

DESEMPENHO DE SISTEMAS MBBR EM DIFERENTES CONDIÇÕES DE
RECHEIO E VAZÃO: ESTUDO EM ESCALA PILOTO E LABORATORIAL

Diego Luiz Fonseca

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, COPPE, da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Orientadores: João Paulo Bassin

Márcia Walquíria Dezotti

Rio de Janeiro

Maio de 2016

DESEMPENHO DE SISTEMAS MBBR EM DIFERENTES CONDIÇÕES DE
RECHEIO E VAZÃO: ESTUDO EM ESCALA PILOTO E LABORATORIAL

Diego Luiz Fonseca

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DO INSTITUTO ALBERTO
LUIZ COIMBRA DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA DE ENGENHARIA DA
(COPPE) UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE DOS
REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM
CIÊNCIAS EM ENGENHARIA QUÍMICA.

Examinada por:

Prof. João Paulo Bassin, D.Sc.

Prof^ª. Márcia Walquíria de Carvalho Dezotti, D.Sc.

Prof^ª. Juacyara Carbonelli Campos, D.Sc.

Prof. Isaac Volschan Jr., D.Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ – BRASIL

MAIO DE 2016

Fonseca, Diego Luiz

Desempenho de sistemas MBBR em diferentes condições de recheio e vazão: estudo em escala piloto e laboratorial/ Diego Luiz Fonseca – Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2016.

XVI, 111 p.: il.; 29,7 cm.

Orientadores: João Paulo Bassin

Márcia Walquíria de Carvalho Dezotti

Dissertação (mestrado) – UFRJ/ COPPE/ Programa de Engenharia Química, 2016.

Referencias Bibliográficas: p. 105-111.

1. MBBR. 2. Fração de Recheio. 3. Quantificação de Sólidos Aderidos. 4. Piloto e bancada. I. Bassin, João Paulo *et al.* II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, Programa de Engenharia Química. III. Título.

Aos engenheiros ambientais e demais profissionais que prezam por projetos economicamente viáveis, tecnicamente exequíveis, socialmente justos e ambientalmente desejáveis; aos gestores públicos ou privados que sabem, mais do que comprar, gerir e àqueles que reconhecem a importância da manutenção e operação para a correta materialização de seus projetos.

AGRADECIMENTOS

À Universidade Federal do Rio de Janeiro e ao Governo Federal, pelo investimento na minha formação, com especial agradecimento à CAPES pela bolsa de estudos concedida durante todo o período do mestrado;

Adicionalmente, à empresa AMBIO pela infraestrutura cedida para montagem do reator piloto;

Ao professor João Paulo Bassin pela orientação e amizade: desejo que muitos bons ventos soprem em sua direção e à do laboratório e que todos os contratemplos que tenhamos enfrentado juntos nesse período tenham sido apenas caminhos para a melhoria contínua do nosso trabalho;

À professora Márcia pela co-orientação, conversas, animação e pelo espírito objetivo e prático, que ajudou no andamento deste trabalho;

Aos professores Juacyara Carbonelli e Isaac Volschan por aceitarem o convite para esta banca e ao professor Isaac um agradecimento adicional pela autorização e apoio aos trabalhos conduzidos no CESA/Polí;

Ao CESA/UFRJ que, apesar de todas as dificuldades, foi uma grande escola na área sanitária, hidráulica e da vida. Um muito obrigado aos encarregados da estação e amigos, Paulinho e Marcelo, que sempre me estenderam a mão. Um obrigado também aos amigos com trabalhos em andamento ou finalizados, não só com quem foi ótimo poder desabafar, mas também encontrar soluções, debater hipóteses e ter sempre uma ajuda: Daniel, Francisco, João Paulo e sucesso à Janaína que ainda continua seus experimentos. Espero poder retornar ainda em muitos dezembros para nossa confraternização;

Aos amigos do LabPol/UFRJ, onde passei grande parte do tempo durante este trabalho. Obrigado pelas dicas, explicações, almoços, *Outbacks*, pela ajuda e companheirismo. Um agradecimento mais do que especial também aos alunos de IC e de técnico que me ajudaram em alguns momentos deste trabalho: Lincoln, Vitor, Leonardo e Ana Alice, meu muito obrigado;

À equipe do Laboratório de Engenharia do Meio Ambiente (LEMA/Poli), Cida, Darlise e Maria Cristina, um agradecimento mais que especial não só pelas análises realizadas, mas pela simpatia, carinho e conhecimento que dividiram comigo;

Aos Laboratórios LabTARE (EQ/UFRJ) e Bioprocessos (PEQ/COPPE/UFRJ), em especial à Monica e ao Guilherme, pela disponibilização de infraestrutura e aparelhagem para algumas análises;

Aos amigos e professores do DRHIMA/Poli, em especial pela ajuda antes da montagem do reator piloto, pelos projetos e confraternizações;

A toda equipe do laboratório LDSC por esses já mais de cinco anos de trabalho juntos, num ambiente agradável e amigável e a quem desejo muitos frutos e sucesso. Um agradecimento especial aos professores Susana Vinzon e Marcos Gallo, por todo apoio, orientação e amizade desde a época da iniciação científica até hoje;

Aos amigos caroneiros pela idas e vindas à “Very Deep Island”. Obrigado pelos momentos de ajuda, conversas, esperas, bombons. Muito sucesso ao projeto de caronas no Fundão e aos colegas da carona solidária Rodrigo, Mayara, Iza, Grazi, Marcela e, é claro, Flávia;

Aproveito também para um agradecimento especial ao meu querido BD, cada vez mais mobile, mas ainda sim juntos! Para os que chegam para o desafio, para os que continuam para a parte II e para os que trilharam outros rumos, muuuuito sucesso e aniversários e natais e rouba-rouba e mascotes...;

Ainda, obrigado aos amigos de longa data, com quem é sempre agradável virar a esquina e passar horas mesmo sem fazer nada, aos amigos de PG1, os que foram aparecendo, “fechando”, reaparecendo ou se juntando, brasileiros, franceses, chineses, poloneses, alemães, irmãos em diante e com quem sempre há espaço para bons momentos; un merci bien carioca-toulousain à Maxence, pour l’amitié et pour le voyage sympa pour dégonfler le cerveau après une année lourde de travail;

Quase terminando, um agradecimento especial para aqueles que comigo estão há mais de 26 anos. Um muito obrigado a toda minha família pelos anos de apoio, investimento na minha educação, alegrias, tristezas, amizade, carinho e todo o resto. Sem vocês isso tudo dificilmente seria possível. Um agradecimento mais que especial e exclusivo à minha vó, minha mãe e minha irmã;

Por último, mas não menos importante, um obrigado a todos que lerão este trabalho e a quem espero que este possa vir a ser útil; é um prazer contribuir com qualquer trabalho futuro ou formação.

Resumo da Dissertação apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.)

DESEMPENHO DE SISTEMAS MBBR EM DIFERENTES CONDIÇÕES DE RECHEIO E VAZÃO: ESTUDO EM ESCALA PILOTO E LABORATORIAL

Diego Luiz Fonseca

Maio/2016

Orientadores: João Paulo Bassin

Márcia Walquíria de Carvalho Dezotti

Programa: Engenharia Química

Avaliou-se o desempenho de sistemas MBBR sujeitos a variações tanto na fração de recheio quanto na vazão afluente em relação à remoção de matéria orgânica e à nitrificação, bem como a dinâmica de sólidos nos biorreatores. Para tanto, foram construídos e operados dois reatores, comparando-se os resultados obtidos nas diferentes escalas: um piloto de 1000 L, tratando esgoto sanitário real, e outro em escala de bancada, alimentado com afluente sintético. Em paralelo, diversos métodos de quantificação de sólidos aderidos foram aplicados ao suporte utilizado, preenchendo a lacuna ainda existente na literatura quanto à padronização e limitações de cada método. A fração de recheio (FR) pareceu ser o parâmetro de maior influência sobre o armazenamento de biomassa por mídia, havendo aumento deste na passagem de 70 para 50% de recheio. No abatimento de matéria orgânica, os reatores apresentaram resultados semelhantes, com a FR não parecendo impactar o desempenho. No sistema piloto, o esgoto fraco (baixa DQO) pode ter induzido uma condição de limitação de substrato, com eficiências de remoção de DQO da ordem de 70%. No reator de bancada, o afluente sintético facilmente biodegradável e o crescimento pronunciado de biomassa podem ter contribuído para a constância dos resultados nas diferentes condições operacionais e para as maiores remoções de DQO obtidas, em torno de 90%. Já a nitrificação, praticamente inexistente no reator piloto, foi condicionada pelo TDH no sistema de bancada, sendo inexistente a 1,5h, mas superior a 80% a 3,3h.

Abstract of Dissertation presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc.)

UNDERSTANDING THE BEHAVIOUR OF PILOT AND LAB-SCALE MBBR SYSTEMS SUBJECTED TO DIFFERENT MEDIA FILLING FRACTION AND HRT

Diego Luiz Fonseca

May/2016

Advisors: João Paulo Bassin
Marcia Walquiria de Carvalho Dezotti

Department: Chemical Engineering

Organic matter removal, nitrification and solids dynamics in MBBR systems subjected to different filling ratios and flow rates were assessed. Therefore, two reactors were built and operated, comparing the results obtained at different scales: one 1000 L pilot system, fed with real domestic wastewater, and a lab-scale reactor with synthetic wastewater. Moreover, several methods for attached solids quantification were tested using the biomedias employed, filling the remaining gap in the literature concerning the standardization and limitations of each method. The filling fraction seemed to be of major importance on the biomass storage per carrier, with an increase of this parameter when filling ratio was reduced from 70 to 50%. Changes on the filling ratio appeared not to have affected the efficiency of organic matter removal in both reactors. In the pilot system, the low organic strength wastewater may have led to substrate limit conditions, with organic matter removal efficiencies around 70%. In the bench system, the easy biodegradable synthetic influent and considerable biomass growth may explain the invariable results obtained and higher COD removal efficiencies (90%). Nitrification, virtually not observed in the pilot MBBR, was related to HRT in the lab-scale reactor: absent at 1.5 h and above 80% at 3.3 h.

Sumário

Lista de figuras	xi
Lista de tabelas	xv
Lista de abreviaturas.....	xvi
1. Introdução e Objetivos.....	1
1.1 Objetivos e estrutura do trabalho	3
2. Revisão bibliográfica	5
2.1 Tratamento Biológico de Esgoto Sanitário	5
2.2 Biomassa em Suspensão e Lodos Ativados	11
2.3 Biomassa aderida no Tratamento de Efluentes	12
2.3.1 Exemplos de Processos com Biomassa Aderida	16
2.4 Processo MBBR.....	19
2.4.1 Fração de recheio	23
2.4.2 Métodos de quantificação de sólidos aderidos em sistemas MBBR	27
3. Metodologia experimental	33
3.1 Reator Piloto	34
3.1.1 O CESA/UFRJ e o Esgotamento Sanitário da Cidade Universitária	34
3.1.2 Reator Piloto MBBR	36
3.2 Reator de Bancada	41
3.3 Metodologias para Quantificação de Sólidos Aderidos	44
3.4 Análises físico-químicas	46
4. Resultados e discussão.....	49
4.1 Ajuste Operacional do Reator Piloto e Caracterização dos Efluentes	49

4.2	Sólidos.....	62
4.2.1	<i>Comparação entre os Diversos Métodos para Quantificação de Sólidos Aderidos</i>	62
4.2.2	<i>Dinâmica dos Sólidos nos Reatores</i>	67
4.3	Matéria Orgânica.....	79
4.4	Nitrogênio	91
5.	Conclusão e Recomendações para Trabalhos Futuros	101
	Referências bibliográficas	105

Lista de figuras

- Figura 2.1:Foto de uma comunidade microbiana de um biofilme extraído de suporte plástico e ressuspensionado em água. Flechas indicando nematoides, bactérias e protozoários. Fonte: Arquivo Pessoal aumentado em 10 vezes 13
- Figura 2.2: Exemplos de suportes (área específica entre parênteses em m^2/m^3 , obtida junto aos fabricantes). Fonte: Arquivo Pessoal. 22
- Figura 3.1: Mídia MOD940, da AMBIO Engenharia LTDA, já com biofilme desenvolvido em sua área interna. Fonte: Arquivo Pessoal. 33
- Figura 3.2: Entradas de Esgoto Bruto no CESA/UFRJ. Tubulação FUNDÃO à esquerda e VILA ao centro. Fonte: Arquivo Pessoal..... 35
- Figura 3.3:Série de temperaturas mínimas, médias e máximas durante o ano de 2015 para a cidade do Rio de Janeiro. Fonte: Elaborado com Dados da Rede do INMET..... 36
- Figura 3.4: Reator piloto em perfil, com o compressor ao lado (esquerda) e o topo do reator, com detalhe para o monitoramento de OD e as instalações hidráulicas afluentes e efluentes (direita). Fonte: Arquivo Pessoal 37
- Figura 3.5: Fluxograma geral de funcionamento do sistema MBBR em escala piloto. Fonte: Arquivo Pessoal..... 39
- Figura 3.6: Comparação entre o esgoto afluente e o efluente do sistema MBBR piloto para uma mesma data em dois horários distintos (10:30 e 11:30h). Variações mais expressivas na coloração do esgoto bruto. Fonte: Arquivo Pessoal 40
- Figura 3.7: Vista frontal do reator de bancada em operação, alimentado por bomba dosadora. Fonte: Arquivo Pessoal 42
- Figura 4.1: Vazão afluente antes e depois da instalação de bomba exclusiva ao sistema MBBR piloto. Vazão no início do dia em preto e vazão após ajuste em cinza. 50
- Figura 4.2: Comparação entre as concentrações obtidas na elevatória geral do CESA/UFRJ (série em preto) e na fossa de instalação da bomba exclusiva ao reator (cinza) para duas datas. Os percentuais indicam a variação média de cada parâmetro entre as duas formas de alimentação. 50
- Figura 4.3: Variação do OD no reator piloto ao longo do estudo. 51
- Figura 4.4: Distribuição do tipo de esgoto afluente ao CESA/UFRJ ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (apenas FUNDÃO em cinza e VILA

& FUNDÃO em preto. (1:70%,0,9h; 2: 70%,1,1h; 3:70%,1,5h; 4:70%,2,2h; 5:70%, 0,9hB; 6:50%, 2,2h; 7:50%, 5h; 8:30%,2,2h; 9:30%,5h)..... 52

Figura 4.5: Concentração de cloreto no esgoto bruto, segundo as linhas afluentes à estação: Esgoto FUNDÃO em cinza, VILA&FUNDÃO em preto e Fonte desconhecida em cinza tracejado. Série pontilhada indicando a média geral..... 55

Figura 4.6: Previsão de maré para a região da Vila Residencial no ano de 2015. Datas em que foram observados picos de cloreto em torno de 3.500 mg/L no esgoto bruto marcadas com pontos pretos. Precipitação (pontilhado) obtida com Dados da Rede do INMET. 57

Figura 4.7: Previsão de maré para a região da Vila Residencial no ano de 2015. Datas em que foram observados picos de cloreto entre 3.100 e 5.650 mg/L no esgoto bruto marcadas com pontos pretos. Precipitação (pontilhado) obtida com Dados da Rede do INMET. 57

Figura 4.8: DQO (●) e DBO (Δ) afluentes ao reator MBBR piloto ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (1: 70%, 0,9h; 2: 70%, 1,1h; 3: 70%, 1,5h; 4: 70%, 2,2h; 5: 70%, 0,9hB; 6: 50%, 2,2h; 7: 50%, 5h; 8: 30%, 2,2h; 9: 30%, 5h). Valores médios indicados pelas linhas pontilhada (DQO) e tracejada (DBO). 58

Figura 4.9: Amônio afluente ao sistema MBBR piloto ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (1: 70%, 0,9h; 2: 70%, 1,1h; 3: 70%, 1,5h; 4: 70%, 2,2h; 5: 70%, 0,9hB; 6: 50%, 2,2h; 7: 50%, 5h; 8: 30%, 2,2h; 9: 30%, 5h). Valor médio indicado pela linha tracejada. 60

Figura 4.10: SST (▲) e SSV (Δ) afluentes ao sistema MBBR piloto ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (1: 70%, 0,9h; 2: 70%, 1,1h; 3: 70%, 1,5h; 4: 70%, 2,2h; 5: 70%, 0,9hB; 6: 50%, 2,2h; 7: 50%, 5h; 8: 30%, 2,2h; 9: 30%, 5h). 61

Figura 4.11: DQO (●) e amônio (■) afluentes ao sistema MBBR de bancada ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (A:70%,1,5h; B: 50%,1,5h; C:50%,3,3h; D:30%,3,3h; E:30%, 1,5h; F:10%, 3,3h). Linhas tracejadas indicam os valores médios em cada conjunto de dados..... 62

Figura 4.12: Sólidos aderidos totais por mídia (mgSAT/mídia) para os diversos métodos testados em duas datas de condições operacionais distintas (dia 231 com “70%, 0,9hB” em preto e dia 284 com “50%, 5h” em cinza). 63

Figura 4.13: Comparação do coeficiente SAV/SAT para os diversos métodos testados em duas datas de condições operacionais distintas (dia 231 com “70%, 0,9hB” em preto e dia 284 com “50%, 5h” em cinza). 65

Figura 4.14: Desempenho relativo de cada método a um método considerado como referência em duas datas de condições operacionais distintas (dia 231 com “70%, 0,9hB” em preto e dia 284 com “50%, 5h” em cinza). SAT em colunas cheias e SAV/SAT em colunas pontilhadas (PDM1 usado como método referência para SAT e UM3 para SAV/SAT). 67

Figura 4.15: Proliferação excessiva de gosma amarelada na condição operacional “70%, 1,5h”. Colmatação do reator (a) e encapsulamento das mídias (b) e difusores (c).	69
Figura 4.16: SAV (cinza), SSV (preto) e proporção de SSV em relação aos sólidos voláteis totais (●) no MBBR piloto nas diversas condições de recheio e TDH (1:70%, 0,9h; 2: 70%, 1,1h; 3:70%, 1,5h; 4:70%, 2,2h; 5:70%, 0,9hB; 6:50%, 2,2h; 7:50%, 5h; 8:30%, 2,2h; 9:30%, 5h).....	70
Figura 4.17: Valores médios de mgSAT/mídia no sistema MBBR piloto em cada condição operacional testada.	71
Figura 4.18: Valores de SAV (mg/L) (a) e mgSAT/mídia (cinza) e relação SAV/SAT (■) no sistema MBBR de bancada em cada condição operacional testada.	74
Figura 4.19: Relação SAV/SAT no sistema MBBR piloto ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (1: 70%, 0,9h; 2: 70%, 1,1h; 3: 70%, 1,5h; 4: 70%, 2,2h; 5: 70%, 0,9hB; 6: 50%, 2,2h; 7: 50%, 5h; 8: 30%, 2,2h; 9: 30%, 5h).....	75
Figura 4.20: Razão entre SSV no reator e SSV afluente no sistema MBBR piloto ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (1: 70%, 0,9h; 2: 70%, 1,1h; 3: 70%, 1,5h; 4: 70%, 2,2h; 5: 70%, 0,9hB; 6: 50%, 2,2h; 7: 50%, 5h; 8: 30%, 2,2h; 9: 30%, 5h).	75
Figura 4.21: Projeções superior e frontal da mídia utilizada. Detalhes para as junções das aletas com os cilindros.	76
Figura 4.22: Percentual de DQO solúvel frente ao total no afluente (série em preto; média em linha contínua) e efluente (cinza, média em linha tracejada) do sistema MBBR piloto ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (1: 70%, 0,9h; 2: 70%, 1,1h; 3: 70%, 1,5h; 4: 70%, 2,2h; 5: 70%, 0,9hB; 6: 50%, 2,2h; 7: 50%, 5h; 8: 30%, 2,2h; 9: 30%, 5h).....	79
Figura 4.23: Valores médios de DQO total afluente (série em preto), DQO solúvel efluente (cinza) e remoção potencial média de DQO (hachurado) no sistema MBBR em escala piloto para as diversas condições testadas.	81
Figura 4.24: Carga orgânica superficial total aplicada e carga orgânica potencial removida ao longo de todo o período de testes no sistema MBBR em escala piloto. Pontos representados por (▲) indicam regimes de 70%, (●) 50% e (■) 30% de recheio.	84
Figura 4.25: Carga orgânica superficial potencial removida em função da relação A/M ao longo de todo o período de testes após instalação da bomba sistema MBBR em escala piloto. Pontos representados por (▲) indicam regimes de 70% de recheio, (●) 50% e (■) 30%.....	85
Figura 4.26: Relação mgSAT/mídia em função da carga orgânica superficial total aplicada nas diferentes condições de recheio testadas no sistema MBBR em escala piloto: 70% (▲), 50% (●) e 30% (■).	86

- Figura 4.27: Valores médios de DQO total afluente (série em preto), DQO solúvel efluente (cinza) e remoção potencial de DQO (hachurado) do sistema MBBR bancada para as diversas condições testadas. 87
- Figura 4.28: Carga orgânica superficial total aplicada e potencial removida ao longo de todo o período de testes no sistema MBBR em escala de bancada. Pontos representados por (▲) indicam regimes de 70% de recheio, (●) 50%, (■) 30% e (*) 10%. 89
- Figura 4.29: Carga orgânica superficial potencial removida em função da relação A/M para o sistema MBBR em escala de bancada. Pontos representados por (▲) indicam regimes de 70% de recheio, (●) 50%, (■) 30% e (*) 10%. 90
- Figura 4.30: Concentração de amônio afluente (●) e efluente (○) e concentração de NO_x (NO₂+NO₃)(■) efluente do sistema MBBR em escala piloto ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (1: 70%, 0,9h; 2: 70%, 1,1h; 3: 70%, 1,5h; 4: 70%, 2,2h; 5: 70%, 0,9hB; 6: 50%, 2,2h; 7: 50%, 5h; 8: 30%, 2,2h; 9: 30%, 5h). Linha tracejada horizontal indica a média de amônio afluente no período. Círculos sinalizam datas em que a concentração de cloreto foi superior a 3000 mg/L e asterisco data em que foi realizado teste cinético de nitrificação. 92
- Figura 4.31: Eficiência na remoção de amônia por nitrificação (preto) e por crescimento celular (cinza) no sistema MBBR em escala piloto ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (1: 70%, 0,9h; 2: 70%, 1,1h; 3: 70%, 1,5h; 4: 70%, 2,2h; 5: 70%, 0,9hB; 6: 50%, 2,2h; 7: 50%, 5h; 8: 30%, 2,2h; 9: 30%, 5h). 93
- Figura 4.32: Valores médios das diferentes formas de nitrogênio encontradas no afluente (E) e efluente mais o crescimento celular (S) do sistema MBBR em escala piloto ao longo de cada condição operacional testada. Série em cinza ilustra NH₄⁺; hachurada, N-orgânico; preta, NO_x (nitrito + nitrato); e quadriculada, o nitrogênio estimado para o crescimento celular. 96
- Figura 4.33: Eficiência na remoção de amônia por nitrificação (preto) e por crescimento celular (cinza) no sistema MBBR escala de bancada ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (A:70%,1,5h; B: 50%,1,5h; C:50%,3,3h; D:30%,3,3h; E:30%, 1,5h; F: 10%, 3,3h). 97
- Figura 4.34: Valores médios das diferentes formas de nitrogênio encontradas no afluente (E) e efluente mais o crescimento celular (S) do sistema MBBR em escala de bancada ao longo de cada condição operacional testada. Série em cinza ilustra NH₄⁺; preta, NO_x (nitrito + nitrato); quadriculada, o nitrogênio estimado para o crescimento celular; e hachurada, nitrogênio perdido por *stripping*. 100

Lista de tabelas

Tabela 2.1: Valores típicos dos principais parâmetros físico-químicos de esgotos brutos, segundo categorias de concentração de poluentes. Fonte: Adaptada de JORDÃO & PESSÔA, 2011; METCALF & EDDY, 1991; VON SPERLING, 2005.	6
Tabela 2.2: Diferentes métodos empregados na quantificação de sólidos aderidos em reatores tipo MBBR.	30
Tabela 3.1: Características da Mídia Utilizada. Fonte: AMBIO ENGENHARIA LTDA	33
Tabela 3.2: Condições Operacionais Testadas no Reator Piloto MBBR	41
Tabela 3.3: Composição da Solução de Micronutrientes	43
Tabela 3.4: Condições Operacionais Testadas no sistema MBBR de bancada.....	44
Tabela 3.5: Análises Realizadas em cada Reator e sua Frequência	47
Tabela 4.1: Equivalente-habitante para as diferentes vazões afluentes utilizadas	51
Tabela 4.2: Características básicas dos afluentes aos reatores piloto e bancada.	53
Tabela 4.3 Comparação entre os métodos de pesagem direta PDM1 e PDM2.....	63
Tabela 4.4: Valores de $gSAT/m^2$ e $kgSAT/m^3$ para ambos os reatores em cada condição operacional testada.	77

Lista de abreviaturas

CESA	Centro Experimental de Saneamento Ambiental
COD	Carbono Orgânico Dissolvido
COS	Carga Orgânica Superficial
DQO	Demanda Química de Oxigênio
DBO ₅ ²⁰	Demanda Bioquímica de Oxigênio padrão (a 20°C após 5 dias)
EPS	Substâncias Poliméricas Extracelulares
ETE	Estação de Tratamento de Esgotos
ETO	Eficiência de Transferência de Oxigênio
FR	Fração de Recheio
HMBBR	MBBR híbrido
INMET	Instituto Nacional de Meteorologia
LabPol	Laboratório de Controle da Poluição das Águas
MBBR	Reator de leito móvel com biofilme (Moving Bed Biofilm Reactor)
MM	Método de Extração Manual de Sólidos Aderidos
NaOHM	Método de Extração de Sólidos Aderidos com Solução NaOH 1mol/L
NT	Nitrogênio Total
NTK	Nitrogênio Kjeldahl Total
OD	Oxigênio Dissolvido
PDM	Método de Quantificação de Sólidos Aderidos por Pesagem Direta
SAT	Sólidos Aderidos Totais
SAV	Sólidos Aderidos Voláteis
SNIS	Sistema Nacional de Informação sobre Saneamento
SST	Sólidos em Suspensão Totais
SSV	Sólidos em Suspensão Voláteis
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica
UM	Método de Extração de Sólidos Aderidos com Uso de Ultrassom

Capítulo 1

Introdução e Objetivos

O saneamento básico (ou ambiental) pode ser entendido como o conjunto de ações sobre o meio ambiente no qual vivem as populações visando a garantir a elas condições de salubridade, que protejam a sua saúde (HELLER & PÁDUA, 2010).

Tendo em vista seus impactos diretos sobre a qualidade ambiental e a saúde da população, o acesso ao saneamento é fundamental para a redução do risco de doenças e para garantia ao meio ambiente ecologicamente equilibrado, direitos básicos assegurados na carta magna brasileira (BRASIL, 1988 (Artigos 196º e 225º)). A Organização das Nações Unidas (ONU), em sua Assembleia Geral de 2010, reforçou o acesso ao saneamento como um direito humano essencial para o pleno desfrute da vida e de todos os direitos humanos (ONU, 2010).

No caso brasileiro, apesar dos grandes avanços econômicos e sociais dos últimos anos, “a situação da área de saneamento básico tem se mostrado em descompasso com o padrão de desenvolvimento almejado pela sociedade brasileira, com reflexos na saúde humana e com significativo passivo ambiental acumulado” (HELLER, 2015).

O diagnóstico apresentado pelo Plano Nacional de Saneamento Básico (PLANSAB), com base em dados de 2010, aponta o esgotamento sanitário como a componente de maior déficit de acesso, com 9,6% da população brasileira ainda não atendidos e 50,7% com atendimento precário (fossa rudimentar ou coleta não seguida de tratamento)(BRASIL, 2013).

Dessa forma, percebe-se que a busca pela universalização do acesso ao saneamento básico depara-se com grandes desafios. De fato, HELLER (2015) afirma que o setor de saneamento no Brasil precisa cumprir o duplo papel de saldar o passivo histórico existente, bem como se organizar para responder às novas pressões demográficas, territoriais e econômicas.

No que diz respeito ao tratamento centralizado de esgoto, o rápido crescimento urbano e densificação de muitas cidades, mas com infraestrutura de saneamento inexistente ou aquém de suas necessidades, torna imperativa a busca por soluções eficientes e compactas, que sejam também fáceis de serem adaptadas a estações já em operação.

Somado a isso, as evoluções da legislação ambiental apontam para necessidades de eficiências crescentes de abatimento, não só de matéria orgânica, como também de nutrientes, como o nitrogênio amoniacal. Esse último pode vir a ser tóxico à vida aquática e contribui para intensificar a eutrofização de corpos receptores, além de causar depleção de oxigênio dissolvido para sua oxidação por via microbiana (VON SPERLING, 2005).

Neste contexto, o emprego de reatores de leito móvel com biofilme (MBBR) ganha cada vez mais destaque, justamente por permitir flexibilidade operacional e boa qualidade do efluente final. Tal tecnologia surgiu ao final dos anos 80, como parte da estratégia norueguesa de redução do lançamento de nutrientes no mar do Norte, tendo como base soluções econômicas, compactas e de elevada eficiência (RUSTEN *et al.*, 1995b).

Seu funcionamento geral é baseado na introdução de suportes móveis de elevada área específica (m^2/m^3) no tanque de aeração, favorecendo o crescimento de biomassa aderida e sua manutenção no reator, sem a necessidade de ciclos de lodo, como ocorre no tradicional processo de lodos ativados. Os suportes contribuem tanto para o aumento da concentração de biomassa quanto para a retenção de bactérias de crescimento lento, como as nitrificantes.

Embora diversas pesquisas tenham sido realizadas ao redor do mundo com foco na sua aplicação no tratamento dos mais diversos efluentes, poucos ainda são os trabalhos sobre o impacto de um de seus principais parâmetros operacionais no desempenho do reator: a fração de recheio (volume ocupado pelos suportes móveis em relação ao volume do reator).

Na maioria dos trabalhos científicos, admite-se um recheio único, tido como ideal (em geral, entre 30 e 50%) e analisa-se a eficiência do reator frente a alterações operacionais como temperatura, carga orgânica, tempo de retenção hidráulica, entre outros.

Mesmo quando comparadas diversas configurações de recheio, são constatadas divergências na literatura quanto ao impacto deste parâmetro no reator como um todo.

Além disso, a maioria de tais estudos apenas avalia de forma isolada o impacto da variação da fração de recheio na eficiência do reator, dificilmente considerando a alteração combinada da fração de recheio com outros parâmetros operacionais.

Sendo assim, o presente trabalho visou a estudar o impacto de diferentes configurações operacionais em relação ao par fração de recheio e vazão afluente (por conseguinte, do tempo de detenção hidráulica) na remoção de DQO, na nitrificação, bem como na dinâmica da biomassa (em suspensão e aderida) em sistema MBBR tratando esgotos sanitários.

Além disso, com base nas dificuldades enfrentadas no início do trabalho para a quantificação de sólidos aderidos aos suportes, realizou-se também um estudo comparativo entre diversas metodologias de extração e quantificação dessa fração da biomassa, buscando-se elucidar os métodos mais adaptados ao suporte empregado e obter maior confiabilidade nas análises de sólidos aderidos realizadas.

De modo a se ter um estudo mais amplo e para efeito de comparação, trabalhou-se tanto com efluente real em reator piloto, como também em condições mais controladas, com reator em escala laboratorial alimentado com efluente sintético. Ainda, como forma de aproximar o estudo à realidade brasileira, empregou-se um suporte plástico de fabricação nacional, já utilizado em algumas estações municipais, inclusive no Estado no Rio de Janeiro.

Dessa forma, o presente trabalho buscou contribuir para o conhecimento acerca das configurações operacionais ótimas em sistemas MBBR, bem como para padronização futura dos testes de quantificação de sólidos aderidos presentes em tais reatores.

1.1 Objetivos e estrutura do trabalho

O objetivo geral desta dissertação foi avaliar o comportamento e desempenho de sistemas MBBR em escala piloto e laboratorial em diversas condições operacionais, variando-se tanto a fração de recheio quanto a vazão afluente.

Como objetivos específicos colocam-se:

I. Implantar e operar um sistema MBBR em escala piloto (~1.000 litros), integrando-o à estrutura já existente do Centro Experimental de Saneamento Ambiental da UFRJ (CESA-UFRJ);

II. Entender as causas das variações das concentrações de cloreto, matéria orgânica e amônio do esgoto sanitário afluyente ao reator piloto (efluente real);

III. Comparar diversas metodologias para quantificação de sólidos aderidos (totais e voláteis) ao suporte móvel utilizado (MOD940, Ambio), explicando possíveis diferenças obtidas, e selecionar os métodos mais adaptados;

IV. Com base nos métodos selecionados anteriormente, avaliar a dinâmica de sólidos (concentração total e por classe – em suspensão ou aderidos) para diversas condições operacionais de carga afluyente e recheio, bem como comparar e explicar possíveis diferenças nos resultados obtidos na escala piloto e laboratorial;

V. Avaliar o desempenho dos reatores na remoção de DQO para diversas condições operacionais de carga afluyente e recheio, bem como comparar e explicar possíveis diferenças nos resultados obtidos na escala piloto e laboratorial;

VI. Avaliar o desempenho dos reatores na remoção de amônia para diversas condições operacionais de carga afluyente e recheio, bem como comparar e explicar possíveis diferenças nos resultados obtidos na escala piloto e laboratorial, contemplando os diversos mecanismos físico-químicos e biológicos associados a tal remoção.

Para tanto, o documento é estruturado dando continuidade ao capítulo 2 com uma revisão bibliográfica, contemplando definições gerais sobre esgoto sanitário e seu tratamento por rota biológica, com destaque para a tecnologia MBBR. Nesse capítulo, é dada ênfase a estudos sobre o impacto de variações da fração de recheio sobre o desempenho do reator, teor de biomassa e demais parâmetros operacionais, bem como sobre a quantificação de sólidos aderidos. O capítulo 3 apresenta a metodologia empregada, descrevendo-se em detalhes os reatores em escala piloto e de bancada, seus locais de instalação e as diversas análises realizadas. Já o capítulo 4 apresenta e discute os resultados obtidos, dividindo-os em quatro segmentos: caracterização dos efluentes e configurações gerais, sólidos, matéria orgânica e nitrogênio. Os capítulos subsequentes reúnem sugestões para trabalhos futuros, bem como as conclusões finais e as referências bibliográficas utilizadas no âmbito dessa pesquisa.

Capítulo 2

Revisão bibliográfica

2.1 Tratamento Biológico de Esgoto Sanitário

Esgotos sanitários podem ser entendidos como o efluente formado principalmente por despejos domésticos (residências, instituições e comércio, em geral), águas pluviais, águas de infiltração e uma parcela não significativa de despejos industriais (JORDÃO & PESSÔA, 2011).

São compostos majoritariamente por água, apresentando aproximadamente 0,1% de sólidos, os quais agrupam, à exceção dos gases dissolvidos, todos os contaminantes presentes, sejam dissolvidos ou particulados (VON SPERLING, 2005). Entre os contaminantes principais, destacam-se matéria orgânica, nutrientes (principalmente nitrogênio e fósforo), sais inorgânicos e organismos patogênicos ou indicadores de contaminação fecal.

Cerca de 70% dos sólidos em média em esgoto típico são de origem orgânica, sendo estes compostos principalmente por proteínas (40 a 60%), carboidratos (25 a 50%), gordura e óleos (8 a 12%) e outras substâncias em menor quantidade (METCALF & EDDY, 1991). Todavia, para fins práticos, não é necessário separar e quantificar a matéria orgânica em cada um desses constituintes, preferindo-se o uso de métodos indiretos, associados ao seu potencial poluidor.

Quando lançados sem tratamento em corpos receptores, os esgotos funcionam como alimento para microrganismos, que consumirão quantidades significativas de oxigênio dissolvido (OD) para estabilização da matéria orgânica e outros poluentes, podendo levar a água a um estado anóxico ou anaeróbio, fatal para muitas espécies aquáticas (WANG *et al.*, 2005). Dessa forma, métodos convencionalmente utilizados para quantificação do potencial poluidor da matéria orgânica são as demandas

bioquímica (DBO) e química (DQO) de oxigênio, que exprimem a concentração de OD necessária para oxidação das substâncias por rota biológica ou química, respectivamente. A DQO de esgotos varia normalmente entre 200 e 800 mgO₂/L, sendo típicos valores da ordem de 600 mgO₂/L, enquanto que para DBO, a faixa de 100 a 400 mgO₂/L é mais usual, sendo 300 mgO₂/L um valor representativo (JORDÃO & PESSÔA, 2011; VON SPERLING, 2005). A relação DQO/DBO, que expressa a biodegradabilidade do efluente, encontra-se usualmente entre 1,7 e 2,4 (VON SPERLING, 2005).

Em termos de nutrientes, o nitrogênio recebe especial atenção em função de seu potencial de eutrofização de corpos receptores, sobretudo em zonas sensíveis, como corpos lânticos (SIAAP, 2013). Em águas residuárias brutas, apresenta-se, majoritariamente, nas formas orgânica ou inorgânica (essa principalmente representada pelo nitrogênio amoniacal), sendo que sua oxidação em corpos receptores também demanda OD, além da amônia livre ser tóxica à vida aquática, mesmo em baixas concentrações (METCALF & EDDY, 1991).

Além dos parâmetros já mencionados, a Tabela 2.1 agrupa os valores típicos das principais características físico-químicas de esgotos brutos, separando-os em três categorias, conforme a concentração de poluentes: fraco, médio ou forte.

Tabela 2.1: Valores típicos dos principais parâmetros físico-químicos de esgotos brutos, segundo categorias de concentração de poluentes. Fonte: Adaptada de JORDÃO & PESSÔA, 2011; METCALF & EDDY, 1991; VON SPERLING, 2005.

Parâmetro	Unidade	Esgoto Fraco	Esgoto Médio	Esgoto Forte
Sólidos Totais	mg/L	350	720	1200
Sólidos em Suspensão	mg/L	100	220	350
DQO	mg/L	250	500	800
DBO ₅ ²⁰	mg/L	100	200	400
Carbono Orgânico Total	mg/L	80	160	290
Nitrogênio Total	mgN/L	20	40	85
Nitrogênio Orgânico	mgN/L	10	20	35
Nitrogênio Amoniacal	mgN/L	10	25	50
Nitrito+ Nitrato	mgN/L		~0	
Fósforo Total	mgP/L	5	10	20
pH			6,7 a 8,0	

Dados os impactos do lançamento de esgotos *in natura* na qualidade ambiental do corpo receptor, é fundamental a coleta e o direcionamento destes às Estações de Tratamento de Esgotos (ETE), que são projetadas para realizar seu correto tratamento, diminuindo as cargas poluidoras dos compostos de interesse, sobretudo matéria orgânica, sólidos em suspensão e nitrogênio amoniacal.

Na ETE, o esgoto sanitário passa por uma série de processos, cada um objetivando a remoção de um poluente em especial. Nos tratamentos preliminar e primário, predominam mecanismos físicos de remoção dos poluentes, o primeiro objetivando a remoção de sólidos grosseiros, enquanto que o segundo é destinado à remoção de sólidos sedimentáveis e, em consequência, parte da matéria orgânica particulada.

