



UNIVERSIDADE ESTADUAL DA PARAÍBA
CAMPUS I - CAMPINA GRANDE
PRÓ-REITORIA DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM CIÊNCIA E TECNOLOGIA AMBIENTAL
DOUTORADO EM ENGENHARIA AMBIENTAL

JACOB FORTUNA JOSÉ CHIMUCA

DESEMPENHO DO BIORREATOR ANAERÓBIO DE MEMBRANA DINÂMICA
NO TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DOMÉSTICAS

CAMPINA GRANDE – PB

ABRIL de 2021

JACOB FORTUNA JOSÉ CHIMUCA

**DESEMPENHO DO BIORREATOR ANAERÓBIO DE MEMBRANA DINÂMICA
PARA TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DOMÉSTICAS**

Tese de Doutorado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental da Universidade Estadual da Paraíba – UEPB, em cumprimento às exigências regimentais para obtenção do título de Doutorado em Engenharia Ambiental.

Área de concentração: Tecnologias de Tratamento de águas e resíduos.

Orientador: Prof. Dr. José Tavares de Sousa

Coorientador: Prof. Dr. Wilton Silva Lopes

CAMPINA GRANDE – PB

ABRIL de 2021

É expressamente proibido a comercialização deste documento, tanto na forma impressa como eletrônica. Sua reprodução total ou parcial é permitida exclusivamente para fins acadêmicos e científicos, desde que na reprodução figure a identificação do autor, título, instituição e ano do trabalho.

C538d Chimuca, Jacob Fortuna José .
Desempenho do biorreator anaeróbio de membrana
dinâmica no tratamento de águas residuárias domésticas
[manuscrito] / Jacob Fortuna José Chimuca. - 2021.
143 p. : il. colorido.

Digitado.

Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) - Universidade
Estadual da Paraíba, Centro de Ciências e Tecnologia , 2021.

"Orientação : Prof. Dr. José Tavares de Sousa ,
Coordenação do Curso de Engenharia Sanitária e Ambiental -
CCT."

1. Águas residuárias. 2. Ovos de helmintos. 3.
Retrolavagem. 4. Mecanismo de fouling. I. Título

21. ed. CDD 628.162

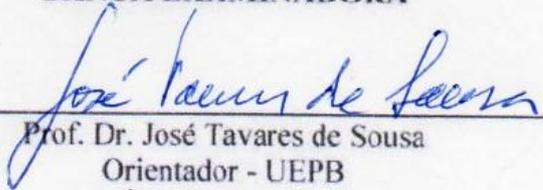
JACOB FORTUNA JOSÉ CHIMUCA

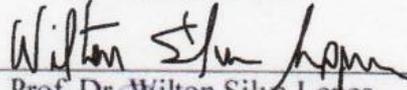
DESEMPENHO DO BIORREATOR ANAERÓBIO DE MEMBRANA DINÂMICA PARA TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DOMÉSTICAS

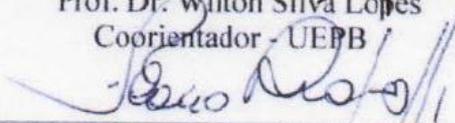
Tese de Doutorado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental da Universidade Estadual da Paraíba – UEPB, em cumprimento às exigências regimentais para obtenção do título de Doutorado em Engenharia Ambiental.

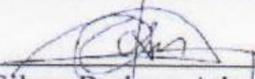
Aprovada em 13 de Abril de 2021.

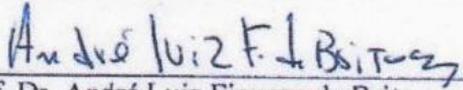
BANCA EXAMINADORA


Prof. Dr. José Tavares de Sousa
Orientador - UEPB


Prof. Dr. Wilton Silva Lopes
Coorientador - UEPB


Prof. Dr. Flávio Rubens Lapolli
Examinador Externo - UFSC


Prof. Dr. Gilson Barbosa Athayde Junior
Examinador Externo - UFPB


Prof. Dr. André Luiz Fiquene de Brito
Examinador Externo - UFCG

Valderi Duarte Leite

Prof. Dr. Valderi Duarte Leite
Examinador Interno - UEPB

AGRADECIMENTOS

Em primeiro lugar a Deus, Joane Massoe, pelas Santas bênçãos temporais e eternas. Sem Eles, este trabalho não seria possível!

Aos meus pais, Fortuna José Chimuca e Sara Gonçalves Machine, pois eles são os grandes responsáveis por este acontecimento.

Aos meus irmãos João Chimuca, Artur Chimuca, Marta Chimuca, Gonçalves Chimuca, Cremetina Chimuca e David Chimuca, abraçaram a odisséia da minha vida e da minha formação desde o ensino primário até momento.

Aos meus filhos Siryan Jacob Chimuca e Sarlier Jacob Fortuna Chimuca, vocês são os meus maiores tesouros, inspiração e razão para seguir em sempre em frente.

A minha esposa Lucerda Rute Chimuca, pelo companheirismo, atenção, conselhos, sugestões e dedicação nesses quatro anos de doutorado.

Aos meus orientadores Prof. Dr. José Tavares de Sousa e Prof. Dr. Wilton Silva Lopes, pela confiança depositada em mim, orientação no trabalho, ensinamentos, compressão e colaboração incansável durante esses 4 anos de doutorado.

Ao Prof. Dr. Valderi Duarte Leite, pelos ensinamentos, contribuições neste trabalho de pesquisa e na vida acadêmica.

A Profa. Dra. Catarina Simone Andrade do Canto, pelas contribuições neste trabalho, na vida acadêmica e social e cultural cá em Brasil e aos ensinamentos dedicados.

A todos os professores do PPGCTA da UEPB que contribuíram para minha formação acadêmica, em especial ao Prof. Dr. Adrianus van Haandel, Prof. Dr. Fernando Fernandes Vieira, Prof. Dr. Rui de Oliveira e Profa. Dra. Beatriz Ovruski de Ceballos.

Aos professores da banca examinadora pela predisposição em ler e contribuir com esse trabalho.

A todos meus colegas da turma de Doutorado, em especial Eliane de Andrade Araújo Pereira e Thales Lacerda Querino de Albuquerque pelo apoio prestado na integração acadêmica e social, nas análises laboratoriais e no experimento.

Ao amigo e colega José Raniery Rodrigues Cirne, pela colaboração nas análises laboratoriais e compartilhamento de conhecimento no âmbito da pesquisa desse trabalho.

Aos amigos e colegas, Wanderson Barbosa da Silva Feitosa, Rodrigo de Andrade Barbosa e Timóteo Silva Ferreira, pela colaboração no experimento e compartilhamento de conhecimento do curso.

Ao Tales Abreu Tavares de Sousa e a Wilza da Silva Lopes, pelos ensinamentos incansáveis nas análises laboratoriais.

A todos os alunos que fazem parte do laboratório, que tive a oportunidade de conviver muito ou pouco, mas fizeram parte desta etapa da vida. A todos os professores e funcionários da Estação Experimental de Tratamentos Biológicos de Esgotos Sanitários (EXTRABES), em especial ao Sr. Marconi, Wanderley, Thiago, Diógenes e Lincoln, que me ajudaram durante o desenvolvimento experimental da pesquisa.

A todo povo do Brasil que me recebeu com tanta vênica, em especial ao povo de Campina Grande que deu tanto carinho a mim e a minha família.

A todos que direta ou indiretamente contribuíram de forma positiva para construção dessa etapa da minha vida, o meu muito obrigado.

RESUMO

As atividades que geram o desenvolvimento econômico e social têm aumentado substancialmente a demanda por água potável, conseqüentemente elevando o volume das águas residuárias, o que impõe a necessidade de se conhecer, desenvolver e adaptar tecnologias de tratamento de esgotos. Assim sendo, o presente estudo teve por objetivo investigar o desempenho do processo de filtração e o mecanismo de *fouling* presente em um biorreator anaeróbio de membrana dinâmica (BRAnMD), em escala piloto, tratando esgoto doméstico oriundo de empreendimento habitacional vertical. A membrana dinâmica (MD) foi desenvolvida sobre um material suporte de polipropileno, com tamanho médio de poro de 90 μm e localizada em um módulo externo ao biorreator. O desempenho do processo foi investigado utilizando-se três diferentes fluxos de permeados iniciais (780, 1170 e 1755 $\text{L m}^{-2} \text{h}^{-1}$), os quais foram denominadas fases I, II e III, respectivamente. A Fase I foi operada sem retrolavagem (Ciclo 1) e com retrolavagem (Ciclo 2) no módulo de membrana após a redução de 10% do fluxo do permeado, enquanto as fases II e III foram operadas com retrolavagens. O tempo de detenção hidráulica (TDH) e o tempo de retenção celular (TRC) para a Fase I foram 18 h e 140 dias, para a Fase II foram 8 h e 84 dias, e para a Fase III foram 12 h e 76 dias, respectivamente. Para minimizar os gastos com energia, o sistema BRAnMD foi operado sob pressão hidráulica. Os resultados mostraram que as fases I e III não diferiram entre si, tendo desempenhos superiores na remoção média de DQO total de $87 \pm 1,4\%$ e $86,4 \pm 0,8\%$, cor verdadeira de $73,1 \pm 7,3\%$ e $66,3 \pm 10,3\%$ e concentração média de SST no efluente de $56,5 \pm 20,6 \text{ mg L}^{-1}$ e $52,2 \pm 17,8 \text{ mg L}^{-1}$, respectivamente. Enquanto a Fase II deferiu das demais, ocorrendo desempenho inferior na remoção dos seus respectivos parâmetros. Contudo, embora haja diferença entre as fases, de forma geral o sistema apresentou bom desempenho em todas as fases monitoradas, alcançando remoção de DQO total de 84%, DQO solúvel de 69% e cor verdadeira de 68%, sendo capaz de remover 94% dos sólidos suspensos e produzir um efluente com baixa turbidez (17 NTU), atendendo às recomendações da OMS com relação a ovos de helmintos para irrigação de culturas da classe B. O mecanismo de *fouling* predominante na formação da MD em todas as fases foi filtração por torta, o qual teve como principal causa a alta concentração do lodo de inóculo. Este fato confirma a proeminência da formação da MD durante a filtração e a elevada separação sólido-líquido.

Palavras-chave: Águas residuárias. Ovos de helmintos. Retrolavagem. Mecanismo de *fouling*.

ABSTRACT

The activities that generate economic and social development have substantially increased the demand for drinking water, consequently increasing the volume of wastewater, which imposes the need to know, develop and adapt sewage treatment technologies. Therefore, the present study aimed to investigate the performance of the filtration process and the fouling mechanism present in an anaerobic dynamic membrane bioreactor (AnDMBR), on a pilot scale, treating domestic sewage from a vertical housing development. The dynamic membrane (DM) was developed on a polypropylene support material, with an average pore size of 90 μm and located in a module external to the bioreactor. The performance of the process was investigated using three different initial permeate flows (780, 1170 and 1755 $\text{L m}^{-2} \text{h}^{-1}$), which were called phases I, II and III, respectively. Phase I was operated without backwashing (Cycle 1) and with backwashing (Cycle 2) on the membrane module after a 10% reduction in the permeate flow, while phases II and III were operated with backwashing. The hydraulic retention time (HRT) and the cell retention time (CRT) for Phase I were 18 h and 140 days, for Phase II they were 8 h and 84 days, and for Phase III they were 12 h and 76 days, respectively. To minimize energy costs, the AnDMBR system was operated under hydraulic pressure. The results showed that Phases I and III did not differ from each other, with higher performances in the average removal of total COD of $87 \pm 1.4\%$ and $86.4 \pm 0.8\%$, true color of $73.1 \pm 7.3\%$ and $66.3 \pm 10.3\%$, and mean TSS concentration in the effluent of $56.5 \pm 20.6 \text{ mg L}^{-1}$ and $52.2 \pm 17.8 \text{ mg L}^{-1}$, respectively. While Phase II differed from the others, I have had an inferior performance in the average removal of total COD of $78.6 \pm 1.9\%$, soluble COD of $59.6 \pm 3.8\%$, true color of $47.8 \pm 9, 7\%$, and mean TSS concentration in the effluent of $89.1 \pm 10.5 \text{ mg L}^{-1}$. However, although there is a difference between the phases, in general the system performed well in all monitored phases, achieving total COD removal of 84%, soluble COD of 69% and true color of 68%, being able to remove 94% suspended solids and produce an effluent with low turbidity (17 NTU), complying with the WHO recommendations regarding helminth eggs for irrigation of class B crops such as cereals, industrial crops, forage crops, pastures and trees. The predominant fouling mechanism in the formation of DM in all phases was cake filtration, the main cause of which was the high concentration of the inoculum sludge. This fact confirms the prominence of the formation of DM during filtration and the high solid-liquid separate.

Keywords: Wastewater. Helminth eggs. Backwashing. Fouling mechanism.

LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Interação entre os vários flocos de lodo-flocos de lodo.	52
Tabela 2. Modelos matemáticos para avaliar a evolução da formação do <i>fouling</i> ao longo do tempo.	67
Tabela 3. Descrição do sistema BRAnMD.....	71
Tabela 4. Caracterização do lodo de inóculo nas fases I (Ciclo 1), II e III e do lodo do biorreator na Fase I (Ciclo 2).....	79
Tabela 5. Composição do PMS na camada de MD nas fases I, II e III.....	83
Tabela 6. Relação do fluxo do permeado, PTM, resistência à filtração e turbidez do efluente	87
Tabela 7. Frequência de ovos de helmintos nas fases I, II e II.....	106
Tabela 8a. Balanço de massa diário de DQOt, NTK e fósforo total da Fase I (Ciclo 1 e 2)..	111
Tabela 8b. Balanço de massa diário de DQOt, NTK e fósforo total para as fases II e III.	112
Tabela 9. Modelagem matemática para avaliar o mecanismo de formação da MD nas fases I, II e III.....	116

LISTA DE QUADROS

Quadro 1. Métodos utilizados para a determinação dos parâmetros relacionados à eficiência do tratamento.	76
---	----

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Representação esquemática do processo de separação por membranas.	20
Figura 2. Esquema demonstrativo de filtração por membrana: (a) membranas de MF ou UF; e (b) MD formada sobre material suporte de poros grandes de baixo custo.	21
Figura 3. Evolução da camada de MD: (a) antes da formação da MD; (b) MD formada; (c) compressão da MD; e (d) quebra e dissociação da camada de MD.	27
Figura 4. Desempenho típico de uma membrana dinâmica entre dois eventos de limpeza consecutivos em um biorreator de MD operado sob fluxo constante (a) ou sob pressão constante da coluna de água (b).	28
Figura 5. A análise das forças microcómicas de um floco de lodo próximo à superfície do material suporte, teoria de XDLVO.	30
Figura 6. Principais fatores que afetam o <i>fouling</i>	34
Figura 7. Esquema do fluxo em função da PTM.	53
Figura 8. Exemplo de fluxo crítico.	54
Figura 9. Evolução do mecanismo de formação do <i>fouling</i> ao longo do tempo.	68
Figura 10. Esquema do sistema experimental do BRAnMD.	70
Figura 11. Imagens do Sistema BRAnMD: módulo de membrana e malha suporte.	71
Figura 12. Fluxogramas de monitoramento do sistema experimental: (a) Fase I; (b) Fase II; e (c) Fase III.	74
Figura 13. Esquema de balanço de massa de sistema BRAnMD.	77
Figura 14. Comportamento da PTM nas fases I, II e III durante o período de operação.	80
Figura 15. Perfil do fluxo do permeado nas fases I, II e III durante o período de operação. ...	85
Figura 16. Variação da turbidez nas fases I, II e III durante o tempo de operação do sistema.	88
Figura 17. Valores médios de frações de sólidos durante a operação das fases I, II e III. ...	91
Figura 18. Valores médios de pH, Alcalinidade total (ALC) e AGV ao longo do período de operação do sistema (fases I, II e III).	94
Figura 19. Variação da concentração da DQO total e solúvel durante o período de operação das fases I, II e III.	97

Figura 20. Variação da cor verdadeira durante o período de operação das fases I, II e III. ...	101
Figura 21. Concentrações de carboidratos e proteínas, afluente e efluente, obtidas ao longo do período de operação do sistema (fases I, II e III).	102
Figura 22. Valores médios de ovos de helmintos nas fases I, II e III.....	105
Figura 23. Comportamento de produção de biogás durante a operação da fases I, II e III. ...	107
Figura 24. Comportamento das frações do balanço de massa do material carbonáceo para as fases I (Ciclo 1 e 2), II e III.	112
Figura 25. Curvas de modelos de filtração para Fase I.	116

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

μ	Viscosidade
μm	Micrômetro
α	Alfa
β	Beta
%	Percentual
°	Grau
°C	Graus Celsius
\pm	Mais ou menos
1 m^{-3}	Um por metros cúbicos
1 m^{-6}	Um por metros elevado a sexta
1 s^{-1}	Um por segundo
ALC	Alcalinidade total
AF	Afluente
A/M	Relação alimento/microrganismo
AGV	Ácidos graxos voláteis
APHA	American Public Health Association
Al	Alumínio
BRM's	Biorreatores de membrana
BRAnMD	Biorreator anaeróbico de membrana dinâmica
Ca	Cálcio
CH ₄	Metano
CAGEPA	Companhia de Água e Esgotos da Paraíba
CNTP	Condições normais de temperatura e pressão
d	Dia
DNA	Ácido desoxirribonucleico
DQO	Demanda química de oxigênio
DQOs	Demanda química de oxigênio solúvel
DQOt	Demanda química de oxigênio total
E	Eficiência
EF	Efluente
Fe	Ferro
g	Grama

$g L^{-1}$	Gramas por litro
gSSV	Gramas de sólidos suspensos voláteis
$gSSV L^{-1}$	Gramas de sólidos suspensos voláteis por litro
h	Hora
IVL	Índice volumétrico de lodo
Jp	Fluxo do permeado
kPa	Quilo-Pascal
L	Litro
$L h^{-1}$	Litro por hora
$L min^{-1}$	Litro por minuto
$L m^{-2}h^{-1}$	Litro por metro quadro por hora
MF	Microfiltração
m^{-1}	Por metro
$mg g^{-1}SS$	Miligrama por gramas de sólidos suspensos
$mg g^{-1}SSV$	Miligrama por gramas de sólidos suspensos voláteis
$mgHA^{\cdot}c L^{-1}$	Miligrama de ácido acético por litro
mm	Milímetro
$m^3 m^{-2} s$	Metros cúbicos por metros quadrado vezes segundo
$mL g^{-1}$	Mililitro por grama
min	Minuto
$m^{-3} d^{-1}$	Metros cúbicos por dia
$m s^{-1}$	Metro por segundo
$mJ m^{-2}$	MiliJoules por metros quadrados
mV	Milivolts
MD	Membrana dinâmica
Mg	Magnésio
$mg L^{-1}$	Miligrama por litro
$mLN g^{-1}DQO$	Mililitro em CNTP por grama de DQO
MLSS	Sólidos suspensos do licor misto
N	Normal
N ^o	Número
NTK	Nitrogênio Total Kjeldahl
NTU	Unidade nefelométrica de turbidez
OMS	Organização Mundial da Saúde

Pa	Pascal
Pa s	Pascal vezes segundo
Pe	Pressão na linha de alimentação
Pp	Pressão na linha de permeado
PMS	Produtos microbianos solúveis
PPM	Partes por milhão
PTM	Pressão transmembrana
P/P ₀	Razão entre pressão transmembrana
PSM	Processos de separação por membranas
PN/PS	Relação proteínas/carboidratos
R ²	Coefficiente de regressão
R ² adj	Coefficiente de regressão ajustado
r _p	Coefficientes de correlação de Pearson
R _T	Resistência à filtração
SQE	Soma dos quadrados dos erros
SisMonBio	Sistema de monitoramento online de biorreatores
SPE	Substâncias poliméricas extracelulares
ST	Sólidos totais
STV	Sólidos totais voláteis
SS	Sólidos suspensos
SST	Sólidos suspensos totais
SSV	Sólidos suspensos voláteis
TDH	Tempo de detenção hidráulica
TRC	Tempo de retenção celular
UF	Ultrafiltração
WHO	World Health and Organization
uH	Unidade de Hazen
XDLVO	Derjaguin-Landau-Verwey-Overbeek

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	16
2 OBJETIVOS	19
2.1 Objetivo geral	19
2.2 Objetivos específicos	19
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	20
3.1 Processos de separação por membranas	20
3.1.1 Biorreatores anaeróbios de membrana dinâmica (BRAnMD)	20
3.1.2 Predição termodinâmica para formação da membrana dinâmica - teoria de XDLVO	29
3.1.3 Fundamentos da mecânica dos fluidos para formação da membrana dinâmica	31
3.1.4 <i>Fouling</i> em biorreatores de membrana dinâmica	31
3.1.4.1 Tipo de material suporte	35
3.1.4.2 Tamanho de poro	37
3.1.4.3 Concentração de sólidos	40
3.1.4.4 Substâncias poliméricas extracelulares e produtos microbianos solúveis.....	44
3.1.4.5 Estrutura e tamanho do floco.....	48
3.1.4.6 Pressão transmembrana e fluxo do permeado	52
3.1.4.7 Tempo de detenção hidráulica e tempo de retenção celular	58
3.1.4.8 Limpeza no módulo de membrana	61
3.1.5 Modelagem matemática para mecanismo de <i>fouling</i> na formação da membrana dinâmica	66
4 MATERIAL E MÉTODOS	69
4.1 Localização do sistema experimental	69
4.2 Coleta do esgoto doméstico	69
4.3 Descrição do sistema experimental	69
4.4 Monitoramento do sistema experimental	73

4.5 Métodos analíticos	75
4.6 Balanço de massa do sistema BRAnMD	76
4.7 Análise de dados	77
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO	79
5.1 Caracterização dos lodos do inóculo e do biorreator	79
5.2 Comportamento da pressão transmembrana, resistência à filtração e fluxo do permeado no sistema BRAnMD	80
5.3 Desempenho do BRAnMD no tratamento de águas residuárias domésticas	88
5.4 Produção de biogás	107
5.5 Balanço de massa do biorreator anaeróbio de membrana dinâmica	111
5.6 Modelagem matemática para mecanismo de <i>fouling</i> na formação da membrana dinâmica	115
6 CONCLUSÕES.....	121
7 RECOMENDAÇÕES.....	123
REFERÊNCIAS	124
APÊNDICE I.....	139

1 INTRODUÇÃO

O desenvolvimento econômico e social de qualquer país está fundamentado na disponibilidade de água e na capacidade de conservação e proteção dos recursos hídricos. Ao longo dos últimos 50 anos, o crescimento acelerado das populações e a intensificação das atividades econômicas (desenvolvimento industrial e tecnológico) têm exercido forte demanda pelas poucas fontes disponíveis de água doce do planeta, comprometendo, assim, a qualidade destas (JACOBI e GRANDISONI, 2017; ISIK *et al.*, 2020). Acompanhando este ritmo, tem-se também uma elevação do volume de águas residuárias geradas, sejam elas de origem industrial ou doméstica, tornando-se um grande passivo ambiental (KUBLER *et al.*, 2015).

O tratamento de águas residuárias domésticas para a remoção de matéria orgânica, sólidos e patógenos prioriza o uso dos métodos baratos e de fácil execução. O tratamento biológico pode ser uma parte importante e integrar qualquer estação de tratamento de águas residuárias. A otimização de métodos biológicos busca melhorias no campo social, econômico e ambiental. Os estudos contínuos desses processos de tratamento são direcionados à redução dos custos, utilização de pequenas áreas para implantação da estrutura física, além de solucionar, impedir, mitigar e/ou minimizar, ou mesmo compensar os efeitos negativos das atividades humanas (VAN HAANDEL e VAN DEREM LUBBE, 2012; METCALF & EDDY, 2016).

Os métodos biológicos por via anaeróbia são mais aplicados nas estações de tratamento, tendo em vista que estes não demandam elevado consumo de energia como os de vias aeróbias. Os métodos por via anaeróbia têm a vantagem de produzir metano, gás de elevado poder calorífico que pode ser utilizado como fonte alternativa de energia, pode ser transformado em energia elétrica podendo suprir a energia necessária para operação do sistema da própria ETE (SKOUTERIS *et al.*, 2012; VASSALLE *et al.*, 2020), além do lodo gerado ser em quantidade menor e estabilizado, menos putrescível, o que facilita o seu manuseio e destinação final (LIN *et al.*, 2013; METCALF & EDDY, 2016).

No entanto, pesquisas desenvolvidas mostram que os sistemas anaeróbios convencionais continuam com baixa taxa de remoção de material orgânico, sólidos e patógenos quando comparado com sistemas aeróbios, mesmo em condições das zonas tropicais (ABE *et al.*, 2011; SOUSA *et al.*, 2012; YAYA-BEAS *et al.*, 2016; BRESSANI-RIBEIRO *et al.*, 2017; VASSALLE *et al.*, 2020).

Para contornar as fragilidades dos sistemas anaeróbios vários estudos vêm utilizando membranas de filtração como as de microfiltração (MF) e ultrafiltração (UF) acopladas aos biorreatores anaeróbios, e os resultados têm se mostrado satisfatórios no que concerne a remoção de matéria orgânica e sólidos suspensos (JUDD *et al.*, 2006; LIU *et al.*, 2009; JUDD *et al.*, 2011; DU *et al.*, 2020; FOGLIA *et al.*, 2020). Não obstante, a principal restrição dessa tecnologia está relacionada aos altos custos das membranas, elevada demanda de energia e a rápida formação de *fouling* das membranas, o que ocasiona uma redução significativa do fluxo do permeado (LIU *et al.*, 2009; ZHANG *et al.*, 2009; ZHAO *et al.*, 2011, YU *et al.*, 2019a; VERGINE *et al.*, 2021). Em situações extremas, o fenômeno de *fouling* é irreversível, fazendo com que o desempenho da membrana não possa ser restaurado, nem após a etapa de limpeza, limitando, assim, a sua vida útil (AMY, 2008; ERSAHIN *et al.*, 2012). Como consequência, as membranas devem ser substituídas frequentemente acarretando mais custos ao processo (AMY, 2008; LIU *et al.*, 2009; YANG *et al.*, 2020).

Uma alternativa promissora para resolver problemas encontrados em processos que utilizam biorreatores anaeróbios de membrana (BRMs) é a tecnologia de membrana dinâmica (MD) (ERSAHIN *et al.*, 2012; SIDDIQUI *et al.*, 2020). A MD é uma torta formada na superfície de uma malha suporte, rica em microrganismos ativos organizados em biofilmes, partículas de lodo e flocos biológicos, sobre os quais se depositam moléculas orgânicas e inorgânicas, metais e nutrientes. Vale ressaltar que muitas destas moléculas podem formar novos compostos químicos, como a estruvita e o fosfato de amônia e potássio (ERSAHIN *et al.*, 2016a; HU *et al.*, 2018a; WANG *et al.*, 2020), o que torna este tipo de sistema ainda mais interessante.

Segundo Ma *et al.* (2013ab), Ersahin *et al.* (2017), Siddiqui *et al.* (2019), Hu *et al.* (2020) e Yang *et al.* (2020) com o emprego do biorreator anaeróbio de membrana dinâmica (BRAnMD) é possível realizar uma completa retenção da biomassa no sistema através do controle do tempo de retenção celular, independentemente do tempo de detenção hidráulica. Esta característica possibilita que o sistema trate grandes volumes em unidades de tratamento compactos, que permitem maior tempo de contato entre o material biodegradável e os microrganismos, garantindo, assim, a remoção do material orgânico, redução de patógenos e uma melhor estabilização do lodo. Desse modo, é possível alcançar uma eficiência de tratamento equivalente a de um biorreator de membrana de microfiltração/ultrafiltração convencional, sem a necessidade de custos elevados.

Guan *et al.* (2018a) asseguram que o bloqueio dos poros do material suporte nos sistemas de biorreatores de MD é causado principalmente pelos flocos biológicos, que na

maior parte são bactérias cobertas por substâncias semelhantes a gel. O bloqueio dos poros do material suporte com substâncias poliméricas extracelulares (SPE) e Produtos microbianos solúveis (PMS) é o principal fator de *fouling* nas membranas convencionais (MF e UF) (LIU *et al.*, 2012; MENG *et al.*, 2017). Isso não ocorre em BRAnMD porque os poros são muito grandes para serem bloqueados com SPE e PMS. No entanto, Saleem *et al.* (2017), Li *et al.* (2018a) e Wang *et al.* (2020) afirmam que, embora haja distinção na forma de bloqueio nos dois tipos de sistemas, a modelagem matemática sistematizada por Hermia, utilizada para elucidar o mecanismo de filtração em BRMs, também pode ser aplicada em BRAnMD.

Contudo, muitos estudos utilizando o BRAnMD têm sido desenvolvidos com o auxílio de uma bomba para recirculação do concentrado e outra para sucção do permeado, o que acarreta um maior consumo de energia elétrica. Além disso, não foi verificado até momento estudos que abordam o mecanismo de formação da MD aplicando a modelagem matemática sistematizada por Hermia no tratamento de águas residuárias domésticas pelo sistema BRAnMD, existem apenas pesquisas aplicando a modelagem desenvolvida por Hermia no tratamento de águas residuárias sintéticas em sistema BRAnMD.

Desta forma, o presente estudo teve por objetivo investigar o sistema BRAnMD sob pressão hidráulica, sem bombas de recirculação do concentrado e sucção do permeado para o tratamento de águas residuárias domésticas à temperatura ambiente, de modo a avaliar o desempenho do sistema na remoção da matéria orgânica, nutrientes e ovos de helmintos, para possível uso do efluente na agricultura. Por outro lado, pretendeu investigar a aplicabilidade de modelagem matemática sistematizada por Hermia no tratamento de águas residuárias pelo BRAnMD, para poder compreender os principais mecanismos que regem a formação da camada de MD, e avaliar os possíveis efeitos da variação dos parâmetros operacionais no desenvolvimento e desempenho da MD.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

Avaliar o desempenho de biorreator anaeróbico de membrana dinâmica (BRAnMD) no tratamento de águas residuárias domésticas, visando à geração de efluente com baixas concentrações de matéria orgânica e ovos helmintos.

2.2 Objetivos específicos

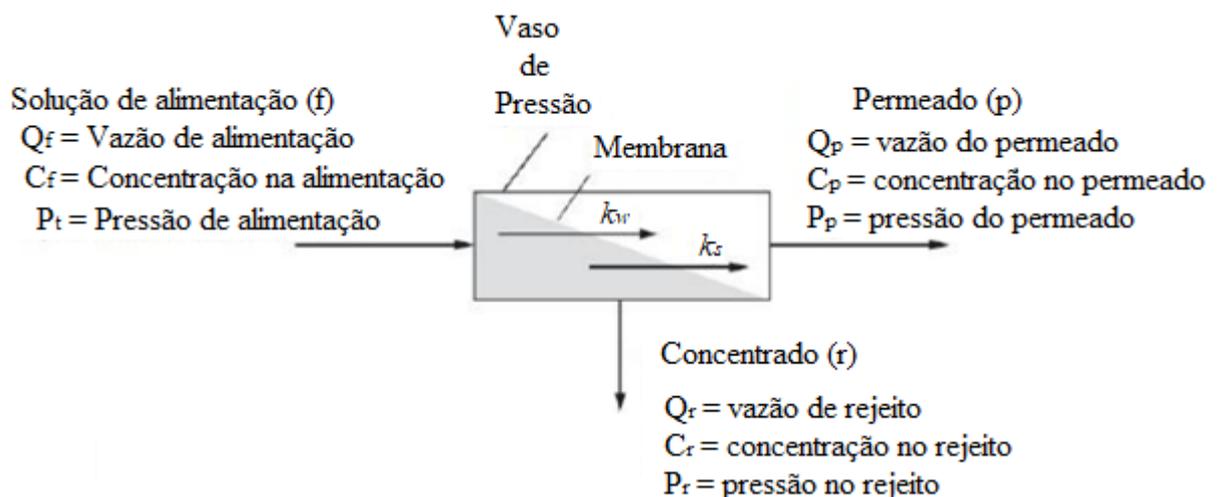
- Analisar o comportamento da membrana dinâmica observando a variação da pressão transmembrana, da turbidez e da concentração de sólidos;
- Analisar o processo de formação de membrana dinâmica submetida a diferentes fluxos do permeado;
- Avaliar a remoção da concentração de material carbonáceo, nutrientes e ovos de helminto pelo BRAnMD;
- Analisar o mecanismo de *fouling* na formação da MD.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Processos de separação por membranas

Os processos de separação por membranas (PSM) podem ser entendidos como um processo de filtração que se utiliza de membranas para realizar a separação de constituintes presentes em soluções complexas. Nos PSM, as membranas agem como uma barreira que separa duas fases e que transfere seletivamente massa entre elas (DAVIS, 2010). Segundo Metcalf & Eddy (2016), para o tratamento de águas residuárias domésticas ou industriais, os principais termos utilizados no campo de PSM são: alimentação ou substrato (corrente afluyente), concentrado ou rejeito (fração que não passou pela membrana) e permeado (fração que atravessa a membrana), conforme mostrado na Figura 1.

Figura 1. Representação esquemática do processo de separação por membranas.



1

Fonte: Metcalf & Eddy (2016).

3.1.1 Biorreatores anaeróbios de membrana dinâmica (BRAnMD)

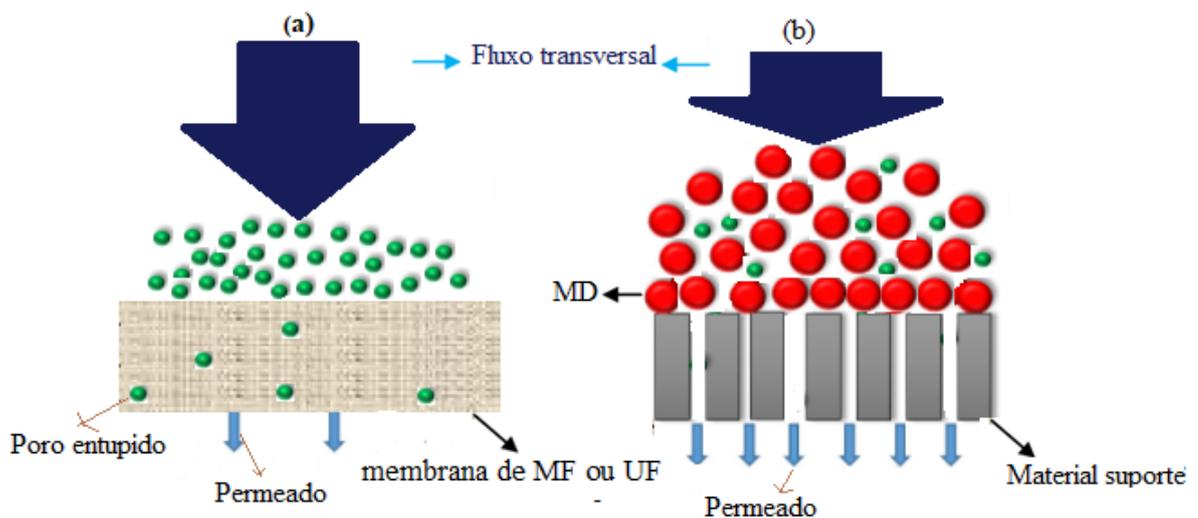
A membrana dinâmica (MD), também conhecida por membrana secundária ou biológica, é normalmente formada sobre um material suporte subjacente, barato e de poros relativamente grandes, na ordem de 10-200 μm (ALIBARDI *et al.*, 2014; GUAN *et al.*, 2018a, WANG *et al.*, 2020). Segundo Guan *et al.* (2018a), o material suporte possui uma

¹ k_w e k_s são coeficientes de transferência de massa para água e para soluto

² b¹ indica a escala original fornecida pelo modelo no software Origin Pro 18.

resistência intrínseca baixa, quase desprezível, podendo ser feito de malha, pano de filtro não-tecido, malha de aço inoxidável e até mesmo uma membrana, quando a solução que irá ser filtrada contiver partículas de sólidos suspensos, tais como, células microbianas e flocos e coloides. Vale frisar que, devido ao tamanho dos poros serem maiores, esses materiais não atuam como material de filtração, mas, realmente, como material suporte. Entre as vantagens desta tecnologia estão o alto fluxo do permeado, o baixo custo do módulo de membrana e a facilidade de lavagem. As partículas orgânicas e coloidais que normalmente resultam em bloqueio da membrana são retidas na camada de filtração pela MD, evitando, assim, *fouling* do material suporte como no sistema de membrana de MF e UF (Figura 2). Desta forma, para o processo de filtração são utilizados módulos com materiais baratos e de poros grosseiros, ao invés de membranas de MF e UF (ALIBARDI *et al.*, 2014; ERSAHIN *et al.*, 2017).

Figura 2. Esquema demonstrativo de filtração por membrana: (a) membranas de MF ou UF; e (b) MD formada sobre material suporte de poros grandes de baixo custo.



Fonte: adaptado de Pajoo (2018).

Ersahin *et al.* (2014) e Wang *et al.* (2020), na verdade a MD é uma camada de *fouling* (isto é, torta, camada de gel ou biofilme) que beneficia a filtração por membrana, agindo como barreira para proteger a membrana primária do entupimento, além de desempenhar um papel importante nos bioreatores de membrana dinâmica como um separador sólido-líquido.

Segundo Hu *et al.* (2016ab), o papel que a MD desempenha nos sistemas BRAnMD ocorre nas seguintes condições: primeiro, interceptação e retenção física de partículas de diferentes tamanhos; segundo, biodegradação de alguns poluentes retidos pela biomassa; e terceiro, a liberação de produtos do metabolismo que deterioram a qualidade do efluente.

Cabe mencionar que a interceptação e retenção físicas são primordiais para a formação da MD, porque uma separação sólido-líquido eficiente é crítica para a retenção de biomassa de crescimento lento e operação de processo estável para resistir a prováveis condições turbulentas.

O aumento da remoção de poluentes, mesmo orgânicos solúveis, e produção de biogás na camada de MD foram relatados por Alibardi *et al.* (2016), que verificaram a existência de atividade da biomassa na camada de uma MD. Por último, a liberação de produtos do metabolismo microbiano (ex: PMS) da camada de uma MD pode afetar a qualidade do permeado, no entanto, as quantidades exatas dos mesmos são difíceis de determinar devido à ausência de métodos disponíveis ou estratégias de detecção *in situ*. No geral, as concentrações de poluentes solúveis no permeado são, aparentemente, sempre menores do que no lodo do biorreator, sugerindo que o efeito da biodegradação microbiana excede o efeito de liberação de metabólitos. Desse modo, não há dúvida de que a camada de uma MD pode aumentar a eficiência de remoção em alguma medida (ALIBARDI *et al.*, 2016). Segundo Zhu *et al.* (2019), a formação de uma camada de torta eficaz é necessária para obter uma qualidade alta de efluente e estável pela tecnologia da MD.

De acordo com Liu *et al.* (2016), a aplicação da MD aumenta a capacidade de retenção de substratos, como: SS, DQOs, polissacarídeos e proteínas, o que pode estimular a alteração dos microrganismos dominantes no sistema, resultando em mudanças nas vias de degradação da matéria orgânica. Embora as bactérias que são essenciais para a degradação da matéria orgânica refratária exibam uma baixa taxa de crescimento, elas poderiam ser retidas pela MD e acumuladas, resultando, conseqüentemente, em uma maior degradação de substâncias refratárias para conversão em subprodutos como AGV. É importante frisar que, não é apenas a quantidade de microrganismos e substratos que aumenta na MD, aumenta também a quantidade de enzimas hidrolíticas, como a protease e β -glicosidase. As atividades de protease e β -glicosidase podem aumentar de 1,0 para 5,0 $\mu\text{mol L}^{-1}\text{h}^{-1}$ e de 15,0 para 23,0 $\mu\text{mol L}^{-1}\text{h}^{-1}$, respectivamente.

Sendo assim, os mesmos autores destacaram quatro vantagens de se utilizar um sistema com MD. Em primeiro lugar, a MD tem um forte potencial antipoluição, o *fouling* na membrana pode ser facilmente retirado e o fluxo do permeado pode ser completamente restaurado. Em segundo lugar, o fluxo do permeado varia entre 40 e 100 $\text{L m}^2 \text{h}^{-1}$, que é 1 a 4 vezes mais alto que o das membranas convencionais. Em terceiro lugar, uma MD tem baixa pressão de filtração, e o efluente pode fluir com a ajuda da gravidade. Finalmente, uma MD usa suportes baratos, ao invés de membranas caras, o que reduz muito os custos de

investimento, torna o tratamento de águas residuárias por filtração de membranas viável em termos de operação e manutenção. Portanto, é tecnicamente e sustentável substituir uma membrana convencional por uma MD em um reator biológico (LIU *et al.*, 2016).

Li *et al.* (2018ab) frisam que as principais vantagens de uma MD são sua baixa resistência à filtração e baixa pressão transmembrana (PTM). Todo o processo de filtração pode ser operado por gravidade, ou seja, sem bombas. A MD é facilmente limpa com escovação da superfície, polimento com ar e ou com retrolavagem. Essas características destacam o potencial da tecnologia da MD no tratamento de efluentes, que ainda requer inovação no que diz respeito à eficiência de tratamento e consumo de energia. Além disso, a MD é uma tecnologia promissora para a remoção de micropartículas não degradáveis de baixa densidade, como microplásticos, que são contaminantes de águas residuárias cada vez mais prevalentes. Estas micropartículas não são facilmente removidas por meio de sedimentação convencional e resultam em maiores custos de operação e manutenção em processos unitários posteriores.

Judd *et al.* (2017) relataram que partículas inorgânicas granuladas, quando revestidas por matéria orgânica, tornam-se mais leves e podem entrar nos vasos e canais de uma unidade de tratamento, danificando potencialmente os equipamentos mecânicos e aumentando os custos de manutenção. Os microplásticos não degradáveis recentemente se tornaram mais comumente usados na vida diária (CARR *et al.*, 2016; ESTAHBANATI e FAHRENFELD, 2016; MINTENIG *et al.*, 2017), e são difíceis de remover pelo método tradicional de tratamento de águas residuárias. São necessárias, portanto, pesquisas que determinem como remover partículas de microplásticos de maneira eficaz durante o tratamento de águas residuárias. Neste sentido, a tecnologia de MD é uma opção de tratamento promissora para a remoção de micropartículas durante o tratamento de efluentes, porque uma MD ainda seria capaz de remover partículas de baixa densidade (e, portanto, de baixa sedimentação), como microplásticos.

Apesar das vantagens econômicas da tecnologia MD, sua estabilidade continua sendo a principal preocupação durante a aplicação prática. A esse respeito, as MDs parecem ser mais aplicáveis em biorreatores anaeróbios, levando em conta o crescimento lento de microrganismos anaeróbios e a condição hidrodinâmica branda devido à ausência de aeração. A MD pode ser combinada com biorreatores em diferentes modos através do módulo de membrana, tais como, o módulo de membrana colocado na zona de assentamento de reator de manta de lodo anaeróbio (UASB), montado externamente ao biorreator ou submerso no interior de biorreator. A configuração submersa parece ser mais atraente, particularmente em

termos da rápida formação/regeneração da MD efetiva, que afeta diretamente a qualidade e a eficiência do tratamento (ERSAHIN *et al.*, 2017; QUEK *et al.*, 2017; ZHANG *et al.*, 2010).

Conforme Hu *et al.* (2020), uma vez que o acúmulo excessivo de substâncias causadoras de *fouling* dificulta a operação estável de biorreatores de membrana dinâmica, resultando em um aumento rápido da pressão transmembrana (PTM) ou em declínio rápido no fluxo de filtração, a limpeza física simples é suficiente para a remoção da MD e restauro da permeabilidade. Além disso, o risco de bloqueio de poros do material suporte durante a filtração na tecnologia de MD é baixo, visto que os materiais de suporte comumente usados têm tamanhos de poros grandes. Em bioreatores de membranas (MF/UF) convencionais, embora haja possibilidade ser formada também uma torta, uma simples limpeza física não remove as substâncias causadoras de *fouling*, pois o material suporte possui tamanhos de poro muito pequenos.

Para Saleem *et al.* (2017), o mecanismo de filtração do BRAnMD é bastante diferente daquele que ocorre em bioreatores de membranas (MF/UF) convencionais de forma que, após a formação da camada de MD, a resistência à filtração é causada exclusivamente pela MD. Todavia, o crescimento excessivo de uma camada de MD espessa e densa dificulta uma operação de filtração de longo prazo devido à perda excessiva de permeabilidade. Portanto, a identificação de parâmetros operacionais, por exemplo, natureza e características das partículas constituintes, suporte subjacente, concentração de sólidos suspensos, tamanhos de poros de malha e condições hidrodinâmicas, que afetam o desenvolvimento da MD continua sendo crucial para aplicações práticas em larga escala (ZANG *et al.*, 2014), mas o gerenciamento desses parâmetros para garantir a reprodutibilidade do desempenho e o controle da PTM ainda representa uma tarefa desafiadora para a implementação da MD.

De acordo com Pollice e Vergine (2020) diferentemente do que ocorre em biorreatores de membranas (MF/UF) convencionais, nos biorreatores de membrana dinâmica a remoção da torta do material suporte provoca uma perda temporária da qualidade do permeado, que é rapidamente recuperada assim que uma nova torta se forma. Por outro lado, o biorreator de membrana dinâmica não requer limpeza química, o que resulta em economia operacional. No entanto, quando a pressão é imposta no material suporte, a permeação do licor misto pelos poros induz o acúmulo de lodo no material suporte. Enquanto o acúmulo de sólidos continua, outros fenômenos podem ocorrer na espessura da MD, como a compactação da camada biológica, o desprendimento de agregados de lodo, o crescimento de biomassa diretamente dentro da camada de MD e a formação de poros, que podem progressivamente ampliar e se tornar caminhos preferenciais. Em outras palavras, a camada biológica (torta) pode ser

considerada como uma estrutura viva complexa que evolui ao longo do tempo e tende a atingir um equilíbrio dinâmico em condições operacionais estáveis.

O equilíbrio entre os fenômenos de formação e destruição de membrana pode ser bastante estável por longos períodos, os quais podem durar até várias semanas (VERGINE *et al.* 2018; GUAN *et al.*, 2018ab). Durante esta fase, a hidrodinâmica do biorreator, o processo de filtração (fluxo) e as condições do biosistema, exemplo TRC e taxa de carga orgânica concorrem para conduzir o sistema em direção a um equilíbrio entre os fenômenos contrastantes de acúmulo da torta e remoção de suas camadas superficiais. Esse equilíbrio relativamente delicado é perturbado periodicamente pelo acúmulo excessivo da camada biológica, o que pode levar a uma queda na produtividade (aumento da PTM) que pode causar rachaduras na superfície da MD, conseqüente ocorrência de caminhos preferenciais e, eventualmente, o aumento de turbidez do efluente. Portanto, a limpeza periódica do material suporte é necessária (XIONG *et al.*, 2016; SALERNO *et al.*, 2017; GUAN *et al.*, 2018ab).

Zhao *et al.* (2010), Zhang *et al.* (2011) e Ersahin *et al.* (2014) ratificam que o módulo de MD em BRAnMD fornece retenção menos eficiente de partículas finas e coloides durante o estágio de formação da camada de MD, resultando em um efluente inicial turvo (contendo sólidos suspensos) e possível perda de biomassa substancial. No entanto, este problema pode ser resolvido aumentando a formação rápida da camada de MD, fazendo pré-revestido do lodo ou retornando o efluente inicial ao bioreator (HWANG *et al.*, 2008; HU *et al.* 2018b).

Siddiqui *et al.* (2019) chamam a atenção para o fato de que, antes da formação da MD estável, o próprio material suporte não pode induzir a separação sólido-líquido, pois a MD consiste principalmente em uma camada de torta formada a partir do lodo do biorreator e uma camada de gel formada a partir dos metabólitos do lodo, principalmente substâncias poliméricas extracelulares (SPE) que se desenvolvem durante a filtração. Segundo os mesmos autores, estudos anteriores mostraram que a qualidade do efluente dos biorreatores de MD nas primeiras horas, ou mesmo dias, é extremamente baixa e a perda de lodo é significativa. No entanto, a qualidade aumenta gradualmente com a operação prolongada. Em outras palavras, deve-se permitir tempo suficiente para filtração, de modo que uma MD estável possa se formar para que a separação sólido-líquido seja efetiva, bem como a retenção de lodo nos sistemas. Além disso, o acúmulo de lodo e SPE no material suporte nas horas iniciais de operação também pode determinar o desempenho e a vida útil dos biorreatores de MD. Portanto, é importante investigar o acúmulo e a distribuição da MD e da SPE durante a fase de formação, quanto o seu efeito no *fouling* durante o período de inicialização do BRAnMD.

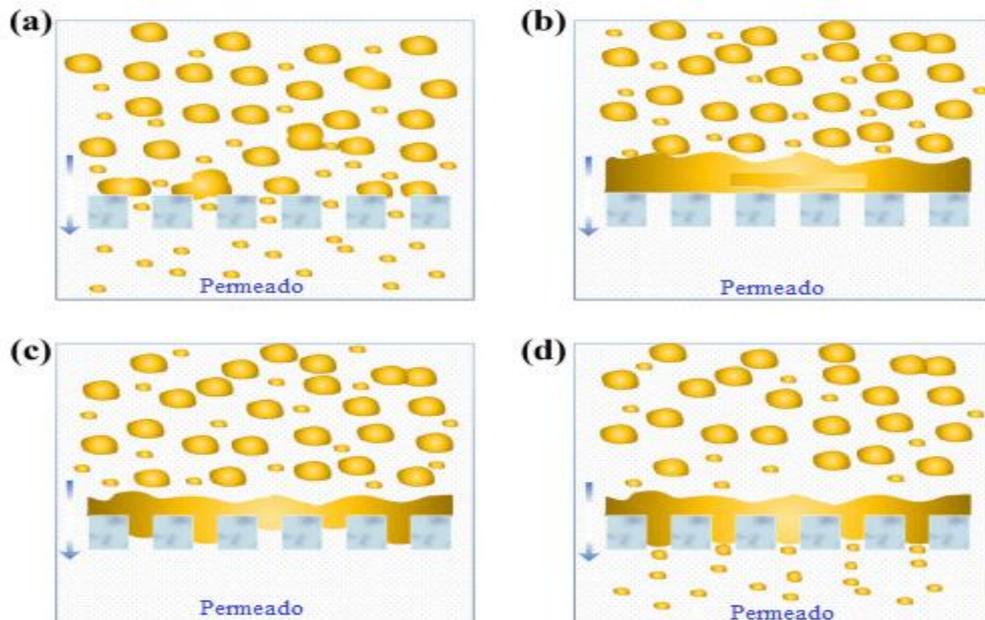
Hu *et al.* (2016a) e Yu *et al.* (2019b) atestam que o indicativo macroscópico de formação da MD é uma redução acentuada da turbidez do permeado, juntamente com uma diminuição drástica do fluxo do permeado. O estágio de maturação da MD é caracterizado por uma diminuição contínua da turbidez do permeado, uma redução do fluxo do permeado e um aumento da resistência à filtração. De acordo com Hu *et al.* (2020), o tempo necessário para a formação da camada de MD estável está na faixa de 10–25 dias durante a operação de longo prazo (aproximadamente 30–50 dias) sob fluxo de 1,0–8,0 L m⁻² h⁻¹. Para Yang *et al.* (2020), a formação bem-sucedida de uma camada da torta heterogênea, que é comumente denominada MD, tem uma estrutura robusta e filtração estável.

Segundo Wang *et al.* (2020), três principais fases estão envolvidas na filtração por MD, a saber: formação da camada de MD (Figura 3a-b), colmatção ou compressão (Figura 3c) e dissociação (Figura 3d). Uma fase de iniciação que dura vários dias é necessária para ocorrer a estabilização da camada de MD na superfície do material suporte, e a qualidade do efluente pode ser ruim (Figura 3a) nessa fase, portanto, o permeado precisa ser devolvido ao biorreator até que a camada de MD seja formada (Figura 3b). Segundo os mesmos autores, um fluxo do permeado alto pode encurtar a duração da fase iniciação.

