UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS
DEPARTAMENTO DE HIDRÁULICA E SANEAMENTO

JAMILLE SANDES DE CARVALHO

Sistemas MBBR em escala piloto operados em bateladas sequenciais para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de esgoto sanitário: impacto do material suporte no desempenho dos processos e na geração de lodo

VERSÃO CORRIGIDA

São Carlos

2019

JAMILLE SANDES DE CARVALHO

Sistemas MBBR em escala piloto operados em bateladas sequenciais para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de esgoto sanitário: impacto do material suporte na estabilidade do processo e na geração de lodo

Dissertação apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos, da Universidade de São Paulo, como parte dos requisitos para obtenção do título de mestre em Ciências: Engenharia Hidráulica e Saneamento

Orientadora: Prof^a. Dr^a. Márcia Helena Rissato Zamariolli Damianovic

São Carlos

2019

AUTORIZO A REPRODUÇÃO TOTAL OU PARCIAL DESTE TRABALHO,
POR QUALQUER MEIO CONVENCIONAL OU ELETRÔNICO, PARA FINS
DE ESTUDO E PESQUISA, DESDE QUE CITADA A FONTE.

Ficha catalográfica elaborada pela Biblioteca Prof. Dr. Sérgio Rodrigues Fontes da
EESC/USP com os dados inseridos pelo(a) autor(a).

C331s Carvalho, Jamille Sandes de
 Sistemas MBBR em escala piloto operados em
bateladas sequenciais para remoção de matéria orgânica
e nitrogênio de esgoto sanitário: impacto do material
suporte no desempenho dos processos e na geração de
lodo / Jamille Sandes de Carvalho; orientadora Márcia
Helena Rissato Zamariolli Damianovic. São Carlos,
2019.

 Dissertação (Mestrado) - Programa de
Pós-Graduação em Engenharia Hidráulica e Saneamento e
Área de Concentração em Hidráulica e Saneamento --
Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de
São Paulo, 2019.

 1. Esgoto sanitário. 2. Biomassa imobilizada. 3.
MBBR. 4. Biobob. 5. Nitrificação e Desnitrificação
Simultânea. I. Título.

Eduardo Graziosi Silva - CRB - 8/8907

AGRADECIMENTOS

Na primeira conversa que tive com a professora Márcia, ela me disse que não conseguimos fazer uma pesquisa completa sozinhos, que é muito importante que troquemos conhecimentos, ajudando e sendo ajudado. Os dias de mestrado não poderiam ter confirmado mais esse conselho e, à professora, meu primeiro agradecimento, pela orientação acadêmica e cuidado pessoal.

Aos meus pais, Bete e Wilson, e ao meu irmão, Guilherme, que de longe sempre se mantiveram tão presentes, me apoiando e torcendo por mim. A saudade foi enorme em todos os dias distantes, mas vocês foram essenciais para que eu conseguisse finalizar esse trabalho.

Ao Bruno Giz, que me ensinou a fazer as análises no LPB, que me ensinou tantos conceitos e a aplicá-los na prática, me deu vários direcionamentos na realização da pesquisa, cuidou dos meus reatores nas férias, entre outras incontáveis ajudas... Além da amizade de todos os dias, no bandeirão ou num barzinho, sempre com muitas risadas. Giz, você merece o mundo, muito obrigada!

À Natália, que tanto me ajudou nas análises do laboratório e com as dúvidas que surgiam à medida que eu escrevia a dissertação; e me ajudando ainda mais na vida, com as horas de conversa, sempre com muitas risadas, no LPB, nas aulas ou em casa. Obrigada pela amizade!

À Letícia, que também foi “mãe” dos reatores e que, junto comigo, sofreu com as decepções e vibrou com as conquistas dessa pesquisa, obrigada por toda ajuda!

Ao André, que chegou na reta final da pesquisa e acompanhou toda a fase da escrita e, mesmo com todos os estresses que essas etapas me trouxeram, foi meu companheiro e estive do meu lado todos os dias, cuidando de mim e deixando meus dias mais cheios de amor.

Ao Luiz, que tanto me ajudou a fazer os reatores funcionarem, me dando assistência dia e noite, fins de semana e feriados.

À Carol Garcia e ao Cebola, por toda ajuda pra conseguir vir morar em São Carlos e entender como funcionava a vida por aqui, além de terem tornado a adaptação muito mais alegre.

Ao Felipe, por toda amizade, almoços no RU e saídas “de leve”, principalmente no primeiro ano do mestrado.

À Jeysse, que me ajudou diretamente na execução das análises, principalmente depois que comecei a jornada dupla de escrever e trabalhar.

A todos do LPB, incluindo colegas, técnicos, professores e demais colaboradores, obrigada por todo tipo de ajuda e os grandes ensinamentos que passaram, não só acadêmicos, mas também de convivência.

A Deus, por todas as graças concedidas, não somente no período do mestrado, mas em toda minha vida.

À CAPES, pela bolsa concedida. À FAPESP e à Bioproj, pelo financiamento da pesquisa.

RESUMO

CARVALHO, J. S. Sistemas MBBR em escala piloto operados em bateladas sequenciais para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de esgoto sanitário: impacto do material suporte na estabilidade do processo e na geração de lodo. 2019. 81 f. Dissertação (mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2019.

Processos aeróbios de tratamento de esgoto têm alta eficiência de remoção de matéria orgânica e, nas condições adequadas, apresentam capacidade de remover nutrientes. Como desvantagem intrínseca a esse tipo de tratamento, tem-se a elevada produção de lodo, associada ao seu gerenciamento, que deve ser feito adequadamente. O sistema MBBR – Moving Bed Biofilm Reactor apresenta as vantagens de um processo aeróbio, e ao inserir meios suportes em seu interior, apresentaram-se, nesta pesquisa, os objetivos de aumentar a eficiência de remoção da matéria orgânica e nitrogenada, facilitar a separação da fração suspensa do efluente e reduzir a geração de lodo. Para tanto, foram comparadas as remoções de DQO e nitrogênio e a produção de lodo em três reatores: R1, com o meio suporte Mutag Biochip; R2 com Biobob® e o R3 contendo biomassa suspensa. O sistema foi operado em bateladas sequenciais, com ciclos de 6 horas nas fases I e II, e tempos de aeração de 4 e 3 horas, respectivamente; e na Fase III, com ciclos de 4 horas e tempo de aeração de 2 horas. A remoção de DQO foi de 80 a 90% em todos os reatores, em todas as fases de operação. Os reatores com biomassa aderida conseguiram estabelecer a nitrificação, enquanto o efluente do reator de biomassa suspensa apresentou alta concentração de N-NH_4^+ . A remoção de N-total ocorreu por Nitrificação e Desnitrificação Simultânea (NDS) e as eficiências observadas em R1 e R2 foram da ordem de 20 e 40% nas fases I e II, respectivamente. Na Fase III, R1 apresentou eficiência de 15% de remoção de N e R2 manteve 40%. R3 apresentou uma eficiência entre 10 e 20% de remoção de N e, ao reduzir os tempos de ciclo e aeração, foi ao colapso. O melhor desempenho dos reatores com biomassa aderida pode ser explicado, inclusive, pelo tempo de retenção celular, que é muito maior nesse tipo de concepção, contribuindo com o desenvolvimento das bactérias de crescimento mais lento, como as nitrificantes. A massa de biomassa aderida ao Biobob® foi três vezes maior do que ao Mutag Biochip e a produção de lodo durante o período operacional foi de 4,6 kg neste reator e de 2,8 kg naquele contendo Biobob®. R3 produziu, em apenas duas fases, 0,5 kg de lodo, pois apresentou baixa sedimentabilidade, o que causou grandes perdas de sólidos no efluente e baixa concentração de microrganismos no líquido de mistura. Os perfis de

concentração mostraram que a DQO foi consumida em até 1 hora de aeração, justificando a escassez de doadores de elétrons para a desnitrificação e que sua inserção na fase não aerada poderia incrementar a desnitrificação.

Palavras-chave: Esgoto sanitário. Biomassa imobilizada. MBBR. Biobob®. Nitrificação e Desnitrificação Simultânea (NDS).

ABSTRACT

CARVALHO, J. S. Pilot-scale MBBR operated under sequencing batch mode, treating domestic wastewater to remove organic matter and nitrogen: impact of carrier on stability and sludge generation. 2019. 81 f. Dissertação (mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2019.

Aerobic treatment processes have high efficiency of organic matter removal and, under proper conditions, capacity to remove nutrients. The high sludge generation is an intrinsic disadvantage of this type of treatment and its management must be done properly. The MBBR – Moving Bed Biofilm Reactor has the aerobic processes' advantages and, by inserting carriers in the reactors, the aim was to increase the efficiency of carbon and nitrogen removal, to facilitate the detachment of suspended biomass and the effluente, besides the sludge generation reduction. This study compares the COD and nitrogen removals and the sludge production in 3 reactors: R1, filled with the carrier Mutag Biochip; R2 with Biobob® and R3 containing suspended biomass. The whole system was operated in sequencing batch mode, the cycles of phases I and II were 6 hours long, with aeration times of 4 and 3 hours, respectively, and Phase III with 4 hours long cycles and 2 hours of aeration. The removal of COD was 80 to 90% in any reactor, in all phases. The attached biofilm reactors could stablish nitrification, while the suspended biomass reactor presented effluent with high ammonia concentration. The removal of N-total occurred by Simultaneous Nitrification and Denitrification (SND) and R1 and R2 reached similar efficiencies of N-total removal, about 20 e 40% on phases I and II, respectively; and on Phase III, R1 reached about 15% of N-total removal and R2 mantained 40%. R3 obtained between 10 and 20% of N-total removal and, by reducing the cycle and aeration times, it collapsed. The best performance by the attached biomass reactors can be explained, inclusively, by the cell retention time, which is much higher in this type of conception, and enough for the slow growth bacteria, as the nitrifiers. The mass of Biobob®'s biofilm was nearly 3 times higher than Mutag Biochip's and the sludge production was 4,6 kg by this reactor and 2,8 kg by the one containg Biobob®, during the whole operation period. R3 produced 0,5 kg of sludge, in only two phases, due to this poor sedimentability, that caused the washout of solids and low concentration of microorganisms on mixed-liquor. The concentration profiles showed that COD is consumed in until one hour of aeration, explaining the loss of electron donors for denitrification and that its insertion in the anoxic period could increase the denitrification.

Keywords: Domestic wastewater. Attached biomass. MBBR. Biobob®. Simultaneous Nitrification and Denitrification.

Lista de Figuras

Figura 1 - Meios suportes Biobob® e Mutag Biochip, respectivamente	18
Figura 2 - Estrutura do biofilme	29
Figura 3 - Reatores em operação	35
Figura 4 - Etapas de funcionamento do sistema	36
Figura 5 - Válvula automática	37
Figura 6 – Fotografia dos Reatores 1, 2 e 3 em funcionamento	45
Figura 7 - Concentração de matéria orgânica, representada como DQO, no esgoto bruto e nos efluentes de R1, R2 e R3 nas fases I, II e III	46
Figura 8 - Espécies nitrogenadas no efluente dos reatores nas fases I, II e III e no esgoto bruto: (a) R1; (b) R2; e fases I e II e no esgoto bruto (c) R3.....	49
Figura 9 - Eficiência de remoção de N-total em R1, R2 e R3 nas fases de operação.....	52
Figura 10 - Carga de nitrogênio removida por dia nas fases I, II e III em R1 e R2 e nas fases I e II em R3	54
Figura 11 - Concentração de sólidos (SSV) no líquido de mistura durante a aeração nas fases I, II e II de R1 e R2 e fases I e II de R3	56
Figura 12 - Concentração de sólidos (SSV) no efluente tratado nas fases I, II e II de R1 e R2 e fases I e II de R3	56
Figura 13 - Concentração de DQO filtrada ao longo do ciclo de 6h, na Fase I	61
Figura 14 - Concentração de N-amoniacoal ao longo do ciclo de 6h, na Fase I.....	62
Figura 15 - Concentração de N-nitrito ao longo do ciclo de 6h, na Fase I	63
Figura 16 - Concentração de N-nitrato ao longo do ciclo de 6h, na Fase I.....	64
Figura 17 - Perfil de concentração das espécies nitrogenadas ao longo do ciclo de 6h, na Fase I.....	65
Figura 18 - Concentração de DQO filtrada ao longo do ciclo de 6h, na Fase II	66
Figura 19 - Concentração de N-amoniacoal ao longo do ciclo de 6h, na Fase II.....	67
Figura 20 - Concentração de N-nitrito ao longo do ciclo de 6h, na Fase II	67
Figura 21 - Concentração de N-nitrato ao longo do ciclo de 6h, na Fase II	68
Figura 22 - Perfil de concentração das espécies nitrogenadas ao longo do ciclo de 6h, na Fase II.....	69
Figura 23 - Concentração de DQO filtrada ao longo do ciclo de 4h, na Fase III.....	70
Figura 24 - Concentração de N-amoniacoal ao longo do ciclo de 4h, na Fase III	70
Figura 25 - Concentração de N-nitrito ao longo do ciclo de 4h, na Fase III.....	71
Figura 26 - Concentração de N-nitrato ao longo do ciclo de 4h, na Fase III	72
Figura 27 - Perfil de concentração das espécies nitrogenadas ao longo do ciclo de 4h, na Fase III	73

Lista de Tabelas

Tabela 1 - Características dos meios suportes	37
Tabela 2 - Conteúdo dos reatores	38
Tabela 3 - Características das fases operacionais	39
Tabela 4 - Análises físico-químicas realizadas e suas respectivas metodologias.....	40
Tabela 5 - Valor médio e desvio padrão de pH e alcalinidade total do esgoto bruto	50
Tabela 6 - Valores médios e desvios-padrões de pH e alcalinidade total em R1, R2 e R3, nas fases I, II e III	51
Tabela 7 - Massa de sólidos aderida nos meios suportes	54
Tabela 8 - Yobs dos reatores com biomassa aderida e suspensa, em cada fase	57
Tabela 9 - Massa total de lodo produzida, em quilogramas, em R1, R2 e R3 nas diferentes fases de operação	58
Tabela 10 - Tempo de Retenção Celular (Θ_c) dos reatores nas fases I, II e III	58

Sumário

1.	Introdução.....	17
2.	Objetivos.....	19
3.	Revisão Bibliográfica.....	21
3.1	Esgoto sanitário.....	21
3.2	Sistemas utilizados na remoção de carbono e nitrogênio de águas residuárias.....	22
3.3	Fundamentos da remoção de carbono e nitrogênio	25
3.4	Moving Bed Biofilm Reactor (MBBR)	29
4.	Metodologia.....	35
4.1	Instalações experimentais	35
4.2	Materiais suportes	37
4.3	Fases experimentais.....	38
4.4	Análises de monitoramento dos reatores	39
5.	Resultados.....	45
5.1	Monitoramento dos reatores	45
5.2	Perfis Temporais de Concentração.....	60
6.	Conclusão	75
7.	Referências Bibliográficas.....	77

1. Introdução

O tratamento de esgoto sanitário tem sido realizado utilizando-se diversas tecnologias consolidadas, cada uma com suas características intrínsecas, as quais são referentes à eficiência de remoção de carbono e nutrientes, área requerida e consumo de energia, entre outras. A localização da Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) e as características do esgoto sanitário a ser tratado são alguns dos pontos a serem analisados na escolha do sistema de tratamento.