Já no tratamento secundário, almeja-se a remoção da maior parte da matéria orgânica (particulada e dissolvida) e, eventualmente, de nutrientes, majoritariamente, através de mecanismos biológicos (VON SPERLING, 2005).

De fato, processos biológicos são mais simples e de menor custo do que tratamentos físico-químicos para a remoção de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal (CANZIANI *et al.*, 2006). São projetados de forma a imitar em um reator os mecanismos de degradação que ocorrem normalmente nos corpos receptores, mas de forma acelerada, em condições operacionais propícias para o processo biológico (METCALF & EDDY, 1991).

As bactérias constituem o mais numeroso grupo de microrganismos e as principais responsáveis pela depuração das águas residuárias. Outros organismos, tais como protozoários, metazoários e vírus, também estão presentes, mas desempenham, sobretudo, um papel de regulação das populações bacterianas (SIAAP, 2013).

A degradação biológica tem início com a adsorção dos poluentes nas superfícies dos aglomerados bacterianos (flocos, filmes e/ou grânulos), podendo sofrer hidrólise ou outras transformações catalisadas por enzimas excretadas pelos microrganismos (METCALF & EDDY, 1991). Quando as moléculas se tornam assimiláveis, são incorporadas nas rotas metabólicas bacterianas, gerando energia e permitindo a biossíntese de moléculas essenciais e a produção de novas células (QIQI *et al.*, 2012).

A remoção da matéria carbonácea biodegradável é realizada por bactérias heterotróficas, que utilizam o carbono orgânico como fonte de energia e para a síntese celular. Esse grupo é o de maior abundância em sistemas aeróbios tratando cargas orgânicas, haja visto seu curto de tempo de reprodução (SIAAP, 2013). Em condições

aeróbias, a matéria orgânica é então transformada em CO₂, água, material celular e demais metabólitos (BASSIN & DEZOTTI, 2008).

Já o processo biológico de remoção do nitrogênio amoniacal envolve diversas etapas, tais como amonificação, assimilação bacteriana e nitrificação. Na amonificação, o nitrogênio orgânico é convertido a nitrogênio amoniacal, forma que é em parte assimilada pelas bactérias em geral para síntese de seu material celular (HEM *et al.*, 1994).

Nos processos convencionais de remoção biológica de nitrogênio, a nitrificação envolve a oxidação biológica em condições aeróbias da amônia em dois estágios sequenciais: desta a nitrito (nitritação) e deste a nitrato (nitratação), principalmente, pela ação de grupos distintos de bactérias, ambos autotróficos (utilizam carbono inorgânico para a síntese celular) (BASSIN & DEZOTTI, 2008).

Como consequência da nitrificação, íons hidrogênio são liberados, consumindo alcalinidade do meio e, na insuficiência desta, causando decréscimo do pH, o que pode afetar negativamente o processo (KOWALSKI *et al.*, 2010).

Além disso, as bactérias nitrificantes apresentam crescimento lento e são bastante suscetíveis à inibição pela presença de compostos tóxicos, metais pesados e elevada salinidade ou concentração de substrato (BASSIN *et al.*, 2012a). Em elevadas cargas orgânicas, as nitrificantes perdem espaço e acesso ao substrato frente às heterotróficas, de crescimento mais rápido. Fatores como a concentração de OD, relação carbono orgânico/nitrogênio, alcalinidade e temperatura do meio reacional, presença de inibidores e o próprio histórico do biofilme afetam diretamente a estabilidade do processo (CAO, 2014; RUSTEN *et al.*, 2006).

Em geral, é rara a presença de substâncias tóxicas em esgotos domésticos, mas estas podem advir de contribuições industriais (JORDÃO & PESSÔA, 2011) ou mesmo de condições locais, como intrusão salina na rede de esgotamento sanitário (típico de ambientes costeiros e de baixa cota).

Em elevadas concentrações de sal, o crescimento das bactérias não halofílicas é reduzido, já que parte do substrato consumido é gasto na síntese de produtos para balancear a pressão osmótica do meio (BASSIN, 2012). Além de possíveis implicações diretas no metabolismo celular, o sal pode afetar as características das águas residuárias, como sua densidade e concentração de oxigênio dissolvido, tendo impacto indireto na atividade microbiana.

Somado a isso, a elevada salinidade pode também comprometer diretamente a atividade nitrificante, sobretudo caso a biomassa não tenha sido aclimatada a tais condições. BASSIN *et al.* (2012a) operaram dois reatores biológicos em batelada do tipo lodos ativados, efetuando incrementos graduais de salinidade em um e bruscos em outro. Apesar da eficiência de remoção de amônia não ter sido alterada, provavelmente pelo alto TDH utilizado, os autores detectaram mudanças na população microbiana, maior mineralização do lodo e quedas nas taxas de nitrificação em ambos os reatores com aumento da salinidade. Todavia, o reator sujeito a incrementos bruscos apresentou maior arraste de células e apresentou menor tolerância a altas concentrações salinas.

Também em reator tipo lodos ativados com alto TDH (48h), COSTA & CAMPOS (2015) constataram piora progressiva na remoção de amônia já a partir de 2 gCl⁻/L e eficiências chegando a menos de 6% para 10 gCl⁻/L, com biomassa aclimatada durante 45 dias em concentração não expressiva de cloreto (100 mgCl⁻/L). Em outro estudo, foi relatada a redução de protozoários e microrganismos filamentosos (deteriorando a sedimentabilidade do lodo) para maiores salinidades, com redução da atividade nitrificante e até morte celular acima de 6g Cl⁻/L (KARGI & DINCER, 1996).

Já CAMPOS *et al.* (2002) observaram drástica redução da nitrificação a 4g NaCl/L também em reator tipo lodos ativados, mas mostraram que a biomassa adaptada previamente foi menos sensível a elevadas concentrações, com resultados similares para os diversos sais testados.

Por outro lado, CAO (2014), trabalhando com efluente industrial salino (concentração acima de 3,5 gCl⁻/L), obteve bons resultados de nitrificação (superiores a 90%) e, embora a eficiência tenha caído após um choque extremo de 45 gCl⁻/L, o sistema levou apenas cinco dias para retomar a condição de máxima nitrificação. Tal fato ajuda a ressaltar a importância da aclimação prévia da biomassa, quando da presença de elevadas concentrações salinas.

Já em termos de remoção de matéria orgânica, a biomassa heterotrófica parece ser menos suscetível a elevadas concentrações de sal, com os microrganismos conseguindo se adaptar mais facilmente a tais condições.

Em estudo tratando uma corrente hipersalina (>70 g/L de sais dissolvidos) de uma indústria de enlatados pesqueiros com reator híbrido com membrana, ARTIGA *et al.* (2008) obtiveram remoção de DBO superior a 90% após um período de 70 dias de aclimação da biomassa, enquanto a nitrificação não foi observada durante toda a operação. Também em reator com membrana do tipo MBR, SHARRER *et al.* (2007)

relataram remoções de DBO superiores a 99% para as diversas salinidades testadas (até 32 g NaCl/L), com este parâmetro parecendo não influenciar a remoção de matéria orgânica pela biomassa previamente aclimatada.

Todavia, concentrações de cloreto superiores a 2 g Cl⁻/L levam a erros de leitura nos valores de DQO no método de refluxo fechado, sendo necessário realizar adaptações (diluição ou mudança de método) (APHA, 2005).

Além da presença de agentes tóxicos, outro fator que pode restringir a eficiência de remoção, inclusive de matéria orgânica, é a limitação de substrato. Um dos modelos amplamente utilizados na correlação entre a concentração de substrato e o crescimento da biomassa, o modelo de Monod introduz o conceito de substrato-limitante, em que a taxa de crescimento dos microrganismos é proporcional à concentração de substrato em baixas concentrações, inferiores à constante de saturação do substrato (MONOD, 1942 *apud* MARTÍN-PASCUAL *et al.*, 2012).

Embora tal situação seja menos típica em ETEs municipais, tratando elevadas cargas orgânicas, ela pode ser o caso quando se analisam contribuições de locais específicos da cidade, em que a água está sujeita a usos um tanto distintos da média municipal, tais como *campi* universitários.

PEIXOTO *et al.* (2012) observaram em esgoto de *campus* universitário concentrações de amônio frequentemente elevadas (até 90 mgN/L), mas DQO típica de esgoto fraco (~200 mgO₂/L) nas linhas advindas de banheiros e cantinas. Em outro estudo, a relação DQO/DBO₅²⁰ variou entre 2,2 e 2,6, considerando os esgotos produzidos nos prédios de aula e laboratórios, somados aos de alojamentos estudantis numa universidade federal (BERTOLINO *et al.*, 2008).

Em estudo realizado em estação experimental de esgotos que recebe os efluentes produzidos na UFRJ, VERSIANI (2005) trabalhou com esgoto bruto de características similares às de efluentes primários, com valores médios de DQO e DBO, respectivamente, da ordem de 190 mg/L e 100 mg/L. Neste mesmo estudo, lodo desidratado e digerido proveniente de uma ETE municipal foi adicionado ao esgoto bruto, de modo a aumentar sua concentração de matéria orgânica e viabilizar as pesquisas.

Nestes casos, é de se esperar que o reator biológico não apresente elevada eficiência de remoção de DQO durante grande parte do período operacional, com seu desempenho podendo vir a aumentar em condições de maior carga, como horários específicos, período de aulas, grandes eventos, etc.

Mesmo com a possibilidade de tais inconvenientes operacionais, reatores biológicos ainda são amplamente usados no tratamento de águas residuárias municipais e mesmo industriais. Diversas pesquisas têm sido feitas de modo a aperfeiçoar os processos e transpor condições operacionais tradicionalmente consideradas como adversas.

Dentre as tecnologias aplicadas para o tratamento biológico de esgotos sanitários, estas podem ser classificadas em duas grandes categorias, em função do modo de cultura das bactérias: em suspensão ou aderida. Na primeira, o processo denominado lodos ativados é um dos mais usados, enquanto que na segunda, diversos são os processos com biofilme empregados, podendo-se eventualmente combinar os dois tipos de cultura, visando a maximizar o desempenho do processo como um todo.

2.2 Biomassa em Suspensão e Lodos Ativados

Tecnologias baseadas no desenvolvimento de biomassa em suspensão são frequentes no tratamento de águas residuárias, compreendendo desde processos mais rústicos quanto altamente mecanizados. Neles, a biomassa cresce em suspensão no reator, podendo aglomerar-se, com a ajuda de exopolímeros por ela excretados, dando origem ao floco bacteriano. Tal estrutura é capaz de absorver e estocar partículas não diretamente assimiláveis, sujeitando-as ao ataque de enzimas bacterianas e favorecendo sua assimilação (SIAAP, 2013).

Nas estruturas mais simples, sem retenção da biomassa, o tempo médio de residência celular (tempo de permanência dos microrganismos no sistema ou idade do lodo) é igual ao TDH e, conseqüentemente, as estruturas são de dimensões mais elevadas, como algumas lagoas de estabilização (ALMADA, 2012). Todavia, é possível reter a biomassa por mais tempo no reator, desvinculando-a do TDH através de ciclos desta. É justamente nesse princípio que se baseia um dos processos de tratamento de esgotos mais conhecidos e utilizados no mundo inteiro, o de Lodos Ativados, empregado desde o início do século XX (FALÅS *et al.*, 2013; MARTÍN-PASCUAL *et al.*, 2012). Tendo sido criado na Inglaterra em 1913, teve grande aceitação mundial e, atualmente, diversas das maiores estações em operação encontram-se no Brasil (JORDÃO & PESSÔA, 2011).

Sua configuração mais convencional é a de um tanque aerado seguido de um decantador, onde a biomassa é separada facilmente do efluente final devido à sua

floculação e conseqüente sedimentação no fundo deste. Esse processo permite elevada qualidade do efluente tratado com relativo baixo requisito de área, sendo a redução de volume alcançada pelo aumento da concentração de biomassa dentro do reator, por meio de recírculos desta, do fundo do decantador de volta ao tanque de aeração (VON SPERLING, 2005). Contudo, de modo a evitar uma proliferação excessiva de sólidos, o que por ventura viria a dificultar a transferência de oxigênio à biomassa, bem como sua separação do efluente final, parte do lodo é retirada continuamente do sistema (lodo em excesso) (METCALF & EDDY, 1991). Tal procedimento é também usado para o controle da idade do lodo, parâmetro importante na operação dos sistemas de lodos ativados.

O floco ideal de lodo ativado é formado por uma proporção balanceada de bactérias formadoras de floco e bactérias filamentosas, garantindo suporte e resistência, além da presença de protozoários, rotíferos, nematoides e fungos em uma matriz de polissacarídeos (JORDÃO & PESSÔA, 2011; VON SPERLING, 2005).

Atualmente, há diversas variantes do processo de lodos ativados, com diferenças quanto à forma de aeração, fluxo (contínuo ou batelada), presença de reatores anaeróbios e anóxicos (remoção de fósforo e nitrogênio), idade do lodo (convencional e aeração prolongada), entre outros fatores (JORDÃO & PESSÔA, 2011), o que evidencia sua grande aceitação e maior flexibilidade operacional.

Todavia, a operação do sistema passa a ser mais delicada, além de apresentar consumo energético e custo de operação mais elevados e um bom controle laboratorial (JORDÃO & PESSÔA, 2011). Além disso, em cenários de aumento de carga orgânica ou hidráulica, observam-se por vezes dificuldades de enquadramento do efluente nos padrões de descarte (GU *et al.*, 2014; QIQI *et al.*, 2012). Tipicamente em situações de necessidade de ampliação da estação para atendimento a um aumento populacional ou restrição ambiental, essa tecnologia é por vezes limitada, já que obras civis fazem-se necessárias nos tanques de aeração e decantadores, que podem ser inviáveis em termos de custo ou espaço.

2.3 Biomassa aderida no Tratamento de Efluentes

Tecnologias para tratamento biológico de esgoto sanitário baseadas em biomassa aderida em suportes têm sido aplicadas desde o século XIX, empregando-se desde então uma grande gama de processos e diferentes tipos, formas e materiais de meio suporte

(RAUCH, 2014). Os suportes são tipicamente um material inerte, como pedra britada, seixo rolado ou plásticos, aos quais a biomassa adere, formando biofilmes (ABNT, 2011). Diferentemente de reatores com biomassa em suspensão, o desempenho está intimamente atrelado à superfície disponível para crescimento do biofilme e não ao volume do reator em si (ØDEGAARD *et al.*, 2000).

O biofilme pode ser descrito como uma comunidade séssil, caracterizada por células que estão irreversivelmente aderidas a um substrato, interface ou umas às outras, incorporadas a uma matriz altamente hidratada de substâncias poliméricas extracelulares (EPS) por elas produzidas e que exibem uma alteração fenotípica em relação a sua taxa de crescimento e transcrição genética (DONLAN & COSTERTON, 2002). Abrigam, em geral, uma comunidade microbiana complexa, com múltiplas espécies, tais como algas, fungos, protozoários, nematoides e grande variedade de bactérias (BRIONES & RASKIN, 2003). A Figura 2.1 ilustra um exemplo de comunidade microbiana encontrada em biofilme de um suporte retirado de um reator tratando esgotos sanitários.



Figura 2.1:Foto de uma comunidade microbiana de um biofilme extraído de suporte plástico e ressuspensionado em água. Flechas indicando nematoides, bactérias e protozoários. Fonte: Arquivo Pessoal aumentado em 10 vezes

Em termos morfológicos, biofilmes maduros apresentam alta heterogeneidade no tempo e espaço, sendo caracterizados por microcolônias na forma de cogumelos, interespaçadas por canais abertos, por onde um fluxo convectivo se estabelece (DONLAN & COSTERTON, 2002). O biofilme pode ser entendido então como uma estrutura complexa, em que, somado aos microrganismos e EPS, substâncias podem ser retidas, dissolvidas ou adsorvidas.

A formação do biofilme inicia-se justamente pela adesão de microrganismos flutuantes a superfícies, primeiramente por interações fracas do tipo *van der Waals* e posteriormente por moléculas de adesão (EPS), possibilitando a criação de novos locais de fixação para outros microrganismos em uma estrutura multicamadas (CAO, 2014). De fato, CAMMAROTA & SANT'ANNA (1998) obtiveram resultados relacionando diretamente a quantidade de exopolímeros produzidos, tipicamente de natureza polissacarídica, à capacidade de adesão em um biofilme multi-espécies.

Além de favorecer a adesão, a matriz exopolimérica, que chega a representar 85% do volume do biofilme hidratado, pode atuar como barreira difusional, tanto quanto reagir com agentes tóxicos, atuando também na proteção do aglomerado microbiano (DONLAN & COSTERTON, 2002). As EPS também conferem resistência aos microrganismos contra a ação de predadores livres e contra a desidratação (BASSIN & DEZOTTI, 2008).

Entretanto, embora sejam de fundamental importância para o biofilme, concentrações muito elevadas de EPS podem acarretar problemas em sistemas de tratamento de efluentes, podendo interferir no valor da DQO e na turbidez do efluente tratado, devendo-se, pois, encontrar condições operacionais que equilibrem sua síntese ou mesmo conceber etapas para sua remoção (ALMADA, 2012).

Fatores como temperatura, composição do meio (presença de nutrientes ou de inibidores), inóculo, hidrodinâmica (vazão, TDH, tensão) e características do meio suporte (rugosidade, propriedades químicas) desempenham papel relevante no desenvolvimento de biofilmes (DONLAN & COSTERTON, 2002). Sob a ação de tensões de cisalhamento e interações entre as EPS e os microrganismos, microcolônias podem se desgarrar do biofilme, passando para a fase em suspensão (QIQI *et al.*, 2012), podendo vir a se aderir em novas superfícies e continuar o processo de colonização. Quando formados em locais sujeitos a baixas taxas de cisalhamento, o biofilme tende a apresentar baixa resistência à ruptura, quebrando facilmente, enquanto que biofilmes formados sob condições de elevado cisalhamento são consideravelmente mais resistentes (DONLAN & COSTERTON, 2002).

Dessa forma, o processo de formação e dispersão do biofilme pode ser dividido em cinco etapas principais: “fixação inicial das células à superfície (1), fixação irreversível (produção de exopolímeros - EPS) (2), maturação (3), maturação continuada (4), e finalmente dispersão das células do biofilme (5)” (CAO, 2014).

Em termos dos grupos de bactérias de interesse à engenharia sanitária, o biofilme pode ser considerado uma estrutura estratificada. As bactérias heterotróficas, de mais rápido crescimento, localizam-se nas camadas mais externas, nas quais a concentração de substrato e o desprendimento são maiores, enquanto que bactérias nitrificantes ocupam as porções mais internas do biofilme (NOGUEIRA *et al.*, 2002).

A imobilização da biomassa na forma de biofilmes é um método eficiente para a retenção de organismos de crescimento lento, como as nitrificantes. De fato, em reatores com remoção simultânea de matéria carbonácea e nitrogênio amoniacal, há competição entre esses dois grupos de bactérias por substratos (nutrientes e oxigênio) e espaço no biofilme (NOGUEIRA, 2013).

Todavia, se não houver limitação de substrato e problemas difusionais no biofilme, a presença de bactérias heterotróficas pode ser benéfica à população autotrófica. A camada heterotrófica pode funcionar como proteção contra a ação de agentes tóxicos e o desprendimento para as nitrificantes, além de facilitar a formação do biofilme, cuja formação exclusivamente pelas autotróficas é prejudicada pelo seu crescimento lento e produção restrita de EPS (TSUNEDA *et al.*, 2001 *apud* BASSIN, 2012). Ratificando tais afirmações, BASSIN *et al.* (2012b) observaram que a aplicação de uma fase de partida com organismos heterotróficos reduziu significativamente o tempo necessário para a formação de um biofilme nitrificante estável.

Por outro lado, separações mais marcantes dessas populações podem ser obtidas estendendo-se o TDH, levando grande parte da população heterotrófica à suspensão e mantendo-se um biofilme majoritariamente nitrificante (NOGUEIRA *et al.*, 2002). Outra forma bastante usada é a compartimentalização do reator, na qual os compartimentos iniciais objetivam a remoção da matéria orgânica e os posteriores a nitrificação.

Um dos principais mecanismos que influenciam a eficiência de processos com biofilme é a difusão. Os substratos diversos (matéria orgânica, nutrientes, oxigênio) adsorvidos na superfície, devem ser transportados ao longo do biofilme, de modo a serem metabolizados pelas células. Dessa forma, a espessura do biofilme efetivo (aquela até onde os compostos conseguem adentrar) é de suma importância (NOGUEIRA, 2013). A carga orgânica, tensões cisalhantes, temperatura e concentração de oxigênio estão entre as principais determinantes desta espessura (LEVSTEK & PLAZL, 2009).

Em termos de desempenho, tecnologias baseadas em biofilmes têm se mostrado simples em operação e com pouco risco de perda da biomassa, sendo menos dependente

da temperatura e menos sensível a choques tóxicos e outras variações ambientais (WANG *et al.*, 2005). Esses processos têm mostrado elevada eficiência e estabilidade, especialmente em temperaturas mais baixas, na presença de inibidores e frente a cargas altas ou flutuantes (LEVSTEK & PLAZL, 2009).

De fato, processos com biofilme têm sido usados no tratamento de uma grande variedade de efluentes e mesmo para remoção de micropoluentes em águas de abastecimento (ZHANG *et al.*, 2013a), apresentando inúmeras vantagens frente ao tradicional processo de lodos ativados. Em geral, demandam menos espaço e a concentração de biomassa dos reatores pode ser alterada sem causar efeito adverso na qualidade do efluente, já que a concentração de biomassa a ser separada é da ordem de 10 vezes inferior à do processo de Lodos Ativados, o que também confere maior flexibilidade na escolha do método de separação (ØDEGAARD, 2006).

Como a concentração de biomassa independe tanto do seu reciclo para o reator biológico a partir do decantador como do TDH, a biomassa se torna mais especializada num dado ponto do tratamento, a idade do lodo média do sistema é mais elevada e melhorias na nitrificação podem ser obtidas, sem aumentar o tamanho dos reatores (MÜLLER, 1998; ØDEGAARD, 2006).

2.3.1 Exemplos de Processos com Biomassa Aderida

Diversos são os tipos de processos que se apoiam no desenvolvimento de biomassa aderida a meios suportes para o tratamento de efluentes os mais variados possíveis, dentre os quais esgotos sanitários. Dentre os processos mais convencionais, destacam-se: filtros biológicos percoladores, reatores biológicos de contato (Biodiscos), filtros biológicos aerados submersos com leito estruturado, biofiltros com meio granular entre outros (KRIKLAVOVA & LEDERER, 2010; VON SPERLING, 2005).

Alguns processos estabeleceram-se antes mesmo do processo de lodos ativados, como é o caso da Filtração Biológica, utilizada pela primeira vez na Inglaterra em 1897 e introduzida no Brasil pouco tempo depois, já em 1910, no Rio de Janeiro (BOLTON & KLEIN, 1973 e SILVA, 1988 *apud* JORDÃO & PESSÔA, 2011). Diferentemente do que o nome induz, neste processo não são realizados peneiramentos ou filtrações, mas degradação da matéria orgânica por ação biológica.

São sistemas aeróbios de ventilação usualmente natural, em que a biomassa cresce aderida a um meio suporte, em geral de material grosseiro, como pedras, brita,

escória de alto-forno, ripas ou mais recentemente, material plástico, enquanto que o esgoto aplicado na forma de jatos ou gotas percola por esse leito em direção aos drenos de fundo (VON SPERLING, 2005). Predominam as bactérias facultativas, responsáveis pela maior parte da decomposição biológica, mas sendo encontrados também fungos, algas, protozoários, vermes, larvas de insetos e moluscos (METCALF & EDDY, 1991).

À medida que a biomassa cresce, esta vai preenchendo os vazios do leito, elevando a velocidade de percolação e o cisalhamento a esta associado, favorecendo o desprendimento de parte do material aderido. Os gases gerados nas porções anaeróbias do leito também contribuem para o desalojamento do material (JORDÃO & PESSÔA, 2011).

Em geral, esse tipo de reator produz um efluente de boa qualidade em termos de remoção da matéria carbonácea e a nitrificação também pode ser obtida em operação de baixa carga, sendo de operação simples e gasto energético bastante reduzido, se comparado ao reator tipo Lodos Ativados (VON SPERLING, 2005).

Por outro lado, não há forma efetiva de controle da qualidade do efluente, não sendo possível alterar diretamente a concentração de biomassa no sistema para responder a alterações ambientais (carga orgânica, temperatura) (GRADY & LIM, 1980). Além da baixa flexibilidade, algumas limitações estão associadas ao entupimento do leito, devido ao crescimento excessivo da biomassa ou ressecamento de algas em operação intermitente, a problemas de odor desagradável e à proliferação de moscas (JORDÃO & PESSÔA, 2011).

Um outro tipo de processo com biomassa aderida bastante utilizado é o de Reatores Biológicos de Contato ou Biodiscos. Tal tecnologia surgiu na Europa na década de 60 e é empregada atualmente no Brasil em diversas ETE de pequena capacidade (JORDÃO & PESSÔA, 2011). Consiste em uma série de discos ligeiramente espaçados montados sobre um eixo rotativo transversal ou longitudinal à direção do escoamento e que giram vagarosamente, tendo a cada instante cerca de metade de sua superfície imersa nos esgotos e metade exposta ao ar (ABNT, 2011; VON SPERLING, 2005). A biomassa cresce então aderida aos discos e diferentemente do filtro biológico é esta que passa pelos esgotos, em vez destes através dela percolarem, o que minimiza as chances de colmatação do sistema.

A superfície dos discos fica coberta por uma camada da ordem de alguns poucos milímetros de biofilme e quando esta atinge uma dada espessura, parte dos microrganismos se desgarra e é mantida em suspensão, aumentando a eficiência do

sistema. O arranjo é normalmente composto de alguns conjuntos em série, cada um com certo número de unidades em paralelo (JORDÃO & PESSÔA, 2011).

A nitrificação é possível nesta configuração e o processo costuma apresentar boas eficiências de remoção de DBO, embora possa apresentar algumas instabilidades (VON SPERLING, 2005). Embora ofereça maior flexibilidade operacional do que o Filtro Biológico Percolador, já que a velocidade de rotação dos discos pode ser regulada, impactando a espessura do biofilme, pouco pode ser feito para controlar seu desempenho, uma vez implantado (GRADY & LIM, 1980).

Tal tipo de tratamento é mais indicado para pequenas comunidades, devido à limitação do diâmetro e da quantidade de discos para aplicações em cargas elevadas. Além disso, apresentam usualmente problemas de falhas mecânicas, devido a erros de projeto, fadiga ou acúmulo excessivo de biomassa, somado a quebras dos suportes, falhas do eixo por falta de lubrificação e possibilidade de odores desagradáveis, devido a cargas orgânicas excessivas (METCALF & EDDY, 1991).

Como pode ser visto, nos exemplos acima, assim como em outros processos biológicos convencionais por biomassa aderida, apesar da boa qualidade do efluente, em termos de remoção de DBO, há diversos entraves para sua aplicação, sobretudo em condições de elevada carga, sendo frequentemente necessário um pré-tratamento para remoção de material particulado (LEIKNES & ØDEGAARD, 2007).

Considerando as vantagens que a biomassa aderida apresenta, seria interessante a concepção de uma tecnologia em que esta fosse empregada, mas minimizando os problemas em elevada carga, entupimentos, falhas mecânicas, uso de todo volume útil do reator, entre outros aspectos.

Foi aliando justamente essa perspectiva à criação de um sistema compacto que foi desenvolvida na Noruega ao final dos anos 80 a tecnologia de reator de leito móvel com biofilme, MBBR, da sigla em inglês para *Moving Bed Biofilm Reactor* (patente europeia nº 0575314) (ØDEGAARD, 2004).

Neste tipo de reator, o biofilme cresce em pequenos elementos, em geral plásticos, de alta área específica e densidade ligeiramente inferior à da água, que se movimentam livremente por todo reator, por meio da aeração (sistemas aeróbios) ou agitadores mecânicos (sistemas anóxicos ou anaeróbios) e que são mantidos no sistema por um peneiramento na saída (RUSTEN *et al.*, 1995b). A lógica por trás do sistema é de unir as melhores características do clássico reator de lodos ativados com as de

culturas aderidas, descartando os inconvenientes a estes associados (ØDEGAARD, 2006).

Dessa forma, algumas vantagens do MBBR frente a outros métodos convencionais incluem a possibilidade de maior concentração de biomassa, sem sobrecarga dos decantadores, ausência de entupimento, sem necessidade de reciclo de lodo e de retrolavagem, menor requisito de área, menor perda da biomassa e operação estável e mais robusta frente a choques de carga (MARTÍN-PASCUAL *et al.*, 2012; RUSTEN *et al.*, 1995a).

Além disso, o sistema dispensa controles específicos como a relação A/M, idade do lodo ou IVL (OLIVEIRA, 2008; QUÉBEC, 2009) e, assim como na tecnologia de Lodos Ativados, tem se mostrado bastante flexível, podendo integrar reatores em série, tanques anóxicos, anaeróbios, reatores com membrana (MBBR-BRM), entre outras variantes, conforme o tratamento desejado (CANLER *et al.*, 2012; DUAN *et al.*, 2013).

2.4 Processo MBBR

Apesar de relativamente nova, se comparada a outros processos com biofilme ou ao Lodos Ativados, a tecnologia MBBR vem se consolidando como um sucesso comercial, contemplando mais de 400 plantas de tratamento de grande porte em operação, além de diversas unidades menores, em mais de 20 países (dados de 2006) (RUSTEN *et al.*, 2006).

Na Europa, a maior parte das plantas de grande porte encontra-se em países escandinavos, apesar de haver estações em diversos países europeus (ØDEGAARD, 2006). Na França, por exemplo, as primeiras instalações datam de 2006 e até 2012 já existiam mais de 20 estações de variados tamanhos (equivalente populacional entre 6.500 a 120.000 habitantes) (CANLER *et al.*, 2012). Já nos EUA, a primeira estação foi inaugurada em 1995, havendo até o ano de 2012, 36 instalações na América do Norte (QIQI *et al.*, 2012).

Em território brasileiro, esta tecnologia também está presente em estações municipais de tratamento de esgoto, embora ainda com participação restrita. Segundo dados cruzados de levantamento feito pela Agência Nacional de Águas e o Ministério das Cidades com os da Concessionária *Águas do Brasil*, ao início do ano de 2016, havia apenas seis estações municipais empregando tal tecnologia, majoritariamente através de

sistemas híbridos e todas no eixo sul-sudeste (RJ, SC e SP) (ANA & MCIDADES, 2016;¹ GRUPO ÁGUAS DO BRASIL, 2016¹).

Tais sistemas híbridos, também muito utilizados nos EUA, empregam suportes móveis em reatores tipo Lodos Ativados, mas preservando o reciclo de lodo e, com isso, mantendo concentrações de biomassa em suspensão também expressivas. Esses processos são denominados HMBBR (MBBR Híbrido) ou ainda IFAS (*Integrated Fixed-Film Activated Sludge*) (DI TRAPANI *et al.*, 2008; QIQI *et al.*, 2012). Nesses reatores, a competição por substratos entre as populações em suspensão e aderida aos suportes é realçada, podendo levar a diferenças significativas nos parâmetros biocinéticos dessas duas frações de biomassa, se comparados aos de reatores com crescimento puramente em suspensão ou aderido (DI TRAPANI *et al.*, 2010).

Em termos de utilização, a tecnologia MBBR tem sido empregada em diferentes aplicações, abrangendo águas residuárias municipais, efluentes industriais diversos, fazendas de peixes e até mesmo como pré-tratamento para águas de abastecimento (ØDEGAARD, 2004).

Grandes nichos de aplicação desta tecnologia encontram-se na melhoria do desempenho nitrificante e no aumento de carga e atualização (*retrofit*) de ETEs já saturadas e com pouca área disponível para ampliação.

A adição de suportes móveis no reator tipo Lodos Ativados é um método consagrado para aumentar a capacidade nitrificante da planta, já que favorece a retenção de microrganismos de crescimento lento, que, para idades do lodo baixas, estarão principalmente associados ao biofilme (FALÅS *et al.*, 2013).

No que tange à matéria orgânica, é possível até triplicar a carga volumétrica afluente se comparado a um reator de dimensão semelhante tipo Lodos Ativados e mesmo alcançar uma redução de área de 30%, considerando toda a estação (CANLER *et al.*, 2010). Além disso, outro ponto favorável é que a ampliação da carga orgânica aplicada pode ser realizada com poucas modificações pontuais e sem necessidade de obras civis de ampliação.

Em geral, quando se objetiva apenas a remoção da matéria orgânica, TDHs baixos, da ordem de 15 a 90 min podem ser aplicados, com a fração biodegradável dissolvida facilmente degradada e a particulada em parte capturada pelas irregularidades da biomassa aderida (ØDEGAARD, 2006). Em comparação entre a biomassa aderida e

¹ Informações solicitadas por e-mail, diretamente à ANA e ao Grupo Águas do Brasil.

em suspensão, DI TRAPANI *et al.* (2010) obtiveram menor coeficiente de decaimento para o biofilme, o que pode estar associado à sua alta atividade.

Mesmo tratando-se de leito móvel, como a maior parte da biomassa em sistemas MBBR puros encontra-se aderida aos suportes, é conveniente expressar a carga afluente ao reator e sua eficiência de remoção em termos de carga superficial, em vez de carga volumétrica, como usualmente expresso para reatores tipo Lodos Ativados. A NBR 12.209/2011, que versa sobre o projeto hidráulico-sanitário de ETEs, define tal grandeza como a relação entre carga de DBO ou DQO (ou mesmo amônio para a nitrificação) afluente ao reator por unidade de tempo e a área superficial do material suporte de biomassa (e.g., gDQO/m².d) (ABNT, 2011). De fato, comparando reatores com suportes de diferentes formas e tamanhos em termos de carga superficial aplicada e removida, ØDEGAARD *et al.* (2000) observaram que os resultados não variaram de forma significativa, enquanto que em base volumétrica, as eficiências eram distintas.

Dessa forma, é de se esperar que a regulação da área disponível para crescimento do biofilme tenha impacto sobre o desempenho do reator (RUSTEN *et al.*, 1995b). Uma das formas de aumentar a concentração de biomassa é através da utilização de meios suportes de alta área superficial.

Os suportes móveis, também conhecidos como biomédias ou simplesmente médias, são o coração do processo MBBR: cilindros lisos, ranhurados, com aletas internas, cubos, esferas, cerâmicas porosas, esponjas, polietileno entre outros, várias são as possibilidades, diferindo tanto no material de composição, quanto na forma, tamanho e área específica (LEVSTEK & PLAZL, 2009; QIQI *et al.*, 2012).

A NBR 12.209/2011 pontua que a densidade do meio suporte deve ser entre 0,92 e 0,98 e a superfície específica interna superior a 250 m²/m³, sendo esta a relação entre a área superficial interna do material suporte e o seu volume aparente (ABNT, 2011).

Em termos de desempenho do processo, o que interessa não é a área total do suporte, mas aquela em que o biofilme consegue se aderir (efetiva). De fato, usando um suporte plástico cilíndrico de área externa lisa, HEM *et al.* (1994) demonstraram por microscopia que o crescimento na porção externa da mídia foi insignificante.

Além de alta área superficial efetiva, suportes para MBBR devem possuir baixo custo, simples produção, ausência de efeitos tóxicos sobre a biomassa e facilidade de adesão desta, além de boa resistência mecânica (KRIKLAVOVA & LEDERER, 2010). Analisando as médias da primeira planta MBBR em operação comercial na Noruega,

RUSTEN *et al.* (2006) observaram que não havia desgaste ou fissuras do material, mesmo após 15 anos de operação ininterrupta.

Contudo, a aquisição do meio suporte pode representar custo elevado, considerando que sua fabricação e comercialização ainda são feitas por poucas empresas (DEZOTTI *et al.*, 2011). Os suportes mais conhecidos para sistemas MBBR são os da série K, fabricados pela empresa Anox- Kaldnès (Veolia Water) (K1, K2, K3, entre outros) (CANLER *et al.*, 2012), mas, atualmente, há outros fabricantes, inclusive nacionais. A Figura 2.2 mostra alguns exemplos de suportes, juntamente com suas áreas específicas.

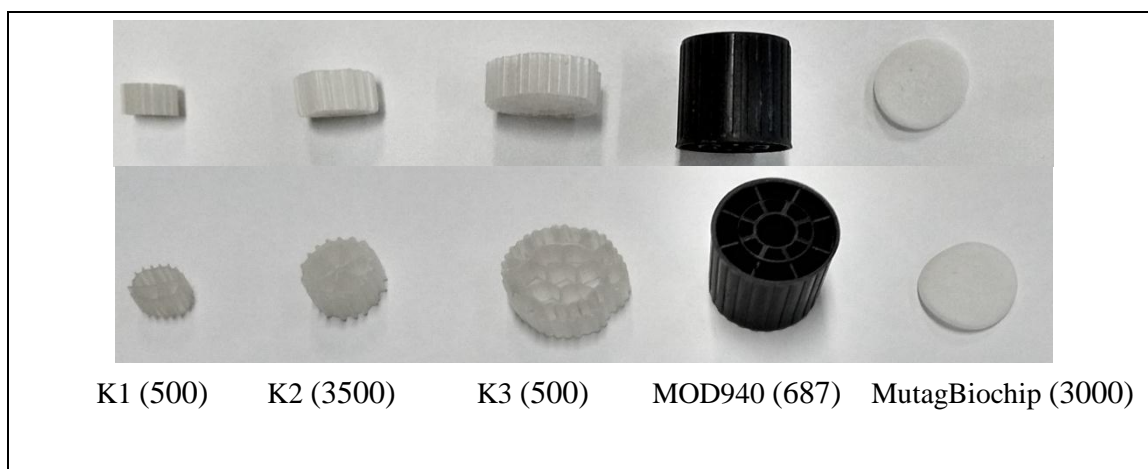


Figura 2.2: Exemplos de suportes (área específica entre parênteses em m^2/m^3 , obtida junto aos fabricantes). Fonte: Arquivo Pessoal.

Mesmo com a importância da área específica efetiva, pesquisas recentes têm dado destaque também à forma das mídias. Testando dois suportes de dimensões e área específica similares, mas de formas distintas (C1 e C2 da *Yuhuan Water Treatment Group Co*), ZHANG *et al.* (2013b) mostraram que a C2 (de aspecto cilíndrico) teve maior velocidade de circulação e propiciou melhor difusão do substrato, além de apresentar mais áreas protegidas, facilitando o crescimento de nitrificantes e a formação do biofilme.

Já BASSIN *et al.* (2016) compararam um mídia plástica (K1) com outra porosa (Mutag Biochip) em reatores sujeitos à mesma carga superficial e obtiveram, em média, valores 2,5 vezes superiores para a estocagem de biomassa por m^2 para a mídia sólida ($18 \text{ g}/\text{m}^2$) em comparação com a porosa ($7 \text{ g}/\text{m}^2$). Estes mesmos autores discutiram também sobre a possível redução ao longo do tempo da superfície específica teórica da mídia com o crescimento excessivo de biofilme, sobretudo em suportes porosos.

