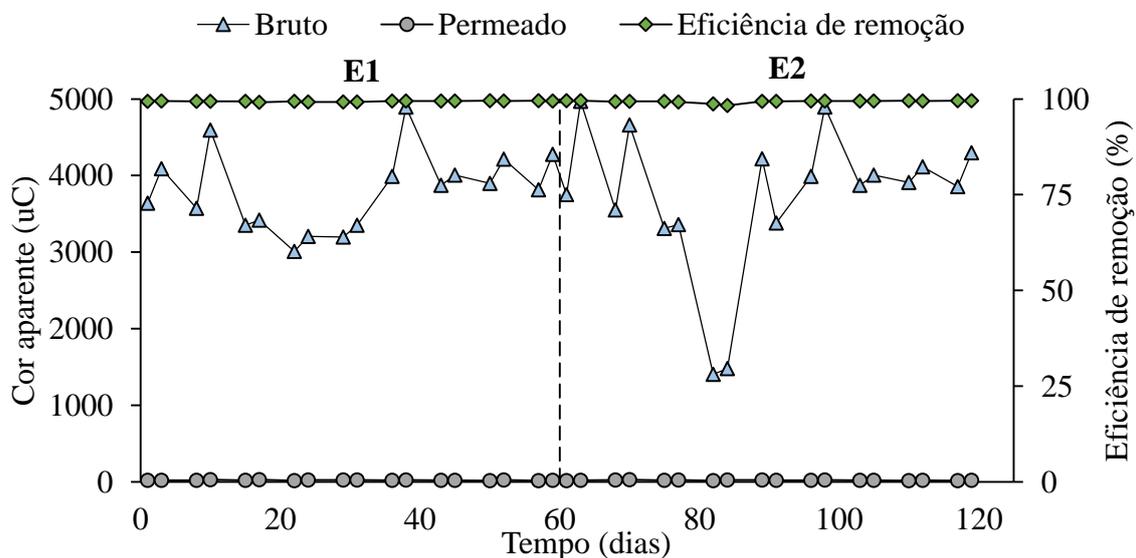
Fonte: O Autor, 2021.

A partir da análise visual da Figura 27, verifica-se grande diferença entre o efluente bruto e o efluente tratado nas duas concepções utilizadas, onde visualmente não é observado nenhum tipo de cor ou turbidez pós-tratamento nos tubos de ensaio 3 e 4. A clarificação da água residuária se dá devido a atuação conjunta dos processos de degradação com a separação por membranas, onde os compostos e partículas os quais não são degradados e assimilados biologicamente são retidos no reator pela microfiltração, portanto, removendo totalmente os sólidos e permanecendo apenas alguns compostos específicos dissolvidos no meio.

5.4.5.1. Cor aparente

Na Figura 28 estão dispostos os teores de cor aparente no efluente bruto e no permeado ao decorrer das estratégias de operação do sistema, assim como a eficiência total de remoção da mesma.

Figura 28: Comportamento da cor aparente nas diferentes estratégias operacionais e sua eficiência total de remoção.



Fonte: O Autor, 2021.

A cor aparente do efluente bruto na entrada do sistema apresentou elevados valores, sendo que na E1, o teor médio foi de $3843,5 \pm 507,07$ uC e após a operação do biorreator a

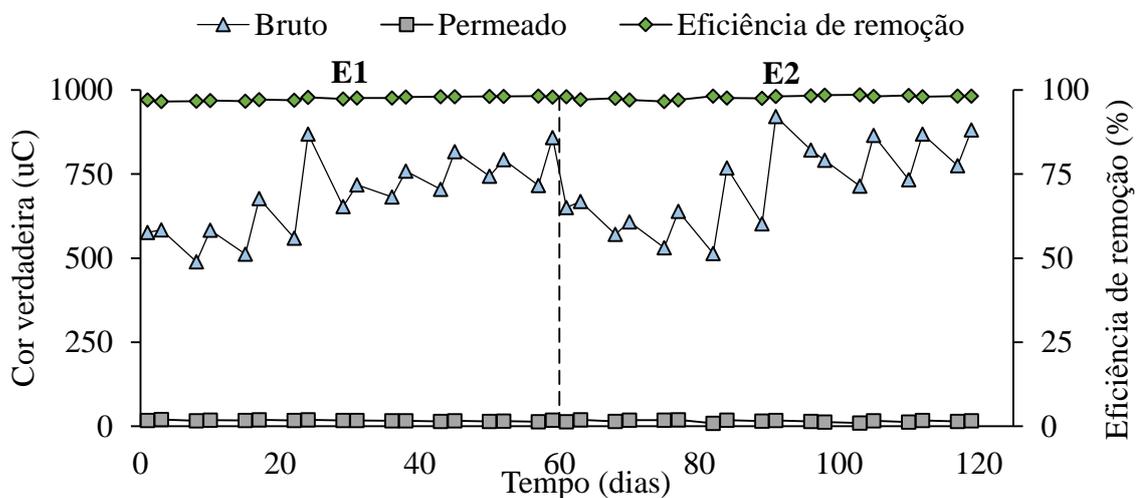
membrana de modo convencional esse teor foi reduzido para $23 \pm 3,18$ uC no permeado, ou seja, uma eficiência média do tratamento de $99,41 \pm 0,11\%$. Ao adicionar o leito móvel misto (E2), não houve mudanças significativas na eficiência total do sistema ($p > 0,05$), tendo um valor de $99,42 \pm 0,31\%$ e um teor médio do efluente bruto e do permeado de $3893 \pm 958,59$ e $22,5 \pm 3,18$ uC respectivamente. Andrade (2011) ao avaliar a aplicação de um biorreator a membrana convencional no tratamento do efluente da indústria de laticínios obteve uma redução de 98,7% de cor aparente, estando próximo do valor obtido na presente pesquisa.

O processo de degradação biológica assimilado com a separação por membranas resulta em elevadas eficiências de tratamento, visto que a maioria das partículas coloidais que dão cor ao meio, as quais não são degradadas biologicamente, ficam retidas na microfiltração devido ao seu maior tamanho quando se comparado aos poros da membrana.

5.4.5.2. Cor verdadeira

Assim como em relação a cor aparente, o efluente em estudo apresenta também elevados teores de cor verdadeira. O monitoramento deste parâmetro nos diferentes pontos, assim como a eficiência total do sistema em função do mesmo nas duas estratégias propostas estão dispostos na Figura 29.

Figura 29: Comportamento da cor verdadeira nas diferentes estratégias operacionais e sua eficiência total de remoção.



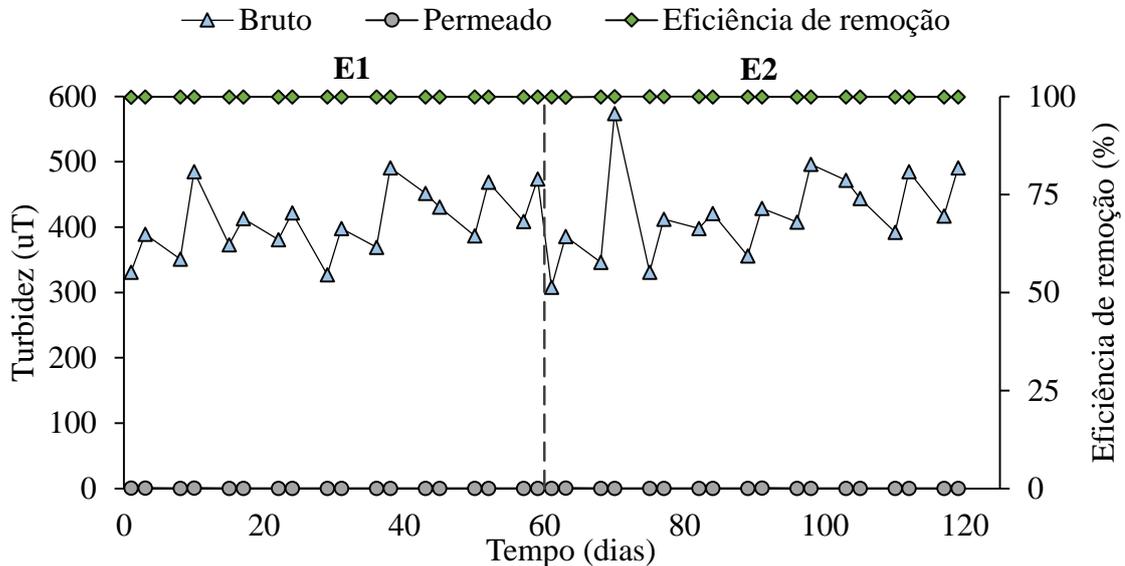
Durante a operação da E1, o sistema recebia em média um teor de cor verdadeira igual a $693,5 \pm 114,31$ uC, e a partir da degradação biológica do licor misto conjugada a microfiltração, esse teor médio foi reduzido a $17 \pm 1,85$ uC, onde foi obtido uma eficiência de remoção igual a $97,64 \pm 0,55$ % ao utilizar o BRM de modo convencional. Quando adicionado o material suporte aumentando a concentração de bactérias no reator, na E2, a eficiência média teve um leve acréscimo chegando ao valor de $98,09 \pm 0,57$ % ($p < 0,05$), mostrando uma melhora quando adicionado o leito móvel misto. Os teores médios do efluente bruto e do permeado nesta estratégia foram $723 \pm 126,30$ e $15,5 \pm 3$ uC respectivamente. Portanto, a inserção do material suporte e o aumento da concentração das bactérias, assim como, a proliferação de novos microrganismos fez com que as partículas menores e dissolvidas as quais não foram degradadas e nem retidas na membrana na primeira estratégia fossem removidas pelos mesmos, além da degradação pelo licor misto e filtração, aumentando a eficiência do sistema em termos de cor verdadeira.