Dentre as opções disponíveis, existem os sistemas aerados para o nível secundário de tratamento de efluentes. Nesse tipo de concepção, os microrganismos obtêm mais energia na degradação da matéria orgânica, à custa de maior mecanização e consumo de energia, fazendo com que esse processo seja mais eficiente do ponto de vista de remoção dos constituintes indesejados, gerando, entretanto, maior volume de lodo. (METCALF & EDDY, 2015).

A geração de lodo nos sistemas de tratamento de esgotos é algo intrínseco aos processos biológicos, de modo que o método para sua disposição final deve ser contemplado na concepção do sistema. Além da etapa de conversão da matéria orgânica, a etapa de separação do lodo gerado da corrente líquida é determinante para a eficiência do processo. O lodo, se disposto inadequadamente, pode causar sérios problemas ambientais e à saúde da população (ANDREOLI; VON SPERLING; FERNANDES, 2014).

A imobilização de biomassa pode ser adotada em sistemas de lodos ativados, contribuindo para a separação do lodo da corrente líquida e aumentando o tempo de retenção celular dos microrganismos e, conseqüentemente, a eficiência de remoção de matéria orgânica do processo (HUANG et al., 2017). São exemplos de meios suportes o Biobob®, de produção nacional, e o Mutag Biochip, importado da Alemanha (Figura 1).

Figura 1 - Meios suportes Biobob® e Mutag Biochip, respectivamente

Fonte: Bioproj Tecnologia Ambiental¹ e Multi Umwelttechnologie AG².

A imobilização da biomassa também contribui para a formação de biofilmes, com regiões óxicas e anóxicas, as últimas no seu interior, com capacidade de nitrificação e desnitrificação. O gradiente de oxigênio que acontece ao longo da profundidade do biofilme favorece a atividade das bactérias nitrificantes, que utilizam o oxigênio em seus processos de conversão, bem como das bactérias desnitrificantes, que convertem nitrato a nitrogênio gasoso em ambiente anóxico (MÜNCH; LANT; KELLER, 1996; ZHAO et al., 2017).

O processo MBBR (Moving Bed Biofilm Reactors ou Reatores de Biofilme de Leito Móvel) tem como objetivo reunir as principais vantagens dos processos de lodos ativados e reatores com biofilmes. Assim, o MBBR utiliza todo o volume do reator para crescimento de biomassa e não requer recirculação do lodo, o que é conseguido com a utilização de suportes não fixos, inertes e com elevada área superficial como suporte para biomassa (ØDEGAARD, 2006).

Neste contexto, o presente trabalho buscou avaliar a remoção de matéria orgânica e nitrogênio de esgoto sanitário, bem como a produção de lodo num sistema MBBR, utilizando diferentes meios para adesão da biomassa. Os meios suportes utilizados foram Mutag Biochip e Biobob®, uma vez que o primeiro tem seu uso consolidado nesse tipo de tratamento, e o segundo é uma configuração que apresenta características favoráveis aos objetivos a serem alcançados.

¹ Retirado do website: <http://bioproj.tecnologia.ws/>

² Retirado do website: <https://www.mutag.de>

2. Objetivos

2.1 Objetivo Geral

Avaliar o desempenho, a estabilidade e a produção de lodo em reatores, com alimentação em batelada, tratando esgoto sanitário, com remoção de matéria orgânica e nitrogênio. Para tanto, utilizou-se biomassa aderida (MBBR) em dois meios suportes diferentes, comparando-os entre si e a um sistema de lodos ativados com biomassa suspensa.

2.2 Objetivos específicos

- Avaliar a remoção de nitrogênio pela ocorrência de NDS no biofilme;
- Avaliar a produção de lodo nos reatores pela estimativa do Yobs.

3. Revisão Bibliográfica

3.1 Esgoto sanitário

O esgoto sanitário é formado por água residuária doméstica, parcelas de água que infiltram nas canalizações de esgotamento e aportes industriais. Cada uma dessas contribuições pode advir de diferentes atividades, o que, juntamente com fatores como clima e renda *per capita*, faz com que as características do esgoto a ser tratado nas Estações de Tratamento de Esgoto (ETE) sejam muito variáveis.

A composição do esgoto sanitário apresenta, em média, 99,9% de água e 0,1% de sólidos, os quais são removidos por processos físicos, químicos e biológicos, sendo as características do esgoto determinantes para a escolha do tratamento a ser adotado. Estes sólidos incluem matéria orgânica, cuja carga é usualmente medida pela concentração de oxigênio consumida pelos microrganismos na sua degradação – Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) ou Demanda Química de Oxigênio (DQO). Águas residuárias que apresentam grandes concentrações de matéria orgânica, portanto, causam intensa deterioração do corpo hídrico ao qual são lançadas, uma vez que as bactérias que consomem o material orgânico consomem o oxigênio dissolvido no meio para sua respiração, prejudicando a sobrevivência de espécies aquáticas (VON SPERLING, 2014).

Além desses parâmetros, os nutrientes também são importantes constituintes do esgoto sanitário, devido à urina, fezes, águas de lavagem, sabão e detergentes. A concentração de nitrogênio varia de 20 a 85 mg-N.L⁻¹, dos quais de 8 a 35 mg-N.L⁻¹ são de nitrogênio orgânico e de 12 a 50 mg-N.L⁻¹ encontram-se na forma amoniacal. Já a concentração de fósforo está entre 5 e 25 mg.L⁻¹, incluindo fósforo orgânico e inorgânico (METCALF & EDDY, 2015). Esses compostos, quando lançados em corpos receptores, provocam um fenômeno chamado eutrofização, que é a proliferação excessiva de fitoplâncton e plantas aquáticas (macrófitas) nesses locais. Verifica-se, então, uma grande depleção na qualidade da água em questão, podendo ocorrer liberação de maus odores, mortandade de peixes e desenvolvimento de cianobactérias (VON SPERLING, 2014).

Uma vez tratado o esgoto, os subprodutos sólidos produzidos nas ETES ainda requerem a devida atenção, sendo sua gestão uma atividade comumente negligenciada e sua destinação final feita de modo inadequado. Isso traz prejuízos ao meio ambiente e à população

(ANDREOLI; VON SPERLING; FERNANDES, 2014) e, dessa forma, estratégias para diminuir a produção do lodo são desejadas.

3.2 Sistemas utilizados na remoção de carbono e nitrogênio de águas residuárias

Para remoção de matéria orgânica e nutrientes do esgoto sanitário, o tratamento biológico é a opção mais utilizada nas ETEs. Os microrganismos presentes nos reatores biológicos consomem esses compostos para seu crescimento, removendo-os da água residuária. São inúmeras as formas de tratamento, podendo haver ou não presença de oxigênio no reator, a biomassa pode estar suspensa ou aderida em meio suporte, entre outras variações. Num levantamento feito pela ANA, os três tipos de tratamento biológico mais utilizados em escala plena no Brasil são, nesta ordem, Lagoas Anaeróbias seguidas de Facultativas, reatores UASB e sistema de Lodos Ativados, este último com 243 unidades, o que representa 11% do total de Estações de Tratamento de Esgotos do país (BRASIL, 2015).

A resolução nº 430 de 2011 do CONAMA estabelece um limite de 20 mg.L^{-1} de nitrogênio amoniacal para o efluente da ETE a ser lançado num corpo hídrico. Essa concentração pode ser difícil de ser alcançada em sistemas de tratamento anaeróbios convencionais, devido à falta de oxigênio para que ocorra a nitrificação, prejudicando a remoção do nutriente.

As lagoas são ideais para situações em que há a necessidade de simplicidade para a construção, operação e manutenção do sistema; mas têm sua aplicação comprometida em locais onde a disponibilidade de área é limitada. A eficiência de remoção de DBO atinge valores de 85%, enquanto a remoção de nitrogênio é menor que 60%. Esta última pode ocorrer por diferentes mecanismos, tais como a volatilização da amônia, nitrificação e desnitrificação, assimilação da amônia pelas algas e sedimentação do nitrogênio orgânico particulado.

Os reatores UASB têm como vantagem a baixa produção de lodo, o qual já sai digerido e pré-adensado da unidade reação; porém, esse sistema de tratamento apresenta remoção de DBO em torno de 70%. Nesse tipo de reator, não ocorre remoção de nitrogênio devido à falta de oxigênio para oxidação parcial ou total da amônia, etapa necessária para que a remoção desse nutriente seja alcançada. Dessa forma, um pós-tratamento é indispensável para promover a remoção residual de matéria orgânica, bem como a de nutrientes.

O sistema de lodos ativados tem baixos requisitos de área para ser construído e alcança altas eficiências de remoção de matéria orgânica, da ordem de 90%. A nitrificação também pode ser alcançada nesse sistema, mas a desnitrificação pode ser limitada em razão da baixa disponibilidade de carbono remanescente, prejudicando a remoção de nitrogênio total. Os processos desenvolvidos no sistema de lodos ativados requerem elevado consumo energético, maior complexidade operacional e alta produção de lodo. A geração de lodo no processo varia de 0,4 a 0,6 g.g⁻¹ DQO removida, visto que a digestão é aeróbia e a energia liberada no catabolismo para a formação de novas células é alta. O lodo produzido requer estabilização, anteriormente à sua disposição no ambiente (METCALF; EDDY, 2003).

Reatores de Biofilme de Leito Móvel (MBBR), que são unidades preenchidas parcialmente com meios suportes de baixa densidade, nos quais a biomassa se desenvolve. Tais meios suportes se apresentam no mercado com características diversas, como o material com que são feitos, área superficial, formato, entre outras possibilidades. Esse tipo de reator está em expansão, uma vez que reúne as vantagens dos reatores aeróbios com biomassa suspensa e aderida, inclusive em estações que foram construídas com outra tecnologia, mas que a adição de “biomédias” em seus reatores foi a forma adotada para aumentar suas capacidades de tratamento.

Os sistemas convencionais para remoção de matéria nitrogenada são formados por unidades distintas nas quais ocorrem a nitrificação e a desnitrificação. A biomassa permanece suspensa nos tanques por meio de agitadores ou aeradores e sua separação do efluente tratado acontece num decantador à jusante das unidades de tratamento. Tais unidades podem ser dispostas em ordens diversas, de modo que as etapas do processo de remoção de nitrogênio sejam favorecidas de diferentes maneiras.

Uma das formas de disposição é chamada de pré-desnitrificação, que ocorre quando a primeira câmara é anóxica e a segunda, aeróbia. Nesse caso, o efluente da câmara aerada precisa ser recirculado para a primeira, para que assim os compostos oxidados de nitrogênio (nitrito e nitrato) possam ser convertidos em N₂. A primeira câmara, por conter o esgoto bruto, rico em matéria orgânica, tem carbono suficiente para que a desnitrificação ocorra. A recirculação do efluente do tanque aerado, porém, faz com que a eficiência desse sistema seja limitada, pois nem todo nitrito e nitrato passa pela câmara anóxica, podendo sair então com o efluente final.

Outra possibilidade é o sistema de pós-desnitrificação, em que o primeiro tanque é aerado e, assim, o segundo tanque é anóxico e recebe o efluente rico em nitrito e nitrato, mas pobre em carbono orgânico para a desnitrificação. Neste caso, o carbono pode advir de uma fonte externa, como pela introdução de metanol ou etanol, ou da liberação de carbono dos próprios microrganismos, caso ocorra respiração endógena. Nessa conformação, ainda existe a necessidade de um último tanque aerado, para consumir o possível excedente de carbono orgânico que restou das etapas anteriores.

O processo Bardenpho de 4 estágios também é uma opção para remoção de nitrogênio, sendo uma combinação dos sistemas de pré e pós-desnitrificação. A primeira câmara é anóxica e recebe o efluente da segunda câmara, aeróbia, contendo os compostos oxidados de nitrogênio, os quais serão convertidos em N_2 . A terceira câmara também é anóxica e a parcela de nitrito e nitrato que não foram recirculados para a primeira serão desnitrificados nesse tanque. Por fim, há um tanque aeróbio para consumir o remanescente de matéria orgânica que chega nessa etapa.

Antes de atingir a escala plena, porém, novas tecnologias começam a ser desenvolvidas em estudos em escala de bancada, de modo que a simulação do que aconteceria em grandes dimensões é realizada em volumes reduzidos. Pequenas capacidades, no entanto, são limitantes na simulação do que pode ocorrer numa Estação de Tratamento e surge a necessidade do aumento da escala ainda em fase experimental e a escala piloto é então utilizada. Existem diversas conformações de reatores nessas escalas que visam à remoção de carbono e nitrogênio.

