UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
FACULDADE DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL

AVALIAÇÃO DE UM SISTEMA HÍBRIDO, INTEGRADO DE LODO ATIVADO E BIOFILME EM LEITO MÓVEL, PARA TRATAMENTO DE ESGOTOS DOMÉSTICOS, UTILIZANDO PVA-GEL COMO MEIO SUPORTE.

ANA MARIA DO CARMO MOTA

ORIENTADORA: ARIUSKA KARLA BARBOSA AMORIM

CO-ORIENTADORA: LENORA NUNES LUDOLF GOMES

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO EM TECNOLOGIA AMBIENTAL E RECURSOS HÍDRICOS

PUBLICAÇÃO: PTARH.DM –173/2015
BRASÍLIA/DF: JULHO – 2015

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA

FACULDADE DE TECNOLOGIA

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL

AVALIAÇÃO DE UM SISTEMA HÍBRIDO INTEGRADO DE LODO ATIVADO E BIOFILME EM LEITO MÓVEL PARA TRATAMENTO DE ESGOTOS DOMÉSTICOS, UTILIZANDO PVA-GEL COMO MEIO SUPORTE

ANA MARIA DO CARMO MOTA

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL DA FACULDADE DE TECNOLOGIA DA UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA COMO PARTE DOS REQUISISTOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM TECNOLOGIA AMBIENTAL E RECURSOS HÍDRICOS.

APROVADA POR:

_____

Profª Ariuska Karla Barbosa Amorim, DSc (ENC-UnB)
(Orientadora)

_____

Profª Lenora Nunes Ludolf Gomes, DSc (ENC-UnB)
(Co-Orientadora)

_____

Profª Yovanka Pérez Ginoris (ENC-UnB)
(Examinador Interno)

_____

Profª Sílvia Maria Alves Corrêa Oliveira, Dr. (DESA/UFMG)
(Examinador Externo)

BRASÍLIA-DF, JULHO DE 2015.

FICHA CATALOGRÁFICA

MOTA, A.M.C.

Avaliação de um Sistema Hibrido Integrado de Lodo Ativado e Biofilme em Leito Móvel, para Tratamento de Esgotos Domésticos, Utilizando PVA-Gel como Meio Suporte.

xxiii,199p., 210 x 297 mm (ENC/FT/UnB, Mestre, Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos, 2015).

Dissertação de Mestrado – Universidade de Brasília. Faculdade de Tecnologia.

Departamento de Engenharia Civil e Ambiental.

1. Tratamento de Esgoto 2. Sistema IFAS

3. PVA-Gel

I. ENC/FT/UnB II. Título (série)

REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

Mota, A.M.C. (2015). Avaliação de um sistema Híbrido integrado de lodo ativado e biofilme em leito móvel para tratamento de esgotos domésticos, utilizando PVA-Gel como meio suporte. Dissertação de Mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos, Publicação PTARH.DM-173/2015, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília, Brasília, DF, 199p.

CESSÃO DE DIREITOS

NOME DA AUTORA: Ana Maria do Carmo Mota

TÍTULO: Avaliação de um sistema Híbrido integrado de lodo ativado e biofilme em leito móvel para tratamento de esgotos domésticos, utilizando PVA-Gel como meio suporte.

GRAU: Mestre ANO: 2015

É concedida à Universidade de Brasília permissão para reproduzir cópias desta dissertação de mestrado e para emprestar ou vender tais cópias somente para propósitos acadêmicos e científicos. O autor reserva outros direitos de publicação e nenhuma parte dessa dissertação de mestrado pode ser reproduzida sem autorização por escrito do autor.

Ana Maria do Carmo Mota
Brasília-DF, Brasil
mota_bio@yahoo.com.br

Aos amores da minha vida, meu querido esposo Zilter e meus filhos Juliana e Mateus, que sempre me apoiaram e nos momentos difíceis sempre tiveram palavras de incentivo que me davam mais um fôlego para continuar, essa conquista também é de vocês.

A Alberto Aresca (in memoriam), a quem aprendi gostar como a um filho e que nos deixou de forma tão inesperada. Sua partida me fez ver o quão sensível é a vida e que só a misericórdia de Deus nos faz entender o que aos nossos olhos parece impossível.

AGRADECIMENTOS

Ao longo desse projeto não foram poucos os momentos que parei e repensei o sentido de abrir mão de estar com minha família e meus amigos e dedicar grande parte do meu tempo livre a esse trabalho. Nesses momentos pensava no entusiasmo e apoio da minha família e dos amigos que de alguma forma estavam junto comigo nessa empreitada e sempre encontrei forças para continuar. Agora é hora de agradecer...

Acima de tudo, agradeço a Deus que me deu o dom da vida e me fez inteligente e forte o suficiente para conquistar meus sonhos. Que sempre esteve comigo nos momentos de angustia e desânimo me fazendo acreditar que seria possível. A Ele todo o louvor...

"*Não te mandei eu? Sê forte e corajoso, não temas, nem te espantes, por que o Senhor teu Deus é contigo por onde quer que andares*"

Josué 1 - 9

Ao meu esposo Zilter Guedes, que sempre me ajudou e me incentivou, que nos muitos momentos que precisei me ausentar, esteve à frente da nossa família, conduzindo tudo com muito amor e dedicação, TE AMO.

Aos meus queridos filhos, Juliana e Mateus, pelo amor incondicional, pela confiança e pelo entusiasmo tão importantes nessa caminhada. Por sempre me apoiarem e entenderem minhas muitas ausências, amo vocês...

Aos meus pais, Joaquim Mota e Maria do Carmo, que sempre foram exemplos de dignidade e honestidade, que desde cedo me ensinaram o valor dos estudos e me fizeram acreditar nos meus sonhos.

A todos da minha família, em especial a minha irmã Elza, que tem se desdobrado para cuidar dos nossos pais.

As minhas orientadoras, professoras Ariuska e Lenora, que sempre com muita paciência e sabedoria, dividiram parte do seu tempo comigo e me ajudaram na condução desse trabalho.

Aos professores do PTARH, Yovanka Perez, Cristina Brandão, Marco Antônio, Carlos Lima, Conceição Alves, Dirceu Reis, Ricardo Minoti, Nestor Campana, Sergio Koide e Oscar Cordeiro Netto pela dedicação e comprometimento na ministração dos conteúdos e por

dividirem suas experiências profissionais conosco. Sinto-me realizada e espero retribuir para a sociedade tudo que tive a oportunidade de aprender com vocês.

A todos os colegas de mestrado, que tive a grata alegria de conviver e trocar experiências profissionais, Mateus Amaral, Cahola, Patricia Bermond, Naiara Raiol , Adriane Dias, Maria Elisa, Lucas Achaval, Luiz Gustavo, Fabiano Silva, Ingrith, Diana Jimena, Sara Ferrigo, Fernandinha, Claúdia Guimarães, Claudinha, Rovena, Lúcio, Olga Caminha, Pedro e Vinicius Grossi.

À Genilda, pela sua gentileza e presteza, por estar sempre disposta a dividir seus conhecimentos.

À Luciana, pelas noites e finais de semana junto comigo no laboratório.

À Lucilene Batista, minha companheira de aflições e angustias. Ufa, enfim conseguimos...!

À Kuraray, que disponibilizou a unidade piloto, possibilitando a realização dessa pesquisa. À equipe da Kuraray, em especial aos Senhores Hiroaki Fugii e Syouhei Yoshikawa que nunca mediram esforços para manter a unidade em operação;

Muito obrigada a Camila que traduziu nossas conversas e que ajudou muito no processo de filtração das amostras, estou certa que acabamos de formar uma tradutora muito entendida em tratamento de esgotos

À equipe da AMANA Ambiental, em especial a Engenheira Vânia, que sempre esteve presente na operação na unidade.

A todos da CAESB que me ajudaram de alguma forma. Pensei em um modo de escrever aqui o quanto sou grata a todos vocês, mas não encontrei palavras. Poderia listar o nome de todos, mas estaria correndo o risco de ser injusta e esquecer alguém, assim, a todos vocês meu muito obrigado.

À CAESB, por me proporcionar a oportunidade de fazer o mestrado.

Aos amigos e companheiros de trabalho, Carlos Eduardo Borges e Carlos Daidi, que sempre me incentivaram a estudar e a buscar novos desafios.

A todos minha eterna gratidão.

RESUMO

AVALIAÇAO DE UM SISTEMA HIBRIDO INTEGRADO DE LODO ATIVADO E BIOFILME EM LEITO MÓVEL PARA TRATAMENTO DE ESGOTOS DOMÉSTICOS, UTILIZANDO PVA-GEL COMO MEIO SUPORTE.

O sistema de lodos ativados é um dos processos de tratamento de águas residuárias mais utilizados no mundo. Apesar de apresentar boas eficiências na remoção de matéria orgânica e nutrientes, é muito sensível a aumento de cargas hidráulicas e orgânicas, além de gerar grandes quantidades de lodo. Vários estudos indicam que a implantação de sistemas híbridos pode resultar na otimização das vantagens e minimização das desvantagens do sistema de lodos ativados. O IFAS (*Integrated Fixed-Film activated Sludge*) é a um sistema de tratamento biológico formado pela associação do sistema de lodos ativados ao sistema MBBR (*Moving Bed Biofilm Reactor*), no qual a biomassa cresce aderida a meios suporte mantidos em suspensão nos reatores biológicos. O presente estudo teve como objetivo avaliar o comportamento de uma unidade piloto, utilizando o sistema IFAS, em diferentes tempos de detenção hidráulica (TDH). Foi utilizado o PVA-Gel como meio suporte para crescimento da biomassa. Trata-se de um hidrogel poroso, que possui uma estrutura de malha com poros minúsculos, produzido a partir de álcool polivinílico, com densidade específica de 1.025, taxa de absorção de água de 0,08 m^3/m^3 e área superficial total de 2500m^2/m^3. A unidade piloto foi instalada na ETE Riacho Fundo, uma das unidades de tratamento de esgotos da Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal (CAESB). O sistema foi operado com sete regimes operacionais diferentes, nos quais foram aplicados TDHs que variaram de 18 a 5,1 horas e carga de amônia de 41 a 230 g $N\text{-}NH_4^+$. $m^{-3}.d^{-1}$. A eficiência de remoção global de nitrogênio amoniacal foi de 79%, sendo que nos regimes com TDH de 18,12 e 9 horas, essa eficiência se manteve acima de 90%. Verificou-se pouca variação na eficiência de remoção de matéria orgânica ao longo do experimento, mantendo uma eficiência média de 95% de remoção de DQO solúvel. A estrutura da comunidade de protozoários e metazoários foi semelhante àquela observada nos sistemas de lodos ativados. Ensaios de atividade específica indicaram que a biomassa imobilizada no PVA-Gel é eficiente na remoção de amônia e matéria orgânica, com uma taxa de oxidação de amônia de até 12 mg $N\text{-}NH_4^+h^{-1}$ em 0,525L de PVA-Gel.

Palavras-chaves: Tratamento de esgotos domésticos, Sistemas híbridos (IFAS), PVA-Gel

ABSTRACT

EVALUATION OF AN HYBRID SYSTEM INTEGRATED OF ACTIVATED SLUDGE AND BIOFILM IN MOVING BED FOR DOMESTIC SEWAGE TREATMENT, USING PVA-GEL AS A CARRIER.

The activated sludge system is one of sewage treatment process most commonly used in the world. Despite showing good efficiency in removing organic matter and nutrients, it is very sensitive to increased hydraulic and organic loads, besides generate large amounts of sludge. Several studies indicate that the deployment of hybrid systems can result in optimizing the advantages and minimizing the disadvantages of activated sludge system. The IFAS (Integrated Fixed-Film Activated Sludge) is a biological treatment system formed by the combination of activated sludge system to the MBBR (Moving Bed Biofilm Reactor) in which the biomass grows attached to support means maintained in suspension in the biological reactor. This study aimed to evaluate the behavior of a pilot plant using the IFAS system at different hydraulic retention times (HRT). PVA-Gel was used as a carrier to the biomass growing. This is a porous hydrogel which has a knitted structure with small pores, produced from polyvinyl alcohol with a specific gravity of 1.025, water absorption rate of 0.08 m^3 / m^3, and the specific surface area of 2500m^2. m^{-3}. The pilot unit was installed in the Sewage Treatment Plant Riacho Fundo, one of the sewage treatment units of Environmental Sanitation Company of the Federal District. The system was operated at seven different operational systems, which were applied HRT ranging from 18 to 5.1 hours, ammonia load of 41 - 230 g $N\text{-}NH_4^+$. m^{-3}.d^{-1}. The overall removal efficiency of ammonia was 79%, and in HRT regimens of 18,12 and 9 hours, this efficiency has remained above 90%. There was little variation in the organic matter removal efficiency throughout the experiment, maintaining an average efficiency of 95% removal of soluble COD. The structure of the protozoa and metazoan community was similar to that observed in activated sludge systems. Specific activity assays indicated that the biomass immobilized in PVA-gel is effective in removing organic matter and ammonia to an ammonia oxidation rate of up to 12 mg $N\text{-}NH_4^+$ h^{-1} in 0,525L PVA- Gel.

Keywords: Domestic sewage treatment, Hybrid System (IFAS), PVA-Gel

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO 1

2. OBJETIVOS 4
2.1 OBJETIVO GERAL 4
2.2. OBJETIVOS ESPECIFICOS 4

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA 5

3.1 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NUTRIENTES 5
3.1.1 Remoção biológica de nitrogênio 5
3.1.1.1 Remoção biológica de nitrogênio pelo processo de nitrificação/desnitrificação convencional 7
3.1.2 Remoção biológica de fósforo 11
3.1.3 Remoção química de fósforo 14

3.2 SISTEMAS DE LODOS ATIVADOS 15
3.2.1 Variantes do sistema de lodos ativados 17
3.2.1.1. Sistema Bardenpho 18
3.2.1.2. Sistema Phoredox 18
3.2.1.3. Sistema UCT e UCT modificado 19
3.2.2 Microbiologia de Lodos Ativados 22
3.2.3 Produção de lodo em sistemas de lodo ativados 28

3.3 REATOR DE LEITO MÓVEL COM BIOFILME 32
3.4 SISTEMAS HÍBRIDOS INTEGRADOS DE LODOS ATIVADOS E BIOFILME EM LEITO MÓVEL-IFAS 43

4. METODOLOGIA 49

4.1 INSTALAÇÕES E PROCEDIMENTOS 49
4.1.1 Descrição da ETE Riacho Fundo 50
4.1.2 Descrição da unidade Piloto 51

4.2 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL 56
4.2.1 Descrição dos regimes operacionais aplicados 57

4.2.1.1 Regime operacional 1- Tempo de detenção hidráulico - 18 horas – Partida do sistema 57

4.2.1.2 Regime operacional 2 – Tempo de detenção hidráulico - 12 horas 59

4.2.1.3 Regime operacional 3 – Tempo de detenção hidráulico - 9 horas 59

4.2.1.4 Regime operacional 4 – Tempo de detenção hidráulico – 7,2 horas 60

4.2.1.5 Regime operacional 5 – Tempo de detenção hidráulico - 6 horas 61

4.2.1.6 Regime operacional 6 – Tempo de detenção hidráulico - 5,1 horas 61

4.2.1.7 Regime operacional 7 – Aplicação de Sulfato de alumínio 62

4.2.2 Rotina de operação da unidade piloto 65

4.3 MÉTODOS ANALÍTICOS 66

4.3.2 Procedimento de amostragem 67

4.3.3 Monitoramento dos parâmetros físico-químicos em laboratório 68

4.4 MONITORAMENTO MICROBIOLÓGICO 70

4.4.1 Análise qualitativa e quantitativa de protozoários e metazoários 70

4.4.2 Análise qualitativa dos flocos 71

4.4.3 Análise quantitativa de coliformes termotolerantes 72

4.5 DETERMINAÇÃO DA PRODUÇÃO DE LODO 72

4.6 ESTIMATIVA DA BIOMASSA ADERIDA 73

4.7 AVALIAÇÃO DA ATIVIDADE ESPECÍFICA DOS ORGANISMOS IMOBILIZADOS NO PVA-GEL 74

4.7.1 Atividade de nitrificação 75

4.7.2 Atividade de desnitrificação 78

4.7.3 Determinação da taxa de oxidação da matéria orgânica 80

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO 82

5.1 RESULTADOS DO MONITORAMENTO 82

5.1.1 Caracterização do esgoto afluente à unidade piloto 82

5.1.2 Aclimataçao da biomassa 83

5.1.3 Resultados do monitoramento dos parâmetros físico-químicos 84

5.1.3.1 Temperatura 85

5.1.3.2 pH 88

5.1.3.3 Oxigênio Dissolvido 91
5.1.3.4 Alcalinidade 95
5.1.3.5 Potencial de oxirredução - ORP 97
5.1.3.6 Resultados relativos aos compostos nitrogenados 100
5.1.3.7 Resultados relativos à remoção de matéria orgânica 111
5.1.3.8 Carga Orgânica Volumétrica – COV 119
5.1.3.9 Carga Orgânica Superficial – COS 122
5.1.3.10 Resultados relativos aos compostos fosfatados (Fósforo total e ortofosfato) 125
5.1.3.11 Precipitação química do fósforo utilizando sulfato de alumínio 131
5.1.3.12 Sólidos em Suspensão 136

5.2 PRODUÇÃO ESPECÍFICA DE LODO 144

5.3 MONITORAMENTO MICROBIOLÓGICO 149
5.3.1 Análise qualitativa e quantitativa de protozoários e metazoários 150
5.3.2 Análise quantitativa de coliformes termotolerantes 163

5.4 AVALIAÇÃO DA ATIVIDADE ESPECÍFICA 168
5.4.1 Atividade de nitrificação 169
5.4.2 Determinação da taxa de desnitrificação 175
5.4.3 Determinação da taxa de oxidação da matéria orgânica 177

6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES 181

LISTA DE FIGURAS

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Figura 3.1: Esquema do processo de lodos ativados convencional 16
Figura 3.2: Relações tróficas presentes no reator biológico em sistemas de lodos ativados (Canler, 1999 *apud* Da Motta, 2001) 25
Figura 3.3: Rede trófica formada pelas bactérias e protozoários nos reatores biológicos (Mara, 2003 *apud* Barroso, 2011) 27
Figura 3.4: : Detalhe da estrutura porosa do PVA-Gel (Adaptado de Kuraray Co. 2005) .. 37
Figura 3.5: Comparação entre o tamanho dos microrganismos presentes nos reatores biológicos e o poro do PVA-Gel 38
Figura 3.6: Configuração do sistema MBBR para remoção de matéria orgânica (adaptado de Bassin *et al.* 2011 40
Figura 3.7: Sistema MBBR seguido de uma etapa físico-química (adaptado de Bassin et al. 2011) 40
Figura 3.8: Sistema MBBR com duas câmaras, seguido de uma etapa físico-química (adaptado de Bassin *et al.* 2011) 40
Figura 3.9: Sistema MBBR com duas câmaras, seguido de uma etapa físico-química (adaptado de Bassin *et al.* 2011) 41
Figura 3.10: Sistema MBBR com sistema pós-desnitrificação (adaptado de Bassin *et al.* 2011) 41
Figura 3.11: Configuração de sistema IFAS formado pela associação do sistema MBBR e lodos ativados com remoção de nitrogênio (adaptado de Bassin *et al.* 2011) 45
Figura 3.12: Configuração de sistema IFAS formado pela associação do sistema MBBR e lodos ativados, com o meio suporte colocado na última câmara (adaptado de Bassin *et al.* 2011). 46
Figura 3.13: Associação de sistema MBBR, lodos ativados e MBR,(adaptado de Kuraray, Co) 46

METODOLOGIA

Figura 4.1: Representação esquemática da metodologia 49
Figura 4.2: Foto aérea da ETE Riacho Fundo 51
Figura 4.3: Localização da unidade piloto da ETE Riacho Fundo 52
Figura 4.4: Fluxograma da unidade piloto 52
Figura 4.5: Local de instalação da bomba de esgoto bruto da Unidade piloto 53

Figura 4.6: Detalhe da caixa de recebimento de esgoto bruto 53
Figura 4.7: Detalhe da caixa de recebimento de esgoto bruto 54
Figura 4.8: Detalhe do tanque 1 55
Figura 4.9: Foto com detalhes dos tanques 2 e 3 56
Figura 4.10: Foto com detalhes dos tanques 2 e 3 56
Figura 4.11: Detalhe dos tanques de armazenamento. 64
Figura 4.12:Detalhe das bombas peristálticas 64
Figura 4.13:Detalhe do CCM, dos rotâmetros e dos eletrodos 65
Figura 4.14: Estimativa do tamanho do floco obtida pela área do retículo de Whipple 73
Figura 4.15: Esferas de PVA Gel, antes e após o processo de secagem 74
Figura 4.16: Procedimento de coleta e preparo do PVA Gel para os ensaios de atividade específica. 77
Figura 4.17: Ensaio de determinação do potencial de oxidação da amônia pela biomassa imobilizada e do potencial de adsorção da amônia pelo PVA-Gel 77
Figura 4.18: Ensaio de determinação do potencial de oxidação da matéria orgânica pela biomassa imobilizada no PVA-Gel 81
RESULTADOS E DISCUSSÃO
Figura 5.1: Gráfico Box plot dos valores de temperatura monitorados na unidade piloto ao longo de todos os regimes operacionais aplicados 86
Figura 5.2: Gráfico Box plot dos valores de temperatura monitorados na unidade piloto ao longo de todos os regimes operacionais aplicados 86
Figura 5.3: Série temporal dos valores de temperatura do lodo ativado dos tanques 1, 2 e 3. 87
Figura 5.4: Gráfico Box plot dos valores de pH monitorados na unidade piloto ao longo de todos os regimes operacionais aplicados 90
Figura 5.5: Série temporal dos valores de pH do lodo ativado dos tanques 1, 2 e 3 90
Figura 5.6: Série temporal com valores de pH do afluente e efluente final 91
Figura 5.7: Série temporal dos valores da concentração de OD e vazão de ar enviada ao tanque 2. 92
Figura 5.8: Série temporal dos valores da concentração de OD e vazão de ar enviada ao tanque 3. 93
Figura 5.9: Série temporal dos valores da concentração de OD e vazão de ar enviada ao tanque 3. 93

Figura 5.10: Gráfico Box plot dos valores de vazão de ar aplicados no tanque 2 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados 94
Figura 5.11: Gráfico Box plot dos valores de OD monitorados no tanque 3 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados. 94
Figura 5.12: Gráfico Box plot dos valores de vazão de ar aplicados no tanque 3 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados. 94
Figura 5.13: Gráfico Box plot dos valores de alcalinidade monitorados na unidade piloto ao longo de todos os regimes operacionais aplicados 96
Figura 5.14: Gráfico Box plot dos valores de alcalinidade monitorados na unidade piloto ao longo de todos os regimes operacionais aplicados 97
Figura 5.15: Série temporal dos valores de ORP no tanque 1. 98
Figura 5.16: Gráfico Box plot dos valores de ORP monitorados no tanque 1 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados 99
Figura 5.17: Série temporal dos valores de ORP no tanque 1 e OD no tanque 2 100
Figura 5.18: Gráfico Box plot dos valores de concentração de amônia ao longo das fases do processo de tratamento 101
Figura 5.19: Série temporal dos valores da concentração de amônia no afluente e efluente ao longo de todos os regimes operacionais aplicados 102
Figura 5.20: Série temporal dos valores da concentração de amônia nos tanques 1, 2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados 102
Figura 5.21: Gráfico Box plot dos valores de eficiência de remoção de amônia ao longo dos regimes operacionais adotados 103
Figura 5.22: Gráfico Box plot dos valores de eficiência de remoção de amônia ao longo dos regimes operacionais adotados 103
Figura 5.23: Série temporal dos valores de eficiência de remoção de amônia em relação à carga de aplicada 104
Figura 5.24: Relação entre os valores de carga de amônia aplicada e removida 105
Figura 5.25: Relação entre os valores de alcalinidade consumida e amônia oxidada 106
Figura 5.26: Gráfico Box plot dos valores de concentração de NTK ao longo das fases do processo de tratamento. 108
Figura 5.27: Gráfico Box plot dos valores de concentração de NTK ao longo das fases do processo de tratamento. 108
Figura 5.28: Gráfico Box plot com os valores de carga de NTK a que todos os regimes operacionais aplicados foram submetidos 109

Figura 5.29: Série temporal com as concentrações de NTK total no afluente e total e solúvel no efluente ao longo de todos os regimes operacionais adotados. 109
Figura 5.30: Série temporal com as concentrações de NTK solúvel nos tanques 1,2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais adotados 110
Figura 5.31: Série temporal dos valores de eficiência de remoção de NTK em relação à carga de aplicada 110
Figura 5.32: Relação entre as cargas de NTK aplicada e removida 111
Figura 5.33: Gráfico Box plot dos valores de concentração de DQOtotal no afluente e DQO total e solúvel no efluente ao longo de todos os regimes operacionais aplicados ... 113
Figura 5.34: Parcelas de DQO total e solúvel removidas e as respectivas cargas de DQO aplicadas ao longo de todos os regimes operacionais aplicados. 113
Figura 5.35: Série temporal com a eficiência de remoção de DQO total e solúvel e as respectivas cargas aplicadas 114
Figura 5.36: Série temporal com as concentrações de DQO no afluente e efluente ao longo de todos os regimes operacionais adotados. 114
Figura 5.37: Série temporal com as concentrações de DQO solúvel no afluente e nos tanques 1,2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais adotados 115
Figura 5.38: Série temporal com as concentrações de DQO solúvel nos tanques 1,2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais adotados 115
Figura 5.39: Gráfico Box plot dos valores de DQO solúvel consumida ao longo de todos os regimes operacionais aplicados. 116
Figura 5.40: Gráfico Box plot com os resultados de concentração de DBO afluente e efluente monitorados ao longo do experimento. 117
Figura 5.41: Série temporal dos resultados de concentração de DBO afluente e efluente 118
Figura 5.42: Parcelas de DBO removidas e as respectivas cargas de DBO aplicadas ao longo de todos os regimes operacionais aplicados. 118
Figura 5.43: Eficiência de remoção de DBO e as respectivas cargas de DBO aplicadas ao longo de todos os regimes operacionais aplicados 118
Figura 5.44: Gráfico Box plot com os valores de COV aplicadas 120
Figura 5.45: Série temporal com os valores de COV aplicada 121
Figura 5.46: COV removida em função da COV aplicada 121
Figura 5.47: Eficiência de remoção de DQO total e solúvel em função da carga orgânica aplicada 122

Figura 5.48: Gráfico Box plot com valores de COS aplicados em todos os regimes operacionais investigados. 123
Figura 5.49: Série temporal com os valores de COS aplicada. 124
Figura 5.50: COS removida em função da COS aplicada 124
Figura 5.51: Gráfico Box plot com os valores de concentração de fósforo total e total filtrado ao longo dos 6 primeiros regimes de operação 126
Figura 5.52: Série temporal das concentrações de fósforo no afluente e efluente 127
Figura 5.53: Eficiência de remoção de fósforo total e total filtrado ao longo dos 6 primeiros regimes operacionais aplicados. 128
Figura 5.54: Gráfico Box plot com a variação dos valores de ortofosfato do afluente, tanques 1, 2 e 3, lodo de retorno do sedimentor para o tanque 3 e efluente final ao longo de todos os regimes operacionais aplicados. 129
Figura 5.55: Comportamento da concentração de ortofostato no afluente e efluente ao longo dos seis primeiros regimes operacionais 130
Figura 5.56: Concentração de ortofosfato nos tanques 1, 2 e 3 ao longo dos seis primeiros regimes operacionais. 131
Figura 5.57: Resultados de eficiência de remoção de ortofosfato nos seis primeiros regimes operacionais. 131
Figura 5.58: Resultado do ensaio de jarros realizado para a determinação da dosagem de sulfato de alumínio a ser aplicada no tanque 3 132
Figura 5.59: Gráfico Box plot com os resultados de concentração de fósforo total, dos regimes operacionais com aplicação de sulfato de alumínio 133
Figura 5.60: Série temporal dos resultados de concentração de fósforo total nos regimes operacionais com aplicação de sulfato de alumínio 134
Figura 5.61: Gráfico Box plot com os resultados de concentração de fósforo total, dos regimes operacionais com aplicação de sulfato de alumínio 135
Figura 5.62: Série temporal dos resultados de concentração de fósforo total nos regimes operacionais com aplicação de sulfato de alumínio 135
Figura 5.63: Gráfico Box plot com os valores de SST do afluente e efluente 138
Figura 5.64: Série temporal com os valores de SST no afluente e efluente final 139
Figura 5.65: Gráfico de eficiência de remoção de SST 140
Figura 5.66: Gráfico Box plot com resultados de SST e SSV dos tanques 1 e 2 140
Figura 5.67: Gráfico Box plot com resultados de SST e SSV do tanque 3 e do lodo de retorno do tanque de sedimentação para o tanque 3 142

Figura 5.68: Série temporal com os resultados de SST dos tanques 1, 2 e 3 143
Figura 5.69: Quantidade de lodo produzido diariamente nos três pontos considerados no cálculo da produção específica. 146
Figura 5.70: Produção específica de lodo em função da carga orgânica aplicada e da carga orgânica removida 147
Figura 5.71: Relação entre a massa de lodo produzido em relação ao número de habitantes. 149
Figura 5.72: Densidade média dos gêneros de protozoários e metazoários mais frequentes nos tanques 1, 2 e 3. 153
Figura 5.73: Gráficos Box plot com densidade de ciliados predadores de floco nos tanques 1, 2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados. 159
Figura 5.74: Gráficos Box plot densidade de ciliados fixos ou pedunculados presente nos tanques 1, 2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados. 159
Figura 5.75: Gráficos Box plot a densidade de amebas nos tanques 1, 2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados 160
Figura 5.76: Gráficos Box plot da densidade de flagelados nos tanques 1, 2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados. 160
Figura 5.77: Gráficos Box plot com a densidade de rotíferos nos tanques 1, 2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados 161
Figura 5.78: Gráficos Box plot com a densidade de Rhabditis *sp* nos tanques 1, 2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados 161
Figura 5.79: Microfotografia de colônias de bactérias, protozoários e metazoários encontrados na biomassa em suspensão dos tanques 1, 2 e 3, aumento 100x. 162
Figura 5.80: Microfotografias dos flocos em suspensão, aumento 100x. 163
Figura 5.81: Resultados de eficiência de remoção de coliformes ao longo dos regimes operacionais aplicados 164
Figura 5.82: Concentração de coliformes termotolerantes ao longo de todos os regimes de TDH aplicados. 166
Figura 5.83: Número de unidades log removidas ao longo de todos os regimes de operação aplicados 167
Figura 5.84: Valor médio do número de unidades log removidas ao longo de todos os regimes de operação aplicados 167
Figura 5.85: Valores de pH e concentração de N-NH4+ ao longo do tempo para os experimentos com concentração de oxigênio dissolvido na faixa de 4 a 5mg/L. 170

Figura 5.86: Concentração e eficiência de oxidação de N-NH4+ ao longo do tempo, nos experimentos realizados com concentração média de oxigênio dissolvido de 4,6mg/L ... 171
Figura 5.87: Valores de concentração de N-NH4+ao longo do tempo para os experimentos realizados com concentração de oxigênio dissolvido entre 2 e 3mg/L 172
Figura 5.88: Concentração e eficiência de oxidação de N-NH4+ ao longo do tempo, nos experimentos realizados com concentração média de oxigênio dissolvido de 2,6mg/L ... 172
Figura 5.89: Valores de pH e concentração de N-NH4+ ao longo do tempo para os experimentos com biomassa em suspensão com concentração de SS de 1000mg/L. 174
Figura 5.90: Valores de pH e concentração de N-NH4+ ao longo do tempo para os experimentos com biomassa em suspensão com concentração de SS de 3000mg/L. 174
Figura 5.91: Concentrações de nitrito, nitrato e DQO ao longo do experimento..... 176
Figura 5.92: Valores da eficiência de processo de redução do nitrato e oxidação da matéria orgânica e o comportamento do nitrato e pH ao longo do experimento..... 177
Figura 5.93: Valores de concentração de DQO ao longo do tempo para o experimento utilizando o meio suporte retirado do tanque 02. 178
Figura 5.94: Valores de concentração de DQO e eficiência de remoção de DQO ao longo do tempo para o experimento utilizando o meio suporte retirado do tanque 02. 179
Figura 5.95: Valores de pH e concentração de DQO ao longo do tempo para os experimentos utilizando o meio suporte retirado do tanque 01..... 180
Figura 5.96: Valores de concentração de DQO e eficiência de remoção de DQO ao longo do tempo para o experimento utilizando o meio suporte retirado do tanque 01 180

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1: Faixas de concentração e valores típicos de nitrogênio em esgotos domésticos. Fonte (von Sperling, 2005) 06
Tabela 3.2: Características e quantidade do lodo produzido em vários sistemas de tratamento. Adaptado de von Sperling e Gonçalves (2000). 29
Tabela 3.3: Meios suporte existentes no mercado (adaptado de WEF, 2011 e fabricantes) 36
Tabela 3.4: Resultados obtidos por Reis (2007) 42
Tabela 3.5: Condições aplicadas e resultados observados no experimento realizado por de Araujo Junior *et al.* (2013) 47
METODOLOGIA
Tabela 4.1: Características do esgoto afluente à ETE 50
Tabela 4.2: Principais condições aplicadas nos seis primeiros regimes de operação.....62
Tabela 4.3: Condições aplicadas no ensaio de jarro 63
Tabela 4.4: Condições de operação adotadas durante a fase de aplicação de sulfato de alumínio. 64
Tabela 4.5: Plano de amostragem dos parâmentros físico-químicos..... 67
Tabela 4.6: Plano de monitoramento dos parâmetros físico-químicos..... 69
Tabela 4.7: Relação dos parâmetros físico e químicos para o monitoramento do experimento e seus respectivos métodos de análise 70
Tabela 4.8: Estimativa do tamanho do floco obtida pela área do retículo de Whipple 71
Tabela 4.9: Composição da água residuária sintética utilizada na determinação da atividade de nitrificação – (Chen *et al.* 1998) 76
Tabela 4.10: Composição da solução para determinação da atividade de desnitrificação - (Chen *et al.* 1998) 79
Tabela 4.11: Composição do esgoto sintético para determinação da taxa de oxidação da matéria orgânica. (Chen *et al.* 1998) 80
RESULTADOS E DISCUSSÃO
Tabela 5.1: Composição do esgoto afluente a unidade piloto 83
Tabela 5.2: Caracterização microbiológica do lodo ativado utilizado na inoculação 84
Tabela 5.3: Estatística descritiva dos valores de temperatura monitorados no sistema 85
Tabela 5.4: Estatística descritiva dos valores de pH monitorados ao longo do experimento 89

Tabela 5.5: Estatística descritiva dos valores de alcalinidade monitorados ao longo do experimento 95
Tabela 5.6 : Estatística descritiva dos valores de ORP monitorados ao longo do experimento 98
Tabela 5.7: Estatística descritiva dos resultados de amônia monitorados ao longo do experimento 100
Tabela 5.8: Estatística descritiva dos resultados de NTK monitorados 107
Tabela 5.9: Estatística descritiva dos resultados de DQO monitorados ao longo do experimento 112
Tabela 5.10: Resultados da estatística descritiva dos resultados de DBO ao longo de todos os regimes operacionais aplicados..... 116
Tabela 5.11: Estatística descritiva dos valores de COV aplicadas e removidas..... 120
Tabela 5.12 : Estatística descritiva dos valores de COS aplicadas e removidas 123
Tabela 5.13: Estatística descritiva dos resultados de concentração e remoção de fósforo total 126
Tabela 5.14: Estatística descritiva dos resultados de concentração ortofosfato 128
Tabela 5.15: Condições operacionais adotadas nos regimes em que foi aplicado produto sulfato de alumínio. 132
Tabela 5.16: Estatística descritiva dos resultados de fósforo total nos regimes operacionais com aplicação de sulfato de alumínio..... 133
Tabela 5.17: Estatística descritiva dos resultados de ortofosfato nos regimes operacionais com aplicação de sulfato de alumínio..... 134
Tabela 5.18: Classificação dos esgotos de acordo com os sólidos. Fonte: Metcalf e Eddy, (1991) 136
Tabela 5.19: Estatística descritiva dos Resultados de sólidos no afluente e efluente 137
Tabela 5.20: Estatística descritiva dos resultados de sólidos em suspensão do lodo dos tanques 1,2 e 3 e do lodo de retorno do tanque de sedimentação para o tanque 3 141
Tabela 5.21: Produção específica de lodo 145
Tabela 5.22: Estatística descritiva da densidade de protozoários e metazoários..... 151
Tabela 5.23: Coeficiente de correlação e nível de significância entre protozoários e metazoários e parâmetros físico-químicos e operacionais do tanque 1..... 154
Tabela 5.24: Coeficiente de correlação e nível de significância entre protozoários e metazoários e parâmetros físico-químicos e operacionais do tanque 2..... 155

Tabela 5.25: Coeficiente de correlação e nível de significância entre protozoários e metazoários e parâmetros físico-químicos e operacionais do tanque 3. 156
Tabela 5.26: Eficiências típicas (valores de projeto) de diversos sistemas de tratamento de esgotos na remoção de coliformes (von Sperling,,2005)..... 163
Tabela 5.27: Estatística descritiva dos resultados das análises quantitativas de coliformes termotolerantes. 165

LISTA DE QUADROS

Quadro 3.1: Configurações dos sistemas de remoção biológica de nutrientes. Fonte: Adaptado de Metcalf e Eddy, 2003 20
Quadro 3.2: Vantanges e desvantages das Configurações dos sistemas de remoção biológica de nutrientes. Fonte: Adaptado de Metcalf e Eddy, 2003 21
Quadro 3.3: Principais gêneros de protozoários encontrados no lodo ativado Fonte: Adaptado de Figueiredo *et al.* (2008)..... 24
Quadro 3.4: Correlação entre desempenho de sistemas de lodos ativados e grupos de protozoários e metazoários dominantes (adaptado de Madoni, (1994) e Figueiredo (2008)). 26

LISTA DE SÍMBOLOS, NOMENCLATURA E ABREVIAÇÕES

ADP - Adenosina difosfato

ANAMMOX – Anaerobic Ammonium Oxidation

ATP - Adenosina trifosfato;

BOA - Bactérias que Oxidam Amônia

BON - Bactérias que Oxidam Nitrito

CAESB - Companhia de Saneamento Ambiental de Brasília

CODEPLAN - Companhia de Planejamento do Distrito Federal

COS – Carga Orgânica Superficial

COV – Carga Orgânica Volumétrica

CT – Coliformes Termotolerantes

DQO - Demanda Química de Oxigênio ($mgO_2.L^{-1}$)

ENC - Departamento de Engenharia Civil e Ambiental

ETE - Estação de Tratamento de Esgoto;

ETEB-Norte - Estação de Tratamento de Esgoto Brasília Sul

ETEB-Sul - Estação de Tratamento de Esgoto Brasília Norte

FISH - Hibridização fluorescente in situ

IFAS – Integrated Fixed-Film activated Sludge

LAA – Laboratório de Análise de Água

MBBR - Moving Bed Biofilm Reactor

MBR – Membrane biological Reactor

N- NO_2^- - Nitrogênio como nitrito

N- NO_3^- -Nitrogênio como nitrato

NADH2 - Nicotinamida adenina dinucleotídeo;

NH_3 - Gás amoníaco ($mgN.L-^1$)

$NH4^+$ - Íon amônio ($mgN.L^{-1}$)

NO_2^- - Nitrito

NO_3^- - Nitrato

NTK - Nitrogênio Total Kjeldahl ($mgN.L^{-1}$);

OAF - Organismos acumuladores de fosfato;

OD - Oxigênio Dissolvido ($mgO_2.L^{-1}$);

ORP – Potencial de oxirredução

P – PO_4 - Ortofosfato ($mg.L^{-1}$)

P - total - Fósforo total ($mg.L^{-1}$)

PCR - Reação em cadeia da polimerase

PDAD - Pesquisa Distrital por Amostra de Domicílios

pH – Potencial hidrogeniônico

PHB - Polihidroxibutirato

PROSAB - Programa de Pesquisa em Saneamento Básico

PTARH – Programa de Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos

PVA – Poly Vinyl Alcohol

qPCR – PCR em tempo real

SSLM –Sólidos Suspensos no Licor Misto ($mgSS.L^{-1}$)

SST - Sólidos Suspensos Totais ($mgSST.L^{-1}$)

SSV - Sólidos Suspensos Voláteis ($mgSSV.L^{-1}$)

TDC – Tempo de Detenção Celular (h)

TDH - Tempo de Detenção Hidráulica (h)

TOX – Tanque de oxidação total

TPA – Tratamento Primário Avançado

TQ - 1 – Tanque 1

TQ – 2 – Tanque 2

TQ – 3 – Tanque 3

UASB - Upflow anaerobic sludge blanket

UCT - Universityof Cape Town

UnB – Universidade de Brasília

Y – Taxa de produção específica de lodo

θc – Tempo de detenção celular (d)

WEF - Water Environment Federation

1. INTRODUÇÃO

A poluição da água e o consequente comprometimento dos mananciais de abastecimento estão entre os principais problemas ambientais da atualidade. O aumento na geração de águas residuárias, sejam domésticas ou industriais, é uma consequência direta do crescimento populacional. Nessa medida, o lançamento de águas residuárias *in natura* em rios e lagos, a carência de sistemas de coleta e tratamento desses resíduos e a ineficiência de sistemas existentes contribuem para a degradação dos corpos hídricos.

O aumento da conscientização da sociedade sobre os efeitos da poluição hídrica na qualidade de vida fez com que houvessem avanços nas pesquisas em saneamento. No entanto, no Brasil, por muitos anos, os sistemas de tratamento de esgotos foram concebidos apenas para a remoção de matéria orgânica carbonácea, ignorando a necessidade de remoção de nutrientes.

Os nutrientes são importantes para a síntese celular, sendo o fósforo e o nitrogênio macronutrientes requeridos em grandes quantidades em processos biológicos. Nos corpos receptores esses nutrientes favorecem o aumento da produtividade primária, acelerando o crescimento do fitoplâncton e plantas aquáticas, podendo levar a um desequilíbrio nesses ecossistemas, podendo acelerar um processo de eutrofização. A perda da biodiversidade, a alteração do padrão de distribuição do oxigênio na água, as florações de algas, cianobactérias e macrófitas aquáticas, a restrição aos usos da água, os efeitos sobre a saúde humana e o aumento nos custos para tratamento da água são algumas consequências do processo de eutrofização.

O surgimento de exigências ambientais relacionadas aos problemas ligados à eutrofização de ambientes aquáticos resultou em pesquisas e no desenvolvimento de tecnologias que possibilitam a remoção de nutrientes em conjunto com a matéria orgânica carbonácea, sendo assim, muitos sistemas construídos nas últimas décadas do século passado já foram projetados de forma a remover matéria orgânica e nutrientes.

Os diversos processos biológicos que ocorrem nos sistemas concebidos para remoção conjunta de matéria orgânica e nutrientes são baseados na capacidade de bactérias em metabolizar matéria orgânica (carboidratos, ácidos graxos e proteínas) e nutrientes

(nitrogênio e fósforo) presentes nas águas residuárias por meio de reações de oxidação, redução e absorção.

Nos processos de remoção biológica de nutrientes, a remoção de nitrogênio ocorre por meio de reações sequenciais de nitrificação e desnitrificação. Na nitrificação, bactérias autotróficas aeróbias realizam a oxidação de amônia à nitrito, e em seguida, para nitrato que, por sua vez, em ambiente anóxico, será oxidado por organismos heterotróficos no processo de desnitrificação, que tem como produto final nitrogênio gasoso. Já a remoção de fósforo ocorre por meio da ação de microrganismos com alta capacidade de acumulação de fósforo em suas células, sendo denominados organismos poli-P, também conhecidos por OAF (organismos acumuladores de fósforo). Entretanto, tanto a remoção de nitrogênio, quanto a remoção de fósforo são restritivas em relação às condições operacionais e de projeto de sistemas de tratamento de águas residuárias.

Os sistemas de lodos ativados são processos biológicos de tratamento de águas residuárias bastante consolidados e são fundamentados na retenção de uma biomassa dispersa nos reatores. O controle operacional desses sistemas é baseado na manutenção de uma biomassa que seja eficiente na remoção de matéria orgânica e nutrientes. A metabolização desses substratos pela biomassa é utilizada para o crescimento e manutenção celular e para produção de energia. Nos esgotos domésticos a concentração de substratos é baixa e, consequentemente, a biomassa formada nos reatores também.

Nos sistemas de lodos ativados a biomassa se agrega, formando flocos que, necessariamente, precisam ser separados em unidades de sedimentação e depois retornados aos reatores para cumprirem com o seu papel. Sua eficiência está baseada na capacidade de retenção de biomassa nos reatores e na separação dessa biomassa nos decantadores secundários. A baixa produção celular faz com que haja a necessidade de construção de grandes reatores e decantadores secundários para assegurar a eficiência do processo.

No momento da escolha de uma tecnologia de um processo de tratamento, a produção de lodo, a capacidade de tratamento e a disponibilidade de área para implantação são fatores importantes para os profissionais da área de saneamento. Nos sistemas de lodos ativados, a gestão do lodo produzido é tida como uma das maiores dificuldades operacionais, seja devido ao elevado custo com o manejo, ou pelo risco de impacto ambiental inerente a esse

resíduo. Ressaltando-se, dessa forma, a importância do estudo de processos e tecnologias de tratamento de esgotos que atendam as exigências de eficiência, e que, ao mesmo tempo não necessitem de grandes áreas para implantação e, principalmente, minimizem a produção de lodo.

A utilização de biomassa imobilizada em meios suportes tem sido bem avaliada como uma solução para atender a esses anseios, uma vez que permite aumentar a quantidade de biomassa dentro dos reatores biológicos, sem aumentar a área de implantação e, ao mesmo tempo, gerando lodo em menor quantidade e com melhor qualidade.

Dentre os processos que utilizam biomassa imobilizada, os reatores de leito móvel, também conhecidos por sistemas MBBR ("Moving Bed Biofilm Reactor"), possibilitam que a biomassa cresça aderida a suportes que podem se mover livremente no meio reacional, aumentando a capacidade de tratamento. De acordo com WEF (2011), essa tecnologia apresenta benefícios quando comparada com outros sistemas de biofilme, pois combina vantagens do sistema de lodos ativados com as oferecidas pelos sistemas com biofilme, ao mesmo tempo que minimiza as desvantagens de cada um.

A utilização de sistemas híbridos, formados pela associação de dois ou mais processos de tratamento são citados por vários autores como forma de obter processos mais estáveis, que sejam eficientes e, ao mesmo tempo, minimizem a produção de lodo. Essas associações normalmente são feitas pela combinação do sistema de lodos ativados a outro tipo de processo.

O sistema IFAS (Integrated Fixed-Film activated Sludge) é um processo de tratamento de esgotos formado pela associação do sistema MBBR ao sistema de lodos ativados. Essa tecnologia tem sido muito aplicada em sistemas de tratamento novos e também como forma de realizar *up-grade* de sistemas de lodos ativados existentes, aumentando a capacidade de tratamento sem a necessidade de ampliação.

A partir disso, neste trabalho, será avaliada, em escala piloto, o desempenho do processo IFAS, no qual será utilizado o PVA – Gel (Polyvinyl alcohol) como meio suporte, utilizada no tratamento de esgoto doméstico e visando avaliar a remoção conjunta de matéria orgânica e nutrientes.

2. OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

Avaliar o desempenho de uma unidade piloto quanto a eficiência de remoção de matéria orgânica e nutrientes em diferentes tempos de detenção hidráulica, utilizando Sistema Híbrido Integrado, composto pela associação dos sistema de lodo ativado e reator com biofilme e leito móvel.

2.2. OBJETIVOS ESPECIFICOS

- Verificar o desempenho do sistema IFAS em relação à remoção de matéria orgânica e nutrientes;
- Avaliar a eficiência do sulfato de alumínio na remoção de fósforo em um reator IFAS;
- Verificar o desempenho do sistema em relação à sedimentabilidade do lodo, utilizando como parâmetro a eficiência de remoção de sólidos em suspensão;
- Avaliar a geração de lodo de um reator IFAS a partir dos dados de sólidos em suspensão e imobilizado no meio suporte;
- Avaliar a eficiência do sistema IFAS quanto à remoção de coliformes termotolerantes;
- Avaliar qualitativa e quantitativamente os protozoários e metazoários da biomassa em suspensão;
- Avaliar a eficiência da biomassa imobilizada no meio suporte em relação à remoção de matéria orgânica e nitrogênio.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NUTRIENTES

Historicamente a abordagem dada ao tratamento de águas residuárias tem sofrido inúmeras alterações. Nas décadas de 1940 a 1960, a maior preocupação quando do projeto e construção de Estações de Tratamento de Esgotos, especialmente nos Estados Unidos da América e Europa, era a garantia de eficiência na remoção de compostos orgânicos biodegradáveis e sólidos em suspensão totais (SST), sendo que os parâmetros balizadores para tanto eram tão somente a demanda bioquímica de oxigênio (DBO) e SST (Margutti *et al*. 2008).

Com o decorrer dos anos, a crescente preocupação com a poluição das águas fez com que as altas concentrações de fósforo e nitrogênio nas águas residuárias e seu potencial poluidor do meio natural fosse levado em consideração no momento de concepção dos sistemas de tratamento. Dessa forma, muitas unidades operacionais foram concebidas ou remodeladas de forma a garantir eficiência na remoção desses nutrientes.

A remoção do nitrogênio, normalmente, ocorre por meio dos processos biológicos de nitrificação e desnitrificação e a remoção de fósforo, por sua vez, pode ocorrer tanto por processos biológicos como por processos físico-químicos, mediante o uso de sais de alumínio ou ferro ou por meio da combinação desses dois processos.

3.1.1 Remoção biológica de nitrogênio

O nitrogênio é um elemento essencial à vida e está presente nas proteínas, nos ácidos nucleicos e em formas orgânicas, que desempenham papéis importantes no metabolismo celular. Porém, em ambientes aquáticos, a presença de elevadas concentrações de nitrogênio favorece a produção primária (fitoplâncton e plantas aquáticas) e pode consumir uma significativa parcela do oxigênio nos corpos receptores devido ao processo de oxidação dos compostos nitrogenados. Além disso, se a forma não ionizada (NH_3) estiver

presente em elevadas concentrações, poderá causar toxicidade às formas de vida aquática. Kurniawan *et al*. (2006) realizaram testes de toxicidade com os peixes *Salmo gardnieri* e *Onchorhynchus nerka* e identificaram o nitrogênio amoniacal como um dos compostos mais tóxicos para organismos vivos.

O nitrogênio orgânico e amoniacal provenientes de esgoto de residências, atividades agrícolas e industriais são as principais formas de nitrogênio que chegam às estações de tratamento de águas residuárias. A matéria nitrogenada inorgânica afluente, representada pelo nitrogênio amoniacal, encontra-se nas formas gasosa, não ionizada (NH_3) e ionizada (NH_4^+); sendo que a predominância de uma forma ou de outra depende do pH. A forma ionizada do nitrogênio amoniacal pode ser facilmente hidrolizada no esgoto, por esse motivo sua concentração é muito variável. As formas oxidadas do nitrogênio (nitrito e nitrato) são encontradas em pequenas concentrações. Na Tabela 3.1 são apresentadas as concentrações típicas das várias formas de nitrogênio em esgotos domésticos.

Tabela 3.1: Faixas de concentração e valores típicos de nitrogênio em esgotos domésticos. Fonte (von Sperling, 2005)

Parâmetro	**Concentração**		
	Unidade	**Faixa**	**Típico**
Nitrogênio Total	mgN/L	35 - 60	45
Nitrogênio orgânico	mgN/L	15 - 25	20
Amônia	$mgNH_3^-/L$	20 - 35	25
Nitrito	$mgNO_2^-/L$	0	0
Nitrato	$mgNO_3^-/L$	0 - 1	0

A principal fonte de nitrogênio orgânico em esgotos domésticos é a urina, que contém ureia, creatinina, ácido úrico e nitrogênio amoniacal (Sant'anna Junior , 2010). Santos (2009) relata que o nitrogênio chega ao esgoto doméstico basicamente na forma de ureia e na forma de proteínas excretadas nas fezes. A ureia é rapidamente hidrolisada por bactérias, sob condições aeróbias ou anaeróbias, pela ação da enzima urease, gerando amônia e gás carbônico. As proteínas são convertidas a moléculas mais simples como peptídeos ou aminoácidos, pela ação de enzimas extracelulares produzidas por bactérias proteolíticas.

A remoção biológica de nitrogênio convencional é realizada por meio dos processos de amonificação, assimilação, nitrificação autotrófica e desnitrificação heterotrófica, a partir dos quais o nitrogênio passa da forma orgânica para a forma gasosa.

O processo de amonificação é a conversão de nitrogênio orgânico em íon amônio, e a conversão do íon amônio em nitrogênio orgânico, é chamada *assimilação bacteriana* ou, apenas assimilação. O processo de amonificação é rápido e inicia-se ainda nos sistemas coletores de esgotos, fazendo com que haja amônia nos esgotos afluentes às unidades de tratamento. Como o pH do esgoto doméstico está sempre próximo ao neutro (pH=7) a forma iônica (NH_4^+) do íon amônio é predominante no esgoto bruto que chega às ETEs.

3.1.1.1 Remoção biológica de nitrogênio pelo processo de nitrificação/desnitrificação convencional

A remoção biológica de nitrogênio se baseia em estabelecer as condições para que ocorra o ciclo natural de transformação do nitrogênio. Nesse ciclo, organismos autotróficos, em ambientes aeróbios, promovem a oxidação da amônia a nitrito e posteriormente a nitrato. Em seguida organismos heterotróficos, em ambiente anóxico, reduzem o nitrato a nitrogênio gasoso.

A nitrificação é a primeira etapa para a remoção biológica de nitrogênio presente em águas residuárias, conforme relatado anteriormente, essa etapa é realizada por bactérias autotróficas que obtêm a energia necessária para o crescimento bacteriano a partir da oxidação de compostos inorgânicos do nitrogênio, principalmente o íon amônio (NH_4^+), utilizando dióxido de carbono (CO_2) (Metcalf e Eddy, 1991). Essas bactérias, em ambiente aeróbio oxidam a amônia (NH_4^+) a nitrato (NO^{3-}), tendo como composto intermediário o nitrito (NO^{2-}). A reação é desenvolvida por diferentes grupos de bactérias e se realiza em duas fases subsequentes. Na primeira fase, denominada nitritação, a amônia é oxidada a hidroxilamina (NH_2OH) (Equação 3.1) e desta a nitrito (Equação 3.2), pela ação das bactérias oxidadoras de amônia (BOA), como as *Nitrosomonas*, enquanto que na segunda

fase, denominada nitratação, o nitrito é oxidado a nitrato (Equação 3.3) pela ação das bactérias oxidadoras de nitrito (BON) como as *Nitrobacter*.

$$2NH_4^+ + 3O_2 \rightarrow NH_2OH + H^+ \quad \text{(Equação 3.1)}$$

$$NH_2OH + O_2 \rightarrow NO_2^- + H^+ + H_2O + \text{energia} \quad \text{(Equação 3.2)}$$

$$NO_2^- + 0,5O_2 \rightarrow NO_3^- + \text{energia} \quad \text{(Equação 3.3)}$$

Do ponto de vista energético, a reação de nitritação disponibiliza mais energia do que a reação de nitratação. Entretanto, a energia absoluta disponível para a síntese de ATP é pequena, ocasionando baixas taxas de crescimento das bactérias nitrificantes, (Madigan e Martinko, 2006). Os coeficientes de produção celular (Y) estimados para *Nitrosomonas* e *Nitrobacter* são 0,15 mg células/mg N-NH_4^+ oxidado e 0,02 mg células/mg N-NO_2^- oxidado. Este fato favorece as bactérias que oxidam a amônia em relação às que oxidam o nitrito.(Metcalf e Eddy, 2003).

A densidade e a atividade fisiológica das bactérias nitrificantes são considerados os principais parâmetros para a bioconversão do nitrogênio em sistemas em esgotos, (Wagner *et al*. 1995). Entretanto, a baixa taxa de crescimento e a sensibilidade desses microrganismos a fatores ambientais como pH, temperatura, concentração do substrato e presença de substâncias tóxicas e a fatores operacionais como tempo de detenção celular, variações de vazão e concentração de OD influenciam a estabilização dos processos de remoção de nitrogênio em estações de tratamento de esgotos (Okabe *et al*.1999, Kim *et al.*2007 e Hallin *et al.* 2005).

Dionisi *et al*.(2002), utilizando técnicas de biologia molecular (PCR competitiva), quantificaram o número de BON (bactérias que oxidam nitrito) em amostras de sólidos em suspensão do licor misto de uma estação de tratamento de esgotos domésticos e de uma estação de tratamento de esgotos industriais. As resultados dos experimentos indicaram

que as bactérias do gênero *Nitrospira* foram dominantes nos dois sistemas e que as BON apresentam baixa diversidade e são filogeneticamente diferentes das BOA.

Siripong e Rittmann (2007), também utilizando técnicas de biologia molecular, avaliaram a diversidade de bactérias nitrificantes presentes no lodo ativado de sete estações de tratamento de esgotos que se diferenciavam em relação ao tamanho, tipo de fluxo e TDH. De acordo com os autores, foi observada a coexistência de bactérias dos gêneros *Nitrosomona*, *Nitrospira* e *Nitrobacter* em todas as amostras analisadas.

A desnitrificação corresponde ao processo de redução do nitrato para nitrito que, posteriormente é convertido a nitrogênio orgânico, utilizando uma fonte de material orgânico (metanol, acetato, etanol e glicose) como redutor, ou seja, como doador de elétrons. Esse processo ocorre por meio de bactérias facultativas heterotróficas que utilizam o nitrato e o nitrito como aceptor final de elétrons. A presença de material orgânico biodegradável, utilizado como doador de elétrons, é essencial para a ocorrência das reações de desnitrificação. Nessa reação o doador de elétrons pode ser originado de três fontes distintas: (1) - matéria orgânica do afluente (esgoto), (2) - matéria orgânica do material celular bacteriano (respiração endógena) e (3) de fonte externa exógena de carbono (acetato, etanol ou metanol, por exemplo). Admitindo-se o etanol como doador de elétrons as Equações 3.4 e 3.5 apresentam as reações de redução do nitrato e nitrito, respectivamente. A Equação 3.6 apresenta a equação geral do processo de desnitrificação, a qual ocorre devido à ação das enzimas nitrato redutase, nitrito redutase, óxido redutase e óxido nitroso redutase, nessa ordem.

$$6NO_3^- + C_2H_5OH \rightarrow 6NO_2^- + 2CO_2 + 3H_2 \quad \text{(Equação 3.4)}$$

$$4NO_2^- + C_2H_5OH \rightarrow 2N_2 + 2CO_2 + 3H_2O + 4OH^- \quad \text{(Equação 3.5)}$$

$$NO_3^- \rightarrow NO_2^- \rightarrow NO \rightarrow N_2O \rightarrow N_2 \quad \text{(Equação 3.6)}$$

O processo de desnitrificação pode ser realizado por bactérias filogeneticamente diferentes. Mateju *et al.* (1992) indicam os grupos *Azospirillum, Beggiatoa, Chromobacterium, Clostridium, Dessulfovibrio, Erythrobacter, Galionella, Helobacterium, Halomonas, Hypomicrobium, Neisseria, Paracoccus, Propionibacterium, Rhizobium, Thiobacillus, Thiosphaera, Vibrio* e *Xanthomonas,* envolvidos no processo de desnitrificação. De acordo com esses autores, vários grupos de bactérias, dentre eles os *gêneros Paracoccus, Thiobacillus, Thiosphaera* podem efetuar desnitrificação autotrófica com uso de CO_2 ou bicarbonato, compostos de hidrogênio e de enxofre (SO, $S_2^{-,}$ $S_2O_3^{2-,}$ $S_2O_2^{2-}$ ou SO_3^{2-}) como fonte de energia. Além dessas bactérias, Metcalf e Eddy (2003) apresentam como bactérias desnitrificantes os seguintes gêneros: *Achromobacter, Aerobacter, Alcaligenes, Bacillus, Brevibacterium, Flavobacterium, Lactobacillus, Micrococcus, Proteus, Pseudomonas e Spirillum*.