Ao operar o biorreator a membrana de modo convencional, Andrade (2011) obteve em sua pesquisa uma remoção igual a 94,1% de cor verdadeira no tratamento do efluente da indústria de laticínios. No estudo de Suganthi, Mahalakshmi e Balasubramanian (2013), ao realizar o tratamento de um efluente oriundo de curtume por BRM convencional obtiveram a eficiência de 75,82% na remoção deste tipo de cor. Já Manica (2019), reportou um aumento da eficiência na remoção num biorreator a membrana quando adicionado a eletrocoagulação, obtendo o valor de 97,6%, possivelmente isso deve ter ocorrido pelo fato do aumento das partículas menores as quais antes permaneciam no permeado e agora são retiradas nos poros da membrana. Por sua vez, o valor obtido na presente pesquisa a partir da adição do leito móvel misto mostra relevante perante a novas tecnologias mais sofisticadas e onerosas, como por exemplo a eletrocoagulação.

5.4.6. Turbidez

Estão dispostos na Figura 30 os teores de turbidez do efluente bruto e do permeado em ambas as concepções de tratamento utilizadas, assim como a eficiência do tratamento no decorrer das estratégias.

Figura 30: Comportamento da turbidez nas diferentes estratégias operacionais e sua eficiência total de remoção.



Fonte: O Autor, 2021.

No decorrer da E1, quando o biorreator a membrana foi operado de maneira convencional, foi obtido uma eficiência média de remoção de turbidez igual a $99,90 \pm 0,02\%$, onde o efluente bruto possuía uma turbidez média de $403,5 \pm 50,7$ uT enquanto no permeado $0,41 \pm 0,1$ uT. A partir da adição do leito móvel misto (E2), a eficiência média de remoção de turbidez manteve-se igual estatisticamente a quando de modo convencional ($p > 0,05$) a qual teve um valor de $99,91 \pm 0,03\%$ com um valor do efluente bruto e do permeado de $414,5 \pm 66,33$ e $0,365 \pm 0,12$ uT respectivamente.

Os elevados teores de turbidez no efluente bruto podem ser atribuídos as grandes concentrações de sólidos coloidais e em suspensão no mesmo, entretanto, essas partículas maiores responsáveis por tal ficam quase em sua totalidade retidas no processo de separação por membranas, o que explica a elevada eficiência obtida em ambas estratégias. A utilização do processo de filtração por membranas nos processos de tratamento tem grande potencial de clarificação dos efluentes, o que melhora muito os seus aspectos estéticos (SUBTIL; HESPANHOL; MIERZWA, 2013).

5.4.7. Sólidos

Em relação ao comportamento dos sólidos do efluente da indústria de laticínios a partir da aplicação do tratamento por BRM convencional e de leito móvel misto, em ambos os tipos de tratamento houve a total remoção de toda a série de sólidos, o que evidencia a ótima eficiência no processo de microfiltração realizado pela membrana. O efluente bruto ao entrar no sistema possuía uma média de sólidos totais de $5000 \pm 2,5 \text{ mg.L}^{-1}$, $370 \pm 2,25 \text{ mg.L}^{-1}$ de sólidos suspensos totais, $4630 \pm 2,88 \text{ mg.L}^{-1}$ de sólidos dissolvidos e $2,1 \pm 0,5 \text{ ml.L}^{-1}$ de sólidos sedimentáveis, e após a realização dos processos de tratamento propostos, todas as concentrações foram reduzidas a zero ao decorrer das duas estratégias estudadas.

5.5 EFEITO DA ADIÇÃO DO MATERIAL SUPORTE (LEITO MÓVEL MISTO) NA MINIMIZAÇÃO DO PROCESSO DE COLMATAÇÃO DA MEMBRANA

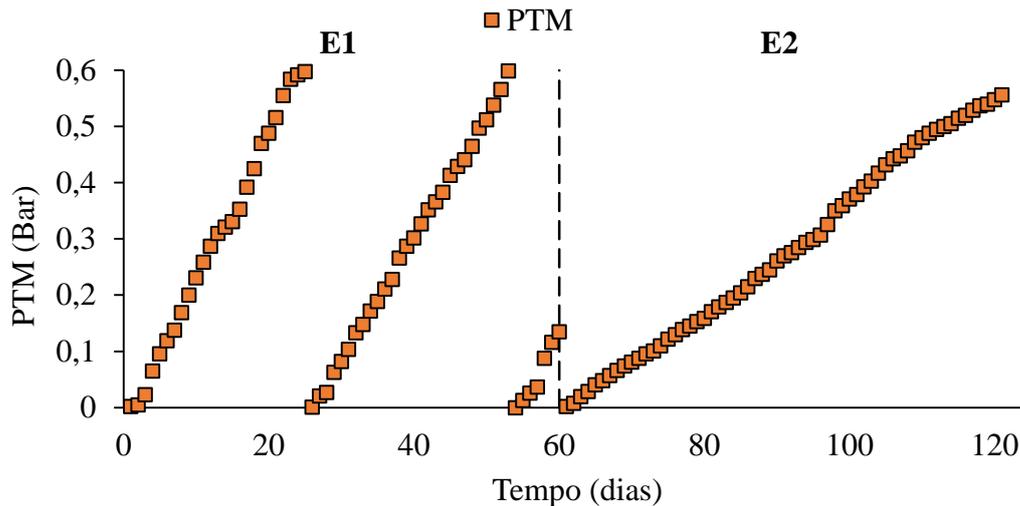
5.5.1. Avaliação da colmatação da membrana

Devido a grande presença de substâncias graxas no efluente da indústria de laticínios, estas além de apresentarem baixas taxas de biodegradação, se concentram no sistema de tratamento levando à colmatação de filtros em reatores anaeróbio e aeróbio (VIDAL et al., 2000; PEREIRA et al., 2003), assim como nos biorreatores a membrana. Para a avaliação do processo de colmatação da membrana ao decorrer das estratégias foram analisadas a pressão transmembrana (PTM), o índice de incrustação da membrana e resistência específica de torta (MFI), o índice volumétrico de lodo (IVL), assim como as Substâncias poliméricas extracelulares (EPS) e os produtos microbianos solúveis (SMP) para finalidade de examinar a influência da adição do leito móvel misto na redução da colmatação.

5.5.1.1. Pressão transmembrana (PTM)

O comportamento da PTM ao decorrer das estratégias está disposto na Figura 31.

Figura 31: Comportamento da pressão transmembrana no decorrer das estratégias.



Fonte: O Autor, 2021.

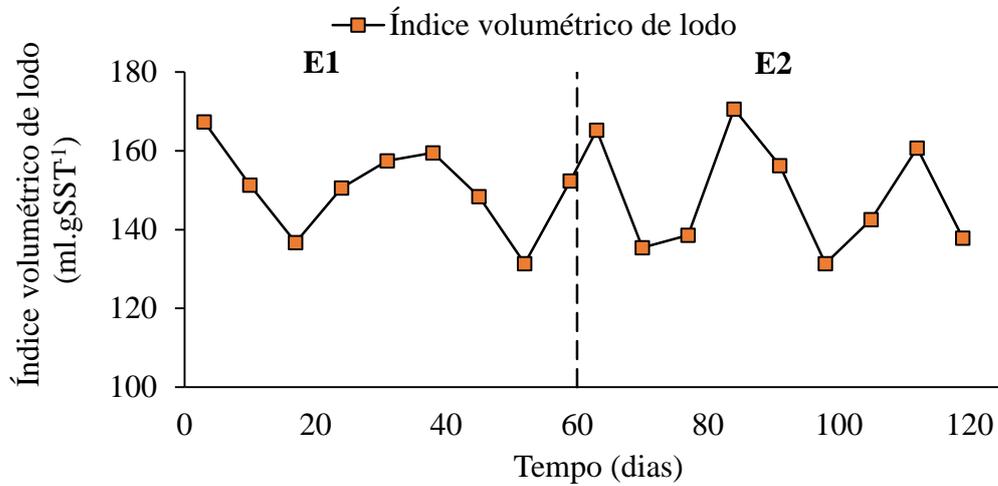
É possível observar uma maior velocidade no crescimento da pressão transmembrana durante a E1, a qual alcançou o valor de 0,6 bar duas vezes. Este valor segundo Zsirai et al. (2012) não pode ser excedido em processos de filtração por membranas, assim como, assim como especificado nas orientações do fabricante, portanto, realizou-se duas limpezas físicas com água corrente após a aferição de tal valor. Optou-se por realizar a limpeza física durante a operação da estratégia devido ao fato de que os responsáveis pela diminuição da PTM eram os sólidos e a gordura depositados na superfície da membrana, assim como por se tratar de um processo mais rápido, fácil e menos oneroso, sendo que essa deposição de partículas acontecia com elevada frequência e após a este tipo de limpeza, a membrana retornava nas condições próximas as iniciais. Já quando adicionado o leito móvel misto (E2), o valor da pressão transmembrana de 0,6 bar não foi alcançado durante o período de operação, portanto, não requerendo de limpezas na membrana como na E1, porém, o valor máximo obtido foi de 0,55 bar, sendo este próximo do que é considerado limite. Por sua vez, a adição do material suporte mostrou-se de grande importância na redução processo de colmatção da membrana.