Somado às distintas estocagens de biomassa, muitas plantas de Lodos Ativados são projetadas sem um decantador primário (aeração prolongada) e, assim sendo, o uso de suportes de pequena dimensão pode levar ao entupimento do peneiramento para retenção destes no reator, havendo demanda por mídias maiores (ØDEGAARD *et al.*, 2000). Suportes muito pequenos também podem apresentar logística mais complicada para seu manuseio em casos de fissuras do peneiramento, esvaziamento do reator, entre outros.

Por outro lado, elementos tubulares profundos podem favorecer o acúmulo de biomassa em seu interior, entupindo-os e podendo levar à perda de atividade microbiana, por falta de substrato (RAUCH, 2014), sobretudo em condições de elevada carga orgânica.

Em geral, quanto maior a carga orgânica superficial, maior é a espessura do biofilme, devido ao predomínio das bactérias heterotróficas, de crescimento rápido. Todavia, como a profundidade de completa penetração do substrato no biofilme é normalmente inferior a 100 µm, o biofilme ideal no processo MBBR deve ser fino e bem distribuído por toda a superfície efetiva do suporte (RUSTEN *et al.*, 2006).

Em sistemas aeróbios, a aeração torna-se, pois, não só fundamental para a transferência de oxigênio e movimentação adequada dos suportes por todo reator, mas também pela geração de turbulência para o controle da espessura do biofilme e diminuição de resistências difusionais (QUÉBEC, 2009), admitindo-se tanto o uso de bolhas finas quanto médias ou grossas (ABNT, 2011).

A turbulência causada pelo fluxo de ar necessário para manter 3 mgO₂/L em situações de alta carga orgânica parece ser mais que necessária para manter a espessura do biofilme controlada (QUÉBEC, 2009; RUSTEN *et al.*, 2006).

Por outro lado, HEM *et al.* (1994) apontaram que variações na taxa cinética de nitrificação do MBBR com mudanças na concentração de OD são maiores do que em lodos ativados ou outros reatores com biofilme e que para OD abaixo de 4 mg/L, a taxa de nitrificação do MBBR é menor do que nos demais sistemas.

2.4.1 Fração de recheio

Outra forma possível de aumentar a área disponível para crescimento do biofilme é por meio do acréscimo de mídias ao reator. Com a adição dos elementos móveis, a área de adesão de microrganismos pode ser facilmente aumentada,

acomodando maiores cargas afluentes e trazendo flexibilidade para expansões futuras (QIQI *et al.*, 2012; RUSTEN *et al.*, 1995b).

A quantidade de suportes é conhecida como fração de recheio (FR) (ou de enchimento), definida pela razão do volume ocupado pelas mídias, consideradas como blocos sólidos, e o volume total do reator (SALVETTI *et al.*, 2006). Assim como para a definição da área específica, o recheio deve considerar o volume empolado, ou seja, o espaço ocupado pelas peças de forma desarrumada dentro do reator (OLIVEIRA, 2008).

Em termos desse parâmetro, é recomendável que não se ultrapasse 70%, de modo que as mídias possam se movimentar livremente por todo reator, podendo valores tão inferiores quanto o necessário serem usados (ØDEGAARD, 2006; RUSTEN *et al.*, 2006; SALVETTI *et al.*, 2006). De forma mais conservadora, alguns autores citam que o enchimento máximo é fortemente dependente do tipo de suporte utilizado, mas recomendam valores máximos de 60 a 65% (CANLER *et al.*, 2012; QUÉBEC, 2009). Entretanto, WANG *et al.* (2005) observaram boa circulação dos suportes mesmo em recheio de 75%.

Em termos brasileiros, a NBR 12.209/2011 admite como MBBR sistemas com FR entre 30 e 70% (ABNT, 2011). Já JORDÃO & PESSÔA (2011) apontam como mais usuais valores entre 40 e 70%.

Entretanto, é bastante rotineiro o uso de frações de enchimento inferiores a tais valores, tanto na literatura internacional quanto no cenário nacional, sobretudo quando em reatores híbridos (IFAS). Neste tipo de sistema, são usados desde valores da ordem de 20% quanto próximos ao limite recomendado (e.g., 66%) (DI TRAPANI *et al.*, 2008; GRUPO ÁGUAS DO BRASIL, 2016).

A maioria dos autores fixa uma dada FR e avalia o desempenho do reator, frente a variações de carga, TDH, remoção de poluentes específicos entre outras configurações operacionais, sendo poucos os trabalhos que exploraram o impacto de variações deste parâmetro no funcionamento e nas características do sistema.

Embora os primeiros trabalhos sobre a tecnologia MBBR se apoiassem no fato de que a carga removida poderia ser aumentada com o incremento da fração de recheio (e.g., RUSTEN *et al.*, 1995b), parece não haver consenso na literatura quanto ao impacto desta no tratamento e características da biomassa.

WANG *et al.* (2005) afirmaram que há uma concentração ideal de suportes associada a cada reator, que possibilita um balanço adequado entre aumento da área para adesão e descolamento sob ação dos choques entre os suportes. Os autores

testaram diversas frações de recheio (de 10 a 75%) em reatores alimentados com efluente sintético e com TDH de 1 h, observando aumento da remoção de DQO com incremento da FR até 50%, seguido de decréscimo após este valor. Contudo, cabe ressaltar que, ainda assim, as diferenças entre os regimes foram pequenas, saindo de um mínimo de 58% até máximo de 68% de remoção de DQO. Já a remoção de amônio por nitrificação, não obtida a 20% de enchimento, começou a aumentar a partir deste valor chegando a até 50% de remoção.

No que tange ao biofilme, esses mesmos autores (WANG *et al.*, 2005) constataram que o mesmo tornou-se mais fino e denso com o aumento da FR, sendo principalmente formados por bactérias filamentosas a 20%, ao passo que a concentração destas diminuiu em enchimentos maiores. Já em termos de biomassa, a concentração em suspensão diminuiu com o aumento do recheio, sendo a fração aderida predominante após 20% e apresentando pico a 50%.

Testando diversos enchimentos de 20 a 60%, com mídia cilíndrica plástica e TDH de 20h, GU *et al.* (2014) também obtiveram remoção máxima de DQO a 50% de recheio para altas concentrações afluentes (>2000mg/L), sendo as diferenças entre as frações de enchimento adotadas menos significativas para concentrações menores. O afinamento e densificação do biofilme com o incremento de recheio foi da mesma forma observado, com a população microbiana apresentando maior atividade e abundância a 50%. Para este mesmo valor, notou-se máxima concentração de biomassa no reator, apesar da estocagem de biomassa por peça (mg/peça) ter diminuído com o aumento da fração de recheio.

CALDERÓN *et al.* (2012) concluíram que a FR foi o fator operacional de maior influência sobre a comunidade bacteriana e estrutura do biofilme em reator de escala laboratorial alimentado com esgoto sanitário. Os autores testaram três mídias (K1, BIOCONS (suporte poroso) e AQWISE) em três condições de FR (20, 35 e 50%) e de TDH (5, 10 e 15h). Em 50%, observaram, analogamente aos autores anteriores, a formação de um biofilme mais maduro e melhor colonizado, com as amostras a 20 e 35% sendo mais semelhantes entre si. Em termos de tipo de mídia ou TDH, não foram encontradas diferenças significativas entre as comunidades formadas em cada condição operacional.

Com base nas mesmas configurações operacionais anteriores (mídias, TDH e recheio), MARTÍN-PASCUAL *et al.* (2012) perceberam um aumento na remoção de matéria orgânica tanto com o aumento do TDH, quanto com o da FR. Contudo,

diferenças não significativas estatisticamente entre 35 e 50% de FR em reatores com Kaldnès K1 e AQWISE foram obtidas, ao passo que no reator com BIOCONS, as diferenças foram mais significativas entre os enchimentos. Para o suporte K1, no TDH de 5 h, obteve-se maior concentração de biomassa aderida a 50% do que nos demais recheios, enquanto que as diferenças entre recheios foram não significativas nos demais TDHs.

Testando também essas três mesmas FRs em reatores com suporte K1 ao longo de ciclos de 24 h, LOPEZ-LOPEZ *et al.* (2012) obtiveram remoções similares de DQO solúvel para as distintas condições de enchimento, havendo apenas uma ligeira piora a 20% de FR. Já para a concentração de sólidos aderidos, enquanto a 20 e 50% valores próximos foram obtidos, observou-se máximo a 35%.

DI TRAPANI *et al.* (2008) também não obtiveram remoções distintas de DQO total (~90%), DQO solúvel (~84%) e amônio (>99%) para as condições de 35 e 66% de recheio em reator HMBBR com suporte tipo K1 e TDH do tanque aeróbio de 6,5 h. Os autores relacionaram tal fato à maior concentração de sólidos em suspensão a 33%, que pode ter compensado a menor área disponível para adesão do biofilme.

Além dos impactos diretos na remoção de poluentes e concentração de biomassa, a presença dos suportes pode influenciar tanto positiva quanto negativamente outras variáveis operacionais.

Comparando diversos tipos de configurações em reatores com membrana (IFAS, Lodos Ativados e MBBR), DUAN *et al.* (2013) observaram que a FR teve grande impacto sobre a colmatação da membrana. Maiores concentrações de produtos microbianos solúveis e EPS foram encontradas no reator MBBR puro, sem resultar, no entanto, em maior colmatação. O IFAS com ~27% de enchimento preveniu o entupimento dos poros da membrana melhor do que o com 20% ou do que o MBBR a ~37%.

Já em termos da eficiência de transferência de oxigênio (ETO), o próprio empolamento das mídias pode levar a um tempo maior de retenção das bolhas no reator e as colisões destas com os elementos plásticos podem favorecer a divisão de bolhas grossas em bolhas menores, ou por outro lado aumentar a coalescência das bolhas (PICULELL *et al.*, 2013).

JING *et al.* (2009) estudaram o impacto da fração de recheio e da intensidade da aeração no coeficiente de transferência de massa do oxigênio (kLa) em reator MBBR. Foi observado que o kLa aumentou proporcionalmente com a intensidade da aeração e,

para todas as intensidades testadas, também com o incremento do recheio até 40%, seguido de ligeiro decréscimo na passagem de 40 a 50%. Segundo os autores, as mídias proporcionaram tanto a quebra das bolhas quanto maior turbulência, favorecendo a transferência do oxigênio. Já a maior dificuldade de movimentação a 50% levou justamente à diminuição da turbulência, talvez intensificada pela escala de bancada (maior efeito de parede). A faixa entre 30 e 50% foi apontada como ótima para a transferência de oxigênio.

PICULELL *et al.* (2013) também identificaram melhora na ETO com o aumento da fração de recheio para diversas intensidades de aeração, mesmo para recheios mais altos como 60 ou 70%. Os autores afirmam, contudo, que a ETO depende não só da FR e da intensidade de aeração, mas também da forma da mídia e do tipo de bolha gerado pelo sistema de aeração. Em sistema de bolhas finas, a coalescência pode ser favorecida, enquanto em bolhas grossas a ruptura pode favorecer o aumento da área de contato.

2.4.2 Métodos de quantificação de sólidos aderidos em sistemas MBBR

Como pode ser percebido, a concentração de biomassa ativa no reator é um parâmetro chave para o sucesso do tratamento biológico, seja por meio da tecnologia MBBR, seja por qualquer outro processo. Se em reatores com biomassa em suspensão como o Lodos Ativados, técnicas de quantificação de sólidos (totais, dissolvidos e em suspensão) encontram-se bastante difundidas e padronizadas (APHA, 2005), este não é o caso para os do tipo MBBR.

Apesar da tecnologia do reator com leito móvel com biofilme já ser amplamente utilizada nas pesquisas sobre tratamento de efluentes diversos, muitas vezes é difícil a comparação das eficiências e parâmetros cinéticos obtidos nas diferentes configurações operacionais utilizadas, visto a carência na padronização de um método para determinação de sólidos aderidos.

Embora tenha trabalhado com suportes fixos dentro de reatores tipo lodos ativados, já na década de 90, MÜLLER (1998) indicava que a maioria dos métodos usados para quantificação do biofilme era laboriosa, imprecisa, de baixa repetibilidade e podendo levar a sobrestimações.

Na literatura, são diversos os métodos e formas para extração, quantificação e notação de tais sólidos, que representam a principal fração em sistemas MBBR puros. O mais comum na determinação da biomassa aderida são técnicas baseadas na remoção do

biofilme do meio suporte antes de sua quantificação (DONLAN & COSTERTON, 2002).

Todavia, os distintos métodos aplicados levam muitas vezes a resultados diferentes (JORDÃO & PESSÔA, 2011), podendo sub ou sobrestimar a biomassa, além de determinados métodos apresentarem desempenho atrelado à forma ou material da mídia analisada. A remoção de todos os sólidos aderidos do interior das mídias pode ser uma árdua ou mesmo impossível tarefa (BASSIN *et al.*, 2012b), especialmente em suportes porosos, de pequenas dimensões ou reentrâncias e com o uso de métodos com base em alguma força mecânica para a remoção do biofilme (agitação, sonicação, raspagem manual).

Mesmo aplicando um método baseado na mesma força motriz de separação do biofilme do meio suporte, são diversas as variações quanto ao tempo de exposição à força motriz, quantidade de mídias utilizada, eventual concentração e volume de produto químico, entre outras características.

Além disso, alguns processos de extração do biofilme, como os que envolvem temperaturas elevadas ou produtos químicos, podem provocar a lise celular (CAMMAROTA & SANT'ANNA, 1998), comprometendo possíveis etapas subsequentes, como caracterização microscópica, centrifugação ou filtração.

Mesmo sendo clara a importância do método de (extração e) quantificação da biomassa aderida na qualidade dos dados obtidos, é comum não encontrar relatos na literatura sobre a metodologia empregada para sua quantificação de maneira geral (CALDERÓN *et al.*, 2012; DI TRAPANI *et al.*, 2008; DUAN *et al.*, 2013) ou, na maioria das vezes, especificamente sobre o método usado na separação do biofilme do meio suporte (ANDREOTTOLA *et al.*, 2000; BASSIN, 2012; DI TRAPANI *et al.*, 2013; PLATTES *et al.*, 2006; RUSTEN *et al.*, 1995).

Já quando o método utilizado é explicitado, de fato, diversas são as técnicas empregadas na literatura. A Tabela 2.2, fruto de uma vasta pesquisa bibliográfica sobre o tema, resume os métodos encontrados, suas variantes, bem como informações específicas, quando pertinentes, sobre a mídia usada (tipo e quantidade).

Analisando-a, percebe-se que diversos são os métodos que se apoiam na extração do biofilme para sua quantificação. Em alguns, forças mecânicas são usadas, como ultrassom, agitação ou raspagem manual (MAHENDRAN *et al.*, 2012; NOGUEIRA *et al.*, 2002; ZHANG *et al.*, 2013b). Já outros utilizam agentes químicos, tais como ácido sulfúrico ou hidróxido de sódio para viabilizar a limpeza do suporte

(FALÅS *et al.*, 2013; LEVSTEK & PLAZL, 2009; SHORE *et al.*, 2012). Alguns métodos analisam diretamente o caldo da extração (contendo biofilme e o meio utilizado – água destilada, ácido, base etc.)(BASSIN *et al.*, 2016; CAO, 2014; WANG *et al.*, 2005; ZHANG *et al.*, 2013a), enquanto outros se baseiam na diferença entre a massa da mídia antes e depois da extração (MANNINA *et al.*, 2011; MARTÍN-PASCUAL *et al.*, 2012; SALVETTI *et al.*, 2006). Como forma de agilizar o último processo, alguns autores preferem contabilizar apenas a massa seca da mídia antes da extração, descontando deste o valor teórico de uma mídia limpa (DI TRAPANI *et al.*, 2010; IZQUIERDO, 2006; LEVSTEK & PLAZL, 2009).

Em apenas um dos trabalhos analisados, a biomassa foi estimada através de um microscópio ótico em conjunto com processamento digital das imagens obtidas do meio suporte com biofilme (KRIKLAVOVA & LEDERER, 2010). Contudo, os próprios autores apontam a limitação de tal método apenas para os estágios iniciais de colonização do suporte, quando o biofilme é ainda uma camada extremamente fina.

De modo a contornar algumas dessas dificuldades na extração e quantificação de sólidos aderidos, métodos indiretos também são empregados, embora seu uso seja menos frequente na literatura. BASSIN (2012) observou que, embora não tenha sido perfeita, houve razoável relação entre a concentração de biomassa e as de polissacarídeos e proteínas, que podem fornecer indicação preliminar do comportamento da biomassa. Contudo, há necessidade de elaboração de uma curva de calibração entre esses parâmetros, o que pode se mostrar um tanto específico.

Somado às diferenças relativas aos métodos de extração, é comum encontrar na literatura resultados para sólidos aderidos expressos de formas distintas, tais como sólidos totais aderidos, sólidos em suspensão aderidos (resíduos totais não filtráveis do produto da extração do biofilme) e sólidos em suspensão voláteis. Tais notações comprometem a comparação entre resultados oriundos de métodos distintos, visto que alguns métodos não possibilitam a filtragem do produto da extração do biofilme, já que não contemplam a remoção da biomassa do meio suporte ou provocam lise celular, por exemplo.

Tabela 2.2: Diferentes métodos empregados na quantificação de sólidos aderidos em reatores tipo MBBR.

Método	Procedimento	Mídia	Quantidade de mídias	Autor(es)
Extração Manual	Uso de bisturi com ressuspensão do biofilme em solução 0,1 mol/L tampão de fosfato	N.E	N.E	(MAHENDRAN <i>et al.</i> , 2012)
	Uso de pinças e água reagente	C1 e C2 (<i>Yuhuan Water Treatment</i>)	3 a 5	(ZHANG <i>et al.</i> , 2013b)
		<i>Yuhuan Water Treatment</i>	25	(ZHANG <i>et al.</i> , 2013a)
	Extração por agitação manual dos suportes	N.E	N.E	(FERRAI <i>et al.</i> , 2010)
Extração com Água	Lavagem das mídias com água reagente e agitação	Ambio - MOD940	25	(OLIVEIRA, 2008)
Extração por ultrassom	2 minutos a 50W	N.E	N.E	(NOGUEIRA <i>et al.</i> , 2002)
	3 minutos de ultrassom	N.E	N.E	(WANG <i>et al.</i> , 2005)
	1 hora de ultrassom	Ambio - MOD940	6	(OLIVEIRA, 2008)
Extração com Ultrassom + NaOH 1 mol/L	1 hora de ultrassom em solução de NaOH 1 mol/L	Ambio - MOD 940	6	(OLIVEIRA, 2008)
Extração com NaOH 1 mol/L em banho-maria	Filtragem do caldo da extração para remoção do hidróxido de sódio	Ambio – MOD 940	6	(OLIVEIRA, 2008)
	Cálculo com produto da extração, descontando massa do hidróxido de sódio	K1	3	(CAO, 2014)
		K1 e Mutag Biochip	3	(BASSIN <i>et al.</i> , 2016)

Tabela 2.2: Diferentes métodos empregados na quantificação de sólidos aderidos em reatores tipo MBBR. Continuação.

Método	Procedimento	Mídia	Quantidade de mídias	Autor(es)
Diferença de massa (com e sem biofilme)	Limpeza das mídias com Cr-H ₂ SO ₄	K1	10	(LEVSTEK & PLAZL, 2009)
	Limpeza das mídias com H ₂ SO ₄ 5 mol/L e escovamento	Biofilm Chip M	60	(FALÅS <i>et al.</i> , 2013)
	Limpeza das mídias com H ₂ SO ₄ 5 mol/L e lavagem com água reagente	BioPortz	3	(SHORE <i>et al.</i> , 2012)
	3 horas de ultrassom com lavagens periódicas com solução de NaClO e água reagente	KMT	100	(SALVETTI <i>et al.</i> , 2006)
	1 hora de ultrassom + lavagem com água reagente + detergente	K1	20	(MANNINA <i>et al.</i> , 2011)
	3 minutos de ultrassom (quantificação dos sólidos em suspensão oriundos da extração)	K1, BIOCONS e AQWISE ABC5	2	(MARTÍN-PASCUAL <i>et al.</i> , 2012)
		K1	2	(LEYVA-DÍAZ <i>et al.</i> , 2013)
	Descontada massa teórica de suportes limpos	Ambio - modelo antigo	20	(IZQUIERDO, 2006)
		K1	N.E	(DI TRAPANI <i>et al.</i> , 2010)
		N.E	N.E	(GU <i>et al.</i> , 2014)
		N.E	5	(LI <i>et al.</i> , 2011)
PVA-gel		50	(LEVSTEK & PLAZL, 2009)	
Ambio - MOD940		25	(OLIVEIRA, 2008)	
Ótico	Processamento digital de imagens	K3 e nanofibra	-	(KRIKLAVOVA & LEDERER, 2010)
Indireto	Quantificação de proteínas e polissacarídeos	K1	-	(BASSIN, 2012)

N.E. = não especificado

Em trabalho operando um reator piloto tipo IFAS, OLIVEIRA (2008) comparou seis métodos distintos para a extração e quantificação de sólidos aderidos e sua fração volátil, a saber: pesagem de mídias secas com biofilme, descontando o valor teórico da massa de mídias limpas (1); extração por lavagem com água destilada e agitação mecânica (2); mesma metodologia do item precedente, mas considerando água coletada com as mídias (3); extração por ultrassom (4); extração com NaOH a 90°C (5); combinação de ultrassom com NaOH à temperatura ambiente (6).

É interessante ressaltar que o autor encontrou grandes diferenças nos resultados obtidos com cada método, tanto em termos de sólidos totais por peça, quanto em termos de sólidos em suspensão totais e voláteis equivalentes por peça (resíduos não filtráveis da extração do biofilme). Em termos de sólidos totais, foram encontradas diferenças de quase 90% entre os métodos (1) (0,44 g/peça) e (2) (0,05 g/peça). No que se refere aos sólidos em suspensão equivalentes, diferenças de pouco mais de 80% entre o (2) (0,04 g/peça) e o (5) (0,26 g/peça). Contudo, o método (5), com maior valor de SST, apresentou relação SSV/SST para o biofilme de apenas 65%, enquanto valores de 76% foram obtidos para (2) e (3).

Entretanto, cabe ressaltar que a utilização de tais métodos pode levar a erros significativos na estimativa dos sólidos aderidos. No método (1), a utilização da massa teórica de mídia limpa pode apresentar grandes variações de uma mídia para outra, comprometendo bastante os resultados, mesmo na presença de um grande grupo amostral. Já o emprego de NaOH oferece dois inconvenientes: a presença de tal composto nas quantificações (que deve ser devidamente quantificado e descontado) e, no caso de filtração, para evitar a presença deste (quantificação em termos de SST equivalente), parte do produto celular poderá ser também perdido, já que tal hidróxido provoca a lise celular, levando material intracelular para a solução.

Haja vista toda essa variedade, tornam-se interessantes esforços na tentativa de comparar o desempenho de diferentes métodos de quantificação de sólidos aderidos, permitindo a correta mensuração de tal parâmetro para uma dada configuração de suporte. Somado a isso, permitir o cálculo mais fidedigno de parâmetros dependentes da concentração de biomassa, a reprodução dos estudos por outrem e a comparação dos resultados obtidos com a literatura.

Capítulo 3

Metodologia experimental

Inicialmente, montou-se um sistema MBBR em escala piloto no Centro Experimental de Saneamento Ambiental (CESA/UFRJ), operando com esgoto sanitário coletado no bairro da Cidade Universitária, Rio de Janeiro.

Posteriormente, decidiu-se pela montagem também de um sistema MBBR em escala de bancada, operando com efluente sintético e em condições mais controladas, no Laboratório de Controle da Poluição das Águas (LabPol/UFRJ).

Em ambos os reatores, utilizou-se o meio suporte modelo MOD940, da empresa *AMBIO Engenharia LTDA* (Figura 3.1). Trata-se de uma mídia cilíndrica não porosa, cujas informações indicadas pelo fabricante estão agrupadas na Tabela 3.1.



Figura 3.1: Mídia MOD940, da AMBIO Engenharia LTDA, já com biofilme desenvolvido em sua área interna. Fonte: Arquivo Pessoal.

Tabela 3.1: Características da Mídia Utilizada. Fonte: AMBIO ENGENHARIA LTDA

Material	Altura	Diâmetro	Área da Peça
Polipropileno ou Polietileno de Alta densidade	25 mm	25 mm	0,01248 m ²
	Peças por m ³	Área específica real	Armazenamento de Biomassa
	55.000	687 m ² /m ³	20,0g SST /m ²

Apesar de constar como critério normatizado pela NBR 12.209/2011 (ABNT, 2011) e ser de fundamental importância para a correta movimentação dos suportes, a densidade da mídia utilizada (MOD940-AMBIO) não foi encontrada no catálogo do produto disponibilizado pelo fabricante. Contudo, essa mesma norma recomenda valores entre 0,92 e 0,98.

As seções a seguir descrevem em detalhes os dois reatores, sua montagem e operação, bem como as análises realizadas para monitoramento dos sistemas.

3.1 Reator Piloto

3.1.1 O CESA/UFRJ e o Esgotamento Sanitário da Cidade Universitária

O Centro Experimental de Saneamento Ambiental (CESA/UFRJ), antigo Centro Experimental de Tratamento de Esgotos, é dotado de infraestrutura para as mais variadas pesquisas relacionadas aos diversos eixos do saneamento.

Na área de tratamento de esgotos, possui diversos tipos de tecnologias e unidades de tratamento em operação, como decantadores primários e secundários, lodos ativados, UASB, filtro biológico percolador entre outros.

O CESA/UFRJ recebe parte do esgoto coletado no bairro Cidade Universitária (Rio de Janeiro), que é desviado antes de sua chegada à elevatória de esgotos do sistema público da cidade (CEDAE). Como a finalidade do centro é a pesquisa e não o tratamento em si para fins de lançamento em corpo hídrico, todo efluente dos processos da estação experimental, bem como o esgoto sanitário ali gerado, é encaminhado novamente à elevatória da CEDAE para tratamento em ETE do município do Rio de Janeiro.

O bairro Cidade Universitária abriga um dos campi da UFRJ, acolhendo prédios de aulas, laboratórios, alojamento estudantil, assim como centros de pesquisa e demais construções não institucionais. Possui também uma vila residencial, assentamento de baixa renda, formado por cerca de 400 moradias, cujo saneamento teve início somente em 2011, vinculado ao Projeto de Despoluição do Canal do Cunha (SOUZA, 2015). Se por um lado a população de fato residente neste bairro é pequena, estima-se um fluxo de 65 mil pessoas em dias úteis (UFRJ, 2010).

Todo esse cenário altamente flutuante e heterogêneo, juntamente com o esgotamento sanitário recente da Vila Residencial, leva a duas entradas de esgoto bruto

deveras distintas ao CESA/UFRJ: a corrente doravante denominada VILA traz à estação apenas o esgoto coletado na Vila Residencial, enquanto que uma segunda tubulação (FUNDÃO), o esgoto do restante da Cidade Universitária (tipicamente prédios de aulas, laboratórios, centros de pesquisa etc.). A Figura 3.2 ilustra as duas entradas de esgoto.



Figura 3.2: Entradas de Esgoto Bruto no CESA/UFRJ. Tubulação FUNDÃO à esquerda e VILA ao centro. Fonte: Arquivo Pessoal

A corrente FUNDÃO apresenta maior vazão, porém baixa concentração de matéria orgânica (medida em termos de DQO) e de sólidos em suspensão e, por conseguinte, baixa turbidez. Traz pouquíssimo material flutuante e possui coloração clara.

Já o esgoto sanitário proveniente da VILA é mais próximo de esgoto doméstico típico, apresentando elevados valores de DQO e sólidos em suspensão. Entretanto, traz muito lixo e material flutuante, o que colabora para frequentes paradas da bomba que aduz esta linha ao CESA/UFRJ, ora por danos à bomba ora por obstrução do dispositivo automático que a aciona. Eventualmente, apresenta abruptas elevações da salinidade, o que pode indicar intrusão das águas da Baía de Guanabara no sistema de esgotamento sanitário da Vila Residencial.

Apesar de misturarem-se logo que adentram a estação, mesmo antes do tratamento preliminar, as flutuações de vazão e paradas repentinas de cada afluência, já garantem extrema variabilidade horária e diária ao esgoto afluente aos sistemas de tratamento do CESA/UFRJ, somado à própria variabilidade inerente a cada corrente.

O tratamento preliminar do CESA/UFRJ, comum a todos os processos de tratamento, é composto por gradeamento com barras tipo média, de ¼” por 2”, com espaçamento de 1” e inclinação de 50° e um desarenador do tipo canal com 0,40 m de largura, 2,5 m de comprimento e 1,0 m de profundidade (OLIVEIRA, 2008; VERSIANI, 2005). A limpeza de ambos é manual e realizada com frequência semanal.

3.1.2 Reator Piloto MBBR

O reator MBBR piloto instalado e operado no CESA/UFRJ possuía dimensões cilíndricas, inteiramente em fibra de vidro e com volume útil de cerca de 920 litros. Atuando como MBBR puro, não havia reciclo de lodo. A aeração era feita por dois difusores de bolha grossa da marca *MBBR BioReatores LTDA*, instalados no fundo do reator. Cada difusor possuía nove centímetros de diâmetro, com uma transferência de O_2 de 20% e uma vazão máxima de ar de $0,2 \text{ m}^3/\text{min}$, conforme informado pelo fabricante. A vazão de ar era controlada por um compressor, instalado ao lado do reator e dotado de um registro de esfera, permitindo controle manual do fluxo de ar que adentrava ao reator.

O oxigênio dissolvido (OD) no reator ficou, em geral, acima de $3,0 \text{ mg/L}$, de modo a permitir o desenvolvimento dos processos de oxidação aeróbia da matéria orgânica, assim como a nitrificação (JORDÃO & PESSÔA, 2011; QUÉBEC, 2009; RUSTEN *et al.*, 2006). Contudo, como não havia regulação automática do OD, este chegava a valores bastante superiores ou um pouco inferiores, conforme a carga orgânica afluyente, sendo a vazão de ar sempre ajustada de modo a manter o OD superior a $3,0 \text{ mg/L}$ (QUÉBEC, 2009; RUSTEN *et al.*, 2006). Tal vazão de ar garantia uma ótima circulação das mídias dentro do reator. O OD era monitorado de uma a duas vezes na semana com uso de oxímetro portátil (marca *YSI*).

Instalado ao ar livre, a temperatura do reator acompanhou a temperatura ambiente, ficando tipicamente entre 20 e 30°C , como pode ser observado na Figura 3.3, que mostra as séries de temperaturas mínimas, médias e máximas para a cidade do Rio de Janeiro durante o período de operação do reator (ano de 2015).

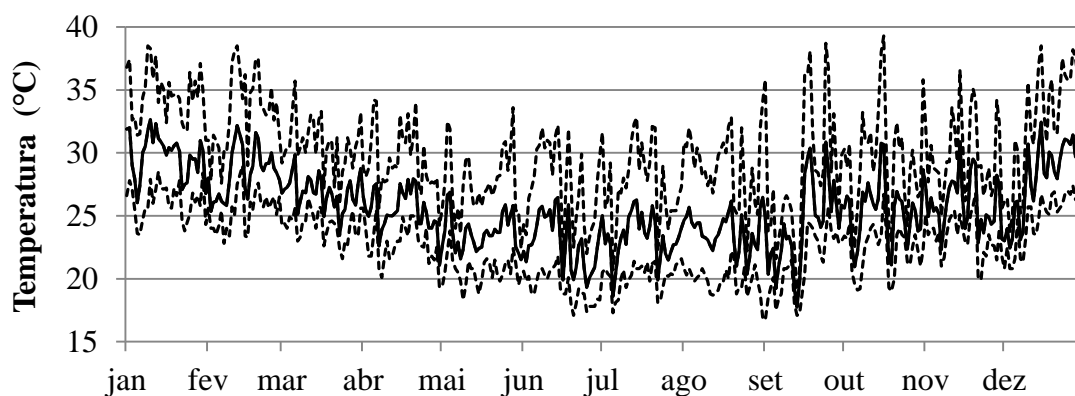


Figura 3.3: Série de temperaturas mínimas, médias e máximas durante o ano de 2015 para a cidade do Rio de Janeiro. Fonte: Elaborado com Dados da Rede do INMET.

O esgoto afluente ao reator entrava em descarga livre diretamente em um defletor, instalado na borda do reator, com saída ao fundo. Já o efluente saía por cima por meio de tubulação com gradeamento acoplado, de modo a evitar a saída dos meios plásticos do reator. A Figura 3.4 mostra, à esquerda, o reator piloto em perfil, com o compressor ao lado e, à direita, o topo do reator, com detalhe para o monitoramento de OD e as instalações hidráulicas afluentes e efluentes.

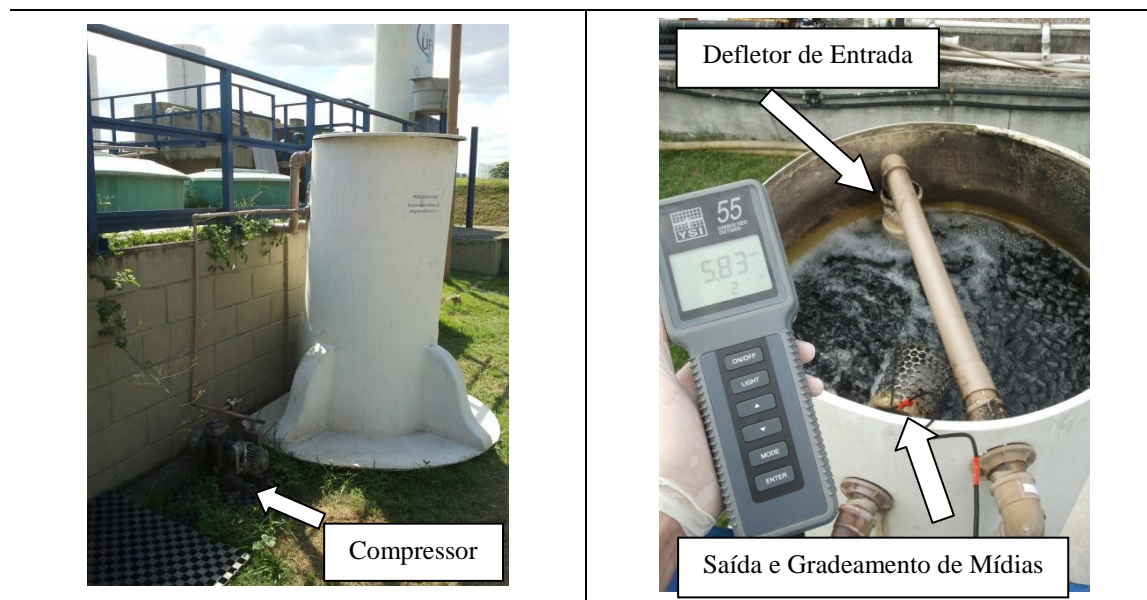


Figura 3.4: Reator piloto em perfil, com o compressor ao lado (esquerda) e o topo do reator, com detalhe para o monitoramento de OD e as instalações hidráulicas afluentes e efluentes (direita). Fonte: Arquivo Pessoal

O crescimento de biofilme nos suportes plásticos foi acelerado com a adição de lodo de reator tipo lodos ativados, proveniente de uma ETE municipal, com o reator operando em batelada por duas semanas. Durante esse período, diariamente foram adicionados 20 litros de lodo ao reator e este mantido em batelada por 24 h, com a aeração ligada. No dia seguinte, a aeração era desligada por 30 min, para favorecer a decantação do lodo ainda em suspensão, e, após esse tempo, a alimentação era então retornada a contínua por cerca de uma hora. Em seguida, esta era novamente interrompida, retornando ao modo batelada, a aeração religada e mais lodo adicionado.

Devido à baixa carga orgânica afluente à estação, como constatado em trabalhos anteriores (ALMADA, 2012; VERSIANI, 2005) e no monitoramento prévio ao início da operação, optou-se por conectar o reator logo em seguida ao tratamento preliminar, excluindo o uso de decantadores primários prévios ao reator biológico em questão. Apesar dessa configuração ser admitida pela NBR 12.209/2011 (ABNT, 2011), o

peneiramento prévio, indicado na norma, não foi aplicado, visto este ser ausente no CESA/UFRJ.

Inicialmente, o reator começou a operar alimentado diretamente pela elevatória geral do CESA-UFRJ, que distribui esgoto pós-tratamento preliminar aos reatores da estação. A vazão afluyente ao reator era então controlada por meio de um registro de esfera e um de gaveta em série. Diariamente, a vazão era ajustada para o valor desejado, mas no dia seguinte constatava-se uma grande alteração, em geral negativa, devido ao rápido entupimento da tubulação afluyente ao reator e pelo fato da afluência depender também das manobras de válvulas dos demais reatores, já que estavam todos conectados à mesma elevatória em paralelo.

Como tal cenário inviabilizava o controle da vazão, decidiu-se instalar uma bomba unicamente para o reator piloto MBBR. Conectou-se então a elevatória geral da estação a uma sequência de duas fossas desativadas ao lado do reator, que atuavam removendo material grosseiro e flutuante, preservando a vida útil da bomba a jusante e servindo como reservatório para o reator. O excesso de esgoto passava então pela segunda fossa em direção à saída da estação e uma alíquota dessa mesma fossa era bombeada para o reator, por meio de bomba de deslocamento positivo *NETZSCH, NM021BY01L06B*, controlada por inversor de frequência *CFW08, WEG*. A segunda fossa, onde ocorria a captação, era dotada também de uma chave-boia, que interrompia o funcionamento da bomba quando o nível de esgoto na fossa era baixo (à noite ou em paradas da estação) e religava o sistema assim que um nível mínimo para operação segura da bomba era atingido.

A Figura 3.5 mostra o fluxograma geral do processo de tratamento. Em testes comparativos realizados, não houve queda expressiva de DQO do esgoto bruto distribuído pela elevatória geral da estação em relação ao presente na segunda fossa.

Mesmo com a vazão sendo controlada pelo inversor de frequência, esta foi ainda assim medida semanalmente, de modo a verificar o bom funcionamento do sistema, não sendo encontrada nenhuma variação significativa após a instalação desse sistema de controle. A vazão foi sempre medida por método gravimétrico, utilizando-se um recipiente plástico de dois litros, cronômetro e balança de precisão $\pm 0,01$ g, com medições em triplicata, supondo-se a massa específica do esgoto equivalente à da água.