Em estado estacionário, idealmente, a camada de MD é mantida em equilíbrio dinâmico entre a tendência de aumentar a espessura e o efeito de cisalhamento (Salerno *et al.*, 2017). Normalmente, a camada de MD tem 0,5–3,0 mm de espessura e é uniformemente distribuída (ERSAHIN *et al.*, 2014; HU *et al.*, 2018b). À medida que a PTM aumenta, a camada de MD é gradualmente comprimida para se tornar não porosa (Figura 3c). Posteriormente, as partículas causadoras de *fouling* depositadas induzem ao aumento adicional da resistência à filtração (CHU *et al.* 2013). O *fouling* da membrana dinâmica pode ser controlado por meio de retrolavagem utilizando ar ou líquido, o que evita a quebra e dissociação da camada dinâmica (Figura 3d) (SALERNO *et al.*, 2017; VERGINE *et al.*, 2018).

À medida que *fouling* da membrana progride, a facilidade de limpeza da camada de MD por meios físicos em ciclos repetidos de regeneração e filtração, representa uma das principais vantagens de biorreatores de MD em relação aos biorreatores de membranas (MF/UF) convencionais, pese embora a turbidez do efluente seja ligeiramente mais elevada durante as primeiras 2-4 h após a limpeza (VERGINE *et al.*, 2018).

Figura 3. Evolução da camada de MD: (a) antes da formação da MD; (b) MD formada; (c) compressão da MD; e (d) quebra e dissociação da camada de MD.



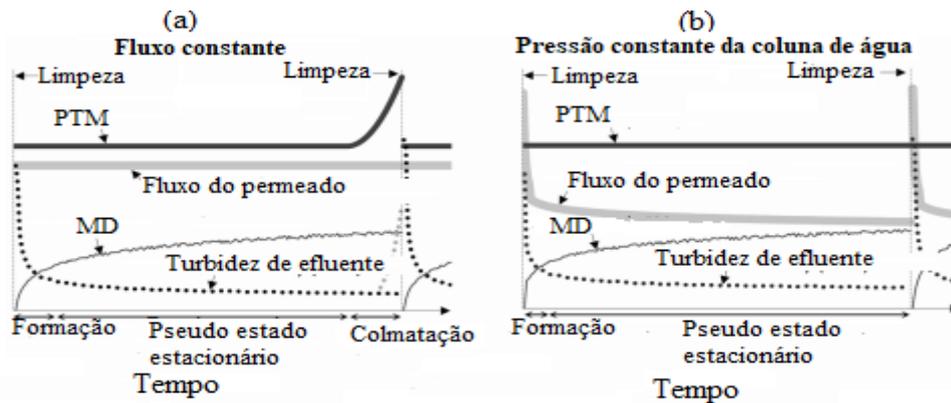
Fonte: adaptado de Wang *et al.* (2020).

Pollice e Vergine (2020) classificam a formação da MD de acordo com o processo operacional adotado. Durante a operação sob fluxo constante (Figura 4a), a vida de uma MD entre dois eventos de limpeza pode ser dividida em três fases principais: formação, maturação e colmatção. A fase de formação pode normalmente durar algumas horas e é caracterizada pelo aumento do desempenho da filtração, de forma que a turbidez do efluente atinge um pico imediatamente após cada limpeza e então diminui rapidamente. Uma vez que um valor relativamente estável de turbidez do efluente é alcançado, a membrana é considerada em seu estágio de maturação, que geralmente dura muito mais do que o estágio de formação (dias ou semanas). Quando inicia a colmatção dos poros da MD, a permeabilidade diminui gradualmente. Quando um limite da PTM predefinido é atingido, uma nova limpeza é realizada.

Durante a operação sob pressão da coluna de água constante (Figura 4b), a vida da MD pode ser dividida em duas fases principais: formação e maturação. Neste caso, a fase da formação da MD é bastante rápida ocorrendo uma rápida diminuição do fluxo, o que significa que a MD está parcialmente colmatada. Neste caso, o estágio de maturação é considerado quando as condições de pseudoestado estacionário começam a serem atingidas, isto é, a velocidade de queda do fluxo é próxima de zero. No entanto, este processo de *fouling* continua lentamente durante o estágio de maturação, e uma nova limpeza é realizada quando o

fluxo atinge um limite abaixo do predefinido, por exemplo, 10% do fluxo inicial (POLLICE e VERGINE, 2020).

Figura 4. Desempenho típico de uma membrana dinâmica entre dois eventos de limpeza consecutivos em um biorreator de MD operado sob fluxo constante (a) ou sob pressão constante da coluna de água (b).



Fonte: adaptado de Pollice e Vergine (2020).

Por isso, para obter um bom desempenho geral do processo, a operação do sistema biorreator de membrana dinâmica deve ser otimizada a fim de maximizar o fluxo, minimizar a turbidez do efluente durante o estágio de maturação da MD, e ter um estágio de formação da MD curto, o suficiente para não afetar consideravelmente a qualidade média do efluente. Todos esses objetivos devem ser alcançados operando o sistema sob baixas pressões de sucção (permitindo a filtração por gravidade) e com frequências de limpeza razoáveis. Em outras palavras, as condições de operação devem promover uma formação rápida da camada de MD e favorecer um equilíbrio entre seu crescimento e remoção, garantindo a presença de uma membrana dinâmica estável e desobstruída por um longo período (POLLICE e VERGINE, 2020).

Pillay *et al.* (1994) relataram a primeira aplicação da membrana dinâmica em sistemas anaeróbios. A partir de 2007, as pesquisas com BRAnMD começaram a ganhar uma maior atenção da comunidade acadêmica, através das várias tentativas de se otimizar as condições operacionais (ERSAHIN *et al.*, 2012); contudo, só a partir de 2010 é que as pesquisas foram mais intensivas. Como uma tecnologia emergente, esse sistema tem recebido atenção crescente nos últimos 7 anos para o tratamento de águas residuárias domésticas (Hu *et al.* 2018b, Yang *et al.* 2020), águas residuárias sintéticas de alta concentração (ERSAHIN *et al.*, 2014), lodo ativado (YU *et al.*, 2014; CAYETANO *et al.*, 2020a), lixiviado de aterro sanitário

(XIE *et al.*, 2014), águas residuárias de indústria têxtil (SAHINKAYA *et al.*, 2017), efluentes com micropartículas (LI *et al.*, 2018a), restos de alimentos (CAYETANO *et al.*, 2020b) e águas residuárias contaminadas com óleo (LU *et al.*, 2016).

Entretanto, as pesquisas apontam o fluxo do permeado no interior da membrana como o maior desafio no sistema BRAnMD. Os parâmetros que afetam o fluxo do permeado em BRAnMD estão divididos em três grupos: grupo 1, os que são inerentes à própria membrana e estão relacionados ao material suporte utilizado, tamanho dos poros e configuração do módulo; grupo 2, os que são inerentes aos parâmetros operacionais do sistema, como velocidade do fluxo, PTM, carga orgânica, tempo de retenção celular (TRC) e tempo de detenção hidráulica (TDH); grupo 3, os que são inerentes às características do licor misto, como a concentração de sólidos suspensos, produtos solúveis e precipitados inorgânicos (BÉRUBÉ *et al.*, 2006; SIDDIQUI *et al.*, 2019; WANG *et al.*, 2020).

Yu *et al.* (2019b) acrescentam que as propriedades morfológicas do lodo, como sedimentação, desidratação, floculabilidade, hidrofobicidade, e as substâncias poliméricas extracelulares (SPE) são os fatores que podem afetar o desempenho da membrana em biorreatores de membrana dinâmica, carecendo, portanto, de uma investigação muito mais aprofundada. Pollice e Vergine (2020) e Hu *et al.* (2020) afirmam que investigar os mecanismos de formação da MD na escala micro e meso, por exemplo, interações eletrostáticas e hidrofobicidade, forneceria uma compreensão mais profunda desses fenômenos, e promoveria a otimização da operação do BRAnMD para acelerar a formação da MD e favorecer sua estabilidade a longo prazo. Além de se ter também mais atenção na produção e coleta de biogás em BRAnMD (HU *et al.*, 2020).

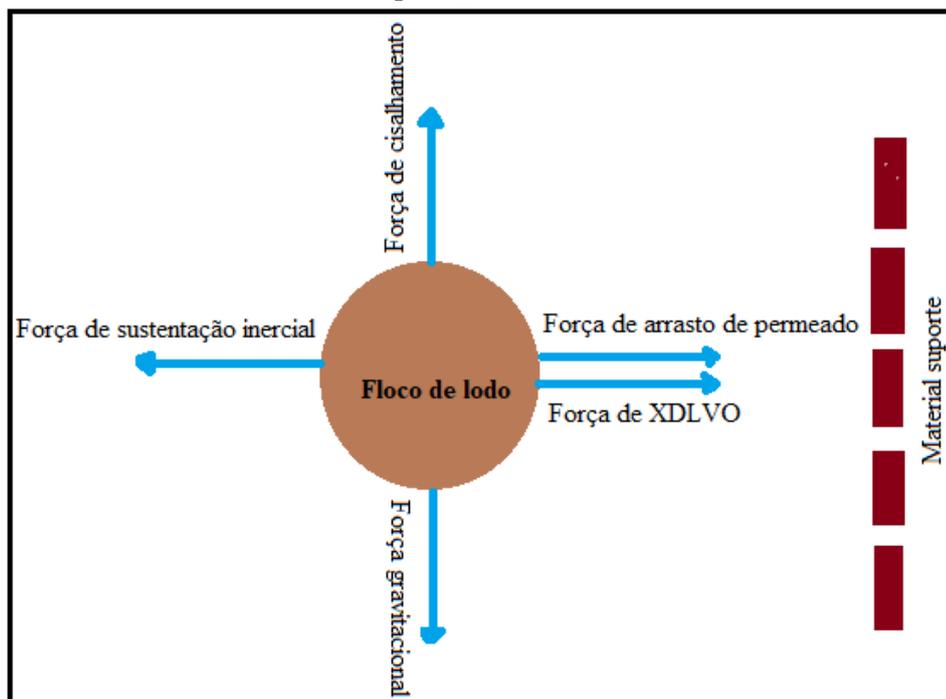
3.1.2 Predição termodinâmica para formação da membrana dinâmica - teoria de XDLVO

Segundo Yu *et al.* (2019b), no estágio inicial de formação da MD, o lodo flui do biorreator para a superfície limpa do material suporte. Este processo é dominado pelas interações entre o material suporte e os flocos de lodo (flocos de lodo - material suporte), o qual é definido como o comportamento de aderência do lodo, processo de adesão. Por outro lado, no estágio de maturação da MD, a maior parte da superfície da membrana é coberta por flocos de lodo, e conseqüentemente, as interações entre os flocos de lodo próximos e os flocos de lodo depositados substituem as interações entre os flocos de lodo e o material suporte. As interações entre os flocos de lodo próximos e os flocos de lodo depositados (flocos de lodo-

flocos de lodo) controlam a formação da camada da MD no estágio de maturação. Por conseguinte, as interações flocos de lodo-flocos de lodo são definidas como comportamentos de coesão do lodo, processo de coesão.

A formação da MD pode ser descrita como um processo dinâmico sob forças hidrodinâmicas e termodinâmicas (HONG *et al.*, 2013). As forças hidrodinâmicas dominantes incluem a força de arraste do permeado, a força de sustentação inercial, a força de cisalhamento e a força gravitacional. As forças termodinâmicas são representadas pelas interações físico-químicas na curta distância entre a superfície do material suporte e flocos de lodo; são elas: as forças de Lifshitz-van der Waals (LW), ácido-base de Lewis (AB) e camada dupla eletrostática (EL). Por fim, interações são descritas pela teoria estendida de Derjaguin-Landau-Verwey-Overbeek (XDLVO) (LIN *et al.*, 2014). Em geral, a força de arraste do permeado, que é induzida pelo fluxo do permeado (pressão de filtração), pode transportar os flocos de lodo para a superfície do material suporte. As forças totais (força XDLVO), que são a soma das forças LW, AB e EL, geralmente tendem a ser de atração, o que poderia ser responsável pela fixação dos flocos de lodo na superfície do material de suporte (YU *et al.*, 2019b). A análise de força microcômica de um floco de lodo próximo à superfície do material suporte é mostrada na Figura 5.

Figura 5. A análise das forças microcômicas de um floco de lodo próximo à superfície do material suporte, teoria de XDLVO.



Fonte: adaptado de Yu *et al.* (2019b).

3.1.3 Fundamentos da mecânica dos fluidos para formação da membrana dinâmica

De acordo com Sun *et al.* (2018), o movimento das partículas de flocos de lodo em direção ao material suporte é fundamentalmente determinado pela mecânica dos fluidos. Incluindo principalmente a força de arraste do permeado e a força de cisalhamento na superfície do material suporte, que são controlados pela velocidade de convecção e a velocidade de transporte de retorno, respectivamente. A velocidade de convecção é proporcional ao fluxo permeado, independentemente do tamanho das partículas, enquanto a velocidade de transporte de retorno aumenta com o aumento do tamanho das partículas. E a taxa de deposição das partículas de lodo é governada pela velocidade da rede no sentido do material suporte, isto é, um equilíbrio entre a velocidade de convecção e a velocidade de transporte de retorno.

No entanto, devido ao alto fluxo permeável inicial durante o período de formação da MD, a deposição dos flocos de lodo é principalmente controlada pela força de arraste do permeado, enquanto o papel da força de cisalhamento é insignificante. A taxa de deposição de partículas grandes é basicamente a mesma que a de partículas pequenas. Uma vez que as partículas pequenas não podem ser efetivamente interceptadas devido à formação incompleta da MD no início, as partículas grandes são preferencialmente acumuladas no material suporte durante o período de formação da MD. E após a formação da MD, uma boa capacidade de retenção de partículas pequenas é alcançada e o fluxo de permeado reduz substancialmente. Conseqüentemente, a ponderação do termo de transporte reverso que determina a diferença na velocidade da rede de partículas pequenas e grandes aumenta substancialmente, correspondendo a uma proporção crescente de partículas pequenas na MD com o tempo. O que resulta em uma densidade crescente de partículas e diminuição da porosidade da MD e, conseqüentemente, uma estrutura mais compacta da MD é formada, que contribui para uma melhor capacidade de retenção e um aumento da PTM e resistência específica (SUN *et al.*, 2018).

Wang *et al.* (2020) ratificam que a espessura da camada MD aumenta com volume das partículas, e diminui com partículas causadoras de *fouling* e a taxa de cisalhamento.

3.1.4 *Fouling* em biorreatores de membrana dinâmica

O *fouling* pode ser entendido como o conjunto de fenômenos capazes de provocar ao longo do tempo uma queda no desempenho da membrana. Tais fenômenos surgem quando se

trabalha com uma solução ou licor misto, e suas consequências podem ser total ou parcialmente irreversíveis. O *fouling* ocasiona a restrição e a oclusão dos poros da membrana através da deposição de partículas orgânicas e inorgânicas, o que resulta no aumento da resistência à filtração e, conseqüentemente, na redução do fluxo do permeado (MARTINEZ-SOSA *et al.*, 2012).

De acordo com Meng *et al.* (2007), o *fouling* pode ser de origem interna, quando há bloqueio dos poros do material suporte, ou externa, devido à formação da torta. Nestes termos, o *fouling* interno geralmente é irreversível, já o *fouling* externo usualmente é reversível.

O *fouling* reversível seria aquele que pode ser removido, mas não completamente, por meios físicos, exemplo, retrolavagem líquida ou gasosa, sob condições de fluxo inverso. Enquanto o *fouling* irreversível refere-se à colmatção apenas removida por limpeza química (CALDERÓN *et al.*, 2011). Segundo Meng *et al.* (2009), a formação de uma forte camada de MD com o concentrado durante o processo de filtração contínuo irá resultar em um *fouling* reversível, que posteriormente será transformada em uma camada com *fouling* irreversível.

O *fouling* também pode ser classificado como biológico, orgânico e inorgânico, dependendo dos componentes por ele responsáveis (WANG *et al.*, 2014). Segundo Meabe *et al.* (2013), o *fouling* biológico ou *biofouling* é formado devido à deposição e crescimento de microrganismos sobre a superfície do material suporte. O *biofouling* inclui também o acúmulo e a adsorção de substâncias poliméricas extracelulares (SPE) e produtos microbianos solúveis (PMS) sobre a membrana e superfície dos poros.

O *fouling* orgânico é causado pela deposição de proteínas, polissacarídeos, ácidos húmicos e outras substâncias orgânicas originadas do lodo, bem como da secreção microbiana, os chamados SPE e PMS. As SPE são geralmente definidas como material polimérico ligado à superfície celular, o qual é extraído por diferentes métodos físicos e químicos. Os PMS são definidos como os produtos microbianos liberados em grandes quantidades para a solução como resultado da lise celular, da hidrólise de SPE, bem como da interação dos microrganismos com o ambiente (WANG *et al.*, 2014).

Quanto ao *fouling* inorgânico, a estruvita ($MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$) surgiu como um dos principais incrustantes inorgânicos identificados em sistemas de PSM. Outros incrustantes inorgânicos conhecidos são fosfato de amônio e potássio ($K_2NH_4PO_4$) e o carbonato de cálcio ($CaCO_3$) (KANG *et al.*, 2002). A precipitação de incrustantes inorgânicos depende muito da presença de cátions no afluente e no licor misto, os quais dão origem aos elementos inorgânicos da camada de torta (SEIDEL & ELIMELECH, 2002). Os carbonatos são um dos

sais dominantes na incrustação inorgânica. Durante as reações biológicas, o CO₂ produzido pelos microrganismos pode afetar a supersaturação dos carbonatos e o pH da suspensão do lodo. Assim, carbonatos de metais como Ca e Fe cristalizam e aumentam o potencial de incrustação da membrana (MENG *et al.*, 2007).

A interação de materiais biopoliméricos e os elementos Mg, Al, Ca, Si, Fe, S, P e N apresentam impactos significativos na formação e compactação da camada de torta (STUCKEY, 2012; ERSAHIN *et al.*, 2016b). Lin *et al.* (2011), Sun *et al.* (2015), Hu *et al.* (2016ab) e Yurtsever *et al.* (2020) salientam que especialmente os elementos Ca, Mg, Al e Si são mais conhecidos por aumentar a formação da camada de MD compacta, uma vez que esses elementos têm um efeito positivo para a função de ponte com células e biopolímeros mesmo em pequenas quantidades depositados na superfície da membrana.

Na pesquisa de Isik *et al.* (2019) sobre a avaliação comparativa da MD e membranas de UF para tratamento de águas residuárias, observaram percentagens superiores de Ca, Mg, Al e Si na camada de MD em relação à membrana de UF. Além disso, quantidades superiores de compostos inorgânicos e orgânicos existiam na superfície da MD. Os autores concluíram que estes elementos apoiaram a formação da camada de MD por meio da neutralização de carga e o efeito ponte, o que pode ter influenciado significativamente na operação do biorreator de MD sob alta PTM, devido ao alto grau de *fouling* na MD em relação ao biorreator de membrana de UF.

Kang *et al.* (2002) afirmam que, considerando-se as concentrações relativamente altas de carbonato e bicarbonato e a produção de altas concentrações de amônia e fosfato na digestão anaeróbia, as membranas podem ser mais susceptíveis ao *fouling* inorgânico. No entanto, o *fouling* orgânico ou inorgânico não são totalmente independentes. Os constituintes orgânicos interagindo com os precipitados inorgânicos contribuem para o aumento da camada de torta causando o *fouling* no material suporte (STUCKEY, 2012).

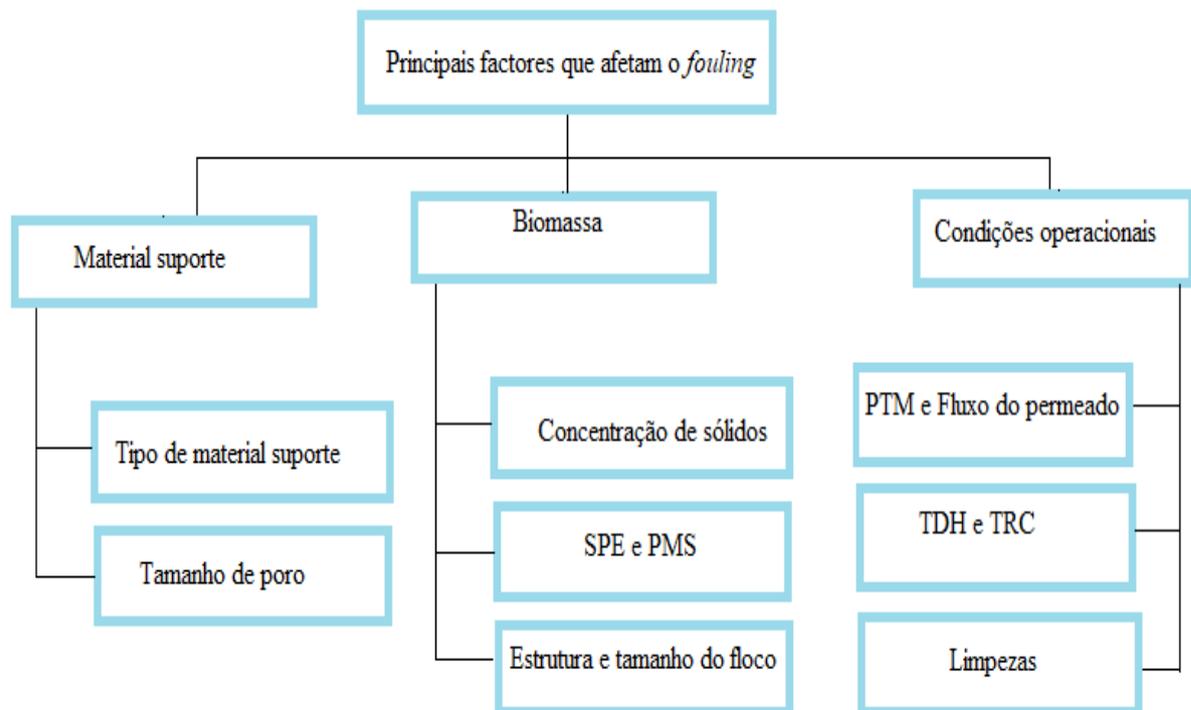
Ersahin *et al.* (2016a) ratificaram em seu estudo sobre as propriedades e funções da camada de MD no sistema BRAnMD que tanto os materiais orgânicos quanto os inorgânicos, como partículas de lodo, PMS, SPE, Ca, N, P e as precipitações de Mg, contribuíram para a formação da camada de MD. Além disso, a retenção efetiva de partículas muito pequenas e matérias orgânicas pela camada de MD foi alcançada. E a camada de MD teve maior diversidade microbiana e diferente composição da população microbiana em relação ao lodo do biorreator. Zhang *et al.* (2010) observaram resultados semelhantes, nos quais SS, PMS e SPE foram os principais componentes da camada anaeróbia de MD, e as taxas de acúmulo de

SS, SMP e SPE tiveram algumas variação e diferenças com o tempo de filtração, indicando seus diversos papéis durante a formação da MD e no estágio de *fouling*.

De acordo Dereli *et al.* (2012), o *fouling* implica também em limpezas mais frequentes das membranas, o que pode vir a reduzir o seu tempo de vida, resultando em maiores custos devido à substituição das membranas e ao aumento da necessidade de energia para a recirculação, constituindo, desse modo, uma das limitações do PSM. Para Wang *et al.* (2020), o *fouling* continua sendo uma das questões mais desafiadoras na filtração por MD, pois interrompe a seletividade da membrana ou a qualidade do permeado. Uma compreensão fundamental do fenômeno de *fouling* e sua mitigação são inevitáveis, e merecem atenção.

Um número grande de fatores pode afetar o *fouling* formado no sistema BRAnMD. Estes fatores são atribuídos a interações físico-químicas entre o biofluido e o material suporte. Podem ser subdivididos em fatores relativos ao material suporte, às características da biomassa e às condições operacionais, sendo classificados conforme a Figura 6. Devido à importância destes fatores, será feita uma discussão especial de cada um deles nos itens seguintes.

Figura 6. Principais fatores que afetam o *fouling*.



Fonte: adaptado Liao *et al.* (2004).

3.1.4.1 Tipo de material suporte

Segundo Pollice e Vergine (2020), o desempenho geral do tratamento de águas residuárias em BRAnMD não é só afetado pelos processos biológicos e as condições ambientais, mas é também muito mais afetado por fatores como o tipo de material suporte no qual se desenvolve a MD. Além disso, o tipo de material suporte afeta mais os sistemas BRAnMD do que sistemas BRMs convencionais, embora faltem indicações claras sobre a influência desse parâmetro no desempenho da MD. Conforme Zhu *et al.* (2019), as membranas de MF e UF usadas em BRMs são frequentemente feitas de polímeros, enquanto as malhas utilizadas como suporte em BRAnMD são feitas de material macroporosos de baixo custo (exemplo: a malha de náilon).

Embora diferentes materiais suportes, incluindo malha de poliéster, tecidos de polipropileno, ou malha PET, malha de aço inoxidável, náilon, esponja de carvão ativado, etc. tenham sido usados no sistema BRAnMD, todos tiveram efeitos variáveis na formação da MD, dependendo de suas características (LI *et al.*, 2018b; POLLICE e VERGINE, 2020; AYOL *et al.*, 2021).

Ayol *et al.* (2021) compararam pela primeira vez o material suporte feito de tecidos de algodão e aço inoxidável para formação da MD em uma pesquisa sobre eficiência de tratamento de águas residuárias domésticas usando biorreator de membrana dinâmica. Os resultados indicaram que ambos os materiais exibiram, no geral, bom desempenho de tratamento em curtos tempos de filtração. No entanto, o tecido de algodão apresentou maior remoção de DQO e SS e maior espessura da MD. Deste modo, concluíram que as malhas de tecido de algodão são mais adequadas como material suporte, para uso em biorreatores de membranas dinâmicas. Por outro lado, Yang *et al.* (2020) recomendam uso malha de náilon para BRAnMD, pois, este material, além de ser de baixo custo, possui boa resposta a métodos de limpeza física (lavagem com água seguida de escovação de superfície com uma esponja) para remoção completa do *fouling* e restauração da estrutura porosa.

Devido às interações hidrofóbicas que ocorrem entre solutos, células microbianas e o material suporte, o *fouling* mais severo é esperado com membranas hidrofóbicas do que hidrofílicas. Além disso, mudanças na hidrofobicidade da membrana frequentemente ocorrem com outras modificações da membrana, como tamanho de poro e morfologia, que fazem com que a correlação entre hidrofobicidade da membrana e *fouling* seja mais difícil de ser avaliada (YU *et al.*, 2005).

O estudo de Chang e Judd (2002) demonstrou que a biomassa tem características hidrofóbicas, embora apresente diferentes níveis de hidrofobicidade. Isso faz com que sua afinidade e, conseqüentemente, sua aderência à superfície da malha suporte hidrofóbica seja mais intensa do que a observada no uso de membranas hidrofílicas. Por outro lado, Fang e Shi (2005) observaram a formação de maior *fouling* para as membranas mais hidrofílicas, quando, de forma geral, se espera o contrário.

Sun *et al.* (2018) utilizaram malha de poliéster de natureza hidrófilica como material suporte no estudo sobre análise da dinâmica de filtração por membrana dinâmica em biorreator anaeróbico submerso. Os autores verificaram que o potencial de hidrofobicidade relativa (RH) no período de formação da MD era consideravelmente inferior à da mistura de licor misto, indicando que as partículas com potencial de hidrofobicidade relativa baixo eram rapidamente depositadas na malha de poliéster durante o período inicial de formação da MD. Sendo assim, explicaram que o material suporte hidrófilico é energeticamente desfavorável para a deposição de partículas hidrofóbicas. No entanto, após a formação de MD, o potencial de hidrofobicidade relativa na MD aumentou gradualmente e foi consistentemente superior à do licor misto. Isto implica dizer que, à medida que a filtração prosseguia, a superfície do material suporte hidrófilico tornava-se mais hidrofóbica. Os autores também atribuíram este fato ao acúmulo gradual de certas substâncias hidrofóbicas, mais provavelmente o conteúdo proteico da SPE, que aumentou significativamente durante o período de fluxo sustentável (período de maturação da MD).

Sun *et al.* (2018) ainda ressaltaram que o aumento substancial de potencial de hidrofobicidade na MD implicava que a interação hidrofóbica entre as partículas hidrofóbicas depositadas era significativamente melhorada, resultando em uma estrutura de MD mais compacta e, conseqüentemente, uma resistência específica mais alta. Portanto, embora a resistência específica da MD tenha aumentado consideravelmente no último período de operação do fluxo sustentável, seu potencial de hidrofobicidade relativa não aumentou muito. Isso indicou que, às vésperas do final de filtração através da MD, a interação hidrofóbica contribuiu menos para o aumento de sua resistência específica, que é mais controlada pela liberação interna do conteúdo da SPE por células da camada dinâmica. Os autores também fizeram avaliação do potencial zeta da MD e verificaram que o mesmo estabilizou-se na faixa de -19,67 a -21,37mV durante todo o período operacional, e exibiu pouca diferença em relação ao licor misto (- 20,54 mV). Sendo assim, concluíram que as interações eletrostáticas têm fraca influência nos processos de filtração por MD.

3.1.4.2 Tamanho de poro

O efeito do tamanho de poro e distribuição de tamanho de poro do material suporte no *fouling* é fortemente relacionado com às características da solução de alimentação. Por exemplo, é esperado que material suporte com pequenos poros rejeitem uma maior quantidade de partículas resultando em uma camada de torta com alta resistência ao fluxo do permeado quando comparado com material suporte de poros grandes (HE *et al.*, 2005).

De acordo com Pollice e Vergine (2020), estudos sugerem que o tamanho do poro é um parâmetro-chave para o desempenho da filtração, mas também que sua relevância depende de outros fatores como fluxo, pressão e características do lodo e concentração de sólidos suspensos (SS). Quando as condições gerais de operação favorecem a formação rápida e a estabilidade da MD, é razoável supor que o tamanho dos poros do material suporte tenha uma pequena influência no desempenho da filtração. De fato, os resultados de biorreatores operados por um longo período de tempo indicam que uma MD com um bom desempenho de filtração pode ser obtida com sucesso utilizando-se material suporte com uma ampla faixa de tamanho de poro (de 10 a 2000 μm). Se o tamanho de poro do material suporte for de 70 a 500 μm , a concentração inicial de SS poderia ser maior que 1000 mg L^{-1} (KISO *et al.*, 2000; FAN e HUANG, 2002; CHU *et al.*, 2008). Na maioria dos estudos sobre BRAnMD, a malha adotada tinha tamanho de poro na faixa de 10 a 200 μm , mas bons desempenhos de filtração foram obtidos apenas com tamanho de poro entre 10 e 50 μm .

No entanto, já foi demonstrado que nem sempre material suporte com tamanhos de poros menores é a melhor escolha para uma operação eficiente do BRAnMD, pois um tamanho de poro do material suporte menor pode encurtar o estágio de formação da MD, não obstante, precisa de requisitos de limpeza muito maiores devido ao bloqueio dos poros. Por outro lado, um tamanho de poro maior pode facilmente danificar a camada de MD e aumentar a turbidez do efluente, porém facilita um período de filtração mais longo com eficiência de remoção de poluentes semelhante (SALERMO *et al.*, 2017). Como exemplo, concluiu-se que 99% dos poros podem ser bloqueados em malha suporte com tamanho de poro menor que 5 μm , enquanto 81% dos poros podem ser bloqueados em malha com tamanho de poro maior que 25 μm (CAI *et al.*, 2018).

De acordo com Yurtsever *et al.* (2020) e Ayol *et al.* (2021) se o material suporte tiver poros menores (10–40 μm), a formação da MD leva pouco tempo e a qualidade do efluente aumenta rapidamente. No entanto, o fluxo diminui também de forma rápida e são necessárias retrolavagens mais frequentes. Em contrapartida, quando o tamanho dos poros do material

suporte é maior que 100 μm , há maior área de filtração, fluxos mais altos e menor resistência à filtração, mas a formação da MD requer tempo longo. E também com tamanhos de poros maiores, pode não ser fácil obter efluentes de alta qualidade devido à instabilidade da MD que perde grande quantidade de lodo. Portanto, para se determinar qual o material suporte mais apropriado, o tamanho do poro é crítico no que tange ao tempo de formação da MD, fluxo e remoção de poluentes.

No entanto, Saleem *et al.* (2017) ficaram surpresos ao avaliar o desenvolvimento de *fouling* em membrana dinâmica formada sobre materiais suporte com cinco diferentes tamanhos de poros (10, 52, 85, 135, 200 μm) por meio de testes curto tempo (5 h). Os autores observaram que o tamanho dos poros não afetou significativamente o fluxo do permeado, o desenvolvimento da MD e a turbidez do efluente. Sendo assim, concluíram que o efeito do tamanho do poro do material suporte (de 10 a 200 μm) na filtração através da MD sobre a qualidade do efluente no sistema BRAnMD foi desprezível. Porém, constataram uma diferença significativa na magnitude dos fluxos dos permeados iniciais, e as taxas de declínio do fluxo apresentaram-se muito maiores quando comparadas às obtidas utilizando-se membranas convencionais (MENDRET *et al.*, 2009). Os autores ainda inferiram que este comportamento deveu-se à diferença no tamanho dos poros entre o material de suporte (náilon) usado para a formação da MD e tamanho dos poros das membranas convencionais. Em um estudo posterior, Saleem *et al.* (2018), utilizando o mesmo sistema para o tratamento de lixiviado de aterro a longo prazo, verificaram que desempenhos de filtração satisfatórios só foram alcançados quando malha com tamanho de poro de 10 e 52 μm foi utilizada.

Cai *et al.* (2018) testaram cinco materiais suporte com tamanhos médios de poros de aproximadamente 1, 5, 10, 25 e 50 μm , em pesquisa sobre o efeito do tamanho do poro do material suporte no comportamento da filtração em biorreator de membrana dinâmica. Os autores observaram que o material suporte com tamanho de poro ≤ 10 μm (1, 5, 10 μm) alcançaram uma excelente retenção de sólidos sem o auxílio da MD. Todavia, os fluxos do permeado foram significativamente menores que aqueles apresentados quando o material suporte com tamanho de poro 25 μm foi utilizado. Para o material suporte com tamanho de poro de 50 μm , a turbidez inicial foi muito alta e houve uma perda significativa de biomassa durante a partida ou após a limpeza do suporte. Em contrapartida, a utilização do material suporte com tamanho de poro de 25 μm resultou em baixos valores de turbidez e DQO efluente, sob um fluxo ótimo e uma baixa PTM por dois meses, sem precisar de retrolavagem ou limpeza. Sendo assim, concluíram que um tamanho poro de aproximadamente 25 μm é o mais adequado para biorreatores de membranas dinâmicas.

Jeison *et al.* (2008) testaram materiais suporte com uma ampla faixa de tamanho de poro (1-150 μm) e afirmaram que tamanhos de poros menores (1-10 μm) e tamanhos de poros maiores são questionáveis devido à rápida resistência à filtração e dificuldades para a formação da camada de MD em ambas as faixas de tamanhos de poro. No entanto, resultados contrários foram encontrados por Ma *et al.* (2013b) e Alibardi *et al.* (2014), que desenvolveram com sucesso uma MD em material suporte com tamanho de poro maiores de (25–200 μm). Esta diferença nas conclusões pode ser dada pelas particularidades do reator e das condições de operação. No entanto, é geralmente reconhecido que a camada de MD pode se formar no material suporte com uma ampla faixa de tamanho de poro (10-100 μm), e o tamanho de poro adequado pode ser predeterminado por meio de ensaios preliminares (HU *et al.*, 2018a; CAI *et al.*, 2018).

Li *et al.* (2018a) testaram material suporte com 90 μm de tamanho de poro, porque verificaram que a análise de tamanho de partícula do afluente indicava que quase 90% das partículas tinham tamanho menor que 90 μm . Os autores explicaram que se nenhuma camada de MD fosse formada, essas partículas teriam passado pelo material suporte e, conseqüentemente, a turbidez do efluente seria maior. Portanto, o fato da camada de MD ter sido formada sobre o material suporte e ter sido responsável pela maior parte da remoção de micropartículas no processo de filtração, explica a viabilidade da tecnologia da MD para a remoção de micropartículas, incluindo partículas menores do que o tamanho dos poros do material suporte. Também foi possível concluir que a MD formada sobre o material suporte com tamanho de 90 μm pode ser operada sob gravidade.

Yu *et al.* (2019a) constataram que no processo de formação da camada de MD, os flocos com tamanho semelhante ou maior do que tamanho de poros do material suporte foram retidos primeiro para formar a camada inicial da MD. Em seguida, os flocos menores foram interceptados pela camada inicial para formar as camadas através de um processo de retenção por penetração, o que é bem diferente do processo de formação da camada de torta no sistema de membrana convencional (CHU *et al.*, 2013). Nas membranas convencionais, se o tamanho de partícula for menor que o tamanho de poro, causa bloqueio ou restrição do poro (HE *et al.*, 2005).

Guan *et al.* (2018b) testaram quatro malhas suporte de diferentes tamanhos de poro (13, 20, 23 e 35 μm). Foi observado que há uma relação linear entre o tamanho de partículas encontrado no permeado e o tamanho do poro da malha suporte, isto é, à medida que o tamanho do poro da malha diminui as partículas do permeado também se tornaram menores. Assim, puderam concluir que, independentemente da malha suporte utilizada, as partículas

encontradas no permeado tinham o mesmo tamanho que os poros de malha suporte após maturação da MD.

Por fim, para Pei *et al.* (2020), é importante determinar o tamanho ideal dos poros do material suporte para interceptar completamente os flocos de lodo e gerar efluente de alta qualidade. Por outro lado, a chave é aclimatar o inóculo e aumentar o tamanho das partículas do floco de lodo.

3.1.4.3 Concentração de sólidos

Os sólidos totais (ST) que estão presentes no reator biológico podem ser divididos em sólidos dissolvidos (menores que 0,001 μm), coloidais (0,001 a 1,0 μm) e em suspensão (maiores que 1,0 μm), e afetam de forma diferente o comportamento da membrana. As partículas coloidais e solúveis contribuem para o bloqueamento total ou parcial dos poros, podendo afetar o desempenho da membrana de modo irreversível (DERELI *et al.*, 2012).

De forma geral, mantidos constantes os outros parâmetros, o aumento da concentração de ST leva à diminuição do fluxo do permeado. No entanto, apesar da deposição de sólidos suspensos sobre a superfície da membrana, formando uma torta, ser o fator que mais afeta o fluxo em um biorreator anaeróbio de membrana dinâmica operado para o tratamento de esgotos, a espessura dessa torta pode ser minimizada melhorando-se as condições hidrodinâmicas. Assim, vários autores têm procurado investigar melhor a influência destas substâncias sobre o desempenho da filtração através de uma MD (DERELI *et al.*, 2012).

Uma faixa adequada de concentração de ST pode ser definida entre 15 e 30 g L^{-1} . Todavia, lembra-se que, para módulos submersos, concentrações de ST elevadas podem dificultar a promoção da turbulência responsável por evitar a deposição de partículas sobre a superfície da membrana. Concentrações de lodo muito altas apresentam um aumento da viscosidade do lodo, o que prejudica o PSM (DERELI *et al.*, 2012).

Bouhabila *et al.* (2001) investigaram o efeito de três frações do lodo (sólidos suspensos, coloides e solutos) na formação do *fouling* em diferentes condições de TRC (10, 20 e 30 dias). Foi verificado que a resistência específica da fração de coloides e solutos deste biorreator foi cerca de 10 vezes maior do que a resistência da torta. Por sua vez, Lee *et al.* (2003) avaliaram a contribuição relativa das frações de sólidos suspensos e do sobrenadante para o *fouling* e verificaram que cerca de 30 – 40% da resistência causada pelo *fouling* foi gerada pelo sobrenadante. Isso indica que os solutos e coloides resultantes, principalmente da lise de bactérias, não têm efeito dominante sobre o desempenho das membranas. No entanto,

Defrance *et al.* (2000) afirmam que sólidos suspensos causam a maior quantidade de *fouling* entre os constituintes do lodo. Em contrapartida, Benyahia *et al.* (2020) afirmam que sólidos suspensos de licor misto são considerados os principais componentes da camada de *fouling* reversível e, a matéria orgânica dissolvida é considerada responsável pela *fouling* irreversível de longo prazo nas membranas de UF/MF.

Alguns autores utilizam TRC infinitos, ou seja, nenhuma quantidade de lodo é removida do biorreator e uma concentração de biomassa é, enfim, estabelecida. Nestes termos, Rosenberger *et al.* (2002) afirmam que, embora a produção de lodo de excesso possa ser completamente suprimida através da manipulação do TDH e da relação A/M, uma pequena quantidade de lodo deverá ser removida regularmente, devido ao acúmulo de substâncias inorgânicas no reator, que podem até atingir níveis tóxicos aos microrganismos. Uma concentração de biomassa elevada leva a um tratamento mais eficiente, permitindo a utilização de altas cargas orgânicas, fazendo com que substâncias com certo grau de toxicidade sejam aceitas com maior amenidade e aumentando a chance de macromoléculas de lenta degradação serem degradadas. Entretanto, um limite ideal de concentração pode ser estabelecido, já que os valores de remoção de DQO, que podem atingir de 90 a 95%, tendem, com o aumento da concentração de biomassa, a se estabelecer em um valor que não sofra alteração com o aumento da concentração da biomassa.

Neste sentido, Siddiqui *et al.* (2019) testaram quatro concentrações de sólidos suspensos (4, 6, 8 e 10 g L⁻¹) do licor misto (MLSS), em diferentes tempos de operação (60, 180, 480 e 720 min). Os autores constataram que o aumento na concentração de MLSS claramente acelerou a formação da MD e levou a uma melhor qualidade do efluente e a uma maior PTM, exceto quando o sistema foi operado com a maior concentração de MLSS (10 g L⁻¹). Os autores concluíram, então, que uma MD estável não pode ser prontamente formada dentro de um curto período de tempo com baixas concentrações de MLSS (concentrações da ordem de 4 a 6 g L⁻¹).

Pie *et al.* (2020) avaliaram concentrações de sólidos variando de 2,84 a 7,86 g L⁻¹ na formação e filtrabilidade da MD para o tratamento de esgoto. Os autores verificaram boa biodegradabilidade no tratamento de esgoto a partir de concentrações de 3,0 g L⁻¹. No intervalo de concentrações de sólidos entre 6,0 e 7,0 g L⁻¹, observaram o aumento na biomassa da MD com excelente desempenho de adsorção e filtração, devido a altas concentrações de SPE e níveis mais baixos de potencial Zeta que proporcionaram aglomeração e floculação de lodo, facilitando a rápida separação de sólido-líquido.

Saleem *et al.* (2017) testaram três concentrações de sólidos de licor misto (4, 8 e 15 g L⁻¹) sob diferentes PTM (5, 10, 18 kPa) e tamanho de poro de material suporte (10, 52, 85, 135, 200 µm). Os autores observaram que altas concentrações de MLSS (8 e 15 g L⁻¹) tendem a aumentar a taxa de *fouling*, reduzindo os fluxos do permeado desde o início de operação, independentemente dos diferentes valores da PTM e tamanho de poro testados, ou seja, as altas concentrações de MLSS geraram baixos valores de fluxo do permeado desde o primeiro minuto da operação do BRAnMD, sem interferência da variação dos valores da PTM e tamanho do poro do material suporte testado. Em contrapartida, observaram que a baixa concentração de MLSS (4 g L⁻¹) associada ao mais alto valor da PTM (18 kPa) favoreceu o aumento dos fluxos do permeado. Deste modo, concluíram, como um comportamento geral, que quanto maior é a concentração de MLSS, menor é o fluxo do permeado.

Todavia, os mesmos autores (SALEEM *et al.*, 2017) constataram que embora altas concentrações de MLSS tenham reduzido os fluxos de permeado e aumentado a resistência à filtração, a qualidade do efluente foi levemente comprometida quando comparado à qualidade do efluente na baixa concentração de MLSS. E explicaram, também, que situações de baixa qualidade de efluente sob altas concentrações de MLSS pode ser devido à presença de um maior número de partículas pequenas de lodo por unidade de volume, aumentando, assim, a possibilidade destas partículas terem passado pela camada de MD quando altas concentrações de MLSS foram utilizadas. Os autores afirmam que esses resultados contradizem o paradigma de “tendência geral” abordado por Liu *et al.* (2009) e Alibardi *et al.* (2014), de que “um aumento na resistência à filtração é seguido por uma redução concomitante nos fluxos do permeado e melhoria na qualidade do efluente em termos de remoção de sólidos”.

Por outro lado, Li *et al.* (2018a) testaram os efeitos de diferentes concentrações de sólidos (0,1, 0,2, 0,4, 0,6, 0,8 e 1,0 g L⁻¹) do afluente na formação da MD, e observaram que a concentração de sólidos de 1 g L⁻¹ aumentou a PTM de 80 mm (0,78 kPa) para 201 mm (1,97 kPa) de coluna de água, e a resistência à filtração aumentou de $2,92 \times 10^9$ m⁻¹ para $7,34 \times 10^9$ m⁻¹ durante a filtração. Quando a concentração de sólidos do afluente diminuiu para 0,1 g L⁻¹, a PTM aumentou de 80 mm (0,78 kPa) para 110 mm (1,08 kPa), e a resistência a filtração aumentou de $2,8 \times 10^9$ m⁻¹ para $3,87 \times 10^9$ m⁻¹. Baseando-se nestes resultados, os autores inferiram que o processo de formação de MD foi fortemente afetado pela concentração de sólidos (micropartículas) do afluente, pois as concentrações mais altas de sólidos do afluente resultaram em mais micropartículas retidas através no material suporte, estabelecendo a base para a rápida formação da MD. Em outras palavras, ao longo do tempo, à medida que a camada de MD continuava a se formar e se espessar, as diferenças na resistência à filtração e

na PTM entre as diferentes concentrações de sólidos do afluente também aumentavam. Sendo assim, os autores concluíram que a concentração de sólidos do afluente pode ser usada para prever tendências de resistência à filtração durante a formação de MD e subsequente filtração de águas residuárias através do sistema BRAnMD.

Os autores (LI *et al.*, 2018a) ainda avaliaram as mesmas concentrações de sólidos em diferentes tempos de formação da MD e observaram uma tendência de diminuição do tempo de formação da MD com o aumento de concentração de sólidos do afluente. Também constataram que apesar da turbidez inicial do efluente ter sido alta, foi reduzida rapidamente sob altas concentrações de sólidos do afluente durante a filtração, mas no final foi semelhante. Além disto, as altas concentração de sólidos no efluente podem facilitar a formação da camada de MD e reduzir a turbidez do efluente durante a formação de MD; contudo, após a maturação da MD, a turbidez do efluente pode ser semelhante independentemente das concentrações de sólidos do afluente. Sendo assim, através de análise estatística de correlações parciais entre a concentração de sólidos e os parâmetros de desempenho da MD, os autores verificaram uma correlação linear forte ($r_p = 0,8$) e significativa (P-valor = 0,00) entre a concentração de sólidos afluente, a PTM e a resistência à filtração. Além disso, observaram correlação fraca ($r_p = 0,103$), mas significativa (P-valor = 0,023), entre a concentração de sólidos do afluente e a turbidez do efluente durante a formação da MD.

Portanto, Yu *et al.* (2016) também verificaram que altas concentrações de sólidos aumentaram os valores da PTM durante a filtração por MD. Ersahin *et al.* (2012) relataram que a melhoria da qualidade do efluente poderia ser alcançada com alta concentração de sólidos. Chu e Li (2006) observaram elevada concentração de sólidos suspensos no efluente com maior concentração de lodo de afluente, o que atribuíram à fragilidade das propriedades das partículas do lodo. Em suma, Yu *et al.* (2016) e Ersahin *et al.* (2012) ratificam o estudo de Li *et al.* (2018a), enquanto Chu e Li (2006) ratificam o estudo de Saleem *et al.* (2017).

Pollice e Vergine (2020) afirmam que, em biorreatores de membrana dinâmica, concentrações mais altas de MLSS têm efeitos negativos sobre a produtividade e efeitos positivos sobre a qualidade do efluente. Em particular, as concentrações mais altas de MLSS resultaram em períodos de formação de MD mais curtos. No entanto, em uma operação contínua, as mudanças na concentração de MLSS estiveram associadas a mudanças na carga orgânica e no TRC, parâmetros operacionais que influenciam outras características importantes do lodo (SPE, coloides, tamanho dos flocos de lodo, razão SSV/SST, etc.). Assim, em um biorreator de MD operado em processo contínuo, altas concentrações de

MLSS corresponderam à maior turbidez do efluente e períodos mais longos de formação da MD.

Isik *et al.* (2019), Zhu *et al.* (2019) e Wang *et al.* (2020) atestaram que o tempo de formação da MD pode ser reduzido no caso de uma suspensão de lodo possuir partículas com diâmetros médios maiores e alta hidrofobicidade relativa. Uma alta concentração de sólidos do afluente resulta na rápida formação de uma camada espessa, maior resistência à filtração, baixos fluxos de permeado e alta turbidez. Além disso, uma baixa concentração de sólidos associado a um alto valor da PTM é favorável à filtração em MD, produzindo um efluente de alta qualidade. Cabe mencionar que, em alguns casos, altas concentrações de sólidos são favoráveis na redução do tempo necessário para a formação da camada de MD, melhorando assim a qualidade do efluente na fase inicial.

3.1.4.4 Substâncias poliméricas extracelulares e produtos microbianos solúveis

De acordo NG e Hermanowicz (2005) e Liang *et al.* (2007), de modo geral, as substâncias poliméricas extracelulares (SPE) consistem em uma mistura complexa de proteínas, carboidratos, polissacarídeos, DNA, lipídeos e substâncias húmicas que são constituintes da matriz de flocos e de biofilmes. As SPE são também categorizadas na literatura de acordo com sua origem (ligadas às células ou livres em solução), natureza química (proteínas, carboidratos, ácidos húmicos, etc.) ou tamanho físico (dissolvido, coloidal ou particulado). Já os produtos microbianos solúveis (PMS) são facilmente absorvidos pela membrana dinâmica, bloqueando os poros e reduzindo a permeabilidade do material suporte, além de influenciarem a estrutura e porosidade da camada de MD formada sobre a superfície do material suporte (PRETEL *et al.*, 2013).

Zhu *et al.* (2019), as SPE e os PMS são importantes para a formação de flocos microbianos pela ligação de células por meio de interações de ligação iônica, interações hidrofóbicas e emaranhamento de polímero.

Liu *et al.* (2009) acreditam que o teor significativo de compostos orgânicos no sobrenadante dos biorreatores é decorrente de materiais biopoliméricos (SPE e PMS), os quais podem atuar como uma “cola”, facilitando a formação da camada de MD. Segundo Lin *et al.* (2011), o conteúdo de SPE em partículas grandes é significativamente menor do que é partículas pequenas, e o maior depósito de SPE na camada de MD pode aumentar a resistência específica da MD, devido à forte aderência de SPE que compreende vários

biopolímeros (LIANG *et al.*, 2013). No entanto, Liu *et al.* (2018) atestam que as proteínas refratárias, como a glicoproteína, favorecem a formação de *fouling* mais rapidamente que outros compostos facilmente biodegradáveis, o que prejudica o funcionamento normal do sistema.