Após a inserção do leito móvel, este permaneceu em constante circulação na mistura, o que acontece devido a baixa densidade deste e as correntes de ar difuso do sistema (MANNINA; VIVIANI, 2009), gerando uma maior exposição e contato do material suporte com o licor misto (COSTA, 2018) o que favoreceu uma melhor homogeneização do reator, assim como o cisalhamento destas peças nas fibras da membrana o que resultou na retirada dos sólidos e da gordura depositada, por consequência ocasionou a redução do crescimento da pressão transmembrana, e por conseguinte, a redução da colmatação. Da mesma forma foi reportado por Duan et al. (2015), que a colisão entre o material suporte e as fibras da membrana geram um atrito o qual reduz a formação de biofilme na superfície externa da membrana e melhora a permeabilidade. Assim como, Liu et al. (2012) e Alves (2016) concluem que a presença do material suporte reduz com significância a colmatação das membranas, visto que nos estudos de Khan et al. (2012), os autores concluíram que a utilização de um reator híbrido, com a presença do material suporte, reduziu em 33% a colmatação quando se comparado a um reator convencional. Ainda corroborado por Lee et al (2000), onde firmam que a partir do uso de materiais para crescimento aderido favorece a permeabilidade da membrana quando se comparado a um BRM convencional, assim como Lee et al. (2006) que ao utilizar cubos de poliuretano revestidos de carbono para o crescimento aderido em um biorreator de membranas verificou a diminuição da taxa de incrustação biológica.

5.5.1.2. Índice volumétrico de lodo (IVL)

Ao realizar as análises de IVL diluído, obteve-se os valores que estão dispostos na Figura 32 ao decorrer das duas estratégias de operação.

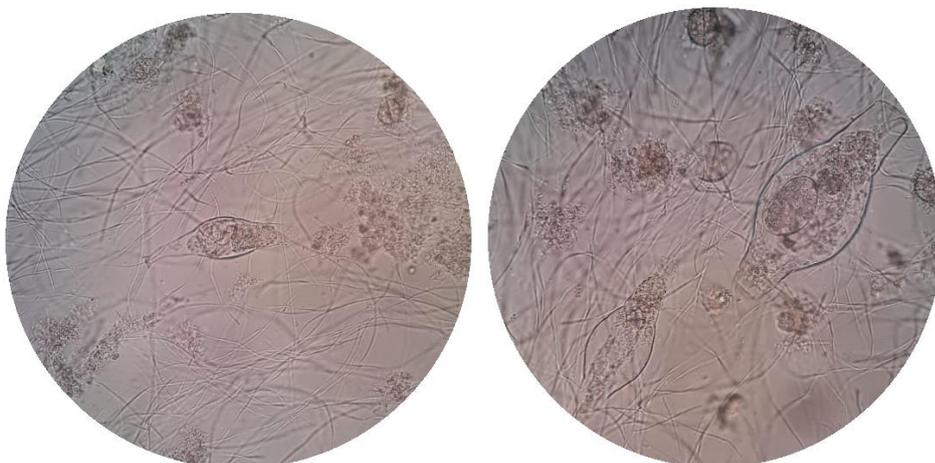
Figura 32: Comportamento do índice volumétrico de lodo do licor misto no decorrer das estratégias.



Fonte: O Autor, 2021.

Ao analisar os dados obtidos, verifica-se oscilações entre os valores de índice volumétrico de lodo em ambas as estratégias utilizadas, o que pode ser resultado das elevadas concentrações de matéria orgânica biodegradável quando abastecido o sistema, portanto, isso favoreceu a proliferação de bactérias filamentosas resultando numa variação do IVL, o que foi confirmado a partir de análises microscópicas do licor misto a qual está apresentada na Figura 33.

Figura 33: Bactérias filamentosas presentes no licor misto.



Fonte: O Autor, 2021.

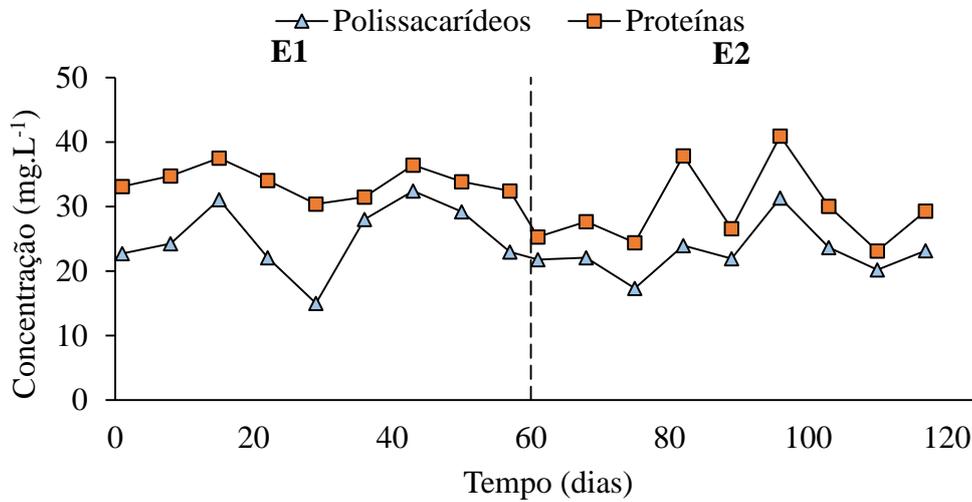
Durante a operação da primeira estratégia, o valor médio de IVL foi de $151,24 \pm 11,0$ ml.gSST⁻¹ enquanto na segunda $142,58 \pm 14,53$ ml.gSST⁻¹. Segundo Jordão (1998), valores de IVL superiores a 200 indicam que o lodo presente no reator possui uma qualidade ruim, assim como, a sua sedimentabilidade, já quando esses valores se encontrarem entre 40 e 150, é indicativo da boa qualidade do lodo. Alguns dos valores obtidos ultrapassaram o teor de 150 ml.gSST⁻¹, porém, estes não excederam 200, entretanto, as médias de ambas estratégias encontram-se no intervalo o qual é considerado um IVL ideal e a adição do leito móvel misto não foi estatisticamente significativa para tal parâmetro ($p > 0,05$).

Um dos fatores que interferiu nos valores de IVL um pouco elevados durante a operação do sistema é o alto teor de gordura no efluente da indústria de laticínios, esse afeta principalmente na transferência de oxigênio, logo, dificulta as trocas gasosas no reator, o que acarreta no desenvolvimento de bactérias filamentosas (CAMMAROTA e FREIRE, 2006). Por outro lado, um fator que favoreceu o não crescimento do IVL foram as elevadas concentrações de EPS totais (proteínas e polissacarídeos), onde segundo Ng e Hermanowicz (2005), a sedimentação é melhor quando a biomassa possui teores mais elevados destas substâncias, o que se faz presente na pesquisa.

5.5.1.3. Substâncias poliméricas extracelulares (EPS) e os produtos microbianos solúveis (SMP)

Foram realizadas as análises de EPS e SMP do licor misto do biorreator a membrana em ambas estratégias e as concentrações de ambos em termos de proteínas e polissacarídeos estão dispostas nas Figuras 34 e 35.

