



**UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
“JÚLIO DE MESQUITA FILHO”**

TATIANA SANTOS DA SILVA

**EFEITOS DA VELOCIDADE DE RECIRCULAÇÃO EM REATOR DE
BIOFILME AERADO EM MEMBRANAS EM BATELADA SEQUENCIAL NA
REMOÇÃO DE NUTRIENTES E CARBONO ORGÂNICO DE ESGOTO
DOMÉSTICO.**

Ilha Solteira
2017

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL

TATIANA SANTOS DA SILVA

**EFEITOS DA VELOCIDADE DE RECIRCULAÇÃO EM REATOR DE
BIOFILME AERADO EM MEMBRANAS EM BATELADA SEQUENCIAL NA
REMOÇÃO DE NUTRIENTES E CARBONO ORGÂNICO DE ESGOTO
DOMÉSTICO.**

Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia do Campus de Ilha Solteira - UNESP, como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil – Área de Concentração em Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais.

Orientador: Prof. Dr. Tsunao Matsumoto

Ilha Solteira
2017

FICHA CATALOGRÁFICA

Desenvolvido pelo Serviço Técnico de Biblioteca e Documentação

- S586e Silva, Tatiana Santos da.
Efeitos da velocidade de recirculação em reator de biofilme aerado em membranas em batelada sequencial na remoção de nutrientes e carbono orgânico de esgoto doméstico. / Tatiana Santos da Silva. -- Ilha Solteira: [s.n.], 2017
102 f. : il.
- Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual Paulista. Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira. Área de conhecimento: Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais, 2017
- Orientador: Tsunao Matsumoto
Inclui bibliografia
1. MABR. 2. Nitrificação. 3. Desnitrificação. 4. Remoção de DQO. 5. Reator em batelada. 6. Biofilme aerado.



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA

Câmpus de Ilha Solteira

CERTIFICADO DE APROVAÇÃO

TÍTULO DA DISSERTAÇÃO: EFEITOS DA VELOCIDADE DE RECIRCULAÇÃO EM REATOR DE BIOFILME AERADO EM MEMBRANA EM BATELADA SEQUENCIAL NA REMOÇÃO DE NUTRIENTES E CARBONO ORGÂNICO DE ESGOTO DOMÉSTICO

AUTORA: TATIANA SANTOS DA SILVA

ORIENTADOR: TSUNAO MATSUMOTO

Aprovada como parte das exigências para obtenção do Título de Mestra em ENGENHARIA CIVIL, área: RECURSOS HIDRICOS E TECNOLOGIAS AMBIENTAIS pela Comissão Examinadora:

Prof. Dr. TSUNAO MATSUMOTO
Departamento de Engenharia Civil / Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira

Profa. Dra. ROSANE FREIRE BOINA
Departamento de Química e Bioquímica / Faculdade de Ciências e Tecnologia de Presidente Prudente

Profa. Dra. GIOVANA TOMMASO
Faculdade de Zootecnia e Engenharia de Alimentos / Universidade de São Paulo

Ilha Solteira, 02 de março de 2017

AGRADECIMENTOS

Agradeço àquele que sempre esteve presente, me guardando, me fortalecendo e me abençoando, ao meu Deus.

À minha família, minha mãe, minha irmã e ao meu pai, não existem palavras para expressar minha eterna gratidão à vocês !

Ao meu esposo, Jefferson Magri, meu porto seguro.

Aos meus amigos, Gustavo, Rafaella, Josinha, Calise, Paulo, Regina, Edésio, Eliene, Andréia, Dheyne, Danilo e Claudia por momentos agradáveis, pelo apoio, pela força e orações, sou agraciada por tê-los em minha vida. Aos meus líderes Raquel e Valdenir pelos conselhos, ensino e orações, serão sempre uma inspiração para mim.

Ao professor Tsunao, pela paciência e disponibilidade em me orientar ao longo desta jornada.

Aos amigos de laboratório, Flaviane, Júlio, Cícera, Mariane, Willian e Danilo, todos sempre prestativos e sempre juntos na tentativa de descobrir qual a forma correta do procedimento.

Aos técnicos do laboratório de saneamento, Natália e Ronaldo, pela paciência e pelo auxílio.

“Tudo tem o seu tempo determinado, e há tempo
para todo o propósito debaixo do céu”.
Eclesiastes 3:1.

RESUMO

A aplicação do Reator de Biofilme Aerado em Membrana (MABR) no tratamento de esgotos apresenta como desafio o controle da espessura ótima do biofilme uma vez que elevadas espessuras impedem a transferência de oxigênio e de substratos para as camadas que compõem o biofilme, findando no decaimento do desempenho do MABR. O objetivo central deste trabalho foi analisar o efeito da velocidade de recirculação sobre a eficiência de remoção de nutrientes e carbono orgânico, em um MABR operado em batelada sequencial com esgoto doméstico bruto. Com um volume de 20 L, o MABR continha um módulo de membranas com $0,08 \text{ m}^2\text{m}^{-3}$ de área específica, operando com ciclo de batelada de 12 horas. Foram monitorados os seguintes parâmetros: pH, temperatura, oxigênio dissolvido, nitrogênio amoniacal, nitrogênio total, nitrato, nitrito, DQO, fósforo e SSV. A taxa de remoção de amônia alcançada foi de até 75,17% e 62,5% na remoção de Nitrogênio Total para a velocidade de 11 cm/s. Nesta pesquisa houve pouca remoção do fósforo. Na remoção de carbono orgânico foram alcançadas eficiências em torno de 80% nas velocidades de recirculação de 6,3 e 11 cm/s. Assim, a melhor velocidade de recirculação para operação do MABR nas condições apresentadas neste trabalho, seria uma velocidade intermediária a 6,3 e 11 cm/s, na qual ocorreriam tanto a nitrificação e desnitrificação, pela permanência da camada anóxica, e a oxidação pelas heterótrofas.

Palavras-chave: MABR. Nitrificação. Desnitrificação. Remoção de DQO. Reator em batelada. Biofilme aerado.

ABSTRACT

The application of the MABR reactor in the treatment of sewage presents as a challenge the control of the optimal thickness of the biofilm since high thicknesses prevent the transfer of oxygen and substrates to the layers that compose the biofilm, ending in the decay Performance of the MABR. The main objective of this work was to analyze the effect of recirculation velocity on the efficiency of nutrient and organic carbon removal in a MABR operated in sequential batch with raw domestic sewage. At a volume of 20 L, the MABR contained a membrane module with $0.08 \text{ m}^2\text{m}^{-3}$ of specific area, operating with a 12-hour batch cycle. The following parameters were monitored: pH, temperature, dissolved oxygen, ammoniacal nitrogen, total nitrogen, nitrate, nitrite, COD, phosphorus and SSV. The rate of ammonia removal achieved was up to 75.17% and 62.5% in the removal of Total Nitrogen at the rate of 11 cm/s. In this research there was little removal of phosphorus. In the removal of organic carbon efficiencies were achieved around 80% at recirculation rates of 6.3 and 11 cm/s. Thus, the best recirculation velocity for MABR operation in the conditions presented in this work would be an intermediate velocity at 6.3 and 11 cm/s, in which both nitrification and denitrification would occur, due to the permanence of the anoxic layer, and oxidation by the heterotrophs.

Keywords: MABR. Nitrification. Denitrification. COD removal. Batch reactor. Aerated biofilm.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Processo de formação do biofilme.....	21
Figura 2 - Estratificação do biofilme em sistema aerado	24
Figura 3- Estrutura do biofilme. (a) aumento da concentração do substrato e diminuição das forças de cisalhamento (da esquerda para a direita). (b) ação do campo da velocidade.	26
Figura 4 - Mecanismo de separação no MBR	29
Figura 5 - Esquema dos fluxos no MABR.	30
Figura 6 - Esquema dos perfis de OD, DQO, NH ₄ , NO _x	32
Figura 7 - Representação do biofilme no MABR.....	33
Figura 8 - Esquema geral do experimento.....	36
Figura 9 - Esquema do reator. (a) tubo externo – downcomer, (b) tubo interno – riser, (c) reator	37
Figura 10 - Aspectos da Membrana de fibra oca. (a) Membranas de Microfiltração; (b) Seção transversal da membrana; (c) Superfície porosa.	38
Figura 11 - Detalhes da peça suporte das membranas (tampa)	39
Figura 12 - Detalhes da peça suporte das membranas (base).....	39
Figura 13 - Acondicionamento das membranas à peça suporte. (a) configuração das agulhas na tampa, (b) configuração final do módulo suporte, (c) módulo de membranas no reator.	40
Figura 14 – Linhas de distribuição de ar, com os rotômetros do difusor e das membranas.....	42
Figura 15 - (a) sonda medidora de condutividade, (b) sondas acopladas no tubo interno	44
Figura 16 - Representação do biofilme proposto nesta pesquisa.	45
Figura 17 - Representação da circulação do esgoto no interior do MABR.....	50
Figura 18 - Curvas de oxigenação pelas membranas e linearização da curva de oxigenação.....	54
Figura 19 - Curva de oxigenação pelo difusor com vazão de ar em 10L/h e linearização da curva de oxigenação.....	54
Figura 20 - Curva de oxigenação pelo difusor com vazão de ar em 20 L/h e linearização da curva de oxigenação.....	54
Figura 21 - Curva de oxigenação pelo difusor com vazão de ar em 30 L/h e linearização da curva de oxigenação.....	55
Figura 22 - Gráfico da tensão em função do tempo para vazão de ar em 10L/h.....	57
Figura 23 - Gráfico da tensão em função do tempo para vazão de ar em 20L/h.....	57
Figura 24 - Gráfico da tensão em função do tempo para vazão de ar em 30L/h.....	58
Figura 25 - Reator de cultivo com membranas apresentando biofilme rosa.	58
Figura 26 - Perfil do gel de DGGE contendo fragmentos de DNAr 16S amplificados.	59
Figura 27 - Gráfico da concentração de amônia no MABR.....	61
Figura 28 - Biofilme composto por nitrificantes aderido às membranas.	61
Figura 29 - Temperaturas afluente e efluente ao MABR e ambiente ao longo do período experimental.....	62
Figura 30 - pH afluente e efluente ao MABR ao longo do período experimental.	64
Figura 31 - OD afluente e efluente ao MABR ao longo do período experimental.....	66
Figura 32 - Amônia afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 2,23 cm/s.	68
Figura 33 - Eficiência na remoção de NH ₄ ⁺ no MABR com velocidade de recirculação em 2,23 cm/s.	68

Figura 34 - Amônia afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 6,3 cm/s.	70
Figura 35 - Eficiência na remoção de NH ₄ ⁺ no MABR com velocidade de recirculação em 6,3 cm/s.	70
Figura 36 - Amônia afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 11 cm/s.	71
Figura 37 - Eficiência na remoção de NH ₄ ⁺ no MABR com velocidade de recirculação em 11 cm/s.	71
Figura 38 - Nitrato afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 2,23 cm/s.	74
Figura 39 - Nitrato afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 6,3 cm/s.	74
Figura 40 - Nitrato afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 11 cm/s.	75
Figura 41 - Nitrito afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 2,23 cm/s.	76
Figura 42 - Nitrito afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 6,3 cm/s.	77
Figura 43 - Nitrito afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 11 cm/s.	78
Figura 44 - Nitrogênio Total afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 2,23 cm/s.	79
Figura 45 - Eficiência na remoção de NT no MABR com velocidade de recirculação em 2,23 cm/s.	79
Figura 46 - Nitrogênio Total afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 6,3 cm/s.	80
Figura 47 - Eficiência na remoção de NT no MABR com velocidade de recirculação em 6,3 cm/s.	81
Figura 48 - Nitrogênio Total afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 11 cm/s.	81
Figura 49 - Eficiência na remoção de NT no MABR com velocidade de recirculação em 11 cm/s.	82
Figura 50 - Fósforo afluente e efluente ao MABR ao longo de período experimental.	83
Figura 51 - DQO afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 2,23 cm/s.	85
Figura 52 - Eficiência na remoção de DQO no MABR com velocidade de recirculação em 2,23 cm/s.	85
Figura 53 - DQO afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 6,3 cm/s.	86
Figura 54 - Eficiência na remoção de DQO no MABR com velocidade de recirculação em 6,3 cm/s.	86
Figura 55 - DQO afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 11 cm/s.	87
Figura 56 - Amostra do esgoto bruto (à esquerda) e amostra do esgoto efluente ao MABR (à direita) no 3º dia de operação, com velocidade de 11 cm/s.	88
Figura 57 - Eficiência na remoção de DQO no MABR com velocidade de recirculação em 11 cm/s.	88
Figura 58 - Amostra do esgoto bruto (à esquerda) e amostra do esgoto efluente ao MABR (à direita) no 8º dia de operação com velocidade de recirculação em 11 cm/s.	89
Figura 59 - SSV afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação de 2,23 cm/s.	91
Figura 60 - SSV afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação de 6,3 cm/s.	91

Figura 61 – SSV afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação de 11 cm/s. ...	92
Figura 62 – Eficiências médias na remoção de amônia ao longo do período experimental.....	93
Figura 63 - Sólidos Suspensos Voláteis na faixa de transição da velocidade de 2,23 para 6,3 cm/s.	94
Figura 64 - Sólidos Suspensos Voláteis na faixa de transição da velocidade de 6,3 para 11 cm/s.	95
Figura 65 – Concentrações médias de nitrato afluente e efluente ao longo do período experimental.....	96
Figura 66 – Eficiências médias na remoção de DQO ao longo do período experimental.....	96

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Resumo das operações.	51
Tabela 2 – Valores de K_{La} obtidos nos ensaios de oxigenação.....	55
Tabela 3 – Taxa de transferência de oxigênio pelas membranas e pelo difusor.	56
Tabela 4 - Identificação das bandas de DGGE a partir do RDP Classifier e Blastn.	59
Tabela 5 – Valores médios de temperatura afluente e efluente ao MABR.	63
Tabela 6 - Valores médios de pH afluente e efluente ao MABR	65
Tabela 7 - Valores médios de OD afluente e efluente ao MABR	66
Tabela 8 - Valores médios de NH_4^+ afluente e efluente ao MABR.	72
Tabela 9 – Valores médios de NO_3^- afluente e efluente ao MABR.	76
Tabela 10 – Valores médios de NO_2^- afluente e efluente ao MABR.	78
Tabela 11 – Valores médios de NT afluente e efluente ao MABR.	82
Tabela 12 –Valores médios de PO_4^{3-} afluente e efluente ao MABR.	84
Tabela 13 –Valores médios de DQO afluente e efluente ao MABR.....	90
Tabela 14 – SSV afluente e efluente ao MABR.....	92

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 - Características do biofilme nas diversas espessuras.	23
Quadro 2 - sistemas de tratamento de acordo com o mecanismo de crescimento.....	24
Quadro 3 - Características gerais dos processos de separação por membranas.	27
Quadro 4 - Características das membranas	38
Quadro 5 - Sequências dos primers utilizados na PCR-DGGE.....	47
Quadro 6 - Concentração dos reagentes utilizados na PCR-DGGE.....	48
Quadro 7 - Condições de amplificação para os primers utilizados na PCR-DGGE.....	48
Quadro 8 - Parâmetros e frequência das análises.	52

LISTA DE SIGLAS E ABREVIATURAS

- A_{MEM} – Área superficial das Membranas
- $CaCl_2$ – Cloreto de Cálcio
- $C_5H_7NO_2$ fórmula empírica para biomassa bacteriana
- DBO – Demanda Bioquímica de Oxigênio
- DQO – Demanda Química de Oxigênio
- EPS – Substâncias Poliméricas Extracelulares
- ETE – Estação de Tratamento de Esgotos
- $FeCl_3$ – Cloreto de Ferro
- K_{La} – Coeficiente Global de Transferência de Oxigênio
- KH_2PO_4 – Fosfato de Potássio
- MABR – Reator de Biofilme Aerado em Membranas
- MBR – Reator de Biofilme em Membranas
- $MgSO_4$ – Sulfato de Magnésio
- $MnSO_4$ – Sulfato de Manganês
- NH_3 – Amônia
- NH_4^+ - Íon-amônia
- NH_4Cl – Cloreto de Amônio
- N_2 – Nitrogênio Gasoso
- N_2O – Óxido Nitroso
- NO_3^- - Nitrato
- NO_2^- - Nitrito
- Na_2HPO_4 – Fosfato de Sódio
- O_2 – Oxigênio
- OD – Oxigênio Dissolvido
- TRH – Tempo de Retenção Hidráulica
- pH – Potencial Hidrogeniônico
- PVC – Poli Cloreto de Vinila
- V_{MEM} – Volume das Membranas

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	15
2	OBJETIVOS	16
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	17
3.1	Transformações bioquímicas da matéria nitrogenada e carbonácea	17
3.1.1	<i>Processos de Conversão da Matéria Nitrogenada</i>	17
3.1.2	<i>Processos de Conversão da Matéria Carbonácea</i>	20
3.2	Biofilme Convencional	20
3.2.1	<i>Desenvolvimento do Biofilme</i>	21
3.2.2	<i>Crescimento e sustentação do biofilme</i>	23
3.2.3	<i>Estratificação do biofilme</i>	24
3.2.4	<i>Controle da espessura do Biofilme</i>	25
3.3	Membranas Filtrantes	27
3.4	Reator de Biofilme em Membrana (MBR)	28
3.5	Reator de Biofilme Aerado em Membranas (MABR)	30
3.5.1	<i>Biofilme em MABR</i>	31
3.6	Sistemas operados em Batelada Sequencial	34
4	MATERIAIS E MÉTODOS	36
4.1	Aparato experimental	36
4.2	Descrição do MABR	37
4.3	Área específica das membranas	40
4.4	Fornecimento de ar	41
4.5	Taxa de Transferência de Oxigênio	42
4.6	Velocidades de recirculação do fluido	43
4.7	Biofilme proposto	45
4.8	Partida do MABR	45
4.8.1	<i>Cultivo de nitrificantes</i>	46
4.8.2	<i>PCR- DGGE do biofilme</i>	46
4.9	Operação do MABR em batelada sequencial	50
4.10	Métodos analíticos e frequência de amostragem	52
5	RESULTADOS	53
5.1	Área específica das membranas	53
5.2	Estimativa do K_{La}	53

5.3	Velocidades de recirculação	56
5.4	Cultivo de nitrificantes	58
5.5	Inoculação	61
5.6	Operação do MABR	62
5.6.1	<i>Temperatura</i>	62
5.6.2	<i>pH</i>	64
5.6.3	<i>Oxigênio Dissolvido</i>	65
5.6.4	<i>Amônia</i>	67
5.6.5	<i>Nitrato</i>	73
5.6.6	<i>Nitrito</i>	76
5.6.7	<i>Nitrogênio Total</i>	78
5.6.8	<i>Fósforo inorgânico</i>	83
5.6.9	<i>Demanda Química de Oxigênio</i>	84
5.6.10	<i>Sólidos Suspensos Voláteis</i>	90
5.7	Efeitos da velocidade	92
	REFERÊNCIAS	99

1 INTRODUÇÃO

A sociedade atual possui preocupações crescentes com o meio ambiente visto que sua sobrevivência, saúde e conforto, dependem dos recursos que o mesmo oferece. Diante dessas preocupações, impulsionadas pela necessidade, novas tecnologias de tratamento de esgoto tem sido exploradas com o intuito de reduzir ou mesmo eliminar contaminantes ou poluentes em águas residuárias que outrora eram lançados indiscriminadamente em corpos hídricos.

Dentre as alternativas biológicas para o tratamento de esgotos tem-se o Reator de Biofilme Aerado em Membranas (MABR), no qual o biofilme é naturalmente imobilizado em uma membrana permeável a oxigênio, de forma que ocorre a difusão do oxigênio através da membrana para o biofilme, onde de fato acontece a oxidação dos poluentes (SYRON; CASEY, 2008). Assim os MABR, se tornaram uma alternativa viável dentre as tecnologias convencionais de tratamento biológico de esgoto com elevada demanda de oxigênio (MOLINA, 2015).

A aplicação da tecnologia de MABR demonstrou-se satisfatória para a remoção simultânea de nitrogênio e matéria orgânica, baseando-se no potencial do biofilme que se constitui estratificado nas seguintes camadas: aeróbia, anóxica e aeróbia (YAMIGAWA, 1994; TIMBERLAKE, 1988; SYRON; CASEY, 2008), nas quais acontecem, respectivamente, a nitrificação, desnitrificação e oxidação.

Porém para o alcance e sustentação de um desempenho satisfatório no sistema MABR, é necessário o controle da espessura do biofilme (TERADA *et al.*, 2003; SYRON; CASEY, 2008; SEMMENS *et al.*, 2003, MATSUMOTO, TERADA & TSUNEDA, 2007; JÁCOME *et al.*, 2006) uma vez que elevadas espessuras dificultam a transferência de oxigênio e de substratos para as camadas que compõem o biofilme, findando no decaimento da performance do MABR (SEMMENS *et al.*, 2003).

Diante dos desafios que se apresentam nos estudos com MABR para o tratamento de esgotos, em relação ao controle da espessura ótima do biofilme, este trabalho propôs a avaliação da eficiência na remoção de nutrientes e matéria orgânica pelo MABR em diferentes velocidades de recirculação da massa líquida e as respectivas forças de cisalhamento para o controle da espessura do biofilme. De forma que uma faixa de velocidade recirculação ideal seja possível para operação do MABR.

2 OBJETIVOS

O objetivo central deste trabalho foi avaliar o efeito da velocidade de recirculação na eficiência de remoção de nutrientes e carbono orgânico, em um Reator de Biofilme Aerado em Membrana operado em batelada sequencial.

Para atingir o objetivo central, pretendeu-se:

- ✓ Analisar o efeito da variação da velocidade de recirculação de 2,23; 6,3 e 11 cm/s, por meio da mudança de vazão de ar injetado no reator pelo difusor;
- ✓ Estimar o coeficiente de transferência de oxigênio (K_{La}), das membranas e das diferentes velocidades de recirculação;
- ✓ Verificar a eficiência de remoção de nutrientes nas diversas velocidades de recirculação;
- ✓ Verificar a eficiência de remoção da carga orgânica nas diversas velocidades de recirculação.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Transformações bioquímicas da matéria nitrogenada e carbonácea

3.1.1 Processos de Conversão da Matéria Nitrogenada

Os componentes nitrogenados presentes nos esgotos podem estar sob várias formas, sendo encontrado predominantemente na forma de nitrogênio orgânico e nitrogênio amoniacal e em pequenas concentrações na forma de nitrito (N-NO₂) e nitrato (N-NO₃) (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999).

A parcela orgânica do nitrogênio encontrado no esgoto doméstico é proveniente das proteínas, aminoácidos e uréia. Já o nitrogênio amoniacal é oriundo da decomposição das proteínas e hidrólise da uréia (SEDLAK, 1991). O nitrogênio amoniacal pode ainda ser composto pela amônia (NH₃) e íon-amônio (NH₄⁺), cuja proporção de cada composto varia de acordo com o pH e a temperatura do meio (HAMMER; HAMMER JR, 1996).

A remoção biológica do nitrogênio em esgoto doméstico é baseada na associação de processos aeróbios e anóxicos. O ciclo é formado pela sequencia dos seguintes processos: amonificação do nitrogênio orgânico, assimilação, nitrificação do nitrogênio amoniacal e a desnitrificação (VON SPERLING, 1996).

A amonificação consiste na transformação dos compostos nitrogenados orgânicos em nitrogênio amoniacal por meio da catálise enzimática (VON SPERLING, 1996).

A variação da amônia em solução seja na forma de íon amônio (NH₄⁺) ou na forma livre (NH₃) depende do valor do pH do meio, obedecendo ao equilíbrio apresentado pela reação a seguir (Equação 1):



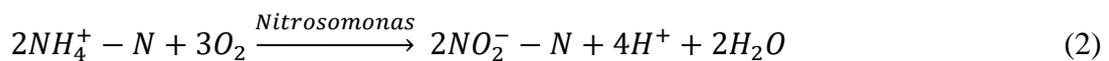
Para valores de pH inferiores a 8, tem-se que praticamente toda a amônia se encontra na forma de NH₄⁺, para valores de pH iguais a 9,5 aproximadamente 50% da amônia está na forma de NH₃ e 50% na forma de NH₄⁺, e para valores de pH acima de 11, tem-se que praticamente toda a amônia está na forma de NH₃ (VON SPELING, 1996).

A assimilação consiste na incorporação do nitrogênio na síntese de novas células. Segundo Metcalf e Eddy (2003), para cada 1 g de novas células formadas aproximadamente 0,12 g de $N-NH_4^+$ é assimilado, admitindo-se que a biomassa bacteriana seja equivalente a $C_5H_7NO_2$.

Ainda que parcela do nitrogênio possa ser assimilada na composição de novas células, a contribuição do processo de assimilação na remoção de nitrogênio em esgoto doméstico é pouco significativa. Assim os processos de nitrificação e desnitrificação são considerados preponderantes.

A nitrificação compreende na transformação da amônia em nitritos e estes em nitratos. Os microrganismos envolvidos são os autótrofos quimiossintetizantes, para os quais a fonte de carbono é o dióxido de carbono e a energia é obtida através da oxidação de substratos orgânicos, como a amônia e o nitrito (VON SPERLING, 1996).

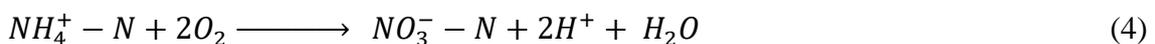
A conversão da amônia em nitrito, denominada nitritação, é realizada através de bactérias do gênero *Nitrosomonas*, de acordo com a seguinte reação (Equação 2):



A oxidação do nitrito a nitrato, denominada nitratação, dá-se pela atuação de bactérias do gênero *Nitrobacter*, sendo expressa pela reação (Equação 3):



A reação global da nitrificação, compreendida pela junção da nitritação e a nitratação, é representada pela seguinte reação (Equação 4):



As reações de nitrificação possuem rendimento energético baixo, conseqüentemente o rendimento celular também é baixo de forma que o crescimento dos organismos nitrificantes é lento. Sendo assim para que a nitrificação seja eficiente é fundamental que o tempo de retenção celular seja longo o suficiente para permitir o desenvolvimento destes organismos (METCALF; EDDY, 2003).

Os fatores ambientais que influenciam na nitrificação, uma vez que interferem na taxa de crescimentos dos organismos nitrificantes, são: a temperatura, o pH, o oxigênio dissolvido e substâncias tóxicas ou inibidoras (VON SPERLING, 1997).

A temperatura afeta de forma significativa a taxa de crescimento dos organismos nitrificantes, assim para cada acréscimo em aproximadamente 7°C na temperatura, a taxa de crescimento dos organismos dobra e, de modo inverso, para cada queda de 7°C na temperatura tem-se a redução pela metade na taxa de crescimento, de forma que a temperatura ótima para as *Nitrosomonas* em 35°C, e para as *Nitrobacter* em torno de 35° a 45°C (GEBARA, 2006).

O crescimento favorável das nitrificantes, ocorre em valores de pH na faixa de 6,5 a 8,0, sendo importante salientar que na própria nitrificação ocorre a liberação de íons H⁺ que possivelmente reduz o pH do meio (VON SPERLING, 1997).

Organismos nitrificantes são estritamente aeróbios, isto é, somente se desenvolvem na presença de oxigênio dissolvido (OD), assim a velocidade de nitrificação depende do OD. Para que a velocidade máxima de nitrificação seja alcançada, recomenda-se um nível de OD igual ou superior a 2,0 mgO₂/L (GEBARA, 2006).

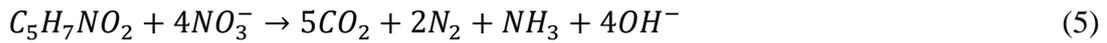
Substâncias tóxicas podem inibir o crescimento das bactérias nitrificantes, principalmente *Nitrosomonas* (VON SPERLING, 1997).

A desnitrificação corresponde à redução do produto da nitrificação, isto é, do nitrato a nitrogênio gasoso, resultando assim na remoção total do nitrogênio. Este processo ocorre necessariamente a partir do nitrato e, portanto deve ser precedida pela nitrificação.

Os microrganismos responsáveis pela desnitrificação são heterotróficos, os quais obtêm energia a partir de fonte de carbono orgânico. Ademais estes organismos são do tipo facultativo (VON SPERLING, 1997), ou seja, podem utilizar outras aceptores de elétrons tais como o nitrato e o nitrito, transformando-os em compostos reduzidos como N₂O (óxido nitroso) ou N₂ (nitrogênio gasoso). Caso haja oxigênio molecular disponível no meio ocorrerá uma competição com o nitrato para receber os elétrons. Assim para concentrações de OD acima de 0,2 e 0,5 mg/L compromete-se significativamente a desnitrificação (VON SPERLING, 1997).

Metcalf e Eddy (2003) descrevem as reações de redução do nitrato com a seguintes sequência de reações: redução de nitrato a nitrito, a óxido nitroso e a nitrogênio gasoso.

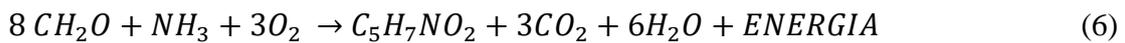
A reação global de desnitrificação é demonstrada na Equação 5:



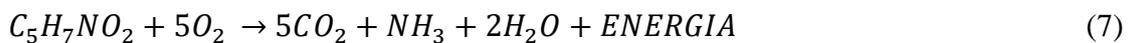
3.1.2 Processos de Conversão da Matéria Carbonácea

As reações aeróbias para a estabilização da matéria orgânica carbonácea, de uma maneira simplificada, acontecem na seguinte sequência, segundo Von Sperling (1996): anabolismo e catabolismo.

Como etapa inicial, no anabolismo, a matéria orgânica é utilizada pelos microrganismos para realizar suas atividades metabólicas de crescimento e obtenção de energia, assim predominam as atividades de síntese. Esta etapa é caracterizada pelo consumo de oxigênio e no aumento do número de microrganismos, sendo representada pela Equação 6, na qual CH_2O representa a matéria orgânica e $C_5H_7NO_2$ expressa o material celular.



O catabolismo é iniciado quando a concentração de matéria orgânica é reduzida, ou seja, a maior parcela já foi removida, então a principal fonte de alimento passa a ser o próprio protoplasma celular. Assim predominam os mecanismos de auto-oxidação também denominados de respiração endógena, que pode ser representado pela equação 7 (VON SPERLING, 1996).



3.2 Biofilme Convencional

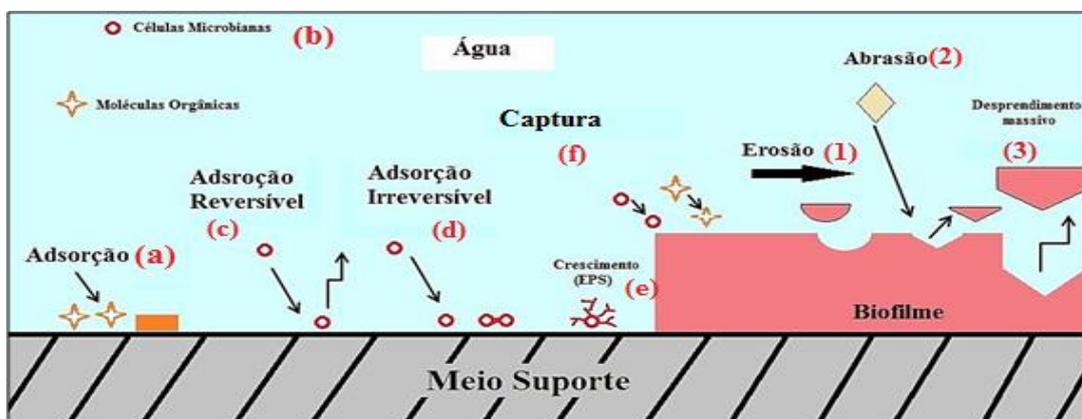
O biofilme é composto por uma capa biológica que se forma sob a superfície de um material sólido, esta biopelícula consiste na aderência de células imobilizadas em um meio suporte, embebidas por uma matriz de polímeros orgânicos de origem microbiológica e por substâncias abióticas e inorgânicas (MOLINA, 2015).

3.2.1 Desenvolvimento do Biofilme

O processo de colonização do material suporte e a consequente formação do biofilme pode ser diferenciado pelas etapas elencadas a seguir (TRULEAR; CHARACKLIS, 1982), e apresentada pela Figura 1.

- a. Tomada da superfície do material por moléculas orgânicas adsorventes, promovendo o acondicionamento da superfície;
- b. Condução das células microbianas do meio líquido para a superfície do meio suporte;
- c. Destacamento das células que se adsorvem temporariamente ao meio suporte (adsorção reversível);
- d. Junção permanente de parte das células microbianas (adsorção irreversível);
- e. Crescimento e reprodução das células aderidas irreversivelmente a partir do substrato do meio líquido, aumentando o número de células no biofilme. Estas células geram como subproduto, substâncias poliméricas extracelulares (EPS), que atuam como agente de ligação entre os materiais, e por fim despontam na matriz do biofilme;
- f. Captura de outras células assim como de sólidos coloidais e sólidos em suspensão à superfície do biofilme;
- g. Separação de partes do biofilme, este processo pode ocorrer de três modos: 1 - erosão, provocado pelo movimento da massa líquida, 2 - abrasão, choque de outras partículas no biofilme, e 3 - desprendimento massivo, ocorre pela perda da força de coesão do biofilme ao meio suporte.

Figura 1 - Processo de formação do biofilme



Fonte: Adaptado de Tejero *et al.* Citado por Molina (2015).

Ainda segundo Trulear e Characklis (1982), três etapas são identificadas, no processo de desenvolvimento do biofilme: indução, acumulação e estabilização. Na indução tem-se o desenvolvimento de uma camada primária sobre uma superfície, por meio da adsorção, seguida pelo transporte e fixação das células. A acumulação é a fase do crescimento até que seja atingida a espessura crítica, a partir dessa espessura a taxa de remoção do substrato é constante. Ao final na estabilização, tem-se que a produção do biofilme equipara-se a destacada pelo fluxo do escoamento, logo a espessura é constante.

O sistema biológico de biofilmes, de forma geral, é composto por quatro elementos: o meio suporte, o biofilme, a camada líquida e a camada gasosa. O meio suporte consiste no material sólido impermeável de origem natural ou artificial. O biofilme formado pelo conjunto de células microbianas agregadas e o meio líquido constituído pelo esgoto. A camada gasosa, em sistemas convencionais aeróbios, é constituída pela atmosfera circundante (MOLINA, 2015).

O desenvolvimento do biofilme depende da difusão dos nutrientes presentes no substrato do meio líquido para o interior do biofilme. À medida que o processo de difusão se aproxima das camadas mais internas do biofilme, nota-se a ocorrência da depleção de nutrientes e de oxigênio funcionando como um limitante à taxa de produção do biofilme (TRULEAR; CHARACKLIS, 1982).