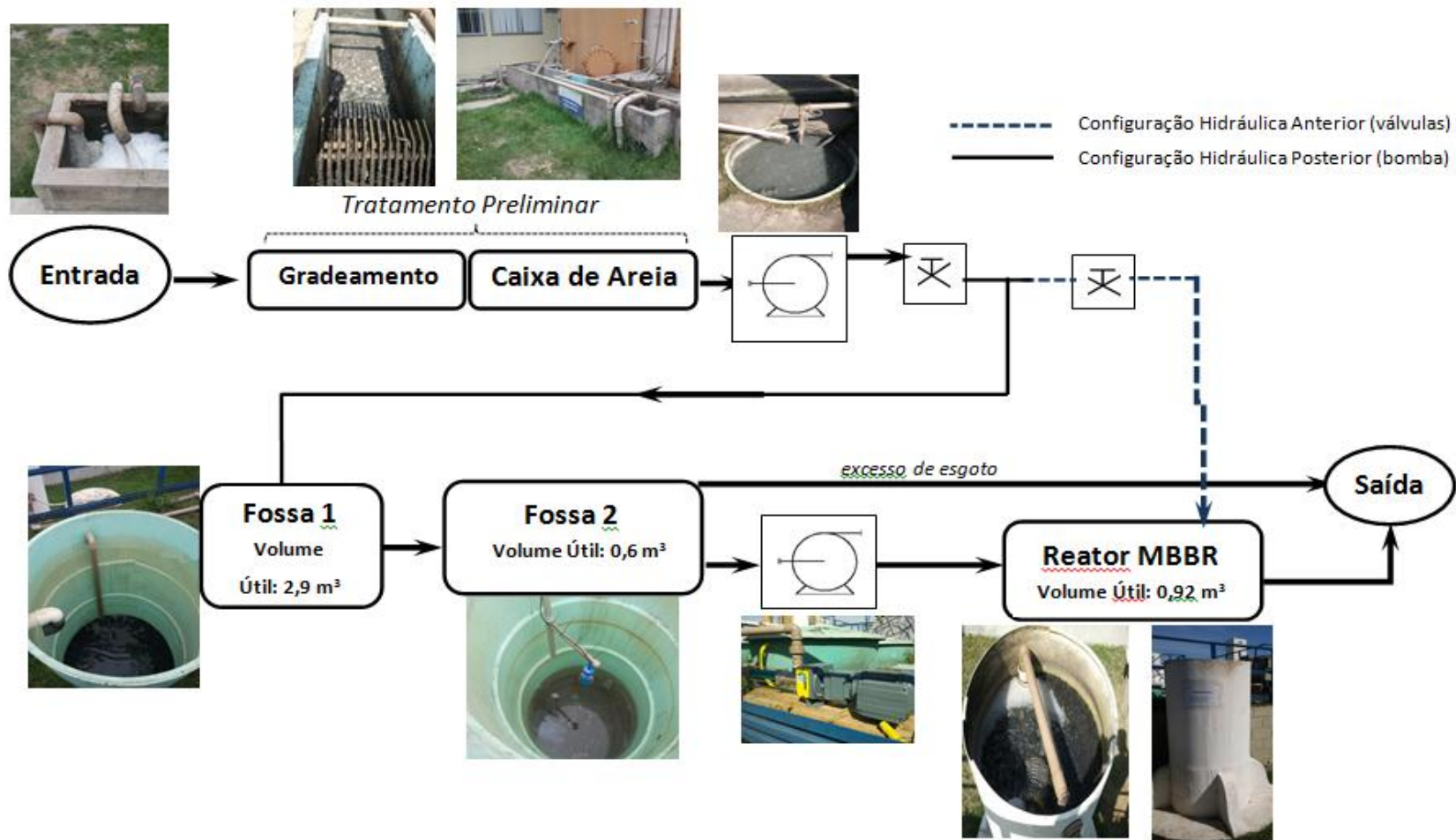


Figura 3.5: Fluxograma geral de funcionamento do sistema MBBR em escala piloto. Fonte: Arquivo Pessoal.

O monitoramento do reator foi realizado quase que diariamente, avaliando-se o funcionamento do sistema e realizando sua manutenção preventiva e operação.

Já as coletas foram realizadas apenas uma vez por semana, sendo do tipo compostas, com cerca de 170 mL coletados a cada hora durante cinco a seis horas. Para o parâmetro “Sólidos Aderidos”, coletas adicionais de mídias foram realizadas eventualmente com frequência maior.

Com toda a variabilidade do esgoto afluente à estação, a coleta composta foi imperativa, de modo a evitar um viés da caracterização, sobretudo, do esgoto bruto. A Figura 3.6 ilustra essa variação, comparando o esgoto afluente e efluente do reator para uma mesma data em dois horários subsequentes (10:30 e 11:30 h), evidenciando diferenças significativas, sobretudo na coloração do esgoto bruto (afluente).

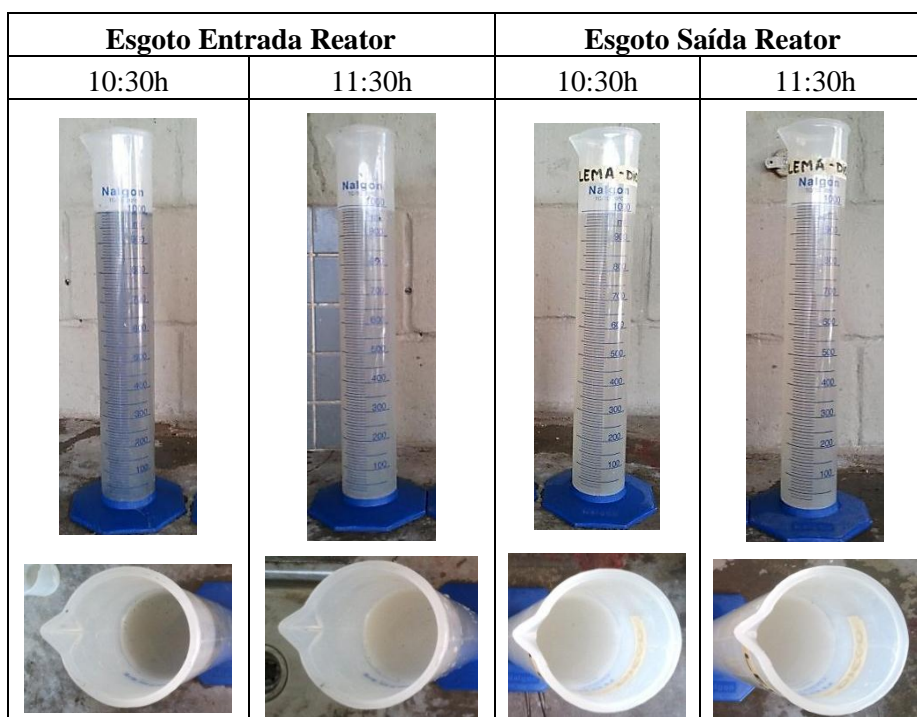


Figura 3.6: Comparação entre o esgoto afluente e o efluente do sistema MBBR piloto para uma mesma data em dois horários distintos (10:30 e 11:30h). Variações mais expressivas na coloração do esgoto bruto. Fonte: Arquivo Pessoal

O reator operou por 361 dias corridos e ao longo de todo o estudo foram testadas nove condições operacionais distintas, variando-se tanto a fração de recheio quanto o TDH. A Tabela 3.2 pontua todas as condições testadas em ordem cronológica, indicando sua duração, quantidade de coletas realizadas e tipo de alimentação.

Tabela 3.2: Condições Operacionais Testadas no Reator Piloto MBBR

Condição Operacional	Fração de Recheio	TDH	Nome do Regime	Duração (dias)	Coletas*	Alimentação
1 ^a	70%	0,9h	70%; 0,9h	84	6	Com interrupções
2 ^a		1,1h	70%; 1,1h	55	5	
3 ^a		1,5h	70%; 1,5h	29	4	Contínua (após instalação de bomba controlada por inversor de frequência)
4 ^a		2,2h	70%; 2,2h	56	5	
5 ^a		0,9h	70%; 0,9h B	21	3	
6 ^a	50%	2,2h	50%; 2,2h	35	4	
7 ^a		5h	50%; 5h	25	4	
8 ^a	30%	2,2h	30%; 2,2h	20	3	
9 ^a		5h	30%; 5h	35	2	

*Coletas para DQO ao menos

Por conta das dificuldades enfrentadas em estabilizar a vazão antes da instalação da bomba individualizada, acabou permanecendo-se mais tempo na condição de recheio de 70% (primeira testada) na qual um maior número de regimes foram operados, mas apenas com pequenas variações de TDH. A condição 70%; 0,9h foi repetida após instalação da bomba (70%; 0,9h B), de modo a verificar se o tipo de alimentação poderia estar tendo influência significativa no desempenho do reator.

3.2 Reator de Bancada

Como o reator piloto recebia efluente real e estava, pois, tanto sujeito a variações de carga, como a possíveis agentes inibidores da atividade microbiana, decidiu-se pela montagem em paralelo de um reator de menor porte, instalado em laboratório e operando sob condições mais controladas, de modo a comparar seu desempenho e demais parâmetros com o piloto.

Este reator foi montado no Laboratório de Controle da Poluição das Águas (LABPOL/UFRJ), integrante dos laboratórios do Programa de Engenharia Química da COPPE/UFRJ. O laboratório conta com infraestrutura tanto para a montagem e operação de reatores de bancada quanto para a realização das mais diversas análises laboratoriais para água e efluentes, estudando principalmente processos oxidativos avançados (POA), tratamentos biológicos avançados, bem como suas combinações.

A Figura 3.7 mostra o sistema de bancada em operação. Trata-se de um reator de acrílico com volume útil de um litro, alimentado por bomba peristáltica dosadora (Watson-Marlow, 323), sendo as instalações hidráulicas feitas com uso de mangueiras flexíveis de silicone. Todas as mangueiras, bem como o recipiente de armazenamento do efluente sintético, eram limpos duas vezes por semana, evitando a proliferação de material biológico, o que poderia comprometer as características do efluente ou alterar a vazão (em função do entupimento).



Figura 3.7: Vista frontal do reator de bancada em operação, alimentado por bomba dosadora. Fonte: Arquivo Pessoal

A saída do reator era conectada diretamente à pia por tubulação de diâmetro inferior às mídias utilizadas, garantindo a permanência destas no reator. Já o efluente a ser tratado entrava por gotejamento na parte superior da extremidade oposta à saída.

A aeração era feita com auxílio de duas linhas de ar comprimido com saídas na base do reator, uma em cada extremidade, promovendo tanto a movimentação do meio suporte (mídias) quanto o fornecimento de OD. Como as mídias eram de grande dimensão, era necessária uma vazão maior de ar para mantê-las em movimento, o que, juntamente à pequena dimensão do reator, favorecia altos valores de OD.

Devido à pequena vazão afluente e à elevada turbulência do fluido, o reator foi tido como de mistura perfeita e, portanto, as coletas para as diversas análises laboratoriais eram feitas dentro do reator. Com uma alimentação constante e controlada, diferentemente do reator piloto, realizaram-se apenas coletas pontuais.

A temperatura do reator manteve-se constante e em torno de 23°C. Embora o efluente sintético ficasse acondicionado em geladeira para evitar sua degradação, o percurso entre o reservatório de alimentação e a entrada do reator garantia a estabilização de sua temperatura com a da sala antes de afluir ao reator.

O efluente sintético era composto por glicose (fonte de carbono orgânico (DQO) de fácil assimilação), cloreto de amônio (nitrogênio amoniacal ou amônio), cloreto de sódio (condutividade), bicarbonato de sódio (alcalinidade e carbono inorgânico), fosfatos de potássio monobásico e dibásico (fósforo e tampão), água da torneira e solução de micronutrientes. Esta última solução, dosada na proporção de 0,5mL/L de meio sintético, garantia a presença de diversos micronutrientes essenciais ao crescimento da microbiota responsável pelo tratamento biológico (VISHNIAC; SANTER, 1957 apud BASSIN, 2012). A Tabela 3.3 mostra seus elementos constituintes.

Tabela 3.3: Composição da Solução de Micronutrientes

MnCl ₂	(NH ₄) ₆ Mo ₇ O ₂₄	ZnSO ₄	CaCl ₂
CoCl ₂	CuSO ₄	FeSO ₄	EDTA

Dessa forma, com base nos componentes supracitados, o efluente sintético preparado apresentou as seguintes características (valores médios de cada parâmetro):

- DQO: 400 mg/L
- Nitrogênio Amoniacal: 35 mg/L
- Cloretos: 300 mg/L
- pH: 8
- Ausência de sólidos

Tal efluente tentou reproduzir os principais parâmetros médios encontrados na alimentação da planta piloto, elevando-se apenas um pouco a DQO afluente para cerca de 400 mg/L. Apesar de maior do que o encontrado em geral no esgoto bruto afluente ao CESA/UFRJ, o valor continua dentro da faixa obtida ao longo do monitoramento realizado e sendo classificado como esgoto tipicamente fraco a médio (METCALF & EDDY, 1991), assim como o encontrado no CESA/UFRJ.

Optou-se também por não se reproduzir os picos de cloreto na bancada, mantendo-se o efluente com composição constante durante todo estudo. Tampouco,

introduziram-se sólidos, de modo a garantir um efluente rapidamente e facilmente biodegradável. Este reator indicaria, pois, em tese, o máximo desempenho atingível por este tipo de reator operando com as mídias, condições de recheio e carga orgânica testadas, a ser então comparado com os valores do reator piloto.

A partida do reator de bancada foi também facilitada com o uso de mídias já colonizadas, advindas do reator piloto. Como primeira condição operacional, trabalhou-se com uma fração de recheio de 70% (39 mídias), sendo esta decrescida progressivamente a 50, 30 e por fim 10%. Este reator operou por 177 dias corridos, sendo as diferentes condições operacionais testadas, em termos de fração de recheio e TDH, mostradas em ordem cronológica na Tabela 3.4.

Tabela 3.4: Condições Operacionais Testadas no sistema MBBR de bancada

Condição Operacional	Fração de Recheio	TDH	Nome do Regime
1 ^a	70%	1,5h	70%; 1,5h
2 ^a	50%	1,5h	50%; 1,5h
3 ^a		3,3h	50%; 3,3h
4 ^a	30%	3,3h	30%; 3,3h
5 ^a		1,5h	30%; 1,5h
6 ^a	10%	3,3h	10%; 3,3h

3.3 Metodologias para Quantificação de Sólidos

Aderidos

Como visto anteriormente, há pouca clareza e padronização na literatura quanto aos métodos usados para quantificação de sólidos aderidos em suportes para reatores do tipo MBBR. Além disso, como o sucesso de cada método depende, entre outros fatores, da mídia utilizada, decidiu-se comparar diferentes métodos de quantificação de sólidos aderidos (totais – SAT – e voláteis totais – SAV) especificamente em relação à mídia utilizada (MOD940). Como já mencionado, diversos autores dividem ainda os sólidos aderidos totais em filtráveis ou não (dissolvidos ou suspensão). No entanto, para fins de melhor comparação dos métodos testados, optou-se pela não distinção entre essas categorias, quantificando-se apenas os sólidos totais aderidos e sua fração volátil.

Dentre os diversos métodos observados na literatura, quatro categorias principais para a extração/quantificação de sólidos aderidos foram testados: manual; com uso de ultrassom; por meio de solução de NaOH 1 mol/L; e por pesagem direta do elemento plástico. Combinações e variantes desses métodos foram também empregadas.

Para a extração manual (doravante denominada MM), os sólidos aderidos foram removidos de três mídias apenas com uso de uma espátula e de água destilada. Já nos métodos com remoção por ultrassom (UM), três mídias foram colocadas em tubo *falcon* de 50 mL contendo 10 mL de água destilada e imerso em banho de ultrassom aquecido (50°C). Nesse método, três condições foram testadas: 30 min de ultrassom (UM1) e 15 (UM2) ou 30 min (UM3) de ultrassom com agitação manual dos tubos a cada cinco minutos. Nessas duas últimas variantes, posteriormente ao ultrassom, os sólidos ainda aderidos às mídias foram também extraídos com auxílio de uma espátula e uma *pissette* de água destilada, enquanto que na variante UM1, apenas água destilada foi usada.

Outro método (NaOHM) consistiu na adição de 10 mL de solução NaOH 1 mol/L a um tubo *falcon* de 50 mL contendo três mídias. O tubo foi colocado em banho-maria por 15 min, sendo agitado a cada cinco minutos. Como o caldo resultante da extração continha não só os sólidos extraídos, mas também o NaOH utilizado, duas técnicas foram empregadas: uso de branco contendo apenas 10 mL da mesma solução de NaOH 1M (NaOHM1) e centrifugação, remoção do sobrenadante e ressuspensão do precipitado em água destilada (repetido três vezes), de modo a remover o NaOH dissolvido no líquido resultante da extração (NaOHM2).

O quarto método testado foi a pesagem direta da mídia coletada, após sua secagem em estufa a 105 °C por 24 h. Em seguida, o biofilme seco foi removido por jatos de água e uso de solução de NaOH 1M em banho-maria. As mídias foram então lavadas exaustivamente e secas novamente em estufa por 24h, sendo a massa da mídia limpa e seca descontada do valor previamente medido (PDM1). Uma variante desse método baseou-se em descontar a massa da mídia com biofilme seco o valor médio da massa de uma mídia seca e limpa, calculado previamente a partir de um grupo de 25 mídias (PDM2), numa tentativa de simplificar e agilizar a variante PDM1.

À exceção do PDM, em que a extração é posterior à pesagem, para os demais métodos, os sólidos aderidos totais e sua porção volátil foram quantificados através da pesagem do material da extração após secagem por 24 h em cadinho de cerâmica pré-pesado em estufa a 105° C (sólidos aderidos totais) e após uma hora em mufla a 550° C (sólidos aderidos voláteis), como usualmente aplicado para a quantificação de sólidos

(APHA, 2005). Para o PDM, a porção volátil não pode ser obtida, já que as mídias não permaneceriam íntegras a tal temperatura (550° C).

Todos os testes foram realizados em triplicata, à exceção do PDM, em que as mídias eram individualmente pesadas (PDM1 - cinco mídias e PDM2 – 22 mídias). Os métodos foram comparados em dois regimes distintos do reator piloto, de modo a verificar se as diferenças relativas entre o desempenho de cada um deles mantinham-se. Em cada um desses dois regimes, as mídias foram coletadas no mesmo momento e todos os testes executados no mesmo dia, evitando-se possíveis variações no armazenamento de sólidos próprias à operação do reator e não ao desempenho dos métodos de quantificação.

Os métodos de melhor desempenho foram então escolhidos para monitoramento dos sólidos aderidos. A frequência de testes para os sólidos aderidos totais foi semanal no reator piloto e uma vez uma vez por regime no reator de bancada, visto tanto a maior uniformidade da alimentação deste reator quanto sua restrição em relação ao número de mídias presentes. Para os sólidos aderidos voláteis, tanto para o reator piloto quanto de bancada, por questões logísticas, este parâmetro foi avaliado apenas uma vez por regime ou em momentos específicos (como após parada da aeração na planta piloto).

3.4 Análises físico-químicas

Além dos testes de sólidos aderidos, no reator piloto foram analisados também tanto na entrada quanto na saída do reator os seguintes parâmetros: pH, DQO, nitrogênio amoniacal, nitrito, nitrato, nitrogênio total, turbidez e sólidos em suspensão. Somado a isso, devido aos problemas de eventual elevação na salinidade do esgoto afluyente, cloretos na entrada da estação foram também monitorados. Adicionalmente, foi também realizada eventualmente a DBO padrão (DBO_5^{20} , doravante denominada DBO) do esgoto afluyente ao reator, de modo a avaliar a biodegradabilidade do efluente a ser tratado. Infelizmente, por questões operacionais, este parâmetro não pode ser monitorado continuamente e tampouco no reator.

Já no reator de bancada, por este operar com efluente sintético, não foram monitorados cloretos, nitrogênio total ou turbidez, sendo apenas analisados: pH, DQO, nitrogênio amoniacal, nitrito, nitrato e sólidos. A Tabela 3.5 elenca as análises laboratoriais realizadas em cada reator, bem como sua frequência.

Tabela 3.5: Análises Realizadas em cada Reator e sua Frequência

Parâmetro	Reator Piloto		Reator de Bancada	
	Análise	Frequência	Análise	Frequência
pH	X	Semanal	X	1 a 3x por semana
DQO	X	Semanal	X	1 a 2x por semana
DBO	X	Eventual	X	Apenas 1 vez
N-NH₄⁺	X	Semanal	X	1 a 3x por semana
N-NO₂⁻ e N-NO₃⁻	X	Semanal	X	1 a 4x por regime
N-Total	X	Semanal	-	-
Turbidez	X	Semanal	-	-
Sólidos em Suspensão	X	Semanal	X	Eventual
Sólidos Aderidos	X	Semanal ou superior	X	1x por regime
Cloreto	X	Semanal	-	-

Para a fração solúveis da DQO e testes da série nitrogenada, as amostras foram filtradas em membrana de porosidade de 0,45 µm. As análises laboratoriais seguiram o *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* 21ª edição (APHA, 2005) e a 18ª edição para o método de Nesslerização (APHA, 1992), sendo os seguintes métodos e aparelhos utilizados:

- pH: pHmetro *HANNA*, modelo HI2221;
- DQO: Método 5220 D – Colorimétrico;
- DBO: Método 5210 B – Método das Diluições;
- Nitrogênio Amoniacal: Método 4500- NH₃ D – Eletrodo Seletivo de Amônia (reator piloto) e Método 4500- NH₃ C – Nesslerização (reator de bancada);
- Nitrito: Método 4500- NO₂ B – colorimétrico;
- Nitrato: *Kit NitraVer, HACH* – colorimétrico;
- Nitrogênio Total: Analisador de Nitrogênio Total, TNM-1, *SHIMADZU*;
- Turbidez: Método 2130 B – Nefelométrico;
- Sólidos Suspensos (Totais e Voláteis): Método 2.540 – D e E– Gravimétrico;
- Cloretos: Método: 4.500 Cl – B – Método de Mohr – Argentométrico.

O nitrogênio orgânico foi calculado pela diferença entre o nitrogênio total e o somatório de nitrogênio amoniacal, nitrito e nitrato.

Para os métodos colorimétricos, a leitura da absorbância foi realizada em espectrofotômetro *HACH*, modelo DR/2800, com uso de triplicatas.

A quantificação dos sólidos aderidos voláteis foi expressa em termos de SAV, não havendo filtração da porção aderida, o que impossibilitaria o emprego de alguns métodos de quantificação, devido às limitações já comentadas na seção 3.3.

Admitindo-se que as células estão fortemente aderidas à matriz polimérica e que apenas a filtração não permitiria sua segregação, admitiu-se como biomassa aderida todo teor de SAV obtido. Já para a biomassa em suspensão, considerou-se o valor de SSV, como tradicionalmente empregado na literatura. A biomassa total no sistema foi entendida como equivalente aos sólidos voláteis totais, representados pela soma de SAV e SSV, apesar do inconveniente do primeiro não ser filtrado e o segundo sim.

Capítulo 4

Resultados e discussão

4.1 Ajuste Operacional do Reator Piloto e Caracterização dos Efluentes

O reator piloto foi inicialmente ligado diretamente à elevatória geral do CESA/UFRJ, sendo sua vazão afluente controlada por um conjunto de válvulas em série. Se por um lado tal configuração mostrava-se simples e econômica, dispensando o emprego de bombas adicionais, percebeu-se que foi ineficiente no controle da vazão direcionada ao reator, com variações de -90 a +50% em relação ao valor ajustado no dia anterior.

Como as diversas unidades da estação experimental estavam ligadas em paralelo diretamente à elevatória, qualquer manobra de válvula em uma destas poderia eventualmente aumentar ou diminuir a vazão direcionada às demais. Além disso, com o estreitamento da tubulação provocado pelos registros e as intermitências no funcionamento da elevatória geral, observava-se rápido entupimento dos encanamentos afluentes ao reator, diminuindo drasticamente a vazão.

De forma a corrigir tal problema, optou-se pela instalação de uma bomba exclusiva ao sistema MBBR piloto, como já explicado no Capítulo 3. O controle da vazão passou a ser extremamente preciso, não sendo constatadas variações mesmo após semanas de operação do reator. A Figura 4.1 mostra o monitoramento da vazão nessas duas configurações de alimentação.

Entretanto, para sucesso da alimentação por bomba exclusiva, fez-se absolutamente necessário o uso de tanques a montante, tanto para estocar o esgoto bruto, quanto para intensificar a remoção de sólidos grosseiros, que poderiam danificar

a bomba. Aproveitando-se a existência de duas fossas desativadas no entorno do reator, escolheu-se uma configuração hidráulica de forma a minimizar as perdas de matéria orgânica e nutrientes entre a elevatória geral e a fossa onde era realizado o bombeamento para o reator, evitando-se deixar o esgoto ainda mais diluído. A Figura 4.2 confirma o sucesso da configuração adotada, com variações pequenas nos parâmetros DBO, DQO e NT, não contribuindo de forma significativa para a redução das concentrações afluentes de matéria orgânica e nitrogenada ao reator.

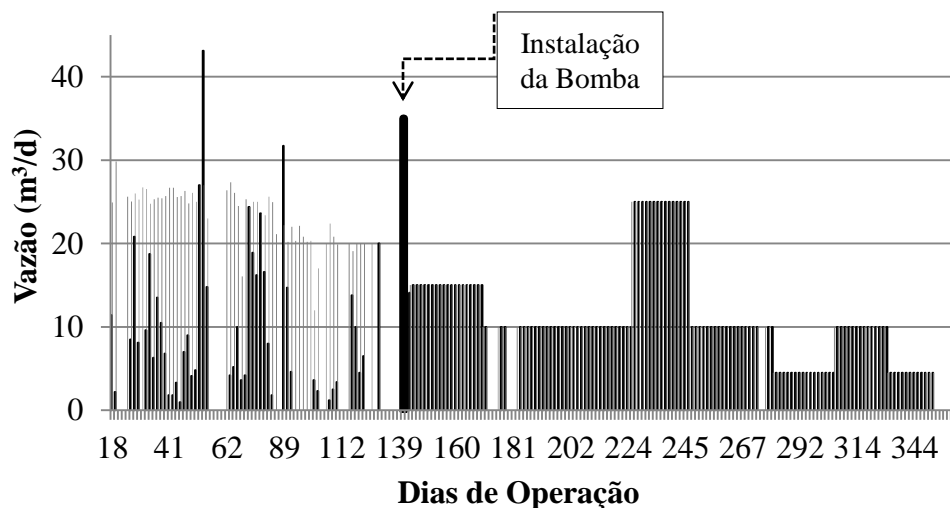


Figura 4.1: Vazão afluente antes e depois da instalação de bomba exclusiva ao sistema MBBR piloto. Vazão no início do dia em preto e vazão após ajuste em cinza.

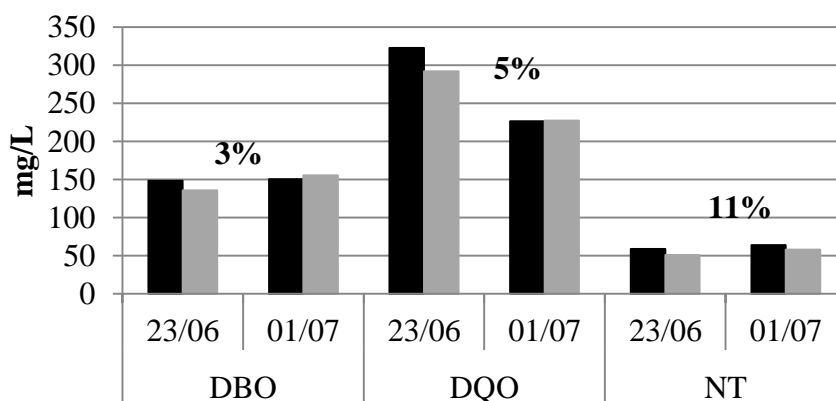


Figura 4.2: Comparação entre as concentrações obtidas na elevatória geral do CESA/UFRJ (série em preto) e na fossa de instalação da bomba exclusiva ao reator (cinza) para duas datas. Os percentuais indicam a variação média de cada parâmetro entre as duas formas de alimentação.

Em termos de população equivalente, os diferentes valores de vazão testados encontram correspondência na Tabela 4.1. Considerando a baixa concentração de matéria orgânica afluyente, incompatível com a de esgotos domésticos típicos, apenas os valores de vazão foram utilizados para o cálculo desse parâmetro. Para tanto, adotou-se o *per capita* de 50 L/d, preconizado pela NBR 7.229/1993 para edifícios públicos, escolas e locais de longa permanência (ABNT, 1993).

Tabela 4.1: Equivalente-habitante para as diferentes vazões afluentes utilizadas

Vazão Afluyente ao Reator (m ³ /d)	População Equivalente
25	500
20	400
15	300
10	200
4,5	90

No que concerne ao oxigênio dissolvido (OD), este ficou, em média, em 3,3 mg/L, atendendo a meta geral estabelecida para este parâmetro (> 3,0mg/L). Todavia, a ausência de controle automatizado em função da carga afluyente levou a alguns episódios em que o nível de OD esteve próximo a 2,0 mg/L, o que contudo, não deve ter prejudicado a remoção de matéria orgânica, especialmente em baixas cargas superficiais (RUSTEN *et al.*, 1995a). A Figura 4.3 mostra a variação desse parâmetro ao longo do estudo, indicando o valor obtido ao início de cada dia de monitoramento. O nível de aeração foi sempre aumentado quando o valor aferido estava abaixo de 3,0 mg/L. Com a estabilização da vazão, o monitoramento do OD passou a ser semanal (durante as coletas), viabilizando tempo para montagem e operação do reator de bancada.

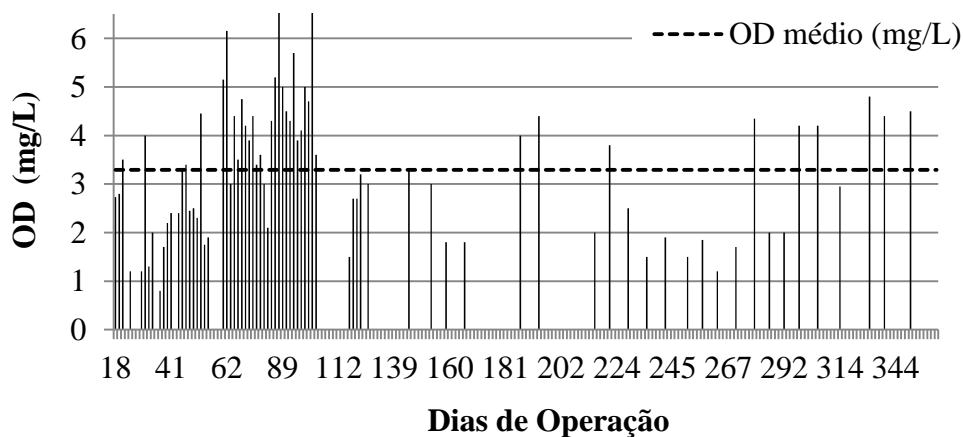


Figura 4.3: Variação do OD no reator piloto ao longo do estudo.

Em se tratando da caracterização do afluente a ambos os sistemas MBBR, a Tabela 4.2 fornece uma compilação de todos os parâmetros monitorados ao longo de toda a série amostral. Foram detectadas significativas diferenças entre as características do esgoto afluente ao longo das diversas condições operacionais do reator piloto.

Para o reator piloto, a caracterização é função, entre outros fatores, do tipo de esgoto afluente à estação (FUNDÃO e/ou VILA). Como já discorrido, essas linhas apresentam características distintas, com a linha VILA trazendo um esgoto mais forte, mas eventualmente também possíveis aportes diretos da Baía de Guanabara. Dessa forma, a Figura 4.4 indica a presença de cada linha nas diferentes coletas realizadas em cada condição operacional testada (recheio e TDH), visto que o predomínio de uma ou outra linha pode ter implicações diretas no desempenho do reator (sobretudo pelas diferenças de carga e salinidade).

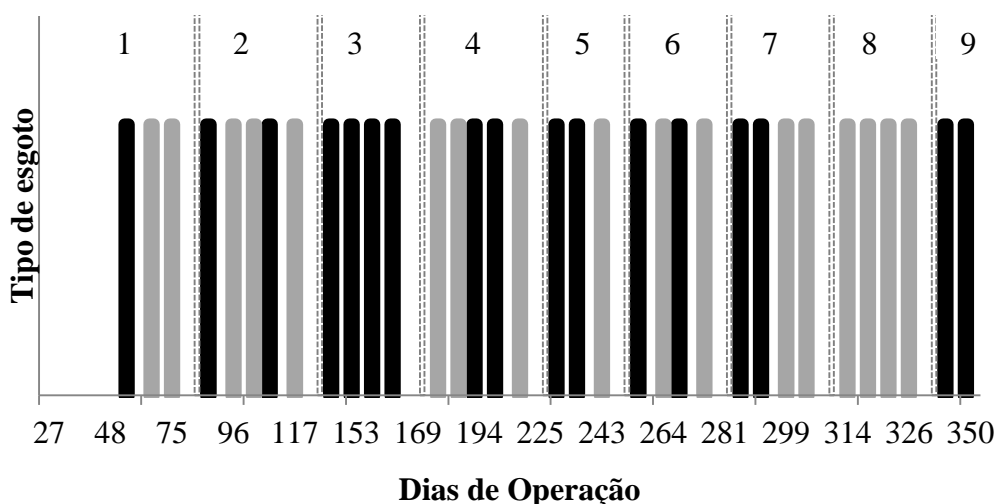


Figura 4.4: Distribuição do tipo de esgoto afluente ao CESA/UFRJ ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (apenas FUNDÃO em cinza e VILA & FUNDÃO em preto. (1:70%,0,9h; 2: 70%,1,1h; 3:70%,1,5h; 4:70%,2,2h; 5:70%, 0,9h; 6:50%, 2,2h; 7:50%, 5h; 8:30%,2,2h; 9:30%,5h).

Como pode ser percebido, a corrente FUNDÃO esteve presente em todos os dias de coleta, mesmo que em alguns poucos com baixa participação. Já a VILA funcionou em cerca de 60% do tempo de monitoramento do reator e das coletas realizadas, eventualmente com baixíssima vazão. Mesmo quando presente de forma contínua, ao longo de todo o dia, sua vazão era baixa, se comparada à linha FUNDÃO.

Tabela 4.2: Características dos afluentes aos reatores piloto e bancada.

Regime	Estatística	pH Bruto	pH Reator	DBO (mg/L)	DQO (mg/L)	DQO/DBO	N-amoniacoal (mgN/L)	NT (mgN/L)	Turbidez (NTU)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)	Cloreto (mg/L)
Piloto Geral	Média	7,7	7,8	161	216	1,7	41	42	54	100	72	829
	Desv. Padrão	0,2	0,2	83	103	0,5	15	11	24	81	56	765
	Mínimo	7,3	7,4	69	83	1,4	12	17	13	8	8	212
	Máximo	8,1	8,0	394	567	3,2	72	61	95	363	257	3624
Piloto 70%;0,9h	Média	7,7	7,7	76	182	2,1	44	48	52	86	68	548
	Desv. Padrão	0,2	0,2	7	69	0,1	4	5	25	28	28	253
	Mínimo	7,6	7,5	71	84	2,1	40	43	25	48	44	263
	Máximo	7,9	7,9	81	296	2,2	52	54	75	132	120	748
Piloto 70%; 1,1h	Média	7,8	7,9	259	353	1,6	50	48	77	122	103	417
	Desv. Padrão	0,1	0,0	112	173	0,2	20	10	18	42	48	148
	Mínimo	7,7	7,9	121	144	1,4	32	32	50	93	55	223
	Máximo	7,8	7,9	394	567	1,8	68	61	95	197	183	540
Piloto 70%;1,5h	Média	7,9	7,9	153	264	1,7	58	51	74	80	69	1444
	Desv. Padrão	0,2	0,1	12	30	0,3	13	5	14	33	30	1461
	Mínimo	7,8	7,8	136	227	1,5	41	46	55	37	31	554
	Máximo	8,1	8,0	165	292	2,2	72	58	85	110	101	3624
Piloto 70%;2,2h	Média	7,7	7,8	104	224	2,1	42	40	45	57	45	942
	Desv. Padrão	0,1	0,2	40	85	0,8	19	12	19	28	24	1167
	Mínimo	7,6	7,5	69	100	1,4	16	23	17	8	8	272
	Máximo	7,8	7,9	162	315	3,2	66	54	65	78	68	2999

Regime	Estatística	pH Bruto	pH Reator	DBO (mg/L)	DQO (mg/L)	DQO/DBO	N-amoniacoal (mgN/L)	NT (mgN/L)	Turbidez (NTU)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)	Cloreto (mg/L)
Piloto 70%;0,9h B	Média	7,7	7,8	182	243	1,5	39	49	52	54	47	561
	Desv. Padrão	0,1	0,1	17	41	0,0	9	5	20	27	23	421
	Mínimo	7,6	7,7	169	197	1,4	32	44	30	39	34	238
	Máximo	7,8	8,0	194	278	1,5	49	53	70	85	73	1037
Piloto 50%;2,2h	Média	7,7	7,7	160	177	1,3	34	39	26	208	234	1511
	Desv. Padrão	0,1	0,0	85	79	0,2	9	11	12	157	32	626
	Mínimo	7,6	7,6	100	83	1,1	20	23	13	50	212	891
	Máximo	7,8	7,7	220	243	1,4	40	47	34	363	257	2199
Piloto 50%;5h	Média	7,6	7,7		150		31	31	30	203	56	570
	Desv. Padrão	0,2	0,1		62		10	5	8	140	31	413
	Mínimo	7,3	7,5		86		19	27	24	76	22	212
	Máximo	7,7	7,9		208		44	36	36	354	84	1069
Piloto 30%;2,2h	Média	7,6	7,7		122		22	27		62	25	532
	Desv. Padrão	0,2	0,2		24		14	15		31	4	354
	Mínimo	7,4	7,4		98		12	17		40	22	281
	Máximo	7,8	7,8		147		38	44		84	28	782
Piloto 30%;5h	Média				178		33	37		25	20	731
	Desv. Padrão				21		4	10		16	14	197
	Mínimo				163		30	30		13	10	592
	Máximo				192		35	44		37	30	871
Bancada Geral	Média	7,8	7,9		389		34					<500
	Desv. Padrão	0,4	0,7		33		5					
	Mínimo	6,5	6,9		328		21					
	Máximo	8,3	8,8		483		41					

Uma distinção marcante entre essas linhas diz respeito à concentração de cloreto. Como as coletas realizadas ao longo do estudo foram sempre compostas, estas podem não refletir de forma adequada a faixa de concentração de cloreto a que o reator esteve de fato exposto. Picos pontuais podem ter passado despercebidos, embora os seus efeitos sobre a biomassa e eficiência do reator possam ser notáveis (KARGI & DINCER, 1996).

Sendo assim, agregou-se ao monitoramento executado um conjunto de dados advindos de outro estudo realizado concomitantemente no CESA/UFRJ, de coleta pontual, tipicamente pela manhã, mas sem levantamento quanto ao tipo de esgoto afluente (OLIVEIRA, 2015). A Figura 4.5 mostra a concentração de cloreto nas amostras de esgoto bruto em função do tipo de esgoto afluente (FUNDÃO ou VILA&FUNDÃO), contemplando também o conjunto adicional de dados, rotulado como “Fonte Desconhecida”.