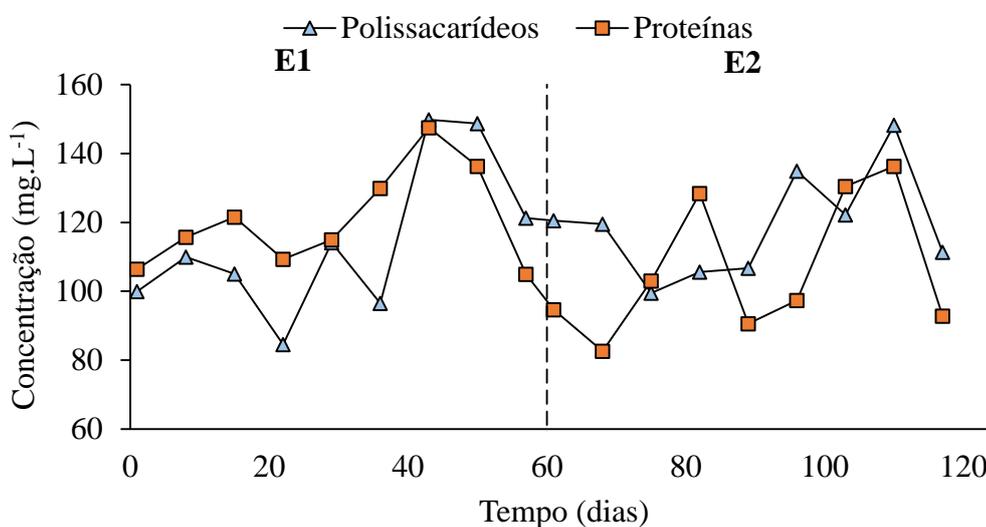
Figura 34: Comportamento das substâncias poliméricas extracelulares (EPS) em termos de proteínas e polissacarídeos ao decorrer das estratégias de operação do sistema.



Fonte: O Autor, 2021.

Verifica-se pouca variação nas concentrações de proteínas e polissacarídeos em relação as substâncias poliméricas extracelulares ao decorrer das duas estratégias de operação utilizadas. Quando ocorrido o crescimento da concentração de proteínas, verificou-se o crescimento nos valores de polissacarídeos, assim como em relação ao decaimento. Para as proteínas, os valores médios obtidos na E1 e na E2 foram $33,87 \pm 2,25$ e $27,66 \pm 6,09$ mg.L⁻¹ respectivamente, já em relação aos polissacarídeos, as concentrações médias foram $24,28 \pm 5,43$ mg.L⁻¹ para E1 e $22,64 \pm 4,00$ mg.L⁻¹ para E2 e em ambos os casos não foi encontrado diferença estatística significativa ($p > 0,05$). Essas concentrações de EPS consideradas elevadas, favoreceram o não crescimento do índice volumétrico de lodo, onde segundo Ng e Hermanowicz (2005), a sedimentação é melhor quando a biomassa possui teores mais elevados destas substancias, o que se faz presente na pesquisa. Porém, os valores encontrados para os EPS, condizem o que é reportado na literatura por Judd (2008), os quais devem estar de 7 a 40 mg.L⁻¹.

Figura 35: Comportamento dos produtos microbianos solúveis (SMP) em termos de proteínas e polissacarídeos ao decorrer das estratégias de operação do sistema.



Fonte: O Autor, 2021.

Nota-se grande variação nos valores de SMP obtidos tanto quanto para proteínas quanto para polissacarídeos, o que ocorreu em ambas as concepções de tratamento utilizadas. Para as proteínas a concentração média na primeira estratégia de operação foi de $121,24 \pm 15,80 \text{ mg.L}^{-1}$, por outro lado, quando operado o reator com o leito móvel misto, foi obtido a concentração média de $120,55 \pm 14,50 \text{ mg.L}^{-1}$, a qual não se diferiu estatisticamente da primeira ($p > 0,05$). Em relação aos polissacarídeos, as concentrações médias na E1 e na E2 foram de $105,07 \pm 19,64$ e $97,32 \pm 16,82 \text{ mg.L}^{-1}$ respectivamente, não diferindo estatisticamente ($p > 0,05$).

As substâncias poliméricas extracelulares, assim como os produtos microbianos solúveis, ocorreram em elevadas concentrações em função das proteínas e dos polissacarídeos, isto deve estar diretamente relacionado ao alto teor de biomassa no reator, pois esses organismos produzem e liberam vários produtos metabólicos no meio aumentando esses valores de concentração. Outro fator relacionado é a elevada carga orgânica presente, pois a fração dos SMP e das EPS produzidos são diretamente proporcionais à utilização de substrato pelos microrganismos (MENG et al., 2009), portanto, quanto maior for a carga orgânica da alimentação, a qual na presente pesquisa era elevada, menor é a estabilidade do fluxo permeado no processo de filtração e isso está diretamente relacionada a maior

quantidade dessas substâncias fixadas nas paredes da membrana (JEONG et al., 2007) e ao processo de colmatação da mesma.

As altas concentrações de SMP obtidas validam o que é dito por Andrade (2001), onde no tratamento do efluente da indústria de laticínios por biorreator a membrana, obteve a concentração de SMP em termos de carboidratos de 205 mg.L⁻¹. Corroborando o que é dito por Li e Yang (2008), as concentrações de proteínas tanto quanto para EPS e SMP, foram superiores as concentrações de polissacarídeos em ambas concepções de tratamento, assim como o que é reportado por Judd (2006), o qual conclui que as concentrações de SMP são maiores quando se comparado as concentrações de EPS. Wang et al. (2009) concluem que o aumento da turbulência e de taxas de cisalhamento no reator podem contribuir para o aumento de SMP para o meio, porém, na presente pesquisa, quando operado o biorreator a membrana com o leito móvel misto, aumentou a turbulência do reator assim como a taxa de cisalhamento do mesmo, mas, os valores de SMP não sofreram diferença significativa quando a comparado com o mesmo sem o material suporte.

As elevadas concentrações de SMP e EPS estão diretamente relacionadas a elevada colmatação no processo de filtração do licor misto acarretando em maior necessidade de limpeza dos módulos de membrana. Além das características do licor misto, outro fator que influencia negativamente na colmatação da membrana é o tamanho dos poros, visto que segundo Drews et al. (2008), os SMP possuem uma maior aptidão para adentrar nos poros das membranas de microfiltração do que quando se comparado a de ultrafiltração, isso ocorre devido ao maior tamanho dos poros desse tipo de membrana, o que facilita uma infiltração mais interna destes compostos nos mesmos, podendo acarretar numa adsorção intrínseca.

Entretanto, segundo Al-Halbouni et al. (2009), além dos polissacarídeos e das proteínas, outras substâncias hidrofóbicas, se enquadram como um dos principais responsáveis por incrustação, como por exemplo as elevadas concentrações de gorduras encontradas no efluente da indústria de laticínios. O que é validado a partir de estudos de Arabi e Nakhla (2008), onde estes concluem que para a redução da filtrabilidade do licor misto ocorrer em função de EPS e SMP, a relação proteína/carboidratos deve estar entre 4 e 8, relação essa não encontrada no presente estudo (próxima a 1).

Portanto, por meio dos dados obtidos, conclui-se que a inserção do leito móvel misto não teve influência significativa na produção de substâncias poliméricas extracelulares (EPS) e de produtos microbianos solúveis (SMP).

6. ANÁLISE INTEGRADORA DOS RESULTADOS

A partir da realização dos ensaios preliminares para a obtenção da melhor condição operacional em função da taxa de aeração da membrana e do fluxo crítico, determinou-se os valores para tais de $3 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ e $7,2 \text{ L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ respectivamente, visando assim uma maior estabilidade do sistema e a minimização do processo de colmatção das membranas.

A adição do leito móvel misto no biorreator a membrana favoreceu uma melhora significativa na eficiência média do tratamento proposto em comparação a operação em modo convencional no que se diz respeito a alguns parâmetros. Destaca-se a remoção de demanda química de oxigênio atingindo 97,9%, sendo esta superior a obtida na estratégia 1 a qual foi de 94,3%, assim como em relação aos fenóis, onde quando operado a segunda estratégia a eficiência foi de 94,4% e na primeira de 92,7%, e a cor verdadeira, sendo que a eficiência média alcançada para tal parâmetro na E1 foi de 97,64% e na E2 de 98,09%. A adição do material suporte e o favorecimento da criação de zonas anaeróbicas e anóxicas, proporcionou também uma melhora na remoção de nitrogênio total kjeldahl em comparação a eficiência de 95,5% da estratégia 1 elevando-se para 97,89%, assim como em relação ao nitrogênio amoniacal, onde as eficiências da E1 e E2 foram de 92,27% e 96,24% respectivamente.

Quando avaliado o crescimento microbiológico nos dois tipos de material suporte utilizados como recheio no leito móvel, verifica-se que houve um maior crescimento aderido no tipo 1, sendo esta composta de polipropileno e de maior diâmetro e área superficial em comparação ao de tipo 2. No material suporte tipo 1, a velocidade média de crescimento obtida foi de $0,0255 \text{ gSSV} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$ enquanto no tipo 2 este valor foi igual a $0,0123 \text{ gSSV} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$, e as concentrações médias de SSV no decorrer das estratégias para tais tipos foram de $0,868 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$ e $0,416 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$ respectivamente.