Por conta do decaimento de oxigênio e de nutrientes às camadas mais internas do biofilme, tem-se o processo de desprendimento (“sloughing”) de porções massivas do biofilme. Ademais o desbastamento do biofilme é alvo das condições hidrodinâmicas do escoamento, em outras palavras, porções são retiradas pelas forças de cisalhamento ocasionadas pelo fluxo do massa líquida (GEBARA, 2006). Tais fenômenos são notados com maior frequência em biofilmes com menor densidade, ou seja, biofilmes desenvolvidos em condições de escoamento com baixo fluxo.

No Quadro I, Iwai e Kitao (1994), apresentam as características do biofilme ao longo do processo de desenvolvimento.

Quadro 1 - Características do biofilme nas diversas espessuras.

Espessura do biofilme	Características
Fina	<ul style="list-style-type: none"> - não recobrimento de toda a extensão da superfície do meio suporte; - taxa de desenvolvimento das células microbianas em escala logarítmica; - desenvolvimento de todas as células nas mesmas condições.
Intermediária	<ul style="list-style-type: none"> - aumento da espessura; - taxa constante de crescimento celular; - camada ativa com espessura inalterada; - as células assumem um metabolismo apenas para a manutenção, diante da escassez de suprimentos orgânicos; - redução da espessura quando o suprimento se torna inferior ao requisito para manutenção.
Elevada	<ul style="list-style-type: none"> - elevada espessura; - redução no crescimento das células; - destacamento de partes do biofilme; - entupimento do biofilme, pelo crescimento excessivo das células.

Fonte: Adaptado de Iwai e Kitao (1994).

3.2.2 Crescimento e sustentação do biofilme

De acordo com Von Sperling (1996), os processos de tratamento de biológico de esgotos que se valem do biofilme, apresentam uma grande variedade de instalações, apresentadas no Quadro 2. Tais configurações são agrupadas de acordo com o mecanismo de crescimento predominante: disperso ou aderido. Nos sistemas de crescimento disperso não há estrutura de sustentação, ou seja, as células crescem dispersas no meio líquido. Em sistemas de crescimento aderido, as células se desenvolvem aderidas a um meio suporte, o qual pode estar imerso no meio líquido, ou receber descargas contínuas ou intermitentes de líquido.

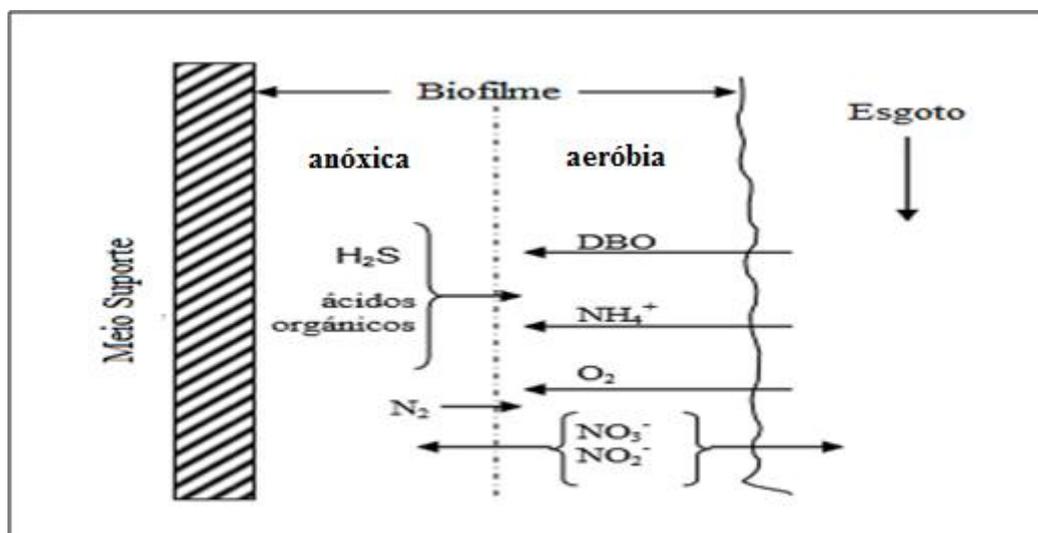
Quadro 2 - sistemas de tratamento de acordo com o mecanismo de crescimento

Mecanismo de crescimento predominante	Sistema de tratamento
Disperso	1. Lagoas de estabilização e variantes 2. Lodos ativados e variantes 3. Reator anaeróbio de fluxo ascendente
Aderido	1. Filtro biológico 2. Biodisco 3. Biofiltro aerado 4. Filtro anaeróbio 5. Sistemas de disposição no solo

Fonte: Von Sperling (1996).

3.2.3 Estratificação do biofilme

Em processos aeróbios coexistem microrganismos aeróbios estritos e facultativos, pois o oxigênio é consumido à medida que penetra no biofilme, de forma que a redução da sua concentração configura condição anaeróbia ou anóxica (IWAI; KITAO, 1994). Assim, pode-se ter a estratificação do biofilme, ilustrada pela Figura 2. Na camada externa, com oxigênio, predominam processos por células aeróbias, e na camada interna, desprovida de oxigênio, predominam os processos anaeróbios, tais como: formação de ácidos orgânicos e redução de sulfatos (MOLINA, 2015). Pode ocorrer ainda uma camada anóxica, na qual ocorrerá a redução de nitratos.

Figura 2 - Estratificação do biofilme em sistema aerado

Fonte: Adaptado de Molina (2015).

Os processos de difusão de nutrientes é resultado do gradiente de concentração no meio líquido. A profundidade da difusão depende dos seguintes fatores: porosidade do biofilme, concentração do substrato, taxa de transferência de massa na interface líquido-biofilme e da taxa de reação dos microrganismos (NICOLELLA *et al.*, 2000). A velocidade do transporte de massa depende das propriedades estruturais do biofilme, sendo que estruturas de pequeno porte e alta porosidade promovem rápida difusão (GEBARA, 2002).

Matéria orgânica, oxigênio e micronutrientes, são compostos necessários ao desenvolvimento das células, estes são adsorvidos à superfície, sendo posteriormente transportados através do biofilme, onde são metabolizados (VON SPERLING, 1996). Os sólidos de natureza coloidal ou suspensa para penetrarem necessitam antes ser hidrolizados a moléculas de menores dimensões (GEBARA, 2002). Na Figura 2, observa-se ainda que os produtos do metabolismo são transmitidos em direção à fase líquida (IWAI; KITAO, 1994).

3.2.4 Controle da espessura do Biofilme

A espessura do biofilme pode variar, sendo encontradas em diversas faixas, desde 1 – 10 μm (tamanho da própria célula) em um biofilme em início de formação, a mais de 30 μm (*biofouling*) (TRULEAR; CHARACKLIS, 1982). Em processos biológicos de tratamento de águas residuárias urbanas os valores oscilam entre 100 μm , biofilme formado por nitrificantes, de 2 a 5 mm, biofilme composto por heterótrofos em alta carga orgânica (MOLINA, 2015).

A densidade do biofilme (concentração) é entendida como a razão entre peso da matéria seca por unidade de volume do biofilme. Em estudos com tratamento de águas residuárias foram encontrados densidades de 10kg/m^3 até 105kg/m^3 (OSA *et al.*, 1997).

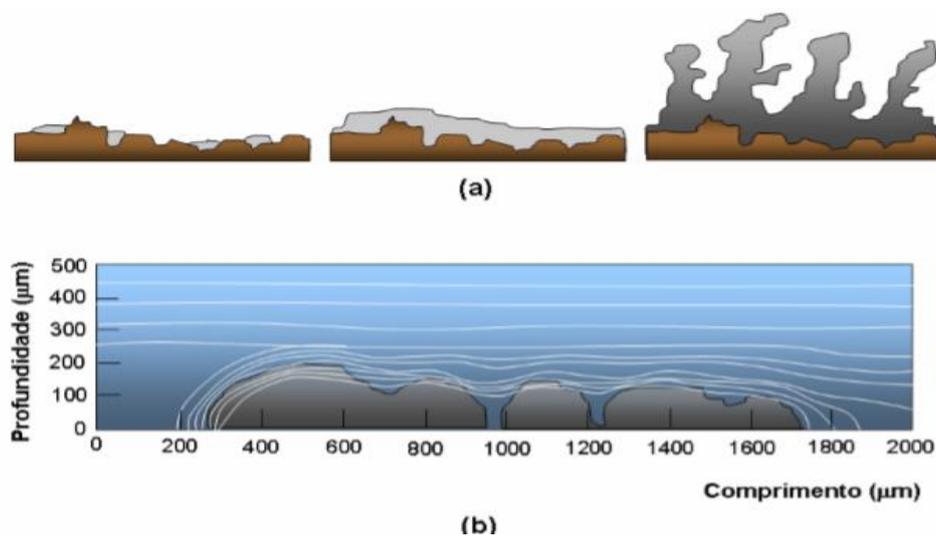
Um fator relevante à espessura do biofilme são as condições ambientais a que o mesmo está submetido, das quais podem resultar em um desenvolvimento até a espessura máxima ou decair ao mínimo. Outra ocorrência pelas condições ambientais, é o alcance do equilíbrio entre a acumulação e o desprendimento.

Segundo Nicolella *et al.* (2000), a diferença entre o crescimento das células e o seu desprendimento caracteriza o desenvolvimento do biofilme, e conseqüentemente há a definição da estrutura física do biofilme.

As condições hidrodinâmicas dos reatores interferem na estrutura do biofilme, por meio da alteração da espessura e da massa específica. O fluxo turbulento em reatores garante o atrito entre as partículas, culminando assim no controle da espessura, melhorando, concomitantemente, o transporte de nutrientes às regiões mais internas do biofilme (GEBARA, 2006). Ademais entre o meio líquido e a superfície das células ocorrem as forças de cisalhamento, que provocam alterações de espessura.

Os efeitos do meio líquido sobre as células podem ser observados na Figura 3. Na Figura 3(a) notam-se os efeitos das forças de cisalhamento entre o meio e o biofilme, de modo que à medida que essas forças diminuem há o aumento da espessura a tal ponto que pode ocorrer o desprendimento do biofilme. A Figura 3(b), apresenta a simulação da ação dos campos de velocidades, os quais reforçam a ideia de que fortes gradientes de velocidade sugerem a ação das forças de cisalhamento. Porém altas velocidades de circulação ocasionam o desprendimento de grandes quantidades de biomassa ativa atingindo negativamente o biofilme.

Figura 3- Estrutura do biofilme. (a) aumento da concentração do substrato e diminuição das forças de cisalhamento (da esquerda para a direita). (b) ação do campo da velocidade.



Fonte: Adaptado de Nicollela *et al.* Citado por Gebara (2006).

3.3 Membranas Filtrantes

As membranas podem ser conceituadas como barreiras seletivas que separam duas fases. O princípio de separação consiste em forçar a passagem de uma solução através de uma membrana semipermeável, obtendo duas parcelas, uma retida à superfície denominada de concentrado e outra parcela que cruza a membrana denominada de permeado (BELLI, 2011).

As membranas podem ser fabricadas a partir de materiais orgânicos, como: polímeros; e materiais inorgânicos, como: metais, carbono, óxidos, cerâmicas e polímeros inorgânicos (MOLINA, 2015).

Metcalf e Eddy (2003), classificam os processos de filtração por membranas em: microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e osmose reversa. Estes processos podem se diferenciar pelo tamanho dos poros e pelo mecanismo de separação. O Quadro 3, apresenta as características gerais dos processos de separação por membranas.

Quadro 3 - Características gerais dos processos de separação por membranas.

Processo de filtração	Tamanho do poro (µm)	Mecanismo de separação	Material retido
Microfiltração	0,01 – 2,0	Peneiramento	Cistos e oocistos de protozoários
Ultrafiltração	0,005 – 0,2	Peneiramento	Macromoléculas Colóides Vírus Bactérias
Nanofiltração	0,001 – 0,01	Peneiramento Difusão Exclusão	Moléculas pequenas Dureza Bactérias Vírus
Osmose Reversa	0,0001 – 0,001	Difusão Exclusão	Íons Cor Dureza Matéria Orgânica

Fonte: Adaptado de Metcalf e Eddy (2003).

A união entre unidades de membranas constituem o módulo (BELLI, 2011). Os módulos apresentam configurações de membranas em forma de placas, espiral, tubulares, fibra oca e discos rotatórios (SCHNEIDER; TSUTIYA, 2001). As membranas de fibra oca, possuem formato cilíndrico, nas quais o fluxo do permeado se

dá de fora para dentro da fibra, sendo coletado geralmente na extremidade superior por meio de sucção (pressão negativa) (SCHNEIDER; TSUTIYA, 2001).

A geometria das membranas e a forma como estão configuradas, são cruciais para se determinar o rendimento do tratamento. Segundo Molina (2015), a configuração ótima para uma membrana, conta com a junção das seguintes características:

- elevada razão da área da membrana pelo volume do líquido (superfície específica),
- alto grau de turbulência no meio líquido para favorecer a transferência de matéria,
- baixo consumo de energia por unidade de volume de permeado produzido,
- baixo custo por unidade de membrana,
- forma que facilite a limpeza, e
- forma que permite a confecção de módulos.

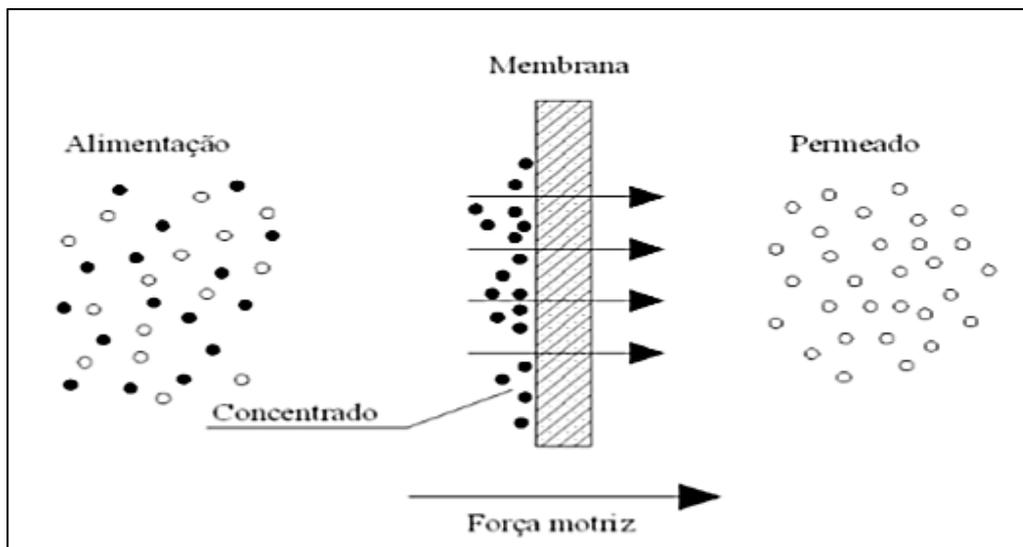
Todavia algumas das características citadas anteriormente podem se contrapor, por exemplo, o aumento da turbulência no meio líquido provoca no aumento do consumo de energia. Além disso, a limpeza mecânica das membranas se faz de forma eficaz quando há baixa razão entre a área e a o volume.

3.4 Reator de Biofilme em Membrana (MBR)

Os reatores de biofilme em membranas configuram um processo de tratamento de esgoto no qual são adotados em um mesmo reator o processo biológico de degradação da matéria orgânica e a separação física por membranas (BELLI, 2011).

Nesta configuração de reator as membranas possuem a finalidade de separar fisicamente elementos de diferentes características, tais como tamanho, forma ou densidade, de modo que as mesmas permaneçam no reator e assim sejam impedidas de evadir juntamente com o efluente final (LAPOLLI, 1998).

O princípio do tratamento consiste em forçar a passagem de uma mistura pela membrana semi-permeável, por meio de uma pressão de sucção no interior da membrana, de forma que ocorra a passagem do permeado (parcela que atravessa) e as demais partículas, denominado concentrado, fiquem retidas sobre a superfície (BELLI, 2011), conforme ilustra a Figura 4.

Figura 4 - Mecanismo de separação no MBR

Fonte: Belli (2011).

As principais vantagens do MBR no tratamento do esgoto doméstico, segundo Metcalf e Eddy (2003), são as seguintes:

- menor tempo de retenção hidráulica para o tratamento de elevadas cargas orgânicas,
- menor produção de lodo, em virtude do tempo de retenção da biomassa,
- baixa concentração de oxigênio dissolvido para operação,
- alta qualidade dos efluentes gerados (turbidez, sólidos suspensos totais e DBO)
- necessidade de pouco espaço para o tratamento quando comparado à outros sistemas.

Entre as desvantagens do MBR no tratamento de esgoto doméstico, Metcalf e Eddy (2003) elencaram:

- elevado custo inicial,
- limitação da vida útil das membranas, em média de 3 a 5 anos,
- elevado consumo de energia,
- necessidade do controle do processo de colmatação (ou *fouling* que consiste na deposição de sólidos sobre a membrana).

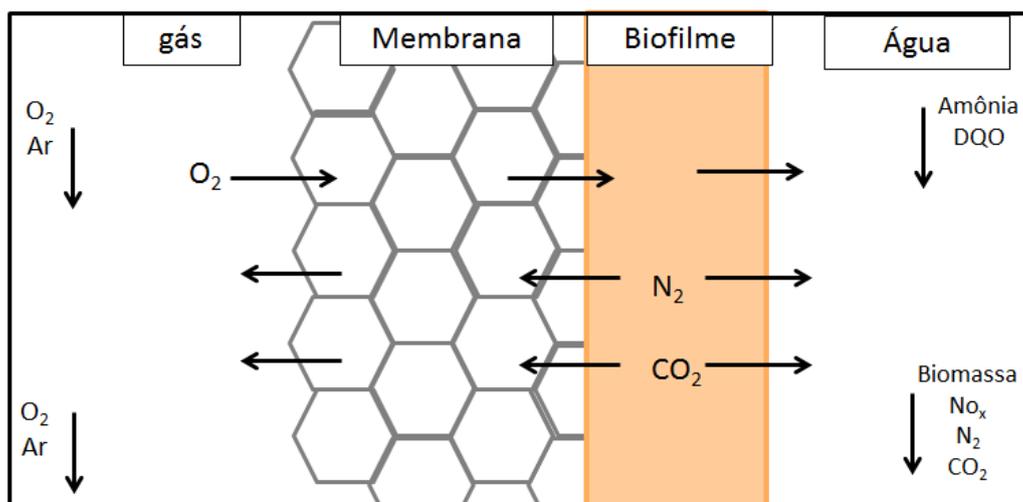
3.5 Reator de Biofilme Aerado em Membranas (MABR)

Reator de biofilme aerado em membrana consiste na imobilização de microrganismos à superfície de membranas permeáveis, as quais por difusão transferem oxigênio ao biofilme (SYRON; CASEY, 2008).

Inicialmente, Scheffer et al. (1960) incorporaram membranas aos reatores para a oxigenação do esgoto, sendo posteriormente observada a ocorrência de material biológico aderido ao polímero, assim como Yeh e Jenkins (1978), que reconheceram sua potencial utilização no tratamento de esgotos. Atualmente as membranas têm sido empregadas como meio suporte para formação de biofilmes com a finalidade de remover nutrientes (nitrogênio e fósforo) presentes no esgoto (BRINDLE, STEPHENSON; SEMMENS, 1998; JÁCOME *et al.*, 2006; MATSUMOTO, TERADA; TSUNEDA, 2007). Além de funcionarem como suporte ao biofilme as membranas transferem o oxigênio sem a formação de bolhas, a fim de facilitar a aderência do biofilme.

Sobre a camada externa da interface biofilme/membrana, tem-se o escoamento do esgoto, porém em contracorrente a este fluxo encontram-se os processos difusivos de gases do esgoto até a membrana e vice versa, como dos nutrientes do esgoto ao biofilme, como ilustra a Figura 5.

Figura 5 - Esquema dos fluxos no MABR.



Fonte: Adaptado de Molina (2015).

Sistemas MABR surgiram como uma alternativa ante ao sistema convencional de biorreatores de membranas, tendo como vantagem sobre os demais reatores MBR os seguintes aspectos:

- i. a transferência de oxigênio ocorre sem a formação de bolhas, transpondo assim a qualquer restrição no fornecimento de oxigênio (MATSUMOTO; TERADA; TSUNEDA, 2007);
- ii. o fornecimento de oxigênio é controlado pela pressão intramembrana (HIBIYA *et al.*, 2003);
- iii. os microrganismos oxidantes se localizam preferencialmente nas proximidades da membrana, reforçando sua retenção e proteção contra o destacamento do biofilme (TERADA *et al.*, 2006); e
- iv. concomitantemente à remoção do nitrogênio há também a remoção de DQO (Demanda Química de Oxigênio) (SYRON; CASEY, 2007).

3.5.1 *Biofilme em MABR*

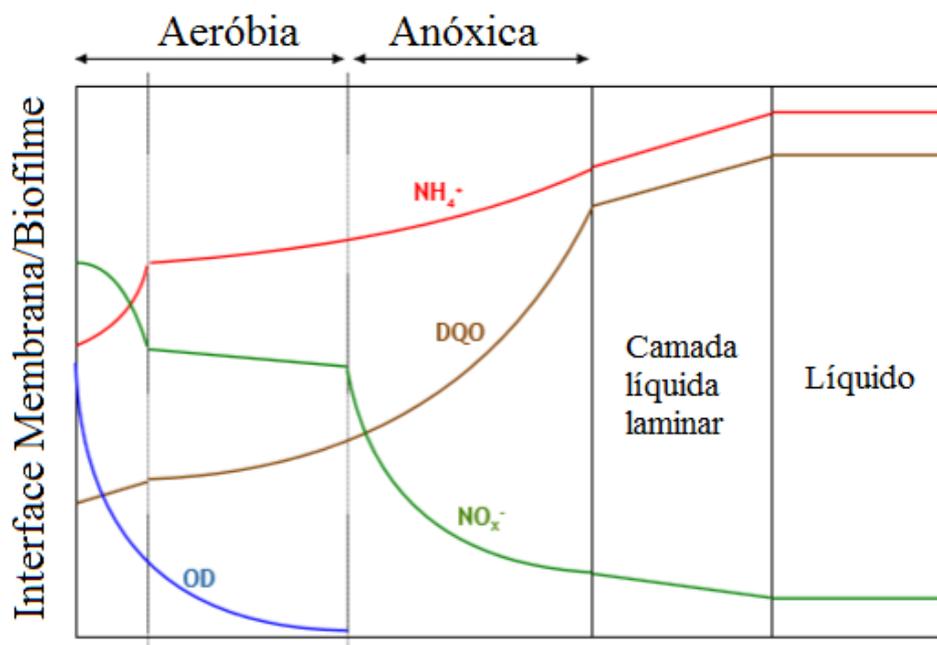
Esse sistema sugere a formação de duas camadas, uma inerte (a membrana) e outra ativa (o biofilme), da combinação destas camadas tem-se a biomembrana (JÁCOME *et al.*, 2006), essencial ao processo de tratamento de esgoto.

O biofilme formando em material suporte permeável possui diferenciações importantes no que tange ao gradiente de oxigênio e substrato, na atividade microbiana e nas camadas ativas, ao longo de sua espessura (CASEY *et al.*, 1999).

A concentração de oxigênio é maior nas proximidades da biomassa com a membrana, em contrapartida a concentração é menor na interface biofilme / líquido, como demonstra a Figura 6. O gradiente de oxigênio proporciona uma estratificação quanto ao tipo de microrganismo nas camadas do biofilme, de modo que a camada rica em oxigênio tem predominante processos aeróbios, tais como a nitrificação e a oxidação heterotrófica (em uma camada subsequente). Ademais na porção com menor concentração de oxigênio tem-se a camada anóxica e seus processos biológicos.

Deste perfil pode-se intervir, segundo Molina (2015), que a porção central do biofilme possui a elevada atividade microbiana, uma vez que tanto o oxigênio quanto o carbono se encontram em abundância.

Figura 6 - Esquema dos perfis de OD, DQO, NH_4^- , NO_x^- .



Fonte: Adaptada de Molina (2015).

A inserção de oxigênio ao sistema via membranas é realizada pela pressão intreamembrana. Assim pode ser alcançada a penetração completa de oxigênio em biofilmes com espessuras superiores a 1 mm (MOLINA, 2015). De modo que podem existir poros e canais no interior do biofilme que favoreçam a transferência de matéria no interior da matriz (STEPHENSON *et al.*, 2000).

O controle da espessura do biofilme em MABR é um elemento operacional importante. A acumulação excessiva do biofilme pode causar as seguintes limitações, segundo Debus e Wanner. (1992).

- i. diminuição na transferência de oxigênio, substrato e nutrientes
- ii. redução na atividade microbiana
- iii. acumulação de metabólitos em profundidade no biofilme
- iv. canalização do fluxo no reator de modo que as condições estacionárias não sejam possíveis.

Assim para a utilização efetiva do sistema deve-se realizar uma lavagem regular das membranas e se valer de forças cisalhantes para controlar a acumulação de biomassa (DEBUS; WANNER, 1992; JÁCOME *et al.*, 2006; PANKHANIA, *et al.*, 1994).

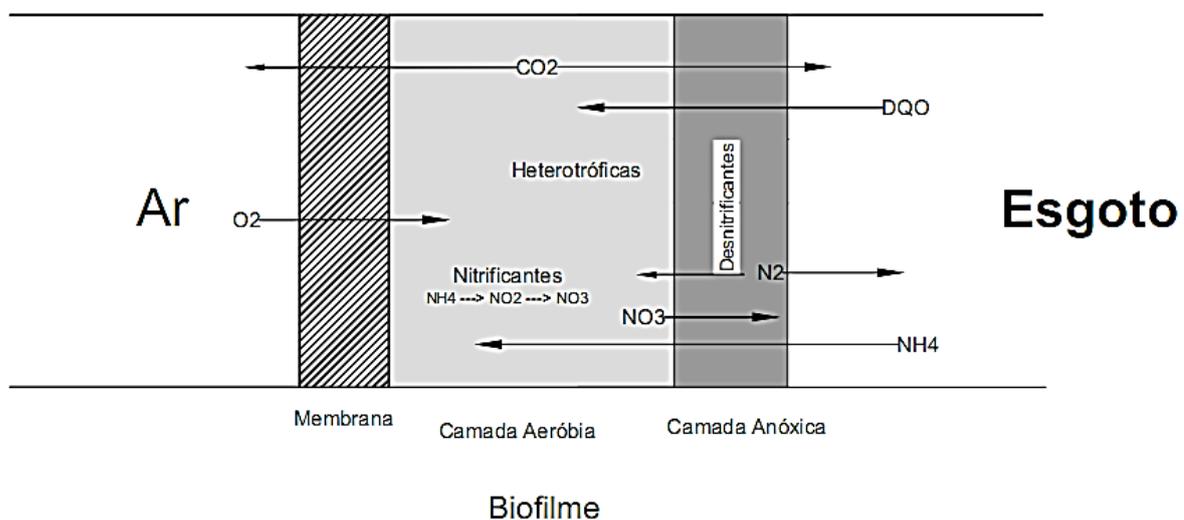
No caso de membranas de fibras ocas os sólidos tendem a se juntar culminando no crescimento excessivo do biofilme, e provocando a redução da superfície disponível para os processos biológicos (MOLINA, 2015).

A frequência ou intensidade de limpeza das membranas depende da carga orgânica volumétrica do esgoto, do rendimento bacteriano, da produção de substâncias poliméricas extracelulares e a da retenção de sólidos pela matriz do biofilme.

3.5.2 Remoção de nutrientes e carbono orgânico em MABR

Os organismos nitrificantes encontram-se predominantemente na região do biofilme próxima à membrana, por conter elevado teor de oxigênio, enquanto que os desnitrificantes estão localizados preferencialmente na interface líquido-biofilme, devido ao baixo teor de oxigênio (YAMAGIWA *et al.*, 1994; HIBIYA *et al.*, 2003). Dessa forma, o biofilme, apresentado na Figura 7, possui uma estratificação microbiológica, ou seja, em duas camadas uma aeróbia e outra anóxica.

Figura 7 - Representação do biofilme no MABR.



Fonte: Adaptado de Syron e Casey, (2008).

Syron e Casey (2008), elencam três razões para aplicação do MABR na remoção de nitrogênio:

1. o potencial para a nitrificação, desnitrificação e remoção de DQO simultânea em um único biofilme.

2. a meia-saturação de oxigênio para bactérias que oxidam a amônia é significativamente maior do que para as heterótrofas aeróbias, no biofilme convencional as bactérias nitrificantes competem com as heterótrofas quando a concentração de carbono diminui. O MABR oferece uma vantagem, particular na sua capacidade em manter alta a taxa de nitrificantes e heterótrofas.
3. nitrificantes tendem a ser sensíveis a choques de cargas e são mais susceptíveis a inibições, assim a estratificação do biofilme pode oferecer proteção a mesma.
4. economia de matéria orgânica para a nitrificação e desnitrificação simultânea.

Timberlake, Strand e Williamson (1988), foram os pioneiros na aplicação do MABR para a oxidação do substrato orgânico paralelamente à nitrificação e desnitrificação no mesmo biofilme. Isso é possível uma vez que as bactérias nitrificantes possuem baixa taxa de crescimento e elevada exigência por oxigênio quando comparadas a bactérias heterotróficas, que oxidam a matéria carbonácea, assim não ocorre competição entre os microrganismos pelo oxigênio (MATSUMOTO, TERADA ; TSUNEDA, 2003).

3.6 Sistemas operados em Batelada Sequencial

O princípio de reatores em operação intermitente, ou batelada, consiste que todos os processos e operações, tais como decantação primária, oxidação biológica e decantação secundária, ocorram em um único tanque (VON SPERLING, 1997). Assim a sequência destes processos passa a depender somente do tempo. Há ainda a possibilidade da incorporação do processo de digestão do lodo junto ao tanque único, categorizando a aeração prolongada.

O processo de reator em batelada sequencial pode se desenvolver em tanques com volume variável, de forma que o volume total do reator é composto por duas partes independentes. A primeira parte, denominada de volume estacionário, é compreendida pelo lodo sedimentado mais o volume de esgoto tratado não descartado, enquanto que a segunda parte é composta pelo volume de enchimento ou de retirada a cada novo ciclo (THANS, 2008)

Sistemas em batelada sequencial contêm todas as etapas do tratamento, através do estabelecimento de ciclos de operação bem definidos. As etapas que compreendem o ciclo operacional típico, segundo Thans (2008), são:

1. Enchimento: adição do esgoto bruto e conseqüentemente do substrato para atividade microbiana;
2. Aeração: compreende a aeração ou mistura do líquido no reator;
3. Sedimentação: separação sólido-líquido;
4. Descarte: retirada do esgoto clarificado;

Os processos descontínuos se tornam interessantes quando a etapa biológica de remoção de nutrientes é esperada, para tanto ajustes na alternância dos ciclos, a fim de promover condições aeróbias e anóxicas, podem propiciar o desenvolvimento dos processos de remoção biológica de nitrogênio.

4 MATERIAIS E MÉTODOS

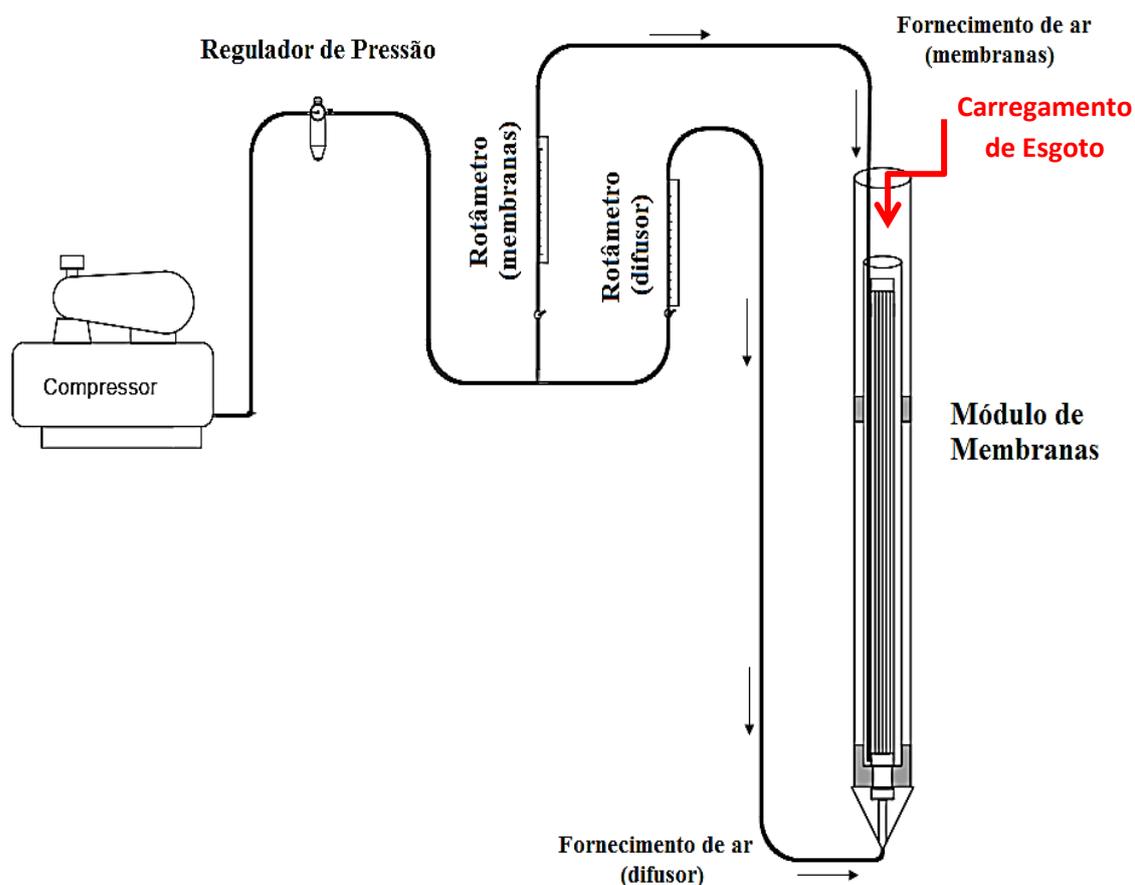
O experimento foi realizado nas dependências do laboratório de saneamento da Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira-UNESP.

4.1 Aparato experimental

O sistema contou com tubulações, conexões, mangueiras de ar, compressor de ar e esgoto doméstico bruto proveniente de uma das estações elevatórias de esgoto do município de Ilha Solteira – SP. Este esgoto foi coletado a jusante da peneira estática com abertura de 0,5 mm localizada na própria estação.

A partir da Figura 8 é possível a compreensão do esquema geral do aparato experimental, com as linhas de alimentação de esgoto e alimentação de ar para o reator.