De acordo com Guan *et al.* (2018b), SPE e PMS mais comuns na MD são proteínas e polissacarídeos. As proteínas encontradas são do tipo triptofano, e os polissacarídeos são os α -polissacarídeos e β -polissacarídeos. Os β -polissacarídeos atuam como uma substância aglutinante que une os flocos biológicos aos poros internos das fibras do material suporte, tornando-se uma fonte de *fouling* irreversível e, conseqüentemente, dificultando a remoção dos resíduos através de limpeza física. Os α -polissacarídeos, proteínas e lipídios, são distribuídos uniformemente no material suporte e sobrepostos por flocos bacterianos. Os autores também observaram que a MD pode se dissociar do material suporte durante a operação do biorreator. Quando a dissociação acontece, os flocos dentro dos poros se desprendem do material suporte e passam a ser encontrados no permeado com o mesmo tamanho do poro. Os β -polissacarídeos são os únicos que permanecem presos nas fibras do material suporte.

O mesmo fenômeno foi ratificado por Siddiqui *et al.* (2019), que acrescentaram que a retrolavagem deve ser realizada antes de um maior acúmulo do β -polissacarídeos no material suporte para garantir a operação de longo prazo do sistema BRAnMD. Além disso, em diferentes tempos de operação (60, 180, 480 e 720 min), apenas pequenas quantidades de α -polissacarídeos, β -polissacarídeos e flocos de lodo foram fixadas à fibra do material suporte aos 60 minutos de operação, com MD ainda no estágio de formação. No entanto, só após 180 min, é que foi observado um maior acúmulo de polissacarídeos no material suporte como indicador de formação bem-sucedida da MD. Os autores também concluíram que β -polissacarídeos podem servir como aglutinante entre os flocos de lodo e o material suporte, contribuindo para a formação da MD. Além disto, os β -polissacáridos foram à principal razão para a formação bem-sucedida da MD e a sua acumulação contínua, provavelmente, levou ao *fouling*.

Para Yu *et al.* (2019b), as proteínas presentes nas SPE e PMS são consideradas mais influenciadoras da hidrofobicidade do lodo do que os carboidratos, devido às cadeias laterais aromáticas ou alifáticas de aminoácidos. Em seus estudos, os autores utilizando três tipos de lodos (A, B e C) provenientes de sistemas diferentes, verificaram que a hidrofobicidade do lodo aumentou com a concentração da proteína nas SPE e PMS. O lodo A era mais hidrofóbico que o lodo B, enquanto que o C era hidrofílico (hidrofobicidade: lodo A > lodo B

> lodo C), sendo os conteúdos de proteínas determinados para A, B, e C igual a $77,46 \pm 0,09$; $56,63 \pm 0,76$ e $53,26 \pm 1,37$ mg g⁻¹SS, respectivamente. Conseqüentemente, o lodo A aderiu mais rapidamente à superfície do material suporte e completou o processo de adesão antes dos lodos B e C. Em contrapartida, o lodo C aderiu à superfície da membrana mais lentamente do que as outras duas amostras de lodo devido à maior barreira de energia repulsiva.

Kimura *et al.* (2015) afirmam que o domínio das quantidades de ácido húmico em SPE e PMS é devido à alta hidrofobicidade do ácido húmico, enquanto os polissacarídeos se dissolvem facilmente como PMS devido a sua alta hidrofiliabilidade e a sua capacidade de penetrar na MD. De acordo Gao *et al.*, (2012), as proteínas geralmente têm uma maior afinidade com partículas de lodo em relação aos polissacarídeos devido a sua maior hidrofobicidade e carga de superfície.

De acordo com Nuengjamnong *et al.* (2005), maiores concentrações de SPE são encontradas em lodos mais velhos, devido à lise das bactérias, e em condições endógenas, na qual a razão A/M é baixa, como ocorre no tratamento de efluente convencional. Todavia, em um estudo na qual os mesmos autores utilizaram razões A/M bastante baixas, entre 0,02 e 0,04 kgDQO kg⁻¹SSV d, e idades de lodo (TRC) de 250 dias, foi encontrada uma redução da quantidade de SPE no biorreator.

Ng e Hermanowicz (2005) ainda relacionaram o índice volumétrico de lodo (IVL) à quantidade de SPE, e verificaram que a sedimentação foi melhor quando teores mais altos de SPE foram encontrados na biomassa. Através da separação das frações do lodo (solução *bulk*, células e SPE), Meng e Yang (2007) verificaram que as SPE são a fração que contribui mais significativamente para a resistência à filtração. Além disto, também observaram um aumento na concentração de SPE na fase endógena. Com isto, sugerem que o teor de SPE pode ser usado como um indicador do potencial de *fouling*.

De forma geral, acredita-se que SPE e PMS são os constituintes mais importantes na contribuição do *fouling*, até mais que os próprios microrganismos (LIU *et al.*, 2012). Não obstante, Guan *et al.* (2018a) constataram que o bloqueio dos poros do material suporte nos sistemas de biorreatores de MD foi causado principalmente pelos flocos biológicos, que na maior parte foram bactérias cobertas por substâncias semelhantes a gel. Os flocos biológicos formavam uma estrutura densa com poucos canais estreitos para passagem do permeado. O bloqueio dos poros do material suporte com SPE e PMS é o principal fator de *fouling* nos BRM's convencionais (MF e UF). Isto não ocorre em BRAnMD porque seus poros são muito grandes para serem bloqueados com SPE e PMS.

Hu *et al.* (2016a) ratificam que tamanhos maiores de partículas do licor misto aceleraram a formação da camada de torta no sistema de biorreatores de MD, ao contrário do acúmulo preferencial de partículas menores na superfície da membrana em sistemas convencional de MF e UF que causam *fouling* irreversível. Meng *et al.* (2017) concluíram também que os diferentes tipos de SPE e PMS são os principais causadores de *fouling* nas membranas convencionais de MF e UF.

Zhu *et al.* (2019) na pesquisa sobre características de uma MD compararam o conteúdo de PMS e SPE entre biorreatores de membrana dinâmica e biorreatores de membranas convencionais. Foi observado que o conteúdo de SMP na MD (2,03 mg g⁻¹SSV) era significativamente menor do que em membranas convencionais (4,95 mg g⁻¹SSV). A mesma tendência foi semelhante para o conteúdo de SPE, ou seja, na MD (33,22 mg g⁻¹SSV) foi menor na membrana convencional (40,71 mg g⁻¹SSV). Sendo assim, concluíram que as baixas concentrações de PMS e SPE depositadas sobre o material suporte favoreceram a ocorrência de baixa resistência à filtração na MD, o que beneficiou a economia do consumo de energia usada na sucção do permeado, viabilizou o manuseio operacional e reduziu o *fouling*.

Yang *et al.* (2020) acrescentam que, em BRMs, a fixação contínua de partículas causadoras de *fouling* (partículas pequenas, PMS e elementos inorgânicos) na superfície de membranas de UF/MF é um fenômeno comum, e é responsável por mais de 80% da resistência à filtração, gerando *fouling* irreversível. Enquanto isto, em BRAnMD, as mesmas partículas finas, PMS (proteínas e polissacarídeos) e elementos inorgânicos ajudam a biomassa ativa a formar a camada de MD, a qual funciona como uma “membrana secundária” ou filtro para aumentar a remoção de poluentes devido aos efeitos de retenção e biodegradação, mesmo que as proteínas e polissacarídeos sejam os principais componentes orgânicos da camada de MD.

Sun *et al.* (2018) compararam as SPE em três períodos distintos: licor misto; final de formação da MD; e fluxo operacional sustentável (período de maturação), sendo que o último foi dividido em dois subperíodos: meio do fluxo operacional sustentável e fim do fluxo operacional sustentável. Os pesquisadores verificaram que as proteínas eram o componente predominante de SPE em todos esses períodos. O conteúdo de SPE no final da formação da MD foi menor do que em licor misto, o que foi atribuído a dois aspectos: primeiro, o acúmulo seletivo de partículas grandes na superfície do material suporte, uma vez que o conteúdo das SPE em partículas grandes é significativamente menor do que o de partículas pequenas; segundo, a fraca retenção de SPE pelo material do suporte com grande tamanho de poro, o

que significa que o SPE teve um efeito pouco significativo na formação de MD. Posteriormente, o conteúdo de SPE na MD no período de fluxo sustentável (maturação) aumentou notadamente e excedeu o do licor misto, indicando que as SPE desempenharam um papel importante no desenvolvimento da MD após a sua formação. Este fato ocorreu particularmente ao final do fluxo sustentável, período em que o conteúdo de SPE da MD aumentou ainda mais e foi 1,75 vezes mais alto que no meio do fluxo sustentável. Neste contexto, a resistência específica no final do fluxo sustentável foi 1,87 vezes maior do que no meio do fluxo sustentável, indicando que a abundância de SPE em pequenas partículas é a explicação mais razoável para o aumento da resistência específica no último período de fluxo operação sustentável.

Além disso, os autores atestaram que a relação proteínas/carboidratos (PN/PS) aumentou visivelmente durante o curso de filtração. O aumento da relação PN/PS correspondeu à alta aderência a camada dinâmica, o que tornou a estrutura da MD densa. Embora isto tenha desempenhado um papel importante na manutenção da eficiência de retenção de substâncias pela MD, resultou em um aumento da resistência específica. Também foi observado, que ao contrário do aumento contínuo das proteínas, um aumento considerável dos carboidratos ocorreu meramente no final do fluxo sustentável, o que foi explicado pela lise e liberação de carboidratos pela microbiota devido às limitações de transferência de substratos da MD. Com base nos resultados de distribuição de tamanho de partículas (PSD), os autores inferiram que o acúmulo de pequenas partículas e SPE foram a principal razão para o aumento da resistência específica no primeiro período de fluxo operacional sustentável, enquanto que o aumento da resistência específica no último período do fluxo operacional sustentável foi dominado principalmente pelo aumento do SPE (SUN *et al.*, 2018).

3.1.4.5 Estrutura e tamanho do floco

O floco biológico consiste em uma estrutura heterogênea constituída principalmente por microrganismos (bactérias, protozoários, fungos, rotíferos, vermes), uma fração de partículas orgânicas e inorgânicas presentes nos efluentes e pelas SPE e PMS. Vale ressaltar que a função das SPE e PMS na formação do floco é aumentar a viscosidade do líquido, favorecendo a atividade enzimática extracelular e, conseqüentemente, a agregação das células (LEE *et al.*, 2003).

Segundo Pie *et al.* (2020), os flocos de lodo grandes são formados pela agregação de SPE devido a secreções de microrganismos. Existem diferentes grupos funcionais no SPE,

incluindo hidroxila, fosfato, carbonila, carboxila, amino. Estes desempenham um papel de ponte entre os flocos de lodo e podem promover a adsorção entre as células e o acúmulo de lodo. O grupo amino da proteína possui uma carga positiva, que pode neutralizar a carga negativa da proteína do grupo hidroxila e fosfato, reduzindo, assim, o potencial da superfície do lodo. Proteínas, carboidratos e ácidos nucleicos têm uma capacidade de ligação muito alta. Isto leva a ligações iônicas com íons metálicos na água, reduzindo o potencial interno das células e facilitando a colisão de compressão entre células microbianas. O que implica, um aumento na concentração de SPE pode reduzir o potencial Zeta na superfície da MD, facilitando o acúmulo de lodo e a formação de partículas maiores.

A estrutura do floco está fortemente relacionada às condições de operação em biorreatores de membranas dinâmicas. Se as condições de velocidade tangencial forem demasiadamente elevadas, podem promover a diminuição do tamanho do floco e provocar a formação de tortas mais compactas na superfície do material suporte. É importante, portanto, otimizar a velocidade de escoamento tangencial sobre o material suporte, para que ela favoreça a deposição da torta sobre a membrana, mas não cause um elevado aumento da concentração de solutos e pequenos coloides de tamanho comparável ou inferior ao do poro do material suporte. Esta é uma estratégia capaz de minimizar os efeitos do *fouling* e a deterioração da qualidade do permeado (WANG *et al.*, 2020).

Os estudos de Chang *et al.* (2002) e Cui *et al.* (2003) demonstram que a biomassa tem características hidrofóbicas, embora apresente diferentes níveis de hidrofobicidade. Isso faz com que sua afinidade e, conseqüentemente, sua aderência à superfície do material suporte hidrofóbico. Lee *et al.* (2003) investigaram as propriedades superficiais dos flocos operando em três TRC's distintos: 20, 40 e 60 dias. Eles concluíram que a hidrofobicidade do lodo está relacionada ao TRC, e que a carga superficial do floco e sua hidrofobicidade estão relacionadas à concentração de SPE. Os autores também acreditam que somente a concentração de SPE não é uma informação suficiente para correlacionar com a hidrofobicidade; também é necessário conhecer a composição do SPE. Eles verificaram que o teor de proteína é o fator que influencia mais significativamente a hidrofobicidade dos flocos.

Já Yu *et al.* (2019a) relacionaram a qualidade de flocos biológicos com a capacidade de agregação do lodo para formação de estruturas estáveis. O lodo com estruturas estáveis forma e protege grandes flocos de serem quebrados ou desagregados por forças externas (por exemplo, força de cisalhamento) ou turbulência. Por outro lado, o lodo com estrutura estável reduz potencialmente a liberação das SPE dos flocos biológicos, o que alivia o bloqueio e formação de *fouling* irreversível na MD. Em suma, a boa capacidade de agregação do lodo

nos sistemas BRAnMD apresenta menor potencial de *fouling* e maior permeabilidade da camada de MD.

Segundo Lee *et al.* (2003) deve-se evitar o uso de bomba centrífuga para recirculação do lodo pelo sistema de módulo externo, pois, o uso deste tipo de bomba destrói a estrutura do lodo mais rapidamente, elevando a concentração de solutos e pequenos coloides. No entanto, Siddiqui *et al.* (2019), contrapõem a ideia e afirmam que é necessário fazer a recirculação do lodo do material suporte no módulo externo para fornecer tensão de cisalhamento suficiente para evitar o acúmulo excessivo de lodo no material suporte e a manutenção da permeabilidade da membrana. Contudo, os autores ressaltam que é necessário otimizar a velocidade tangencial e fluxo do permeado inicial, tamanho de poros do material suporte e concentração de MLSS.

Yurtsever *et al.* (2020), em um estudo sobre a otimização do processo e desempenho de filtração de BRAnMD tratando águas residuárias industriais, compararam o tamanho médio de flocos de lodo (52, 56 e 63 μm) formados em uma MD, com tamanho de poros do material suporte (20, 53 e 100 μm). Os pesquisadores constataram que à medida que o tamanho dos poros do material suporte aumentava, o tamanho médio dos flocos de lodo também aumentava. Além disso, verificaram que o tamanho médio dos flocos de lodo do biorreator era de 85 μm , maior do que o tamanho médio dos flocos de lodo observado em todas as três MD. Desse modo, explicaram que partículas pequenas geralmente se depositam mais na superfície do material suporte.

Entretanto, Sun *et al.* (2018) obtiveram resultados diferentes, ou seja, tamanho médio de flocos de lodo no biorreator, final de formação da MD, meio do fluxo operacional sustentável e fim do fluxo operacional sustentável iguais a 31,8, 41,5, 31,1 e 29,5 μm , respectivamente. Observaram que o tamanho médio dos flocos de lodo para o período recém-formado (final de formação da MD) era maior do que o do licor misto, o que sugeria que partículas maiores eram mais rapidamente depositadas e acumuladas sobre material suporte de tamanho de poros maior durante o período de formação da MD. E à medida que a operação prosseguia, o tamanho médio de partícula da MD diminuía gradualmente, tornando-se menor do que no licor misto. [Os autores enfatizarem também esses resultados com os fundamentos de mecânica dos fluidos feito menção no item 3.1.2. desta revisão]

Além disso, os autores observaram que no final da formação da MD, a superfície do material suporte era coberta por estrutura da MD não estável. À medida que a operação prosseguia, a estrutura da MD foi se compactando com diminuição da porosidade e da rugosidade, e no fim do fluxo sustentável, a MD exibiu a estrutura mais densa, alta resistência

específica e alta resistência à infiltração, devido ao acúmulo de pequenas partículas e de SPE. Porém, embora a resistência específica da MD tenha aumentado significativamente de $1,01 \times 10^9 \text{ m g}^{-1}$ para $1,89 \times 10^9 \text{ m g}^{-1}$ entre o meio do fluxo sustentável e o fim do fluxo sustentável, o aumento correspondente do tamanho médio de partícula foi marginal, menor que $2 \text{ }\mu\text{m}$. Os autores explicaram que partículas pequenas desempenharam um papel insignificante no aumento da resistência específica da MD no último estágio do período de operação sustentável. Desse modo, concluíram que a matéria orgânica, particularmente aquela na forma de SPE, só pode ter contribuição de forma significativa para a resistência específica em BRM's, não em BRAnMD (SUN *et al.*, 2018).

Pei *et al.* (2020) ratificam através do seu estudo sobre uma nova membrana dinâmica formada na malha de aço inoxidável para tratamento de águas residuárias. Os autores observam que os flocos de lodo grandes acumularam-se rapidamente sobre o material suporte formando a MD e gerando o efluente. E uma pequena quantidade de lodo correspondente ao tamanho dos poros do material suporte bloqueou os poros da MD, reduzindo o tamanho dos poros do material suporte. O diâmetro médio dos flocos do lodo variava entre 113 e $121 \text{ }\mu\text{m}$, e os flocos de lodo com tamanho menor a $200 \text{ }\mu\text{m}$ correspondiam 90% das partículas.

Yu *et al.* (2019b) observaram uma lenta formação da MD no lodo C (tempo inicial de formação de 240 min), o qual apresentava tamanho de partículas maiores (distribuição de tamanho de partículas = $60,41 \text{ }\mu\text{m}$), mas baixa floculabilidade (turbidez do sobrenadante = $31,7 \pm 1,41 \text{ NTU}$). Em contrapartida, observaram uma rápida formação de MD para os lodos A e B (tempo inicial de 50 e 60 min , respectivamente), com tamanho de partículas menores ($22,58 \pm 0,91$ e $38,27 \pm 1,11 \text{ }\mu\text{m}$, respectivamente) e alta floculabilidade (turbidez do sobrenadante = $1,63 \pm 0,32$ e $2,11 \pm 0,45 \text{ NTU}$, respectivamente). Os autores concluíram que a baixa floculabilidade de lodo C enfraqueceu a influência do tamanho das partículas no processo de formação da MD. Os autores também explicaram a floculabilidade do lodo pela teoria XDLVO, isto é, pelas interações repulsivas entre as partículas, as quais foram predominantes no lodo C, como mostra a Tabela 1. As interações repulsivas entre as partículas de lodo fizeram com que as mesmas se repelissem e permanecessem em um estado discreto e único, o que impedia prontamente a floculabilidade no lodo. Além disto, o lodo C teve menor valor de energia secundária mínima.

Tabela 1. Interação entre os vários flocos de lodo-flocos de lodo.

Materiais		ΔG_{do}^{LW}	ΔG_{do}^{AB}	ΔG_{do}^{EL}	ΔG_{sws}^{TOT}
mJ m ⁻²					
Flocos de	Lodo A	-1,15	-16,72	0,10	-17,78
lodo-flocos de	Lodo B	-0,49	-6,79	0,10	-7,18
lodo	Lodo C	-0,21	14,50	0,15	14,44

Onde: do é a distância mínima de equilíbrio; LW, AB e EL representam força de Lifshitz-van der Waals (LW), ácido-base de Lewis (AB) e camada dupla eletrostática (EL); ΔG_{do}^{LW} , ΔG_{do}^{AB} , ΔG_{do}^{EL} representam a energia de interação por unidade de área entre duas superfícies planas infinitas que são colocadas em contato; ΔG_{sws}^{TOT} é energia livre total de interação entre duas superfícies sólidas idênticas (subscrito s) imersas em água (subscrito w).

Fonte: Yu *et al.* (2019b).

3.1.4.6 Pressão transmembrana e fluxo do permeado

O fluxo do permeado (J_p) é definido como o volume que permeia através da membrana por unidade de tempo e unidade de área. A pressão transmembrana (PTM) é o gradiente de pressão que serve de força-motriz para o transporte de água através da membrana. Assim, a PTM está diretamente relacionada ao fluxo do permeado (METCALF & EDDY, 2007).

De acordo com Yurtsever *et al.* (2020), o fluxo do permeado é influenciado pela qualidade do afluente, frequência de limpeza, estabilidade da operação e propriedades do material suporte, como o tipo do material suporte e o tamanho dos poros. Além disto, também é influenciado pelas condições operacionais, como a PTM e o regime de mistura no biorreator. O baixo valor da PTM permite fluxos muito mais elevados em biorreatores de MD, quando comparados àqueles observados em membranas convencionais (POLLICE e VERGINE, 2020).

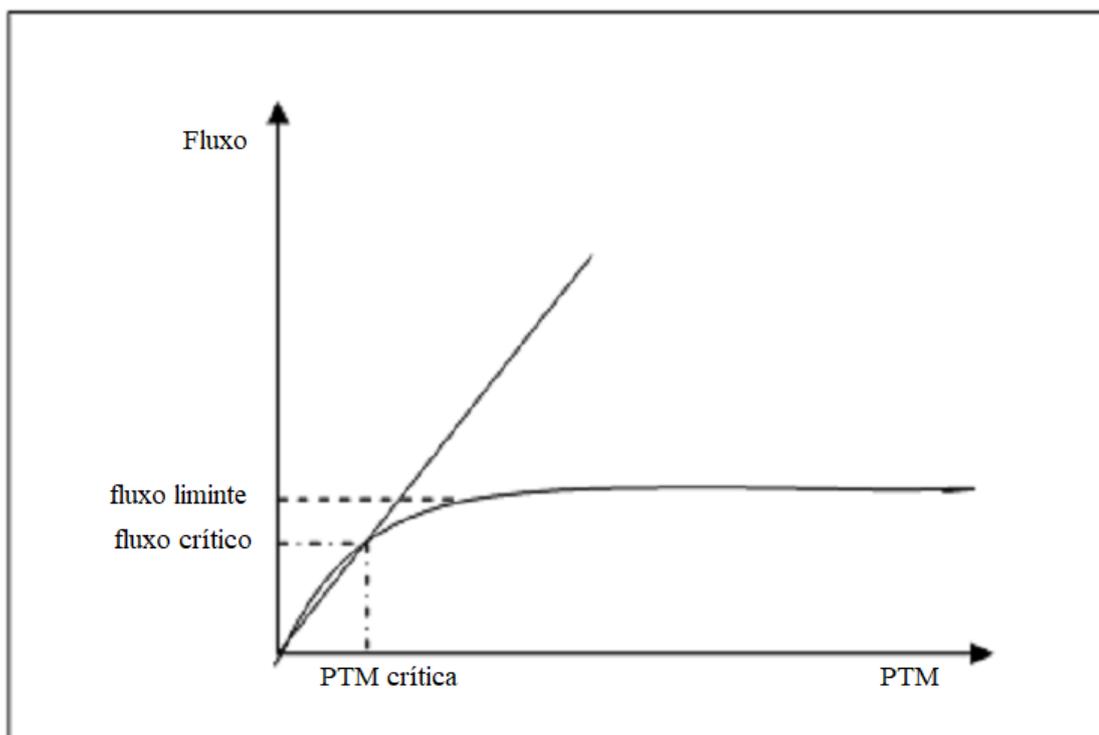
Outro conceito importante é o de fluxo crítico, que consiste no maior valor de fluxo permeado abaixo do qual não ocorre *fouling*, ou a ocorrência do mesmo se torna desprezível (HAN *et al.*, 2005). O fluxo crítico é, possivelmente, o parâmetro mais importante na operação nos processos de separação por membrana, e foi definido por Field *et al.* (1995) como sendo o maior fluxo permeado onde não se observa uma diminuição do fluxo com o tempo. Acima do fluxo crítico é observado *fouling*, pois nesta condição existe uma maior tendência de arraste das partículas durante a permeação, fazendo com que elas se depositem mais rapidamente, não permitindo, portanto, que as condições hidrodinâmicas evitem a

formação da *fouling* na membrana. Sendo assim, para melhor caracterizar os fenômenos de *fouling*, é importante considerar a evolução do fluxo em função da PTM.

Han *et al.* (2005) descreveram duas maneiras de determinar o fluxo crítico. Uma é mantendo o fluxo constante e observando a PTM. Assim, quando houver aumento na PTM, é estabelecido o fluxo crítico. Outra forma é manter a PTM constante e medir o fluxo do permeado. Desta forma, operando com PTM constante, o fluxo crítico é definido como o primeiro momento em que ocorre a diminuição do fluxo permeado. Entretanto, cabe mencionar ainda que Bacchin *et al.* (2006) também definem o fluxo crítico como o fluxo em que a PTM começa a afastar-se da linha de água pura, a qual é representada por uma linha reta.

O fluxo crítico marca a transição entre um regime de polarização estável e outro instável. No momento em que o fluxo crítico é ultrapassado, as forças de atração são superiores às forças repulsivas. Neste ponto, nem todo aumento de pressão implica em mais um aumento do fluxo, uma vez que este tende a um valor limite (Figura 7). Portanto, o fluxo limite representa o máximo fluxo do permeado, em regime estacionário, que pode ser alcançado aumentando-se a PTM, com uma determinada solução ou suspensão e sob um dado conjunto de condições hidrodinâmicas (BACCHIN *et al.*, 2006).

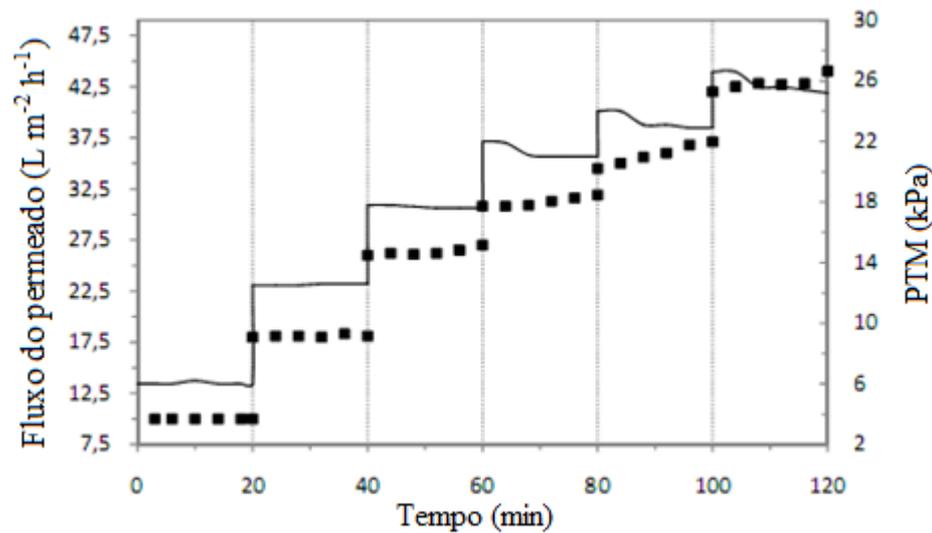
Figura 7. Esquema do fluxo em função da PTM.



Fonte: Tardieu (1997).

O fluxo crítico pode ser determinado através da aplicação de um degrau de PTM constante, enquanto que o fluxo do permeado é monitorado quanto a sua estabilidade em cada degrau, como apresentado no exemplo da Figura 8. A reversibilidade de deposição, estudada por Ye *et al.* (2005), pode ser avaliada pela análise do fenômeno de histerese da curva de PTM *versus* fluxo. A técnica de histerese é a mais recente técnica formalizada para determinação do fluxo crítico. Neste método, o fluxo crítico é definido como o menor fluxo que cria um *fouling* irreversível sobre a membrana.

Figura 8. Exemplo de fluxo crítico.



Fonte: Han *et al.* (2005). Neste exemplo, o fluxo crítico é de 36 L m⁻² h⁻¹.

De um modo geral, não é interessante operar sistemas de biorreatores de membrana dinâmica em condições acima do fluxo crítico, visto que o custo operacional aumenta para que altas PTM's sejam asseguradas. Embora seja aparentemente simples, a precisão de identificação do fluxo crítico depende fortemente das condições utilizadas (duração do degrau, tamanho do degrau, estado inicial da membrana). Infelizmente, não existe um método-padrão para determinação do fluxo crítico, o que faz com que a comparação dos valores apresentados na literatura seja difícil. Apesar de ser um método com aspectos arbitrários, sua determinação continua sendo a mais eficiente aproximação para se avaliar o comportamento do *fouling* para um dado sistema de filtração, além de comparar diferentes condições de operação (HAN *et al.*, 2005).

Entretanto, Pollice e Vergine (2020) afirmam que a abordagem baseada no aumento de fluxo gradativo tem uma aplicabilidade limitada nos processos de filtração por MD, devido à complexidade dos fenômenos que regulam o desenvolvimento da MD. Pois, os autores

compararam estudos feitos por dois grupos de pesquisadores utilizando material suporte com mesmo tamanho de poro (38 μm), para determinar o fluxo crítico aplicando a abordagem baseada no aumento de fluxo gradativo. Assim, foi constatado que o grupo de Chu *et al.* (2014) encontrou um valor de fluxo crítico de $70 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$, que é muito diferente do valor de fluxo crítico de $20 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$, obtido pelo grupo de Wang *et al.* (2015). Nestes termos, concluíram que a determinação do fluxo crítico para experimentos de longo prazo operados em diferentes fluxos deve ser comparados, e recomendaram que se realizem limpezas (retrolavagens) quando o fluxo atingir um limite abaixo de um valor inicial pré-definido (por exemplo, 10% abaixo do fluxo inicial).

Os autores também salientam que o fluxo imposto influencia claramente no desenvolvimento da MD; além disso, o período de duração da fase de formação da MD é curto para valores de fluxos muito altos, com efeitos claros positivos na qualidade do efluente produzido após cada operação de limpeza do material suporte. Um período de formação da MD de aproximadamente 5 min foi relatado sob fluxos muito altos (220 a $465 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$) obtidos à PTM constante e fluxo variável (ZAHID *et al.*, 2011), enquanto um período de formação da MD cerca de 1 mês foi obtido por fluxo de $3,6 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ (SREED *et al.*, 2017). No entanto, vários estudos têm mostrado que o *fouling* da MD é mais intenso para valores de fluxo elevados, o que causa a deteriorização da qualidade do efluente por dois motivos: primeiro, exigência de uma maior frequência de limpeza, o que implica em menor desempenho do processo de filtração no período de formação da MD do que no seu período de maturação; e segundo, o fato do aumento da PTM, devido ao *fouling* da MD, desestabilizar a própria MD (ocorrência de dissociação), o que tem efeitos negativos sobre a turbidez do efluente (POLLICE e VERGINE, 2020).

Na filtração por MD, o valor da PTM aplicado deve ser inferior aos aplicados na filtração por membranas convencionais. Pois, valores muito altos da PTM só podem ser alcançados quando a porosidade da MD é reduzida pelo acúmulo excessivo de sólidos ou por outros fenômenos relacionados ao crescimento de lodo, por exemplo, a superprodução de PMS ou SPE (HU *et al.*, 2016ab; POLLICE e VERGINE, 2020).

Isik *et al.* (2019) compararam membranas de UF e MD utilizadas para o tratamento de águas residuárias domésticas. Os autores verificaram que os valores da PTM obtidos na filtração através de MD foram mais altos que aqueles obtidos pela filtração através de membranas convencionais de UF. Os valores altos da PTM obtidos na filtração por MD aumentaram significativamente durante os primeiros três dias, e a turbidez do efluente também aumentou durante o mesmo período. Após atingir a estabilidade, o valor médio da

PTM foi de 54,6 kPa para MD. Ao contrário, os valores de PTM para membranas de UF foram bastante estáveis e permaneceram abaixo de 0,8 kPa durante todo o período de operação. Além disso, os valores médios da resistência à filtração foram $4,10 \times 10^{16} \text{ m}^{-1}$ e $5,21 \times 10^{14} \text{ m}^{-1}$ para MD e UF, respectivamente. Os autores atribuíram este comportamento (altos valores da PTM e resistência à filtração para a MD) ao fato da camada de MD apresentar maiores percentagens de elementos inorgânicos, como Ca, Mg, Al e Si. E mesmo assim, concluíram que a tecnologia da MD foi alternativa tecnicamente viável para o tratamento de águas residuárias domésticas em termos de desempenho de filtração.

De acordo com Wang *et al.* (2020), embora a filtração através de MD possa lidar com afluentes mais concentrados, a PTM tem maior impacto sobre o processo, especialmente na qualidade do permeado, enquanto nos processos convencionais de MF/UF, a PTM tem impacto insignificante na qualidade do permeado. Este fato sugere que nos processos de filtração através de MD, a exigência de controle da PTM é muito mais rígida que nos processos de filtração convencionais de MF/UF. Este comportamento também é ratificado por Guan *et al.* (2018b) para processos filtração através de MD, os quais obtiveram excelente qualidade do permeado a PTM abaixo de 20 kPa. Porém, quando a PTM atingiu valores entre 40 e 80 kPa, a turbidez no efluente aumentou. Analogamente, altos fluxos de permeado também reduziram a eficiência da filtração por MD, sugerindo que na filtração através de membrana dinâmica o fluxo de permeado ou os valores da PTM não podem ser muito altos (WANG *et al.*, 2020).

Em contrapartida, Saleem *et al.* (2017) observaram que altos valores de PTM não afetaram significativamente o desenvolvimento da MD, todavia, aumentaram a força de arraste na camada de MD, removendo partículas fracamente fragilizadas, transportando-as através do material suporte e causando, assim, um aumento turbidez efluente. Também observaram que fluxos de permeados iniciais muito altos, variando de 329 a 9880 $\text{L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$, causaram o rápido aumento da resistência à filtração (isto é, diminuição de fluxo durante a filtração), demonstrando o rápido desenvolvimento da MD no intervalo de poucos minutos de filtração, e seguidos por fluxos de permeado muito baixos após a formação da MD.

Guan *et al.* (2018b), utilizando biorreatores de membrana dinâmica, avaliaram as mudanças nas propriedades físicas da camada dinâmica em função do fluxo do permeado (41,7 e 83,3 $\text{L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$). Os autores observaram que a turbidez do efluente reduziu de 10 para 2 NTU nos primeiros 3 dias e 7 dias para fluxos de 83,3 e 41,7 $\text{L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$, respectivamente. Ainda foi observado que, na fase inicial de operação, o fluxo mais elevado atingiu estabilidade de forma mais rápida. No entanto, no intervalo de 7 a 72 dias com retrolavagens

regulares, os dois fluxos mantiveram-se estáveis, com a turbidez do permeado em torno de 1 NTU e valores de PTM baixos (em torno de 20 kPa). Ao final de 72 dias de ensaio, os autores continuaram operando os sistemas por mais 15 dias, com baixa frequência de retrolavagem. Nesta etapa, observaram logo no início uma diminuição acentuada da turbidez (de 1 para 0,14 e 0,24 NTU, respectivamente) e, em seguida, um aumento de forma gradual para 5 NTU nos 7º e 12º dias subsequentes, respectivamente. Neste período, à medida que a PTM aumentava de 40 para 80 kPa, a turbidez também aumentava gradualmente, gerando a deterioração da qualidade do efluente. Deste modo, concluíram que altas PTMs na fase de *fouling* podem levar a um grande fluxo do permeado e destruição da MD, além da eluição dos flocos biológicos através do material suporte, causando uma alta turbidez no efluente.

Siddiqui *et al.* (2019) testaram fluxos iniciais de 20,83; 31,2; 41,7; 83,3; 166,7 L m⁻² h⁻¹ em diferentes tempos de operação (60, 180, 480 e 720 min). Os fluxos iniciais mais elevados resultaram em quedas significativas no fluxo real e um rápido aumento na PTM, sem variação significativa da turbidez dos 30 aos 90 minutos de permeação. Nos tempos subsequentes, a turbidez foi mantida abaixo de 20 NTU. Os resultados indicaram que uma MD pode se formar logo após o início da operação e produzir um efluente de qualidade aceitável, independentemente do fluxo inicial. No entanto, quando o sistema foi operado com fluxos superiores a 41,7 L m⁻² h⁻¹, foi difícil manter o fluxo inicial associado a um valor da PTM aceitável. Por outro lado, quando os fluxos iniciais foram iguais a 20,83 e 31,2 L m⁻² h⁻¹, nenhuma redução no fluxo inicial foi observada durante os 720 min de operação; além disso, a PTM aumentou de forma gradual nos primeiros 90 min, permanecendo relativamente estável em torno de 20 kPa até o final do experimento. Segundo Hu *et al.* (2017) e Yu *et al.* (2019b), mesmo sob variação da PTM, o fluxo pode manter valores altos durante um ciclo de operação de 3 a 5 dias.

Li *et al.* (2018a) fizeram uma análise de correlação para avaliar o efeito do fluxo permeado na formação da MD e no processo de filtração, e verificaram que existem correlações significativas (P-valor = 0,000) entre o fluxo do permeado, PTM e resistência à filtração. Os coeficientes de correlação entre o fluxo do permeado e a PTM ($r_p = 0,961$) e entre o fluxo do permeado e a resistência à filtração ($r_p = 0,915$) mostraram uma relação linear positiva, ou seja, a PTM e a resistência a filtração tendem a aumentar com o aumento do fluxo do permeado. Isto significa que as partículas filtradas através da MD aumentam proporcionalmente ao fluxo do permeado. E isso estabeleceu a base da camada de MD, juntamente com um aumento correspondente na resistência à filtração e na PTM. Assim, um maior fluxo do permeado facilitou a rápida formação da MD e aumentou a PTM.

Além disso, verificaram que existe uma correlação significativa (P-valor = 0,039) entre o fluxo do permeado e a turbidez do efluente, muito embora, seja fracamente linear e negativa ($r_p = - 0,121$). Os autores explicaram que, apesar de fraca, a correlação é aceitável para diferentes desempenhos durante a formação da MD, inclusive em seu estágio de maturação, uma vez que o fluxo do permeado teve efeito sobre a turbidez do efluente apenas durante o período de formação da MD. Em outras palavras, altos fluxos influenciaram na facilidade de formação da camada de MD, permitindo que pequenas partículas fossem removidas no início do processo da filtração. Desta forma, ressaltaram que altos fluxos de permeado podem melhorar a redução da turbidez do efluente durante a formação da MD. Portanto, após a formação da MD (maturação), os altos fluxos de permeado não têm efeito considerável na redução da turbidez do efluente. Os autores ainda concluíram que o fluxo de permeado e a concentração de sólidos do afluente podem ser usados como parâmetros de controle para o processo de formação da MD (LI *et al.*, 2018a).

3.1.4.7 Tempo de detenção hidráulica e tempo de retenção celular

Em seções anteriores, foram relatados alguns efeitos relacionados ao aumento do tempo de retenção celular (TRC), entre eles está a maior concentração de biomassa, o possível aumento ou redução da produção de SPE e PMS e o tamanho dos flocos. De forma geral, a grande vantagem é a degradação mais eficiente de matéria orgânica para valores elevados de TRC.

Nos sistemas BRAnMD, as variáveis tempo de detenção hidráulica (TDH) e TRC são totalmente independentes. Do ponto de vista prático, um TRC elevado promove uma maior concentração de lodo e, associado a um menor TDH, possibilita um tratamento eficiente em um curto espaço de tempo. Entretanto, problemas de *fouling* mais intensos podem ocorrer nesta condição. O *fouling* tem sido relatado para TRCs baixos, e resultados satisfatórios também têm sido reportados para TRCs longos. Os estudos indicam que as variáveis TDH e TRC podem estar indiretamente ligadas ao impacto causado pelo *fouling* (TRUSSELL *et al.*, 2006).

Segundo Hu *et al.* (2020), o TDH determina a quantidade de matéria orgânica disponível e o tempo de contato para conversão e remoção de poluentes por uma variedade de consórcios microbianos. Entretanto, devem ser considerados o conteúdo, a composição e a biodegradabilidade da matéria orgânica em diferentes substratos. Para o tratamento de águas residuárias de baixa concentração de sólidos e cargas orgânicas baixas a moderadas, é

recomendado a aplicação de TDHs curtos, enquanto para o tratamento de águas residuárias de alta concentração de sólidos e cargas orgânicas moderadas a altas, é recomendando a aplicação de TDH's longos devido à baixa eficiência de transferência de massa. Yang *et al.* (2020) afirmam que a seleção de um TDH adequado deve considerar um desempenho de processo satisfatório, pegada reduzida e custos operacionais e de manutenção.

De acordo com Pollice e Vergine (2020), uma característica importante dos processos de tratamento biológico de águas residuárias por biorreatores anaeróbios de MD é a forte interdependência entre os principais parâmetros operacionais (carga orgânica, TDH, TRC e razão A/M), e também entre os efeitos correspondentes causados na biomassa. Por exemplo, os aumentos de TRC causam concentrações mais altas de MLSS, mas também mais biomassa aclimatada e razões A/M mais baixas (se carga orgânica for mantida constante), e todos esses fatores contribuem para determinar as características do lodo. Por esse motivo, o papel dos processos biológicos no desempenho geral dos biorreatores anaeróbios de MD ainda não está esgotado. Huang *et al.* (2019) sugerem que TRC's longos melhoram a porosidade da MD devido à menor concentração de SPE.

Segundo Huang *et al.* (2019), o TRC é um dos parâmetros de controle mais importantes nos processos de filtração através de MD, o que poderia impactar predominantemente as concentrações de substrato nas propriedades do efluente e da biomassa, incluindo MLSS, atividade de biomassa, concentrações de PMS e SPE, comunidade microbiana e população de predadores bacterianos. Portanto, TRC pode impactar significativamente as características do biofilme desenvolvido em material suporte em biorreatores de MD. Contudo, as relações entre TRC e composição e estrutura física do biofilme e resistência à filtração em biorreatores de MD não estão bem definidas.

No entanto, Hu *et al.* (2020) afirmam que, em sistemas BRAnMD, a taxa de produção de lodo é, geralmente, bastante baixa, e o TRC infinito sem descarga de lodo é frequentemente aplicado. Todavia, para substratos com alto teor de concentração de sólidos ou matéria orgânica lentamente biodegradável, deve ser aplicado o TRC adequado para evitar o acúmulo excessivo de SS, o que poderá afetar a atividade microbiana e o volume efetivo do biorreator. Vale salientar, contudo, que o tempo necessário para a formação de uma camada de MD estável esteve na faixa de 10-25 dias, e para operação de longo prazo foi de aproximadamente de 30 a 50 dias, sob fluxo do permeado de $1-8 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$, como descrito por Ersahin *et al.* (2014) e Alibardi *et al.* (2014).

Moghaddam *et al.* (2002) operaram biorreatores de MD em diferentes TRC's (10 e 30 dias), sem retirada de lodo de excesso. A deterioração na qualidade do efluente em termos de

turbidez e SS foi observada para TRC mais longo. Trabalhos desenvolvidos por Liu *et al.* (2016) e Tang *et al.* (2017) utilizando sistema BRAnMD, com TDH de 6 dias e sob fluxo de 2 a 5 L m⁻² h⁻¹, atestaram que a MD mostrou comportamento de filtração e efeito de retenção de SS estável em ciclos de operação de aproximadamente de 7-14 dias.

Yang *et al.* (2020) avaliaram quatro TDH's (8, 4, 2 e 1 h), com fluxo variando entre 22,5 e 90 Lm⁻² h⁻¹, no tratamento de águas residuárias domésticas à temperatura ambiente (20–25° C), utilizando BRAnMD. Os autores verificaram que as taxas de aumento da PTM foram de 0,4; 0,38; 0,57 e 2,11 kPa d⁻¹ para os TDH's de 8, 4, 2 e 1 h, respectivamente. A taxa de aumento de PTM para TDH de 1 h foi significativamente superior aos demais, provavelmente, devido ao aumento da concentração de PMS na fase líquida em função da redução do TDH, bem como ao acúmulo de substâncias semelhantes à proteína triptofano e à proteína aromática na camada de MD. Os pesquisadores ainda inferiram que o TDH de 2 h foi o limite para manter a operação estável, uma vez que a taxa de aumento da PTM não diferiu significativamente entre os TDH's de 8, 4 e 2 h, e uma maior deterioração do desempenho do processo e qualidade do efluente apenas foi observada em TDH de 1 h.

Os autores ressaltam que, nos TDH's de 2 h e 1 h, as respectivas camadas de MD estavam cobertas por flocos de lodo microbianos ou biopolímeros e pareciam densas, ásperas e irregulares. No entanto, a camada de MD formada com um TDH de 1 h foi mais densa e mais compacta quando comparada àquela relativa ao TDH de 2 h. Além disso, os tamanhos médios de flocos do lodo para os TDH's de 2 e 1 h foram 98,92 e 101,2 µm, com espessuras das camadas de MD de 86,22 e 90,57 µm, respectivamente. Assim, explicaram esse fato pela velocidade de fluxo ascendente, que foi muito maior no TDH de 1 h, induzindo a perda de muitos flocos de lodo de tamanho pequeno, coloides e PMS. Em outras palavras, o efeito de seleção hidráulica causou a lavagem de partículas pequenas e a retenção de partículas grandes com boa capacidade de sedimentação. Entretanto, mesmo assim, em ambos os TDH's, os flocos de lodo pequenos foram detectados mais na camada de MD do que flocos de lodo grandes, porque flocos de lodo pequenos têm uma tendência mais forte de se depositar na camada de MD (YANG *et al.*, 2020). Isso se deve ao fato de que as partículas grandes serem sujeitas a uma maior difusão induzida por forças de cisalhamento e força de sustentação inercial (ZHAO *et al.*, 2010).

Por outro lado, observaram maior acúmulo de substâncias inorgânicas (44,8%) na camada de MD para TDH de 1 h do que para TDH de 2 h (38,8%), o que resultou em *fouling* severo para TDH de 1 h, devido ao tempo de reação insuficiente. Tal fenômeno aumentou o efeito de retenção da camada de MD em TDH de 1 h do que em TDH de 2 h, muito embora a

qualidade de efluente tenha sido baixa para TDH de 1 h. Justificando as diferenças nas propriedades e mecanismos de retenção da camada de MD formadas em TDHs de 1 h e 2 h (YANG *et al.*, 2020).

Huang *et al.* (2019) testaram quatro TRC's (5, 10, 20 e 40 dias) em um estudo sobre a vinculação do tempo de retenção de sólidos à composição, estrutura e resistência à filtração de biofilmes desenvolvidos sobre materiais suporte em biorreatores de MD. Foi constatado que a resistência à filtração e a PTM aumentaram significativamente com a diminuição do TRC. Para um TRC de 5 dias, uma camada de biofilme semelhante a um gel fino e compacto (porosidade = 27,5%) apresentou uma resistência à filtração mais alta (aproximadamente $4,9 \times 10^{11} \text{ m}^{-1}$), enquanto uma camada de biofilme espessa e porosa (porosidade > 60%), com resistência à filtração $< 2,5 \times 10^9 \text{ m}^{-1}$ foi formada em TRC de 20 e 40 dias. A formação de uma camada de biofilme porosa foi extremamente importante para a operação estável e de longo prazo. A porosidade do biofilme foi negativamente correlacionada com a razão proteína/polissacarídeo no biofilme. Os TRC's longos reduziram a razão de células vivas / células mortas (diminuindo a produção de SPE) e aumentaram a população de protozoários no biofilme, e ambos aumentaram a porosidade do biofilme, mitigando o *biofouling* no material suporte.

3.1.4.8 Limpeza no módulo de membrana

Para minimizar os efeitos do *fouling*, deve-se antes de tudo selecionar o modo apropriado para operar o sistema desde sua partida, procurando-se selecionar condições operacionais ótimas. Pode-se ainda realizar um pré-tratamento da suspensão e/ou inserir ar juntamente com a corrente de alimentação do módulo. Entre todos os fatores que influenciam o *fouling*, as técnicas de limpeza são as únicas que têm a função de recuperar o fluxo do permeado. A limpeza periódica visa restaurar o fluxo do permeado a valores próximos ao fluxo inicial, podendo ser realizada com surfactantes (detergentes), soluções ácidas ou alcalinas. Entretanto, a solução de limpeza deve possuir pH compatível com a faixa de pH suportada pelo material suporte (YU *et al.*, 2003; CUI *et al.*, 2003; BÉRUBÉ *et al.*, 2006).

De acordo com Pollice e Vergine (2020), em geral, a necessidade de métodos de limpeza e o papel das condições operacionais e hidrodinâmicas apropriadas são comumente reconhecidos como aspectos relevantes do bom desempenho de biorreatores de MD. Entretanto, o principal objetivo do gerenciamento de processos de filtração por MD seria, então, encontrar condições operacionais que minimizassem a frequência das operações de

limpeza. Isso envolve a otimização dos parâmetros de filtração e bioprocessamento. A frequência de limpeza do material suporte e a qualidade do efluente depende da combinação de diferentes aspectos, incluindo o tamanho dos poros do material suporte, hidráulica/hidrodinâmica (por exemplo, fluxo, intensidade de lavagem) e condições dos processos biológicos (carga orgânica, TRC, etc.). Isto é, a fim de minimizar a turbidez média do efluente, um equilíbrio entre a rápida formação da MD e a baixa frequência de limpeza deve ser encontrado.

Vários métodos de limpeza de membrana têm se mostrado eficazes no controle de *fouling* no material suporte, evitando, portanto, a perda de permeabilidade. Os mais amplamente usados são a retrolavagem e a lavagem direta da superfície do material suporte com ar ou água. Além disto, duas estratégias de limpeza foram adotadas com sucesso e permitiram uma boa qualidade do efluente: (i) limpeza regular, executada independentemente do fluxo e da pressão medida, geralmente diária ou em frequência superior; (ii) limpeza realizada em função do valor máximo de PTM pré-definido ou valor de fluxo mínimo, que pode não ser necessário por várias semanas (GUAN *et al.*, 2018ab; VERGINE *et al.*, 2018; SALEEM *et al.*, 2019; POLLICE e VERGINE, 2020).

Schneider & Tsutiya (2001) ressaltam a importância da formulação da solução de limpeza, pois raramente o *fouling* é causado por um único tipo de material que se deposita na membrana. Para a remoção de depósitos inorgânicos geralmente se emprega limpeza ácida, enquanto para a remoção de depósitos orgânicos e biofilmes, a formulação da solução deve ser alcalina. Recomenda-se a utilização de formulações diferentes de forma alternada, pois aplicações repetidas de uma mesma solução podem resultar na seleção de um biofilme resistente. Em geral, os fabricantes de material suporte indicam as formulações comerciais compatíveis com seus produtos.

Além das estratégias acima citadas, para se recuperar ao menos parcialmente o fluxo do permeado, adota-se a realização de retrolavagens. A retrolavagem consiste em bombear o permeado (pode-se adicionar produtos químicos no volume de permeado usado para retrolavagem ou utilizar ar) através da malha suporte em sentido inverso ao da filtração por um curto intervalo de tempo, em geral até 2 minutos. É um processo que deve ser realizado rapidamente, pois, durante o tempo de duração da retrolavagem, deixa-se de usar o módulo para recuperação de permeado e gera-se outro efluente, que poderá, dependendo de suas características, ser retornado para o tanque com a solução a ser tratada, sendo necessário filtrá-lo novamente (OGNIER *et al.*, 2004).

Segundo os mesmos autores (OGNIER *et al.*, 2004), a retrolavagem empurra as partículas aderidas à estrutura dos poros para o líquido e remove parcialmente a torta formada

na superfície das membranas. A frequência e a vazão de retrolavagem estão relacionadas às condições de operação e às características do efluente a ser tratado. Normalmente a técnica de operação empregada para manutenção do fluxo do permeado estável consiste de permeação, obtida por sucção, alternada com retrolavagem, em que uma porção do permeado é bombeada no sentido inverso ao da permeação. Alguns autores utilizam, ao invés de permeado, ar para realizar a operação de retrolavagem.