Ao avaliar o processo de colmatção da membrana, verifica-se alto poder de incrustação do licor misto na mesma, o que é resultado das altas concentrações de EPS e SMP, assim como de óleos e graxas no meio, o que contribuiu para elevados valores de pressão transmembrana no processo de filtração. A partir da utilização do BRM com o leito móvel misto, verificou-se um decaimento no crescimento da pressão transmembrana, visto que ao decorrer da E1, o valor crítico de 0,6 bar adotado como limite foi atingido duas vezes, portanto, sendo necessário duas limpezas neste período. Já quando utilizado o leito móvel, o valor de PTM crítico não foi alcançado e não necessitou da limpeza na membrana, fato este

possivelmente ocorrido devido ao cisalhamento das peças do material suporte nas paredes da membrana contribuindo para limpeza da mesma e também devido a uma maior turbulência e homogeneização do reator.

7. CONSLUSÕES

Por meio dos fatos apresentados, conclui-se que a utilização de um leito móvel composto por um material suporte misto num biorreator a membrana, mostra-se relevante no que diz respeito a melhora na eficiência do tratamento de efluente da indústria de laticínios quando se comparado a um biorreator a membrana de modo convencional em relação a remoção de matéria orgânica, nitrogênio e compostos específicos como o fenol, favorecendo ainda a redução do processo de colmatação das membranas. Pode-se ainda concluir que o crescimento microbológico em um material suporte de maior área superficial e diâmetro é favorecido quando se comparado ao de menor, obtendo-se uma maior concentração destes, assim como, uma maior velocidade de crescimento.

8. REFERÊNCIAS

- ADULKAR, T.V.; RATHOD, V.K. Ultrasound assisted enzymatic pre-treatment of high fat content dairy wastewater. *Ultrasonics Sonochemistry*, 21: 1083-1089. 2014.
- AHMED, Z.; CHO, J.; LIM, B. R.; SONG, K. G.; AHN, K. H. Effects of sludge retention time on membrane fouling and microbial community structure in a membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science*, v. 287, n. 2, p. 211-218, 2007.
- ALBORNOZ, L. L. Eletrodialise como Tratamento Terciário em uma Estação de Tratamento de Efluentes de um Campus Universitário visando o Reúso de Água. 2017. 155f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2017.
- AL-HALBOUNI, D.; DOTT, W.; HOLLENDER, J. Occurrence and composition of extracellular lipids and polysaccharides in a full-scale membrane bioreactor. *Water Research*, n. 43, p. 97-106, 2009.
- ALMADA, R. B. Avaliação de reatores de leito móvel com biofilme (MBBR) em série para tratamento de diferentes efluentes de refinaria de petróleo visando ao reúso industrial. Rio de Janeiro. 2012. 318 f. Tese (Programa de Pós-graduação em Engenharia Química – Doutorado - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro – RJ, 2012.
- ALMEIDA, E.; ASSALIN, M. R.; ROSA, M. A.; DURÁN, N. Tratamento de efluentes industriais por processos oxidativos na presença de ozônio. *Química Nova*, v. 27, n. 5, p. 818–824, out. 2004.
- ALVES, A. B. B. Avaliação da filtrabilidade do licor misto em biorreator a membrana com biomassa floculenta e biorreator a membrana com biomassa aderida. 2016. 94 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Sanitária e Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2016.
- ANDRADE, L. H. tratamento de efluente de indústria de laticínios por duas configurações de biorreator com membranas e nanofiltração visando o reúso. 2011. 214 f. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) - Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2011.
- ANDRADE, L. H.; MENDES, F. D. S.; CERQUEIRA, N.; ESPÍNDOLA, J. C. A.; AMARAL, M. C. S. Distribuição de massa molar em um biorreator com membrana para tratamento de efluente de laticínios. *Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 19, n. 3, p. 325-334, 2014.
- ANDRADE, L. H.; SANTOS, L. S.; SOUZA, M.; ESPINDOLA, J. C.; AMARAL, M.C.S. Comparação do desempenho de biorreatores com membranas com e sem leito móvel para tratamento de vinhoto. In: 27º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2013, Goiânia. Anais do 27º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2013.
- APHA, Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. American Public Health Association, American Water Works Association, Water Environmental Federation, 23rd. Ed. (2017).

ARABI, S.; NAKHLA, G. Impact of protein/carbohydrate ratio in the feed wastewater on the membrane fouling in membrane bioreactors. *Journal of Membrane Science*, v. 324, n. 1-2, p. 142-150, 2008.

ARÉVALO, J.; MORENO, B.; PÉREZ, J.; GÓMEZ, M. A. Applicability of the Sludge Biotic Index (SBI) for MBR activated sludge control. *Journal of Hazardous Materials*, v. 167, p. 784-789, 2009.

AYGUN, A., NAS, B., BERKTAY, A. Influence of high organic loading rates on COD removal and sludge production in moving bed biofilm reactor, *Environmental Engineering Science*, v. 25, n. 9, pp. 1311-1316. 2008.

BATTISTELLI, A. A.; FONTANA, M. M.; BOGONI, L. L.; SIMON, G.; JUSTINO, N. M.; LAPOLLI, F. R. Eletrobiorreator a membrana (EBRM) aplicado ao tratamento de esgotos sanitários: ensaios para determinação das condições operacionais. *Blucher Engineering Proceedings*, v. 3, n. 2, p. 11-18, 2016.

BELLI, T. J. Biorreator à membrana em batelada sequencial aplicado ao tratamento de esgoto visando à remoção de nitrogênio total. 2011. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental). Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC). Florianópolis, 2011.

BELLI, T. J.; BERNARDELLI, J. K. B.; DA COSTA, R. E.; BASSIN, J. P.; AMARAL, M. C. S.; LAPOLLI, F. R. Effect of solids retention time on nitrogen and phosphorus removal from municipal wastewater in a sequencing batch membrane bioreactor. *Environmental technology*, v. 38, n. 7, p. 806-815, 2017.

BELLI, T. J.; DO AMARAL, P. A. P.; RECIO, M. A. L.; DE SOUSA VIDAL, C. M.; LAPOLLI, F. R. Biorreator à membrana em batelada sequencial aplicado ao tratamento de esgoto visando à remoção de nutrientes. *Engenharia sanitaria e ambiental*, v. 17, n. 2, p. 143-154, 2012.

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

BITTON, G. (2005) *Wastewater microbiology*. 3th edition. Gainesville, Florida: Wiley.

BLOWEY, R.W. Factors affecting milk quality. In: Andrews, A. H. et al. Ed. *Bovine Medicine. Diseases and husbandry of cattle*. Blackwell, Oxford. 1992. p. 329-334.

BRAILE, P. M. e CAVALCANTI, J. E. W. A. *Manual de tratamento de águas residuárias industriais*. São Paulo: CETESB, 1993, 764 p.

BRASIL. Conselho Nacional do Meio Ambiente – CONAMA. Resolução nº 430 de 13 de maio de 2011. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução no 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente-CONAMA. Brasília, DF, 2011.

BROOKES, A.; JUDD, S.; REID, E.; GERMAIN, E.; SMITH, S.; ALVAREZ, H.; LE CLECH, P.; STEPHENSON, T.; TURRA, E.; JEFFERSON, B. Characterization and impact of biomass foulants in membrane bioreactors. *Prec. 5th IMSTEC International Membrane Science and Technology Conference, UNSW, Sydney, Australia, 10-14 November, 2003*.

BRUM, L. F. W.; SANTOS JÚNIOR, L. C. O.; BENEDETTI, S. Reaproveitamento de Água de Processo e Resíduos da Indústria de Laticínios. In: INTERNACIONAL WORKSHOP ADVANCES IN CLEANER PRODUCTION, 2, 2009, São Paulo. Anais. Acesso em: 17 out. 2020.

BUISSON, H.; COTE, P.; PRADERIE, M.; PAILLARD, H. The use of membranes for upgrading wastewater treatment plants. IAWQ Conference on Upgrading of Water and Wastewater System. May 25-28, Kalmar, 1997.

CAMMAROTA, M. C.; FREIRE, D. M. G. A review on hydrolytic enzymes in the treatment of wastewater with high oil and grease content. *Bioresource Technology*, v. 97, n. 17, p. 2195- 2210, 2006.

CAMMAROTA, M. C.; TEIXEIRA, G. A., FREIRE, D. M. G. Enzymatic pre-hydrolysis and anaerobic degradation of wastewaters with high oil contents. *Biotechnology Letters*, v. 23, p. 1591-1595, 2001

CARAWAN, R. E.; JONES, V. A.; HANSEN, A. P. Water use in a multiproduct dairy. *Journal of Dairy Science*, v. 62, n. 8, p. 1238-1242, 1979 a.

CHANG, S. Application of submerged hollow fiber membrane in membrane bioreactors: Filtration principles, operation, and membrane fouling. *Desalination*, v. 283, p. 31-39, 2011.

CHIPASA, K. B.; MECHZYEKA, K. Behavior of lipids in biological wastewater treatment processes. *Industrial Microbiology Biotechnology*, v. 33, p. 635–645, 2006.