He et al. (2018) utilizaram três reatores cilíndricos com volume de 7 litros, preenchidos com biomassa granular aeróbia, tratando água residuária sintética semelhante a esgoto doméstico. Variando o tempo de aeração entre 120, 90 e 60 minutos em ciclos de 6 horas (Reatores em Batelada Sequencial), atingiu-se uma eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal de 99,18% naquele que foi aerado por 90 minutos. A remoção de nitrogênio total, porém, foi maior para o reator com aeração de menor duração, alcançando 86,18% de eficiência. Nesse reator, os microrganismos apresentavam-se na forma de grânulos apresentando boa sedimentação, associada à grande retenção de biomassa e boa capacidade de resistir a choques de carga orgânica e de tóxicos. Além disso, a estrutura do grânulo permite que haja um gradiente de oxigênio, permitindo a existência de zonas aeróbia e anóxica.

Correa et al. (2018) utilizaram um reator contínuo de leito estruturado com volume de 12 litros, preenchido com 13 estruturas de espuma de poliuretano, investigando a influência do tempo de aeração e não-aeração na remoção de nitrogênio de esgoto doméstico. A Fase I foi

realizada com 4 horas aerando e 2 horas não aerando, com relação C/N de 4; a Fase II com 2 horas aerando e 1 hora não aerando, relação C/N de 6; e a Fase III com 2 horas aerando e 2 horas não aerando, com relação C/N de 3. O Tempo de Detenção Hidráulica (TDH) total era de 16 horas, uma vez que o efluente era recirculado. A Fase II obteve a maior remoção de NT (Nitrogênio Total), de 68%, também devido à maior relação C/N nessa fase, ocasionando uma maior disponibilidade de doador de elétrons no meio.

Chen et al. (2016) usaram um reator de lodos ativados contínuo, em escala piloto, para avaliar a remoção de DQO e Nitrogênio Total (NT) no tratamento de lixiviado de aterro sanitário, sob baixa concentração de oxigênio dissolvido, de modo que a nitrificação parcial fosse favorecida. O reator tinha capacidade de 720 litros e foi dividido em 4 câmaras, duas anóxicas e as outras aeróbias. As remoções foram 67,4% e 66,4% para DQO e NT, respectivamente.

Moura, Damianovic e Foresti (2012) investigaram a remoção de matéria orgânica e nitrogenada num reator de leito estruturado submetido à aeração intermitente, sob três diferentes condições operacionais, adotando o Tempo de Detenção Hidráulica (TDH) do reator para 12 horas, 8 horas e 10 horas – Fases I, II e III, respectivamente. Nas duas últimas fases, o tratamento não foi estável e obteve baixa eficiência de remoção de N-total, de 49% e 45%, respectivamente. Na Fase I, a remoção de N foi de 82% e de DQO, de 89%.

Apesar da grande quantidade de estudos para remoção de matéria orgânica e nitrogenada, não é documentada a observação de redução da geração de lodo em escala laboratorial, devido à sua limitação volumétrica. Ocorre, então, a necessidade do aumento da escala para piloto para investigar a viabilidade de tal ocorrência para ser aplicado ou não em escala plena.

3.3 Fundamentos da remoção de carbono e nitrogênio

A remoção biológica de carbono e nitrogênio representa uma alternativa ambiental e economicamente viável, já que ocorre com o favorecimento de reações que ocorrem naturalmente – consumo de matéria orgânica, nitrificação e desnitrificação.

A matéria orgânica se apresenta no meio nas formas dissolvida, cuja remoção não ocorre por processos físicos, e em suspensão, removida majoritariamente no tratamento primário, restando apenas os sólidos de sedimentabilidade mais lenta. A remoção ocorre por organismos heterotróficos na presença de oxigênio ou não, que transformam a matéria orgânica em gás carbônico, água e material celular – referente ao crescimento e reprodução das bactérias. Na ausência de oxigênio livre, ou seja, em condições anaeróbias, o subproduto adicional do metabolismo microbiano é o metano (VON SPERLING, 2014).

Já o nitrogênio passa pelos processos de nitrificação, quando a amônia (NH_4) é oxidada a nitrito (NO_2^-) e nitrato (NO_3^-), que podem ser então convertidos a gás nitrogênio (N_2), produzindo óxido nitroso e óxido nítrico como intermediários, etapa denominada desnitrificação, sendo tal nutriente, assim, removido do meio. A primeira etapa, expressa pelas equações 1 e 2, é estritamente aeróbia e realizada por bactérias quimioautotróficas, já que utilizam o oxigênio como aceptor final de elétrons e o gás carbônico como fonte de carbono.

E a reação global da nitrificação é dada pela Equação 3, a seguir.

A nitrificação é afetada pelas concentrações de DQO e nitrogênio. O trabalho de Liu et al. (2010) mostrou que a nitrificação foi prejudicada para carga aplicada ao lodo maior que $0,2 \text{ kgDQO.kg}^{-1} \text{ SS.d}^{-1}$ – a eficiência de remoção de amônia atingiu valores menores que 50%. Os autores utilizaram um valo de oxidação em escala de laboratório para investigar a ocorrência de NDS no tratamento de esgoto sanitário, variando algumas condições de operação, tais como concentração de OD, temperatura e carga orgânica aplicada.

Fu et al. (2010), utilizando reator MBBR no tratamento de esgoto sintético, investigaram influência da carga de DQO afluente na comunidade microbiana do reator, mantendo a carga amoniacal constante e concluíram que a população das bactérias heterotróficas diminui com a limitação do aporte de matéria orgânica no meio e as bactérias nitrificantes passam a ser predominantes no biofilme. Assim, uma baixa relação C/N favorece as nitrificantes.

Mannina et al. (2017), utilizando um reator de lodos ativados com leito estruturado integrado com reator de membrana, também investigaram a influência da relação C/N na

nitrificação, ao tratar uma água residuária composta pela mistura de esgoto real e sintético, sendo o controle da relação C/N feito através da mudança da composição deste último. Enquanto as eficiências de remoção de DQO e nitrogênio foram, respectivamente, 98% e até 69% para C/N com valores de 5 e 10, as eficiências para C/N = 2 foram de 70% e 44%, respectivamente.

As bactérias nitrificantes apresentam uma velocidade de crescimento menor do que as bactérias heterotróficas e, na presença de matéria orgânica, estes grupos competem por oxigênio dissolvido (OD), sendo as primeiras desfavorecidas no processo com consequente prejuízo da nitrificação (OKABE et al., 1996). Segundo Von Sperling (2014), a nitrificação é limitada quando a concentração de OD no meio é menor que 2 mg.L^{-1} . Também exerce influência sobre a nitrificação a temperatura, sendo a faixa ótima para o processo ocorrer de 25 a 36 °C. O intervalo de pH em que a nitrificação melhor se desenvolve ocorre entre 7,5 e 8,0 (METCALF & EDDY, 2015).

A Equação 4 mostra a reação de nitrificação, que consome alcalinidade.

De acordo com a Equação 4, para cada grama de nitrogênio amoniacal convertido, são requeridos 7,14 g de alcalinidade como CaCO_3 .

Zhang et al. (2014) avaliaram o impacto da temperatura no processo de nitrificação, variando tal parâmetro entre 2,8 e 28,3 °C, havendo 12 pontos avaliados dentro dessa faixa. O reator era do tipo MBBR em escala piloto, com volume útil de 4,4 m³, dividido em um tanque de aeração e um decantador. O tanque foi preenchido com meios suportes de formato cilíndrico, feitas de polietileno e a água residuária utilizada foi o esgoto sanitário da cidade. Os resultados mostraram que as bactérias oxidadoras de amônia (BOA) apresentaram maior atividade do que as bactérias oxidadoras de nitrito (BON) a partir de 7,2 °C, mas foram mais inibidas que estas quando a temperatura estava abaixo de 5,0 °C. A taxa de oxidação da amônia a 2,8 °C foi de $0,21 \text{ mg N} - \text{NH}_4^+ \text{ L}^{-1} \text{ h}^{-1}$ e a taxa de oxidação do nitrito foi de $0,2 \text{ mg N} - \text{NO}_2^- \text{ L}^{-1} \text{ h}^{-1}$; ao passo que essas taxas apresentaram valores de $7,25 \text{ mg N} - \text{NH}_4^+ \text{ L}^{-1} \text{ h}^{-1}$ e $5,67 \text{ mg N} - \text{NO}_2^- \text{ L}^{-1} \text{ h}^{-1}$, respectivamente, quando a temperatura foi de 28,3 °C.

A etapa de desnitrificação acontece em ambiente anóxico, já que o nitrito ou nitrato são os aceptores finais de elétrons, e pode ser realizada por organismos heterotróficos ou

autotróficos. Os primeiros são mais comuns e usam o carbono como doador de elétrons, enquanto os segundos usam compostos inorgânicos, como o sulfeto, por exemplo, para essa função. A desnitrificação via nitrito tem menor demanda por oxigênio dissolvido e matéria orgânica, quando comparada à desnitrificação via nitrato, o que consiste em uma grande economia de energia em seu processo. A desnitrificação via nitrito é expressa pela Equação 3 e a desnitrificação via nitrato, pela Equação 4.

Caso haja um grande aporte de carbono orgânico no reator, há competição por oxigênio molecular pelas bactérias autotróficas e heterotróficas, sendo estes últimos os vencedores de tal competição, uma vez que apresentam metabolismo mais acelerado do que as nitrificantes.

Segundo Walters et al. (2009), baixa relação DQO:N resulta em prejuízo para a desnitrificação devido à baixa disponibilidade de carbono orgânico como doador de elétrons. A literatura aponta que essa limitação ocorre para uma relação DQO:N menor que 6 (CHIU et al., 2007; LIU et al., 2010). Santos et al. (2016) investigaram a influência da relação C:N e da fonte de carbono no processo NDS em reator de leito estruturado com aeração intermitente e observaram remoção satisfatória de nitrogênio mesmo em esgoto com baixa relação C:N, com eficiência maior que 80%. Esse resultado foi alcançado devido à contribuição do processo Anammox, que, por ser uma bactéria autotrófica, não utiliza carbono orgânico em seu metabolismo.

Em biofilmes, a nitrificação e desnitrificação ocorrem simultaneamente, não sendo necessária a alternância entre as fases aeróbias e anóxicas no reator. Isso por que essa formação faz com que o tempo de retenção celular seja suficiente para o desenvolvimento dos organismos responsáveis (OKABE et al., 1996), além da limitação à difusão de oxigênio ao longo de sua profundidade (MÜNCH; LANT; KELLER, 1996) e, como resultado, a camada externa, ainda em contato com o oxigênio dissolvido do meio, permanece aeróbia e as nitrificantes se desenvolvem; enquanto a parte mais interna assume condições anóxicas, o que permite que os organismos desnitrificantes cumpram seu papel, consumindo o carbono remanescente que alcança essa camada (GOGINA; GULSHIN, 2016). A Figura 2 ilustra a estrutura do biofilme.

Figura 2 - Estrutura do biofilme

Fonte: Adaptado de He, Xue e Wang (2009).

3.4 Moving Bed Biofilm Reactor (MBBR)

Reatores de biofilme de leito móvel (MBBR) são unidades preenchidas parcialmente com meios suportes de baixa densidade, nos quais a biomassa se desenvolve. Estes suportes são mantidos em suspensão por um sistema de aeração, o qual também fornece oxigênio aos microrganismos aeróbios. Ademais, a turbulência gerada reduz a resistência à transferência de massa ao biofilme. Diferentemente do processo de Lodos Ativados, não há recirculação do lodo e isso significa uma grande simplificação na operação do MBBR (FUJII, 2011; ØDEGAARD, 2006), quando comparado ao sistema convencional.

O MBBR pode ser utilizado para tratamento de diferentes tipos de águas residuárias e sua adoção se deve às diversas vantagens relacionadas à existência de biomassa aderida, como condições de desenvolvimento de microrganismos que tenham crescimento mais lento (RUSTEN; ØDEGAARD; HEM, 1995 apud ZINATIZADEH; GHAYTOOLI, 2015), devido ao aumento do tempo de retenção celular, e a facilidade de separação da biomassa (BASSIN et al., 2016).

Ademais, há um melhor aproveitamento do volume do reator (quando comparado com

reatores de leito fixo, como o filtro percolador, por exemplo, uma vez que a área superficial dos meios suportes é alta e, com isso, a área requerida para construção do tanque de aeração e da unidade de clarificação do efluente é menor, se comparado com lodos ativados convencional (ØDEGAARD, 2006).

A resistência à transferência de massa pode ocorrer na fase sólida, influenciada pelas propriedades do material suporte, concentração e características das partículas da biomassa (ATKINSON; ABDEL RAHMAN ALI, 1978). Tal propriedade permite o estabelecimento da NDS, devido ao gradiente de concentração de oxigênio no biofilme.

A escolha adequada do meio suporte a ser utilizado no reator é de grande importância, uma vez que a transferência de massa entre a fase líquida e os microrganismos aderidos na superfície e no interior do biofilme influencia a velocidade global das reações e, assim, o processo de conversão do substrato (GEIGER; RAUCH, 2017). A espessura, por exemplo, tem efeito sobre a diversidade e atividade microbiana, uma vez que causa maior ou menor limitação à difusão de oxigênio e à penetração do substrato no biofilme (TORRESI et al., 2016).

Deng et al. (2016) compararam a remoção de matéria orgânica e nutrientes entre um meio suporte plástico e outro feito de plástico com espuma de poliéster e poliuretano, utilizando um efluente sintético similar ao esgoto doméstico. As primeiras análises foram feitas com um TDH de 12 e 6 horas. O suporte contendo espuma se mostrou mais eficiente na remoção de todas as variáveis medidas em ambos os TDHs e foi capaz de aderir maior massa de biofilme por unidade de massa do suporte. Maiores eficiências foram conseguidas no menor TDH, uma vez que a relação alimento/microrganismo foi maior, fazendo com que a biomassa fosse suprida com a quantidade de substrato necessária para suas atividades metabólicas, favorecendo o tratamento do efluente.

Deguchi e Kashiwaya (1994) apud Chu e Wang (2011) relataram que microrganismos aderidos à espuma de poliuretano utilizada como meio suporte apresentou taxas de nitrificação e desnitrificação 1,5 e 1,6 vezes maior, respectivamente, do que as taxas alcançadas em reatores de Lodos Ativados Convencional. Esse material possui alta porosidade, é resistente e de baixo custo.