À medida que o *fouling* da membrana progride, a fácil limpeza por meios físicos (sem o uso de reagentes químico) para ciclos repetidos de regeneração e filtração representa uma das principais vantagens dos biorreatores de MD em relação à biorreatores de membranas convencionais, embora efluentes com valores de turbidez ligeiramente mais elevados tenham sido observados durante as primeiras 2-4 h após a limpeza do material suporte. Isso permite que os biorreatores de MD sejam mais econômicos. Além disso, a frequência de retrolavagem não afeta significativamente o desempenho dos biorreatores de MD, portanto, um protocolo de limpeza no material suporte automatizado pode ser facilmente aplicado em escala real para biorreatores de MD (WANG *et al.*, 2020; AYOL *et al.*, 2021).

Yang *et al.* (2020) aplicaram métodos de limpeza física (limpeza hidráulica e escovação de superfície) e observaram a remoção completa da camada de MD e restauração da estrutura porosa de uma malha de náilon. Os autores concluíram que a limpeza física foi suficiente para recuperar a permeabilidade da MD, ao invés da limpeza química usada em BRM's. Também foi ressaltado que a limpeza física no BRAnMD reduz ainda mais os custos e o tempo de manutenção. Com os menores custos de manutenção e material suporte, os BRAnMD's tornam-se mais competitivos e aplicáveis que os BRMs no tratamento de águas residuárias.

No entanto, Yurtsever *et al.* (2020) aplicaram a retrolavagem com jato de biogás a uma vazão de 750 mL min^{-1} , por um intervalo de 1 a 2 min, e constataram que a camada de MD não foi removida completamente, pois a PTM teve aumento repentino após a retrolavagem. Assim, concluíram que a MD não pode ser removida completamente com apenas limpeza física.

Côté *et al.* (1997) mostraram que a operação com fluxo do permeado estável durante longos períodos de tempo foi possível com o uso de retrolavagem. Eles utilizaram campanhas de até um ano com retrolavagens, na frequência de 1 vez por semana e 15 minutos de duração. Durante os experimentos, não foi necessário a retirada das membranas para realizar as operações de limpeza.

De acordo com Chang e Judd (2002), a retrolavagem tem uma influência levemente maior do que a injeção de ar nas membranas, embora o uso combinado de injeção de ar e retrolavagem produzam fluxos permeados maiores, ou seja, há uma diminuição do efeito do *fouling*.

Para limpeza química, Lee *et al.* (2001) utilizaram uma solução de NaOH 1 N, tendo em vista que, em um biorreator, considera-se que o *fouling* seja causado por substâncias do metabolismo celular. Após a limpeza com NaOH, as membranas foram submetidas à outra limpeza com solução de ácido clorídrico (HCl) 1N, uma vez que apenas a lavagem alcalina não produziu a recuperação de fluxo esperada. De forma geral, os fabricantes de membranas recomendam o uso de solução aquosa de hipoclorito de sódio (NaOCl), em concentrações menores que 0,5%, além de ácido cítrico 0,2% ou ácido oxálico 1% (LE-CLECH *et al.*, 2006).

De acordo com Huang *et al.* (2011) e Smith *et al.* (2012), para controlar o desenvolvimento do *fouling*, diferentes estratégias têm sido estudadas, as quais estão relacionadas à configuração do módulo. Na configuração externa, a elevada velocidade do fluxo tangencial é mantida para limitar o acúmulo de substâncias orgânicas e inorgânicas, responsáveis pelo *fouling*. Já na configuração submersa, o controle do *fouling* é realizado por meio da aspersão com gás, retrolavagem.

Segundo Guan *et al.* (2018a), a retrolavagem é uma das estratégias de limpeza física mais comuns aplicadas à MD. A técnica pode permitir que os sistemas de MD operem a fluxos de permeado na ordem de $41,7\text{--}545,8 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$, por mais de um mês, sem limpeza química. No entanto, o *fouling* irreversível pode aparecer após 40 dias numa operação contínua, dependendo das condições operacionais, o que dificulta o aumento de escala dos sistemas de MD.

Neste mesmo estudo, Guan *et al.* (2018a) operaram sistemas de MD por três meses contínuos, com retrolavagens regulares, com duração de um minuto a cada 24 horas. Após esse período, os sistemas foram operados por mais 14 dias sem nenhuma limpeza para fazer com que os módulos de membrana tivessem *fouling* irreversível, resultando em uma alta PTM (60 kPa) para todos módulos de membrana. Em um período de 24 horas, compararam limpeza física (lavagem com água) com limpezas químicas com hidróxido de sódio (0,3% NaOH), hipoclorito de sódio (500 ppm de NaClO) e dodecilsulfato de sódio (0,29% SDS). Os autores verificaram que, após as 24 horas, a PTM do módulo que sofreu apenas limpeza física aumentou rapidamente e foi superior comparativamente aos demais módulos, sugerindo a presença de *fouling* irreversível apenas com retrolavagem. Os autores concluíram ainda que

NaClO foi o reagente que teve melhor desempenho para a limpeza química em termos de recuperação da PTM, fluxo do permeado e redução da resistência à filtração.

Yu *et al.* (2019a), avaliando a otimização do desempenho de biorreatores de membrana dinâmica, aplicaram a retrolavagem com ar a uma vazão de 72 L min^{-1} , em um intervalo de tempo de 2 min para sistema de MD, quando o fluxo declinava até 10% do fluxo inicial. Foram verificadas regeneração e recuperação da permeabilidade da MD de até 100%, mas que durava apenas 2 a 4 dias para cada ciclo de operação.

Guan *et al.* (2018b) investigaram a frequência de retrolavagem (12 horas e 24 horas) com água da torneira, a uma vazão de 2 L min^{-1} , tempo de retrolavagem de 2 min, pressão da água de 500 kPa, durante 72 dias de operação. Ao final do período, verificaram que não houve diferenças significativas entre frequência de retrolavagem para o desempenho do sistema no que tange a turbidez e a PTM.

Liu *et al.* (2016) fizeram a limpeza de um sistema de MD com aplicação da técnica de rotação rápida do subconjunto de membrana sem efluente, quando o *fouling* era baixo e controlável. Entretanto, quando o *fouling* mostrou-se severo, o subconjunto da membrana foi retirado e inundado com água de torneira. Os autores verificaram que, nas duas estratégias usadas, o fluxo do permeado foi restaurado completamente.

Siddiqui *et al.* (2019) compararam a retrolavagem em diferentes períodos de operação em um sistema BRAnMD, e explicaram que a MD formada sobre o material suporte pode ser removida após a lavagem. No entanto, o resíduo da MD que foi acumulado gradualmente durante todo o período de operação dentro dos poros do material suporte não pôde ser removido efetivamente por retrolavagem. Concluíram, portanto, que o aumento de flocos residuais no material suporte pode ser devido ao acúmulo de SPE, que é a principal razão para ocorrência de *fouling* em BRMs de MF/UF, e também pode afetar significativamente a formação de MD em BRAnMD.

Salerno *et al.* (2017) estudaram a influência da intensidade da retrolavagem com (0,15, 0,25 e $0,5 \text{ L min}^{-1}$) e sem ar, em malhas de náilon com tamanhos de poro distintos (20 e $50 \mu\text{m}$), sob um alto fluxo de permeado ($95 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$). Foi verificado que elevadas intensidades de retrolavagens resultaram em uma qualidade baixa de efluente e redução da vida útil da MD. A menor intensidade foi avaliada como sendo melhor para filtração por MD em termos de alta qualidade do efluente, e baixo *fouling* na membrana. Além disso, uma retolavagem contínua com ar foi um fator chave para limitar o *fouling* na MD, muito embora uma retrolavagem com ar muito intensa resulte em uma qualidade inferior do efluente. Ersahin *et*

al. (2016b) também obtiveram resultados semelhantes quando aplicaram diferentes velocidades de jato de biogás em uma malha de propileno, com tamanho de poro de 10 µm.

Embora a resistência à filtração e a intensidade de *fouling* nos BRAnMD's sejam muito mais baixas em comparação com aquelas observadas nos BRMs (aproximadamente duas ordens de magnitude menor na resistência à filtração), o controle de *fouling* ainda é necessário quando ocorre declínio severo de fluxo ou aumento rápido da PTM. Vários métodos foram utilizados para controle de *fouling* em biorreatores de MD, incluindo jato de biogás, recirculação de licor misto, retrolavagem hidráulica, limpeza física e química da membrana. O uso de jato de biogás e recirculação de licor misto podem induzir uma velocidade tangencial ao longo da superfície da MD para controle da camada de MD. A limpeza física (como lavagem com água e escovação) foi realizada para remover a camada de MD consolidada quando ocorreu *fouling* severo da membrana. Além disto, o procedimento de limpeza química (0,5% de solução de NaClO, 2 h de duração) foi usado para controle de *fouling*. A implementação de estratégias combinadas para controle de *fouling* da MD em BRAnMD's foi mais eficaz. Na maioria dos casos, o método de limpeza física foi suficiente para a remoção eficiente da camada de MD e recuperação da permeabilidade, enquanto a limpeza química pode ser uma alternativa apenas quando ocorrer *fouling* irreversível (HU *et al.*, 2020).

3.1.5 Modelagem matemática para mecanismo de *fouling* na formação da membrana dinâmica

Segundo Iritani e Katagiri (2016), a modelagem clássica de bloqueio na filtração em PSM descreve quatro tipos de mecanismos que controlam o *fouling* dos poros da membrana: bloqueio completo, bloqueio padrão, bloqueio intermediário e filtração por torta. Originalmente a modelagem matemática para mecanismo de *fouling* foi apresentada por Hermans e Bredée (1935, 1936) e, posteriormente, sistematizada por Grace (1956), Shirato *et al.* (1979) e Hermia (1982).

Saleem *et al.* (2017), Li *et al.* (2018a) e Wang *et al.* (2020), a modelagem matemática é uma ferramenta útil que tem sido amplamente aplicada para analisar o *fouling* em membranas convencionais. Embora nos processos de filtração através da MD as partículas causadoras de *fouling* desempenhem um papel decisivo no desenvolvimento da MD, poucos estudos tentam compreender especificamente como esses fenômenos ocorrem nas MD's por análises baseadas em modelos. Além disso, o uso da modelagem matemática para elucidar o

mecanismo de formação da MD, em conjunto com o efeito de mudanças nas condições operacionais (PTM e concentração de sólidos suspensos) na resposta do modelo e sua interpretação ainda é limitada. O processo de *fouling* também pode ser influenciado por uma combinação mecanismos ocorrendo simultaneamente ou em diferentes estágios durante a operação de filtração, dependendo das características da membrana, dos parâmetros de alimentação e operação, como fluxo do permeado e PTM. A modelagem matemática de mecanismo de *fouling* atualizada por Iritani e Katagiri (2016) é apresentada na Tabela 2.

Tabela 2. Modelos matemáticos para avaliar a evolução da formação do *fouling* ao longo do tempo.

Modelo de Filtração	Equação do modelo	Constante de bloqueio
Bloqueio completo	$\frac{P}{P_0} = \frac{1}{1 - K_b \cdot t}$	$K_b, 1 s^{-1}$
Bloqueio padrão	$\frac{P}{P_0} = \left(1 - \frac{K_s \cdot J_0 \cdot t}{2}\right)^{-2}$	$K_s, 1 m^{-3}$
Bloqueio intermediário	$\frac{P}{P_0} = \exp(K_i \cdot J_0 \cdot t)$	$K_i, 1 m^{-3}$
Filtração por torta	$\frac{P}{P_0} = 1 + K_c \cdot J_0 \cdot t$	$K_c, s m^{-6}$

Onde: P é PTM (Pa); P_0 é PTM inicial (Pa); J_0 é fluxo ($L h^{-1}$); K_b é constante de bloqueio completo; K_s é constante de padrão; K_i é constante de bloqueio intermediário; K_c é constante de filtração por torta.

No modelo de bloqueio completo supõe-se que cada partícula que chega à superfície do material suporte obstrui a passagem de um poro (fecha totalmente o poro na superfície do material suporte). Além disso, uma partícula nunca se estabelece sobre outra partícula que tenha sido depositada previamente sobre a superfície do material suporte, ou seja, não há sobreposição das partículas. O fluxo permeado através dos poros não bloqueados não é afetado; assim, a redução do fluxo permeado é proporcional à redução da área de superfície do material suporte correspondente aos poros não bloqueados. Este tipo de *fouling* ocorre quando tamanho das partículas são maiores que tamanho dos poros do material suporte. Conseqüentemente, a obstrução dos poros ocorre somente sobre a superfície do material suporte e não no interior dos poros (Figura 9a).

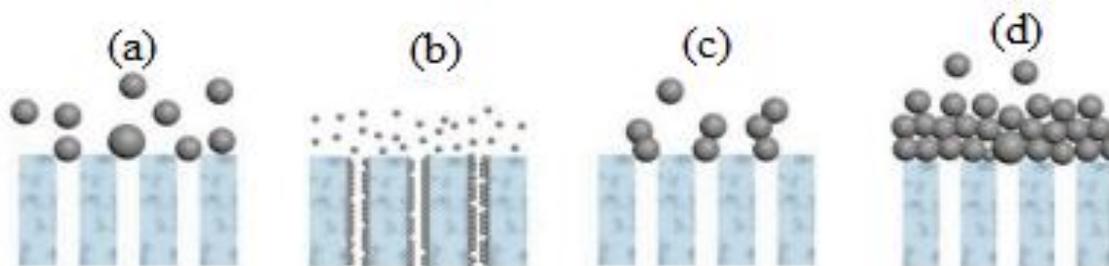
O modelo de bloqueio padrão considera que a obstrução ocorre no interior dos poros do material suporte e, desta forma, reduz gradualmente o volume do poro até o seu bloqueio

total. A diminuição do volume do poro é proporcional à redução de volume de permeado (Figura 9b). É considerado ainda que o poro tem diâmetro e comprimento constantes ao longo da espessura do material suporte. Este tipo de *fouling* é causado por partículas menores que tamanho dos poros do material suporte, causando a obstrução no interior dos poros. Neste caso, o *fouling* torna-se independente da velocidade do escoamento transversal e um valor limite de fluxo permeado não é alcançado, ou seja, o fluxo no estado estacionário é igual a zero, e a contradifusão de solutos da superfície do material suporte para o seio da solução não ocorre.

O modelo de bloqueio intermediário considera que o bloqueio do poro do material suporte não é obstruído necessariamente por uma única partícula, ou seja, a sobreposição de partículas é considerada (bloqueio é causado por mais de uma partícula). As partículas têm uma probabilidade igual de depositar em outras partículas que causam bloqueio do poro. Novamente o bloqueio no interior dos poros não é considerado. Este tipo de *fouling* ocorre quando as partículas apresentam tamanhos semelhantes ao tamanho dos poros do material suporte (Figura 9c).

No modelo de filtração por torta, as partículas são maiores que o tamanho dos poros do material suporte e a concentração das partículas é elevada, portanto, não há bloqueio. A deposição destas partículas ocorre na superfície do material suporte formando uma camada de partículas, e posteriormente uma nova camada é formada sobre a primeira e, assim, sucessivamente (Figura 9d).

Figura 9. Evolução do mecanismo de formação do *fouling* ao longo do tempo.



Fonte: Wang *et al.* (2020).

4 MATERIAL E MÉTODOS

4.1 Localização do sistema experimental

O sistema experimental foi construído e monitorado na Estação Experimental de Tratamentos Biológicos de Esgotos Sanitários (EXTRABES), localizada no município de Campina Grande, no estado da Paraíba, a uma altitude 550 m, a temperatura ambiente que variou de ordem de 19 a 36 °C, nas coordenadas geográficas 7°, 14', 23,26'' S e 35°, 53', 03,23'' O.

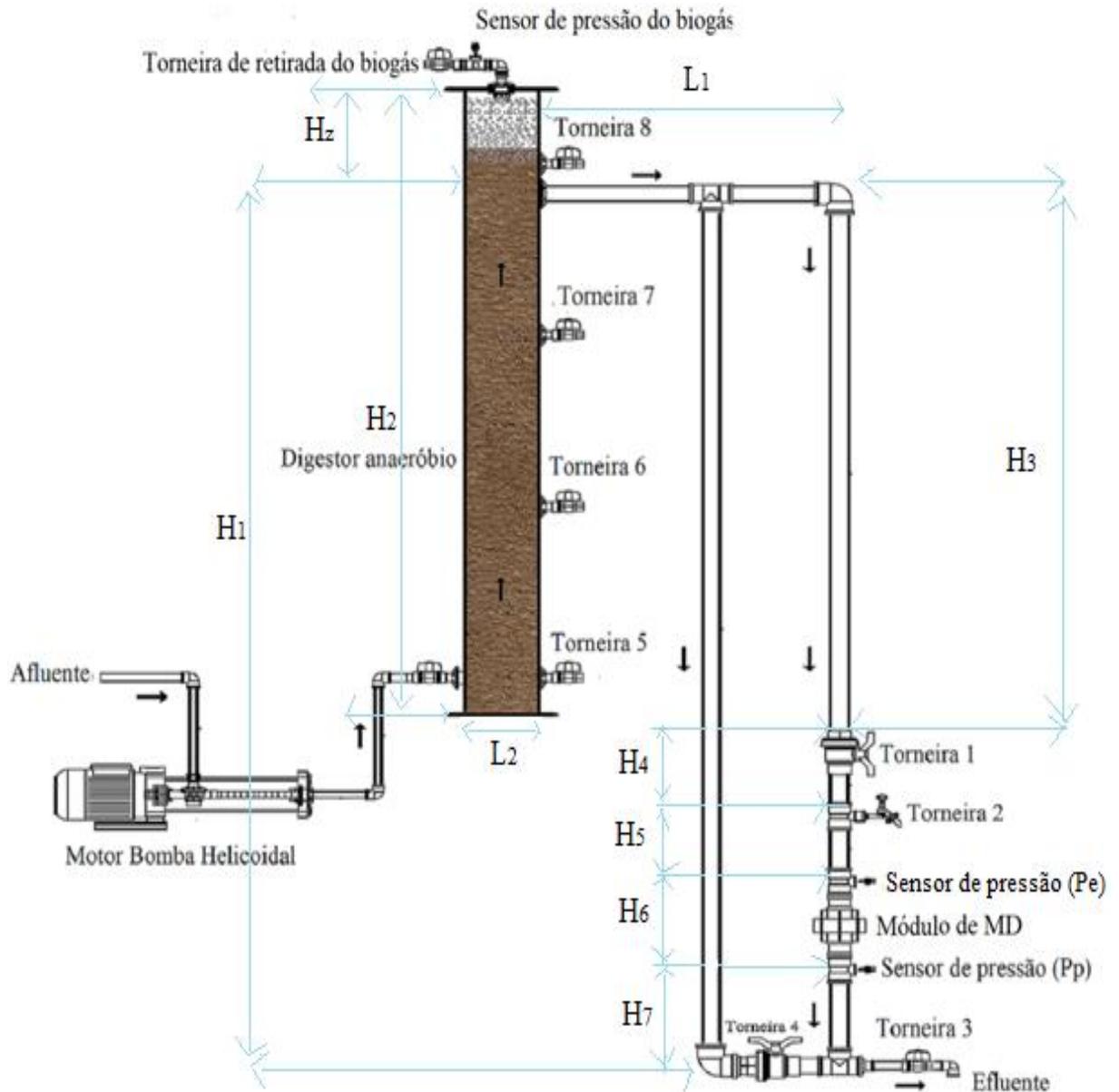
4.2 Coleta do esgoto doméstico

Nas instalações da EXTRABES passa o interceptor leste, o qual conduz cerca de 48% dos esgotos da cidade de Campina Grande. Por outro lado, a CAGEPA canalizou recentemente os esgotos de um empreendimento habitacional de 72 apartamentos localizados a 200 metros da área da EXTRABES, garantindo assim uma vazão diária de 30 m³ de esgotos domésticos. Esse esgoto foi bombeado através de conjunto motobomba de fabricante KSB, 220 V, modelo 50-160K, para um tanque de onde alimentava o sistema experimental.

4.3 Descrição do sistema experimental

O sistema experimental BRAnMD foi composto por um biorreator anaeróbio e um módulo de membrana externo para realização da filtração (Figura 10). A configuração externa foi selecionada devido à facilidade de operação. O biorreator foi confeccionado em fibra de vidro, e o módulo de membrana em policloreto de vinila (PVC). O material suporte (malha) para a formação da MD foi de polipropileno (Figura 11), material comercial amplamente disponível no mercado e de baixo custo, o preço médio de 1 m² =15 reais. Para sustentar a malha, utilizou-se uma tela de aço inox de modo que proporcionasse armação e estruturação da camada sob a malha de suporte quando esta fosse submetida a elevados gradientes de pressão interna. A descrição do biorreator anaeróbio e do módulo de membrana é apresentada na Tabela 3.

Figura 10. Esquema do sistema experimental do BRAnMD.



Legenda:

H_1 : altura da coluna de água; H_2 : altura do biorreator; H_3 : altura da tubulação até a torneira 1;

H_4 : altura da da torneira 1 a torneira 2; H_5 : altura da torneira 2 até o sensor de pressão (P_e);

H_6 : altura entre os sensores de pressão de P_e e P_p ; H_7 : altura de sensor de pressão de saída até

a torneira de saída do efluente; L_1 : largura da tubulação; L_2 : largura do biorreator.

Figura 11. Imagens do Sistema BRAnMD: módulo de membrana e malha suporte



Tabela 3. Descrição do sistema BRAnMD.

Biorreator anaeróbio	Conexões	Módulo de membrana	Parâmetros operacionais
$L_2 = 20 \text{ cm}$ $H_2 = 200 \text{ cm}$ $H_z = 30 \text{ cm}$ $A_2 = 314 \text{ cm}^2$ $V_2 = 62,8 \text{ L}$ $V_u = 53,4 \text{ L}$ $V_z = 9,42 \text{ L}$ $H_T = 3,2 \text{ cm}$	$L_1 = 92 \text{ cm}$ $H_1 = 290 \text{ cm}$ $H_3 = 190 \text{ cm}$ $H_4 = 30 \text{ cm}$ $H_5 = 18 \text{ cm}$ $H_6 = 25 \text{ cm}$ $H_7 = 27 \text{ cm}$ $D_t = 5 \text{ cm}$ $V_{tu} = 5,534 \text{ L}$	$D_m = 7 \text{ cm}$ $A_m = 38,465 \text{ cm}^2$ $T_m = 90 \mu\text{m}$	<p>TDH = 18 h TRC = 140 d</p> <p>Fase I $Q_e = 3 \text{ L h}^{-1}$ $J_p = 779,93 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ $C_v = 1,43 \text{ kgDQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ $v = 0,096 \text{ m s}^{-1}$</p>
			<p>TDH = 8 h TRC = 84 d</p> <p>Fase II $Q_e = 6,75 \text{ L h}^{-1}$ $J_p = 1754,8 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ $C_v = 2,90 \text{ kgDQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ $v = 0,215 \text{ m s}^{-1}$</p>
			<p>TDH = 12 h TRC = 76 d</p> <p>Fase III $Q_e = 4,5 \text{ L h}^{-1}$ $J_p = 1169,9 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ $C_v = 1,87 \text{ kgDQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ $v = 0,143 \text{ m s}^{-1}$</p>

Legenda:

A_2 : área do biorreator; H_2 : altura de *headspace*; V_2 : volume total do biorreator; V_u : volume útil do biorreator; V_z : volume de *headspace*; V_{tu} : volume da tubulação entre L_1 e H_3 ; D_m : diâmetro interno de módulo de membrana; A_m : área útil do módulo da membrana; T_m : tamanho médio do poro da malha de suporte; J_p : fluxo do permeado; Q_e : vazão de entrada do afluente no sistema; C_v : carga orgânica volumétrica; v : velocidade superficial.

A PTM foi monitorada diariamente por sensores de pressão MPX4250 instalado na linha da entrada e saída do módulo de membrana, a fim de acompanhar o comportamento e a formação da membrana dinâmica. Os sensores foram conectados a uma placa micro controladora ATmega328 do Arduino Uno, responsável pela comunicação entre o BRAnMD e o computador. Os valores de pressões foram disponibilizados através de planilhas gerados por um software SisMonBio a cada 5 minutos e armazenados no sistema. O software mostrava informações em tempo real, como também disponibilizava uma ferramenta na qual era possível consultar dados do BRAnMD de acordo com a data desejada. Os cálculos da PTM foram efetuados através do software baseado na Equação 1.

$$PTM = P_e - P_p \quad \text{Equação 1}$$

Onde: PTM: pressão transmembrana (kPa); P_e : pressão na linha de alimentação (kPa); P_p : pressão na linha do permeado (kPa).

O biogás produzido foi quantificado através da medição das pressões acumuladas no *headspace* ao longo dos dias de operação, utilizando o sensor de pressão de biogás, e visualizado através do software SisMonBio desenvolvido por Ramos *et al.* (2020). As pressões quantificadas diariamente foram transformadas em volume de biogás nas condições normais de temperatura e pressão (CNTp) de acordo com a lei dos gases. A DQO de metano foi calculada com base na equação 2. A produção teórica do metano foi estimada aplicando-se as Equação 3 e 4.

$$DQO_{CH_4} = Q \cdot (S_0 - S) - Y_{obs} \cdot Q \cdot S_0 \quad \text{Equação 2}$$

Onde: DQO_{CH_4} : carga de DQO convertida em metano calculada ($kg DQO_{CH_4} d^{-1}$); Q: vazão de esgoto afluyente ($m^3 d^{-1}$); S_0 e S: concentração de DQO de afluyente e efluente ($kg DQO m^{-3}$), respectivamente, Y_{obs} : coeficiente de produção de sólidos, em termos de DQO (0,11 a 0,23 $kg DQO_{lodo} kg DQO^{-1} aplicado$).

$$Q_{CH_4} = 22,4 \frac{L}{mol} \left(\frac{273,15 + t}{273,15} \right) \cdot \frac{DQO_{CH_4}}{64 g DQO mol^{-1} CH_4} \quad \text{Equação 3}$$

Onde: Q_{CH_4} : produção volumétrica de metano ($m^3 d^{-1}$); t : temperatura em CNTP igual $0^\circ C$.

$$Q_{biogás} = \frac{Q_{CH_4}}{\% C_{CH_4}} \quad \text{Equação 4}$$

Onde: $Q_{biogás}$: produção volumétrica do biogás ($m^3 d^{-1}$); Q_{CH_4} : produção volumétrica de metano estimado ($m^3 d^{-1}$); C_{CH_4} : teor de metano no biogás (%).

4.4 Monitoramento do sistema experimental

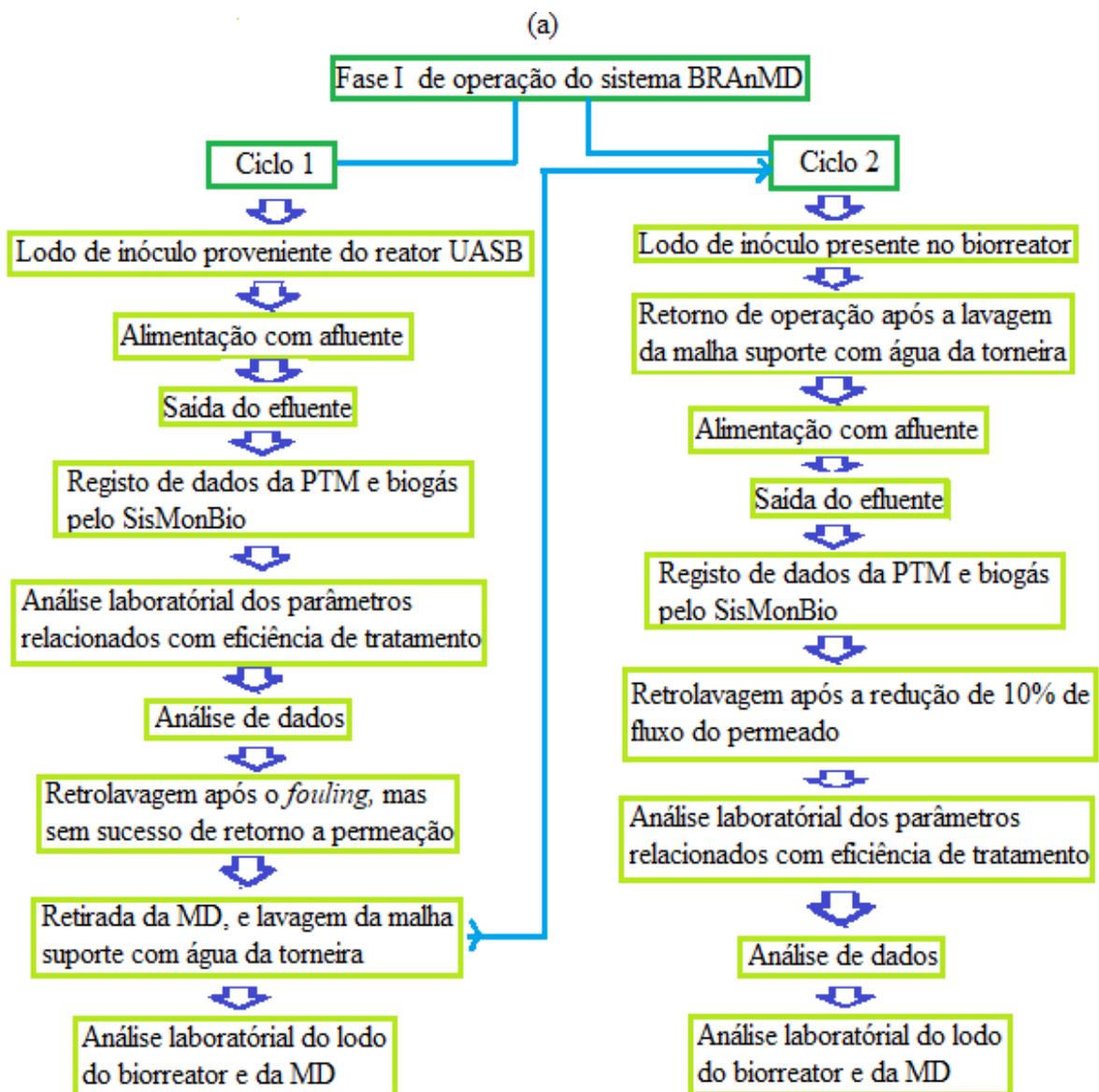
O sistema BRAnMD foi iniciado em abril de 2019. O processo de alimentação do sistema era realizado de forma contínua, sob vazão constante com auxílio de um motoredutor de engrenagem helicoidal Linha R (Sew-Eurodrive). O efluente resultante do biorreator anaeróbico era encaminhado por pressão hidráulica (como força motriz) para o módulo de membrana. Após passar pela membrana dinâmica, o efluente (permeado) fluía por gravidade para um recipiente de coleta, e era medido com auxílio de uma proveta depois de 4 h de coleta, para controle da variação do fluxo do permeado. A filtração era realizada por fluxo transversal (perpendicular), sob três diferentes fluxos do permeado iniciais (J_p) denominados fases I, II e III (Tabela 3). A Fase I foi operada em dois ciclos: Ciclo 1 e Ciclo 2. Na Figura 12 estão apresentados os fluxogramas de monitoramento do sistema BRAnMD, descritos a seguir:

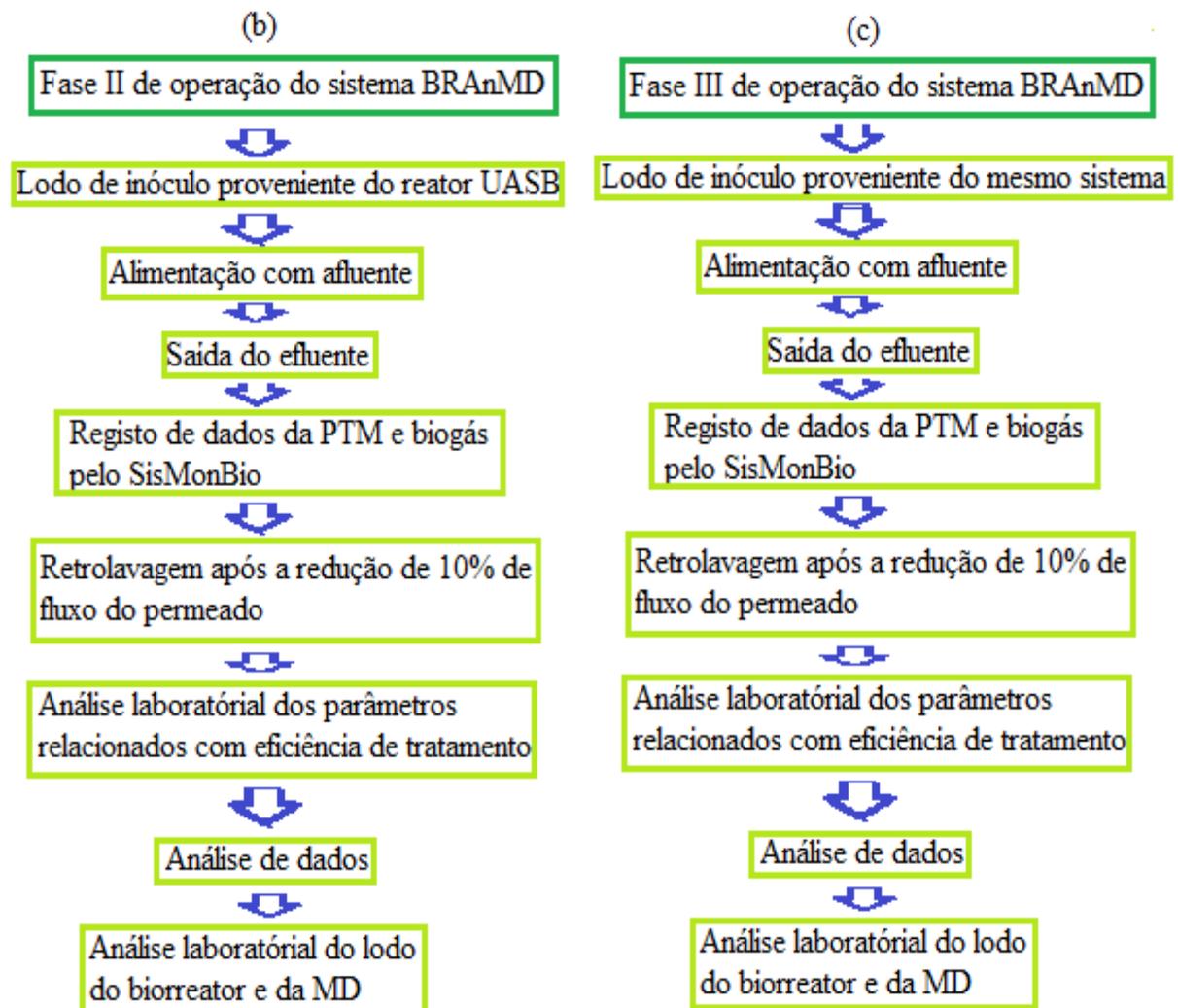
- Fase I - Ciclo 1: A partida deste ciclo deu-se com lodo de inóculo proveniente do reator anaeróbico de fluxo ascendente e manta de lodo - UASB ($9,3 \text{ gSSV L}^{-1} \cdot 15 \text{ L} = 139,5 \text{ gSSV}$). Este ciclo teve como meta verificar o potencial máximo do período de permeação, sendo assim, não se fez a retrolavagem do sistema até atingir a colmatação por completo, que durou 91 dias de operação. Após a completa colmatação, tentou-se fazer a retrolavagem, mas sem sucesso. Abriu-se o módulo de membrana e a malha de suporte de polipropileno foi lavada com água de torneira.
- Fase I - Ciclo 2: neste ciclo, iniciado com lodo disponível no biorreator ($19,7 \text{ gSSV L}^{-1} \cdot 20 \text{ L} = 397 \text{ gSSV}$), foi estabelecida a retrolavagem, a qual era realizada após a redução de 10% de fluxo do permeado. Durante a retrolavagem com efluente do biorreator, as torneiras 1 e 3 eram fechadas enquanto as torneiras 2 e 4 eram abertas para acontecer o fluxo inverso, conforme Figura 10. O tempo de retrolavagem era de 1 min, o suficiente

para saída de volume médio de $0,12 \text{ L d}^{-1}$ da solução concentrada. A duração de operação desse ciclo foi de 49 dias.

- Fase II e Fase III: nestas fases foram realizadas as retrolavagens seguindo o mesmo procedimento do Ciclo 2. A partida da Fase II deu-se com inóculo ($21 \text{ gSSV L}^{-1} \cdot 15 \text{ L} = 315 \text{ gSSV}$) proveniente do reator UASB, e o tempo de operação durou 84 dias. A partida da Fase III deu-se também com inóculo ($28,7 \text{ gSSV L}^{-1} \cdot 15 \text{ L} = 430,5 \text{ gSSV}$) proveniente do mesmo sistema BRAnMD (logo após o termino e retirada do lodo de excesso da Fase II), e o tempo de operação durou 76 dias.

Figura 12. Fluxogramas de monitoramento do sistema experimental: (a) Fase I; (b) Fase II; e (c) Fase III.





4.5 Métodos analíticos

As análises diárias, semanais e quinzenais foram realizadas para caracterizar o afluente e permeado do BRAnMD. As variáveis utilizadas para a caracterização e os métodos analíticos estão descrito no Quadro 1. Salienta-se que as amostras utilizadas para as análises de DQO solúvel e sólidos suspensos foram centrifugadas a uma rotação de 6000 rpm por 15 minutos.

Também foram caracterizados o lodo de inóculo, lodo do biorreator, lodo oriundo da retrolavagem e da MD. A flocculabilidade dos de lodos foi determinada através da turbidez do sobrenadante, medida com um medidor de turbidez (MS, TECNOPON, modelo TB-1000P) após 30 min de sedimentação.

A viscosidade do efluente foi medida utilizando-se um viscosímetro rotativo (microprocessado, modelo Q860M26, Brasil). A resistência à filtração foi calculada com base na equação 5.

$$R_T = \frac{PTM}{\mu \cdot J_p} \quad \text{Equação 5}$$

Onde: R_T : resistência à filtração (m^{-1}); PTM: pressão transmembrana (Pa); μ : viscosidade do efluente (Pa s); J_p : fluxo do permeado ($m^3 m^{-2} s$).

Quadro 1. Métodos utilizados para a determinação dos parâmetros relacionados à eficiência do tratamento.

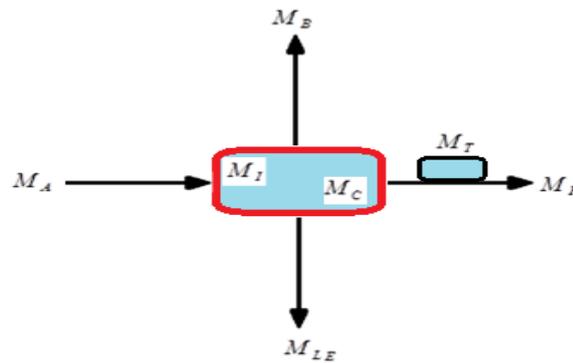
Parâmetro	Métodos	Referência	Frequência
pH	Potenciométrico	APHA (2012)	Semanal
DQO total e solúvel	Titulométrico/ Refluxação Fechada	APHA (2012)	Semanal
Nitrogênio total Kjeldahl	Kjeldahl	APHA (2012)	Quinzenal
Fósforo total	Ácido ascórbico	APHA (2012)	Quinzenal
Turbidez	Turbidímetro	(APHA, 2012)	A cada dois dias
Sólidos totais e frações	Método Gravimétrico	APHA (2012)	Semanal
Alicalinidade e AGV	Kapp	Buchauer (1998)	Semanal
Proteínas	Lowrsy modificado	<i>Frølund et al. (1996)</i>	Quinzenal
Carboidratos	Dubois	<i>Dubois et al. (1956)</i>	Quinzenal
Cor verdadeira	Espectrofotométrico	APHA (2012)	Quinzenal
Ovos de Helmintos	Bailenger modificado	(WHO, 1996)	Semanal

4.6 Balanço de massa do sistema BRAnMD

A quantificação das frações da matéria orgânica expressa na forma de DQO presentes no efluente, no lodo de excesso e membrana dinâmica, bem como na fração metanizada foi

estimada com balanço de massa (Figura 13), a partir da Equação 6. A mesma equação também foi utilizada para os nutrientes.

Figura 13. Esquema de balanço de massa de sistema BRAnMD.



$$M_A + M_I = M_{LE} + M_P + M_T + M_B + M_C \quad \text{Equação 6}$$

Onde:

M_A : massa diária de alimentação;

M_T : massa diária da torta;

M_I : massa diária do inóculo;

M_B : massa diária convertida à metano;

M_{LE} : massa diária de lodo de retrolavagem;

M_C : massa diária do lodo do biorreator.

M_P : massa diária no efluente;

4.7 Análise de dados

A estatística descritiva baseada nas medidas de tendência central e de dispersão, como média, máximo, mínimo, desvio-padrão e coeficiente de variação utilizou-se a ferramenta Excel 2007, da Microsoft.

Com auxílio do Software SPSS Statistics (IBM SPSS 25), a análise de correlação e foi realizada usando p-valor (bicaudais). O p-valor foi o parâmetro-chave usado para quantificar se uma correlação era estatisticamente significativa. Um p-valor $< 0,05$ corresponde a uma correlação significativa entre os parâmetros. Os coeficientes de correlação de Pearson (r_p) e de regressão (R^2) também foram utilizados para fornecer uma indicação da correlação linear entre o fluxo do permeado, PTM, resistência à filtração e turbidez do efluente. Análise de

variância unilateral (ANOVA) dos parâmetros relacionados com eficiência de tratamento foi realizada, e o nível de significância foi estabelecido em 0,05, p-valor > 0,05 e p-valor < 0,05, correspondendo a nenhuma diferença significativa e diferença significativa entre as fases, respectivamente. Para diferença significativa entre as fases, foi realizada a comparação de médias usando o teste de Tukey.

Para a análise da modelagem matemática do mecanismo de *fouling* na formação da MD, os dados experimentais da PTM foram processados no OriginPro 2018. As equações do modelo de bloqueio Hermia (Tabela 2) - bloqueio completo, bloqueio padrão, bloqueio intermediário e filtração por torta foram inseridas como funções definidas pelo usuário no software OriginPro, e os dados da PTM foram ajustados com os desses modelos automaticamente. As constantes de cada modelo (K_b , K_s , K_i e K_s , respectivamente), a soma dos quadrados do erro (SQE) e o coeficiente de determinação ajustado (R^2_{adj}) foram obtidos durante a análise no software. A SQE representa erro entre dados experimentais da PTM e previstos pelo modelo; R^2_{adj} indica a proporção de dados experimentais da PTM previsíveis a partir do tempo de análise do mecanismo de formação da MD.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nesta seção, serão apresentados e discutidos os principais dados advindos do processo de monitoramento do sistema experimental.

5.1 Caracterização dos lodos do inóculo e do biorreator

Na Tabela 4 são apresentadas às características de lodo de inóculo e lodo do biorreator.

Tabela 4. Caracterização do lodo de inóculo nas fases I (Ciclo 1), II e III e do lodo do biorreator na Fase I (Ciclo 2)

	FASE I		Fase II	Fase III
	Ciclo 1	Ciclo 2		
Nº de determinações	3	3	3	3
Parâmetro	Valor	Valor	Valor	Valor
pH	7,200	7,400	7,300	7,600
AIC (mgCaCO ₃ L ⁻¹)	539,300	569,100	560,000	691,250
AGV (mgHA ^{-c} L ⁻¹)	57,300	58,000	65,280	85,320
IVL (mL g ⁻¹)	40,100	44,000	28,000	31,500
Turbidez de sobrenadante (NTU)	226,300	229,00	220,300	211,330
ST (g L ⁻¹)	22,100	42,600	45,030	61,400
STV (g L ⁻¹)	14,600	28,100	29,700	41,600
SST (g L ⁻¹)	15,400	29,400	30,900	43,340
SSV (g L ⁻¹)	9,300	19,700	21,000	28,700
DQOt (g L ⁻¹)	11,300	24,000	25,620	37,330
DQOs (g L ⁻¹)	0,122	0,125	0,155	0,160
NTK (g L ⁻¹)	0,129	0,705	0,360	1,790
Fósforo total (g L ⁻¹)	0,029	0,330	0,170	0,950
Carboidratos (mg g ⁻¹ SSV)	4,300	6,600	14,700	18,100
Proteínas (mg g ⁻¹ SSV)	4,500	7,150	23,800	31,300
PN/PS	1,046	1,083	1,619	1,729

Observa-se, pela Tabela 4, que os lodos de inóculo aplicados em todas as fases, incluindo o lodo do biorreator para Ciclo 2, possuem boa sedimentabilidade (IVL= 40,1; 44,0; 28,0 e 31,5 mL g⁻¹), segundo a classificação de Van Haandel e Van Der Lubbe (2012). No entanto, apesar da sedimentabilidade do lodo de inóculo e do lodo do biorreator estarem nas condições ideais, sua flocculabilidade mostrou-se baixa (Turbidez de sobrenadante = 226,3; 229,0; 220,3; 211,3 NTU).

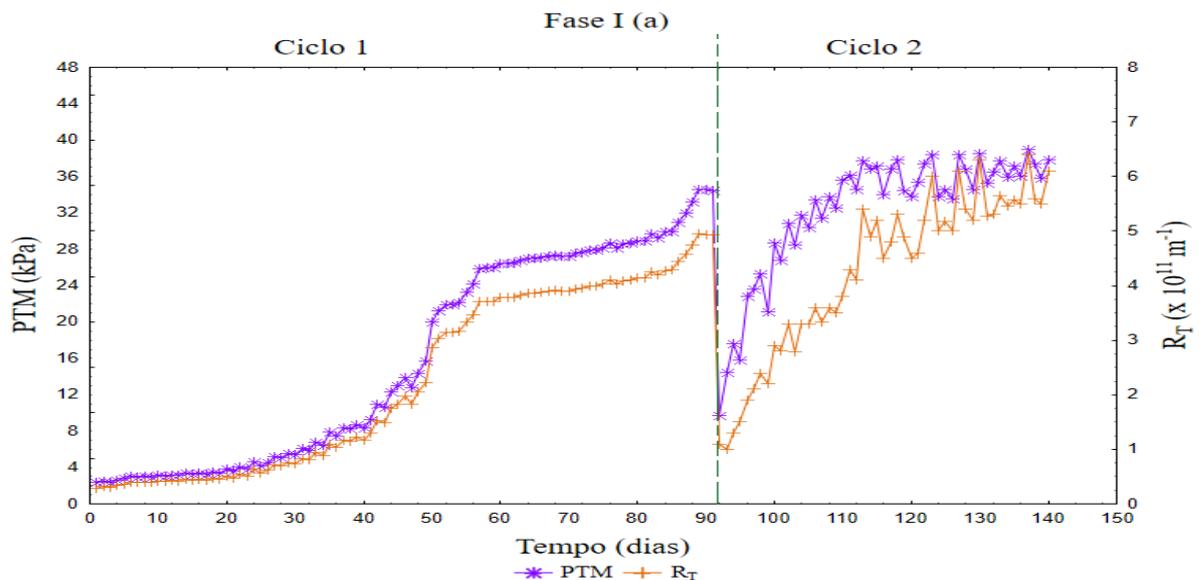
Yu *et al.* (2019b) classificam lodos de inóculo com valores de turbidez do sobrenadante iguais ou maiores que $31,7 \pm 1,41$ NTU como sendo lodos de floculabilidade baixa. A baixa floculabilidade do lodo, na interpretação destes autores, sugere que a camada de MD leva muito tempo para iniciar a sua formação, devido à fraca adesão de flocos de lodo sobre a malha suporte. O mesmo pode ser observado com relação ao início do estágio de maturação, devido à fraca coesão entre os flocos de lodo que se aproximam e aqueles já depositados.

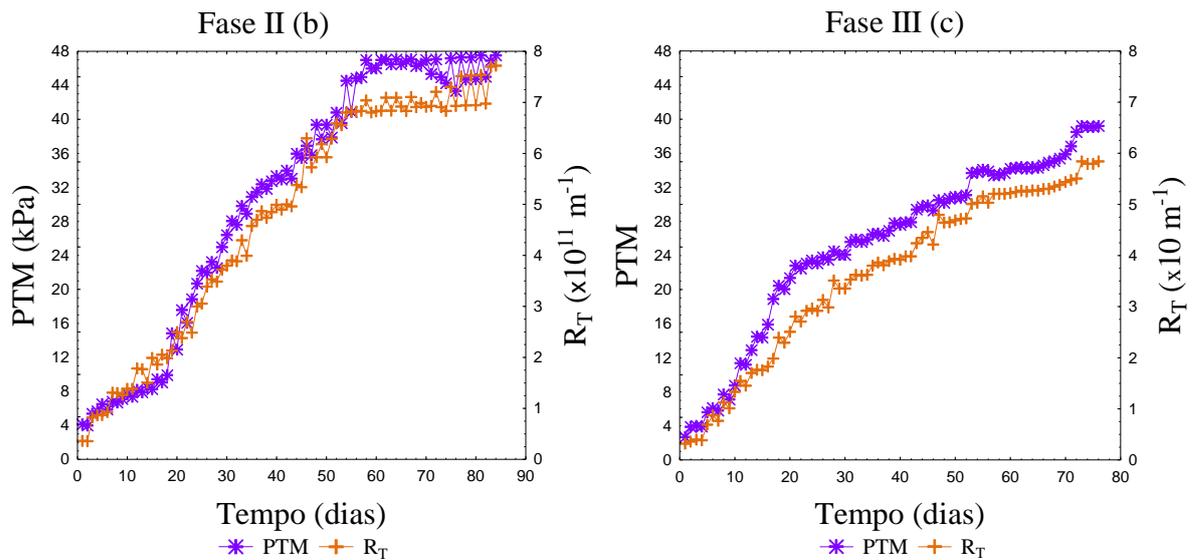
A baixa floculabilidade de lodo é discernida pela Teoria de XDLVO, discutida na pesquisa de Yu *et al.* (2019b), e que testou diferentes tipos de lodo para a formação da MD. A Teoria XDLVO mostra que as interações repulsivas entre as partículas de lodo são predominantes no lodo de baixa floculabilidade. Estas interações fazem com que as partículas se afastem umas das outras e permaneçam em um estado discreto e único, devido à alta barreira energética e ao mais baixo valor da energia secundária mínima.

5.2 Comportamento da pressão transmembrana, resistência à filtração e fluxo do permeado no sistema BRAnMD

Na Figura 14 são apresentados os comportamentos da pressão transmembrana (PTM) e da resistência à filtração (R_T) ao longo de tempo, obtidos para as fases I, II, III de operação do sistema BRAnMD.

Figura 14. Comportamento da PTM nas fases I, II e III durante o período de operação.





Em todas as fases, a curva da PTM aumentou de forma senoidal e de forma progressiva na maior parte do tempo de operação (Figura 14), embora na Fase I tenha havido descontinuidade (Ciclo 1 e 2) devido à remoção da camada de MD em função da lavagem da malha suporte com água da torneira, após 91 dias de operação. No Ciclo 1 (Figura 14a), no intervalo de 40 a 60 dias, a PTM aumentou consideravelmente (de 8,5 kPa para 26,4 kPa), sugerindo que foi o período no qual decorreu o estágio de formação e desenvolvimento da MD. Após os 60 dias, a PTM aumentou de forma mais gradual, atingindo o valor máximo de 34,6 kPa aos 89 dias, provavelmente devido à ocorrência do estágio de maturação da MD. Tal fenômeno foi explicado por Yu *et al.* (2019b), que afirmam que a formação da membrana dinâmica ocorre em dois estágios: (a) estágio de formação da MD, onde predominam as interações entre os flocos de lodo e a malha suporte, também definido como o comportamento de aderência do lodo ou processo de adesão, e (b) estágio de maturação da MD, quando ocorrem as interações entre os flocos de lodo já depositados sobre da malha suporte e aqueles que se avizinham, definido como processo de coesão.