CHO, B. D.; FANE, A. G. Fouling transients in nominally sub-critical flux operation of a membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science*, v. 209, p. 391–403, 2002.

CICEK, N.; MACOMBER, J.; DAVEL, J.; SUIDAN, M.T.; AUDIC, J.; GENESTET, P. Effect of solids retention time on the performance and biological characteristics of a membrane bioreactor. *Water Science and Technology*. Vol. 43, N° 11, pp43-50, 2001.

CORNEL, P.; KRAUSE, S. Membrane bioreactors in industrial wastewater treatment–European experiences, examples and trends. *Water Science and Technology*, v. 53, n. 3, p. 37-44, 2006.

COSTA, R. E. Estudo comparativo das tecnologias de biorreator a membrana de leite móvel e biorreator a membrana convencional no tratamento de esgoto sanitário: avaliação do desempenho na remoção de nutrientes e da colmatação das membranas operando os reatores em batelada sequencial. 2015. 224 f. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2018.

DAUFIN, G.; ESCUDIER, J. P.; CARRERE, H.; BEROT, S.; FILLAUDEAU, L.; DECLoux, M. Recent and emerging applications of membrane processes in the food and dairy industry. *Food and Bioproducts Processing*: v. 79, n. 2, p. 89-102, 2001.

DEFRANCE, L.; JAFFRIN, M. Y. Comparison between filtrations at fixed transmembrane pressure and fixed permeate flux: application to a membrane bioreactor used for wastewater treatment. *Journal of Membrane Science*, v. 152, n. 2, p. 203-210, 1999.

DELNAVAZ, M.; AYATI, B.; GANJIDOUST, H. Prediction of moving bed biofilm reactor (MBBR) performance for the treatment of aniline using artificial neural networks (ANN). *Journal of Hazardous Materials*, v.179, p. 769-77, 2010.

DEZOTTI, M., SANT'ANNA JR, G. L., BASSIN, J. P. Processos biológicos avançados para tratamento de efluentes e técnicas de biologia molecular para O estudo da diversidade microbiana, 1ª Ed., Rio de Janeiro, Ed. Interciência Ltda. 2011.

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

DUAN, L.; LI, S.; HAN, L.; SONG, Y.-H.; ZHOU, B.; ZHANG, J. Comparison between moving bed-membrane bioreactor and conventional membrane bioreactor systems. Part I: membrane fouling. *Environmental Earth Sciences*, v. 73, n. 9, p. 4881–4890, 2015.

DUBOIS, M.; GILLES, K. A.; HAMILTON, J. K.; REBERS, P. A.; SMITH, P. Colorimetric method for determination of sugars and related substances. *Analytical Chemistry*, v. 28, n. 3, p. 350-356, 1956.

ERKAN, H. S.; GUNALP, G.; ENGIN, G. O. Application of submerged membrane bioreactor technology for the treatment of high strength dairy wastewater. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, v. 35, n. 01, p. 91 – 100, 2018.

FRAGA, F. A.; GARCÍA, H. A.; HOOIJMANS, C. M.; MÍGUEZ, D.; BRDJANOVIC, D. Evaluation of a membrane bioreactor on dairy wastewater treatment and reuse in Uruguay. *International Biodeterioration & Biodegradation*, v. 119, p. 552-564, 2017.

FUJII, F. Y. et al. Desempenho do reator integrado de lodo ativado com biofilme em leito móvel. *Eng Sanit Ambient* | v.18 n.4, p.349-358, 2013.

GALVÃO, D. F.; GOMES, E. R. S. Remoção de nutrientes, microrganismos e matéria orgânica de efluente de indústria de laticínios por processos de separação por membranas. *Revista CIATEC – UPF*, vol.10 (1), p.68-85, 2018.

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

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.

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

HEM, L.J., RUSTEN, B., ØDEGAARD, H. Nitrification in a moving bed biofilm reactor. *Water Research*, v. 28, n. 6, p. 1425–1433, 1994.

HUANG, Z.; ONG, S. L.; NG, H. Y. Submerged anaerobic membrane bioreactor for lowstrength wastewater treatment: effect of HRT and SRT on treatment performance and membrane fouling. *Water research*, v. 45, n. 2, p. 705-713, 2011.

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.

IVANOVIC, I.; LEIKNES, T.; ØDEGAARD, H. Fouling control by reduction of submicron particles in a BF-MBR with an integrated flocculation zone in the membrane reactor. *Separation Science and Technology*, v. 43 (7), p.1871–1883, 2008b.

JAHREN, S. J., RINTALA, J. A., ØDEGAARD, H. Aerobic moving bed biofilm reactor treating thermomechanical pulping whitewater under thermophilic conditions, *Water Research*, v. 36, n. 4, pp. 1067-1075. 2002.

JAMAL, S. Fouling Mechanisms of Polysaccharides: Filtration Behaviour and Characterization. 2014. 173 f. Dissertação (Mestrado em Ciências aplicadas em Engenharia e Desenvolvimento Internacional). University of Guelph, Canadá, 2014.

JENKINS, D.; RICHARD, M.G.; DAIGGER, G.T. Manual on the causes and control of activated sludge bulking, foaming, and other solids separation problems. 190 pages, 3rd edition, IWA Publishers, 2003.

JEONG, T. Y.; CHA, G. C.; YOO, I. K.; KIM, D. J. Characteristics of bio-fouling in a submerged MBR. *Desalination*, v. 207, p. 107–113, 2007.

JORDÃO, E. P., 1998, Pesquisa Visando Melhorias Operacionais no Processo de Lodos Ativados. Tese de D. em Engenharia, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, SP, Brasil.

JORDÃO, E. P., PESSÔA, C. A., 1995, Tratamento de Esgotos Domésticos. 3 ed., Rio de Janeiro, RJ, Brasil, Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental - ABES.

JORDÃO, E.P.; PESSOA, C.A. Tratamentos de esgotos domésticos. 6º Edição, Rio de Janeiro: ABES, 2011.

JUDD, S. The status of membrane bioreactor technology. *Trends in biotechnology*, v. 26, n. 2, p. 109-116, 2008.

JUDD, S.; JUDD, C. *The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors in Water and Wastewater Treatment*. 2. ed. Oxford: Elsevier Science Ltd, 2011.

JUDD, S. J. The status of industrial and municipal effluent treatment with membrane bioreactor technology. *Chemical Engineering Journal*, v. 305, p. 37-45, 2016.

JUNG, F.; CAMMAROTA, M. C.; FREIRE, D. M. G. Impact of enzymatic pré-hydrolysis on batch activated sludge systems dealing with oily wastewaters. *Biotechnology Letters*, v. 24, p. 1797-1802, 2002.

KHAN, S. J.; VISVANATHAN, C.; JEGATHEESAN, V. Effect of powdered activated carbon (PAC) and cationic polymer on biofouling mitigation in hybrid MBRs. *Bioresource Technology*, v.113, p. 165- 168, 2012.

KELLNER, R. L. Biorreator a membrana de leito móvel em bateladas sequenciais para a remoção de nutrientes e matéria orgânica de efluentes sanitários. 2014. 146 f. Dissertação

(Mestrado em Engenharia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2014.

KERMANI, M.; BINA, B.; MOVAHEDIAN, H.; AMIN, M. M.; NIKAEIN, M. Application of Moving Bed Biofilm Process for Biological Organics and Nutrients Removal from Municipal Wastewater. *American Journal of Environmental Sciences*, v. 4, p.682-689, 2008.

KHAN, S. J.; AFRID, Z.U.R.; VISVANATHAN, C.; JEGATHEESAN, V. Influence of biofilm carriers on membrane fouling propensity in moving biofilm membrane bioreactor. *Bioresource Technology*, v. 113, p. 161–164, 2012.

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, p. 207-227, 2017.

LE-CLECH, P.; CHEN, V.; FANE, T.A.G. Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. *J. Memb. Sci.* 284, 17–53, 2006.

LE-CLECH, P. Membrane bioreactors and their uses in wastewater treatments. *Applied microbiology and biotechnology*, v. 88, n. 6, p. 1253-1260, 2010.

LEE W. N, KANG I. J, LEE C. H. Factors affecting filtration characteristics in membrane coupled moving bed biofilm reactor. *Water Research*, v. 40, p. 1827–1835, 2006.

LEE, J; WON-YOUNG, A; CHUNG-HAK, L. Comparison of the filtration characteristics between attached and suspended growth microorganisms in submerged membrane bioreactor. Seoul: Escola de Engenharia Química, Universidade Nacional de Seoul, 2000.

LEIKNES, T.; BOLT, H.; ENGMANN, M.; ØDEGAARD, H. Assessment of membrane reactor design in the performance of a hybrid biofilm membrane bioreactor (BF-MBR). *Desalination*, v.199, p.328– 330, 2006.

LESJEAN, B.; GNIRSS, R.; ADAM, C.; KRAUME, M.; LUCK, F. Enhanced biological phosphorus removal process implemented in membrane bioreactors to improve phosphorous recovery and recycling. *Water science and technology: a journal of the International Association on Water Pollution Research*, v. 48, n. 1, p. 87, 2003.