Figura 8 - Esquema geral do experimento

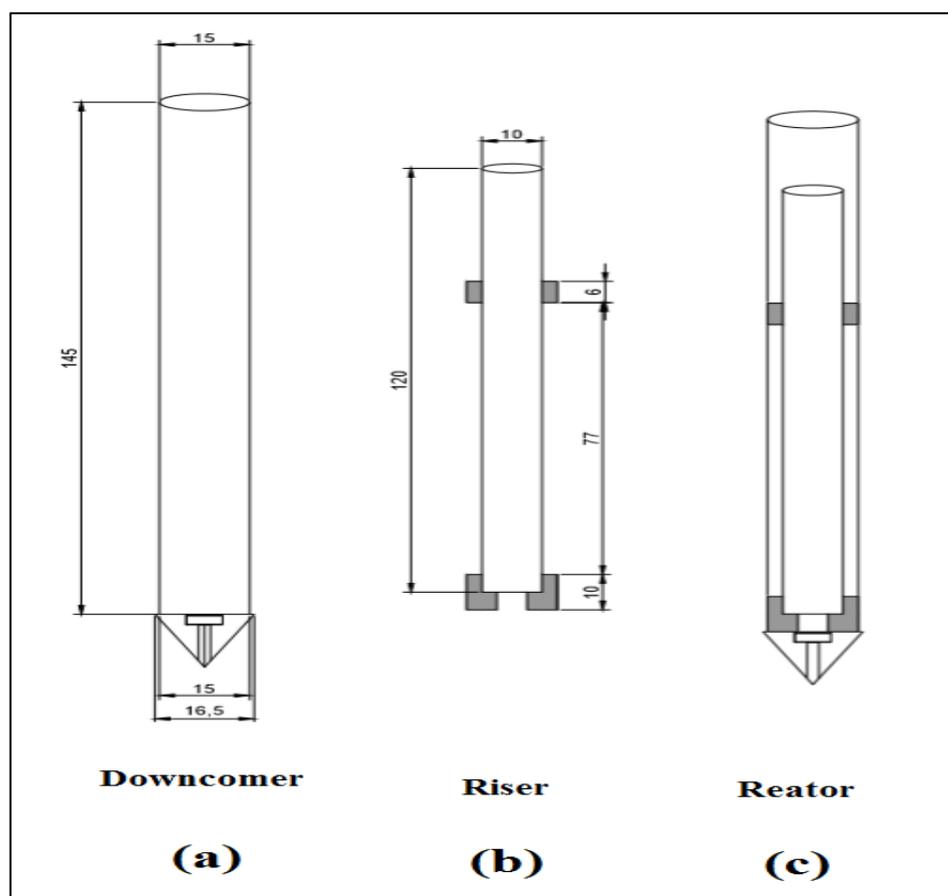


Fonte: Elaboração do próprio autor

4.2 Descrição do MABR

O reator era composto por dois tubos de PVC concêntricos, configurando um sistema de airlift para controle da espessura do biofilme. Tal configuração de reator foi baseada no trabalho de Gebara (2006). Assim no tubo externo, denominado “downcomer”, o fluxo circulou do topo para a base constituindo o tubo de descida, ilustrado pela Figura 9(a). O tubo de descida continha 150 mm de diâmetro e 145 mm de altura. No tubo interno, denominado “riser”, o fluido circulou em fluxo ascendente. Este tubo continha 100 mm de diâmetro e 120 mm de altura, sendo indicado na Figura 9(b). O detalhe da configuração final, com ambas tubulações, está apresentada na Figura 9(c). O volume útil do reator compreendeu 20 L.

Figura 9 - Esquema do reator. (a) tubo externo – downcomer, (b) tubo interno – riser, (c) reator

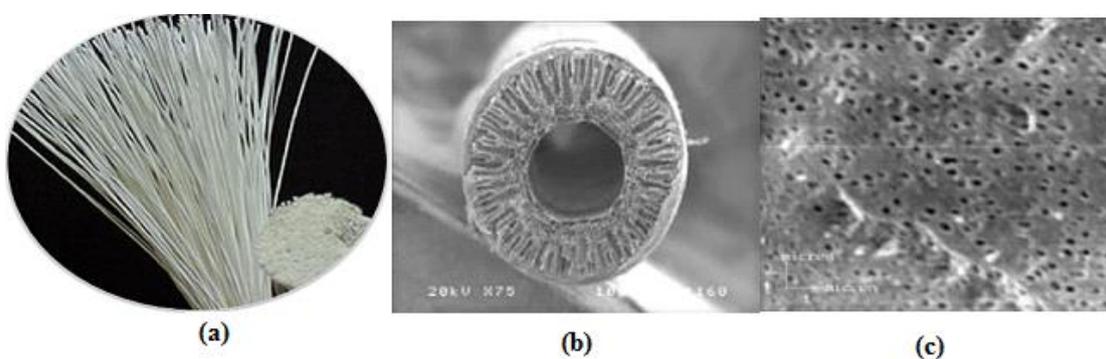


Fonte: Elaboração do próprio autor.

Posicionado à 150 mm do fundo foi instalado um difusor de ar em PCV de forma a permitir a circulação do fluido em um fluxo ascendente e concomitantemente promover a aeração do meio.

As membranas de microfiltração, apresentadas na Figura 10, foram do tipo fibra oca de poli(imida) adquiridas da fabricante Pam Membranas Seletivas. As características mais importantes são elencadas no Quadro 6.

Figura 10 - Aspectos da Membrana de fibra oca. (a) Membranas de Microfiltração; (b) Seção transversal da membrana; (c) Superfície porosa.



Fonte: Ficha técnica da fabricante Pam Membranas Seletivas

Quadro 4 - Características das membranas

Material	Poli(imida)
Diâmetro externo da fibra	Entre 0,9 e 1 mm
Tamanho médio dos poros na superfície externa	0,4 μm
Pressão máxima de operação	5 bar
Temperatura máxima de operação	Até 55,0 $^{\circ}\text{C}$
pH	2,0 a 13,0

Fonte: Ficha técnica da fabricante Pam Membranas Seletivas

Uma peça suporte para fixação e distribuição do ar pelas membranas foi confeccionada em PVC, composta por uma tampa com 60 mm de diâmetro externo e 25 mm de diâmetro interno, com 48 furos de 1 mm de diâmetro equidistantes entre si e distribuídos em duas circunferências de 24 furos, sendo uma interna e a outra externa. Ademais a tampa possuía 10 mm de altura e 8 furos para fixação de 3,125 mm ou 1/8”

de diâmetro para o acoplamento dos parafusos de vedação. A Figura 11 apresenta os detalhes da tampa da peça suporte.

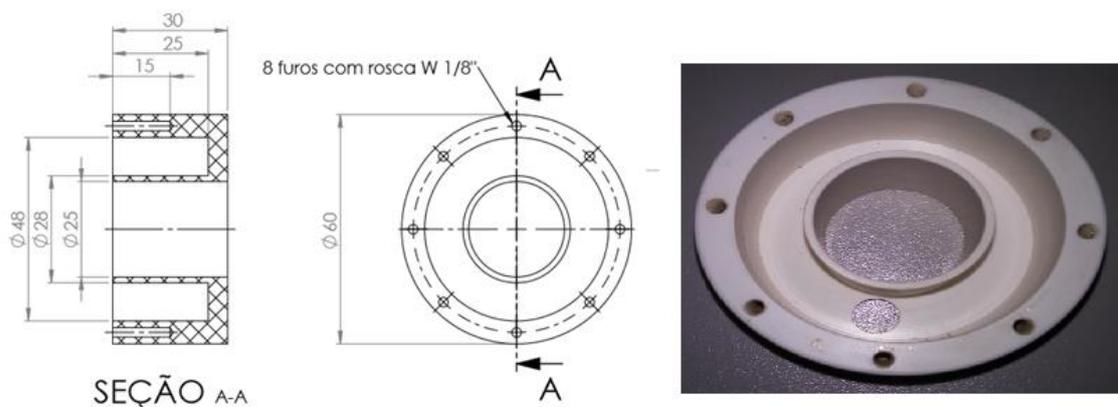
Figura 11 - Detalhes da peça suporte das membranas (tampa)



Fonte: Elaboração do próprio autor.

A base da peça suporte contou com as mesmas dimensões de diâmetros, diferenciando-se pela presença de uma cava no seu interior, com 25 mm de profundidade, de modo a comportar as agulhas e promover a distribuição do ar às membranas. Esta peça contou ainda com uma abertura na base para a alimentação do ar. Detalhes da base são discriminadas na Figura 12.

Figura 12 - Detalhes da peça suporte das membranas (base)

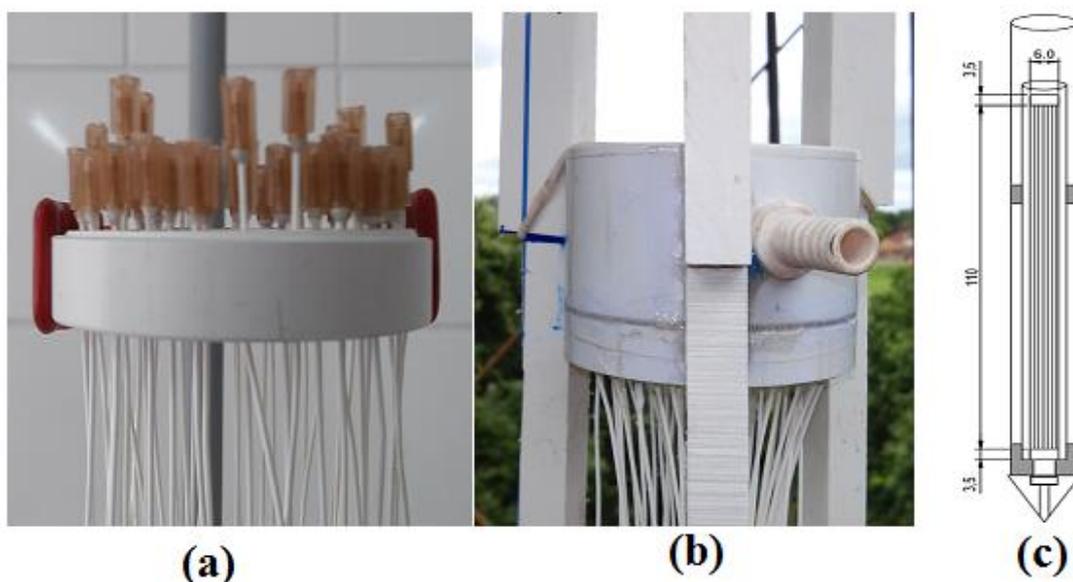


Fonte: Elaboração do próprio autor.

O acondicionamento das membranas à peça suporte deu-se por meio de agulhas da marca Precision Glide, com dimensões de 0,45 x 13 mm, apresentadas na Figura 13 (a). As agulhas foram modificadas de forma que a ocuparem a cava da base, para isso foram removidas a base de encaixe na seringa e as hastes.

Posteriormente, o conjunto agulha e membrana foi fixado com cola e vedado com silicone. Hastes de PVC com 1,10 m de altura foram utilizadas junto à peça suporte para conferir a sustentação vertical das membranas. A Figura 13 (b) apresenta a configuração final do módulo suporte de membranas, afixadas nas hastes sendo possível também observar a abertura para a entrada e saída de ar pelas membranas. A Figura 13 (c) demonstra a configuração final das membranas no reator.

Figura 13 - Acondicionamento das membranas à peça suporte. (a) configuração das agulhas na tampa, (b) configuração final do módulo suporte, (c) módulo de membranas no reator.



Fonte: Elaboração do próprio autor.

4.3 Área específica das membranas

A área superficial das membranas (A_{MEMB}) disponível, foi estimada a partir da Equação 8.

$$A_{MEMB} = \pi d l N \quad (8)$$

Em que:

d = diâmetro externo da membrana

l = comprimento da membrana

N = número de membranas tubulares.

O volume ocupado pelas membranas (V_{MEMB}) resulta da Equação 9:

$$V_{MEMB} = \frac{\pi d^2 l}{4} N \quad (9)$$

A superfície específica das membranas pode ser encontrada como a razão entre a área superficial e o volume do reator, resultando em uma unidade de m^2/m^3 .

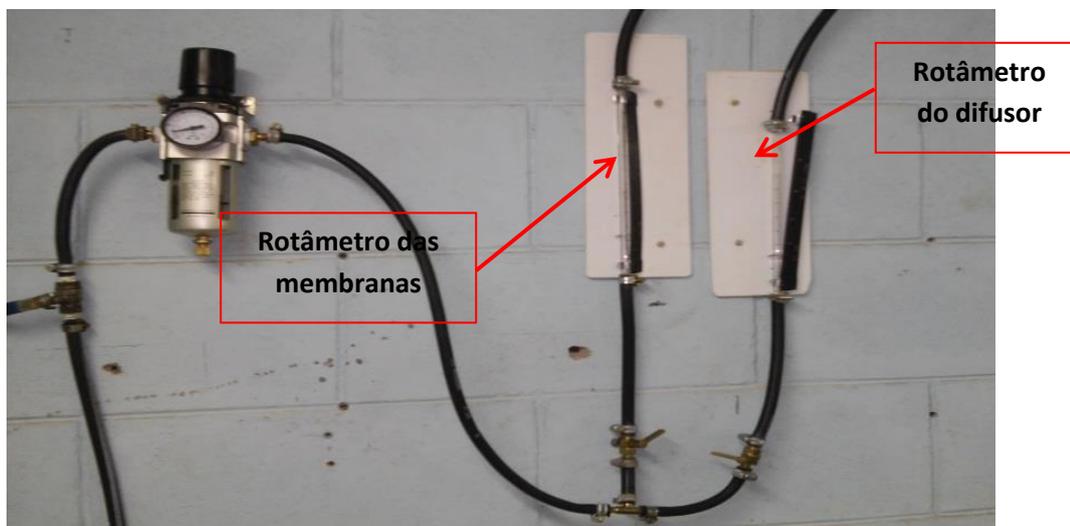
4.4 Fornecimento de ar

O sistema foi aerado por meio de ar comprimido, proveniente de um compressor de ar da marca Schulz, modelo MSL 10 ML/175 (Mundial), com capacidade de deslocamento de ar de $17m^3/h$. O controle da pressão e da vazão de ar a ser distribuída ao sistema deu-se, respectivamente, por meio de válvulas reguladoras de pressão e rotâmetros.

O fornecimento de ar foi dividido em duas linhas, uma linha de ar foi utilizada para a alimentação do módulo de membranas, cujo objetivo foi a renovação da atmosfera viciada no interior das mesmas, assim como fornecer oxigênio aos microrganismos aderidos (MOLINA, 2015). Nesta linha foi empregado um rotâmetro com capacidade de medição de até 50 L/h e a pressão foi mantido em valores pouco acima da atmosférica (MOLINA, 2015).

A outra linha de fornecimento de ar foi para a base do reator, alimentando o difusor, com um rotâmetro com até 100 L/h de capacidade de medição. A Figura 14 a seguir ilustra a divisão das linhas de fornecimento de ar a partir do regulador de pressão.

Figura 14 – Linhas de distribuição de ar, com os rotômetros do difusor e das membranas.



Fonte: Elaboração do próprio autor.

4.5 Taxa de Transferência de Oxigênio

A determinação da capacidade de transferir oxigênio para o meio foi calculada a partir do coeficiente global de transferência de oxigênio (K_{La}). Foram realizados ensaios no reator com água limpa, alterando-se as vazões de ar, cujo objetivo principal foi verificar o tempo de detenção hidráulica do reator uma vez que o mesmo operou em batelada.

A estimativa do K_{La} foi orientada pela metodologia recomendada pela ASCE (1990), pela qual foram adicionados sulfito de sódio, como reagente para sequestrar o oxigênio do meio líquido, e cloreto de cobalto, cuja função foi a de catalisar a reação do sulfito. Posteriormente, a desoxigenação do meio promoveu-se aeração até valores próximos ao nível de saturação de acordo com a temperatura e altitude.

Diante do exposto, adicionou-se ao MABR o sulfito de sódio a uma concentração de aproximadamente 7,9 mg/l e cloreto de cobalto em 0,5 mg/l. Ao sistema foi introduzido uma sonda Aquameter, da marca Aquaread, para a tomada dos valores de oxigênio dissolvido ao longo do tempo. No instante em que os valores de OD foram nulos, iniciou-se a oxigenação do meio por meio do compressor de ar. Foram registradas as leituras de OD em intervalos pré-determinados, até a saturação do meio.

Nesta trabalho foram realizados 4 ensaios, um para a estimativa do coeficiente de transferência de oxigênio através das membranas, com vazão de ar em aproximadamente 8 L/h, e os outros três para as diferentes vazões de ar promovidas pelo difusor, sendo em 10, 20 e 30 L/h, segundo as recomendações de Casey; Glennon & Hamer. (1999). Os valores de oxigênio dissolvidos foram registrados em intervalos de 60 minutos para o ensaio com as membranas e intervalados de 15 segundos para os demais ensaios.

A partir da Equação 10 foi realizada a linearização da curva de oxigênio dissolvido em função do tempo, obtida a partir do ensaio de oxigenação descrito anteriormente. Os valores de K_{La} , foram obtidos através da equação da reta de ajuste, a partir do coeficiente angular da reta.

$$\ln(C_S - C_t) = \ln(C_S - C_0) - (K_{La}) t \quad (10)$$

Sendo:

C_S = concentração de OD na saturação

C_t = concentração de OD no tempo t

C_0 = concentração de OD inicial

t = tempo

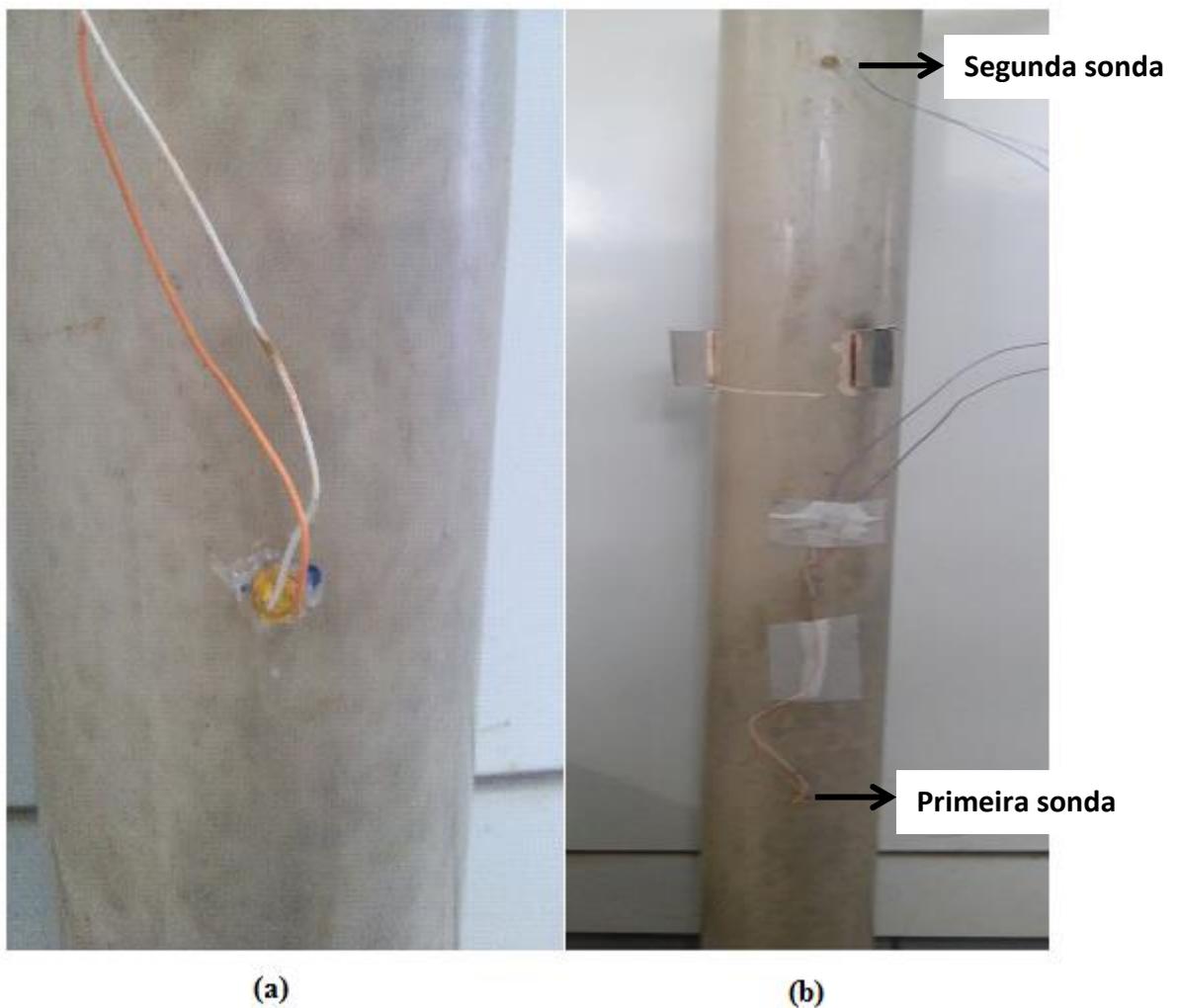
K_{La} = coeficiente de transferência de oxigênio (min^{-1})

4.6 Velocidades de recirculação do fluido

Foram realizados três ensaios para a estimativa de velocidades nas diferentes vazões de ar aplicadas ao MABR pelo difusor, sendo vazões de 10, 20 e 30L/h.

Os ensaios foram realizados por meio de um sistema de sondas medidoras de condutividade elétrica, apresentada na Figura 15(a). As sondas foram acopladas no tubo interno, também denominado “riser”, a fim de estimar as velocidades de recirculação que atuaram diretamente sobre o biofilme aderido às membranas, assim a primeira sonda ficou posicionada a 30 cm do fundo e a segunda sonda a 10 cm da superfície do tubo, de modo que distavam 80 cm entre si, como pode ser observado na Figura 15(b).

Figura 15 - (a) sonda medidora de condutividade, (b) sondas acopladas no tubo interno



Fonte: Elaboração do próprio autor.

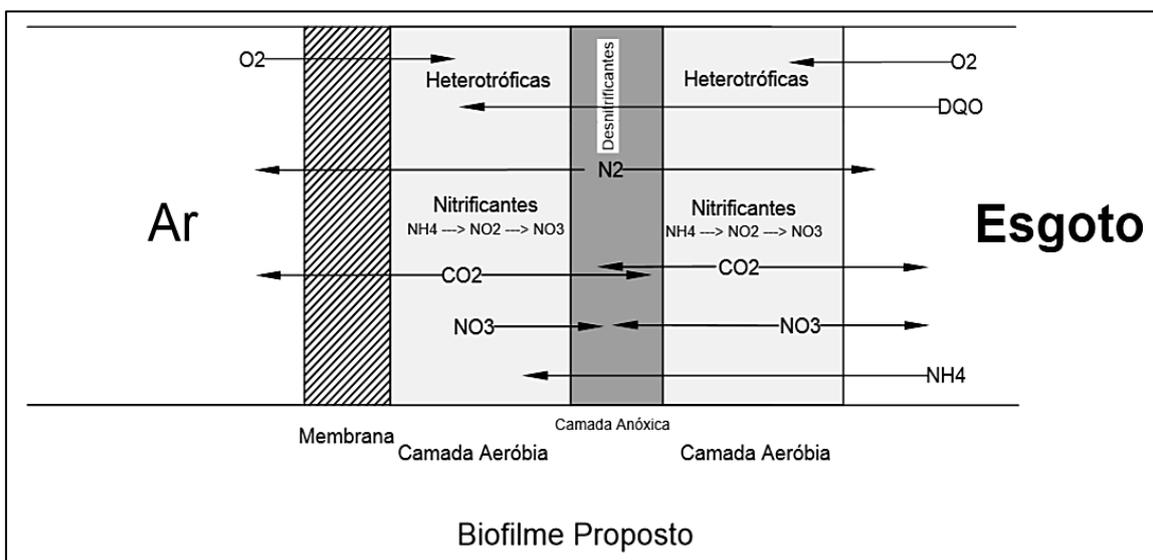
Aproximadamente 50 g de cloreto de sódio (NaCl) foi utilizado como traçador em cada ensaio, de forma que as sondas ao detectar o traçador emitiam sinais elétricos a um condicionador de sinais. Posteriormente, por meio de um programa de aquisição de dados, estes sinais foram plotados em um gráfico composto pela tensão (V) em função do tempo (10^{-1} s), gerando assim uma curva para cada sonda.

Pelo gráfico, foram obtidos os tempos de picos de concentração medidos pela primeira e pela segunda sonda. Tendo conhecida a distância entre as mesmas de 80 cm, estimou-se a velocidade de recirculação do líquido para as diferentes vazões de ar.

4.7 Biofilme proposto

Espera-se que o biofilme nesta configuração de MABR, com injeção de ar para a recirculação do esgoto, contenha dupla camada aerada, uma interna próxima à membrana e outra na interface biofilme-esgoto, como pesquisado por Jácome (2006), ficando estabelecida uma zona anóxica no próprio biofilme, promovendo a desnitrificação e conseqüentemente removendo os nutrientes paralelamente à matéria orgânica. Esta configuração é apresentada na Figura 16.

Figura 16 - Representação do biofilme proposto nesta pesquisa.



Fonte: Elaboração do próprio autor

4.8 Partida do MABR

A partida do MABR ocorreu em três etapas, sendo necessário inicialmente o cultivo de microrganismos nitrificantes em laboratório para a inoculação do MABR com o mesmo. Posteriormente ao estabelecimento das nitrificantes sobre as membranas no MABR, foi introduzido o esgoto para a introdução das heterótrofas e assim iniciando o tratamento.

4.8.1 *Cultivo de nitrificantes*

O cultivo de bactérias nitrificantes foi realizado em um reator piloto com aproximadamente 12 litros, por meio da adição de água deionizada e de nutrientes, como proposto por Jácome *et al.* (2006), nas seguintes concentrações: Na₂HPO₄ - 1390 mg/l; KH₂PO₄ - 670 mg/l; MgSO₄.7H₂O - 250 mg/l; CaCl₂ - 15 mg/l; MnSO₄ - 25 mg/l; FeCl₃ - 1,5 mg/l). A este reator piloto também foi adicionado o cloreto de amônio em alta concentração (80mg/l), atuando como fonte de amônia a fim de incitar a formação dos organismos nitrificantes. Tais nutrientes e o cloreto de amônia eram adicionados ao reator de cultivo a cada três dias, tempo necessário para a nitrificação completa (VON SPERLING, 1997). Neste reator não foi inserido um inóculo de nitrificantes, o surgimento desses microrganismos ocorreu de forma espontânea.

A este reator de cultivo foi introduzido um módulo de membranas para promover a oxigenação do meio líquido e dessa forma fornecer o oxigênio necessário para as reações de nitrificação e também para não causar prejuízo aos processos anóxicos, de forma que fossem formados microrganismos desnitrificantes.

A pressão aplicada ao módulo de membranas contidas no reator cultivo foi pouco acima da pressão atmosférica, em aproximadamente 1,5 bar, e a vazão de ar injetado no interior das membranas foi de 5 L/h.

Por duas vezes foram realizados o cultivo de organismos nitrificantes. O período total para o cultivo de organismos nitrificantes foi em torno de 30 dias.

4.8.2 *PCR- DGGE do biofilme*

Na primeira tentativa de cultivo dos microrganismos nitrificantes foram coletadas amostras do biofilme, as quais foram enviadas ao laboratório da Universidade Federal de Minas Gerais, para a análise de identificação do organismo obtido.

As amostras foram coletadas em 3 tubos de centrífuga de 50 mL contendo pedaços da membrana de fibra oca com um pouco de sedimento no fundo e formação de um biofilme com coloração rosa em algumas partes. Adicionou-se o tampão fosfato-salino (PBS 1X, NaCl, Na₂HPO₄, NaH₂PO₄, pH = 7,2-7,4) nos tubos e homogeneizou-se os mesmos em agitador tipo vortex para desprendimento da biomassa das membranas. Em seguida, as amostras foram centrifugada a 14.000 rpm por 5 minutos.

O DNA genômico foi extraído a partir de 0,5 g de sedimento da amostra com o kit de extração PowerSoil DNA Isolation Kit (MO BIO Laboratories, E. U. A.) de acordo com as instruções do fabricante. Para a verificação do resultado da extração, alíquotas de 5,0µl do DNA extraído das amostras foram submetidas à eletroforese em gel de agarose a 1,0% (100 volts, 30 minutos). O DNA foi quantificado em espectrofotômetro Nanodrop 1000 (Thermo Scientific).

A técnica da PCR foi utilizada para a amplificação do DNA extraído com primers universais que amplificam a região V8 do gene da subunidade 16S do RNA ribossomal (1055F/1392R) de Bacteria (FERRIS *et al.*, 1996). Os produtos da PCR com primers universais foram separados por Eletroforese em Gel por Gradiente Desnaturante (DGGE). Um grampo GC foi adicionado ao iniciador 1392R, com o objetivo de facilitar a separação das bandas durante a eletroforese.

As sequências dos primers utilizados são apresentados no Quadro 5. Os reagentes necessários, as concentrações e o volume dos mesmos, para uma reação com volume final de 50µL, estão apresentados no Quadro 6. As condições de amplificação são apresentadas no Quadro 7. Todas as reações da PCR foram realizadas juntamente com um controle, ausente de amostra de DNA (branco), contendo somente os reagentes para a reação de PCR.

Quadro 5 - Sequências dos primers utilizados na PCR-DGGE

Primers	Sequencia (5'→3')	Tamanho do fragmento (pb)	Referência
1055F	ATGGCTGTCGTCAGCT	337	FERRIS <i>et al.</i> , (1996)
1392R-GC	ACGGGCGGTGTGTAC		
Grampo GC	CGCCCGCCGCGCCCGCGCCC GGCCCGCCGCCCCCGCCCC		

Fonte: FERRIS *et al.*, (1996).

O produto da PCR foi primeiramente analisado por eletroforese em gel de agarose 2% e quantificados por meio da comparação com o marcador de peso molecular Low DNA Mass Ladder (Invitrogen). Para a quantificação dos produtos utilizou-se o processador de imagens ImageJ 1.6.0, o qual permitiu estimar a área da intensidade da banda (em pixels) de referência (Low Mass Ladder) e da amostra do gel. No programa

ImageJ, com os valores das respectivas áreas do Low Mass Ladder foi estimado 400ng de DNA para a amostra que seria aplicada na canaleta do gel de DGGE.

Quadro 6 - Concentração dos reagentes utilizados na PCR-DGGE

Reagente	Solução Estoque	Concentração por reação	Volume (µl)
H2O Ultrapura	-	-	18
Pré-Mix*	2X	1X	25
Bovine Serum Albumin (BSA)	5 ng.µl ⁻¹	0,3 ng.µl ⁻¹	3
Iniciador 1	30 pmol. µl ⁻¹	300 nM	0,5
Iniciador 2	30 pmol. µl ⁻¹	300 nM	0,5
Amostra de DNA	variável	variável	3

Nota: *O Pré-Mix (Phoeutria) possui todos os reagentes básicos para a reação da PCR, ou seja, tampão de uso padrão, nucleotídeos (dATP, dCTP, dGTP, dTTP) e a enzima Taq DNA Polimerase.

Fonte: FERRIS *et al.*, (1996).

Quadro 7 - Condições de amplificação para os primers utilizados na PCR-DGGE

Etapa	1055F/1392R-GC		
	°C	Tempo	
Desnaturação Inicial	94	4 minutos	
Desnaturação	94	1 minuto	35 ciclos
Anelamento	56	1 minuto	
Extensão	72	1 minuto	
Extensão Final	72	10 minutos	
Resfriamento	4	-	

Fonte: FERRIS *et al.*, (1996).

O produto resultante da amplificação da PCR foi adicionado ao gel de poliacrilamida (acrilamida-bisacrilamida) contendo agentes desnaturantes (ureia e formamida) para separação dos diferentes fragmentos de DNA. O gel de DGGE continha 8% de acrilamida e gradiente desnaturante de 50% a 75%. O gel foi preparado a partir de soluções estoques com 0% e 100% de ureia e formamida.

Para a polimerização do gel foram utilizadas soluções de persulfato de amônio (APS) 10% (volume/volume) e tetrametiletilenodiamina (TEMED) 0,1% (volume/volume). O DGGE foi realizado nas seguintes condições: temperatura de 60°C, 75 V, tempo de eletroforese de 16,5 horas e tampão TAE 0,5X (TAE 1X: 0,04M Tris base; 0,02M Acetato de sódio; 10 mM EDTA; pH ajustado para 7,4) no sistema DCode (BioRad Universal Mutation Detection, Hercules, CA, USA). Após a eletroforese, o gel

foi corado com SybrGold (Life Technologies) por 35 minutos e visualizado em um transluminador LED Nippon Genetics. As bandas foram excisadas com o auxílio de um cortador de bandas, eluídas em 50 µL de TE (Tris 10mM e EDTA 1mM, pH 8,0) e conservadas a 4°C por 48 horas. O DNA eluído foi novamente amplificado com os iniciadores 1055F/1392R, porém sem o grampo GC, nas mesmas condições da primeira reação. Os produtos da PCR foram purificados e quantificados (conforme descrito na primeira reação), e enviados para o sequenciamento (realizado pela empresa Macrogen Inc., em um Sequenciador 3730XL).

As sequências foram comparadas com aquelas presentes nas bases de dados do Ribossomal Database Project através do RDP Classifier (<https://rdp.cme.msu.edu/classifier/classifier.jsp>), com um nível de confiança de 80% (WANG *et al.*, 2007) e do NCBI (<http://www.ncbi.nlm.nih.gov/>), através do Blastn (ALTSCHUL *et al.*, 1990).

4.8.3 Inoculação e Start up do MABR

O MABR foi inoculado inicialmente somente com as nitrificantes cultivadas, objetivando o recobrimento inicial das membranas, de modo que a base do biofilme consolidado, ou seja, a parcela do biofilme aderida às membranas fosse composta apenas por nitrificantes, como recomenda Molina (2015).

O recobrimento inicial pelas nitrificantes foi explorado por Suzuki *et al.*, (1993) e Terada *et al.* (2003) nos quais observaram que a colonização das membranas com bactérias nitrificantes facilita posteriormente a oxidação conjunta de matéria orgânica e amônia. Molina (2015) relata que a inoculação inicial com nitrificantes é vantajosa, uma vez que as nitrificantes possuem menor velocidade de crescimento em relação às bactérias heterótrofas.

A operação do MABR durante a inoculação foi mantida similar às condições de cultivo de nitrificantes, ou seja, foram adicionados água deionizada, nutrientes, cloreto de amônio (80mg/L) e bicarbonato de sódio na concentração de 0,5 mg/l (como fonte de carbono inorgânico) sempre que o sistema de se encontrava exaurido dos mesmos. A aeração do MABR restringiu-se pela operação do módulo de membranas.

Foram coletadas e analisadas amostras do MABR para a verificação da concentração de amônia ao longo do período de inoculação, o qual se encerrou pela

constatação da redução na concentração de amônia e pela observação de um biofilme de coloração amarelada aderido às membranas.