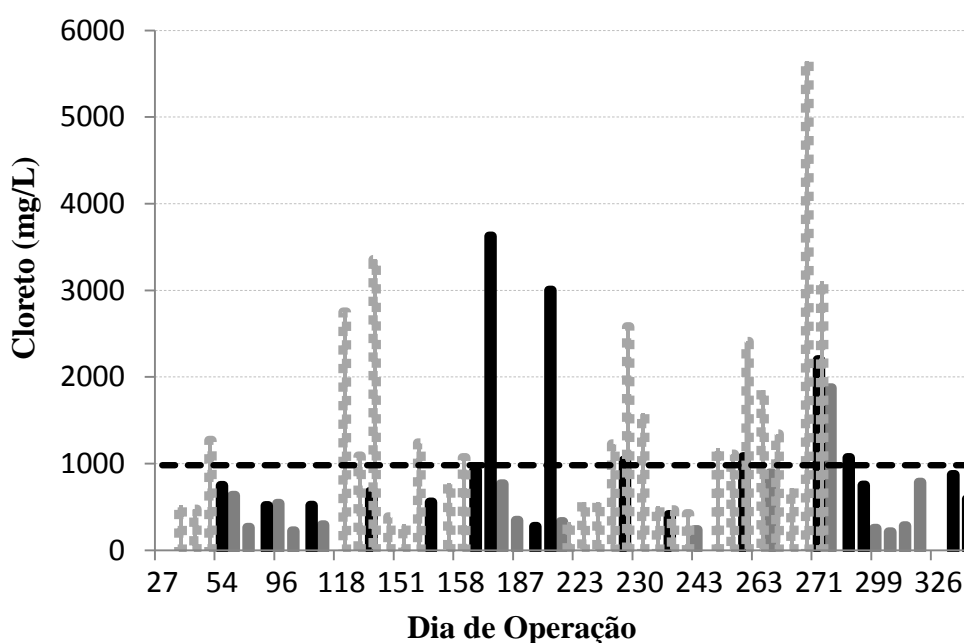


Figura 4.5: Concentração de cloreto no esgoto bruto, segundo as linhas afluentes à estação: Esgoto FUNDÃO em cinza, VILA&FUNDÃO em preto e Fonte desconhecida em cinza tracejado. Série pontilhada indicando a média geral.

Percebe-se, pois, que a linha FUNDÃO apresentou teor de cloreto, em geral, da ordem de 500 mgCl⁻/L, apenas com uma única medição em que este parâmetro foi superior a 1.000 mgCl⁻/L. Por outro lado, quando misturada com a linha VILA, um aumento da salinidade foi observado, com valores mesmo próximos a 4.000 mgCl⁻/L.

Já com o conjunto adicional de dados, constatou-se pico de quase 6.000 mgCl⁻/L, estando os maiores valores associados a períodos de funcionamento da linha VILA, embora a fonte real destes seja desconhecida.

Em termos de influência sobre o processo biológico, mais grave que os valores absolutos em si, é a ocorrência de picos de salinidade, que dificultam a adaptação da microbiota, sobretudo no que tange às bactérias nitrificantes, altamente sensíveis a rápidas mudanças de carga iônica (KARGI & DINCER, 1996).

Como forma de se compreender melhor a dinâmica da elevação da salinidade no esgoto bruto, compararam-se os picos de cloreto encontrados com as condições de maré. Com base nas constantes harmônicas obtidas por BURASCHI (2015) por meio de estação maregráfica na Enseada do Bom Jesus (próximo à Vila Residencial da UFRJ), foi realizada a previsão de maré para o ano de 2015 (período dos testes no CESA/UFRJ). As Figura 4.6 e Figura 4.7 situam temporalmente os quatro maiores picos de cloreto monitorados (>3000 mgCl⁻/L) junto com a previsão de maré e a série de precipitações pluviométricas para essas datas.

As Figura 4.6 e Figura 4.7 indicam boa concordância entre os picos de salinidade e as marés de sizígia, à exceção do dia 145 de operação do reator. Contudo, nesta data, apesar da maré de quadratura, houve um período chuvoso associado, o que pode ter gerado importantes contribuições meteorológicas à maré. De fato, apesar da maré astronômica indicar amplitudes máximas da ordem de 50 cm, BURASCHI (2015) obteve registros de nível muitas vezes próximos de um metro, indicando importante ação meteorológica no sistema.

Os resultados do cruzamento com a maré ratificam a hipótese de intrusão de águas da Baía de Guanabara no sistema de esgotamento sanitário da Vila Residencial e as baixas elevações do terreno corroboram tal intrusão mesmo no regime de micromaré. Possíveis pontos de entrada da maré durante preamares de sizígia ou forte ação meteorológica podem ser as caixas de esgotamento ou mesmo a elevatória de esgotos, através de seu extravasor, caso este esteja com a válvula de retenção quebrada ou não seja dotado desta.

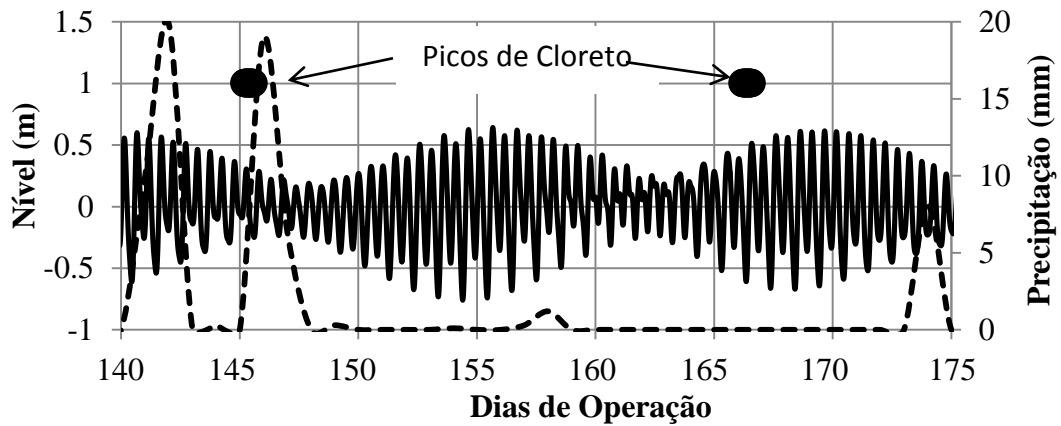


Figura 4.6: Previsão de maré para a região da Vila Residencial no ano de 2015. Datas em que foram observados picos de cloreto em torno de 3.500 mg/L no esgoto bruto marcadas com pontos pretos. Precipitação (pontilhado) obtida com Dados da Rede do INMET.

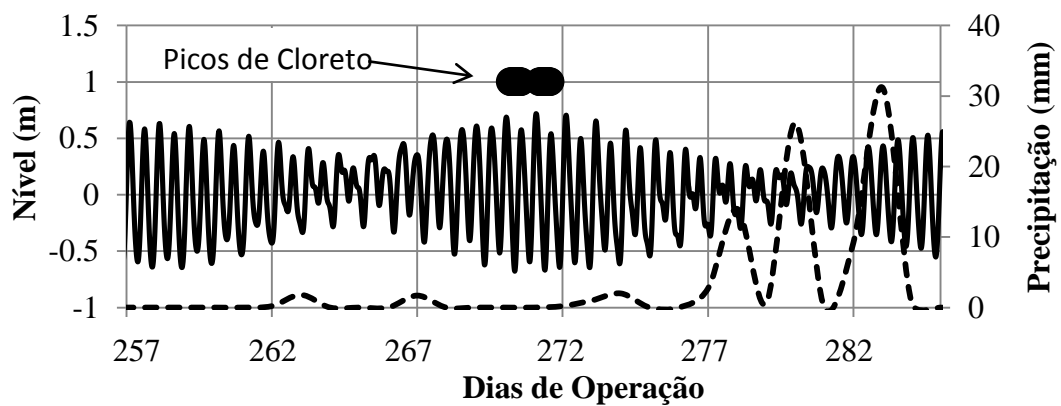


Figura 4.7: Previsão de maré para a região da Vila Residencial no ano de 2015. Datas em que foram observados picos de cloreto entre 3.100 e 5.650 mg/L no esgoto bruto marcadas com pontos pretos. Precipitação (pontilhado) obtida com Dados da Rede do INMET.

No que diz respeito à matéria orgânica, a Figura 4.8 mostra a variação da DQO e DBO totais afluentes ao reator piloto ao longo das diversas condições operacionais testadas.

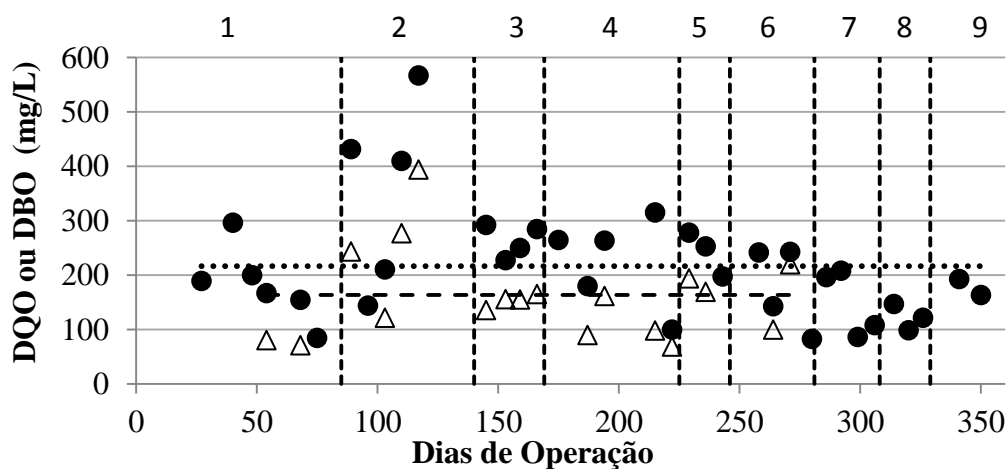


Figura 4.8: DQO (●) e DBO (Δ) afluentes ao reator MBBR piloto ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (1: 70%, 0,9h; 2: 70%, 1,1h; 3: 70%, 1,5h; 4: 70%, 2,2h; 5: 70%, 0,9h; 6: 50%, 2,2h; 7: 50%, 5h; 8: 30%, 2,2h; 9: 30%, 5h). Valores médios indicados pelas linhas pontilhada (DQO) e tracejada (DBO).

Os resultados mostram que se trata, de fato, de um esgoto tipicamente fraco (METCALF & EDDY, 1991). Apesar de eventuais picos de DQO acima de 300 mg/L, o valor médio desse parâmetro esteve mais próximo a 200 mg/L. Os resultados obtidos estão em concordância com estudo prévio, em que se obteve média de 190 mg/L para a DQO afluyente ao CESA/UFRJ (VERSIANI, 2005).

Contudo, apesar do caráter fraco, nota-se grande variabilidade entre as condições operacionais, com valores próximos ou inferiores a 100 mg/L sendo frequentemente constatados nos últimos regimes. Nesses casos, é provável que a contribuição de vazão por águas pluviais e de infiltração tenha sido muito mais expressiva do que a relativa aos despejos domésticos, visto que estas acabam por diluir os esgotos, não contribuindo para a carga orgânica (VON SPERLING, 2005).

Já na segunda condição operacional, (70%, 0,9h), houve predomínio de elevadas concentrações afluentes de DQO e DBO, muito superiores à média observada no restante da pesquisa. Em algumas destas datas, o esgoto afluyente era visualmente distinto, principalmente na última coleta deste regime (dia 117), em que foram observados sólidos grosseiros e em suspensão em demasia e coloração escura tipo “piche”. Tais pontos devem, pois, ser considerados com ressalvas, porque podem estar

associados a possíveis descartes irregulares de grande porte na rede de esgotamento, não sendo representativos das condições usuais do sistema.

O percentual de DQO solúvel frente ao total afluente foi, em média, levemente superior a 50%, mas extremamente variável (entre 23 e 87%). Não pareceu haver distinção sistemática entre o esgoto FUNDÃO e o VILA&FUNDÃO quanto à fração solúvel da DQO, com o primeiro apresentando, em geral, valores ligeiramente inferiores aos do segundo.

Para a DBO, também foram encontrados valores baixos, frequentemente inferiores a 200 mg/L, com média de 161 mg/L, enquadrando-se na categoria de esgoto fraco a médio (METCALF & EDDY, 1991).

No que tange à relação DQO/DBO, usualmente utilizada para expressar a biodegradabilidade do efluente, obtiveram-se valores variando entre 1,4 e 3,2, com média em 1,7. Apesar da faixa de valores mais ampla que o usual em esgotos domésticos brutos, a quase totalidade dos pontos amostrais é enquadrada como de elevada biodegradabilidade ($<2,5$) (VON SPERLING, 2005).

Já em relação à série nitrogenada, como típico em esgotos sanitários brutos, não foram mensuradas concentrações significativas de formas mais oxidadas (nitrito ou nitrato) (METCALF & EDDY, 1991). O nitrogênio orgânico foi detectado em baixas concentrações, em média 6,0 mgN/L, com valores acima de 10mgN/L (máximo de 18 mgN/L) em apenas duas ocasiões. Em tendência oposta, o nitrogênio amoniacal apresentou valores muito acima do usual em esgotos sanitários em diversos dias de monitoramento, características essas mais próximas de esgoto médio a forte em relação a este parâmetro (Figura 4.9) (JORDÃO & PESSÔA, 2011).

Analisando também efluente de campus universitário, PEIXOTO *et al* (2012) obtiveram resultados semelhantes, com valores elevados de amônia contrastando com baixas concentrações de DQO na linha advinda de banheiros e cantinas. Visto que campi universitários são, em geral, locais de pouca atividade doméstica típica (contribuição fecal e de cozinha), mas com elevada circulação de pessoas, é compreensível que o efluente gerado seja classificado como fraco em termos de matéria orgânica, mas como médio a forte em relação ao amônio. De fato, utilizando esgoto advindo de campus universitário em Pequim, China, GONG *et al.* (2012) também obtiveram média afluente de DQO da ordem de 200 mg/L, enquanto os valores de amônio estiveram próximos a 70 mgN/L.

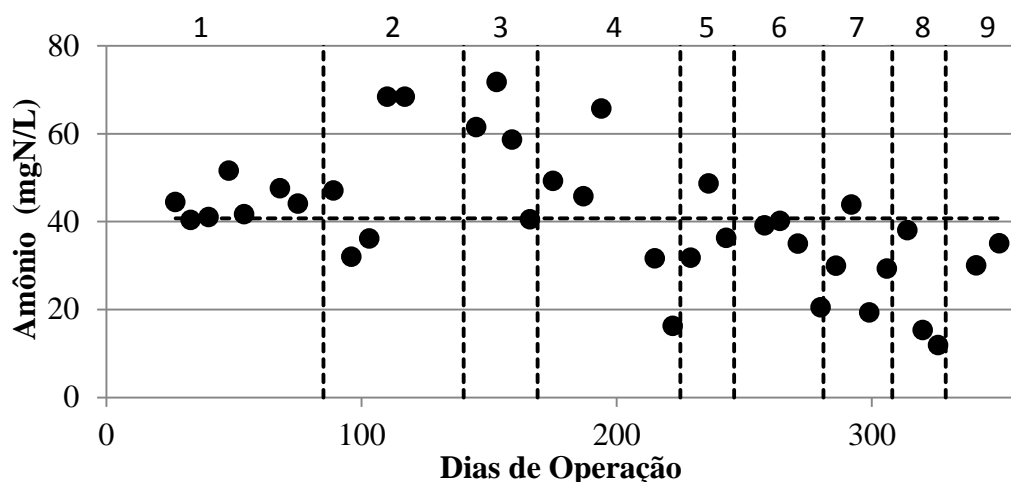


Figura 4.9: Amônio afluyente ao sistema MBBR piloto ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (1: 70%, 0,9h; 2: 70%, 1,1h; 3: 70%, 1,5h; 4: 70%, 2,2h; 5: 70%, 0,9hB; 6: 50%, 2,2h; 7: 50%, 5h; 8: 30%, 2,2h; 9: 30%, 5h). Valor médio indicado pela linha tracejada.

Neste estudo, embora a concentração média do nitrogênio amoniacal afluyente tenha sido próxima a 40 mgN/L, este variou entre 12 e 72 mgN/L. Nas primeiras condições operacionais, predominaram valores acima da média, enquanto que, a partir da metade do regime 4 (70%, 2,2 h), os valores, em geral, decresceram, sendo quase que em sua totalidade inferiores à média. A corrente FUNDÃO apresentou usualmente valores de amônio inferiores aos da corrente mista (VILA&FUNDÃO), mas ainda assim, há diversas datas em que ambas as correntes tiveram valores comparáveis.

É provável que o extenso período (em torno de 100 dias) de paralização das atividades de aula na universidade em 2015 tenha impactado as características do esgoto afluyente à estação entre os dias 150 e 240 de operação do sistema, com grande redução da circulação na Cidade Universitária, sobretudo, após o dia 160. (RAITER, 2015). O retorno atípico às aulas somado a greves dos funcionários da limpeza e à menor participação da corrente VILA nas últimas condições operacionais podem ajudar a explicar as baixas concentrações de amônio obtidas em comparação com a primeira metade da pesquisa. Contudo, em se tratando de um efluente real, fica difícil o entendimento preciso das flutuações do sistema em um curto e variado período amostral.

Em termos de sólidos em suspensão, os valores voltaram a ser típicos de esgoto fraco, com algumas poucas amostras apresentando teor de SST acima de 100 mg/L, sendo esta a média para esse parâmetro (Figura 4.10) (METCALF & EDDY, 1991). A

relação SSV/SST, frequentemente superior a 75%, indicou baixa estabilização dos sólidos em suspensão, usual em águas residuárias brutas (JORDÃO & PESSÔA, 2011). Estranhamente, as coletas realizadas nas condições operacionais 7 e 8 tiveram valores inferiores a 60%, com mínimo de 20%, indicando predomínio da fração inerte. Para os primeiros pontos da condição 7 (dias 292 e 299), os expressivos valores de SST combinados a baixos valores de SSV podem estar ligados à ação de chuvas constatadas no período associadas à baixa carga orgânica (carreamento de partículas inertes do solo para a rede).

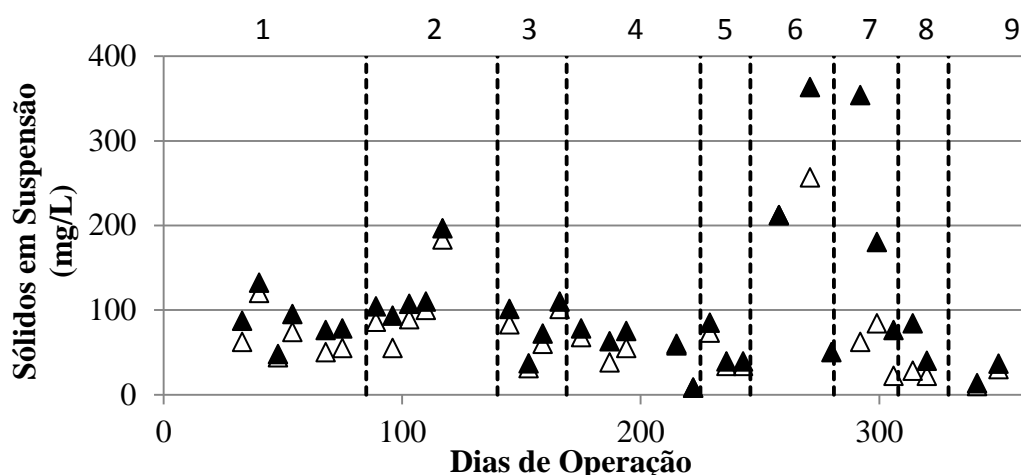


Figura 4.10: SST (▲) e SSV (Δ) afluentes ao sistema MBBR piloto ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (1: 70%, 0,9h; 2: 70%, 1,1h; 3: 70%, 1,5h; 4: 70%, 2,2h; 5: 70%, 0,9hB; 6: 50%, 2,2h; 7: 50%, 5h; 8: 30%, 2,2h; 9: 30%, 5h).

Já no que se refere ao reator de bancada, este foi exposto a um ambiente muito mais estável, sendo as características do afluente devidamente controladas e mantidas ao longo de todo o período experimental, sem distinção significativa entre as condições operacionais avaliadas, como ilustra a Figura 4.11 (concentração de DQO e amônio afluentes).

Em relação ao cloreto, este foi mantido em valores também constantes e inferiores a 500 mgCl/L, o que seria próximo à média obtida para a corrente FUNDÃO.

Já o OD variou entre 4,5 e 7,5 mg/L, estando em média em torno de 6,0 mg/L. A necessidade de uma maior vazão de ar para manter as mídias em movimento aliada à pequena dimensão do reator explica os valores superiores aos aferidos no reator piloto, mesmo mantendo-se maior carga orgânica volumétrica.

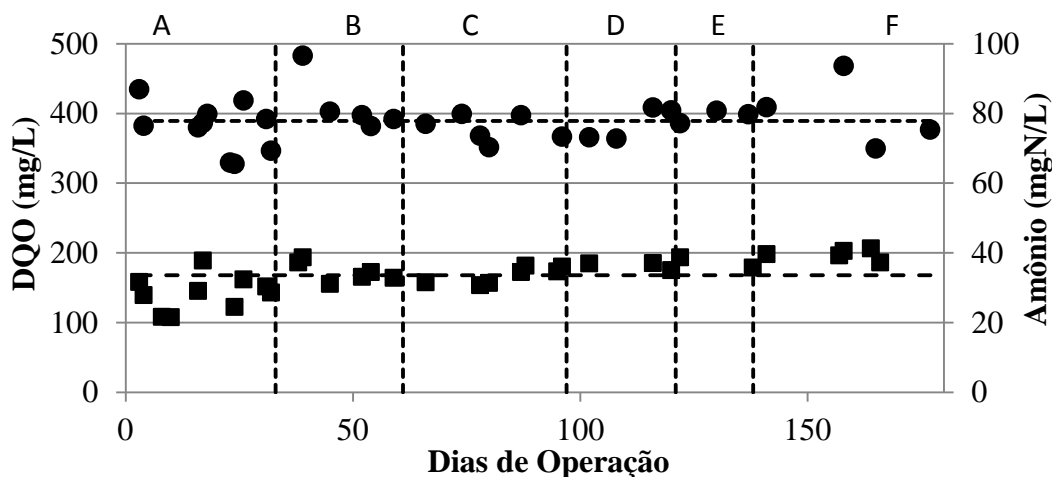


Figura 4.11: DQO (●) e amônio (■) afluentes ao sistema MBBR de bancada ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (A:70%,1,5h; B: 50%,1,5h; C:50%,3,3h; D:30%,3,3h; E:30%, 1,5h; F:10%, 3,3h). Linhas tracejadas indicam os valores médios em cada conjunto de dados.

4.2 Sólidos

4.2.1 Comparação entre os Diversos Métodos para Quantificação de Sólidos Aderidos

Após diversos testes pontuais, de forma a entender os mecanismos envolvidos com cada método de quantificação (descritos na seção 3.3) e suas limitações, foram escolhidas duas datas, de regimes diferentes, para a reprodução e comparação simultânea de todos os métodos selecionados, à exceção do PDM2 (pesagem direta descontando massa teórica do suporte limpo).

Para esse método, testes prévios já indicaram sua baixa eficácia em comparação com o PDM1 (pesagem direta descontando massa real da mídia limpa), devido à extrema variabilidade da massa dos suportes virgens. Mesmo com o grande grupo amostral, o desvio foi altíssimo para a variante PDM2 e diferenças de quase 15.000 mgSAT/L foram constatadas na comparação dos valores obtidos com cada uma das 22 médias utilizadas no teste, como indica a Tabela 4.3.

Tabela 4.3 Comparação entre os métodos de pesagem direta PDM1 e PDM2

Condição Operacional: 70%; 0,9h	Massa Mídias Virgens	SAT (PDM2)	SAT (PDM1)
Nº de mídias analisadas	25	22	5
Média	3,4534 g	2027 mg/L	2815 mg/L
Desvio	0,0904 g	3921 mg/L	265 mg/L
Coef. de Variação	2,6%	193%	9%
Mínimo	3,3099 g	-4163 mg/L	2491 mg/L
Máximo	3,6058 g	10683 mg/L	3099 mg/L

Excluindo-se o PDM2 da comparação, a Figura 4.12 mostra os resultados obtidos para os sete outros métodos testados em termos de sólidos aderidos totais por mídia (mgSAT/mídia), com os respectivos erros padrão associados.

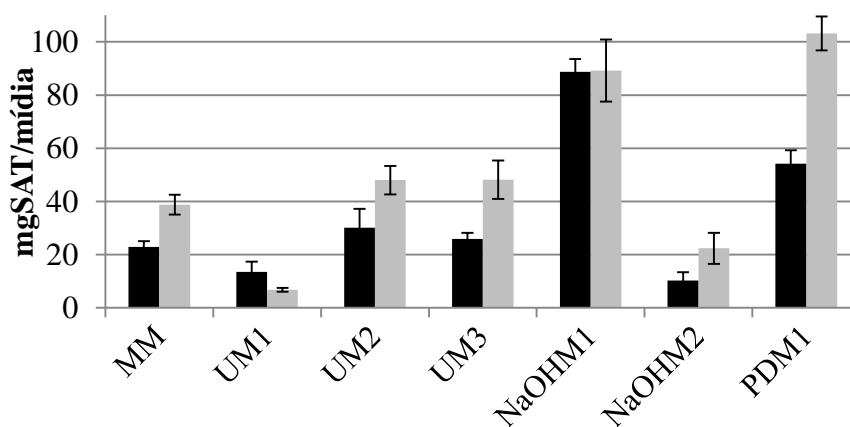


Figura 4.12: Sólidos aderidos totais por mídia (mgSAT/mídia) para os diversos métodos testados em duas datas de condições operacionais distintas (dia 231 com “70%, 0,9hB” em preto e dia 284 com “50%, 5h” em cinza).

Por mais que a comparação, em termos absolutos, dos resultados, obtidos em datas diferentes não seja adequada por refletirem condições operacionais distintas, é interessante notar algumas similaridades (tendências). O MM (extração manual), UM2 e o UM3 (extração por ultrassom + raspagem manual) apresentaram valores similares em ambas as datas. Já o UM1 (extração por ultrassom sem agitação ou raspagem) forneceu resultado bastante inferior, indicando que, para o suporte testado, apenas a sonicação não é suficiente para desprendimento do biofilme.

Para o MM, a forma da mídia (longa e compartimentada) restringiu a penetração da espátula e sua movimentação em determinados pontos do suporte, o que explica a

reduzida fração de biomassa coletada por meio deste método. Para os métodos com uso de ultrassom, a forma da mídia também pode ter impactado negativamente a geração de turbulência e, por conseguinte, o desprendimento do biofilme.

Entretanto, mesmo subestimando a concentração de sólidos do reator, os métodos por extração manual ou sonicação oferecem a vantagem de preservarem a comunidade bacteriana, sendo úteis para testes de sedimentabilidade do lodo aderido e microscopia do lodo aderido, entre outros.

O PDM1 teve bom desempenho, sendo de simples execução e permitindo uma melhor limpeza das mídias, já que não era necessário preservar o produto da extração do biofilme nesse método. Uma grande vantagem deste frente aos anteriores foi a possibilidade de melhor quantificação estatística dos resultados, já que cada mídia era considerada um elemento amostral, enquanto que no MM e nos métodos baseados em ultrassom (UM1, UM2, UM3), cada conjunto de três mídias formava um elemento amostral, devido à extração apenas parcial do biofilme a partir desses métodos e, em consequência, limitação na detecção da massa.

Entretanto, um inconveniente do PDM1 é a impossibilidade de seu uso para caracterizar os teores de SAV ou SST e SSV equivalente, haja vista a impossibilidade de levar os suportes diretamente à mufla e por não haver extração prévia à pesagem.

O NaOHM2 (extração por NaOH seguido de centrifugação) forneceu baixos valores de sólidos, similares ou mesmo inferiores aos obtidos com UM1. Ao provocar lise celular (CAMMAROTA & SANT'ANNA, 1998), o hidróxido de sódio pode favorecer a solubilização de material antes intracelular. Dessa forma, ao centrifugar o produto da extração para separar o NaOH do precipitado, perde-se parte do conteúdo da biomassa que, se não tivesse sofrido lise, também estaria precipitada. Procedimento análogo ocorreria se o material fosse filtrado, também na tentativa de separar o hidróxido de sódio dos sólidos extraídos. Dessa forma, percebe-se que métodos que causam lise celular não são indicados para quantificações do tipo SST ou SSV equivalente (resíduo não filtrável da extração do biofilme).

Em contrapartida, o NaOHM1 forneceu valores relativamente elevados, principalmente para o dia 231 em que destoou significativamente dos demais resultados. Para este método, não foi observada a tendência geral de aumento do armazenamento de sólidos aderidos por mídia da condição de 70% (série preta) para a de 50% (cinza) de recheio, sistematicamente constatada entre as demais análises e inclusive já relatada na literatura (GU *et al.*, 2014; WANG *et al.*, 2005).

Além disso, os maiores erros associados ao NaOHM1 levam a reduzir sua confiabilidade. Desde problemas triviais quanto à concentração exata da solução de NaOH e à calibração das pipetas até possíveis reações complexas entre o hidróxido de sódio e ácidos voláteis presentes no biofilme prejudicam a eficácia deste método. Além disso, foi constatada frequente e significativa perda de massa na comparação entre a massa pós-estufa e pós-mufla dos brancos utilizados (cadinhos contendo apenas NaOH, sem biofilme). É possível que ocorra perda de água higroscópica do hidróxido de sódio a altas temperaturas, mas que a perda constatada no branco não seja efetivamente a mesma que ocorre com a amostra, haja vista possíveis reações com componentes do biofilme.

Corroborando tais hipóteses, a Figura 4.13 mostra os resultados obtidos para o coeficiente SAV/SAT durante as comparações dos diversos métodos. Como pode ser percebido, os métodos baseados na extração do biofilme com emprego de NaOH apresentaram valores inferiores aos das demais análises, além de grande variabilidade entre as duas datas.

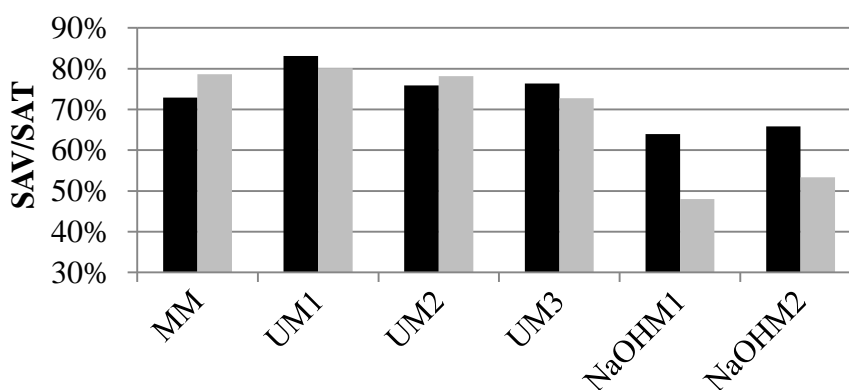


Figura 4.13: Comparação do coeficiente SAV/SAT para os diversos métodos testados em duas datas de condições operacionais distintas (dia 231 com “70%, 0,9hB” em preto e dia 284 com “50%, 5h” em cinza).

OLIVEIRA (2008) também encontrou percentual de voláteis significativamente inferior na comparação de método com emprego de NaOH com outros baseados em forças mecânicas para extração da biomassa imobilizada.

De fato, em testes prévios, desvios amostrais elevados foram usuais no NaOHM1, além de percentual de voláteis amplamente variado, desde valores baixos, como 50%, até próximos ou mesmo superiores a 100%, valores estes fora da faixa

normal obtida para sistemas MBBR (CAO, 2014; DUAN *et al.*, 2013; IZQUIERDO, 2006; NOGUEIRA, 2013).

Os demais métodos tiveram resultados similares em ambas datas, variando entre 73 e 83%. Para o UM1, houve uma tendência a se obter valores ligeiramente superiores de SAV/SAT.

De acordo com ZHANG & BISHOP (1994), o total de biomassa viável diminui das porções externas do biofilme em direção às camadas mais próximas do suporte. Com a extração deficitária apresentada pelo UM1, se comparado aos demais métodos que também fazem uso de agitação e raspagem manual, é provável que as camadas mais externas do biofilme tenham sido preferencialmente desprendidas. Contudo, em função da reduzida espessura do biofilme encontrado nos suportes do reator piloto, é de se esperar que tal diferença entre as camadas mais internas e externas não seja tão significativa, o que pode ter levado apenas a um ligeiro acréscimo na relação SAV/SAT.

Considerando todos os resultados apresentados, foi adotado o PDM1 para monitoramento dos sólidos totais aderidos (SAT) em ambos os reatores ao longo de todo estudo. Já para a quantificação da fração volátil, o UM3 foi empregado para obtenção do percentual SAV/SAT, que era então aplicado aos resultados obtidos pelo método anterior.

Tomando esses dois métodos como referência para a quantificação de cada parâmetro (PDM1 para determinação de SAT e o UM3 para a relação SAV/SAT), a Figura 4.14 ilustra o desempenho relativo de cada método frente ao dos métodos de referência ($\text{Desempenho Relativo}_{\text{método } i} = \text{resultado}_{\text{método } i} / \text{resultado}_{\text{método referência}}$).

Em termos de SAT, o MM, U2, U3 e o NaOH2 apresentaram certa constância da relação nas duas baterias de teste, com diferenças absolutas inferiores a 10%. Já a maior variabilidade nos resultados do NaOH1 vai ao encontro ao esperado em função dos problemas já supracitados relacionados a este método. Para o UM1, levando em consideração a hipótese de descolamento preferencial das camadas mais superficiais do biofilme, a maior variabilidade das relações obtidas leva a crer que estas estejam profundamente associadas às características do biofilme, como sua espessura, resistência ao cisalhamento ou biomassa aprisionada ao biofilme e não efetivamente aderida ao suporte (BASSIN *et al.*, 2016; DONLAN & COSTERTON, 2002).

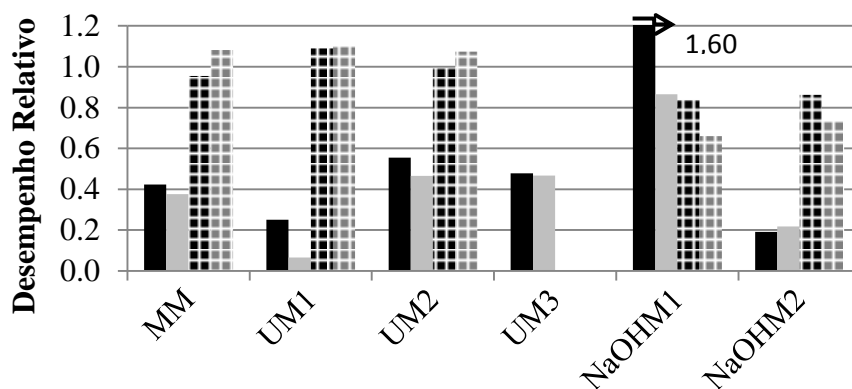


Figura 4.14: Desempenho relativo de cada método a um método considerado como referência em duas datas de condições operacionais distintas (dia 231 com “70%, 0,9hB” em preto e dia 284 com “50%, 5h” em cinza). SAT em colunas cheias e SAV/SAT em colunas pontilhadas (PDM1 usado como método referência para SAT e UM3 para SAV/SAT).

O desempenho relativo dos diversos métodos torna-se, pois, útil para averiguar a qualidade dos resultados obtidos a partir de cada metodologia, independentemente de variações das características intrínsecas ao biofilme ou da execução dos testes (operador, preparo de soluções, etc.). Tais relações podem também ajudar a preencher lacunas de monitoramento, advindas de problemas ou impossibilidade na execução de um dado método (quebra de algum aparelho específico, falta de reagente, etc.).

Para a relação SAT_{UM3}/SAT_{PDM1} ao longo de todo estudo (série de 15 elementos), obteve-se média de 0,47, exatamente a mesma das duas baterias de testes comparativos (desvio padrão de 0,09 para a série de 15 elementos).

Em termos de SAV/SAT, percebe-se claramente a variabilidade dos testes NaOHM e a maior constância e intercâmbio dos resultados dos métodos baseados em sonicação ou extração manual.

Todavia, para o desempenho relativo dos métodos em geral (em termos de SAT ou SAV/SAT), um maior intervalo amostral seria indicado para corroborar as relações obtidas.

4.2.2 Dinâmica dos Sólidos nos Reatores

No MBBR em escala piloto, a aeração vigorosa e as maiores dimensões do reator permitiram uma boa circulação das mídias, mesmo a 70% de recheio. Como

consequência da baixa carga orgânica afluyente, a espessura do biofilme manteve-se fina (BASSIN, 2012), como recomendado para maximizar a difusão de substrato mesmo às camadas mais internas (KRIKLAVOVA & LEDERER, 2010; RUSTEN *et al.*, 2006).

Já na escala de bancada, apesar da manutenção de valores de OD superiores aos da escala piloto, a circulação das mídias foi deficitária. As grandes dimensões do suporte utilizado não foram compatíveis com o pequeno volume do reator. Por certo, a 70% de recheio, a movimentação das mídias era praticamente inexistente, com essas sendo capazes apenas de ligeira vibração. Já em frações de recheio menores, houve tendência dos suportes ficarem acumulados na superfície ou no fundo do reator, sem movimentação completa.

Tal comportamento, aliado à maior e mais facilmente biodegradável carga orgânica superficial afluyente, levou a maiores espessuras do biofilme e mesmo a um crescimento excessivo deste, com o surgimento de um material gelatinoso amarelado, que se alastrou por todo reator. Tal material era altamente hidratado, rico em polissacarídeos e proteínas e abrigava uma ampla comunidade microbiana, porém de baixa densidade, com os microrganismos mais espalhados pela matriz.

É provável que esse material estivesse associado a uma produção excessiva de EPS, induzida por uma mudança no comportamento bacteriano em resposta contrária ao arraste da biomassa, sobretudo, no baixo TDH (BASSIN *et al.*, 2016). Comparando efluentes sintético e real de mesmas concentrações de DQO e amônio, (DUAN *et al.*, 2013) concluíram que o efluente sintético gerou maior produção de EPS ricos em proteínas em sistema MBBR.

Dessa forma, a alta carga orgânica biodegradável (alimento) e o aumento da área disponível para adesão (com baixa turbulência, as paredes do reator e o sistema de aeração também viraram meio suporte) podem ter induzido o crescimento aderido em excesso. De fato, a proliferação de tal material foi maior nas configurações operacionais de maior carga (TDH=1,5h) e no recheio de 70%.

A ausência de movimentação e proximidade das mídias a 70% levou ao crescimento de aglomerados também no espaço entre os suportes, que se aproximaram de uma configuração de leito fixo em poucos dias. Mesmo com o OD superior a 5 mg/L, era perceptível a formação de zonas anaeróbias, com surgimento de maus odores no sistema e encapsulamento das mídias pela gosma formada. O crescimento descontrolado do biofilme também contribuiu para rápido entupimento do sistema de aeração e colmatação do reator, como ilustra a Figura 4.15.