LI, J.; YANG, F.; LI, Y.; WONG, F. S.; CHUA, H. C. Impact of biological constituents and properties of activated sludge on membrane fouling in a novel submerged membrane bioreactor. *Desalination*, v. 225, n. 1-3, p. 356-365, 2008.

LIN, H.; ZHANG, M.; WANG, F.; MENG, F.; LIAO, B. Q.; HONG, H.; GAO, W. A critical review of extracellular polymeric substances (EPSs) in membrane bioreactors: Characteristics, roles in membrane fouling and control strategies. *Journal of Membrane Science*, v. 460, p. 110-125, 2014.

LIU, Q.; WANG, X C.; YUAN, H.; DU, Y. Performance of a hybrid membrane bioreactor in municipal wastewater treatment. *Desalination Water Treatment.*, v. 258, p. 143–147, 2010.

LIU, Y.; LIU, Z.; ZHANG, A.; CHEN, Y.; WANG, X. The role of EPS concentration on membrane fouling control: Comparison analysis of hybrid membrane bioreactor and conventional membrane bioreactor. *Desalination*, v. 305, p. 38–43, 2012.

LOWRY, O. H., ROSEBROUGH, N. J., FARR, A. L. AND RANDALL, R. J. Protein Measurement With The Folin Phenol Reagent. *The Journal Of Biological Chemistry*, v. 193, n. 1, p. 265- 275, 1951.

LUO, W., HAI, F. I., PRICE, W. E., GUO, W., NGO, H. H., YAMAMOTO, K.,NGHIEM, L. D. High retention membrane bioreactors: challenges and opportunities. *Bioresource technology*, 167, 539-546, 2014.

LUO, W.; HAI, F. I.; PRICE, W. E.; NGHIEM, L. D. Water extraction from mixed liquor of an aerobic bioreactor by forward osmosis: membrane fouling and biomass characteristics assessment. *Separation and Purification Technology*, v. 145, p. 56-62, 2015.

MALAMIS, S.; ANDREADAKIS, A. Fractionation of proteins and carbohydrates of extracellular polymeric substances in a membrane bioreactor system. *Bioresource Technology*, v. 100, p. 3350–3357, 2009.

MANICA, M. Eletrobiorreator a membrana aplicado ao tratamento de esgoto sanitário visando a remoção de matéria orgânica e nutrientes e o estudo do processo de colmatação da membrana. IRATI, PR. 2018. 114 f. Dissertação (Programa de Pós-Graduação em Engenharia Sanitária e Ambiental - Mestrado / Associação Ampla com UEPG) - Universidade Estadual do Centro-Oeste, Irati – PR.

MANNINA, G.; VIVIANI, G. Hybrid moving bed biofilm reactors: an effective solution for upgrading a large wastewater treatment plant. *Water Science & Technology*, p. 1103-1116, 2009.

MARTÍN-PASCUAL, J.; REBOLEIRO-RIVAS, P.; LÓPEZ-LÓPEZ, C.; LEYVA-DÍAZ, J.C.; JOVER, M.; MUÑO, M.M.; GONZÁLEZLÓPEZ, J.; POYATOS, J. M. Effect of the Filling Ratio , MLSS , Hydraulic Retention Time , and Temperature on the Behavior of the Hybrid Biomass in a Hybrid Moving Bed Membrane Bioreactor Plant to Treat Urban Wastewater. *Journal of Environmental Engineering*, v. 141(7), 2015.

MCQUARRIE, J. P., BOLTZ, J. P. Moving Bed Biofilm Reactor Technology: Process Applications, Design, and Performance, *WATER ENVIRONMENT RESEARCH*, v. 83, 6, pp. 560-575. 2011.

MENG, F.; CHAE, S.-R.; DREWS, A.; KRAUME, M.; SHIN, H.-S.; YANG, F. Recent advances in membrane bioreactors (MBRs): Membrane fouling and membrane material. *Water Research*, v. 43, p. 1489–1512, 2009.

MENG, F., ZHANG, H, YANG, F., LIU, L. Characterization of Cake Layer in Submerged Membrane Bioreactor. *Environmental Science Technology*, v. 41, p. 4065-4070, 2007.

METCALF; EDDY. *Wastewater Engineering - Treatment and reuse*. 4. ed. Boston: McGraw-Hill, 2003.

MOSER, P. B. Biorreator híbrido com membranas de ultrafiltração e osmose direta como alternativa para o tratamento e reúso do efluente de refinaria de petróleo. Belo Horizonte. 2017. 91 f. Dissertação (Programa de Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos – Mestrado - Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte – MG, 2017.

NG, H. Y., HERMANOWICZ, S. W., Membrane Bioreactor Operation at Short Solids Retention Times: Performance and Biomass Characteristics, *Water Research*, v. 39, p.981-992, 2005.

NÓBREGA, R. Eficiência de membranas filtrantes de nanofiltração e osmose inversa no pós-tratamento de esgoto doméstico. 2016. 47 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Civil) – Departamento de Engenharia Civil, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2016.

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 & technology*, v.46, p397-404, 2002.

ORTH, R. Tratamento de efluente de indústria papeleira por eletrobiorreator a membrana visando a remoção de nutrientes e matéria orgânica. IRATI, PR. 2020. 82 f. Dissertação (Programa de Pós-Graduação em Engenharia Sanitária e Ambiental - Mestrado / Associação Ampla com UEPG) - Universidade Estadual do Centro-Oeste, Irati – PR.

ØDEGAARD, H. Innovations in wastewater treatment: the moving bed biofilm process, *Water Science and Technology*, v. 53, p. 17–33, 2006.

PARK, HEE-DEUNG; CHANG, IN-SOUNG; LEE, KWANG-JIN. Principles os Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment. Boca Raton, Flórida: Taylor & Francis Group, LLC, 2015. 436p.

PEIRANO, M. Tratamento de efluentes em laticínio. *Revista leite & derivados*, março-abril, p. 78 – 86, 2010.

PEREIRA, E. B.; CASTRO, H. F.; FURIGO JR, A. Hidrolise enzimática do efluente proveniente de frigorífico avícola utilizando lipase de *Candida rugosa*. XIV Simpósio Nacional De Fermentações, 2003, Florianópolis, In: Anais do congresso, Florianópolis, Universidade Federal de Santa Catarina, 2003.

POLLICE, A.; BROOKES, A.; JEFFERSON, B.; JUDD, S. Sub-critical flux fouling in membrane bioreactors: a review of recent literature. *Desalination*, v. 174, p. 221-230, 2005.

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

RAHIMI, Y.; TORABIAN, A.; MEHRDADI, N.; HABIBI-REZAIE, M.;PEZESHK, H.; NABI-BIDHENDI, G. R. Optimizing aeration rates for minimizing membrane fouling and its effect on sludge characteristics in a moving bed membrane bioreactor *Journal of Hazardous Materials*, v. 186, p. 1097- 1102, 2011.

REBOLEIRO-RIVAS, P.; MARTÍN-PASCUAL, J.; MORILLO, J. A.; JUÁREZ-JIMÉNEZ, B.; POYATOS, J. M.; RODELAS, B.; GONZÁLEZ-LÓPEZ, J. Interlinkages between bacterial populations dynamics and the operational parameters in a moving bed membrane bioreactor treating urban sewage. *Water research*, v. 88, p. 796-807, 2016.

RICHARD, M. Enhanced cold temperature nitrification in a municipal aerated lagoon using Ringlace fixed film media. *Rocky Mountain American Waterworks Association*. 1995.

RODRÍGUEZ-HERNÁNDEZ, L.; ESTEBAN-GARCÍA, A. L.; TEJERO, I. Comparison between a fixed bed hybrid membrane bioreactor and a conventional membrane bioreactor for municipal wastewater treatment: A pilot-scale study. *Bioresource Technology* v.152, p. 212–219, 2014.

RODRIGUES, H.U. Remoção de nitrogênio amoniacal e fósforo de esgoto sanitário em biorreator à membrana com leito móvel. IRATI, PR. 2018. 95 f. Dissertação (Programa de Pós-Graduação em Engenharia Sanitária e Ambiental - Mestrado / Associação Ampla com UEPG) - Universidade Estadual do Centro-Oeste, Irati - PR.

ROSENBERGER S.; KRAUME M. . Filterability of Activated Sludge in Membrane Bioreactors. *Desalination*, n. 146, p. 373- 379, 2002.

RUSTEN, B.; EIKEBROKK, B.; ULGENES, Y.; LYGREN, E. Design and operations of the Kaldnes moving bed biofilm reactors. *Aquacultural Engineering*, v. 34, p.322–331, 2006.

RUSTEN, B., HEM, L.J., ØDEGAARD, H. Nitrification of municipal wastewater in moving-bed biofilm reactors . *Water Environment Research*, v. 67, n. 1, p. 75- 86, 1995.