A biomassa aderida confere ao processo vários aspectos positivos à conversão do substrato, uma vez que os biofilmes são formados por grande variedade microbiana. Sua atividade é ainda mais intensificada em razão da movimentação dos suportes causada pela

injeção de ar (ou agitação mecânica, no caso de sistemas anaeróbios ou anóxicos), que provoca maior contato entre estas e o efluente, promovendo uma melhor transferência de massa no reator (REIS, 2007).

Como os suportes estão em constante movimento com o fluido, a perda de carga é menor quando comparado a reatores de leito fixo, não requer retrolavagem e não há canalização do fluxo (se a agitação for adequada). Além disso, a configuração dos microrganismos no biofilme faz com que os mesmos apresentem elevada atividade específica, deixando-os mais resistentes à sobrecarga de substrato e ao aporte de compostos tóxicos (GAPES e KELLER, 2009; LEE et al., 2006 apud GUO et al., 2010).

A concentração de biomassa no reator do sistema MBBR é muito elevada e superior à encontrada em outros processos aeróbios de tratamento, incluindo o sistema de Lodos Ativados. No primeiro, a concentração de SST no reator encontra-se entre 4.000 e 8.400 mg.L⁻¹ (METCALF & EDDY, 2015), enquanto no segundo, esse valor varia de 4.500 a 5.000 mg.L⁻¹ (VON SPERLING, 1997). Isso justifica, parcialmente, a capacidade do sistema MBBR em suportar maiores cargas volumétricas de DBO, variando de 1,7 a 6,0 kg.m⁻³ d⁻¹ (METCALF & EDDY, 2015), enquanto os processos com biomassa suspensa suportam até 2 kgDQO.m⁻³.d⁻¹.

A remoção de nitrogênio num sistema MBBR ocorre pelo mecanismo de Nitrificação e Desnitrificação Simultânea (NDS), o que dá grande simplicidade ao processo, visto que acontece num único reator. Tal mecanismo ocorre em biofilmes devido ao gradiente de oxigênio no mesmo, ocasionado por limitação à difusão (MÜNCH; LANT; KELLER, 1996). Dessa forma, as bactérias nitrificantes se desenvolvem na parte mais externa do biofilme, onde a concentração de OD é maior, e as bactérias desnitrificantes crescem na parte mais interna, que é a região anóxica.

No estudo desenvolvido por Yang et al. (2009), foram comparadas as eficiências de remoção de matéria orgânica e nitrogênio total entre um sistema convencional com membranas e um reator com membranas e meios suportes (chamado Moving Bed Membrane Bioreactor – MBMBR), no tratamento de água residuária sintética a base de sacarose e cloreto de amônio. A remoção de DQO em ambos os reatores foi similar, em torno de 95%; enquanto a remoção de NT (Nitrogênio Total) via Nitrificação e Desnitrificação Simultânea foi maior no reator contendo biomassa aderida, sendo observadas eficiências de 89% no MBMBR e 43% no reator com membranas. Os autores associaram esses resultados à atividade microbiana, medida por

meio da taxa de utilização de oxigênio, sendo maior no biofilme do MBMBR do que na biomassa suspensa do outro reator.

Zinatizadeh e Ghaytooli (2015) estudaram a remoção de nitrogênio total e carbono em esgoto doméstico, utilizando dois meios suportes diferentes, Ring e Kaldnes-3, modificando os tempos de detenção hidráulica (4 horas, 8 horas e 12 horas) e a concentração de oxigênio dissolvido no meio (2, 3 e 4 mg.L⁻¹). A eficiência máxima de remoção de DQO alcançada foi de 85% e 88% para aqueles suportes, respectivamente, com TDH de 12 horas e OD de 4 mg.L⁻¹. A máxima remoção de N-total foi de 50% no Ring e 46% no Kaldnes-3, com 3 mg.L⁻¹ de OD no meio e TDH de 8 horas.

A grande variedade de populações no biofilme é responsável pela maior atividade microbiológica no sistema, quando comparado à atividade de microrganismos dispersos (RUSTEN et al., 1994 apud FUJII, 2011). Isto é alcançado pela interação entre as diferentes espécies presentes no biofilme, a qual contribui com a conversão das diversas substâncias que compõem o substrato (ANDERSSON; DALHAMMAR; KUTTUVA RAJARAO, 2011).

A produção de lodo nesse sistema de tratamento pode ser atenuada, uma vez que o aumento da concentração de biomassa no reator, conseguido com a inserção de meios suportes, mantendo-se a mesma carga orgânica volumétrica aplicada e tempo de detenção hidráulica, favorece esse resultado. Nessas condições, a relação alimento/microrganismo diminui e o metabolismo endógeno é estimulado (METCALF; EDDY, 2003).

O uso de materiais suportes tem possibilitado o aumento da aplicação de carga orgânica, aumento de carga hidráulica e estabilidade do sistema, além da remoção de nitrogênio pelo sistema NDS em reatores MBBR. As lacunas observadas na literatura estão associadas à otimização das condições operacionais e a testes de outros materiais suportes, que permitam a remoção estável e eficiente de matéria orgânica e nitrogenada de águas residuárias em geral e, especificamente, de esgoto sanitário.

O processo MBBR apresenta características que deixam sua implantação mais simples do que outros sistemas aerados e a adoção do MBBR como sistema de tratamento de efluentes pode ser uma opção vantajosa, caso seja observada diminuição do lodo gerado e sua estabilização, além da possibilidade de estabelecimento da NDS.

4. Metodologia

Neste item, estão descritos as instalações experimentais utilizadas no desenvolvimento da pesquisa, os meios suportes utilizados, as condições operacionais de cada fase do estudo, bem como as análises realizadas no monitoramento do desempenho dos reatores.

4.1 Instalações experimentais

O experimento foi executado em reatores plásticos cilíndricos, cada um com volume total de 195 litros, cujas dimensões são: 54 cm de diâmetro e 85 cm de altura. O volume útil foi de 120 L, garantindo borda livre de 33 cm. Os reatores foram alimentados em regime de bateladas sequencias. A Figura 3 mostra os reatores em operação e a Figura 4 ilustra as etapas de funcionamento do sistema.

Figura 3 - Reatores em operação

Fonte: Autoria própria.

Figura 4 - Etapas de funcionamento do sistema

Fonte: Autoria própria.

Os tanques foram ligados a um sistema de aeração intermitente, composto por um soprador, e três difusores de ar tipo disco, com 32 cm de diâmetro. No soprador, foram conectadas três tubulações: uma para cada reator e uma para esgotamento da vazão de ar excedente. As tubulações ligadas aos reatores foram conectadas a válvulas de gaveta, para que houvesse o controle da quantidade de ar que está sendo fornecida. O ar entrava no difusor por meio da conexão roscada de $\frac{3}{4}$ '' e era lançado no meio líquido através de perfurações existentes na membrana, ocasionando o surgimento de microbolhas.

O tempo de duração dos eventos de um ciclo eram controlados por temporizadores digitais. Esses aparelhos suportavam um limite de oito programações, de modo que não era possível investigar inúmeros arranjos de eventos em um ciclo (por exemplo, configurar o ciclo em aeração-sedimentação-aeração-sedimentação não era possível diante dos tempos de ciclos que foram definidos neste trabalho).

A água residuária adotada foi o esgoto doméstico coletado dos bairros próximos à Área 2 da Universidade de São Paulo – Campus São Carlos. Este era coletado da rede pública e conduzido da caixa de alimentação aos reatores através de uma mangueira plástica e, quando tratado, era retirado por um vertedor composto por um Cap de PVC de 150 mm com 8 furos de 1'' de diâmetro, uma boia para manter o Cap no nível da água e uma mangueira corrugada ligada ao fundo do Cap, de onde saía o efluente. Essa mangueira foi conectada a um tubo de PVC, acoplado, numa extremidade, uma válvula de gaveta e uma automática (Figura 5) ao sistema.

Figura 5 - Válvula automática

Fonte: Autoria própria.

4.2 Materiais suportes

Os meios suportes utilizados foram o Biobob® e Mutag Biochip e a Tabela 1 mostra algumas de suas características físicas.

Tabela 1 - Características dos meios suportes

	Mutag Biochip	Biobob®
Material	Polietileno	Polipropileno e poliuretano
Diâmetro (mm)	30	45
Área Superficial (m ² .m ⁻³)	5.500	270.000

4.3 Fases experimentais

Os reatores foram inoculados com 120 L de biomassa suspensa, coletados da ETE da Volkswagen de São Carlos, com concentração de Sólidos Totais (ST) de 20.190 mg.L⁻¹. Os reatores R1 e R2 foram preenchidos com 30 L dos suportes estudados, ou seja, Mutag Biochip e Biobob®, respectivamente. O R3 permaneceu apenas com biomassa suspensa (Tabela 2). Após a inoculação, manteve-se o reator sob aeração contínua por 48 horas para completo consumo da matéria orgânica e, então, estimular o crescimento das bactérias nitrificantes, de crescimento mais lento do que as heterotróficas consumidoras de matéria orgânica.

O volume dos reatores contendo meio suporte foi ajustado na primeira batelada subsequente ao período de desenvolvimento das bactérias nitrificantes, de modo que os três reatores apresentaram volume de 120 litros.

Tabela 2 - Conteúdo dos reatores

Reator	Conteúdo
R1	Mutag Biochip
R2	Biobob®
R3	Biomassa suspensa

Os reatores eram alimentados com 48 litros de esgoto a cada ciclo.

Na Fase I, os reatores foram submetidos a ciclos operacionais de 6 horas, em que a fase de enchimento era de 30 minutos, a de reação (aeração), incluindo o tempo de enchimento, de 240 minutos, a sedimentação de 1h e 40 min e a de descarte de 20 minutos.

Na Fase II, o ciclo de 6 horas foi dividido em 30 minutos de enchimento, 180 minutos de reação (aeração), incluso o tempo de enchimento do reator, sedimentação de 2 horas e 40 minutos e descarte de 20 minutos.

Na Fase III, o tempo de ciclo foi de 4 horas, sendo 30 minutos de alimentação com aeração, 1 hora e 30 minutos de apenas aeração, 1 hora e 40 minutos de decantação e 20 minutos de descarte do efluente tratado.

A Tabela 3 mostra as características das fases operacionais da pesquisa.

Tabela 3 - Características das fases operacionais

Fase operacional	Reatores	Duração das operações durante os ciclos (h)				
		Enchimento com aeração	Aeração	Sedimentação	Descarte	Ciclo
I	R1, R2, R3	0,5	4	1,7	0,3	6
II	R1, R2, R3	0,5	3	2,7	0,3	6
III	R1, R2	0,5	2	1,7	0,3	4

O período experimental apresentou duração de 214 dias, sendo que a Fase I apresentou 122 dias, a Fase II, 52 dias e a Fase III, 40 dias.

4.4 Análises de monitoramento dos reatores

Amostras de material em suspensão foram coletadas para que fosse feita a série de sólidos, verificando a produção de lodo livre em cada reator, de modo que os Sólidos Suspensos Vólaveis (SSV) representem os microrganismos. As amostras foram coletadas após 3 horas de aeração do ciclo, para garantir a homogeneização do líquido no reator e suas características fossem iguais em todos os pontos do tanque, nas fases I e II. Na Fase III, com menor período de aeração, as amostras foram coletadas no fim das 2 horas de aeração.

Amostras de material suporte foram coletadas no fim do período experimental. As amostras de biofilme foram extraídas por maceração e compressão do suporte Biobob® imerso em meio líquido. Foram coletadas três unidades de Biobob® e, feito esse procedimento,

coletou-se uma alíquota da água usada para lavagem do meio suporte e mediu-se a concentração de ST na amostra e, então, a massa de sólidos. Esse valor foi referente a três unidades de Biobob® retirados aleatoriamente do líquido de mistura. Considerando-se que cada unidade desse meio suporte apresenta volume de 95,4 mL, fez-se a extrapolação da massa de sólidos para os 30 litros de Biobob® contidos no reator.

No caso do Mutag Biochip, também foi feita apenas a análise da massa de sólidos, por diferença de massa do suporte com biomassa aderida e do suporte “limpo”. Para diminuir o erro relativo à diferença de massa entre cada suporte, coletaram-se 10 unidades do suporte com biomassa e a mesma quantidade do suporte *in natura*. Uma unidade do suporte tem volume de 2,83 mL e também foi feita a extrapolação da massa de sólidos nos 30 litros de Mutag Biochip no reator.

No efluente dos reatores, foram realizadas análises de NTK, N-amoniaco, N-nitrito e N-nitrato para verificar a ocorrência dos processos envolvidos na remoção de nitrogênio. Alcalinidade, pH e DQO também foram monitorados. Todas as análises foram feitas 3 vezes por semana. Já as análises de OD foram feitas 2 vezes por mês, uma vez que a aeração do meio líquido era muito intensa e sua concentração estava sempre próxima à saturação.

A Tabela 4 apresenta os métodos utilizados na determinação dos parâmetros analisados.

Tabela 4 - Análises físico-químicas realizadas e suas respectivas metodologias

Parâmetro		Método
pH		Potenciométrico (APHA, 2005)
Oxigênio Dissolvido (mg.L ⁻¹)		Luminescência (Modelo LDO 1100 HACK)
ST, STF, STV (mg.L ⁻¹)		Gravimétrico (APHA, 2005)
SST, SSF, SSV (mg.L ⁻¹)		Gravimétrico (APHA, 2005)
NTK (mg.L ⁻¹)		Kjedahl (APHA, 2005)
N-NH ₄ ⁺ (mg.L ⁻¹)		Espectrofotométrico (APHA, 2005)
N-NO ₂ ⁻ (mg.L ⁻¹)		Espectrofotométrico (APHA, 2005)

N-NO ⁻³ (mg.L ⁻¹)	UV (APHA, 2005)
Alcalinidade (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	Titulométrico (Dilallo e Albertson, 1961 modificado por Ripley et al., 1986)
DQO (mg.L ⁻¹)	Espectrofotométrico (APHA, 2005)

A eficiência de remoção de DQO foi calculada através da Equação 5, a seguir:

$$Eficiência\ de\ remoção\ de\ DQO = \frac{[DQO_{total}] - [DQO_{filtrada}]}{[DQO_{total}]} \quad \text{Equação 5}$$

Em que:

[DQO_{total}]: Concentração de DQO total;

[DQO_{filtrada}]: Concentração de DQO filtrada.