No Ciclo 2 (Figura 14a), a PTM máxima foi de 38,9 kPa aos 46 dias, sendo que, depois de 21 dias a PTM teve pouca variação, com média de $36,0 \pm 1,6$ kPa, sugerindo que o estágio maturação da MD havia sido atingido. As médias das PTM's dos Ciclos 1 e 2 durante todo período de operação foram $16,0 \pm 11,4$ e $32,0 \pm 7,0$ kPa, respectivamente. Cabe mencionar que a PTM média do Ciclo 2 foi 2,0 vezes maior que a do Ciclo 1, mesmo com as retrolavagens efetuadas diariamente durante o período de operação do Ciclo 2 (excetuando-se os primeiros 7 dias). Este fato sugere que a lavagem da malha suporte com água da torneira ao

final do Ciclo 1 removeu parcialmente as partículas causadoras do *fouling*. Neste sentido, Siddiqui *et al.* (2019) afirmam que a MD formada pode ser removida por lavagem com água, porém, o resíduo da MD que foi acumulado gradualmente dentro dos poros do material suporte, durante todo o período de operação, pode não ser, efetivamente, removido por retrolavagem.

Situação semelhante foi constatada por Guan *et al.* (2018a), quando fizeram a retrolavagem, com água de torneira, de quatro módulos de membrana que tinham sido operados por 14 dias sem nenhum tipo de limpeza, fato este que resultou em uma redução da PTM em todos os módulos. Posteriormente, ao reiniciarem a operação dos sistemas com três módulos tendo sido submetidos a diferentes tipos de limpezas químicas e um submetido à limpeza física (retrolavagem com água da torneira), os pesquisadores observaram que, após 24 horas, a PTM do módulo submetido apenas à retrolavagem aumentou rapidamente e foi superior às observadas nos demais módulos, sugerindo que a presença de *fouling* foi irreversível apenas com retrolavagem. Os autores concluíram que o *fouling* irreversível esteve associado aos flocos biológicos de lodo localizados nos poros internos da malha suporte, os quais foram provavelmente aglutinados pelos β -polissacarídeos das SPE e PMS presentes nas fibras da própria malha suporte.

Na Fase II (Figura 14b), a PTM atingiu o valor máximo de 47,6 kPa aos 84 dias de operação. Após 52 dias, percebeu-se um aumento gradual com média de $45,6 \pm 2,0$ kPa, caracterizando, provavelmente, o estágio de maturação da MD. Não obstante, a partir do 76º dia até o final do período de operação, verificou-se muita oscilação nos valores, sugerindo a ocorrência do estágio de quebra e dissociação da camada de MD, conforme Wang *et al.* (2020). Os autores afirmam que o processo de formação da MD pode ocorrer em três estágios: formação da camada de MD, colmatação ou compressão e dissociação. Este comportamento também foi observado por Guan *et al.* (2018b), que constataram a dissociação da camada dinâmica quando a PTM atingiu valores acima de 40 kPa.

Por fim, na Fase III (14c), a PTM máxima foi de 39,3 kPa aos 73 dias de operação do sistema. Passados pouco mais de 50 dias, verificou-se uma pequena variação no aumento gradual da curva (média de $35,4 \pm 2,0$ kPa), o que pode indicar que o estágio de maturação foi atingido.

Os valores médios da PTM verificados em todo o período de operação para cada fase foram $21,6 \pm 12,7$; $30,7 \pm 15,3$ e $25,3 \pm 10,2$ kPa (I, II e III, respectivamente), com taxa de aumento de 0,16, 0,37 e 0,33 kPa d⁻¹, respectivamente. Constatou-se, também, que a Fase II apresentou o valor médio e taxas de aumento da PTM mais elevados que as das demais fases,

o que pode ser explicado pelas maiores concentrações de proteínas e carboidratos presentes no PMS e acumuladas na camada de MD (Tabela 5). Cabe mencionar, que as proteínas e os carboidratos presentes no meio foram provavelmente provenientes da fase líquida do biorreator, devido ao TDH relativamente curto (Tabela 3). Além disso, verificou-se que a relação proteína/carboidrato (PN/PS) também foi maior na Fase II, implicando em um maior acúmulo de proteínas do que de carboidratos. Ersahin *et al.* (2016a), Hu *et al.* (2018b) e Shi *et al.* (2018) afirmam que um maior acúmulo de PMS na MD, especialmente proteínas, leva a altos valores da PTM e de resistência à filtração.

Tabela 5. Composição do PMS na camada de MD nas fases I, II e III

	Fase I		Fase II	Fase III
	Ciclo 1	Ciclo 2		
Carboidratos (mg g ⁻¹ SSV)	56,90	60,20	118,70	75,20
Proteínas (mg g ⁻¹ SSV)	69,30	77,40	244,00	120,40
PN/PS	1,22	1,29	2,06	1,60

Por outro lado, o alto valor da PTM da Fase II no presente estudo pode ser explicado pelo elevado fluxo do permeado inicial, como também podem ter sido influenciados pela velocidade superficial (Tabela 3). Siddiqui *et al.* (2019), em sua pesquisa do sistema BRAnMD, atestaram que os fluxos iniciais elevados resultaram em altos valores da PTM, quando comparado a fluxos iniciais baixos.

Resultados similares foram observados por Yang *et al.* (2020), em um sistema BRAnMD, quando os pesquisadores avaliaram quatro TDH's e variaram o fluxo de permeado. Os autores explicaram que a velocidade de fluxo ascendente foi muito maior para TDH's baixos e fluxos elevados, o que causou a lavagem de partículas pequenas no início da operação e a retenção de partículas grandes com boa capacidade de sedimentação, aumentando, assim, a PTM. Li *et al.* (2018a), por sua vez, testaram 5 diferentes valores de fluxo inicial do permeado para avaliar o efeito do fluxo do permeado sobre a formação da MD e o processo de filtração em BRAnMD, e verificaram correlações significativas entre fluxo inicial do permeado, PTM e resistência à filtração, indicando que a concentração das partículas filtradas através da MD aumentavam proporcionalmente ao fluxo do permeado. Tal fenômeno estabeleceu a base da camada de MD, juntamente com um aumento correspondente da PTM e da resistência à filtração. Assim, um alto fluxo do permeado facilitou a rápida formação da MD e aumentou a PTM. Estes aspectos são ratificados e discernidos por Sun *et*

al. (2018), no fundamento da mecânica dos fluidos para formação da membrana dinâmica, descrito no item 3.1.3.

Com respeito à resistência à filtração (R_T), o presente trabalho apresentou comportamento análogo ao apresentado pela PTM (Figura 14). Pode-se observar que a resistência à filtração aumentou ao longo do tempo de operação em todas as fases avaliadas, variando de 0,29 a $6,1 \times 10^{11}$ m na Fase I (0,29 a $4,9 \times 10^{11}$ e 1,1 a $6,1 \times 10^{11}$ para o Ciclo 1 e o Ciclo 2, respectivamente); de 0,36 a $7,6 \times 10^{11} \text{ m}^{-1}$ na Fase II, e de 0,32 a $5,84 \times 10^{11} \text{ m}^{-1}$ na Fase III.

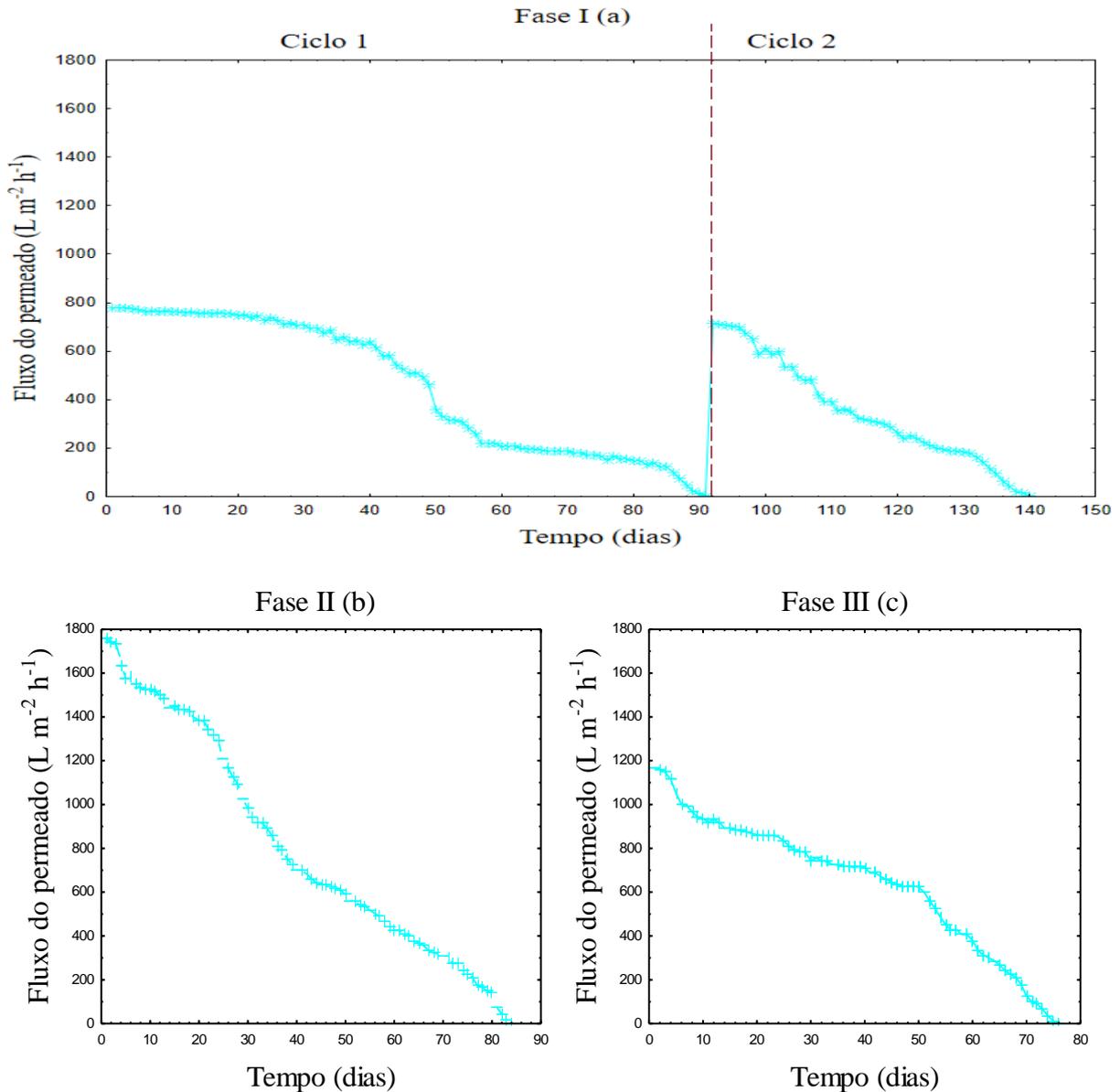
Os valores médios da resistência à filtração durante todo o período de operação para a Fase I foi $2,8 \pm 1,4 \times 10^{11} \text{ m}^{-1}$ ($2,2 \pm 1,6 \times 10^{11} \text{ m}^{-1}$ no Ciclo 1 e $4,2 \pm 1,5 \text{ m}^{-1} \times 10^{11}$ no Ciclo 2), para a Fase II foi $4,9 \pm 2,3 \text{ m}^{-1}$, e para Fase III foi $3,7 \pm 1,6 \text{ m}^{-1}$. Embora a resistência à filtração tenha apresentado variação ao longo do período operacional de cada Fase, os valores estiveram na magnitude de 10^{11} m^{-1} , indicando uma excelente filtrabilidade através da MD e um grande potencial de economia de energia para sistemas BRAnMD, uma vez que esta magnitude é muito menor do que aquelas verificadas em processos de filtração por membranas convencionais de MF/UF, onde resistência à filtração varia da ordem de 10^{12} a 10^{14} m^{-1} de acordo com Lin *et al.* (2009), Hao *et al.* (2016) e Zhu *et al.* (2020). Estes autores afirmam que magnitudes da ordem de 10^{12} a 10^{14} m^{-1} exigem maior força motriz para superar a resistência à filtração durante a permeação.

Resultados similares foram alcançados por Liu *et al.* (2019) em seu estudo sobre fermentação líquida em reator anaeróbico de membrana dinâmica. Os autores verificaram valores de resistência à filtração da ordem de 1,0 a $3,0 \times 10^{11} \text{ m}^{-1}$, durante cerca de 70 dias de operação estável. Os autores ainda explicaram que a resistência à filtração pode se mantida em níveis baixos em estágios operacionais estáveis, com a aplicação de apenas uma limpeza na membrana.

Resultados contraditórios foram obtidos por Isik *et al.* (2019), que avaliaram comparativamente a utilização de MD e membrana convencional de UF no tratamento de águas residuárias domésticas. Os autores observaram valores mais altos da PTM (54,6 kPa) e da resistência à filtração ($4,10 \times 10^{16} \text{ m}^{-1}$) durante a filtração através de MD, quando comparado ao processo utilizando-se membrana de UF (PTM = 0,8 kPa e $R_T = 5,21 \times 10^{14} \text{ m}^{-1}$), e justificaram esta diferença com base na elevada concentração de substâncias inorgânicas, como Ca, Mg, Al e Si, acumuladas na camada de MD. Apesar dos resultados adversos, concluíram que a tecnologia da MD foi uma alternativa tecnicamente viável para o tratamento de águas residuárias domésticas em termos de desempenho de filtração.

O comportamento do fluxo do permeado durante o período de operação em todas as fases é apresentado na Figura 15.

Figura 15. Perfil do fluxo do permeado nas fases I, II e III durante o período de operação.



A partir da Figura 15, observa-se que o fluxo do permeado de todas as fases decresceu ao longo do período de operação do sistema. No entanto, a Figura 15a (Fase I) mostra que, nos primeiros cinco dias, o fluxo do permeado sofreu pouca variação, embora a PTM no mesmo período tenha aumentado de 2,4 para 2,8 kPa no Ciclo 1, e de 10,0 para 23,0 kPa no Ciclo 2. No sétimo dia houve uma redução de aproximadamente 10% do fluxo do permeado, quando a PTM atingiu 25,3 kPa no Ciclo 2, e foi neste ponto que as retrolavagens foram iniciadas. No intervalo de 40 a 60 dias do Ciclo 1 se observa uma redução acentuada do fluxo

do permeado (de $638,2 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ para $208,5 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$), o que pode estar associado ao estágio de formação e desenvolvimento da membrana dinâmica, conforme foi explicado anteriormente.

Por outro lado, para a Fase II (Figura 15b) e Fase III (Figura 15c) verificou-se uma pequena variação do fluxo nos primeiros três dias de operação. No mesmo período, a PTM aumentou de 4,2 para 5,5 kPa na Fase II, e de 2,7 para 4,0 kPa na Fase III. A partir do quinto dia houve uma redução de aproximadamente de 10% do fluxo do permeado para ambas as fases, quando a PTM atingiu valores de 6,5 kPa na Fase II e 5,6 kPa na Fase III.

A baixa variabilidade do fluxo do permeado nos primeiros dias de operação ocorrida em todas as fases pode ser explicada pela baixa floculabilidade do lodo do inóculo, conforme discutido no item 5.1. A baixa floculabilidade do lodo provavelmente afetou o início da formação da MD e, conseqüentemente, contribuiu para a diminuição do fluxo do permeado. Este fato pode ter ocorrido devido à deposição de flocos do lodo sobre a superfície da malha-suporte, exercendo uma pressão sobre mesma e, conseqüentemente, aumentando a PTM. Por outro lado, os flocos do lodo levaram muito tempo para aderirem à malha suporte e, portanto, para darem início à formação da camada de MD, o que não permitiu a redução significativa do fluxo do permeado e da turbidez do efluente (Figura 16). Este fato é ratificado por Hu *et al.* (2017) e Yu *et al.* (2019b), que afirmam que o fluxo do permeado pode manter valores altos durante um período de operação (3 a 5 dias) sob variação da PTM.

Portanto, mesmo sem retrolavagem (Ciclo 1) e com retrolavagem (Ciclo 2, Fase II e Fase III), o fluxo de permeado continuou a diminuir e a PTM a aumentar significativamente (p -valor = 0,000) ao longo do período de operação do sistema, conforme atesta os coeficientes de correlação linear de Pearson (r_p) apresentados na Tabela 6. Os valores de r_p entre o fluxo de permeado e a PTM variaram entre -0,865 e -0,989, sendo classificados como correlação forte negativa. Comportamento análogo ocorreu entre o fluxo de permeado e a resistência total à filtração ($r_p = -0,871$ a -0,988). Alibardi *et al.* (2016) verificaram um comportamento similar da PTM e do fluxo do permeado no seu sistema BRAnMD, a partir de 90 dias de operação. Os pesquisadores justificaram este fato com base na Lei de Darcy, que confirma o desenvolvimento de uma MD estável quando há proporcionalidade aproximada entre o fluxo do permeado e a PTM no sistema.

Neste sentido, verifica-se que houve maior estabilidade no desenvolvimento da MD no Ciclo 1 do que no Ciclo 2 e Fases II e III, pois o coeficiente de regressão foi mais elevado no Ciclo 1 ($R^2 = 0,975$), seguido da Fase III ($R^2 = 0,960$), Fase I ($R^2 = 0,910$), Ciclo 2 ($R^2 = 0,878$) e por último a Fase II ($R^2 = 0,747$). A elevada estabilidade observada no Ciclo 1 sugere

que não houve muita perturbação na MD durante a formação da mesma. E isto pode ser explicado pela ausência de limpeza (retrolavagem) durante todo tempo de operação, ou seja, a não aplicação de retrolavagem no Ciclo 1 durante a operação do sistema proporcionou maior proximidade entre o fluxo de permeado e PTM. Enquanto na Fase II foi verificada a mais baixa estabilidade em decorrência da alta oscilação da PTM a partir do 76º dia até ao final do período de operação, conforme discutido anteriormente. Assim, a ordem de estabilidade das Fases foi Fase III > Fase I > Fase II.

Tabela 6. Relação do fluxo do permeado, PTM, resistência à filtração e turbidez do efluente

Experimento	Parâmetro	Coefficientes e p-valor	PTM	Resistência à Filtração	Turbidez do Efluente
Ciclo 1	Fluxo do permeado	r_p	-0,989	- 0,988	0,947
		p-valor	0,000	0,000	0,000
		R^2	0,975	0,974	0,892
		p-valor	0,000	0,000	0,000
Ciclo 2		r_p	-0,938	-0,930	0,888
		p-valor	0,000	0,000	0,000
		R^2	0,878	0,863	0,789
		p-valor	0,000	0,000	0,000
Fase I		r_p	-0,954	-0,960	0,900
		p-valor	0,000	0,000	0,000
		R^2	0,910	0,922	0,809
		p-valor	0,000	0,000	0,000
Fase II		r_p	-0,865	-0,871	0,804
		p-valor	0,000	0,000	0,000
		R^2	0,747	0,758	0,633
		p-valor	0,000	0,000	0,000
Fase III		r_p	-0,970	-0,976	0,933
		p-valor	0,000	0,000	0,000
		R^2	0,960	0,971	0,865
		p-valor	0,000	0,000	0,000

A Figura 15 ainda mostra, em ordem decrescente, o período de filtração (período em que o fluxo de permeado zerou) em cada fase: Ciclo 1 (91 dias) > Fase II (84 dias) > Fase III (76) > Ciclo 2 (49 dias). No Ciclo 1, o tempo de permeação foi mais longo, mesmo sem a aplicação da retrolavagem, o que pode ser explicado pelo fato da concentração de lodo no inóculo ter sido relativamente menor ($SSV = 9,3 \text{ g L}^{-1}$) (Tabela 4). No Ciclo 2, o tempo de permeação foi mais curto, e pode ser explicado pelo fato da malha suporte já estar parcialmente bloqueada, isto é, a lavagem com água da torneira não foi capaz de remover todo

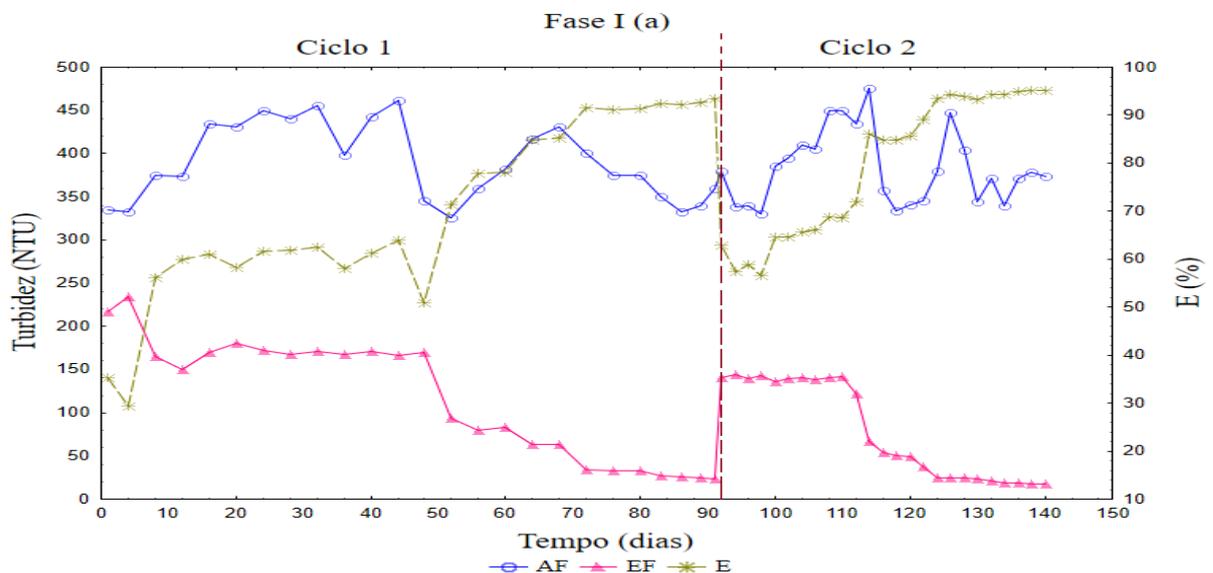
o *fouling* na malha suporte, conforme discutido anteriormente; além disso, a concentração de lodo no biorreator foi maior ($SSV = 19,7 \text{ g L}^{-1}$) do que no Ciclo 1. De forma geral, constata-se que quanto maior a concentração de lodo de inóculo, menor o tempo de permeação, neste viés, tem-se a Fase III < Fase II < Fase I.

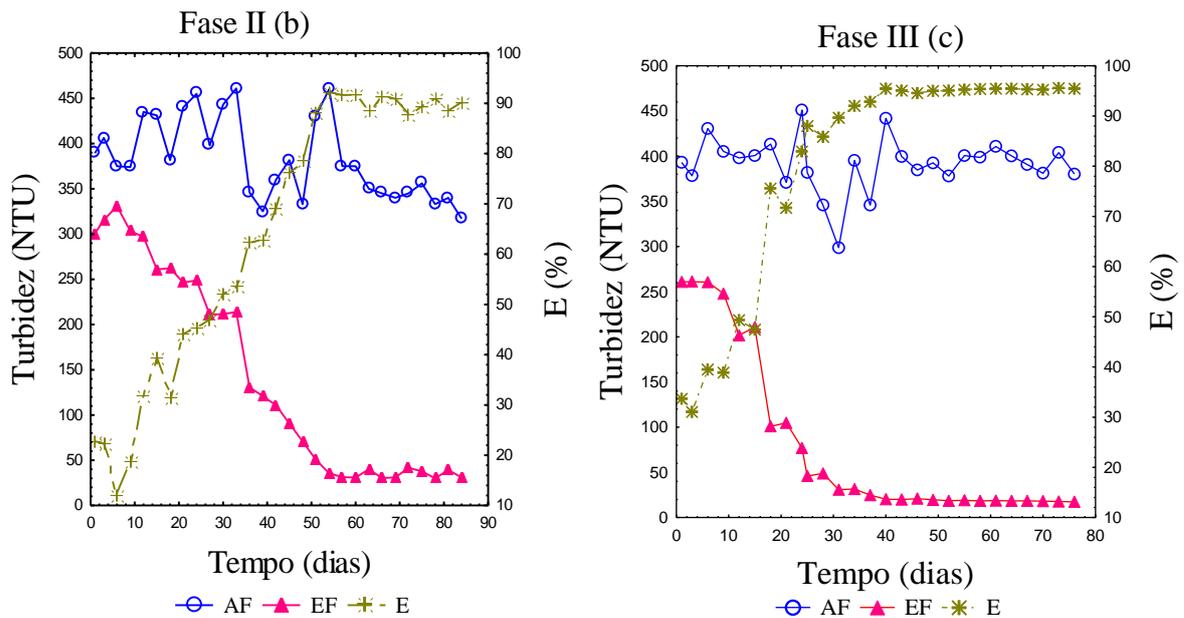
Resultados semelhantes foram obtidos por Saleem *et al.* (2017), quando testaram três diferentes concentrações de sólidos de licor misto, sob quatro diferentes valores da PTM e cinco diferentes tamanhos de poro do material suporte. Os autores observaram que altas concentrações de MLSS aumentaram a taxa de *fouling*, reduzindo rapidamente o fluxo do permeado desde o início de operação, independentemente da variação dos valores da PTM e do tamanho de poro do material suporte testado. Em outras palavras, as elevadas concentrações de sólidos geram baixos valores de fluxo do permeado durante a operação do BRAnMD, sem interferência da variação dos valores da PTM e do tamanho do poro do material suporte. Deste modo, concluíram que, como um comportamento geral, quanto maior for a concentração de sólidos, menor será o fluxo do permeado, o que foi ratificado por Pollice e Vergine (2020), que também afirmaram que, em biorreatores de MD, concentrações mais altas de MLSS resultam em períodos de formação da MD mais curtos.

5.3 Desempenho do BRAnMD no tratamento de águas residuárias domésticas

Os valores da turbidez do afluente (AF) e efluente (EF) durante o tempo de operação em todas as fases são apresentados na Figura 16.

Figura 16. Variação da turbidez nas fases I, II e III durante o tempo de operação do sistema.





Analisando-se o comportamento da Figura 16a, observa-se que no Ciclo 1 a turbidez do efluente passou a ser reduzida consideravelmente a partir de 49 dias de operação, e atingiu o menor valor de 23,6 NTU aos 91 dias, com eficiência máxima de 92,4%. No Ciclo 2, a turbidez do efluente começou a registrar redução considerável a partir de 20 dias de operação, e atingiu o menor valor de 18,0 NTU aos 47 dias, com eficiência máxima de 95,2%. No período estacionário, o valor médio da turbidez foi de 48 ± 26 NTU para o Ciclo 1, e 32 ± 16 NTU para Ciclo 2. O valor médio da turbidez do efluente para Fase I foi de 40 ± 23 NTU (combinação de dados dos períodos estacionários dos dois ciclos). Na Fase II (Figura 16 b), a redução considerável da turbidez do efluente ocorreu a partir dos 36 dias, e atingiu o menor valor de 31 NTU aos 78 dias, com eficiência máxima de 90,2%. No período estacionário, o valor médio foi de 56 ± 35 NTU. Por fim, a Fase III (Figura 16c) começou registrar a redução considerável a partir de 18 dias de operação, atingido o menor valor de 17,3 NTU aos 73 dias. No período estacionário o valor médio foi de 33 ± 21 NTU.

Contudo, observa-se que a que a turbidez do efluente precisou de no mínimo 18 dias de operação para começar a registrar redução considerável, isto é, antes deste período a turbidez manteve-se extremamente alta, devido ao fato da MD ainda não ter sido desenvolvida. Situação semelhante foi observada por Alibardi *et al.* (2014) no tratamento de águas residuárias sintéticas utilizando um sistema BRAnMD, em escala de bancada e com fluxo de permeado de $7,2 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$. Os autores verificaram que foram necessários 10 dias de operação para que uma redução considerável do fluxo do permeado fosse registrada. De acordo com Hu *et al.* (2020), o tempo mínimo necessário para a formação da camada de MD

estável está na faixa de 10–25 dias durante uma operação a longo prazo (aproximadamente 30–50 dias) operando sob fluxo do permeado de $1-8 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$. Chimuca *et al.* (2020) ratificam para um período de operação prolongado de 49-91 dias à fluxo inicial de $780 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$.

Siddiqui *et al.* (2019) ratificam este fato afirmando que a qualidade do efluente nas primeiras horas, ou mesmo dias, é extremamente baixa, pois uma quantidade considerável do lodo sai com efluente. A qualidade do efluente aumenta gradualmente com a operação prolongada. Hu *et al.* (2016a) e Yu *et al.* (2019b) destacam que o indicador macroscópico de formação da MD é uma redução acentuada da turbidez do permeado, juntamente com uma diminuição drástica do fluxo do permeado. Por outro lado, o estágio de maturação da MD é caracterizado por uma diminuição contínua da turbidez do efluente e fluxo do permeado, e um aumento da resistência à filtração.

Assim, comparando-se a turbidez do efluente no período estacionário do presente estudo, a ANOVA mostrou que houve uma diferença significativa entre as fases (p-valor = 0,0012). Baseando-se no teste de Tukey, as fases I e III não foram estatisticamente diferentes entre si, mas ambas foram estatisticamente diferentes da Fase II. Esta diferença da Fase II com as demais fases pode ser explicada pela ocorrência de partículas de lodo no efluente a partir do 76º dia de operação, proveniente da dissociação da camada de MD e eluição dos flocos biológicos, associado a altos valores da PTM (conforme discutido anteriormente), causando assim, o aumento significativo da turbidez do efluente.

Entretanto, mesmo tendo valores de turbidez do efluente estatisticamente diferentes entre as fases, os valores obtidos são semelhantes àqueles verificados por Hu *et al.* (2018b) em um estudo sobre tratamento de águas residuárias doméstica em BRAnMD, o qual foi dividido em três fases com variação de cargas orgânicas e sob temperaturas na faixa psicrófila (22-25°C). Estes autores verificaram no período estacionário valores médios da turbidez de efluente de 30 NTU para as fases 1 e 3, e 50 NTU para Fase 2, e atribuíram estes valores à retenção efetiva de substâncias particuladas pela camada da MD estável.

Ershain *et al.* (2017) trataram águas residuárias sintéticas com altas concentrações de SST ($6,4 \text{ g L}^{-1}$) e turbidez afluente de 3920 NTU em um sistema BRAnMD, sob aplicação de fluxos do permeado baixos ($2,2 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$). Foram verificados níveis baixos e estáveis da turbidez efluente (12,5 a 30 NTU) após 20 dias de operação, excedendo 99% de remoção. Também foi observado que a MD tem aplicabilidade para remoção de altas concentrações de sólidos no tratamento de águas residuárias.

No presente trabalho, a correlação entre fluxo de permeado e turbidez do efluente foram significativos (P-valor= 0,000) para todas as fases, incluindo os dois Ciclos (Tabela 6),

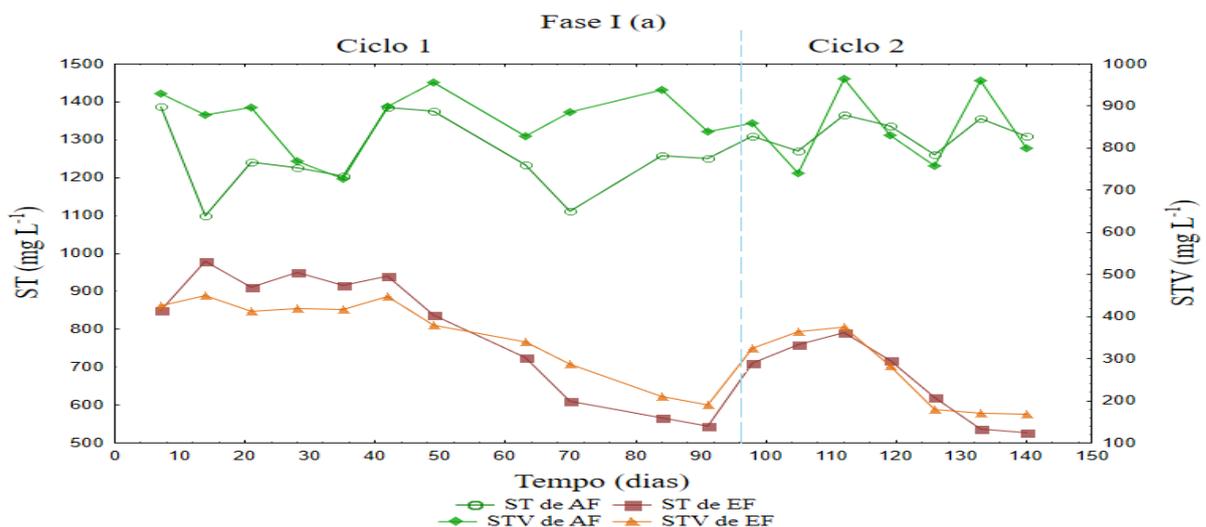
com valores de r_p entre 0,804 e 0,947, respectivamente, sendo classificados como correlação forte positiva. Isto significa que a turbidez do efluente diminui ao longo de tempo à medida que o fluxo de permeado diminui. E quanto à estabilidade, observa-se na Tabela 6, que o valor do coeficiente de regressão entre fluxo de permeado e turbidez na Fase II foi o mais baixo ($R^2 = 0,63$) comparativamente aos demais, o que pode estar associado ao alto valor inicial do fluxo de permeado que teve impacto negativo (altas PTM) no estágio de maturação da camada de MD.

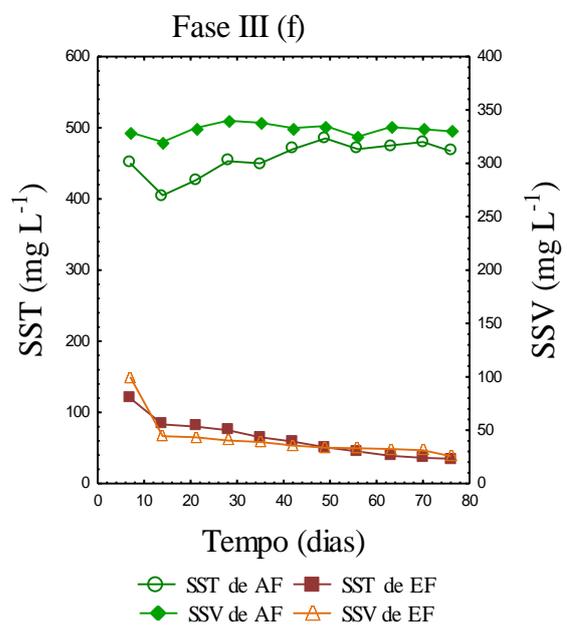
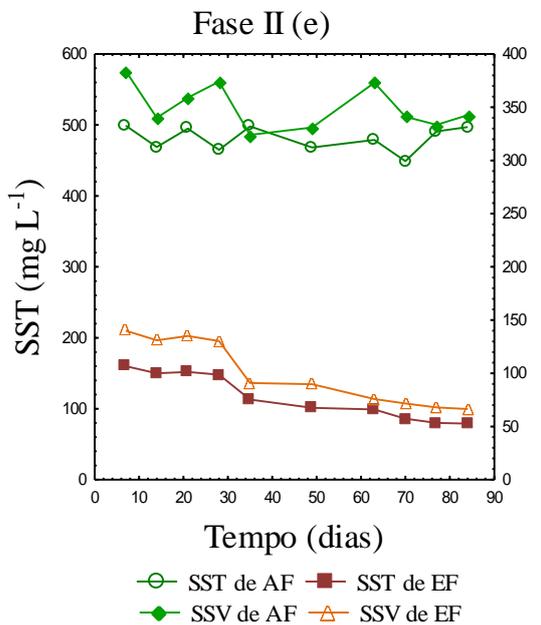
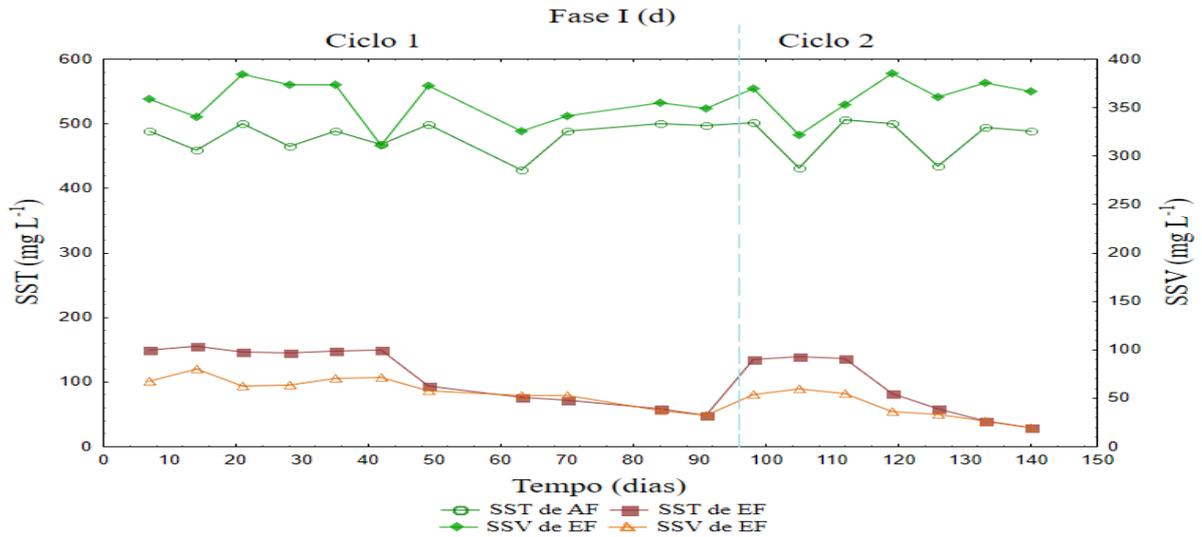
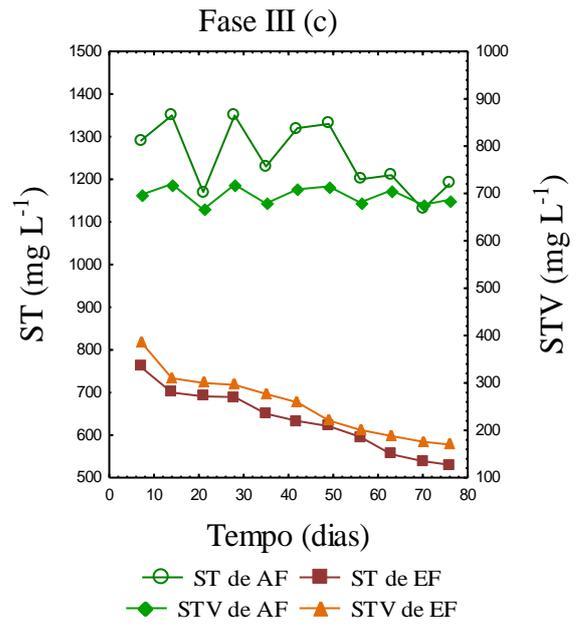
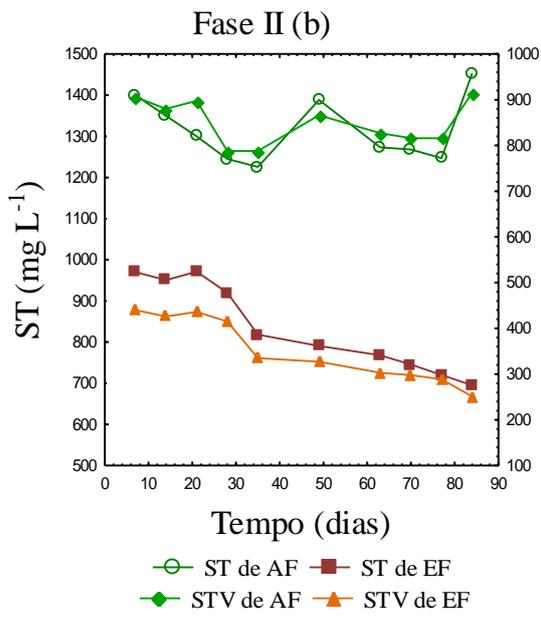
Pollice e Vergine (2020) explicaram que o fluxo permeado influencia claramente o desenvolvimento da MD. O *fouling* na MD é mais intenso para valores de fluxo muito altos, o que causa a deterioração da qualidade do efluente por dois motivos: (a) primeiro, maior frequência de limpeza, que implica em baixo desempenho durante a filtração; (b) segundo, o aumento da PTM devido ao *fouling* da MD desestabiliza (racha) a própria MD e tem efeitos negativos na turbidez do efluente.

Situação similar ao do presente estudo foi obtido por Yang *et al.* (2020) no estudo de um sistema BRAnMD com diferentes fluxos do permeado. A turbidez efluente manteve-se estável com valores médios de 21,4, 19,2 e 24,4 NTU para fluxos de permeado de 22,5, 45 e 90 L m⁻² h⁻¹, respectivamente. No entanto, para fluxo de 180 L m⁻² h⁻¹, a turbidez do efluente apresentou uma média de 37,9 NTU, indicando uma redução no desempenho devido à turbulência na MD durante a filtração.

Os valores das concentrações de sólidos totais (ST), sólidos totais voláteis (STV), sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV), obtidas durante o período de operação em todas as fases, são apresentadas na Figura 17.

Figura 17. Valores de médios de frações de sólidos durante a operação das fases I, II e III.





Verifica-se, na Figura 17, que a estabilização dos sólidos no efluente em todas as fases apresentou comportamento semelhante àquele apresentado pela turbidez. A estabilização do sistema ocorreu após 49 dias de operação no Ciclo 1, e 20 dias no Ciclo 2. No período estacionário, as concentrações de SST e SSV do efluente no Ciclo 1 variaram na ordem de 49 a 93 mg L⁻¹ e de 32 a 58 mg L⁻¹, respectivamente. No Ciclo 2, as concentrações de SST e SSV do efluente no período estacionário variaram na ordem de 36 a 92 mg L⁻¹ e de 28 a 46 mg L⁻¹, respectivamente.

Na Fase II, a estabilização do sistema ocorreu a partir 36 dias de operação, e 18 dias na Fase III. No período estacionário, as concentrações de SST e SSV do efluente da Fase II variaram na ordem de 79 a 113 mg L⁻¹ e de 66 a 91 mg L⁻¹. Já Fase III, as concentrações de SST e SSV do efluente no estado estacionário variaram na ordem de 31 a 77 mg L⁻¹ e de 22 a 40 mg L⁻¹, respectivamente.

Resultados semelhantes de variação de SST e SSV no período estacionário foram observados em estudo realizado por Alibardi *et al.* (2016), que trataram águas residuárias sintéticas em sistema BRAnMD. Os autores obtiveram variação de concentrações de SST e SSV na ordem de 40 a 80 mg L⁻¹ e de 20 a 60 mg L⁻¹, respectivamente, para fluxos de permeado de 5 L m⁻² h⁻¹. Quando aumentaram o fluxo do permeado para 15 L m⁻² h⁻¹, as concentrações de SST e SSV do efluente também aumentaram para 130 e 110 mg L⁻¹, respectivamente.

Em um estudo anterior, Alibardi *et al.* (2014) tratando águas residuárias sintéticas em sistema BRAnMD, com fluxo de 7,2 L m⁻² h⁻¹, observaram grande variação nas concentrações de SST e SST do efluente no período estacionário, as quais variaram de 30 a 370 mg L⁻¹ e de 20 a 360 mg L⁻¹, respectivamente. Por último Ma *et al.* (2013a) tratando águas residuárias domésticas em um sistema BRAnMD, com fluxo do permeado igual a 60 L m⁻² h⁻¹, obtiveram efluente com concentração de sólidos suspensos (SS=SST) de 25 a 50 mg SS L⁻¹.

Em termos de média de SST e SSV de efluente para período estacionário e a sua respectiva eficiência de remoção no presente estudo foi seguinte: O Ciclo 1 teve média de SST de 60,7±17 mg L⁻¹ com eficiência máxima de 90,2%, e média de SSV de 46,6 ± 11,4 mg L⁻¹ com máxima de 91%. No Ciclo 2 teve média de SST de 52,2 ± 23,4 mg L⁻¹ com eficiência máxima de 94,1%, e média de SSV de 28,8 ± 7,2 mg L⁻¹ e eficiência de 94,6%. A média da FASE I foi 56,5 ± 20,6 mg L⁻¹ de SST e 37,7 ± 9,8 mg L⁻¹ de SSV. Já na Fase II, os SST e SSV tiveram média de 89,1 ± 10,5 mg L⁻¹ e 74,4 ± 9,4 mg L⁻¹ com eficiência máxima de 84,1% e 86,1 %, respectivamente. Por fim, na Fase III, as médias de SST e SSV foram 52,2 ±

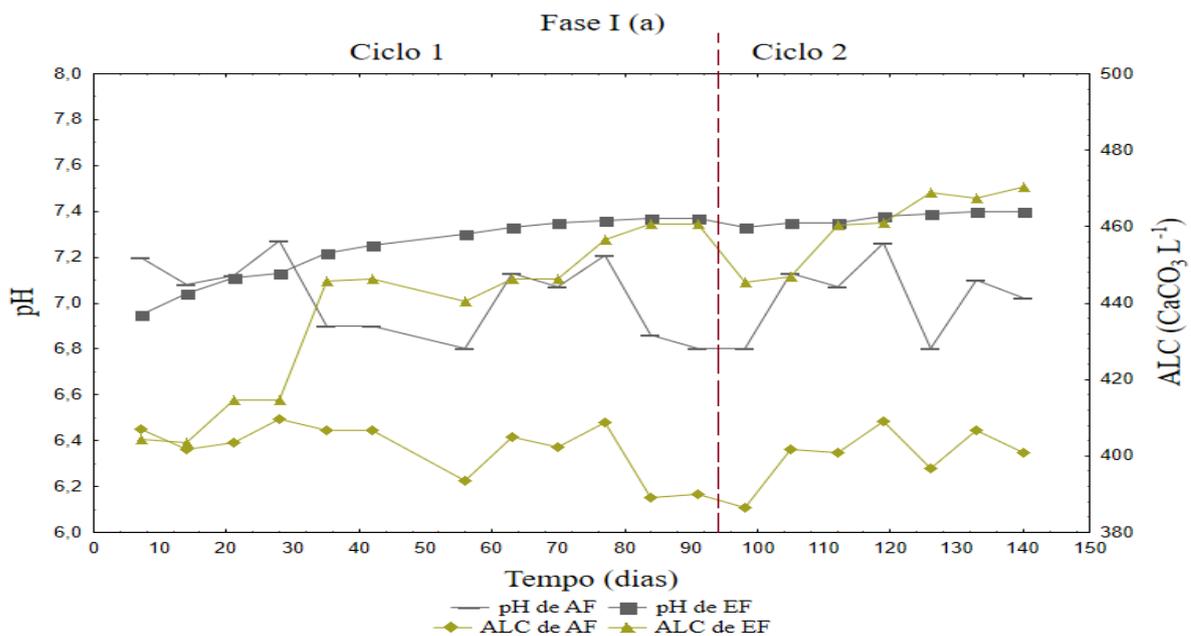
17,8 mg L⁻¹ e 32,5 ±5,8 mg L⁻¹ com eficiências máximas de 93,4 % e 94,15%, respectivamente.

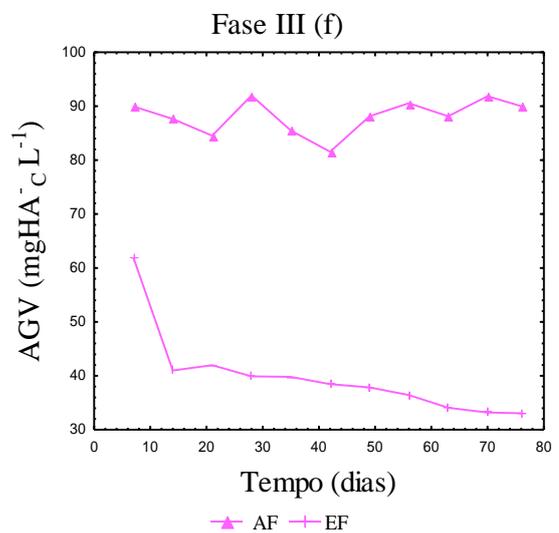
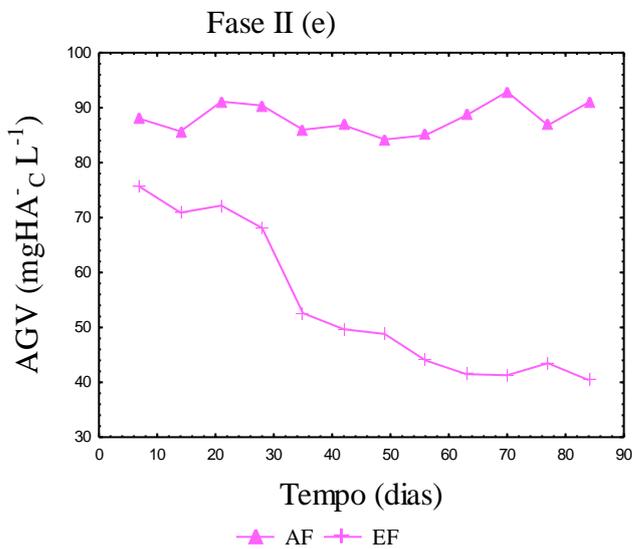
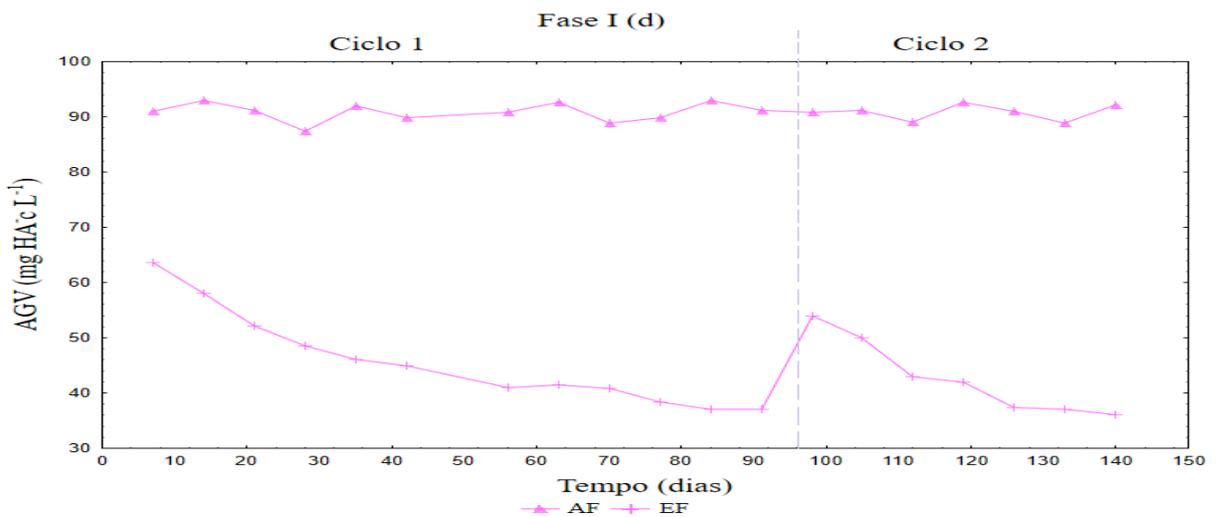
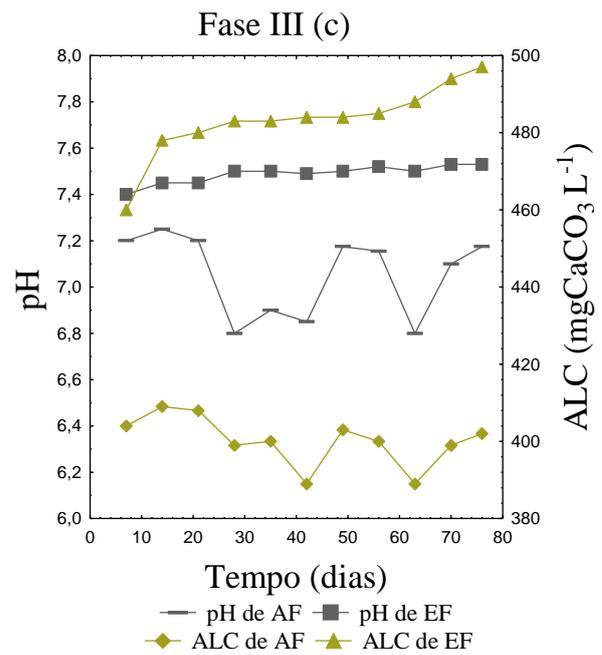
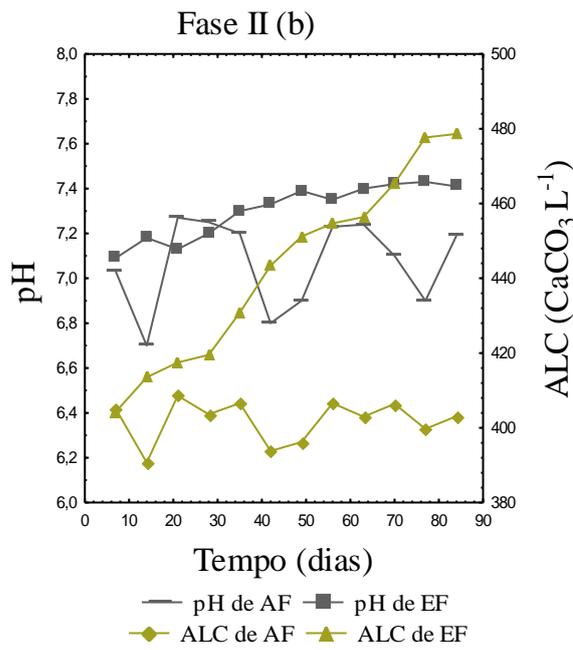
A ANOVA mostrou diferença significativa entre as fases (p-valor = 0,0047), sendo que as fases I e III não diferiram estatisticamente entre si, não obstante, ambas diferiram da Fase II.