RUSTEN, B., MCCOY, M., PROCTOR, R., SILJUDALEN, J.G. The innovative moving bed biofilm reactor/solids contact reaeration process for secondary treatment of municipal wastewater, *Water Environment Research*, v. 70, n.5. 1998.

SAEKI, D.; KARKHANECHI, H.; MATSUURA, H.; MATSUYAMA, H. Effect of operating conditions on biofouling in reverse osmosis membrane processes: Bacterial adhesion, biofilm formation, and permeate flux decrease. *Desalination*, v. 378, p. 74-79, 2016.

SALVETTI, R., AZZELLINO, A., CANZIANI, R. et al. Effects of temperature on tertiary nitrification in moving-bed biofilm reactors, *Water Research*, v. 40, n. 15, pp. 2981-2993. 2006.

SARAIVA, C.B.; MENDONCA, R.; SANTOS, A.; PEREIRA, D.A. Consumo de água e geração de efluentes em uma indústria de laticínios. *Revista Inst. Latic. Cândido Tostes*, n. 367/368, p.10-18. 2009.

SETTER, K. J. Attached growth nitrification using Ringlace media. 1995. Dissertação (Mestrado) Universidade da Columbia Britânica. Columbia, Canadá, 1995.

SHIN, H. S.; KANG, S. T. Characteristics and fates of soluble microbial products in ceramic membrane bioreactor at various sludge retention times. *Water Research*, v.37, p, 121–127, 2003.

SOUZA, E.; COSTA, R. E.; LAPOLLI, F. R.; BELLI, T. J. Biorreator a membrana de leito móvel em batelada sequencial aplicado ao tratamento de esgoto sanitário. In: Congresso ABES/Feira Nacional de Saneamento e Meio Ambiente, 2017, São Paulo. Anais Congresso ABES/Feira Nacional de Saneamento e Meio Ambiente, 2017.

SUBTIL, E. L.; HESPANHOL, I.; MIERZWA, J. C. Biorreatores com Membranas Submersas (BRMs): alternativa promissora para o tratamento de esgotos sanitários para reuso. *Rev. Ambient. Água*, v. 8, n. 3, 2013.

SUGANTHI, V.; MAHALAKSHMI, M.; BALASUBRAMANIAN, N. Development of hybrid membrane bioreactor for tannery effluent treatment. *Desalination*, v. 309, p. 231-236, 2013.

SUN, J.; RONG, J.; DAI, L.; LIU, B.; ZHU, W. Control of membrane fouling during hyperhaline municipal wastewater treatment using a pilot-scale anoxic/aerobic-membrane bioreactor system. *Journal of Environmental Sciences*, v. 23, n. 10, p. 1619-1625, 2011.

TAVARES, C.R.G., SANT'ANNA Jr., G. L., CAPDEVILLE, B. "The effect of air superficial velocity on biofilm Accumulation in a three-phase fluidized-bed reactor", *Water Research*, v. 29, n.10, pp. 2293-2298, 1995.

TRUSSELL, R. S.; MERLO, R. P.; HERMANOWICZ, S. W.; JENKINS, D. The effect of organic loading on process performance and membrane fouling in a submerged membrane bioreactor treating municipal wastewater. *Water Research*, v. 40, n. 14, p. 2675-2683, 2006.

UJANG, Z.; SALIM, M. R.; KHOR, S. L. The effect of aeration and non-aeration time on simultaneous organic, nitrogen and phosphorus removal using an intermittent aeration membrane bioreactor. *Water science and technology: a journal of the International Association on Water Pollution Research*, v. 46, n. 9, p. 193-200, 2002

URBAIN, V.; TROUVE, E.; MANEM, J. Membrane Bioreactors for Municipal Wastewater Treatment and Recycling. *Proceeding of 67th Annual Conference and Exposition of Water and Environment Federation*. Vol. 1, 317 – 327, 1994.

VAN DER MAREL, P.; ZWIJNENBURG, A.; KEMPERMAN, A.; WESSLING, M.; TEMMINK, H.; VAN DER MEER, W. An improved flux-step method to determine the critical flux and the critical flux for irreversibility in a membrane bioreactor. *Journal of membrane science*, v. 332, n. 1, p. 24-29, 2009.

VIDAL, G.; CARVALHO, A.; MÉNDEZ, R.; LEMA, J. M. Influence of the content of fats and proteins on the anaerobic biodegradability of dairy wastewater. *Bioresource Technology*, v. 74, p. 231-239, 2000.

VIERO, A. F.; TORRES, A. P.; JUNIOR, G. L. A.; BORGES, C. P.; SANTIAGO, M. J. Uso de biorreator com membranas submersas no tratamento de efluente de refinaria. In: 6º VI Congresso ÍBERO-Americano em ciências e tecnologia de membrana. 2007, Rio de Janeiro. *Anais do 6º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, 2007.

VILLA, R. D.; SILVA, M. R.; A., NOGUEIRA, R. F. P. Potencial de aplicação do processo foto fenton/solar como o pré-tratamento de efluente da indústria de laticínios. Acesso em: 16 out. 2020.

VON SPERLING, M. *Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos*. 3. ed. 4. reimp. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 2009.

VON SPERLING, M. *Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos*. 4. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais, 2014. v. 1.

VON SPERLING, M. *Lodos ativados*. 2. ed. 2. reimp. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 2005.

VOURCH, M.; BALANNEC, B.; CHAUFER, B.; DORANGE, G. Treatment of dairy industry wastewater by reverse osmosis for water reuse. *Desalination*, v. 219, p. 190–202, 2008.

WAGNER, J.; ROSENWINKEL, K-H. Sludge production in membrane bioreactors under different conditions. *Water Science and Technology*. Vol. 41, Nº 10-11, pp 251-258, 2000.

WANG, X.; CHEN, Y.; ZHANG, J.; LI, X.; REN, Y. Novel insights into the evaluation of submerged membrane bioreactors under different aeration intensities by carbon emission. *Desalination*, v. 325, p. 25-29, 2013.

WANG, X. J.; XIA, S. Q. ; CHEN, L.; ZHAO, J. F.; RENAULT, N.J.; CHOVELON, J.M. Nutrients removal from municipal wastewater by chemical precipitation in a moving bed biofilm reactor. *Process biochemistry*, v. 41, p. 824–828, 2006.

WANG, Z.; WU, Z.; TANG, S. Extracellular polymeric substances (EPS) properties and their effects on membrane fouling in a submerged membrane bioreactor. *Water research*, v. 43, n. 9, p. 2504-2512, 2009.

WEHRLE ENVIRONMENTAL, http://www.wehrle-env.co.uk/resource_centre.html, acesso em 03/12/2020.

WOLFF, D.B.; CHAVEZ, J.C.O.; PAUL, E.; COSTA, R.H.R. Estudo da biomassa heterotrófica e autotrófica ativa desenvolvida em reatores híbridos no tratamento de esgoto urbano. In: Simpósio Nacional de Fermentações. Florianópolis, SC, 2003.

WU, B.; YI, S.; FANE, A. G. Microbial behaviors involved in cake fouling in membrane bioreactors under different solids retention times. *Bioresource Technology*, v. 102, p. 2511–2516, 2011.

WU, J.; HUANG, X. Effect of mixed liquor properties on fouling propensity in membrane bioreactors. *Journal of Membrane Science*, v. 342, n. 1, p. 88-96, 2009.

WU, J.; LE-CLECH, P.; STUETZ, R. M.; FANE, A. G.; CHEN, V. Effects of relaxation and backwashing conditions on fouling in membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science*, v. 324, n. 1, p. 26-32, 2008.

XING, C-H.; QIAN, Y.; WEN, X-H.; WU, W-Z.; SUN, D. Physical and biological characteristics of a tangential-flow MBR for municipal wastewater treatment. *Journal of Membrane Science*. pp 31-42. 2001.

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, p. 2369–2374, 2009.

YANG, Q.; HE, Q.; IBRAHIM, H. T. Review on Moving Bed Biofilm Processes. *Pakistan Journal of Nutrition*, v. 11, p.706-713, 2012.

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, p. 201-211, 2006.

ZHANG, T. C.; SURAMPALLI, R. Y.; VIGNESWARAN, S.; TYAGI, R. D.; LEONG ONG, S.; KAO, C. M. Membrane technology and environmental applications. *American Society of Civil Engineers: Virginia*, 2012.

ZHOU, Z.; MENG, F.; CHAE, S. R.; HUANG, G.; FU, W.; JIA, X.; CHEN, G. H. Microbial transformation of biomacromolecules in a membrane bioreactor: implications for membrane fouling investigation. *PloS one*, v. 7, n. 8, p. e42270, 2012.

ZSIRAI, T.; BUZATU, P.; AERTS, P.; JUDD, S. Efficacy of relaxation, backflushing, chemical cleaning and clogging removal for an immersed hollow fibre membrane bioreactor. *Water Research*, v. 46, n. 14, p. 4499-4507, 2012.