A eficiência de remoção de N-total foi calculada considerando nitrogênio amoniacal e suas espécies oxidadas, pois a fração solúvel do NTK do esgoto é facilmente amonificada e o que resta refere-se às células perdidas com o efluente, as quais são contabilizadas como ST. Dessa forma, é possível analisar precisamente o processo de nitrificação e desnitrificação. Essa metodologia está de acordo com os resultados obtidos no estudo desenvolvido por Katipoglu-Yazan et al. (2012), que investigaram se a amonificação de esgoto sintético com características semelhantes ao esgoto doméstico no que se refere à composição de DQO e nitrogênio, utilizando um sistema de lodos ativados em batelada, seria um processo limitante para a remoção de N-total. A pesquisa mostrou que a amonificação não é o processo limitante para a remoção de nitrogênio no tratamento de esgoto doméstico.

A Equação 6 mostra como a eficiência de remoção de N-total foi calculada.

$$Eficiência\ de\ remoção\ N - total = \frac{([N-NH_4^+] + [N-NO_2^-] + [N-NO_3^-])_{afluente} - ([N-NH_4^+] + [N-NO_2^-] + [N-NO_3^-])_{efluente}}{([N-NH_4^+] + [N-NO_2^-] + [N-NO_3^-])_{afluente}} \times 100 \quad \text{Equação 6}$$

Sendo:

$([N-NH_4^+] + [N-NO_2^-] + [N-NO_3^-])_{\text{afluente}}$: soma das concentrações de $N-NH_4^+$, $N-NO_2^-$ e $N-NO_3^-$ no esgoto afluente ao reator;

$([N-NH_4^+] + [N-NO_2^-] + [N-NO_3^-])_{\text{efluente}}$: soma das concentrações de $N-NH_4^+$, $N-NO_2^-$ e $N-NO_3^-$ no efluente do reator.

A idade do lodo também foi calculada, através da Equação 7.

$$\Theta_c = \frac{\text{massa de sólidos no sistema}}{\text{massa de sólidos retirada do sistema por unidade de tempo}} \quad \text{Equação 7}$$

Em que Θ_c é a idade do lodo, ou Tempo de Retenção Celular (TRC).

A relação A/M (Alimento/Microorganismo) foi calculada para verificar se o substrato disponível no meio era suficiente para as bactérias heterotróficas e inibitória para as nitrificantes. A Equação 8 expressa como a relação foi calculada.

$$\frac{A}{M} = \frac{Q \times [DQO]}{V \times [SSV]} \quad \text{Equação 8}$$

Sendo:

Q: vazão afluente ao reator ($L \cdot d^{-1}$);

V: volume do reator (L);

[DQO]: concentração de matéria orgânica no esgoto bruto, expressa em DQO ($mg \cdot L^{-1}$);

[SSV]: concentração de microrganismos no líquido de mistura, expressa como SSV ($mg \cdot L^{-1}$).

Foi calculada a produção de lodo nos reatores, expressa em unidade de massa, nas diferentes fases de operação, através da Equação 9. A geração de lodo foi calculada considerando a quantidade de sólidos presente no líquido de mistura e perdida no efluente dos reatores. A quantidade de biomassa aderida é função das características do meio suporte, sendo diretamente proporcional com a área superficial deste. Assim, foi considerada em estado estacionário e sua medição foi feita apenas no final da operação; por isso, não foi computada como lodo gerado em cada fase.

$$\text{Massa de lodo produzida no reator} = [SSV_{\text{meio líquido}}] \times \text{Volume}_{\text{meio líquido}} + [SSV_{\text{efluente}}] \times \text{Volume}_{\text{efluente}} \times N \times T \quad \text{Equação 9}$$

Em que:

$[SSV_{\text{meio líquido}}]$: Concentração de SSV no meio líquido (mg.L^{-1});

$\text{Volume}_{\text{meio líquido}}$: Volume do meio líquido do reator (não considera volume de meio suporte) (L);

$[SSV_{\text{efluente}}]$: Concentração de SSV no efluente do reator (mg.L^{-1});

$\text{Volume}_{\text{efluente}}$: Volume de efluente descartado por ciclo (L);

N: número de ciclos por dia (dia^{-1});

T: tempo de operação da respectiva fase (dia).

Foram realizados perfis temporais de concentração a fim de verificar a ocorrência da nitrificação e desnitrificação simultânea (NDS) no tratamento do esgoto, em cada condição operacional testada. Foram medidas as concentrações de DQO, N-NH_4^+ , N-NO_2^- e N-NO_3^- no esgoto bruto, no líquido de mistura ao longo do ciclo, contemplando as fases de aeração e não aeração, e no efluente tratado, para que fosse possível ver o comportamento de produção e degradação destes compostos.

O perfil temporal também foi feito para auxiliar na tomada de decisão para mudança de duração do ciclo, ao observar a transformação/remoção das matérias ao longo do tempo.

5. Resultados

5.1 Monitoramento dos reatores

A Figura 6 mostra os reatores 1, 2 e 3 em funcionamento.

Figura 6 – Fotografia dos Reatores 1, 2 e 3 em funcionamento

Fonte: Do autor.

A concentração de OD no reator durante a aeração em todas as fases foi mantida de 7 a 7,5 mg.L⁻¹, mostrando que o aporte de oxigênio não foi limitante para as reações de oxidação (VON SPERLING, 2014). A concentração de oxigênio no meio se manteve alta devido a limitações do equipamento, uma vez que o soprador era de grande porte e a agitação do meio líquido era turbulenta, não sendo possível diminuir a intensidade da aeração no reator.

Os resultados de eficiência dos reatores com respeito à remoção de matéria orgânica, como DQO, estão apresentados na Figura 7. Destaca-se que para avaliação da DQO dos reatores

foi considerada a fração solúvel, e para o esgoto bruto foi quantificada a DQO total, uma vez que sua fração particulada é hidrolisada e convertida em substrato a ser consumido.

O desempenho dos reatores foi comparado em função da qualidade final do efluente e observou-se que os três reatores apresentaram qualidades similares do efluente no que diz respeito ao efluente filtrado, indicando que o processo de remoção de matéria orgânica foi adequado, mesmo sem a utilização de material suporte, apesar da concentração efluente de DQO no reator R3 ter sido pouco maior do que nos outros casos (Figura 7). Os reatores apresentaram eficiências de remoção de DQO entre 80 e 90%, sob período aerado de 4 horas (Fase I), mantendo o desempenho com a redução para 3h (Fase II) e para 2h (Fase III). Em todas as condições, a concentração de DQO filtrada no efluente foi de até 50 mg.L⁻¹.

Figura 7 - Concentração de matéria orgânica, representada como DQO, no esgoto bruto e nos efluentes de R1, R2 e R3 nas fases I, II e III

Fonte: Autoria própria.

Na Fase I, observou-se maior conversão do NTK em nitrato no reator R1, assim como maior estabilidade com respeito aos compostos nitrogenados formados, indicando a capacidade do sistema em oxidar o nitrogênio amoniacal (Figura 8a,b,c). Em R2 (Figura 8b), observa-se que a nitrificação também foi estabelecida, mas houve acúmulo de NTK, possivelmente devido à perda de sólidos no efluente tratado, uma vez que a concentração média de N-amoniacal efluente foi menor que 5 mg.L⁻¹. A desnitrificação não ocorreu devidamente em ambos os reatores, já que houve acúmulo de N-nitrato.

No entanto, em R3 (Figura 8c), ocorreu menor conversão de nitrogênio, que permaneceu como NTK e N-NH_4^+ , mostrando que houve perda de sólidos com o efluente e que a biomassa suspensa se mostrou com mais dificuldade de estabelecer a nitrificação quando comparada à atividade da biomassa aderida. Isso pode ser devido ao fato de que o meio suporte mantém aderidos os microrganismos de crescimento lento, como as nitrificantes, aumentando o tempo de retenção celular do reator, enquanto a biomassa suspensa pode ser lixiviada do meio com mais facilidade, não havendo tempo suficiente para as nitrificantes se desenvolverem nesse reator (METCALF & EDDY, 2003).

Outra justificativa é a alta relação A/M em R3, de $1,39 \text{ mg DQO} \cdot \text{mg}^{-1} \text{ SSV}$, enquanto R1 apresentou um valor de 0,24 e R2 de 0,67, resultados obtidos a partir da Equação 8. O Reator 3 possui menor concentração de SSV no meio e a mesma concentração de matéria orgânica afluente aos outros reatores, fazendo com que as bactérias heterotróficas tenham seu metabolismo estimulado diante da alta carga orgânica e, então, as bactérias nitrificantes perdem a competição por OD no meio e têm sua atividade prejudicada (HEM; RUSTEN; ODEGAARD, 1994; OKABE et al., 1996). Wu et al. (2013) investigaram o impacto da relação A/M e da carga orgânica em reator de membrana tratando efluente industrial com alta concentração de amônia em escala plena e observaram que a nitrificação é inibida em meios cuja relação A/M seja maior do que $0,4 \text{ mg DQO} \cdot \text{mg}^{-1} \text{ SSV}$. Segundo (HANAKI; WANTAWINT; OHGAKI, 1990), esse comportamento também pode ser justificado pela conformação das bactérias heterotróficas que ficam aglomeradas e atrapalham o transporte da amônia do meio líquido para as BOAs (Bactérias Oxidadoras de Amônia), diminuindo a afinidade entre o microrganismo e seu substrato.

Na Fase II, com redução do período aerado, observou-se em R1 maior acúmulo de NTK em relação à Fase I, o que pode ser devido a perdas de sólidos no efluente (N-orgânico), já que a concentração de amônia foi baixa. Em R2, observou-se uma melhor nitrificação, além de uma menor variabilidade da qualidade do efluente com respeito às espécies nitrogenadas presentes no efluente (Figura 8 b).

Já na Fase III, em R1, houve acúmulo de nitrogênio amoniacal no efluente, provavelmente devido à baixa alcalinidade disponível no meio (Tabela 6), fazendo com que a disponibilidade de carbono inorgânico para as bactérias nitrificantes fosse baixa, o que prejudicou a oxidação do N-amoniacal. Segundo Metcalf & Eddy (2003), a oxidação de $1 \text{ mg N-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$ consome $7,1 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ de alcalinidade; assim, como a concentração média de N-

amoniaco do esgoto bruto foi de 30 mg.L^{-1} , a concentração de álcali requerida para que a nitrificação ocorra completamente é de, em média, 213 mg.L^{-1} , valor significativamente mais elevado do que o encontrado nesse reator.

Figura 8 - Espécies nitrogenadas no efluente dos reatores nas fases I, II e III e no esgoto bruto: (a) R1; (b) R2; e fases I e II e no esgoto bruto (c) R3

Fonte: Autoria própria.

A Tabela 5 mostra o pH médio e a alcalinidade total média do esgoto bruto afluente aos reatores e a Tabela 6 mostra os resultados de pH e da alcalinidade total nos 3 reatores nas fases I, II e III. Nas Fases I e II, a alcalinidade de R1 foi consumida quase completamente, fazendo com que o pH do meio ficasse menor ou igual a 6. Comportamento semelhante foi observado nas fases I e II no reator R2, em que os valores médios de pH foram de 6,2 e 6,0, respectivamente. Segundo Metcalf & Eddy (2003), a nitrificação é prejudicada consideravelmente com pH abaixo de 6,8 e, na faixa de pH de 5,8 a 6,0, a taxa de nitrificação pode ser de 10 a 20% da taxa que ocorre quando o pH é 7,0. Isso pode ter contribuído com o desempenho da nitrificação de R1 e R2 na Fase I.

Nas fases I e II, em R3, a alcalinidade não foi completamente consumida e o pH se manteve próximo a neutralidade, pois a nitrificação, que consome a alcalinidade do meio, não foi estabelecida definitivamente neste reator. As BOAs provavelmente foram lavadas com o descarte do efluente, já que não estavam imobilizadas (RUSTEN et al., 1994).

Na Fase III, o pH de ambos os reatores voltaram a apresentar valores neutros e a alcalinidade cresceu sem que fosse necessário a adição de uma fonte externa. Esse acontecimento pode ser explicado pela menor ocorrência de nitrificação devido à diminuição do tempo de aeração, uma vez que as bactérias oxidadoras de amônia são quimioautotróficas, as quais metabolizam carbono inorgânico em ambiente aeróbio. Enquanto isso, a desnitrificação, que produz alcalinidade, permaneceu semelhante às fases anteriores. Um reator em equilíbrio consome alcalinidade na nitrificação, mas produz quase 50% do que foi consumido, de modo que o pH não caia e prejudique o processo de NDS (METCALF & EDDY, 2015; YOO et al., 1999).

Tabela 5 - Valor médio e desvio padrão de pH e alcalinidade total do esgoto bruto

pH	Alcalinidade total (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)
7,1 ± 0,2	149,6 ± 33,5

Tabela 6 - Valores médios e desvios-padrões de pH e alcalinidade total em R1, R2 e R3, nas fases I, II e III

Reator						
R1			R2		R3	
Fase	pH	Alcalinidade total (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	pH	Alcalinidade total (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	pH	Alcalinidade total (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)
I	5,3 ± 0,7	5,6 ± 7,3	6,2 ± 1,1	36,4 ± 42,2	7,3 ± 0,4	83,2 ± 54,6
II	6,0 ± 0,5	5,9 ± 3,1	6,0 ± 0,7	8,3 ± 7,8	6,7 ± 0,6	24,5 ± 25,8
III	7,3 ± 0,2	81,9 ± 26,9	7,1 ± 0,4	57,1 ± 26,9	-	-

O Reator 1 apresentou eficiência média de remoção de N-total de aproximadamente 20% na Fase I, 40% na Fase II e 15% na Fase III (Figura 9). A maior eficiência média obtida na Fase II, com tempo de aeração de 3 horas, pode ser devido a uma maior ocorrência de desnitrificação, quando comparada às outras fases.