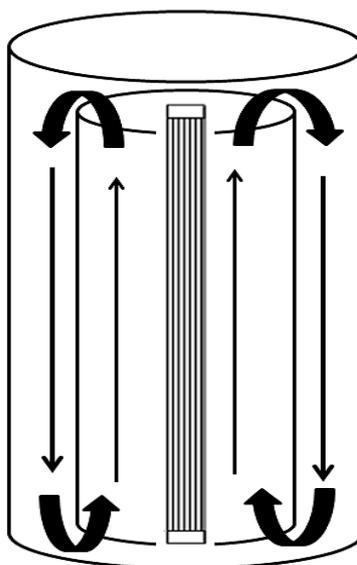
Finalizado o estabelecimento de microrganismos nitrificantes sobre as membranas foi introduzido ao MABR o esgoto doméstico bruto filtrado, com o objetivo de iniciar o desenvolvimento dos microrganismos heterótrofos, de forma que estes ficassem sobrepostos às nitrificantes, de forma que o biofilme fosse constituído por uma camada composta pelas nitrificantes e uma camada formada pelas heterótrofas. O período para o estabelecimento das heterótrofas foi de aproximadamente 10 dias.

4.9 Operação do MABR em batelada sequencial

O esgoto era coletado e transportado até as dependências do Laboratório de Saneamento da FEIS - UNESP. A alimentação do reator com o esgoto foi realizada de modo manual.

Por meio da injeção de ar pelo difusor, promoveu-se a circulação do esgoto no interior do MABR, gerando um fluxo ascendente com saída no topo do “riser” e retornando ao “downcomer”, descendo ao fundo e retornando ao “riser”, como demonstra a Figura 17. Assim o esgoto e seus constituintes entraram em contato com o biofilme aderido às membranas.

Figura 17 - Representação da circulação do esgoto no interior do MABR



Fonte: Elaboração do próprio autor

O sistema de membranas foi mantido em uma configuração semelhante ao de Sun *et al.* (2015) e Terada *et al.* (2003). Foi aplicada uma pressão intramembrana de aproximadamente 150 KPa, para que o oxigênio fosse distribuído por igual ao longo da membrana. A vazão de ar aplicada às membranas foi de 5 – 8 L/h.

O funcionamento em batelada sequencial baseou-se em Von Sperling (1997), com o tempo de ciclo de 12 horas (SUN *et al.*, 2015), dos quais o tempo de aeração foi de 10 horas, propiciando as reações de nitrificação e oxidação, 1 hora para a sedimentação do lodo ativo, 0,5 hora para retirada do sobrenadante e 0,5 hora para enchimento do reator, fechando assim o ciclo de operação. O controle desses mecanismos foi executado de forma manual.

Por meio da injeção de ar na base do reator através do difusor, foram estabelecidas 3 vazões de ar que conferiram diferentes velocidades de recirculação à massa líquida, a fim de verificar seu efeito sobre a eficiência de remoção de nutrientes e matéria orgânica pelo biofilme. Assim as velocidades foram de 2,5 cm/s, 6,5 cm/s e 11 cm/s.

Para a mudança de velocidade de recirculação, por exemplo de 2,5 para 6,5 cm/s, foi realizada uma adaptação por um período de aproximadamente uma semana em velocidade intermediária. Nesta etapa de transição das velocidades foram analisados os sólidos suspensos voláteis, uma vez que a concentração destes organismos nitrificantes possa ser expressa por este parâmetro. Ao final de uma semana realizou-se a mudança da velocidade. A Tabela 1 apresenta um resumo das operações realizadas.

Tabela 1 - Resumo das operações.

	Duração (dias)	Vazão de ar (L/h)	Velocidade (cm/s)
Ensaio 1	20	10	2,23
Ensaio 2	26	20	6,3
Ensaio 3	20	30	11

Fonte: Elaboração do próprio autor

O descarte, realizado em cada ciclo da batelada, continha o volume de 10L do material sobrenadante através de uma torneira no meio do MARB a uma altura média de 60 cm da base do tubo externo (“downcomer”). Uma vez por semana foi executado o descarte pelo fundo do reator, a fim de eliminar o lodo disperso possivelmente formado no interior de MABR.

4.10 Métodos analíticos e frequência de amostragem

Os parâmetros que podem demonstrar a eficiência do tratamento proposto em função de diferentes velocidades de recirculação da massa líquida, assim como a frequência das análises são apresentados no Quadro 10.

A rotina das análises foi executada duas vezes por dia. Considerando que o reator operou em batelada com ciclo de 12 horas, foram coletadas amostras do esgoto afluente e efluente ao MABR.

As determinações analíticas foram realizadas de acordo com o Standart Methods for Examination of Water and Wastewater (APHA , AWWA & WPCF, 1998). Tais análises foram realizadas no Laboratório de Saneamento da Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira.

Quadro 8 - Parâmetros e frequência das análises.

Parâmetro	Unidade	Frequência de análise
pH	--	Diária
Temperatura	°C	Diária
Oxigênio Dissolvido	mg/L	Diária
Nitrogênio Total	mg/L	Diária
Nitrogênio Amoniacal	mg/L	Diária
Nitrato	mg/L	Diária
Nitrito	mg/L	Diária
DQO	mg/L	Diária
Fósforo	mg/L	Diária
Sólidos Suspensos Voláteis	mg/L	1 vez por semana

Fonte: Elaboração do próprio autor

5 RESULTADOS

5.1 Área específica das membranas

A área superficial externa das membranas obtida pela equação 7, considerando o diâmetro de cada membrana com 1 mm, comprimento de 1,10 m e número total de membranas igual a 48, foi de $A_{MEM} = 0,16 \text{ m}^2$. O volume ocupado pelas membranas, a partir da equação 8, foi de $4,1 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3$.

Assim a superfície específica do módulo de membranas utilizada nesta pesquisa, estimada pela razão entre o a área e o volume do reator de 20 litros, tem-se igual a $0,08 \text{ m}^2/\text{m}^3$.

5.2 Estimativa do K_{La}

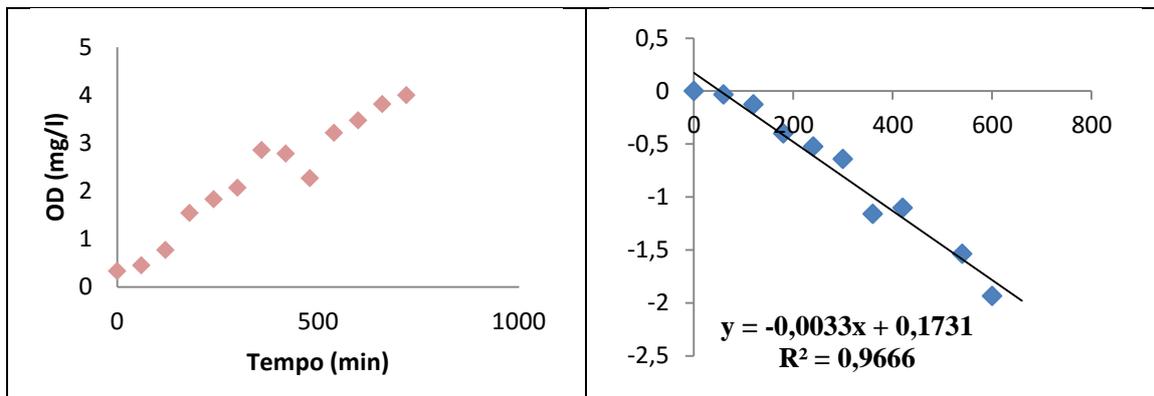
Segundo a metodologia proposta por ASCE (1990) a concentração para a desoxigenação da água é de 7,88 mg/L de sulfito de sódio, considerando o volume do reator com 22 litros, foram adicionados 173 mg de sulfito de sódio, no MABR preenchido com água.

A concentração do catalizador, cloreto de cobalto, que deve ser adicionado varia de 0,1 a 0,5 mg/L (ASCE, 1990), assim, mediante o volume do reator, foram adicionados 11 mg/L para acelerar a reação química do sulfito de sódio. O acréscimo dos reagentes garantiu que a concentração de OD na água estivesse próxima a zero.

A Figura 18, Figura 19; Figura 20 e Figura 21 exibem as curvas de oxigenação obtidas nos ensaios com as membranas e aeração pelos difusores de ar nas vazões de 10, 20 e 30 L/h. Foi possível observar o aumento na concentração de OD em função do tempo em todos os ensaios. Considerando que o município de Ilha Solteira – SP, esteja localizado a 337 m de altitude e a temperatura média dos três ensaios igual a 28 °C, a concentração de saturação do oxigênio é de 7,5 mg/L (VON SPERLING, 1999).

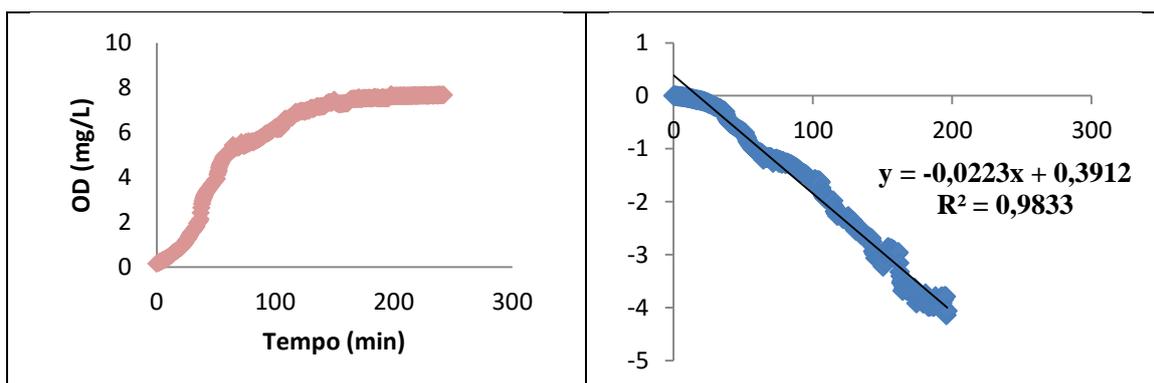
A partir das curvas de oxigenação, foram calculados os coeficientes globais de transferência de oxigênio pela aplicação da Equação 9. Os gráficos obtidos e as respectivas equações também estão apresentados nas Figura 18, Figura 19, Figura 20 e Figura 21.

Figura 18 - Curvas de oxigenação pelas membranas e linearização da curva de oxigenação.



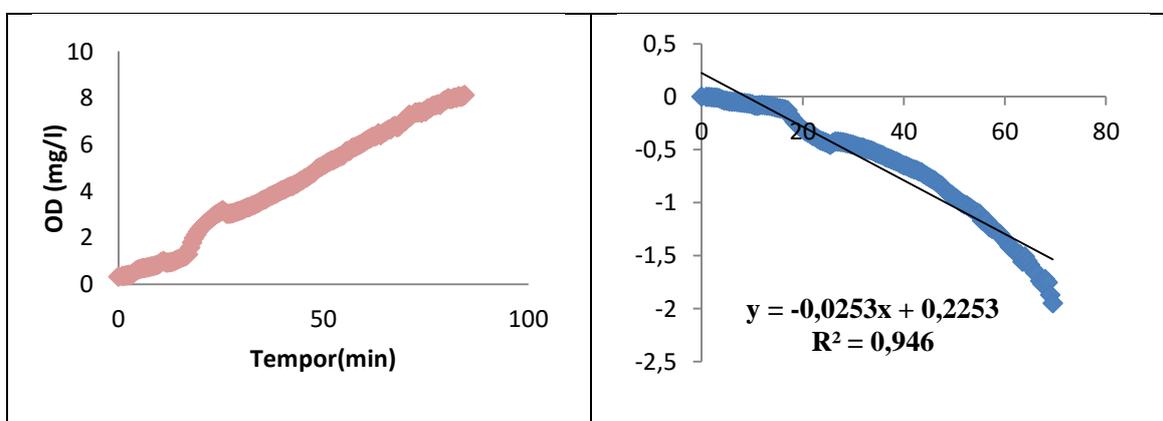
Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 19 - Curva de oxigenação pelo difusor com vazão de ar em 10L/h e linearização da curva de oxigenação.



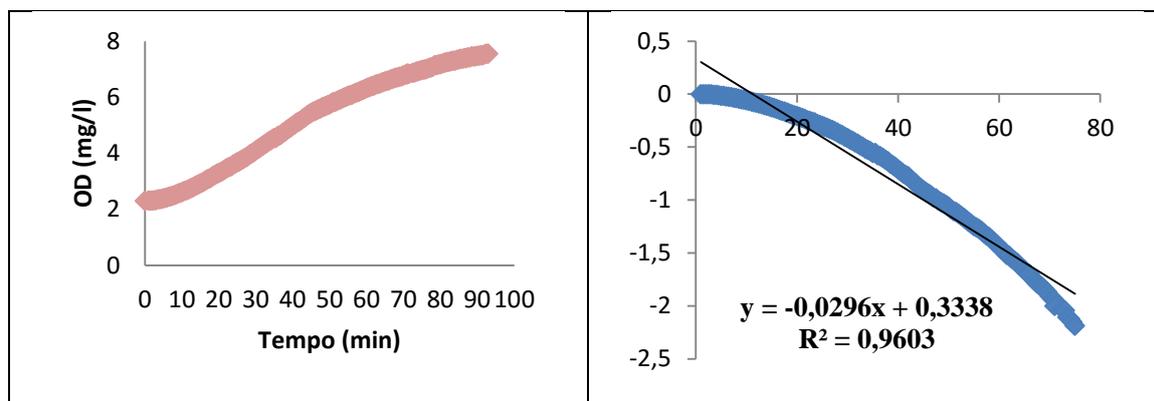
Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 20 - Curva de oxigenação pelo difusor com vazão de ar em 20 L/h e linearização da curva de oxigenação.



Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 21 - Curva de oxigenação pelo difusor com vazão de ar em 30 L/h e linearização da curva de oxigenação.



Fonte: Elaboração do próprio autor

A Tabela 2 apresenta os valores de K_{La} encontrados a partir dos coeficientes angulares das equações originadas pelas linhas de tendências.

Tabela 2 – Valores de K_{La} obtidos nos ensaios de oxigenação.

Tipo de ensaio	K_{La} (min^{-1})
Com as membranas	0,0033
Difusor de ar com 10 L/h	0,0223
Difusor de ar com 20 L/h	0,0253
Difusor de ar com 30 L/h	0,0296

Fonte: Elaboração do próprio autor.

A partir da metodologia proposta pelas ASCE (1990) calculou-se o coeficiente global de transferência de oxigênio através das membranas limpas, sendo o valor do K_{La} encontrado igual a $4,7 \text{ dia}^{-1}$ com temperatura média da água igual a 28°C . Considerando que as 48 membranas contidas no sistema possuem $0,16 \text{ m}^2$ de área superficial e superfície específica de $0,08 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$, a taxa de transferência de oxigênio pode ser representada por $2,35 \text{ g O}_2 \text{ m}^{-2} \text{ dia}^{-1}$.

Outros estudos com MABR como o de Molina (2015), também determinou a transferência de oxigênio através de 294 membranas tubulares Accurel[®] com $5500 \mu\text{m}$ de diâmetro interno, $0,39\text{m}$ de comprimento e tamanho dos poros em $0,2 \mu\text{m}$, com uma superfície específica de $25 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$ em temperatura média de $20,6^\circ\text{C}$ obteve um valor de $K_{La} = 3,02 \pm 0,72 \text{ dia}^{-1}$. Jácome et al. (2006) realizaram experimentos de oxigenação através das membranas de fibras tubulares de polipropileno (Accurel[®]) com diâmetro

interno igual a 1800 μm e tamanho do poro em 0.2 μm , utilizando aeração atmosférica, em reator com superfície específica de 26 $\text{m}^2 \text{m}^{-3}$, obtiveram o valor de 3.5 $\text{g O}_2 \text{m}^{-2} \text{dia}^{-1}$ para a taxa de transferência de oxigênio e uma capacidade máxima de remoção da DBO igual a 7 $\text{g O}_2 \text{m}^{-2} \text{dia}^{-1}$.

A Tabela 3 contém um resumo das taxas de transferência de oxigênio para o meio líquido nas diferentes vazões de ar aplicadas pelo difusor. Nota-se que a transferência de oxigênio aumenta a medida que a vazão de ar injetada também aumenta, influenciando assim nos processos oxidativos realizados pelos organismos heterótrofos e nitrificantes presentes no biofilme.

Tabela 3 – Taxa de transferência de oxigênio pelas membranas e pelo difusor.

Tipo de ensaio	Transferência de oxigênio
Membranas	2350 $\text{mg O}_2 \text{m}^{-2} \text{dia}^{-1}$.
Difusor de ar com 10 L/h	261,18 $\text{mg O}_2 \text{dia}^{-1}$
Difusor de ar com 20 L/h	592,63 $\text{mg O}_2 \text{dia}^{-1}$
Difusor de ar com 30 L/h	1040,25 $\text{mg O}_2 \text{dia}^{-1}$

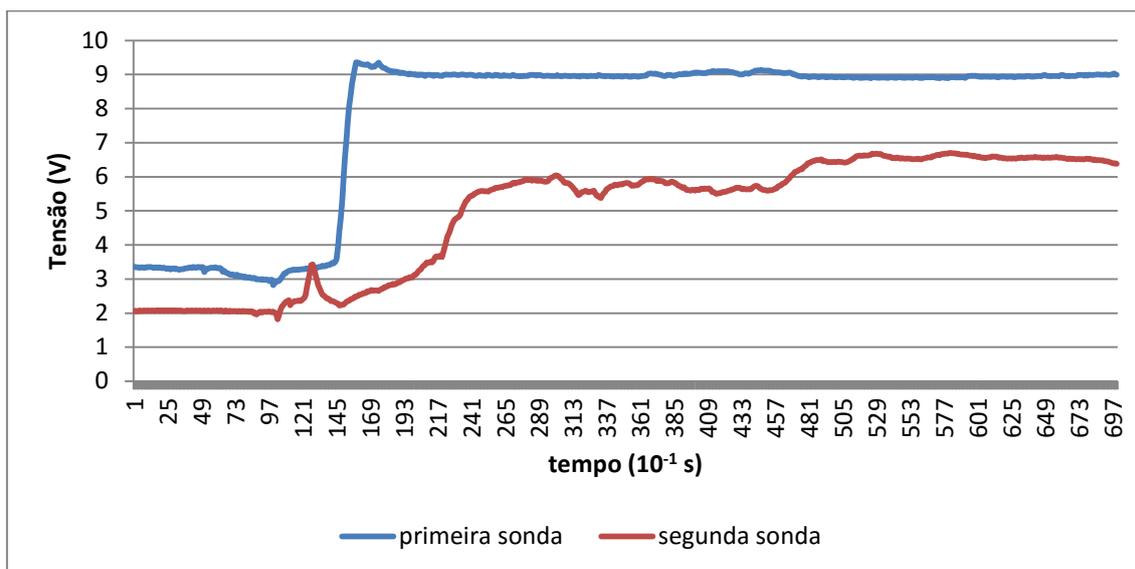
Fonte: Elaboração do próprio autor.

5.3 Velocidades de recirculação

O primeiro ensaio para a estimativa da velocidade de recirculação do líquido no MABR foi realizado para a vazão de ar injetado pelo difusor em 10 L/h. A Figura 21 apresenta os valores de tensão mensurados ao longo do tempo, o primeiro pico apontado pela primeira sonda foi em 15,9. S. O pico correspondente na segunda sonda ocorreu em 51,7. s, assim a diferença de tempo foi de 35,8 s. Dividindo-se a distância de 80 cm entre as sondas e tempo, obteve-se a velocidade de 2,23 cm/s.

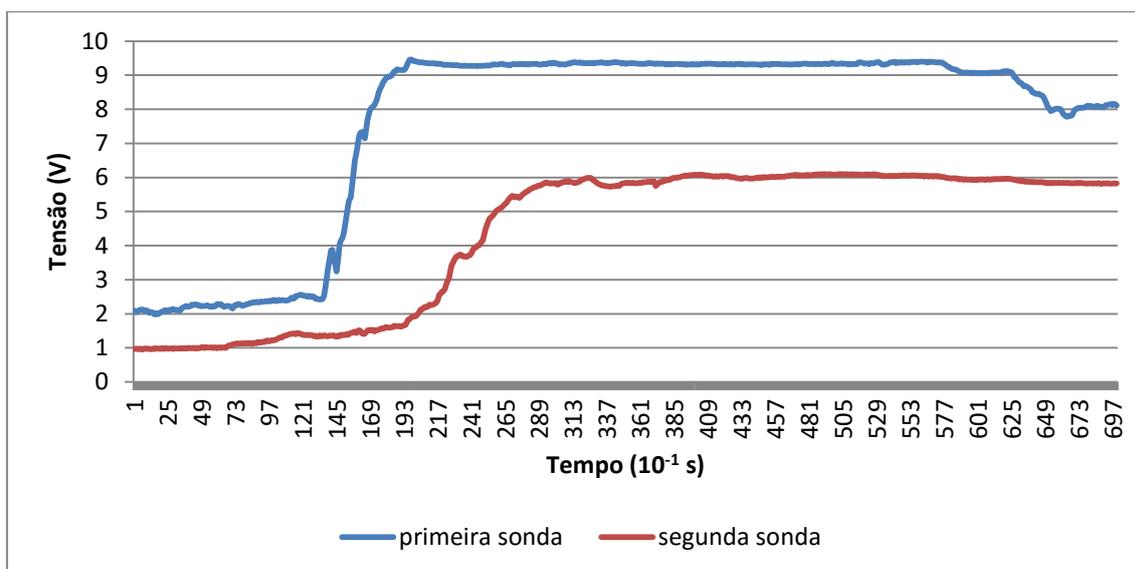
O gráfico apresentado pela Figura 23 foi resultado da vazão de ar em 20 L/h. Pode-se observar que o tempo do pico apontado pela primeira sonda foi em aproximadamente 19,5 s e o pico correspondente na segunda sonda foi em torno de 33,2 s, assim a diferença de tempo foi de 12,7 s. Dividindo-se a distância de 80 cm entre as sondas e tempo, obteve-se a velocidade de 6,3 cm/s.

Figura 22 - Gráfico da tensão em função do tempo para vazão de ar em 10L/h.



Fonte: Elaboração do próprio autor

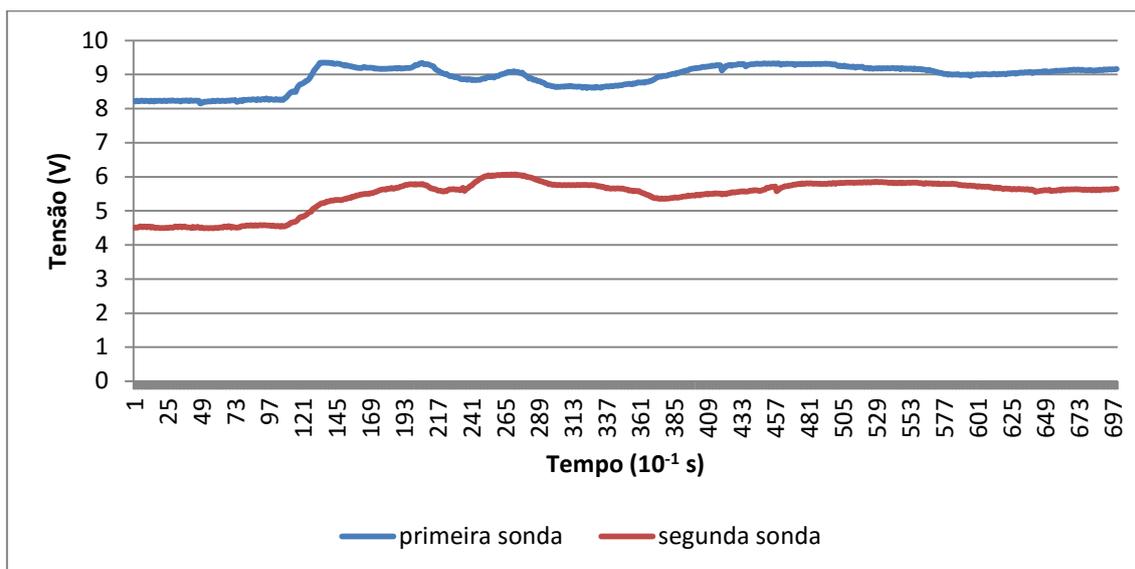
Figura 23 - Gráfico da tensão em função do tempo para vazão de ar em 20L/h.



Fonte: Elaboração do próprio autor

O terceiro ensaio foi realizado para a vazão de ar injetado pelo difusor em 30 L/h. O gráfico gerado é apresentado pela Figura 24, do qual se estimou como tempo do pico apontado pela primeira sonda em 13,4 s e o pico correspondente na segunda sonda em 20,3 s, de forma que a diferença de tempo foi de 6,9 s, com velocidade de 11,03 cm/s. Desta forma adotou-se o valor de 11 cm/s para a vazão de 30 L/h.

Figura 24 - Gráfico da tensão em função do tempo para vazão de ar em 30L/h.

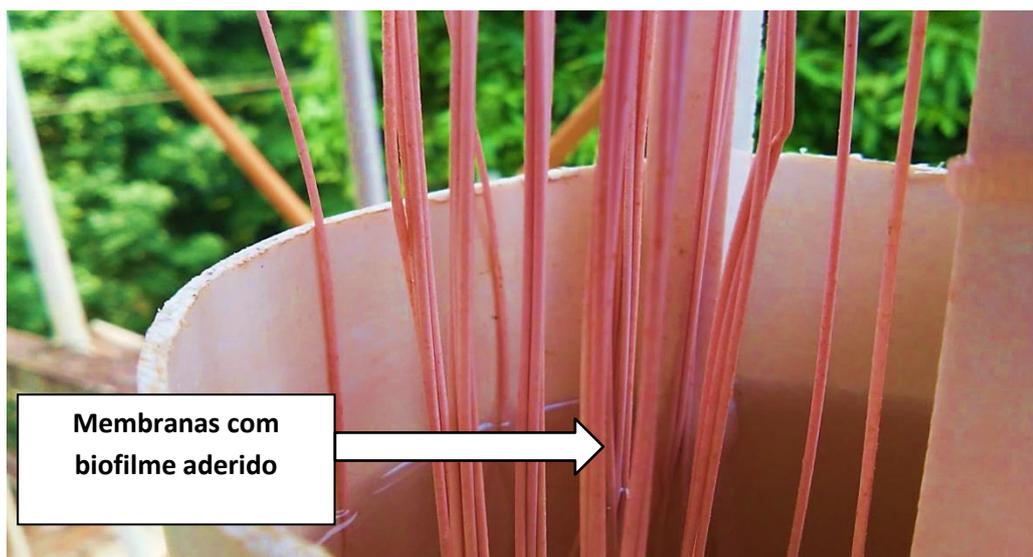


Fonte: Elaboração do próprio autor

5.4 Cultivo de nitrificantes

Na primeira tentativa de cultivo dos organismos nitrificantes foi verificada a presença de outro organismo aderido às membranas, formando uma camada gelatinosa de coloração rosa, como ilustra a Figura 25.

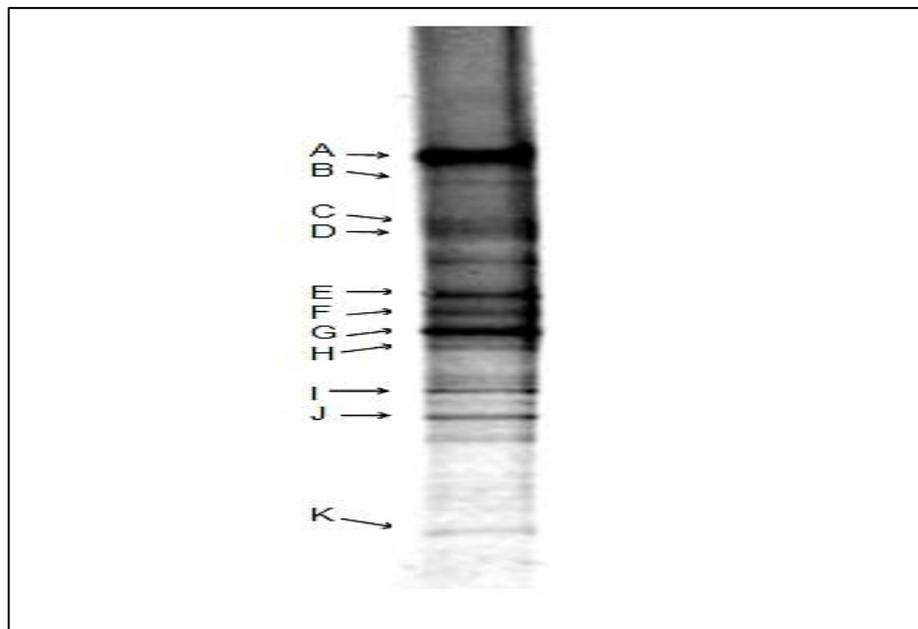
Figura 25 - Reator de cultivo com membranas apresentando biofilme rosa.



Fonte: Elaboração do próprio autor

O perfil da DGGE obtido é apresentado pela Figura 26, e a Tabela 4 identifica a comunidade microbiana conforme o sequenciamento.

Figura 26 - Perfil do gel de DGGE contendo fragmentos de DNAr 16S amplificados.



Nota: Imagem cedida pela prof^a. Juliana Calábria de Araujo do DESA/UFMG.

Fonte: Elaboração do próprio autor

Tabela 4 - Identificação das bandas de DGGE a partir do RDP Classifier e Blastn.

Banda	RDP Classifier	Blastn	Similaridade ¹ (%)	Nº de Acesso
A	<i>Bradyrhizobiaceae</i>	<i>Rhodopseudomonas sp</i>	95	NR_108528.1
B	<i>Bradyrhizobiaceae</i>	<i>Rhodopseudomonas thermotolerans</i>	97	NR_108528.1
C	<i>Bradyrhizobiaceae</i>	<i>Rhodopseudomonas thermotolerans</i>	98	NR_108528.1
D	<i>Bradyrhizobiaceae</i>	<i>Rhodopseudomonas sp</i>	91	NR_108528.1
E	<i>Bradyrhizobiaceae</i>	<i>Rhodopseudomonas sp</i>	91	NR_108528.1
F	<i>Bradyrhizobiaceae</i>	<i>Rhodopseudomonas thermotolerans</i>	98	NR_108528.1
G	<i>Bradyrhizobiaceae</i>	<i>Rhodopseudomonas sp</i>	96	NR_108528.1
H	<i>Bradyrhizobiaceae</i>	<i>Rhodopseudomonas sp</i>	96	NR_108528.1
I	<i>Burkholderiales</i>	<i>Aquabacterium parvum</i>	98	NR_024874.1
J	<i>Thermomonas sp</i>	<i>Thermomonas brevis</i>	98	NR_025578.1
K	<i>Flavobacteriales</i>	<i>Flavobacterium sp</i>	90	NR_114272.1

Nota: Identificação realizada pela prof^a. Juliana Calábria de Araujo do DESA/UFMG.

Fonte: Elaboração do próprio autor

Dentre as bactérias identificadas nas amostras enviadas à UFMG, encontrou-se a do gênero *Rhodopseudomonas* que pertencem ao filo *Proteobacteria*, à classe *Alphaproteobacteria*, da ordem *Rhizobiales* e família *Bradyrhizobiaceae*. As *Rhodopseudomonas sp* são bactérias fototróficas, púrpuras e não sulfurosas e podem ser encontradas em diversos ambientes, como solo e sedimento marinho. Estas bactérias possuem um metabolismo versátil e podem ser aeróbias e anaeróbias. Na ausência de oxigênio, a energia é gerada por meio de fotossíntese e o crescimento da biomassa ocorre pela absorção de dióxido de carbono, mas também podem aumentar a biomassa através da degradação de compostos orgânicos.

Outro tipo de organismos identificados nas amostras foram as do gênero *Aquabacterium* pertencem ao filo *Proteobacteria*, classe *Betaproteobacteria*, ordem *Burkholderiales* e família *Comamonadaceae*. Estas espécies são comumente encontradas em água e em biofilmes de sistemas de abastecimento de água. Utilizam o nitrato como aceptor de elétrons e distinguem-se pelo metabolismo, capacidade de hidrolisar uréia e caseína, padrões de proteínas celulares e o crescimento em meio rico em nutrientes (KALMBACK *et al.*, 1999).

As bactérias do gênero *Thermomonas* também foram identificadas nas amostras. Estas pertencem ao filo *Proteobacteria*, da classe *Gammaproteobacteria*, ordem *Xanthomonadales* e família *Xanthomonadaceae*. A espécie *Thermomonas brevis* é aeróbia, mas pode crescer anaerobicamente na presença de nitrato como aceptor de elétrons e podem reduzir o nitrito.

Por fim identificaram-se as bactérias do gênero *Flavobacterium* pertencentes ao filo *Bacterioidetes*, classe *Flavobacteriia* e ordem *Flavobacteriales*. As flavobactérias são aeróbias e encontradas no solo, na água e numa grande variedade de ambientes. Algumas espécies são patógenos oportunistas de peixes (TOUCHON *et al.*, 2011).

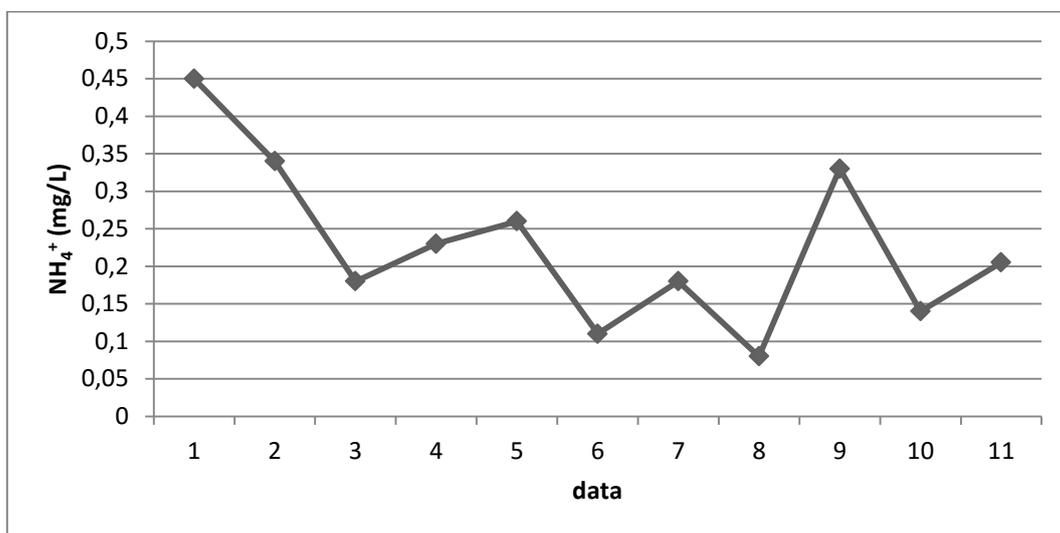
A presença destas bactérias em lugar das nitrificantes pode ter ocorrido pois inicialmente o reator de cultivo foi fixado em local aberto, ou seja, em um ambiente externo ao laboratório. Assim houve alta incidência de radiação luminosa incitando a formação das *Rhodopseudomonas* que são bactérias fototróficas e de coloração púrpura.