De acordo com van Haandel e van der Lubbe (2007) e Sant'anna Junior (2010) as bactérias facultativas são as espécies mais abundantes nos flocos de lodos ativados, e mesmo sendo geradas em ambientes aerados, quando expostas a condições anóxicas, podem reduzir o nitrato.

A importância de se determinar a capacidade de desnitrificação, dentre diversos fatores, pode ser atribuída à concentração de nitrogênio que deverá ser removida sob as condições operacionais do sistema de lodo ativado operado (van Haandel e Marais, 1999). Assim como no processo de nitrificação, fatores ambientais e operacionais (temperatura, pH, razão carbono/nitrogênio, OD, tempo de detenção celular e concentração de nitrato) podem interferir no processo de desnitrificação.

De acordo com Bassin (2011), mesmo que amplamente utilizado, o processo biológico convencional de remoção de nitrogênio é indicado para o tratamento de águas residuárias com baixas concentrações de nitrogênio amoniacal, normalmente menores que 100mgN/L. Esse fato se deve ao seu reduzido rendimento energético e sua baixa atividade microbiana. Para efluentes com altas concentrações de nitrogênio amoniacal, como lixiviados, determinados efluentes industriais e dejetos suínos, o uso desse processo é limitado.

Assim como o nitrogênio, o fósforo é um nutriente encontrado em águas residuárias que, quando lançado nos corpos hídricos, pode acelerar o processo de eutrofização. As técnicas de remoção de fósforo das águas residuárias incluem processos físicos, químicos e biológicos. Dentre esses processos, devido aos custos operacionais, o biológico normalmente é mais utilizado.

3.1.2 Remoção biológica de fósforo

O fósforo é um elemento essencial para o crescimento de algas e outros organismos. É encontrado em esgotos domésticos na forma de fosfatos, ortofosfato e fósforo orgânico. O fósforo pode ser removido das águas residuárias por meio de precipitação química, adsorção ou por absorção biológica. Apenas uma pequena fração é naturalmente removida por meio de síntese celular, (Lesjean *et al*. 2003).

Sant'anna Junior (2010) relata que a concentração de fósforo total em esgotos domésticos está na faixa de 5 a 25 mg/L. Os produtos de limpeza são indicados como as principais fontes do fósforo inorgânico nos esgotos demésticos, e os constituintes celulares como fosfolipídios, ésteres, polinucleotídeos e substâncias como ADP e ATP responsáveis pela fração orgânica.

Inicialmente as técnicas utilizadas na remoção de fósforo foram baseadas em processos de precipitação química, porém a demanda de grandes quantidades de produtos químicos e a presença de concentrações residuais desses produtos no efluente tornaram o uso dessa técnica desfavorável, tanto pelo fator econômico quanto pela geração de lodo contendo produtos químicos incorporados. Nas últimas décadas, o processo de lodos ativados ganhou destaque nos processos de remoção biológica de fósforo, sendo que as modificações dos sistemas de lodos ativados convencionais para remoção de fósforo foram introduzidas no final dos anos 1950.

Barnard (1976) relata que nos processos de lodos ativados a eficiência da remoção de fósforo é dependente de parâmetros ambientais e operacionais e que existem condições básicas para que a remoção de fósforo ocorra. Segundo esse autor, o lodo de retorno dos decantadores secundários deve retornar ao reator em uma condição anaeróbia, onde os

microrganismos irão liberar o fósforo acumulado intracelularmente, seguida de uma condição aeróbia, onde ocorrerá sua precipitação ou a absorção por bactérias.

Siebritz *et al.(*1982) mostraram que a remoção de fósforo é também influenciada pela presença de matéria orgânica rapidamente biodegradável na zona anaeróbia. Em condições anaeróbias em que não foi observada a presença de matéria orgânica facilmente biodegradável, a liberação de fósforo foi inibida.

De acordo com Wentzel *et al*. (1986), os ácidos graxos de cadeia curta, principalmente acetato, são os substratos necessários para liberação de fósforo na zona anaeróbia A presença desses ácidos graxos favorece a proliferação de bactérias com alta capacidade de absorção de fósforo, denominadas poli-P ou organismos acumuladores de fósforo (OAF). Ao contrário das bactérias aeróbias, os organismos poli-P, mesmo em condições anaeróbias, podem armazenar nas suas células os ácidos graxos do material orgânico na forma de polihidroxibutirato (PHB).

Segundo Wentzel *et al.* (1986), nessa população de bactérias uma fração de 38% de sua massa seca é constituída de fósforo, enquanto que em outros grupos bacterianos essa porcentagem é de 2,5%. Esse mecanismo de alta eficiência de absorção de fósforo é conhecido como "*Luxury Uptake*".

Smolders *et al.* (1994) apresentam o modelo metabólico de remoção do fósforo; em que os OAF possuem no interior de suas células três produtos armazenados: polifosfato, PHB e glicogênio. Sob condições anaeróbias, a conversão do glicogênio e a degradação do polifosfato geram energia ATP (adenosina trifosfato) e NADH2 (nicotinamida adenina dinucleotídeo), necessária para o transporte de substrato e para captação e armazenamento de produtos metabólicos como o PHB. Em condições anóxicas ou aeróbias, o PHB armazenado será oxidado, liberando energia na forma de NADH2 que será usada para criar o ATP necessário para o crescimento de OAF e para reabastecimento de polifosfato e glicogênio.

Diferentes tipos de bactérias poli-P têm sido isoladas em sistemas de lodos ativados. Fuhs e Chen (1975) estudaram a base microbiológica do processo de remoção de fósforo. Nesse estudo os autores isolaram um grande número de bactérias do grupo *acinetobacter* nos

processos "*Luxury uptake*" e indicaram-no como o principal grupo dos OAF. De acordo com Falkentoft, *et al.* (2001) o uso de técnicas baseadas em culturas tradicionais, levaram, por muitos anos, a uma falsa identificação das bactérias do grupo *acinetobacter spp* como os principais OAF. Estudos recentes, realizados com técnicas de biologia molecular, demonstraram que esse grupo de bactérias constitui apenas uma pequena fracção das bactérias envolvidas na remoção de fósforo.

Brodisch e Joyner (1983) relataram que os gêneros *Aeromonas* e *Pseudomonas* representam 50% da população de bactérias no processo de remoção de fósforo. O papel desses mesmos gêneros foram confirmados por Florentz e Hartemann (1984) e Lötter e Murphy (1985). Crocetti, *et al.* (2007), utilizando a técnica de hibridização *in situ*, concluíram em seu estudo que bactérias intimamente relacionadas aos grupos *Rhodocyclus*, e *Propionibacter* são importantes OAF. Kong *et al*. (2002), também indicaram bactérias do gênero *Rhodocyclus* como possíveis bactérias acumuladoras de fósforo (OAF). De acordo com Sant'anna Junior (2010), apesar de o processo Luxury Uptake ser amplamente utilizado, ainda é considerado um bioprocesso complexo e que possui lacunas no conhecimento referente à sua microbiologia e bioquímica.

O processo de remoção biológica de fósforo dos esgotos envolve, como apresentado anteriormente, a incorporação do fosfato solúvel pela biomassa, sendo que o fósforo é retirado do processo removendo os organismos reabastecidos de polifosfato, por meio do descarte de lodo excedente (Metcalf e Eddy, 2003). Assim, a eficiência de remoção de fósforo envolve, além da quantidade de ortofosfato incorporado pela biomassa, a eficiência do processo de separação de sólidos nos decantadores secundários.

Em unidades de tratamento de lodos ativados convencional a eficiência de remoção de fósforo é de aproximadamente 50% (Sant'anna Junior, 2010). Entretanto, em sistemas de lodos ativados projetados para a remoção de nutrientes, essa eficiência é mais alta possibilitando a emissão de efluentes com concentrações de fósforo abaixo de $1mg.L^{-1}$ (van Haandel e van der Lubbe, 2007).

Apesar da remoção biológica de fósforo apresentar vantagens em relação à remoção química, também apresenta desvantagens. A flexibilidade operacional e a possibilidade de aplicação em unidades já existentes são as principais vantagens da remoção química em

relação a biológica. Portanto, deve-se avaliar cada caso, considerando as vantagens e desvantagens de cada um, podendo até ser adotado a combinação dos dois processos.

3.1.3 Remoção química de fósforo

A precipitação química de fósforo em efluentes envolve a incorporação do fosfato nas partículas de sólidos em suspensão e posterior remoção do sistema via descarte de lodo. Sais de cálcio, ferro e alumínio podem ser utilizados no processo de precipitação de fósforo, pois favorecem a formação de ortofosfatos pouco solúveis.

Os sais de ferro e alumínio são os mais utilizados nesse processo, e sua adição aos processos biológicos podem ocasionar a redução do pH, por esse motivo é recomendável que testes preliminares sejam realizados para determinar a dosagem ideal.

De acordo com Gualberto (2009), os sais de alumínio são mais baratos, menos corrosivos, mais seguros e produzem menos lodo quando comparados aos sais de ferro, porém o lodo formado é de difícil adensamento e desidratação.

Segundo Metcalf e Eddy (2003), os sais podem ser aplicados em vários pontos ao longo do processo, os pontos mais comuns de aplicação são na entrada da unidade de tratamento, na entrada e na saída dos reatores biológicos. A precipitação química também pode ser utilizada em unidades de polimento final, com aplicação do produto no efluente dos decantadores secundários. Esses autores também ressaltam que o processo de precipitação química tem como consequência direta o aumento da produção de lodo.

Liu *et al.* (2011) avaliaram o efeito dos sais de ferro e alumínio para precipitação de fósforo em processos biológicos de remoção de fósforo e nitrogênio. Esse estudo indicou que a aplicação de produtos químicos em reatores biológicos acarreta uma inibição dos OAF na zona anaeróbia. Observou-se uma redução na concentração de ortofosfato nesse ambiente após a aplicação dos produtos químicos e após alguns dias de aplicação os valores das concentrações de ortofosfato na zona anaeróbia chegaram a zero. Segundo esses autores, devido ao acúmulo de sais (ferro ou alumínio) no lodo de sistemas biológicos, caso seja dosado continuamente, o efeito sob a biomassa aumenta. Dessa forma, recomendam que a dosagem em reatores biológicos seja feita de forma intermitente,

a fim de diminuir o efeito desses produtos sobre a biomassa. Observou-se ainda que o alumínio, ao contrário do ferro, tem efeito inibidor no processo de nitrificação.

Marguti, *et al*. (2008) avaliaram a precipitação química de fósforo de diferentes tipos de esgotos utilizando cloreto férrico. No estudo realizado pelos autores, o cloreto férrico foi dosado em concentrações que variaram de 40 a 200mg/L em esgoto doméstico bruto e efluente tratado. Os autores identificaram que a dosagem necessária para precipitar o fósforo do efluente tratado é bem superior àquela dosada no esgoto bruto. A mesma eficiência de remoção de fósforo foi obtida, dosando o cloreto férrico na proporção de 0,85Fe:1P e 3Fe:1P, no esgoto bruto e efluente tratado, respectivamente. Essa dificuldade em remover o fósforo no efluente tratado está, provavelmente, associada ao fato de que as frações de fósforo nesse efluente já apresentarem um maior grau de hidrólise e, desse modo, encontram-se preferencialmente na forma de ortofosfatos ou na forma de polifosfatos de baixo peso molecular, e que tendem a ser mais difíceis de serem removidos por processos de coagulação química quando comparados com compostos orgânicos de maior peso molecular, tipicamente presentes em esgotos brutos.

O conhecimento a respeito da importância dos nutrientes na eutrofização de corpos receptores de efluentes só foi bem consolidado na segunda metade do século passado. Consequentemente, somente a partir da década de 1960 houve um avanço nas pesquisas para o desenvolvimento de sistemas de tratamento de águas residuárias com esse objetivo. O sistema de lodos ativados é o processo mais utilizado em plantas que, além da matéria orgânica, tem como objetivo a remoção de nutrientes.

3.2 SISTEMAS DE LODOS ATIVADOS

O processo de lodo ativado é a tecnologia mais utilizada para o tratamento biológico de águas residuárias (Martins *et al*. 2004). Esse processo foi desenvolvido em Manchester, Inglaterra, por Ardern e Lockett em 1914 e tem esse nome devido ao desenvolvimento de uma biomassa ativa de microrganismos capaz de estabilizar aerobiamente o esgoto.

O princípio do processo de lodos ativados consiste no fornecimento constante de matéria orgânica e oxigênio aos microrganismos que, por meio do seu metabolismo, mineralizam a matéria orgânica em nova biomassa microbiana, CO_2, H_2O e minerais. A estabilidade do sistema está baseada na habilidade de manter essa biomassa ativa (lodo ativo) dentro do

reator, separando-a no decantador secundário e retornando-a ao reator biológico. Fatores ambientais como temperatura e condições climáticas; variações nas características químicas do esgoto afluente, e flutuações dos parâmetros operacionais, como tempo de detenção celular (θc), tempo de detenção hidráulica, taxa de fornecimento de nutrientes, taxa de recirculação e concentração de sólidos em suspensão podem causar variações na biomassa e levar a um desequilíbrio do processo (Metcalf e Eddy, 1991; Gray, 2004).

O sistema de lodos ativados consiste em duas fases, uma fase bioquímica, que ocorre no reator, também denominado tanque de aeração, e uma fase física, que ocorre no decantador secundário. No tanque de aeração o carbono orgânico, o nitrogênio e o fósforo podem ser removidos por meio da atividade biológica dos microrganismos presentes. No decantador secundário, também denominado clarificador, ocorre a separação (sedimentação) e compactação (espessamento) do lodo ativado, sendo este processo uma condição necessária para garantir um efluente de boa qualidade. Para evitar concentrações excessivas de biomassa, devido ao seu crescimento contínuo por reprodução, parte do lodo é retirada do reator e da linha de recirculação, formando o lodo biológico excedente.

De acordo com von Sperling (2005), o decantador secundário, a elevatória de recirculação de lodo e a retirada do lodo excedente são itens que garantem o princípio fundamental do processo de lodos ativados. A Figura 3. 1 apresenta o esquema do processo de lodos ativados convencional.

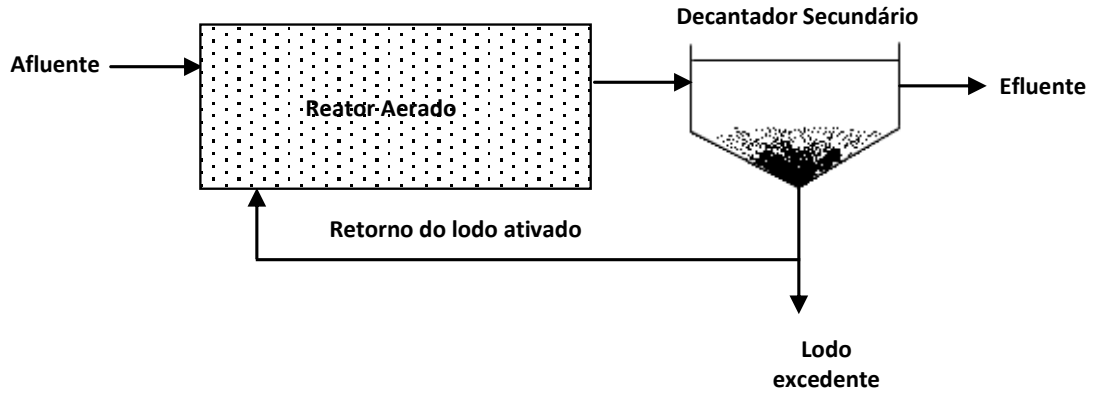


Figura 3. 1: Esquema do processo de lodos ativados convencional

Segundo van Hanndel e Marais (1999) apesar do processo de lodo ativados ser amplamente utilizado e apresentar altos índices de eficiência possui inconvenientes, tais

como, o alto custo de implantação e necessidade de operação e monitoramento sofisticados, além da elevada produção de lodo. Nesse sistema, o reator biológico, devido à intensa atividade biológica presente, é a unidade principal. Descrever os processos físico-químicos e biológicos que ocorrem nesses tanques não tem sido uma tarefa fácil. van Haandel e van der Lubbe (2007) comentam que, na prática, os sistemas de lodos ativados nunca operam de forma estabilizada, pois sempre há uma grande variação de vazão e carga ao longo do dia. Mesmo em unidades onde há equalização de vazão e carga, ocorre variação no ciclo biológico

3.2.1 Variantes do sistema de lodos ativados

Ao longo do tempo foram desenvolvidas várias modificações para o sistema de lodos ativados, porém o princípio de todas elas é similar e consiste, como citado anteriormente, no fornecimento constante de matéria orgânica e oxigênio a uma comunidade de microrganismos que, por meio do seu metabolismo, mineralizam a matéria orgânica em nova biomassa microbiana (lodo), CO_2, H_2O e minerais.

Dentre as diversas variantes do processo de lodos ativados, esse sistema pode ser classificado de acordo com o tempo de detenção celular (lodos ativados convencional e aeração prolongada), com o fluxo (contínuo e intermitente) e segundo os objetivos do tratamento (remoção de carbono e remoção de carbono e fósforo e nitrogênio).

Os processos de lodos ativados convencionais e todas as suas variações e modificações são sensíveis a vários parâmetros, tais como o tempo de detenção de celular (θc) (Metcalf e Eddy, 2003) , tempo de detenção hidráulica (TDH), alcalinidade, pH (Smolders *et al*. 1994) e temperatura (Panswad *et al.* 2003).

Existem várias alternativas de modificações do sistema de lodos ativados para incorporar a remoção de nitrogênio e fósforo. Dentre essas alternativas, Metcalf e Eddy (2003), destacam os processos Bardenpho, Bardenpho de 5 estágios (Phoredox), A^2O (Phoredox de 3 estágios); UCT, UCT modificado e reatores de operação intermitente .

3.2.1.1. Sistema Bardenpho

O sistema Bardenpho foi proposto por Barnard (1973), com o objetivo de remover nitrogênio presente em esgotos domésticos. Esse sistema é composto por três câmaras em série, sendo a primeira e a terceira anóxicos e a segunda aeróbia. Na primeira câmara, o nitrato presente no lodo do decantador secundário é removido e, na terceira, ocorre a remoção de todo o nitrato restante, produzindo um efluente com baixa concentração desse nutriente. O oxigênio fornecido no processo de desnitrificação pode compensar o oxigênio consumido na nitrificação, trazendo economia ao sistema. Com o objetivo de acrescentar a remoção de fósforo ao sistema Bardenpho convencional, foi adicionada a esse processo uma zona anaeróbia à montante da primeira câmara anóxica; essa nova configuração passou a ser denominada Bardenpho modificado ou A_2O. Nesse sistema, a zona anaeróbia recebe o lodo de retorno dos decantadores secundários e o esgoto afluente. No ambiente anaeróbio e na presença de material orgânico facilmente degradável, os organismos acumuladores de fósforo liberam fosfato; na zona aeróbia, a jusante, haverá a absorção em excesso do fósforo. A remoção de fósforo pode ser prejudicada caso a desnitrificação não seja completa nos reatores anóxicos e parte do nitrato retorne no lodo secundário para a zona anaeróbia.

3.2.1.2. Sistema Phoredox

O sistema Phoredox proposto por Barnard (1976) é composto de um reator com duas câmaras em série, sendo a primeira anaeróbia e o segunda aeróbia, o lodo de retorno do decantador secundário é recirculado para a câmara anaeróbia do reator; não havendo recirculação entre as câmaras. Nesse sistema não há remoção de nitrogênio, podendo trabalhar com baixos tempos de detenção celular e sem a necessidade de zonas anóxicas, o que permite instalações compactas. Em regiões de clima quente, o uso desse processo é limitado, pois a nitrificação não pode ser inibida, mesmo que se opere o sistema com baixos tempos de detenção celular, e, consequentemente, haverá introdução de nitrato na zona anaeróbia, inibindo a atividade dos microrganismos acumuladores de fósforo (van Haandel e Marais, 1999).

3.2.1.3. Sistema UCT e UCT modificado

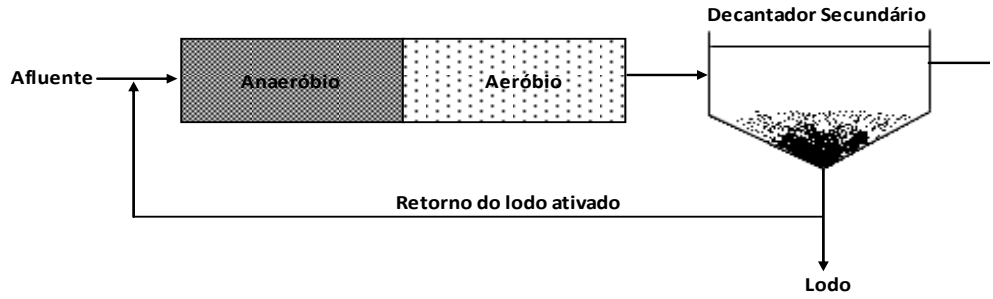
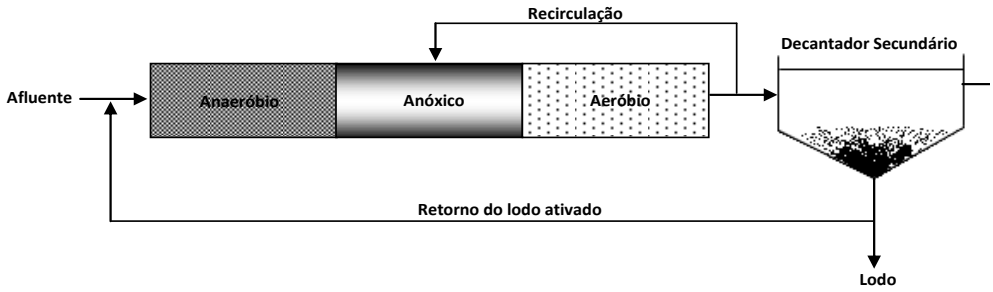
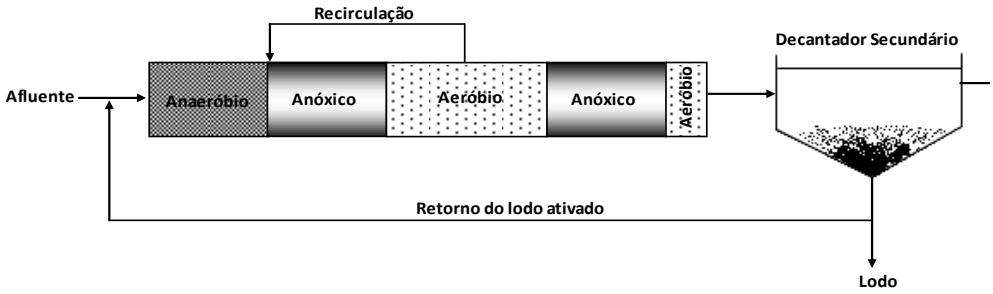
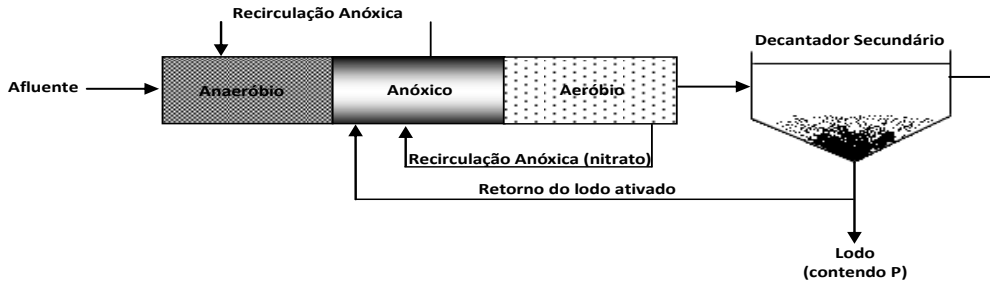
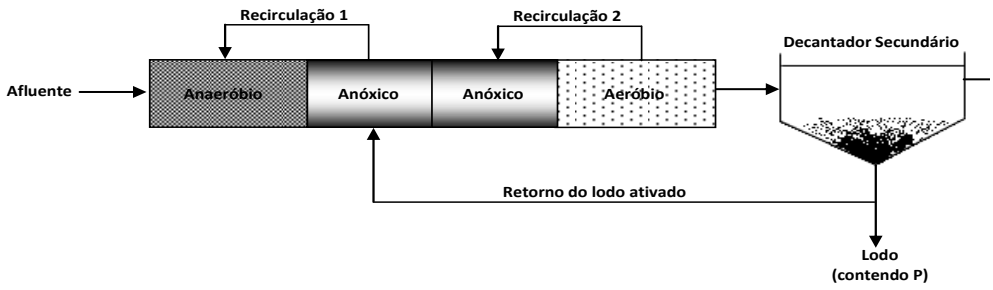
Comeu *et al.* (1986) e Bortone *et al*. (1994) relatam que, além do oxigênio, o nitrato pode ser utilizado como aceptor de elétrons pelos microrganismos poli-P, sendo sua presença na zona anaeróbia considerada como um fator de inibição do processo de remoção de fósforo, (Jenkins *et al*. ,1991). No sentido de se evitar a introdução do nitrato na zona anaeróbia, passível de ocorrer no sistema Bardenpho modificado, Rabinowitz e Marais (1980), pesquisadores da Universidade de Cape Towm, África do Sul, adaptaram o sistema Phoredox de forma que ele pudesse ser aplicado em países de clima quente.

A configuração apresentada por esses pesquisadores é denominada UCT (University of Cape Towm) e se baseia no fato do lodo recirculado dos decantadores secundários ser introduzido primeiramente em uma zona anóxica, onde ocorre a redução da concentração de nitrato, e só depois é bombeado para a zona anaeróbia. O processo UCT-modificado apresenta duas zonas anóxicas, sendo que a primeira recebe o lodo retornado dos decantadores secundários e, a segunda, o retorno da zona aerada.

As maiores dificuldades de operação de uma Estação de Tratamento de Esgotos (ETE), que utiliza sistema de lodos ativados são decorrentes da instabilidade do reator biológico, em consequência da perda ou desestabilização da biomassa por algum choque tóxico ou hidráulico, como também devido a problemas na sedimentação da biomassa no decantador secundário. A necessidade de garantir boa separação da biomassa no decantador secundário e de controlar o tempo de detenção celular no reator, de forma independente do tempo de detenção hidráulica do esgoto, são fatores importantes para garantir a eficiência em sistemas de lodos ativados. Em sistemas de lodos ativados modificados, outra dificuldade operacional observada é a incorporação de diferentes processos (remoção de fósforo, nitrogênio e matéria orgânica) em um único reator e a necessidade de garantir tempos de detenção hidráulica e celular que garantam a estabilidade de cada um dos processos de remoção

A Quadro 3.1 apresenta os esquemas das configurações dos sistemas de lodos ativados modificados, assim como as vantagens e desvantagens destes sistemas é resumida na Quadro 3.2.

Quadro 3.1: Configurações dos sistemas de remoção biológica de nutrientes. Fonte: Adaptado de Metcalf e Eddy, 2003

Configuração	Esquema
Phoredox (A/O)	
A^2O ou Bardenpho modificado (3 estágios)	
Bardenpho modificado (5 estágios)	
UCT	
UCT Modificado	

Quadro 3.2: Vantanges e desvantages das Configurações dos sistemas de remoção biológica de nutrientes. Fonte: Adaptado de Metcalf e Eddy, 2003

Configuração	**Vantagens**	**Desvantagens**
Phoredox (A/O)	- Operação simples; - Opera com baixa taxa DBO/P; - Boa sedimentabilidade do lodo; - Eficiente na remoção de fósforo;	- Baixa flexibilidade operacional; - A presença de nitrato pode reduzir a eficiência do processo; - Em clima quente não é confiável;
A2O ou Bardenpho modificado (3 estágios)	- Eficiente na remoção de fósforo e nitrogênio; - Fornece alcalinidade para nitrificação; - Alta taxa de desnitrificação;	- A presença de nitrato no lodo de retorno pode inibir a remoção de fósforo; - A remoção de nitrogênio é limitada a recirculação interna; - Necessita de taxa DBO/P maior que a configuração Phoredox; Tendência de formação de lodo filamentoso;
Bardenpho modificado (5 estágios)	- Eficiente na remoção de fósforo e nitrogênio; - Produz lodo com boa sedimentabilidade;	- Menos eficiente na remoção de fósforo; - Requer tanques com grandes volumes; - A presença de nitrato no lodo de retorno pode inibir a remoção de fósforo;
UCT	- Baixa carga de nitrato na zona anaeróbia; - Eficiente na remoção de nitrogênio; Produz lodo com boa sedimentabilidade;	- Operação complexa; - Requer um sistema de reciclo adicional; - A desnitrificação pode ser incompleta;
UCT Modificado	- Assegura melhor condição anaeróbia.	- Operação mais complexa, pois requer um reciclo adicional.

De acordo com Metcalf e Eddy (1991), para projetar e operar um sistema de lodos ativados eficientemente é necessário entender a importância dos microrganismos no sistema. Eschenhagen *et al*. (2003) ressaltam que, apesar do processo de lodos ativados ser uma tecnologia muito conhecida, sabe-se pouco a respeito dos microrganismos envolvidos nos processos biológicos.

3.2.2 Microbiologia de Lodos Ativados

Todos os sistemas biológicos utilizados no tratamento de águas residuárias representam processos que ocorrem na natureza. Os reatores biológicos são protótipos artificiais, (compactos e concentrados) de processos naturais de depuração e, nesses reatores é mantida uma população variada e complexa de microrganismos que apresentam taxa de crescimento, necessidades fisiológicas e capacidades de adaptação diferentes (Bassin *et al*. 2008).

A biomassa presente nos sistemas de lodos ativados, constituída principalmente de bactérias e outros microrganismos, se desenvolve no interior do reator, se agregando e formando flocos. Esses flocos são formados por componentes biológicos e não biológicos. O componente biológico é representado pelos decompositores (bactérias e fungos), que retiram da matéria orgânica presente no esgoto afluente a energia para o seu desenvolvimento e pelos consumidores, que são todos os microrganismos que predam as bactérias dispersas e outros microrganismos, representados pelos protozoários e alguns metazoários. O componente não biológico é formado por partículas orgânicas e inorgânicas. A base de formação de lodos ativados está na habilidade de interação entre os microrganismos e destes com as partículas não biológicas. Esses mecanismos de interação têm sido amplamente estudados, porém não são completamente compreendidos (Jenkins *et al.* 2003). A condição biológica dos flocos determina a taxa de remoção do substrato e a sua estrutura física irá determinar a eficácia de sedimentação no decantador secundário. A suspensão floculante destes microrganismos é denominada de *lodo*. A concentração normal do lodo é usualmente expressa como sólidos suspensos (SS) e situa-se entre 2000-5000mg/L (Gray, 2004).

Os sistemas de lodos ativados apresentam uma comunidade de microrganismos de elevada complexidade. A composição da comunidade e a função de cada grupo de microrganismos presentes são determinados por fatores operacionais, físico-químicos e também pelas características do afluente. A manipulação dos fatores físico-químicos externos resulta em uma forma de controle e otimização que considera o sistema como um processo químico e não biológico. Essa forma de controle, em geral, permite otimizar o sistema por períodos de tempo relativamente curtos, o que pode resultar em deterioração do desempenho do sistema a longo prazo, devido à possíveis impactos negativos para a biomassa (Yaun e Blackall, 2002).

As bactérias são os microrganismos mais importantes do processo de lodos ativados devido a sua capacidade de utilização da matéria orgânica afluente como fonte de energia nos processos biológicos. Nos processos de lodos ativados convencionais, a maioria das bactérias isoladas são Gran-negativas e, comumente, são encontradas bactérias não filamentosas representantes dos gêneros *Aerobacter, Pseudomonas, Achromobacter, Flavobacterium, Alcaligenes, Arthrobacter, Citromonas, Zooglea, Nocardia,* além dos gêneros filamentosos *Sphaerotilus, Beggiatoa, Thriothrix, Lecicothrix e Geotrichum* (Metcalf e Eddy, 1991). O equilíbrio entre esses dois grupos de bactérias garante a formação de flocos densos e estruturalmente fortes; já o excesso de bactérias filamentosas pode ocasionar o intumescimento do lodo, que é bastante prejudicial à sedimentabilidade do lodo no decantador secundário.

De acordo com Dias e Bhat (1964) *apud* Gray (2004), as bactérias presentes nos reatores biológicos de sistemas de lodos ativados são significativamente diferentes daquelas encontradas no esgoto afluente. O processo em si seleciona as espécies com capacidade de se reproduzirem e de se estabelecer naquele ambiente. A taxa na qual as bactérias se multiplicam é um fator crítico para a manutenção do equilíbrio dos sistemas de lodos ativados e assim, a taxa de reprodução deve exceder a velocidade à qual elas são removidas do sistema por meio do descarte de lodo excedente.

De acordo com Gray (2004), o número de bactérias viáveis encontradas no licor misto dos reatores biológicos varia de $1 - 5x10^{10}$ células/g, representando aproximadamente 2% da biomassa total. O número e o tipo de bactérias presentes nos reatores biológicos dependem do tipo de afluente a ser tratado, de fatores ambientais como pH, temperatura, OD, concentração de nutrientes e fatores operacionais como θc e TDH. Sistemas que operam com baixo θc favorecem uma alta taxa de crescimento, selecionando espécies de crescimento rápido, suprindo os níveis tróficos superiores. Nessa condição operacional bactérias de crescimento lento, como, por exemplo, as espécies nitrificantes *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*, assim como protozoários e rotíferos, estarão em número reduzido. O baixo θc favorece a proliferação de um grande número de espécies livres nadantes, porém, essas espécies podem ser removidas constantemente do sistema pela perda de lodo no clarificado do decantador secundário, ou mesmo pela predação, principalmente por protozoários.

Além das bactérias, os protozoários desempenham um papel importante nos sistemas de lodos ativados. Por isso, é uma prática comum o monitoramento microscópio da

comunidade de protozoários e metazoários em reatores biológicos. A presença de determinados tipos de protozoários e metazoários pode ser um indicador do desempenho de operação da unidade de tratamento, assim como da qualidade do efluente. Segundo Jenkins *et al.* (2003), esses microrganismos correspondem a 5% da biomassa encontrada em sistemas de lodos ativados e são representados por aproximadamente 200 espécies. O Quadro 3.3 apresenta os principais gêneros de protozoários encontrados nos reatores biológicos de sistemas de lodos ativados.

Quadro 3. 3: Principais gêneros de protozoários encontrados no lodo ativado Fonte: Adaptado de Figueiredo *et al.* (2008)

Ciliados			**Flagelados**	**Rizópodes (amebas)**
Livres natantes	**Predadores de flocos**	**Fixos**		
Spirostomum	*Aspidisca*	*Sphaerophrya*	*Poteriodendron*	*Amoeba*
Paramecium	*Euplotes*	*Acineta*	*Bodo*	*Arcella*
Metopus	*Stylonychia*	*Discophrya*	*Pleuromonas*	*Centropyxis*
Trachelophyllum	*Trochilia*	*Podophrya*	*Monas*	*Diplophrys*
Blepharisma	*Chilodonella*	*Tokophrya*	*Euglena*	*Euglypha*
Stentor		*Platycola*	*Heteronema*	*Diffugia*
Tetrahymena		*Vaginicola*	*Peranema*	*Mayorella*
Colpoda		*Pyxidium*	*Anisonema*	*Thecamoeba*
Colpidium		*Rhabdostyla*	*Chlomonas*	*Vannella*
Cinetochium		*Vorticella*	*Entosiphon*	*Saccamoeba*
Glaucoma		*Opercularia*	*Chlamydomonas*	*Hartmanella*
Plagiopyla		*Epistylis*	*Carteria*	*Cashia*
Saprodinium		*Zoothmnium*		
Uronema		*Carchesium*		
Amphileptus				
Lionotus				
Lacrimaria				
Trachelius				
Dileptus				
Spathidium				
Coleps				
Didinium				

Os rotíferos, representados pelos gêneros *Epiphanes sp, Lecane sp, Rotaria sp, Philodina* sp e *Philodinavus sp,* os anelídeos pelo gênero *Aeolosoma sp,* os nematoides pelo gênero *Rhabditis sp* e os tardigrados pelo gênero *Macrobiotus sp,* normalmente são os principais grupos de metazoários encontrados em reatores biológicos de sistemas de lodos ativados (Figueiredo *et al,* 2008)

De acordo com Da Motta et al. (2001), bactérias, protozoários e metazoários formam uma rede trófica nos reatores biológicos e a estabilidade dessa rede é essencial para o bom funcionamento do reator. Essa estabilidade é garantida por relações de predação (I), competição (II) e canibalismo (III), conforme demonstrado na Figura 3.2.

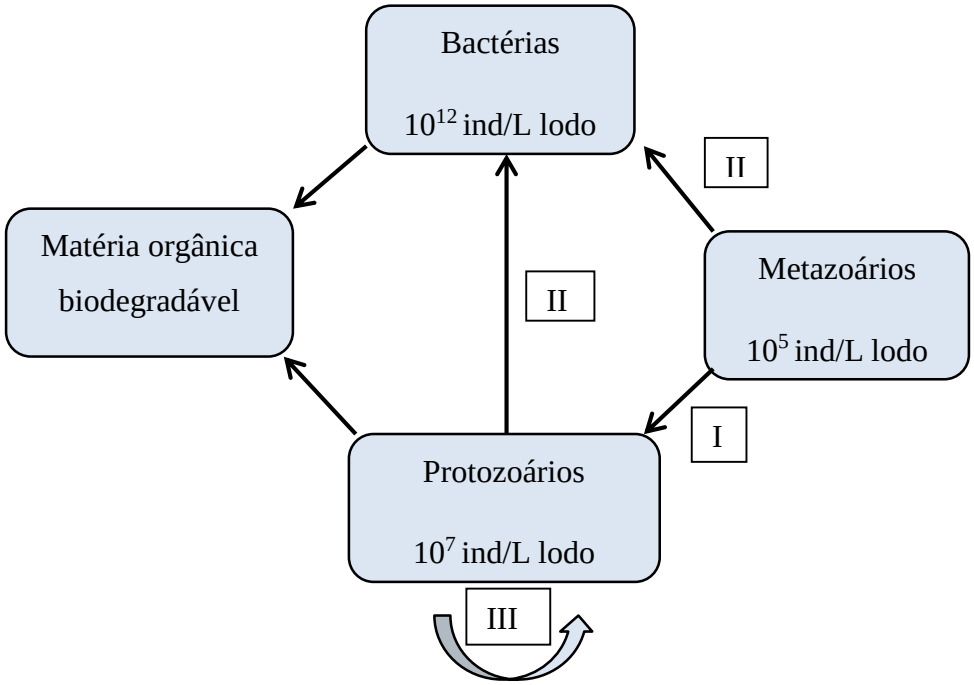


Figura 3. 2: Relações tróficas presentes no reator biológico em sistemas de lodos ativados (Canler, 1999 apud Da Motta, 2001)

Madoni (1994), após 20 anos de estudos, correlacionou a presença de alguns grupos de protozoários a condições operacionais e ao desempenho de sistemas de lodos ativados, sendo definidos grupos positivos e negativos relacionados à eficiência depurativa. Alguns autores como Cybis *et al*. (1997) e Jenkins *et al*. (1993) observaram correlações entre a ocorrência do processo de nitrificação e a presença de alguns protozoários e metazoários. O Quadro 3.4 apresenta exemplos dessas correlações.

Quadro 3.4 – Correlação entre desempenho de sistemas de lodos ativados e grupos de protozoários e metazoários dominantes (adaptado de Madoni, (1994) e Figueiredo (2008)).

Grupo dominante	Desempenho	Possíveis causas/ características do processo
Pequenos flagelados	Fraco	Deficiência de aeração, choque por sobrecarga e presença de subprodutos da fermentação.
Pequenas amebas nuas e flagelados	Muito fraco	Alta carga afluente e/ou de difícil degradabilidade.
Pequenos ciliados livres natantes (<50µm)	Médio	Baixo tempo de detenção celular e baixa concentração de OD.
Grandes ciliados livres natantes (>50µm)	Médio	Alta carga afluente
Ciliados fixos ou pedunculados	Baixa	Fenômenos de transição
Ciliados móveis de fundo	Bom	-
Ciliados fixos + móveis de fundo	Bom	-
Predominância de *Aspidisca costata*	Bom	Boa nitrificação
Predominância de *Vorticella microstoma* (ciliado séssil) e baixa concentração de ciliados móveis de fundo	Fraco	Efluente de baixa qualidade
Rízopodes com teca (*Arcella sp*)	Bom	-
Anelídeos do gênero *Aeolosoma*	-	Alto tempo de detenção celular e excesso de OD
Rotíferos	Bom	Alto tempo de detenção celular
Nematóides	Fraco	Alto tempo de detenção celular

Barroso (2011) avaliou o desempenho operacional de uma ETE de lodos ativados através do estudo das comunidades microbiológicas do licor misto. Nesse estudo o gênero *Opercularia sp* e os ciliados livres natantes mostraram-se resistentes a baixas concentrações de oxigênio, e estiveram correlacionados a altas concentrações de DQO no efluente final; já os ciliados móveis de fundo estiveram relacionados à baixa carga orgânica nos reatores.

Os protozoários presentes em sistemas de lodos ativados normalmente são aeróbios e bacteriófagos, algumas espécies de ciliados são carnívoras e se alimentam de outros protozoários. De acordo com Jenkins et al. (2003), esses microrganismos desempenham uma importante função, sendo a mais importante delas a remoção de bactérias dispersas,

possibilitando um efluente de melhor qualidade. Além disso, esses microrganismos podem contribuir para a floculação, por meio da produção de muco e partículas fecais, podendo também proporcionar a quebra de grandes flocos, incentivando, por meio de sua motilidade, uma biomassa mais ativa. A Figura 3.3 apresenta um diagrama simplificado da rede trófica, que ocorre entre os protozoários presentes no lodo em suspensão. Tanto na Figura 3.2, quanto na Figura 3.3, é possível observar uma constante competição por alimento no ecossistema formado nos reatores biológicos.

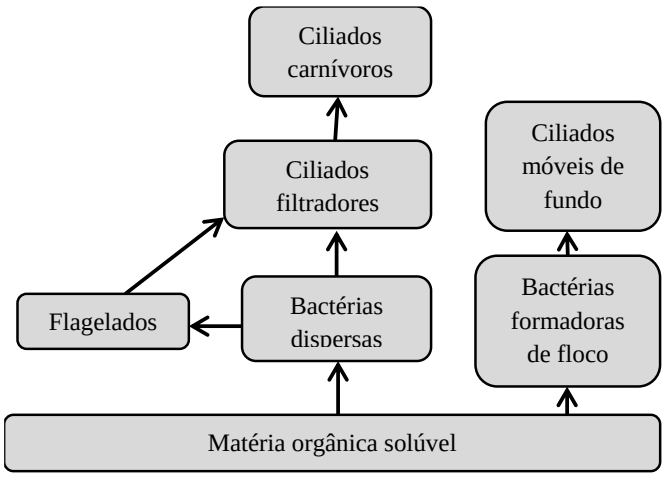


Figura 3.3: Rede trófica formada pelas bactérias e protozoários nos reatores biológicos (Mara, 2003 *apud* Barroso, 2011)

A falta de dados confiáveis referentes à caracterização microbiológica da comunidade presente em reatores biológicos e de dados sobre a função e a cinéticas desses organismos, são fatores limitantes para melhor conhecimento e, consequentemente, da adequação das condições operacionais que favoreçam a manutenção de uma comunidade metabolicamente eficiente (Yaun e Blackall, 2002).

Além disso, questões fundamentais devem ser respondidas quando se deseja efetivamente entender as comunidades de microrganismos em sistemas de tratamento de águas residuárias. Como e por que um determinado aspecto de projeto e/ou operacional afeta a estrutura da comunidade de microrganismos nos reatores biológicos? Como e por que o metabolismo dos microrganismos é influenciado pelas condições operacionais? Quais

microrganismos são superiores a outros, dentro de um mesmo grupo funcional, em termos de cinética, estequiometria, capacidade de formação de flocos e resistência aos distúrbios, e podem, dessa forma, serem selecionados?

As respostas a essas questões podem levar a um entendimento mais completo dos reatores biológicos podendo subsidiar decisões, que possam levar a melhoramento desses sistemas. A redução do volume de lodo gerado nos processos de lodos ativados estão entre as principais demandas de otimização desses sistemas e isso se deve às dificuldades e aos custos do manejo desse resíduo.

3.2.3 Produção de lodo em sistemas de lodo ativados

O esgoto sanitário é composto de 99,9% de água e o restante de matéria orgânica e inorgânica (em suspensão e dissolvida), além de microrganismos (Além Sobrinho, 2002). Material gradeado, areia, escuma, lodo primário, lodo secundário e, em alguns casos, lodo químico, representam os subprodutos sólidos gerados no tratamento de esgotos; dos quais, o lodo se destaca em termos de volume e importância.

A quantidade de lodo gerado é função do sistema de tratamento utilizado na fase líquida. A Tabela 3.2 apresenta as características e a quantidade de lodo gerado por diversos sistemas de tratamento, onde é possível observar que o sistema de lodos ativados gera a maior quantidade de lodo excedente a ser tratado.

Embora eficiente e confiável no tratamento de águas residuárias, o processo de lodos ativados gera uma quantidade significativa de lodo excedente a ser descartado. Esse lodo contem uma elevada fração de sólidos voláteis e grande quantidade de água, resultando em um volume elevado de lodo a ser desidratado e, posteriormente, disposto. O grande volume de lodo produzido está entre as principais desvantagens do sistema de lodos ativados.

Tabela 3.2: Características e quantidade do lodo produzido em vários sistemas de tratamento. Adaptado de von Sperling e Gonçalves (2000).

Sistema	**Característica do lodo produzido e descartado da fase líquida**	
	kgSS/kgDQO aplicada	**Massa de lodo gSS/hab.d**
Tratamento primário convencional	0,35 – 0,45	35 - 45
Tratamento primário – tanques sépticos	0,20 – 0,30	20 - 30
Lagoa Facultativa	0,12 – 0,32	12 - 32
Lagoa anaeróbia – lagoa facultativa		
Lagoa anaeróbia	0,2 – 0,45	20 - 45
Lagoa facultativa	0,06 – 0,10	6 – 10
Total	0,26 – 0,55	26 - 55
Lagoa facultativa	0,08 – 0,13	8 - 13
Lagoa aerada mistura completa – lagoa sedimentação	0,11 – 0,13	11 - 13
Tanque séptico+filtro anaeróbio		
Tanque septico	0,20 – 0,30	20 - 30
Filtro anaeróbio	0,07 – 0,09	7 - 9
Total	0,27 – 0,39	27 - 39
Lodos ativados convencional		
Lodo primário	0,35 – 0,45	35 - 45
Lodo secundário	0,25 – 0,35	25 - 35
Total	0,60 – 0,80	60 - 80
Lodos ativados – aeração prolongada	0,50 – 0,55	40 - 45
Filtro biológico de alta carga		
Lodo primário	0,35 – 0,45	35 - 45
Lodo secundário	0,20 – 0,30	20 - 30
Total	0,55 – 0,75	55 - 75
Biofiltro aerado submerso		
Lodo primário	0,35 – 0,45	35 - 45
Lodo secundário	0,25 – 0,35	25 - 35
Total	0,60 – 0,80	60 - 80
Reator UASB	0,12 – 0,18	12 - 18
UASB+ pós tratamento aeróbio		
Lodo anaeróbio	0,12 – 0,18	12 - 18
Lodo aeróbio	0,08 – 0,14	8 - 14
Total	0,20 – 0,32	20 - 32

A entrada contínua de DBO dos esgotos favorece o crescimento da biomassa e quanto maior a remoção desse substrato, maior a taxa de crescimento bacteriano e, consequentemente, maior a produção de lodo. Para evitar sobrecarga nos decantadores

secundários e um déficit na concentração de oxigênio dissolvido nos reatores biológicos, parte dessa biomassa produzida, necessariamente, precisa ser descartada. A biomassa descartada corresponde ao lodo secundário e representa a maior fração do lodo produzido em um sistema que esteja operando de forma equilibrada. Entretanto, o equilíbrio operacional do sistema de lodos ativados é bastante vulnerável e fatores como variações de carga orgânica e hidráulica, deficiência de nutrientes e falta de oxigênio podem fazer com que esse sistema passe a produzir uma quantidade de lodo ainda maior.

Andreoli *et al.* (2001) relata que a produção de lodo no Brasil estimada só para o ano 2001 estava entre 150 mil e 220 mil tonelada de matéria seca e, caso toda a população brasileira fosse atendida com sistemas de coleta e tratamento de esgotos, esse valor poderia chegar a aproximadamente 500 mil toneladas por ano.

No Distrito Federal, segundo dados publicados na Pesquisa Distrital por Amostras de Domícilios (PDAD), realizada pela Companhia de Planejamento do Distrito Federal (CODEPLAN, 2014), 85,95% dos domicílios ocupados possuem sistema de coleta de esgoto sanitário. De acordo com relatório emitido pela Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal (CAESB), em 2013, 100% do esgoto coletado no Distrito Federal era tratado. Essa marca foi atingida em 2005 e representa um dos melhores índices do Brasil. No entanto, quanto maior o índice de coleta e tratamento de esgotos, maior é a quantidade de resíduos gerados e maiores são as dificuldades de gestão desses resíduos, dentre os quais o lodo de esgoto se destaca. Em 2012, a CAESB produziu 18.360 toneladas de lodo de esgoto, base seca , correspondendo a 122.400 toneladas, base úmida, dos quais 9,3 toneladas foram destinados para a recuperação de áreas degradadas, 19% foram submetidos ao processo de secagem natural e o restante ficou armazenando nas próprias unidades de tratamento aguardando destinação adequada (CAESB, 2013).

O manejo do lodo compreende operações como adensamento, desaguamento, estabilização, higienização, secagem e disposição; sendo que, quando não realizado de forma correta, pode trazer, além dos prejuízos operacionais, sérios impactos ao meio ambiente. O manejo correto do lodo gera consideráveis custos de implantação e operação. Apesar do volume de lodo produzido em uma Estação de Tratamento de Esgoto estar entre 1-2% do volume de esgoto tratado, Andreoli *et al.* (2001) indicam que seu tratamento e disposição final chega a atingir valores entre 40% e 60% do custo operacional da ETE.

Existe uma grande preocupação na seleção de tecnologias de tratamento de esgotos que minimizem a produção de lodo. Essa seleção aponta para a aplicação de processos em que os reatores biológicos operem com baixa relação A/M (alimento/microrganismos); favorecendo, em muitos casos, o metabolismo endógeno da biomassa, no qual as bactérias utilizam o próprio protoplasma como fonte de substrato von Sperling (1996).

Nos processos convencionais, devido à baixa quantidade de biomassa, o volume dos reatores e dos decantadores secundários está diretamente relacionado à carga a ser removida. Esses sistemas operam com alta relação A/M e geram grandes quantidades de lodo. A utilização de sistemas híbridos, com a utilização, em um mesmo reator, de biomassa em suspensão e aderida em meios suporte, é vista como uma alternativa para reduzir o volume dos reatores biológicos e a relação A/M, minimizando a produção de lodo.

A combinação de sistemas anaeróbios seguidos de reatores aeróbios é uma configuração que pode levar a minimização da produção de lodo. Nesse sistema, grande parte da matéria orgânica é oxidada no reator anaeróbio e a quantidade que chega ao reator aeróbio é baixa o suficiente para favorecer o metabolismo endógeno da biomassa.

A utilização de processos físico-químicos seguidos de reatores aeróbios é outra prática bastante utilizada. Esse processo é baseado na adição de produtos químicos (coagulantes e polímeros) à montante do tratamento primário. No Brasil essa tecnologia é denominada Tratamento Primário Avançado e identificada sob a sigla TPA (Gonçalves *et al.*, 2000). Essa alternativa leva a uma maior produção de lodo primário, no entanto, reduz as cargas afluentes aos reatores biológicos. O alto custo operacional e a geração de subprodutos tóxicos, e sobretudo, os efeitos negativos no processo de tratamento biológico, são apontadas como limitações para o uso dessa tecnologia.

A utilização de processos com biomassa imobilizada em meios suporte também foi indicada por Gonçalves *et al.(*2000), como uma alternativa para a redução da relação A/M. Nesse processo o desenvolvimento de uma biomassa ativa imobilizada nos meios suporte elimina a necessidade de ampliação dos reatores, que passam a operar com baixa concentração de sólidos em suspensão e possibilita a operação do sistema com tempos de detenção celular que favoreçam a remoção de nitrogênio.

Os sistemas utilizando biomassa imobilizada em leitos móveis, conhecidos pela sigla MBBR (*Moving Bed Biofilm Reator)* tem sido apontado como uma boa alternativa na redução do volume de lodo gerado e no aumento da capacidade de unidades de tratamento. Existem vários estudos avaliando o comportamento de sistemas quanto à produção de lodo. No sistema operado por Chen, (1998) a produção específica de lodo foi de 0,212gSST.g^{-1}DQO removida. de Araújo Júnior *et al*. (2013) operou um sistema MBBR variando a carga aplicada no qual a produção de lodo variou de 0,32 a 0,5 gSSV.g^{-1}DQOremovida.

3.3 REATOR DE LEITO MÓVEL COM BIOFILME

O interesse pela imobilização de células microbianas tem aumentado no campo de tratamento de resíduos e, apesar de novas tecnologias, utilizando biomassa imobilizada terem surgido nos últimos anos, o primeiro filtro biológico foi colocado em operação em 1893 na Inglaterra. A utilização de meio suporte dentro de reatores tem sido uma boa opção para formação de biofilme com consequente aumento da capacidade de tratamento. Há diferentes sistemas de biofilme em uso, sendo que todos apresentam vantagens e desvantagens; entre os quais podem ser citados os filtros biológicos percoladores, os filtros biológicos rotativos (RBC), os leitos fixos submersos aerados e os reatores de leito fluidizado (Metcalf e Eddy, 1991).

O princípio de funcionamento dos reatores com biomassa fixa é a retenção de uma comunidade microbiana diversificada e ativa no seu interior. A possibilidade de reter e oferecer condições de adaptação a organismos que apresentam menores velocidades de crescimento é outro atributo valioso dos reatores com biofilme (Sant'Anna Júnior, 2010).

De acordo com Bassin (2011), são inúmeros os motivos pelos quais os reatores com biofilme tem sido preferido em detrimento aos outros processos convencionais com biomassa dispersa. Entre eles, destaca-se a possibilidade de trabalhar com alta concentração de biomassa no reator, o que permite operar o sistema com maior carga, boa eficiência de remoção de compostos orgânicos, maior estabilidade diante de variações da composição do esgoto afluente e a choques de carga, temperatura e toxicidade.

Yuan *et al*. (2001) relatam que outra grande vantagem dos processos com biofilme está relacionada à sua aplicação, em plantas em que há a necessidade de remoção de nitrogênio. Nesse processo a biomassa fixada ao meio suporte pode ser facilmente cultivada e mantida

nas unidades aeróbias e anaeróbias, atendendo às exigências metabólicas dos organismos envolvidos nos processos de nitrificação e desnitrificação, respectivamente. Em sistemas de crescimento suspenso, o lodo passa por todas as condições existentes na planta, assim, em qualquer ponto do sistema somente uma fração da biomassa estará ativa.

Rouse e*t al*. (2007a) destacam que organismos autotróficos nitrificantes crescem muito lentamente e, portanto, exigem longos θc, que os processos de biofilme podem fornecer; ao contrário, os sistemas com biomassa em suspensão, operam com baixos θc e desfavorecendo o crescimento dos organismos nitrificantes.

Os reatores de leito móvel com biofilme, também conhecidos pela sua denominação em inglês *Moving Bed Biofilm Reator*, a qual dá origem à sigla MBBR, adota as melhores características dos sistemas de lodos ativados (biomassa em suspensão) e de biofiltros (biomassa fixa). É um reator de mistura completa, operado de forma contínua, onde a biomassa é aderida a pequenos elementos utilizados como meio suporte.

De acordo com Hem *et al*. (1994) grande parte da pesquisa original referente ao sistema MBBR e o desenvolvimento dos primeiros meios suporte plástico para os reatores foi conduzida por uma equipe da Universidade Norueguesa de Ciência e Tecnologia (NTNU), em Trondheim. Esse trabalho original foi iniciado em meados de 1980, motivado por um esforço internacional para reduzir as descargas de nitrogênio para o Mar do Norte. Na Noruega, engenheiros e pesquisadores reconheceram que, em muitos casos, a opção mais viável seria processo de biofilme compacto.

O sistema MBBR é objeto de várias patentes e tem apresentado bons resultados em todo o mundo para o tratamento de águas residuárias municipais e industriais. Rusten *et al* relataram em 2006 a existência de 400 plantas de tratamento em 22 países que utilizam o processo MBBR.

WEF (2011) destaca que o grande diferencial da tecnologia de leito móvel quando comparada com outros sistemas de biofilme é que ela combina muitas vantagens do sistema de lodos ativados com as oferecidas pelos sistemas com biofilme, tendendo, ao mesmo tempo, a minimizar as desvantagens de cada um. Esse sistema, assim como em

outros sistemas com biofilme, favorece a formação de uma biomassa especializada, aumentando a eficiência e a estabilidade do processo.

O sistema MBBR é um sistema contínuo, que diferente dos outros processos com biomassa fixa, não apresenta problemas com perdas de carga e não necessita de retrolavagem para manter o desempenho. Esse sistema apresenta as mesmas flexibilidades operacionais que o sistema de lodos ativados, permitindo várias configurações que possibilitam a remoção de matéria orgânica e nitrogênio. Ao contrário dos sistemas de lodos ativados, o sistema MBBR apresenta baixa concentração de sólidos em suspensão, o que permite a utilização de técnicas de separação de sólidos não convencionais, de modo a não depender somente de decantadores secundários.

Metcalf e Eddy (2003) destacam como vantagens do sistema MBBR o reduzido tamanho das unidades operacionais, o aumento da capacidade de tratamento, a completa remoção de sólidos, a melhora na decantabilidade do lodo, a operação do sistema com altas concentrações de sólidos, (resultando em altos tempos de detenção celular), a maior estabilidade do processo, a baixa perda de carga, a não necessidade de retrolavagem e a redução no volume de lodo gerado.

A necessidade de um sistema de aeração adequado ao fornecimento de energia para a movimentação dos meios suportes dentro do reator e os elevados custos operacionais, principalmente aqueles relacionados ao consumo energético, são apontados como desvantagem por Dezzoti (2008).

É uma tecnologia que utiliza diferentes meios suporte, que podem ser facilmente aplicados em reatores existentes. Apesar de possuírem formas e dimensões específicas, todo o meio suporte se caracteriza por possuírem densidade pouco menor que a da água, o que possibilita sua distribuição ao longo de todo o reator. O meio suporte, que flutua livremente por toda área do reator, é retido no mesmo reator por meio de um mecanismo (peneira) que impede a sua saída.

Os meios suporte têm a finalidade de servir de apoio para a fixação e retenção da biomassa, possibilitando a manutenção de elevado tempo de retenção celular e permitindo a redução do tamanho dos reatores, uma vez que estes reatores podem ser operados com tempos de detenção hidráulica reduzidos. Os meios de suporte atuam também como uma

barreira física, pois evitam que os sólidos em suspensão sejam facilmente carreados para fora do reator. Além disso, induzem o contato entre os constituintes do afluente e os sólidos biológicos contidos no reator.

Existe uma grande variedade de materiais que podem ser usados como meio suporte nos reatores com biomassa aderida. Como características, esses materiais devem apresentar grande área superficial por unidade de volume, além de serem estruturalmente resistentes, suficientemente leves e apresentarem alta durabilidade. Também é importante que sejam biológica e quimicamente inertes. Adicionalmente, devem ter uma porosidade adequada que facilite a distribuição do fluxo e dificulte a obstrução. E, por fim, também é importante que sejam de fácil aquisição (Florencio *et al*., 2009).

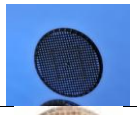
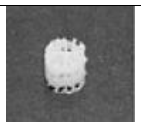
Vários tipos de meio suporte estão disponíveis no mercado, incluindo o polivinil álcool (PVA) de gel, que de acordo com Chen, (1998) pode ser considerado um promissor polímero sintético, muito indicado à imobilização de microrganismos, por ser barato e não tóxico. Rouse *et al*., (2005) relatam que o PVA-Gel é eficaz para o cultivo e para a retenção de bactérias de crescimento lento. Na Tabela 3.3 são apresentados alguns tipos de meios suporte existentes no mercado.