Portanto, embora haja diferença entre as fases, as eficiências de remoção foram similares às encontrados por outros pesquisadores. Paçal *et al.* (2019), tratando águas residuárias sintéticas e de soro de queijo de alta concentração (1509 a 11560 mg L⁻¹ de DQO) utilizando um BRAnMD, obtiveram efluentes com concentração de sólidos de 191 ± 58 e 317 ± 71 mgSS L⁻¹, e eficiência de remoção entre 83 e 88 %, respectivamente. Yang *et al.* (2020) obtiveram efluentes de 19,6 ± 6,9 e 26,5 ± 3,7 mgSS L⁻¹, e eficiência de 88,1 e 85 % para TDH de 2 e 1 h, respectivamente, e afirmaram que esses resultados indicam que a camada de MD pode reter elevadas concentrações de sólidos suspensos. Berkessa *et al.* (2020) tratando águas residuárias industriais pelo BRAnMD sob fluxo de permeado de 14 a 28 L m⁻² h⁻¹, com TDH entre 5 e 2,5 dias e carga orgânica de 5 e 1 kg DQO m⁻³ d⁻¹, alcançaram uma eficiência de remoção de SS maior que 98,8%.

Os valores de pH, Alcalinidade total e AGV durante o período de operação em todas as Fases são apresentados na Figura 18.

Figura 18. Valores médios de pH, Alcalinidade total (ALC) e AGV ao longo do período de operação do sistema (fases I, II e III).





Os valores da alcalinidade afluente e efluente do Ciclo 1, apresentados na Figura 18a, variaram de 389,1 a 409,6 mgCaCO₃ L⁻¹ e 403,5 a 460,6 mgCaCO₃ L⁻¹, respectivamente, e no Ciclo 2, de 386,6 a 409,0 mgCaCO₃ L⁻¹ e 445,3 a 470,5 mgCaCO₃ L⁻¹, respectivamente. Na Fase II, para o afluente e o efluente a alcalinidade variou de 390,7 a 408,6 mgCaCO₃ L⁻¹ e de 404,3 a 478,6 mgCaCO₃ L⁻¹, respectivamente (Figura 18b). Na Fase III, de 389 a 409 mgCaCO₃ L⁻¹ e 460 a 497 mgCaCO₃ L⁻¹ para o afluente e o efluente, respectivamente (Figura 18c).

Além disso, os valores de pH do afluente e do efluente no Ciclo 1 variaram de 6,8 a 7,27 e 6,95 a 7,37, respectivamente. No Ciclo 2, variaram de 6,8 a 7,26 e 7,33 a 7,4, respectivamente. Na Fase II, os valores de pH afluente e efluente variaram de 6,7 a 7,27 e 7,09 a 7,43, respectivamente. Por fim, Fase III, variaram de 6,8 a 7,25 e 7,4 a 7,53, respectivamente. Estes valores mostram que o sistema, em todas as fases, esteve nas condições ótimas de tamponamento, pois, de acordo Chernicharo (2007), a faixa estabilidade para sistemas anaeróbios está entre valores de pH de 6,6 a 8.

Com relação às razões AGV/Alcalinidade, no Ciclo 1, os valores afluente e efluente foram iguais a 0,23 e 0,105, respectivamente. No Ciclo 2, estas razões atingiram valores médios de 0,23 e 0,107 no afluente e no efluente, respectivamente. Na Fase II, as razões foram 0,22 e 0,11 para o afluente e o efluente, respectivamente. Na Fase III, foram 0,2 e 0,1 para o afluente e o efluente, respectivamente. Este comportamento sugere que a estabilidade do sistema BRAnMD durante o período de operação foi mantida em todas as fases, pois, de acordo com Isordi *et al.* (2005), a relação AGV/Alcalinidade deve permanecer entre 0,1 a 0,35 para um bom desempenho dos sistemas anaeróbios.

Vale ressaltar que foi observada, no período estacionário, uma redução nas concentrações de AGV de $91 \pm 1,6$ mgHAc L⁻¹ (afluente) para $39,2 \pm 2,1$ mgHAc L⁻¹ (efluente) no Ciclo 1, e de $90,7 \pm 1,7$ mgHAc L⁻¹ (afluente) para $39,1 \pm 3,2$ mgHAc L⁻¹ (efluente) no Ciclo 2. Estas reduções correspondem a 56,8% no Ciclo 1, e 56,9 % no Ciclo 2. Na Fase I a redução foi de $90,9 \pm 1,6$ mgHAc L⁻¹ (afluente) para $39,2 \pm 2,5$ mgHAc L⁻¹ (efluente), correspondendo a 56,9%. Na Fase II, a redução foi de $87,7 \pm 2,8$ mgHAc L⁻¹ (afluente) para $45,22 \pm 13,6$ mgHAc L⁻¹ (efluente), correspondendo a 48,4%, e na Fase III, a redução foi de $88 \pm 3,4$ mgHAc L⁻¹ para $37,6 \pm 3,2$ mgHAc L⁻¹ correspondendo a 57,3%. A ANOVA mostrou diferença significativa na redução de AGV entre as fases (p-valor = 0,0042), sendo que as fases I e III não diferiram estatisticamente entre si, porém, ambas diferiram da Fase II.

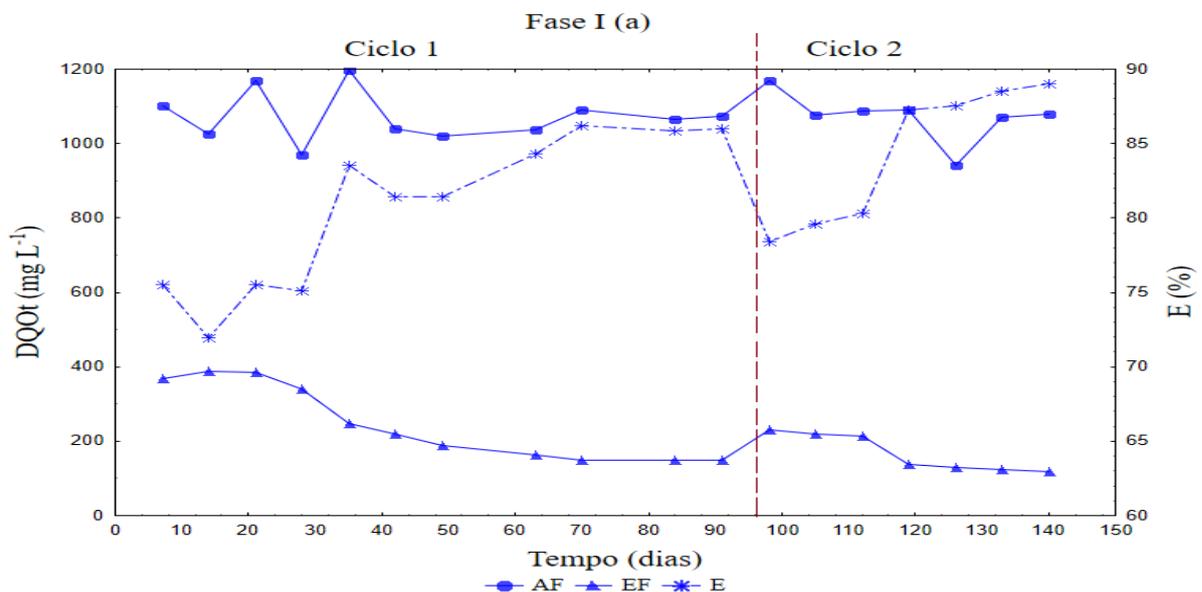
Ershain *et al.* (2017) obtiveram redução de 50% nas concentrações de AGV, tanto em sistema BRAnMD de módulo externo quanto em sistema BRAnMD de módulo submerso. Os autores atribuíram a maior redução à MD formada no período estacionário nos dois sistemas.

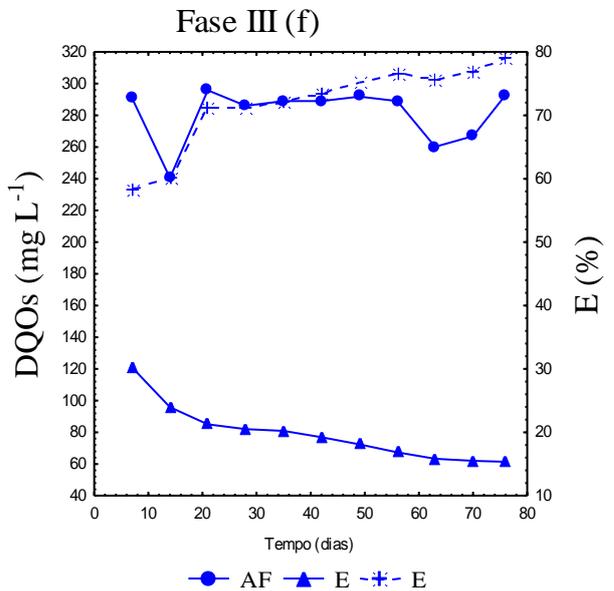
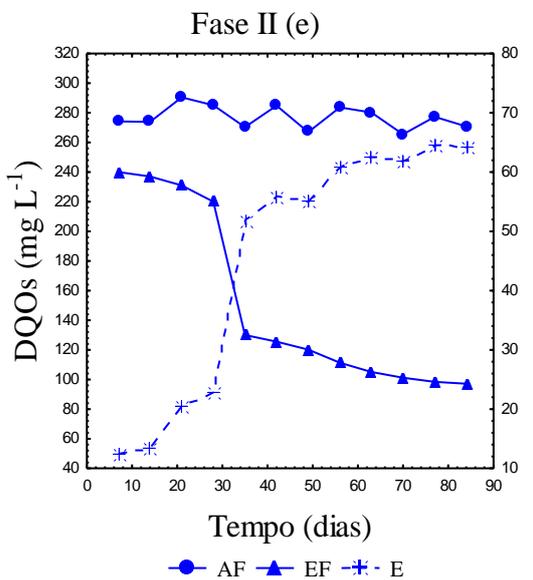
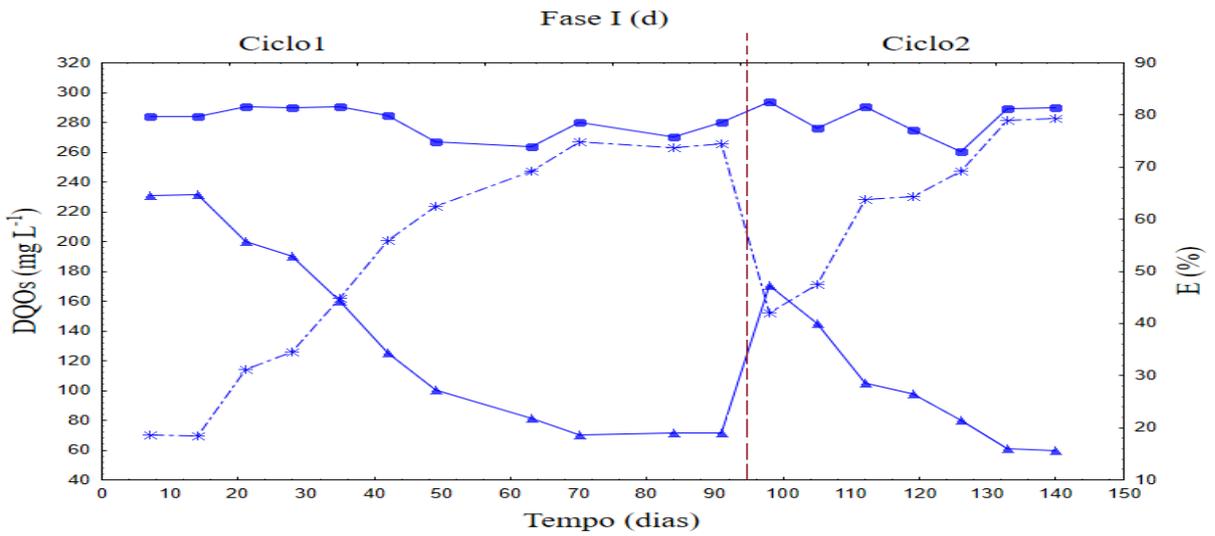
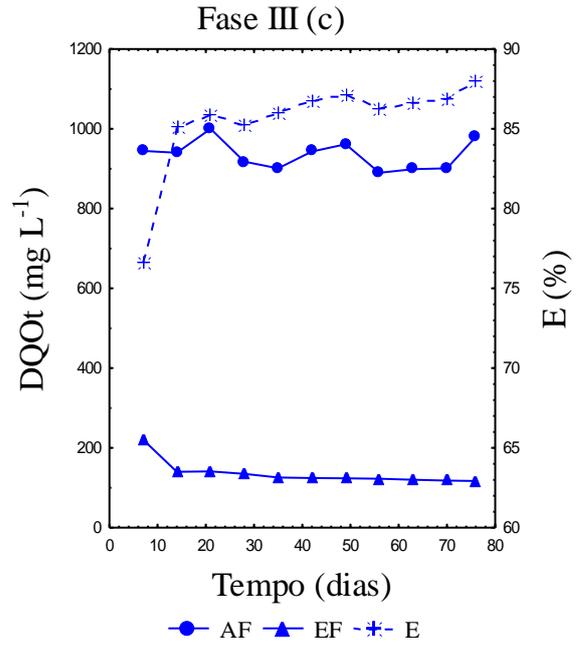
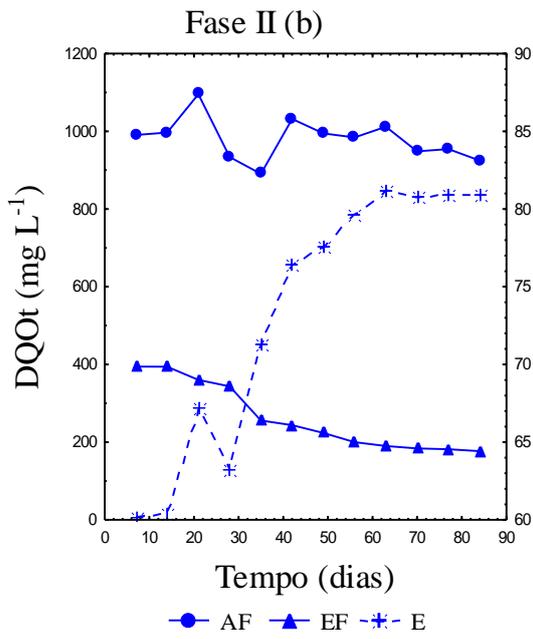
Cayetano *et al.* (2019) alcançaram uma redução de 82% nas concentrações de AGV utilizando um sistema BRAnMD, o qual tratava águas residuárias filtradas de restos alimentares, com carga orgânica de 1,25 a 5,0 kgDQO m⁻³ d⁻¹. Os autores afirmaram que esta mais alta redução implicou em uma maior atividade metanogênica na MD, assim como Yang *et al.* (2020), que observaram uma redução entre 20 e 45% da remoção de AGV pelo sistema BRAnMD, tratando águas residuárias domésticas.

Liu *et al.* (2016) discerniram que a aplicação da MD aumenta a capacidade de retenção de substratos no BRAnMD, subsequentemente, estimula a alteração dos microrganismos dominantes, devido ao aumento da quantidade de enzimas hidrolíticas, como a protease e β -glicosidase, resultando em mudanças nas vias de degradação da matéria orgânica. Além disso, as bactérias que são essenciais para a degradação da matéria orgânica refratária, que normalmente exibem uma baixa taxa de crescimento, são retidas pela camada de MD e acumuladas, resultando em uma maior degradação das substâncias refratárias para conversão em subprodutos, como AGV.

Os valores da DQO total e solúvel, obtidas durante o período de operação em todas as fases, são apresentados na Figura 19.

Figura 19. Variação da concentração da DQO total e solúvel durante o período de operação das fases I, II e III.





A eficiência máxima de remoção de DQO total foi de 86,2% aos 70 dias no Ciclo 1, e 88,3% aos 49 dias no Ciclo 2 (Figura 19a). As eficiências médias de remoção DQO total no período estacionário foram $85,8 \pm 0,5\%$ e $86,9 \pm 1,8\%$ para os ciclos 1 e 2, respectivamente. Na Fase I, a eficiência média da DQO total no período estacionário foi de $87,0 \pm 1,4\%$. Na Fase II, a eficiência máxima foi de 80,9% aos 77 dias (Figura 19b), e a média no período estacionário foi de $78,6 \pm 1,9\%$. Na Fase III, a eficiência máxima foi de 88,1% aos 76 dias (Figura 19c), sendo a média no período estacionário igual a $86,4 \pm 0,8\%$.

Quanto à DQO solúvel, a eficiência máxima alcançada foi de 74,5%, aos 70 dias de operação para Ciclo 1, e 77,6% aos 49 dias para Ciclo 2 (Figura 19d). A eficiência média no período estacionário foi de $72,7 \pm 2,4\%$ para o Ciclo 1, e $70,2 \pm 8,4\%$ para Ciclo 2. Na Fase I, a eficiência média no período estacionário foi de $73 \pm 5,1\%$. Na Fase II, a eficiência máxima foi de 64,5% aos 77 dias (Figura 19e), e a média no período estacionário foi de $59,6 \pm 3,8\%$. Para a Fase III, a eficiência máxima foi de 79,0%, aos 76 dias (Figura 19f), e a média no período estacionário foi de $74,6 \pm 2,7\%$.

A ANOVA mostrou diferença significativa entre a DQO total (p-valor=0,021) e a solúvel (p-valor=0,028) entre as Fases. A Fase II foi estatisticamente diferente das fases I e III, porém estas últimas não foram estatisticamente diferentes si. As razões desta diferença são as mesmas feitas para a turbidez efluente, já descritas no item 5.2.

Situação similar foi observada por Yang *et al.* (2020), na qual as eficiências médias de remoção de DQO total foram 74,4%, 77,3%, 70,6% e 60,4% para TDH de 8 h, 4 h, 2 h e 1h, sob fluxos do permeado de 22,5, 45, 90 e 180 L m⁻² h⁻¹, respectivamente. A DQO solúvel foi de 38,7% para TDH de 2 h e 15,2% para TDH de 1 h. Os autores justificaram as baixas eficiências significativas na remoção de DQO total e solúvel para o TDH de 1 h quando comparado com os demais, pela carga orgânica elevada, que pode ter causado a degradação incompleta dos compostos orgânicos pelos microrganismos, levando à perda de metabólitos microbianos e aumento da DQO no efluente. Por outro lado, o alto fluxo do permeado a um TDH curto causou maior força de cisalhamento entre os flocos de lodo, influenciando, portanto, a atividade dos microrganismos, além de provocar a quebra de alguns flocos devido ao aumento da tensão de cisalhamento e a liberação de uma maior quantidade de biopolímeros e partículas finas. Sendo assim, concluíram que o BRAnMD apresentou capacidade robusta em tratar águas residuárias domésticas a partir de TDH de 2 h.

Yurtsever *et al.* (2020), no estudo sobre otimização do processo e desempenho de filtração de um BRAnMD, tratando águas residuárias industriais sob fluxo de permeado de 5–

15 L m⁻² h⁻¹, observaram uma eficiência de remoção da DQO total no período estacionário de 95%. Berkessa *et al.* (2020), tratando águas residuárias industriais utilizando um sistema BRAnMD com fluxo de permeado variando entre 14 e 28 L m⁻² h⁻¹, alcançaram no período estacionário uma eficiência de remoção de DQO total e solúvel de 93% e 98,5%, respectivamente. Paçal *et al.* (2019), utilizando um BRAnMD para o tratamento de águas residuárias sintéticas, verificaram eficiências médias de 75 ± 6%, 83 ± 7% e 89 ± 5% para cargas orgânicas aplicadas de 4,4 ± 1,3 e 5 ± 1 e 2,6 ± 1,1 kgDQOm⁻³d⁻¹, respectivamente. E no tratamento de águas residuárias de soro de queijo, com carga orgânica aplicada de 3,71 ± 2,69 kgDQOm⁻³d⁻¹, alcançaram uma eficiência média de remoção de 86 ± 12%.

Outros pesquisadores também avaliaram a eficiência de remoção de DQO em um BRAnMD, a exemplo de Hu *et al.* (2018b), que avaliaram o tratamento de águas residuárias domésticas em duas fases distintas e com fluxo do permeado de 22,5 L m⁻² h⁻¹. Foram verificadas eficiências de remoção de DQO total entre 70 e 90%, e DQO solúvel de 54 a 70%. Os autores classificaram a eficiência de remoção de DQO total alcançada como elevada. Wang *et al.* (2018) obtiveram eficiência de remoção de DQO total de 80%, em um sistema BRAnMD tratando águas residuárias sintéticas a diferentes fluxos do permeado (50, 100 e 150 L m⁻² h⁻¹).

Alibardi *et al.* (2016) avaliaram o tratamento de águas residuárias sintéticas em um sistema BRAnMD, operado à temperatura ambiente e TDH de 1,5 d (correspondente ao fluxo de 5 L m⁻² h⁻¹), e verificaram altas eficiências de remoção de DQO total e solúvel, as quais variaram de 80 a 85% e de 90 a 95%, respectivamente. Quando o TDH foi reduzido para 0,6 d (correspondente ao fluxo de 15 L m⁻² h⁻¹), as eficiências de remoção de DQO também diminuíram, mas permaneceram acima de 70% e 80% para DQO total e DQO solúvel, respectivamente. Em um estudo anterior (ALIBARDI *et al.*, 2014), avaliando o tratamento de águas residuárias sintéticas em um sistema BRAnMD, operado a um fluxo de 7,2 L m⁻² h⁻¹, classificaram a remoção de DQO total como sendo boa, embora variável, pois, excluindo-se os primeiros 10 dias em que o efluente saiu com alta turbidez, a remoção de DQO total permaneceu continuamente acima de 65%, com um pico de até 92%, e valor médio de 75 ± 8%.

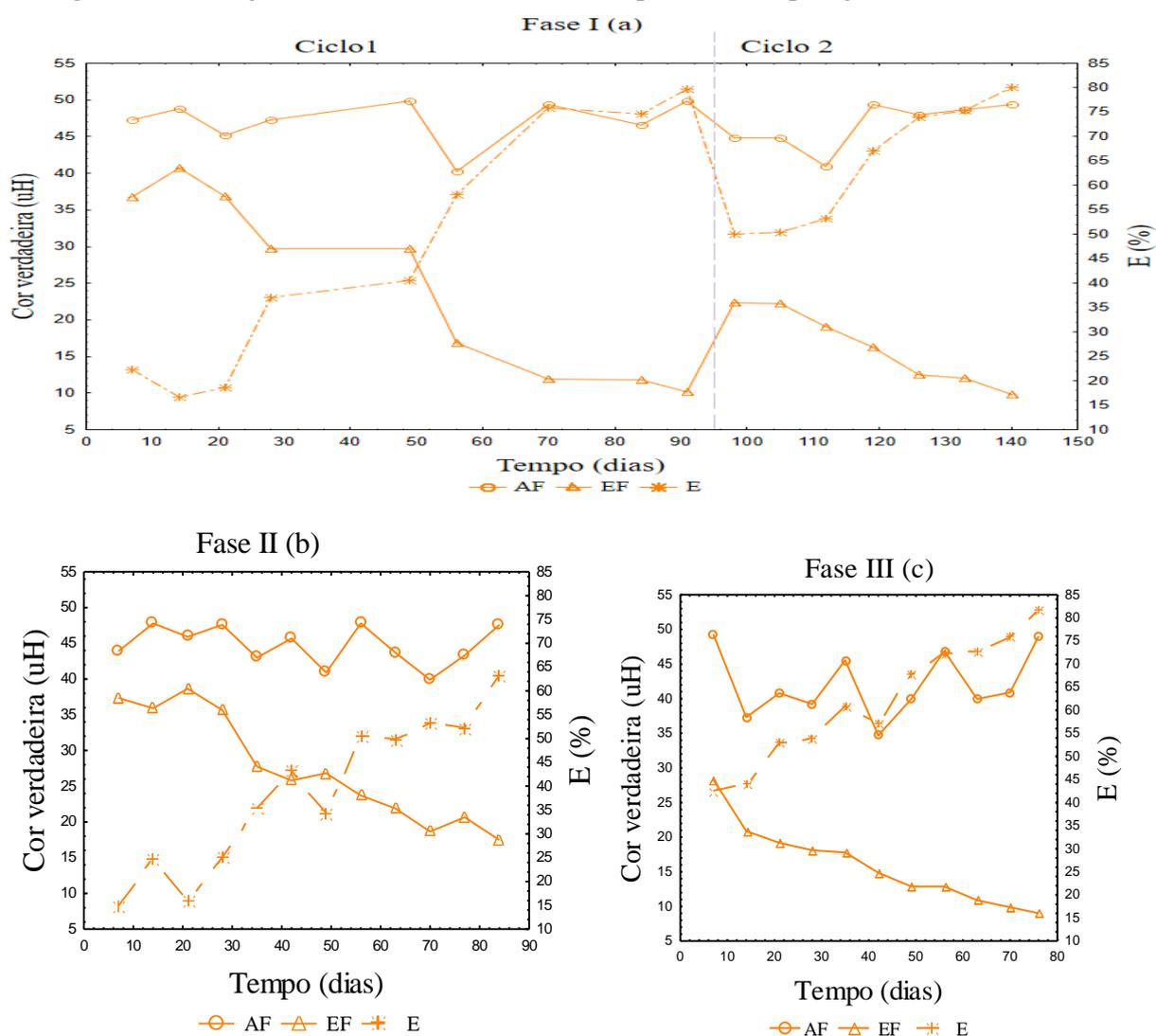
Ma *et al.* (2013a) trataram águas residuárias domésticas em um sistema BRAnMD com fluxo do permeado igual a 60 L m⁻² h⁻¹, e obtiveram eficiência média de remoção de DQO total de 79,4 ± 10,4%. Em outro estudo do mesmo ano, utilizando o mesmo fluxo do permeado, alcançaram 81,6% de eficiência de remoção de DQO total. Já Zhang *et al.* (2011),

avaliando a formação de *fouling* em um sistema BRAnMD tratando águas residuárias domésticas, com fluxo de permeado de $65 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ e durante um período de 11 meses. Foi verificada uma eficiência de remoção de DQO total de $63,4 \pm 11,8\%$, a qual foi considerada estável. Por fim, Zhao *et al.* (2010), tratando águas residuárias domésticas com BRAnMD, sob fluxo de permeado de $137,1 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$, alcançaram uma eficiência de remoção de DQO de 89,5%, a qual foi classificada como sendo boa.

Pelos valores das eficiências de remoção de DQO total e DQO solúvel e sua classificação segundo autores anteriormente citados, quando comparados aos observados no presente trabalho, pode-se afirmar que sistema BRAnMD apresentou boa eficiência de remoção de DQO total e DQO solúvel em todas as fases avaliadas.

Valores da cor verdadeira do afluente e do efluente, obtidas durante o período de operação em todas as fases, são apresentados na Figura 20.

Figura 20. Variação da cor verdadeira durante o período de operação das fases I, II e III.

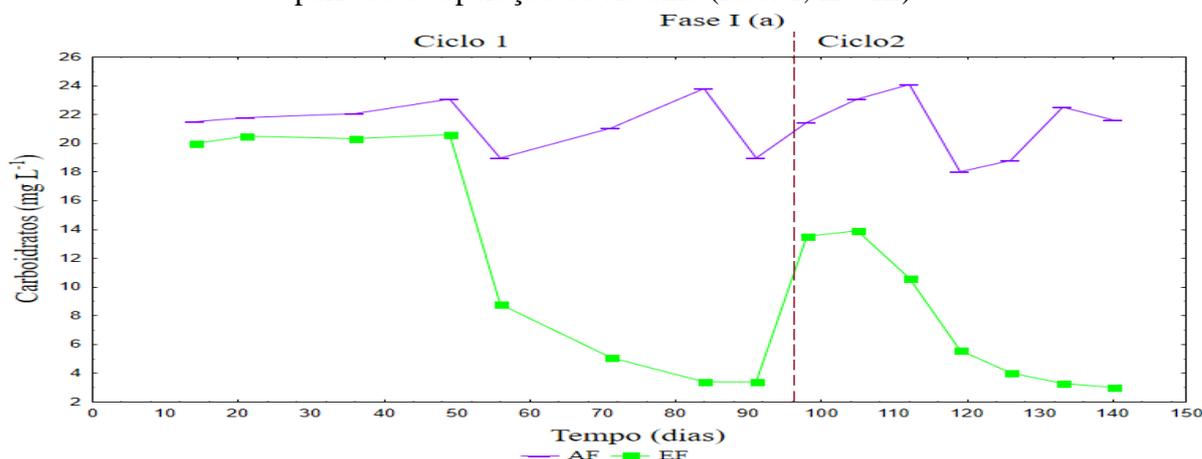


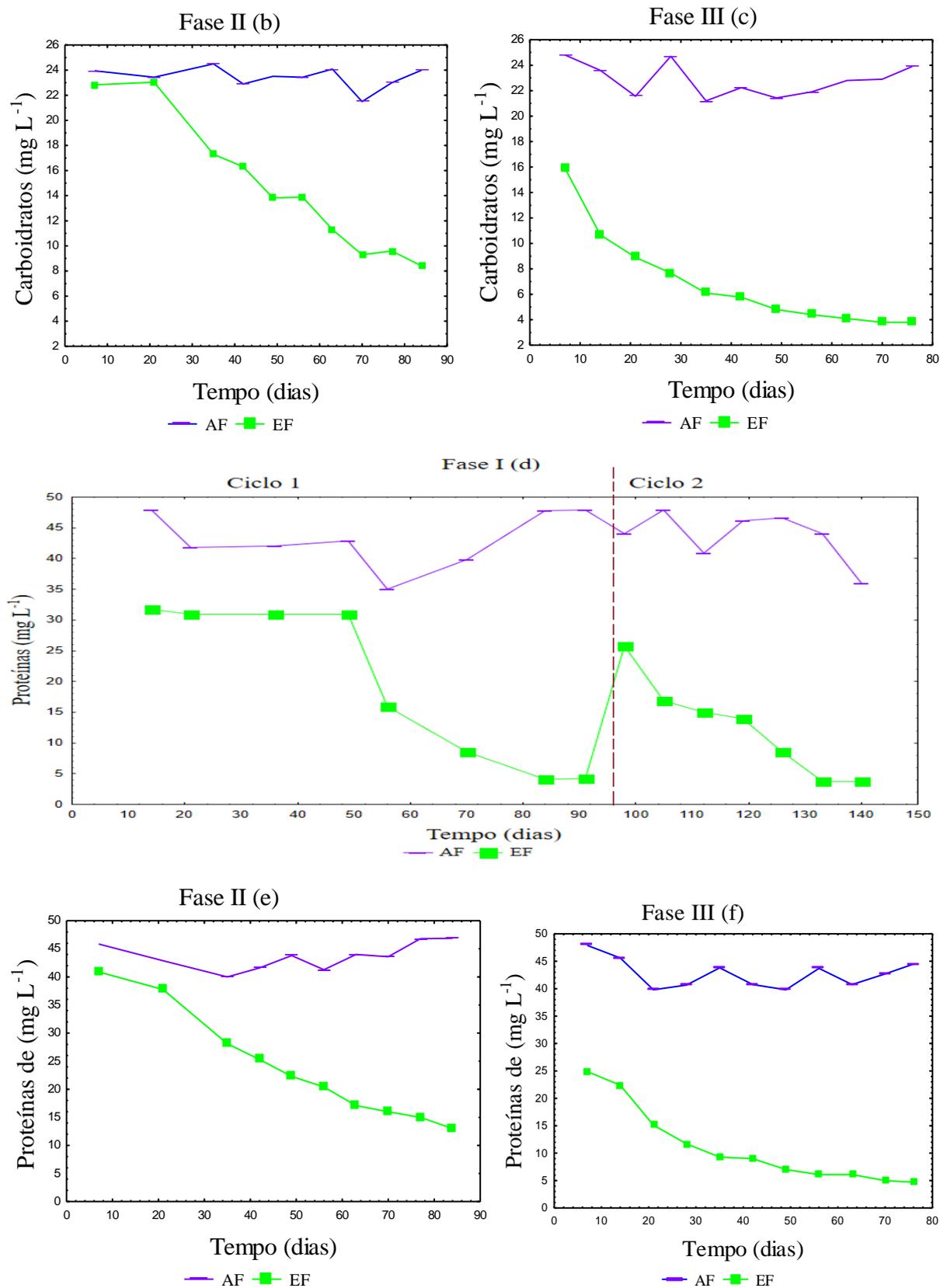
A cor verdadeira alcançou eficiência máxima de remoção de 79,7% aos 91 dias, e 80,2% aos 49 dias para os ciclos 1 e 2, respectivamente (Figura 20a). As eficiências médias no período estacionário do ciclo 1 e 2 foram $72,8 \pm 9,5\%$ e $74,1 \pm 5,4\%$, respectivamente. A eficiência média de remoção no período estacionário da Fase I foi de $73,1 \pm 7,3\%$. A Fase II alcançou a eficiência máxima de remoção de 63,3% aos 84 dias (Figura 20b), e a média de remoção no período estacionário foi de $47,8 \pm 9,7\%$. Já a Fase III atingiu eficiência máxima 81,6 % aos 76 dias (20c), e apresentou uma eficiência média no período estacionário de $66,3 \pm 10,3\%$. A ANOVA mostrou diferença significativa entre as fases (p -valor = 0,004). A Fase II foi estatisticamente diferente das restantes, sendo que a Fase I e a Fase III não diferiram estatisticamente entre si.

Entretanto, há poucos estudos utilizando BRAnMD que abordam a taxa de remoção da cor verdadeira, para poder se fazer a comparação. Um destes estudos foi desenvolvido por Yu *et al.* (2019a), que obtiveram eficiência máxima de remoção da cor verdadeira de 86,8%, utilizando um fluxo de permeado de $510 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$. O outro foi de Berkessa *et al.* (2020), que alcançaram uma eficiência maior que 97,5%, operando sob fluxo do permeado variando entre 14 e $28 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$. Por último, Yurtsever *et al.* (2020) alcançaram uma eficiência máxima de remoção de 99%, e eficiência média de 96%, sob fluxo de permeado de $5\text{--}15 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$. Os autores ainda explicaram que, operando concomitantemente um BRM de MF obtiveram a mesma eficiência média de remoção de 96%. Por outro lado, Belli *et al.* (2019) estudando um eletrobiorreator a membrana (EBRM) para tratar efluente textil obtiveram remoção média de 50 a 70%, operando sob fluxo do permeado de $4,72 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$.

Os valores das concentrações de carboidratos e proteínas, afluentes e efluentes, obtidas durante o período de operação em todas as fases, são apresentados na Figura 21.

Figura 21. Concentrações de carboidratos e proteínas, afluente e efluente, obtidas ao longo do período de operação do sistema (fases I, II e III).





Pela Figura 21, observa-se que em todas as fases houve uma tendência decrescente das concentrações de carboidratos e proteínas, ambos presentes nos PMS do efluente. No período

estacionário, as concentrações médias de carboidratos presentes no PMS do afluente e efluente do Ciclo 1 foram $21,2 \pm 2,3$ e $5,5 \pm 2,6$ mg L⁻¹, e no Ciclo 2 foram $21,0 \pm 2,6$ e $5,3 \pm 3,1$ mg L⁻¹, respectivamente. As concentrações médias de proteínas presentes no PMS do afluente e efluente do Ciclo 1 foram de $42,7 \pm 5,5$ e $6,5 \pm 3,3$ mg L⁻¹, respectivamente, enquanto no Ciclo 2 foram $42,8 \pm 4,4$ e $6,8 \pm 2,9$ mg L⁻¹, respectivamente. A média da concentração de carboidratos no afluente e efluente do período estacionário para Fase I foram $21,1 \pm 2,2$ e $5,4 \pm 2,4$ mg L⁻¹, respectivamente. E média das proteínas no mesmo período foram $42,7 \pm 4,7$ e $6,6 \pm 2,9$ mg L⁻¹, respectivamente.

Na Fase II, as concentrações de carboidratos no afluente e efluente do período estacionário foram $23,2 \pm 0,81$ e $11,8 \pm 2,7$ mg L⁻¹, respectivamente, e as concentrações de proteínas foram $44,0 \pm 2,2$ e $18,4 \pm 4,4$ mg L⁻¹, respectivamente. Já na Fase III, as concentrações de carboidratos no afluente e efluente do período estacionário foram $22,6 \pm 1,6$ e $6,4 \pm 2,4$ mg L⁻¹, respectivamente, e as concentrações de proteínas foram $42,2 \pm 2,1$ e $9,6 \pm 5,5$ mg L⁻¹, respectivamente. A ANOVA mostrou diferença significativa entre as Fases no tocante às concentrações das proteínas e os dos carboidratos do efluente (p-valor = 0,001). A Fase II foi estatisticamente diferente das restantes, sendo que a Fase I e Fase III não diferiram estatisticamente entre si.

Portanto, pelos valores mostrados, independentemente da análise estatística, verifica-se um maior decréscimo na concentração das proteínas do que na concentração dos carboidratos, em todas as fases avaliadas. Esse comportamento também foi observado por Hu *et al.* (2018b), que consideraram as proteínas presentes no PMS como sendo as principais causadoras do *fouling*, responsável pelo rápido aumento da PTM e pela alta resistência à filtração durante a operação a longo prazo do BRAnMD, nas três fases de operação por eles avaliadas.

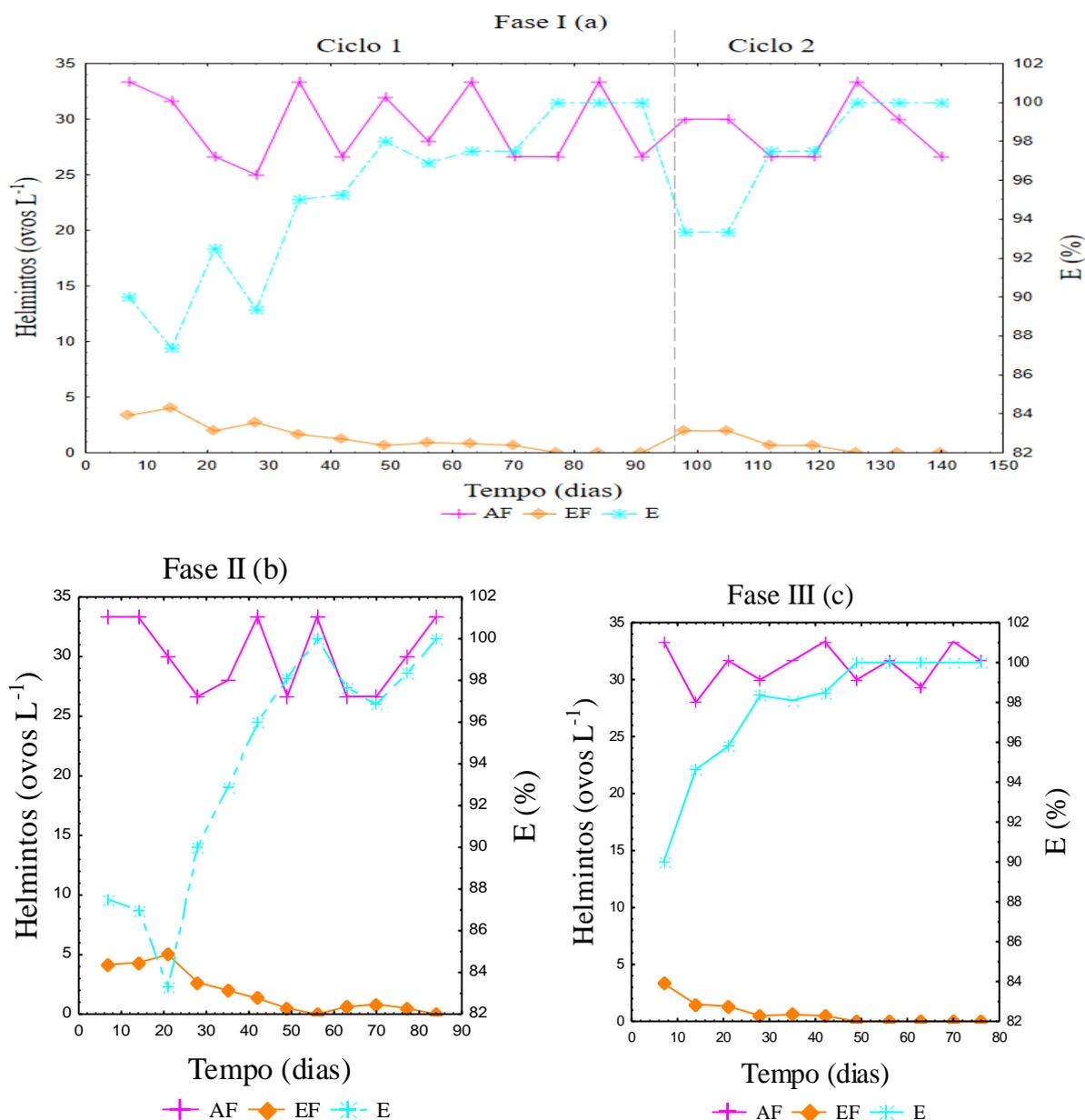
Shi *et al.* (2018) sugeriram que a grande quantidade de proteínas solúveis fica retida na torta, e as moléculas de maior tamanho podem ser responsáveis pela alta taxa de rejeição das proteínas na fase líquida. Comparadas aos carboidratos, as proteínas apresentam uma maior afinidade pelas partículas de lodo, provavelmente, devido a sua maior hidrofobicidade e carga superficial. Esta explicação é ratificada por Yu *et al.* (2019b), que apontaram que as proteínas são as grandes influenciadoras da hidrofobicidade dos flocos de lodo quando comparadas aos carboidratos por causa das cadeias laterais aromáticas ou alifáticas de aminoácidos.

De modo geral, os PMS (proteínas e carboidratos) podem ser depositados sobre a torta em formação devido à força de arraste da permeação e à maior difusão Browniana, ou podem

ser capturados pela torta através de pontes de íons, quando proporcionam uma camada de gel que pode contribuir para o aumento da resistência à filtração. Em suma, os efeitos decorrentes da presença de PMS no meio podem contribuir para o *fouling* e diminuir o fluxo do permeado (SHI *et al.*, 2018; GUAN *et al.*, 2018a).

Valores médios de ovos de helmintos do afluente e efluente das fases I, II e III são apresentados na Figura 22, e as respectivas frequências são apresentadas na Tabela 7.

Figura 22. Valores médios de ovos de helmintos nas fases I, II e III.



Em todas as fases observou-se um decréscimo na concentração de ovos de helmintos no efluente (Figura 22). No período estacionário, a concentração de ovos de helmintos no

afluente do Ciclo 1 foi $29,3 \pm 3,8$ ovos L^{-1} , e no Ciclo 2 foi $28,9 \pm 2,7$ ovos L^{-1} . No efluente do Ciclo 1 foi $0,43 \pm 0,41$ ovos L^{-1} , e no Ciclo 2 foi $0,17 \pm 0,33$ ovos L^{-1} . A concentração média de ovos helmintos do efluente da Fase I no período estacionário foi de $0,36 \pm 0,38$ ovos L^{-1} .

Na Fase II, a concentração média de ovos de helmintos no afluente e efluente do período estacionário foi $29,8 \pm 3,2$ e $0,73 \pm 0,67$ ovos L^{-1} , respectivamente. Já na Fase III, a concentração média de ovos de helmintos no período estacionário foi de $31,1 \pm 1,7$ para afluente e $0,44 \pm 0,57$ ovos L^{-1} para efluente. Portanto, A ANOVA mostrou que não existe diferença significativa na concentração média de ovos de helmintos entre as fases. A frequência de ovos helmintos em cada fase é apresentada na Tabela 7.

Tabela 7. Frequência de ovos de helmintos nas fases I, II e III

Ovos de Helmintos (%)	Fase I				Fase II		Fase III	
	Ciclo 1		Ciclo 2		AF	EF	AF	EF
	AF	EF	AF	EF				
<i>Ascaris lumbricóide</i>	50,0	50,0	42,3	57,1	62,5	62,1	67,3	53,9
<i>Ancilostomatideo</i>	21,4	25,0	23,1	28,6	17,9	17,2	15,4	23,1
<i>Enterobius s.p</i>	17,9	25,0	19,2	4,3	12,5	13,8	13,5	15,4
<i>Hymenolepis SP.</i>	10,7	0,0	15,4	0,0	7,1	6,9	3,8	7,7

Na Tabela 7, observa-se que *Ascaris lumbricóide* teve predominância tanto no afluente como no efluente, enquanto *Hymenolepis sp* apresentou a menor predominância em todas as amostras analisadas.

Em um estudo realizado por Yaya-Beas *et al.* (2016), foi encontrada nas águas residuárias domésticas uma concentração de ovos de helmintos variando entre 160 a 256 ovos L^{-1} , e no efluente do UASB foram encontrados de 5 a 35 ovos L^{-1} , com predominância de *Ascaris lumbricoide*. Por outro lado, Sousa *et al.* (2012), a concentração de ovos encontrados foi de 230 ovos L^{-1} nas águas residuárias domésticas, e 160 ovos L^{-1} no efluente do UASB. Sousa *et al.* (2006), em um trabalho anterior, encontraram uma concentração média de 150 ± 90 ovos L^{-1} em águas residuárias domésticas, e 50 ± 15 ovos L^{-1} no efluente do reator UASB. Já Sousa *et al.* (2005) encontraram uma concentração de ovos de 357,3 ovos L^{-1} nas águas residuárias domésticas e 229,9 ovos L^{-1} no efluente do UASB, com frequências de 56,5 e 61,5% de *Ascaris lumbricoide*; 27,7 e 21,5% de *Trichuris trichiura*, 9 e 8,7% de *Ancilostomatideo*, 5,5 e 4,4% de *Enterobius sp.*, e 2,7 a 3,7 % de *Hymenolepis sp.*,

respectivamente. Estes relatos demonstram que o efluente de reator UASB ainda mantém elevada a concentração de ovos de helmintos após o tratamento (SOUSA *et al.*, 2006).

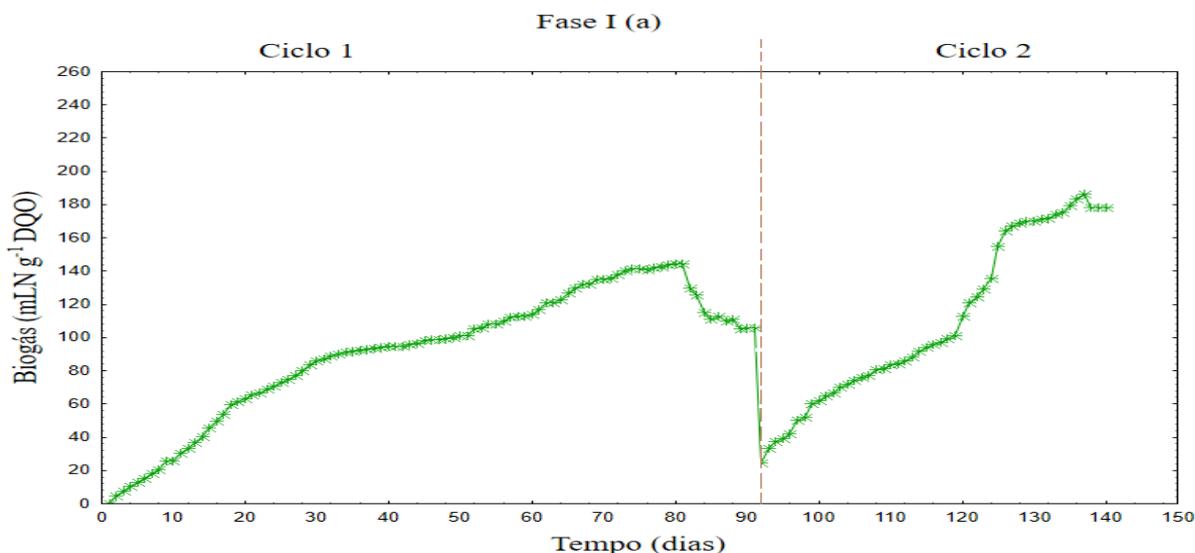
Segundo Maya *et al.* (2012), a concentração de ovos de helmintos em águas residuárias domésticas de países em desenvolvimento varia entre 70 a 3000 ovos L⁻¹, enquanto em países desenvolvidos varia entre 1 e 9 ovos L⁻¹. Vale ressaltar que as águas residuárias domésticas usadas neste trabalho foram provenientes de um condomínio vertical localizado próximo ao laboratório, situado em um dos bairros nobres da cidade. De acordo com Chaoua *et al.* (2018), a concentração de ovos de helmintos encontrada nas águas residuárias domésticas varia também em função dos hábitos de higiene da população.