A segunda tentativa de cultivar as nitrificantes foi bem sucedida, uma vez que o reator de cultivo foi instalado em um ambiente com menor incidência de luminosidade. Assim foi verificada a presença de microrganismos nitrificantes no reator de cultivo pela formação de um biofilme em suspensão de coloração amarela (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999; MOLINA, 2015).

5.5 Inoculação

A aclimatação dos microrganismos nitrificantes no MABR foi realizada e a sua consolidação junto as membranas foi verificada pela redução na concentração de nitrogênio amoniacal, como é ilustrado na Figura 27, resultando em uma concentração média de 0,205 mg- NH_4^+ /L. Outro fato que demonstrou a efetivação do biofilme nitrificante foi pela observação de uma camada biológica aderido às membranas, como ilustra a Figura 28.

Figura 27 - Gráfico da concentração de amônia no MABR.



Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 28 - Biofilme composto por nitrificantes aderido às membranas.



Fonte: Elaboração do próprio autor

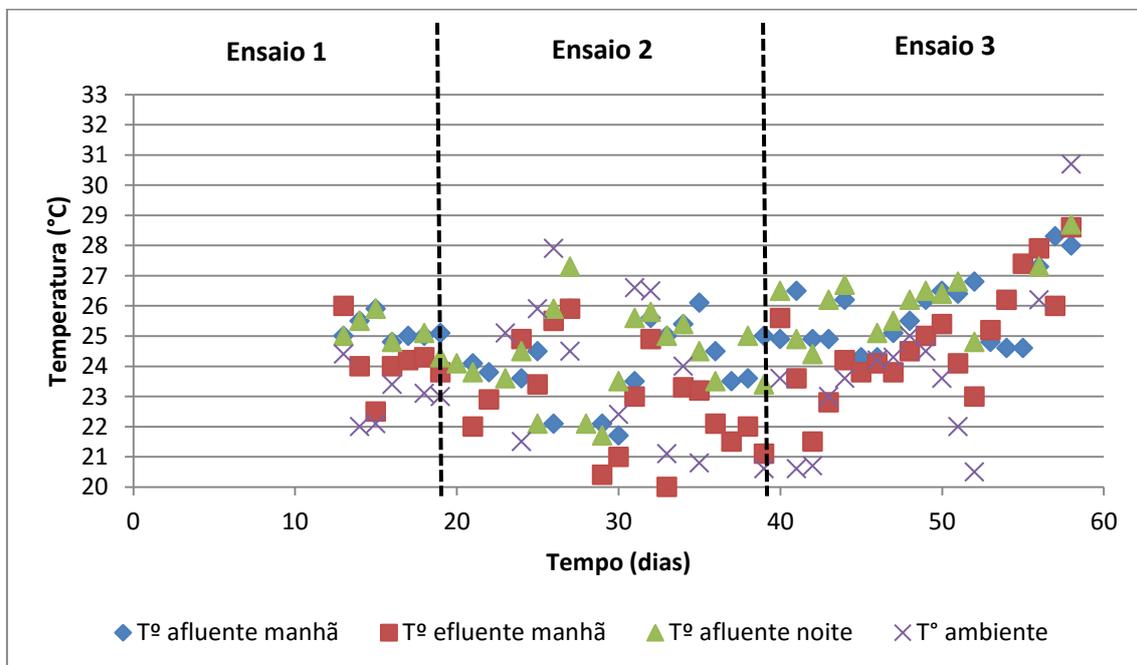
5.6 Operação do MABR

5.6.1 Temperatura

O período que ocorreu o primeiro ensaio, cuja velocidade de recirculação foi de 2,23 cm/s, ocorreu entre os meses de julho a agosto. Apesar de compreender o período de inverno a temperatura média do ambiente foi de $23,67 \pm 0,94$ °C. Pela Figura 29 é possível observar que a temperatura afluente, ou seja, do esgoto que entra no MABR, estava em torno de 25 °C e a efluente, referente ao esgoto encontrado na saída do MABR, foi de 24 °C. Os dados iniciais de até o 12º dia foram perdidos.

No segundo ensaio realizado, com velocidade de 6,3 cm/s, a temperatura média do ambiente foi de $21,84 \pm 0,09$ °C, sendo o período do ensaio entre agosto e setembro, meses de transição entre inverno e primavera. Pela Figura 29, pode-se inferir que a temperatura afluente ao MABR, foi de $24,19 \pm 0,1$ °C, e a temperatura média do esgoto efluente foi de $23,41 \pm 0,09$ °C.

Figura 29 - Temperaturas afluente e efluente ao MABR e ambiente ao longo do período experimental.



Fonte: Elaboração do próprio autor

O terceiro ensaio realizado com velocidade de 11 cm/s ocorreu com temperatura média ambiente de $24,06 \pm 0,44$ °C, sendo o mesmo realizado nos meses de setembro e outubro (primavera). Por sua vez as temperaturas médias, afluente e efluente ao MABR, foram de $25,96 \pm 0,25$ °C e $25,44 \pm 0,79$ °C, respectivamente.

A Tabela 5 apresenta um resumo dos valores médios de temperatura registrada ao longo do período experimental.

Tabela 5 – Valores médios de temperatura afluente e efluente ao MABR.

		Manhã	Noite	Média
Ensaio 1	T° a (°C)	$25,19 \pm 0,38$	$25,10 \pm 0,55$	$25,14 \pm 0,06$
	T° e (°C)	$24,11 \pm 1,03$	$24,72 \pm 0,64$	$24,41 \pm 0,42$
	T° am (°C)	$24,34 \pm 3,64$	$23 \pm 0,89$	$23,67 \pm 0,94$
Ensaio 2	T° a (°C)	$24,12 \pm 1,33$	$24,27 \pm 1,48$	$24,19 \pm 0,10$
	T° e (°C)	$22,77 \pm 1,76$	$24,05 \pm 1,85$	$23,41 \pm 0,90$
	T° am (°C)	$21,78 \pm 3,54$	$21,91 \pm 3,64$	$21,84 \pm 0,09$
Ensaio 3	T° a (°C)	$25,79 \pm 1,23$	$26,14 \pm 1,14$	$25,96 \pm 0,25$
	T° e (°C)	$24,88 \pm 1,80$	$26,01 \pm 1,73$	$25,44 \pm 0,79$
	T° am (°C)	$24,37 \pm 2,84$	$23,75 \pm 2,64$	$24,06 \pm 0,44$

Nota: T° a = temperatura afluente; T° e = temperatura efluente, T° am = temperatura ambiente.

Fonte: Elaboração do próprio autor

A variação de temperatura entre o esgoto afluente e efluente, ou seja, maiores temperaturas afluentes, pode ser explicada pelo fato de que a rede possui pouca extensão, de forma que não há tempo para ocorrer o resfriamento do esgoto. Também foi possível observar que a temperatura do esgoto afluente e efluente se encontravam acima da temperatura ambiente, possivelmente pela capacidade de armazenamento de calor da água, principal componente do esgoto, que possui maior calor específico em relação a ao gás, presente na atmosfera o qual confere a temperatura do ambiente.

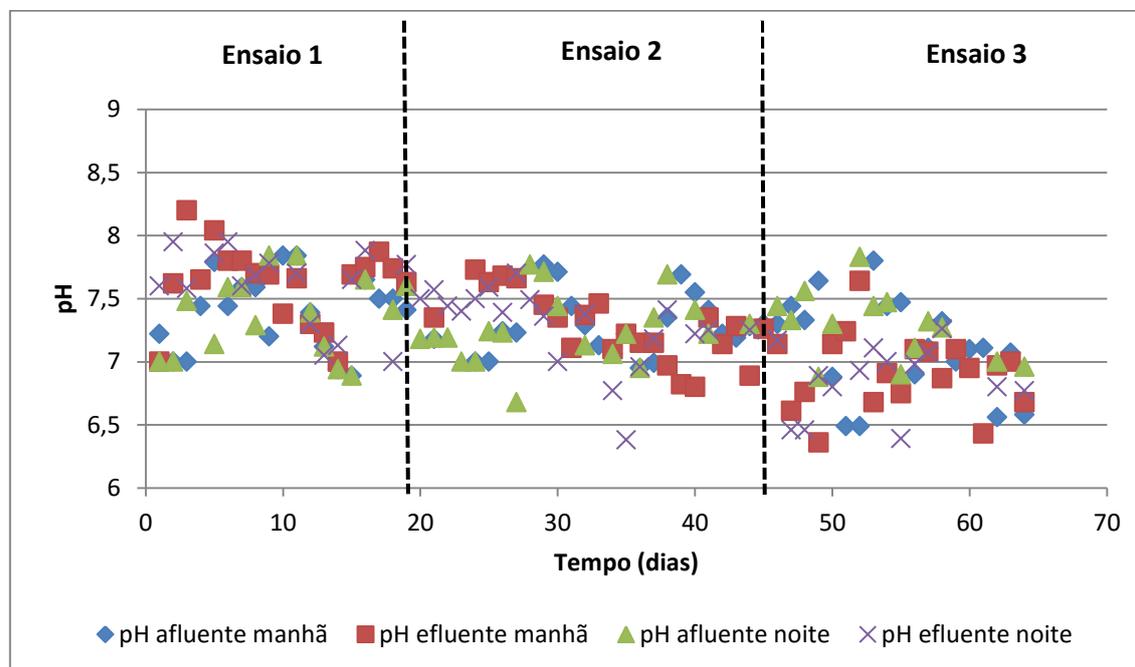
5.6.2 pH

Ao longo do período experimental os valores de pH afluente e efluente ao MABR são apresentados na Figura 30.

A redução dos valores de pH no terceiro ensaio, pode ser explicado pela reação de consumo da matéria orgânica, que fornece como produto o dióxido de carbono que em meio líquido reage com a água formando o ácido carbônico. Ademais as reações de nitrificação fornecem o íon H^+ , que consomem a alcalinidade do meio e possivelmente contribuíram para a redução do pH. O decaimento do pH não foi mais acentuado pela liberação de íons OH^- nas reações de desnitrificação.

Apesar da variação observada entre os três ensaios, a Tabela 6 demonstra uma tendência de decaimento ao longo dos ensaios, do primeiro ao terceiro ensaio, uma vez que o pH do esgoto afluente já continha valores de pH reduzidos, com média de $7,19 \pm 0,117$. Outro fator que contribuiu no decaimento do pH efluente, foi a redução das reações de desnitrificação.

Figura 30 - pH afluente e efluente ao MABR ao longo do período experimental.



Fonte: Elaboração do próprio autor

Tabela 6 - Valores médios de pH afluente e efluente ao MABR .

		Manhã	Noite	Média
Ensaio 1	pH a	7,39 ± 0,30	7,36 ± 0,32	7,37 ± 0,018
	pH e	7,62 ± 0,31	7,59 ± 0,31	7,60 ± 0,018
Ensaio 2	pH a	7,28 ± 0,24	7,25 ± 0,27	7,26 ± 0,029
	pH e	7,27 ± 0,27	7,29 ± 0,31	7,28 ± 0,013
Ensaio 3	pH a	7,11 ± 0,39	7,27 ± 0,28	7,19 ± 0,117
	pH e	6,92 ± 0,30	6,86 ± 0,27	6,89 ± 0,037

Nota: pH a = potencial hidrogeniônico afluente; pH e = potencial hidrogeniônico efluente.

Fonte: Elaboração do próprio autor

5.6.3 Oxigênio Dissolvido

Os valores de OD no afluente ao MABR, no primeiro ensaio, resultaram valores em torno de $0,49 \pm 0,005$ mg/L. Sobre valores efluentes houve um acréscimo de OD, uma vez que havia fornecimento do oxigênio pelas membranas assim como pelo difusor de ar, tal fato pode ser confirmado pelos coeficientes de transferência de oxigênio. O valor médio efluente foi de $0,72 \pm 0,03$ mg/L. No início deste ensaio notou-se aumento da concentração de OD em valores próximos a 2,5 mg/L indicando uma possível adaptação dos organismos à nova condição criada pelas tensões de cisalhamento.

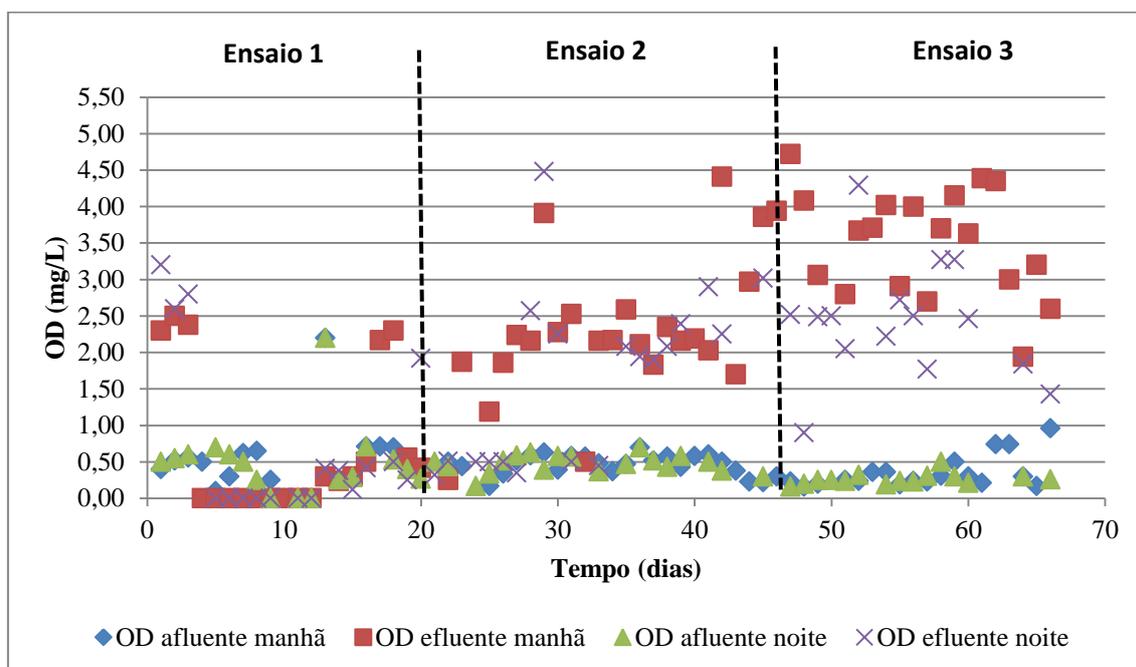
O segundo ensaio resultou em valores de OD afluente e efluente indicado na Figura 31. Pode-se inferir que os valores médios do esgoto afluente se mantiveram em torno de $0,46 \pm 0,007$ mg/L. A concentração média de OD efluente foi de $1,98 \pm 0,456$ mg/L, indicando pouco acréscimo em relação ao primeiro ensaio, apesar do aumento da vazão de ar fornecida ao sistema pelo difusor. O que pode indicar um aumento nas reações de oxidação, da matéria orgânica e nitrogenada, consumindo a parcela do oxigênio adicionada ao meio.

A concentração afluente no terceiro ensaio se manteve em valores menores que 1 mg/L. A permanência de baixas concentrações afluentes pode ser explicada pela elevada temperatura do esgoto e da atmosfera, que propicia na redução de OD. Ainda pela Figura 31, é possível observar o aumento na concentração de OD efluente, com média de 2,96 mg/L. O aumento da vazão de ar injetada pelo difusor, em 30L/h, proporcionou o aumento na disponibilidade de OD nas amostras efluente, o que pode ser confirmado pela taxa de transferência de oxigênio realizada. A partir deste ensaio foi possível

compreender que os processos oxidativos alcançaram a máxima ocorrência, uma vez que o oxigênio passa a estar disponível no meio líquido.

A Tabela 7 apresenta um resumo dos valores médios de OD afluyente e efluente ao MABR.

Figura 31 - OD afluyente e efluente ao MABR ao longo do período experimental.



Fonte: Elaboração do próprio autor

Tabela 7 - Valores médios de OD afluyente e efluente ao MABR .

		Manhã	Noite	Média
Ensaio 1	ODa (mg/L)	0,49 ± 0,47	0,49 ± 0,50	0,49 ± 0,005
	ODE (mg/L)	0,70 ± 0,98	0,74 ± 1,12	0,72 ± 0,030
Ensaio 2	ODa (mg/L)	0,46 ± 0,14	0,47 ± 0,13	0,46 ± 0,007
	ODE (mg/L)	2,30 ± 0,99	1,66 ± 1,19	1,98 ± 0,456
Ensaio 3	ODa (mg/L)	0,35 ± 0,22	0,26 ± 0,08	0,3 ± 0,062
	ODE (mg/L)	3,51 ± 0,73	2,42 ± 0,81	2,96 ± 0,772

Nota: ODa = Oxigênio Dissolvido afluyente; ODe = Oxigênio Dissolvido efluente.

Fonte: Elaboração do próprio autor

5.6.4 Amônia

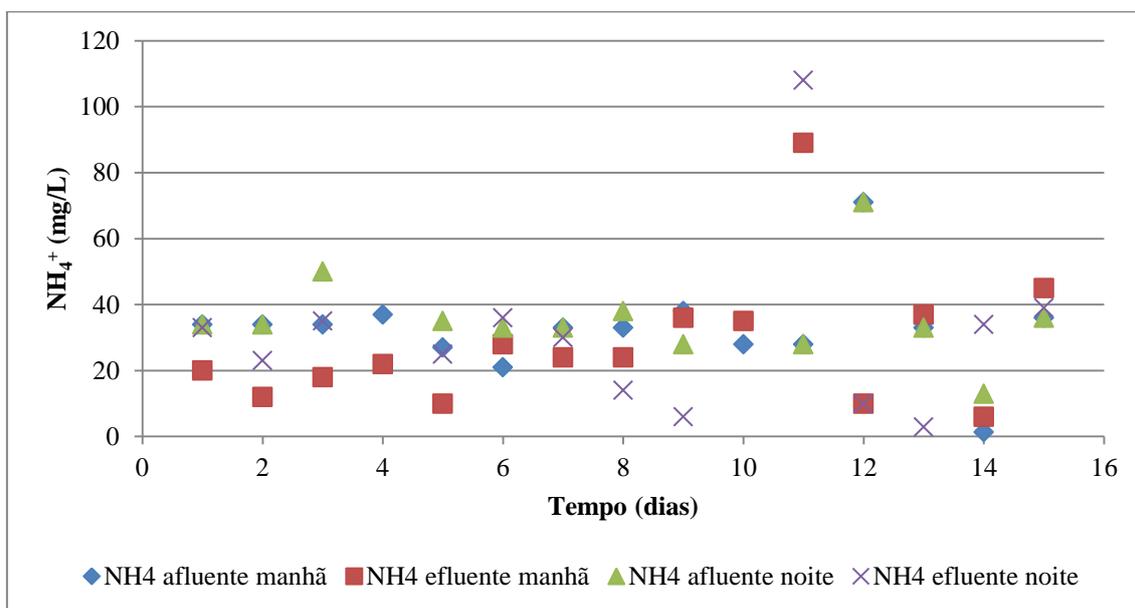
Como os valores médios de pH mensurados ao longo do experimento foram valores menores que 8 e os valores médios de temperaturas superiores a 25 °C, sabe-se que praticamente toda a amônia encontrada nesta pesquisa estava na forma ionizada, NH_4^+ (VON SPERLING, 1997).

A variação da concentração de amônia no primeiro ensaio é demonstrada na Figura 32. Pode-se observar que o valor médio afluente esteve em torno de $34,2 \pm 2,328$ mg/L, enquanto que os valores efluentes, estiveram em torno de $29,09 \pm 1,923$ mg/L. Assim a eficiência média na remoção do nitrogênio na forma amoniacal foi de 43%, sobre a qual foram desconsideradas os valores de eficiência negativos. A Figura 33 ilustra a variação da eficiência na remoção de amônia ao longo do primeiro ensaio.

Ainda neste ensaio verificou-se que após o 10º dia de operação houve o início de alterações nas concentrações, no qual as amostras efluentes apresentaram valores superiores às amostras do esgoto afluentes ao MABR, sugerindo assim o acúmulo da amônia no interior do reator pela redução ou ausência das reações de nitrificação realizadas pelo biofilme. Nesta etapa o biofilme encontrava-se visivelmente espesso, deduzindo-se que o substrato, ou seja, a amônia, não alcançava as porções mais internas do biofilme, de forma que somente a camada externa realizava o consumo da amônia e não mais a dupla camada aeróbia do biofilme (SEMENS *et al.*, 2003).

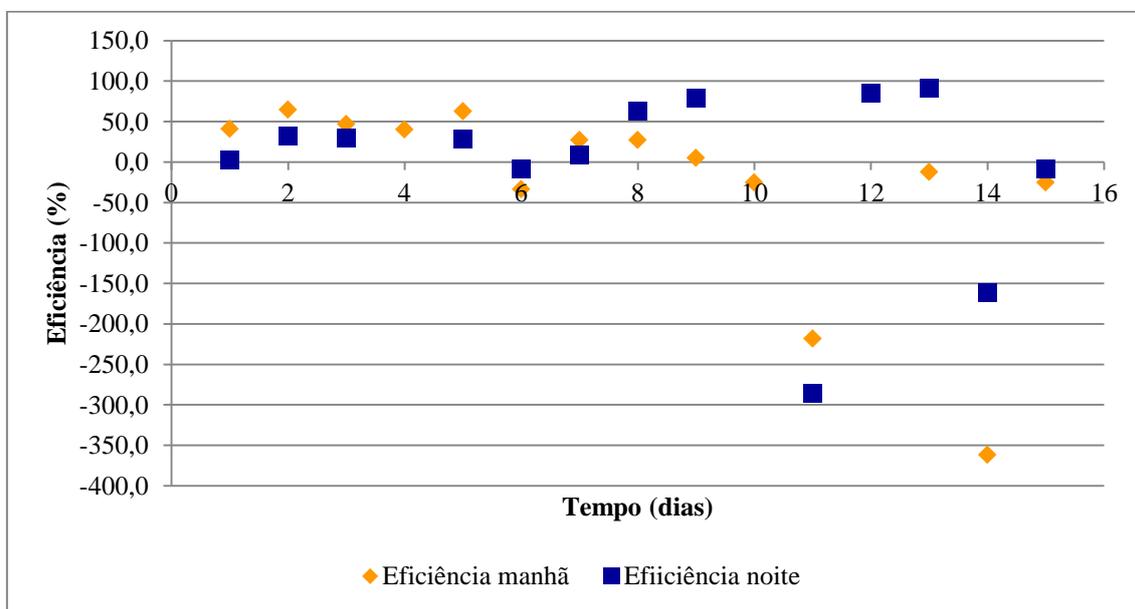
Assim o aumento da espessura e a baixa oxigenação do meio no primeiro ensaio podem ser consideradas insuficientes para oxigenação da amônia, favorecendo a ação dos organismos heterótrofos que possuem maior velocidade de duplicação, assim como possuem maior afinidade com as moléculas de oxigênio (VON SPERLING, 1997).

Figura 32 - Amônia afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 2,23 cm/s.



Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 33 - Eficiência na remoção de NH_4^+ no MABR com velocidade de recirculação em 2,23 cm/s.



Fonte: Elaboração do próprio autor

O segundo ensaio realizado obteve concentração média de nitrogênio amoniacal afluente de $59,54 \pm 0,491$ mg/L, o valor médio efluente ao MABR foi de $35,74 \pm 27,13$ mg/L na amostra coletada de manhã e de $46,75 \pm 25,22$ mg/L na amostra coletada a noite.

A partir da Figura 34, verifica-se que as concentrações afluente, principalmente no início da operação, foram valores acima da concentração típica de amônia em esgoto bruto, cujo valor é tona de 25 mg/L (VON SPERLING, 1999).

Notou-se até o 6º dia de operação pouca eficiência das reações de nitrificação da amônia, uma vez que os valores afluente e efluente foram próximos.

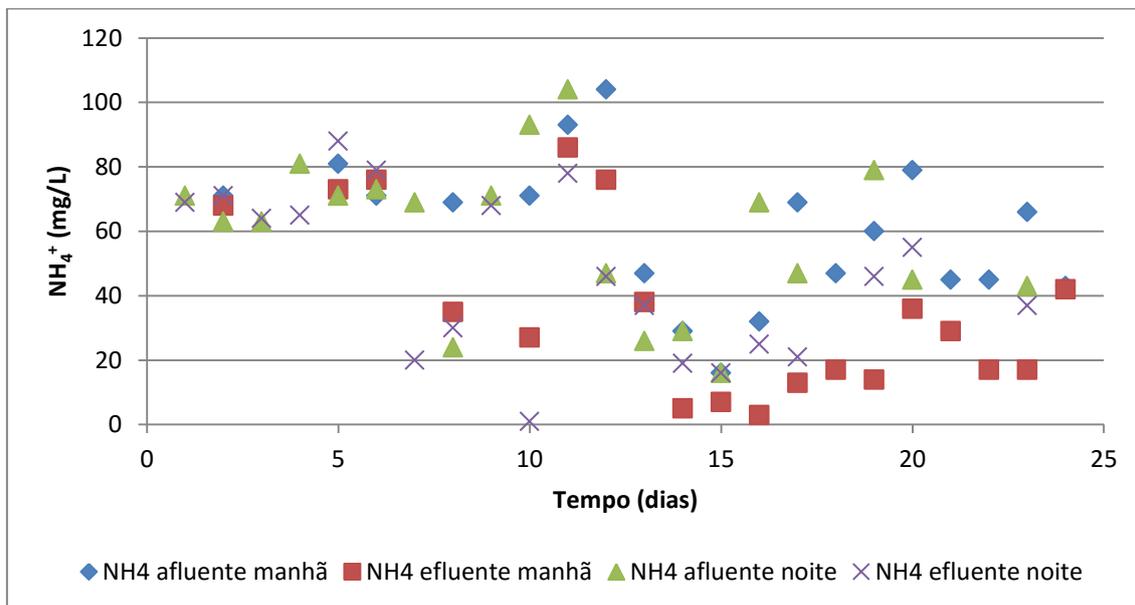
De acordo com Von Sperling (1997) dentre os fatores que influenciam no crescimento dos organismos nitrificantes, tem-se: a temperatura, o pH, o oxigênio dissolvido e substâncias tóxicas. A temperatura ótima para a nitrificação é de 25 a 36 °C, sendo a temperatura média efluente neste ensaio em torno de 23 °C, podendo causar interferência no processo. Para valores de pH na faixa de 7 a 8 a taxa de nitrificação apresenta-se constante, de modo que o pH médio efluente foi de 7,28, e assim operando na faixa adequada. Para o OD recomenda-se um valor mínimo de 2,0 mg/L, para que não ocorram problemas na nitrificação. O valor médio de OD efluente foi de 1,98 mg/L neste ensaio, sendo considerado próxima a faixa recomendada.

Como as possíveis causas de interferência descritas estavam ausentes, a justificativa para a perda da eficiência na nitrificação foi pela alteração da velocidade de recirculação e uma possível adaptação dos microrganismos contidos no biofilme à nova condição do meio líquido.

Após o 12º dia de operação houve, possivelmente, o reestabelecimento dos microrganismos, retomando, assim as reações químicas, alcançando eficiências de remoção acima de 60 %, e iniciando após o 23º dia um decaimento na eficiência, como indica a Figura 35.

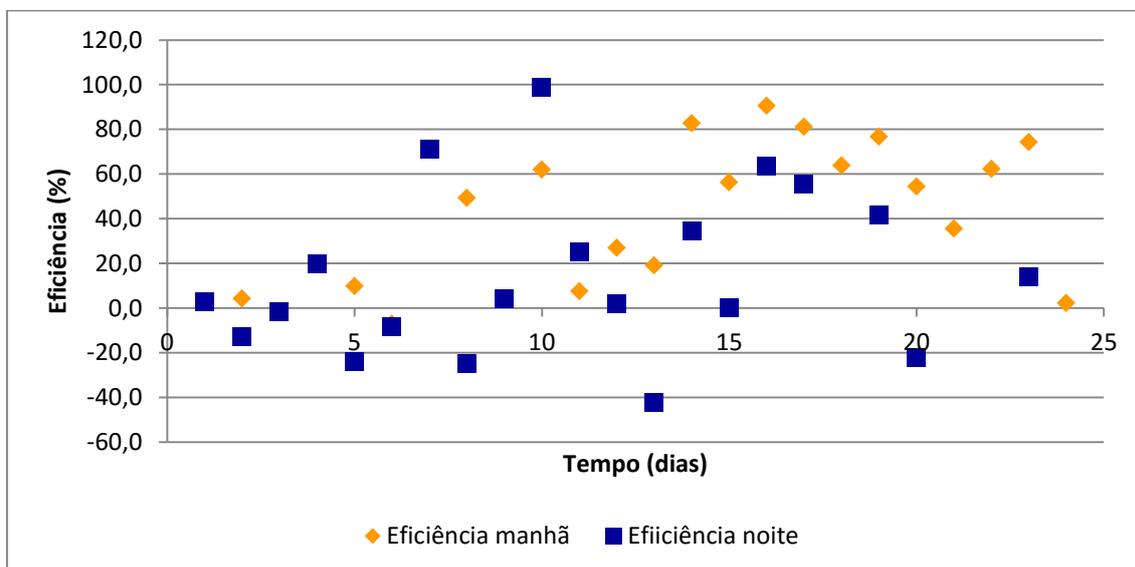
No terceiro ensaio exposto na Figura 36, observa-se a persistência de valores afluentes acima de 25 mg/L, com uma concentração média em torno de $52,02 \pm 0,734$ mg/L e a efluente em torno de $15,01 \pm 3,168$ mg/L. Assim foi alcançado uma eficiência média de $75,17 \pm 10,800$ % na remoção de nitrogênio amoniacal, quando houve o aumento da velocidade de recirculação. A partir da Figura 37, nota-se a constância da eficiência ao longo do ensaio.

Figura 34 - Amônia afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 6,3 cm/s.



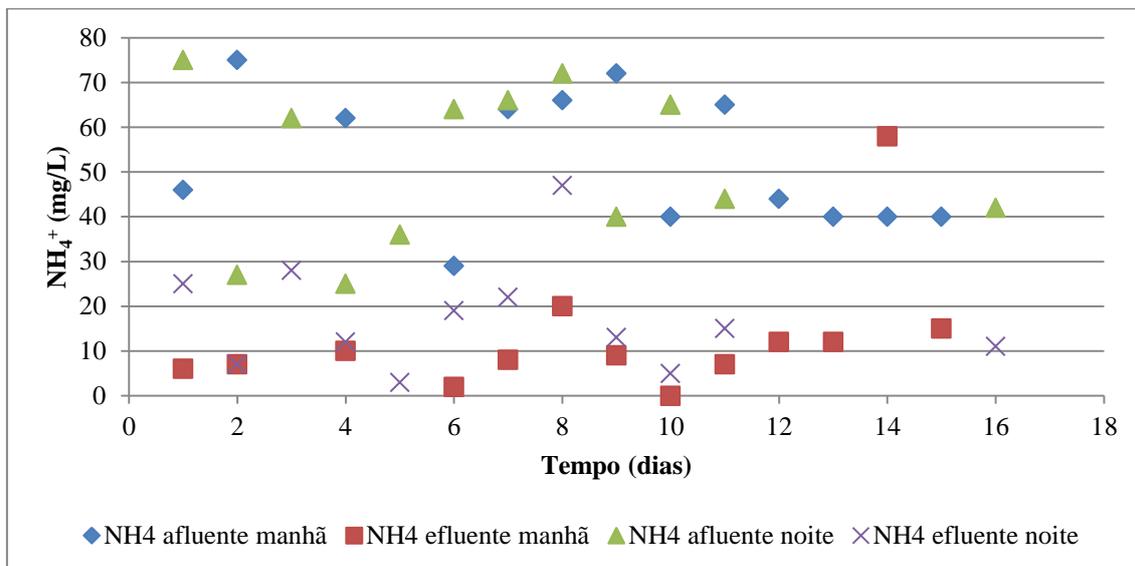
Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 35 - Eficiência na remoção de NH_4^+ no MABR com velocidade de recirculação em 6,3 cm/s.



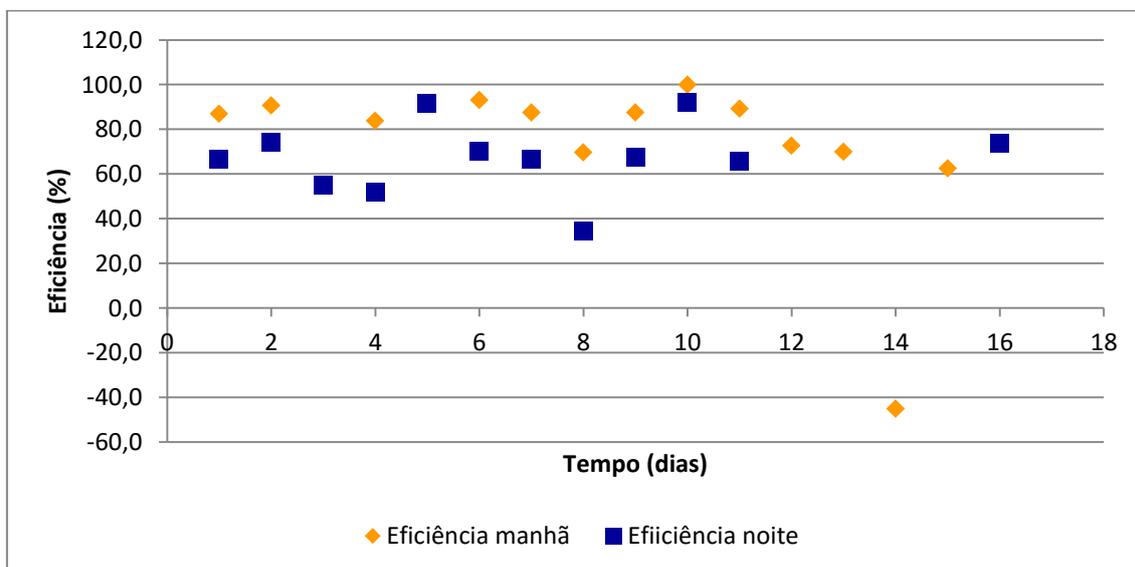
Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 36 - Amônia afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 11 cm/s.



Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 37 - Eficiência na remoção de NH_4^+ no MABR com velocidade de recirculação em 11 cm/s.



Fonte: Elaboração do próprio autor

A Tabela 8 apresenta um resumo dos valores médios de nitrogênio amoniacal afluente e efluente ao MABR.

Tabela 8 - Valores médios de NH₄⁺ afluente e efluente ao MABR.