O meio suporte *Polyvinyl alcohol Hydrogel*- PVA-Gel foi desenvolvido por Kuraray® Ltda. Esse meio suporte é um hidrogel poroso, que possui uma estrutura de malha com poros minúsculos, produzido a partir de álcool polivinílico, produto que possui alta afinidade com os microrganismos.

O PVA-Gel é fornecido no formato de grânulos de 4mm de diâmetro, também chamados de esferas de PVA-Gel, com densidade específica de 1.025, sendo facilmente fluidificadas em solução. Sua taxa de absorção de água é de 0,08 m^3/m^3 (Kuraray Co. 2005). Nos reatores biológicos, 100mL de solução pode conter até 2000 esferas do gel (Levstek *et al.* 2009).

Rouse *et al*. (2007) utilizaram um modelo matemático para estimar a área superficial do PVA-Gel e concluíram que a área externa é de $1000 m^2.m^{-3}$ e, devido à porosidade interna, a área superficial total chega a $2500 m^2.m^{-3}$. Esse valor foi confirmado por Levstek *et al.* (2009), que encontraram uma área superficial total de $2534 m^2.m^{-3}$. Análises de Hibridação Fluorescente in Situ (FISH) mostraram que as bactérias podem ocupar todo o interior dos grânulos, (Kuraray Co. 2005).

Tabela 3.3: Meios suporte existentes no mercado (adaptado de WEF, 2011 e fabricantes)

Fabricante	Nome	Área superficial específica	Dimensões nominais (altura, diâmetro)	Fotografia
Kuraray® Ltda	PVA-Gel	2500m^2/m^3	Esférico, 4mm diâmetro	
Veolia, Inc.	AnoxKaldnes ™ K1	500m^2/m^3	7mm;9mm	
	AnoxKaldnes ™ K3	500m^2/m^3	12mm;25mm	
	AnoxKaldnes ™ K5			
	AnoxKaldnes ™ biofilm chip (M)	1200m^2/m^3	2mm;48mm	
	AnoxKaldnes ™ biofilm chip (P)	900m^2/m^3	2mm;48mm	
	AnoxKaldnes ™ F3			
Infilco Degremont, Inc.	ActiveCel ™ 450	450m^2/m^3	15mm;22mm	
	ActiveCel ™ 515	515m^2/m^3	15mm;22mm	
Siemens Water Technologies Corp.	ABC4™	600m^2/m^3	14mm;14mm	
	ABC5™	515m^2/m^3	12mm;12mm	
Entex Tecnologies, Inc.	Bioportz™	589m^2/m^3	14mm;18mm	

O PVA - Gel possui natureza hidrofílica, não é facilmente biodegradável, possui estrutura porosa, com apenas 10% de sólidos e tem demonstrado eficiência no cultivo e proteção de bactérias. As bactérias que se desenvolvem no interior das esferas não se desprendem com facilidade e estão protegidas contra predação (Rouse, 2005). A Figura 3.4 apresenta o detalhe da estrutura interna das esferas de PVA-Gel.

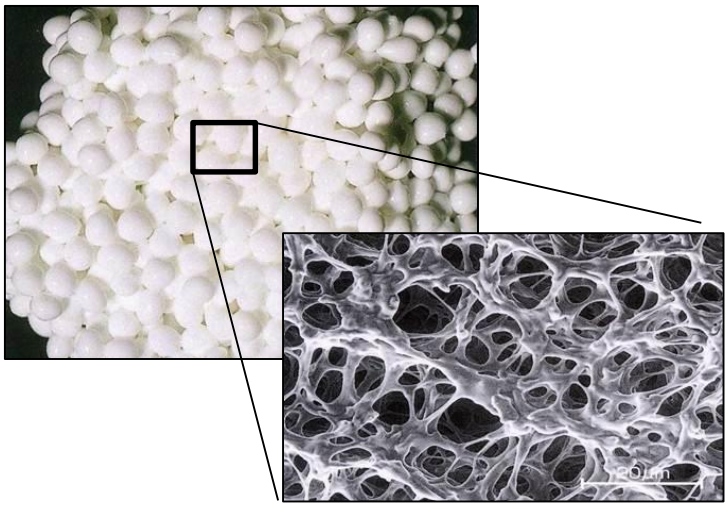


Figura 3. 4: Detalhe da estrutura porosa do PVA-Gel (Adaptado de Kuraray Co. 2005)

O PVA - Gel possui estrutura porosa que se apresenta na forma de uma minúscula rede com abertura de aproximadamente 10 micrômetros de diâmetro, formando um ambiente úmido e bastante permeável ao oxigênio. Assim, esse microambiente é favorável à proliferação de microrganismos que formam um biofilme na parte interna do gel, onde os riscos de predação por protozoários e metazoários e a perda de biomassa por desprendimento é diminuída (Levstek *et al.* 2009). De acordo com Bassin e Dezotti (2008), para uma célula bacteriana, são inúmeras as vantagens de estar contida em um material formado por biofilmes, principalmente no que se refere à proteção contra agentes agressivos.

O lodo biológico típico de sistemas de lodos ativados é formado por uma cadeia biológica complexa composta principalmente por bactérias, (cujas dimensões variam de aproximadamente 0,5 a 5µm), protozoários (cujas dimensões variam de 5 a 400 µm e metazoários (que podem atingir tamanhos superiores a 1000 µm) (Jenkins *et al.* 2003). Na Figura 3. 5 é apresenta uma comparação entre os tamanhos dos microrganismos e o poro do PVA-Gel.

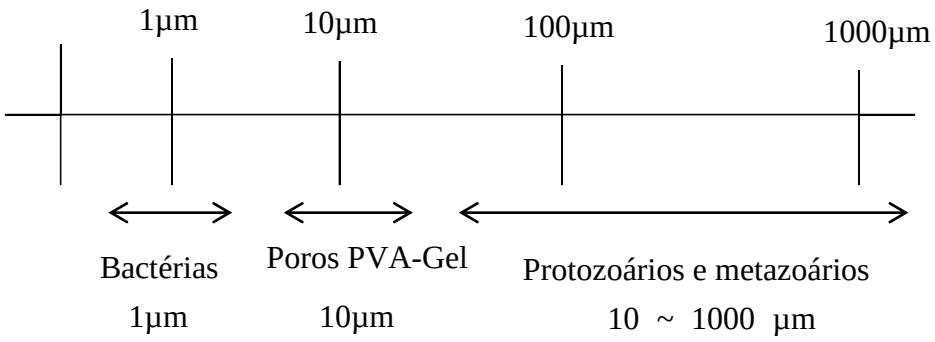


Figura 3. 5: Comparação entre o tamanho dos microrganismos presentes nos reatores biológicos e o poro do PVA-Gel

O PVA Gel é aplicado à fração de 5 a 15 % do volume do reator, com um máximo recomendado de 15%. Esses valores visam garantir uma mistura eficaz do gel em todo o volume do reator (embora não tenha sido determinada uma valor ótimo para essa fração). Essa taxa de aplicação é baixa quando comparada com as taxas de 50 a 70% comuns para outros tipos de meio suporte (Rouse *et al*. 2007).

O PVA gel, assim como outros meios suporte, pode ser utilizado nos processos anaeróbios para remoção de matéria orgânica e nos processos aeróbios para remoção de matéria orgânica e nitrogênio. Alguns autores (Hoa, 2006 e Lai, 2010) avaliaram a capacidade do PVA gel no desenvolvimento e manutenção de microrganismos annamox, uma vez que o interior das esferas do PVA-Gel pode criar um ambiente favorável às necessidades desses microrganismos.

Levstek, *et al.*, (2009) avaliou a influência do tipo de meio suporte na nitrificação em reatores operando com o processo MBBR. Nessa avaliação foram utilizados os meios suporte AnoxKaldnes ™ K1, fornecido pelo fabricante Veolia, Inc. e o PVA-Gel fornecido pela empresa Kuraray, Co. Foram utilizados dois reatores em escala de bancada tratando esgoto sintético. Os meios suporte foram retirados de reatores biológicos de estações de tratamento de esgotos industriais e ambos foram previamente enriquecidos com biomassa autotrófica e heterotrófica. Os resultados indicaram que as taxas de nitrificação para o meio suporte K1 e para o PVA-Gel foram de 3,5 e 3,1 $mgN\text{-}NH_4.L^{-1}.h^{-1}$, no entanto a taxa de enchimento aplicada no reator com PVA-Gel foi de 9,7% e no reator

com o K1 foi de 37%. De acordo com os autores, a maior eficiência do PVA-Gel pode estar relacionada ao fato da área superficial desse meio suporte ser superior aquela do meio suporte K1. A concentração média de biomassa nos reatores foi de 1,12±0,14 e 0,83±0,36 gST/L para os sistemas com o meio K1 e PVA-Gel, respectivamente.

Lim *et al.* (2011) estudaram influência do tamanho do meio suporte no desempenho de reatores biológicos, operados em sistema de bateladas, na remoção de nitrogênio. Quatro reatores foram operados em ciclos de 24 h (10 h condições aeróbicas, 2 h condições anóxicas, 1,5 h de sedimentação, 1 h descarte do sobrenadante e 9,5 inativo). Cada reator recebeu 8% (v / v) de cubos de espuma de poliuretano, com volumes individuais de 125 ml, 64 ml, 27 ml e 8 mL, mantendo a mesma área superficial total. Nesse estudo os autores observaram uma relação inversa entre o tamanho dos cubos de espuma e a eficiência de remoção de nitrogênio. À medida que o tamanho dos cubos de espuma aumentava a eficiência de remoção de nitrogênio diminuía. Os valores médios de remoção foram 14,6 ± 0,6%, 19,1 ± 0,3%, 23,6 ± 0,5%, 30,8 ± 0,2% e 37,3 ± 1,1%, para os reatores com cubos de 125 ml, 64 ml, 27 ml e 8 mL, respectivamente. De acordo com os autores essa observação pode estar relacionada ao fato dos cubos grandes não serem totalmente preenchidos pela biomassa.

O sistema MBBR tem sido aplicado no tratamento de efluentes para a remoção de matéria orgânica, nitrogênio e eventualmente fósforo. Para remoção de fósforo, normalmente ocorre a associação de uma etapa físico-química à jusante do sistema MBBR. Nas Figuras 3.6, 3.7 e 3.8 são apresentadas algumas configurações do sistema MBBR; dependendo da carga afluente, podem ser acrescidas ao sistema várias câmaras em série, quanto maior a carga, maior o número de câmaras. Nas Figuras 3.7 e 3.8 o sistema MBBR é seguido de uma etapa físico-química, com aplicação de produtos químicos (coagulantes e floculantes). A etapa físico-química pode ter como objetivo somente a melhora da sedimentabilidade do lodo no decantador secundário ou a remoção do fósforo. Quando destinados à remoçao de nitrogênio, o sistema MBBR pode ser configurado de várias maneiras, nas Figuras 3.9 e 3.10 são apresentadas configurações com câmaras de desnitrificação à montante e a jusante da câmara de nitrificação.

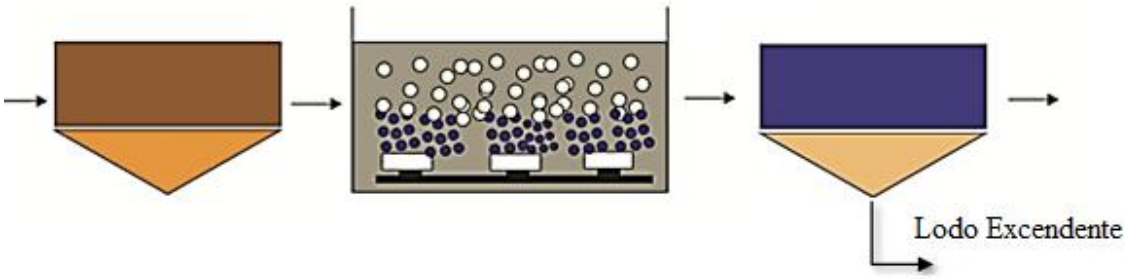


Figura 3.6: Configuração do sistema MBBR para remoção de matéria orgânica (adaptado de Bassin *et al*. 2011

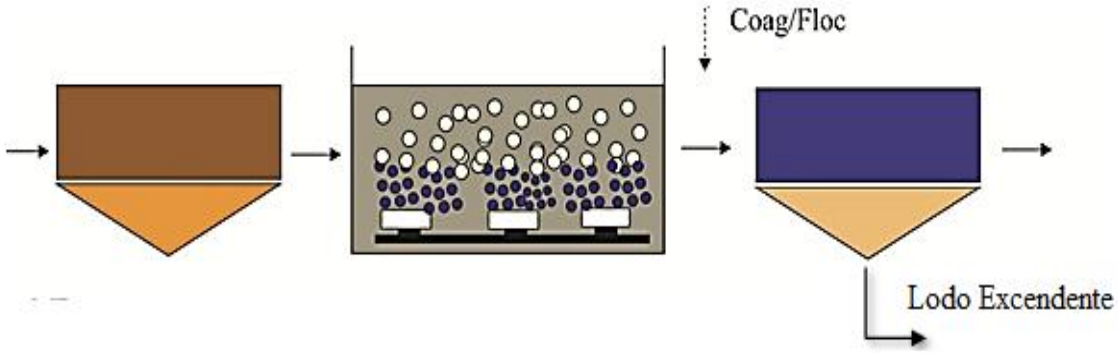


Figura 3.7: Sistema MBBR seguido de uma etapa físico-química (adaptado de Bassin *et al*. 2011)

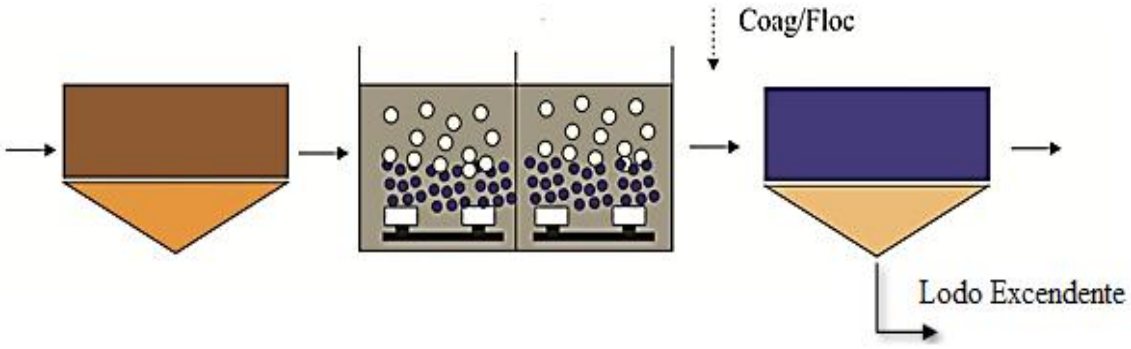


Figura 3.8: Sistema MBBR com duas câmaras, seguido de uma etapa físico-química (adaptado de Bassin *et al*. 2011)

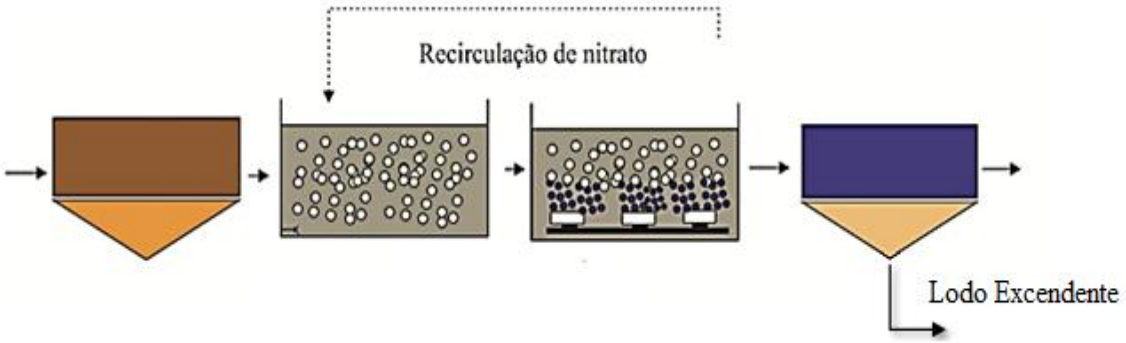


Figura 3. 9:Sistema MBBR com sistema pré-desnitrificação (adaptado Bassin et al. 2011)

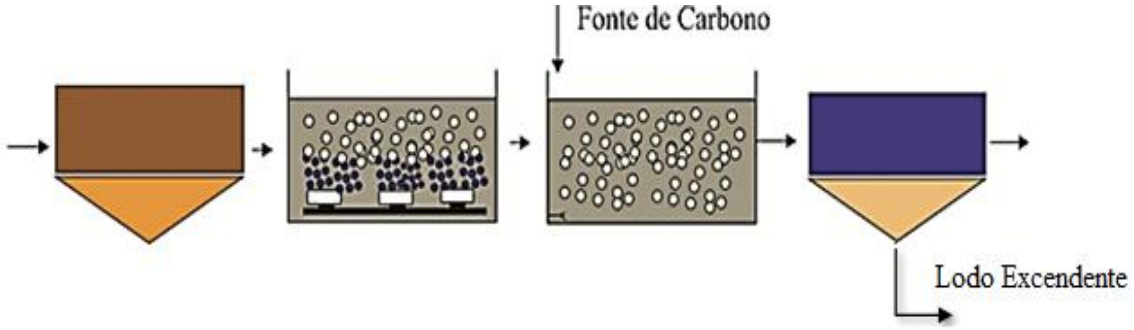


Figura 3. 10: Sistema MBBR com sistema pós-desnitrificação (adaptado de Bassin *et al*. 2011)

Chen *et al*. (1998) estudaram a remoção simultânea de carbono e nitrogênio em esgotos utilizando microrganismos imobilizados em PVA-Gel fosforilado. O sistema foi operado com TDH de 2 a 10 horas e com cargas de DQO e NTK variando de 0,855– 4,223 g DQO $.L^{-1}.d^{-1}$ e 0,117-0,555 g NTK $.L^{-1}.d^{-1}$, respectivamente. Foram observadas remoções de DQO e NTK acima de 90% para os TDHs de 6 -10 hora. Quando o sistema foi submetido a altas cargas afluentes, foi observado perda na qualidade do efluente final, no entanto, foram necessários apenas 3 dias para o sistema se estabilizar novamente. De acordo com os autores, a imobilização das células no meio suporte pode prevenir a lavagem das mesmas do sistema garantindo um bom desempenho quando o sistema é submetido a choques hidráulicos. Nesse sistema a produção especifica de lodo foi de 0,212g $SST.g^{-1}$DQO removida. De acordo com os autores, o baixo valor de Y associado com alta eficiência remoção de DQO sugere que o sistema é favorável ao crescimento rápido de microrganismos; no entanto, a redução notável do lodo excedente observado nesse sistema pode ser explicado por: (1) O interior do PVA- Gel difere de um ambiente de suspensão normal, por conseguinte, o crescimento de células microbianas podem ser limitado pelo

espaço constrito no interior da matriz de gel; (2) idade do lodo é prolongada nas esferas de PVA-Gel, devido à perda mínima de bactérias para o exterior do Gel; (3) O rendimento do ATP para a geração células bacterianas diminuiu devido à diminuição do volume do espaço para a geração de novas células; (4) A cadeia alimentar formada nos sistemas com PVA Gel difere dos processos convencionais de crescimento suspenso.

Reis (2007) avaliou a influência da carga orgânica no desempenho de reatores MBBRs. No experimento realizado pela autora foi utilizado esgoto sintético e a unidade piloto era formada por dois reatores MBBRs em série, nos quais foi utilizado o meio suporte K1 fabricado pela empresa Kaldnes®. Foram aplicados 5 regimes operacionais em 5 ensaios. A Tabela 3.4 apresenta as condições operacionais e os resultados obtidos pela autora. Os resultados indicam que a eficiência de remoção de DQO solúvel manteve-se estável, independente das condições aplicadas. A diferença entre a remoção de DQO total e DQO solúvel foi atribuída pela autora a perda de SS e a excessiva produção de substância polimérica extracelular, principalmente nos ensaios 4 e 5. As substâncias poliméricas são essenciais nos processos biológicos e no sistema de lodos ativados são responsáveis pela estabilidade dos flocos (Davies *et al*. 1998). Nos processos com biomassa imobilizada é responsável pela adesão do biofilme ao meio suporte (Cammarota 1998). No entanto, de acordo com Bassin *et al.* (2011), altas concentrações de substâncias poliméricas podem acarretar problemas operacionais e prejudicam a qualidade do efluente final, pois interferem nos valores de turbidez e da DQO bruta.

Tabela 3.4: Resultados obtidos por Reis (2007)

Ensaio	**TDH (horas)**	**COV aplicada (kg DQO. $m^{-3}.d^{-1}$)**	**Remoção DQO_{total} (%)**	**Remoção $DQO_{solúvel}$ (%)**
1	1,95	8,53	78	81
2	2,35	5,24	81	85
3	3,2	6,34	71	86
4	4,1	3,96	43	91
5	4,1	4,4	42	82

Minegatti (2008) investigou o desempenho de um Reator Biológico com Leito Móvel – MBBR submetido à carga orgânica volumétrica média de 1,0 $kgDBO.m^{-3}.d^{-1}$ e TDH de 5,5 horas. O meio suporte utilizado, contendo 600 $m^2.m^{-3}$ de Área Superficial Específica, foi introduzido no reator biológico com volume relativo de 20% do mesmo. As eficiências

médias de remoção foram de 81, 84, 86, 33, 42 e 44% para DQO, DBO, SST, Pt, NTK e $N\text{-}NH_4$, respectivamente. Nesse estudo a produção específica de lodo foi de 0,79 kgSSV/kgDBO removida, valor similar ao usualmente observado no processo de lodos ativados, que normalmente estão na faixa de 0,50 a 0,80 kgSSV/kgDBOremovida (Metcalf & Eddy, 2003).

Kermani *et al.* (2008) avaliaram a aplicação do sistema MBBR na remoção de matéria orgânica e nutrientes tratando água residuária sintética. Nesse experimento foi utilizado um reator em escala de bancada, composto por uma câmara aneróbia, duas câmaras anóxicas em série e uma câmara aerada. As câmaras anaeróbias e anóxicas foram preenchidas com 50% (v/v) com o meio suporte denominado FLOCOR-RMP® e as câmaras aeróbias com 70%. Os autores obtiveram uma eficiência média de remoção de DQO solúvel, nitrogênio e fósforo de 96,9, 84,6 e 95,8%, respectivamente

Os reatores de leito móvel com biofilme podem ser classificados como sistemas simples, que se caracterizam por não existir recirculação do lodo biológico dos decantadores secundários para os reatores biológicos, e como sistemas híbridos, formados pela associação do sistema MBBR a outra tecnologia, normalmente sistemas de lodos ativados.

3.4 SISTEMAS HÍBRIDOS INTEGRADOS DE LODOS ATIVADOS E BIOFILME EM LEITO MÓVEL-IFAS

Os sistemas híbridos são formados a partir da associação de diferentes tecnologias de tratamento de esgotos. O processo de lodos ativados, apesar de apresentar boas eficiências na remoção de matéria orgânica e nutrientes, é muito sensível ao aumento de cargas hidráulicas e orgânicas. Podendo, quando operados sob essas condições, comprometer a eficiência dos processos de remoção de matérias orgânica e nutrientes, e ocasionar perda na qualidade do efluente tratado. O grande volume de lodo biológico gerado nos processos de lodos ativados também se tornou um problema significativo na gestão dessas unidades, seja devido ao custo operacional para o manejo adequado desse resíduo ou pela falta de áreas adequadas para sua disposição.

Assim, tem sido uma prática comum, adotadas pelos projetitas a associação de vários processos ao sistema de lodos ativados, com o objetivo de maximizar sua eficiência, e minimizar seus aspectos negativos. Essa associação normalmente ocorre com a combinação de processos anaeróbios, físico-químicos e aeróbios com biomassa fixa ao sistema de lodos ativados.

A associação de sistemas com biomassa fixa e sistemas de lodos ativados não é uma prática recente. Bryan e Moeller (1960) *apud* WEF (2011), relatam sobre a instalação de filtros biológicos a montante dos reatores biológicos, com o objetivo de melhorar as condições operacionais de sistemas de lodos ativados quando estes eram submetidos a situações adversas, como choques de cargas tóxicas oriundas da contribuição de efluentes industriais. Gehm e Gellman (1965) *apud* WEF (2011), demonstraram que sistemas com biofilmes acoplados a sistemas de lodos ativados poderiam controlar o número de organismos vivos, reduzir o volume de lodo gerado e melhorar o desempenho global do sistema.

A associação do sistema MBBR ao sistema de lodos ativados, é conhecida pela denominação IFAS (do inglês *Integrated Fixed-Film Activated Sludge*). Nos sistemas IFAS a biomassa é ao mesmo tempo cultivada em suspensão e imobilizada em meios suporte. Esse sistema é uma alternativa para a ampliação de capacidade de sistemas de lodos ativados existentes, aumentando a quantidade de lodo nos reatores biológicos, sem sobrecarregar os decantadores secundários (Hubbell, *et al.* 2004).

A utilização de sistemas híbridos com a introdução de meios suportes em suspensão nos reatores biológicos do sistema de lodos ativados tem sido uma prática comum e são frequentemente confundidos com o processo de reator de biofilme de leito móvel (MBBR), porque ambos utilizam meios suporte para a formação de biofilme. No entanto, o sistema MBBR não incorpora o retorno do lodo ativado do decantador secundário para os reatores biológicos, mantido nos sistemas IFAS, que também operam com a concentração dos sólidos em suspensão nos reatores biológicos com valores próximos àqueles observados em processos de lodos ativados convencionais (WEF, 2011).

A concepção dos sistemas de lodos ativados e MBBR anda junta, pois o sistema MBBR surgiu com o intuito de aprimorar a eficiência do sistema de lodos ativados, através da utilização de meios suporte que pudessem levar a um aumento da biomassa nos reatores

biológicos. Entretanto, muitos projetistas passaram a utilizar, em muitos casos, esses dois processos integrados, seja nos projetos de *up-grade* de unidades de lodos ativados existentes, ou em unidades novas.

O sistema IFAS pode ser aplicado a quase todos os tipos de fluxo esquemático e configurações dos sistemas de lodos ativados. Esse sistema tem sido usado principalmente nas zonas aeróbicas, para aumentar a eficiência da nitrificação, da remoção de matéria orgânica e em zonas anóxicas para aumentar a desnitrificação (WEF, 2011).

Embora não seja comum a utilização de meios suporte para aprimorar a remoção de fósforo, pois esse processo requer que a biomassa seja exposta a condições anaeróbias e aeróbias alternadamente, já existem algumas pesquisas sobre o uso de meios suporte nas zonas anaeróbias a fim de melhorar a produção de ácidos voláteis necessários à remoção de fósforo **(**Helness, 2007).

Nas Figuras 3.11, 3.12 e 3.13 são apresentadas algumas configurações do sistema IFAS. Na Figura 3.11 o meio suporte foi colocado tanto na câmara de desnitrificação quanto na câmara de nitrificação.

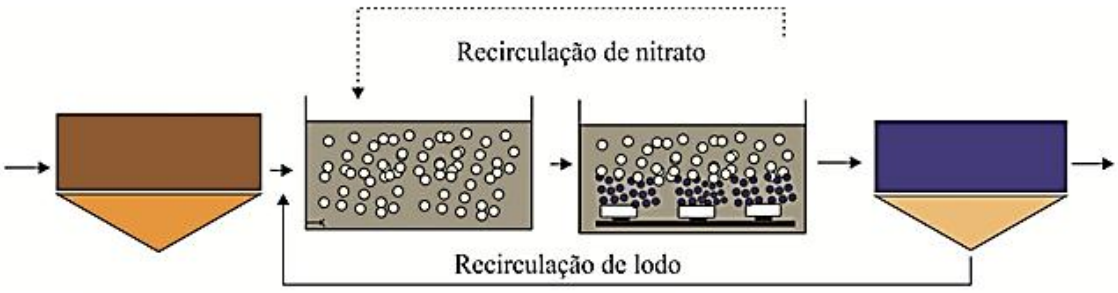


Figura 3.11: Configuração de sistema IFAS formado pela associação do sistema MBBR e lodos ativados com remoção de nitrogênio (adaptado de Bassin et al. 2011)

Na Figura 3. 12 o sistema MBBR foi associado a um sistema de lodos ativados convencional, e o meio suporte foi colocado na última câmara, com o objetivo de aumentar a eficiência do processo.

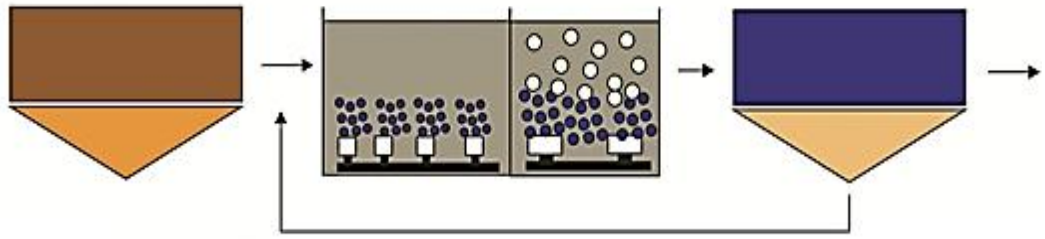


Figura 3. 12: Configuração de sistema IFAS formado pela associação do sistema MBBR e lodos ativados, com o meio suporte colocado na última câmara (adaptado de Bassin *et al*. 2011).

Na Figura 3. pode ser observado um sistema híbrido formado pela associação de três processos diferentes. Houve a combinação dos sistemas MBBR, lodos ativados e MBR (Membrane Bioreactors); onde os decantadores secundários são substituídos por membranas microporosas, que fazem a separação do lodo ativado. Essa configuração, apesar de aumentar o custo de implantação, pode reduzir ainda mais a área destinada a implantação da unidade de tratamento. Outra vantagem é a possibilidade de utilização do efluente como água de reuso. O lodo retido na membrana retorna a um tanque denominado de tanque de oxidação total, o qual opera com altas concentrações de sólidos em suspensão e com baixa carga orgânica afluente, favorecendo o estabelecimento da fase endógena no crescimento bacteriano.

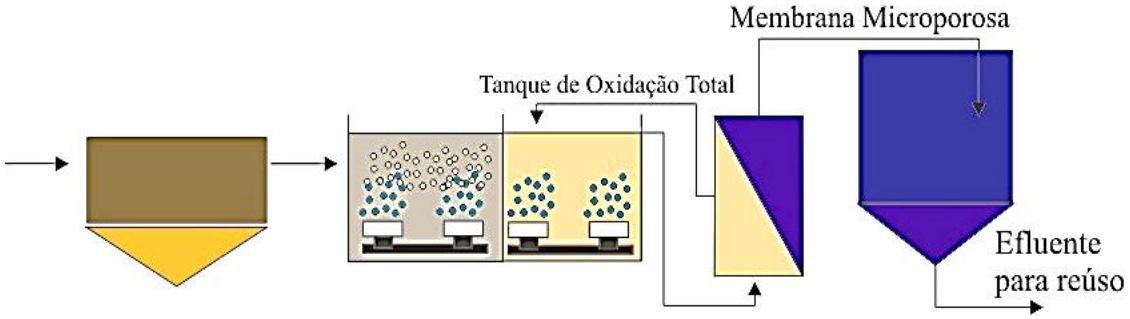


Figura 3. 13: Associação de sistema MBBR, lodos ativados e MBR (adaptado de Kuraray, Co)

De Araujo Junior *et al.* (2013) avaliaram o efeito da adição de material suporte para adesão celular em um sistema híbrido formado por um reator de lodos ativados operado em regime de batelada no qual foi adicionado o meio suporte biobob® para imobilização da biomassa. Foi utilizada uma unidade piloto, tratando esgoto sanitário municipal, que foi

operada em 4 regimes diferentes. No primeiro regime operacional o sistema foi operado de forma convencional, sem a adição do meio suporte, no segundo regime foi adicionado o meio suporte com um volume correspondente a 8% do volume do reator, no terceiro regime foram adicionados mais meio suporte, chegando a um volume correspondente a 20% do volume do reator e no quarto regime manteve-se o mesmo volume de meio suporte e aumentou a vazão afluente em 33%. Na Tabela 3.5 são apresentados os resultados de eficiência observados pelos autores.

Tabela 3.5: Condições aplicadas e resultados observados no trabalho realizado por de Araujo Junior *et al.* (2013)

Etapa	Carga média aplicada (kg DQO $m^{-3}.d^{-1}$)	Eficiência de remoção - %			Produção de lodo $gSSV.g^{-1}DQOrem$
		DQO	DBO	NTK	
1	1,2 ± 0,2	88 ± 2	93 ± 1	48 ± 8	0,50 ± 0,12
2	1,1 ± 0,2	86 ± 19	96 ± 1	41 ± 9	0,41 ± 0,13
3	0,7 ± 0,2	88 ± 8	90 ± 3	45 ± 17	0,46 ± 0,16
4	1,2± 0,3	91 ± 6	86 ± 5	59 ± 10	0,32 ± 0,14

Wolff (2005) avaliou o desempenho de dois reatores híbridos na remoção de nitrogênio e carbono de esgoto urbano, utilizando dois materiais suporte poliméricos, denominados P4 e P5, que apresentavam as seguintes características: o primeiro foi fabricado com plástico reciclado, muito rugoso, diâmetro médio de 2,31 mm densidade de 900 kg/m^3, superfície específica potencial de 2596 m^2/m^3sup e o segundo de polietileno, forma cilíndrica, profundidade de 6,2 mm, densidade 880 kg/m^3, superfície específica potencial de 3075 m^2/m^3sup. Os dois reatores foram operados em duas fases (A e B) nas quais foram adotados θc de 10 dias e 3 dias, respectivamente. As cargas volumétricas médias aplicadas, em termos de nitrogênio e de DQO foram de 0,16 $kgNTK.m^{-3}.d^{-1}$ e 1,0 $kgDQO.m^{-3}.d^{-1}$ (suporte P4); e 0,15 $kgNTK.m^{-3}.d^{-1}$ e 0,9 $kgDQO.m^{-3}.d^{-1}$ (suporte P5). Os resultados obtidos mostraram uma remoção média de nitrogênio de 95% para o suporte P4 e 73% para o suporte P5. A eficiência média de remoção de remoção de DQO total e solúvel para os meios suportes P4 e P5 foi de 73% e 89% e 79 e 91%, respectivamente. A produção específica de lodo variou de 0,25 a 0,39 $gSSV.g^{-1}DQOremovida$.

Fujii (2011), fez uma comparação entre um sistema de lodos ativados e um sistema IFAS tratando esgotos domésticos e utilizando o meio suporte K1 fabricado pela empresa Kaldnes®. Nesse experimento foram aplicados 3 regimes operacionais com TDH de 11, 7,2 e 5,4 horas, correspondendo a cargas de DQO de 1,0, 1,7 e 2,2kgDQO.m^{-3}.d^{-1}. Foi obtida uma eficiência de remoção de DQO total de 90, 93 e 68% e de DQO solúvel de 95, 97 e 90%, respectivamente. No entanto, nesse experimento a unidade piloto utilizada pelo autor possuía um tratamento preliminar e primário, reduzindo as cargas afluentes. No sistema de lodos ativados foi aplicada a mesma carga e as eficiências de remoção de DQO total e DQO solúvel nos 3 regimes foram 80,92 e 83% e 90, 96 e 90%, respectivamente.

Wang, *et al.* (2012) avaliaram, em escala de bancada, o crescimento de bactérias nitrificantes em três reatores operando em paralelo. No primeiro (1) foram colocados meios suporte para imobilização da biomassa, o segundo (2) foi operado de acordo com um sistema de lodos ativados convencional e o terceiro (3) foi inoculado com lodo ativado em suspensão e biomassa imobilizada em meios suporte na proporção de 1:1. Tanto o lodo ativado quanto os meios suporte inoculados foram retirados de reatores biológicos de estações de tratamento de esgotos domésticos. Os reatores foram operados de forma idêntica e as amostras foram coletadas no 1º, no 60º dia e no 120º dia de operação. As bactérias foram quantificadas utilizando técnicas de biologia molecular (PCR-DGGE) e PCR quantitativo. Nas três amostras, dos três reatores, foram identificadas BOA e duas sub-classes de BON, gêneros *Nitrobacter* e *Nitrospira*. Em todas as coletas o número de bactérias do gênero *Nitrospira* foi maior que o do gênero *Nitrobacter* em uma ordem de grandeza, sendo considerado o grupo dominante. Foi observado que o número de BOA encontradas no reator com biofilme foi 3,8 vezes maior que aquele observado no reator com lodo ativado e 2,2 vezes maior que aquele observado no sistema híbrido. A eficiência de oxidação de amônia nos três reatores 1, 2 e 3 foi de 93%, 75% e 90%.

Do exposto anteriormente sobre a utilização de biomassa imobilizada em meios suportes no tratamento de águas residuárias e do grande potencial dessa tecnologia na remoção de matéria orgânica e nutrientes, no presente trabalho foi avaliado, em escala piloto, o desempenho dessa tecnologia quando utilizado o PVA-Gel como meio suporte. Sendo avaliada a eficiência do sistema na remoção de matéria orgânica, nutrientes e coliformes termotolerantes, o comportamento da comunidade de protozoários e metazoários estabelecida no licor misto, além da produção de lodo.

4. METODOLOGIA

4.1 INSTALAÇÕES E PROCEDIMENTOS

O desenvolvimento experimental do presente trabalho ocorreu em uma unidade piloto instalada na Estação de Tratamento de Esgotos Riacho Fundo, operada pela Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal. O experimento foi realizado em sete regimes operacionais diferentes, sendo que em todos os regimes houve monitoramento *in loco*, com aferições na própria unidade piloto e monitoramento físico-químico e microbiológico realizados em laboratório. Na Figura 4.1 é possível observar a representação esquemática da metodologia.

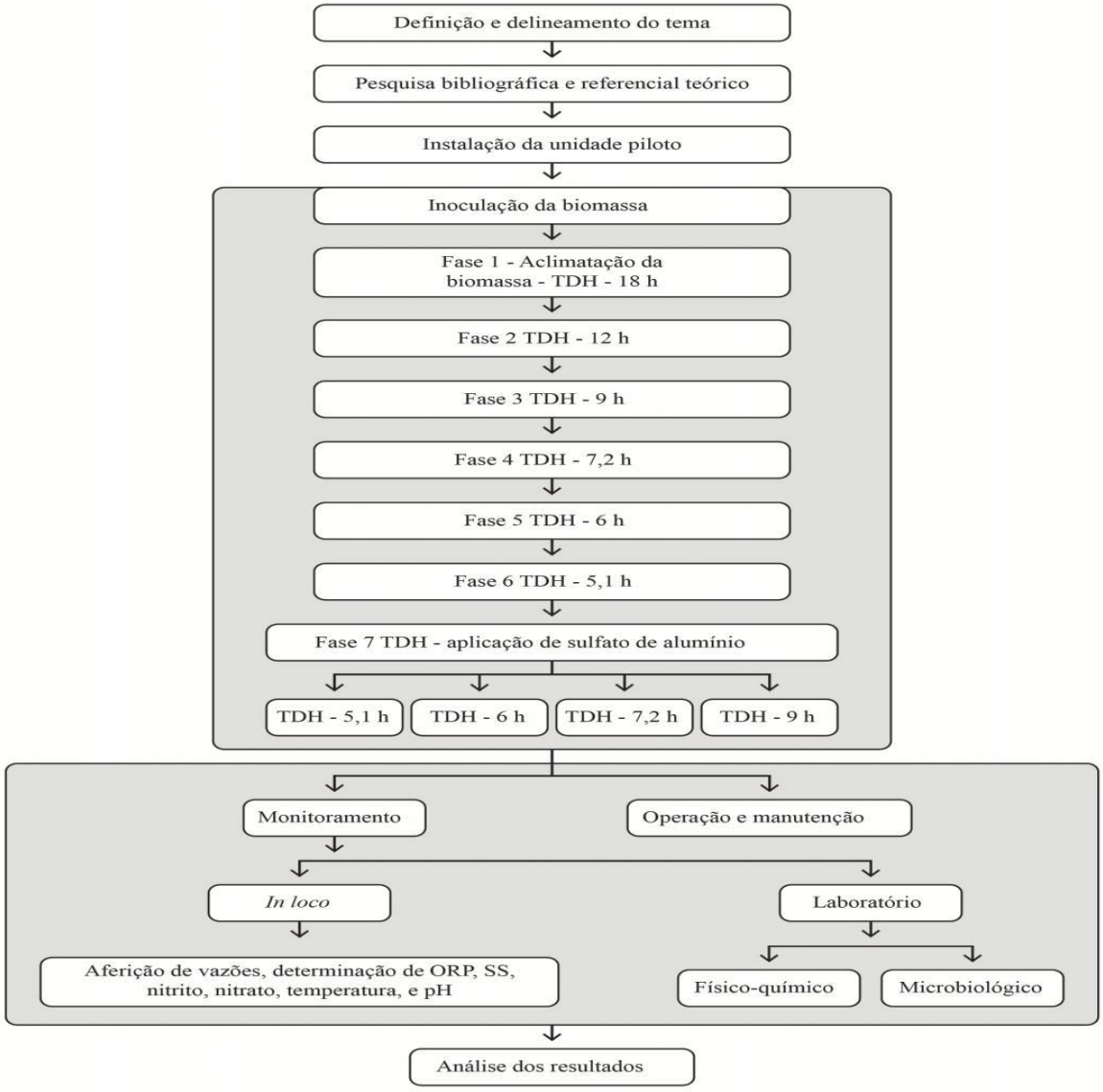


Figura 4.1: Representação esquemática da metodologia

4.1.1 Descrição da ETE Riacho Fundo

A Estação de Tratamento de Esgotos do Riacho Fundo iniciou sua operação em 1997 e foi projetada para tratar os esgotos domésticos do Riacho Fundo I, cidade satélite do Distrito Federal. A área de atendimento, entretanto, foi ampliada abrangendo também o Setor Industrial CSG de Taguatinga e Setor de Mansões de Samambaia. Tem capacidade média de projeto de 94 L/s, visando atender uma população de cerca de 40.000 habitantes. Atualmente a estação trata uma vazão média de 47,1 L/s, correspondente a 50,1% de sua capacidade hidráulica. Esta estação já passou por problemas referentes ao recebimento de esgotos industriais, entretanto, foram sanados e, seus esgotos afluentes possuem características de esgotos domésticos. A Tabela 4.1 apresenta as características do esgoto afluente à ETE.

Tabela 4.1:Características do esgoto afluente à ETE Riacho

Parâmetro	**Concentração média**	**Limites (min –máx)**
DQO (mg/L)	796	500 - 1294
DBO_5 (mg/L)	432	260 - 720
TKN (mg/L)	54	25 – 77
P-total (mg/L)	6,6	4,5 – 9,3
SS (mg/L)	222	136 - 396
ST (mg/L)	697	120 - 1140
STF (mg/L)	260	104 - 424
STV (mg/L)	451	292 - 768
Óleos e graxas (mg/L)	142	81 - 343
Alcalinidade ($mgCaCO_3/L$)	179	132 - 212
pH	6,6	4,5 – 9,3

Os esgotos afluentes à ETE são coletados e encaminhados por gravidade ao tratamento preliminar para a retirada dos materiais grosseiros (estopas, plásticos, lixo) e areia. Esta etapa é composta por uma grade manual convencional, um conjunto de 03 (três) peneiras estáticas com malha filtrante de 1.5 mm, que têm como objetivo a retenção de sólidos grosseiros, em seguida o esgoto é encaminhado ao desarenador para retirada da areia.

Após esta etapa, o esgoto segue para um tanque de pré-fermentação, que também tem como objetivo a equalização da vazão afluente aos reatores. O tanque fermentador possui um misturador superficial, cuja finalidade é evitar o acúmulo de sólidos no fundo do tanque. Em seguida os esgotos são encaminhados, de acordo com a batelada programada, para os reatores biológicos.

A estação conta com 03 (três) reatores biológicos onde ocorre a oxidação da matéria orgânica e remoção de nutrientes. Esses processos ocorrem sob a ação de bactérias e protozoários específicos, alternando-se reações em ambiente anaeróbio, anóxico e aeróbio. Esses reatores funcionam pelo sistema de batelada de fluxo intermitente, no esquema "encher com esgoto – tratar – separar o lodo - descartar o lodo (quando necessário) – descarregar o efluente". A Figura 4.2 apresenta uma foto aérea da ETE Riacho Fundo.

Figura 4. 2: Foto aérea da ETE Riacho Fundo

4.1.2 Descrição da unidade Piloto

A unidade piloto foi instalada ao lado do tanque de pré-fermentação da ETE Riacho Fundo, conforme ilustrado na Figura 4.3.

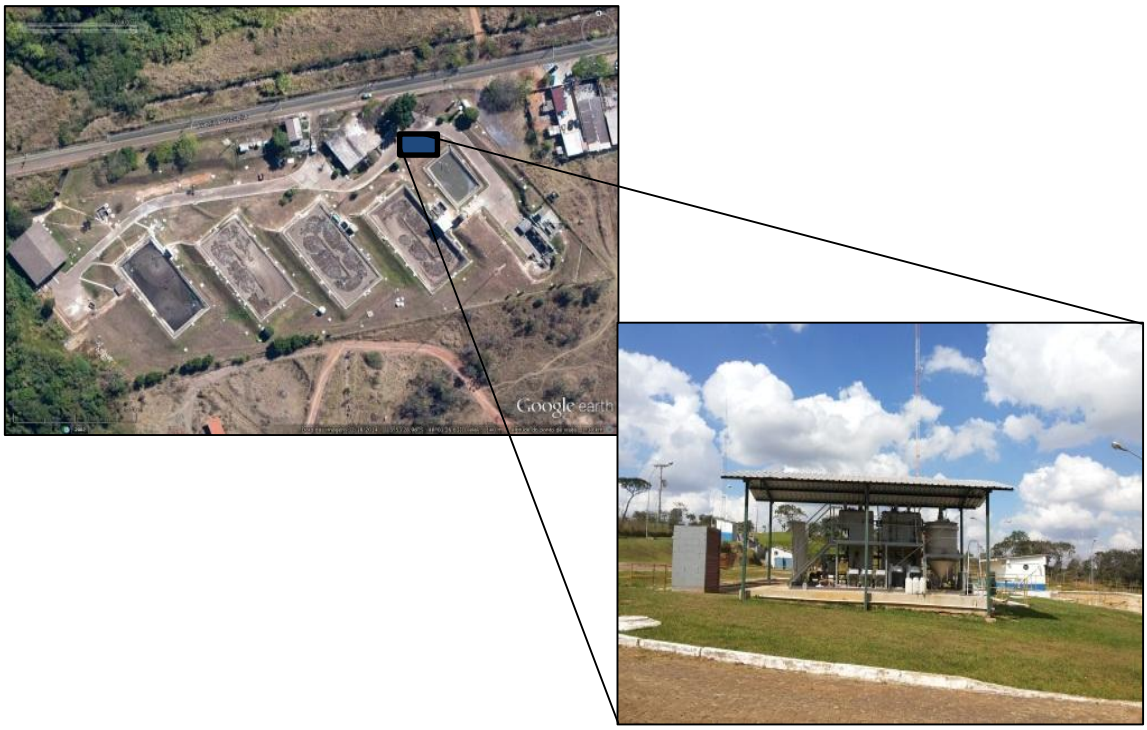


Figura 4. 3: Localização da unidade piloto na ETE Riacho Fundo

Na Figura 4.4 é apresentado o fluxograma da unidade piloto. O esgoto do tanque de equalização da ETE Riacho Fundo era bombeado continuamente à caixa de recebimento de esgoto bruto da unidade piloto, utilizando uma bomba submersível, instalada na bóia de sustentação do misturador de superfície do tanque, Figura 4.5.

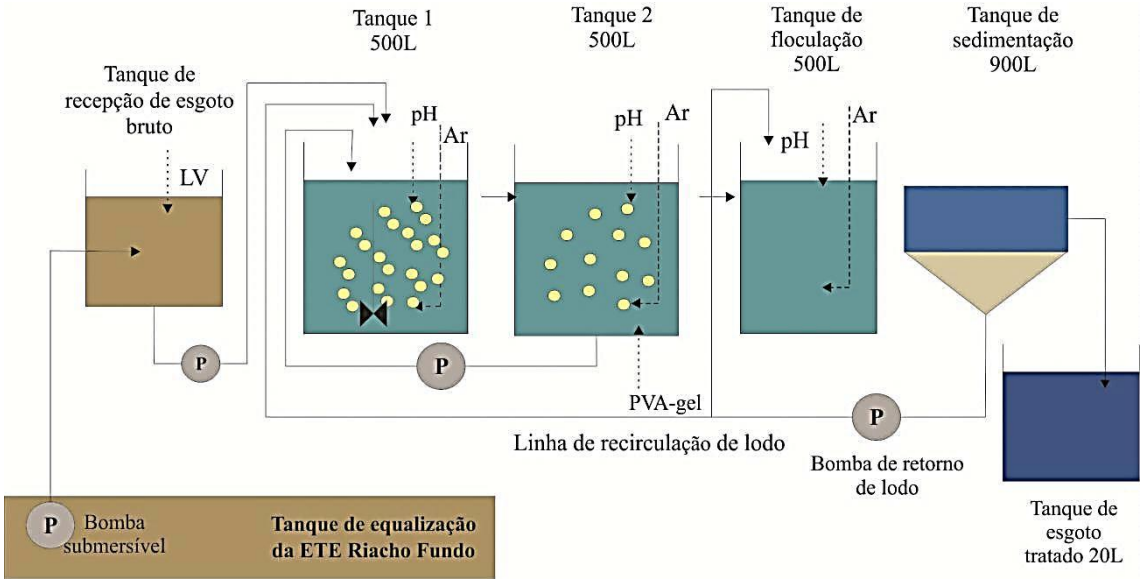


Figura 4. 4: Fluxograma da unidade piloto

Figura 4.5: Local de instalação da bomba de esgoto bruto da Unidade piloto

A caixa de recebimento de esgoto bruto possui capacidade de 20 litros. Embora o esgoto afluente à unidade piloto já tivesse passado pelo tratamento preliminar da ETE Riacho Fundo (gradeamento e desarenador), foi colocado um saco de rede (Figura 4.6) na tubulação de chegada a essa caixa, com o objetivo de evitar que sólidos grosseiros entrassem na unidade e danificassem os equipamentos. Durante todo o experimento, esse saco foi substituído três vez por semana (segunda, quarta e sexta-feira), para evitar sua colmatação e possíveis extravasamentos na caixa de entrada. O controle do nível dessa caixa era feito por meio do uso de sensores que controlavam o funcionamento das bombas de esgoto bruto e de elevação, de acordo com a Figura 4.6.

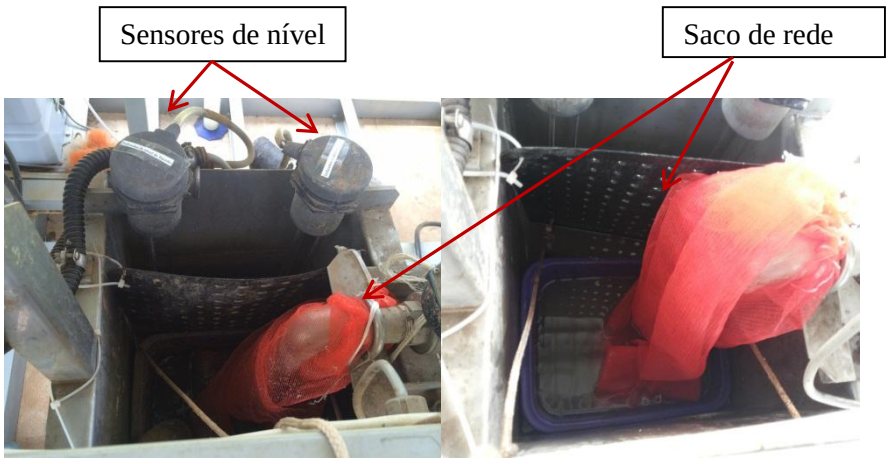


Figura 4.6: Detalhe da caixa de recebimento de esgoto bruto

Após passar pelo saco de rede, o esgoto era bombeado para o tanque 01 (500L), por uma bomba aqui denominada de bomba de elevação. O tanque 1 também denominado tanque de

desnitrificação, possuía um misturador, sensores de pH e temperatura e sistema de aeração. O sistema de aeração do tanque 1 só foi utilizado nos primeiros dias das fase de aclimatação da biomassa, Figuras 4.7 e 4.8.

Em seguida o esgoto era encaminhado ao tanque 2 (500L), também chamado de tanque de nitrificação, e depois para o tanque 03, chamado de tanque de oxidação total (TOX) (500L). Do tanque 03, o esgoto era encaminhado ao tanque de sedimentação (900L) que possuía um raspador de fundo e vertedores circulares na superfície. O líquido clarificado era encaminhado à caixa de efluente final e o lodo de fundo era bombeado aos tanques 1 e 3. O descarte de lodo era feito por meio de uma mangueira instalada no fundo do tanque de sedimentação.

O sobrenadante do tanque de sedimentação era encaminhado à caixa de efluente final (20L), e depois retornava ao tanque de fermentação da ETE Riacho Fundo. A caixa de efluente final possuía uma bomba que, de acordo com um tempo programado em um temporizador, retornava parte do efluente final para a superfície do tanque de sedimentação, a fim de dissolver o lodo flotado.

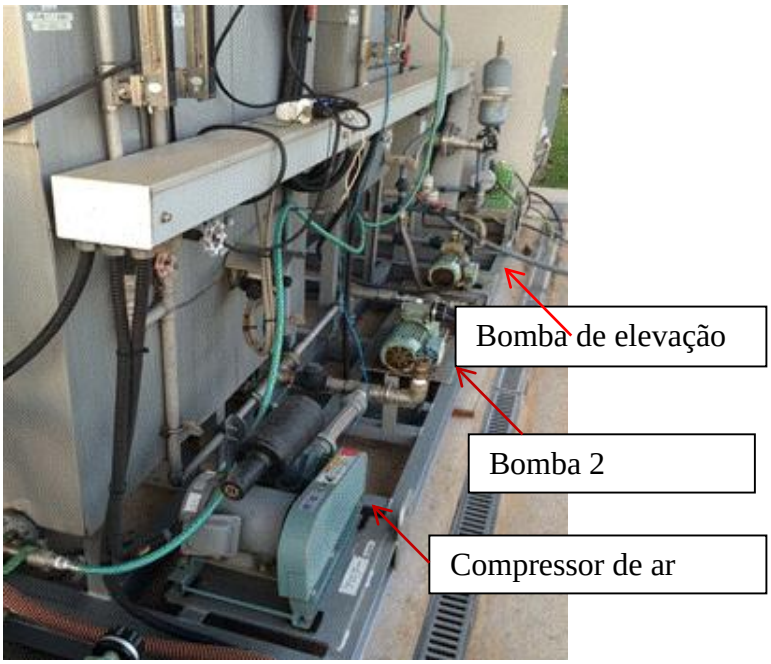


Figura 4.7: Detalhe das bombas de elevação, bomba 2 e compressor de ar

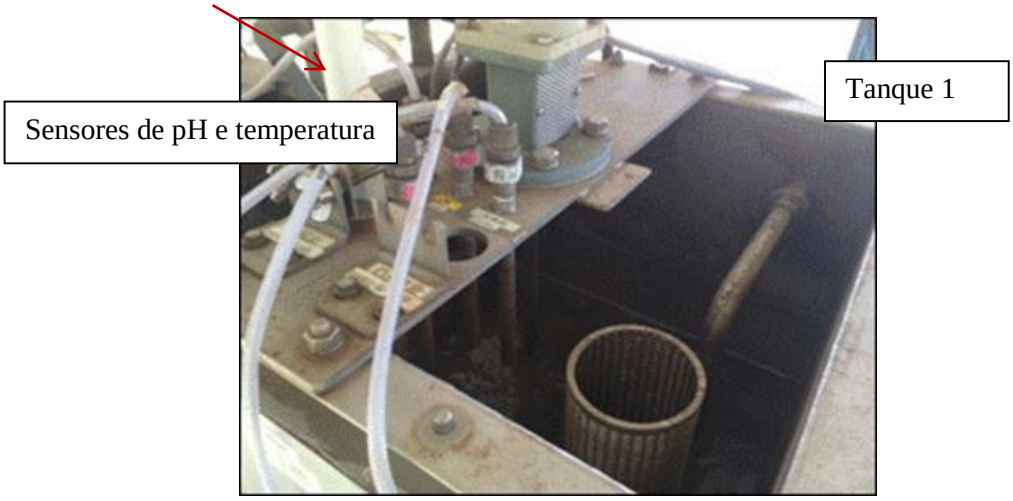


Figura 4. 8: Detalhe do tanque 1

A unidade piloto possuía 02 bombas destinadas à recirculação do lodo, aqui denominadas bomba 01 e bomba 02. A bomba 01 era utilizada para recircular o lodo do tanque de sedimentação para os tanques 01 e 03; a bomba 02 era responsável pelo bombeamento do lodo do tanque 02 para o tanque 01.

Nos tanques 01 e 02 ocorriam os processos de desnitrificação e nitrificação, respectivamente. No tanque 01, foi mantida a condição anóxica e, no tanque 02, a concentração de oxigênio dissolvido foi regulada de acordo com cada regime operacional, ou seja, assim que a vazão afluente à unidade piloto era alterada, a concentração de OD no tanque 2 era ajustada. O tanque 03, tanque de oxidação total (TOX), tinha como principal objetivo a redução do volume de lodo. Grande parte do lodo retornado do tanque de sedimentação era encaminhado ao tanque 3, em consequência os valores da concentração de SS nesse tanque eram mais altos. A carga de matéria orgânica afluente ao tanque 3 era baixa, pois grande parte já havia sido oxidada nos tanques 1 e 2. Dessa forma, operava com baixa razão A/M, devido a alta concentração de microrganismos e a pouca disponibilidade de matéria orgânica. De acordo com Rouse *et al.* (2007), essa condição favorece o metabolismo endógeno dos microrganismos levando à uma redução do volume de lodo nesse tanque. Não foi colocado PVA-Gel no tanque 3 e a concentração de oxigênio nesse tanque foi mantida abaixo daquelas aplicadas no tanque 2. As Figuras 4.9 e 4.10 mostram os detalhes dos tanques 2, 3 e do tanque de sedimentação.

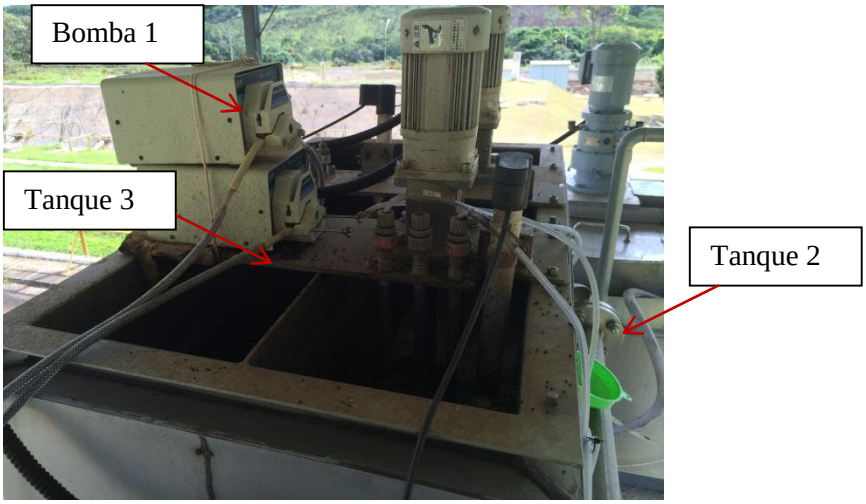


Figura 4. 9: Foto com detalhes dos tanques 2 e 3

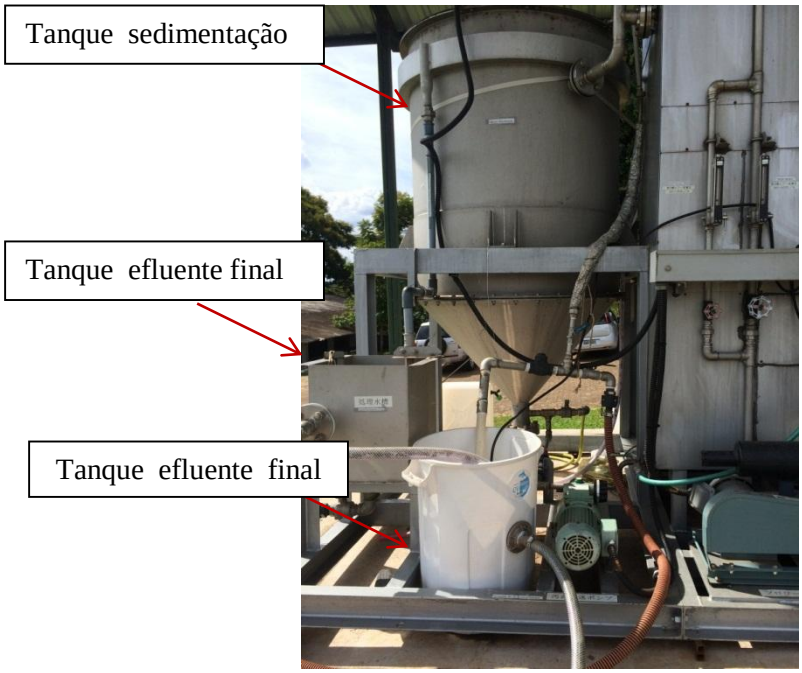


Figura 4. 10: Foto com detalhe do tanque de sedimentação

4.2 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

A operação da unidade piloto foi dividida em função dos TDH adotados, resultando em sete regimes operacionais diferentes. Os TDH foram calculados considerando o volume dos tanques 1, 2 e 3. No primeiro regime operacional, também denominado de fase de aclimatação da biomassa, foi adotado um TDH médio para os três tanques de 18 horas, seguidos de TDHs de aproximadamente 12, 9, 7,2, 6 e 5,1 horas, que correspondem a uma vazão afluente de 2, 3, 4, 5, 6 e 7m^3/dia, respectivamente. Esses TDHs foram definidos

considerando a capacidade máxima de bombeamento da unidade piloto. Na fase final do experimento foi dosado sulfato de alumínio no tanque 3, com o objetivo de avaliar a eficiência desse coagulante na remoção de fósforo. Nessa fase foram adotados TDH de 6, 7,2 e 9 horas.