A redução do período de aeração e do tempo de ciclo na Fase III, com o intuito de manter residuais de matéria orgânica para atuarem como doadores de elétrons para desnitrificação, não forneceu os resultados esperados em R1. Pode-se concluir que tanto a nitrificação quanto a desnitrificação foram limitantes para a remoção de N nesse reator, uma vez que foi observado acúmulo de N-amoniaco e das espécies oxidadas de nitrogênio (Figura 8 a). A hipótese da escassez de doadores de elétrons pode ser confirmada, uma vez que mesmo com a redução do período de aeração para 2 horas, o residual de matéria orgânica foi de até 50 mg.L⁻¹, não sendo suficiente para o processo de desnitrificação, uma vez que corresponde à fração não facilmente biodegradável.

O R2 apresentou eficiência média de aproximadamente 20% na Fase I e 40% nas fases II e III (Figura 9). Dessa forma, os resultados de R1 e R2 foram semelhantes nas duas primeiras fases, mas a Fase III mostra que o Biobob® consegue fornecer condições de crescimento para as bactérias nitrificantes, mantendo a eficiência de remoção de nitrogênio de 40%, mesmo com apenas 2 horas de aeração e 4 horas de ciclo completo, o que não foi conseguido pelo Mutag

Biochip. Como a remoção global foi mantida, a redução do período de aeração esteve associada à vantagem do menor consumo de energia.

O R3 obteve uma eficiência média menor que 10% na primeira fase e de 20% na segunda, deixando evidente a dificuldade da biomassa suspensa em estabelecer a nitrificação.

Foi utilizado o teste de Kruskal-Wallis para dados não-paramétricos, com nível de significância de 5%, mostrando que os resultados apresentam diferença estatística significativa. De acordo com o teste Mann-Whitney pairwise, R1 e R2 não apresentaram resultados com diferença estatística significativa, mas ambos apresentaram diferença significativa estatisticamente com R3.

Figura 9 - Eficiência de remoção de N-total em R1, R2 e R3 nas fases de operação

Fonte: Autoria própria.

Na Figura 10, observa-se que a carga de nitrogênio removida diariamente em R1 aumentou na Fase II em relação à Fase I, mostrando que a redução do período de aeração em 1 hora foi benéfica aos processos de remoção de N, possivelmente pela ocorrência de desnitrificação – o que é confirmado pela maior eficiência de remoção de N-total na Fase II, observada na Figura 9. A Fase III apresentou resultados de carga removida mais baixos em relação à Fase II, resultado que reafirma que o tempo de aeração de 2 horas e ciclo de 4 horas não foram suficientes para oxidação da amônia nesse reator.

A maior carga removida observada em R2 ocorreu na Fase II, o que pode ser creditado ao aumento na desnitrificação nesta fase, já que o tempo de aeração foi mais curto do que na

Fase I. A Fase III apresentou valor médio de carga removida menor do que na Fase II, possivelmente devido à falta de tempo para oxidação da amônia, mas as eficiências médias das duas últimas fases foram aproximadas. Isso mostra que o sistema de tratamento utilizando o Biobob® pode ser econômico energeticamente, uma vez que os reatores recebiam maior volume de esgoto por dia na Fase III (96 litros a mais) e R2 conseguiu manter a eficiência de remoção de nitrogênio, com pouca diminuição da carga removida diariamente.

Já em R3, a mediana da carga removida na Fase I foi muito baixa quando comparada aos valores dos outros reatores, e na Fase II, apesar de semelhante a alguns resultados obtidos com biomassa aderida, o reator de biomassa suspensa se mostrou muito menos estável. A Fase II apresentou alguns valores elevados de carga nitrogenada removida por dia, porém, esses eventos foram pontuais e não representam a capacidade da biomassa suspensa em remover nitrogênio (Figura 10). (SHAO et al., 2017) compararam a atividade da biomassa suspensa e aderida em reator de lodos ativados com leito móvel, em bateladas sequenciais, tratando esgoto sintético e variando a carga de DQO afluente. Através do sequenciamento dos genes dos dois tipos de biomassa, foi observada a maior concentração de bactérias nitrificantes no biofilme do que no lodo suspenso, o que faz com que este tenha uma menor atividade nitrificante.

Para verificar se os reatores apresentaram diferença significativa acerca da carga de nitrogênio removida, foi utilizado o teste de Kruskal-Wallis para dados não-paramétricos, com nível de significância de 5%. O teste mostrou que há diferença estatística significativa entre os dados obtidos. Então, foi utilizado o teste Mann-Whitney pairwise, mostrando que os reatores 1 e 2 não apresentam diferença estatística em seus resultados, mas apresentam com relação ao R3. Quando são comparadas as fases utilizando os mesmos testes, é visto que as fases apresentam diferença estatística significativa, exceto as fases I e III. Esse resultado está de acordo com o que foi observado anteriormente, mostrando que as condições da Fase III conferem economia energética ao tratamento, mantendo a eficiência e carga removida.

Figura 10 - Carga de nitrogênio removida por dia nas fases I, II e III em R1 e R2 e nas fases I e II em R3

Fonte: Autoria própria.

A Tabela 7 mostra os resultados da massa total de sólidos aderida aos meios suportes em cada reator, ao final do período experimental. Observa-se que a massa aderida no reator contendo Biobob® é cerca de 3 vezes maior do que aquela aderida no reator com Mutag Biochip. Esse resultado está de acordo com as características dos suportes, uma vez que a área superficial do Biobob® é mais elevada do que o Mutag Biochip, conforme Tabela 1, possibilitando a aderência de mais microrganismos (RUSTEN; WESTRUM, 1994).

Tabela 7 - Massa de sólidos aderida nos meios suportes

Reator	Massa de sólidos aderida (g)
R1	277,7
R2	855,2

O reator R1 apresentou maior concentração de sólidos em suspensão no líquido de mistura do que R2 (Figura 11), o que pode ser explicado pela menor área superficial do primeiro e, então, menor área para aderência dos microrganismos. Assim, as reações neste reator têm considerável dependência da biomassa suspensa e, por isso, não tiveram resultados tão satisfatórios quanto aqueles obtidos em R2. Conclusão semelhante foi obtida no estudo desenvolvido por (BASSIN et al., 2016), no qual foi investigada a remoção de matéria orgânica e nitrogenada, bem como a contribuição de cada fração da biomassa, suspensa e aderida, no

tratamento de água residuária sintética com diferentes relações C/N, em reatores MBBR preenchidos por Kaldnes-1 e Mutag Biochip.

De acordo com os resultados apresentados na Figura 11 e na Figura 12, o reator R2, contendo Biobob®, apresentou maior retenção de sólidos, associado à menor perda de sólidos no efluente tratado e também menor concentração no líquido de mistura. A baixa concentração de sólidos no líquido de mistura está de acordo com um dos benefícios do sistema MBBR, já que a baixa produção de lodo no processo de tratamento consiste em uma vantagem econômica e operacional (METCALF & EDDY, 2003). Na presença de meio suporte, os microrganismos migram para os mesmos, provavelmente devido à estabilidade que o suporte proporciona, e, por isso, quanto maior a área para sua aderência, menor a concentração de SSV no meio líquido (ARAUJO JUNIOR et al., 2013). Como o Biobob® tem área superficial maior do que o Mutag Biochip, a concentração de SSV no líquido de mistura em R2 foi menor.

Na Fase III, R1 ainda apresentou maior concentração de SSV no líquido de mistura do que R2 em todas as análises, devido à capacidade do Biobob® em reter mais biomassa (Figura 11).

O R3 apresentou baixa concentração de SSV no meio líquido, associados à perda de sólidos no efluente tratado.

O R2 apresentou, na Fase III, uma concentração de SSV no efluente tratado sutilmente maior do que R1 (Figura 12). Isso pode ter acontecido devido à mudança nas condições de operação da Fase III, de modo que houve perda de biomassa no seu período de adaptação. Para todas as outras fases, R2 apresentou menor concentração média de SSV no efluente, consequência da grande aderência da biomassa ao meio suporte e a boa sedimentabilidade do lodo produzido nesse reator. Observam-se alguns episódios de grandes perdas de sólidos em R3, causados pela baixa sedimentabilidade do lodo, de modo que o reator se manteve com baixas concentrações de SSV ao longo de sua operação (uma vez que as bactérias nitrificantes têm um pequeno coeficiente de produção celular – Y), justificando o baixo desempenho e a impossibilidade de suportar o aumento de carga da Fase III (CORREA et al., 2018; METCALF & EDDY, 2003).

Porém, ao fazer o teste estatístico Kruskal-Wallis para dados não-paramétricos, com nível de significância de 5%, foi mostrado que não há diferença estatística significativa entre os resultados de SSV no efluente tratado.

Figura 11 - Concentração de sólidos (SSV) no líquido de mistura durante a aeração nas fases I, II e III de R1 e R2 e fases I e II de R3

Fonte: Autoria própria.

Figura 12 - Concentração de sólidos (SSV) no efluente tratado nas fases I, II e III de R1 e R2 e fases I e II de R3

Fonte: Autoria própria.

A Figura 12 confirma uma hipótese sobre o acúmulo de NTK na Fase II, em R1 (Figura 8a). Como o NTK é a soma do nitrogênio orgânico e do nitrogênio amoniacal, o NTK efluente do R1 esteve associado a grandes perdas de sólidos no efluente do reator. O método Kjeldahl se baseia na digestão da amostra com ácido sulfúrico concentrado, de modo que o nitrogênio

orgânico é digerido, inclusive aquele referente às células dos microrganismos (SSV). (VOGEL, 1989).

Assim, foi calculada a produção total de lodo nos reatores, considerando a massa de sólidos do meio líquido de cada reator e a massa perdida com o efluente ao longo dos dias de operação de cada fase (Tabela 9). Em todo período de operação, R1 produziu 4,6 kg de lodo, R2 produziu 2,8 kg e R3, apenas 0,5 kg.

Também foi calculado o Y_{obs} , como forma de comparar a produção de lodo em reatores de biomassa aderida e suspensa. A Tabela 8 mostra os resultados obtidos em R1 e R2, nas três fases, e comparados com valores obtidos em sistemas com biomassa suspensa retirados da literatura (VON SPERLING, 1997). Foram observados altos valores em R1 nas duas primeiras fases, de modo que a imobilização da biomassa nesse reator não trouxe os resultados esperados de produção de lodo. Na Fase III, o Y_{obs} diminuiu, pois a remoção de DQO também diminuiu (Figura 7), provavelmente devido à diminuição da aeração. Já em R2, os valores foram homogêneos entre as fases e mais baixos do que reatores de biomassa suspensa, o que está de acordo com os baixos valores de SSV no líquido de mistura e no efluente desse reator. Isso pode ser explicado pelo alto tempo de retenção celular do biofilme, bem como pelos gradientes de OD e substrato que ocorrem ao longo da camada do biofilme, que promovem a respiração endógena e, conseqüentemente, a diminuição da produção de lodo.

Tabela 8 - Y_{obs} dos reatores com biomassa aderida e suspensa, em cada fase

Fase	Y_{obs}		
	R1	R2	Sistemas com biomassa suspensa
I	0,8	0,5	0,4 – 0,8 *
II	0,9	0,4	
III	0,5	0,6	

Com esses resultados, pode-se observar que o Biobob® obteve a menor produção de lodo, quando comparada aos outros reatores, associada à maior concentração de sólidos aderida aos suportes (Tabela 7). Na Fase III, R2 apresentou concentração um pouco maior do que R1, resultado causado pela concentração média de SSV no efluente nessa fase, que foi sutilmente maior em R2.

A massa de lodo produzida em R3 foi menor do que os outros reatores nas fases em que foi operado, devido às perdas de sólidos com o efluente e sua incapacidade de recuperação. A quantidade gerada, no entanto, não foi suficiente para garantir a eficiência do tratamento.

Tabela 9 - Massa total de lodo produzida, em quilogramas, em R1, R2 e R3 nas diferentes fases de operação

Fase/Reator	R1	R2	R3
I	2,3	1,6	0,3
II	1,6	0,4	0,2
III	0,7	0,8	-

Com os resultados da concentração de sólidos no líquido de mistura e na saída do reator, foi possível estimar o tempo de retenção celular (Θ_c) dos reatores em cada fase (Tabela 10). A idade do lodo mínima necessária para nitrificação completa é de 4 dias (ARCEIVALA, 1981 apud VON SPERLING, 1997; WIJFFELS; TRAMPER, 1995). Assim, tem-se que a idade do lodo no reator de biomassa suspensa de fato não foi suficiente para que fosse observada a nitrificação completa em R3, enquanto em R1 e R2, o Θ_c foi maior do que o mínimo requerido.

Tabela 10 - Tempo de Retenção Celular (Θ_c) dos reatores nas fases I, II e III

Θ_c (dias)	R1	R2	R3
I	7,8	25,5	0,8
II	5,4	61,2	2,4
III	18,5	34,2	-

Portanto, a diferença entre a idade do lodo entre os reatores é grande e os microrganismos de crescimento mais lento de fato não tinham tempo suficiente para seu crescimento e reprodução, o que justifica a baixa eficiência de nitrificação em R3 (HEAD; OLESZKIEWICZ, 2005).

Entre os reatores R1 e R2, este último tem um Θ_c muito mais elevado do que o outro em todas as fases, mostrando que o Biobob® permite maior tempo de retenção de biomassa em relação ao Mutag Biochip. O menor tempo de retenção celular em R1 pode ser associado, em grande parte, à ação de cisalhamento do Mutag Biochip sofre e que, no período de aeração, a

biomassa se solta do meio suporte. Diferentemente do que acontece no Biobob®, já que sua conformação mantém protegida boa parte da biomassa aderida.

5.2 Perfis Temporais de Concentração

5.2.1 Fase I

Foi realizado um perfil de concentração com 9 horas de duração, de modo que a primeira amostra foi coletada exatamente após o término da alimentação dos reatores. O segundo ponto, com 1 hora de aeração, (ou seja, 30 minutos após o término da alimentação), o terceiro com 3 horas de aeração e, finalmente, o efluente tratado. Porém, não houve alimentação após o fim deste ciclo completo, para que fosse investigado se o tempo de duração de 6 horas por ciclo era suficiente para que acontecessem as reações de degradação de matéria orgânica e conversões de nitrogênio. Assim, a aeração foi retomada e foram coletados mais dois pontos: o quinto ponto, após 1 hora de aeração após o fim do ciclo e o sexto ponto, com 3 horas de aeração após o fim do ciclo.