		Manhã (mg/L)	Noite (mg/L)	Média (mg/L)	Carga volumétrica (kg m ⁻³ dia ⁻¹)	Carga superficial (kg m ⁻² dia ⁻¹)
Ensaio 1	NH ₄ ⁺ a	32,55 ± 13,96	35,85 ± 13,28	34,2 ± 2,328	0,034	--
	NH ₄ ⁺ e	27,73 ± 20,39	30,45 ± 26,28	29,09 ± 1,923	--	0,362
	Eficiência	39,53 ± 19,71	46,87 ± 33,44	43,2 ± 5,188	--	--
Ensaio 2	NH ₄ ⁺ a	59,89 ± 22,54	59,20 ± 23,76	59,54 ± 0,491	0,059	--
	NH ₄ ⁺ e	35,74 ± 27,13	46,75 ± 25,22	41,24 ± 7,787	--	0,515
	Eficiência	47,72 ± 29,62	33,32 ± 31,22	40,52 ± 10,185	--	--
Ensaio 3	NH ₄ ⁺ a	52,54 ± 15,11	51,50 ± 17,72	52,02 ± 0,734	0,052	--
	NH ₄ ⁺ e	12,77 ± 14,55	17,25 ± 12,19	15,01 ± 3,168	--	0,188
	Eficiência	82,81 ± 11,35	67,54 ± 15,87	75,17 ± 10,800	--	--

Nota: NH₄⁺ a = amônia afluente; NH₄⁺ e = amônia efluente.

Fonte: Elaboração do próprio autor

Os autores Brindle, Stephenson e Semmens (1998), operaram um MABR com biofilme de nitrificantes em membranas de fibra oca, no qual alcançaram a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal em 98% em um carregamento de NH₄-N de 1,27 kg m⁻³d⁻¹ e TRH de 4 horas, porém a mesma eficiência não se manteve quando promoveram a diminuição do TRH. Esse resultado foi a partir da aplicação de membranas de fibra oca, sobre as quais circulou oxigênio puro, operando em 172 dias. Com área específica das membranas compreendendo 185 m²m⁻³ em um reator com 0,43 L, os autores não obtiveram problemas com o excesso de biofilme, sugerindo assim que melhores taxas de nitrificação são atingidas pelo aumento da área específica das membranas (SYRON ; CASEY, 2008).

Por sua vez Terada *et al.*, (2003), observaram a ocorrência da nitrificação e da desnitrificação simultânea, com uma média de remoção de nitrogênio em 83% em uma taxa de 4,48 g-N mm² d⁻¹ a partir de um carregamento de 1,5 kg m⁻³d⁻¹, em um reator de 0,15 L e área específica das membranas em 50 m²m⁻³, operando com esgoto sintético. Porém os autores observaram que para a estabilidade na remoção se fez necessária a realização de lavagens constante do biofilme.

Já Semmens *et al.*, (2003) operaram um MABR com 7 L, com membranas de fibra oca, com área específica de 422 m²m⁻³, e esgoto sintético por aproximadamente

190 dias. Observaram que a nitrificação e a oxidação completa da amônia ocorreram rapidamente, em 20 dias. O MABR foi operado em três concentrações do esgoto afluente, variando a carga de DQO e NH_4 , assim como o fluxo da massa líquida. A eficiência na remoção de nitrogênio foi de 80% nos primeiros 60 dias e 90% de remoção nos dias posteriores. O excesso do biofilme foi apontado como dificuldade para o desempenho do sistema que acabou comprometido, sugerindo assim estudos no controle do mesmo.

O reator, com 2L e área específica das membranas em $30 \text{ m}^2\text{m}^{-3}$ operando em batelada, utilizado por Terada *et al.*, (2006), contou com duas partes funcionais: uma com a membrana aerada cujo biofilme era composto pelas nitrificantes e a outra parte composta pelo líquido contendo as desnitrificantes e os organismos acumuladores de fósforo em suspensão. O sistema operou sequencialmente de forma anaeróbica seguida pela aeração a partir das membranas. A eficiência de remoção foi de 96% para o nitrogênio total com concentrações afluente de 29,7 mg/L para uma concentração efluente de 1,48mg/L. Para nitrogênio amoniacal foi alcançada eficiência de remoção de 97% com concentração afluente e efluente de 29,7 e 0,75 mg/L, respectivamente.

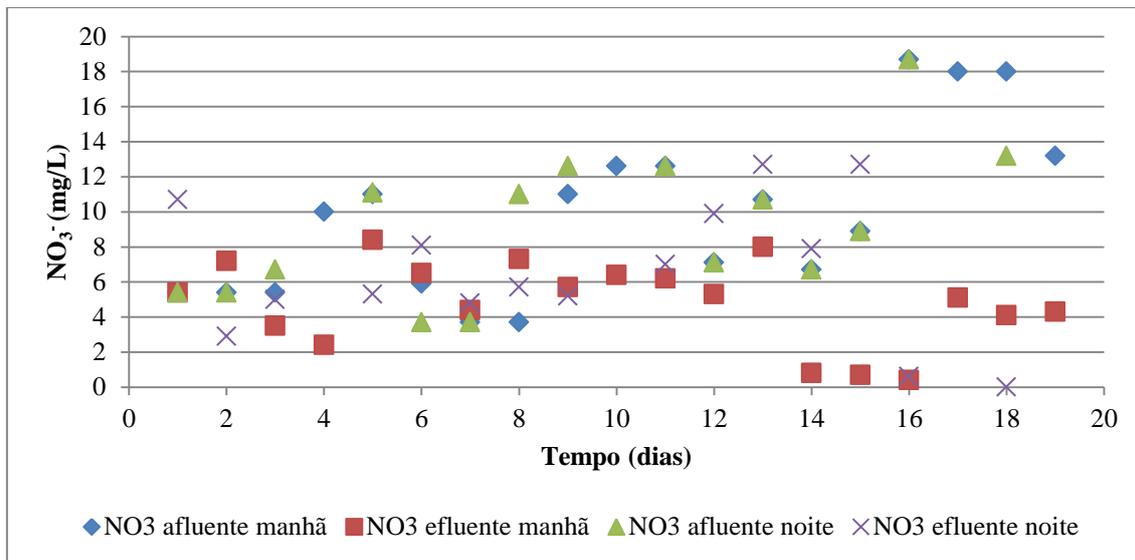
Jácome *et al.*, (2006), operaram um reator de 1,4 L, com esgoto sintético, área específica das membranas igual a $26 \text{ m}^2\text{m}^{-3}$ e TRH de 41 min. Alcançaram eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal em até 77%, com uma concentração de amônia afluente de 10 mg/L e efluente de 2,3 mg/L.

Molina (2015) operou um MABR com 136 L contendo membranas com área específica de $23 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$ operando com fluxo de oxigênio bidirecional, pelas membranas e no reator, alcançou uma taxa de remoção de nitrogênio igual a $1,2 \text{ g m}^2 \text{ d}^{-1}$. No mesmo estudo quando o fluxo de oxigênio se limitou às membranas a taxa de remoção foi de $0,6 \text{ g m}^2 \text{ d}^{-1}$.

5.6.5 Nitrito

As concentrações de nitrito resultantes do primeiro ensaio são apresentadas na Figura 38. A concentração média afluente foi de $9,89 \pm 4,77 \text{ mg/L}$ no primeiro ciclo da batelada, no período da manhã, e a concentração média efluente foi de $4,85 \pm 2,41 \text{ mg/L}$. no segundo ciclo, que ocorreu no período da noite, as concentrações afluente e efluente foram de $9,17 \pm 4,18$ e $6,57 \pm 3,87 \text{ mg/L}$, respectivamente.

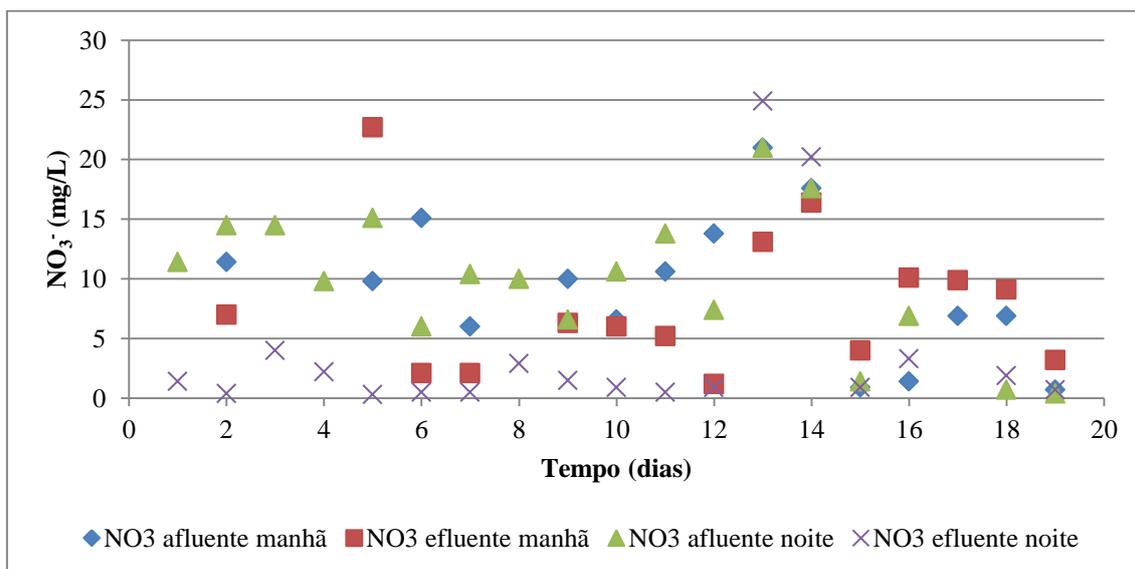
Figura 38 - Nitrato afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 2,23 cm/s.



Fonte: Elaboração do próprio autor

O segundo ensaio, representado pela Figura 39, obteve concentração média de nitrato afluente de $9,57 \pm 0,458$ mg/L. As amostras efluentes por sua vez apresentaram variação entre os ciclos da manhã e da noite, sendo os valores respectivamente iguais a $7,89 \pm 6,06$ e $3,77 \pm 6,96$ mg/L.

Figura 39 - Nitrato afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 6,3 cm/s.

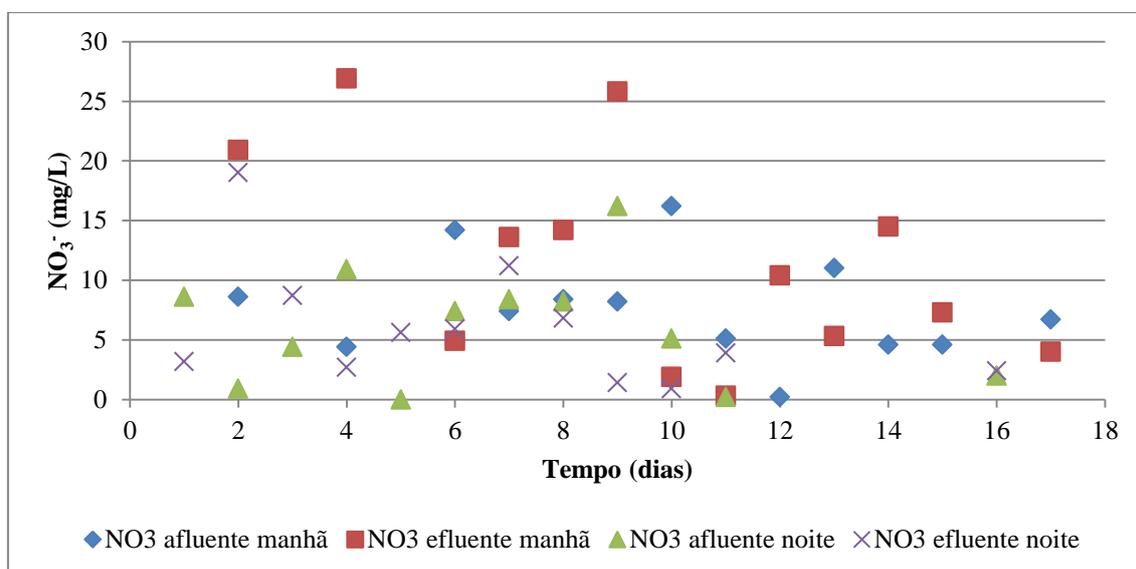


Fonte: Elaboração do próprio autor

O aumento da velocidade de recirculação para 11 cm/s que configurou o terceiro ensaio, representada pela Figura 40, resultou em valores de nitrato afluyente de $7,66 \pm 4,29$ e $6,03 \pm 4,88$ mg/L nos ciclos da manhã e noite, respectivamente, enquanto as concentrações efluentes foram de $11,54 \pm 8,78$ e $5,97 \pm 5,11$ mg/L.

Não são esperadas concentrações de nitrato em esgoto bruto, ou seja, a concentração típica do nitrato em esgoto bruto é próxima de zero (VON SPERLING, 1997). Porém nas amostras de esgoto coletadas nesta pesquisa foram verificadas concentrações em torno de 9 mg/L. Dessa forma o comportamento esperado era de que a essa concentração fosse mais elevada nas amostras efluentes ao MABR, como resultado do processos oxidativos da amônia, cuja reação gera como produto final o nitrato. Porém houve uma constatação da redução na concentração do nitrato nas amostras efluentes ao MABR levando-se a inferir que houve a reação de desnitrificação no interior de reator, consumindo assim o nitrato presente.

Figura 40 - Nitrato afluyente e efluyente ao MABR com velocidade de recirculação em 11 cm/s.



Fonte: Elaboração do próprio autor

Assim é possível inferir que houve o surgimento de uma camada anóxica entre as duas camadas aeróbias do biofilme aderido às membranas. Isto porque na interface biofilme-líquido o meio líquido era predominantemente aeróbio, condição esta que era provocada pelo difusor de ar na base do reator, e a camada do biofilme aderido era oxigenado pelas membranas.

Tabela 9 – Valores médios de NO_3^- afluente e efluente ao MABR.

		Manhã	Noite	Média
Ensaio 1	NO_3^- a	$9,89 \pm 4,77$	$9,17 \pm 4,18$	$9,53 \pm 0,515$
	NO_3^- e	$4,85 \pm 2,41$	$6,57 \pm 3,87$	$5,71 \pm 1,216$
Ensaio 2	NO_3^- a	$9,25 \pm 6,24$	$9,89 \pm 5,73$	$9,57 \pm 0,458$
	NO_3^- e	$7,89 \pm 6,06$	$3,77 \pm 6,96$	$5,83 \pm 2,914$
Ensaio 3	NO_3^- a	$7,66 \pm 4,29$	$6,03 \pm 4,88$	$6,84 \pm 1,157$
	NO_3^- e	$11,54 \pm 8,78$	$5,97 \pm 5,11$	$8,75 \pm 3,935$

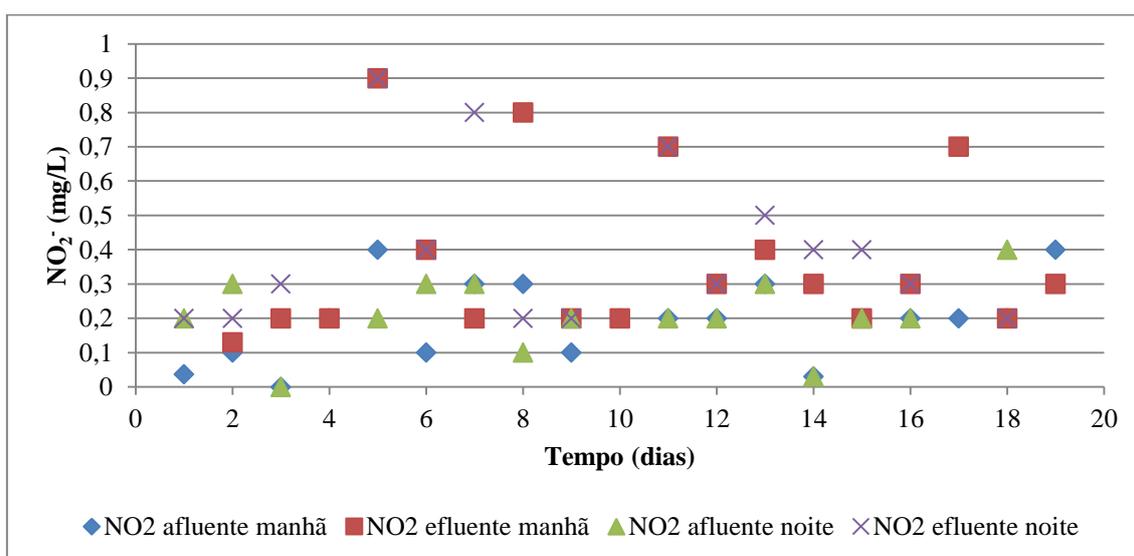
Nota: NO_3^- a = Nitrato afluente; NO_3^- e = Nitrato efluente.

Fonte: Elaboração do próprio autor

5.6.6 Nitrito

Os valores de nitrito encontrados durante o primeiro ensaio, cuja velocidade de recirculação foi de 2,23 cm/s, são apresentados na Figura 41. Dos quais se observa o valor médio afluente no período da manhã igual a $0,19 \pm 0,11$ mg/L, e o valor efluente de $0,37 \pm 0,24$ mg/L. No período da noite, as amostras apresentaram concentrações de nitrito afluente e efluente iguais a $0,21 \pm 0,11$ e $0,40 \pm 0,23$ mg/L, respectivamente.

Figura 41 - Nitrito afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 2,23 cm/s.

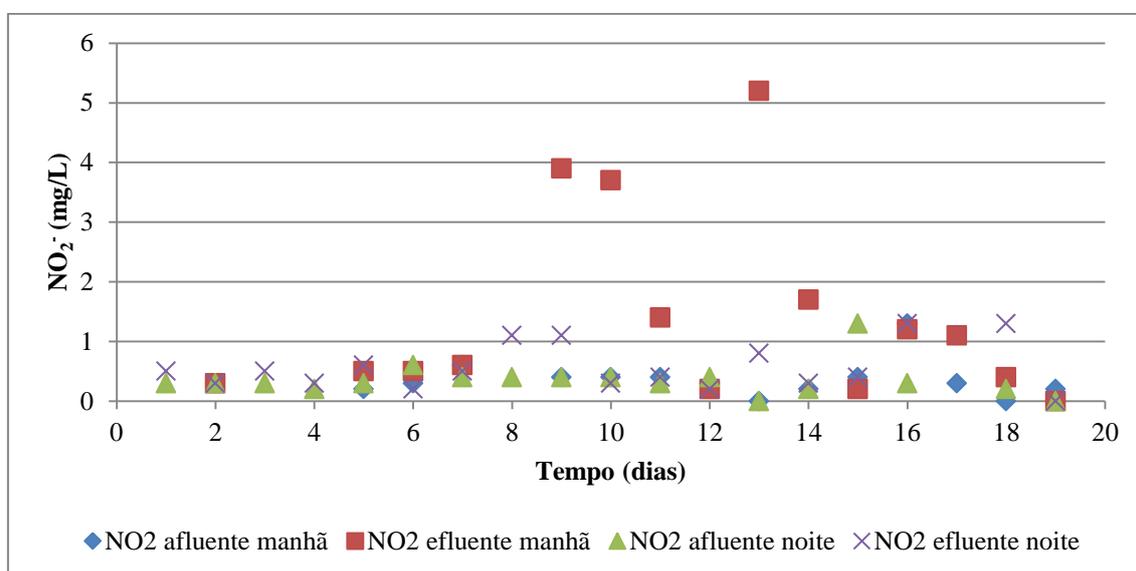


Fonte: Elaboração do próprio autor

Avaliando a velocidade de recirculação em 6,3 cm/s, foram obtidas as concentrações apresentadas na Figura 42. Assim o valor médios de nitrito afluyente ao MABR foi de $0,35 \pm 0,002$ mg/L, em ambos períodos da batelada, e os valores efluentes foram de $1,39 \pm 1,59$ e $0,56 \pm 0,39$ mg/L, nos períodos da manhã e noite, respectivamente.

O terceiro ensaio resultou em uma concentração média de nitrito afluyente igual a $0,56 \pm 0,132$ mg/L. A concentração efluyente variou de $1,13 \pm 1,38$, no período da manhã e $0,88 \pm 0,79$ mg/L no período da noite, como pode ser observado na Figura 43.

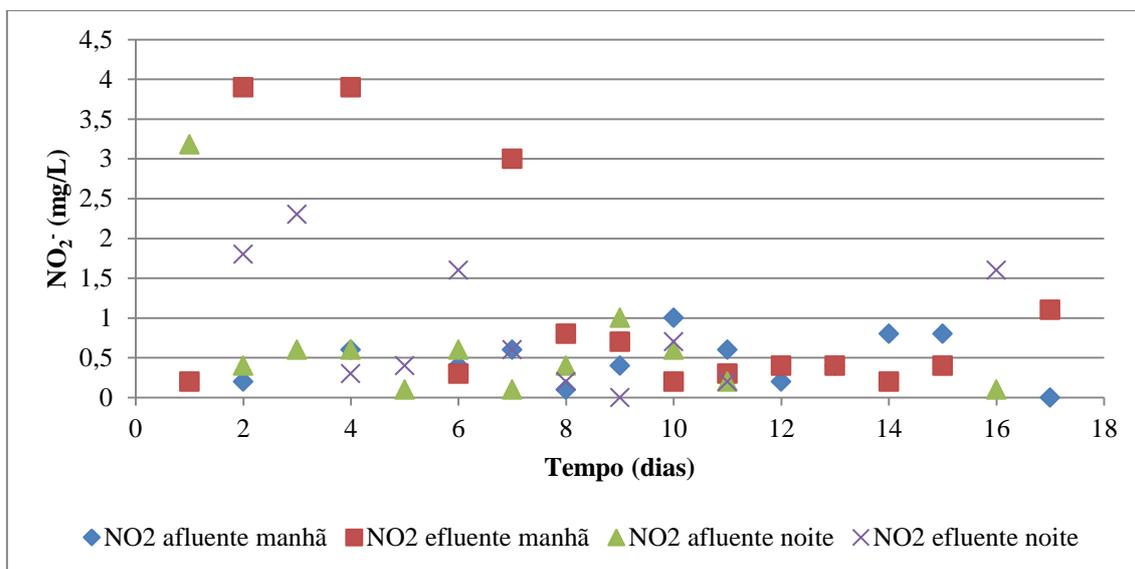
Figura 42 – Nitrito afluyente e efluyente ao MABR com velocidade de recirculação em 6,3 cm/s.



Fonte: Elaboração do próprio autor

A Tabela 10 apresenta um resumo dos valores médios de NO_2^- encontrados em cada ensaio durante todo o período experimental. A concentração típica de nitrito em esgoto doméstico bruto, segundo Von Sperling (1997) é praticamente nula. Neste trabalho as concentrações afluyentes de nitrito apresentaram concentrações diferentes de zero, porém foram valores que se mantiveram menores do que 1 mg/L. O aumento na concentração do nitrito nas amostras efluyente, ainda que baixo, pôde ser verificado, confirmando a ocorrência das reações de nitrificação no interior de MABR.

Figura 43 - Nitrito afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 11 cm/s.



Fonte: Elaboração do próprio autor

Tabela 10 – Valores médios de NO_2^- afluente e efluente ao MABR.

		Manhã	Noite	Média
Ensaio 1	$\text{NO}_2^- \text{ a}$	$0,19 \pm 0,11$	$0,21 \pm 0,11$	$0,20 \pm 0,011$
	$\text{NO}_2^- \text{ e}$	$0,37 \pm 0,24$	$0,40 \pm 0,23$	$0,38 \pm 0,002$
Ensaio 2	$\text{NO}_2^- \text{ a}$	$0,35 \pm 0,30$	$0,35 \pm 0,28$	$0,35 \pm 0,002$
	$\text{NO}_2^- \text{ e}$	$1,39 \pm 1,59$	$0,56 \pm 0,39$	$0,97 \pm 0,588$
Ensaio 3	$\text{NO}_2^- \text{ a}$	$0,47 \pm 0,30$	$0,66 \pm 0,84$	$0,56 \pm 0,132$
	$\text{NO}_2^- \text{ e}$	$1,13 \pm 1,38$	$0,88 \pm 0,79$	$1,00 \pm 0,174$

Nota: $\text{NO}_2^- \text{ a}$ = Nitrito afluente; $\text{NO}_2^- \text{ e}$ = Nitrito efluente.

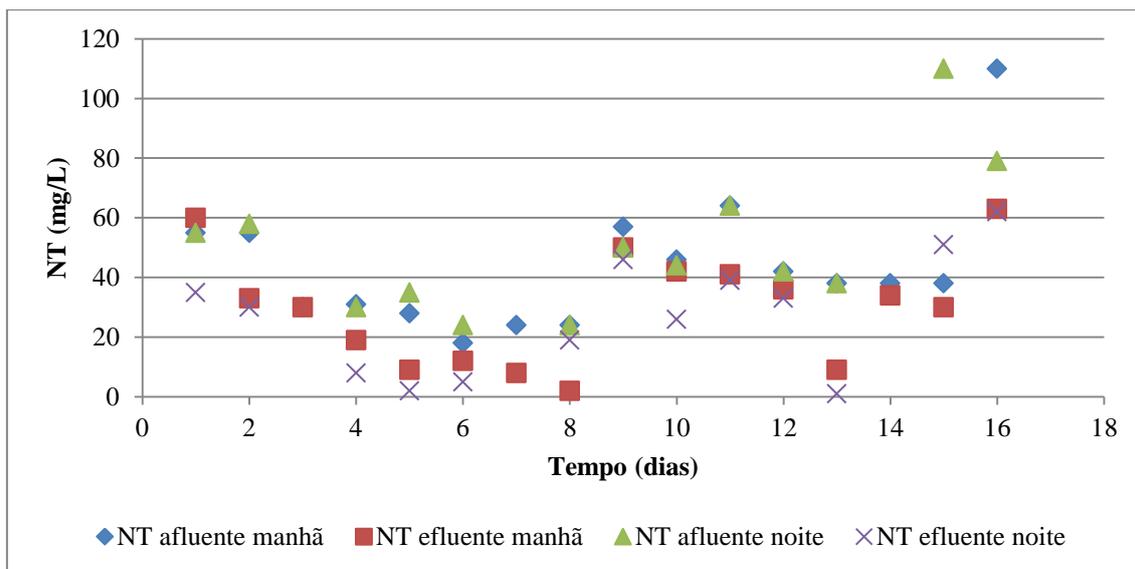
Fonte: Elaboração do próprio autor

5.6.7 Nitrogênio Total

Ao longo do primeiro ensaio as concentrações de NT no MABR apresentaram variação, como se pode observar na Figura 44. A concentração média no período da manhã afluente foi de $43,62 \pm 22,18$ mg/L e a concentração média efluente no mesmo período foi de $29,87 \pm 18,81$ mg/L, resultando dessa forma em uma eficiência de remoção de NT no MABR no primeiro ciclo da batelada, de $34,4 \pm 27,62$ %. A variação da eficiência pode ser compreendida pela Figura 45.

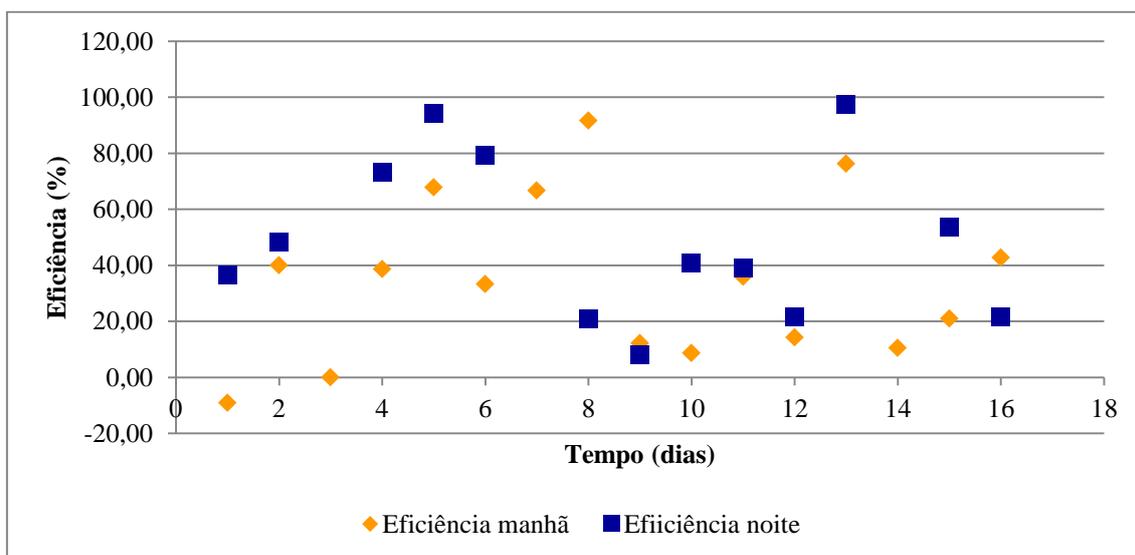
No segundo ciclo do MABR que ocorreu no período da noite, as concentrações médias afluente, efluente ao sistema foram, respectivamente, $50,23 \pm 24,06$ e $27,46 \pm 19,63$ mg/L. Foi alcançada a eficiência de $48,78 \pm 29,19\%$ na extração do nitrogênio total presente.

Figura 44 – Nitrogênio Total afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 2,23 cm/s.



Fonte: Elaboração do próprio autor

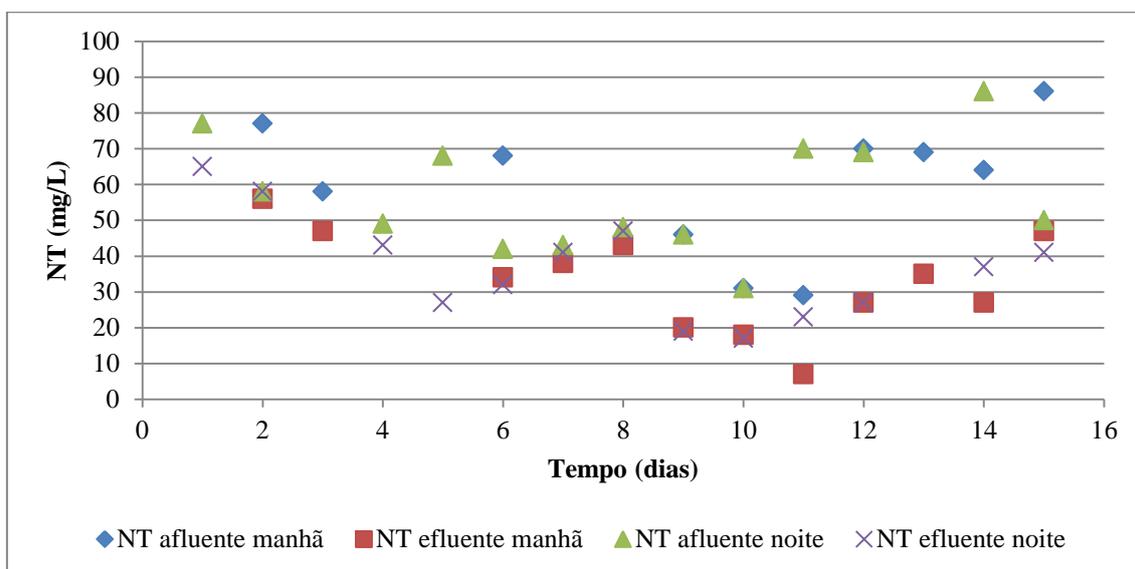
Figura 45 – Eficiência na remoção de NT no MABR com velocidade de recirculação em 2,23 cm/s.



Fonte: Elaboração do próprio autor

O segundo ensaio realizado com velocidade de recirculação de 6,3 cm/s, resultou em concentrações de NT afluentes e efluentes indicadas na Figura 46. Os valores médios de concentração são afluente de $60 \pm 18,51$ mg/L e efluente de $32,82 \pm 14,72$ mg/L no período da manhã, já as concentrações do período da noite foram de $56,7 \pm 16,04$ mg/L e $36,7 \pm 14,54$ mg/L, afluente e efluente respectivamente. Os valores de eficiências médias na remoção do NT no MABR foram de $44,4 \pm 20,51$ % no primeiro ciclo e de $32,7 \pm 25,76$ % no segundo ciclo de funcionamento do sistema. As eficiências individuais em cada amostra são apresentadas na Figura 47.

Figura 46 – Nitrogênio Total afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 6,3 cm/s.

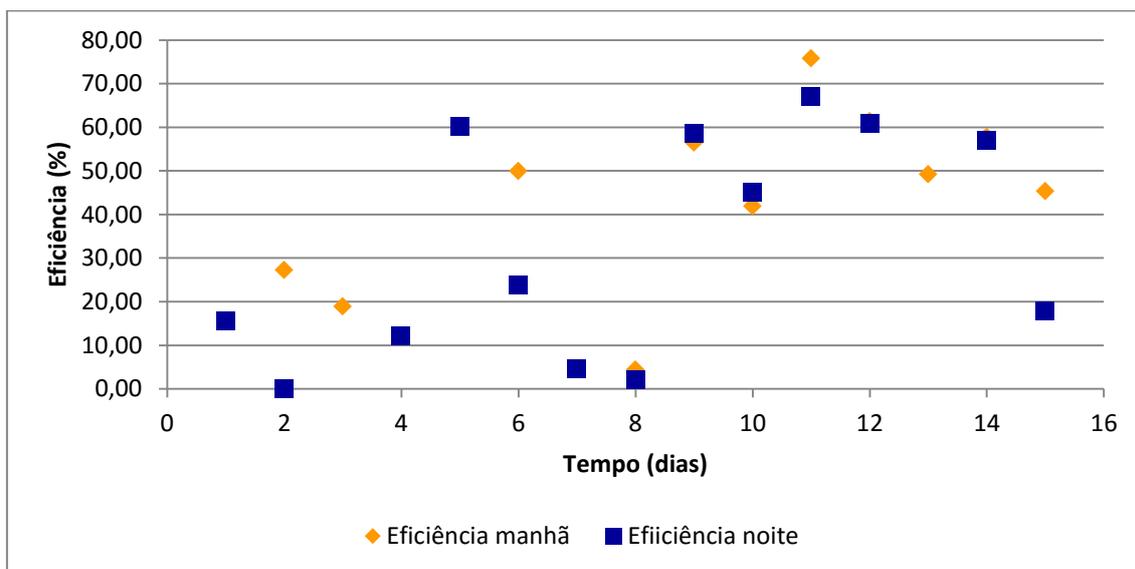


Fonte: Elaboração do próprio autor

No terceiro ensaio, cuja velocidade foi de 11 cm/s, as concentrações de NT se encontram elencadas na Figura 48. A concentração média de NT afluente $65,15 \pm 29,52$ mg/L e efluente $25,23 \pm 11,22$ mg/L, no primeiro ciclo. Por sua vez as concentrações do segundo ciclo, da noite, foram de $66,58 \pm 29$ e $20,91 \pm 12,99$ mg/L, nos períodos da manhã e noite, respectivamente.