O planejamento experimental previa duração de aproximadamente 30 dias para cada regime operacional aplicado, entretanto, ao longo do experimento, devido a problemas relacionados à rotina operacional (quebra de equipamentos, greve dos empregados da Caesb, falta de reagentes, etc) e dificuldades de ajustes operacionais, optou-se por manter alguns regimes operacionais por um tempo maior.

A maior dificuldade de ajuste operacional esteve relacionada à perda de sólidos em suspensão no efluente final. A falta de raspador de superfície e de um dispositivo para retirada do lodo flotado no tanque de sedimentação ocasionou perda desse lodo no efluente final com consequente contaminação das amostras.

As amostras do afluente e efluente final eram coletadas de forma composta, utilizando amostradores automáticos, sendo necessário construir um recipiente que equalizasse o efluente final de forma que viabilizasse a amostragem. Entretanto, observou-se que esse tanque de equalização prejudicou a qualidade da amostra, uma vez que a perda de sólidos ocorrida em determinado momento acabava contaminando todas as amostras seguintes.

4.2.1 Descrição dos regimes operacionais aplicados

4.2.1.1 Regime operacional 1- Tempo de detenção hidráulico - 18 horas – Partida do sistema

A primeira fase, aqui também denominada fase de aclimatação da biomassa, iniciou no dia 22 de outubro de 2013 e teve 35 dias de duração. Para a partida da unidade piloto, a água dos tanques 1, 2 e 3 foi drenada, deixando somente o tanque de sedimentação cheio de água. Após a drenagem, os tanques 1, 2 e 3 foram inoculados, respectivamente, com 400L, 400L e 500L com lodo ativado do reator 2 da ETE Riacho Fundo. A escolha do lodo a ser inoculado foi feita com base na análise qualitativa e quantitativa dos protozoários do licor misto e da análise dos resultados físico-químicos do efluente descartado dos três reatores da ETE Riacho Fundo. Essa análise indicou que o lodo do reator 2 apresentava as melhores características.

Em seguida, foram colocados 75 litros de PVA Gel nos tanques 1 e 2, o que corresponde a 15% do volume de cada tanque. A quantidade do PVA-Gel utilizado foi baseado no trabalho de Rouse *et al.* (2007). De acordo com Kuraray, Co e Levstek *et al*. (2009), cada litro do PVA Gel contém aproximadamente 20000 esferas, assim, foram colocadas um milhão e quinhentos mil esferas de PVA-Gel em cada tanque.

Após esse procedimento, o compressor de ar foi ligado e os três tanques foram aerados, sendo mantida uma concentração de aproximadamente 2 mg / L de oxigênio dissolvido em cada tanque. No dia seguinte, as bombas de alimentação e elevação do esgoto bruto foram ligadas, e a vazão afluente foi mantida em $2m^3$/d. Assim que essas bombas foram ligadas, a bomba de lodo de retorno do tanque de sedimentação para o tanque 3, entrou em operação e passou a recalcar aproximadamente $2m^3$/d do lodo de fundo do tanque de sedimentação. Essa condição foi mantida durante 24 horas e, em seguida, tanto a bomba de alimentação quanto as bombas de elevação e retorno foram desligadas, mantendo somente o compressor de ar ligado. Três dias depois iniciou-se novamente a alimentação da piloto, ligando as bombas de alimentação e de elevação, a bomba de retorno do lodo do tanque de sedimentação também foi ligada e passou a retornar o lodo de fundo do sedimentador para os tanques 1 e 3, a uma vazão de 0,5 e $2m^3$/dia, respectivamente. Quarenta e oito horas depois, a vazão de retorno do lodo do sedimentador para o tanque 3 foi novamente ajustada para uma vazão de aproximadamente $4m^3$/dia; e após mais quarenta e oito horas, a bomba de retorno do tanque 2 para o tanque 1 também foi ligada e a vazão ajustada para aproximadamente 6 m^3/d. Durante essas condições operacionais a aeração nos três tanques foi mantida.

Três dias após o reator 1 passar a receber o lodo do tanque 2 sua aeração foi desligada e iniciou-se o processo de desnitrificação. Assim que a aeração do tanque 1 foi desligada, o agitador foi ligado e a sua velocidade foi ajustada de forma a manter a circulação das esferas do PVA Gel em todo o tanque.

Essa condição operacional, com vazão afluente em $2m^3$/d, vazão de retorno do lodo do tanque de sedimentação para o tanque 1 em $0,5m^3$/dia e para o tanque 3 em $4m^3$/dia, vazão de retorno do tanque 2 para tanque 1 em $6m^3$/dia, tanque 01 somente como misturador ligado (sem aeração) e os tanques 2 e 3 com concentração de média OD respectivamente em 6,4 e 2,8mg/L, deveria ser mantida somente até que a concentração de amônia no

tanque 3 atingisse 6mg/L, quando a vazão afluente a piloto deveria ser novamente ajustada para 3 m^3/d, correspondendo a um TDH de 12 horas. Cinco dias após o início da operação os resultados da concentração de amônia do tanque 2 atingiram valores abaixo de 1mg/L, no entanto, com objetivo de avaliar a estabilidade do processo, optou-se por manter essa condição por mais 18 dias. Nessa fase não houve descarte de lodo de fundo do tanque de sedimentação.

4.2.1.2 Regime operacional 2 – Tempo de detenção hidráulico - 12 horas

Essa fase teve início no dia 26 de novembro de 2013 e teve duração de 25 dias. A vazão afluente foi ajustada para 3 m^3/d, garantindo um TDH de 4 horas nos tanques 1, 2 e 3. O tanque 1 continuou operando como tanque anóxico e os tanques 2 e 3 receberam uma vazão de ar média de 160 e 95 L/min, correspondendo a valores médios de OD de 4,9 e 2,3mg/L, respectivamente. Inicialmente, as vazões das bombas de recirculação do lodo do sedimentador para o tanque 3, recirculação do tanque 3 para o tanque 1 e recirculação do tanque 2 para o tanque 1 foram ajustadas para 6 m^3/d, 0,22 m^3/d e 6 m^3/d, respectivamente. Essa condição foi mantida durante 6 dias e, então, as vazões das bombas de recirculação do lodo do sedimentador para o tanque 3, e de retorno do tanque 3 para o tanque 1 foram ajustadas para 9 m^3/d e 0,1 m^3/d, respectivamente. O retorno de lodo para o tanque 3 passou a corresponder três vezes a vazão afluente; e foi realizado um descarte de cem litros do lodo de fundo do tanque de sedimentação, o qual foi enviado ao reator 1 da ETE Riacho Fundo.

4.2.1.3 Regime operacional 3 – Tempo de detenção hidráulico - 9 horas

Essa fase iniciou-se em 23 de dezembro de 2013 com duração de 100 dias. Nessa fase a vazão afluente foi ajustada para 4 m^3/d, garantindo um TDH de 3 horas nos tanques 1, 2 e 3; o tanque 1 continuou operando como tanque anóxico e os tanques 2 e 3 receberam uma

vazão média de ar igual a 184 e 97 L/min, correspondendo a valores médios de OD de 5,2 e 1,4mg/L, respectivamente. Nos primeiros 46 dias, as vazões das bombas de recirculação do lodo do sedimentador para o tanque 3, recirculação do tanque 3 para o tanque 1 e recirculação do tanque 2 para o tanque 1 foram ajustadas para 12 m^3/d, 0,22 m^3/d e 12 m^3/d, respectivamente. Após esse período, a vazão da bomba de recirculação do lodo do sedimentador para o tanque 3 foi novamente ajustada para 8 m^3/d, correspondendo a duas vezes a vazão afluente, e a vazão da bomba de retorno do tanque 3 para o tanque 1 foi ajustada para 0,1 m^3/d. Nessa condição operacional adotou-se a rotina de efetuar descartes diários, de segunda a sexta feira, do lodo de fundo do sedimentador. O volume médio do lodo descartado foi de 28 litros de lodo por dia, sendo enviado ao reator 1 da ETE Riacho Fundo. Nessa fase observou-se a formação de uma camada de lodo na superfície do tanque de sedimentação; como esse tanque não possuía raspador de superfície, adotou-se a rotina de, sempre que necessário, retirar manualmente o lodo flotado, esse lodo também foi descartado nos reatores da ETE Riacho Fundo.

4.2.1.4 Regime operacional 4 – Tempo de detenção hidráulico – 7,2 horas

Iniciou-se em 02 de abril 2014 com duração de 42 dias, a vazão afluente foi ajustada para 5 m^3/d, garantindo um TDH de 2,4 horas nos tanques 1, 2 e 3. Nessa fase o tanque 1 continuou operando como tanque anóxico, e os tanques 2 e 3 receberam uma vazão média de ar igual a 184 e 97 L/min, correspondendo a valores médios de OD de 5,1 e 0,7mg/L, respectivamente. Nesse período, as vazões das bombas de recirculação do lodo do sedimentador para o tanque 3, recirculação do tanque 3 para o tanque 1 e recirculação do tanque 2 para o tanque 1 foram ajustadas para 11 m^3/d, 0,6 m^3/d e 15 m^3/d, respectivamente. Nessa fase o volume de lodo flotado no sedimentador aumentou e foi necessário aumentar a frequência de retirada desse lodo, motivo pelo qual o volume médio do descarte do lodo de fundo do tanque de sedimentação foi reduzido para 10 litros por dia.

4.2.1.5 Regime operacional 5 – Tempo de detenção hidráulico - 6 horas

Iniciada em 13 de maio 2014, com duração de 126 dias. A vazão afluente foi ajustada para 6 m^3/d, garantindo um TDH de 2,0 horas nos tanques 1, 2 e 3. O tanque 1 continuou operando como tanque anóxico e, nos primeiros 72 dias, os tanques 2 e 3 receberam uma vazão média de ar igual a 200L/min e 95 L/min, correspondendo a valores médios de OD de 3,1 e 0,5mg/L, respectivamente. Após esse período, a vazão de ar para os tanques 2 e 3 foi novamente ajustada para 260L/min e 135L/min, correspondendo a valores médios de OD de 3,1 e 0,5mg/L, respectivamente. Durante toda essa fase, as vazões das bombas de recirculação do lodo do sedimentador para o tanque 3, recirculação do tanque 3 para o tanque 1 e recirculação do tanque 2 para o tanque 1 foram ajustadas para 14 m^3/d, 0,8 m^3/d e 18 m^3/d, respectivamente. Nessa fase, a frequência de retirada do lodo flotado diminuiu e, por esse motivo, o volume médio do descarte do lodo de fundo do tanque de sedimentação foi aumentado para 45 litros por dia.

4.2.1.6 Regime operacional 6 – Tempo de detenção hidráulico - 5,1 horas

Essa fase teve início no dia 19 de setembro 2014 e teve 42 dias de duração. As vazões foram ajustadas em valores próximos aos limites máximos de capacidade da unidade piloto, a afluente foi regulada em 7 m^3/d, garantindo um TDH de 1,7 horas nos tanques 1, 2 e 3. O tanque 1 continuou operando como tanque anóxico, e os tanques 2 e 3 receberam uma vazão média de ar igual a 280L/min e 200 L/min, correspondendo a uma concentração de OD de 3,4 e 2,1mg/L, respectivamente. Durante toda essa fase, as vazões das bombas de recirculação do lodo do sedimentador para o tanque 3, recirculação do tanque 3 para o tanque 1 e recirculação do tanque 2 para o tanque 1 foram ajustadas para 16 m^3/d, 0,9 m^3/d e 21 m^3/d, respectivamente. Nessa fase, a frequência de retirada do lodo flotado diminuiu, passando a ser retirado somente 2 vezes por semana. O volume médio do descarte do lodo de fundo do tanque de sedimentação foi aumentado para 63 litros por dia. A Tabela 4.2 apresenta as principais condições operacionais aplicados nos seis primeiros regimes de operação.

Tabela 4.2 – Principais condições aplicadas nos seis primeiros regimes de operação.

Regime	Duração (dias)	Vazão (m3/dia)	TDH (dias)	OD TQ2 (mg/L)	OD TQ2 (mg/L)	Q recirc. Sed – TQ3 (m3/dia)	Q recirc. TQ2 – TQ1 (m3/dia)
01	35	2,0	18,0	6,4	2,8	4,0	6,0
02	25	3,0	12,0	4,9	2,3	9,0	6,0
03	100	4,0	9,0	5,2	1,4	12,0	12,0
04	42	5,0	7,2	5,1	0,8	11,0	15,0
05	126	6,0	6,0	3,1	0,5	14,0	18,0
06	42	7,0	5,1	3,4	2,1	16,0	21,0

4.2.1.7 Regime operacional 7 – Aplicação de Sulfato de alumínio

Nessa fase, iniciou-se aplicação de sulfato de alumínio no tanque 3, com o objetivo de avaliar a eficiência desse produto na remoção de fósforo, quando aplicado dentro do tanque, e a sua influência sobre a biomassa de protozoários e metazoários.

Inicialmente foram realizados ensaios de bancada, utilizando um equipamento de jarros, para determinação da dosagem ótima de sulfato de alumínio. O objetivo desses ensaios foi determinar a dosagem mínima a ser aplicada para obter uma remoção de fósforo satisfatória e pH próximo à faixa de neutralidade, minimizando assim, o impacto do coagulante sobre a biomassa do sistema.

O ensaio de jarro foi realizado no laboratório da ETE Riacho Fundo, e o sulfato de alumínio utilizado no ensaio foi o mesmo dosado na ETE. De acordo com as especificações do fabricante, o $Al_2(SO_4)_3$ utilizado possui 50% (m/v) de concentração e densidade igual a 1,3 kg/m^3. A partir do produto bruto, coletado nos tanques de armazenamento da ETE, foi preparada uma solução intermediária com 10.000 mg/L de $Al_2(SO_4)_3$, para ser utilizada nas dosagens do ensaio.

As amostras utilizadas no ensaio foram coletadas no tanque 3, minutos antes de iniciar o procedimento. Foi colocado um litro de lodo em cada jarro e a velocidade de giro das pás (agitação) foi ajustada para 120rpm. O sulfato de alumínio foi dosado em cada jarro e após 1 minuto de contato, a agitação foi desligada, deixando o sistema em repouso durante 5 minutos. Em seguida, foi feita a medição do pH e foram coletadas alíquotas de 100mL que depois de filtradas foram refrigeradas a 4ºC para posterior determinação da

concentração de ortofosfato. Foram realizados vários ensaios, alterando a dosagem de sulfato de alumínio e na Tabela 4.3 são apresentados os resultados obtidos no ensaio que melhor atendeu aos objetivos, ou seja, redução da concentração de ortofosfato e menor variação do pH..

Tabela 4.3 – Condições aplicadas no ensaio de jarro

Dosagem ($gAl_2(SO_4)_3/L$)	Vol. Solução 10.000mg/L (mL)	pH	Ortofosfato no sobrenadante (mg/L $P\text{-}PO_4$)
0	0	6,13	7,2
50	5	5,98	2,1
75	7,5	6,06	1,54
100	10	6,26	1,09
150	15	6,12	0,77
200	20	6,04	0,48
250	25	5,65	0,25
300	30	5,41	0,15

Após a determinação da dosagem inicial, foram coletados 50 litros do sulfato de alumínio no tanque de armazenamento da ETE Riacho Fundo e colocado no tanque de dosagem de produto químico da unidade piloto. A dosagem do produto no tanque 3 foi realizada por meio do uso de uma das bombas peristálticas instaladas na piloto. A unidade possui 5 tanques de armazenamento de produtos químicos e cinco bombas peristálticas, possibilitando a dosagem de vários produtos ao mesmo tempo; nesse experimento foram utilizados somente um tanque e uma bomba peristáltica. As Figuras 4.11 e 4.12 apresentam as fotos com detalhes das bombas dosadoras de produtos químicos e dos tanques de armazenamento.

Iniciou-se a dosagem em 03 de novembro 2014 com duração de 46 dias. Nesse período a vazão afluente à unidade piloto foi reduzida gradativamente de $7m^3/d$ a $4\ m^3/d$ e foi dosado sulfato de alumínio no tanque 3 a uma concentração de 45 a 79,6 mg/L. A Tabela 4.4 apresenta as condições de operação adotados durante essa fase.

Tabela 4. 4 Condições de operação adotadas durante a fase de aplicação de sulfato de alumínio.

	Vazão afluente			
	7m³/dia	**6m³/dia**	**5m³/dia**	**4m³/dia**
Duração (dias)	19	17	8	5
THD TQ 3(horas)	1,7	2,0	2,4	3
Q recirculação Sed – TQ3 (m^3/dia)	16	14	11	9
Q recirculação TQ3 – TQ1 (m^3/dia)	0,9	0,8	0,6	0,5
Q recirculação TQ2 – TQ1 (m^3/dia)	21	18	15	12
Concentração do sulfato de alumínio (mg/L)	45,5	58	63,7	79,6

Figura 4. 11:Detalhe dos tanques de armazenamento.

Figura 4. 12: Detalhe das bombas peristálticas

4.2.2 Rotina de operação da unidade piloto

Foi estabelecida uma rotina de operação que incluía além das coletas para análise em laboratório, algumas vistorias e monitoramento *in loco*. Essas verificações ocorreram de segunda a sexta feira e todos os resultados eram anotados no Formulário 01, em anexo. As atividades de vistorias e monitoramento incluíam os seguintes procedimentos:

- Verificação e aferição da vazão de todas as bombas (vazão afluente, vazão de recirculação do tanque 2 para o tanque 1, vazão de recirculação do tanque 3 para o tanque 1, vazão de recirculação do tanque de sedimentação para o tanque 3). Essa aferição era feita utilizando cronômetro e proveta graduada;
- Determinação do pH e temperatura do afluente, tanques 1,2 , 3 e efluente . O pH e temperatura dos tanques 1, 2 e 3 foram verificados utilizando os eletrodos instalados na piloto. Nas amostras do afluente e efluente utilizou-se o analisador portátil marca HORIBA modelo D52.
- Aferição de vazão de ar para os tanques 1, 2 e 3, realizada utilizando os medidores do tipo rotâmetro instalados na piloto; (Figura 4.13)

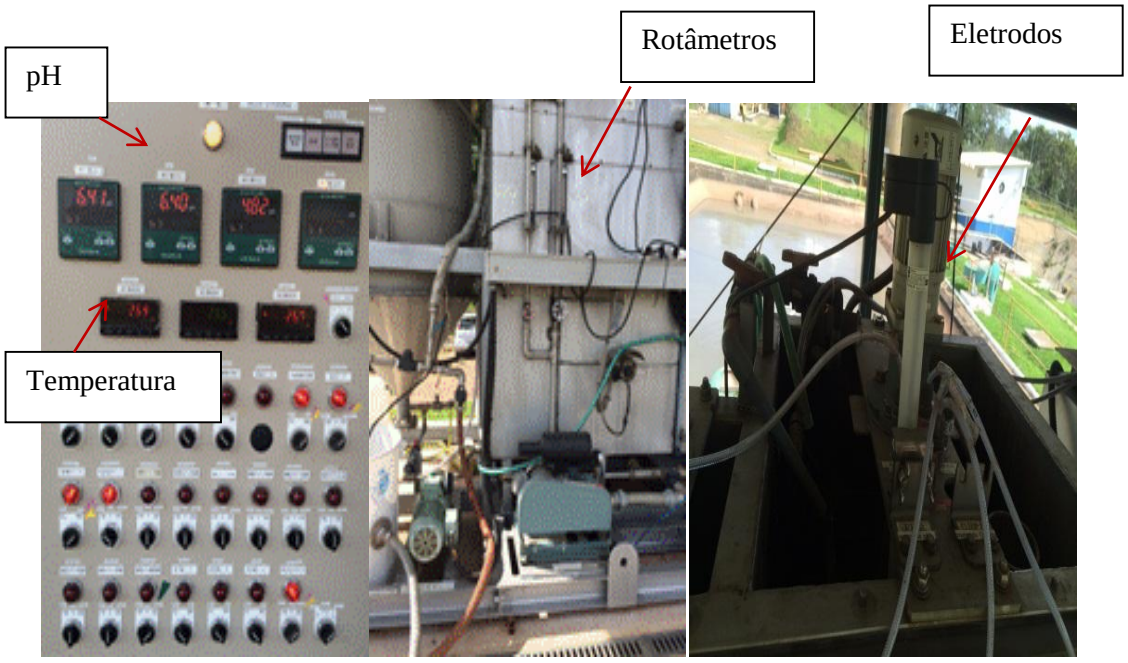


Figura 4. 13: Detalhe do CCM, dos rotâmetros e dos eletrodos.

- Avaliação do potencial de oxidação e redução do tanque 1, utilizando o analisador portátil marca HORIBA modelo D52;
- Avaliação da decantabilidade do lodo do tanque 3, por meio da análise de lodo decantado em proveta de 1000mL, durante 30 minutos;
- Verificação da tubidez do efluente final, utilizando aparelho portátil, marca KRK modelo TR-5Z;
- Determinação da concentração de sólidos em suspensão no afluente, tanques 1, 2 e 3, lodo de retorno e efluente final. A concentração de SS foi determinada utilizando o analisador portátil marca KRK, modelo SS – 5Z. Com esse mesmo equipamento era feita a determinação da altura da camada de lodo no tanque de sedimentação;
- Determinação da concentração de NO_2, NO_3, $N\text{-}NH_4$ e $P\text{-}PO^{3-}_4$ em amostras do afluente, tanques 1, 2, 3 e efluente final. Para essas determinações as amostras eram coletadas e filtradas, seguindo o mesmo procedimento das amostras enviadas ao laboratório e, em seguida, eram analisadas utilizando método colorimétrico; essas análises eram utilizadas para identificar rapidamente algum problema operacional, e não foram utilizadas nas análises dos resultados.

4.3 MÉTODOS ANALÍTICOS

4.3.1 Análises físico-químicas

O monitoramento físico-químico teve como objetivo avaliar a eficiência de remoção de matéria orgânica, nutrientes e a produção de lodo durante a fase experimental. No período entre 15 de maio e 05 de julho de 2014, houve uma greve dos empregados da Caesb, o que impediu o processo de coleta e análise nos laboratórios; havendo somente o monitoramento *in loco.*

4.3.2 Procedimento de amostragem

As amostras utilizadas no monitoramento físico-químico foram coletadas conforme ~~a~~ o plano de amostragem apresentado na Tabela 4.5. As amostras simples eram coletadas entre nove e dez horas da manhã e as amostras compostas (afluente e efluente) foram coletadas de hora em hora, durante 24 horas, utilizando amostradores automáticos modelo ISCO 6700. Em cada horário, eram coletados 250mL que eram depositados em um frasco, mantido sob refrigeração, a uma temperatura de aproximadamente 4ºC. Ao final das 24 horas, as amostras eram transportadas ao Laboratório de Físico-química da ETEB-Sul, onde eram analisadas.

Tabela 4. 5: Plano de amostragem dos parâmentros físico-químicos

Ponto	Natureza	Dia	Horário	Volume	Regime
Afluente	Sem filtrar	Domingo a quinta feira	0h às 23h	600 ml	Composta
Tanque 1	Sem filtrar	Segunda a sexta feira	10 horas	500 ml	Instantânea
Tanque 1	Filtrada	Segunda a sexta feira	10 horas	500 ml	Instantânea
Tanque 2	Sem filtrar	Segunda a sexta feira	10 horas	500 ml	Instantânea
Tanque 2	Filtrada	Segunda a sexta feira	10 horas	500 ml	Instantânea
Tanque 3	Sem filtrar	Segunda a sexta feira	10 horas	500 ml	Instantânea
Tanque 3	Filtrada	Segunda a sexta feira	10 horas	500 ml	Instantânea
Retorno	Sem filtrar	Segunda a sexta feira	10 horas	500 ml	Instantânea
Retorno	Filtrada	Segunda a sexta feira	10 horas	500 ml	Instantânea
Efluente	Sem filtrar	Domingo a quinta feira	0h às 23h	600 ml	Composta

Para evitar a perda do meio suporte, as amostras coletadas nos tanques 1 e 2 eram passadas por uma peneira e o gel coletado era retornado ao respectivo tanque. Para minimizar a possibilidade de liberação de fósforo durante o procedimento de coleta, as amostras coletadas eram imediatamente filtradas. O processo de filtração das amostras foi

realizado em três etapas, inicialmente a amostra era filtrada em um filtro de papel, tipo coador de café, em seguida era refiltrada em um filtro com porosidade de 1µm e depois filtrada novamente em uma membrana com porosidade de 0,45µm. A sequência de filtração era sempre iniciada da amostra com menor concentração esperada para a amostra com maior concentração, ou seja, efluente final, tanque 3, tanque 2, tanque 1 e afluente.

4.3.3 Monitoramento dos parâmetros físico-químicos em laboratório

O plano de monitoramento foi definido de forma que os parâmetros amônia, pH e ortofosfato fossem analisados diariamente, conforme indicado na Tabela 4.6. Inicialmente estava previsto que as determinações das concentrações de nitrito (NO_2^-) e nitrato (NO_3^-) seriam realizadas de segunda a sexta-feira utilizando a metodologia de redução por cádmio, com os kits da Hach Nitriver 3 e Nitraver 5, respectivamente. No entanto, logo nos primeiros ensaios foi observado que os resultados apresentavam valores muito abaixo daqueles esperados para esse tipo de sistema. Após alguns testes foi observado que havia interferentes que impediam o desenvolvimento da reação, gerando resultados não confiáveis. Quando o ensaio era realizado com os padrões, apresentavam resultados compatíveis com os valores esperados, porém quando as amostras eram dopadas com concentrações conhecidas dos padrões, a recuperação não era satisfatória. Brites (2008) e Barbosa (2010) relatam dificuldade na utilização dessa metodologia nos ensaios de determinação de nitrito e nitrato em lixiviado. Na análise dos resultados do experimento realizado por Brites (2008) a autora salienta que essa metodologia pode apresentar os valores de concentração de nitrato superestimados.

Dessa forma, devido a disponibilidade do cromatógrafo e ao grande número de amostras da rotina operacional, optou-se pela realização desses ensaios somente para as amostras dos testes de avaliação da atividade específica dos microrganismos imobilizados no PVA-Gel.

Tabela 4. 6: Plano de monitoramento dos parâmetros físico-químicos

Ponto de coleta	Parâmetros analisados	Frequência
Afluente	pH	2 x semana
	Alcalinidade Total	2 x semana
	DQO	2 x semana
	DQO filtrada	2 x semana
	DBO	1 x semana
	SS	2 x semana
	SSV	2 x semana
	TKN	2 x semana
	Fósforo Total	2 x semana
	Fósforo Total filtrado	2 x semana
	P-PO4	Diário
	N-NHx	Diário
Tanques 1, 2 e 3	pH	Diário
	DQO filtrada	Diário
	DBO filtrada	1 x semana
	SS	2 x semana
	SSV	2 x semana
	TKN filtrado	2 x semana
	N-NHx	Diário
	P-PO4	Diário
Lodo de Retorno (sedimentador –tanque 3)	SS	2 x semana
	SSV	2 x semana
	N-NHx	Diário
	P-PO4	Diário
Efluente	pH	2 x semana
	Alcalinidade Total	2 x semana
	DQO	2 x semana
	DQO filtrada	2 x semana
	DBO	1 x semana
	SS	2 x semana
	TKN	2 x semana
	TKN Filtrado	2 x semana
	N-NHx	Diário
	Fósforo Total	2 x semana
	Fósforo Total filtrado	2 x semana

Os parâmetros físico-químicos foram analisados de acordo com as metodologias estabelecidas no *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2005), listadas na Tabela 4.7.

Tabela 4. 7 - Relação dos parâmetros físico e químicos para o monitoramento do experimento e seus respectivos métodos de análise

Análise	Método	Referência
Alcalinidade total	Titulométrico (H_2SO_4)	APHA 2320B
pH	Eletrométrico	APHA 4500 H^+ B
Temperatura da água	Termômetro °C (Hg) e sonda	APHA 2550 B
Oxigênio dissolvido	Eletrométrico	APHA 4500-O G.
Ortofosfato	Ácido Ascórbico	APHA/4500-P
Fósforo total	Acido Ascórbico	APHA/4500-P
Nitrogênio Total	Combustão em alta temperatura	APHA/5310B
Nitrogênio Total Kjeldahl	Digestão/destilação	APHA/4500B
Nitrato	Cromatografia iônica	APHA/4110A
Nitrito	Cromatografia iônica	APHA/4110A
Amônia	Nessler	
Sólidos em suspensão	Gravimétrico	APHA 2540
Carbono Total	Combustão em alta temperatura	APHA/5310B
DQO	Refluxo aberto	APHA 5220B
DBO	Manométrico utilizando o equipamento DBO Track da Hach	APHA 5210D

4.4 MONITORAMENTO MICROBIOLÓGICO

O monitoramento microbiológico teve como objetivo identificar e quantificar os diferentes grupos de protozoários e metazoários presentes no licor misto em suspensão, nos três tanques, ao longo de todos os regimes operacionais aplicados, assim como a avaliação do sistema quanto à eficiência de remoção de coliformes termotolerantes.

4.4.1 Análise qualitativa e quantitativa de protozoários e metazoários

As análises quantitativas e qualitativas de protozoários e metazoários presentes no lodo dos tanques 1, 2 e 3 foram realizadas duas vezes por semana. As amostras eram coletadas sempre no período da manhã e imediatamente transportadas ao laboratório de microbiologia responsável pelas análises, localizado na ETEB-Norte. O tempo entre a coleta e a análise era sempre inferior a 2 horas a fim de evitar a morte dos microrganismos. No laboratório, homogeneizavam-se delicadamente as amostras e em seguida utilizando uma pipeta de boca larga, diluía-se as amostras concentradas com água destilada, na proporção de 1:10mL. A seguir transferia-se 0,15mL da amostra diluída para uma câmara de Mc Master, na qual se realizava a identificação e a contagem dos microrganismos. Toda

a área da câmara era varrida utilizando um microscópio ZEISS modelo AxioScope A1 munido com o retículo de Whipple, utilizando um aumento de 100 vezes. Para minimizar os erros durante a contagem, contava-se os microrganismos livres e em seguida os microrganismos fixos. Os resultados foram expressos em número de indivíduos de cada gênero por mL de licor misto. A determinação do número de indivíduos foi realizada, por meio da multiplicação do número de microrganismos contados pelo volume da câmara de Mc Master e pelo fator de diluição (10x).

4.4.2 Análise qualitativa dos flocos

Após a análise qualitativa e quantitativa de protozoários, utilizando o aumento de 200 vezes no microscópio, era feita a estimativa do tamanho dos flocos. De forma aleatória, selecionava-se 15 flocos e, utilizando o retículo de Whipple, era feita a contagem do número de quadrantes sobre cada floco. Após a determinação do número de quadrantes do retículo coberto sob cada um dos quinze flocos, era feita uma média aritmética dos valores encontrados. A interpretação foi feita por meio de consulta à Tabela 4.8, classificando-os em pequenos, médios e grandes.

Tabela 4. 8: Estimativa do tamanho do floco obtida pela área do retículo de Whipple

Tamanho do Floco	**Nº de quadrados do retículo de Whipple cobertos pelo Floco**	**Medida em μm**
Pequeno	1,0	34,4
	2,0	68,7
	3,0	103,1
	4,0	137,5
	4,5	154,7
Médio	5,0	171,8
	6,0	206,2
	7,0	240,6
	8,0	275,0
	9,0	309,3
	10,0	343,7
	11,0	378,1
	12,0	412,4
	13,0	446,8
	14,0	481,2
	14,5	498,4
Grande	>15,0	515,5

4.4.3 Análise quantitativa de coliformes termotolerantes

As coletas para determinação do número de coliformes termotolerantes foram realizadas de forma simples, em frascos previamente esterilizados, contendo 0,1mL de solução de tiossulfato de sódio 10% e 0,3mL de solução de EDTA 15%. As amostras foram coletadas no tanque de equalização da ETE Riacho Fundo, próximo ao local de sucção da bomba de alimentação da unidade piloto e no seu efluente final. Após a coleta, as amostras eram transportadas para o laboratório de microbiologia da Caesb, localizado na ETEB-Norte, onde eram analisadas.

Utilizou-se o método de fermentação em tubos múltiplos, utilizando o meio de cultura A1, que determina o Número Mais Provável (NMP) de bactérias coliformes termotolerantes/100 mL. A determinação foi realizada de acordo com a metodologia 9221E estabelecida no *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2005).

4.5 DETERMINAÇÃO DA PRODUÇÃO DE LODO

Para determinação da produção de lodo foram considerados o volume do lodo excedente descartado pelo fundo do tanque de sedimentação, o volume do lodo flotado retirado desse tanque e o lodo perdido no efluente final. O descarte de lodo excedente foi realizado por meio de uma torneira instalada na parte inferior do tanque de sedimentação. O volume foi medido em galões previamente graduados, possibilitando a quantificação de todo o lodo descartado (Figura 4.14). O lodo da superfície do tanque de sedimentação era retirado em baldes graduados e descartado no tanque 1 da ETE Riacho Fundo.

A concentração de SST do lodo de fundo e do lodo flotado do tanque de sedimentação foi determinada por meio do uso de um analisador portátil de sólidos em suspensão. O volume total de lodo produzido foi determinado por meio da soma das massa de sólidos calculada a partir dos volumes e das concentrações determinadas.

Figura 4. 14: Detalhe do descarte de lodo de fundo do tanque de sedimentação

4.6 ESTIMATIVA DA BIOMASSA ADERIDA

A estimativa da biomassa aderida ao meio suporte é essencial para o controle operacional da unidade, pois depois de somada a biomassa em suspensão, pode-se estimar a biomassa total presente nos reatores. Esse ensaio não foi realizado ao longo de todo o experimento e as coletas das amostras das esferas dos tanques 1 e 2 destinados à determinação da biomassa imibilizada foi realizada somente no sexto regime operacional, ou seja, aproximadamente 350 dias após o início da operação da unidade piloto. O ensaio para estimar a biomassa imobilizada no PVA-gel e consequentemente a concentração de SS imobilizado foi baseado no trabalho de Levstek, *et al* (2009). Vale ressaltar que no ensaio realizado pelos autores as esferas de PVA-Gel foram secas utilizando uma estufa a 50ºC. Optou-se por utilizar a estufa a 110 ºC, conforme a recomendação de APHA, 2005 para determinação de sólidos em suspensão. Para realização do ensaio procedeu-se da seguinte forma:

Foram separadas cinquenta esferas de PVA-Gel novas, cinquenta esferas retiradas do tanque 1 e cinquenta retiradas do tanque 2;

- Essas esferas foram levadas para estufa a 110ºC por 4 horas;
- Após esse período foram transferidas rapidamente para dessecador, no qual foi aplicado vácuo, para resfriamento até temperatura ambiente;

- Após resfriamento, as esferas foram pesadas em balança analítica. Para fins de cálculo da biomassa aderida, a massa das esferas novas foi usada para subtração da massa das esferas dos tanques 1 e 2. Na Figura 4.15 são apresentadas fotografias das esferas de PVA-Gel novas e dos tanques 1 e 2, antes e depois do processo de secagem.
- O ensaio foi repetido 6 vezes e os resultados apresentados são os valores médios obtidos nesses ensaios.

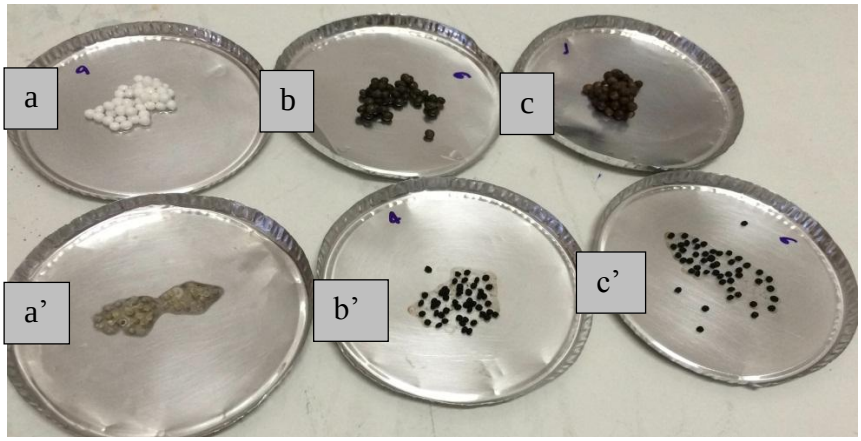


Figura 4. 15: Esferas de PVA Gel, antes e após o processo de secagem (a, b e c – nova, tanque 1 e tanque 2 antes da secagem, a', b'e c'- nova tanque 1 e tanque 2 após a secagem)

4.7 AVALIAÇÃO DA ATIVIDADE ESPECÍFICA DOS ORGANISMOS IMOBILIZADOS NO PVA-GEL

Foram realizados ensaios com o objetivo de avaliar a atividade específica da biomassa imobilizada no meio suporte, quanto à remoção de nitrogênio e de matéria orgânica, por meio de experimentos, em escala de bancada, utilizando amostras das esferas de PVA Gel provenientes dos tanques 1 e 2 da unidade piloto.

Os ensaios foram realizados no Laboratório de Análise de Água do Departamento de Engenharia Civil e Ambiental da Universidade de Brasília e na ETE Riacho Fundo. Foi utilizada água residuária sintética simulando esgoto sanitário, com o objetivo de eliminar possíveis interferências decorrentes da composição do esgoto sanitário real. Para avaliar o

potencial de adsorção de amônia e DQO nas esferas de PVA-Gel foram realizados ensaios com esferas novas de PVA-Gel. Os ensaios foram realizados em duplicata, exceto o ensaio para determinação da atividade de nitrificação, em que foi utilizada a biomassa em suspensão com concentração de 3000mg/L. A dificuldade de filtração das amostras inviabilizou a realização desse ensaio em duplicata.

Os ensaios foram realizados com duração de aproximadamente 300 minutos por meio dos perfis temporais das concentrações dos constituintes específicos para cada ensaio. O volume total das amostras coletadas não ultrapassou 10% do volume total do sistema **(**Miquelato, 2003), sendo que ao longo de todo o experimento foi feito controle da temperatura, concentração de oxigênio dissolvido e pH. O monitoramento do oxigênio dissolvido e da temperatura foi feito por meio do uso do analisador portátil marca HORIBA modelo M-51-L1, os valores de pH foram determinados utilizando o analisador portátil marca HORIBA modelo D52.

4.7.1 Atividade de nitrificação

Os experimentos em escala de bancada para determinação da capacidade de nitrificação do sistema foram realizados baseados em metodologia descrita por Chen *et al.* (1998). Nesses experimentos a atividade de nitrificação da biomassa imobilizada no PVA-Gel foi medida com base na taxa de oxidação de $N\text{-}NH_4^+$ e determinada com base na redução da concentração de $N\text{-}NH_4^+$ ao longo do tempo. Os experimentos foram realizados utilizando a biomassa imobilizada no PVA-Gel e com a biomassa em suspensão, utilizando diferentes concentrações de OD. Essa diferenciação dos níveis de OD teve como objetivo avaliar a eficiência da utilização do sistema IFAS em níveis ótimos de oxigênio (aproximadamente 5 mg/L) e em níveis reais utilizados nas Estações de Tratamento de Esgoto do Distrito Federal (aproximadamente 2 mg/L). A água residuária sintética foi preparada conforme especificado por Chen *et al.* (1998) e detalhada na Tabela 4.9.

Tabela 4. 9: Composição da água residuária sintética utilizada na determinação da atividade de nitrificação – (Chen *et al.* 1998)

Composição	**Concentração g.L^{-1}**
$(NH4)_2SO_4$	0,24
$NaHCO_3$	0,5
$NaHPO_4$	13,5
K_2HPO_4	0,7
$MgSO_4.7H_2O$	0,1
$CaCl.2H_2O$	0.003
$FeSO_4.7H_2O$	0,003

Um Erlenmeyer de 4 L foi colocado sobre um agitador magnético com aquecimento e nele foi colocado 3,5 L de esgoto sintético previamente preparado. Em seguida, utilizando o potenciômetro do agitador magnético, a temperatura do esgoto sintético foi ajustada para ficar entre 27 e 30°C. Para fornecimento de oxigênio foram utilizadas duas bombas de aquário acopladas a pedras porosas para garantir micro-bolhas de gás.

O PVA-Gel foi coletado no tanque de nitrificação da unidade piloto (tanque 2), sendo utilizada uma peneira para separar o gel da parte líquida. Foi medido 525 mL de meio suporte, utilizando uma proveta de 1000mL, conforme demonstrado na Figura 4.16. Esse valor corresponde a 15% do volume total de esgoto sintético utilizado. Em seguida o PVA-Gel foi colocado no Erlenmeyer e foi iniciado o monitoramento.

As coletas das amostras de líquido para determinação das concentrações de N-NH_4^+ e o monitoramento da temperatura, pH e concentração de OD foram realizados, inicialmente em intervalos de 15 minutos e, após duas horas, passaram a ser feitos em intervalos de 30 minutos. Após as coletas, as amostras foram filtradas, utilizando filtro com porosidade de 0,45µm. As amostras foram conservadas em geladeira a 4ºC e analisadas no mesmo dia do experimento.

Os ensaios para verificar o potencial de adsorção do PVA-Gel foram realizados seguindo os mesmos procedimentos do ensaio de verificação do potencial de oxidação da amônia. Conforme mostrado na Figura 4.17, foi utilizado um Erlenmeyer de dois litros, onde foi colocado um litro e meio de solução de água residuária sintética e 225 mL de esferas novas de PVA-Gel. O experimento teve duração de 24 horas, sendo que as amostras foram coletadas em intervalo de 1 hora, nas 3 primeiras horas e foi coletada uma amostra 24 horas após o início do experimento.

Figura 4. 16: Procedimento de coleta e preparo do PVA Gel para os ensaios de atividade específica.

Figura 4. 17: Ensaio de determinação do potencial de oxidação da amônia pela biomassa imobilizada e do potencial de adsorção da amônia pelo PVA-Gel

Para comparar a atividade específica da biomassa imobilizada ao PVA-Gel com a biomassa em suspensão quanto à capacidade de oxidação da amônia, repetiu-se o ensaio

utilizando biomassa em suspensão. Para garantir que a concentração de SS do experimento fosse igual à concentração de SS do tanque 2, seguiu-se o seguinte procedimento:

1 – Foi coletada uma amostra do lodo do tanque 2 e utilizando o analisador portátil determinou-se a concentração de SS, que apresentou valor igual a 1000mg/L;

2 – Coletou-se 15 litros do lodo do tanque 2, que foram colocados para sedimentar durante 15 minutos, em seguida o sobrenadante foi desprezado e o lodo sedimentado foi filtrado utilizando filtros de papel;

3 – Em um becker foram colocados 3 litros da solução de água residuária sintética e a biomassa que ficou retida no filtro de papel foi adicionada a água residuária sintética até obter uma concentração de 1000mg/L.

Em seguida, o ensaio foi realizado conforme descrito anteriormente para a biomassa imobilizada. Entretanto, devido à dificuldade de filtrar as amostras diretamente na membrana de 0,45µm, essas foram primeiramente filtradas em filtro de 1µm, utilizando bomba de vácuo, e depois foram filtradas nas membranas.

Foi realizado um segundo ensaio, seguindo os mesmos procedimentos, com a concentração da água residuária sintética e lodo do tanque 2, de forma que o sistema ficasse com a concentração de SS igual a 3000mg/L que corresponde à concentração típica observada em sistemas de lodos ativados tratando esgotos domésticos no Brasil.

A determinação do nitrogênio amoniacal das amostras foi realizada no laboratório de análises físico-químicas da Caesb, localizado na estação de tratamento de esgotos Brasília Sul. Essas determinações foram realizadas de acordo com o método colorimétrico de *Nessler*.

4.7.2 Atividade de desnitrificação

A capacidade de desnitrificação do sistema foi verificada de acordo com experimento realizado por Chen *et al.* (1998). Nesse experimento a atividade de desnitrificação da biomassa imobilizada no PVA-Gel foi medida com base na taxa de redução de nitrato. Um

erlenmeyer foi colocado sob um agitador magnético com placa aquecedora, três litros da solução de água residuária sintética preparada de acordo com os valores listados na Tabela 4.10 , cujo pH e temperatura foram previamente ajustados para 7,0 e 30ºC, respectivamente. Foi introduzido gás nitrogênio na solução garantindo que a concentração de oxigênio fosse zero, essa condição foi mantida ao longo de todo o experimento.

Tabela 4. 10: Composição da solução para determinação da atividade de desnitrificação - (Chen *et al.* 1998)

Composição	**Concentração g.L^{-1}**
KNO_3	0,36
Glicose	0,46
KH_2PO_4	0,2
$MgSO_4.7H_2O$	0,02
$CaCl.2H_2O$	0,01
$FeSO_4.7H_2O$	0,005
$Na_2HPO_4.H_2O$	0,42
$MnSO_4.H_2O$	0,0025
$(NH_4)_6Mo7O_{24}4H_2O$	0,01384

Foram coletados 450mL de *esferas* de PVA-Gel do tanque 1 da unidade piloto (tanque de desnitrificação) que foram adicionadas à solução. Logo após a introdução do PVA-Gel na solução de água residuária sintética, iniciou-se o monitoramento e a coleta de amostras. Aliquotas de 10mL foram coletadas em intervalos de 15 minutos, até completar 3 horas. Após a coleta, as amostras eram imediatamente filtradas em filtros para seringa com poro de 0,45 µm e em seguida eram congeladas a -20ºC.

Conforme relatado anteriormente, as determinações das concentrações de nitrato e nitrito nas amostras coletadas foram realizadas por meio da cromatografia iônica. O cromatógrafo utilizado foi o ICS 900-DCR Dionex (Thermo Fisher Scientific, USA) com configuração conforme Barbosa (2010). Para análise dos ânions, utilizou-se a coluna de separação Dionex IonPac AS23 RFIC Analytical (4 x 250 mm), a coluna guarda Dionex IonPac AS23 RFIC Guard (4 x 50 mm) e a supressora Dionex AMMS 300 MicroMembrane 4 mm (Thermo Fisher Scientific, USA). O efluente utilizado na fase móvel foi a solução de carbonato de sódio (Na_2CO_3) a 4,5 mM com bicarbonato de sódio ($NaHCO_3$) a 0,8 mM. O regenerante para recuperação da supressora foi o ácido sulfúrico a 36 mM. O sistema foi operado com a condutividade da linha base a 23 µS, velocidade do fluxo de 1,0 mL.min^{-1} e

pressão da bomba a ± 1950 psi, com volume de injeção de 100 µL e *loop* de amostragem de 10 µL. O tempo de corrida para separação dos 7 ânions foi de 20 minutos. As alíquotas foram aplicadas manualmente com utilização de seringas descartáveis de 1 mL acoplada ao filtro millex com membrana de PVDF 0,22 µm de poro (Millex, GV 13mm, Millipore Ind. e Com. Ltda). Para realização das curvas de padrões foi utilizada a solução de 7 Ânions da Dionex contendo os ânions fluoreto, cloreto, nitrito, brometo, nitrato, fosfato e sulfato (Dionex Seven Anion Standard II, Thermo Fisher Scientific, USA).

4.7.3 Determinação da taxa de oxidação da matéria orgânica

A atividade biológica dos microrganismos imobilizados no PVA Gel quanto à degradação da matéria orgânica foi avaliada por meio da análise da demanda química de oxigênio. O experimento para verificação da oxidação da matéria orgânica foi realizado utilizando água residuária sintética preparada de acordo com a composição da Tabela 4.11, citada por Chen *et al.* (1998), que apresenta os seguintes valores iniciais: DQO igual a 360mg/L, TKN igual a 48mg/L, DBO igual a 240 mg/L e COT igual a 150 mg/L.

Dois litros da água residuária sintética foram colocados em um erlenmeyer de 5 litros. A água residuária sintética foi aerada e em seguida foram inoculadas 300 mL de esferas de PVA-Gel. Os eletrodos dos analisadores de OD e PH foram introduzidos no sistema e nos primeiros 30 minutos as coletas foram realizadas a cada 10 minutos. A partir daí foram coletadas a cada 15 minutos até completar as duas primeiras horas do experimento, quando passaram a ser coletadas a cada 30 minutos até completar 4 horas (Figura 4.18).

Tabela 4. 11: Composição do esgoto sintético para determinação da taxa de oxidação da matéria orgânica. (Chen *et al.* 1998)

Composição	**Concentração mg.L^{-1}**
Peptona	205
Extrato de carne	136
NaCl	15
KCl	7
$MgSO_4.7H_2O$	5
Na_2HPO_4	50
$CaCl_2.2H_2O$	7

Figura 4. 18: Ensaio de determinação do potencial de oxidação da matéria orgânica pela biomassa imobilizada no PVA-Gel

As amostras foram filtradas, utilizando filtro para seringa com porosidade de 0,45µm, e em seguida foram conservadas em geladeira a 4ºC. A determinação da concentração de DQO foi realizada no Laboratório de Análise de Água do Departamento de Engenharia Civil e Ambiental da Universidade de Brasília seguindo o método colorimétrico, refluxo fechado, de acordo com a metodologia 5220D do *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 19ª Edição. As leituras foram realizadas em espectrofotômetro modelo DR-2010 – HACH. Todas as determinações foram realizadas em duplicata e os resultados apresentados representam a média dos valores encontrados.

4.7 – TRATAMENTO DOS DADOS E ANÁLISE DOS RESULTADOS

Ao longo do experimento os dados de monitoramento e controle foram armazenados diariamente em planilhas Excel® versão 10. Foram realizadas análises descritivas dos resultados do monitoramento físico- químico por meio de gráficos da série temporal e gráficos *Box plot*. Esses gráficos permitiram a visualização do comportamento da unidade piloto ao longo de todos os regimes operacionais aplicados.

Os resultados na análise quantitativa de protozoários e metazoários foram avaliados pelo método de correlação de Spearman, utilizando o programa SAS versão 9.2, em que foi determinada a correlação entre os principais grupos de protozoários e os resultados de eficiências de remoção e cargas aplicadas. Nessa análise foram considerados os valores acima de 0.200 e abaixo de -0.200 (Jardim, *et al*., 1997), sendo considerado um erro menor ou igual a 0,05.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nesse capítulo são apresentados e discutidos os resultados obtidos durante todos as etapas experimentais.

Como descrito no Capítulo 4, a operação da unidade piloto foi dividida em 7 regimes operacionais, em função dos TDH adotados. No primeiro regime, também denominado de fase de aclimatação da biomassa, foi adotado um TDH médio de 18 horas, seguidas de TDHs de aproximadamente 12, 9, 7,2, 6 e 5,1 horas. Na fase final do experimento foi aplicado sulfato de alumínio no tanque 3, com o objetivo de avaliar a eficiência desse produto na remoção de fósforo, quando aplicado dentro do tanque e a sua influência sobre a biomassa de protozoários. Nessa fase foram adotados TDH de 5,1, 6, 7,2 e 9 horas. Devido ao reduzido número de dados, os resultados referentes aos TDHs de 7,2 e 09 horas foram agrupados.

A apresentação dos resultados obtidos durante o monitoramento foi dividida em 4 tópicos. No tópico 5.1 são apresentados a caracterização do esgoto afluente à unidade piloto, os dados referentes à partida do sistema e os resultados dos parâmetros físico-químicos monitorados e no tópico 5.2 são apresentados os resultados da determinação da produção de lodo. No tópico 5.3 são apresentados os resultados do monitoramento microbiológico, sendo que nesse tópico os resultados foram divididos na análise qualitativa e quantitativa de protozoários e na quantificação de coliformes termotolerantes. No tópico 5.4 são apresentados os resultados dos ensaios de determinação da atividade específica dos microrganismos imobilizados no meio suporte.

5.1 RESULTADOS DO MONITORAMENTO

5.1.1 Caracterização do esgoto afluente à unidade piloto

A composição do esgoto do tanque de fermentação da ETE Riacho Fundo e afluente à unidade piloto é apresentada na Tabela 5. 1. Observa-se relativa estabilidade, sendo que os valores mínimos foram observados no período chuvoso no Distrito Federal. Nesse período o esgoto afluente à ETE é diluído devido ao aumento de vazão consequente da contribuição de águas pluviais na rede coletora de esgotos.

Os resultados apresentados indicam que o esgoto afluente à unidade piloto tem composição típica de esgoto doméstico, com alguns valores máximos um pouco acima dos valores típicos indicados por von Sperling (2005). Essa condição está relacionada ao baixo consumo *per capta* de água potável pela população que contribuiu para a ETE Riacho Fundo.

Tabela 5. 1: Composição do esgoto afluente a unidade piloto

Parâmetros	**Número dados**	**Mínimo**	**Médio**	**Máximo**	**Desvio Padrão**
Temperatura - °C	278	18,8	24,7	28,1	1,6
pH	278	5,36	7,6	8,8	0,5
Alcalinidade – mg/L $CaCO_3$	87	143	181	230	18
DQO – mg/L	96	347	735	1162	155
DBO_5 total - mg/L	38	160	407	770	121
SST - mg/L	98	102	307	790	127
SSV - mg/L	81	59	234	684	103
P-total - mg/L	103	3,9	6,7	9,8	1,1
$P\text{-}PO_4$ - mg/L	218	2,1	4,0	7,3	0,7
NTK - mg/L	99	40,6	54,6	73,1	8,8
$N\text{-}NH_4^+$ - mg/L	234	24	38,3	59	6,7

5.1.2 Aclimataçao da biomassa

Conforme descrito no capítulo 4, o lodo inoculado nos tanques 1, 2 e 3 durante a partida do sistema foi retirado do reator 2 da ETE Riacho Fundo. O lodo inoculado estava com 2700mg/L de sólidos em suspensão e pH 6,1. A análise microscópica do lodo inoculado indicou boa diversidade e abundância de protozoários e metazoários, flocos dispersos e poucas bactérias filamentosas. A Tabela 5.2 apresenta a caracterização microbiológica do lodo ativado utilizado na inoculação.

Para avaliar a aclimatação da biomassa tomou-se como parâmetro a remoção de amônia. A biomassa seria considerada aclimatada quando a eficiência de amônia atingisse valores próximos a 85%. Considerando um valor médio de amônia no afluente de 38mg/L, era esperado uma concentração de aproximadamente 6mg/L no efluente. Esse valor foi atingido rapidamente e seis dias após a partida do sistema a concentração de amônia no efluente atingiu valores menores que 1mg/L.

Tabela 5.2: Caracterização microbiológica do lodo ativado utilizado na inoculação

Classificação			**Nº organismos/mL**
Filo protozoa - Classe Ciliata	Ciliados predadores de floco	*Aspidisca sp*	8712
		Chilodonella sp	95
		Prorodon sp	1800
	Ciliados pedunculados	*Acineta sp*	95
		Epistylis sp	568
		Opercullaria sp	568
		Vorticella sp	1042
Filo Protozoa - Classe Sarcodina	Rizópodes	*Arcella sp*	2083
Filo Protozoa - Classe Mastigophora	Flagelados	*Peranema sp*	95
Filo Metazoa - Classe Rotifera	Rotíferos	*Philodina sp*	663

De Araújo Júnior et al. (2013) avaliaram o efeito da adição de meio suporte a um reator de lodos ativados tratando esgotos domésticos. Conforme descrito do capítulo 3, nesse experimento foi utilizado um meio suporte denominado Biobob® adicionado a um reator de lodos ativados. Nesse ensaio os autores observaram uma certa estabilidade no processo após o 10° dia de operação.

5.1.3 Resultados do monitoramento dos parâmetros físico-químicos

Inicialmente são apresentados os resultados de temperatura e pH que foram obtidos no monitoramento *in loco* na unidade piloto. Em seguida são apresentados os resultados das amostras analisadas em laboratório. O monitoramento foi iniciado no primeiro dia de operação da unidade piloto, entretanto, devido à indisponibilidade do laboratório, nem todos os parâmetros foram analisados no primeiro regime operacional. Nesse período foi dado prioridade para o monitoramento dos compostos de nitrogênio (NTK e amônia). O plano de monitoramento foi totalmente seguido a partir do segundo regime operacional aplicado.

5.1.3.1 Temperatura

Na Tabela 5.3 é apresentada a estatística descritiva dos valores de temperatura monitorados durante todo o experimento. Esses dados também são apresentados na forma de gráficos *Box plot* na Figura 5.1 e de series temporais nas Figuras 5.2 e 5.3.

De acordo com Metcalf e Eddy (1991), temperaturas ótimas para as atividades de bactérias mesófilas estão no intervalo de 25° a 35ºC. Os valores médios da temperatura nos tanques 1, 2 e 3 estiveram próximos a 24±1,3 ºC.