A Figura 13 mostra as concentrações de DQO filtrada ao longo do tempo e a concentração de DQO total do esgoto bruto, uma vez que parte da DQO em suspensão que entra no reator é adsorvida pela biomassa, hidrolisada e convertida em sólidos solúveis, os quais são substrato para consumo dos microrganismos.

O comportamento de consumo da matéria orgânica foi semelhante nos três reatores, mas o reator contendo Biobob® consumiu a matéria orgânica com mais rapidez. Os pontos amostrados a partir do efluente tratado apresentaram concentrações maiores do que as três primeiras horas de análises. Isso pode ter acontecido devido ao grande tempo de ciclo sem alimentação, fazendo com que os microrganismos passem a consumir a matéria orgânica presente na composição das suas próprias células para obter energia para suas reações celulares – a chamada respiração endógena (VON SPERLING, 1997). Com isso, há liberação de compostos orgânicos no meio e a DQO aumenta.

Figura 13 - Concentração de DQO filtrada ao longo do ciclo de 6h, na Fase I

Fonte: Autoria própria.

A Figura 14 mostra que a remoção de nitrogênio amoniacal foi maior em R2. Ao final das 3 horas de reações, N-amoniacal chegou próximo a 0 mg.L⁻¹, indicando uma nitrificação quase completa nesse reator. Em R1, houve nitrificação, mas a concentração efluente ficou em torno de 10 mg.L⁻¹. A nitrificação não se estabeleceu em R3, evidenciado pela alta concentração de nitrogênio amoniacal efluente ao reator, pois o tempo de detenção celular não foi adequado para o desenvolvimento da biomassa nitrificante (Tabela 10). Observa-se em R3 que a concentração de N-NH₄⁺ diminuiu na primeira hora de aeração e depois aumentou. Isso pode acontecer devido ao metabolismo endógeno dos microrganismos, que transforma o N-orgânico em N-amoniacal.

Figura 14 - Concentração de N-amoniacoal ao longo do ciclo de 6h, na Fase I

Fonte: Autoria própria.

A Figura 15 mostra a diferença de comportamento no processo de nitrificação dos reatores com biomassa imobilizada e livre. O reator com biomassa livre apresentou pequena produção de nitrito ao longo do tempo, enquanto os reatores de biomassa aderida apresentaram certa produção. O consumo do N-nitrito em R2 sugere a ocorrência de desnitrificação pela via curta, uma vez que sua concentração se tornou nula sem acréscimo correspondente na concentração de N-nitrato (Figura 16).

Em R3 não foi observada a formação de N-nitrito, uma vez que a conversão de N-NH_4^+ foi quase nula, associada à lavagem das bactérias nitrificantes, que não conseguiram se estabelecer como biomassa suspensa, conforme observado nas Figura 11 e Figura 12. O mesmo comportamento de conversão ínfima não ocorreu em R1 e R2, devido à presença do material suporte.

Figura 15 - Concentração de N-nitrito ao longo do ciclo de 6h, na Fase I

Fonte: Autoria própria.

Pode-se observar na Figura 16, que a concentração de N-NO_3^- em R1 e R2 foi relativamente constante após o término da aeração, corroborando, juntamente com a Figura 13, com a hipótese de que a desnitrificação foi limitada pela escassez de doadores de elétrons. Durante a realização do perfil de concentrações, a aeração a partir das 6 horas de ciclo não melhorou a eficiência de nitrificação (Figura 14), nem alterou significativamente as espécies nitrogenadas presentes. As formas de nitrogênio predominantes foram as oxidadas e o acúmulo dessas formas deve-se à escassez de doadores de elétrons para desnitrificação, já que a DQO foi quase totalmente consumida em 1 hora de ciclo.

O R3 apresentou concentrações quase nulas de N-nitrato em todo o ciclo, confirmando a hipótese de que a biomassa suspensa não respondeu adequadamente à nitrificação, devido ao TRC de apenas 0,8 dia nessa fase (CORREA et al., 2018; WEBER et al., 2007).

Figura 16 - Concentração de N-nitrato ao longo do ciclo de 6h, na Fase I

Fonte: Autoria própria.

A Figura 17 mostra a mudança de concentração das diferentes espécies de nitrogênio ao longo do tempo da coleta de amostras. Fica clara a diferença de comportamento na nitrificação, que ocorre parcialmente em R1, acumulando N-nitrito; completa em R2, acumulando N-nitrato; e praticamente nula em R3, no qual praticamente não houve a conversão de N-amoniacal em suas espécies oxidadas. Observando os resultados de sólidos no líquido de mistura e aderidos, notou-se que o potencial de lavagem da biomassa em R1 é maior que em R2 e, por isso, as BOAs são mais facilmente eliminadas do sistema. Assim, a biomassa suspensa tem grande influência nos processos que ocorrem no reator e como os microrganismos nitrificantes têm metabolismo lento, eles não conseguem se manter no reator e saem com o efluente tratado, prejudicando a conversão de N-amoniacal em N-nitrato (BASSIN et al., 2016).

Os resultados obtidos nos perfis de concentração realizados estão de acordo com aqueles obtidos no monitoramento do reator, pois R2 é o reator que mais oxida o nitrogênio amoniacal e o R3 não obtém resultados satisfatórios quanto à nitrificação.

Figura 17 - Perfil de concentração das espécies nitrogenadas ao longo do ciclo de 6h, na Fase I

Fonte: Autoria própria.

5.2.2 Fase II

O perfil de concentração foi realizado no estado estacionário dinâmico da Fase II, em que a condição de operação apresentou tempo de aeração diminuído em 1 hora. Assim, o ciclo de 6 horas passou a ser dividido em 3 horas de aeração, 2 horas e 40 minutos de decantação e 20 minutos de descarte. Com isso, esperava-se disponibilizar uma maior DQO residual disponível para ocorrência potencial da desnitrificação, principalmente em R1 e R2.

No perfil de concentração da Fase I, foi observado que a matéria orgânica foi quase completamente consumida em 1 hora de aeração e que a nitrificação não sofria grandes melhorias com a aeração por mais tempo. Por isso, o perfil de concentração foi feito dentro do período de um ciclo completo, de 6 horas.

A Figura 18 mostra que o comportamento do decaimento da DQO permaneceu igual à Fase I, cujo consumo quase total ocorreu com menos de 1 hora de aeração. O Reator 3 apresentou a menor remoção de matéria orgânica, dentre os 3 reatores, ainda que a diferença seja sutil.

Figura 18 - Concentração de DQO filtrada ao longo do ciclo de 6h, na Fase II

Fonte: Autoria própria.

A oxidação da amônia foi semelhante em R1 e inferior para R2, comparando com a Fase I. A concentração de N-amoniacal praticamente permaneceu igual após as 3 horas de ciclo, porque a partir desse momento não houve mais aeração (Figura 19).

Em R3, a oxidação da amônia ocorreu de forma mais efetiva do que no perfil anterior, o que pode ter acontecido porque as bactérias nitrificantes ainda não tinham se estabelecido no reator (Figura 19). Esse resultado corrobora com a premissa de que o meio suporte é vantajoso para o estabelecimento de microrganismos com metabolismo mais lento, por reter tais células no reator, favorecendo sua adaptação.

Figura 19 - Concentração de N-amoniaco ao longo do ciclo de 6h, na Fase II

Fonte: Autoria própria.

As concentrações de N-nitrito em R1 e R2 aumentaram no começo do ciclo, mas foram a zero no fim, mostrando que as 3 horas de aeração foram suficientes para a nitrificação total, nos reatores contendo biomassa imobilizada. Já para R3, observou-se acúmulo de N-nitrito no líquido de mistura, evidenciando que a biomassa suspensa requer mais tempo de reação para que ocorra a nitrificação completa (Figura 20), possivelmente em função da baixa concentração de microrganismos nitrificantes, especialmente oxidadoras de nitrito.

Figura 20 - Concentração de N-nitrito ao longo do ciclo de 6h, na Fase II

Fonte: Autoria própria.

A concentração de N-nitrato estável em R1 e R2 após o término da aeração, mostrando que a desnitrificação não ocorreu em R1 e foi marginal em R2. Em R3, a concentração de N-nitrato foi menor que nos outros reatores em todos os pontos, mostrando a não efetividade da nitrificação completa, consequência da baixa retenção de BOAs nesse reator. Não foi plotado o resultado da amostra coletada com 3 horas de aeração, pois seu valor foi inconsistente, provavelmente devido a erro analítico (Figura 21).

Figura 21 - Concentração de N-nitrato ao longo do ciclo de 6h, na Fase II

Fonte: Autoria própria.

Assim, pode-se observar que a oxidação do N-amoniacal nos reatores com biomassa aderida foi mais efetiva do que naquele de biomassa suspensa. Em R1, a soma da concentração de todas as formas de nitrogênio foram um pouco maiores do que em R2, mostrando que o Biobob® foi mais favorável para a desnitrificação do que o Mutag Biochip (Figura 22).

Já em R3, o efluente final ainda apresentou alta concentração de nitrogênio amoniacal, além do acúmulo de N-nitrito e baixa concentração de N-nitrato, evidenciando a ineficiência da nitrificação nesse sistema. Apesar disso, a remoção de N-total neste reator foi maior do que nos outros (Figura 22), resultado observado em poucas análises realizadas no monitoramento dos reatores (Figura 9).

Figura 22 - Perfil de concentração das espécies nitrogenadas ao longo do ciclo de 6h, na Fase II

Fonte: Autoria própria.

5.2.3 Fase III

Nessa fase, a aeração ocorreu em 2 horas, incluindo o tempo de alimentação (30 minutos), 1 hora e 40 minutos de decantação e 20 minutos de descarte do efluente tratado, totalizando 4 horas de ciclo. A redução nos tempos de ciclo e de aeração foi realizada com intuito de estimular a desnitrificação, para que houvesse mais carbono orgânico disponível para essa reação, mas, novamente, não houve residual de DQO, já que ela é consumida rapidamente – em menos de uma hora de aeração (Figura 23).

Figura 23 - Concentração de DQO filtrada ao longo do ciclo de 4h, na Fase III

Fonte: Autoria própria.

A oxidação da amônia em R1 e R2 ocorreu efetivamente e a concentração desse composto nitrogenado no efluente tratado foi menor que 20 mg.L⁻¹ em ambos (Figura 24). O aumento da concentração do último ponto em relação ao anterior pode ser devido à eventual ocorrência de respiração endógena e liberação do composto no meio, ou simplesmente por erro analítico. Ainda assim, o valor de concentração de N-amoniacoal no efluente tratado encontrado nesse ensaio está de acordo com a média dos valores obtidos no monitoramento desse parâmetro no Reator 1, mas foi maior do que os resultados médios do monitoramento de R2 (Figura 8 a,b).

Figura 24 - Concentração de N-amoniacoal ao longo do ciclo de 4h, na Fase III

Fonte: Autoria própria.

Com apenas 2 horas de aeração, a nitrificação ocorreu parcialmente em ambos os reatores, como pode ser observado na Figura 25, em que se observa acúmulo de nitrito. Nas primeiras coletas, a concentração de N-nitrito foi crescente e diminuiu posteriormente, com sua oxidação a N-nitrato ou desnitrificação pela via curta. Os dados indicam que o tempo de aeração não foi suficiente para a conversão completa, já que a concentração de N-nitrito se manteve constante após o fim da aeração, e o efluente tratado apresentou maior concentração de N-nitrito nas condições da Fase III do que nas outras fases – o que também pode ser observado na Figura 8 a,b, no monitoramento dos reatores.

A concentração de N-nitrato em ambos os reatores se estabilizou após o término da aeração (2h) e o perfil de concentração desta espécie nitrogenada juntamente com aquele referente ao N-nitrito, indicam que pode ter ocorrido a desnitrificação heterotrófica em R1 (Figura 26).

Figura 25 - Concentração de N-nitrito ao longo do ciclo de 4h, na Fase III

Fonte: Autoria própria.

Figura 26 - Concentração de N-nitrato ao longo do ciclo de 4h, na Fase III

Fonte: Autoria própria.

Assim, observa-se que a oxidação do N-amoniaco ocorreu mais rapidamente no começo do processo em R2, quando comparado a R1, e houve acúmulo das espécies oxidadas de nitrogênio em ambos os reatores, evidenciando que a desnitrificação foi prejudicada pela escassez de doadores de elétrons. Na Figura 27, observa-se que a concentração das espécies de nitrogênio em R1 foi menor do que em R2, o que não condiz com a maioria dos resultados do monitoramento dos reatores (Figura 8 a,b), nos quais observa-se melhor oxidação do N-amoniaco e menor acúmulo de N-nitrito e N-nitrato em R2.

Os dados sugerem que a introdução de doadores de elétrons no período não aerado poderia acarretar a remoção de parcela significativa de N-nitrito (por desnitrificação via curta, como observado no perfil anterior) e de N-nitrato, por NDS. Com os resultados obtidos nesse perfil, considerando residual de nitrogênio amoniacal de 20 mg.L⁻¹, caso o N-NO₂⁻ e o N-NO₃⁻ fossem convertidos a N₂, R1 e R2 atingiriam eficiência de 65% de remoção de N-total. Fazendo esse cálculo para os resultados médios obtidos no monitoramento dos reatores, R2 conseguiria uma eficiência média de 85% de remoção de N-total, enquanto R1 conseguiria remover apenas 35%.

Figura 27 - Perfil de concentração das espécies nitrogenadas ao longo do ciclo de 4h, na Fase III

Fonte: Autoria própria.

6. Conclusão

A partir dos resultados obtidos na presente pesquisa, verificou-se o desempenho dos reatores preenchidos com diferentes meios suportes e do reator contendo apenas biomassa suspensa.

A remoção de matéria orgânica dos três reatores foi semelhante, de 80 a 90%, em média, independentemente do período de aeração.