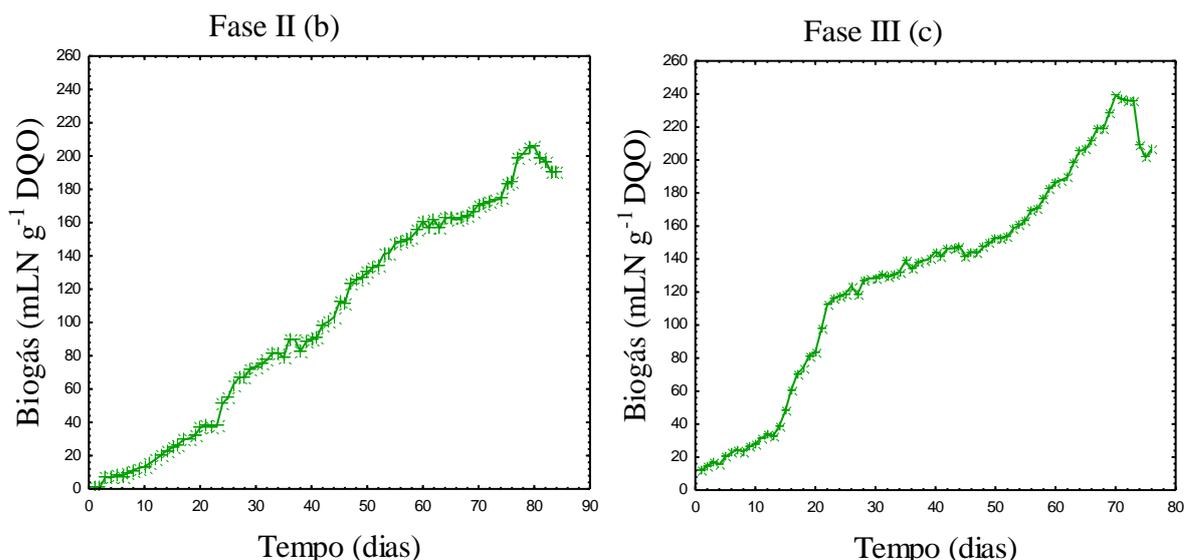
As diretrizes da Organização Mundial da Saúde (OMS) sobre a qualidade microbiológica recomendada para esgotos tratados, e que serão utilizados para a irrigação de culturas agrícolas da classe B, como cereais, culturas industriais, culturas forrageiras, pastagens e árvores, falam em uma concentração ≤ 1 ovos L⁻¹ de helmintos (WHO, 1996). Sendo assim, o efluente gerado em todas as fases no período estacionário do presente trabalho mostra-se promissor para irrigação das culturas mencionadas.

5.4 Produção de biogás

Os comportamentos do biogás produzido ao longo de tempo, obtidos para as fases I, II, III de operação do sistema BRAnMD, são apresentados na Figura 23.

Figura 23. Comportamento de produção de biogás durante a operação da fases I, II e III.





Na Figura 23, observa-se o comportamento de produção de biogás quantificada em todas as fases. A produção média de biogás quantificada no Ciclo 1 foi de $122,6 \pm 14,4$ mLN g^{-1} DQOremovida, correspondente à produção volumétrica de $7,6 \pm 0,9$ LN d^{-1} , e no Ciclo 2 foi de $145,0 \pm 35,1$ mLN g^{-1} DQOremovida, correspondente a $9,2 \pm 2,2$ LN d^{-1} . A produção média na Fase I foi de $133,8 \pm 27,0$ mLN g^{-1} DQOremovida, correspondente a $8,4 \pm 1,7$ LN d^{-1} . A produção média da Fase II foi de $149,1 \pm 36,7$ mLN g^{-1} DQOremovida, e na Fase III foi de $158,5 \pm 41,3$ mLN g^{-1} DQOremovida, correspondentes às produções volumétricas de $18,3 \pm 5,2$ LN d^{-1} e $13,4 \pm 3,5$ LN d^{-1} , respectivamente.

Segundo Van Haandel e Letiinga (1994), Chernicharo (2007) e Hu *et al.* (2018b), no tratamento de águas residuárias domésticas por digestão anaeróbia, os teores de metano no biogás são geralmente da ordem de 70 a 80%. Nesta perspectiva, considerando-se que 70% do biogás esteja na forma de metano, os rendimentos de metano para o Ciclo 1 e o Ciclo 2 foram 85,8 e 101,5 mLN CH_4 g^{-1} DQOremovida, respectivamente; enquanto o rendimento de metano para Fase I foi de 92,2 mLN CH_4 g^{-1} DQOremovida. Já para as fases II e III, os rendimentos de metano foram 104,37 e 111 mLN CH_4 g^{-1} DQOremovida, respectivamente. A ANOVA mostrou que não existe diferença significativa na produção de biogás entre as fases avaliadas (p-valor = 0,055).

Os valores teóricos do biogás estimados com base nas Equações 3 e 4 foram 438,7 e 436,0 mLN g^{-1} DQOremovida para Ciclo 1 e Ciclo 2, respectivamente, com média na Fase I de 437,4 mLN g^{-1} DQOremovida. Isto significa que as produções de biogás para o Ciclo 1 e o Ciclo 2 representam apenas 27,1% e 33,3% do valor teórico, respectivamente, e, para Fase I representa 30,6% do valor teórico. Na Fase II a produção teórica de biogás foi de 435,0 mLN

g^{-1} DQOremovida, e na Fase III foi de 434,6 mLN g^{-1} DQOremovida, o que representa apenas 34,3% e 36,5% dos seus valores teóricos, respectivamente.

Observa-se, portanto, que a produção do biogás e o rendimento médio de metano em todas as fases foram muito inferiores aos valores teóricos. E isso pode ser explicado pela saída considerável de biogás na forma dissolvida com efluente do sistema, o que provavelmente provocou a não diferença significativa entre as fases. Embora as concentrações médias de biogás e rendimento de metano sejam inferiores aos seus respectivos valores teóricos, todavia estão próximas dos valores alcançados por outros autores que utilizaram um sistema BRAnMD, bem como descritos em outros sistemas anaeróbios, sugerindo, deste modo, que são valores aceitáveis.

Neste sentido, Pauss *et al.* (1990) afirmaram que o coeficiente de transferência de massa líquido-gás muda significativamente de acordo com a configuração do reator e as condições de operação, e pode levar a concentrações de metano na fase líquida que são até 12 vezes superiores aos valores de equilíbrio. De acordo com Ersahin *et al.* (2014), certa quantidade de metano é solubilizada no efluente, e Smith *et al.* (2013) relataram que 40 a 50% do metano total gerado em um BRAnMD pode ser dissolvido no efluente, o que corrobora com os resultados aqui encontrados.

Alibardi *et al.* (2016) obtiveram rendimentos médios de metano calculados na fase gasosa e fase líquida de 83 e 133 $\text{mLNCH}_4 \text{g}^{-1}$ DQOremovida, respectivamente, o que representa 23,7 e 38,0% do valor teórico (350 $\text{mLNCH}_4 \text{g}^{-1}$ DQOremovida), respectivamente. Os autores afirmaram que os rendimentos de metano calculados foram muito inferiores ao rendimento de metano teórico, e explicaram que os baixos valores obtidos suportam a hipótese de que a fração de metano não estimada foi devida a uma concentração real do metano dissolvido na fase líquida, que é consideravelmente maior do que a quantidade calculada sob o equilíbrio termodinâmico.

Yang *et al.* (2020) observaram, à temperatura ambiente, rendimentos médios de metano de 120, 100, 80 e 50 $\text{mLNCH}_4 \text{g}^{-1}$ DQOremovida para TDH's de 8 h, 4 h, 2 h e 1 h respectivamente, o que corresponde a 34,3%, 28,6%, 22,9% e 14,3% do valor teórico (350 $\text{mLNCH}_4 \text{g}^{-1}$ DQOremovida), respectivamente. Os autores ainda constataram que, em TDH longo (8 h), quase nenhum metano dissolvido foi detectado no efluente do BRAnMD. Porém, em TDH curto (1 h), o metano dissolvido no efluente correspondeu a 67% de todo o metano produzido, o que significa que o aumento da concentração de metano dissolvido pode ser devido ao fato de que TDH's curtos são insuficientes para que o metano se transporte da fase líquida para a fase gasosa. Contudo, que estes resultados indicam que a produção de biogás no

tratamento anaeróbio de águas residuárias domésticas pelo sistema BRAnMD pode ser razoavelmente sustentável, mesmo quando TDH's muito curtos forem utilizados.

Paçal *et al.* (2019) também observaram rendimentos médios de metano de 260 mLCH₄ g⁻¹DQO removida correspondentes a 66% do valor teórico de 395 mL CH₄ g⁻¹DQO a 35 °C, quando avaliou o tratamento de águas residuárias sintéticas e de soro de queijo em BRAnMD.

Ersahin *et al.* (2014) operaram um BRAnMD tratando águas residuárias sintéticas concentradas (5027 ± 315 mg L⁻¹ de SST), com fluxo de 2,6 L m⁻² h⁻¹, temperatura média de 35,7 ± 0,1°C e TRC's de 20 e 40 dias. Os pesquisadores alcançaram rendimentos médios de 310 ± 20 e 340 ± 40 mLNCH₄ g⁻¹DQOremovida, o que representou 79% e 86% do valor máximo teórico (395 mLNCH₄ g⁻¹DQOremovida, a 35°C), respectivamente aos TRC's avaliados. Os autores ainda atestaram que, neste caso, o aumento da produção de biogás foi atribuído à alta carga aplicada ao sistema, bem como à aclimação da biomassa a temperatura de 35°C.

Em um trabalho posterior, Ersahin *et al.* (2016b) operaram um BRAnMD visando ao tratamento de águas residuárias sintéticas altamente concentradas, sob fluxo de 2,2 L m⁻² h⁻¹ e a uma temperatura média de 35,5 ± 0,2°C. Os autores verificaram rendimentos médios de 280 e 310 mLNCH₄ g⁻¹ DQOremovida para TRC's de 40 e 60 dias, respectivamente.

Segundo Hu *et al.* (2018a), os rendimentos mais baixos de biogás para esgotos domésticos, quando comparados àqueles obtidos para águas residuárias sintéticas e industriais, podem ser explicados pelo fato de que, nas águas residuárias domésticas, as substâncias particuladas representam mais de 50% de matéria orgânica total. Outro fator a ser considerado é a fração do biogás dissolvido e “perdido” no efluente do BRAnMD, contribuindo para o baixo aproveitamento do biogás.

Ainda neste sentido, Hu *et al.* (2020) relatam que as águas residuárias sintéticas contém substâncias orgânicas dissolvida e facilmente biodegradáveis (como glicose e acetato). Estas substâncias podem ser efetivamente degradadas pela biomassa anaeróbia em condições de operação bem controladas, contribuindo, assim, para a alta remoção de DQO e produção de biogás. No entanto, águas residuárias domésticas podem conter alguns compostos orgânicos refratários (até mesmo substâncias inibitórias e tóxicas) que reduzem as taxas de remoção de DQO, e podem inibir a produção de biogás e, até certo ponto, a operação estável no processo de monitoramento de BRAnMD. Este fato é ratificado por Yang *et al.* (2020), que afirmam que as águas residuárias domésticas estão geralmente na categoria de águas residuárias complexas devido à sua grande quantidade de substâncias particuladas e de biodegradabilidade moderada. No entanto, os autores (HU *et al.*, 2020) recomendam que,

devido ao baixo conteúdo orgânico presente em águas residuárias domésticas para a produção de biogás em BRAnMD, uma alta carga orgânica deve ser garantida de modo a ocorrer uma digestão anaeróbia eficaz. TDH's baixos e alto fluxos de permeado também são necessários.

Em outros sistemas anaeróbios utilizados para o tratamento de águas residuárias domésticas, como o UASB, por exemplo, Zhang *et al.* (2018) obtiveram rendimentos médios de metano de $170 \pm 80 \text{ mLNCH}_4 \text{ g}^{-1}\text{DQOremovida}$, em temperatura de 10-20 °C. Chernicharo *et al.* (2015) verificaram que o rendimento médio de metano em um reator UASB foi de $150 \text{ mLNCH}_4 \text{ g}^{-1}\text{DQOremovida}$. De acordo com Noyola *et al.* (2006), os rendimentos de metano que variam na ordem de 80 a $180 \text{ mLNCH}_4 \text{ g}^{-1}\text{DQOremovida}$ obtidos em tratamento de águas residuárias domésticas em sistemas anaeróbios, são decorrentes do fato de que mais da metade do metano produzido é dissolvido e “perdido” no efluente. Assim, parece comum que o sistema perca parte do metano produzido dissolvido no efluente. Como visto, até em reatores UASB, que possuem um sistema trifásico para a separação das fases, este fato ocorre. Isto sugere a real necessidade de pesquisas e projetos de biorreatores mais robustos que, ao menos, minimizem este efeito.

5.5 Balanço de massa do biorreator anaeróbio de membrana dinâmica

Para avaliar a eficiência do processo, foi realizado um balanço de massa diário durante o período estacionário, a partir das cargas médias aplicadas dos seguintes parâmetros: DQO total, NTK e fósforo total, cujos valores estão apresentados na Tabela 8 (a e b). O comportamento das frações do balanço da DQOt é apresentado detalhadamente na Figura 24.

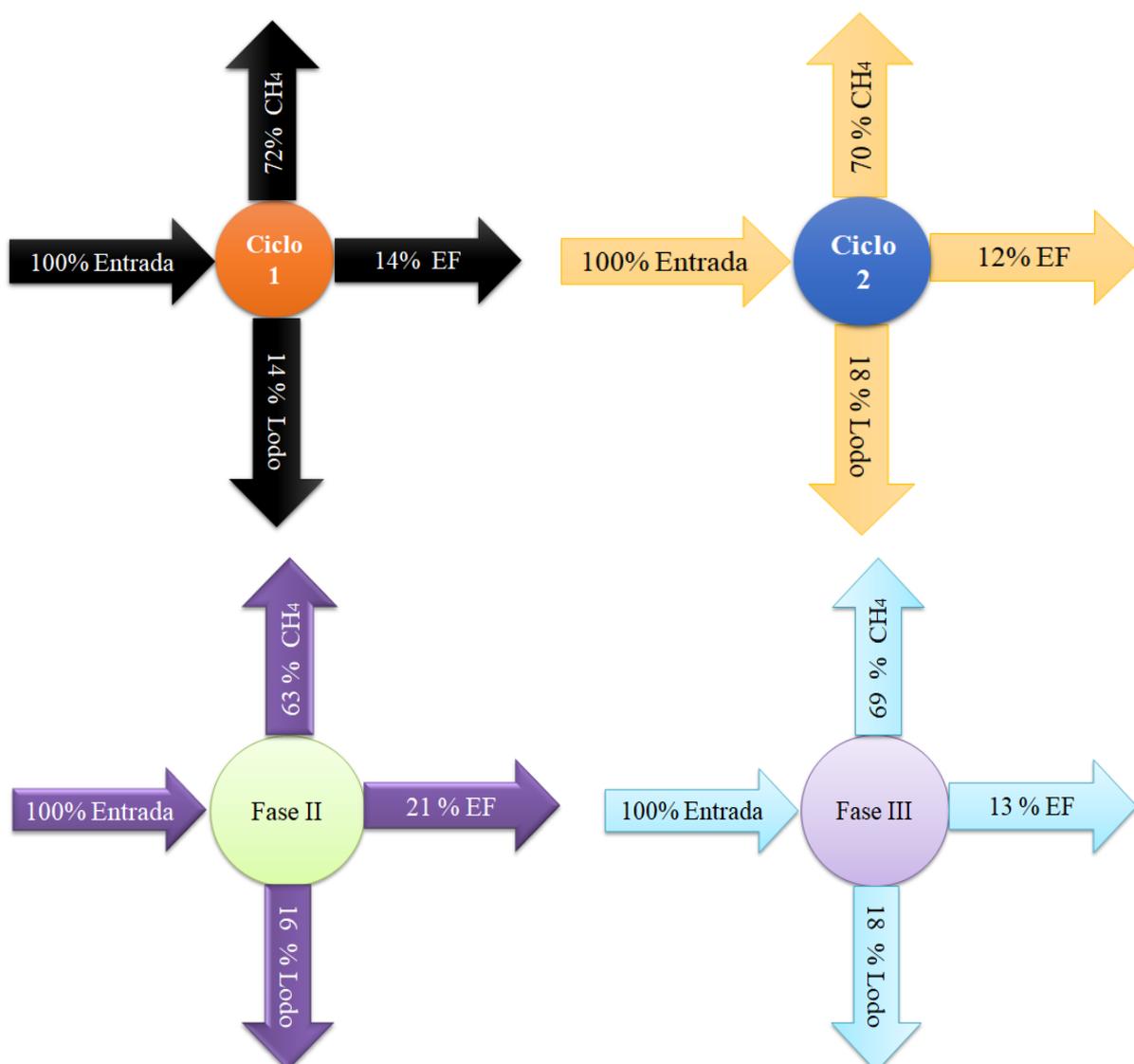
Tabela 8a. Balanço de massa diário de DQOt, NTK e fósforo total da Fase I (Ciclo 1 e 2).

		DQOt (g d ⁻¹)		NTK (g d ⁻¹)		Fosfóro (g d ⁻¹)	
		Ciclo 1	Ciclo 2	Ciclo 1	Ciclo 2	Ciclo 1	Ciclo 2
Entrada	Afluente	75,995	77,103	6,000	5,868	0,964	0,928
	Inóculo	1,868	5,284	0,021	0,155	0,005	0,072
	Total	77,863	82,387	6,021	6,023	0,969	1,000
Saída	Efluente	10,900	9,886	4,795	4,673	0,808	0,776
	MD	5,608	3,307	0,320	0,283	0,083	0,057
	Retrolavagem	0,000	1,020	0,000	0,106	0,000	0,019
	Bioreator	5,284	10,503	0,155	0,326	0,072	0,143
	Metano	56,071	57,671	-	-	-	-
	Total	77,863	82,387	5,270	5,388	0,963	0,995

Tabela 8b. Balanço de massa diário de DQOt, NTK e fósforo total para as fases II e III.

		DQOt (g d ⁻¹)		NTK (g d ⁻¹)		Fósforo (g d ⁻¹)	
		Fase II	Fase III	Fase II	Fase III	Fase II	Fase III
Entrada	Afluente	156,732	100,803	13,541	8,949	4,089	1,495
	Inóculo	4,575	7,367	0,064	0,354	0,030	0,187
	Total	161,307	108,170	13,605	9,303	4,119	1,682
Saída	Efluente	33,875	14,063	10,984	7,052	3,458	1,230
	MD	7,144	7,896	0,406	0,475	0,220	0,127
	Retrolavagem	6,218	1,254	0,095	0,091	0,041	0,037
	Bioreator	12,443	10,329	0,597	0,796	0,317	0,263
	Metano	101,627	74,628	-	-	-	-
	Total	161,307	108,170	12,802	8,414	4,036	1,657

Figura 24. Comportamento das frações do balanço de massa do material carbonáceo para as fases I (Ciclo 1 e 2), II e III.



Analisando-se a Figura 24, que trata do balanço de massa da DQO total, constata-se que apenas 14 %, para o Ciclo 1, e 12 %, para o Ciclo 2, do material carbonáceo que entrou no sistema BRAnMD saiu com o efluente. Já nas fases II e III, o material carbonáceo total que saiu com o efluente representa 21% e 13%, respectivamente, do total que entrou no sistema. Desta fração, a maior parte saiu na forma solúvel, o que ocorreu em todas as fases. Resultados semelhantes foram encontrados por Alibardi *et al.* (2016), que obtiveram frações de DQO total efluente variando entre 11 e 25%, quando operaram um sistema BRAnMD sob três TDH distintos (2, 1 e 0,5 dia).

Na Tabela 8a, observa-se que o somatório das frações do lodo produzido (biorreator, retrolavagem e MD), em termos DQO, foi de 10,9 gDQO d⁻¹ e 14,83 gDQO d⁻¹ para o Ciclo 1 e para o Ciclo 2, respectivamente. Estes valores representam 73,9% e 94,8 % da produção teórica do lodo, que foi igual a 14,75 gDQO d⁻¹ e 15,65 gDQO d⁻¹, para os Ciclos 1 e 2, respectivamente.

Na Tabela 8b, nota-se que o somatório do lodo produzido foi de 25,81 gDQO d⁻¹ para Fase II e 19,48 gDQO d⁻¹ para Fase III, o que representa 84,2% e 94,8% da produção teórica de lodo (30,65 gDQO d⁻¹ e 20,55 gDQO d⁻¹, respectivamente). A diferença entre o valor de DQO no lodo produzido e o valor de DQO no lodo teórico foi considerável para Ciclo 1 (26,1%) e Fase II (15,8%), e não consideráveis para o Ciclo 2 (5,2%) e Fase III (5,2 %). Portanto, a diferença considerável na DQO do Ciclo 1 pode estar associada às condições de supersaturação do sistema, ocorrida às vésperas do final da operação, causada pela ausência de retrolavagem. De acordo com Chimuca *et al.* (2020), a ausência de retrolavagem, provavelmente, influenciou a perda considerável do biogás no efluente, fazendo com que uma parte da DQO de lodo não fosse detectada no balanço de massa.

Vale lembrar que, no Ciclo 1, não foi realizada a retrolavagem durante a operação do sistema. Situação semelhante foi verificada por Alibardi *et al.* (2016) na operação de um sistema BRAnMD sem nenhum tipo de limpeza, e operado com três TDH's distintos (2 d, 1 d e 0,5 d), que designaram de fases. Os autores não conseguiram detectar entre 53 e 59% da DQO do lodo no balanço de massa para as três fases de operação, e explicaram que as condições de supersaturação produziram perda do metano dissolvido através do efluente do sistema BRAnMD, justificando assim a fração da DQO do lodo não detectada.

Para a Fase II, a diferença considerável entre o valor de DQO do lodo produzido e o lodo teórico pode ser explicada pela eluição dos flocos biológicos para o efluente, devido à dissociação da camada de MD a partir do 76º dia até ao final do período de operação, conforme foi discutido no item 5.2. Contudo, embora no Ciclo1 e na Fase II tenha havido uma

diferença considerável entre os valores da DQO produzida e DQO teórica do lodo, os coeficientes de produção de lodo foram 14% para o Ciclo 1, 18 % para o Ciclo 2, 16% para a Fase II e 18% para a Fase III, ou seja, os coeficientes de produção de lodo variaram de 14 a 18% em todas as fases (Figura 24), e estão dentro de intervalos de 11 a 23 % apresentados por Van Haandel e Lettinga (1994) e Chernicharo (2007). Vale salientar que estes coeficientes de produção de sólidos variando de 0,14 a 0,18 g DQO_{lodo} g⁻¹DQO_{aplicada} ocorreram para uma idade de lodo 76 a 140 dias; no entanto, para maiores idades de lodo provavelmente o Y_{obs} seria menor (CHIMUCA *et al.*, 2020).

Além disso, as frações de DQO convertidas em metano foram iguais a 64%, 72%, 63, 69% no Ciclo 1, Ciclo 2, Fase II e Fase III, respectivamente; valores estes próximos aos valores máximos de 70 % mencionados por Van Lier *et al.* (2008).

Ainda na tabela 8 são apresentados valores de NTK e fósforo total. Através do balanço de massa, foram obtidas eficiências de remoção de NTK de 20,1% o para Ciclo 1, 20,4% para o Ciclo 2, 18,9% para a Fase II e 21,2% para a Fase III. Já as eficiências de remoção de fósforo total foram de 16,2%, 16,4%, 15,4% e 17,7% para Ciclos 1, Ciclo 2, Fase II e Fase III, respectivamente.

Valores similares foram encontrados por Wang *et al.* (2018), que registraram eficiências médias de aproximadamente 10% para NTK e 30% para fósforo total no BRAnMD. Eles associaram à baixa remoção a grande parcela solúvel de nitrogênio e fósforo presente nas águas residuárias sintéticas. Ershain *et al.* (2014) obtiveram uma eficiência de remoção de 20% de NTK e 13% de fósforo total, tratando águas residuárias sintéticas pelo sistema BRAnMD. Já Ershain *et al.* (2016b) consideraram baixas as eficiências alcançadas na remoção de NTK (19%) e fósforo total (16%) obtidas a partir do tratamento de águas residuárias sintéticas em um sistema BRAnMD. Os autores justificaram que as eficiências de remoção foram decorrentes, principalmente, da absorção destes macronutrientes para o crescimento da biomassa no processo anaeróbio; o que é ratificado por Chimuca *et al.* (2020).

Valores diferentes foram encontrados Ma *et al.* (2013a), que verificaram uma eficiência de remoção de fósforo total de 60% no tratamento de águas residuárias domésticas utilizando BRAnMD. Em um estudo posterior, Ma *et al.* (2013b) obtiveram 61,9% de eficiência de remoção de fósforo total e uma pequena remoção de amônia (30,3%). Os autores associaram o melhor desempenho pela retenção de partículas de fósforo na MD. Cabe mencionar que, neste sistema BRAnMD, foi adicionado um coagulante (sulfato poliférrico - SPF) no tanque de afluente para coagular a matéria orgânica dissolvida e aumentar a eficiência de recuperação pelo sistema.

Hu *et al.* (2020) ratificaram o bom desempenho do BRAnMD no que concerne à remoção de macronutrientes, principalmente no tratamento de águas residuárias com baixa concentração sólidos, à temperatura ambiente. Uma alta remoção de fósforo total (60%) pôde ser obtida, uma vez que o fósforo se encontrava na forma particulada e, por isso, pôde ser facilmente aprisionado pelo lodo e retido em uma camada de MD estável. Já as remoções de NTK e nitrogênio amoniacal foram relativamente baixas (inferior a 30%). No caso específico do nitrogênio amoniacal, que é o principal componente do nitrogênio total presente em águas residuárias domésticas, não houve remoção pelos microorganismos anaeróbios e nem retenção na camada de MD.

Referenciando-se a pesquisas de outros sistemas anaeróbios utilizados no tratamento de águas residuárias domésticas, An *et al.* (2009) operando um bioreator de membrana convencional (BRM's), obtiveram uma eficiência de remoção de 23,8% de fósforo total. Sousa *et al.* (2008), operando um UASB, observaram uma eficiência de remoção de NTK de 16,1%, e explicaram que não foi uma remoção considerável.

Portanto, diante do discutido e dos valores das eficiências de remoção de NTK e fósforo total obtidos no presente trabalho, pode-se afirmar que a remoção destes macronutrientes é realmente baixa. E os baixos valores obtidos podem, principalmente, ser decorrentes da absorção destes macronutrientes para o crescimento da biomassa no biorreator e na MD.

5.6 Modelagem matemática para mecanismo de *fouling* na formação da membrana dinâmica

A modelagem matemática para avaliar o melhor ajuste de filtração ao longo do período de monitoramento está apresentada na Tabela 9, e as respectivas representações gráficas estão apresentadas na Figura 25 para Ciclo 1. As demais encontram-se no Apêndice I (Figuras S1, S2, S3 e S4).

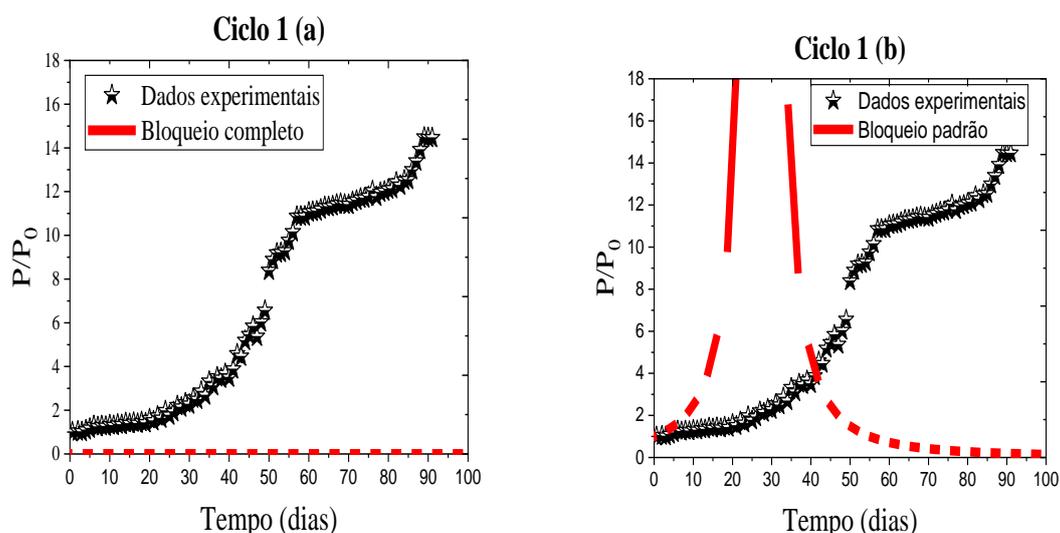
Os valores apresentados na Tabela 9 indicam que o modelo de filtração por torta foi o que melhor se ajustou (maior R^2_{adj} e o menor SQE) aos dados experimentais em todas as fases avaliadas, confirmando, deste modo, a proeminência da formação da MD durante a filtração e a elevada separação sólido-líquido. Todavia, constatou-se que, no Ciclo 2, os valores de R^2_{aj} e SQE relativos ao modelo de bloqueio intermediário mostraram-se próximos àqueles relacionados ao modelo de filtração por torta, sugerindo que os dados experimentais obtidos no Ciclo 2 ajustaram-se a ambos os modelos, em uma sequência de: primeiro, a

filtração por torta, e segundo, o bloqueio intermediário, resultando, assim, em um curto período de filtração (49 dias). Tal fato pode ser explicado pela presença parcial de *fouling* na malha suporte, o qual não foi removido por retrolavagem após a operação do ciclo anterior.

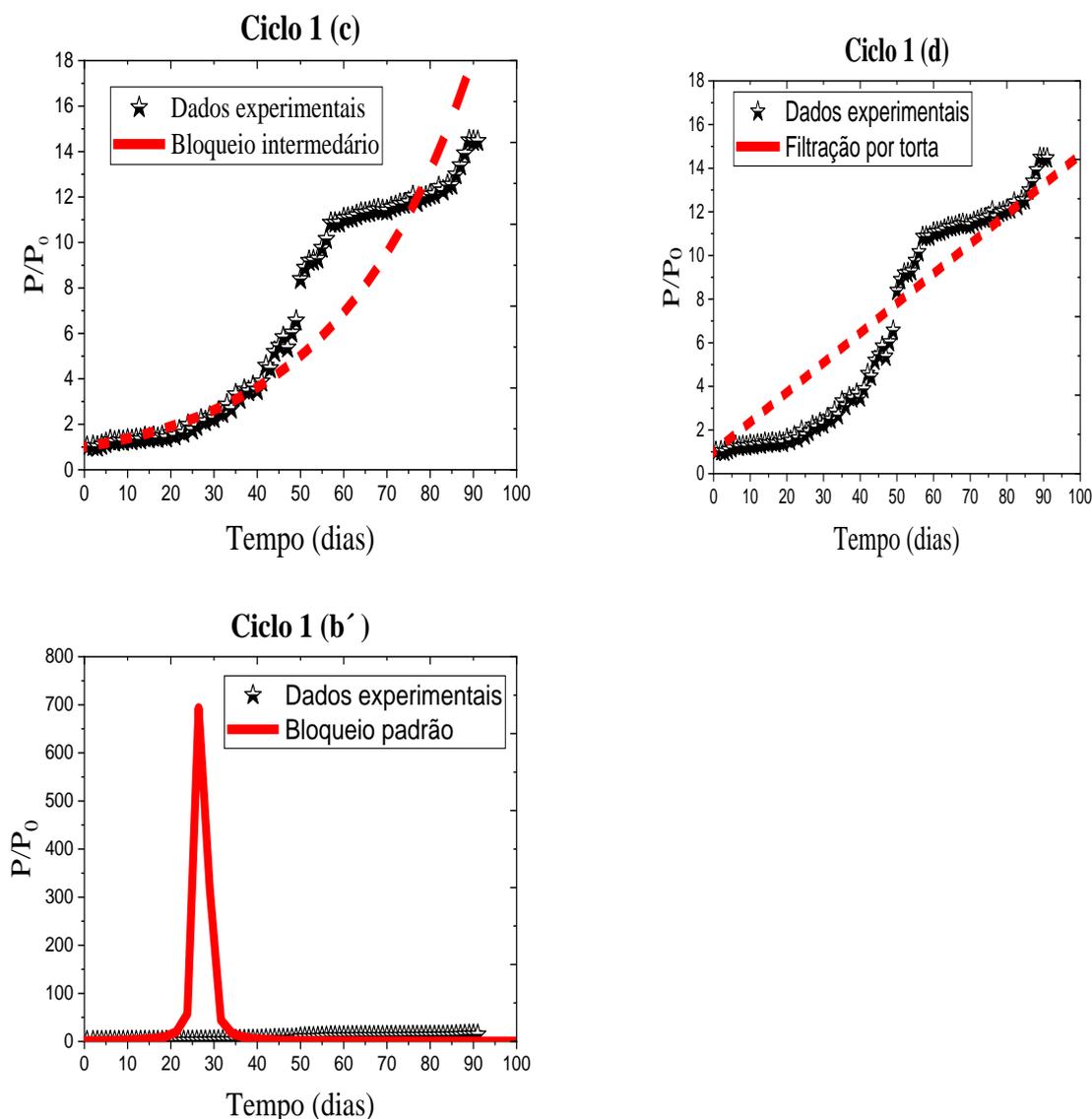
Tabela 9. Modelagem matemática para avaliar o mecanismo de formação da MD nas fases I, II e III.

Experimento	Modelo de filtração	Constante bloqueio	SQE	R ² adj
Ciclo 1	Bloqueio completo	2,857028302 1 s^{-1}	8133,9438	0,7848
	Bloqueio padrão	1,01114 1 m^{-1}	6521,2302	0,90175
	Bloqueio intermediário	0,44761 1 m^{-3}	950,20888	0,94041
	Filtração por torta	2269290,816 s m^{-6}	254,49145	0,99812
Ciclo 2	Bloqueio completo	19,24340278 1 s^{-1}	7714,5691	0,81349
	Bloqueio padrão	1,08198 1 m^{-3}	1899,6146	0,92286
	Bloqueio intermediário	0,47319 1 m^{-3}	65,15027	0,98953
	Filtração por torta	1333498,464 s m^{-6}	30,40727	0,99858
Fase I	Bloqueio completo	0,9202727 1 s^{-1}	15491,733	0,76881
	Bloqueio padrão	0,9974 1 m^{-3}	12769,429	0,86825
	Bloqueio intermediário	0,31184 1 m^{-3}	563,9884	0,94544
	Filtração por torta	1940106,8 s m^{-6}	366,21246	0,99886
Fase II	Bloqueio completo	2,858657332 1 s^{-1}	7804,7371	0,80943
	Bloqueio padrão	0,91149 1 m^{-3}	5714,5691	0,92391
	Bloqueio intermediário	0,21114 1 m^{-3}	729,6441	0,93786
	Filtração por torta	495167,04 s m^{-6}	90,23941	0,99912
Fase III	Bloqueio completo	0,394013276 1 s^{-1}	17113,943	0,72969
	Bloqueio padrão	0,80469 1 m^{-3}	13963,394	0,82147
	Bloqueio intermediário	0,37696 1 m^{-3}	1939,1860	0,92280
	Filtração por torta	1510397,28 s m^{-6}	169,26459	0,99758

Figura 25. Curvas de modelos de filtração² para Fase I.



² b² indica a escala original fornecida pelo modelo no software Origin Pro 18.



Vale lembrar que o modelo de bloqueio intermediário considera que os poros do material suporte não são necessariamente obstruídos por uma única partícula, ou seja, a sobreposição de partículas é considerada e o bloqueio de poro é causado por mais de uma partícula. Enquanto que no modelo de filtração por torta tem como premissa, as partículas são maiores que o tamanho dos poros do material de suporte e a concentração das partículas é elevada, assim, não os bloqueiam. A deposição destas partículas ocorre na superfície do material suporte formando uma camada de partículas, e posteriormente uma nova camada é formada sobre a primeira.

Neste viés, pode se explicar que a maior eficiência de ajuste do modelo de filtração por torta em todas as fases foi devido à alta concentração de sólidos e à boa sedimentabilidade do lodo de inóculo, as quais estiveram nas faixas de 15,4 a 43,3 mg L⁻¹ de SST e 28,0 a 44

mL g⁻¹ de IVL, conforme mostrado na Tabela 4. Pie *et al.* (2020), com concentrações de sólidos a partir de 6 g L⁻¹ de SST e índice volumétrico de 46 mL g⁻¹, observaram excelente desempenho de adsorção e filtração através da MD, devido ao aumento da biomassa da MD, das altas concentrações de SPE e dos baixos níveis de potencial Zeta, o que proporcionou aglomeração e floculação de lodo, facilitando assim a separação de sólido-líquido.

Resultados similares foram obtidos por Saleem *et al.* (2017), em sistema BRAnMD tratando águas residuárias sintéticas, com variação das concentrações de sólidos, da PTM e do tamanho de poro do material suporte. Os pesquisadores concluíram que o ajuste dos resultados experimentais ao modelo de filtração por torta teve a concentração de sólidos como a única influência significativa para o ajuste, e que o mecanismo de filtração da torta pode ser efetivamente usado para explicar o processo de formação da MD. Eles também inferiram que as previsões feitas pelo modelo de bloqueio intermediário estavam em maior concordância com os dados experimentais que os modelos de bloqueio completo e bloqueio padrão nas condições experimentais testadas. Por outro lado, embora o modelo de bloqueio completo tenha mostrado a menor eficiência em ajustar os dados experimentais, o R²adj frequentemente alcançou valores superiores a 0,90, demonstrando que pode descrever razoavelmente a ocorrência de *fouling* em MD. De modo geral, os autores concluíram que o mecanismo de filtração da torta pode ser efetivamente usado para explicar o processo de formação da MD durante a filtração.

Portanto, no presente estudo, pode ser observado pela Tabela 9 que, para o modelo de bloqueio completo, o R²adj foi inferior a 0,9 em todas as fases avaliadas, o que sugere que os resultados experimentais não se ajustaram ao referido modelo. Tal suposição pode ser comprovada através da Figura 25a (Ciclo 1), bem como daquelas apresentadas no Apêndice I (Ciclo 2 e fases I, II e III).

Li *et al.* (2018a) também observaram um grande desvio dos resultados experimentais com relação ao modelo de bloqueio completo (R²adj = 0,799) quando testaram os efeitos de diferentes fluxos do afluente na formação da MD para o tratamento de águas residuárias sintéticas em sistema BRAnMD. Além disto, verificaram que o modelo de filtração por torta foi o que melhor se ajustou aos resultados experimentais em todos os fluxos testados (R²adj = 0,994). Deste modo, concluíram que através do conhecimento do mecanismo de formação da MD por meio das equações-modelo da curva teórica e dos resultados experimentais plotados, pode-se prever o ponto-chave a ser utilizado na otimização da estratégia operacional.

Por outro lado, comparando-se com pesquisas que utilizaram bioreatores aeróbios de membrana dinâmica (BRAMD), nota-se um cenário diferente. Li *et al.* (2011) verificaram o mecanismo da formação da MD em diferentes tipos de malha suporte, com ajuste dominado por três modelos e divididos em dois estágios de operação: o modelo de bloqueio padrão como o mecanismo dominante durante o estágio inicial da filtração, seguido dos modelos de bloqueio completo e de filtração por torta dominantes no estágio final de operação. Liu *et al.* (2009) verificaram o desenvolvimento progressivo da MD sobre uma malha de seda caracterizado pelo ajuste em todos os modelos, os quais ocorreram de forma sequencial: bloqueio completo, bloqueio padrão, bloqueio intermediário e filtração por torta.

Olhando também para os biorreatores de membranas convencionais (BRMs), Vela *et al.* (2009) investigaram os mecanismos de formação de *fouling* em um processo de membrana de UF utilizado no tratando águas residuárias sintéticas, com vazão de alimentação constante, porém, com diferentes velocidades tangenciais e diferentes PTM. Os autores observaram que o modelo de bloqueio intermediário foi o que melhor se ajustou aos resultados experimentais quando o sistema foi operado com alta PTM e baixa velocidade de tangencial. Enquanto o modelo de bloqueio completo, seguido do modelo de bloqueio intermediário apresentaram um melhor ajuste para baixas PTM's e altas velocidades tangenciais. Sendo assim, concluíram que o mecanismo de *fouling* era dependente das condições de operação, tais como PTM e velocidade tangencial.

Sampath *et al.* (2014) investigaram modelagem em sistemas de membranas de MF, com diferentes tamanhos de poro, diferentes espessuras e PTM constante. Os autores explicaram que nenhum dos modelos, de forma individual, forneceu um ajuste satisfatório com os dados experimentais obtidos, indicando que mais de um mecanismo de *fouling* esteve presente durante o funcionamento do sistema. Neste sentido, quando membranas com tamanho de poros menores foram utilizadas, os resultados experimentais apresentaram um melhor ajuste ao modelo de bloqueio completo seguido de filtração por torta, enquanto que membranas de tamanho de poros maiores produziram resultados que melhor se ajustaram ao modelo de bloqueio intermediário seguido de filtração por torta.

Juang *et al.* (2007) avaliaram o processo de filtração da membrana de UF no tratamento águas residuárias industriais sob PTM constante, e verificaram um melhor ajuste ao modelo de bloqueio padrão no estágio inicial de filtração e ao modelo de filtração por torta no estágio final.

Assim, fazendo-se uma retrospectiva, elucida-se que o mecanismo de *fouling* durante o processo de formação da MD do presente estudo foi melhor ajustado pelo modelo filtração

por torta, e teve como principal causa a alta concentração do lodo de inóculo. Este resultado está em conformidade com aqueles encontrados em estudos realizados por outros pesquisadores em sistema BRAnMD. Por outro lado, para sistemas BRAMD e BRMs, o mecanismo de *fouling* é geralmente explicado por, no mínimo, dois modelos de bloqueio, por serem influenciados por diversos fatores como a PTM, velocidade tangencial, tamanho do poro, diâmetro das partículas de lodo, propriedades de lodo, condições hidrodinâmicas, dentre outros.

6 CONCLUSÕES

A membrana dinâmica (MD) foi formada com sucesso sob altos fluxos de permeado iniciais de 780, 1170 e 1755 L m⁻² h⁻¹. Todavia, para o fluxo do permeado inicial de 1755 L m⁻² h⁻¹, o sistema apresentou baixa estabilidade e a PTM atingiu valores superiores a 40 kPa causando, assim, dissociação da camada de MD e eluição dos flocos biológicos com o efluente às vésperas do final da operação.

Cabe mencionar que, após o início da formação da MD, o fluxo do permeado não pôde ser restaurado ao valor inicial, mesmo com retrolavagens realizadas, o fluxo do permeado tendeu a diminuir continuamente e a PTM aumentando proporcionalmente.

Após a formação completa da MD, o *fouling* na malha suporte também não foi totalmente removido. No entanto, em todos os fluxos de permeado testados, a resistência à filtração esteve na magnitude de 10¹¹ m⁻¹, implicando em uma excelente filtrabilidade através da MD e em um grande potencial de economia de energia para o sistema BRAnMD.

O BRAnMD apresentou um bom desempenho em todos fluxos de permeados iniciais testados, alcançando eficiência de remoção da DQO total de 81 a 88 %, DQO solúvel de 65 a 79% e cor verdadeira de 63 a 80% e sólidos suspensos 94% de eficiência, produzindo efluente com baixa turbidez (17 NTU) e atendeu às recomendações da WHO (1996) com relação a ovos de helmintos.

Embora a quantidade de biogás medida no sistema tenha sido relativamente baixa quando comparada ao seu valor teórico, o balanço de massa demonstrou que a fração de DQO convertida em metano foi superior a 63%, garantindo uma quantidade significativa de biogás produzida pelo sistema. Pode-se inferir, contudo, que a maior parte do metano produzido permaneceu dissolvida na fase líquida e eluiu com o efluente ao longo do período de monitoramento.

Os resultados também mostraram que houve um maior decréscimo na concentração das proteínas do que dos carboidratos, sugerindo que as proteínas presentes no PMS foram um dos principais contribuintes do *fouling*. Além disso, o mecanismo de *fouling* predominante na formação da MD sob todos os fluxos de permeado testados foi filtração por torta, e teve como principal causa a elevada concentração do lodo de inóculo, confirmando, deste modo, a proeminência da formação da MD durante o processo de filtração e a elevada separação sólido-líquido. Portanto, a remoção parcial de *fouling* pela lavagem da malha suporte com água da torneira para o reinício da operação, sob fluxo de permeado de 780 L m⁻² h⁻¹,

favoreceu a ocorrência de dois mecanismos: filtração por torta e bloqueio intermediário, reduzido desse modo o período de filtração.

7 RECOMENDAÇÕES

- Quantificar os principais constituintes químicos no lodo da torta, e avaliar sua interação com o material suporte, para elucidar em que medida esses fatores influenciam na estabilidade da MD, quando o sistema BRAnMD for operado sob altos fluxos de permeado no tratamento de águas residuárias domésticas.
- Avaliar a combinação entre diferentes fluxos (altos) de permeado, diferentes concentrações de lodo de inóculo e diferentes tamanhos de poro do material suporte de modo a se obter uma interação ótima, que permita o tratamento de grandes volumes de águas residuárias domésticas por área da MD por um período de tempo longo, garantindo, assim, uma alta qualidade do efluente.

REFERÊNCIAS

- ABE, N.; TANG, Y-Q.; IWAMURA, M.; OHTA, H.; MORIMURA, S.; KIDA, K. Development of an efficient process for the treatment of residual sludge discharged from an anaerobic digester in a sewage treatment plant. **Bioresour. Technol.**, v. 102, p.7641-7644, 2011.
- ALIBARDI, L.; COSSU, R.; SALEEM, M.; SPAGNI, A. Development and permeability of a dynamic membrane for anaerobic wastewater treatment. **Bioresour. Technol.**, v. 161, p. 236–244, 2014.
- ALIBARDI, L.; BERNAVA N.; COSSU, R.; SPAGNI, A. Anaerobic dynamic membrane bioreactor for wastewater treatment at ambient temperature. **Chem. Eng. J.**, v. 284, p.130–138, 2016.
- AMY, G. Fundamental understanding of organic matter fouling of membranes. **Desalination**, v. 231, p 44-51, 2008.
- AN, Y.; WANG, Z.; WU, Z.; YANG, D.; ZHOU, Q. Characterization of membrane foulants in an anaerobic non-woven fabric membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. **Chem. Eng., J.** v. 155, p.709–715, 2009.
- APHA - American Public Health Association. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. Washington, 22nd Edition. 2012.
- AYOL, A.; DEMIRAL, Y. O.; GÜNEŞ, S. Efficient treatment of domestic wastewaters by using a dynamic membrane bioreactor System. *J. Membr. Sci. Res.*, v 7, p.55-58, 2021.
- BACCHIN, P.; AIMAR, P.; FIELD, R.W. Critical and sustainable fluxes: Theory, experiments and applications. **J. Membr. Sci.**, v. 281, p. 42-69, 2006.
- BELLI, T. J.; BATTISTELLI, A. A.; COSTA, R. E.; VIDAL, C. M. S.; SCHLEGEL, A. E.; LAPOLLI, F. R. Evaluating the performance and membrane fouling of an electro-membrane bioreactor treating textile industrial wastewater. **Intl. J. Environ. Sci. Technol.**, v. 16, p. 6817–6826, 2019.
- BENYAHIA, B; CHARFI, A.; HERAN, M. ; CHERKI, B.; KALBOUSSI, N. Coupling a simple and generic membrane fouling model with biological dynamics: application to the modeling of an anaerobic membrane bioReactor (AnMBR). **Hal**, n. 02558408, p.1-27, 2020.
- BERKESSA, Y. W.; YAN, B.; LI, T.; JEGATHEESAN, V. ZHANG, Y. Treatment of anthraquinone dye textile wastewater using anaerobic dynamic membrane bioreactor: performance and microbial dynamics. **Chemosphere**, v. 238, p. 1-11, 2020.
- BÉRUBÉ, P.; HALL, E. R.; SUTTON, P. M. Parameters governing permeate flux in an anaerobic membrane bioreactor treating low-strength municipal wastewaters: A Review. **Water Environ. Res.**, v. 78, p. 887–896, 2006.
- BOUHABILA, E. H.; AÏM, R. B.; BUISSON, H. “Fouling characterization in membrane bioreactors”. **Sep. Purif. Technol.**, v. 22-23, p. 123-132, 2001.

BRESSANI-RIBEIRO, T.; BRANDT, E. M. F.; GUTIERREZ, K. G.; DÍAZ, C. A.; GARCIA, G. B.; CHERNICHARO, C. A. L. Potential of resource recovery in UASB/trickling filter systems treating domestic sewage in developing countries. **Water Sci. Technol.**, v. 75, n.7, p.1659–1666.

BUCHAUER, K. A comparison of two simple titration procedures to determine volatile fatty acids in influents to waste-water and sludge treatment processes. **Water SA**, v. 24, n.1. p. 49-54, 1998.

CAI, D.; HUANG, J.; LIU, G.; LI, M.; YU, Y.; MENG, F. Effect of support material pore size on the filtration behavior of dynamic membrane bioreactor. **Bioresour. Technol.**, v. 255, p. 359–363, 2018.

CALDERÓN, K.; RODELAS, B.; CABIROL, N.; GONZÁLEZ-LÓPEZ, J.; NOYOLA, A. Analysis of microbial communities developed on the fouling layers of a membrane-coupled anaerobic bioreactor applied to wastewater treatment. **Bioresour. Technol.**, v 102, p. 4618-4627, 2011.

CARR, S. A.; LIU, J.; TESORO, A. T. Transport and fate of microplastic particles in wastewater treatment plants. **Water Res.**, v. 91, p. 174–182, 2016.

CAYETANO, R. D. A; KIM, G-B.; PARK, J-H.; KUMAR , G; KIM. S-H. Waste activated sludge treatment in an anaerobic dynamic membrane bioreactor at varying hydraulic retention time: Performance monitoring and microbial community analysis. **Intl. J. Energy Res.**, p. 1–11, 2020a.

CAYETANO, R. D. A; PARK, J-H.; KIM. S-H. Effect of shear velocity and feed concentration on the treatment of food waste in an anaerobic dynamic membrane Bioreactor: performance monitoring and microbial community analysis. **Bioresour. Technol.**, v. 296, p.1-8, 2020b.

CAYETANO, R. D. A; PARK, J-H.; KANG, S.; KIM, S-H. Food waste treatment in an anaerobic dynamic membrane bioreactor (AnDMBR): performance monitoring and microbial community analysis. **Bioresour. Technol.**, v. 280, 158–164, 2019.

CHANG, I-S.; JUDD, S. J. Air Sparging of Submerged MBR for Municipal Wastewater Treatment. **Process Biochem.**, v 37, p. 915-920, 2002.

CHAOUA, S.; BOUSSAA, S.; KHADRA A.; BOUMEZZOUGH, A. Efficiency of two sewage treatment systems (activated sludge and natural lagoons) for helminth egg removal in Morocco. **J. Infect. Public Health**, v.11, p. 197–202, 2018.

CHERNICHARO, C. A. L. Reatores Anaeróbios: **Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias**. 2 ed. v. 5, Belo Horizonte-MG: DESA, UFMG, 2007.

CHERNICHARO, C. A. L.; VAN LIER, J. B.; NOYOLA, A.; Ribeiro, T. R. Anaerobic sewage treatment: state of the art, constraints and challenges. **Rev Environ. Sci. Biotechnol.**, v. 14, p. 649–679, 2015.

CHIMUCA, J. F. J.; SOUSA, T. J.; LOPES, W. S.; LEITE, V. D.; CANTO, C. S. A. Decentralized treatment of domestic sewage in dynamic membrane bioreactor. **Desalination and Water Treatment**, v. 197, p.76-89, 2020.

CHU, H-Q.; CAO, D-W.; JIN, W.; DONG, B-Z. Characteristics of bio-diatomite dynamic membrane process for municipal wastewater treatment. **J. Membr. Sci.**, v. 325, n.1, p. 271–276, 2008.

CHU, L.; LI, S. Filtration capability and operational characteristics of dynamic membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. **Sep. Purif. Technol.**, v 51, p. 173–179, 2006.

CHU, H.; ZHANG, Y.; ZHOU, X.; ZHAO, Y.; DONG, B.; ZHANG, H. Dynamic membrane bioreactor for wastewater treatment: Operation, critical flux, and dynamic membrane structure. **J. Membr. Sci.**, v 450, p. 265-271, 2014.

CHU, H.; ZHANG, Y.; ZHOU, X.; DONG, B. Bio-enhanced powder-activated carbon dynamic membrane reactor for municipal wastewater treatment. **J. Membr. Sci.**, v 433, p. 126–134, 2013.

CÔTÉ, P.; BUISSON, H.; POUND, C.; ARAKAKI, G. Immersed Membrane activated sludge for the reuse municipal wastewater. **Desalination**, v. 113, p.189 – 196, 1997.