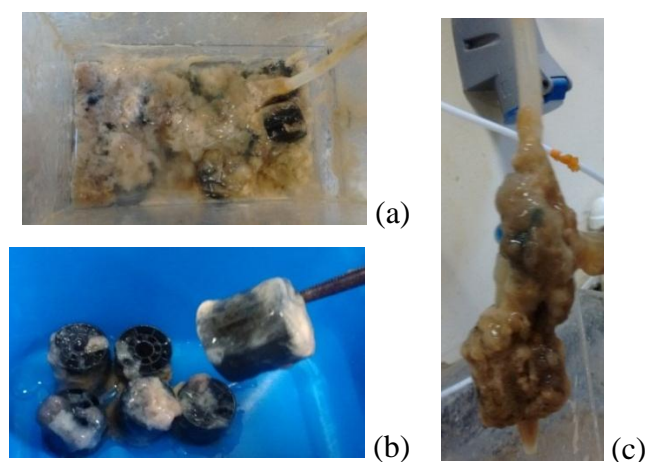


Figura 4.15: Proliferação excessiva de gosma amarelada na condição operacional “70%, 1,5h”. Colmatação do reator (a) e encapsulamento das mídias (b) e difusores (c).

Nas demais condições de fração de recheio, o surgimento de tal material gelatinoso foi menor, sobretudo nas condições de TDH=3,3h (menor carga afluente (~2,7 gDQO/d)). Contudo, mesmo nessas condições, o biofilme manteve-se mais espesso do que no reator piloto, com a ocorrência de uma fina camada também na porção externa ao suporte, fato não constatado em nenhuma condição operacional do reator de maior porte.

No sistema MBBR piloto, os sólidos aderidos representaram a fração majoritária da biomassa presente no reator, como mostra a Figura 4.16. À exceção do dia 117 (esgoto atípico), a porção em suspensão representou menos de 10% dos sólidos voláteis totais quantificados no reator (soma de SSV e SAV), sendo mesmo inferior a 5% em grande parte do tempo. Trabalhando também com MBBR piloto tratando esgoto bruto, PLATTES *et al.* (2006) obtiveram percentual semelhante para SSV, de 7% em relação à biomassa total presente no reator.

O valor dos sólidos em suspensão no reator foi frequentemente inferior ao usual em sistemas MBBR tratando águas residuárias municipais, de 150 a 250 mgSST/L (ØDEGAARD *et al.*, 2010). Tal fato pode estar associado à baixa concentração afluente de sólidos em suspensão (esgoto fraco) e ao biofilme mais compacto, menos sujeito a desprendimento. O percentual em suspensão pareceu independer da fração de recheio ou vazão impostos, possivelmente variando segundo as características do esgoto afluente (concentração de matéria orgânica, presença de compostos potencialmente inibidores ou tóxicos etc.).

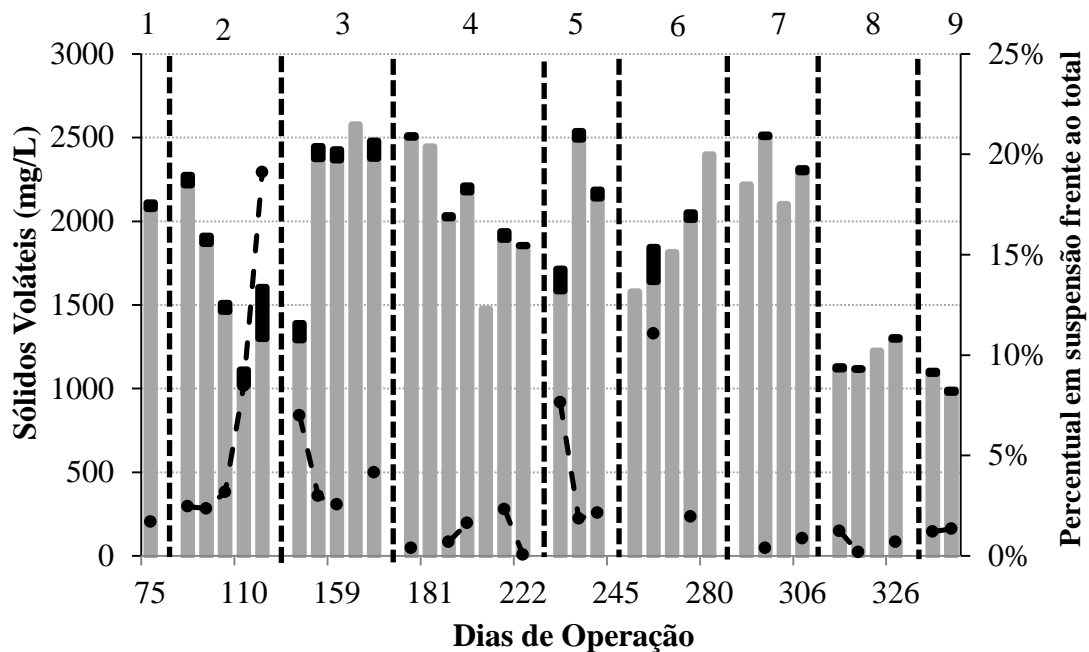


Figura 4.16: SAV (cinza), SSV (preto) e proporção de SSV em relação aos sólidos voláteis totais (SSV+SAV) (●) no MBBR piloto nas diversas condições de recheio e TDH (1:70%, 0,9h; 2: 70%, 1,1h; 3:70%, 1,5h; 4:70%, 2,2h; 5:70%, 0,9hB; 6:50%, 2,2h; 7:50%, 5h; 8:30%, 2,2h; 9:30%, 5h).

Já as concentrações de SAV variaram de 1000 a 2500 mg/L, segundo cada condição operacional, estando frequentemente acima de 2000 mg/L para as condições de recheio de 70 e 50% (Figura 4.16). Em sistema MBBR de bancada, tratando esgoto fraco advindo de campus universitário, GONG *et al.* (2012) também obtiveram sólidos voláteis totais no reator da ordem de 2000 mgSV/L, sendo a fração aderida superior a 85% deste total.

Não obstante, recebendo efluente real e sujeito a um ambiente menos estável, os sólidos voláteis no reator piloto foram função não somente das mudanças operacionais propositais (vazão e recheio), mas também de outros fatores.

Na segunda condição operacional, as afluições atípicas parecem ter tido efeito adverso sobre a biomassa. De fato, era constante a ocorrência de espuma nesse período. Além disso, a constante redução da vazão (operação sem bomba exclusiva) levou a uma operação semelhante a um reator em batelada de longo TDH, o que pode ter contribuído para a redução dos sólidos voláteis pelo consumo de DQO endógena (METCALF & EDDY, 1991).

Na transição do segundo para o terceiro regime, a entrada em operação da bomba e a consequente estabilização da vazão afluyente parecem ter impactado positivamente a biomassa, que se manteve superior a 2000 mgSAV/L até o dia 196. Neste dia, o compressor responsável pela aeração do reator quebrou, sendo substituído apenas 12 dias depois (dia 208), quando, após um período de recuperação, valores superiores a 2000 mgSAV/L voltaram a ser constatados. A manutenção da biomassa em estado anaeróbio, de menor rendimento celular, pode ajudar a explicar a queda na concentração de biomassa (METCALF & EDDY, 1991).

Outra queda na concentração de sólidos aderidos foi quando a fração de recheio foi reduzida de 70 para 50% (da quinta para a sexta condição operacional), explicada pela redução na quantidade de mídias no reator. Entretanto, percebeu-se nítida tendência de aumento da concentração ao longo desta última condição operacional, estabilizando-se acima de 2000 mgSAV/L neste recheio (fases 6 e 7).

Com o número reduzido de suportes no reator, tal resultado só seria possível se houvesse aumento dos sólidos aderidos por mídia na passagem de 70 para 50% de recheio. A Figura 4.17 ratifica, pois, tal hipótese ao apresentar os valores médios de SAT por mídia em cada condição operacional. Cabe ressaltar que, pelos motivos já explicitados, para a condição “70%, 1,5h”, o primeiro ponto foi retirado e, para a “50%, 2,2h”, apenas o último ponto foi considerado, de modo a refletir os valores de equilíbrio encontrados nessas fases operacionais.

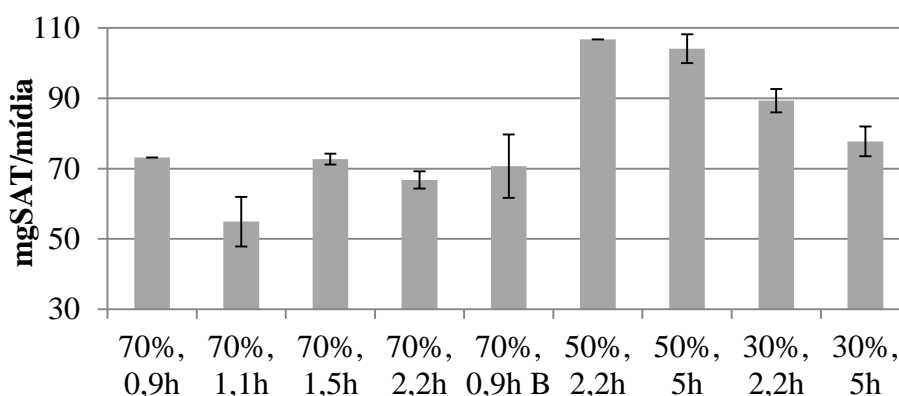


Figura 4.17: Valores médios de mgSAT/mídia no sistema MBBR piloto em cada condição operacional testada.

Percebe-se que a massa de sólidos aderidos por mídia pareceu não variar para as diversas vazões testadas, sendo principalmente função da fração de recheio. Para os

regimes a 70% de enchimento, valores em torno de 70 mgSAT/mídia foram obtidos, chegando a quase 110 e 80 mgSAT/mídia, respectivamente, a 50 e 30% de recheio.

Efetivamente, a concentração de sólidos aderidos é fruto do equilíbrio entre a adesão e o desprendimento microbiano, sendo fortemente influenciada pela fração de recheio (WANG *et al.*, 2005). O aumento desta leva a um aumento da vazão de ar necessária para a fluidização do leito de suportes e das colisões entre eles, ambas tendendo a tornar o biofilme mais fino (GU *et al.*, 2014).

Todavia, na última condição de recheio testado (30%), mesmo com o aumento dos sólidos por mídia em relação às fases com 70% de enchimento, a expressiva diminuição do número de suportes levou a concentrações de biomassa aderida mais baixas, da ordem de 1000 mgSAV/L. Somado a isso, a baixa concentração de matéria orgânica afluyente, com valores de DQO rotineiramente inferiores ou próximos a 100 mg/L, pode ter contribuído para que a estocagem de sólidos por mídia a 30% tenha sido significativamente inferior ao obtido a 50%.

Trabalhando com efluente sintético em escala de bancada, WANG *et al.* (2005) também constataram mudanças significativas tanto na concentração quanto na estrutura da biomassa aderida. A 20% de FR, o biofilme era mais fofo, ao passo que a frações mais elevadas, este se tornou mais fino e denso. Os autores obtiveram pico de concentração de sólidos aderidos também a 50%, mas chegando a um máximo de apenas 1500 mgSAT/L.

É possível que o valor mais baixo, se comparado ao do presente estudo, esteja atrelado ao método de quantificação utilizado. Promovendo a extração do biofilme via sonicação durante apenas três minutos, é possível que nem toda a biomassa tenha sido removida dos suportes. Contudo, ao dividir os valores obtidos pelos autores por 0,47, fator obtido neste estudo na comparação entre o PDM1 (método referência deste estudo) e o UM3 (método por sonicação), e multiplicar-se o resultado pelo valor típico de SAV/SAT de 0,75, obtém-se 2400 mgSAV/L, semelhante ao encontrado nesta pesquisa.

Esses mesmos autores encontraram SSV inferiores a 350 mg/L para recheios superiores a 20%, valores condizentes com o obtido na planta piloto. Adicionalmente, constataram queda expressiva da concentração de biomassa em suspensão com o aumento de recheio de 10 a 30%, ficando estável a partir desta. Tal associação da concentração de sólidos em suspensão com o recheio não foi perceptível neste estudo, talvez justamente pelo intervalo reduzido de enchimentos utilizado (já na faixa de SSV constantes no estudo de WANG *et al.* (2005)).

Por outro lado, GU *et al.* (2014) observaram redução contínua do armazenamento de sólidos por mídia (mgSAT/mídia) com o aumento do recheio de 20 a 60%. Apesar disso, o equilíbrio entre quantidade de suportes e sólidos por suporte levou a máxima concentração de SAT também em 50%, chegando a 3100 mgSAT/L, valor semelhante ao encontrado neste estudo se considerarmos uma relação SAV/SAT de 0,75. Contudo, cabe a ressalva que os autores usaram um método de quantificação similar ao PDM2 (pesagem direta descontando valor teórico do suporte limpo), bastante influenciado pela distribuição de massa dos suportes virgens ou limpos.

Apesar de não ter sido o escopo desta pesquisa, diversos autores relatam que o biofilme a 50% de FR é também mais maduro, com maior diversidade funcional microbiana e equabilidade de espécies, em comparação com o observado em outras frações (CALDERÓN *et al.*, 2012; GU *et al.*, 2014; MARTÍN-PASCUAL *et al.*, 2012).

O sistema MBBR de bancada exibiu comportamento semelhante ao do piloto, mas com valores superiores de SAV, haja vista o biofilme mais espesso e a ausência de condições adversas (potenciais agentes externos perturbadores, parada da aeração etc.).

Como ilustrado na Figura 4.18(a), valores de quase 3000 mgSAV/L foram obtidos nos recheios de 70 e 50%, havendo também aumento na massa de sólidos por mídia na transição do regime de 70 para 50% de FR (Figura 4.18(b)). Contudo, diferentemente da escala piloto, a massa de sólidos por mídia não diminuiu na passagem de 50 para 30% de recheio e aumentou ligeiramente a 10%, resultado possivelmente associado à manutenção de alta carga orgânica afluyente, ao contrário do ocorrido no piloto.

Para os sólidos aderidos no reator de pequeno porte, a Figura 4.18 (b) mostra que estes apresentaram elevado percentual de voláteis, provavelmente devido ao efluente sintético contendo compostos orgânicos facilmente biodegradáveis. Tal parâmetro pareceu ser independente da fase operacional testada, variando apenas de 85 a 89% SAV/SAT. Os resultados estão dentro da faixa obtida em estudos prévios com sistemas MBBR de bancada (BASSIN *et al.*, 2016; CAO, 2014).

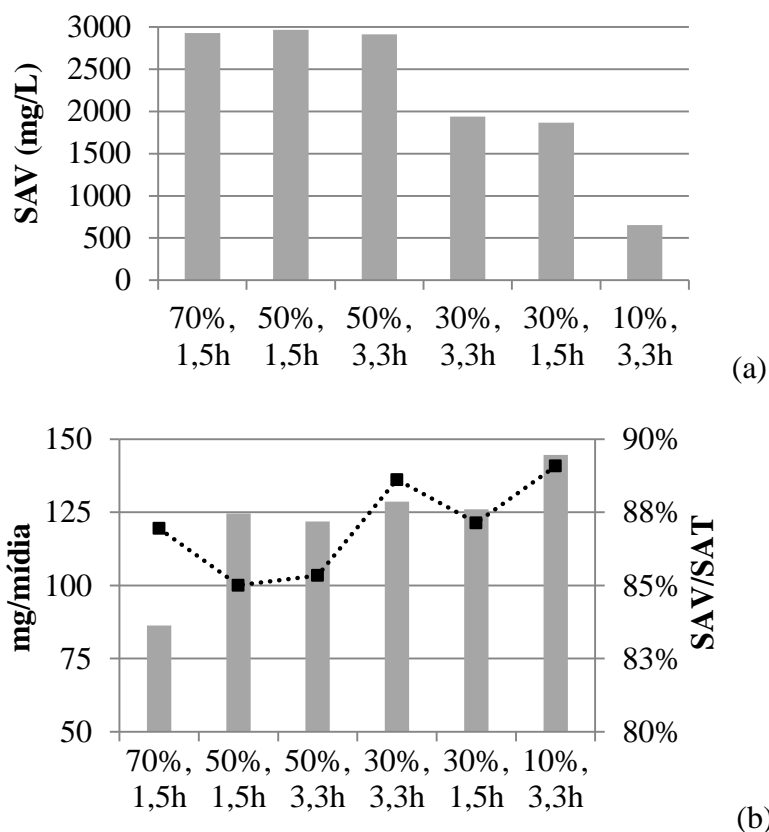


Figura 4.18: Valores de SAV (mg/L) (a) e mgSAT/média (cinza) e relação SAV/SAT (■) no sistema MBBR de bancada em cada condição operacional testada.

Já no reator piloto, os valores de SAV/SAT foram menores, em geral entre 75 e 80%, possivelmente fruto do afluente ter sido esgoto real (Figura 4.19). Todavia, é interessante observar as variações de tais parâmetros frente a eventos específicos, já que, como o sistema de bancada, não pareceu haver distinção entre as condições operacionais.

Assim como observado para a concentração de sólidos voláteis (Figura 4.16), as características atípicas do afluente na segunda fase operacional podem estar associadas à tendência de queda constatada na relação SAV/SAT. Além disso, logo após 12 dias sem aeração, verificou-se mineralização dos sólidos aderidos, com SAV/SAT caindo para 67% (dia 209). Com a retomada da aeração, percebeu-se aumento da fração volátil que cresceu paulatinamente até estabilizar-se em cerca de 80%. O relativo longo período para recuperação da fração SAV/SAT pode, em parte, ser devido à baixa concentração de matéria orgânica afluente e aportes de águas da Baía de Guanabara (sal e outros poluentes) no período.

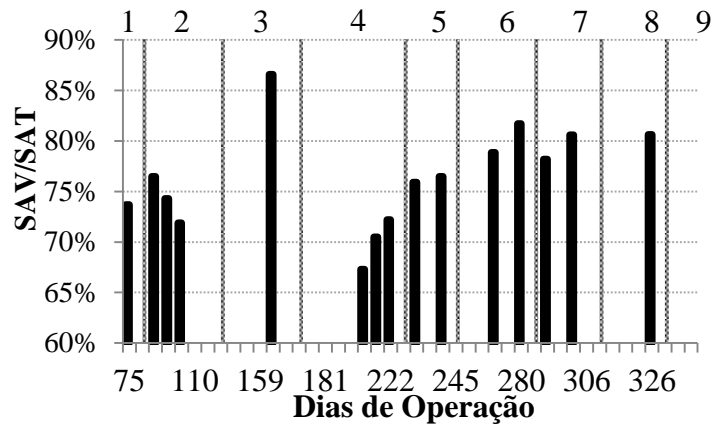


Figura 4.19: Relação SAV/SAT no sistema MBBR piloto ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (1: 70%, 0,9h; 2: 70%, 1,1h; 3: 70%, 1,5h; 4: 70%, 2,2h; 5: 70%, 0,9hB; 6: 50%, 2,2h; 7: 50%, 5h; 8: 30%, 2,2h; 9: 30%, 5h).

Voltando à concentração de SSV no sistema piloto, além desta ser pouco expressiva frente à fração de biomassa aderida, percebe-se que foi frequentemente inferior à própria concentração de SSV afluyente ao reator, como ilustra a Figura 4.20.

Com razões $SSV_{reator}/SSV_{afluyente}$ inferiores a 1,0 e somado ao fato do esgoto afluyente ser fraco quanto ao parâmetro sólidos em suspensão, conclui-se que houve baixo desprendimento do biofilme e considerável hidrólise da matéria orgânica particulada. Dessa forma, percebe-se que o reator foi também efetivo no abatimento da DQO particulada, mesmo nas condições de alta vazão (baixo TDH). Pelos resultados obtidos, não se observa uma tendência de crescimento ou queda na razão $SSV_{reator}/SSV_{afluyente}$ de acordo com a fração de recheio ou TDH.

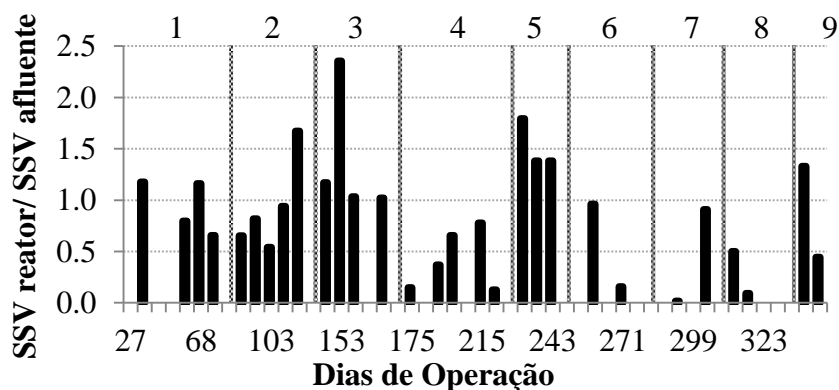


Figura 4.20: Razão entre SSV no reator e SSV afluyente no sistema MBBR piloto ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (1: 70%, 0,9h; 2: 70%, 1,1h; 3: 70%, 1,5h; 4: 70%, 2,2h; 5: 70%, 0,9hB; 6: 50%, 2,2h; 7: 50%, 5h; 8: 30%, 2,2h; 9: 30%, 5h).

Por último, é importante discutir o armazenamento de biomassa por m^2 (ou mesmo m^3) de suporte, parâmetro essencial no projeto de sistemas MBBR. De acordo com o fabricante, a mídia utilizada (MOD940, AMBIO) possui área específica de $687m^2/m^3$ e armazenamento de biomassa de $20,00 gSST/m^2$ ou $8,70 kgSST/m^3$.

No entanto, ao se analisarem os cálculos efetuados pelo fabricante para determinação da área específica, percebeu-se que não foram considerados os espaços da junção das aletas com os cilindros (regiões circuladas na Figura 4.21). Além disso, considerou-se a área externa somada ainda às rugosidades da mídia como área disponível para crescimento do biofilme. Embora tenha sido observado crescimento nessa região no reator de bancada (devido à circulação deficitária dos suportes no interior do reator), esse não foi o caso no reator piloto, não sendo também usualmente observado na literatura (LEYVA-DÍAZ *et al.*, 2013; RUSTEN *et al.*, 2006).

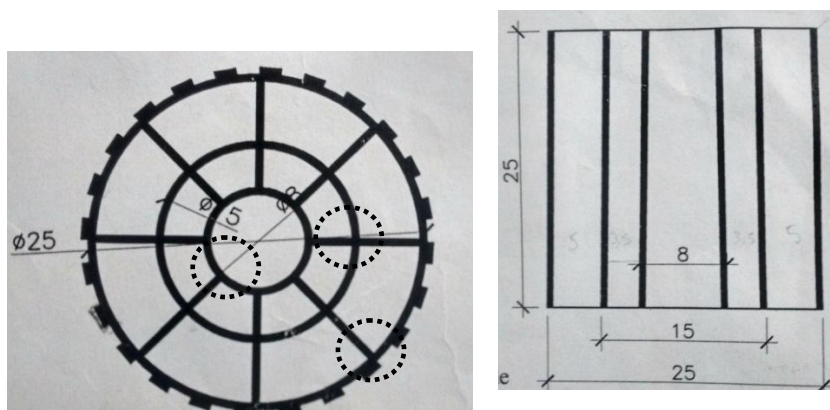


Figura 4.21: Projeções superior e frontal da mídia utilizada. Detalhes para as junções das aletas com os cilindros.

Refazendo-se os cálculos em termos de área efetiva para crescimento do biofilme, considerando-se os pontos acima ressaltados, chegou-se a $428 m^2/m^3$, o que representa uma redução superior a 30% frente ao valor fornecido.

No que tange à concentração de sólidos aderidos no reator, esta depende não somente da área específica do suporte, mas também de outros fatores ligados à sua forma e material, como, por exemplo, a hidrodinâmica da mídia, a presença de áreas protegidas de colisão direta, presença de poros e a facilidade de aprisionamento da biomassa na matriz do biofilme (BASSIN *et al.*, 2016).

Para a mídia utilizada, os valores indicados pelo fabricante para o armazenamento de sólidos por m^2 ultrapassam o citado na NBR 12.209/2011, que discorre que a massa aderida não pode ser considerada superior a $12 gSSV/m^2$ para fins

de dimensionamento dos reatores (ABNT, 2011). Aplicando-se uma relação SSV/SST típica de 80%, percebe-se que os valores do fabricante seriam 33% superiores aos da norma brasileira.

Adicionalmente, para esse parâmetro, não foram citadas as condições operacionais nas quais os valores indicados foram obtidos (fração de recheio, tipo de afluente, tamanho do reator, etc.), bem como o método de quantificação de sólidos utilizado. Contrariamente, neste estudo, mostrou-se que todas as condições acima contribuíram para diferenças significativas nos valores de mgSAT/média encontrados.

De fato, mesmo considerando o valor de área específica calculado ($428 \text{ m}^2/\text{m}^3$) na conversão dos valores de mgSAT/média a gSAT/m^2 (o que levaria a valores maiores do que usando $687 \text{ m}^2/\text{m}^3$), nenhum dos valores calculados para os reatores em escala piloto e de bancada aproximou-se dos valores fornecidos pelo fabricante. A Tabela 4.4 indica os valores encontrados em cada condição operacional testada nos dois reatores, tendo como base tanto a área específica informada pelo fabricante quanto a calculada.

Tabela 4.4: Valores de gSAT/m^2 e kgSAT/m^3 para ambos os reatores em cada condição operacional testada.

	Com m^2/m^3 AMBIO	Com m^2/m^3 CALCULADO	Médias por m^3
	Área Específica (m^2/m^3)		
	687	428	55.000
Regime	gSAT/m^2	gSAT/m^2	kgSAT/m^3
Piloto			
70%;0,9h	6,34	9,40	4,02
70%; 1,1h	4,76	7,06	3,02
70%;1,5h	6,30	9,35	4,00
70%;2,2h	5,79	8,59	3,67
70%;0,9h B	6,12	9,09	3,89
50%, 2,2h	9,25	13,72	5,87
50%, 5h	9,02	13,38	5,72
30%, 2,2h	7,74	11,48	4,91
30%, 5h	6,74	10,00	4,28
Bancada			
70% -1,5h	7,48	11,10	4,75
50% -1,5h	10,80	16,02	6,85
50% -3,3h	10,56	15,67	6,70
30% -3,3h	11,15	16,55	7,08
30% -1,5h	10,92	16,21	6,93
10% -3,3h	12,53	18,59	7,95

Mesmo para os valores mais altos obtidos com o sistema de bancada, cabe ressaltar que, como estão expressos em gSAT/m^2 , os valores em termos de gSST/m^2 seriam ainda menores e, logo, ainda mais distantes dos indicados pelo fabricante. Somado a isso, deve-se lembrar que o reator em escala de bancada operando com afluente sintético representa uma situação idealizada, que frequentemente sobrestimar os valores encontrados em campo.

Em estudo com reator piloto tipo HMBBR tratando esgoto sanitário primário, DI TRAPANI *et al.* (2013) obtiveram máximo de quase 20 gSAT/m^2 , utilizando método de quantificação de sólidos aderidos similar ao PDM1 (pesagem direta descontando valor da mídia limpa). Em outro trabalho com mesmo tipo de afluente, valores de 18 gSAT/m^2 foram obtidos para sistema MBBR piloto, também com método de pesagem direta descontando massa da mídia (RUSTEN *et al.*, 1995a).

Já BASSIN *et al.* (2016) e CAO (2014) encontraram valores mais elevados em sistemas MBBR de bancada, de 18 gSAV/m^2 (afluente sintético) e 23 gSAV/m^2 (afluente industrial), respectivamente. Contudo, é provável que os resultados obtidos estejam condicionados pelo método de quantificação de sólidos aderidos utilizado, via extração com NaOH, haja vista seus inconvenientes já citados, sobretudo na quantificação da fração volátil.

Mesmo assim, todos os valores citados referem-se a sólidos aderidos como um todo (fração filtrável e não filtrável), o que já é uma sobrestimação em relação aos valores expressos em termos de gSST/m^2 (resíduos não filtráveis da extração), como informado pelo fabricante. Nessa base, ANDREOTTOLA *et al.* (2000) obteve 12 gSST/m^2 em reator piloto tratando esgoto sanitário ao aplicar extração do biofilme por método não especificado, seguido de ressuspensão em água destilada e filtração.

Dessa forma, recomenda-se revisão dos valores de área específica efetiva e de armazenamento de sólidos por m^2 ou m^3 do suporte MOD940 (AMBIO), tornando-os mais realistas. Além disso, seria interessante que as condições operacionais utilizadas na quantificação dos resultados de armazenagem de biomassa fossem claramente explicitados ao lado de tais valores.

Somado a isso e considerando a grande variabilidade nos resultados obtidos pelas diferentes metodologias avaliadas neste trabalho, percebe-se que a especificação do método de extração e quantificação de sólidos aderidos utilizado também é essencial para a reprodutibilidade dos dados.

4.3 Matéria Orgânica

Em um reator biológico de tratamento de águas residuárias, a concentração de matéria orgânica solúvel é afetada diretamente pelos microrganismos atuantes no processo, devido à excreção de produtos microbianos solúveis (SMP) e ao próprio consumo de substrato (LU *et al.*, 2001). Entretanto, em sistemas cuja alimentação contém sólidos em suspensão, como é o caso do reator piloto, há também que se considerar a fração suspensa da matéria orgânica (DQO particulada). Esta deve ser primeiramente hidrolisada, para que, uma vez solúvel, esteja biodisponível aos microrganismos (METCALF & EDDY, 1991).

A Figura 4.22 ilustra a variação do percentual solúvel de DQO no afluente e efluente do sistema MBBR piloto ao longo do estudo.

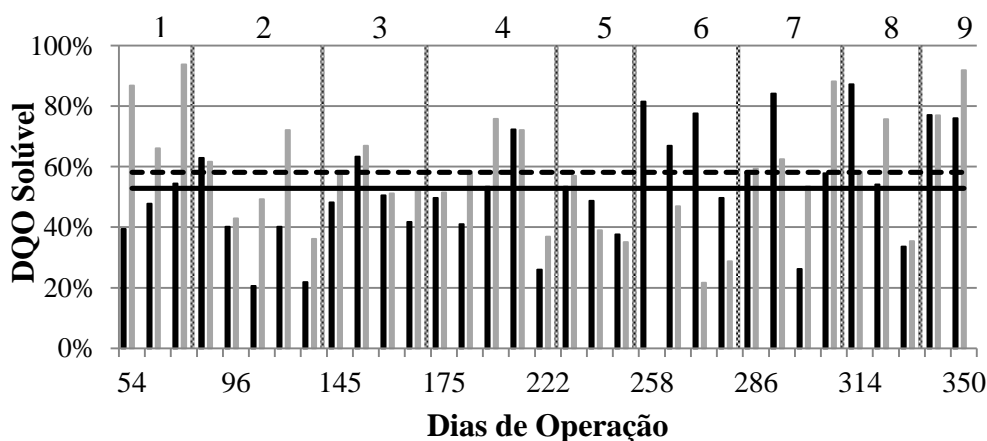


Figura 4.22: Percentual de DQO solúvel frente ao total no afluente (série em preto; média em linha contínua) e efluente (cinza, média em linha tracejada) do sistema MBBR piloto ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (1: 70%, 0,9h; 2: 70%, 1,1h; 3: 70%, 1,5h; 4: 70%, 2,2h; 5: 70%, 0,9hB; 6: 50%, 2,2h; 7: 50%, 5h; 8: 30%, 2,2h; 9: 30%, 5h).

Percebe-se que os percentuais de DQO solúvel no efluente foram frequentemente superiores aos afluentes, sugerindo a ocorrência de hidrólise da matéria orgânica particulada no interior do reator. Contudo, há alguns dias em que a proporção de DQO solúvel é menor na saída do reator do que na sua entrada, sem que estes sejam condicionados por variações de TDH.

Cruzando-se os dados apresentados com os da Figura 4.20 (relação $SS_{Vreator}/SS_{Vafluente}$), percebe-se que a maioria das ocasiões de diminuição da fração

solúvel quando da passagem pelo reator é acompanhada de relações $SSV_{\text{reator}}/SSV_{\text{afluente}}$ inferiores a 1, o que sugere ter havido hidrólise dos sólidos superior ao montante de biomassa oriunda do desprendimento do biofilme.

Sendo assim, é possível que, nesses casos, a biodegradabilidade dos sólidos afluentes possa ter diferido do usual e uma pequena parcela em suspensão tenha tido dificuldade em ser hidrolisada, mas exercido elevados valores de DQO. Dessa forma, ao oxidar a DQO solúvel, o reator acentuou a participação dessa fração particulada inerte, de elevada DQO. Alguns dos dias coincidem, por exemplo, com os pontos de baixa relação SSV/SST afluente, citados na Figura 4.10. O TDH relativamente baixo utilizado (de até 5 h) pode também ter dificultado a hidrólise da matéria orgânica pouco biodegradável (ØDEGAARD *et al.*, 2000).

Especificamente no que concerne à quantificação da matéria orgânica na saída dos reatores biológicos, na ausência de unidade de separação a jusante dos sistemas MBBR, optou-se pela utilização apenas da DQO solúvel efluente, desconsiderando-se a fração particulada (ØDEGAARD, 2004). Dessa forma, a remoção de matéria orgânica foi quantificada em termos de remoção potencial de DQO, entendida como a diferença entre a carga orgânica total afluente e a solúvel efluente (ØDEGAARD, 2006). Essa notação apresenta vantagens sobre quantificações em termos de remoção de DQO total ou de DQO solúvel, sobretudo em sistemas operando com efluentes reais, em que ambos o desprendimento do biofilme e a hidrólise da matéria orgânica contribuem para variações na DQO particulada (ØDEGAARD, 2004).

Nessa base, a Figura 4.23 exhibe os resultados obtidos de eficiência de remoção potencial de DQO, juntamente com os valores médios de DQO total afluente e DQO solúvel efluente para o sistema MBBR em escala piloto nas diversas condições operacionais testadas.

Os valores de DQO solúvel na saída do reator mantiveram-se estáveis ao longo dos diferentes regimes testados, mesmo nas condições de alta vazão afluente (isto é, baixo TDH) e de baixa FR (30%). A grande variabilidade de carga durante o segundo regime (“70%, 1,1 h”) e as características muitas vezes atípicas do afluente (Figura 4.8) também não pareceram afetar o desempenho do reator, uma vez que a eficiência média de remoção nesse período foi similar às das demais condições.

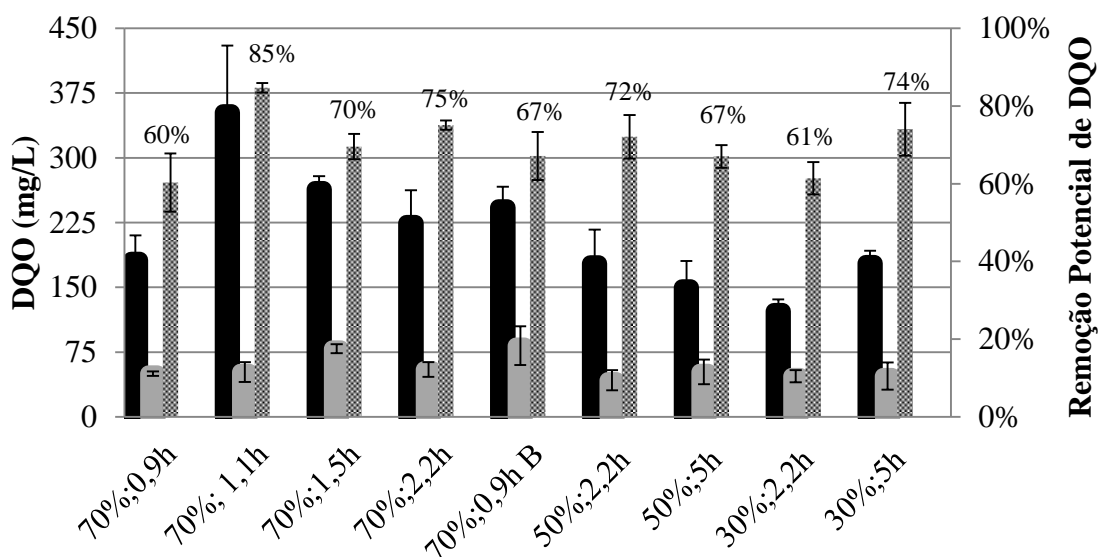


Figura 4.23: Valores médios de DQO total afluente (série em preto), DQO solúvel efluente (cinza) e remoção potencial de DQO (hachurado) no sistema MBBR em escala piloto para as diversas condições testadas.

No terceiro regime (70%, 1,5h), os valores ligeiramente mais elevados de DQO efluente podem ter relação com a instalação da bomba e um período de adaptação à mudança na alimentação do reator. Nas primeiras condições, a vazão era ajustada, gerando um curto tempo de abundância de substrato exógeno para os microrganismos. Com o entupimento da tubulação e progressiva redução da vazão afluente ao reator (Figura 4.1), a microbiota ficava cada vez mais num regime tipo “fome” (ausência de substrato exógeno) (DI TRAPANI *et al.*, 2010). Com a instalação da bomba, o regime de “fome e abundância” deu lugar a um aporte contínuo de substrato, o que pode ter causado um período de aclimatação da biomassa, explicando as eficiências menores do período. De fato, percebeu-se significativo aumento da concentração de biomassa ao longo desse regime, de valores inferiores a 1500 até próximos a 2500 mgSV/L (Figura 4.16).

Na quinta fase operacional (70%, 0,9hB), os valores de DQO mais elevados na saída do reator também podem estar relacionados com a adaptação da biomassa. Nesse regime, os sólidos voláteis cresceram na mesma faixa anterior (de 1500 até 2500 mgSV/L) (Figura 4.16), recuperando-se após o período de parada da aeração e favorecido pela alta carga orgânica. Efetivamente, percebe-se que a DQO solúvel efluente foi progressivamente reduzida ao longo desse regime, passando de 124 mg/L no primeiro dia de coleta a apenas 46 mg/L no último.

Nas condições operacionais precedentes à instalação da bomba (regimes 1 e 2), a forma de alimentação do reator, com reduções e interrupções contínuas da vazão afluente, não pareceu impactar a qualidade do efluente final.

Dadas as considerações anteriores, depreende-se que a DQO solúvel efluente não foi condicionada pelo TDH nem pela fração de recheio, como se o reator estivesse operando abaixo de sua capacidade máxima de tratamento. Mesmo em condições de maior vazão, a carga orgânica afluente foi, em muitos casos, inferior a de regimes de maior TDH, haja vista as oscilações da concentração de matéria orgânica afluente.

Analisando diversos sistemas MBBR alimentados com efluente sanitário real, ØDEGAARD *et al.* (2000) concluíram que não só o valor da carga aplicada é importante, mas a concentração afluente de matéria orgânica e o TDH mantido no reator. Operando sob intervalo de carga orgânica superficial (COS) aplicada similar ao utilizado neste trabalho, os autores obtiveram remoção potencial de DQO de 85 a 90% quando a DQO afluente estava próxima a de esgoto médio (400 mg/L), mas de apenas 65%, quando afluente de 219 mg/L foi tratado. Além disso, em efluentes reais, TDH longos podem favorecer a hidrólise do material de baixa biodegradabilidade, elevando a remoção global de DQO do sistema.

Desse modo, sugere-se que as variações nos percentuais obtidos de remoção potencial de DQO estejam ligadas às oscilações de concentração e composição da matéria orgânica afluente.