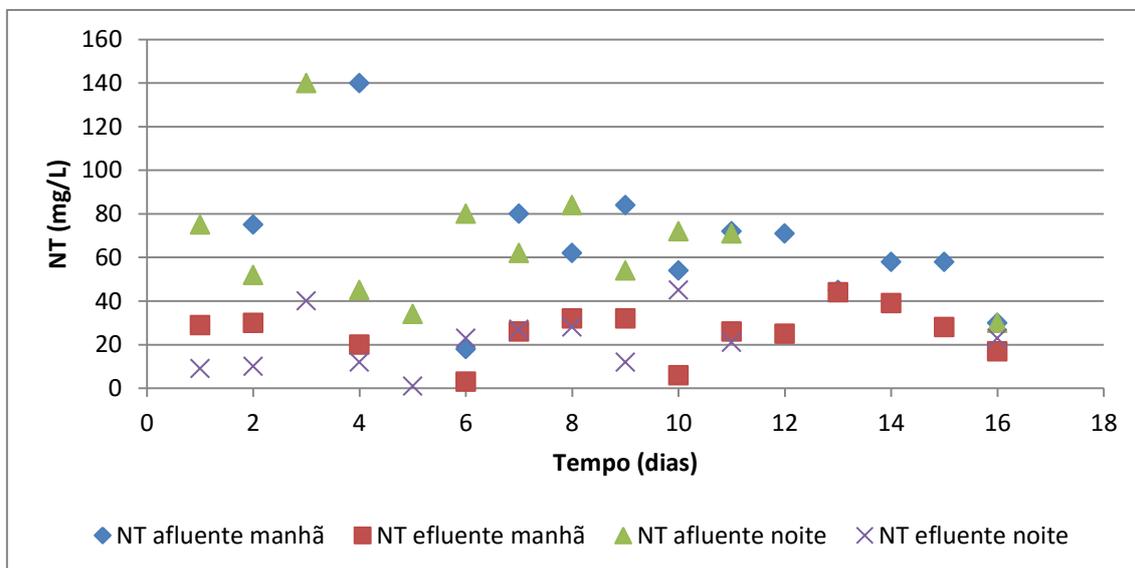
As taxas de remoção, em porcentagem, para cada ciclo ao longo do ensaio, são apresentadas na Figura 49, da qual se pode observar o valor médio para o período diurno em $58 \pm 23,54$ % e $67 \pm 20,49$ % para o noturno.

Figura 47 – Eficiência na remoção de NT no MABR com velocidade de recirculação em 6,3 cm/s.



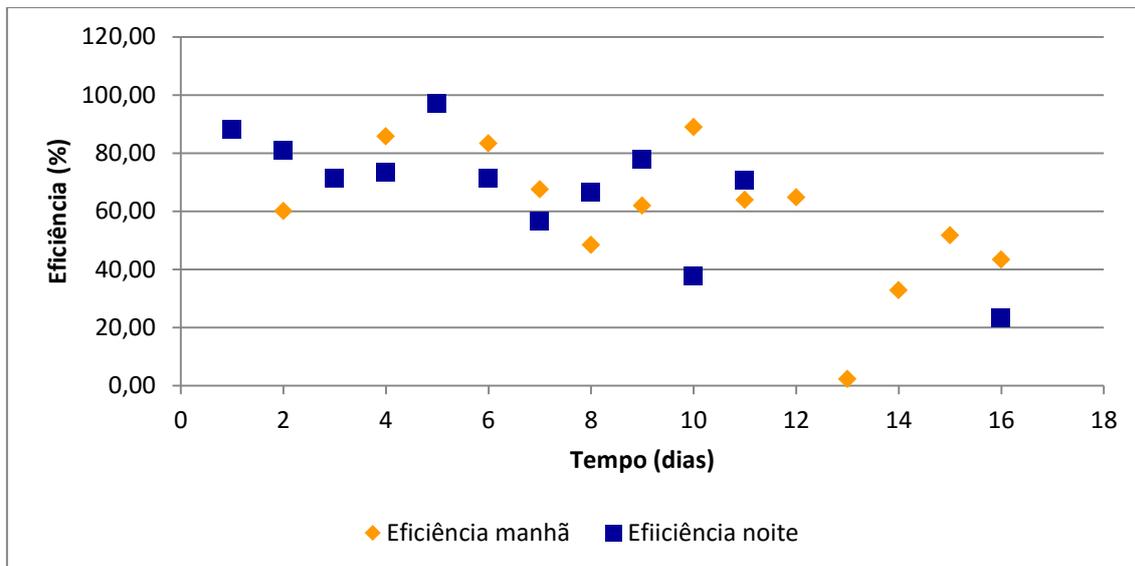
Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 48 - Nitrogênio Total afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 11 cm/s.



Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 49 - Eficiência na remoção de NT no MABR com velocidade de recirculação em 11 cm/s.



Fonte: Elaboração do próprio autor

A Tabela 11 apresenta um resumo dos valores médios encontrados em cada ensaio durante todo o período experimental.

Tabela 11 – Valores médios de NT afluente e efluente ao MABR.

		Manhã	Noite	Média
Ensaio 1	NTa	43,62 ± 22,18	50,23 ± 24,06	46,92 ± 4,671
	NTe	29,87 ± 18,81	27,46 ± 19,63	28,66 ± 1,707
	Eficiência	34,4 ± 27,62	48,78 ± 29,19	41,54 ± 10,146
Ensaio 2	NTa	60 ± 18,51	56,7 ± 16,04	58,35 ± 2,339
	NTe	32,82 ± 14,72	36,7 ± 14,54	34,76 ± 2,739
	Eficiência	44,4 ± 20,51	32,7 ± 25,76	38,55 ± 8,280
Ensaio 3	NTa	65,15 ± 29,52	66,58 ± 29	65,86 ± 1,018
	NTe	25,23 ± 11,22	20,91 ± 12,99	23,07 ± 3,050
	Eficiência	58 ± 23,54	67 ± 20,49	62,5 ± 6,929

Nota: NTa = Nitrogênio Total afluente; NTe = Nitrogênio Total efluente.

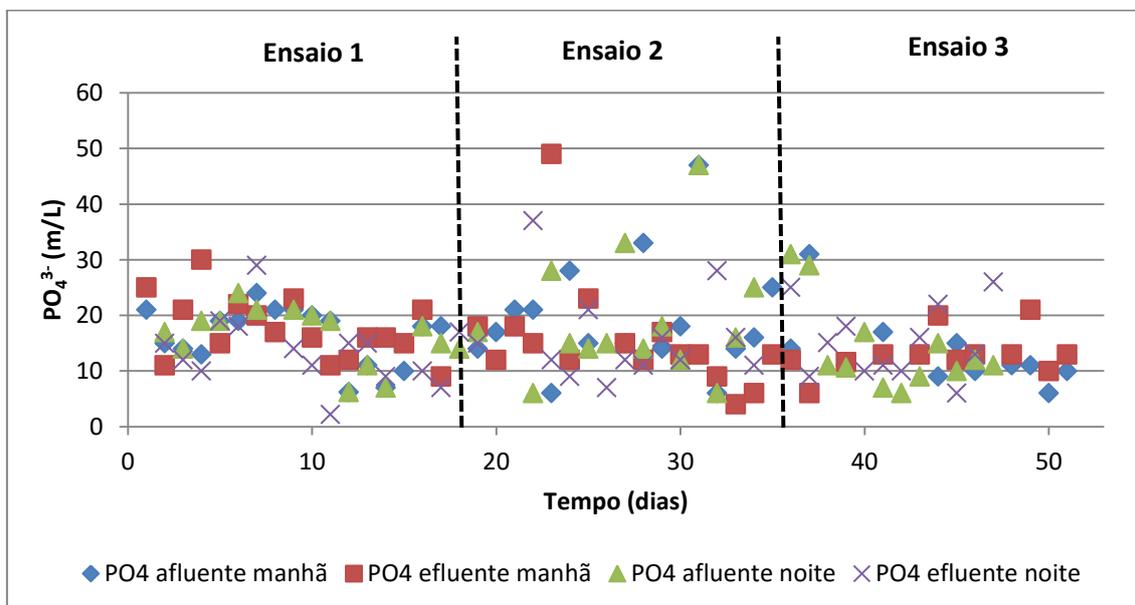
Fonte: Elaboração do próprio autor

5.6.8 Fósforo inorgânico

A Figura 50 contém as concentrações de fósforo encontradas ao longo do período experimental. No primeiro ensaio o valor médio afluyente foi de $16,38 \pm 0,189$ mg/L, e o valor efluente de $15,47 \pm 3,074$ mg/L. Já no segundo ensaio as concentrações afluyente e efluente foram de $19,86 \pm 0,196$ e $17,06 \pm 3,154$ mg/L, respectivamente. Por fim no terceiro ensaio o valor médio afluyente foi de $11,08 \pm 0,311$ mg/L e de $14,33 \pm 0,530$ mg/L para o valor efluente. A Tabela 12 apresenta os valores médios obtidos ao longo do experimento.

Diante do exposto, nota-se que houve pouca remoção de fósforo no MABR desta pesquisa, havendo ainda em algumas amostras o aumento na concentração. Sabe-se que para a remoção biológica do fósforo é necessário que os organismos acumuladores de fosfato sejam expostos a ambientes anaeróbio e aeróbio (VON SPERLING, 1997). O fato é que nesta pesquisa não houve a condição anaeróbia como no trabalho de Sun et al., (2015), no qual houve aeração intermitente com 5 horas aeração seguido de 4 horas sem aeração, e posterior aeração por mais 3 horas fechando o ciclo de 12 horas para o reator MABR em batelada, com eficiência de remoção de fósforo total de 85%.

Figura 50 - Fósforo afluyente e efluente ao MABR ao longo de período experimental.



Fonte: Elaboração do próprio autor

Tabela 12 –Valores médios de PO₄³⁻ afluente e efluente ao MABR.

		Manhã	Noite	Média
Ensaio 1	PO₄³⁻ a	16,25 ± 5,25	16,51 ± 5,30	16,38 ± 0,189
	PO₄³⁻ e	17,65 ± 5,59	13,30 ± 6,33	15,47 ± 3,074
Ensaio 2	PO₄³⁻ a	19,72 ± 10,07	20 ± 10,70	19,86 ± 0,196
	PO₄³⁻ e	14,83 ± 9,73	19,29 ± 15,21	17,06 ± 3,154
Ensaio 3	PO₄³⁻ a	11,3 ± 3,09	10,86 ± 3,32	11,08 ± 0,311
	PO₄³⁻ e	13,96 ± 3,59	14,71 ± 6,06	14,33 ± 0,530

Nota: PO₄³⁻ a = Fósforo inorgânico (ortofosfato) afluente; PO₄³⁻ e = Fósforo inorgânico (ortofosfato) efluente.

Fonte: Elaboração do próprio autor

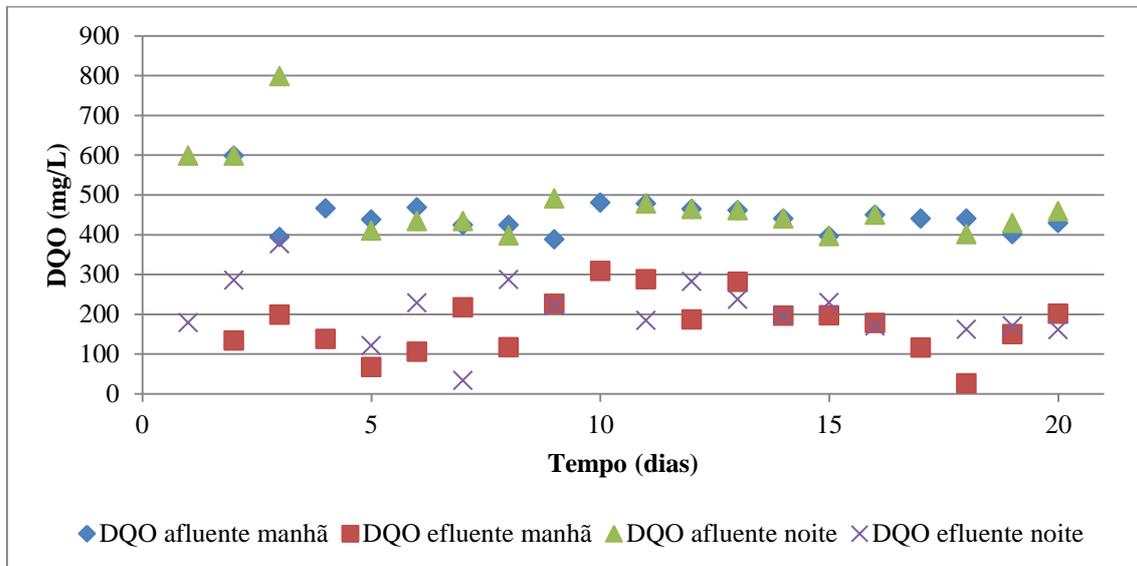
5.6.9 Demanda Química de Oxigênio

A Figura 51 apresenta as concentrações de DQO obtidas no primeiro ensaio realizado com velocidade de 2,23 cm/s. O valor da concentração média afluente foi de 462,51 ± 37,079 mg/L e os valores efluente no período da manhã esteve em 175,42 ± 75,58 mg/L e no período da noite em 207,76 ± 78,61 mg/L. É possível observar que houve a remoção da matéria carbonácea em uma taxa de aproximadamente 58,47 ± 2,626 %, com pouca variação entre os ciclos de operação do MABR. A eficiência de remoção, representada pela Figura 52, permaneceu ao longo dos vinte dias de operação, ou seja, as reações continuaram ocorrendo ora com baixa eficiência, em aproximadamente 30%, ora com alta eficiência, em torno de 90%.

No segundo ensaio com o aumento do fornecimento de ar pelo difusor a fim de aumentar a velocidade de recirculação de 2,23 para 6,3 cm/s, houve também o acréscimo de oxigênio que contribuiu com os processos oxidativos no interior do MABR. Assim a concentração média afluente foi de 425,01 ± 9,640 mg/L. Por outro lado nas concentrações efluente houve variação entre os ciclos, sendo de 63,29 ± 52,86 mg/L para a amostra da manhã e 83,10 ± 69,25 mg/L para a amostra da noite. Pela Figura 53, é possível verificar que tal variação ocorreu nos 10 primeiros dias do ensaio, sendo possivelmente o processo de adaptação a nova condição.

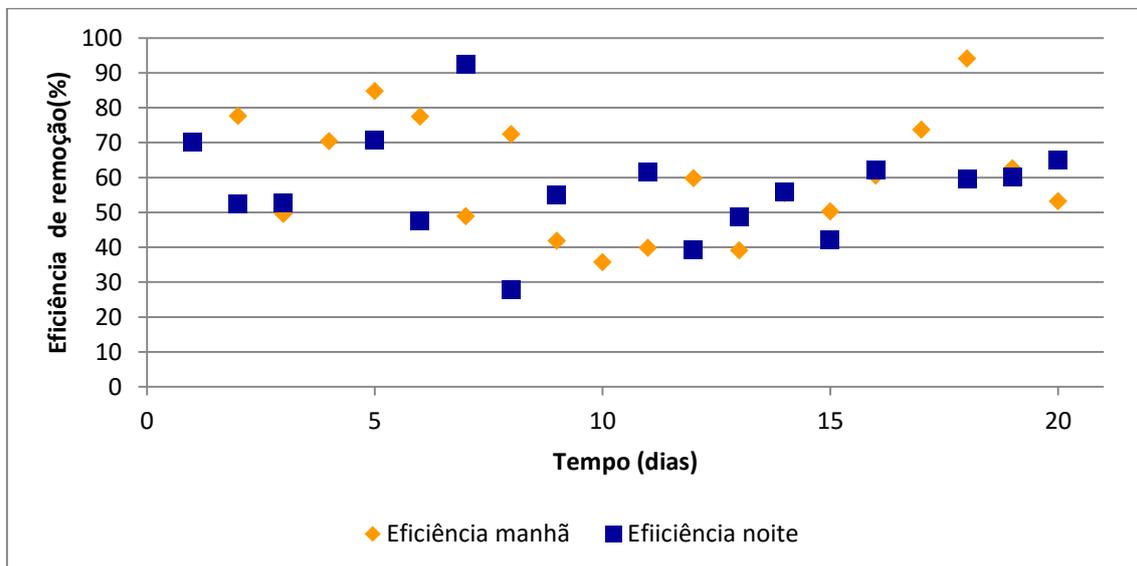
A eficiência na remoção de DQO alcançada neste ensaio foi em torno de 82,87 ± 3,899%. A variação ao longo do ensaio é verificada pela Figura 54.

Figura 51 - DQO afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 2,23 cm/s.



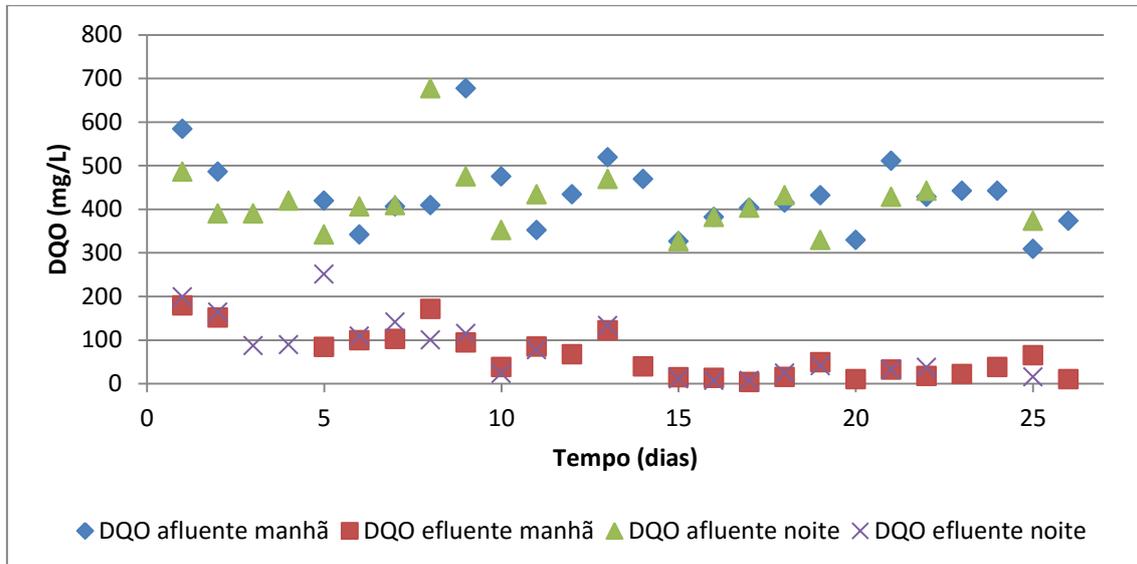
Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 52 - Eficiência na remoção de DQO no MABR com velocidade de recirculação em 2,23 cm/s.



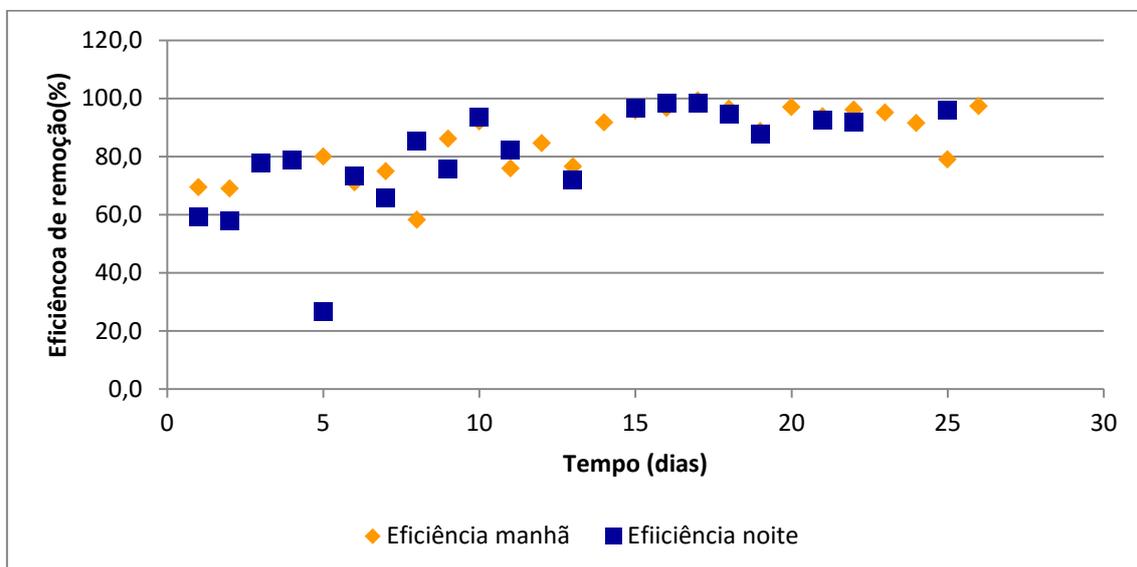
Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 53 - DQO afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 6,3 cm/s.



Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 54 - Eficiência na remoção de DQO no MABR com velocidade de recirculação em 6,3 cm/s.



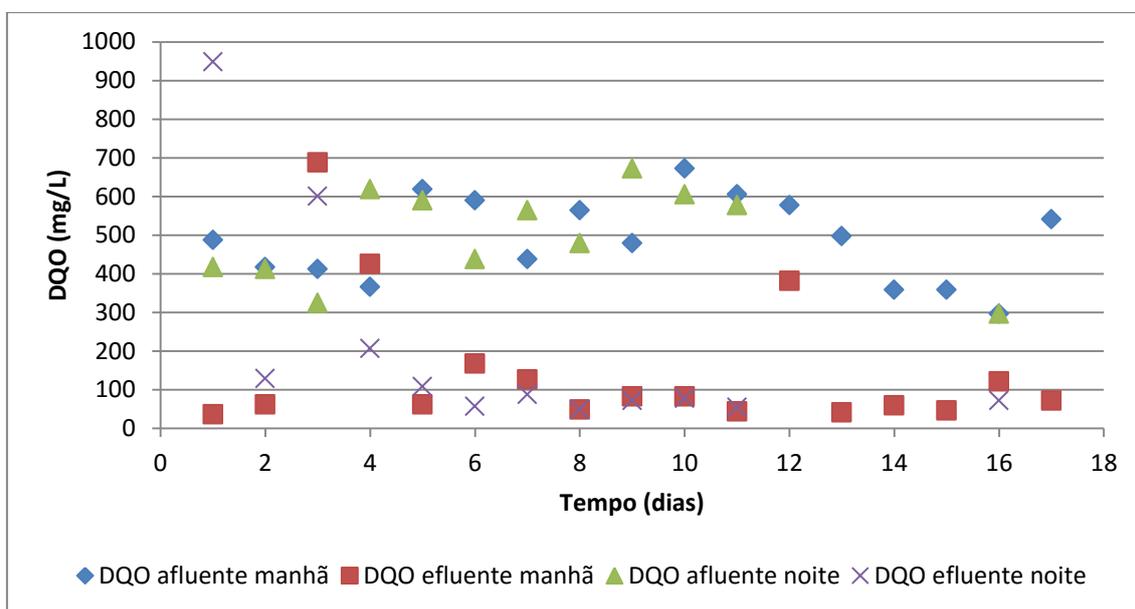
Fonte: Elaboração do próprio autor

A remoção da matéria carbonácea observada no terceiro ensaio pode ser analisada pela Figura 55. O valor médio afluente foi de $493,16 \pm 8,955$ mg/L enquanto que os valores médios das concentrações efluentes foram de $149,69 \pm 179,58$ mg/L para a

amostra coletada de manhã e de $204,98 \pm 279,25$ mg/L para a amostra da noite. É possível verificar que essa diferença de concentração ocorreu até o 6º dia de operação, sendo possivelmente justificada pelo incremento da velocidade sobre o biofilme. Tal diferença foi observada visualmente na coloração mais escura e aspecto com flocos sobrenadantes na amostra efluente em relação à amostra do esgoto bruto, como é ilustrada pela Figura 56.

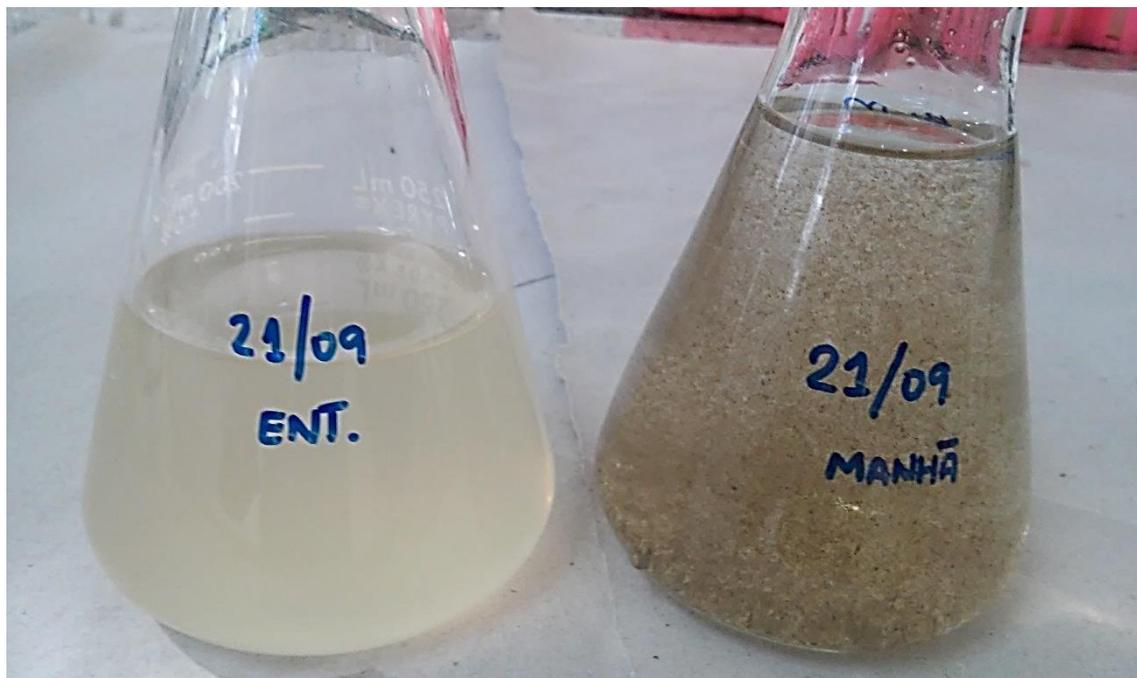
O valor médio da eficiência de remoção da DQO neste ensaio foi de $81,3 \pm 1,161$ %. Nos primeiros dias de ensaio ocorreram algumas quedas na eficiência a valores negativos, ver Figura 57, de forma que os valores de DQO após o tratamento se apresentaram superiores aos valores do esgoto bruto que chegava ao MABR. A Figura 58 apresenta uma amostra do esgoto bruto e uma amostra do esgoto tratado pelo MABR, sendo possível analisar visualmente a amostra mais clarificada do efluente, confirmando a eficiência do MABR.

Figura 55 – DQO afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação em 11 cm/s.



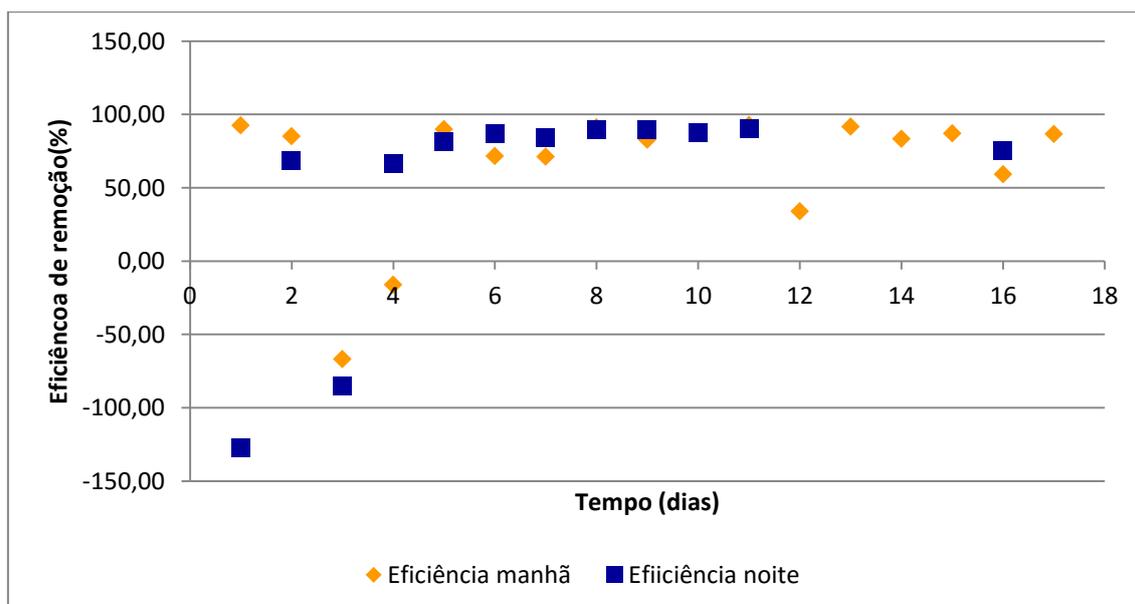
Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 56 – Amostra do esgoto bruto (à esquerda) e amostra do esgoto efluente ao MABR (à direita) no 3º dia de operação, com velocidade de 11 cm/s.



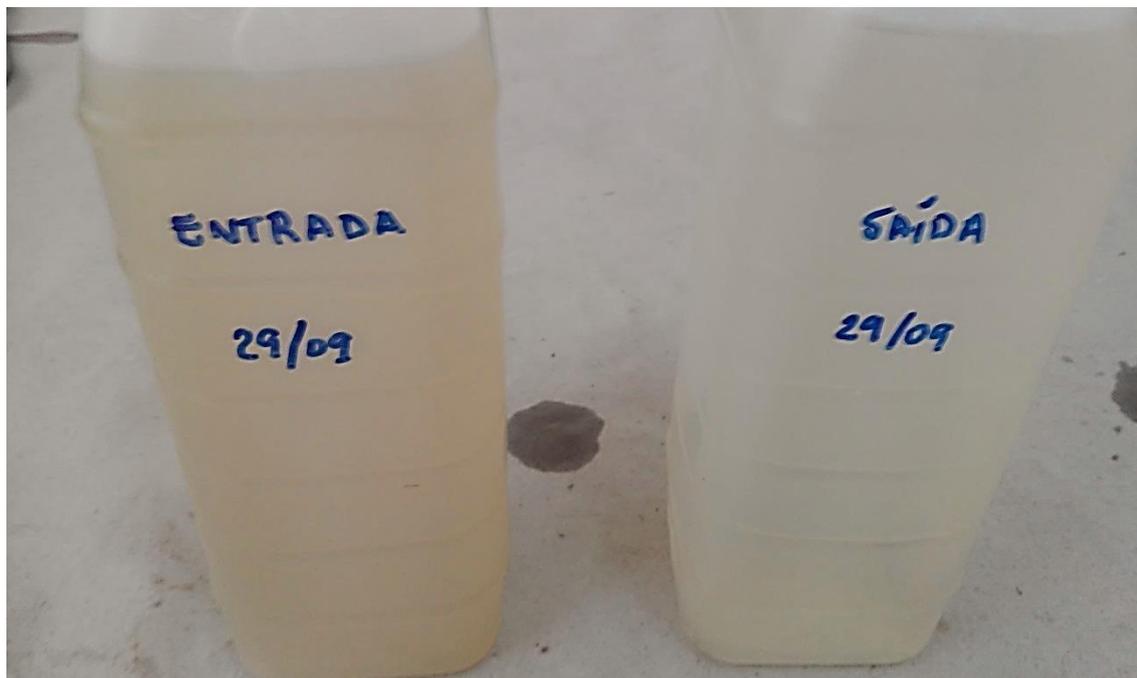
Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 57 – Eficiência na remoção de DQO no MABR com velocidade de recirculação em 11 cm/s.



Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 58 – Amostra do esgoto bruto (à esquerda) e amostra do esgoto efluente ao MABR (à direita) no 8º dia de operação com velocidade de recirculação em 11 cm/s.



Fonte: Elaboração do próprio autor

A Tabela 13 apresenta um resumo dos valores médios encontrados em cada ensaio durante todo o período experimental.

Alguns estudos realizados com MABR culminaram na remoção da DQO, tais como: Pankhania, Stephenson & Semmens (1999), operando MABR com esgoto sintético com carga orgânica de $24,5 \text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$ e tempo de retenção hidráulica de 34 minutos alcançaram 89% de eficiência na remoção de DQO, no mesmo estudo quando operado em fluxo contínuo com carga orgânica igual a $5,8 \text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$ e TRH de 47 minutos a eficiência de remoção de DQO foi de 86%.

Brindle, Stephenson & Semmens (1998), obtiveram eficiência de 78%, sendo a DQO de entrada em $4,8 \text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$ para $1,1 \text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$, na operação de um reator com 0,65 L e área específica das membranas igual a $185 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$. SEMMENS et al.(2003), conseguiram eficiência de 90% ($\text{DQO}_{\text{inicial}} = 3,5 \text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$ para $\text{DQO}_{\text{removida}} = 3,2 \text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$).

Jácome, et al., (2006), alcançou remoção de DQO em aproximadamente 78% com carga de 73 mg/L na entrada e 16 mg/L na saída do reator MABR, operando com vazão em 16,9L/d. Terada et al., (2003), obtiveram remoção acima de 96% de carbono orgânico total, operando MABR com uma carga de $0,30 \text{ kg m}^{-3}\text{d}^{-1}$.

Assim a taxa de remoção de matéria orgânica alcançada nesta pesquisa se encontra equiparada aos valores apresentados nos estudos com MABR.

Tabela 13 –Valores médios de DQO afluente e efluente ao MABR.

		Manhã (mg/L)	Noite (mg/L)	Média (mg/L)	Carga volumétrica (kg m ⁻³ dia ⁻¹)	Carga superficial (kg m ⁻² dia ⁻¹)
Ensaio 1	DQOa	446,26 ± 47,55	478,76 ± 104,55	462,51 ± 37,079	0,463	--
	DQOe	175,42 ± 75,58	207,76 ± 78,61	191,59 ± 25,984	--	2,395
	Eficiência	60,33 ± 17,07	56,61 ± 14,71	58,47 ± 2,626	--	--
Ensaio 2	DQOa	431,83 ± 84,25	418,20 ± 76,27	425,01 ± 9,640	0,425	--
	DQOe	63,29 ± 52,86	83,10 ± 69,25	73,19 ± 14,007	--	0,915
	Eficiência	85,63 ± 11,52	80,11 ± 17,91	82,87 ± 3,899	--	--
Ensaio 3	DQOa	486,83 ± 109,11	499,49 ± 122,11	493,16 ± 8,955	0,493	--
	DQOe	149,69 ± 179,58	204,98 ± 279,25	177,33 ± 39,098	--	2,217
	Eficiência	80,48 ± 16,01	82,12 ± 8,81	81,3 ± 1,161	--	--

Nota: DQOa = Demanda Química de Oxigênio afluente; DQOe = Demanda Química de Oxigênio efluente.