A baixa eficiência de nitrificação e desnitrificação, com remoção média de 15% de N-total, demonstrada pelo reator com biomassa suspensa, está de acordo com o apontado na literatura, em função das limitações quanto à idade do lodo. O reator de biomassa suspensa não apresentou desempenho satisfatório de nitrificação, devido ao baixo Tempo de Retenção Celular que esse tipo de reator alcança, de modo que as bactérias nitrificantes não tiveram tempo suficiente para seu estabelecimento no reator, o que prejudicou a remoção de N-total. Outro fator que desfavoreceu a nitrificação neste reator foi a relação A/M que, por ser elevada, estimula o crescimento das bactérias heterotróficas e atrapalha a atividade das bactérias nitrificantes, uma vez que estas têm crescimento mais lento e competem com as primeiras por oxigênio.

Os reatores com biomassa aderida permitiram estabelecer a nitrificação, uma vez que a aderência ao meio suporte aumenta o Tempo de Retenção Celular e as bactérias responsáveis por essas reações conseguiram se desenvolver. Os reatores MBBR apresentaram eficiências médias de remoção de nitrogênio semelhantes nos ciclos de 6h, em torno de 20% com 4 horas de aeração e 40% com 3 horas de aeração; mostrando que o ajuste feito com objetivo de aumentar o residual de carbono orgânico para a desnitrificação de fato conferiu uma melhoria ao sistema. No entanto, no ciclo de 4 horas com 2 horas de aeração, o reator com material suporte Mutag obteve 15% de eficiência, enquanto R2 manteve os 40%. Os resultados de carga de nitrogênio removida por dia evidenciaram que a utilização do Biobob® conferiu uma economia energética para o tratamento de esgoto, uma vez que seu desempenho foi mantido reduzindo 1 hora do tempo de aeração, ao mesmo tempo em que se tratou um maior volume de esgoto por dia.

A alcalinidade dos reatores com biomassa aderida foi quase completamente consumida nas fases em que a aeração era suficiente para o estabelecimento da nitrificação. Quando o

tempo de aeração diminuiu (Fase III), a nitrificação foi prejudicada e nem toda alcalinidade foi consumida.

A análise dos perfis de concentração da matéria orgânica e nitrogenada sugere que a introdução de carbono orgânico no sistema NDS, na fase não aerada, pode favorecer a desnitrificação, uma vez que a escassez de doadores de elétrons limitou a remoção de N-total principalmente nos reatores com biomassa aderida, onde ocorreu alguma nitrificação.

A produção de efluente com concentração média de nitrogênio amoniacal do reator contendo Biobob® esteve de acordo com os padrões de lançamento do CONAMA 430/2011, que propõe um limite de até 20 mg N-NH₄⁺.L⁻¹, em todas as fases do estudo.

A concentração de lodo no líquido de mistura do reator contendo Biobob® foi menor que com o outro material suporte e a aderida foi superior, em função da área de imobilização do Biobob® ser mais elevada. No período de operação de ambos os reatores, a produção de biomassa no reator contendo Biobob® foi significativamente menor, o que foi evidenciado inclusive pelo Yobs.

Diante dos resultados obtidos, pode-se observar que a biomassa aderida apresenta melhor desempenho do que a suspensa. O resultado pode ser corroborado pela operação do reator com biomassa suspensa que não apresentou remoção de nitrogênio nas fases I e II e que apresentou falência, inclusive em relação à remoção de matéria orgânica, para o ciclo de 4 horas. A baixa sedimentabilidade do lodo e grandes perdas de sólidos com o efluente foram observadas na operação do reator com biomassa suspensa.

Para trabalhos futuros, recomenda-se a investigação da porcentagem de preenchimento com meio suporte no reator, com intuito de aumentar a quantidade de biomassa aderida, diminuindo ainda mais a produção de lodo e melhorando o desempenho de tratamento; bem como a avaliação de outras condições de operação, na tentativa de estimular a desnitrificação e consequente remoção de N-total.

7. Referências Bibliográficas

- ANDERSSON, S.; DALHAMMAR, G.; KUTTUVA RAJARAO, G. Influence of microbial interactions and EPS/polysaccharide composition on nutrient removal activity in biofilms formed by strains found in wastewater treatment systems. **Microbiological Research**, v. 166, n. 6, p. 449–457, 2011.
- ANDREOLI, C. V.; VON SPERLING, M.; FERNANDES, F. **Lodo de esgotos: tratamento e disposição final**. 2. ed. Belo Horizonte - MG: [s.n.].
- ARAÚJO JUNIOR, M. M. DE et al. Reduction of sludge generation by the addition of support material in a cyclic activated sludge system for municipal wastewater treatment. **Bioresource Technology**, v. 143, p. 483–489, 2013.
- ATKINSON, B.; ABDEL RAHMAN ALI, M. E. The effectiveness of biomass hold-up and packing surface in trickling filters. **Water Research**, v. 12, n. 3, p. 147–156, 1978.
- BASSIN, J. P. et al. Effect of increasing organic loading rates on the performance of moving-bed biofilm reactors filled with different support media: Assessing the activity of suspended and attached biomass fractions. **Process Safety and Environmental Protection**, v. 100, p. 131–141, 2016.
- BRASIL. **Atlas Brasil de Despoluição de Bacias Hidrográficas: Tratamento de esgotos urbanos**. [s.l.: s.n.].
- CHEN, Z. et al. Partial nitrification and denitrification of mature landfill leachate using a pilot-scale continuous activated sludge process at low dissolved oxygen. **Bioresource Technology**, v. 218, p. 580–588, 2016.
- CHIU, Y. et al. Control of carbon and ammonium ratio for simultaneous nitrification and denitrification in a sequencing batch bioreactor. **International Biodeterioration & Biodegradation**, v. 59, p. 1–7, 2007.
- CHU, L.; WANG, J. Comparison of polyurethane foam and biodegradable polymer as carriers in moving bed biofilm reactor for treating wastewater with a low C/N ratio. **Chemosphere**, v. 83, n. 1, p. 63–68, 2011.
- CORREA, C. Z. et al. Nitrification/denitrification of real municipal wastewater in an intermittently aerated structured bed reactor. **Journal of Water Process Engineering**, v. 23, p. 134–141, 2018.
- DENG, L. et al. New functional biocarriers for enhancing the performance of a hybrid moving bed biofilm reactor-membrane bioreactor system. **Bioresource Technology**, v. 208, p. 87–93, 2016.
- FU, B. et al. Characterization of microbial community in an aerobic moving bed biofilm reactor applied for simultaneous nitrification and denitrification. **World Journal of Microbiology and Biotechnology**, v. 26, n. 11, p. 1981–1990, 2010.
- FUJII, F. Y. Análise comparativa entre o processo de lodo ativado e o reator de biofilme de leito móvel na remoção de nitrogênio de esgoto sanitário. **Dissertação (Mestrado). Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. São Paulo, SP.**, n. 1, p. 109, 2011.

GEIGER, M.; RAUCH, B. Diffusion depth: a crucial factor for MBBR carrier. **Filtration and Separation**, v. 54, n. 1, p. 30–32, 2017.

GOGINA, E.; GULSHIN, I. Simultaneous nitrification and denitrification with low dissolved oxygen level and C/N ratio. **Procedia Engineering**, v. 153, p. 189–194, 2016.

GUO, W. et al. Roles of polyurethane foam in aerobic moving and fixed bed bioreactors. **Bioresource Technology**, v. 101, n. 5, p. 1435–1439, 2010.

HANAKI, K.; WANTAWINT, C.; OHGAKI, S. Effects of the activity of heterotrophs on nitrification in a suspended-growth reactor. **Water Research**, v. 24, n. 3, p. 289–296, 1990.

HE, Q. et al. Simultaneous nitrification, denitrification and phosphorus removal in aerobic granular sequencing batch reactors with high aeration intensity: Impact of aeration time. **Bioresource Technology**, v. 263, n. April, p. 214–222, 2018.

HE, S.; XUE, G.; WANG, B. Factors affecting simultaneous nitrification and de-nitrification (SND) and its kinetics model in membrane bioreactor. **Journal of Hazardous Materials**, v. 168, n. 2–3, p. 704–710, 2009.

HEAD, M. A.; OLESZKIEWICZ, J. A. Nitrifying bacteria addition into reactors operating near washout conditions for nitrification. **Journal of Environmental Engineering and Science**, v. 4, n. 4, p. 257–264, 2005.

HEM, L. J.; RUSTEN, B.; ODEGAARD, H. Nitrification in a Moving Bed Biofilm Reactor. **Water Research**, v. 28, n. 6, p. 1425–1433, 1994.

HUANG, C. et al. Comparison of biomass from integrated fixed-film activated sludge (IFAS), moving bed biofilm reactor (MBBR) and membrane bioreactor (MBR) treating recalcitrant organics : Importance of attached biomass. **Journal of Hazardous Materials**, v. 326, p. 120–129, 2017.

KATIPOGLU-YAZAN, T. et al. Is ammonification the rate limiting step for nitrification kinetics ? **Bioresource Technology**, v. 114, p. 117–125, 2012.

LIU, Y. et al. Study of operational conditions of simultaneous nitrification and denitrification in a Carrousel oxidation ditch for domestic wastewater treatment. **Bioresource Technology**, v. 101, n. 3, p. 901–906, 2010.

MANNINA, G. et al. Moving bed membrane bioreactors for carbon and nutrient removal : The effect of C / N variation. **Biochemical Engineering Journal**, v. 125, p. 31–40, 2017.

METCALF & EDDY. **Wastewater engineering: treatment and reuse**. 4. ed. [s.l.] McGraw Hill Education, 2003.

METCALF & EDDY. **Tratamento de Efluentes e Recuperação de Recursos**. 5. ed. [s.l.: s.n.].

MOURA, R. B.; DAMIANOVIC, M. H. R. Z.; FORESTI, E. Nitrogen and carbon removal from synthetic wastewater in a vertical structured-bed reactor under intermittent aeration. **Journal of Environmental Management**, v. 98, p. 163–167, 2012.

MÜNCH, E. V.; LANT, P.; KELLER, J. Simultaneous nitrification and denitrification in bench-scale sequencing batch reactors. **Water Research**, v. 30, n. 2, p. 277–284, 1996.

ØDEGAARD, H. Innovations in wastewater treatment : the moving bed biofilm process. **Water Science and Technology**, v. 53, n. 9, p. 17–33, 2006.

OKABE, S. et al. Relationship between population dynamics of nitrifiers in biofilms and reactor performance at various C:N ratios. **Water Research**, v. 30, n. 95, p. 1563–1572, 1996.

REIS, G. G. DOS. **Influência da carga orgânica no desempenho de Reatores de Leito Móvel com Biofilme (MBBR)**. [s.l.] Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2007.

RUSTEN, B. et al. Treatment of Pulp and Paper industry wastewaters in novel Moving Bed Biofilm Reactors. **Water Science Technology**, v. 30, n. 3, p. 161–171, 1994.

RUSTEN, B. et al. Design and operations of the Kaldnes moving bed biofilm reactors. **Aquacultural Engineering**, v. 34, n. 3, p. 322–331, 2006.

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

RUSTEN, B.; WESTRUM, T. A new moving bed biofilm reactor-applications and results. **Water Science and Technology**, v. 29, n. 10–11, p. 157–165, 1994.

SANTOS, C. E. D. et al. Influence of COD/N ratio and carbon source on nitrogen removal in a structured-bed reactor subjected to recirculation and intermittent aeration (SBRRIA). v. 166, p. 519–524, 2016.

SHAO, Y. et al. Wastewater ammonia removal using an integrated fixed- film activated sludge-sequencing batch biofilm reactor (IFAS-SBR): Comparison of suspended flocs and attached biofilm. **International Biodeterioration & Biodegradation**, v. 116, p. 38–47, 2017.

TORRESI, E. et al. Biofilm Thickness Influences Biodiversity in Nitrifying MBBRs—Implications on Micropollutant Removal. **Environmental Science Technology**, v. 50, n. 17, p. 9279–9288, 2016.

VOGEL, A. I. **Quantitative Chemical Analysis**. 5. ed. New York: Longman Scientific & Technical, 1989.

VON SPERLING, M. **Lodos Ativados**. 1. ed. Belo Horizonte - MG: [s.n.].

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 4. ed. Belo Horizonte - MG: [s.n.].

WALTERS, E. et al. Simultaneous nitrification/denitrification in a biofilm airlift suspension (BAS) reactor with biodegradable carrier material. **Water Research**, v. 43, n. 18, p. 4461–4468, 2009.

WEBER, S. D. et al. Microbial Composition and Structure of Aerobic Granular Sewage Biofilms. **Applied and Environmental Microbiology**, v. 73, n. 19, p. 6233–6240, 2007.

WIJFFELS, R. H.; TRAMPER, J. Nitrification by immobilized cells. v. 0229, n. 94, 1995.

WU, Y. et al. Impact of food to microorganism (F/M) ratio and colloidal chemical oxygen demand on nitrification performance of a full-scale membrane bioreactor treating thin film transistor liquid crystal display wastewater. **Bioresource Technology**, v. 141, p. 35–40, 2013.

YANG, S. et al. Comparison between a moving bed membrane bioreactor and a conventional

membrane bioreactor on organic carbon and nitrogen removal. **Bioresource Technology**, v. 100, n. 8, p. 2369–2374, 2009.

YOO, H. et al. Nitrogen removal from synthetic wastewater by simultaneous nitrification and denitrification (SND) via nitrite in an intermittently-aerated reactor. **Water Research**, v. 33, n. 1, p. 145–154, 1999.

ZHANG, S. et al. Impacts of temperature and nitrifying community on nitrification kinetics in a moving-bed biofilm reactor treating polluted raw water. **Chemical Engineering Journal**, v. 236, p. 242–250, 2014.

ZHAO, J. et al. Development of simultaneous nitrification-denitrification (SND) in biofilm reactors with partially coupled a novel biodegradable carrier for nitrogen-rich water purification. **Bioresource Technology**, v. 243, p. 800–809, 2017.

ZINATIZADEH, A. A. L.; GHAYTOOLI, E. Simultaneous nitrogen and carbon removal from wastewater at different operating conditions in a moving bed biofilm reactor (MBBR): Process modeling and optimization. **Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers**, v. 53, p. 98–111, 2015.