Considerando os erros associados, à exceção dos regimes “70%, 1,1h” e “70%, 2,2h”, em todos os demais a remoção potencial de DQO esteve na faixa de 65 a 70%. Os mais significativos percentuais de remoção encontrados na fase operacional de “70%, 1,1h” podem estar associadas à maior carga orgânica e afluente atípico do período. Já no regime 4 (70%, 2,2h), os valores são apenas ligeiramente superiores (75%), o que não se considera estatisticamente representativo como atrelado a alguma condição favorável nesse regime em termos de recheio ou vazão.

Apesar de ter quantificado os resultados em termos de remoção de DQO total, WANG *et al.* (2005) também não observaram diferenças significativas entre sistemas MBBR operados com diferentes frações de recheio e com baixa DQO afluente (200 mg/L), obtendo em média remoção de DQO entre 60 e 70%. Em termos de remoção de DQO solúvel, LOPEZ-LOPEZ *et al.* (2012) também não observaram distinção significativa entre os valores de DQO efluente de reatores a diferentes FRs e alimentados com afluente de 150 mgDQOsolúvel/L.

Mesmo empregando uma sequência de sistemas de leito fixo e MBBR de elevado TDH (9,6 h), GONG *et al.* (2012) também obtiveram remoções de DQO em média de 75% ao tratar esgoto sanitário de baixa concentração orgânica (DQO próxima a 200 mg/L). Resultado semelhante foi encontrado por WANG *et al.* (2006) operando sistema MBBR em escala de bancada tratando esgoto sanitário real de concentração de matéria orgânica média a fraca (entre 145 e 430 mg/L), com TDH de 6 h e em condições de OD próximas às desta pesquisa.

Em termos de remoção de DQO potencial, LEIKNES & ØDEGAARD (2007) obtiveram valores semelhantes aos desta pesquisa, reportando percentuais de remoção variando entre 74 e 78% durante o tratamento de esgoto sanitário com baixa DQO afluente (240 mg/L) ao sistema MBBR.. Já QUÉBEC (2009) obteve remoção um pouco superior, mas ainda próximo ao obtido neste trabalho (84%), ao tratar efluente similar, embora empregando dois sistemas MBBR em série (total de 4 h de TDH) e COS aplicada de apenas 2 gDBO₅/m².d.

Valores mais elevados foram também obtidos por FERRAI *et al.* (2010) (92% de remoção de DQO potencial) ao tratar efluente sanitário de baixa DQO (250 mg/L). Entretanto, os autores empregaram uma sequência de leito fixo, sistema MBBR de dois estágios e filtração, explicitando apenas a eficiência global do tratamento, o que pode explicar os percentuais mais elevados.

Outra forma muito frequente de visualizar os dados em sistemas MBBR é por meio da relação entre carga orgânica aplicada e removida (LEIKNES & ØDEGAARD, 2007; ØDEGAARD *et al.*, 2000; ØDEGAARD, 2004).

Contudo, como nesse tipo de reator, o desempenho é condicionado pela área de crescimento do biofilme e não pelo volume do reator, é mais comum levar em consideração a carga orgânica superficial e não a volumétrica (QIQI *et al.*, 2012)

A taxa de remoção de substratos no biofilme varia conforme a concentração destes: em geral, de primeira ordem em baixas concentrações, de ordem ½ quando a concentração é maior, mas o transporte do substrato através do biofilme é limitante, até ordem zero em elevadas concentrações, quando a cinética enzimática passa a ser limitante (ØDEGAARD *et al.*, 2000).

Nessa perspectiva, a Figura 4.24 ilustra a relação entre carga orgânica aplicada e removida para todo o conjunto amostral. Para os cálculos de COS, utilizou-se a área efetiva de crescimento do biofilme calculada anteriormente (428 m²/m³).

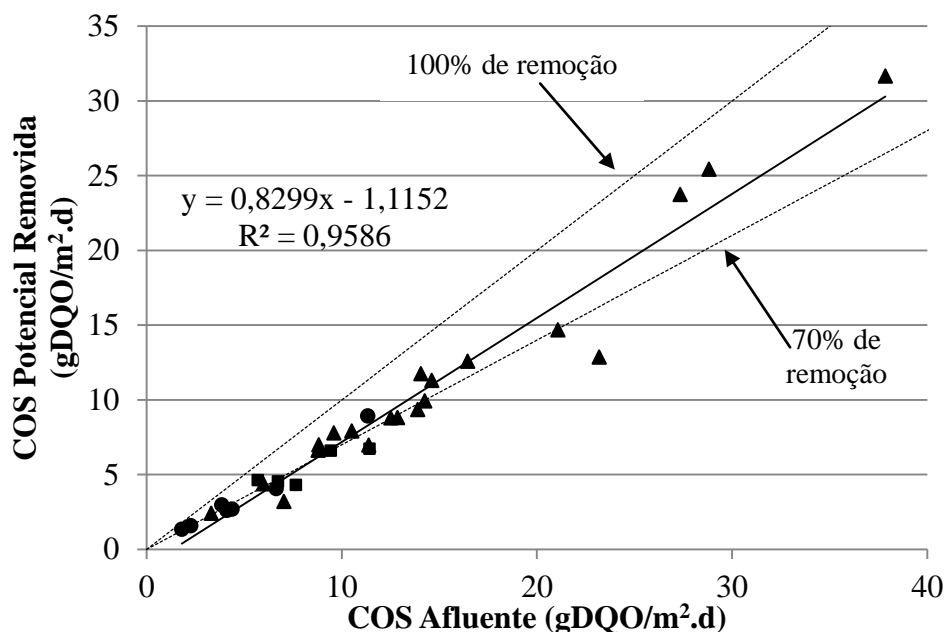


Figura 4.24: Carga orgânica superficial total aplicada e carga orgânica potencial removida ao longo de todo o período de testes no sistema MBBR em escala piloto. Pontos representados por (▲) indicam regimes de 70%, (●) 50% e (■) 30% de recheio.

Evidentemente, em se tratando de um efluente real, composto por diversas substâncias, é de se esperar que variações no comportamento cinético possam ocorrer ao longo do tempo, dependendo das características do afluente (ØDEGAARD *et al.*, 2000). Mesmo assim, percebe-se que a dispersão dos pontos em torno da reta de ajuste foi pequena.

Efetivamente, não houve distinção entre os pontos oriundos de diferentes regimes, todos contribuindo para um ajuste linear bastante significativo. A taxa de remoção de primeira ordem corrobora a hipótese de que a carga orgânica efetivamente removida esteve atrelada à carga orgânica af luente, exemplificando uma condição de substrato limitante.

A produção enzimática bacteriana é normalmente estimulada por fatores ambientais, dentre os quais a própria disponibilidade de substrato (LARSEN, 1992 *apud* QIQI *et al.*, 2012), explicando a tendência de crescimento da carga removida proporcional à aplicada quando em baixas concentrações af luentes de matéria orgânica.

De fato, os valores de COS af luente obtidos estão bem abaixo do limite recomendado por ØDEGAARD (2004) para um bom desempenho de sistemas MBBR, na faixa de até 65 a 80 gDQO/m².d (ou 30 gDQOsolúvel/m².d).

Testando diversas frações de recheio, GU *et al.* (2014) obtiveram DQO efluente estável e também não constataram distinção significativa entre as diversas FR testadas para DQO afluente inferior a 800 mg/L. Somente para valores acima de 2000 mg/L, a remoção de matéria orgânica aumentou progressivamente até 50% de FR, posteriormente diminuindo para FR de 60%. O alto valor de DQO (2000 mg/L) necessário para a distinção entre o desempenho dos diferentes regimes de FR testados pelos autores pode estar atrelado ao efluente industrial, advindo de coqueria, com possível alta relação DQO/DBO.

Apesar de explicitar seus dados em base volumétrica, ALMADA (2012) observou que a remoção de DQO foi maior com o aumento da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, o que seria análogo para a COS a uma mesma fração de recheio (COS e COV são proporcionais em uma dada quantidade de suportes).

Relação também linear foi obtida entre o parâmetro A/M (alimento/microrganismo) e a COS potencial removida, como ilustra a Figura 4.25. Na ausência de valores de DBO para toda a série amostral, a relação A/M foi calculada considerando a DBO como equivalente a 60% da DQO afluente, valor estimado a partir da relação DBO/DQO afluente média, obtida quando ambos os parâmetros foram mensurados no afluente. Como microrganismos, considerou-se a soma de SSV e SAV no reator. De modo a evitar possíveis tendenciamentos na interpretação dos dados, optou-se por trabalhar apenas com os resultados obtidos nas condições após a instalação da bomba (regimes 3 a 9), que representam as fases de alimentação contínua.

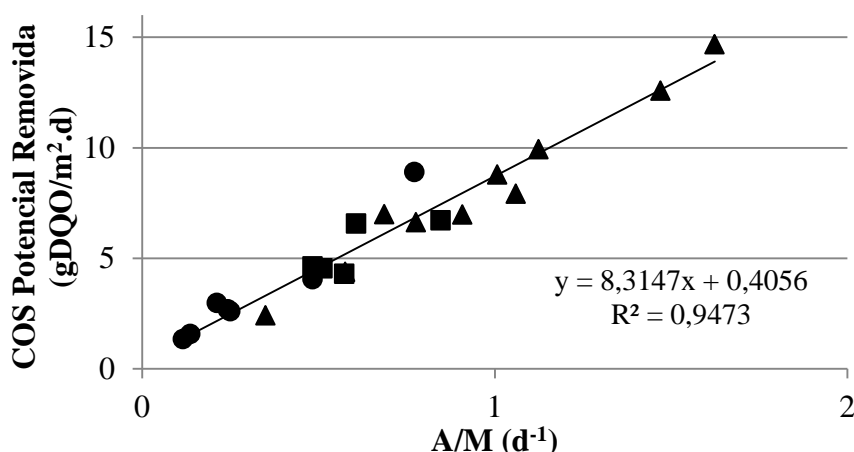


Figura 4.25: Carga orgânica superficial potencial removida em função da relação A/M ao longo de todo o período de testes após instalação da bomba sistema MBBR em escala piloto. Pontos representados por (▲) indicam regimes de 70% de recheio, (●) 50% e (■) 30%.

Percebe-se que também não pareceu haver influência do TDH ou da fração de recheio na relação entre a COS potencial removida e A/M aplicada, com ajuste dos dados a uma função linear. O aumento da COS potencial removida com o aumento da relação A/M é concordante com a situação de substrato limitante.

Os valores de A/M calculados são maiores do que o normatizado para reatores do tipo Lodos Ativados (ABNT, 2011). É possível que tal aumento esteja atrelado à baixa concentração de biomassa, da ordem de 2000 mgSV/L, cerca de metade do tradicionalmente encontrado em plantas de Lodos Ativados (JORDÃO & PESSÔA, 2011). Nesse sentido, pode-se inferir que a biomassa do sistema MBBR é bastante ativa, o que vai de encontro ao comumente relatado na literatura (ANDREOTTOLA *et al.*, 2000; DUAN *et al.*, 2013; GU *et al.*, 2014; IZQUIERDO, 2006; QIQI *et al.*, 2012).

Se por um lado a FR pareceu não influenciar a remoção da carga orgânica nas condições avaliadas, ficou evidente seu impacto sobre o armazenamento de sólidos por mídia (Figura 4.17). Como a carga orgânica afluyente também condiciona o crescimento do biofilme heterotrófico (BASSIN *et al.*, 2012b), é de se esperar que tal influência seja então mediada, entre outros fatores, pela FR.

Desconsiderando-se os pontos em que a concentração de sólidos aderidos parecia não estar em equilíbrio (Figura 4.16), a Figura 4.26 apresenta a relação entre mgSAT/mídia e carga orgânica superficial total afluyente ao reator.

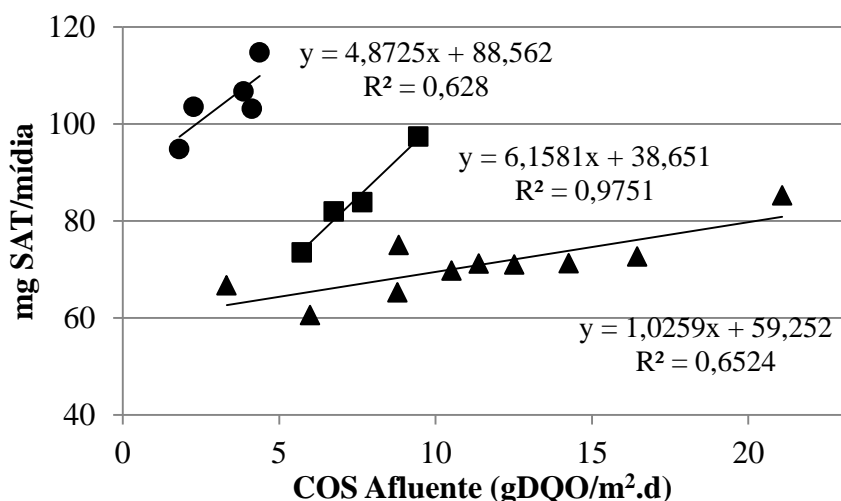


Figura 4.26: Relação mgSAT/mídia em função da carga orgânica superficial total aplicada nas diferentes condições de recheio testadas no sistema MBBR em escala piloto: 70% (▲), 50% (●) e 30% (■).

Percebe-se que, de fato, a massa de sólidos pareceu ser diretamente proporcional à COS afluyente. Contudo, essa tendência pareceu se acentuar com a diminuição da FR, ilustrada pelo aumento dos coeficientes lineares das retas de ajuste. É provável que tal resultado esteja atrelado à diminuição da turbulência no reator e das colisões entre mídias em condições menos expressivas de recheio. Dessa forma, o cisalhamento sobre o biofilme é menor e a biomassa pode crescer frente a maiores concentrações de substrato sem ser constantemente desprendida do suporte (GU *et al.*, 2014).

A 70% de FR, o biofilme mais denso deve ter tido um crescimento efetivo mais lento e por isso sua resposta frente a aumentos de carga orgânica foi expressivamente menor ao exibido pelos outros recheios.

Já no reator em escala de bancada, o desempenho do sistema MBBR no que concerne à remoção da matéria orgânica foi facilitado pelo afluyente altamente biodegradável e isento de compostos inibidores. Além disso, a ausência de sólidos afluyentes dispensou a etapa de hidrólise, permitindo uma remoção mais ampla e rápida dos compostos orgânicos.

De fato, as remoções de potenciais DQO foram maiores do que o observado no sistema em escala piloto, como ilustra a Figura 4.27.

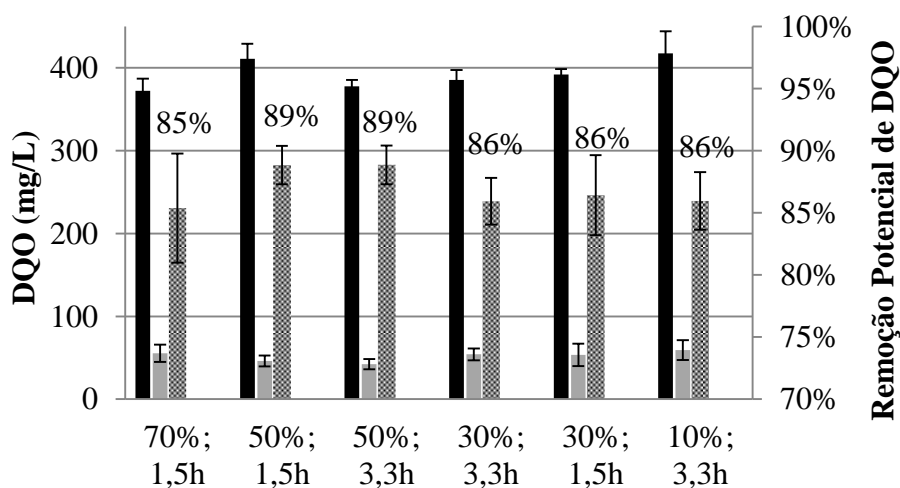


Figura 4.27: Valores médios de DQO total afluyente (série em preto), DQO solúvel efluente (cinza) e remoção potencial de DQO (hachurado) do sistema MBBR bancada para as diversas condições testadas.

Considerando os erros associados, em todos os regimes testados, o reator apresentou remoção de DQO na faixa de 85 a 90% e DQO solúvel efluente estável, sempre inferior a 60mg/L. Mesmo a operação a baixas frações de recheio (30 ou 10%)

não comprometeu o desempenho do reator. Assim como no sistema MBBR em escala piloto, variações de FR e TDH pareceram não impactar a remoção de matéria orgânica.

Todavia, vale ressaltar que, no regime “70%, 1,5h”, os resultados dos testes efetuados nos últimos dias desse fase operacional não foram considerados na Figura 4.27. A proliferação excessiva de um material gelatinoso, como comentado na seção 4.2, prejudicou o desempenho do reator. De fato, a remoção potencial de DQO, inicialmente na faixa de 85 a 91%, começou a diminuir progressivamente, conforme a proliferação do material gelatinoso tornou-se mais expressiva. Nas últimas amostragens, remoções de DQO da ordem de 56% foram obtidas, acompanhadas de mau cheiro e colmatação total do reator. Com o entupimento dos difusores, encapsulamento dos suportes e a baixa densidade de microrganismos do material gelatinoso, se comparada a do biofilme no interior das mídias, a hipótese de um estado anaeróbio do reator parece factível. Nesse caso, a alta vazão aplicada (TDH de 1,5 h), incompatível com a operação de reatores anaeróbios (ABNT, 2011), pode ter levado à drástica redução do desempenho.

Trabalhando com efluente sintético, BASSIN *et al.* (2016) verificaram que as mídias, assim como no presente estudo, ficaram repletas de biofilme, literalmente entupidadas, em carga orgânica de 13 gDQOsolúvel/m².d. Os autores também relataram o aumento da atividade da biomassa em suspensão, cuja concentração, embora expressivamente menor do que a da fração aderida, aumentou com o aumento do descolamento do biofilme e passou a ter maior participação no tratamento.

É possível que a biomassa em suspensão possa ter participado também de maneira mais significativa no abatimento da carga orgânica no reator em escala de bancada, ajudada pela baixa turbulência gerada no reator. Entretanto, por conta da proliferação de material gelatinoso entre outras complicações operacionais, os sólidos em suspensão não foram rotineiramente medidos no sistema MBBR em escala de bancada, o que não permite atestar essa hipótese.

Em estudo comparando sistemas MBBR com diferentes mídias e condições de recheio, MARTÍN-PASCUAL *et al.* (2012) concluíram que a hidrodinâmica do meio suporte e sua circulação pelo reator tiveram reflexos na remoção de matéria orgânica, já que impactam diretamente o contato entre o biofilme e o substrato.

Nesse sentido, percebe-se que a correta movimentação dos suportes pelo reator é fundamental para o desempenho do sistema MBBR (CANLER *et al.*, 2010; KRIKLAVOVA & LEDERER, 2010), sobretudo em sistemas de alta carga orgânica.

Contudo, ao se analisar o reator piloto, a FR de 70% não pareceu impactar negativamente a movimentação dos suportes ou o desempenho do tratamento. Em consequência, percebe-se que a fração de recheio máxima admissível para um sistema MBBR não é universal e está fortemente atrelada à forma e ao tamanho do reator e dos suportes.

Em termos de COS removida em relação à COS aplicada, a Figura 4.28 apresenta os dados obtidos para o sistema de bancada.

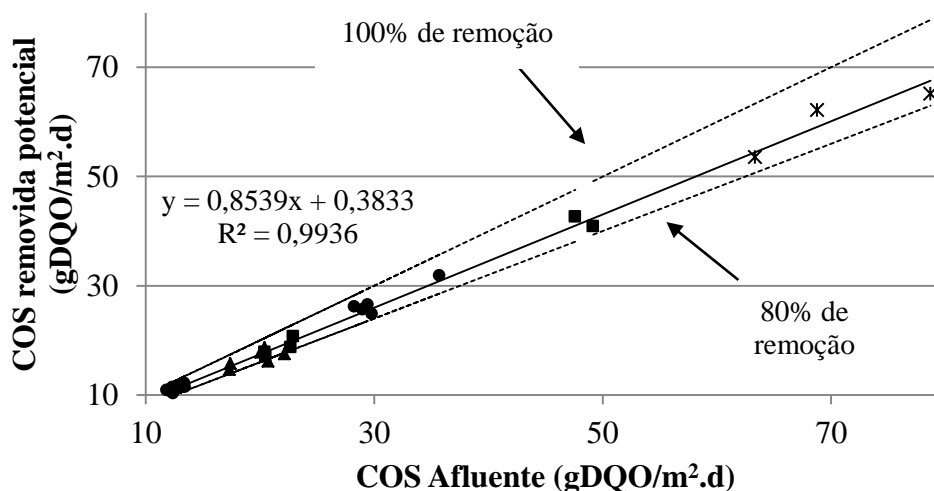


Figura 4.28: Carga orgânica superficial total aplicada e potencial removida ao longo de todo o período de testes no sistema MBBR em escala de bancada. Pontos representados por (▲) indicam regimes de 70% de recheio, (●) 50%, (■) 30% e (*) 10%.

Assim como no sistema em escala piloto, não pareceu haver condicionamento dos resultados em função da fração de recheio ou TDH. A constância das características do afluente parece ter contribuído para a maior homogeneidade dos resultados e redução dos erros associados (ØDEGAARD *et al.*, 2000), levando a um ajuste ainda mais satisfatório do que o obtido no reator piloto.

No intervalo de COS afluente testado, o sistema de bancada também pareceu seguir cinética de primeira ordem, apesar da COS afluente acima do recomendado por ØDEGAARD (2004). A natureza simples e facilmente biodegradável, bem como a ausência de inibidores e sólidos do afluente sintético pode ser a causa dos valores mais elevados.

No regime “10%, 3,3h”, erros no preparo do afluente, cuja DQO variou entre 375 e 470 mg/L, levaram a um maior afastamento entre os pontos do mesmo regime. Analisando especificamente esse conjunto de dados, parece haver tendência a uma

mudança na cinética, com o surgimento de um platô, já na região de mais elevada COS afluente. Contudo, a existência de apenas três pontos amostrais dificulta a correta interpretação dos dados.

Utilizando efluente sintético similar ao desta pesquisa em sistema MBBR de bancada, BASSIN *et al.* (2016) obtiveram remoção potencial de DQO da ordem de 90%, utilizando contudo COS máxima de quase 13 gDQOsolúvel/m².d.

Dessa forma, é possível que em todas as condições operacionais testadas, o reator tenha alcançado a máxima remoção possível de DQO do sistema, mantendo a eficiência sempre constante. Como o reator não só oxida a matéria orgânica solúvel, mas também excreta produtos solúveis (LU *et al.*, 2001), haverá uma DQO residual, mesmo que toda a matéria orgânica afluente tenha sido degradada, sobretudo em baixo TDH.

Em termos da relação A/M, a Figura 4.29 ilustra os dados obtidos para o sistema MBBR em escala de bancada, relacionando esse parâmetro à COS removida.

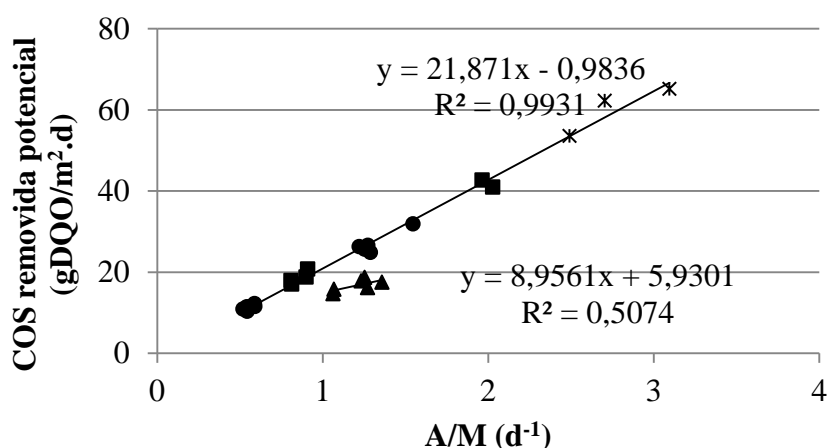


Figura 4.29: Carga orgânica superficial potencial removida em função da relação A/M para o sistema MBBR em escala de bancada. Pontos representados por (▲) indicam regimes de 70% de recheio, (●) 50%, (■) 30% e (*) 10%.

Assim como no reator piloto, de modo a se obter valores de A/M mais realísticos, a DBO foi estimada em função da DQO, usando-se a relação DBO/DQO de 0,6. Contudo, no sistema MBBR de menor porte, os testes de quantificação de sólidos aderidos foram realizados apenas uma vez por regime, dado o número restrito de suportes no reator. Dessa forma, os dados mostrados assumem a hipótese da biomassa não ter variado ao longo de um mesmo regime, mantendo sempre o valor obtido ao final de cada condição operacional. Tal consideração é razoável, uma vez que a carga

orgânica afluyente foi mantida invariável em um mesmo regime por meio do emprego de efluente sintético. Adicionalmente, os dados de SSV não foram considerados, pelos motivos já explicitados.

Sendo assim, os valores apresentados devem ser vistos com cautela. No entanto, percebe-se formato semelhante ao obtido no reator piloto, com ajuste também linear, concordante com os resultados de cinética de primeira ordem mostrados na Figura 4.28.

Todavia, pareceu haver distinção entre os dados do regime a 70% de FR e os demais. O gráfico sugere que nessa condição de recheio, relações A/M menores são necessárias para alcançar remoções similares às obtidas em outras razões de enchimento. É provável que tal comportamento esteja relacionado à movimentação deficitária dos suportes nesse grau de recheio. Nesse sentido, é possível que a carga orgânica afluyente não tenha sido uniformemente distribuída por todos os suportes. Além disso, outra hipótese seria a subestimação da biomassa. Com a análise apenas ao final do regime, pode ser que a concentração de biomassa no interior do suporte tenha decrescido em função do estabelecimento de condições anaeróbias em porções do biofilme, ou de sua remoção parcial na tentativa de retirada do material gelatinoso que encapsulava as mídias. Em ambos os casos, uma maior quantidade de biomassa levaria a relações A/M menores, aproximando o conjunto amostral com FR igual a 70% aos demais dados.

Em termos da variação do armazenamento de sólidos por mídia em função da COS aplicada, as condições de operação não permitiram analisar o impacto da fração de recheio nessa relação, haja vista a constância da carga afluyente ao longo de cada regime e a menor frequência na quantificação dos sólidos aderidos.

Os resultados sugerem que frações de recheio menores (30% para o sistema piloto e 10% para o de bancada) poderiam ser aplicadas sem prejuízo ao desempenho dos reatores, no que tange exclusivamente à remoção de matéria orgânica.

4.4 Nitrogênio

No balanço de nitrogênio, como não foram impostas condições de operação compatíveis com a desnitrificação, é de se esperar que a massa desse elemento em solução se conserve ao longo do processo biológico, havendo apenas conversão de uma forma a outra (VON SPERLING, 2005). Nesse caso, o nitrogênio amoniacal será

utilizado pelas bactérias para seu crescimento celular e poderá ser oxidado a nitrito e nitrato (NO_x), na ocorrência de nitrificação. Adicionalmente, o arraste e a morte da biomassa provocam a liberação de nitrogênio orgânico para o efluente (METCALF & EDDY, 1991).

No sistema MBBR piloto, há ainda a conversão do nitrogênio orgânico a amônio (amonificação), visto sua presença no afluente ao reator (JORDÃO & PESSÔA, 2011).

Diferentemente do desempenho em relação à remoção de DQO, a baixa concentração de matéria orgânica afluente ao reator piloto tende a favorecer a etapa nitrificante, facilitando o acesso a oxigênio e nutrientes pelas bactérias autotróficas. (HEM *et al.* 1994; RUSTEN *et al.*, 2006).

Todavia, mesmo nessas condições propícias à ocorrência da nitrificação, esse processo não foi satisfatório ao longo de todo o estudo, estando ausente na maior parte do tempo. A Figura 4.30 confirma esse comportamento ao ilustrar as concentrações afluentes e efluentes de amônio, bem como a geração de NO_x .

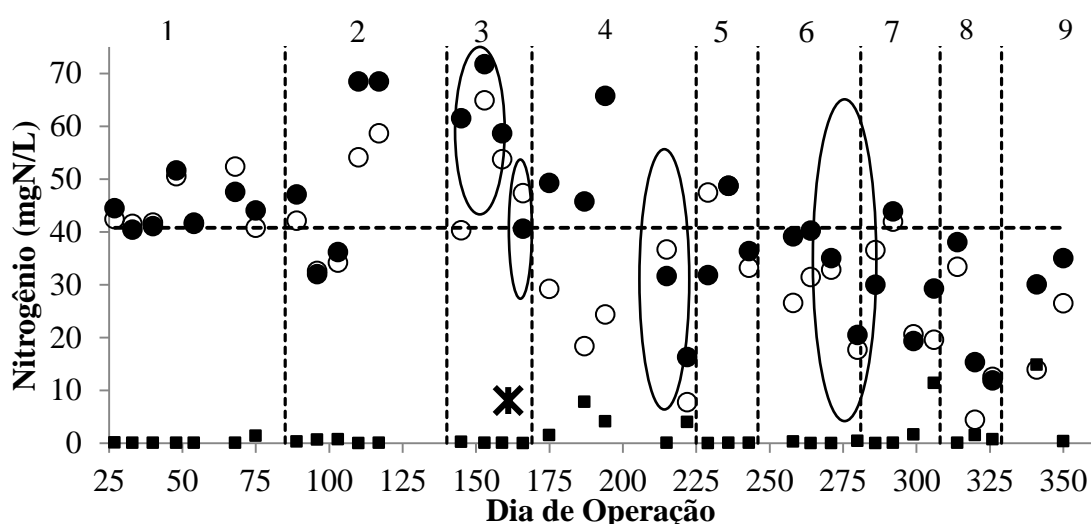


Figura 4.30: Concentração de amônio afluente (●) e efluente (○) e concentração de NO_x ($\text{NO}_2 + \text{NO}_3$) (■) efluente do sistema MBBR em escala piloto ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (1: 70%, 0,9h; 2: 70%, 1,1h; 3: 70%, 1,5h; 4: 70%, 2,2h; 5: 70%, 0,9h; 6: 50%, 2,2h; 7: 50%, 5h; 8: 30%, 2,2h; 9: 30%, 5h). Linha tracejada horizontal indica a média de amônio afluente no período. Círculos sinalizam datas em que a concentração de cloreto foi superior a 3000 mg/L e asterisco data em que foi realizado teste cinético de nitrificação.

Percebe-se que as concentrações afluentes e efluentes de amônio são, em geral, próximas. Em alguns pontos, há inclusive mais amônio na saída do reator do que na

entrada, o que sugere amonificação maior do que o consumo desse substrato, por meio de assimilação bacteriana e nitrificação.

Em maioria, mesmo quando ocorre redução da concentração afluente, não há produção significativa de formas oxidadas (NO_x), indicando que a remoção de amônio está ocorrendo apenas por assimilação bacteriana, inerente ao tratamento biológico (VON SPERLING, 2005). A Figura 4.31 ilustra essa afirmação, exibindo a eficiência de remoção de amônio decomposta em termos de assimilação bacteriana e de nitrificação. Para cálculo da remoção atrelada ao crescimento celular, utilizou-se a diferença entre a remoção total de amônio e a advinda da produção de NO_x .

É importante mencionar que a Figura 4.31 deve ser analisada com cautela, pois ocorre também amonificação do nitrogênio orgânico solúvel e do orgânico particulado hidrolisado dentro do reator piloto. Desse modo, a assimilação bacteriana encontra-se até subestimada. Inclusive, nos pontos em que ocorre remoção negativa de amônio, a remoção por assimilação bacteriana foi omitida do gráfico, já que não superou a amonificação, o que levaria a graficar valores negativos, não condizentes com a realidade.

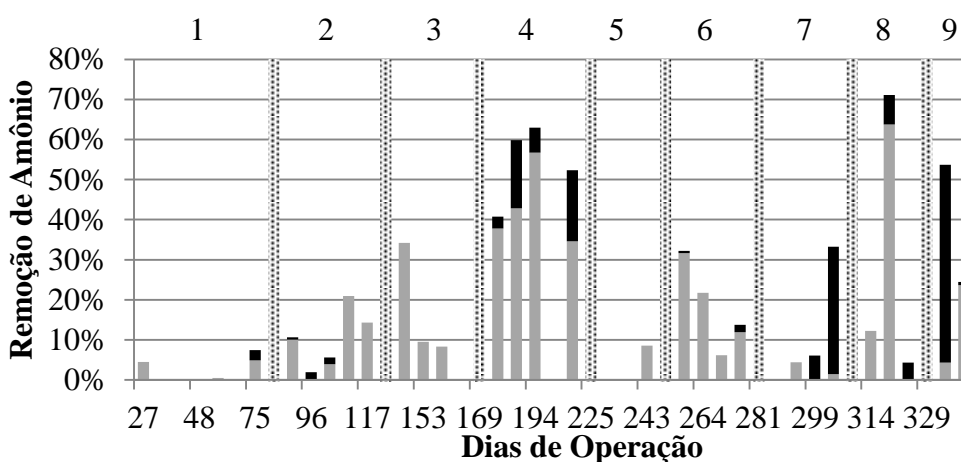


Figura 4.31: Eficiência na remoção de amônia por nitrificação (preto) e por crescimento celular (cinza) no sistema MBBR em escala piloto ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (1: 70%, 0,9h; 2: 70%, 1,1h; 3: 70%, 1,5h; 4: 70%, 2,2h; 5: 70%, 0,9h; 6: 50%, 2,2h; 7: 50%, 5h; 8: 30%, 2,2h; 9: 30%, 5h).

Apesar do montante utilizado para crescimento microbiano poder ser estimado pela fração de nitrogênio comumente encontrada em células bacterianas (entre 12 e 14%) (METCALF & EDDY, 1991), optou-se pelo método descrito anteriormente, visto a dificuldade em se aferir a massa de células gerada em sistemas operando com

efluentes reais. No sistema MBBR piloto, mesmo havendo boa mistura no reator, a concentração de SSV não pode ser diretamente vinculada ao crescimento bacteriano e consequente descolamento do biofilme em equilíbrio, pois há também SSV no afluente, que não necessariamente serão completamente hidrolisados.

No 161º dia de operação (marcado com um asterisco na Figura 4.30), coletaram-se suportes do reator piloto e efetuou-se teste cinético de nitrificação em laboratório, em que as mídias são expostas a um pulso de amônio e a concentração de nitrito e nitrato é medida ao longo do tempo (CAO, 2014). Em comportamento concordante com o das concentrações medidas no reator, obteve-se taxa nula de nitrificação, indicando ausência ou inibição da comunidade bacteriana nitrificante.

Contudo, o aparecimento de concentrações de NO_x a partir da quarta condição operacional, mesmo que de forma pontual, leva a considerar mais a hipótese de sua inibição do que de sua ausência no biofilme.

Trabalhando com efluente sanitário do CESA/UFRJ, à época que não existia a linha de esgoto oriunda da VILA, OLIVEIRA (2008) conseguiu obter remoção de amônio de 44%, em MBBR piloto tipo IFAS e com TDH semelhante ao dos regimes 7 e 9 (~5 h).

Não houve indício significativo de correlação entre as condições operacionais testadas (FR e TDH) e o desempenho nitrificante. Contudo, é possível que o curto TDH dos primeiros regimes possa ter dificultado a nitrificação (BASSIN *et al.*, 2016; NOGUEIRA *et al.*, 2002). Mesmo assim, o conjunto de dados não deixa claro se esse comportamento de fato ocorreu no sistema piloto ou se outras condições restringiram a nitrificação no período, como a presença de inibidores, o afluente atípico do segundo regime ou mesmo o tempo.

Devido ao seu baixo rendimento celular, à competição com as bactérias heterotróficas, sobretudo, em efluentes contendo carga orgânica e à sua maior sensibilidade a agentes tóxicos, a comunidade nitrificante costuma demorar para se estabelecer plenamente (RUSTEN *et al.*, 2006). De fato, BOLLER & GUJER (1986) *apud* RUSTEN *et al.* (2006) citam que, mesmo em ETEs com alta carga amoniacal afluente, as taxas de nitrificação continuam aumentando após um ano de operação.

Além disso, é necessário que o biofilme nitrificante se aclimate às condições ambientais do reator, que, quando muito oscilantes, podem dificultar a estabilização das populações autotróficas. HEM *et al.* (1994) demonstraram que a taxa de nitrificação intrínseca de um sistema MBBR é influenciada tanto pelas concentrações e cargas

afluentes prevalecentes no momento da operação, quanto pelo histórico de aclimação do biofilme.

Diferentemente da literatura, nenhuma correlação conclusiva pode ser estabelecida entre o desempenho nitrificante do reator piloto e a COS, concentração de OD, relação A/M, relação DBO/NTK, carga amoniacal afluyente ou concentração de sólidos aderidos, apesar desses parâmetros estarem em faixas predominantemente favoráveis à ocorrência de nitrificação (HEM *et al.*, 1994; METCALF & EDDY, 1991; RUSTEN *et al.*, 2006)

Isso corrobora a hipótese de uma inibição aleatória, não condicionada por nenhum parâmetro de controle, mas sim pela característica do afluyente. Nesse sentido, especula-se que a salinidade e, talvez, outros poluentes também advindos do aporte de águas da Baía de Guanabara possam ter atuado como inibidores do processo.

Como ilustrado nas Figura 4.5, Figura 4.6 e Figura 4.7, a concentração de cloreto varia segundo a maré e leva a significativos aportes de sal, podendo chegar a até quase 6000 mg/L, considerando somente o monitoramento realizado no âmbito deste estudo e no de OLIVEIRA (2015).

Na Figura 4.30, os círculos indicam os períodos em que concentrações de cloreto acima de 3000 mg/L foram medidas. Percebe-se que todos são condizentes com momentos de ausência ou mesmo interrupção da nitrificação.

A variabilidade da concentração de cloreto afluyente e as interrupções na linha advinda da Vila Residencial (esgoto VILA) dificultam a aclimação da biomassa a condições mais salinas, gerando um ambiente extremamente variado. Em muitos casos, longos períodos de baixa salinidade, em que a biomassa autotrófica pode se desenvolver mais facilmente, são seguidos por um crescimento abrupto da concentração de cloreto, o que pode reduzir e inibir as populações nitrificantes (CAMPOS *et al.*, 2002; COSTA & CAMPOS, 2015; KARGI & DINCER, 1996).

Além disso, as mudanças de recheio e a parada da aeração induzem mudanças na concentração e morfologia do biofilme, como discutido na seção 4.2, podendo também levar à perda de representatividade das bactérias nitrificantes no biofilme, frente a estímulos para crescimento da biomassa heterotrófica (RUSTEN *et al.*, 2006).

Considerando apenas a fração solúvel do nitrogênio, a Figura 4.32 sintetiza os dados discutidos anteriormente ao apresentar o balanço de nitrogênio para o sistema MBBR em escala piloto, considerando as concentrações médias de cada forma em cada condição operacional testada.