Fonte: Elaboração do próprio autor

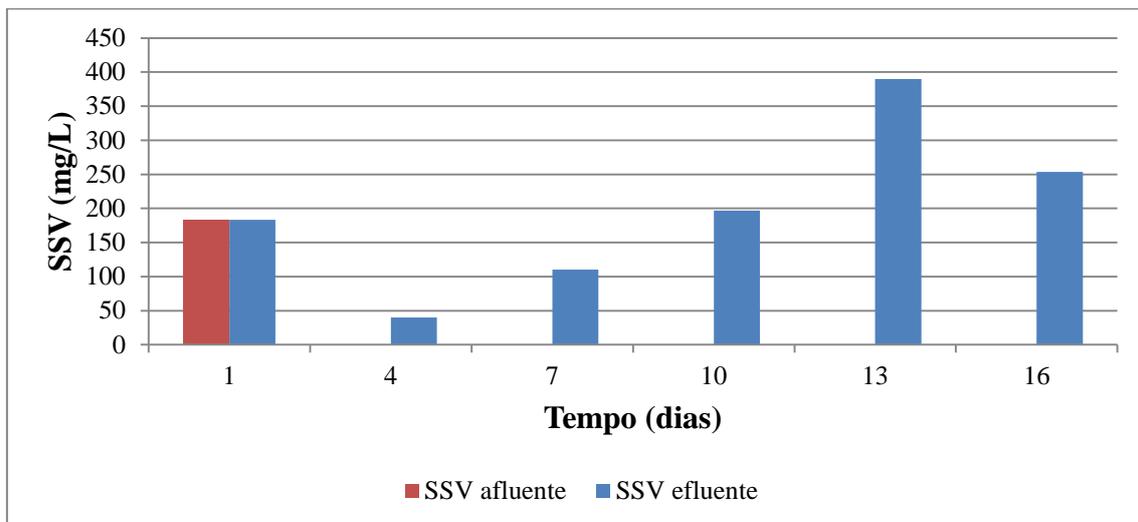
5.6.10 Sólidos Suspensos Voláteis

O valor médio de SSV na amostra afluente foi de 183,33 mg/L, e a média das concentrações de SSV efluente for de 195,56 mg/L, ver Figura 59. As demais amostras afluentes foram perdidas de forma que se torna complexa a análise do primeiro ensaio quanto a geração, ou desprendimento do biofilme ocorreu. Porém se compararmos com o valor da concentração média dos SSV no esgoto bruto como sendo igual a 300 mg/L, seria possível inferir que ao final do ensaio, inicia-se uma contribuição dos SSV pelo MABR.

Os resultados de sólidos suspensos voláteis do segundo ensaio elencados na Figura 60, permite observar que nas amostras do efluente tratado as concentrações de SSV são menores em relação as amostras afluentes. Isso pode ser confirmado pelo valor médio afluente de 223,58 mg/L e efluente de 43,36 mg/L. Os SSV representam uma estimativa da matéria orgânica nos sólidos, ao passo que no segundo ensaio obteve-se boa remoção da DQO no MABR.

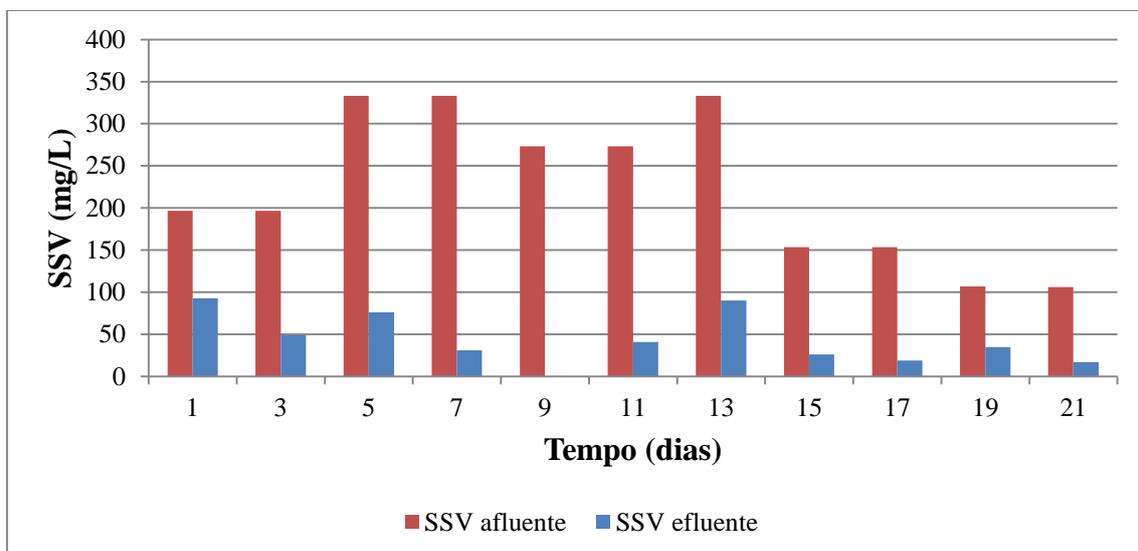
Pela Figura 61 confirma-se que no início do terceiro ensaio houve a pouca eficácia na remoção da DQO, pela elevada velocidade que carregou partes do biofilme presente no MABR. A Tabela 14 contém um resumo das concentrações médias afluentes e efluentes ao longo do experimento, de forma que neste ensaio a concentração afluente foi de 175,38 mg/L e a concentração do efluente foi de 173,4 mg/L.

Figura 59 – SSV afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação de 2,23 cm/s.



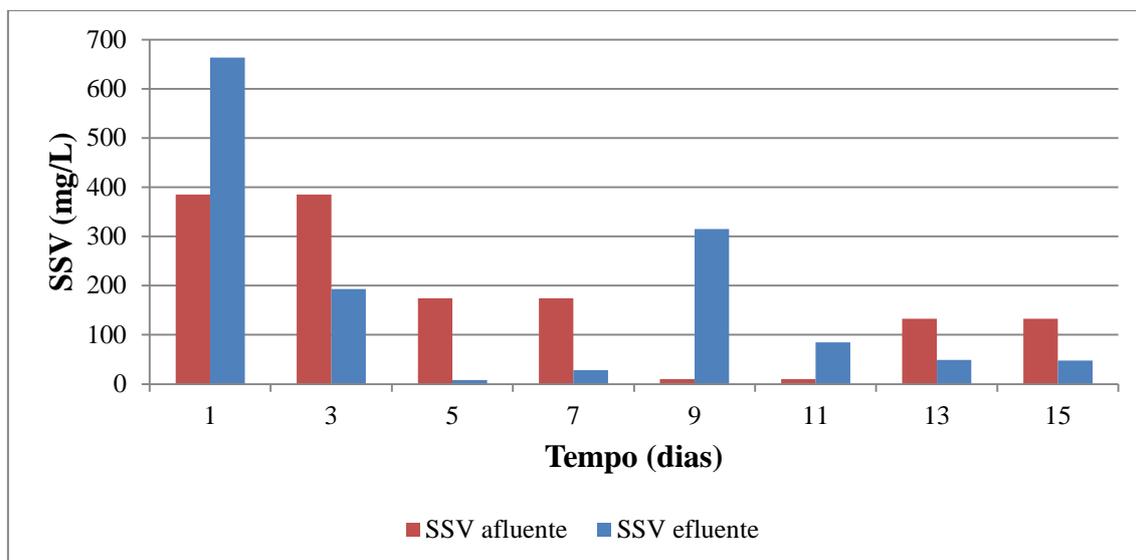
Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 60 - SSV afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação de 6,3 cm/s.



Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 61 – SSV afluente e efluente ao MABR com velocidade de recirculação de 11 cm/s.



Fonte: Elaboração do próprio autor

Tabela 14 – SSV afluente e efluente ao MABR.

		Média
Ensaio 1	SSV a	183,33
	SSV e	195,56 ± 120,68
Ensaio 2	SSV a	223,58 ± 89,39
	SSV e	43,36 ± 30,71
Ensaio 3	SSV a	175,38 ± 144,55
	SSV e	173,74 ± 222,94

Nota: SSV a = Sólidos Suspensos Voláteis afluente; SSV e = Sólidos Suspensos Voláteis efluente.

Fonte: Elaboração do próprio autor

5.7 Efeitos da velocidade

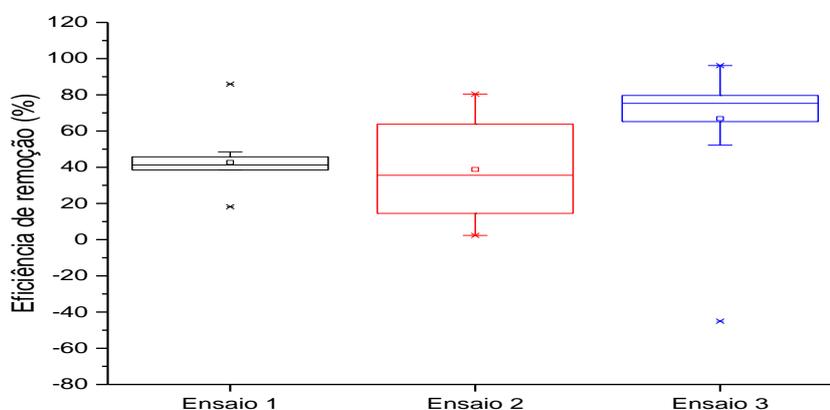
Durante a execução dos experimentos, pôde-se observar a redução de espessura na camada do biofilme, com o aumento da vazão de ar injetada e conseqüentemente da taxa de recirculação. Essa redução de espessura pode ser justificada pela injeção de ar, que por meio das bolhas, foi promovido o deslocamento da massa líquida em um

movimento ascendente de forma que tensões de cisalhamento foram criadas sobre o biofilme aderido às membranas. De forma semelhante Casey, Glennon e Hamer (1999), estabeleceram a dependência da velocidade e as forças de cisalhamento, ao destacamento do biofilme, entretanto não sendo observado a ocorrência do destacamento em uma taxa constante.

Um fator determinante para o destacamento do biofilme é o processo de difusividade do substrato para camadas internas do biofilme, de modo que espessuras elevadas culminam em um biofilme com elevada massa específica e, por conseguinte baixa difusividade, assim para velocidades elevadas tem-se o controle da espessura de modo que garanta a difusividade dos substratos e a permanência do biofilme à membrana (CASEY; GLENNON; HAMER, 1999).

A Figura 62 apresenta a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal ao longo dos três ensaios realizados. Inicialmente foi observado o recobrimento das membranas com o biofilme composto pelos organismos nitrificantes e posteriormente por organismos heterótrofos. Ao longo do primeiro ensaio com a velocidade 2,23 cm/s, verificou-se baixa nitrificação da amônia à medida que o biofilme se tornou mais espesso. Ao final deste primeiro ensaio notou-se a perda da eficiência na remoção do nitrogênio amoniacal. Assim decidiu-se a mudança da velocidade para que o biofilme não se destacasse da membrana pelo excesso de camadas que o mesmo havia adquirido, e também para evitar o enfraquecimento dos organismos mais próximos à membrana.

Figura 62 – Eficiências médias na remoção de amônia ao longo do período experimental.



Fonte: Elaboração do próprio autor

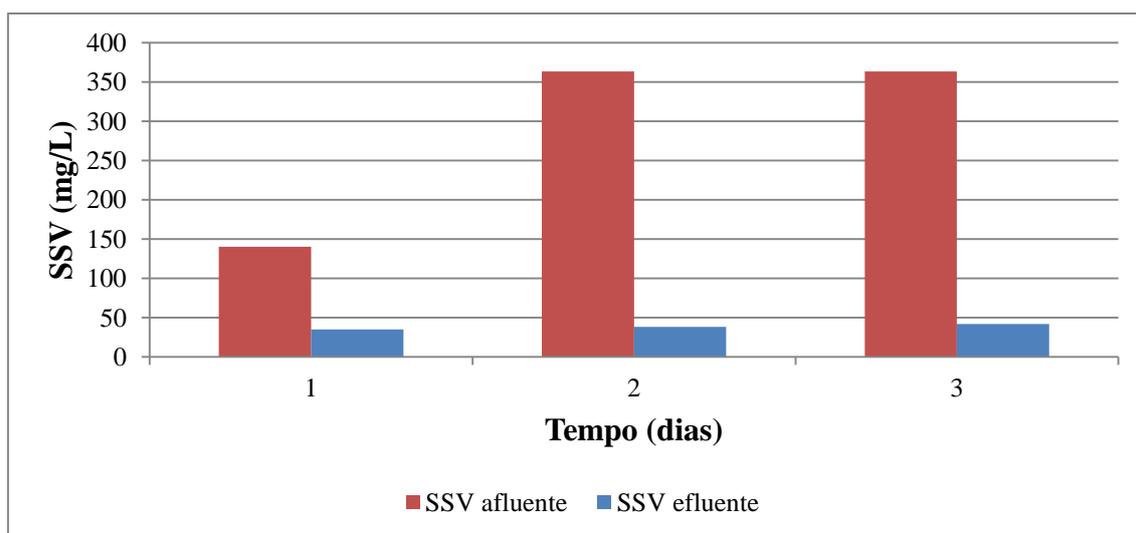
Na transição da velocidade de 2,23 para 6,3 cm/s, obtiveram-se as análises apresentadas na Figura 63. Desta pode-se inferir que apesar de o biofilme se apresentar espesso houve baixa concentração dos SSV nas amostras efluentes, quando comparadas às amostras afluentes ao MABR.

Coincidentemente com o aumento da velocidade houve o aumento na concentração de amônia proveniente do esgoto, ocasionando assim, até o 10º dia, pouca remoção do nitrogênio amoniacal. No período restante do segundo ensaio houve estabilidade na remoção e também na espessura do biofilme, ocorrendo somente maior acúmulo na extremidade superior.

A Figura 64 contém as análises realizadas na transição da velocidade de 6,3 para 11 cm/s. Ao final do período de transição observou-se a redução da espessura do biofilme, inclusive das camadas de acúmulo da extremidade superior. Tal fato é atestado pelo aumento na concentração de SSV na 4ª e 5ª amostras, coletadas no final da transição.

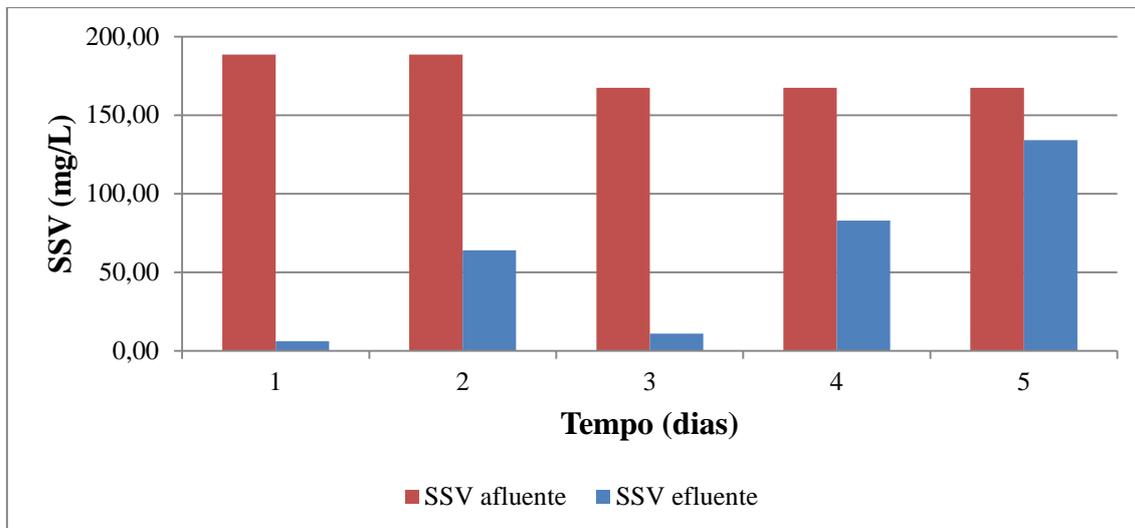
Durante o terceiro ensaio, observou-se um bom desempenho do MABR na remoção da amônia, e também verificou-se boa condição do biofilme, no qual havia regularidade das espessuras ao longo da membrana.

Figura 63 - Sólidos Suspensos Voláteis na faixa de transição da velocidade de 2,23 para 6,3 cm/s.



Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 64 - Sólidos Suspensos Voláteis na faixa de transição da velocidade de 6,3 para 11 cm/s.

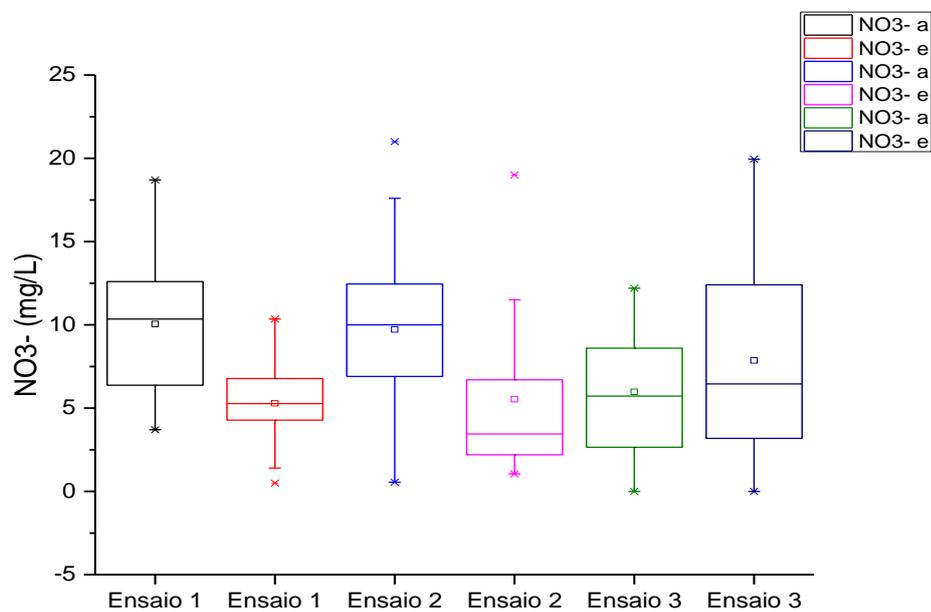


Fonte: Elaboração do próprio autor

A constatação de que houveram as reações de nitrificação é por meio das concentrações de nitrato, ver Figura 65. O aumento da velocidade forneceu oxigênio para areação de oxidação da amônia, assim como desbastou o excesso de biofilme. Ao final do terceiro ensaio verificou-se o acúmulo de nitrato nas amostras efluentes ao MABR, indicando uma ocorrência na redução das reações de desnitrificação, o que pode ser consequência da redução do biofilme de tal forma que a camada anóxica ficou comprometida ou até mesmo eliminada, permanecendo assim somente a dupla camada aeróbia.

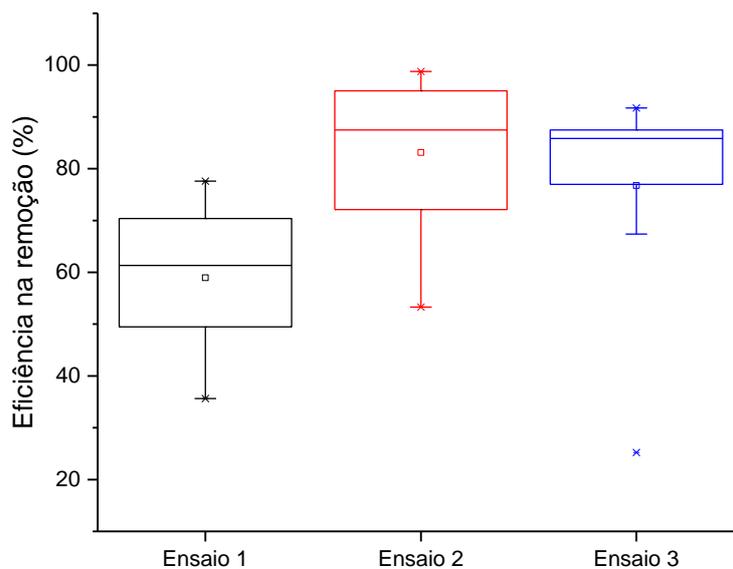
O aumento das velocidades para a remoção da matéria carbonácea foi positivo, sendo possível observar o aumento na eficiência da remoção de DQO. O imprevisto ocorreu no início da terceira fase, na qual o aumento da velocidade desagregou as camadas do biofilme, que foram carreadas para o meio líquido e consequentemente às amostras efluentes ao MABR. Porém ao final da terceira etapa houve o reestabelecimento da eficácia no processo de remoção, como ilustra a Figura 66.

Figura 65 – Concentrações médias de nitrato afluente e efluente ao longo do período experimental



Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 66 – Eficiências médias na remoção de DQO ao longo do período experimental.



Fonte: Elaboração do próprio autor

O aumento da velocidade de recirculação nesta pesquisa promoveu a redução do biofilme pelo impedimento à formação de novas camadas. Segundo Syron e Casey (2008) apontam entre os métodos para controle de biofilme em MABR, as lavagens intensas que podem resultar no desprendimento massivo do biofilme.

Por exemplo Pankhania, Brindle e Stephenson (1999) realizaram a limpeza três vezes ao dia do MABR para a retirada do excesso do biofilme, injetando ar comprimido com pressão de 108KPa por 60 s, seguido por um fluxo de água com 1,8 L/min por 60 s.

Por sua vez Brindle, Stephenson e Semmens (1999), promoveram a limpeza do MABR, a cada dois dias, pela injeção simultânea de um fluxo de água com 4 a 6 L/min e fluxo de ar com 30 a 40 L/min, com duração de 10 a 15 segundos. A remoção do lodo em excesso em MABR operando com HRT de 15 dias, foi por meio da lavagem com um fluxo de 18 cm/s e duração de 1 min, sendo foi realizada por sete vezes enquanto operou o sistema de Terada et al. (2003).

A principal desvantagem dos procedimentos de lavagem dos é a redução no desempenho imediatamente após a remoção do biofilme (SYRON; CASEY, 2008). Poucos estudos possuem os dados do tempo de recuperação do biofilme após a lavagem, com exceção do estudo de Brindle, Stephenson e Semmens (1999) que relataram a recuperação na eficiência do remoção de DQO em 0,5 a 2 HTR.

6 CONCLUSÃO

Em relação à remoção dos nutrientes pelo MABR verificou-se que a velocidade de recirculação que promoveu satisfatoriamente a remoção dos compostos nitrogenados foi em 11 cm/s, uma vez que houve 75% da remoção do nitrogênio amoniacal e 62,5% do nitrogênio total. Neste estudo houve pouca remoção do fósforo, porém dentre as velocidades testadas a que apresentou consumo do fósforo foi com a velocidade de 6,3 cm/s.

A velocidade de recirculação que demonstrou eficácia na remoção do material carbonáceo foi de 6,3 cm/s, na qual se alcançou uma taxa de remoção de 82,87%. Apesar de no terceiro ensaio a quantidade de oxigênio disponível no meio líquido ser maior e conseqüentemente propiciar aos organismos heterótrofos os processos de oxidação, houve o destaque nas camadas do biofilme composta por tais organismos, reduzindo assim a eficiência na remoção da DQO.

Assim a melhor velocidade para operação do MABR nas condições apresentadas nesta pesquisa, seria uma velocidade intermediária a 6,3 e 11 cm/s, na qual ocorreriam tanto a nitrificação e desnitrificação, pela permanência da camada anóxica, e a oxidação pelas heterótrofas.

Então, sugere-se para estudos futuros uma investigação de velocidades intermediárias na remoção de compostos nitrogenados e matéria carbonácea. Para a remoção do fósforo recomenda-se, caso o MABR seja operado em batelada, uma fase anaeróbia, já que a camada anóxica do biofilme formado nesta pesquisa não foi suficiente para a remoção do mesmo.

Propõe-se também para outros estudos a análise da operação do MABR em batelada sequencial com compreensão do tempo ciclo. Outra opção é o estudo do MABR em fluxo contínuo e sua eficiência na remoção de nutrientes e carbono orgânico.

REFERÊNCIAS

- ASCE. **Standard Measurement of oxygen transfer in clear water**. ANSI/ASCE, 1990.
- ALTSCHUL, S. F.; GISH, W.; MILLER, W.; MYERS, E.; LIPMAN, D. Basic local alignment search tool. **Journal of molecular biology**, London, v. 215, n. 3, p. 403-410, 1990.
- BELLI, T. J. **Biorreator à membrana em batelada sequencial aplicado ao tratamento de esgoto visando a remoção de nitrogênio total**. 2011. 169f. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2011.
- BRINDLE, K.; STEPHENSON, T.; SEMMENS, M. J. Nitrification and oxygen utilization in a membrane aeration bioreactor. **Journal of Membrane Science**, Amsterdam, v. 144, p. 197-209, 1998.
- CASEY, F., GLENNON, B., HAMER, G., Review of membrane aerated biofilm reactors. **Resources, Conservation and Recycling**, Amsterdam, v. 27, p. 203-215, 1998.
- CASEY, F., GLENNON, B., HAMER, G., Biofilm Development in a Membrane-Aerated Biofilm Reactor: Effect of Flow Velocity on Performance. **Biotechnology and Bioengineering**, Hoboken, v. 67, n. 4, p. 446 - 486, 1999.
- CUSSLER, E. L. **Diffusion**. London: University of Cambridge, 1984.
- DALL'AGLIO SOBRINHO, M.; GEBARA, D.; MILANESE, D. H. E.; RUGGERI JUNIOR, H. C.; HERNANDES, T. N. Funcionamento hidráulico de reatores aeróbios com circulação por jatos de ar para tratamento biológico de efluentes. In: SIMPÓSIO BRASILEIRO DE RECURSOS HÍDRICOS, 14, Aracaju. **Anais...** [S. I.: s. n.], 2001. P. 1-8. 1 CD-ROM.
- DEBUS, O.; WANNER, O. Degradation of xylene by a biofilm growing on a gas-permeable membrane. **Water Science Technoly**, London, v. 26, n. 3 – 4, p. 607 – 616, 1992.
- FERRIS, M. J.; MUYZER, G.; WARD, D. M. Denaturing gradient gel electrophoresis profiles of 16 rRNA – Defined populations inhabiting a hot spring microbial mat communit. **Applied and Environmental Microbiology**, Washington, v. 62, p. 340-346, 1996.
- GEBARA, D. **Desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário**. 2006. 400f. Tese (Doutorado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2006.
- VAN HAANDEL, A. C.; MARAIS, G. O comportamento do sistema de lodo ativado: teoria e aplicações para projetos e operação. Campina Grande: EPGRAF, 1999. 471 p.

HAMMER, M. J.; HAMMER JUNIOR, M. J. **Water and wastewater technology**. 3. ed. New Jersey: Prentice-Hall., 1996. 519 p.

HEIJNEN, J. J. *et al.* A simple hydrodynamic model for the liquid circulation velocity in a full-scale two-and three-phase internal airlift reactor operating in the gas recirculation regime. **Chemical Engineering Science**, Kidlington, v. 52, n. 15, p. 2527-2540, 1997.

HIBYA, K., TERADA, A., TSUNEDA, S., HIRATA, A. Simultaneous nitrification and desnitrification by controlling vertical and horizontal microenvironment in a membrane-aerated biofilm reactor. **Journal of Biotechnology**, Amsterdam, v. 100, p. 23-32, 2003.

HOEHN, R. C.; ARLISS, D. R. Effects of thickness on bacterial film. **Journal Water Pollution Control Federation**, Alexandria, v. 45, n. 11, p. 2302 – 2320, 1973.

IWAI, S.; KITAO, T. **Wastewater treatment with microbial films**. Lancaster: Technomic Publishing Company, 1994. P. 183.

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

JÁCOME, A.; MOLINA, J.; SUÁREZ, J.; TEJERO, I. Simultaneous removal of organic matter and nitrogen compounds in autoaerated biofilms. **Journal Environmental Engineering**, Reston, v. 132, p. 1255 – 1263, 2006.

KALMBACH, S.; MANZ, W.; WECKE, J.; SZEWZYK, U. *Aquabacterium* gen. nov., with description of *Aquabacterium citratiphilum* sp. nov., *Aquabacterium parvum* sp. nov. and *Aquabacterium commune* sp. nov., three in situ dominant bacterial species from the Berlin drinking water system. **International Journal of Systematic Bacteriology**, v. 49, p. 769-777, 1999.

LAPOLLI, F. R. **Biofiltração e microfiltração tangencial para tratamento de esgotos**. 1998. Tese (Doutorado em Engenharia Civil – Hidráulica e Saneamento). Universidade de São Paulo, São Carlos, 1998. 186 f.

NICOLELLA, C.; VAN LOOSCRECHT, M. C. M.; HEIJNEN, J. J. Wastewater treatment with particulate biofilm reactor. **Journal of Biotechnology**, Amsterdam, v. 80, n. 7, p. 312-320, 2000.

MATSUMOTO, S.; TERADA, A.; TSUNEDA, S. Modeling of membrane-aerated biofilm: effects of C/N ratio, biofilm thickness and surface loading of oxygen on feasibility of simultaneous nitrification and desnitrification. **Biochemical Engineering Journal**, Amsterdam, v. 37, p. 98-107, 2007.

METCALF E EDDY. **Wastewater engineering: treatment and reuse**. 4. ed. New York: McGraw-Hill International, 2003. 1819 p.

MILANESE, D. H. E. **Hidrodinâmica de reatores aeróbios retangulares de leito fluidizado com circulação**. 2002. 131f. Dissertação (Mestrado) – Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista – UNESP, Ilha Solteira, 2002.

MOLINA, J. B. **Evaluación de la eliminación de matéria orgânica y nitrógeno de las aguas residuales em um reactor biopelícula de membrana tubular aireada.** 2015. 275f. Tese (Doutorado) – Universidade da Coruña, A Coruña, 2015.

OSA, J. J. *et al.* Wastewater treatment with Biofilm Membrane Reactors. In CONFERENCE ON ADVANCED WASTEWATER TREATMENT PROCESSES, 1997, Leeds. **Proceedings...** [S. I.: s. n.], 1997. P. 1-11.

PANKANIA, M.; STEPHENSON, T.; SEMMENS, M. J. Hollow-fiber bioreactor for waste-water treatment using bubbleless membrane aeration, **Water Research**. London, v. 28, n. 10, p. 2233 – 2236, 1994.

SCHNEIDER, R. P.; TSUTIYA, M. T. **Membranas Filtrantes para o tratamento de água, esgoto e água de reuso.** São Paulo: ABES, 2001.

SEDLAK, R. I. **Phosphorus and nitrogen from municipal wastewater: principles and practice.** 20. ed. New York: Lewis, 1991. p. 239.

SEMMENS, M. J.; DAHM, K.; SHANAHAN, J.; CHRISTIANSON, A. COD and nitrogen removal by biofilms growing on gas permeable membranes. **Water Research**, London, v. 37, n. 18, p. 4343 – 4350, 2003.

STEPHENSON, T.; JUDD, S.; JEFFERSON, B.; BRINDLE, K. Membrane bioreactors for wastewater treatment. London: IWA, 2000.

SUN, L. *et al.* Enhanced biological nitrogen and phosphorus removal using sequencing batch membrane-aerated biofilm reactor. **Chemical Engineering Science**, Kidlington, v. 135, p. 559 – 565, 2015.

SUZUKI, Y.; MIYAHARA, S.; TAKEISHI, K. Oxygen supply method using gas permeable film for wastewater treatment. **Water Science Technology**, London, v. 28, n. 7, p. 243 -250, 1993.

SUZUKI, Y.; HATANO, N.; IKEDA, H. Performance of nitrogen removal and biofilm structure of porous gas permeable membrane reactor. **Water Science Technology**, London, v. 41, n. 4-5, p. 211 -217, 2000.

SYRON, E.; CASEY, E. Membrane-Aerated Biofilms for High Rate Biotreatment: Performance Appraisal, Engineering Principles, Scale-up, and Development Requirements. **Environmental Science & Technology**, Dordrecht, v. 42, n. 6, p. 1833 – 1844, 2008.

TERADA, A.; HIBIYA, K.; NAGAI, J.; TSUNEDA, S.; HIRATA, A. Nitrogen removal characteristics and biofilm analysis of a membrane-aerated biofilm reactor applicable to high-strength nitrogenous wastewater treatment. **Journal Bioscience and Bioengineering**, Dordrecht, v. 95, n. 2, p. 170 – 178, 2003.

TERADA, A.; YAMAMOTO, T.; TSUNEDA, S.; HIRATA, A. Sequencing batch membrane biofilm reactor for simultaneous nitrogen and phosphorus removal: Novel

application of membrane-aerated biofilm. **Biotechnology Bioengineering**, Hoboken, v. 94, n. 4, p. 730 – 739, 2006.

THANS, F. **Controle operacional de reator em bateladas seqüenciais (RBS): Ajustes na concentração de oxigênio dissolvido visando à remoção de nutrientes**. 2008. 105f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2008.

TIMBERLAKE, D. L.; STRAND, S. E.; WILLIAMSON, K. J. Combined serobic heterotrophic layer formation on nitrifying biofilms in a biofilm airlift suspension reactor. **Water Research**, London, v. 22, p. 1513 – 1517, 1988.

TOUCHON, M. ;BARBIER, P.;BERNARDET, J. F. ;LOUX, V. ;VACHERIE, B. ;BARBE, V. ;ROCHA, E. P. ;DUCHAUD, E. Complete genome sequence of the fish pathogen *Flavobacterium branchiophilum*. **Applied and Environmental Microbiology**, Washington, v. 77, p. 7656-7662, 2011.

TRULEAR, M. G.; CHARACKLIS, W. G. Dynamics of biofilme processes. **Journal WPCF**, Alexandria, v. 54, n. 9, p. 1288-1301, 1982.

VAN HAANDEL, A. C.; MARAIS, G. O comportamento do sistema de lodo ativado: teoria e aplicações para projetos de operação. Campina Grande: EPGRAF, 1999. 471 p.

VIERO, A. F. **Avaliação do desempenho de um biorreator com membranas submersas para tratamento de efluente**. 2006. 174 p. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2006.

VON SPERLING, M. **Princípios básicos do tratamento de esgotos**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais – UFMG, 1996. v. 2. 211p.

VON SPERLING, M. **Lodos ativados**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais – UFMG, 1997. v. 4. 428 p.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 3. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais – UFMG, 2005. v. 1. 452 p.

YAMAGIWA, K.; OHKAWA, A.; HIRASA, O. Simultaneous organic carbono removal and nitrification by biofilm formed on oxygen enriched membrane. **Journal Chemical Engineering of Japan**, Kohinata, v. 27, n. 5, p. 638 – 643, 1994.

WANG, Q.; GARRITY, G.; TIEDJE, J.; COLE, J. Naive bayesian classifier for rapid assignment of rRNA sequences into the new bacterial taxonomy. **Applied and Environmental Microbiology**, Washington, v. 73, n. 16, p. 5261-5267, 2007.