CUI, Z. F.; CHANG, S.; FANE, A. G. The use of gas bubbling to enhance membrane processes. **J. Membr. Sci.**, v. 221, p. 1-35, 2003.

DAVIS, M. L. **Water And Wastewater Engineering - Design Principles and Practice**. New York: McGraw-Hill, 2010.

DEFRANCE, L.; JAFFRIN, M. Y.; GUPTA, B.; PAULLIER, P.; GEUGEY, V. Contribution of various constituents of activated sludge to membrane bioreactor fouling. **Bioresour. Technol.**, v. 73, p. 105-112, 2000.

DERELI, R. K.; ERSAHIN, M. E.; OZGUN, H.; OZTURK, I.; JEISON, D.; VAN DER ZEE, F.; van LIER, J. B. Potentials of anaerobic membrane bioreactors to overcome treatment limitations induced by industrial wastewaters. **Bioresour. Technol.**, v 122, p. 160-170, 2012.

DU, X.; SHI, Y.; JEGATHEESAN, V.; HAQ, I. U. A Review on the mechanism, impacts and control methods of membrane fouling in MBR system. **Membranes**, v. 10 p.1-33, 2020.

DUBOIS, M.; GILLES, K. A.; HAMILTON, J. P.; REBERS, S. F.; SMITH, F. Colorimetric method for determination of sugars and related substances. **Anal. Chem.**, v. 28, p.350-356, 1956.

ERSAHIN, M. E.; GIMENEZ, J. B.; OZGUN, H.; TAO, Y.; SPANJERS, H.; VAN LIER, J. B. Gas-lift anaerobic dynamic membrane bioreactors for high strength synthetic wastewater treatment: Effect of biogas sparging velocity and HRT on treatment performance. **Chem. Eng. J.**, v. 305, p. 46–53, 2016b.

ERSAHIN, M. E.; OZGUN, H.; TAO, Y.; VAN LIER, J. B. Applicability of dynamic membrane technology in aerobic membrane bioreactor. **Water Res.**, v. 48, p. 420-429, 2014.

- ERSAHIN, M. E.; OZGUN, H.; DERELI, R. K.; OZTURK, R.; ROEST, K.; VAN LIER, J. B. A review on dynamic membrane filtration: materials, applications and future perspectives. **Bioresour. Technol.**, v. 122, p. 196–206, 2012.
- ERSAHIN, M. E.; TAO, Y.; OZGUN, H.; GIMENEZ, J.; SPANJERS, H.; VAN LIER, J. B. Impact of anaerobic dynamic membrane bioreactor configuration on treatment and filterability performance. **J. Membr. Sci.**, v. 526, p. 387–394, 2017.
- ERSAHIN, M. E.; TAO, Y.; OZGUN, H.; SPANJERS, H.; VAN LIER, J. B. Characteristics and role of dynamic membrane layer in anaerobic membrane bioreactors. **Biotechnol. Bioeng.**, v. 113, p. 761–771, 2016a.
- ESTAHBANATI, S.; FAHRENFELD, N. L. Influence of wastewater treatment plant discharges on microplastic concentrations in surface water. **Chemosphere**, 162, p. 277–284, 2016.
- FAN, B.; HUANG, X. Characteristics of a self-forming dynamic membrane coupled with a bioreactor for municipal wastewater treatment. **Environ. Sci. Technol.**, v. 36, n. 23, p. 5245–5251, 2002.
- FANG, H. H. P.; SHI, X. Pore fouling of microfiltration membranes by activated sludge. **J. Membr. Sci.**, v. 264, p. 161–166, 2005.
- FIELD, R. W.; WU, D.; HOWELL, J. A.; GUPTA, B. B. Critical flux concept for microfiltration fouling. **J. Membr. Sci.**, v. 100, p. 259 – 272, 1995.
- FOGLIA, A.; AKYOL, Ç.; FRISON, N.; KATSOU, E.; EUSEBI A. L.; FATONE, F. Long-term operation of a pilot-scale anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) treating high salinity low loaded municipal wastewater in real environment. **Sep. Purif. Technol.**, v. 236, p. 1–11, 2020.
- FRØUND, B.; PALMGREN, R.; KEIDING, K.; NIELSEN, P. H. Extraction of extracellular polymers from activated sludge using a cation exchange resin. **Water Res.**, v. 30, 1749–58, 1996.
- GRACE, H. P. Structure and performance of filter media. II. Performance of filter media in liquid service. **Aiche J.**, v. 2, p. 316–336, 1956.
- GAO, W. J.; QU, X.; LEUNG, K. T.; LIAO, B. Q. Influence of temperature and temperature shock on sludge properties, cake layer structure, and membrane fouling in a submerged anaerobic membrane bioreactor. **J. Membr. Sci.**, v. 421–422, p. 131–144. 2012.
- GUAN, D.; DAI, J.; WATANABE, Y.; CHEN, G. Changes in the physical properties of the dynamic layer and its correlation with permeate quality in a self-forming dynamic membrane bioreactor. **Water Res.**, v. 140, p. 67–76, 2018b.
- GUAN, D.; DAI, J.; SIDDIQUI, M. A.; CHEN, G. Comparison of different chemical cleaning reagents on fouling recovery in a Self-Forming dynamic membrane bioreactor (SFDMBR). **Sep. Purif. Technol.**, v. 206, p. 158–165, 2018a.

- HAN, S-S.; BAE, T-H.; JANG, G-G.; TAK, T-M. Influence of Sludge Retention Time on Membrane Fouling and Bioactivities in Membrane Bioreactor System. **Process Biochem.**, v. 40, p. 2393–2400, 2005.
- HAO, L.; LISS, S. N.; LIAO, B. Q. Influence of COD: N ratio on sludge properties and their role in membrane fouling of a submerged membrane bioreactor. **Water Res.**, v. 89, p.132–141, 2016.
- HE, Y.; XU, P.; LI, C.; ZHANG, B. High-concentration food wastewater treatment by an anaerobic membrane bioreactor. **Water Res.**, v. 39, p. 4110 – 4118, 2005.
- HERMANS, P. H.; BREDÉE H. L. Principles of the mathematic treatment of constant-pressure filtration. **J. Society Chem. Industry**, v. 55, p. 1–4, 1936.
- HERMANS. P. H.; BREDÉE H. L. Zur kenntnis der filtrationsgesetze. **Recueil des Travaux Chimiques des Pays-Bas**, v. 54, p. 680–700, 1935.
- HERMIA, J. Constant pressure blocking filtration laws—Application to power-law non-Newtonian fluids. **T. I. Chem. Eng.**, v. 60, p. 183–187, 1982.
- HONG, H.; PENG, W.; ZHANG, M.; CHEN, J.; HE, Y.; WANG, F. Thermodynamic analysis of membrane fouling in a submerged membrane bioreactor and its implications. **Bioresour. Technol.**, v. 146, p. 7–14, 2013.
- HU, Y.; YANG .Y.; YU., S.; WANG, X. C.; TANG, J. Psychrophilic anaerobic dynamic membrane bioreactor for domestic wastewater treatment: Effects of organic loading and sludge recycling. **Bioresour. Technol.**, v. 270, p. 62–69, 2018b.
- HU, Y.; WANG, X. C; NGO, H. H.; SUN, Q.; YANG Y. Anaerobic dynamic membrane bioreactor (AnDMBR) for wastewatertreatment: A review. **Bioresour. Technol.**, v. 247, p. 1107-1117, 2018a.
- HU, Y.; WANG, X. C.; SUN, Q.; NGO, H. H; YU, Z.; TANG, J. Characterization of a hybrid powdered activated carbon-dynamic membrane bioreactor (PAC-DMBR) process with high flux by gravity flow: operational performance and sludge properties. **Bioresour. Technol.**, v. 223, p. 65–73, 2017.
- HU, Y.; WANG, X. C.; TIAN, W.; NGO, H. H.; CHEN, R. Towards stable operation of a dynamic membrane bioreactor (DMBR): operational process, behavior and retention effect of dynamic membrane. **J. Membr. Sci.**, v. 498, p. 20–29, 2016a.
- HU, Y.; WANG, X. C.; YU, Z.; NGO, H. H.; SUN, Q.; ZHANG, Q. New insight into fouling behavior and foulants accumulation property of cake sludge in a full-scale membrane bioreactor. **J. Membr Sci.**, v. 510, p. 10–17, 2016b.
- HU, Y.; YANG, Y.; ZANG, Y.; ZHANG, J.; WANG, X. Anaerobic dynamic membrane bioreactors (AnDMBRs) for wastewater treatment.In: WANG, X. C. **Current Development Biotechnology Bioengineering**: Xi'an: Elsevier, 2020, cap. 11, p. 260-277.

HUANG, J.; WU, X.; CAI, D.; CHEN, G.; LI, D.; YU, Y.; PETRIK, L. F.; LIU, G. Linking solids retention time to the composition, structure, and hydraulic resistance of biofilms developed on support materials in dynamic membrane bioreactors. **J. Membr. Sci.**, v.581, p. 158–167, 2019.

HUANG, Z.; ONG, S.L. ; NG, H. Y. Submerged anaerobic membrane bioreactor for low-strength wastewater treatment: Effect of HRT and SRT on treatment performance and membrane fouling. **Water Res.**, v. 45, p. 705-713, 2011.

HWANG, B-K.; LEE, W-L.; YEON, K-M.; PARK, P-K.; LEE, C-H.; CHANG, I-S. DREWS, A. KRAUME, M. Correlating TMP increases with microbial characteristics in the bio-cake on the membrane surface in a membrane bioreactor. **Environ. Sci. Technol.**, v. 42, p. 3963–3968, 2008.

IRITANI, E.; KATAGIRI, N. Developments of blocking filtration model in membrane filtration. **Kona Powder and Part. J.**, v. 33, p. 179–202, 2016.

ISIK, O.; ABDELRAHMAN, A. M.; OZGUN, H.; ERSAHIN, M. E; DEMIR, I.; KOYUNCU, I. Comparative evaluation of ultrafiltration and dynamic membranes in an aerobic membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. **Environ. Sci. Pollut. Res.**, v. 26, p. 32723–32733, 2019.

ISIK, O.; HUDAYARIZKA, R.; ABDELRAHMAN, A. M; OZGUN, H.; ERSAHIN, M. E.; DEMIRA, I.; KOYUNCU, I. Impact of support material type on performance of dynamic membrane bioreactors treating municipal wastewater. **J. Chem. Technol. Biotechnol.**, v 95, p. 2437-2446, 2020.

ISOLDI, L. A; KOETZ, P. R.; ISOLDI, L. A. Pós-tratamento de efluente nitrificado da parboilização de arroz utilizando desnitrificação em reator UASB. **Eng. sanit. Ambient.**, v. 10, n. 4, p. 271-27, 2005.

JACOB, P. R.; GRANDISONI, E. **Água e Sustentabilidade Desafios, Perspectivas e Soluções**. 1. ed. São Paulo, IEE-USP e Reconecta, 2017.

JEISON, D.; DI ´AZ, I.; VAN LIER, J. B. Anaerobic membrane bioreactors: are membranes really necessary? **Electron. J. Biotechnol.**, v.11, n. 4 , p.1–7, 2008.

JUANG, L-C.; TSENG, D-H.; LIN, H-Y. Membrane processes for water reuse from the effluent of industrial park wastewater treatment plant: A study on flux and fouling of membrane. **Desalination**, v. 202, p. 302–309, 2007.

JUDD, S. The status of membrane bioreactor technology, **Trends Biotechnol.**, v. 26, n .2 p.109–116. 2011.

JUDD, S. **The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors in Water and Wastewater Treatment**. 1.ed. Oxford, UK, 2006.

JUDD, S.; KHRAISHEH, M.; AL-JAML, K. L.; JARMAN, D. M.; JAHFER, T. Influence of composite particle formation on the performance and economics of grit removal. **Water Res.**, v. 108, p.444 – 450. 2017.

- KANG, I-J.; YOON, S-H.; LEE, C-H. Comparison of the filtration characteristics of organic and inorganic membranes in a membrane-coupled anaerobic bioreactor. **Water Res.**, v. 36, p. 1803-1813, 2002.
- KIMURA, K.; OGYU, R.; MIYOSHI, T.; WATANABE, Y. Transition of major components in irreversible fouling of MBRs treating municipal wastewater. **Sep. Purif. Technol.**, v. 142, p. 326–331, 2015.
- KISO, Y.; JUNG, Y-J.; ICHINARI, T.; PARK, M.; KITAO, T.; NISHIMURA, K.; MIN, K-S. Wastewater treatment performance of a filtration bio-reactor equipped with a mesh as a filter material. **Water Res.**, v. 34, n. 17, p. 4143–4150, 2000.
- KUBLER, H. P.; FORTIN, A.P., MOLLETA, L. **Reúso de Água nas Crises Hídricas e Oportunidades no Brasil**. São Paulo, 2015.
- LE-CLECH, P.; CHEN, V.; FANE, T. A. G. Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. **J. Membr. Sci.**, v. 284, p. 17–53, 2006.
- LEE, S-M.; JUNG, J-Y.; CHUNG, Y-C. Novel method for enhancing permeate flux of submerged membrane system in two-phase anaerobic reactor. **Water Res.**, v. 35, n. 2, p. 471-477, 2001.
- LEE, W.; KANG, S; SHIN, H. Sludge Characteristics and their contribution to microfiltration in submerged membrane bioreactors. **J. Membr. Sci.**, v. 216, p. 217-227, 2003.
- LI, L.; XU, G.; YU, H. Dynamic membrane filtration: formation, filtration, cleaning, and applications. **Chem. Eng. Technol.**, v. 41, p. 7–18, 2018b.
- LI, W-W.; SHENG, G-P.; WANG, Y-K.; LIU, X.; XU, J.; YU, H-Q. Filtration behaviors and biocake formation mechanism of mesh filters used in membrane bioreactors. **Sep. Purif. Technol.**, v. 81, p. 472–479, 2011.
- LI, L.; XU, G.; YU, H.; XING, J. Dynamic membrane for micro-particle removal in wastewater treatment: performance and influencing factors. **Sci. Total Environ.**, v. 627, p.332–340, 2018a.
- LIANG, S.; LIU, C.; SONG, L. Soluble microbial products in membrane bioreactor operation: behaviors, characteristics, and fouling potential. **Water Res.**, v. 41, p. 95–101, 2007.
- LIANG, S.; QU, L.; MENG, F.; HAN, X.; ZHANG, J. Effect of sludge properties on the filtration characteristics of self-forming dynamic membranes (SFDMs) in aerobic bioreactors: Formation time, filtration resistance, and fouling propensity. **J. Membr. Sci.**, v. 436, p. 186–194, 2013.
- LIAO, B. Q; BAGLEY, D. M.; KRAEMER, H. E.; LEPPARD, G.G.; LISS, S. N. A Review of biofouling and its control in membrane separation bioreactors. **Water Environ. Res.**, v. 76, n.5, p. 425-436, 2004.

LIN, H.; PENG, W.; ZHANG, M.; CHEN, J.; HONG, H.; ZHANG, Y. A review on anaerobic membrane bioreactors: Applications, membrane fouling and future perspectives. **Desalination**, v. 314, p. 169-188, 2013.

LIN, H.; ZHANG, M.; WANG, F.; MENG, F.; LIAO, B-Q.; HONG, H. A critical review of extracellular polymeric substances (EPSs) in membrane bioreactors: characteristics, roles in membrane fouling and control strategies. **J. Membr. Sci.**, v. 9, p. 110–125, 2014.

LIN, H.; LIAO, B-Q.; CHEN, R.; GAO, W.; WANG, L.; WANG, F.; LU X. New insights into membrane fouling in a submerged anaerobic membrane bioreactor based on characterization of cake sludge and bulk sludge. **Bioresour Technol.**, v. 102, n.3, p. 2373–2379, 2011.

LIN, H.J.; XIE, K.; MAHENDRAN, B.; Bagley, D. M.; LEUNG, K.T.; LISS, S. N.; LIAO, B.Q. Sludge properties and their effects on membrane fouling in submerged anaerobic membrane bioreactors (SAnMBRs). **Water Res.**, v. 43, n 15, p. 3827–3837, 2009.

LIU, H.; WANG, L.; ZHANG, X.; FU, B.; LIU, B.; LI, Y.; LU. X. A viable approach for commercial VFAs production from sludge: Liquid fermentation in anaerobic dynamic membrane reactor. **J. Hazardous Materials**, v. 365, p.912–920, 2019.

LIU, H.; WANG, Y.; YIN, B.; ZHU, Y.; FU, B.; Liu, H. Improving volatile fatty acid yield from sludge anaerobic fermentation through self-forming dynamic membrane separation. **Bioresour. Technol.**, v. 218, p. 92–100, 2016.

LIU, H.; YANG, C; PU, W.; ZHANG, J. Formation mechanism and structure of dynamic membrane in the dynamic membrane bioreactor. **Chem. Eng. J.**, v. 148, p. 290–295, 2009.

LIU, H.; WANG, L.; YIN, B.; FU, B.; LIU, H. Deep exploitation of refractory organics in anaerobic dynamic membrane bioreactor for volatile fatty acids production from sludge fermentation: Performance and effect of protease catalysis. **J. Environ. Manage.**, v 217, p. 478-485, 2018.

LIU, Y.; LIU, H.; CUI, L.; ZHANG, K. The ration of food-to-microorganism (F/M) on membrane fouling of anaerobic membrane bioreactors treating low-strength wastewater. **Dessalination**, v. 297, p. 97-103, 2012.

LU, D.; CHENG, W.; ZHANG, T.; LU, X.; LIU, Q.; JIANG, J.; MA, J. Hydrophilic Fe₂O₃ dynamicmembrane mitigating fouling of support ceramic membrane in ultrafiltration of oil/water emulsion. **Separ. Purif. Technol.**, v. 165, p. 1–9, 2016.

MA, J.; WANG, Z.; XU, Y.; WANG, Q.; WU, Z.; GRASMICK, A. Organic matter recovery from municipal wastewater by using dynamic membrane separation process. **Chem. Eng. J.**, v. 219, p. 190–199, 2013b.

MA, J.; WANG, Z.; ZOU, X.; FENG, J.; WU Z. Microbial communities in an anaerobic dynamic membrane bioreactor (AnDMBR) for municipal wastewater treatment: comparison of bulk sludge and cake layer. **Process Biochem.**, v. 48, p. 510–516, 2013a.

MARTINEZ-SOSA, D.; HELMREICH, B.; HORN, H. Anaerobic submerged membrane bioreactor (AnSMBR) treating low-strength wastewater under psychrophilic temperature conditions. **Process Biochem.**, v. 47, p. 792–798, 2012.

MAYA, C.; TORNER-MORALES, F. J.; LUCARIO, E. S.; HERNÁNDEZ, E.; JIMÉNEZ, B. Viability of six species of larval and non-larval helminth eggs for different conditions of temperature, pH and dryness. **Water Res.**, v. 46, p. 4770 – 4782, 2012.

MEABE, E.; DÉLÉRIS, S.; SOROA, S.; SANCHO, L. Performance of anaerobic membrane bioreactor for sewage sludge treatment: mesophilic and thermophilic processes. **J. Membr. Technol.**, v. 446, p. 26-33, 2013.

MENDRET, J.; GUIGUI, C.; SCHMITZ, P.; CABASSUD, C. In situ dynamic characterisation of fouling under different pressure conditions during dead-end filtration: compressibility properties of particle cakes, **J. Membr. Sci.**, v. 333, p.20–29, 2009.

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

MENG, F.; YANG, F. Fouling Mechanisms of deflocculated sludge, normal sludge, and bulking sludge in membrane bioreactor. **J. Membr. Sci.**, v. 305, p. 48–56, 2007.

MENG, F.; ZHANG, H.; YANG, F.; LIU, L. Characterization of cake layer in submerged membrane bioreactor. **Environ. Sci. Technol.**, n. 41, v. 11, p. 4065–4070, 2007.

MENG, F.; ZHANG, Y.; OH, Z.; ZHOU, H.; SHIN, S-H, CHAE, S-R. Fouling in membrane bioreactors: an updated review. **Water Res.**, v. 114, p. 151-180, 2017.

METCALF & EDDY. **Tratamento de Efluentes e Recuperação de Recursos**. 5. ed. Porto Alegre: AMGH, 2016.

METCALF & EDDY. **Water Reuse: Issues, Technologies and Applications**. McGraw-Hill, 1. ed., 2007.

MINTENIG, S. M.; INT-VEEN, I.; Loder, M. G. J.; PRIMPKE, S.; GERDTS, G. Identification of microplastic in effluents of waste water treatment plants using focal plane arraybased micro-Fourier-transform infrared imaging. **Water Res.**, v 108, p. 365–372, 2017.

MOGHADDAM, M.; SATOH, H.; MINO T. Effect of important operational parameters on performance of coarse pore filtration activated sludge process. **Water Sci. Technol.**, v. 46, n. 9, p. 229–236, 2002.

NG, H. Y.; HERMANOWICZ, S. W. Membrane bioreactor operation at short solids retention times: Performance and biomass characteristics. **Water Res.**, v. 39, p. 981-992, 2005.

NOYOLA, A.; MORGAN-SAGASTUME, J. M.; LÓPEZ-HERNÁNDEZ, J. E. Treatment of biogas produced in anaerobic reactors for domestic wastewater: odor control and energy/resource recovery. **Rev. Environ. Sci. BioTechnol.**, v. 5, p.93–114, 2006.

NUENGJAMNONG, C.; KWEON, J. H.; CHO, J.; POLPRASERT, C.; AHN, K-H. Membrane fouling caused by extracellular polymeric substances during microfiltration processes. **Desalination**, v. 179, p. 117-124, 2005.

OGNIER, S.; WISNIEWSKI, C.; GRASMICK, A. "Membrane bioreactor fouling in sub-critical filtration conditions: a local critical flux concept". **J. Membr. Sci.**, v. 229, p. 171-177, 2004.

PAÇAL, M.; SEMERCI, N.; ÇALL, B. Treatment of synthetic wastewater and cheese whey by the anaerobic dynamic membrane bioreactor. **Environ. Sci. Pollut Res Int.**, v. 26, n. 32, p. 32942-32956, 2019.

PAJOOH, Y. Dead-end membrane module. 2018. Disponível em: <<http://www.yasinpajoo.com/page/en-80/Dead-End-Membrane-Module>>. Acesso em 25 de fev. de 2021.

PAUSS, A.; ANDRE, G.; PERRIER, M.; GUIOT, S. R. Liquid-to-gas mass transfer in anaerobic processes: inevitable transfer limitations of methane and hydrogen in the biomethanation process, Appl. **Environ. Microbiol.**, v. 56, p.1636–1644, 1990.

PEI, Q.; LUO, J.; CHEN, M. Studies on a new stainless steel mesh dynamic membrane for wastewater treatment. **Bioresour. Technol.**, v. 297, p.1-8, 2020.

PILLAY, V.L.; TOWNSEND, B.; BUCKLEY, C. A. Improving the performance of anaerobic digestion at wastewater treatment works: the coupled cross-flow microfiltration/digester process. **Water Sci Technol.**, v. 30, p. 329–337, 1994.

POLLICE, A.; VERGINE, P. Self-forming dynamic membrane bioreactors (SFD MBR) for wastewater treatment: Principles and applications. In: VERGINE, P. **Current Development Biotechnology Bioengineering**, Bari: Elsevier, 2020. cap. 10, p. 235-258.

PRETEL, R.; ROBLES, A.; RUANO, M. V.; SECO, A.; FERRER, J. Environmental impact of submerged anaerobic MBR (SANMBR) technology used to treat urban wastewater at different temperatures. **Bioresour. Technol.**, v. 149, p. 532-540, 2013.

QUEK, P. J.; YEAP, T. S; NG, H. Y. Applicability of upflow anaerobic sludge blanket and dynamic membrane-coupled process for the treatment of municipal wastewater. **Appl. Microbiol. Biotechnol.**, v. 101, p.6531–6540. 2017.

RAMOS, R. O; ALBUQUERQUE, T. L. Q; LOPES, W. S. **Sistema de monitoramento on-line de biorreatores (SISMOBIO)**. Titular: Universidade Estadual da Paraíba-UEPB. BR n. 512020002858-6. Depósito: 15 dez. 2020. Concessão: 22 dez. 2020.

ROSENBERGER, S.; KRÜGER, U.; WITZIG, R.; MANZ, W.; SZEWZYK, U; KRAUME, M. Performance of a bioreactor with submerged membrane for aerobic treatment of municipal waste water. **Water Res.**, v. 36, p. 413-420, 2002.

SAHINKAYA, E.; YURTSEVER, A.; ÇINAR, O. Treatment of textile industry wastewater using dynamic membrane bioreactor: impact of intermittent aeration on process performance. **Separ. Purif. Technol.**, v. 174, p. 445–454, 2017.

- SALEEM, M.; LAVAGNOLO, M. C.; CONCHERI, G.; STEVANATO, P.; SQUARTINI, A.; SPAGNI, A. Application of anaerobic dynamic membrane bioreactor (AnDMBR) for the successful enrichment of Anammox bacteria using mixed anaerobic and aerobic seed sludge. **Bioresour. Technol.**, v. 266, p. 532–540, 2018.
- SALEEM, M.; MASUT, E.; SPAGNI, A.; LAVAGNOLO, M. C. Exploring dynamic membrane as an alternative for conventional membrane for the treatment of old landfill leachate. **J. Environ. Manage.**, v. 246 p. 658–667, 2019.
- SALEEM, M.; ALIBARDI, L.; COSSU, R.; LAVAGNOLO, M. C.; SPAGNI, A. Analysis of fouling development under dynamic membrane filtration operation. **Chem. Eng. J.**, v. 312, p. 136–143, 2017.
- SALERNO, C.; VERGINE, P.; BERARDI, G.; POLLICE, A. Influence of air scouring on the performance of a Self Forming Dynamic Membrane BioReactor (SFD MBR) for municipal wastewater treatment. **Bioresour. Technol.**, v 223, p.301–306, 2017.
- SAMPATH, M.; SHUKLA, A.; RATHORE, A. S. Modeling of filtration processes—microfiltration and depth filtration for harvest of a therapeutic protein expressed in *pichia pastoris* at constant pressure. **Bioeng.**, v. 1, p. 260-277, 2014.
- SCHNEIDER, R. T.; TSUTIYA, M. T. **Membranas Filtrantes para o Tratamento de Água, Esgoto e Água de Reúso**. 1. ed., ABES, São Paulo, 2001.
- SEIDEL, A.; ELIMELECH, H. Coupling between chemical and physical interactions in natural organic matter (NOM) fouling of nanofiltration membranes: implications for fouling control. **J. Membr. Sci.**, v. 203, p. 245-255, 2002.
- SHI, Y.; HUANG, J.; ZENG, G., GU, Y.; TANG, B.; ZHOU, J.; YANG, Y.; SHI, L. Evaluation of soluble microbial products (SMP) on membrane fouling in membrane bioreactors (MBRS) at the fractional and overall level: a Review. **Rev. Environ Sci. Biotechnol.**, v. 17, p.71-85, 2018.
- SIDDIQUI, M. A.; DAI, J.; GUAN, D., CHEN, G. Exploration of the formation of self-forming dynamic membrane in an upflow anaerobic sludge blanket reactor. **Sep. Purif. Technol.**, v. 212, p. 757–766, 2019.
- SIDDIQUI, M. A.; DAI, J.; LUO, Y.; CHEN, G. Investigation of the short-term effects of extracellular polymeric substance accumulation with different backwashing strategies in an anaerobic self-forming dynamic membrane bioreactor. **Water Res.**, v. 185, p. 1-10, 2020.
- SKOUTERIS, G.; HERMOSILLA, D.; LÓPEZ, P.; NEGRO, C.; BLANCO, A. Anaerobic membrane bioreactors for wastewater treatment: A review. **Chem. Eng. J.**, v. 148, p. 138-148, 2012.
- SHIRATO, M.; ARAGAKI T.; IRITANI E. Blocking filtration laws for filtration of power-law non-Newtonian fluids. **J. Chem. Eng. Japan**, v. 12, p. 162–164, 1979.
- SMITH, A.; SKERLOS, S. J.; RASKIN, L. Psychrophilic anaerobic membrane bioreactor treatment of domestic wastewater. **Water Res.**, v. 47, n.4, p. 1655–1665, 2013.

SMITH, A. L.; STADLER, L. B.; LOVE, N. G; SKERLOS, S. J.; RASKIN, L. Perspectives on anaerobic membrane bioreactor treatment of domestic wastewater: a critical review. **Bioresour. Technol.**, v. 122, p. 149-159, 2012.

SOUSA, J. T; VAN HAANDEL, H. C; CAVALCANTI, P. F. F; FIGUEIREDO, A. M. F. Tratamento de esgoto para uso na agricultura do semi-árido nordestino. **Eng. Sanit. Ambient.**, v. 10, n.3, p. 260-265, 2005.

SOUSA, J. T; ALVES, R. C. V; LOPES, W. S.; LEITE, V. D.; JÚNIOR, J. L. O. Domestic wastewater treated for agricultural reuse. **African J. Biotechnol.**, v. 11, n. 11, p.16560-16567, 2012.

SOUSA, J.T.; CEBALLOS, B. S.O; HENRIQUE, I. N.; DANTAS, J. P.; LIMA, S. M.S. Reúso de água residuária na produção de pimentão (*Capsicum annuum* L.). **R. Bras. Eng. Agríc. Ambiental**, v. 10, n.1, p.89–96, 2006.

SOUSA, J.T.; SANTOS, K. D; HENRIQUE, I. N; BRASIL, D. P.; SANTOS, E. C. Anaerobic digestion and the denitrification in uasb reactor. **J. Urban Environ. Eng.**, v.2 p. 63-67, 2008.

SREEDA, P.; SATHYA, A. B; SIVASUBRAMANIAN, V. Novel application of high-density polyethylene mesh as self-forming dynamic membrane integrated into a bioreactor for wastewater treatment. **Environ. Technol.**, v. 39, n. 1, p. 51–58, 2017.

STUCKEY, D. C. Recent developments in anaerobic membrane reactors. **Bioresour. Technol.**, v. 122, p. 137-148, 2012.

SUN, F.; SUN, B.; HU, J.; HE, Y.; WU, W. Organics and nitrogen removal from textile auxiliaries wastewater with A2O-MBR in a pilot-scale. **J. Hazard Mater**, v. 286, p. 416–424, 2015.

SUN, F.; ZHANG, N.; LIB, F.; WANG, X.; ZHANG, J.; SONG, L.; LIANG. S. Dynamic analysis of self-forming dynamic membrane (SFDM) filtration in submerged anaerobic bioreactor: performance, characteristic, and mechanism. **Bioresour. Technol.**, v. 270; p.383–390, 2018.

TANG, J.; WANG, X. C.; HU, Y.; NGO, H. H; LI, Y. Dynamic membrane-assisted fermentation of food wastes for enhancing lactic acid production. **Bioresour. Technol.**, v. 234, p. 40–47, 2017.

TARDIEU, E. **Caractérisation du colmatage dans un bioréacteur à membrane recirculé appliqué au traitement d'eaux résiduaires urbaines**. 1997. Thèse, Université de Montpellier II, Montpellier, 1997.

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

VAN HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. **Tratamento Anaeróbio de Esgotos: Um Manual para Regiões de Clima Quente**. Campina Grande: Epgraf, 1994.

VAN HAANDEL, A. C.; VAN DER LUBBE, J. G. M. **Handbook biological wastewater treatment, design and optimization of activate sludge systems**. London. 2012.

VAN LIER, J. B.; MAHMOUD, N.; ZEEMAN, G. Anaerobic wastewater treatment. In: ZEEMAN, G. **Biological Wastewater Treatment: Principles, Modelling and Design**. London: IWA Publishing, 2008, cap. 16, p 401–442.

VASSALLE, L.; DÍEZ-MONTERO, R.; MACHADO, A. T. R.; MOREIRA, C.; FERRER, I. MOTA, C.R.; PASSOS, F. Upflow anaerobic sludge blanket in microalgae-based sewage treatment: codigestion for improving biogas production. **Bioresour. Technol.**, v. 300, p. 1-9, 2020.

VELA, M. C. V.; BLANCO, S. A.; GARCÍA, J. L.; RODRÍGUEZ, B. E. Analysis of membrane pore blocking models adapted to crossflow ultrafiltration in the ultrafiltration of PEG. **Chem. Eng. J.**, v. 149, p. 232–241, 2009.

VERGINE, P.; SALERNO, C.; BERARDI, G.; POLLICE, A. Sludge cake and biofilm formation as valuable tools in wastewater treatment by coupling integrated fixed-film activated sludge (IFAS) with self forming dynamic membrane bioreactors (SFD-MBR). **Bioresour. Technol.**, v. 268, p. 121–127, 2018.

VERGINE, P.; SALERNO, C.; BERARDI, G.; POLLICE, A. Self-Forming dynamic membrane bioreactors (SFD MBR) for municipal wastewater treatment: relevance of solids retention time and biological process stability. **Sep. Purif. Technol.**, v. 255, p.1-8, 2021.

WANG, C.; CHEN, W-N.; HU, Q-Y.; JI, M.; GAO, X. Dynamic fouling behavior and cake layer structure changes in nonwoven membrane bioreactor for bath wastewater treatment. **Chem. Eng. J.**, v. 264, p. 462–469, 2015.

WANG, J.; CAHYADI, A.; WU, B.; PEE, W.; FANE, A.G.; CHEW, J. W. The roles of particles in enhancing membrane filtration: A review. **J. Membr. Sci.**, v. 595, p. 1-29, 2020.

WANG, L.; LIU, H.; ZHANG, W.; YU, T.; JIN Q.; FU, B.; LIU, H. Recovery of organic matters in wastewater by self-forming dynamic membrane bioreactor: performance and membrane fouling. **Chemosphere**, v. 203, p.123-131, 2018.

WANG, Z.; MA, J.; TANG, C. Y.; KIMURA, K.; WANG, Q.; HAN, X. Membrane cleaning in membrane bioreactors: A review. **J. Membr. Sci.**, v. 468, p.276-307, 2014.

WHO,1996. Analysis of wastewater for use in agriculture, A laboratory Manual of Parasitological and Bacteriological Techniques. World Health and Organization, Geneva.

XIE, Z.; WANG, Z.; WANG, Q.; ZHU, C.; WUZ. An anaerobic dynamic membrane bioreactor (AnDMBR) for landfill leachate treatment: Performance and microbial community identification. **Bioresour. Technol.**,v 161, p. 29–39, 2014.

- XIONG, J.; FU, D.; PRASAD, S.; SINGH, R.P.; DUCOSTE, J. J Structural characteristics and development of the cake layer in a dynamic membrane bioreactor. **Sep. Purif. Technol.**, v 167, p. 88–96, 2016.
- YANG, Y.; ZANG, Y.; HU, Y.; WANG, X. C.; NGO, H. H. Upflow anaerobic dynamic membrane bioreactor (AnDMBR) for wastewater treatment at room temperature and short HRTs: Process characteristics and practical applicability. **Chem. Eng. J.**, v 383, p. 1-10, 2020.
- YAYA-BEAS, R-E.; CADILLO-LA-TOME, E-A.; C.; KUJAWA-ROELEVELD, K.; VAN LIER, J. B.; ZEEMAN, G. Presence of helminth eggs in domestic wastewater and its removal at low temperature UASB reactors in Peruvian highlands. **Water Res.**, v. 90, p. 286-293, 2016.
- YE, Y.; LE-CLECH, P.; CHEN, V.; FANE, A. G. Evolution of fouling during cross flow filtration of model EPS Solutions. **J. Membr. Sci.**, v. 264, p. 190–199, 2005.
- YU, H.; WANG, Q.; WANG, Z.; SAHINKAYA, E.; LI, Y. Start-Up of an anaerobic dynamic membrane digester for waste activated sludge digestion: Temporal variations in microbial communities. **Plos one**, v. 4, n. 2014.
- YU, H-Y.; XIE, Y-J.; HU, M-X.; WANG, J-L.; WANG, S-Y.; XU, Z-K. Surface Modification of Polypropylene Microporous Membrane to Improve its Antifouling Property in MBR: CO₂ Plasma Treatment. **J. Membr. Sci.**, v. 254, p. 219–227, 2005.
- YU, H.; WANG, Z.; WU, Z.; ZHU, C. Enhanced waste activated sludge digestion using a submerged anaerobic dynamic membrane bioreactor: performance, sludge characteristics and microbial community. **Sci. Rep.**, v. 6, p.1-10, 2016.
- YU, K.; WEN, X.; BU, Q.; XIA, H. “Critical Flux Enhancements with Air Sparging in Axial Hollow Fibers Cross-Flow Microfiltration of Biologically Treated Wastewater”. **J. Membr. Sci.**, v. 224, p. 69-79, 2003.
- YU, Z.; HU, Y.; DZAKPASU, M.; WANG, X. C.; NGO, H. H. Dynamic membrane bioreactor performance enhancement by powdered activated carbon addition: evaluation of sludge morphological, aggregative and microbial properties. **J. environ. Sci.**, v. 75, p. 73-83, 2019a.
- YU, Z.; HU, Y.; DZAKPASU, M.; WANG, X. C. Thermodynamic prediction and experimental investigation of short-term dynamic membrane formation in dynamic membrane bioreactors: effects of sludge properties. **J. environ. Sci.**, v. 77, p. 85-96, 2019b.
- YURTSEVER, A.; BASARAN, E.; UCAR, D. Process optimization and filtration performance of an anaerobic dynamic membrane bioreactor treating textile wastewaters. **J. Environ. Management**, v. 273, p.1-8, 2020.
- ZAHID, W. M; EL-SHAFI, S. A. Use of cloth-media filter for membrane bioreactor treating municipal wastewater. **Bioresour. Technol.**, v. 102, p. 2193–2198, 2011.

ZHANG, X.; WANG, Z.; WU, Z.; WEI, T.; LU, F.; TONG, J.; MAI, S. Membrane fouling in an anaerobic dynamic membrane bioreactor (AnDMBR) for municipal wastewater treatment: characteristics of membrane foulants and bulk sludge. **Process Biochem.**, v. 2, n.4, p. 1538–1546, 2011.

ZHANG, X.; WANG, Z.; WU, Z.; LU, F.; TONG, J.; ZANG, L. Formation of dynamic membrane in an anaerobic membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. **Chem. Eng. J.**, v.165, p. 175–183, 2010.

ZHANG, Y.; ZHAO, Y.; CHU, H.; DONG, B.; ZHOU, X.; ZANG, L. Characteristics of dynamic membrane filtration: structure, operation mechanisms, and cost analysis. **Chin. Sci. Bull.**, v. 59, n.3, p. 247–260, 2014.

ZHANG, L.; VRIEZE, J. D.; HENDRICKX, T. L. G.; WEI, W.; TEMMINK, H.; RIJNAARTS, H.; ZEEMAN, G. Anaerobic treatment of raw domestic wastewater in a UASB-digester at 10 °C and microbial community dynamics. **Chem. Eng. J.**, v. 334, p. 2088–2097, 2018.

ZHANG, F.; JING, W.; XING, W.; XU, N. Experiment and calculation of filtration processes in an external-loop airlift ceramic membrane bioreactor. **Chem. Eng. Sci.**, v. 64, p. 2859–2865, 2009.

ZHAO, L-J.; ZHAO, T-T.; WANG, S-G. Study on anaerobic self-forming dynamic membrane bioreactor for domestic wastewater treatment. **J. Shandong Univ. Nat. Sci.**, v. 45, n.3, p.10–14. 2010.

ZHAO, Q.; AN, Q. F.; JI, Y.; QIAN, J.; GAO, C. Polyelectrolyte complex membranes for pervaporation, nanofiltration and fuel cell applications. Review. **J. Membr Sci.**, v. 379, p.19–45, 2011.

ZHU, Y.; CAO, L.; NI, L.; WANG, Y. Insights into fouling behavior in a novel anammox self-forming dynamic membrane bioreactor by the fluorescence EEM-PARAFAC analysis. **Environ. Sci. Pollut. Res.**, v. 27, p. 40041–40053. 2020.

ZHU, Y.; CAO, L.; WANG, Y. Characteristics of a self-forming dynamic membrane coupled with a bioreactor in application of anammox processes. **Environ. Sci. Technol.**, v. 53, p. 13158–13167, 2019.

APÊNDICE I

Figura S1. Curvas de modelos de filtração para Ciclo 2

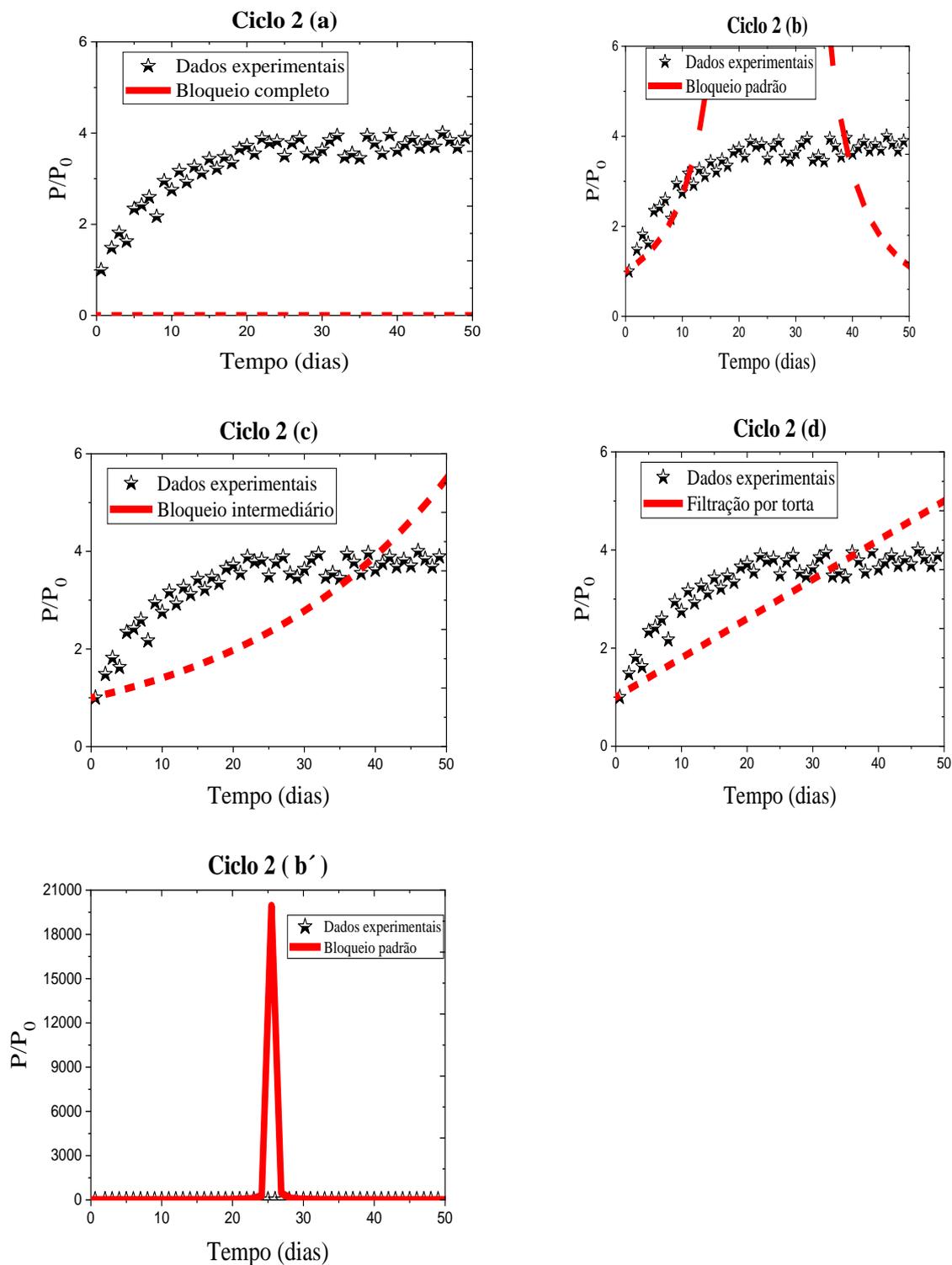


Figura S2. Curvas de modelos de filtração para Fase I

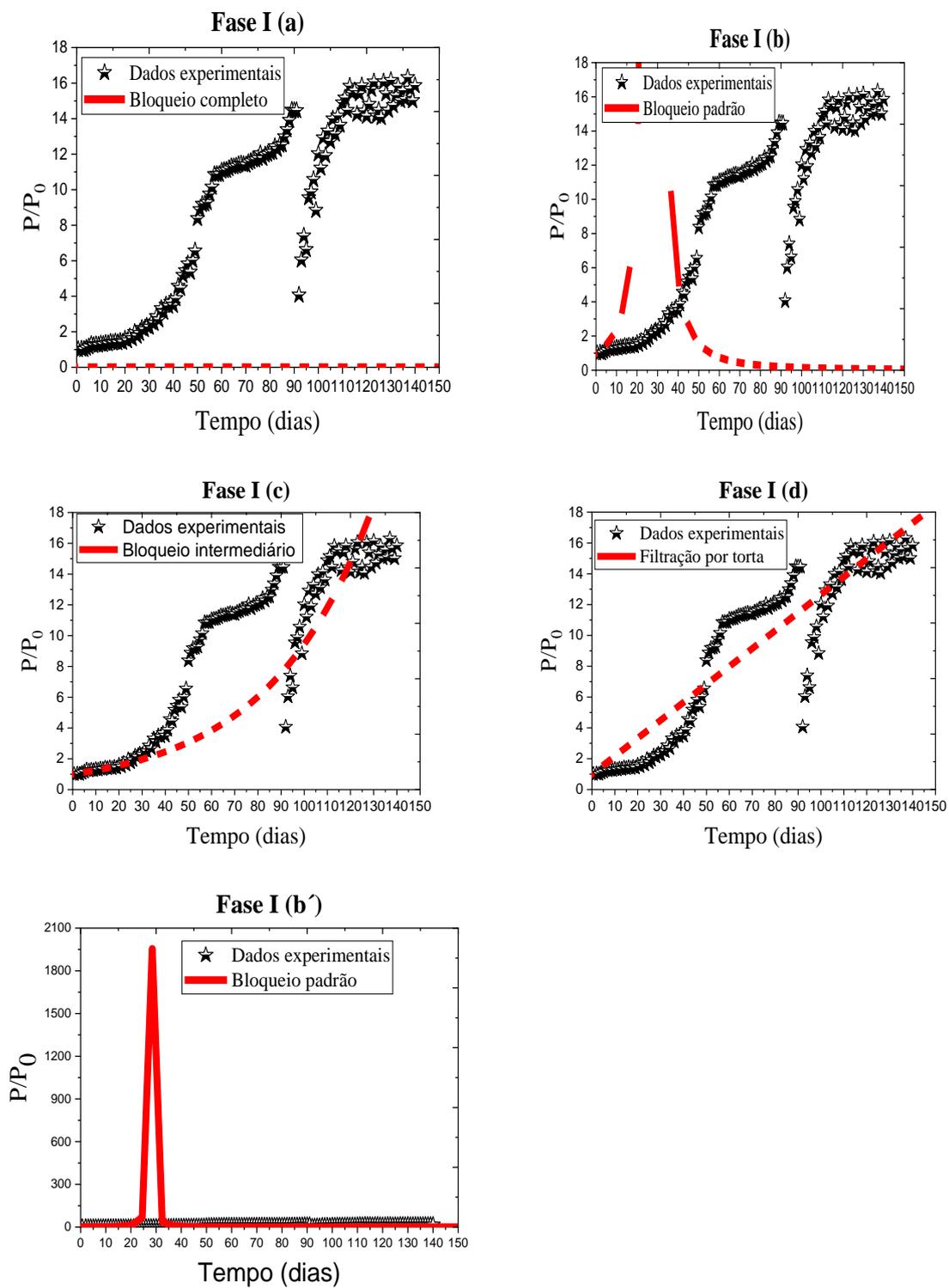


Figura S3. Curvas de modelos de filtração para Fase II

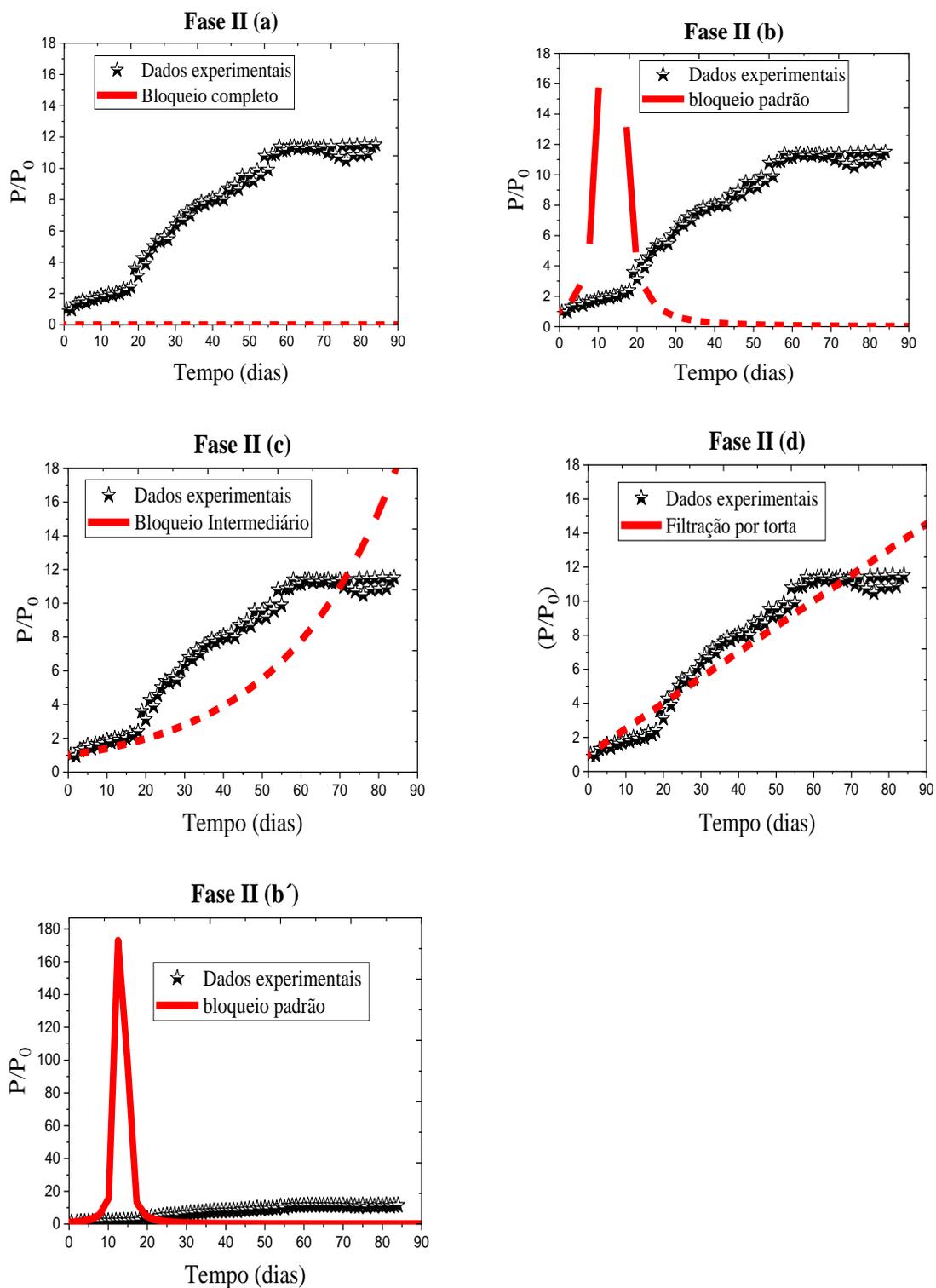


Figura S4. Curvas de modelos de filtração para Fase III