Tabela 5.3 - Estatística descritiva dos valores de temperatura monitorados no sistema

TDH - horas	**n**	**Temperatura - ºC**									
		Afluente		**TQ1**		**TQ2**		**TQ3**		**Efluente**	
		Min.	**Med.**	**Min.**	**Med.**	**Min.**	**Med.**	**Min.**	**Med.**	**Min.**	**Med.**
		Max.	**DP**	**Max.**	**DP**	**Max.**	**DP**	**Max.**	**DP**	**Max.**	**DP**
18	23	23,1	25,6	22,7	24,1	25,0	23,6	22,5	23,7	22,5	23,9
		27,6	1,1	25,8	0,8	25,0	0,7	25,0	0,7	27,6	1,1
12	18	23,5	25,3	23,1	24,3	22,8	24,0	22,9	24,1	22,4	24,1
		26,9	1,0	25,5	0,6	25,1	0,6	25,2	0,6	25,4	0,9
09	66	21,9	25,6	22,6	24,4	22,9	24,1	23,1	24,2	22,5	24,2
		26,9	1,0	25,7	0,6	25,2	0,5	25,4	0,5	25,6	0,7
7,2	25	19,5	24,4	21,7	23,9	21,5	23,9	21,8	23,8	18,3	23,3
		26,1	1,4	25,1	0,9	24,8	0,9	24,8	0,9	25,1	1,7
06	89	18,8	23,2	20,6	22,6	20,1	22,3	20,3	22,4	17,6	22,0
		26,5	1,5	25,2	1,0	24,9	1,0	25,0	1,0	25,5	1,5
5,1	29	24,1	26,2	23,3	25,3	22,7	25,0	22,7	25,1	22,8	25,4
		28,1	0,9	27,3	1,0	27,0	1,1	27,2	1,1	27,1	1,0
5,1	12	23,5	25,7	24,6	25,4	24,1	25,2	24,5	25,3	24,6	25,2
		27	1,0	26,3	0,5	26	0,5	26	0,4	26,1	1,1
6	12	22,8	25,2	22,2	24,9	22,0	24,6	22,0	24,7	22,9	24,6
		26,2	1,1	25,8	1,0	26,2	1,1	25,8	1,0	25,8	0,9
7,2; 09	4	24,1	24,8	24,4	24,4	22,8	24,2	23,5	24,1	23,9	24,8
		26,2	1,1	25,2	0,5	24,3	0,8	24,3	0,4	24,8	0,5
Geral	278	18,8	24,7	20,6	23,9	20,1	23,6	20,3	23,7	17,6	23,6
		28,1	1,6	27,3	1,3	27,0	1,3	27,2	1,3	27,1	1,7

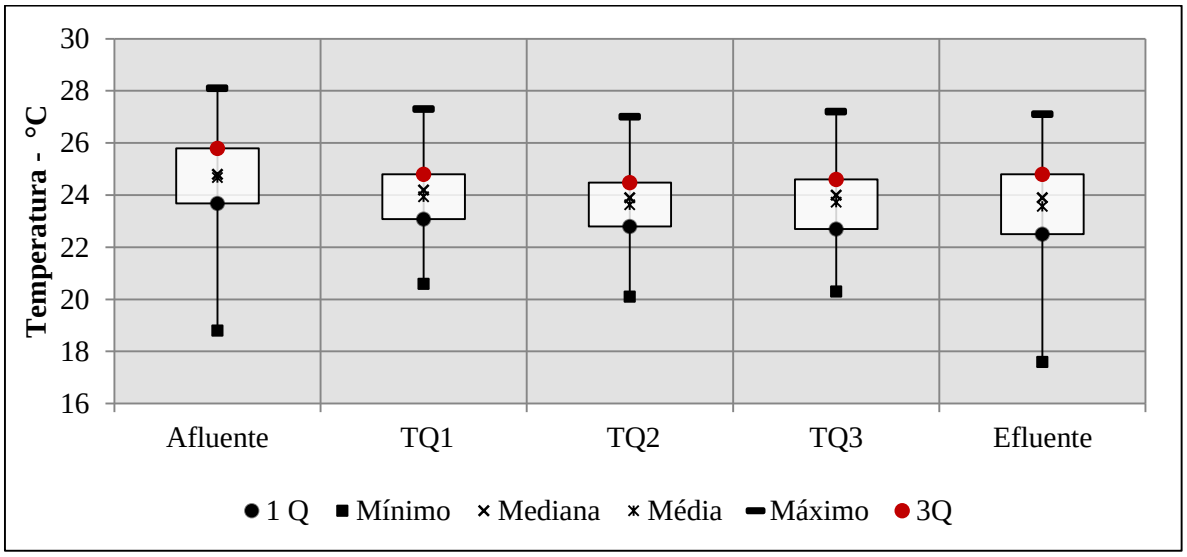


Figura 5. 1: Gráfico Box plot dos valores de temperatura monitorados na unidade piloto ao longo de todos os regimes operacionais aplicados

Nas Figura 5.2 e Figura 5.3 são apresentadas as séries temporais dos valores de temperatura monitorados ao longo de todo o experimento do afluente e efluente final e do lodo ativado dos tanques 1, 2 e 3, respectivamente. Observa-se que os menores valores de temperatura foram encontrados no período entre maio e julho, quando a temperatura média foi de 22±0,8 ºC, sendo mais crítico no mês de junho. Esse período coincide com os meses mais frios no Distrito Federal.

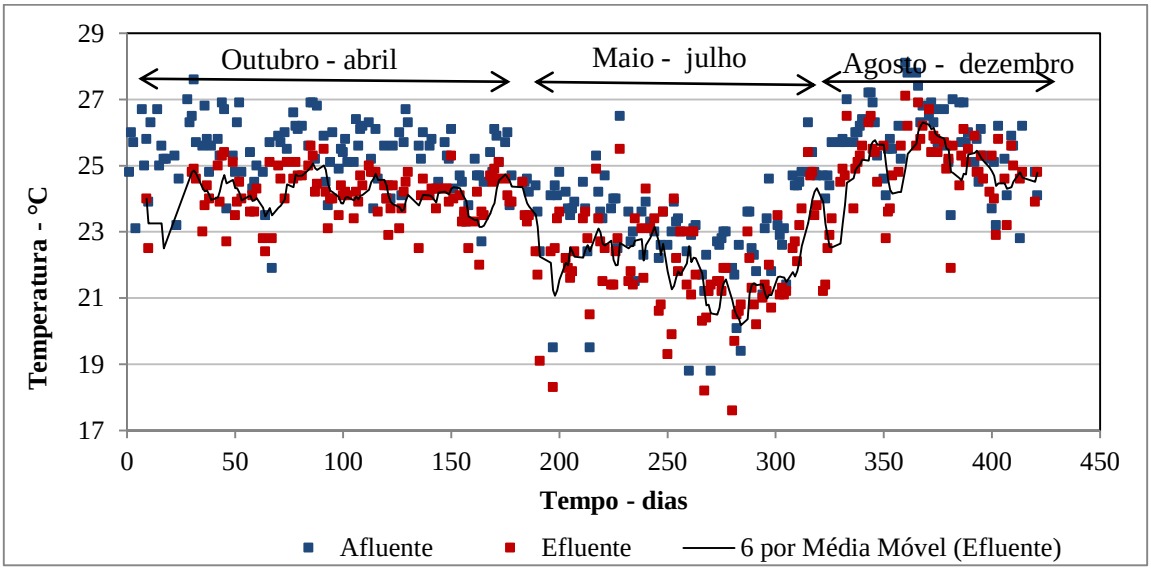


Figura 5.2: Série temporal dos valores de temperatura do afluente e efluente final.

A Figura 5.3 apresenta o monitoramento da temperatura dos tanques 1, 2 e 3, podendo-se observar um perfil temporal semelhante ao observado no monitoramento do afluente e efluente. Não foi observada grande variação na temperatura nos três tanques, com a maioria dos valores na faixa entre 23º e 25ºC.

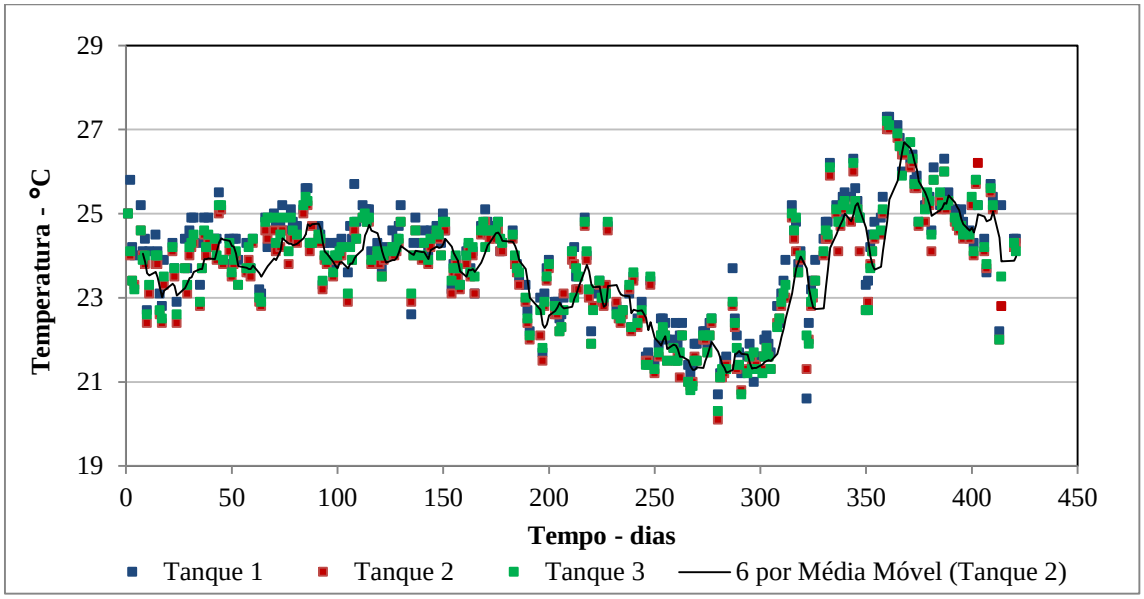


Figura 5.3: Série temporal dos valores de temperatura do lodo ativado dos tanques 1, 2 e 3.

As baixas temperaturas observadas no mês de junho podem ter interferido na taxa de nitrificação, uma vez que ficou muito abaixo daquela considerada ideal para a atividade das bactérias nitrificantes. De acordo com EPA (1993), o processo de nitrificação pode ocorrer em temperaturas na faixa de 4 a 40°C, sendo 35°C a temperatura ótima para as bactérias *Nitrosomonas* e entre 35 e 42°C para as bactérias do grupo *Nitrobacter*.

A dependência da temperatura nos processos de nitrificação em sistemas MBBRs tem sido investigado. Ødegaard e Rusten (1993) analisaram o processo de nitrificação sob condições limitantes de oxigênio e não encontraram um aumento significativo nas taxas de remoção em temperaturas diferentes. Segundo os autores esse fato contrasta com muitos estudos anteriores em que o efeito da temperatura sobre a nitrificação foi descrito. No entanto, os autores explicaram que a razão desta discrepância é devida ao fato de que, em temperatura mais baixa, a taxa de nitrificação é certamente reduzida, mas ao mesmo tempo a concentração de oxigênio que pode ser dissolvido em água aumenta. Portanto, o efeito

da temperatura é de certa forma compensado pelo efeito do aumento da concentração de oxigênio dissolvido.

Popel e Fischer (1998) observaram que o efeito da temperatura nos processos de nitrificação em sistemas de crescimento suspenso, como nos sistemas de lodos ativados, é muitas vezes menor do que aqueles esperados a partir dos dados da literatura. Isso ocorre porque outros fatores, tais como configuração do reator, o tempo de detenção hidráulica (TDH) e variação das características do afluente, podem desempenhar um papel importante na redução da influência da temperatura. Segundo os autores, esses fatos podem ser observados porque as taxas de remoção, sejam em sistemas em suspensão ou em sistemas fixos, dependerão também da concentração de substrato limitante da velocidade, que é geralmente uma função dos fatores acima mencionados.

Hoang *et al*., (2014) investigaram a taxa de nitrificação em sistemas MBBRs operados a baixas temperaturas. Foram utilizados dois reatores, operados em escala de bancada e submetidos a 20°C, 5°C e 1°C. Nesse sistema, as taxas de nitrificação nos reatores 1 e 2 submetidos a uma temperatura de 5°C foram respectivamente 66 ± 3,9% e 64 ± 3.7% daquela observada a 20°C. As taxas de nitrificação a 1°C foram de 18,7 ± 5,5% e 15,7 ± 4,7% em comparação com a taxa a 20 °C para os dois reatores. No entanto, segundo os autores, apesar das taxas de nitrificação serem afetadas pela temperatura, não necessariamente resultaram em perda de eficiência no processo de tratamento. Quando o sistema foi submetido a uma temperatura de 20°C, não foi observada uma grande variação na quantidade de biomassa aderida ao meio suporte, em compensação, após um longo período de exposição a 1°C, foi observado um aumento na espessura do biofilme, compensando assim, a redução na taxa de nitrificação.

5.1.3.2 pH

Na Tabela 5.4 é apresentada a estatística descritiva dos valores de pH monitorados durante todo o experimento. Esses dados são também apresentados na forma de gráficos Box plot na Figura 5.4 e de series temporais nas Figuras 5.5 e 5.6.

Tabela 5.4: Estatística descritiva dos valores de pH monitorados ao longo do experimento

TDH - horas	n	pH									
		Afluente		TQ1		TQ2		TQ3		Efluente	
		Min.	Med.	Min.	Med.	Min.	Med.	Min.	Med.	Min.	Med.
		Max.	DP	Max.	DP	Max.	DP	Max.	DP	Max.	DP
18	23	5,36	7,1	5,5	7,1	5,30	6,80	4,22	5,70	4,70	6,30
		7,8	0,50	7,3	0,4	7,70	0,50	6,8	0,80	7,10	0,74
12	18	6,14	7,20	6,9	7,30	5,40	6,60	5,20	6,0	6,0	6,70
		7,82	0,5	7,50	0,2	7,00	0,50	6,30	0,30	7,00	0,20
09	66	5,92	7,40	6,7	7,2	4,45	6,6	4,94	6,0	6,41	7,0
		8,0	0,34	7,4	0,2	7,1	0,5	6,34	0,22	7,42	0,2
7,2	26	6,42	7,5	6,60	7,2	6,30	6,72	5,60	5,83	6,70	7,20
		7,9	0,40	7,40	0,2	7,0	0,2	6,21	0,20	7,70	0,23
06	89	6,2	7,9	6,6	7,5	6,0	6,90	5,80	6,5	6,3	7,5
		8,80	0,50	7,8	0,25	7,60	0,20	7,5	0,2	8,4	0,4
5,1	29	6,7	8,0	7,1	7,4	6,0	7,0	5,6	6,2	7,1	7,50
		8,40	0,41	7,6	0,2	7,1	0,20	6,9	0,20	8,20	0,2
5,1	12	6,1	7,45	6,8	7,4	5,85	6,80	5,8	6,2	6,70	7,35
		8,2	0,6	7,70	0,2	7,05	0,35	6,34	0,14	8,5	0,42
6	12	5,80	7,30	7,20	7,42	6,4	6,80	6,05	6,32	5,81	7,2
		7,9	0,55	7,60	0,13	7,0	0,20	6,53	0,15	7,70	0,50
7,2; 09	3	7,6	7,7	7,00	7,3	5,90	6,30	6,15	6,3	7,45	7,6
		7,9	0,13	7,42	0,24	6,80	0,45	6,30	0,10	7,84	0,2

Observa-se uma redução do pH ao longo dos tanques 1, 2 e 3, essas variações podem estar relacionadas aos processos de nitrificação e desnitrificação que ocorrem nos tanques 1 e 2. No tanque 1, o processo de desnitrificação devolve alcalinidade ao meio e ocorre um ligeiro aumento do pH. No tanque 2, as bactérias autotróficas, para oxidarem o nitrogênio amoniacal a nitrito e nitrato, consomem alcalinidade, com consequente redução do pH. O valor médio do pH do efluente final foi mais alto que aquele apresentado no tanque 3.

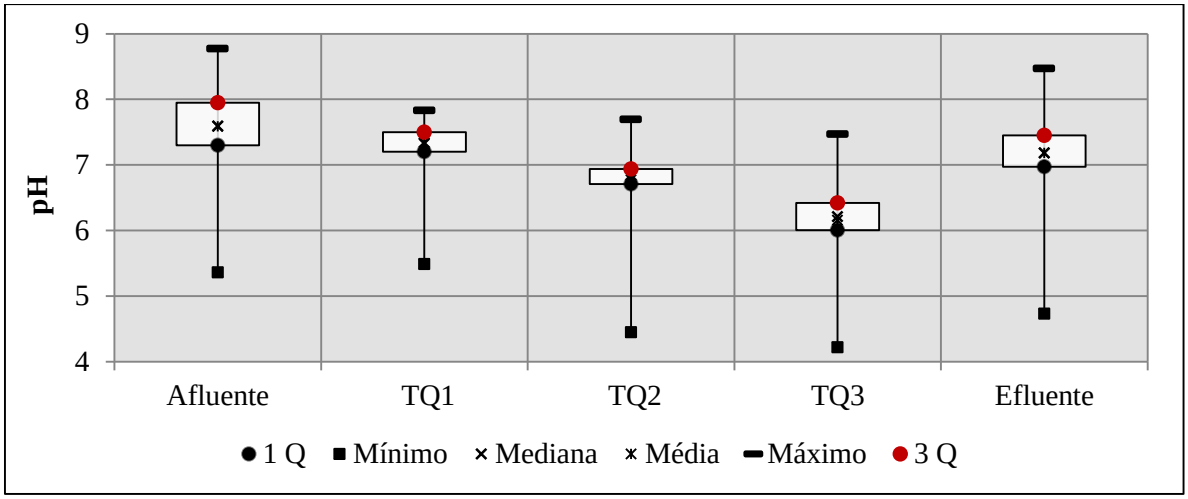


Figura 5.4: Gráfico *Box plot* dos valores de pH monitorados na unidade piloto ao longo de todos os regimes operacionais aplicados

Na Figura 5.5 são apresentados os dados da série temporal monitorada ao longo dos regimes operacionais aplicados, exceto para o período em que foi dosado o sulfato de alumínio. Observa-se um decaimento dos valores de pH ao longo dos três tanques, porém esses valores se mantiveram estáveis até o regime em que foi aplicado um TDH global de 7,2 horas. A partir do 200º dia de operação, quando foi adotado um TDH de 6 horas, observou-se um aumento no pH dos três tanques, provavelmente em consequência da perda de eficiência no processo de nitrificação.

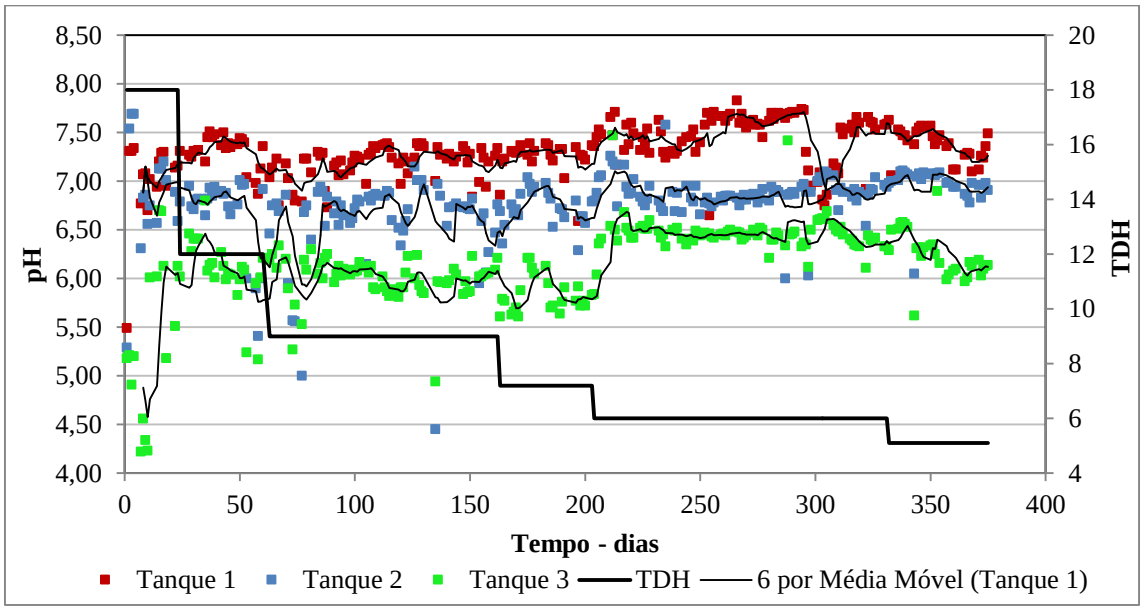


Figura 5. 5: Série temporal dos valores de pH do lodo ativado dos tanques 1, 2 e 3

Na Figura 5.6 são apresentados os valores de pH do afluente e efluente final monitorados ao longo de todos os regimes operacionais aplicados, exceto para o regime em que foi dosado sulfato de alumínio no tanque 3. Observa-se um ligeiro aumento do valor do pH, à medida que houve uma redução no TDH aplicado. Os valores de pH observados durante o monitoramento, exceto no primeiro regime operacional aplicado, estiveram dentro dos padrões estabelecidos pelo Conselho Nacional de Meio Ambiente (CONAMA), que preconiza na Resolução 430/2011 valores de pH entre 5 e 9 para efluentes a serem lançados em corpos hídricos.

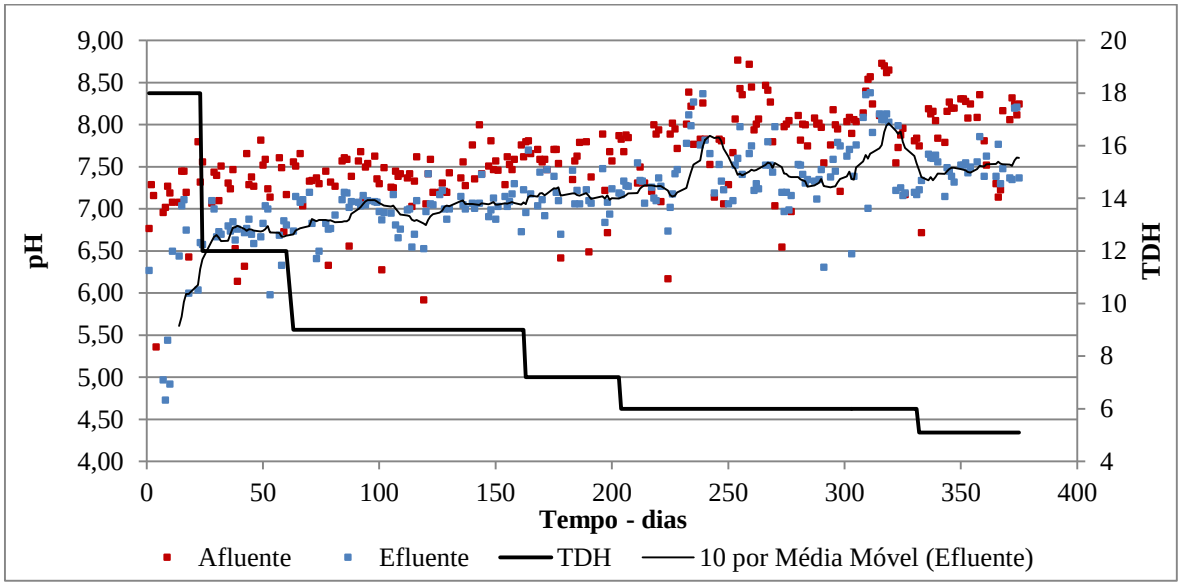


Figura 5.6: Série temporal com valores de pH do afluente e efluente final

5.1.3.3 Oxigênio Dissolvido

Nos sistemas MBBRs o fornecimento de ar não é responsável somente pelo suprimento de oxigênio necessário para o metabolismo de microrganismos aeróbios, mas também garante a manutenção dos meios suportes em suspensão.

Rusten *et al*. (1998) recomendam uma concentração de oxigênio dissolvido de 3 mg/L, em sistemas MBBRs com processo de nitrificação, enquanto Ødegaard *et al*. (1994), recomendam uma concentração de OD na faixa de 2 a 5 mg/L. Os processos com biomassa em suspensão requerem uma concentração menor de OD. De acordo com Downing (1978), as reações de nitrificação podem ocorrer em ambientes com até 0,5mg/L de OD, entretanto, EPA (1993) recomenda uma concentração de OD mínimo de 2 mg/L em processos de nitrificação com biomassa em suspensão.

A quantidade de biomassa presente e a forma em que essa biomassa se encontra (imobilizada e em suspensão), assim como a necessidade de energia para a mistura da massa líquida em suspensão e para a movimentação dos meios suporte, faz com que os sistemas MBBRs demandem alta concentração de OD.

Conforme descrito no capítulo 4, as vazões de ar foram monitoradas e reguladas diariamente utilizando medidores do tipo rotâmetro e a determinação da concentração de OD era determinada com uso de aparelho portátil. Nas Figuras 5.7 e 5.8 são apresentados os valores da concentração de OD e a respectiva vazão de ar aplicada nos tanques 2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais. Observa-se que à medida que a vazão afluente à unidade piloto foi sendo aumentada, reduzindo o TDH, foi necessário aumentar também a vazão de ar para que a concentração de OD fosse mantida nas concentrações pré-estabelecidas.

No regime operacional 5, no qual foi aplicado o TDH de 6 horas, a vazão de ar aplicada no regime 4 foi mantida, no entanto, a concentração de OD permaneceu abaixo de 2 mg/L no tanque 2 e atingiu a zero no tanque 3, sendo necessário aumentá-la. Nesse período foi observado um aumento na quantidade de lodo flotado no tanque de sedimentação.

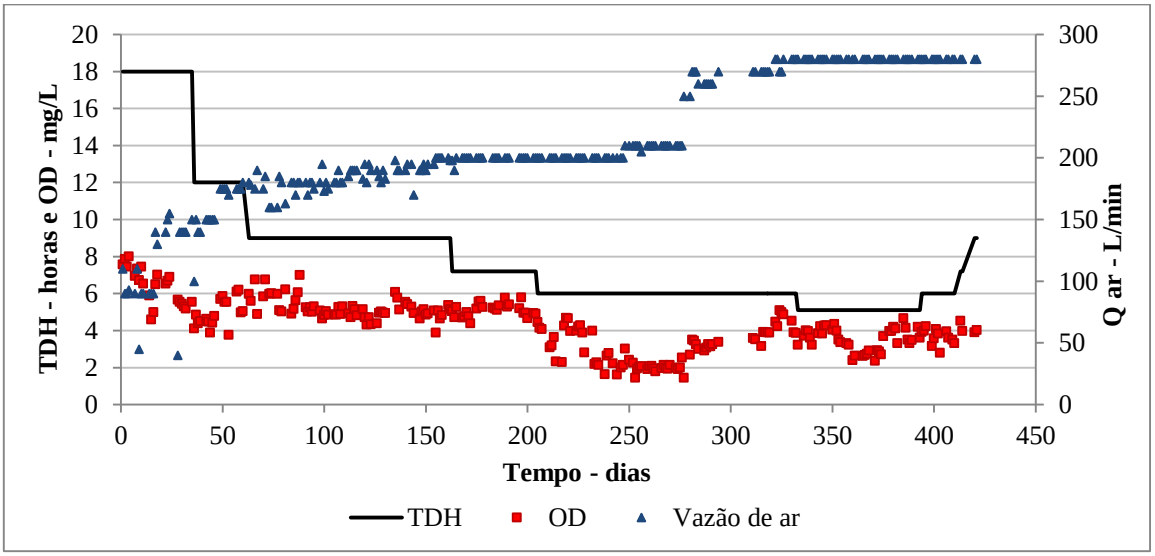


Figura 5.7: Série temporal dos valores da concentração de OD e vazão de ar enviada ao tanque 2.

Observa-se que, em todos os regimes operacionais aplicados, exceto no regime operacional 5 (Figura 5.7), os valores de concentração de OD ficaram na faixa indicada por Ødegaard

et al. (1994), de 2 a 5mg/L. Já nos regimes operacionais 1, 2, 3 e 4 os valores da concentração de OD se mantiveram acima de 3 mg/L atendendo as recomendações de Rusten *et al*. (1998).

As Figuras 5.9 e 5.10 apresentam gráficos *Box plot* dos valores de OD monitorados no tanques 2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados. Nas Figuras 5.11 e 5.12 são apresentados gráficos *Box plot* dos valores de vazão de ar aplicados nos tanques 2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados.

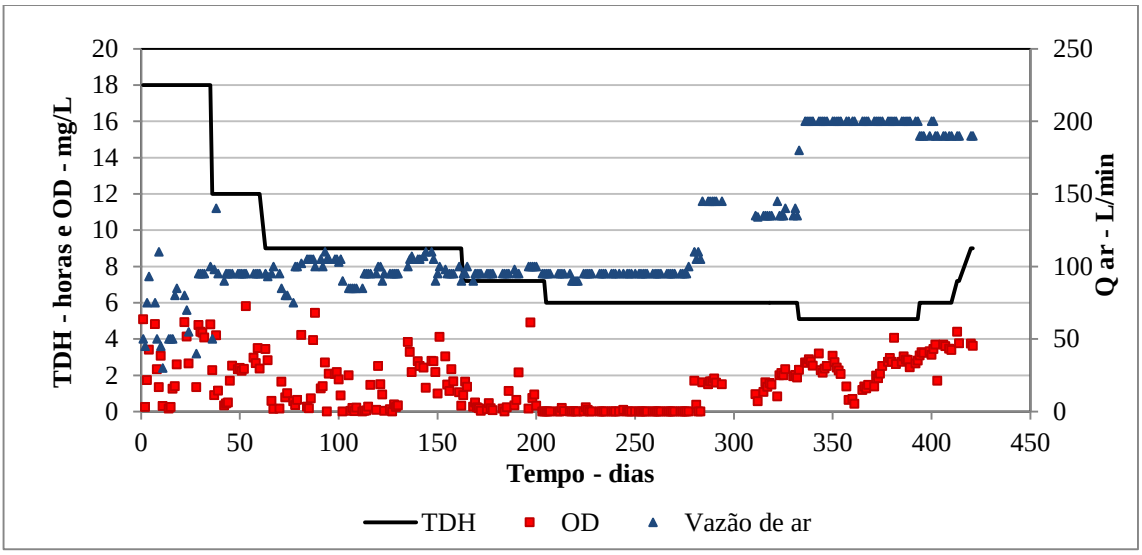


Figura 5.8: Série temporal dos valores da concentração de OD e vazão de ar enviada ao tanque 3.

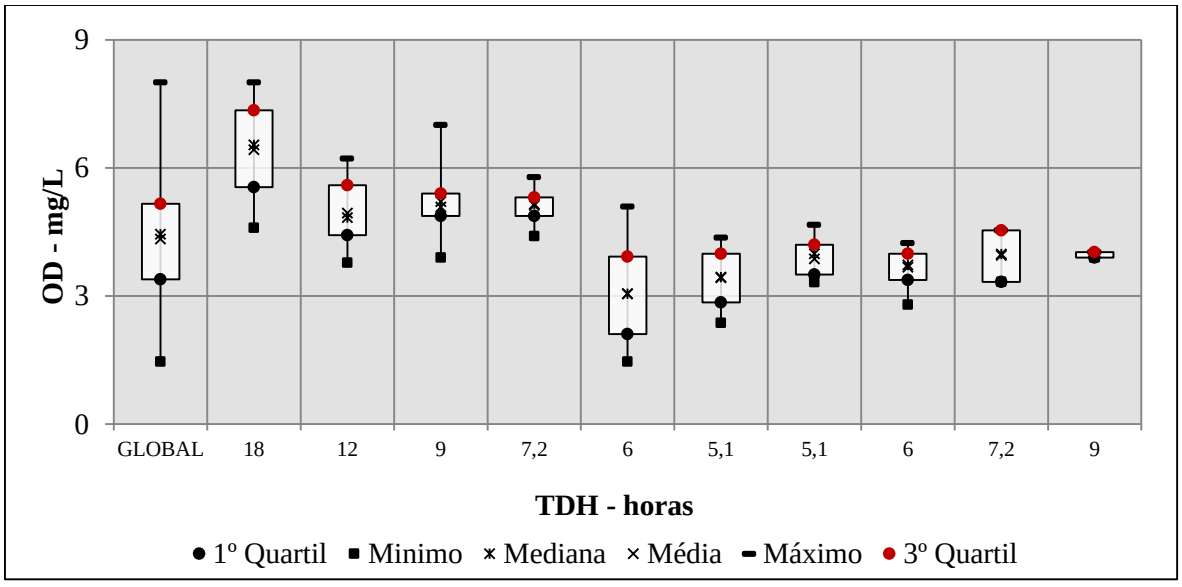


Figura 5.9: Gráfico *Box plot* dos valores de OD monitorados no tanque 2 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados

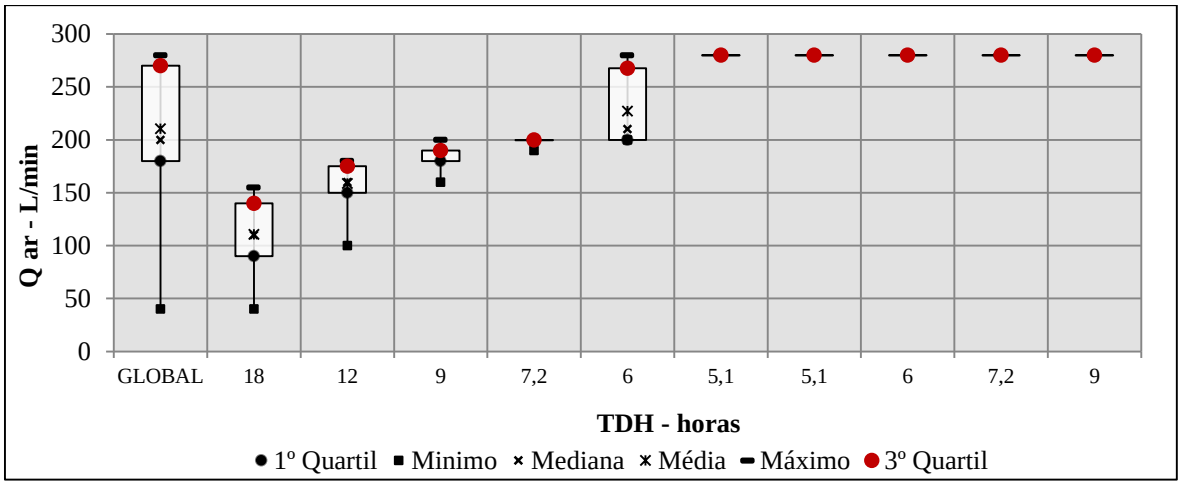


Figura 5.10: Gráfico *Box plot* dos valores de vazão de ar aplicados no tanque 2 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados

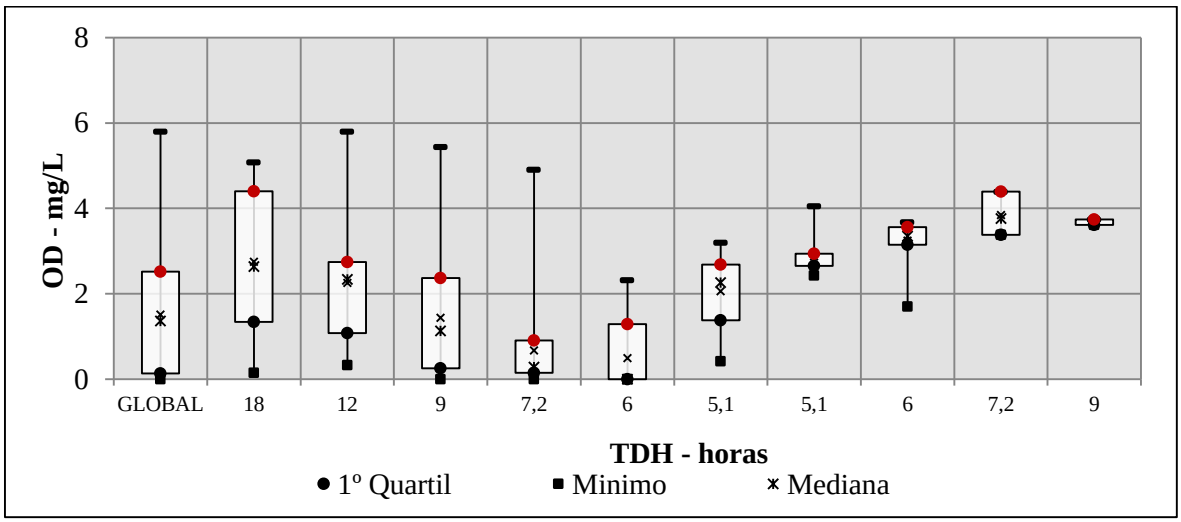


Figura 5.11: Gráfico *Box plot* dos valores de OD monitorados no tanque 3 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados.

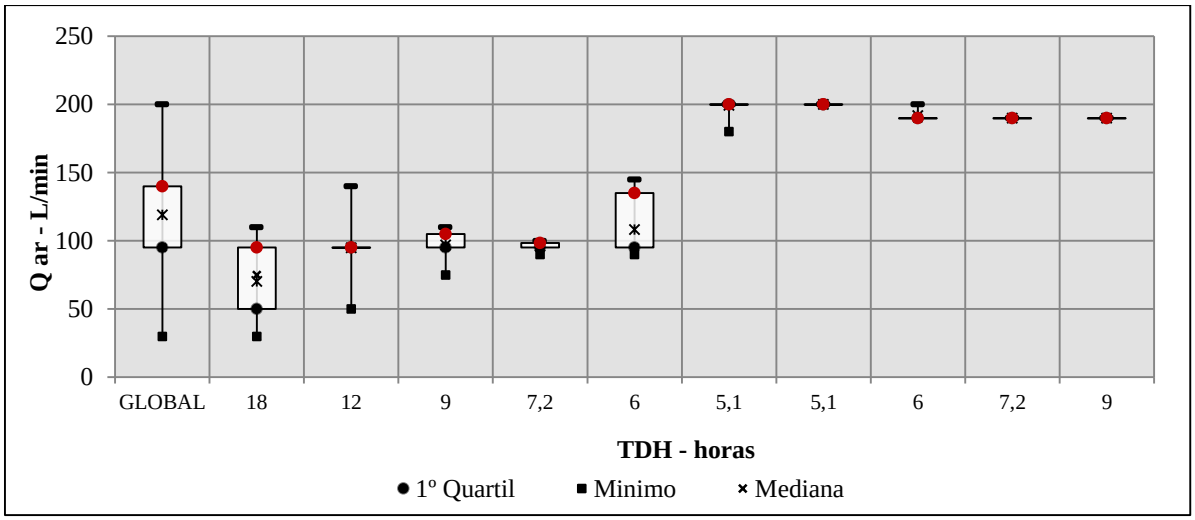


Figura 5. 12: Gráfico *Box plot* dos valores de vazão de ar aplicados no tanque 3 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados.

5.1.3.4 Alcalinidade

As amostras para análise de alcalinidade foram coletadas somente no afluente e efluente final da unidade piloto. No primeiro regime de operação não foi monitorada a concentração de alcalinidade no efluente, e esse monitoramento iniciou-se no segundo regime operacional adotado, quando a concentração de amônia no tanque 3 foi reduzida, garantindo que o processo de nitrificação havia estabilizado.

De acordo com von Sperling (1996), a alcalinidade no esgoto bruto é da ordem de 110 a 170 mg $CaCO_3$/L, e a contribuição per capita encontra-se na faixa de 20 a 30g $CaCO_3$/hab.dia. Os valores de alcalinidade encontrados no esgoto afluente à unidade piloto foram um pouco acima desse valor, apresentando 143, 181 e 230 mg $CaCO_3$/L como valores mínimo, médio e máximo, respectivamente. A Tabela 5.5 apresenta os resultados de estatística descritiva dos valores de alcalinidade monitorados ao longo do experimento.

Tabela 5. 5: Estatística descritiva dos valores de alcalinidade monitorados ao longo do experimento no afluente e efluente

TDH - horas	**Alcalinidade – mg $CaCO_3$/L**					
	Afluente			**Efluente**		
	n	**Min.**	**Med.**	**n**	**Min.**	**Med.**
		Max.	**DP**		**Max.**	**DP**
18	5	156	178	2	29	37
		190	14		45	12
12	5	166	180	5	26	37
		205	18		51	11
09	22	143	171	22	36	55
		229	17		92	13
7,2	8	152	168	8	41	73
		187	11		116	28
06	23	156	191	23	46	115
		230	18		184	33
5,1	10	176	189	10	46	87
		208	11		136	29
5,1	5	177	190	5	53	85
		206	13		110	22
6	4	174	184	4	28	57
		204	13		86	24
7,2; 09	4	150	166	4	22	29
		173	10		33	5
Geral	87	143	181	84	22	76
		230	18		184	37

A Figura 5.13 apresenta um gráfico *Box plot* com a variação dos valores de alcalinidade monitorados ao longo de todos os regimes operacionais aplicados e a Figura 5.14 apresenta a série temporal desses valores. Observa-se que o esgoto afluente apresentou pouca variação, com valores médios de 181±18 mg $CaCO_3$/L. No efluente final, pode-se observar grande variação nas concentrações de alcalinidade. O consumo médio de alcalinidade foi de 105 mg $CaCO_3$/L, sendo observada uma maior variação desse valor à medida que o TDH foi sendo reduzido. Esse fato provavelmente está relacionado à deficiência no processo de nitrificação e consequente redução no consumo de alcalinidade.

Esses resultados estão de acordo com aqueles encontrados por Fujii (2011) que comparou a eficiência de um sistema de lodos ativados e um sistema IFAS tratando esgotos domésticos e obteve um consumo de alcalinidade médio de 171 e 88 mg $CaCO_3$/L para o sistema IFAS e lodos ativados, respectivamente. Fujii (2011) obteve esses resultados por meio da manipulação de variáveis como TDH(11, 7,2 e 5,4), OD (3 a 4mg/L), relações A/M (0,2, 0,3 e 0,4) e θc (4,6, 6,2 e 9,3). É importante ressaltar que, embora o consumo médio de alcalinidade do estudo de Fujii (2011) seja relativamente superior ao verificado neste trabalho, deve-se considerar que as concentrações médias de OD e TDH do primeiro foram superiores.

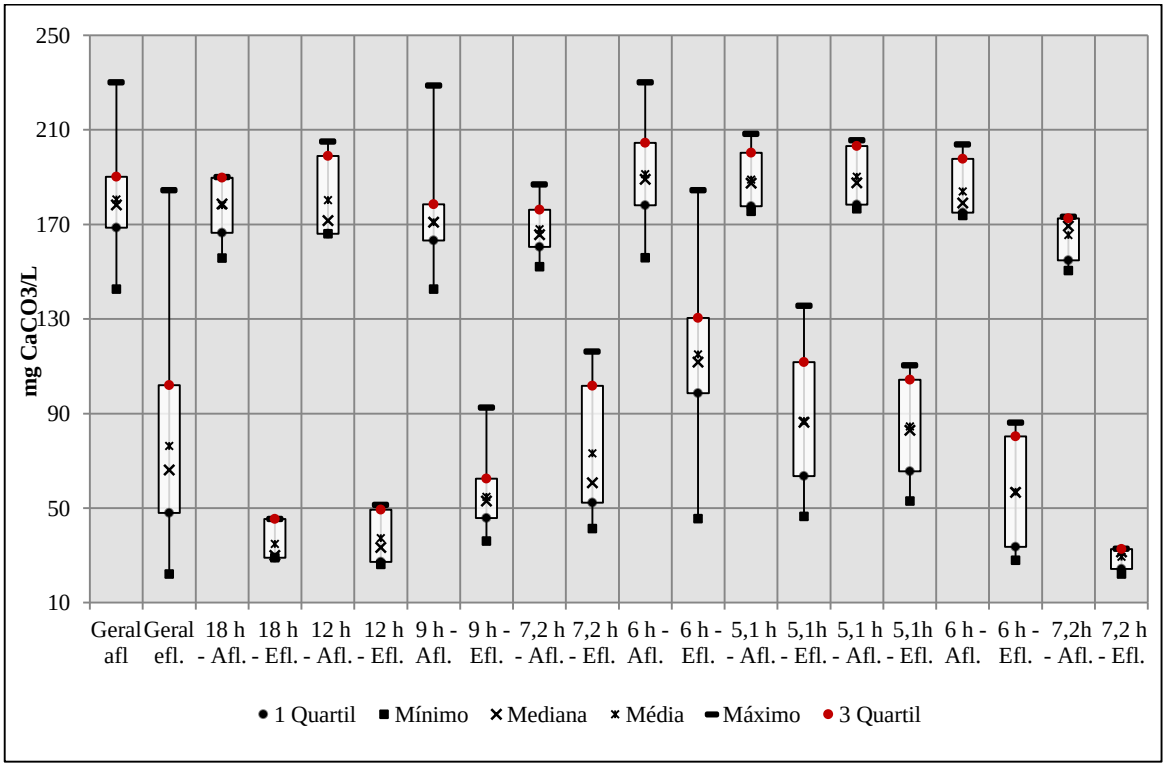


Figura 5.13: Gráfico *Box plot* dos valores de alcalinidade monitorados na unidade piloto ao longo de todos os regimes operacionais aplicados

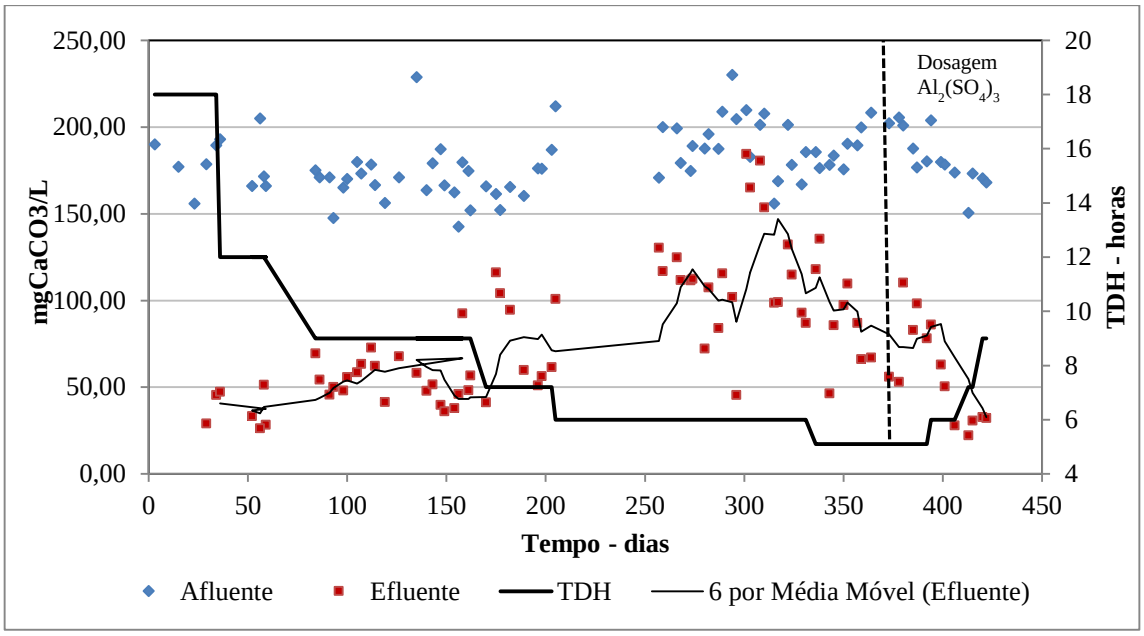


Figura 5. 14: Série temporal dos valores de alcalinidade do afluente e efluente final

5.1.3.5 Potencial de oxirredução - ORP

De acordo com Peddie *et al*. (1990) o monitoramento do potencial de oxirredução pode ser utilizado como indicador nas reações de nitrificação e desnitrificação. O valor de ORP pode indicar a atividade das bactérias responsáveis pelas reações de oxidação e redução dos processos de nitrificação e desnitrificação, respectivamente. De acordo com Veja *et al.* (2012) além da atividade dos microrganismos nas reações de nitrificação e desnitrificação o potencial de oxidação pode ser utilizado como indicador para avaliar outros fatores que interferem diretamente nessas reações, como a concentração de oxigênio dissolvido e de matéria orgânica.

Ao longo de todo o experimento foi monitorado o potencial de oxirredução no tanque 1 e devido ao processo de desnitrificação, que ocorre nesse tanque, era esperado que os valores de ORP fossem negativos. A Tabela 5.6 apresenta a estatística descritiva dos resultados do monitoramento do potencial de oxirredução no tanque 1.

Tabela 5. 6: Estatística descritiva dos valores de ORP monitorados ao longo do experimento

Potencial de oxirredução - mV									
Variável	**TDH Tanque 1 - horas**								
	6	**4**	**3**	**2,4**	**2**	**1,7**	**1,7**	**2**	**2,4; 3**
Mínimo	-365	-331	-306	-288	-344	-450	-298	-341	-90
Médio	-210	-259	-119	-95	-184	-274	-280	-268	-42
Máximo	187	73	70	-20	106	-160	-175	-215	-32
Desvio Padrão	213	138	86	74	100	60	48	38	23
n	34	18	66	25	88	34	7	12	5

A Figura 5.15 apresenta a série temporal dos valores de ORP obtidos ao longo do experimento. No primeiro regime de operação aplicado foi observado valores positivos de ORP no tanque 1, esses resultados estão relacionados ao fato de na fase de aclimatação da biomassa, em alguns dias, o lodo do tanque 1 também ter sido aerado, inibindo a reação de desnitrificação e também ao fato da biomassa responsável pelo processo de desnitrificação não estar bem estabelecida.

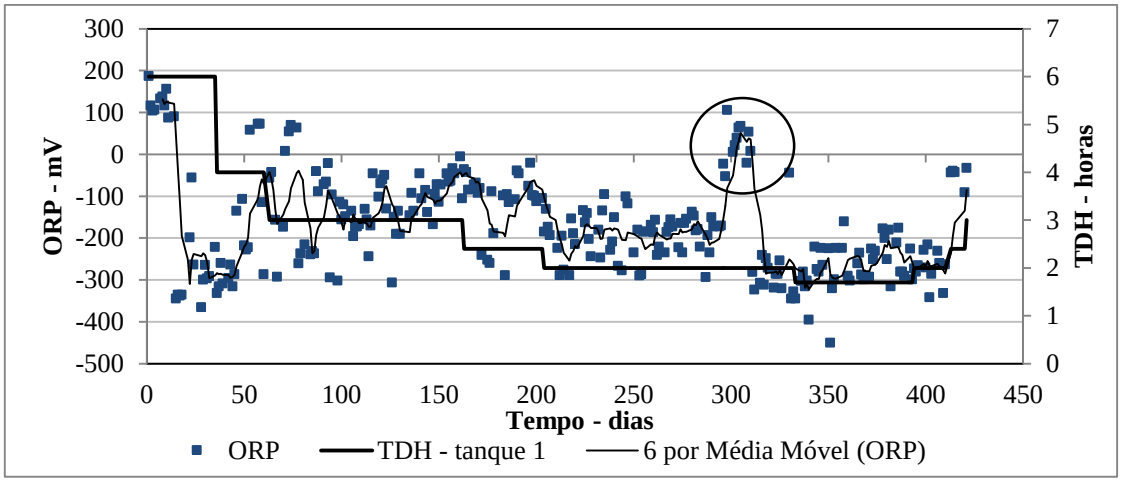


Figura 5.15: Série temporal dos valores de ORP no tanque 1.

No final do regime operacional 5 (em destaque), devido a problemas no fornecimento de energia elétrica, a unidade piloto ficou desligada dois dia. Após esse período, a fim de ativar a biomassa, foi enviado ar para o tanque 1, sendo observados valores positivos de ORP.

A Figura 5.16 apresenta um gráfico *Box plot* dos valores de ORP monitorados ao longo de todos os regimes operacionais aplicados. Nessa figura é possível observar a variação dos valores de ORP em todos os TDH aplicados.

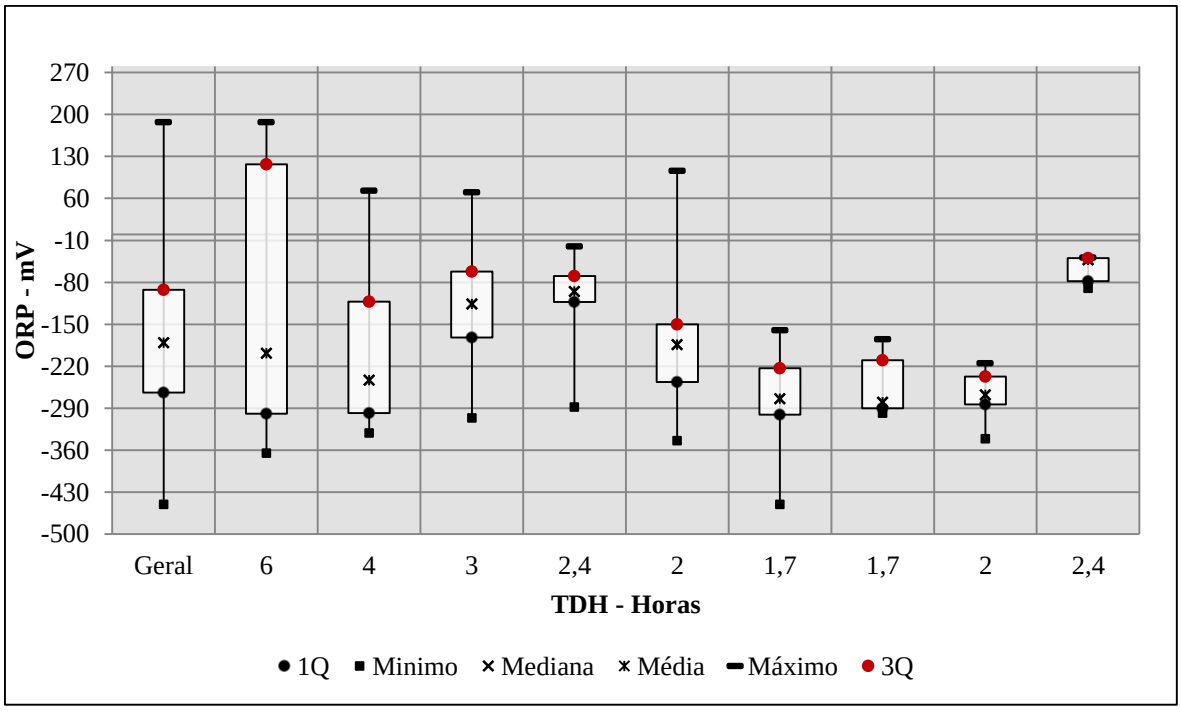


Figura 5.16: Gráfico *Box plot* dos valores de ORP monitorados no tanque 1 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados

Era esperado que à medida que o TDH fosse aumentado, o ORP apresentasse valores mais próximos a zero, entretanto esse comportamento não foi observado. Nos regimes 2, 3 e 4 os valores médios de ORP foram se aproximando de zero, como era esperado, entretanto, nos regimes 5 e 6, esses valores voltaram a se distanciar de zero, indicando um favorecimento nas reações de redução. Observa-se que esse fato esteve relacionado à redução da concentração de OD no tanque 2. Deve-se considerar que o reciclo da biomassa do tanque 2 para o tanque 1 pode contribuir para que haja concentração residual de OD no tanque 1, inibindo o processo de desnitrificação. A Figura 5.17 apresenta a série temporal dos valores de OD no tanque 2 e ORP no tanque 1.

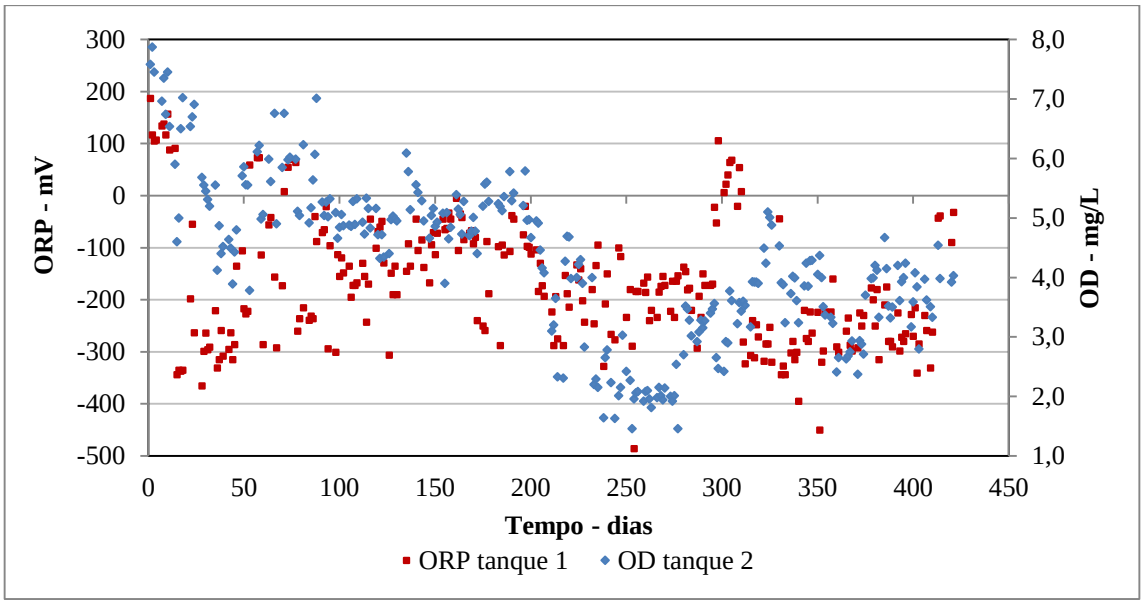


Figura 5.17: Série temporal dos valores de ORP no tanque 1 e OD no tanque 2

5.1.3.6 Resultados relativos aos compostos nitrogenados

A Tabela 5.7 apresenta os resultados de estatística descritiva dos valores de amônia monitorados ao longo do experimento. A concentração de amônia foi um dos parâmetros mais monitorados ao longo do experimento e todos os regimes operacionais foram alterados, considerando o comportamento da unidade piloto na redução da amônia.

Tabela 5.7: Estatística descritiva dos resultados de amônia monitorados ao longo do experimento

TDH - horas	**n**	**$N\text{-}NH_4^+$ - mg/L**									
		Afluente		**TQ1**		**TQ2**		**TQ3**		**Efluente**	
		Min.	**Med.**	**Min.**	**Med.**	**Min.**	**Med.**	**Min.**	**Med.**	**Min.**	**Med.**
		Max.	**DP**	**Max.**	**DP**	**Max.**	**DP**	**Max.**	**DP**	**Max.**	**DP**
18	16	30,5	42,1	8,7	26,5	1,6	15,1	0,1	6,1	0,4	4,0
		59,0	7,8	42,3	10,9	34,3	10,1	16,8	5,3	8,7	2,5
12	15	32,0	40,1	17,3	27,7	6,0	15,1	0,9	1,6	0,8	3,1
		46,3	4,3	39,8	6,0	20,9	5,0	5,6	1,2	8,6	2,2
09	61	24	31,9	6,2	18,7	0,6	10,5	0,3	1,2	0,2	2,4
		46,5	4,2	40,5	6,3	29,6	5,6	7,7	1,4	9,0	1,9
7,2	25	26,5	34,5	2,0	22,7	0,4	15,2	0,1	3,8	1,5	6,7
		40,3	3,4	33,6	6,9	30,0	6,8	16,2	4,9	11,4	5,3

Tabela 5.7: Estatística descritiva dos resultados de amônia monitorados ao longo do experimento (cont.)

TDH - horas	n	N-NH_4^+ - mg/L									
		Afluente		TQ1		TQ2		TQ3		Efluente	
		Min.	Med.	Min.	Med.	Min.	Med.	Min.	Med.	Min.	Med.
		Max.	DP	Max.	DP	Max.	DP	Max.	DP	Max.	DP
06	48	34,5	43,0	21,2	37,3	13,5	29,4	6,4	15,1	4,9	16,2
		54,0	4,5	47,3	6,3	44,5	7,1	25,5	3,3	26,7	4,1
5,1	30	34,0	41,6	6,0	41,9	19,8	40,2	1,9	16,5	4,7	14,2
		49,3	3,8	53,5	10,9	51,3	6,4	53,5	8,8	27,1	6,2
5,1	12	33,5	41,9	32,5	42,5	16,5	35,7	1,1	12,3	5,6	13,3
		47,5	4,1	52,8	6,4	47,0	9,3	18,0	6,0	17,2	3,2
6	11	31,5	37,9	21,0	35,6	14,5	30,2	0,5	5,5	0,6	5,1
		52,3	6,5	48,3	8,6	43,8	9,5	12,8	5,0	11,8	4,5
7,2; 09	8	27,5	35,6	17,2	21,5	9,4	12,0	0,4	0,5	0,5	0,8
		43,2	5,2	27,7	4,7	14,8	2,4	0,5	0,1	2,1	0,6
Geral	226	24	38,1	6,2	29,7	0,82	22,1	0,06	7,9	0,2	8,4
		59	6,6	53,5	11,7	51,2	12,8	53,5	8,0	32,5	7,4

A Figura 5.18 apresenta um gráfico *Box plot* dos valores de amônia monitorados ao longo de todos os regimes operacionais aplicados. Nessa figura é possível observar a variação dos valores de amônia ao longo de todas as fases monitoradas, verificando um decaimento da concentração de amônia ao longo do processo. O valor médio global no afluente foi 38,1±6,6 mg/L e no efluente foi de 8,4±7,4 mg/L, com uma eficiência global de remoção de 79,3%. As Figuras 5.19 e 5.20 apresentam o perfil temporal com comportamento da variação da concentração de amônia no afluente e efluente e nos tanques 1, 2 e 3.