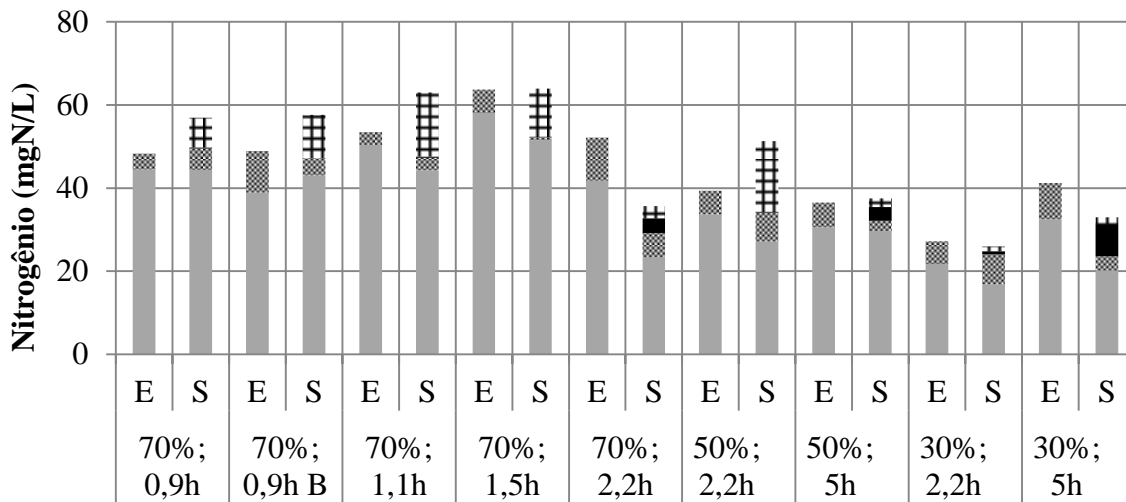


Figura 4.32: Valores médios das diferentes formas de nitrogênio encontradas no afluente (E) e efluente mais o crescimento celular (S) do sistema MBBR em escala piloto ao longo de cada condição operacional testada. Série em cinza ilustra NH₄⁺; hachurada, N-orgânico; preta, NO_x (nitrito + nitrato); e quadriculada, o nitrogênio estimado para o crescimento celular.

Para esses dados, considerou-se como nitrogênio assimilado biologicamente o produto da concentração de SSV no reator pelo fator de 0,14 (proporção da massa de nitrogênio na composição celular) (METCALF & EDDY, 1991). Apesar das limitações desse método já explicadas anteriormente, fica clara a expressiva participação do crescimento celular frente à nitrificação. A participação majoritária do nitrogênio amoniacal tanto no afluente quanto no efluente também é evidente.

Nesses cálculos, desconsiderou-se a perda de amônia por arraste (*stripping*), haja vista os valores de pH inferiores a 8 (VON SPERLING, 2005).

Apesar de não ser perfeito, visto toda a complexidade do processo biológico, principalmente ao tratar efluentes reais, percebe-se que uma conservação significativa do nitrogênio foi obtida, com erros, em geral, inferiores a 10 mgN/L ou 15%, em média.

Além disso, é possível que parte da matéria orgânica particulada afluente ao reator possa ter sido hidrolisada, originando nitrogênio orgânico solúvel e posteriormente amônio. Dessa forma, ao quantificar apenas a fração nitrogenada solúvel, pode-se obter, por ventura, um aumento de nitrogênio solúvel na saída, justamente pela parte particulada não contabilizada na entrada. Entretanto, a magnitude desse processo é de difícil mensuração, já que depende da biodegradabilidade da matéria orgânica afluente, do TDH, entre outros fatores.

Já no sistema MBBR em escala de bancada, mesmo com a elevada COS afluyente, a nitrificação ocorreu em diversos regimes.

Contudo, as formas de remoção de amônio variaram, segundo cada configuração testada, como mostra a Figura 4.33. Para os regimes de baixo TDH (1,5 h), a remoção de amônio foi menor e exclusivamente por crescimento bacteriano, já que concentrações de NO_x não foram encontradas no efluente.

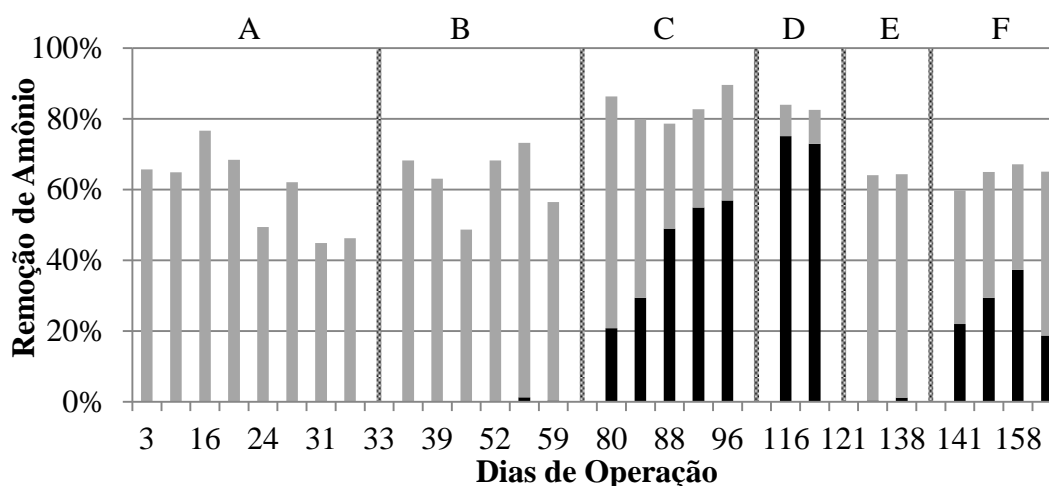


Figura 4.33: Eficiência na remoção de amônia por nitrificação (preto) e por crescimento celular (cinza) no sistema MBBR escala de bancada ao longo das diversas condições operacionais de recheio e TDH (A:70%,1,5h; B: 50%,1,5h; C:50%,3,3h; D:30%,3,3h; E:30%, 1,5h; F: 10%, 3,3h).

É provável que a elevada massa de nitrogênio utilizada nesses casos (muitas vezes superior a 60% da massa afluyente de amônio), tenha relação com a movimentação deficitária das mídias e a produção intensa de material gelatinoso. Apesar de não ter sido feita a análise molecular de tal material, os elevados valores de proteínas e de polissacarídeos encontradas, como comentado na seção 4.1, sustentam o consumo de nitrogênio para produção dessas EPS.

Trabalhando com efluente sintético e TDH ainda menor, de 1 h, WANG *et al.* (2005) conseguiram nitrificação de até 50% do total de amônio afluyente. Desse modo, é possível que a total ausência de oxidação do amônio a NO_x nos regimes de TDH de 1,5 h nesta pesquisa possa estar mais relacionado à hidrodinâmica no reator e a produção de material extracelular, do que propriamente ao TDH.

Mesmo com a presença de momentos anaeróbios no regime “70%, 1,5h”, especula-se que não tenha ocorrido remoção de amônia do sistema por desnitrificação,

haja vista as concentrações nulas de nitrato e nitrito. Considerar, pois, a desnitrificação, levaria a assumir que todo o NO_x produzido foi imediatamente convertido em nitrogênio gasoso, o que parece um tanto exagerado. Ademais, nos outros regimes de TDH de 1,5 h, não se constatou mau cheiro ou qualquer indício de estado anaeróbio, mas não havendo também presença significativa de NO_x.

Já no TDH de 3,3 h, a nitrificação ocorreu em todas as frações de recheio testadas (50, 30 e 10%), chegando a valores de quase 80%, em termos de produção de NO_x frente ao amônio afluente.

NOGUEIRA *et al.* (2002) também obtiveram diferenças significativas na nitrificação em função do TDH em sistemas MBBR. Em reatores desprovidos de carga orgânica afluente, a nitrificação foi superior a 90% independentemente do TDH. Já com aporte de matéria orgânica, a nitrificação variou de apenas 70%, em TDH de 0,8 h, para 100% a 5 h. Mantendo COS afluente constante, BASSIN *et al.* (2016) perceberam que a diminuição do TDH teve reflexos significativos sobre a remoção de amônio, que passou de acima de 90% a 12 h para apenas 60% a 3 h.

Nos regimes de 50 e 30% a 3,3 h, a atividade nitrificante consumia amônio do meio, tornando a concentração desse substrato reduzida e limitando, pois, seu uso para síntese de células e EPS (BASSIN *et al.*, 2016). Isso ajuda a explicar a redução da material gelatinoso nas condições de TDH de 3,3 h.

Na condição C, percebe-se claramente esse comportamento: apesar da remoção de amônio não ter variado significativamente, nota-se que a participação da nitrificação foi cada vez mais ativa, chegando até a 60%. Na condição seguinte, o fato de se ter diminuído a FR, mas mantido o TDH, acelerou o equilíbrio da atividade nitrificante, que foi ainda maior (75%). É provável que o maior desempenho na fração de recheio de 30% esteja mais atrelado ao processo de mudança de regime do que ao próprio valor da FR. Nas reduções de recheio, aproveitava-se para realizar uma limpeza no reator, o que diminuía a concentração de material extracelular. Com a nitrificação viabilizada pelo maior TDH, essa redução pode ter estimulado a atividade nitrificante, favorecida pela menor competição por substrato (amônio).

De fato, considerando os erros associados, WANG *et al.* (2005) não encontraram diferenças significativas entre a nitrificação para FRs superiores a 20%.

Em pesquisas com sistemas MBBR mantidos em TDH relativamente baixo, resultados próximos aos desta pesquisa foram obtidos. Operando uma sequência de dois sistemas MBBR, mas num total de 3,8 h de TDH QUÉBEC (2009) encontrou valores

semelhantes ao desta pesquisa, obtendo, em média, 61% de remoção de amônio por nitrificação e 15% para assimilação bacteriana. Com TDH variando de 3 a 6 h, FERRAI *et al.* (2010) constatou remoção de amônio de 80%. Por outro lado, utilizando uma mídia gel esférica e porosa, LEVSTEK & PLAZL (2009) conseguiram atingir 86,5% de remoção de amônio mesmo com TDH de 2 h.

Já em outros trabalhos, com o emprego de maior TDH, a remoção de amônio e a nitrificação foram, em geral, superiores ao obtido neste estudo. Tratando esgoto sanitário de concentração em matéria orgânica e amônio fraca a média, WANG *et al.* (2006) observaram remoção de amônia superior a 90% em sistema MBBR de 6 h de TDH. Eficiência similar (93%) foi obtida por JING *et al.* (2009) em TDH de 48 h e por CAO (2014) tratando efluente industrial, mas de concentração de amônio similar a esgoto doméstico, com TDH do sistema MBBR aeróbio de 24 h. Com o uso de efluente de campus universitário, GONG *et al.* (2012) alcançaram quase 100% de remoção de amônio ao impor TDH de quase 17 h ao sistema MBBR.

Nas condições de 30 e 50% de recheio e TDH de 3,3 h, percebe-se que os resultados são bastante satisfatórios não só pelo relativo reduzido TDH, mas também pela alta COS. RUSTEN *et al.* (1995a) observaram que não ocorreu nitrificação para COS acima de 9 gDQOsolúvel/m².d, pouco menos da metade da aplicada nessas duas condições operacionais.

Já na condição a 10% de recheio, embora a redução da biomassa no reator não tenha impactado o abatimento da carga orgânica, esta parece ter influenciado o desempenho nitrificante. Com a redução no número de suportes, a COS e a carga amoniacal superficial aumentaram consideravelmente, o que pode ter sido a causa da redução drástica da eficiência nitrificante de 80 para 30% (DI TRAPANI *et al.*, 2013; HEM *et al.*, 1994).

Dessa forma, sugere-se o emprego mínimo de fração de recheio de 30% no sistema MBBR em escala de bancada, de modo a garantir tanto elevada remoção de matéria orgânica quanto nitrificação, no TDH de 3,3h.

Analogamente ao realizado para o reator piloto, a Figura 4.34 apresenta o balanço de nitrogênio entre a entrada e a saída do reator. Diferentemente do anterior, por conta de alguns episódios em que o pH estava acima de 8, decidiu-se por contabilizar no balanço também o percentual de nitrogênio perdido por *stripping*. Para tanto, aplicou-se a fórmula de EMERSON *et al.* (1975) *apud* VON SPERLING (2005), que retrata a proporção de amônia livre em função do pH e da temperatura.

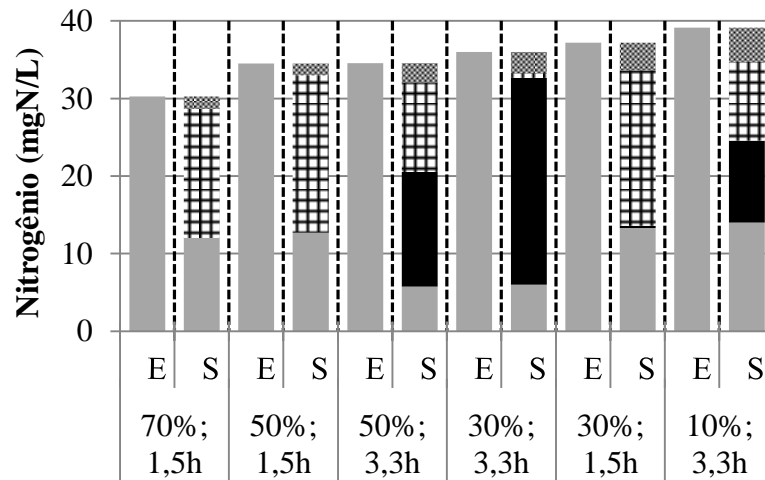


Figura 4.34: Valores médios das diferentes formas de nitrogênio encontradas no afluente (E) e efluente mais o crescimento celular (S) do sistema MBBR em escala de bancada ao longo de cada condição operacional testada. Série em cinza ilustra NH_4^+ ; preta, NO_x (nitrito + nitrato); quadriculada, o nitrogênio estimado para o crescimento celular; e hachurada, nitrogênio perdido por *stripping*.

Na ausência de valores precisos de desprendimento do biofilme, a concentração deste foi estimada com base no necessário para equilibrar o balanço entre a entrada e a saída. Para tanto, calculou-se qual deveria ser a concentração de biomassa gerada no sistema para que, ao se aplicar o fator anteriormente citado de 0,14 gN/gbiomassa, o montante de nitrogênio utilizado pela assimilação bacteriana permitisse que a concentração total de nitrogênio na entrada fosse equivalente à da saída do reator.

Capítulo 5

Conclusão e Recomendações para Trabalhos Futuros

O reator piloto foi montado e operado com sucesso, com a vazão afluente estabilizada e controlada de forma automática, mesmo para os maiores valores testados (população equivalente de 500 habitantes).

O oxigênio dissolvido foi o parâmetro de mais difícil controle, visto sua oscilação conforme as variações de carga afluente. Mesmo conseguindo-se manter valores satisfatórios para a oxidação aeróbia da matéria orgânica, recomenda-se instalação de controlador automático para este parâmetro. Tal fato poderia, por ventura, melhorar o desempenho nitrificante, além de permitir uma maior flexibilidade operacional.

O esgoto afluente à estação experimental foi classificado como fraco em termos de sólidos, matéria orgânica e nitrogênio orgânico, mas médio a forte para nitrogênio amoniacal, em acordo com trabalhos precedentes realizados no mesmo centro de estudos experimentais e em campi universitários. Este último parâmetro parece estar fortemente associado à dinâmica populacional da Cidade Universitária.

Os diversos métodos para quantificação de sólidos aderidos apresentaram limitações e vantagens distintas. O PDM1 (pesagem direta descontando valor da mídia limpa) e o UM3 (extração por ultrassom + raspagem manual) foram os mais indicados para a correta quantificação, com a mídia utilizada, dos sólidos aderidos totais e a fração volátil, respectivamente. Apesar de sua execução ser simples, o PDM1 é demorado (três dias), devido ao longo tempo de permanência dos suportes em estufa para secagem, em consonância com as metodologias convencionais para determinação de sólidos suspensos. Entretanto, como o biofilme é fino e o suporte é bem ventilado, sugere-se

redução do tempo de permanência de 24 h para algumas poucas horas, o que traria expressivos ganhos práticos ao método sem comprometer os resultados.

Recomenda-se também que estudos complementares sejam realizados quanto à fração filtrável dos sólidos aderidos voláteis, de modo a se obter valores mais próximos da real concentração de biomassa no sistema. De posse do percentual de sólidos filtráveis frente ao total aderido, um fator de correção poderia ser aplicado ao PDM1, permitindo a correta mensuração dos resíduos não filtráveis da extração completa do biofilme.

Em ETE operando com esse suporte, sugere-se a aplicação rotineira do PDM1 para controle da concentração de biomassa nos sistemas MBBR, aplicando-se em frequência menor o UM3 para controle da proporção SAV/SAT.

Além disso, sugere-se a aplicação do conjunto de métodos proposto a outros suportes para sistemas MBBR, de modo a investigar seu desempenho em mídias de outras formas e também porosas. Adicionalmente, seria interessante a comparação entre os valores expressos em termos de sólidos totais aderidos e sólidos em suspensão equivalentes (resíduos não filtráveis da extração do biofilme).

No que tange à dinâmica de sólidos nos reatores, percebeu-se que, de fato, a fração de recheio pareceu induzir mudanças na espessura do biofilme e no armazenamento de biomassa por mídia. Em ambos os sistemas, o armazenamento aumentou com a diminuição da fração de recheio de 70% para 50%. Entretanto, no piloto, houve queda na passagem de 50% para 30%, enquanto que no reator de bancada os valores ficaram estáveis para os recheios inferiores a 50%. Já o percentual de sólidos voláteis frente aos totais aderidos pareceu independe da fração de recheio.

No reator de bancada, a concentração de biomassa foi superior à do piloto, provavelmente devido ao afluente, isento de inibidores, facilmente biodegradável e de maior carga orgânica superficial. Somado a isso, a hidrodinâmica deficitária no sistema de bancada foi decisiva para aumento da espessura do biofilme e crescimento excessivo da biomassa. No reator piloto, a concentração de sólidos aderidos foi largamente superior à da fração em suspensão, típico de sistemas MBBR puros.

Em termos de sólidos aderidos por metro quadrado de suporte, os valores encontrados foram significativamente inferiores aos indicados pelo fabricante. Através de medições próprias, constatou-se que a área específica da mídia também estava sobrestimada. É provável que tais erros estejam associados aos métodos de quantificação de sólidos aderidos utilizados pelo fabricante. Erros de cálculo e a

consideração de regiões externas do suporte, onde não foi constatado crescimento microbiano significativo, também contribuíram para tal sobrestimação.

No que diz respeito ao abatimento da carga orgânica, ambos os reatores apresentaram resultados semelhantes, com a fração de recheio não parecendo impactar o desempenho. Na estação experimental, o esgoto fraco pode ter induzido uma condição de substrato limitante, o que impediria o alcance de eficiências de remoção maiores sem uma variação expressiva do TDH. Já no laboratório, as eficiências foram maiores e o afluente sintético facilmente biodegradável e o crescimento excessivo de biomassa aderida e em suspensão (hidrodinâmica deficitária) podem ter contribuído para a constância dos resultados nas diferentes condições operacionais (máximo desempenho do sistema).

Sendo assim, recomenda-se a repetição do estudo com variações combinadas de fração de recheio e TDH em reator piloto, mas com esgotos médios a fortes, com maiores concentrações afluentes de matéria orgânica.

Já no que concerne à nitrificação, os reatores apontaram profundas diferenças. No sistema de bancada, a atividade nitrificante pareceu independe da fração de recheio sendo condicionada principalmente pelo TDH: em vazões elevadas, o nitrogênio amoniacal era majoritariamente consumido para produção de material celular e outros produtos, possivelmente em resposta à alta carga, ao passo que em TDH maior houve boa resposta nitrificante.

Por outro lado, a oxidação do amônio a nitrato foi praticamente ausente no reator piloto. Com alguns poucos dias em que se constatou tendência crescente de remoção de amônio, mas seguidos de longa inexpressividade de nitrificação, acredita-se que as bactérias autotróficas tenham sido inibidas por substâncias presentes no esgoto afluente. Os diversos picos salinos corroboram tal hipótese, sendo a principal suspeita quanto à causa da inibição.

Nesse sentido, seria desejável a realização de análises de biologia molecular para confirmar a existência e a atividade de bactérias nitrificantes na biomassa deste reator. Acompanhar o MBBR piloto por um longo período sem aporte de esgotos provenientes da linha VILA também poderia ser útil no entendimento acerca da nitrificação e sua inibição. Testes de atividade em batelada poderiam ser úteis na determinação da máxima atividade específica de remoção de amônio em diversas condições de operação.

Como implicação prática da previsão de maré e sua associação com os picos de cloreto afluentes à estação experimental, pode-se realizar uma automação do

acionamento da bomba que aduz esgotos da Vila Residencial ao CESA/UFRJ. Essa bomba poderia ser desligada nas preamares de sizígia, o que traria reflexos no desempenho de todos os processos de tratamento biológico da estação. Outra solução seria a utilização de um sensor de condutividade, que poderia desligar a bomba quando elevada salinidade fosse detectada. Contudo, antes da implantação de tais medidas, recomendam-se investigações locais no esgotamento sanitário da Vila Residencial para o levantamento dos reais pontos de intrusão das águas da Baía de Guanabara no sistema.

No caso do reator em escala de bancada, outro ponto interessante seria comparar a atividade nitrificante da biomassa em suspensão com a aderida.

Para os sistemas estudados, uma fração de recheio de 30% poderia ser aplicada para uma máxima remoção de matéria orgânica (e também nitrificação no sistema de bancada), considerando os TDH testados. Tal recheio menos expressivo reduziria os custos associados à aquisição de suportes.

Referências bibliográficas

ABNT. **NBR 7229. Projeto, construção e operação de sistemas de tanques sépticos.** Rio de Janeiro. 1993.

ABNT. **NBR-12.209. Norma Brasileira para Elaboração de Projetos Hidráulico-sanitários de Estações de Tratamento de Esgotos Sanitários.** Rio de Janeiro. 2011.

ALMADA, R. B. **Avaliação de Reatores de Leito Móvel com Biofilme (MBBR) em série para tratamento de diferentes efluentes de refinaria de petróleo visando ao reuso industrial.** Tese de Doutorado. Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2012.

AMBIO ENGENHARIA LTDA. **Recheio Plástico para Tratamento Biológico - Modelo MOD940.** Catálogo do Produto. Rio de Janeiro: [s.n.].

ANA; MCIDADES. **Atlas Brasil de Despoluição de Bacias Hidrográficas: Tratamento de Esgotos Urbanos.** Brasília. Consulta prévia à publicação.

ANDREOTTOLA, G. et al. “Experimental comparison between MBBR and activated sludge system for the treatment of municipal wastewater”. **Water Science & Technology**, 2000.

APHA. **Standard methods for examination of water and wastewater.** 18. ed. Washington D.C.: APHA - American Public Health Association, 1992.

APHA. **Standard methods for examination of water and wastewater.** 21. ed. Washington D.C.: APHA - American Public Health Association, 2005.

ARTIGA, P. et al. “Use of a hybrid membrane bioreactor for the treatment of saline wastewater from a fish canning factory”. **Desalination**, v. 221, n. 1-3, p. 518–525, 2008.

BASSIN, J. P. **Remoção biológica de nutrientes em sistemas compactos e estudo da diversidade microbiana por técnicas de biologia molecular.** Tese de Doutorado. Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2012.

BASSIN, J. P. et al. “Effect of different salt adaptation strategies on the microbial diversity, activity, and settling of nitrifying sludge in sequencing batch reactors”. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 93, n. 3, p. 1281–94. 2012a.

BASSIN, J. P. et al. “Effect of different operational conditions on biofilm development, nitrification, and nitrifying microbial population in moving-bed biofilm reactors”. **Environmental Science & Technology**, v. 46, n. 3, p. 1546–55. 2012b.

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.

BASSIN, J. P.; DEZOTTI, M. **Tratamento primário, secundário e terciário de efluentes. In: Processos e Técnicas para o Controle Ambiental de Efluentes Líquidos**. Rio de Janeiro: E-papers, 2008.

BERTOLINO, S. M.; CARVALHO, C. F.; AQUINO, S. F. “Caracterização e biodegradabilidade aeróbia e anaeróbia dos esgotos produzidos em campus universitário”. **Eng. Sanit. Ambient.**, v. 13, p. 271–277, 2008.

BRASIL. **Constituição da República Federativa do Brasil**. 1988.

BRASIL. **Plano Nacional de Saneamento Básico – PLANSAB**. Ministério das Cidades - Secretaria Nacional de Saneamento Ambiental. Brasília. 2013.

BRIONES, A.; RASKIN, L. “Diversity and dynamics of microbial communities in engineered environments and their implications for process stability”. **Current Opinion in Biotechnology**, v. 14, p. 270–276, 2003.

BURASCHI, G. V. **Processos Hidrossedimentológicos no Canal do Fundão**, Rio de Janeiro - Brasil. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2015.

CALDERÓN, K. et al. “Comparative analysis of the bacterial diversity in a lab-scale moving bed biofilm reactor (MBBR) applied to treat urban wastewater under different operational conditions”. **Bioresource Technology**, v. 121, p. 119–126. 2012.

CAMMAROTA, M. C.; SANT’ANNA, G. L. “Metabolic blocking of exopolysaccharides synthesis: Effects on microbial adhesion and biofilm accumulation”. **Biotechnology Letters**, v. 20, n. 1, p. 1–4, 1998.

CAMPOS, J. L. et al. “Nitrification in saline wastewater with high ammonia concentration in an activated sludge unit”. **Water Research**, v. 36, n. 10, p. 2555–2560, 2002.

CANLER, J.-P.; PERRET, J.-M.; CHOUBERT, J.-M. “Évaluation, optimisation et modélisation de filières de traitement: cas du procédé à cultures fixées fluidisées (MBBR)”. **Sciences Eaux & Territoires** n° 9, p. 16–23, 2012.

CANLER, J.-P.; PERRET, J.-M.; LAGARRIQUE, C. “Procédés MBBR (Moving Bed Biofilm Reactor) Cas du procédé R3F”. **POLLUTEC 2010 - JOURNÉE D’ÉCHANGES**. Anais. 2010

CANZIANI, R. et al. “Effect of oxygen concentration on biological nitrification and microbial kinetics in a cross-flow membrane bioreactor (MBR) and moving-bed biofilm reactor (MBBR) treating old landfill leachate”. **Journal of Membrane Science**, v. 286, n. 1-2, p. 202–212. 2006.

CAO, S. M. DE S. **Remoção biológica de matéria orgânica e nitrogênio de um efluente industrial em sistema de Leito Móvel com Biofilme de dois estágios**. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2014.

COSTA, A. M.; CAMPOS, J. C. “Avaliação da toxicidade da salinidade na nitrificação biológica de efluentes utilizando a técnica de respirometria”. **Revista Ambiente e Agua**, v. 10, n. 3, p. 554–564. 2015.

DEZOTTI, M.; SANT’ANNA JR, G. L.; BASSIN, J. P. **Processos biológicos avançados para tratamento de efluentes e técnicas de biologia molecular para o estudo da diversidade microbiana**. Editora Interciência. 1^a. ed. Rio de Janeiro. 2011.

DI TRAPANI, D. et al. “Hybrid moving bed biofilm reactors: a pilot plant experimente”. **Water science and technology**, v. 57, n. 10, p. 1539–1545, 2008.

DI TRAPANI, D. et al. “Quantification of kinetic parameters for heterotrophic bacteria via respirometry in a hybrid reactor”. **Water Science and Technology**, v. 61, n. 7, p. 1757–1766, 2010.

DI TRAPANI, D. et al. “Performance of a hybrid activated sludge/biofilm process for wastewater treatment in a cold climate region: Influence of operating conditions”. **Biochemical Engineering Journal**, v. 77, p. 214–219. 2013.

DONLAN, R. M.; COSTERTON, J. W. “Biofilms: Survival Mechanisms of Clinically Relevant Microorganisms”. **Clinical Microbiology**, v. 15, n. 2, p. 167–193, 2002.

DUAN, L. et al. “The characteristics of extracellular polymeric substances and soluble microbial products in moving bed biofilm reactor-membrane bioreactor”. **Bioresource Technology**, v. 148, p. 436–442. 2013.

FALÁS, P. et al. “Micropollutant removal by attached and suspended growth in a hybrid biofilm-activated sludge process”. **Water Research**, v. 47, n. 13, p. 4498–4506. 2013.

FERRAI, M.; GUGLIELMI, G.; ANDREOTTOLA, G. “Modelling respirometric tests for the assessment of kinetic and stoichiometric parameters on MBBR biofilm for municipal wastewater treatment”. **Environmental Modelling and Software**, v. 25, n. 5, p. 626–632. 2010.

GONG, L. et al. “Biomass characteristics and simultaneous nitrification-denitrification under long sludge retention time in an integrated reactor treating rural domestic sewage”. **Bioresource Technology**, v. 119, p. 277–284. 2012.

GRADY, C. P. L.; LIM, H. C. **Biological Wastewater Treatment: Theory and Applications**. 1980.

GRUPO ÁGUAS DO BRASIL. **Informações internas solicitadas por e-mail sobre ETE's com tecnologia MBBR operadas pelo Grupo.** 2016.

GU, Q. et al. "Influence of carrier filling ratio on the performance of moving bed biofilm reactor in treating coking wastewater". **Bioresource Technology**, v. 166, p. 72–78, 2014.

HELLER, L. **Mudanças e saneamento básico: impactos, oportunidades e desafios para o Brasil. Sustentabilidade urbana: impactos do desenvolvimento econômico e suas consequências sobre o processo de urbanização em países emergentes.** Textos para as discussões da Rio+20 - saneamento básico. Brasília. 2015.

HELLER, L.; PÁDUA, V. L. DE. **Abastecimento de água para consumo humano.** 2^a ed. Belo Horizonte. UFMG, 2010.

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

IZQUIERDO, B. K. H. **Estudo do comportamento de um sistema de Lodos Ativados com Reator de Leito Móvel (MBBR).** Dissertação de Mestrado. Universidade Federal do Rio de Janeiro. 2006.

JING, J. Y.; FENG, J.; LI, W. Y. "Carrier effects on oxygen mass transfer behavior in a moving-bed biofilm reactor". **Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering**, v. 4, n. 5, p. 618–623. 2009.

JORDÃO, E. P.; PESSÔA, C. A. **Tratamento de Esgotos Domésticos.** 6^a ed. Rio de Janeiro. 2011.

KARGI, F.; DINCER, A. R. "Effect of salt concentration on biological treatment of saline wastewater by fed-batch operation". **Enzyme Microbial Technology**, v. 19, p. 529–537, 1996.

KOWALSKI, E.; MAZIERSKI, J.; SUSCHKA, J. A. N. "The effect of a support material on the nitrification rate in biofilm reactors". **Environment Protection Engineering**, v. 36, n. 2, 2010.

KRIKLAVOVA, L.; LEDERER, T. "The use of nanofiber carriers in Biofilm Reactor for the treatment of industrial wastewaters". **NANOCON.** Anais. Olomouc: 2010

LEIKNES, T.; ØDEGAARD, H. "The development of a biofilm membrane bioreactor". **Desalination**, v. 202, n. 1-3, p. 135–143, 2007.

LEVSTEK, M.; PLAZL, I. "Influence of carrier type on nitrification in the moving-bed biofilm process". **Water Science and Technology**, v. 59, n. 5, p. 875–882, 2009.

LEYVA-DÍAZ, J. C. et al. "Effects of scale-up on a hybrid moving bed biofilm reactor - membrane bioreactor for treating urban wastewater". **Chemical Engineering Science**, v. 104, p. 808–816, 2013.

LI, H. QIANG et al. “Removal of phenols, thiocyanate and ammonium from coal gasification wastewater using moving bed biofilm reactor”. **Bioresource Technology**, v. 102, n. 7, p. 4667–4673, 2011.

LOPEZ-LOPEZ, C. et al.” Influence of filling ratio and carrier type on organic matter removal in a moving bed biofilm reactor with pretreatment of electrocoagulation in wastewater treatment”. **Journal of Environmental Science and Health, Part A**, v. 47, p. 1759–1767, 2012.

LU, S. G. et al. “A model for membrane bioreactor process based on the concept of formation and degradation of soluble microbial products”. **Water Research**, v. 35, n. 8, p. 2038–2048, 2001.

MAHENDRAN, B.; LISHMAN, L.; LISS, S. N. “Structural, physicochemical and microbial properties of flocs and biofilms in integrated fixed-film activated sludge (IFFAS) systems”. **Water Research**, v. 46, n. 16, p. 5085–5101, 2012.

MANNINA, G. et al. “Modelling and dynamic simulation of hybrid moving bed biofilm reactors: Model concepts and application to a pilot plant”. **Biochemical Engineering Journal**, v. 56, n. 1-2, p. 23–36, 2011.

MARTÍN-PASCUAL, J. et al. “Comparative kinetic study of carrier type in a moving bed system applied to organic matter removal in urban wastewater treatment”. **Water, Air, and Soil Pollution**, v. 223, n. 4, p. 1699–1712, 2012.

METCALF & EDDY. **Wastewater Engineering**. 3^a. ed. 1991.

MÜLLER, N. “Implementing biofilm carriers into activated sludge process - 15 years of experience”. **Water Science and Technology**, v. 37, n. 9, p. 167–174, 1998.

NOGUEIRA, B. L. **Modelagem matemática de reatores de leito móvel com biofilme para tratamento de efluentes**. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2013.

NOGUEIRA, R. et al. “Nitrifying and heterotrophic population dynamics in biofilm reactors: effects of hydraulic retention time and the presence of organic carbon”. **Water Research**, v. 36, n. 2, p. 469–481, 2002.

ØDEGAARD, H. “State of the art in Europe of the Moving Bed Biofilm Reactor (MBBR) process”. **WEFTEC**. Anais. 2004

ØDEGAARD, H. “Innovations in wastewater treatment: the moving bed biofilm process”. **Water Sci. Technol**, v. 53, n. 9, p. 17–33, 2006.

ØDEGAARD, H. et al. “Separation of biomass from moving bed biofilm reactors (MBBR’s)”. **Proceedings of the Water Environment Federation**. Anais. Water Environment Federation, 2010

ØDEGAARD, H.; GISVOLD, B.; STRICKLAND, J. “The influence of carrier size and shape in the moving bed biofilm process”. **Water Science and Technology**, v. 41, n. 4-5, p. 383–391, 2000.

OLIVEIRA, D. V. M. DE. **Caracterização dos Parâmetros de Controle e Avaliação de Desempenho de um Reator Biológico com Leito Móvel (MBBR)**. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2008.

OLIVEIRA, D. V. M. DE. **Avaliação da remoção de nitrogênio via nitrificação e desnitrificação simultânea em um reator biológico com leito móvel (IFAS)**. Tese de Doutorado. USP, 2015.

ONU. **Resolução 64/292. O direito humano à água e ao saneamento**. General Assembly, 2010. Disponível em: <http://www.un.org/es/comun/docs/?symbol=A/RES/64/292&lang=E>, acesso em 20 de abril de 2016

PEIXOTO, F. S.; LIMA, B. G. DE; ANTUNES, H. “Importância da Caracterização de Esgotos Gerados em Instituições de Ensino – Estudo de Caso – IFCE, Campus Limoeiro do Norte”. **VII CONNEPI**. Anais. Palmas: 2012

PICULELL, M. et al. “The Influence of Biofilm Carriers on Oxygen Transfer Efficiency in Wastewater Treatment”. **NORDIWA**. Anais. 2013

PLATTES, M. et al. “Modelling and dynamic simulation of a moving bed bioreactor for the treatment of municipal wastewater”. **Biochemical Engineering Journal**, v. 32, n. 2, p. 61–68, 2006.

QIQI, Y.; QIANG, H.; IBRAHIM, H. T. “Review on Moving Bed Biofilm Processes”. **Pakistan Journal of Nutrition**, v. 11, n. 9, p. 706–713, 2012.

QUÉBEC. **Équipement de procédé. Fiche d’information technique. Réacteur biologique à support fluidisé MBBR avec garnissage K1 d’AnoxKaldnes**. Montréal: 2009.

RAITER, A. UFRJ volta às aulas após greve. **O Dia**, 15 set. 2015.

RAUCH, B. J. “Choosing a suitable biofilm carrier media”. **Filtration+Separation**, p. 32–34, 2014.

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

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

RUSTEN, B.; HEM, L. J.; ØDEGAARD, H. “Nitrogen removal from dilute wastewater in cold climate using moving-bed biofilm reactors”. **Water Environment Research**, v. 67, n. 1, p. 65–74, 1995b.

SALVETTI, R. et al. “Effects of temperature on tertiary nitrification in moving-bed biofilm reactors”. **Water Research**, v. 40, n. 15, p. 2981–2993, 2006.

SHARRER, M. J. et al. “Membrane biological reactor treatment of a saline backwash flow from a recirculating aquaculture system”. **Aquacultural Engineering**, v. 36, n. 2, p. 159–176, 2007.

SHORE, J. L. et al. “Application of a moving bed biofilm reactor for tertiary ammonia treatment in high temperature industrial wastewater”. **Bioresource Technology**, v. 112, p. 51–60, 2012.

SIAAP. **L’assainissement des eaux usées en agglomération parisienne: principes et procédés. Sciences et Techniques**. Livro Pedagógico. Colombes: SIAAP-La Cité de l’Eau et de l’Assainissement - Service Médiation pédagogique, 2013.

SOUZA, M. J. N. DE. “Regularização fundiária da vila residencial-UFRJ: observações sobre uma experiência”. Anais **XVI ENAPUR**. Anais. Belo Horizonte: 2015

UFRJ. **Plano Diretor UFRJ - 2020**. 2010.

VERSIANI, B. M. **Desempenho de um Reator UASB Submetido a Diferentes Condições Operacionais Tratando Esgotos Sanitários do Campus da UFRJ**. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2005.

VON SPERLING, M. **Introdução à Qualidade das Águas e ao Tratamento de Esgotos**. 3^a. ed. UFMG. 2005.

WANG, R.-C.; WEN, X.-H.; QIAN, Y. “Influence of carrier concentration on the performance and microbial characteristics of a suspended carrier biofilm reactor”. **Process Biochemistry**, v. 40, n. 9, p. 2992–3001, 2005.

WANG, X. J. et al. “Nutrients removal from municipal wastewater by chemical precipitation in a moving bed biofilm reactor”. **Process Biochemistry**, v. 41, n. 4, p. 824–828, 2006.

ZHANG, S. et al. “Responses of biofilm characteristics to variations in temperature and NH₄⁺-N loading in a moving-bed biofilm reactor treating micro-polluted raw water”. **Bioresource Technology**, v. 131, p. 365–373, 2013a.

ZHANG, S. et al. “Linking nitrifying biofilm characteristics and nitrification performance in moving-bed biofilm reactors for polluted raw water pretreatment”. **Bioresource Technology**, v. 146, p. 416–425, 2013b.

ZHANG, T. C.; BISHOP, P. L. “Density, porosity, and pore structure of biofilms”. **Water Research**, v. 28, n. 11, p. 2267–2277, 1994.