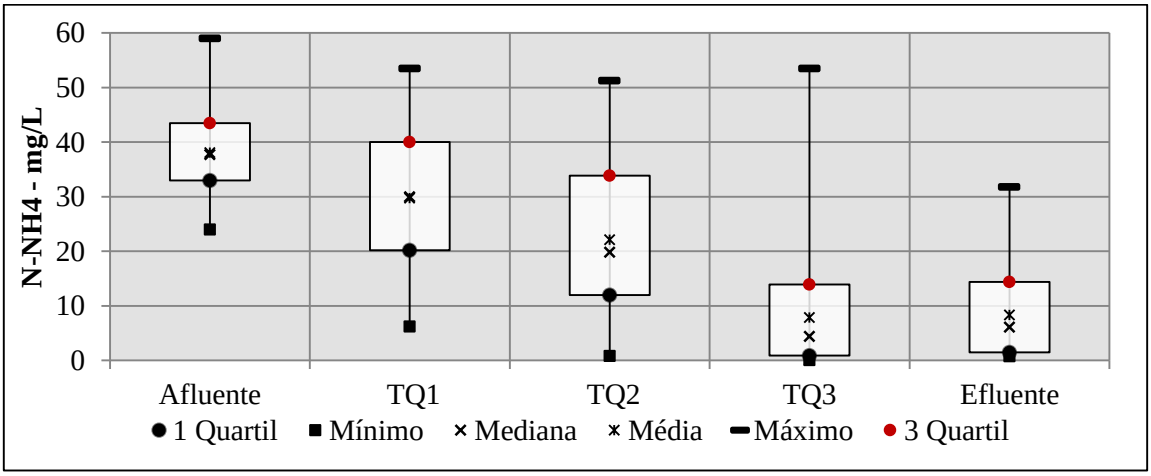


Figura 5.18: Gráfico Box plot dos valores de concentração de amônia ao longo das fases do processo de tratamento

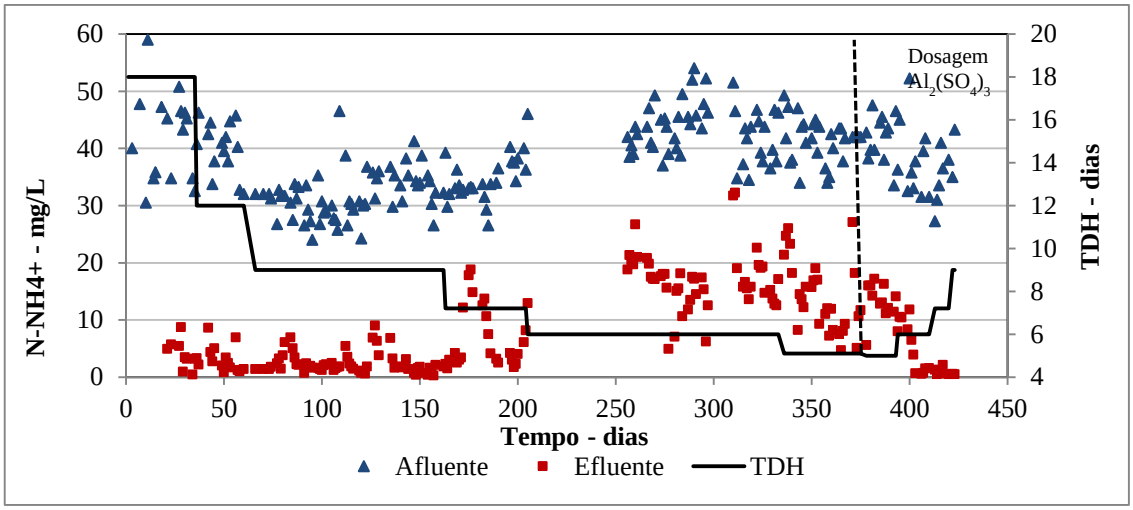


Figura 5.19: Série temporal dos valores da concentração de amônia no afluente e efluente ao longo de todos os regimes operacionais aplicados

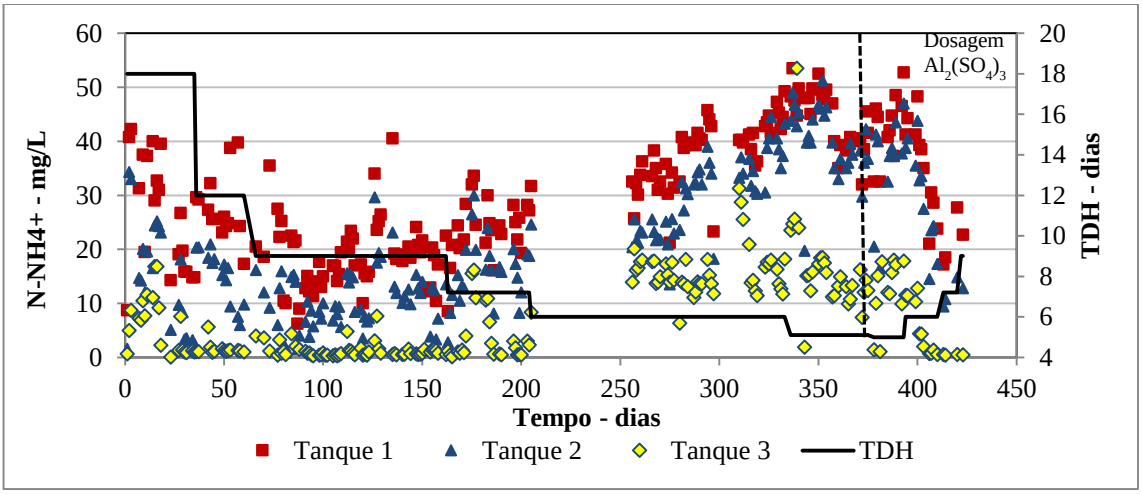


Figura 5.20: Série temporal dos valores da concentração de amônia nos tanques 1, 2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados

Foi possível observar uma relação entre a eficiência de remoção de amônia e o TDH. A Figura 5.21 apresenta um gráfico *Box plot* dos valores de eficiência de remoção de amônia de todos os regimes operacionais aplicados. Nessa figura pode-se observar que a eficiência média nos regimes operacionais 1, 2 e 3, com TDH de 18, 12 e 9 horas, respectivamente, apresentou pequena variação e esteve acima de 90%. Nos regimes operacionais 4, 5 e 6, nos quais foram adotados TDH de 7,2, 6 e 5,1 horas, respectivamente, a eficiência média de remoção diminuiu, sendo observado o menor valor no regime 5. O fato dos valores de eficiência de remoção de amônia no regimes 5, terem sido menores que no regime operacional 6, o qual teve tempo de detenção menor, pode estar relacionado às baixas concentrações de OD no regime 5. Conforme relatado anteriormente, no regime 5, a fim de

verificar o consumo de OD pela biomassa, inicialmente optou-se por aumentar a vazão afluente sem aumentar a vazão de ar. Devido a perda de eficiência no processo a vazão de ar foi aumentada para o tanque 2.

No regime operacional 7, quando foi iniciada a dosagem de sulfato de alumínio, a medida que o TDH foi sendo aumentado observa-se uma melhora na eficiência de remoção de amônia.

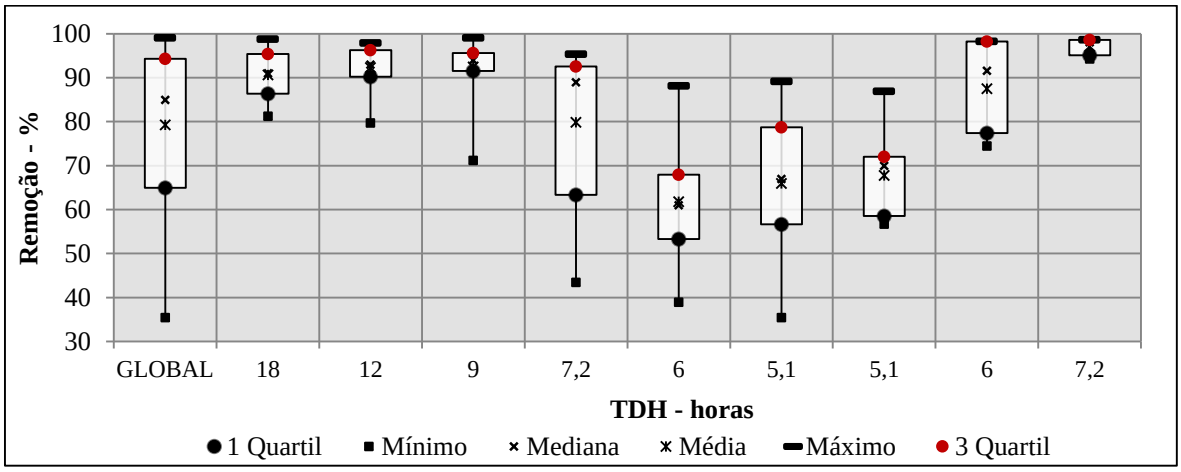


Figura 5.21: Gráfico *Box plot* dos valores de eficiência de remoção de amônia ao longo dos regimes operacionais adotados

A carga média de amônia aplicada em todos os regimes operacionais foi de 129 g $N\text{-}NH_4^+$. $m^{-3}.d^{-1}$, com valores mínimo e máximo de 41 e 230 g $N\text{-}NH_4^+$. $m^{-3}.d^{-1}$, respectivamente. A Figura 5.22 apresenta um gráfico *Box plot* dos valores de carga de amônia de todos os regimes operacionais aplicados.

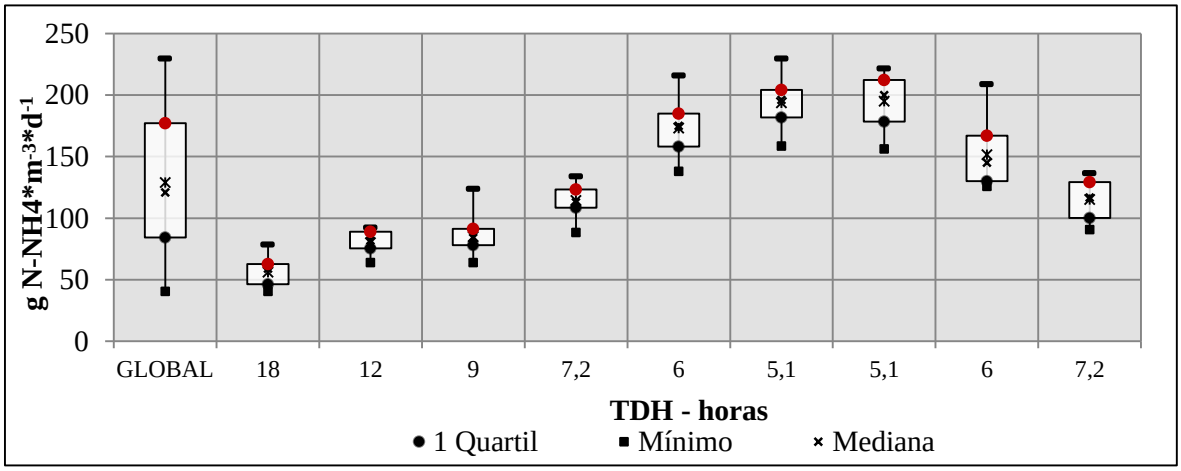


Figura 5.22: Gráfico *Box plot* da carga de amônia ao longo dos regimes operacionais adotados

O aumento de vazão, com consequente aumento de carga e redução do TDH, reduziu a eficiência de remoção de amônia. A Figura 5.23 apresenta um gráfico com os valores de eficiência de remoção de amônia e a respectiva carga aplicada. Observa-se que a medida que a carga afluente foi sendo aumentada a eficiência de remoção foi diminuindo indicando que nos TDHs de 6 e 5,1 horas, em que a respectiva carga afluente média foi de 174 e 193 g $N\text{-}NH_4^+$. $m^{-3}.d^{-1}$ corresponderam aos menores valores médios de eficiência de remoção (80 e 62%).

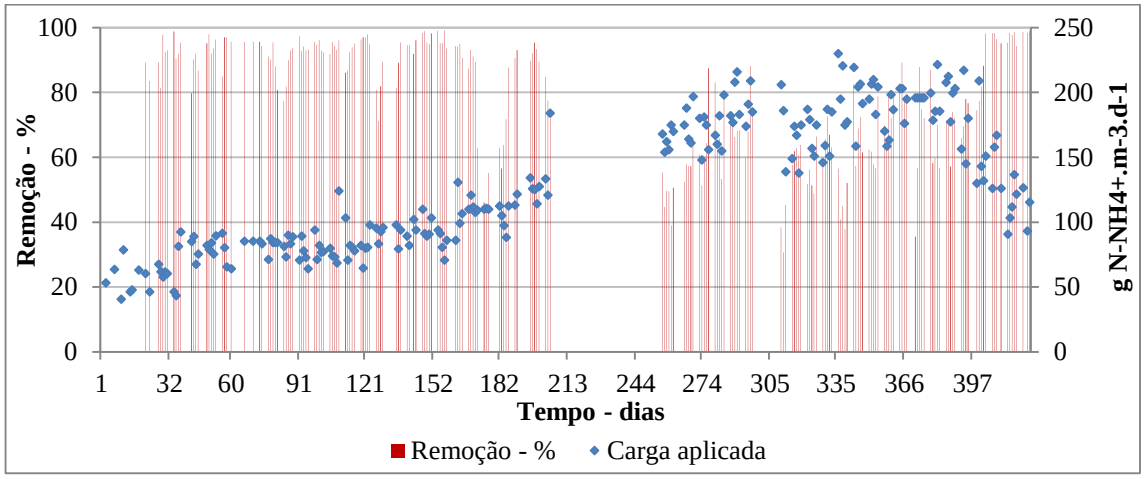


Figura 5.23: Série temporal dos valores de eficiência de remoção de amônia em relação à carga de aplicada

Esses resultados estiveram abaixo daqueles observados por Levstek, *et al*. (2009), que estudaram a influência do tipo do meio suporte na eficiência de nitrificação em sistemas MBBRs utilizando águas residuárias sintética. Nesse estudo os autores obtiveram uma taxa de oxidação da amônia de até 770g $N\text{-}NH_4^+$ $m^{-3}.d^{-1}$ quando utilizado uma fração de enchimento de 9,6%, o que corresponde a 1200 $gN\text{-}NH_4^+$ $m^{-3}.d^{-1}$ quando utilizada a fração de enchimento máximo recomendada de 15%.

No entanto, de acordo com Levstek, *et al*.(2009), no tratamento de águas residuais reais a grande variação da carga afluente leva à formação de biofilmes formados por bactérias autotróficas e heterotróficas o que reduz a eficiência de oxidação de amônia nesses sistemas.

A Figura 5.24 apresenta um gráfico com a relação entre a carga de amônia aplicada e a carga de amônia removida. Observa-se que a medida que a carga afluente foi sendo

aumentada, os valores da carga orgânica removida se distanciaram da linha que indica 100% de oxidação.

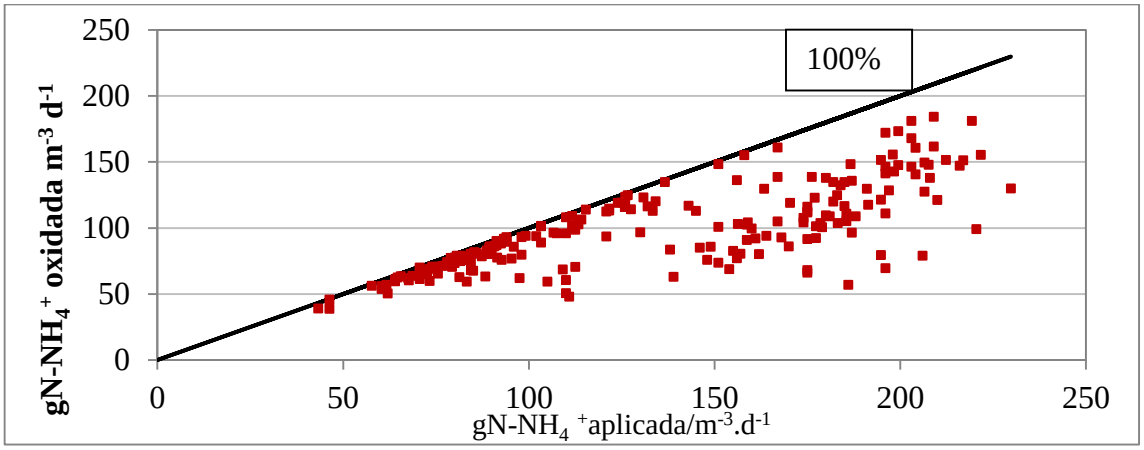


Figura 5. 24: Relação entre os valores de carga de amônia aplicada e removida

Os resultados observados estão abaixo daqueles encontrados por Rouse *et al*. (2007) que utilizaram o PVA-gel com uma fração de enchimento de 15%, no tratamento de águas residuárias municipais e demonstraram uma taxa de nitrificação de 360 $gN\text{-}NH_4^+$ $m^{-3}.d^{-1}$.

De acordo com Hem *et al*. (1994) o processo de nitrificação é muito influenciado pela carga orgânica presente. Segundo os autores, existe uma inter-relação entre concentração de nitrogênio amoniacal, oxigênio dissolvido e matéria orgânica. No experimento realizado por eles foi observado uma taxa de remoção de 1 $gN\text{-}NH_4^+$. $m^{-2}.d^{-1}$. quando o sistema foi submetido a uma carga orgânica correspondendo a 1 $gDBO_5.m^{-2}.d^{-1}$ e concentração de OD equivalente a 5 $mg.L^{-1}$. Com o aumento da carga orgânica para 3 $gDBO_5.m^{-2}.d^{-1}$, seria necessário uma concentração em torno de 8 $mg.L^{-1}$ de OD para alcançar a mesma taxa de remoção de $N\text{-}NH_4^+$.

Dessa forma, os baixos resultados obtidos na eficiência de oxidação da amônia, quando o sistema foi submetido a altas cargas afluentes, pode estar relacionado à alta carga de DBO afluente e a deficiência de OD, uma vez que nos regimes 5 e 6 a concentração média de OD foi de 3,1 e 3,4 respectivamente.

De acordo com Hem *et al.* (1994), a velocidade de nitrificação não depende somente das concentrações e cargas de substratos, mas também sofre influência do histórico da condição operacional à qual o biofilme foi submetido anteriormente. Foi verificado que quando o biofilme está aclimatado a uma condição ambiental com alta concentração de amônia, a taxa de nitrificação obtida no estado estacionário foi aproximadamente duas

vezes maior que aquela obtida quando o biofilme foi aclimatado em condição ambiental com baixas concentrações de amônia.

Ao longo de todos os regimes operacionais aplicados nesse experimento, a relação consumo de alcalinidade/ oxidação da amônia apresentou valor mínimo igual a 1,92 $gCaCO_3/gN\text{-}NH_4^+$, com valor médio e máximo igual a 3,7 e 5,7 $gCaCO_3/gN\text{-}NH_4$, respectivamente. Considerando essa reação e avaliando os resultados finais de amônia e alcalinidade pode-se considerar que a reação de desnitrificação adicionou ao sistema em média 3,4$gCaCO_3/gN\text{-}NH_4^+$, com valores mínimo e máximo de 1,4 e 5,2 $gCaCO_3/gN\text{-}NH_4^+$. Esse valor está bem próximo ao valor 3,5$gCaCO_3/gN\text{-}NH_4^+$ indicado por von Sperling (1997).

A Figura 5.25 apresenta os valores da relação de consumo de alcalinidade/ oxidação da amônia obtidos ao longo de todos os regimes operacionais aplicados. Nessa figura pode ser observada uma ligeira redução nessa relação à medida que o TDH foi sendo reduzido. Assim que foi iniciada a dosagem de sulfato de alumínio e o TDH foi aumentado, essa relação voltou a subir.

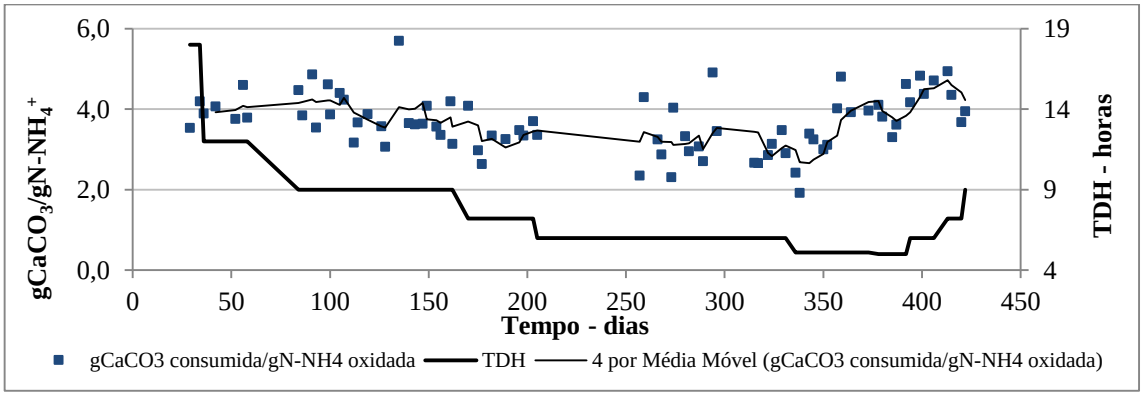


Figura 5.25: Relação entre os valores de alcalinidade consumida e amônia oxidada

A concentração média de NTK no esgoto afluente a unidade piloto foi de 54,6 mg/L, com valores mínimo e máximo de 40,6 e 73,1mg/L, respectivamente. Esses valores estão um pouco acima da faixa indicada por von Sperling (1996) para esgotos domésticos que apresenta valores de NTK na faixa de 35 a 60mg/L. Esse fato pode estar relacionado ao baixo consumo per capita de água da população que contribui para a ETE Riacho Fundo. Nos regimes operacionais com TDH de 5,1, 6, 7,3 e 9 horas em que foi aplicado sulfato de alumínio no tanque 3, devido a indisponibilidade no laboratório, as análises de NTK dissolvida nos tanques 1, 2 e 3 não foram realizadas. A Tabela 5.8 apresenta os dados de

estatística descritiva dos resultados de NTK monitorados ao longo de todos os regimes operacionais aplicados.

Tabela 5. 8: Estatística descritiva dos resultados de NTK monitorados

H - horas	n	NTK – mg/L											
		Afluente		TQ1		TQ2		TQ3		Efluente		Efl. Solúvel	
		Mn	Md	Mn	Md	Mn	Md	Mn	Md	Mn	Md	Mn	Md
		Mx	DP	Mx	DP	Mx	DP	Mx	DP	Mx	DP	Mx	DP
18	12	19,3	54,5	9,8	25,4	3,8	16,7	1,0	7,1	4,9	8,5	3,4	5,6
		65,6	12,5	43,5	11,8	36,6	11,5	21,0	5,8	15,1	4,4	8,3	2,0
12	7	46,9	53,5	25,7	28,6	8,9	17,7	3,0	3,7	4,6	15,4	2,6	5,0
		60,3	4,7	34,6	3,9	22,0	4,6	5,4	0,9	40,4	12,0	7,2	1,6
09	23	40,6	47,3	13,1	22,1	4,3	13,8	0,4	2,3	2,1	8,2	1.0	3,8
		53,7	3,8	44,1	7,3	32,4	6,7	6,4	1,1	20,9	4,5	10,3	2,7
7,2	10	46,3	50,9	21,3	26,9	13,5	18,8	1,9	6,5	5,8	16,1	3,0	8,8
		57,2	4,0	36,1	4,4	30,0	4,7	17,5	5,4	31,2	8,6	19,5	5,7
06	23	54,7	64,2	23,2	41,3	14,9	33,4	8,2	20,6	8,4	27,5	6,8	20,7
		73,1	5,8	53,7	7,6	47,4	8,4	40,7	9,4	60,2	10,9	40,7	9,2
5,1	11	52,7	60,5	39,1	49,5	21,1	43,5	4,1	18,7	7,8	17,9	6,4	14,1
		64,9	4,1	54,7	5,0	56,4	11,0	26,5	7,9	27,6	6,6	26,3	6,6
5,1	5	48,8	54,2							12,9	16,7	12,1	15,2
		59,8	5,7							19,6	3,3	18,1	2,9
6	4	47,9	50,2							3,3	6,6	1,5	5,1
		53,0	2,7							11,7	3,9	10,5	4,2
7,2; 09	4	40,6	46,8							2,6	2,9	1,4	2,0
		50,3	4,3							3,4	0,3	2,6	0,5
Geral	99	40,6	54,6	9,8	30,5	3,8	22,4	0,4	8,7	2,1	14,4	1,0	9.3
		73,1	7,7	54,7	11,6	56,4	12,4	34,4	7,9	40,4	8,9	26,3	6,9

É possível observar uma redução na concentração de NTK ao longo do processo em todos os regimes operacionais aplicados. Na Figura 5.26 é apresentado um gráfico *Box plot* dos valores de concentração de NTK ao longo das fases do processo de tratamento. Nas amostras do afluente foi determinada a concentração de NTK total, nos tanques 1, 2 e 3 foi determinada a concentração de NTK solúvel e no efluente final foi determinada a concentração de NTK total e solúvel. Nessa figura é possível verificar a interferência da perda de SS no efluente final na concentração de NTK total. Os valores médios de NTK total e solúvel no efluente final foram 14,4 e 9,3mg/L, respectivamente, que equivale a uma eficiência média de remoção de 74 e 84%, respectivamente. A eficiência de remoção de NTK total e solúvel nos regimes operacionais 1, 2, 3, 4, 5 e 6 foram respectivamente 83, 72,83, 68, 62 e 71% e 90, 91, 92, 82, 73 e 77%. Na Figura 5.27 é apresentado um gráfico *Box Plot* com os valores de eficiência de remoção de NTKtotal e solúvel em todos os regimes operacionais aplicados.

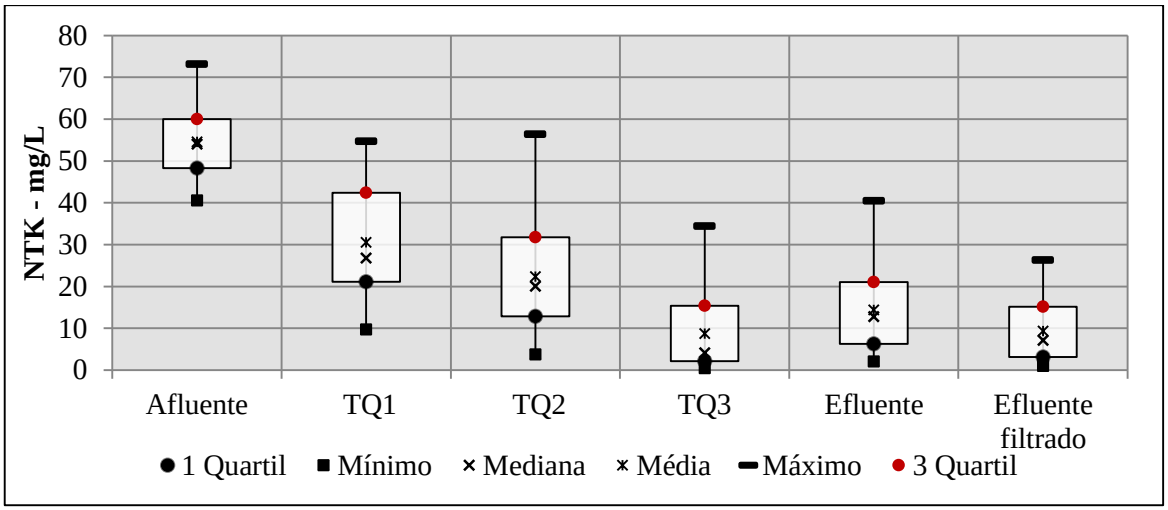


Figura 5. 26: Gráfico *Box plot* dos valores de concentração de NTK ao longo das fases do processo de tratamento.

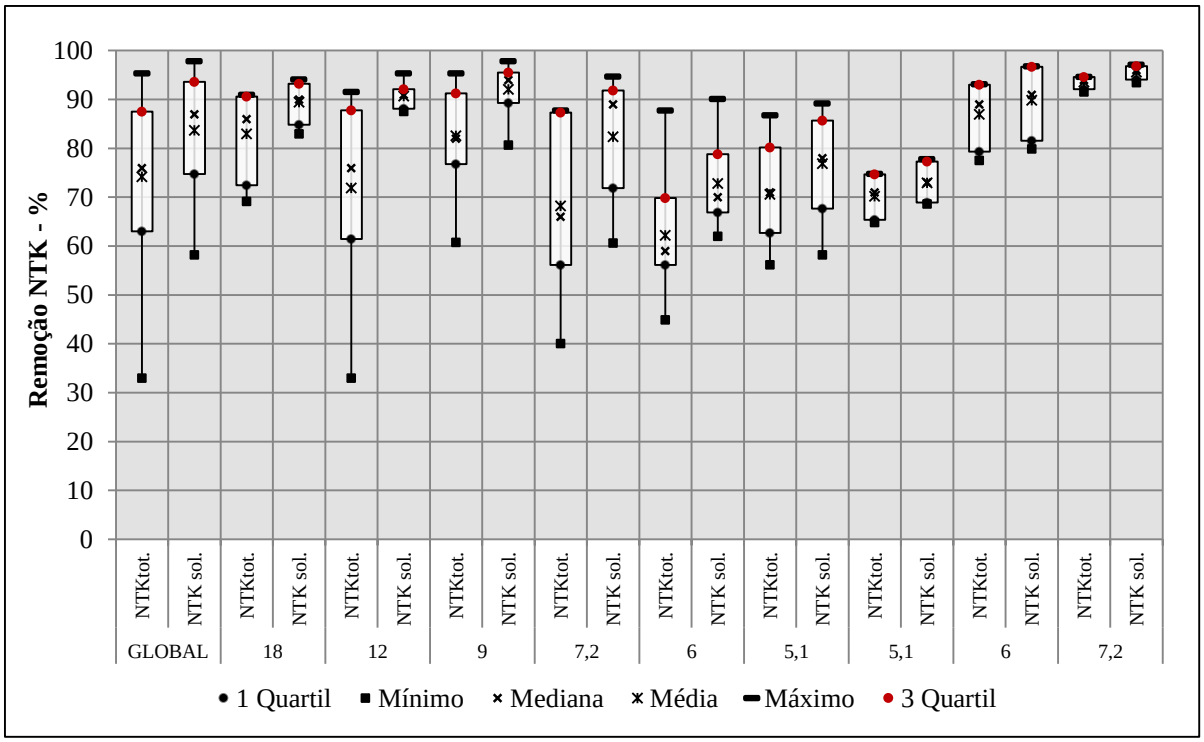


Figura 5. 27: .Gráfico *Box plot* com os valores de eficiência de remoção de NTKtotal e solúvel em todos os regimes operacionais aplicados

A carga média de NTK aplicada ao longo de todos os regimes operacionais foi de 265gNTK. $m^{-3}.d^{-1}$, com valores mínimos e máximos de 90 e 454,6 gNTK. $m^{-3}.d^{-1}$, respectivamente. Na Figura 5.28 é apresentado um gráfico *Box plot* com os valores de carga de NTK a que todos os regimes operacionais aplicados foram submetidos.

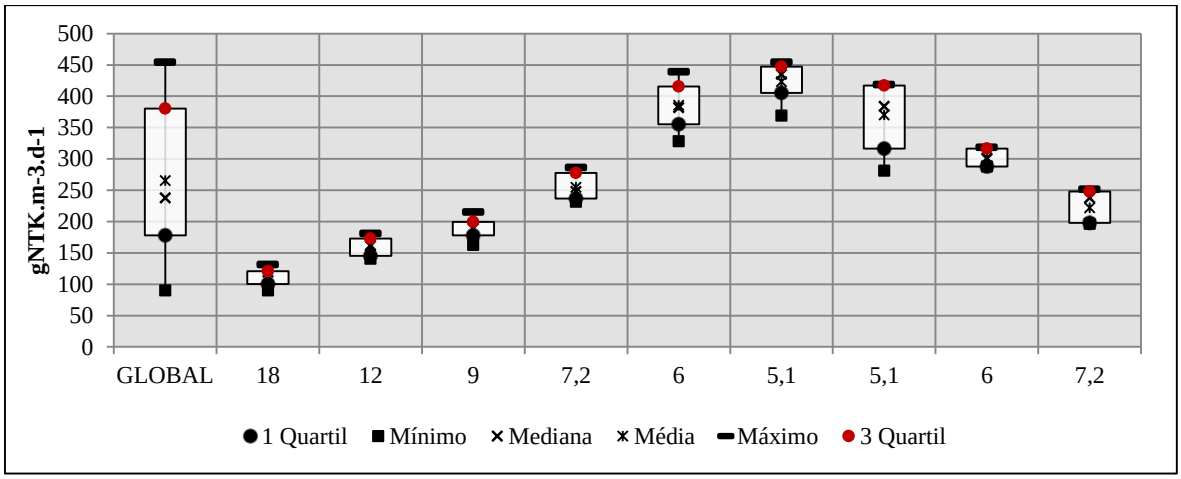


Figura 5.28: Gráfico *Box plot* com os valores de carga de NTK a que todos os regimes operacionais aplicados foram submetidos

Na Figura 5.29 são apresentados a série temporal com as concentrações de NTK total no afluente e total e solúvel no efluente ao longo de todos os regimes operacionais adotados. Observa-se que nos regimes 1, 2 e 3 as concentrações de NTKtotal do efluente final estiveram abaixo de 20mg/L e o NTK solúvel esteve abaixo de 10mg/L. No regime operacional 4, que corresponde a uma vazão afluente de $5m^3/d$ e TDH de 7,2 horas a remoção de NTK começou a reduzir, apresentando uma eficiência de remoção de 68 e 84% de NTK total e solúvel, respectivamente. O regime operacional 5 apresentou a menor eficiência de remoção de NTK solúvel com 73% . Esse fato pode estar relacionado à baixa concentração de OD aplicado nesse regime operacional. Na Figura 5.30 é apresentada a série temporal com as concentrações de NTK solúvel nos tanques 1,2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais adotados.

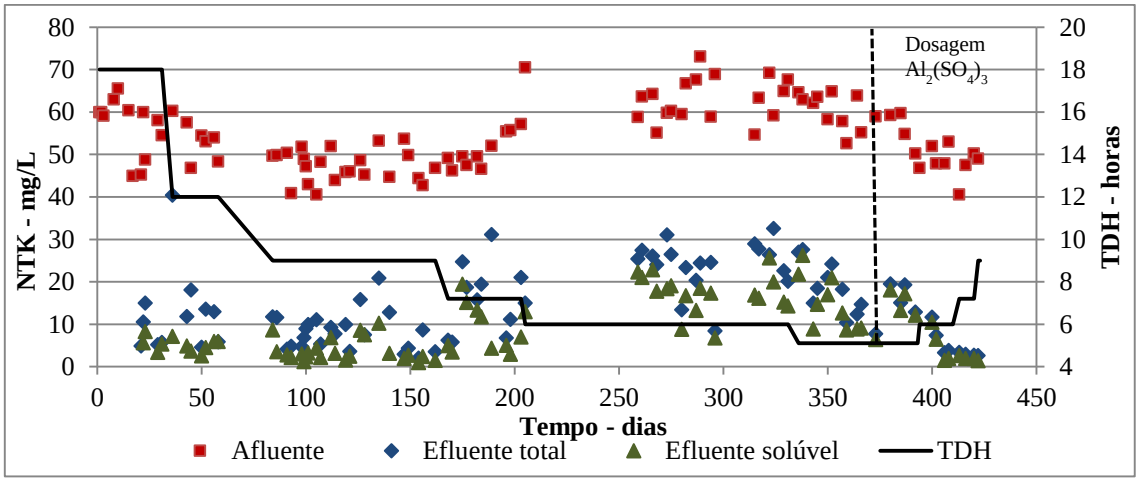


Figura 5.29: Séries temporais com as concentrações de NTK total no afluente e total e solúvel no efluente ao longo de todos os regimes operacionais adotados.

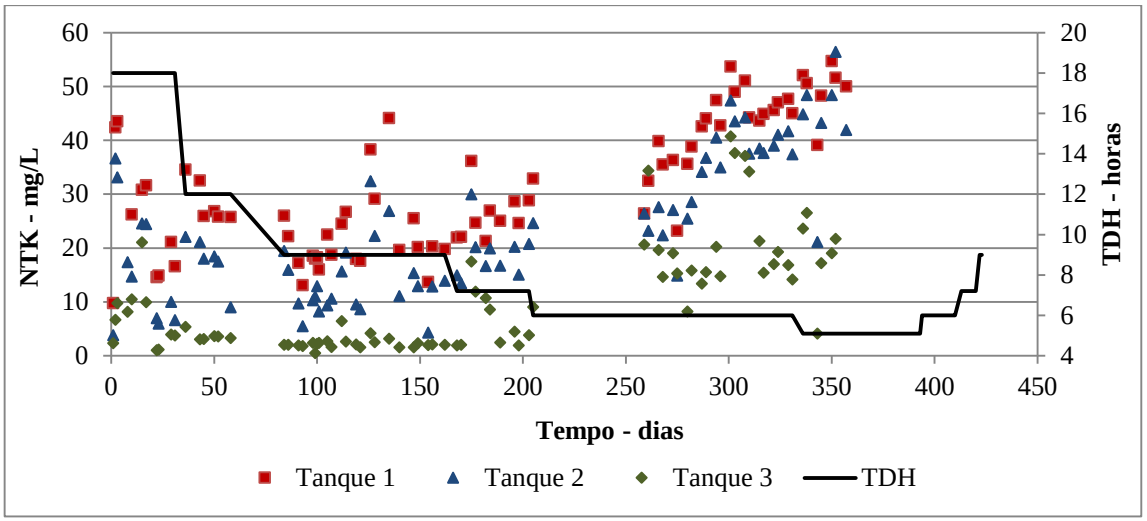


Figura 5.30: Série temporal com as concentrações de NTK solúvel nos tanques 1,2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais adotados.

Nas Figuras 5.31 e 5.32 são apresentados os gráficos com os valores de eficiência de remoção e a respectiva carga aplicada e a relação entre a carga de NTK aplicada e removida. Nessas figuras é possível observar que até no regimes operacional 4, com TDH de 7,2h, aproximadamente 200 dias após o início do experimento, os valores de eficiência de remoção ficaram próximos a 100%, no entanto, após esse período à medida que a carga foi aumentada houve uma redução na eficiência de remoção e os valores de distanciaram de 100%.

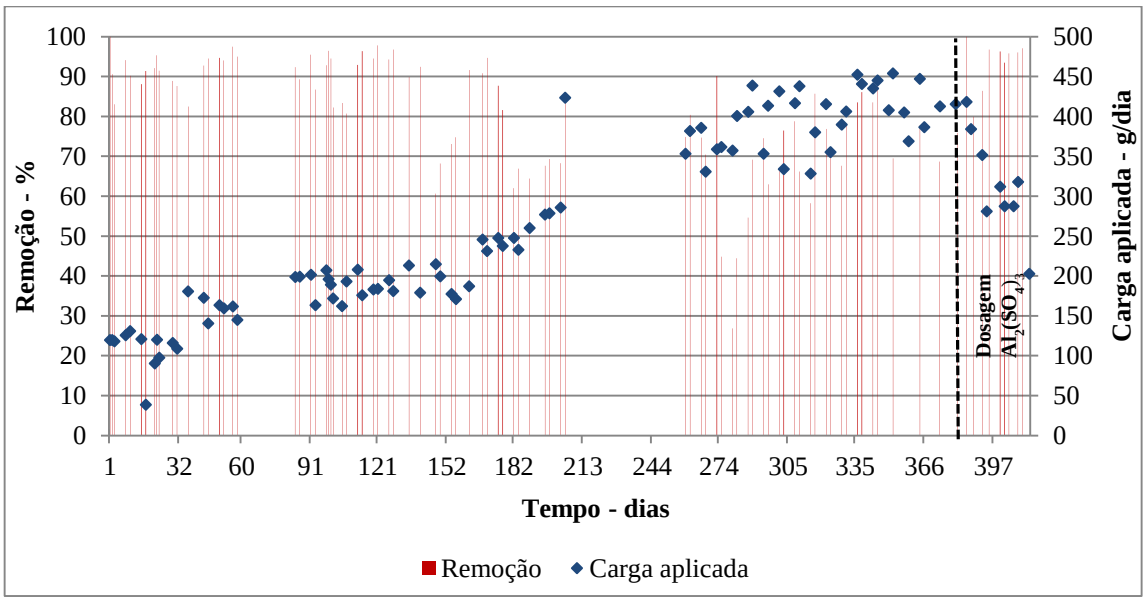


Figura 5.31: Série temporal dos valores de eficiência de remoção de NTK em relação à carga de aplicada

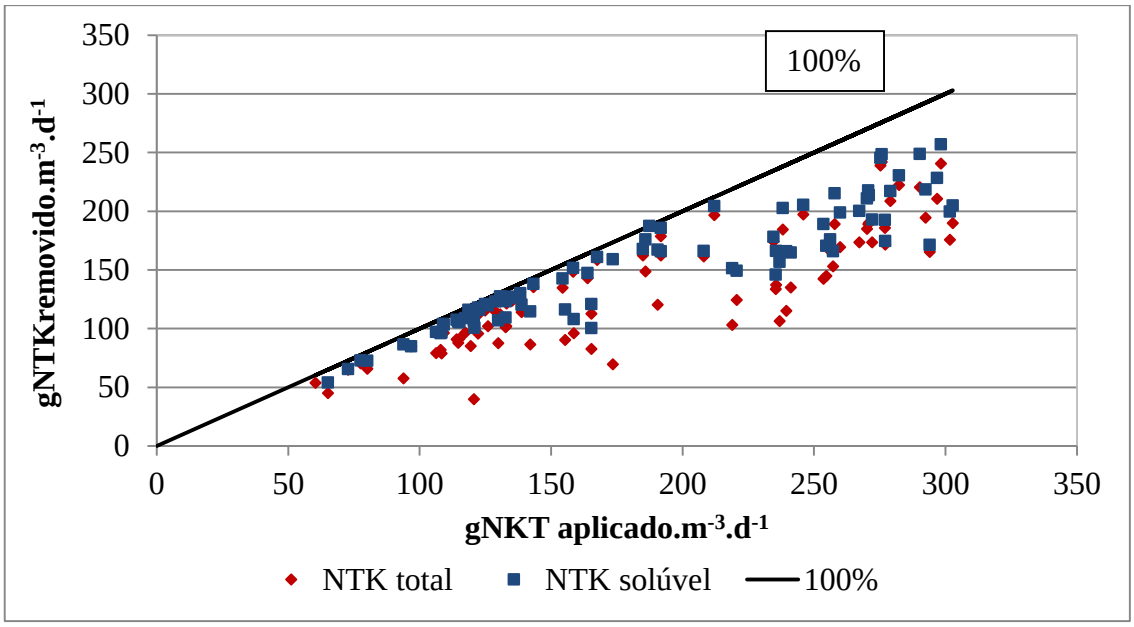


Figura 5. 32: Relação entre as cargas de NTK aplicada e removida

Os resultados relativos a eficiência de remoção de NTK estão próximos àqueles encontrados por Fujii (2011) que aplicou em seu experimento cargas de NTK de 162, 321 e 331gNTK.m^{-3}.d^{-1} e obteve eficiência de remoção de 86, 94 e 95% no reator IFAS. Vale ressaltar, que assim como no experimento realizado por Fujii (2011), foi observado uma grande influência da perda de sólidos na eficiência de remoção de NTK.

De Araújo Júnior *et al.* (2013) avaliaram o efeito da adição de meio suporte a um reator de lodos ativados tratando esgotos domésticos, conforme descrito do capítulo 3, esses autores utilizaram um meio suporte denominado Biobob® adicionados a um reator de lodos ativados e obteve eficiência de remoção de NTK média de 41 ± 9 e 45 ± 17, nos reatores com preenchimento de meio suporte de 8% e 20% (v/v), respectivamente.

5.1.3.7 Resultados relativos à remoção de matéria orgânica

As eficiências médias de remoção de DQO total e solúvel foram de 85 e 95%, respectivamente. A Tabela 5.9 apresenta os resultados da estatística descritiva dos valores de DQO total no afluente e DQO total e solúvel no efluente, monitorados ao longo de todos os regimes operacionais aplicados.

Tabela 5.9: Estatística descritiva dos resultados de DQO monitorados ao longo do experimento

TDH - horas	DQO– mg /L							
	Afluente			Efluente			Efluente filtr.	
	n	Min.	Med.	n	Min.	Med.	Min.	Med.
		Max.	DP		Max.	DP	Max.	DP
18	6	351	688	3	52	109	40	40
		1045	270		218	95	40	0
12	8	409	686	6	85	133	33,8	55,6
		789	126		195	56	151	47
09	25	347	706	25	32	140	25	33
		1162	179		384	88	49	6
7,2	11	576	769	11	52	172	17	28
		986	119		646	171	32	5
06	22	629	820	22	36	117	12	40
		1092	133		255	59	52	9,6
5,1	15	673	760	15	55	87	32	45
		845	58		148	28	59	8
5,1	5	673	750	5	55	66	32	40
		845	77		76	28	51	8
6	6	433	633	5	45	77	33	36
		740	118		166	50	40	3,6
7,2; 09	4	481	552	4	46	48	25	30
		628	60		50	2,3	34	4
Geral	96	347	735	90	32	120	12	38
		1162	155		645	88	151	15

A Figura 5.33 apresenta um gráfico *Box plot* dos valores de DQO monitorados ao longo de todos os regimes operacionais aplicados. Observa-se uma variação na concentração de DQO total no efluente, entretanto essa variação não foi observada nas concentrações de DQO solúvel. Esses resultados indicam efetiva remoção de matéria orgânica coloidal e perda de matéria orgânica particulada.

A Figura 5.34 apresenta um gráfico com os valores de DQO total e solúvel removida ao longo de todos os regimes operacionais aplicados. O gráfico indica estabilidade na remoção de DQO nessa configuração de reator biológico. Não foi observada perda de eficiência de remoção com a alteração do TDH.

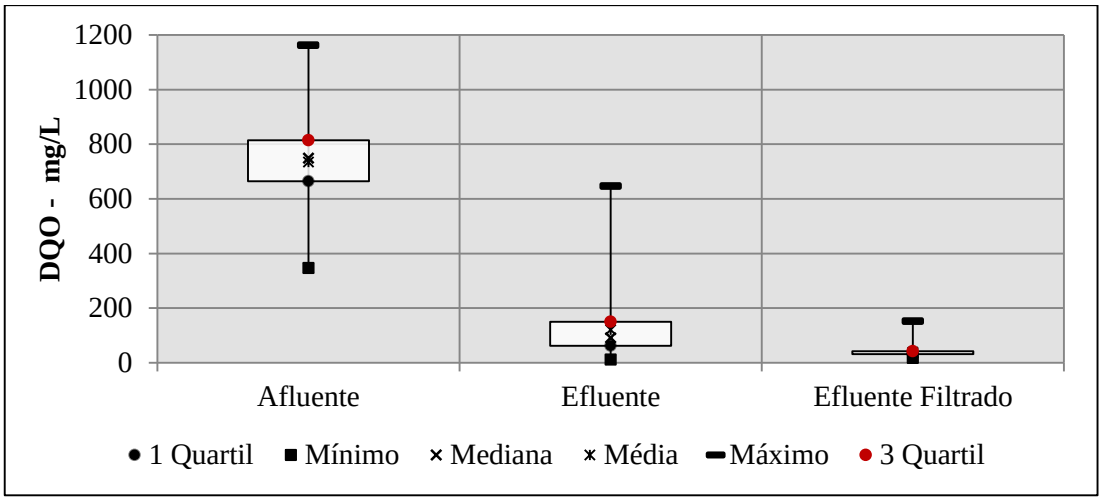


Figura 5.33: Gráfico *Box plot* dos valores de concentração de DQOtotal no afluente e DQO total e solúvel no efluente ao longo de todos os regimes operacionais aplicados

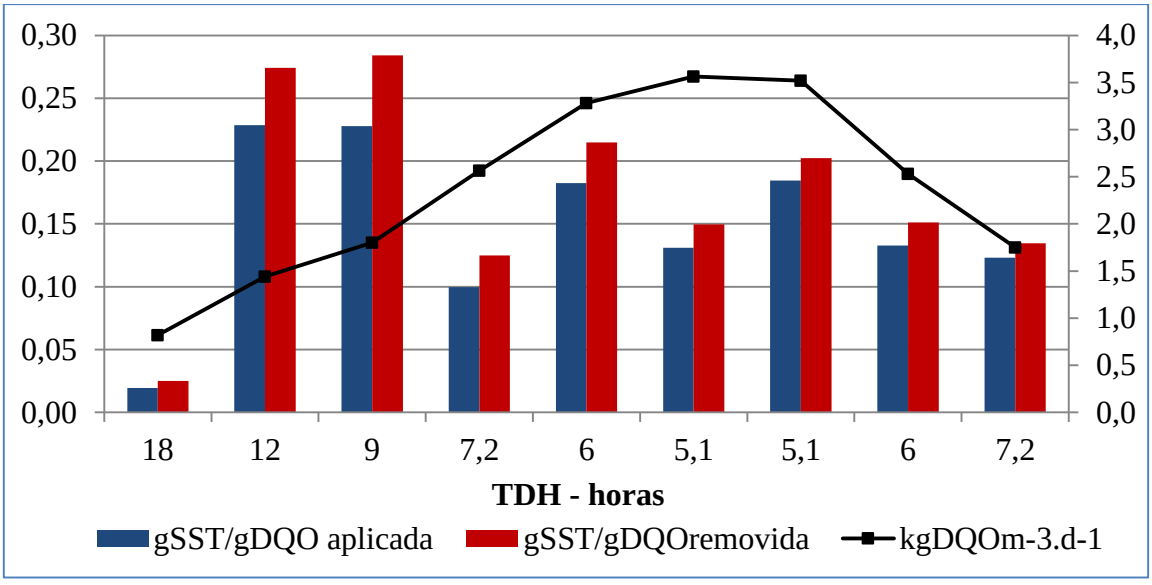


Figura 5.34: Parcelas de DQO total e solúvel removidas e as respectivas cargas de DQO aplicadas ao longo de todos os regimes operacionais aplicados.

A Figura 5.35 apresenta os resultados de eficiência obtidos e as respectivas cargas de DQO aplicadas ao longo de todo o experimento e a Figura 5.36 apresenta o gráfico com a série temporal das concentrações de DQO no afluente e efluente final. Na primeira figura é possível observar a influência da perda de SST na redução da eficiência de remoção de DQOtotal (pontos marcados). Conforme relatado anteriormente, essa perda de sólidos no efluente esteve relacionada à falta de um dispositivo para retirar o lodo flotado, com consequente contaminação das amostras, e também devido ao fato do descarte de lodo ter sido reduzido nesse período. Nesses gráficos pode ser observada a influência da dosagem de sulfato de alumínio no aumento de eficiência de remoção de DQO total. Assim que se

iniciou a dosagem de sulfato de alumínio os valores de eficiência de remoção de DQO total e solúvel se aproximaram.

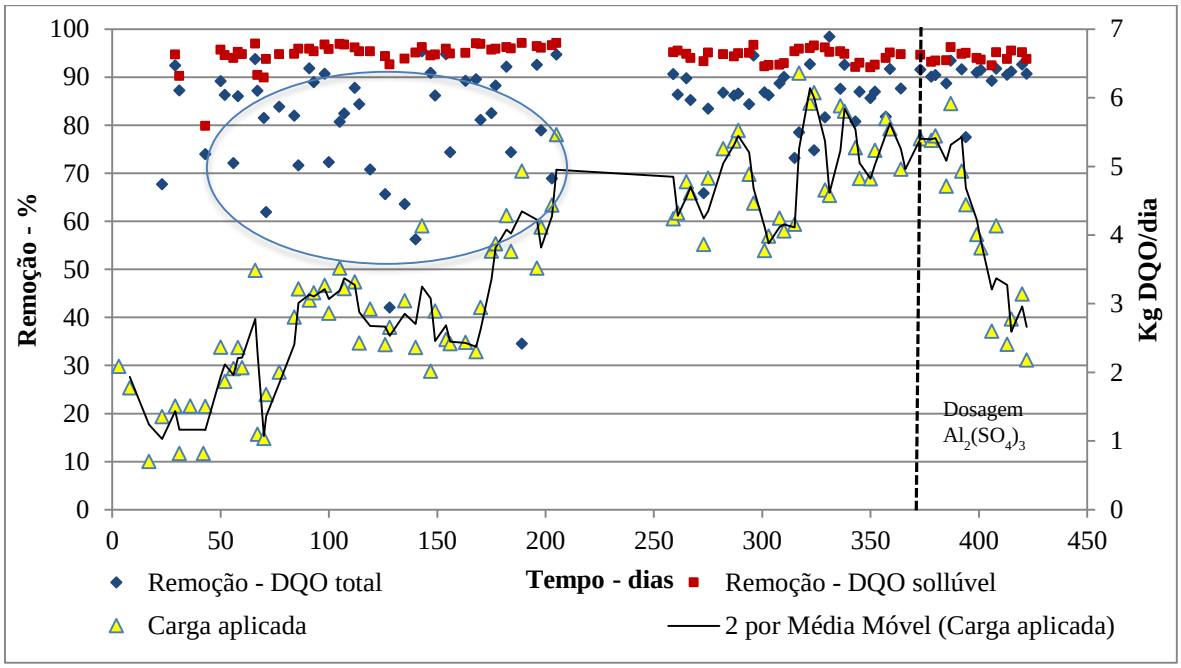


Figura 5.35: Série temporal com a eficiência de remoção de DQO total e solúvel e as respectivas cargas aplicadas.

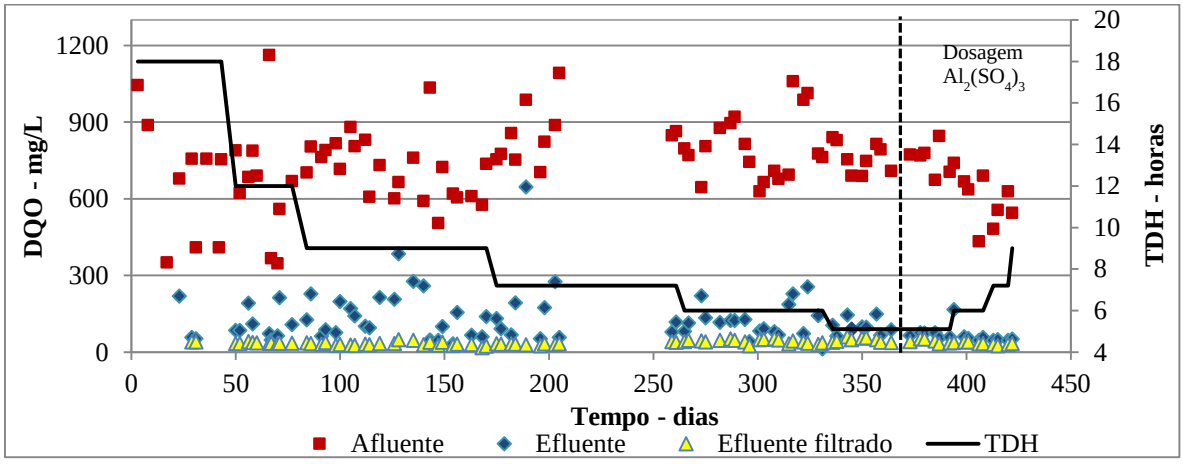


Figura 5.36: Série temporal com as concentrações de DQO no afluente e efluente ao longo de todos os regimes operacionais adotados.

Ao longo de todo o experimento foi determinada a concentração de DQO solúvel nos tanques com o objetivo de verificar o consumo de matéria orgânica ao longo do processo. Devido a ajustes operacionais e devido à dificuldade de filtração das amostras, a DQO solúvel do afluente só foi determinada a partir do 126º dia. Na Figura 5.37 é apresentada a série temporal com os valores de concentração de DQO solúvel no afluente e nos tanques 1, 2 e 3. Nesse gráfico é possível observar uma redução gradativa da DQO ao longo do

processo, sendo que a redução no tanque 1 foi a mais acentuada. O consumo médio de DQO solúvel no tanque 1 foi de 205mg/L, com valores mínimo e máximo de 135 e 323mg/L, respectivamente. No tanque 2 o consumo médio de DQO solúvel foi de 14mg/L, variando de -4 a 49mg/L. No tanque 3 o consumo médio foi de 8mg/L e variou de -4 a 47mg/L. Na Figura 5.38 é apresentado um gráfico com a série temporal dos valores de concentração de DQO solúvel nos tanques 1, 2 e 3 e na Figura 5.39 é apresentado um gráfico *Box plot* com os valores de DQO consumida global (afluente – efluente) e nos tanques 1, 2 e 3.

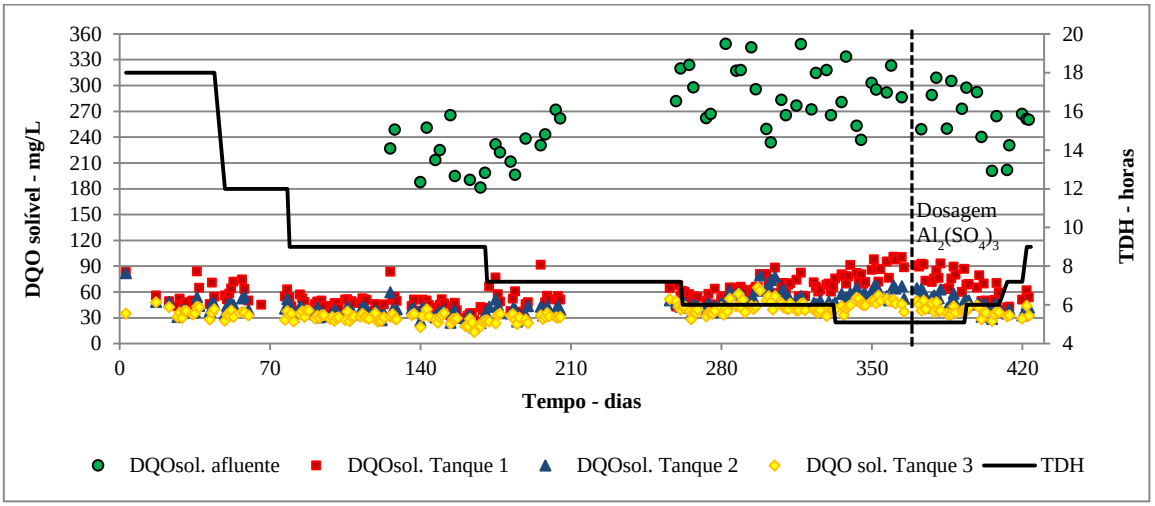


Figura 5. 37: Série temporal com as concentrações de DQO solúvel no afluente e nos tanques 1,2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais adotados

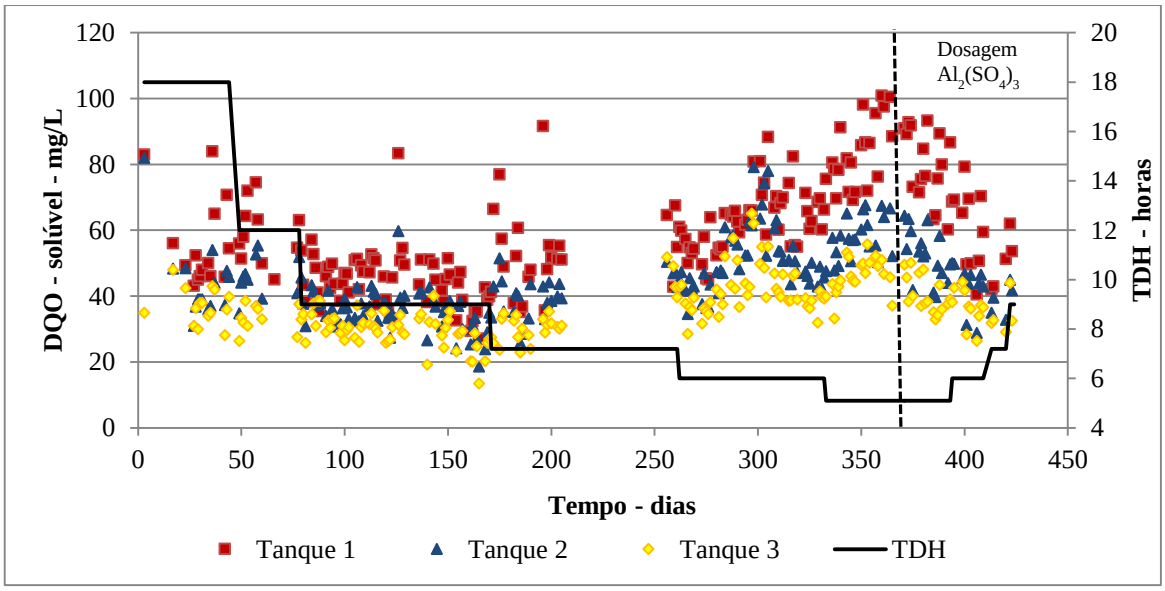


Figura 5. 38: Série temporal com as concentrações de DQO solúvel nos tanques 1,2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais adotados

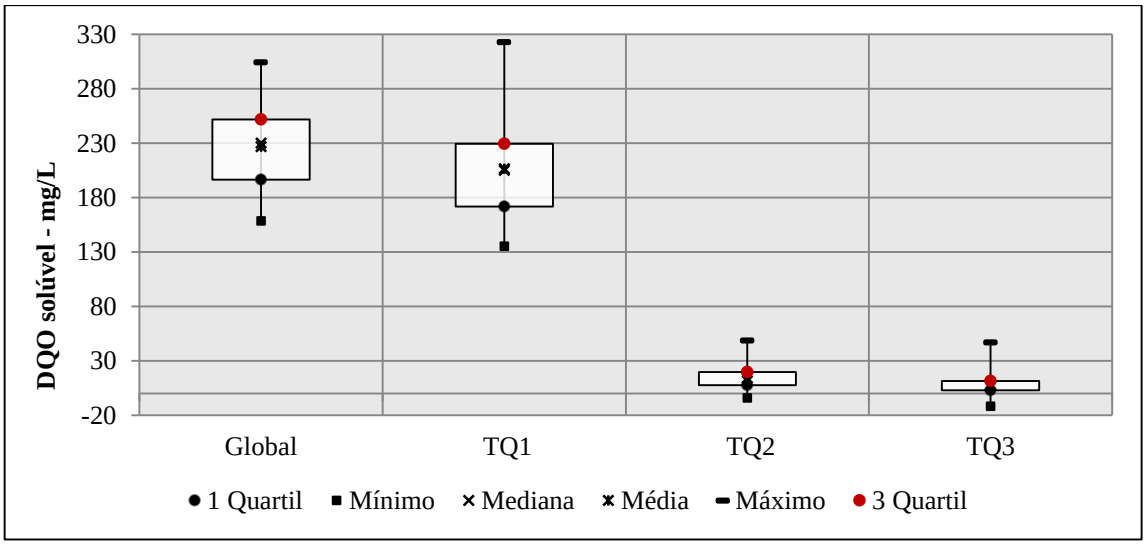


Figura 5.39: Gráfico *Box plot* dos valores de DQO solúvel consumida ao longo de todos os regimes operacionais adotados.

A concentração de DBO foi determinada uma vez por semana, no entanto, por se tratar de um método que pode sofrer muitas interferências, vários ensaios foram perdidos. A concentração média de DBO afluente e efluente a unidade piloto foi 408 e 33mg/L, respectivamente. A eficiência média de remoção foi de 91% e a carga orgânica volumétrica média aplicada foi de 1,3kgDBO.m^{-3}.d^{-1} e a carga orgânica volumétrica média removida foi de 1,2kgDBO.m^{-3}.d^{-1}. A Tabela 5.10 apresenta a estatística descritiva dos resultados de DBO ao longo de todos os regimes aplicados. Não foi determinada a concentração de DBO solúvel no efluente, assim esse resultado sofre a influência da perda de SS.

Tabela 5. 10: Resultados da estatística descritiva dos resultados de DBO ao longo de todos os regimes operacionais aplicados.

TDH - horas	**DBO – mg/L**						**Remoção – %**		**COV KgDBO.m^{-3}.d^{-1}**	
	Afluente			**Efluente**						
	n	**Min.**	**Med**	**n**	**Min.**	**Med**	**Min.**	**Med**	**Min.**	**Med**
		Max.	**DP**		**Max**	**DP**	**Max**	**DP**	**Max.**	**DP**
18	5	160	396	2	15	30	87	92	0,3	0,5
		600	161		45	21	97	7	0,8	0,3
12	4	420	445	4	15	31	88	93	0,8	0,9
		460	19		55	18	97	4	0,9	0,04
09	11	240	407	11	14	38	81	89	0,6	1,0
		720	128		55	15	97	6	1,4	0,3
7,2	2	300	380	2	35	45	88	88	1,0	1,3
		460	113		55	14	88	0,2	1,5	0,4
06	7	280	496	7	25	34	89	93	1,1	2,0
		770	148		55	13	97	3	3,1	0,6

Tabela 5. 20: Resultados da estatística descritiva dos resultados de DBO ao longo de todos os regimes operacionais aplicados (Cont.)

TDH - horas	DBO – mg/L						Remoção – %		COV $KgDBO.m^{-3}.d^{-1}$	
	Afluente			Efluente						
	n	Min.	Med	n	Min.	Med	Min.	Med	Min.	Med
		Max.	DP		Max	DP	Max	DP	Max.	DP
5,1	5	280	332	5	25	25	91	92	1,3	1,5
		380	41		25	0	93	1	1,8	0,2
5,1; 6; 7,2 e 09	5	280	360	4	2	28	86	93	1,1	1,5
		440	63		55	25	99	6	1,9	0,4
Geral	39	160	408	35	2	33	81	91	0,2	1,2
		770	119		55	15	99	4,6	3,1	0,6

Na Figura 5.40 é apresentado um gráfico *Box plot* com os resultados de concentração de DBO monitorados ao longo do experimento. Na Figura 5.41 é apresentado um gráfico com a série temporal dos resultados de concentração de DBO e nas Figuras 5.42 e 5.43 são apresentados gráficos com os resultados de carga removida e a respectiva carga aplicada e a eficiência de remoção e a respectiva carga aplicada.

Nas Figuras 5.42 e 5.43 é possível observar que, assim como a DQO, foi observado que a unidade manteve um padrão de redução de carga, independente do TDH aplicado.

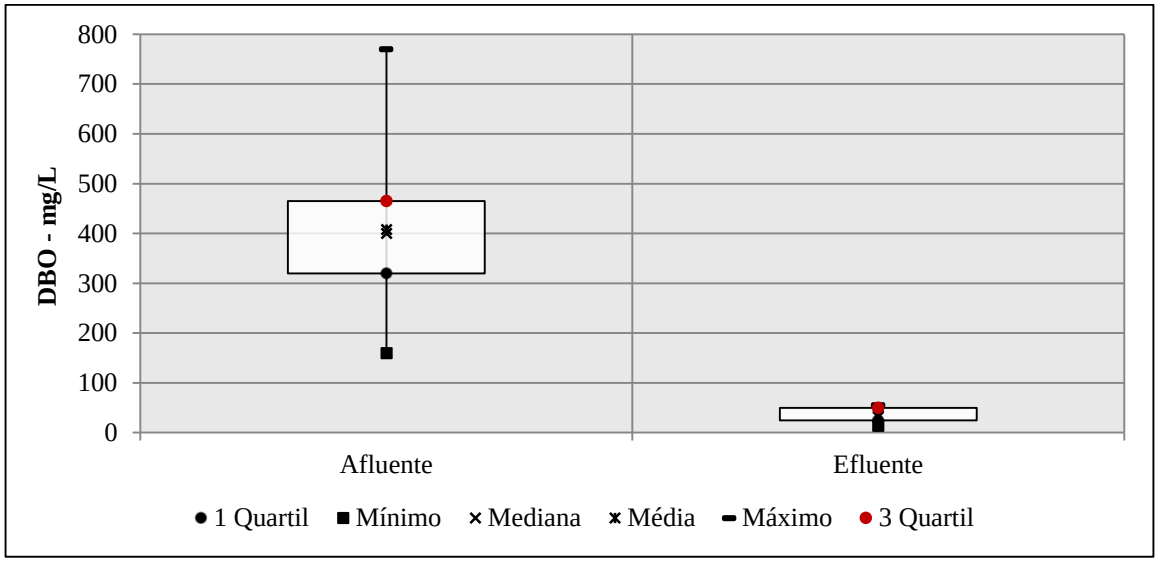


Figura 5.40: Gráfico Box plot com os resultados de concentração de DBO afluente e efluente monitorados ao longo do experimento.

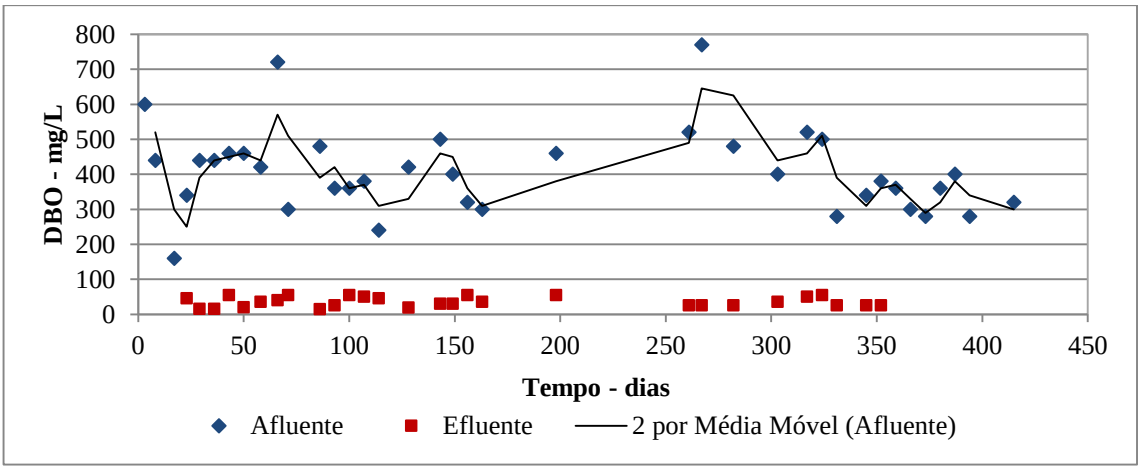


Figura 5. 41: Série temporal dos resultados de concentração de DBO afluente e efluente.

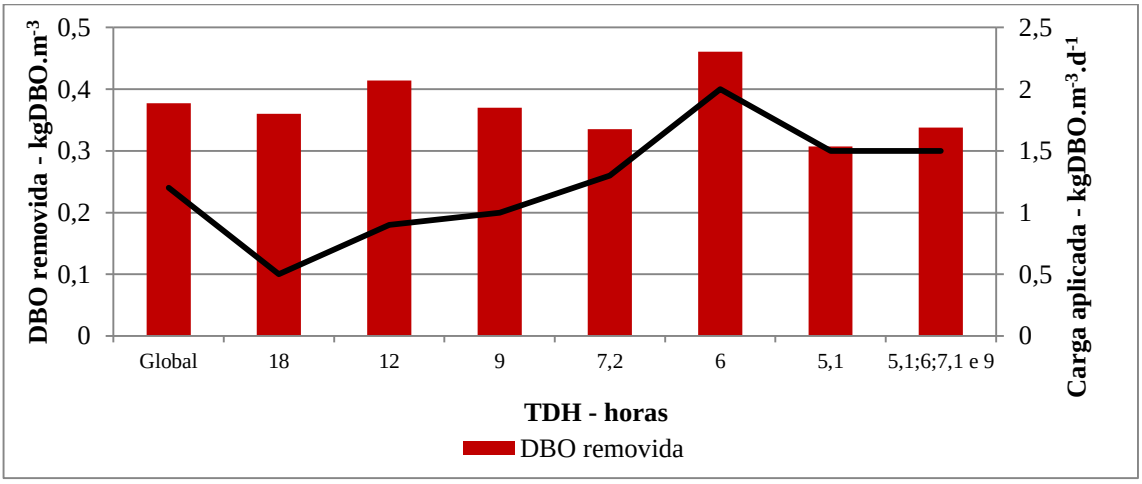


Figura 5. 42: Parcelas de DBO removidas e as respectivas cargas de DBO aplicadas ao longo de todos os regimes operacionais aplicados.

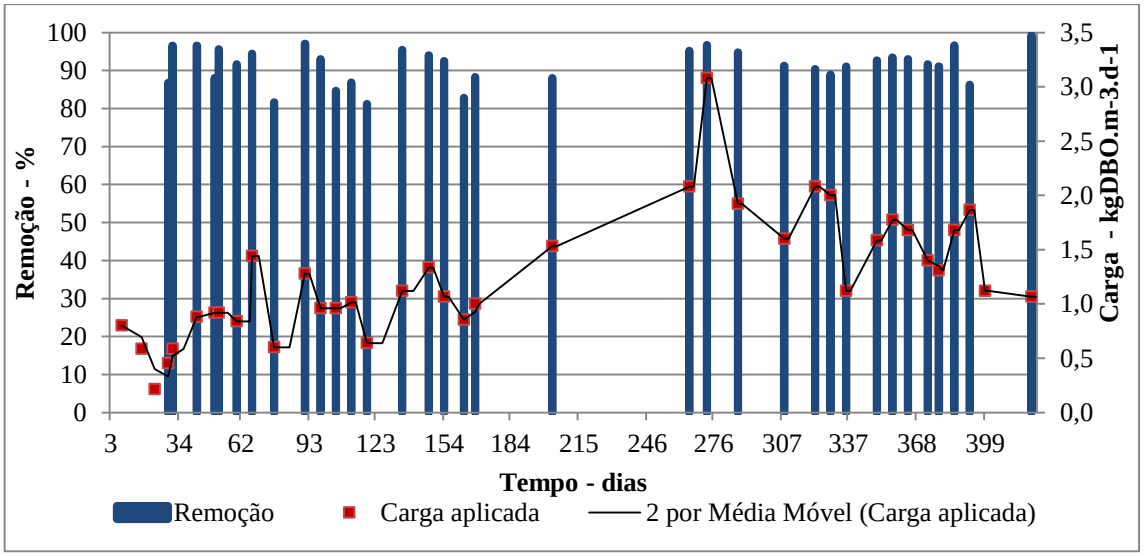


Figura 5. 43: Eficiência de remoção de DBO e as respectivas cargas de DBO aplicadas ao longo de todos os regimes operacionais aplicados

Os resultados obtidos estão de acordo com aqueles encontrados por Fujii (2011), que no seu experimento aplicou TDHs de 11, 7,2 e 5,4 horas e cargas de DBO de 0,47, 0,78 e 0,81kgDBO.$m^{-3}.d^{-1}$, e obteve eficiência de remoção de DBO total de 88, 86 e 92%, respectivamente.

5.1.3.8 Carga Orgânica Volumétrica – COV

Alguns autores avaliam os sistemas MBBRs ou os sistemas IFAS, considerando os valores de carga orgânica volumétrica (COV) e carga orgânica superficial (COS). Nesse item será feita uma avaliação considerando esses dois parâmetros. A carga orgânica volumétrica corresponde à razão entre a carga orgânica aplicada ao reator biológico e o volume do mesmo, dada por kgDBO ou DQO.$m^{-3}.d^{-1}$ e representada através da Equação 5.1.

$$\mathrm{COV} = \frac{\text{Carga de DBO ou DQO aplicada}}{\text{Volume do reator}} \qquad \text{(Equação 5.1)}$$

Os valores da estatística descritiva de carga orgânica volumétrica aplicada ao longo de todos os regimes operacionais, considerando os valores de DQO total do afluente são apresentados na Tabela 5.11. Os valores médios de COV variaram de 0,55 a 4,37kgDQO.$m^{-3}d^{-1}$. As Figuras 5.44 e 5.45 apresentam um gráfico *Box plot* e a série temporal com os valores de COV aplicados em todos os regimes operacionais.

Os valores de COVs aplicados em reatores MBBR ou IFAS são muito variáveis. Reis (2007), conforme descrito no capítulo 3, avaliou a influência da carga orgânica na eficiência de reatores MBBRs. A autora aplicou COVs que variaram de 3,96 a 8,53 kg DQO. $m^{-3}.d^{-1}$ e obteve eficiências de remoção de DQO superiores a 80%. Assim como nessa pesquisa, Reis (2007) observou uma estabilidade na remoção de matéria orgânica independente da carga aplicada. Esses valores estão bem acima daqueles aplicados aos sistemas de lodos ativados. De acordo com Jordão & Pessôa, (2005), os valores máximos de COV aplicados nos processos de lodos ativados convencional e por aeração prolongada é de 0,6 kgDBO.$m^{-3}.d^{-1}$ e 0,4 kgDBO.$m^{-3}.d^{-1}$, respectivamente.

Tabela 5. 11: Estatística descritiva dos valores de COV aplicadas e removidas

TDH - horas	COV – kgDQOm^{-3}d^{-1}							
	Aplicada			Removida DQO total			Removida DQO solúvel	
	n	Min.	Med.	n	Min.	Med.	Min.	Med.
		Max.	DP		Max.	DP	Max.	DP
18	3	0,55	0,82	3	0,48	0,67	0,49	0,72
		1,01	0,2		0,93	0,2	0,95	0,3
12	6	1,24	1,44	6	0,99	1,19	1,18	1,33
		1,58	0,1		1,41	0,2	1,51	0,1
09	25	0,69	1,8	25	0,57	1,44	0,62	1,72
		2,76	0,5		2,63	0,5	2,65	0,5
7,2	11	1,92	2,56	11	1,14	1,99	1,86	2,47
		3,29	0,4		2,63	0,4	3,20	0,4
06	22	2,52	3,28	22	1,7	2,81	2,32	3,12
		4,37	0,5		4,14	0,5	4,24	0,5
5,1	10	3,21	3,56	10	2,75	3,11	2,96	3,35
		3,92	0,3		3,58	0,3	3,74	0,3
5,1, 6, 7,2 e 9	14	1,45	2,66	14	1,32	2,4	1,36	2,51
		3,95	0,8		3,69	0,7	3,8	0,8
Geral	93	0,55	2,49	90	0,48	2,14	0,49	2,41
		4,37	0,9		4,14	0,9	4,24	0,9

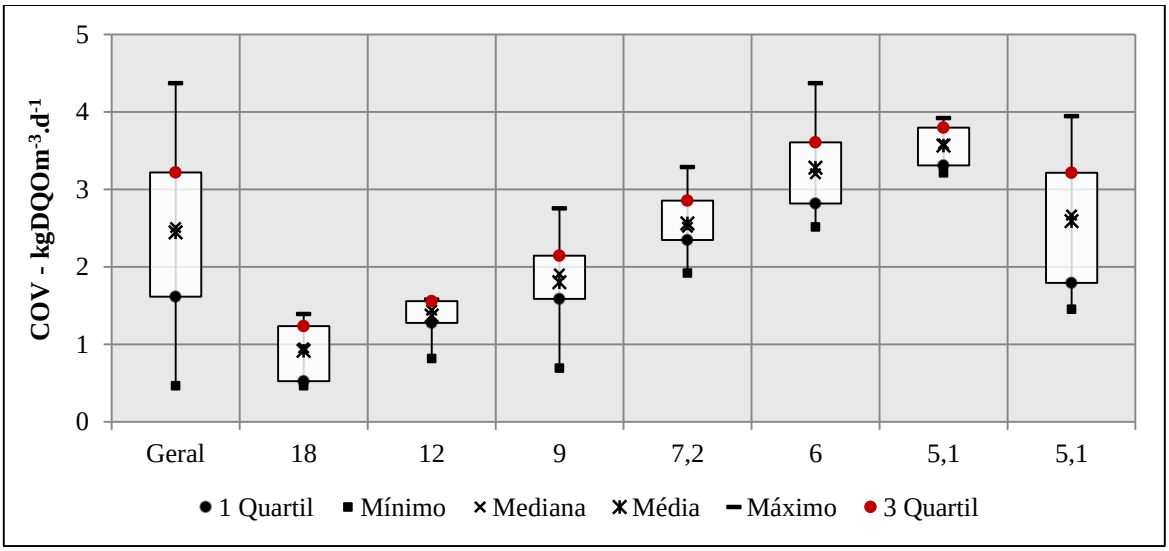


Figura 5.44: Gráfico *Box plot* com os valores de COV aplicadas

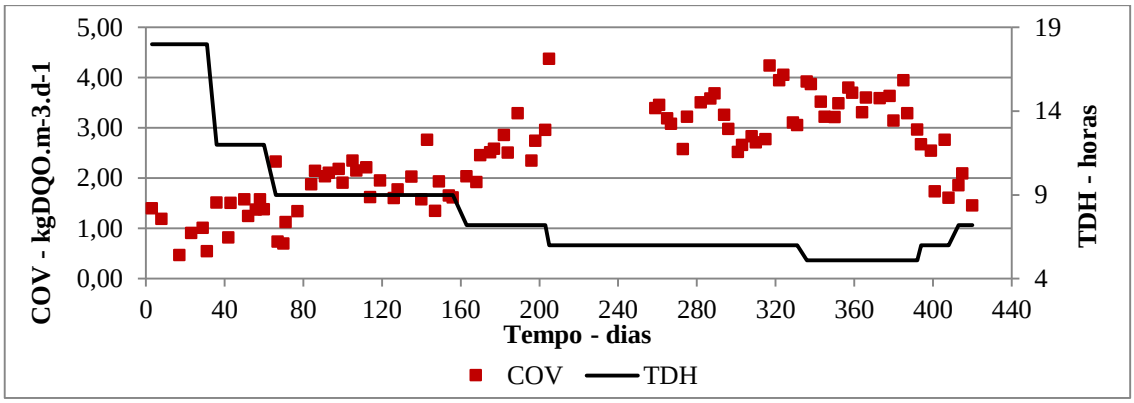


Figura 5. 45: Série temporal com os valores de COV aplicada

Na Figura 5.46 é possível avaliar a influência da perda de sólidos nos resultados de DQO, quando avaliada a relação entre a COV aplicada e a COV removida, considerando a DQO solúvel do efluente final os valores ficaram próximos a do 100%. Observa-se que o reator (tanques 1, 2 e 3) manteve a capacidade de remover DQO independente da COV aplicada. Esse fato também pode ser observado na Figura 5.46 que apresenta a eficiência de remoção de DQO total e solúvel em função da carga orgânica aplicada nos sete regimes operacionais investigados.

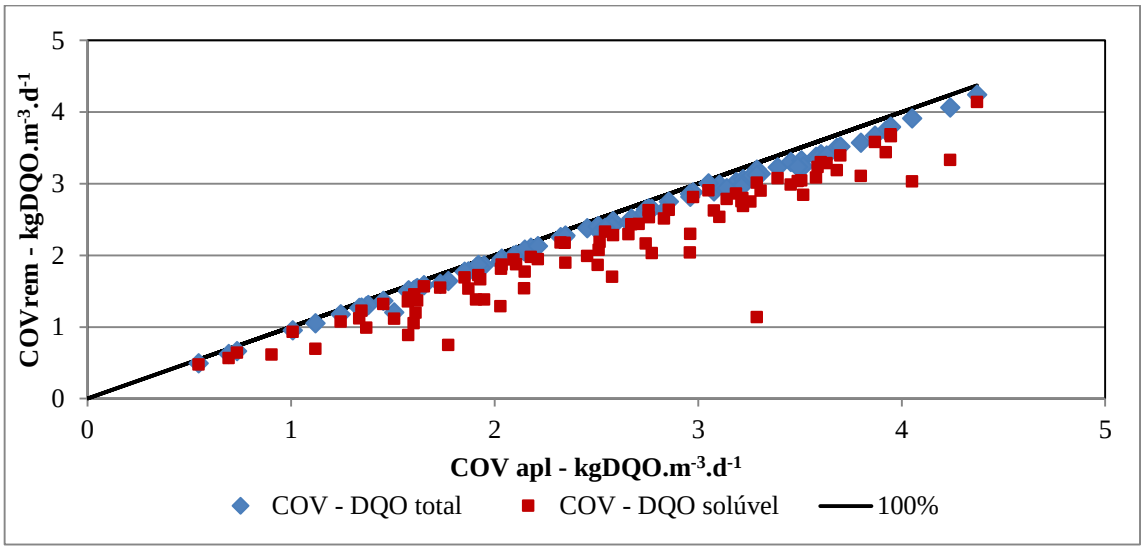


Figura 5.46: COV removida em função da COV aplicada

A eficiência de remoção de DQO solúvel esteve sempre acima de 90%, independente da COV aplicada. A diferença entre a eficiência de DQO total e solúvel deve-se a perda de SST no efluente. A Figura 5.47 apresenta a eficiência de remoção de DQO total e solúvel em função da COV aplicada.

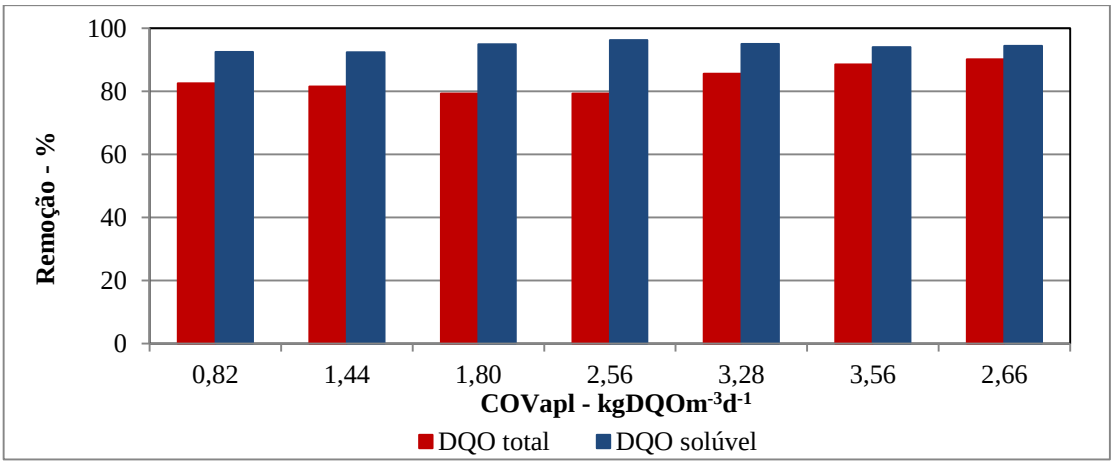


Figura 5.47: Eficiência de remoção de DQO total e solúvel em função da carga orgânica aplicada

5.1.3.9 Carga Orgânica Superficial – COS

A carga orgânica superficial corresponde à razão entre a carga orgânica aplicada ao reator biológico e a área superficial total do meio suporte aplicado ao reator, dada por kgDBO ou DQO.m^{-2}.d^{-1} e representada através da Equação 5.2.

$$\text{COS} = \frac{\text{Carga de DBO ou DQO aplicada}}{\text{m}^2\text{meio suporte presente no reator}} \qquad \text{(Equação 5.2)}$$

A COS tem demonstrado ser uma valiosa ferramenta não só para o projeto de reatores MBBR, mas também para comparar os sistemas MBBR independentes do meio suporte aplicado (Levstek, *et al.* 2010).

Para determinar a COS aplicada na unidade piloto, foi considerada a área superficial do meio suporte aplicado aos tanques 1 e 2. De acordo com Levstek, *et al.* (2010) a área superficial estimada do PVA- Gel é de 2500m^2/m^3, como foram colocados 75 litros de PVA Gel em cada tanque, tem-se uma área superficial total de PVA-Gel de 375m^2 nos tanques. A Tabela 5.12 apresenta a estatística descritiva dos valores de COS aplicados ao longo de todos os regimes operacionais. A COS aplicada média variou de 1,87 a 17, 5gDQO$m^{-2}d^{-1}$.

Tabela 5. 12: Estatística descritiva dos valores de COS aplicadas e removidas

TDH - horas	COS – $gDQOm^{-2}d^{-1}$							
	Aplicada			Removida DQO total			Removida DQO solúvel	
	n	Min.	Med.	n	Min.	Med.	Min.	Med.
		Max.	DP		Max.	DP	Max.	DP
18	6	1,87	3,67	3	1,9	2,7	1,97	3,13
		5,57	1,4		3,73	0,9	3,82	1,0
12	8	3,27	5,5	5	3,95	4,75	4,71	5,32
		6,31	1,0		5,63	0,7	6,04	0,6
09	25	3,7	7,53	25	3,0	6,04	3,33	7,2
		12,4	1,9		11,62	2,1	12,0	1,9
7,2	11	7,68	10,26	11	4,55	7,96	7,46	9,88
		13,16	1,6		10,53	1,5	12,78	1,5
06	22	10,06	13,12	22	6,8	11,25	9,29	12,48
		17,5	2,1		16,55	2,1	16,97	2,2
5,1	10	12,85	14,25	10	11,0	12,46	11,83	13,39
		15,7	1,0		14,32	1,2	14,96	1,1
5,1, 6, 7,2 e 9	14	5,81	10,38	14	5,27	9,34	5,45	9,8
		15,78	3,2		14,75	2,9	15,2	3,0
Geral	96	1,87	9,83	90	1,9	8,6	1,97	9,62
		17,5	3,7		16,55	3,4	16,97	3,4

As Figuras 5.48 e 5.49 apresentam um gráfico *Box plot* e uma série temporal com os valores de COS aplicados.

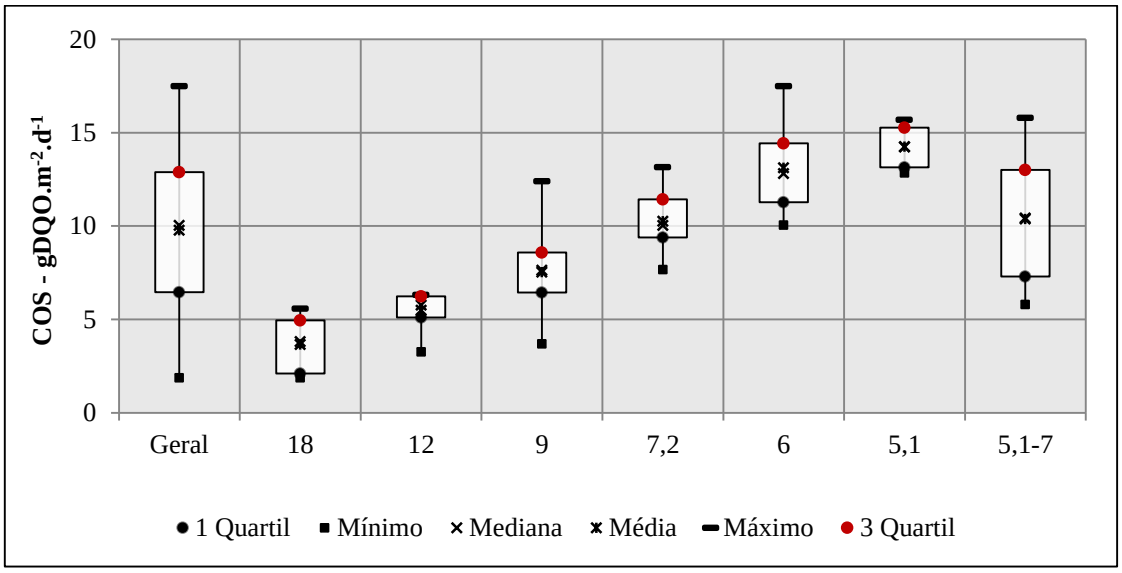


Figura 5. 48: Gráfico Box plot com valores de COS aplicados em todos os regimes operacionais investigados.

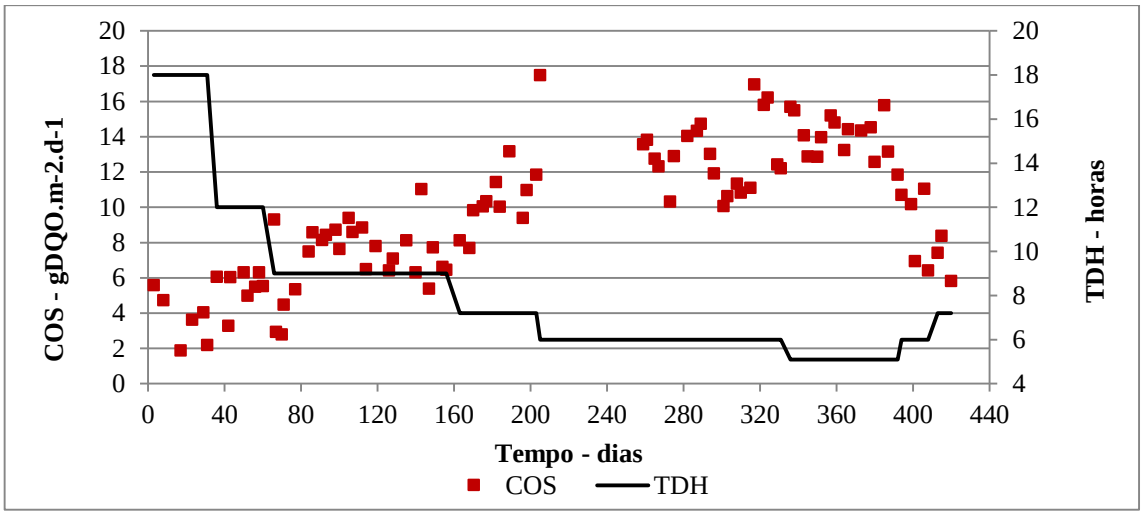


Figura 5.49: Série temporal com os valores de COS aplicada.

A Figura 5.50 apresenta os valores de COS removida em função da COS aplicada. Observa-se que assim como na carga orgânica volumétrica, a carga orgânica superficial removida também se manteve estável independente da COS aplicada. Os valores de COS removida, considerando a DQO efluente solúvel estiveram sempre próximos a linha do 100%.

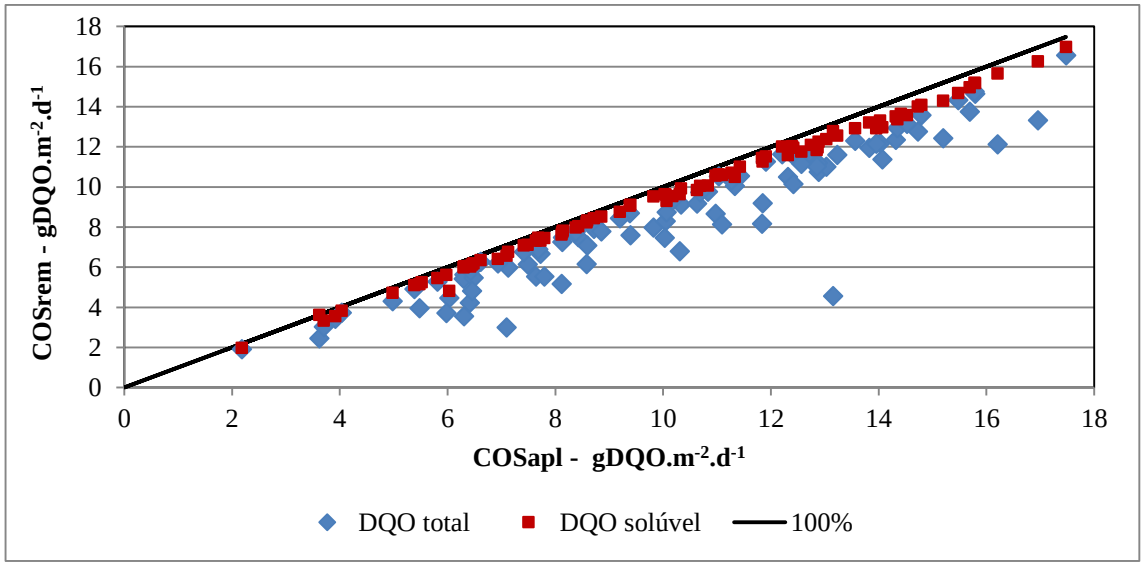


Figura 5.50: COS removida em função da COS aplicada

A estabilidade observada na remoção de matéria orgânica pode estar relacionado ao fato das cargas aplicadas estarem abaixo da capacidade do sistema. Ødegaard, *et al.* (1994) conduziram uma pesquisa aplicada a um reator MBBR , na qual um dos objetivos era

avaliar qual a COS máxima que o processo poderia suportar. Foram utilizados dois reatores MBBR em série, sendo que 54% do volume de ambos foi preenchido com meio suporte, resultando em uma área superficial específica por volume de reator de 276 m^2/m^3. Os resultados indicaram que quando o sistema foi submetido a uma COS de 21 $gDQO.m^{-2}.d^{-1}$ foi observada boa eficiência de remoção de DQO, no entanto, a eficiência de remoção de DQO reduziu significativamente quando foi aplicada uma COS de 37 $gDQO.m^{-2}.d^{-1}$.

As cargas aplicadas podem ter sido acima daquelas ideais para o processo de nitrificação. Hem, *et al.* (1994) empregaram um sistema MBBR, em escala piloto, para avaliar o processo de nitrificação. Foi utilizado um reator de volume igual a 0,02 m^3, o qual preenchido com 2/3 do volume com um meio suporte de polietileno. Os resultados experimentais mostraram que à medida que a carga orgânica aumentava a taxa de nitrificação diminuía. Quando a aplicação de COS variou entre 2,00 e 3,00 $gDBO_7.m^{-2}.d^{-1}$, os resultados da taxas de nitrificação corresponderam a 55% daquelas obtidas quando foram aplicadas COS na faixa entre 1,00 a 2,00 $gDBO_7.m^{-2}.d^{-1}$. E quando a COS aplicada foi superior a 5 $gDBO_7.m^{-2}.d^{-1}$ a taxa de nitrificação foi insignificante.

5.1.3.10 Resultados relativos aos compostos fosfatados (Fósforo total e ortofosfato)

Uma desvantagem do processo MBBR para a remoção biológica de fósforo está relacionada ao fato da necessidade de submeter a biomassa a condições anaeróbias, seguidas de condições aeróbias ou anóxicas (Helness, 2007).

Apesar da unidade piloto não possuir uma câmara anaeróbia, as concentrações de fósforo total e fósforo solúvel foram monitoradas ao longo de todo o experimento. Inicialmente serão apresentados os resultados dos regimes operacionais 1, 2, 3, 4, 5 e 6, nos quais não foi aplicado sulfato de alumínio e posteriormente serão apresentados os resultados do regime operacional 7, com aplicação de sulfato de alumínio.

A concentração média de fósforo total no afluente foi 6,8mg/L, valor próximo a 7mg/L, indicado por von Sperling (1996) como valor típico para esgotos domésticos. No efluente final a concentração média de fósforo total e fósforo total filtrado foi 3,6mg/L e 2,4mg/L, respectivamente. É possível observar que mesmo sem uma câmara anaeróbia, o sistema teve uma remoção média de fósforo total e fósforo total filtrado de 46 e 64%, respectivamente.

A Tabela 5.13 apresenta a estatística descritiva das concentrações e eficiência de remoção de fósforo total ao longo dos seis primeiros regimes operacionais. A Figura 5.51 apresenta um gráfico *Box plot* com os valores de concentração de fósforo total e total filtrado ao longo dos 6 primeiros regimes de operação.

Tabela 5. 13: Estatística descritiva dos resultados de concentração e remoção de fósforo total

TDH - horas	**n**	**Ptotal– mg /L**						**Remoção - %**			
		Afluente		**Efluente**		**Efl. filtr.**		**Efluente**		**Efl. filtr.**	
		Min.	**Med.**	**Min.**	**Med.**	**Min.**	**Med.**	**Min.**	**Med.**	**Min.**	**Med.**
		Max.	**DP**	**Max.**	**DP**	**Max.**	**DP**	**Max.**	**DP**	**Max.**	**DP**
18	8	6,8	7,9	4,1	5,8	4,1	4,6	18	29	29	39
		9,1	0,8	8,0	1,6	4,9	0,4	45	14	51	11
12	8	6,2	7,2	4,3	5,7	3,1	4,4	1,4	22	30	41
		7,8	0,6	7,5	1,3	5,4	0,9	37	15	54	9,7
09	22	3,9	7,0	2,0	3,9	0,7	2,7	10	40	43	60
		9,8	1,5	6,4	1,2	4,0	0,9	64	16	91	11,8
7,2	11	4,9	6,3	2,1	3,1	1,0	2,1	10	49	24	66
		7,2	0,7	4,4	0,7	3,7	0,7	68	15	85	16
06	23	5,5	6,7	1,3	3,1	0,9	1,9	21	53	53	72
		8,4	0,7	4,4	0,7	3,3	0,7	80	13	87	9,3
5,1	12	4,4	6,2	0,9	2,5	0,4	1,7	37	60	59	73
		6,7	0,7	3,8	1,0	2,7	0,9	84	15	93	13
Geral	84	3,9	6,8	0,9	3,6	0,4	2,4	1,4	46	25	64
		9,8	1,1	8,0	1,4	5,4	1,1	84	17,8	93	15

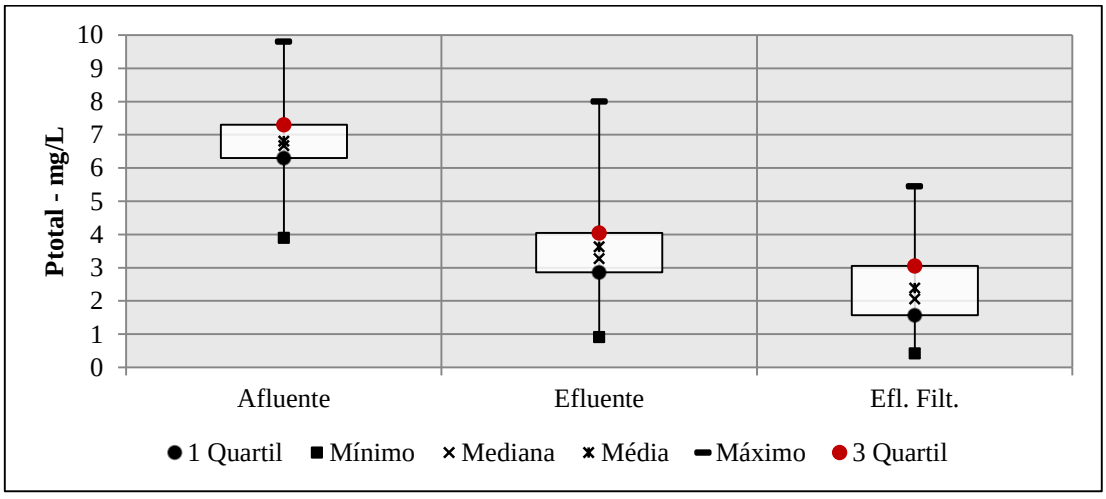


Figura 5. 51: Gráfico *Box plot* com os valores de concentração de fósforo total e total filtrado ao longo dos 6 primeiros regimes de operação

Na Figura 5.52 é apresentado um gráfico com a série temporal das concentrações de fósforo no afluente e efluente da unidade piloto. Observa-se que o comportamento da remoção de fósforo se manteve constante após o terceiro regime operacional, indicando pouca influência do TDH na remoção de fósforo. A instabilidade na remoção de fósforo nos regimes operacionais 1,2 e no início do regime 3 pode estar relacionado ao fato de não ter sido realizado descarte de lodo nesse período.

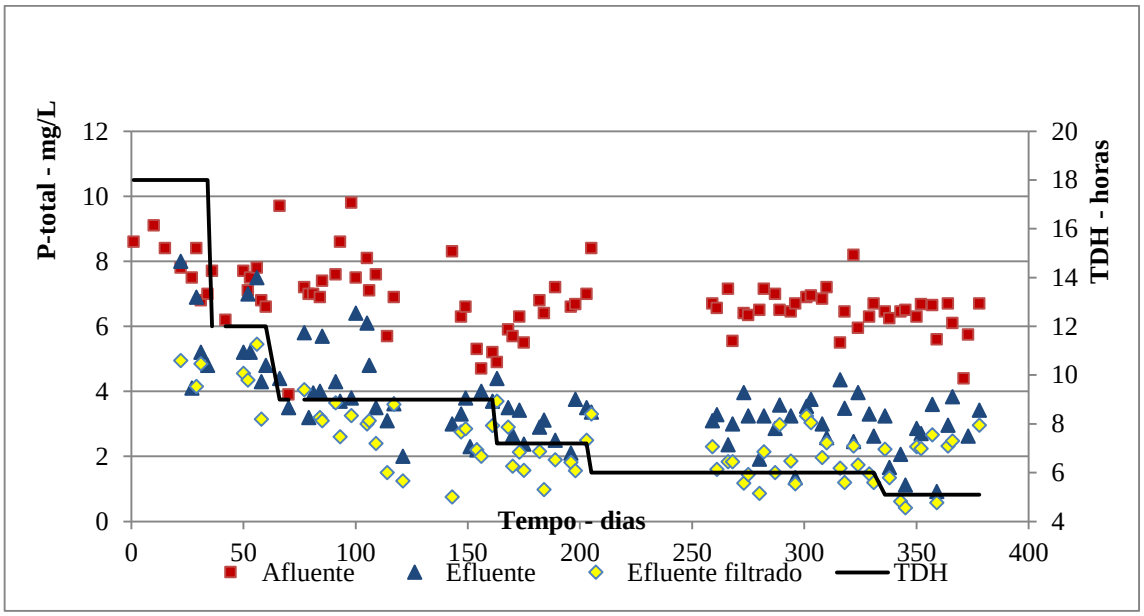


Figura 5.52: Série temporal das concentrações de fósforo no afluente e efluente

A Figura 5.53 apresenta a eficiência de remoção de fósforo total e total filtrado ao longo dos 6 primeiros regimes operacionais aplicados. Pode ser observado que nos primeiros regimes, quando o volume de lodo descartado foi menor, a remoção de fósforo foi menor. A partir do quarto regime operacional a remoção do fósforo solúvel se manteve constante, com a maioria dos resultados de remoção entre 60 e 80%, entretanto pode-se observar grande variação na eficiência de remoção do fósforo total, indicando a interferência da perda de SS nesses resultados.

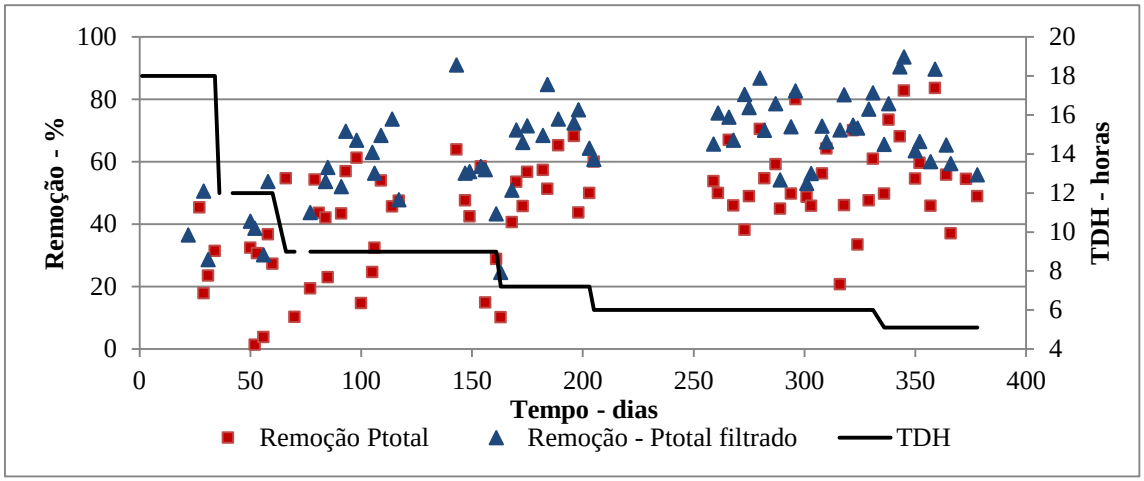


Figura 5.53: Eficiência de remoção de fósforo total e total filtrado ao longo dos 6 primeiros regimes operacionais aplicados.

A concentração de P-PO_4 foi monitorada diariamente e a média no afluente foi 4,0mg/L e no efluente final a concentração média foi 2,2mg/L. A Tabela 5.14 apresenta a estatística descritiva dos resultados de ortofosfato ao longo dos seis primeiros regimes operacionais.

Tabela 5. 14: Estatística descritiva dos resultados de concentração ortofosfato

TDH - horas	n	P-PO_4 - mg/L									
		Afluente		TQ1		TQ2		TQ3		Efluente	
		Min.	Med.	Min.	Med.	Min.	Med.	Min.	Med.	Min.	Med.
		Max.	DP	Max.	DP	Max.	DP	Max.	DP	Max.	DP
18	14	2,9	4,3	1,2	3,5	0,4	2,8	0,3	3,3	3,7	4,4
		6,2	0,9	6,5	1,1	3,8	0,8	5,5	1,3	6,7	0,9
12	14	3,0	3,9	1,8	3,8	1,0	3,1	2,9	3,8	3,1	4,0
		4,4	0,4	5,0	1,0	4,0	1,0	4,4	0,5	5,3	0,6
09	52	2,3	3,7	1,9	4,0	1,5	3,2	0,05	2,1	0.3	2,6
		4,5	0,5	7,3	1,1	5,7	0,7	8,1	1,5	4,4	0,9
7,2	24	2,3	3,5	1,3	3,1	0,08	2,2	0,05	0,24	0,5	1,8
		4,5	0,4	4,4	0,4	3,7	0,9	2,6	0,6	2,8	0,6
06	55	3,5	4,5	0,9	4,9	0,05	2,9	0,05	0,5	0,4	1,8
		7,3	0,7	7,9	1,6	6,4	1,6	3,8	0,8	3,4	0,7
5,1	30	2,5	4,1	4,2	6,0	2,1	4,6	0.05	1,6	0,3	1,8
		5,6	0,6	8,5	1,0	6,6	0,9	4,3	1,4	3,1	0,9
Geral	189	2,1	4,0	0,9	3,2	0,05	3,2	0,05	1,5	0,3	2,2
		7,3	0,7	6,6	1,3	6,6	1,3	8,5	1,6	6,7	1,1

A Figura 5.54 apresenta um gráfico *Box Plot* com os resultados de ortofosfato do afluente, tanques 1, 2 e 3, lodo de retorno do tanque de sedimentação para o tanque 3 e efluente final. Nesse gráfico pode ser observado um aumento na concentração de ortofosfato no

tanque 1, em relação ao afluente , uma redução gradativa nos tanques 2 e 3 e um pequeno aumento no efluente final. O fato da concentração de ortofosfato do tanque 1 apresentar valores mais altos que aqueles observados no afluente pode estar relacionado ao retorno de lodo do tanque de sedimentação para o tanque 1 ou devido a competição entre os OAF e as bactérias envolvidas no processo de desnitrificação.

Akin e Ugurlu (2004) estudaram o efeito de uma zona anóxica na remoção biológica de fósforo em um reator biológico operado no sistema de bateladas, utilizando água residuária sintética. Nesse estudo foi observado um aumento na concentração de fósforo no período anóxico e mesmo após todo nitrato ser reduzido o fósforo continuou subindo (aproximadamente 6%). Os autores sugerem que a alta disponibilidade de acetato no período anóxico tenha provocado competição entre os OAF e as bactérias envolvidas no processo de desnitrificação, ocasionando a liberação de fósforo.

O fato dos valores da concentração de ortofosfato no efluente final estar mais altos que aqueles observados no tanque 3, indicam uma liberação de ortofosfato no tanque de sedimentação, indicando que o TDH está alto nesse tanque.

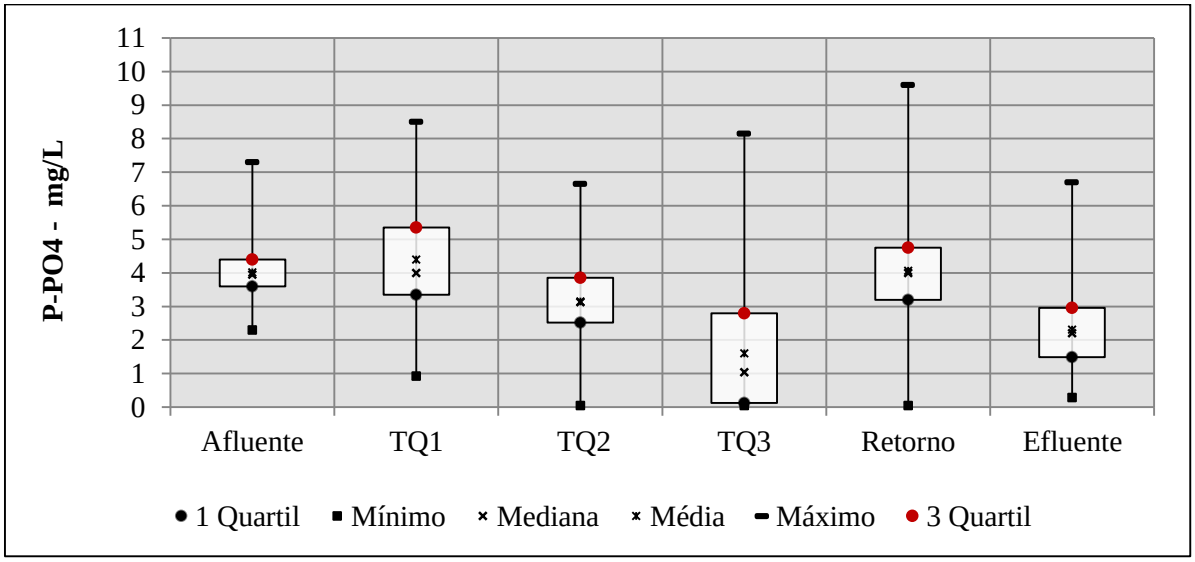


Figura 5. 54: Gráfico *Box plot* com a variação dos valores de ortofosfato do afluente, tanques 1, 2 e 3, lodo de retorno do sedimentor para o tanque 3 e efluente final ao longo dos seis primeiros regimes operacionais aplicados.

De acordo com Helness (2007), uma vantagem dos sistemas MBBRs em relação aos sistemas de lodos ativados na remoção de fósforo é ao fato desses trabalharem com baixa concentração de SS quando comparado com sistemas de lodos ativados, o que evita uma provável liberação de ortofosfato nos tanques de sedimentação. No entanto, na unidade

piloto, o tanque 3 operou com altos valores de concentração de SS. O principal objetivo do tanque 3 (TOX) foi reduzir o volume de lodo gerado no sistema, para que isso acontecesse foi necessário manter uma condição endógena nesse tanque. Dessa forma, o tanque 3 foi operado com altos valores de SS e com baixa disponibilidade de matéria orgânica.

A Figura 5.55 apresenta o comportamento da concentração de ortofosfato no afluente e no efluente final o longo dos seis primeiros regimes operacionais. No primeiro regime operacional, também chamado de período de aclimatação da biomassa, a concentração de ortofosfato no afluente e efluente foram bem parecidas, podendo ser observados valores de ortofosfato mais altos no efluente do que aqueles apresentados no afluente, indicando liberação de ortofostato ao longo do processo. Esse fato pode estar relacionado ao fato de não ter sido feito descartes de lodo nesse período e aos ajustes na concentração de OD nos tanques, principalmente no tanque 3.

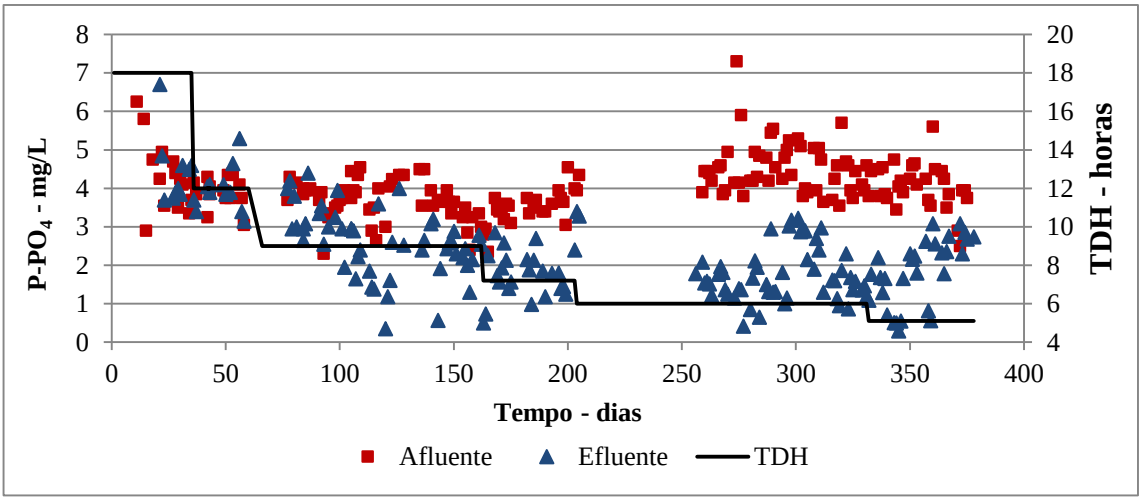


Figura 5.55: Comportamento da concentração de ortofostato no afluente e efluente ao longo dos seis primeiros regimes operacionais

A Figura 5.56 apresenta o comportamento da concentração de ortofosfato nos tanques 1, 2 e 3 ao longo dos seis primeiros regimes operacionais. Observa-se que nos dois primeiros regimes operacionais não houve um decréscimo na concentração de ortofosfato ao longo do processo, com resultados ortofosfato mais elevado no tanque 3, indicando uma liberação de ortofosfato nesse tanque. No regime operacional 3 ainda pode ser observada uma instabilidade na remoção de ortofosfato no tanque 3. Nos regimes 4 e 5 houve uma estabilidade no processo e a concentração de ortofosfato no tanque 3 ficou próxima a zero. No regime operacional 6 a concentração de ortofosfato no tanque 3 voltou a subir. A

Figura 5.57 apresenta os resultados de eficiência de remoção de ortofosfato nesses regimes operacionais.

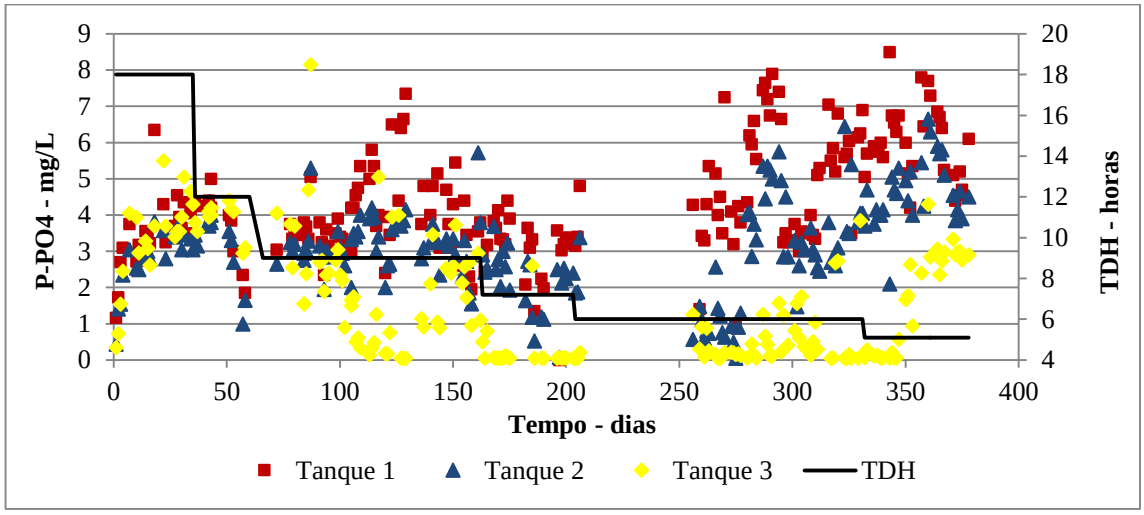


Figura 5.56: Concentração de ortofosfato nos tanques 1, 2 e 3 ao longo dos seis primeiros regimes operacionais.

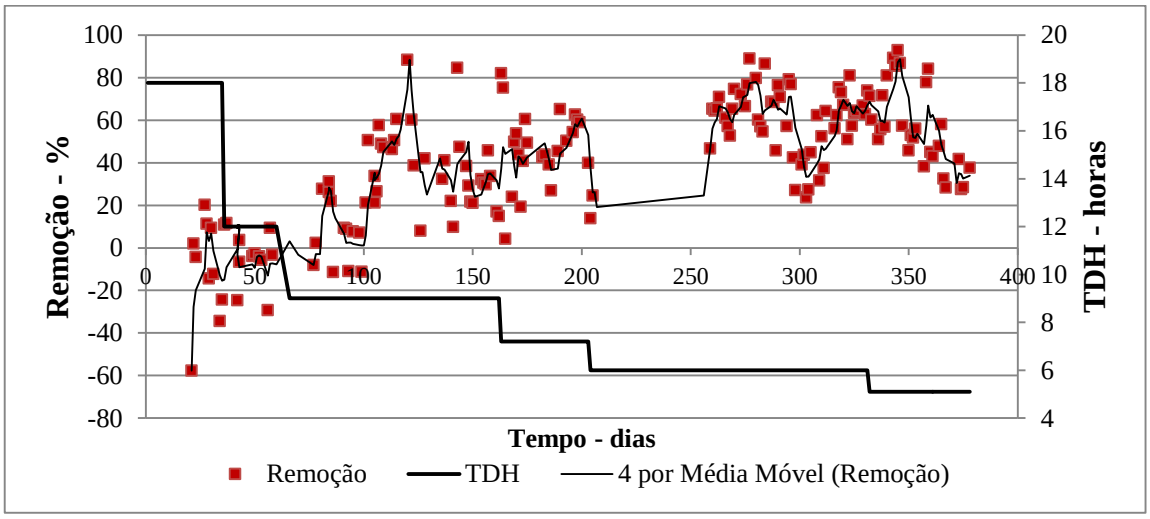


Figura 5. 57: Resultados de eficiência de remoção de ortofosfato nos seis primeiros regimes operacionais.

5.1.3.11 Precipitação química do fósforo utilizando sulfato de alumínio

Os resultados das determinações das concentrações de fósforo no efluente do tanque de sedimentação chegaram a apresentar valores acima de 5mg/L. Adotando 0,3 mg/L como valor padrão para o efluente, seria necessária uma remoção média de 4,7mg/L. Assim,

conforme descrito no capítulo 4, foram realizados ensaios de jarros, para determinação da dosagem ótima de sulfato de alumínio, de forma a atender o padrão estabelecido de concentração de fósforo para o efluente (0,3mg/L). A Figura 5.58 apresenta os resultados do ensaio de jarros que apresentou resultados mais próximos aos esperados.

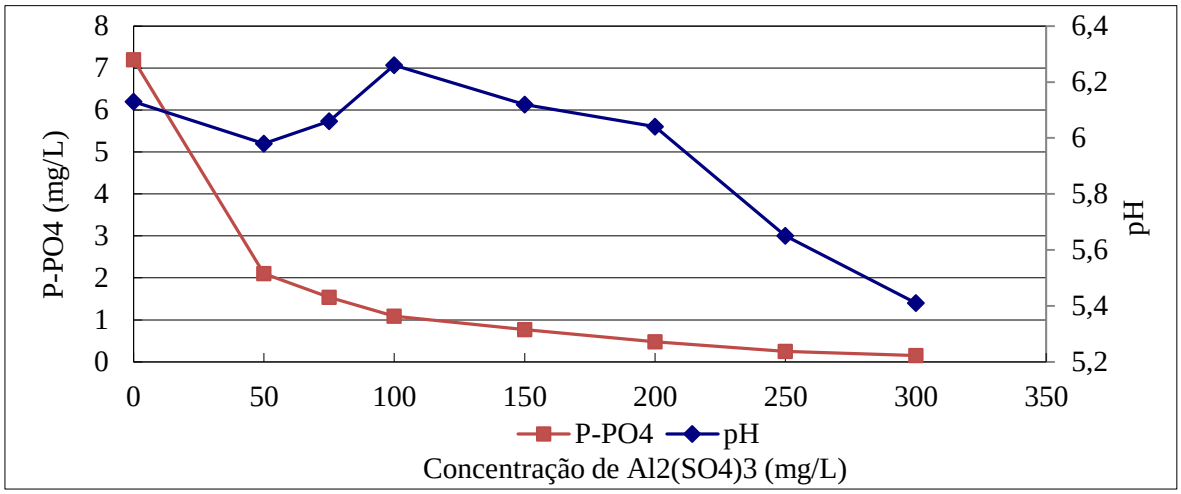


Figura 5.58: Resultado do ensaio de jarros realizado para a determinação da dosagem de sulfato de alumínio a ser aplicada no tanque 3

Considerando esses resultados, a concentração de sulfato de alumínio inicialmente aplicada na unidade piloto foi de 45mg/L de $Al_2(SO_4)_3$. O regime operacional (com aplicação de sulfato de alumínio), foi subdividido em 4 sub-regimes, com diferentes condições operacionais, os quais são apresentados na Tabela 5.15.

Tabela 5. 15: Condições operacionais adotadas nos regimes em que foi aplicado produto sulfato de alumínio.

Precipitação química de fósforo					
Regime operacional	**Q afl. (m^3/d)**	**TDH (horas)**	**Pt afl. (mg/L)**	**Dosagem $Al_2(SO_4)_3$ (mg/L)**	**Pt:Al**
7.1	7	5,1	6,3	45	1:1
7.2	6	6	6,0	53	1:1,3
7.3	5	7,2	4,8	64	1:2
7.4	4	9	5,3	80	1:2,25

As concentrações médias de fósforo total e total filtrado no efluente nos regimes 7.1,7.2,7.3 e 7.4 foram de 1,7, 1,4 e 1,2 e 1,4, 1,2 e 1,0mg/L, respectivamente. A eficiência média de remoção nos regimes em que foi aplicado sulfato de alumínio foi 74 e 80% para fosforo total e solúvel, respectivamente. No período em que não foi aplicado o produto químico essa eficiência foi de 46 e 64%. A Tabela 5.16 apresenta a estatística descritiva

dos dados de fósforo total nos regimes em que foi aplicado sulfato de alumínio. Nas Figuras 5.59 e 5.60 são apresentados um gráfico *Box plot* e um gráfico com a série temporal dos resultados de concentração de fósforo do afluente, efluente e efluente filtrado. Nessas figuras é possível observar que a variação entre a concentração de fósforo total e fósforo solúvel no efluente é pequena, quando comparada com aquelas observadas na Figura 5.56. Esse fato está relacionado à melhora na decantabilidade do lodo no tanque de sedimentação, com consequente redução na perda de SS no efluente final.

Tabela 5.16: Estatística descritiva dos resultados de fósforo total nos regimes operacionais com aplicação de sulfato de alumínio

TDH-horas	**n**	**Ptotal– mg /L**						**Remoção - %**			
		Afluente		**Efluente**		**Efl. filtr.**		**Efluente**		**Efl. filtr.**	
		Min	**Med**	**Min**	**Med**	**Min**	**Med**	**Min**	**Med**	**Min.**	**Med**
		Max	**DP**	**Max**	**DP**	**Max**	**DP**	**Max**	**DP**	**Max**	**DP**
5,1	5	5,6	6,3	1,1	1,3	0,7	1,0	73	79	75	85
		6,8	0,5	1,7	0,3	1,6	0,4	84	4,9	90	6,6
6	4	5,5	6,2	1,1	1,4	0,7	1,0	74	77	80	85
		6,9	0,6	1,6	0,2	1,2	0,3	81	3,4	87	3,8
7,2, 09	4	4,3	4,9	1,2	1,2	1,0	1,0	72	75	77	79
		5,3	0,5	1,3	0,1	1,1	0,1	77	2,3	82	1,8
Geral	13	4,3	5,8	1,1	1,5	0,7	1,1	49	74	55	80
		6,9	0,8	3,4	0,6	3,0	0,6	84	8,6	90	8,7

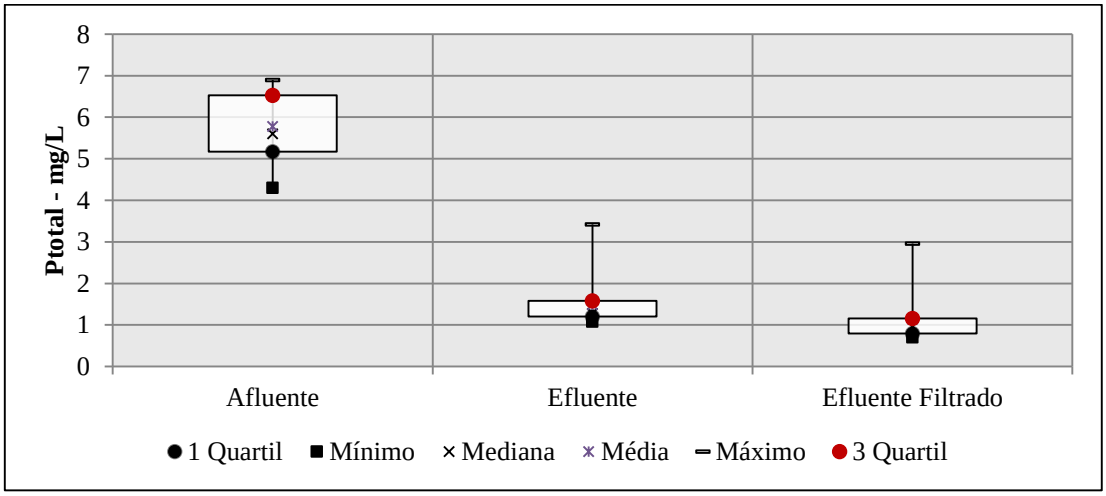


Figura 5.59: Gráfico *Box plot* com os resultados de concentração de fósforo total, dos regimes operacionais com aplicação de sulfato de alumínio

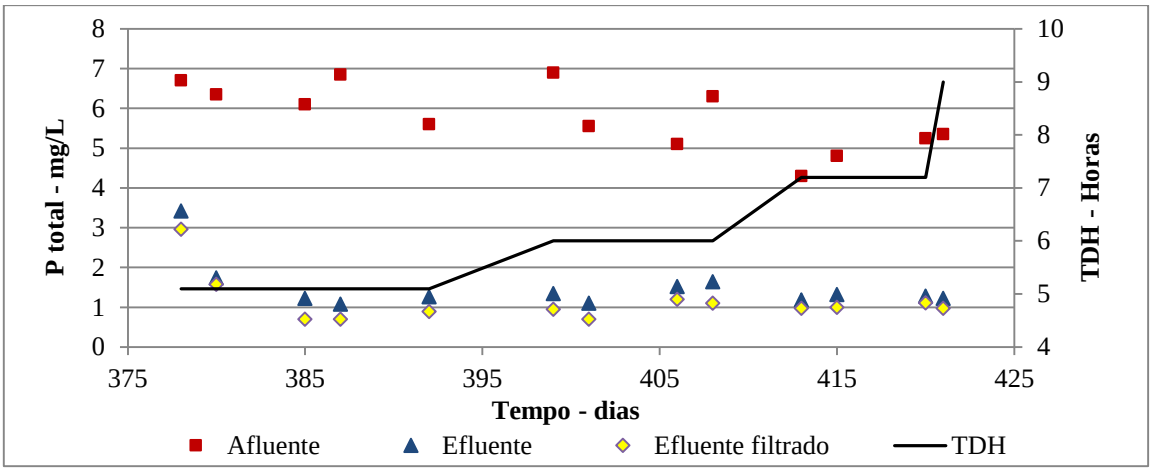


Figura 5.60: Série temporal dos resultados de concentração de fósforo total nos regimes operacionais com aplicação de sulfato de alumínio

As concentrações médias de ortofosfato no efluente final nos regimes 7.1,7.2,7.3 e 7.4 foram 1,1,1,2,1,0 e 1,2mg/L. A Tabela 5.17 apresenta a estatística descritiva dos resultados de ortofosfato nos regimes em que foi aplicado sulfato de alumínio. Na Figuras 5.61 e 5.62 são apresentados um gráfico *Box plot* e um gráfico com a série temporal dos resultados de concentração de ortofosfato no afluente, tanques 1,2 e 3, lodo de retorno do tanque de sedimentação para o tanque 3 e efluente final. Assim como nos regimes em que não foi aplicado o sulfato de alumínio, observou-se um aumento na concentração de $P\text{-}PO_4$ no tanque anóxico (tanque 1), indicando uma provável presença de OAF nesse tanque.

Tabela 5. 17: Estatística descritiva dos resultados de ortofosfato nos regimes operacionais com aplicação de sulfato de alumínio

TDH - horas	**n**	**$P\text{-}PO_4$ - mg/L**									
		Afluente		**TQ1**		**TQ2**		**TQ3**		**Efluente**	
		Min.	**Med.**	**Min.**	**Med.**	**Min.**	**Med.**	**Min.**	**Med.**	**Min.**	**Med.**
		Max.	**DP**	**Max.**	**DP**	**Max.**	**DP**	**Max.**	**DP**	**Max.**	**DP**
5,1	11	3,4	4,1	4,5	5,1	2,5	3,9	0.07	0,7	0,6	1,1
		4,8	0,4	5,9	0,5	4,8	0,6	2,7	0,7	2,2	0,5
6	9	2,6	4,1	2,3	4,3	1,9	3,4	0,6	1,1	0,6	1,2
		6,5	1,2	6.0	1,3	5,0	1,0	1,4	0,3	1,6	0,3
7,2	6	2,1	2,8	2,1	2,6	1,8	2,1	0,7	0,9	0,9	1,0
		3,2	0,4	3,3	0,7	2,5	0,4	1,2	0,3	1,3	0,2
09	2	3,0	3,4	2,6	2,8	2,2	3,7	0,2	4,2	0,4	0,7
		3,9	0,6	3,0	0.3	5,2	2,2	8,2	5,7	1,0	0,4
Geral	28	2,1	3,7	2,1	4,4	1,78	3,5	0,07	0,9	0,37	1,2
		5,2	0,7	6,1	1,2	5,0	1,0	2,9	0,7	2,7	0,5

Observa-se que a concentração de ortofosfato no tanque 3 é menor que no efluente final, esse fato está relacionado a liberação de ortofosfato no tanque sedimentação. Na Figura 5.61 é apresentada variação de concentração de ortofosfato no lodo de retorno do tanque de sedimentação para o tanque 3 e observa-se valores mais altos que aqueles observados no tanque 3. O aumento na vazão de recirculação poderia reduzir esse problema.

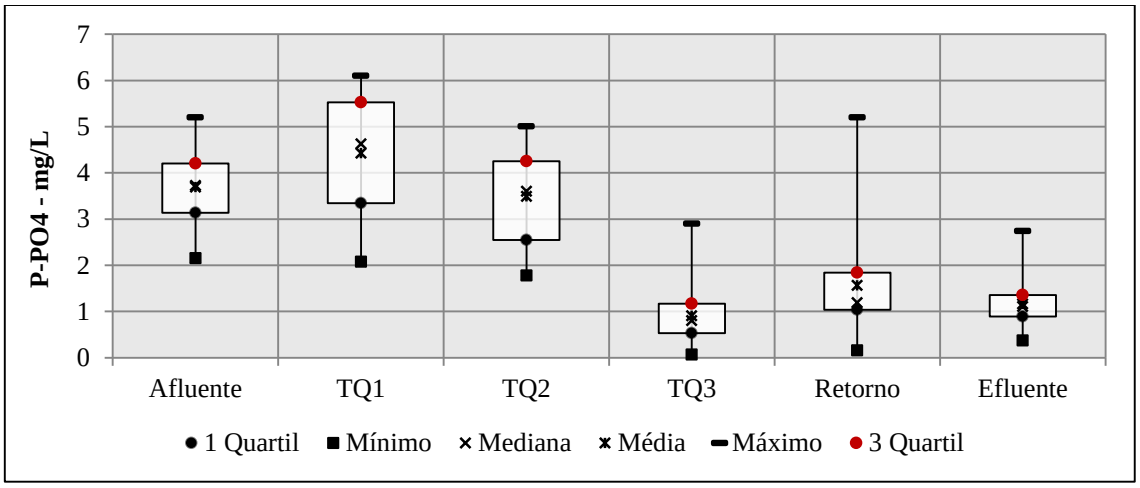


Figura 5.61: Gráfico *Box plot* com os resultados de concentração de ortofosfato, dos regimes operacionais com aplicação de sulfato de alumínio

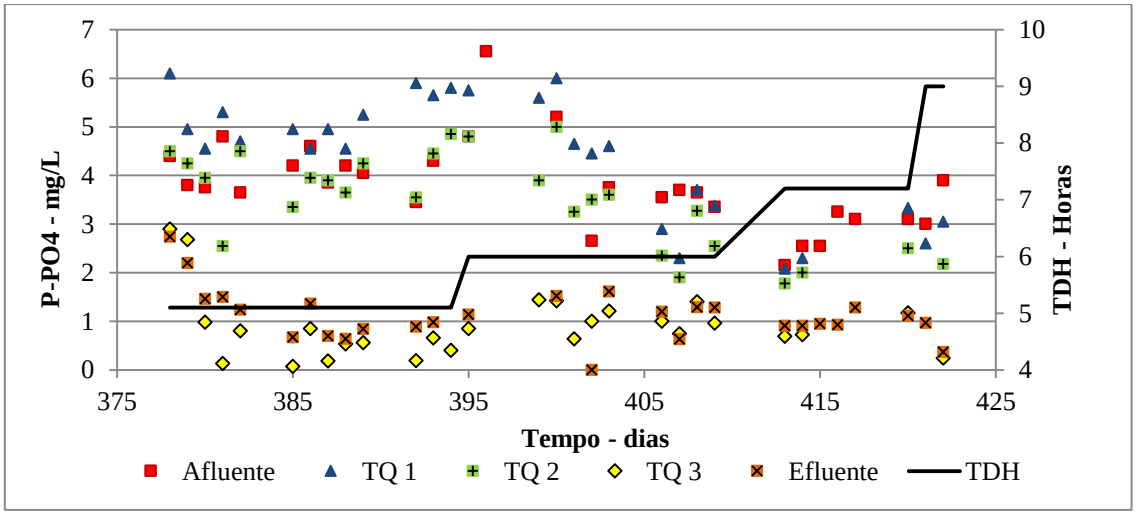


Figura 5.62: Série temporal dos resultados de concentração de fósforo total nos regimes operacionais com aplicação de sulfato de alumínio

Wang *et al*. (2006) avaliaram a remoção de nutrientes em sistemas MBBRs tratando esgotos domésticos. O reator foi operado em 4 regimes operacionais diferentes, sendo aplicada concentração de OD de 4, 3, 2 e 1 mg/L e TDH de 6 horas. Inicialmente foi

avaliada e eficiência de remoção de matéria orgânica e nitrogênio. Sessenta dias após o início do experimento iniciou-se a dosagem do sulfato ferroso. Durante a aplicação do produto químico observou-se uma redução de aproximadamente 2% na remoção de amônia, considerada insignificante pelos autores. Os autores atribuíram essa perda na eficiência de remoção de nitrogênio à inibição da nitrificação devido à redução do pH pelo sulfato ferroso. A dosagem de sulfato ferroso foi aplicado em função da concentração de fósforo total afluente, utilizando as proporções 1:1,0, 1:1,15, 1:1,3 e 1:1,5, e obtendo eficiências de remoção de Ptotal e ortofosfato de 76, 79, 91 e 92% e 79, 86, 92 e 94%, respectivamente.

5.1.3.12 Sólidos em Suspensão

Os sólidos em suspensão são a forma mais usual de classificar a matéria sólida total dos esgotos e a determinação do teor de sólidos em suspensão voláteis indica a parcela orgânica desse material. O conhecimento da concentração de sólidos em suspensão voláteis é importante no controle operacional das unidades de tratamento, pois indicam a estabilidade biológica do lodo ou mesmo a fração orgânica que está tomando parte do processo. Metcalf e Eddy, 1991, classificam os esgotos de acordo com sua concentração de sólidos, a Tabela 5.18 apresenta essa classificação.

Tabela 5. 18: Classificação dos esgotos de acordo com os sólidos. Fonte: Metcalf e Eddy, (1991)

Matéria sólida	**Esgoto forte mg/L**	**Esgoto médio mg/L**	**Esgoto fraco mg/L**
Sól. totais	1000	500	200
Sól. totais voláteis	700	350	120
Sól. totais Fixos	300	150	80
Sól. Suspensão	500	300	100
Sól. Susp. voláteis	400	250	70
Sól. Susp. Fixos	100	50	30
Sól. Dissolvidos	500	200	100
Sól. Diss. voláteis	300	100	50
Sól. Diss. Fixos	200	100	50

Durante a operação da unidade piloto foi monitorada a concentração de sólidos em suspensão total (SST) do afluente, efluente e do licor misto nos tanques 1, 2, 3 e do lodo de retorno no tanque de sedimentação e sólidos em suspensão volátil (SSV) em todos esses pontos, exceto no efluente final. No esgoto afluente as concentrações médias de SST e SSV foram de 308 e 234 mg/L, respectivamente, se enquadrando como esgoto médio na classificação da Tabela 5.18.

A Tabela 5.19 apresenta a estatística descritiva dos resultados de sólidos afluente, efluente e a eficiência de remoção de SST monitorados ao longo de todos os regimes operacionais aplicados. O número de determinações de SSV no primeiro regime foi pequeno, por esse motivo o mesmo não foi incluído no total geral.

Tabela 5.19: Estatística descritiva dos Resultados de sólidos no afluente e efluente.

TDH - horas	**n**	**Sólidos em Suspensão**							
		Afluente				**Efluente**		**Remoção - %**	
		SST		**SSV**		**SST**		**SST**	
		Mn	**Md**	**Mn**	**Md**	**Mn**	**Md**	**Mn**	**Md**
		Mx	**DP**	**Mx**	**DP**	**Mx**	**DP**	**Mx**	**DP**
18	10	102	301			7	13	97	97
		681	155			18	7,8	97	0
12	6	240	322	175	219	50	132	17	57
		426	69	278	48	218	65	86	25
09	26	158	304	120	245	11	85	7	70
		602	91	436	72	219	59	96	24
7,2	11	207	417	129	355	21	73	27	78
		790	197	684	203	200	56	95	21
06	22	159	282	98	204	3	56	-4	77
		532	93	365	66	166	43	99	23
5,1	12	196	275	164	220	5	34	76	88
		374	56	340	53	65	21	97	8
5,1	5	248	265	192	220	17	21	89	92
		304	24	260	26	28	4,1	94	2
6	5	171	374	126	219	15	20	87	94
		668	254	292	85	23	4	100	5,1
7,2; 09	4	124	254	77	159	14	15	89	93
		344	101	246	76	17	1,5	96	3,2
Geral	101	102	308	59	234	3	62	-4	78
		790	124	684	103	218	81	100	21,6

No efluente final a concentração média de SST foi de 62mg/L, com valores mínimos e máximos de 3 e 218mg/L. A grande variação no valor de SST no efluente esteve relacionado à falta de um dispositivo de retirada do lodo flotado no tanque de sedimentação. O acúmulo desse lodo acarretava, em alguns momentos, perdas de sólidos para o tanque de equalização do efluente final. Como as coletas eram realizadas de forma composta, com o amostrador automático retirando a alíquota do tanque de equalização, uma pequena perda de sólidos acabava contaminando toda a amostra. A partir do 5º regime operacional, o lodo foi retirado manualmente e o tanque de equalização esgotado minutos depois da limpeza, de forma que a perda de sólidos ocorrida em consequência da retirada do lodo contaminasse somente as amostras referentes àquele período.

Nas Figuras 5.63 e 5.64 são apresentados o gráfico *Box plot* com os valores de SST e o gráfico com a série temporal das concentrações de SST do afluente e efluente, respectivamente.

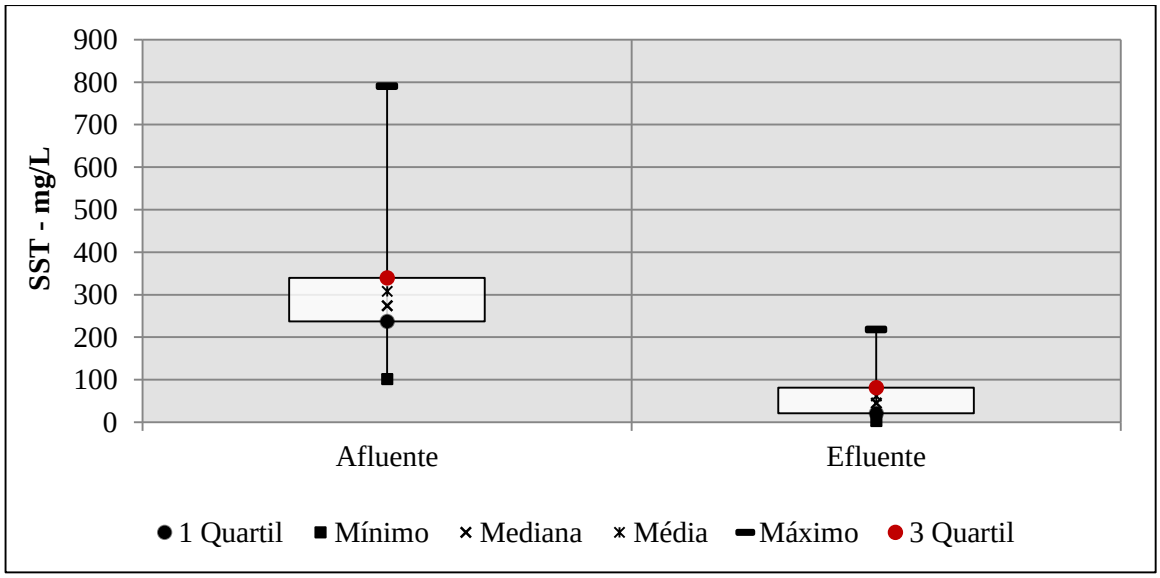


Figura 5.63: Gráfico *Box plot* com os valores de SST do afluente e efluente

Na Figura 5.64 pode ser observado que no período em que foi dosado sulfato de alumínio no tanque 3 a concentração de SST no efluente final foi mais estável e apresentou valores menores.

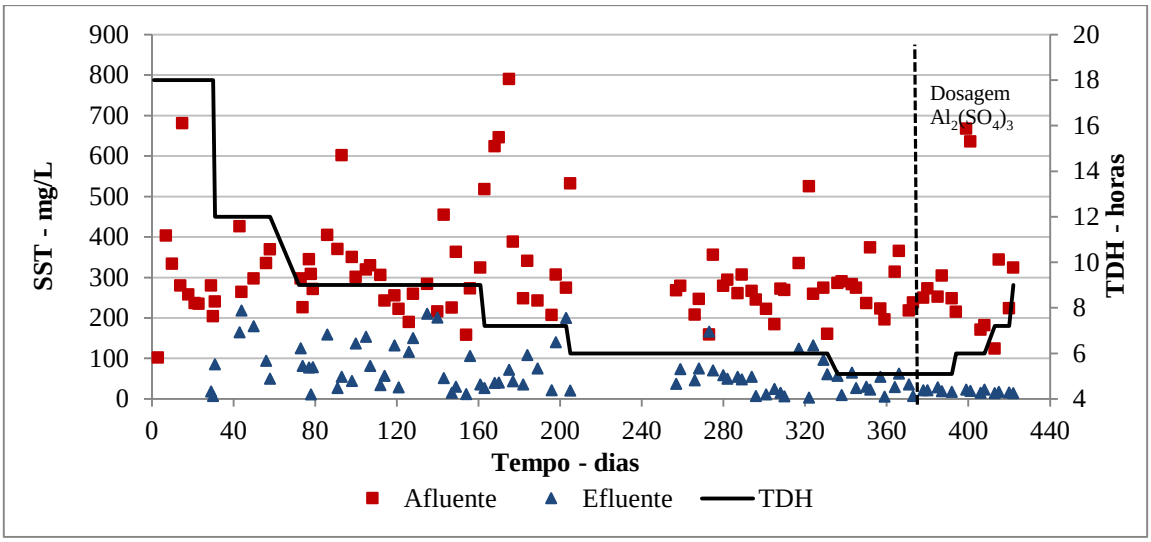


Figura 5. 64: Série temporal com os valores de SST no afluente e efluente final.

De acordo com Rouse *et al*. (2007) o lodo gerado nos processos IFAS em que se utiliza o PVA-gel como meio suporte tende a não apresentar boas propriedades de sedimentação (devido ao pequeno tamanho dos flocos) e, portanto, recomendam que durante a partida das unidades seja aplicado um coagulante no tanque de oxidação total (TOX), até que se estabeleça uma boa sedimentação. Conforme relatado anteriormente o TOX é o tanque localizado a jusante do tanque de nitrificação e que recebe o lodo retornado do tanque de sedimentação. Nesse tanque há pouca disponibilidade de matéria orgânica e alta concentração de microrganismos, induzindo um crescimento endógeno dos microrganismos. De acordo com os autores não são necessárias dosagens continuas, em parte devido ao coagulante a ser mantido no sistema com o lodo de retorno e também devido a alterações nas características do lodo uma vez que o estado endógeno normalmente é estabelecido nesse tanque.

Na Figura 5.65 é apresentado um gráfico com a eficiência de remoção de SST ao longo de todos os regimes operacionais aplicados. Nessa figura é observa-se grande variação na eficiência de remoção, com valores acima de 90% seguidos de valores abaixo de 50%. Nessa figura também é possível observar que no período em que foi aplicado o sulfato de alumínio a eficiência de remoção esteve sempre próxima a 90%, com alguns resultados acima desse valor.

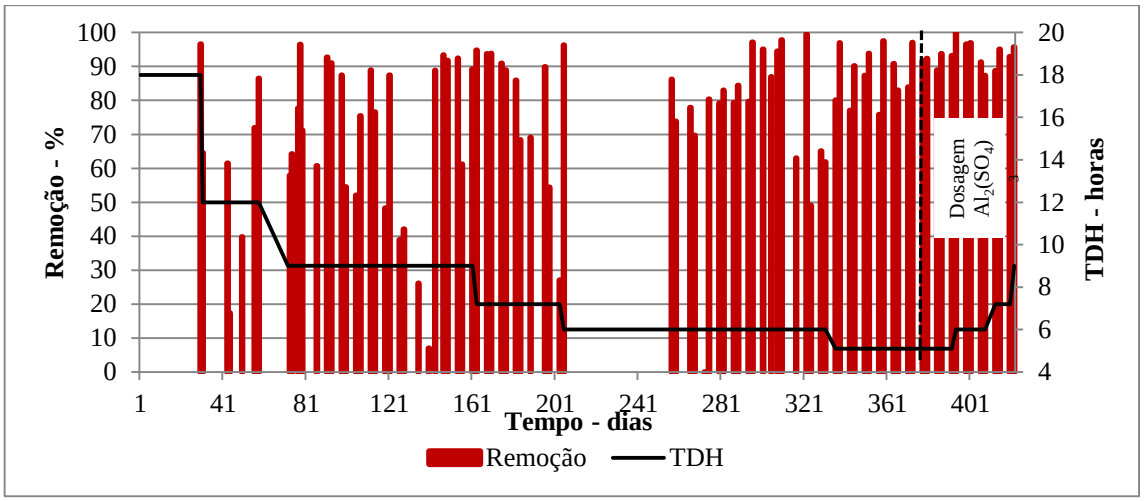


Figura 5.65: Gráfico de eficiência de remoção de SST

As concentrações médias de SST e SSV em suspensão nos tanques 1 e 2 foram de 949 e 778mg/L e 954 e 778mg/L, respectivamente. A relação SSV/SST foi de 0,81 nos dois tanques. A Tabela 5.20 apresenta a estatística descritiva dos resultados de SST e SSV dos tanques 1, 2 e 3. As Figuras 5.66 e 5.67 apresentam gráficos *Box plot* com os valores de SST e SSV nos tanques 1,2, 3 e lodo de retorno do tanque de sedimentação para o tanque 3.

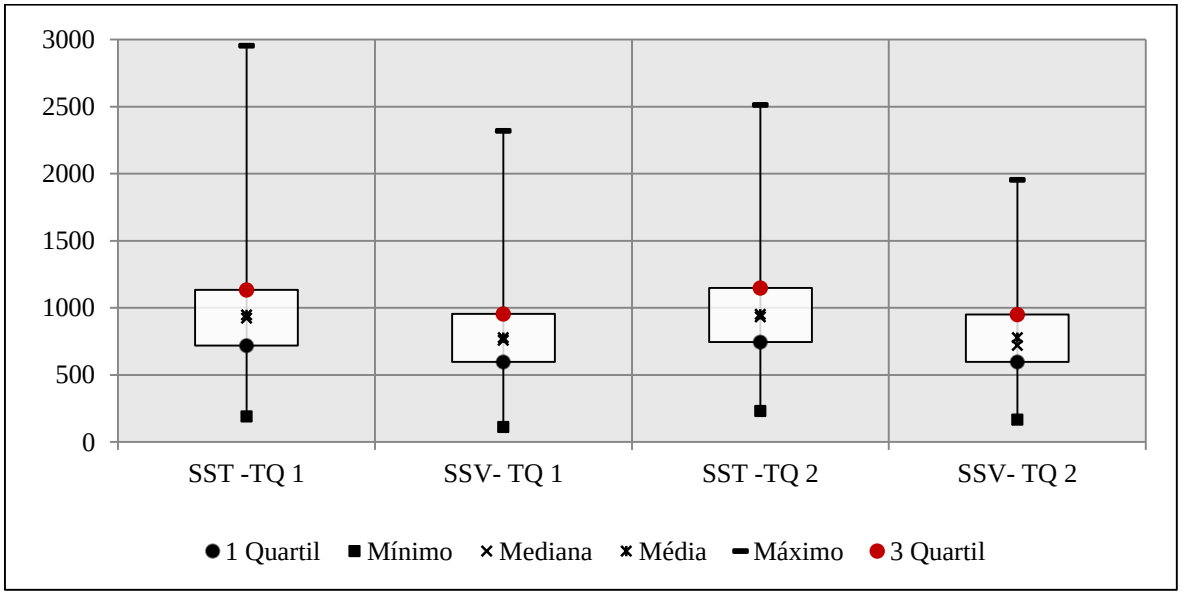


Figura 5.66: Gráfico Box plot com resultados de SST e SSV dos tanques 1 e 2

Tabela 5.20: Estatística descritiva dos resultados de sólidos em suspensão do lodo dos tanques 1,2 e 3 e do lodo de retorno do tanque de sedimentação para o tanque 3

Sólidos em Suspensão – mg/L																	
TDH - horas	**n**	**TQ1**				**TQ 2**				**TQ 3**				**Retorno**			
		SST		**SSV**		**SST**		**SSV**		**SST**		**SSV**		**SST**		**SSV**	
		Mn	**Md**	**Mn**	**Md**	**Mn**	**Md**	**Mn**	**Md**	**Mn**	**Md**	**Mn**	**Md**	**Mn**	**Md**	**Mn**	**Mn**
		Mx	**DP**	**Mx**	**DP**	**Mx**	**DP**	**Mx**	**DP**	**Mx**	**DP**	**Mx**	**DP**	**Mx**	**DP**	**Mx**	**Mx**
18	10	109	997			85	1240			1090	5518			2509	9236		
		2090	700			3043	820			9838	2328			1541	3417		
12	4	580	817	383	632	577	842	474	677	7758	8141	5832	6322	1007	1166	8014	9119
		1003	175	834	186	953	177	768	137	8627	448	7514	449	1499	2284	1158	1688
09	23	234	1026	202	879	233	1066	202	893	5048	7348	4092	6000	7084	9899	5796	8025
		2957	506	2322	416	2515	585	1956	483	8898	1008	7082	750	1196	1368	9390	994
7,2	10	611	1075	494	864	287	965	168	761	6146	7392	4982	5918	8948	1067	7200	8678
		1506	271	1245	241	1530	373	1276	350	8160	568	6530	445	1155	896	9288	727
06	21	191	896	114	730	254	849	214	690	3738	6485	3120	5380	5462	8928	4620	7395
		1386	378	1140	324	1298	342	1097	286	8364	1235	7052	1026	1205	1865	1011	1502
5,1	11	556	919	506	771	538	917	498	774	3312	4872	2660	4087	5908	6898	4892	5757
		1637	311	1388	260	1500	279	1271	227	5818	672	4872	592	8562	787	7338	717
5,1	5	758	1005	646	842	822	994	685	847	3626	4424	3026	3693	3976	5078	3298	4205
		1622	351	1351	289	1376	226	1185	197	5440	783	4566	654	6026	792	5036	677
6	3	685	782	547	623	773	800	588	639	3727	3662	2871	2957	4592	4795	3696	3875
		895	106	728	94	833	30	666	44	3704	39	3002	74	5050	233	4126	224
7,2; 09	3	412	673	252	432	723	1174	495	788	3244	4111	2372	2094	5574	6802	4298	4859
		903	247	552	159	1869	611	1275	425	4654	759	3230	465	8524	1536	5918	917
Geral	80	191	949	114	778	233	954	168	778	3244	6384	2372	5158	3976	8795	3298	7114
		2957	1134	2322	325	2515	417	1956	343	8898	1533	7082	1258	1499	2291	1158	1817

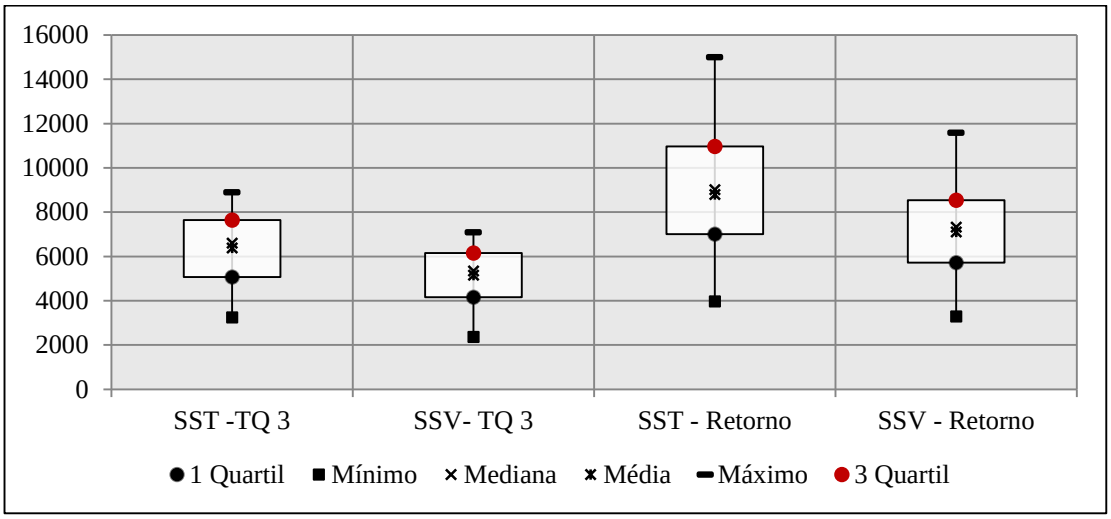


Figura 5.67: Gráfico *Box plot* com resultados de SST e SSV do tanque 3 e do lodo de retorno do tanque de sedimentação para o tanque 3

Fujii (2011) comparou a concentração de SST e SSV em um sistema de lodos ativados e em um sistema MBBR, utilizando TDH de 11, 7,2 e 5,4 horas. Nesse estudo, considerando somente a biomassa em suspensão, a relação SSV/SST no sistema de lodos ativados foi de 0,85, 0,81 e 0,84 e no sistema MBBR essa relação foi de 0,85, 0,83 e 0,83 respectivamente aos 3 regimes aplicados. Nesse estudo o autor operou o sistema MBBR com concentrações médias de SST variando de 1867 a 4371mg/L, valores acima daqueles normalmente encontrados nesse tipo de sistema. De acordo com o autor, a operação do sistema MBBR com altas concentrações de sólidos em suspensão requer uma maior disponibilidade de oxigênio dissolvido, pois há uma competição entre a biomassa em suspensão e a biomassa imobilizada.

No tanque 3, também denominado tanque de oxidação total, cujo objetivo é eliminar o excesso de matéria orgânica, a concentração média de SST e SSV foi 6384 e 5158mg/L, respectivamente. Assim como nos tanques 1 e 2 a relação média de SST/SSV foi de 0,81. A concentração media de SST e SSV do lodo de retorno do tanque de sedimentação para o tanque 3 foi 8795 e 7114mg/L, respectivamente.

Rouse *et al*. (2007) avaliaram a redução do volume do lodo excedente de um sistema MBBR utilizando PVA-Gel. Nesse estudo foi utilizada uma unidade piloto composta por um tanque anóxico, um tanque aerado, dois tanques de oxidação total e um tanque de sedimentação. A concentração de SST nos tanques de oxidação total foi de 8000mg/L e

do lodo de retorno foi de 16000mg/L, indicando uma boa sedimentabilidade do lodo. A concentração de SST no efluente final foi de 10mg/L. Nesse estudo os autores aplicaram coagulante nos tanques de oxidação total no período de partida da unidade, a fim de melhorar a sedimentabilidade do lodo.

Na Figura 5.68 é apresentado o gráfico com a série temporal com os resultados de SST dos tanques 1, 2 e 3. A partir do 5º regime de operação a concentração do lodo do tanque 3 foi reduzindo, pois nesse período um volume maior de lodo passou a ser retirado do processo. Nos tanques 1 e 2 a concentração de SST se manteve estável ao longo de todo o experimento.

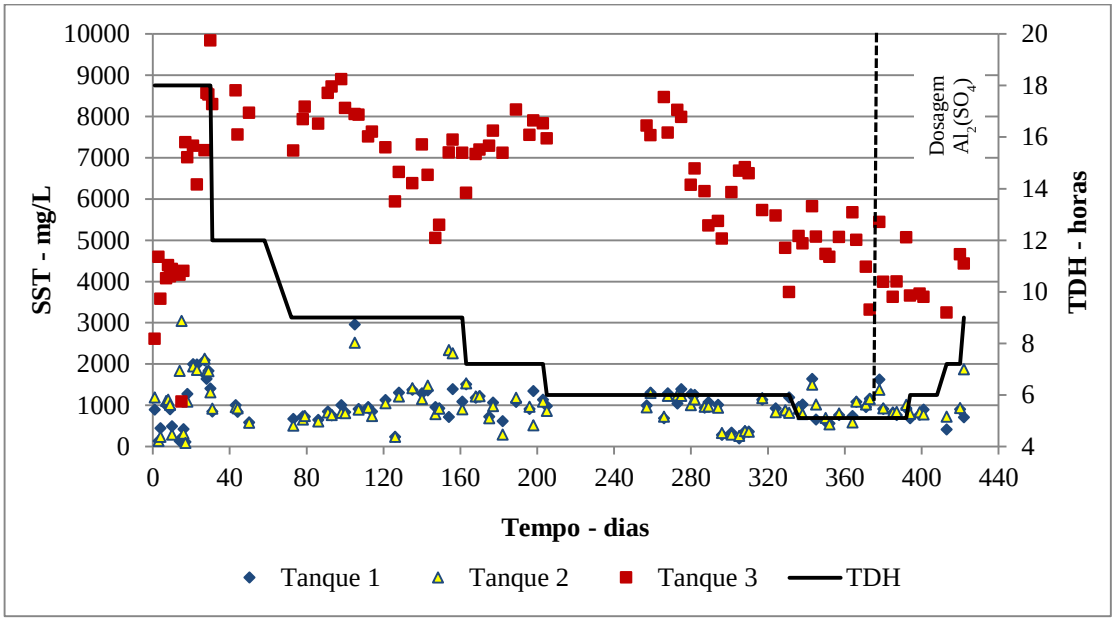


Figura 5. 68: Série temporal com os resultados de SST dos tanques 1, 2 e 3

Os ensaios realizados para estimar a biomassa imobilizada indicaram que o peso de cada esfera do PVA Gel novo é de aproximadamente 0,0045 g. E o peso de cada esfera do tanque 1 após aproximadamente 350 dias tempo de operação foi em média 0,005g e do tanque 2 foi de 0,0058g. Descontando o peso da esfera nova, foi obtido que o valor da biomassa imobilizada em cada esfera foi de aproximadamente 0,0005 e 0.0013g ST para os tanques 1 e 2, correspondendo a 0,11 e 0,29g ST/g PVA-Gel, respectivamente.

De acordo com Levstek, *et al.*(2009), 100mL de PVA-Gel contém 2000 esferas. No início da operação da unidade piloto foram colocados 75 litros de PVA-Gel em cada

tanque, de forma que, tanto no tanque 1 quanto no tanque 2 da unidade piloto havia aproximadamente 1500000 *esferas* do PVA-Gel. Considerando a biomassa imobilizada em cada esfera, a biomassa total imobilizada nos meios suportes dos tanques 1 e 2 foram iguais a 750g ST e 1950g ST, respectivamente. Como os tanques possuem 500 litros de volume, a concentração da biomassa imobilizada no PVA-Gel foi igual a 1,5 e 3,90g ST/L nos tanques 1 e 2, respectivamente.

Esses valores estão de acordo com aqueles citados por WEF (2011) que indica que os valores típicos da concentração de biomassa imobilizada nos meios suporte de sistemas MBBRs, quando apresentada em termos equivalentes à concentração de sólidos em suspensão, estão na faixa de 1,0 a 5,0g/L.

Utilizando essa mesma metodologia, Levstek, *et al* (2009) quantificaram o biofilme do PVA-Gel utilizado em uma experimento para avaliar a influência do meio suporte na nitrificação em processos MBBRs. Esses autores obtiveram uma biomassa de 0,83±0,36gSST/L e espessura do biofilme formado no PVA-Gel foi estimada em 100µm.

Chen *et al*.(1998) avaliaram a remoção simultânea de carbono e nitrogênio em esgotos utilizando PVA fosforilado na imobilização de microrganismos. Nesse estudo os autores estimaram a biomassa por meio da determinação da quantidade de proteínas e o valor de SSV foi estimado em 0,019g SSV/g gel.

Conforme apresentado anteriormente, os valores médios de concentração da biomassa em suspensão nos tanques 1 e 2 foram aproximadamente 0,95 e 0,8 gSST/L, respectivamente. Portanto é possível verificar que a biomassa imobilizada nos tanques 1 e 2 foi 60 e 480% superior a biomassa em suspensão.

5.2 PRODUÇÃO ESPECÍFICA DE LODO

A produção específica de lodo é definida como a quantidade de células formadas, que deixa o reator na forma de material em suspensão, por unidade de massa de substrato consumido.

Para calcular a produção específica de lodo foi considerado o lodo descartado pelo fundo do tanque de sedimentação, o lodo flotado retirado da superfície do tanque de

sedimentação e o lodo que era varrido junto com o sobrenadante do tanque de sedimentação. Conforme descrito no Capítulo 4, o descarte de lodo do tanque de sedimentação era feito diariamente e a determinação da concentração de SST desse lodo era realizada utilizando analisador portátil. A concentração de SST do sobrenadante foi determinada em laboratório e a amostragem dessa coleta era realizada de forma composta. Assim, a determinação da produção específica foi realizada considerando a média dos valores de SST determinados em todos os regimes operacionais aplicados.

Na Tabela 5.21 são apresentados os valores de produção específica de lodo. Para o cálculo do número de habitantes foi considerado 0,1kg DQO/hab.dia, conforme estabelecido por von Sperling *et al*.(2001).

Tabela 5.21: Produção específica de lodo

Produção específica de lodo			
TDH	**gSST/gDQO aplicada**	**gSST/gDQO removida**	**gSS/hab.dia**
18	0,019	0,025	1,9
12	0,229	0,274	22,9
9	0,228	0,284	22,8
7,2	0,100	0,125	10,0
6	0,182	0,215	18,2
5,1	0,131	0,149	13,1
5,1	0,185	0,202	18,5
6	0,133	0,151	13,3
7,2 e 9	0,123	0,135	12,3

Desprezando o primeiro regime operacional, período em que a biomassa estava no processo de aclimatação, os valores obtidos variaram de 10 a 22,9 gSS/hab.dia. Esses valores estão bem abaixo daqueles apresentados von Sperling *et al.* (2001) para o sistema de lodos ativados que variam de 35 a 45 gSS/hab.dia, com teor de sólidos variando de 2 a 6% .

Batista (2015) avaliou a produção de lodo da ETEB-Norte, uma das estação de tratamento de esgotos da Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal, que utiliza o sistema de lodos ativados com remoção de nutrientes. Nessa unidade, somente a produção de lodo primário, em 2013, variou de 24 a 89 gSS/hab.dia, valores bem superiores àqueles encontrados nesse estudo.

Na Figura 5.69 são apresentados os valores médios da massa de lodo descartada diariamente nos três pontos citados anteriormente. No primeiro regime operacional aplicado, não foi realizado descarte de lodo, sendo considerado somente o lodo perdido no sobrenadante do tanque de sedimentação. Como a biomassa não estava totalmente estabelecida nesse regime a perda de sólidos no sobrenadante foi baixa e consequentemente a produção específica de lodo esteve muito abaixo dos valores encontrados nos outros regimes operacionais.

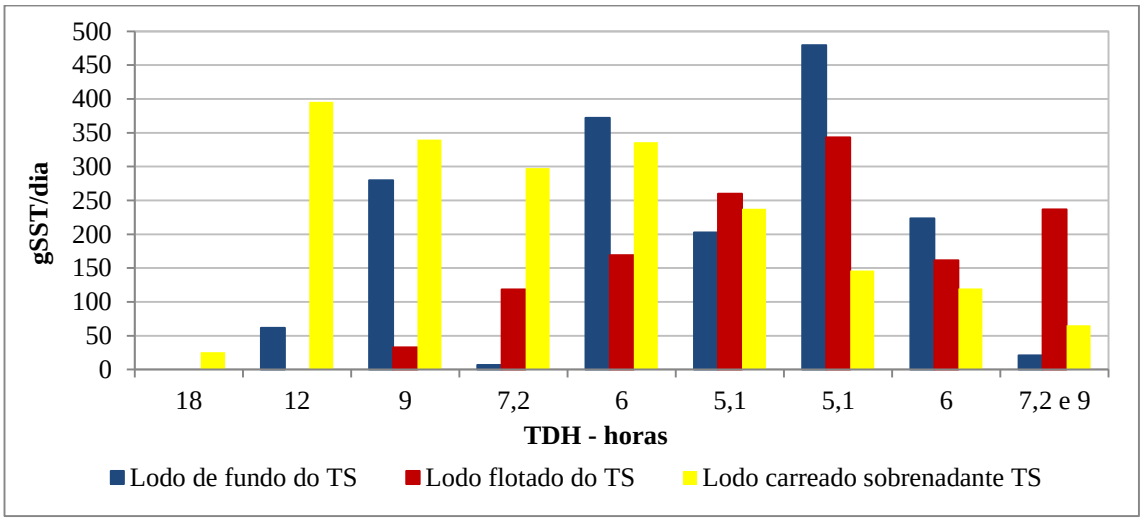


Figura 5. 69: Quantidade de lodo produzido diariamente nos três pontos considerados no cálculo da produção específica.

No regime operacional 2, com TDH de 12 horas, foi iniciado o descarte de lodo adensado do fundo do tanque de sedimentação. Nesse regime operacional a perda de sólidos no sobrenadante do tanque de sedimentação aumentou e contribuiu significativamente para a produção específica de lodo. A perda de SST no sobrenadante pode estar relacionada à baixa sedimentabilidade do lodo.

De acordo com Rouse *et al*. (2007) o lodo gerado nos processos em que se utiliza o PVA-gel como meio suporte tende a não apresentar boas propriedades de sedimentação (devido ao pequeno tamanho dos flocos) e, portanto, recomendam que durante a partida das unidades seja aplicado um coagulante no tanque de oxidação total (TOX), até que se estabeleça uma boa sedimentação. Dosagens contínuas não são necessárias, em parte devido ao coagulante a ser mantido no sistema com o lodo de retorno e também devido a alterações nas características do lodo uma vez que o estado endógeno é estabelecido.

No regime operacional 3 foi iniciado o processo de retirada do lodo flotado na superfície do tanque de sedimentação. Nesse regime houve um aumento no volume de lodo descartado pelo fundo do tanque de sedimentação.

A partir desse regime operacional foi estabelecida uma rotina operacional de retirada do lodo flotado, o que minimizou a perda desse lodo no sobrenadante. É possível observar (Figura 5.64) uma redução na contribuição do lodo perdido no efluente final com o início da dosagem de sulfato de alumínio, esse fato está relacionado à melhora da decantabilidade do lodo, a partir da aplicação desse coagulante.

A produçao de lodo específica Y é calculada em função da carga orgânica removida, entretanto, muitos autores fazem referência à produção de lodo também em funcão da carga aplicada. Na Figura 5.70 é apresentado um gráfico com os valores da produção específica de lodo em função da carga orgânica aplicada e da carga orgânica removida em todos os regimes operacionais investigados e as respectivas cargas orgânicas volumétricas aplicadas. Era esperado que o aumento da carga orgânica afluente ocasionasse um aumento na produção de lodo, no entanto esse fato não foi observado. Provavelmente essa relação foi mascarada pela elevada produção de lodo flotado.

Os valores da produção específica de lodo para o primeiro regime operacional foi bem abaixo dos valores encontrados nos regimes seguintes, possivelmente devido a adaptaçao da biomassa. Desprezando os valores encontrados no primeiro regime operacional, os valores de Y variaram de 0,1 a 0,23 gSST/gDQO aplicada e de 0,125 a 0,284 gSST/gDQO removida.

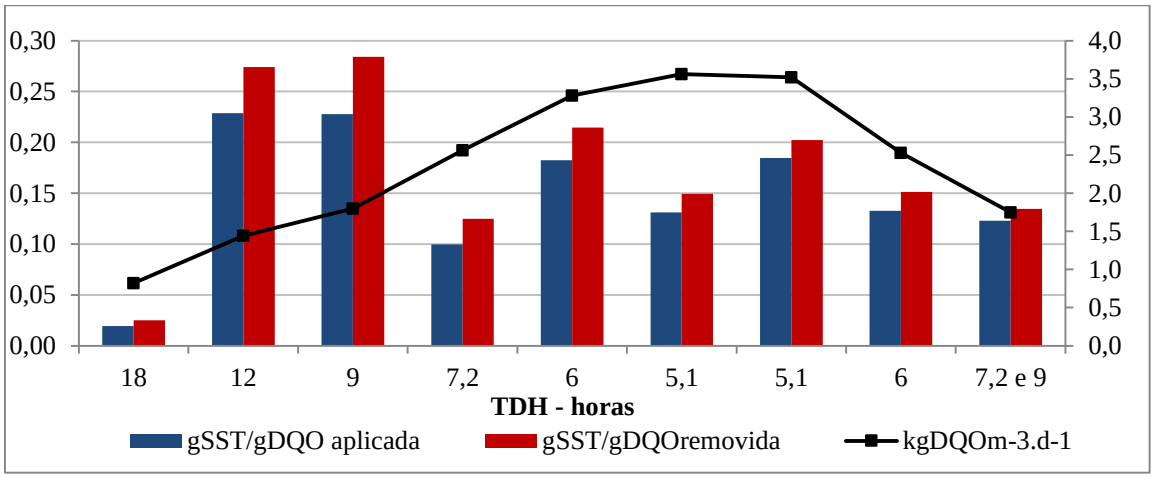


Figura 5. 70: Produção específica de lodo em função da carga orgânica aplicada e da carga orgânica removida

Os valores encontrados estão de acordo com aqueles obtidos em vários estudos em que foi avaliada a eficiência de sistemas utilizando biomassa imobilizada em meios suporte, seja em sistemas MBBRs ou em sistemas IFAS.

Chen *et al*. (1998) estudaram a remoção simultânea de carbono e nitrogênio em esgotos utilizando microrganismos imobilizados em PVA-Gel fosforilado. O sistema foi operado com TDH de 2 a 10 horas e com carga de DQO variando de 0,855– 4,223 kg DQO .$m^{-1}.d^{-1}$, resultando em produção especifica de lodo de 0,212g SST/gDQO removida.

Wolff (2005) avaliou o desempenho de reatores híbridos na remoção de nitrogênio e carbono de esgoto urbano, utilizando meios suportes poliméricos e obteve uma produção específica de lodo com valores entre de 0,25 a 0,39 gSSV/gDQOremovida.

No estudo realizado por Reis (2007) em que foi avaliada a influência da carga orgânica no desempenho de reatores MBBRs empregando COVs que variaram de 3,96 a 8,53 $kgDQO.m^{-3}.d^{-1}$ os valores de Y obtidos situaram na faixa de 0,4 a 0,6mgSSV/mgDQO filtrada removida.

Minegatti (2008) investigou o desempenho de um Reator Biológico com Leito Móvel – MBBR submetido a carga orgânica volumétrica média de 1,0 kgDBO/m3.d. Nesse estudo a produção específica de lodo foi de 0,79 kgSSV/kgDBOremovida.

No experimento realizado por de Araujo Junior *et al.* (2013) no qual foi utilizado o meio suporte Biobob® em um reator de lodos ativados a produção específica de lodo variou entre 0,32 e 0,5 $gSSV.g^{-1}DQO$.

Na Figura 5.71 é apresentado um gráfico com os resultados de lodo produzido por habitantes por dia. Os valores obtidos variaram de 13,1 a 22,9$gSST.hab^{-1}.d^{-1}$, com valor médio de 16,4$gSST.hab^{-1}.d^{-1}$. De acordo com von Sperling *et al.* (2001), para sistemas de lodos ativados convencional ou sistemas utilizando biofiltro aerado submerso esses valores variam de 60 a 80 $gSST.hab^{-1}.d^{-1}$, considerando valores totais (lodo primário e secundário), para o lodo secundário esses valores variam de 25 a 35 $gSST.hab^{-1}.d^{-1}$.

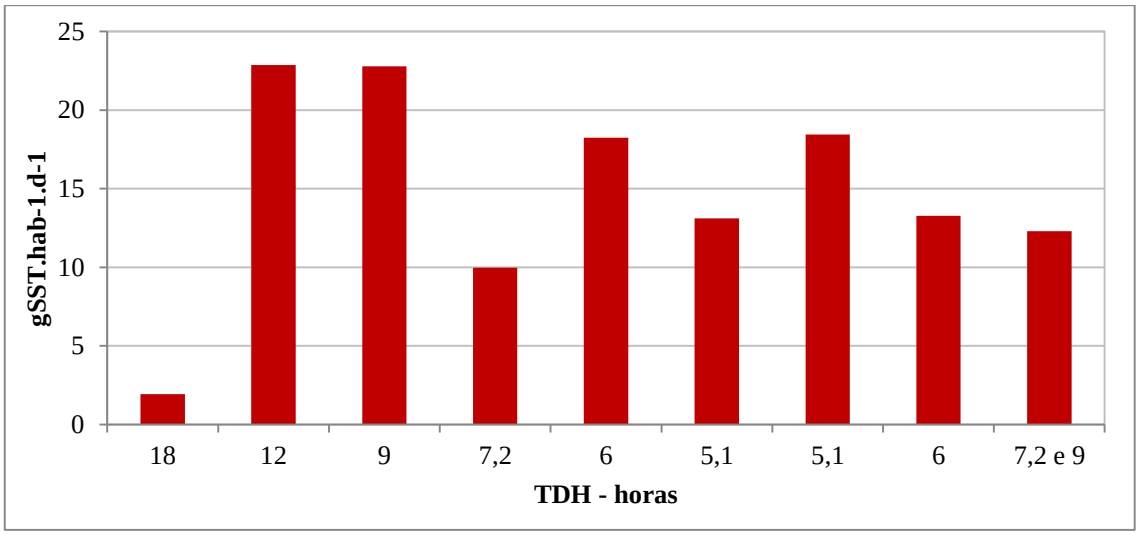


Figura 5. 71: Relação entre a massa de lodo produzido em relação ao número de habitantes.

5.3 MONITORAMENTO MICROBIOLÓGICO

Os microrganismos desempenham um papel preponderante em sistemas de tratamento biológico de esgoto, sendo os responsáveis pela estabilização da matéria orgânica e remoção de nutrientes, a fim de gerar um efluente com características que permitam seu lançamento em corpo d'água de acordo com os limites previstos pela legislação em vigor.

No lodo ativado em suspensão ou nos biofilmes de reatores biológicos as comunidades de microrganismos procariotos são responsáveis pela maior parte da remoção de carbono e nutrientes sendo considerados os constituintes principais da biomassa de biorreatores (Wagner *et al*. 2002). Os protozoários também desempenham um papel importante em vários aspectos nesses ecossistemas. As principais funções desse grupo de microrganismos estão relacionadas com a transferência da matéria orgânica para níveis tróficos superiores, seja diretamente ou por meio da predação de bactérias (Martin-Cereceda, *et al.*, 2001). Curds *apud* Campos *et al*. (2012) demonstrou que os protozoários alimentam-se numa razão de 500 bactérias/hora, contribuindo de forma importante para a clarificação do efluente.

Todos os ecossistemas microbianos são formados por diversos grupos de organismos que possuem interações ecológicas semelhantes aos sistemas macroscópicos. Predação,

competição e mutualismo são relações sempre presentes, que favorecem a formação de um sistema de comportamento complexo (Jenkins *et al.*, 2003).

Na unidade piloto desta pesquisa, os tanques em que foi colocado o PVA-Gel, operaram com baixa concentração de sólidos em suspensão e com número reduzido de protozoários, quando comparado com reatores de lodos ativados. Assim, foi determinado o número de coliformes termotolerantes, a fim de verificar se essas condições operacionais interferem na eficiência de remoção desse grupo de bactérias.

O monitoramento microbiológico teve como objetivo identificar e quantificar os diferentes grupos de protozoários e metazoários presentes no lodo dos tanques 1, 2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados, assim como a avaliação do sistema quanto à remoção de coliformes termotolerantes.

5.3.1 Análise qualitativa e quantitativa de protozoários e metazoários

Nessa análise os microrganismos foram identificados até o nível de gênero e para a classificação foi utilizada a sistemática de Vazollér (1989), na qual os microrganismos são agrupados em quatro grupos:

- Classe Ciliata – representada pelos protozoários: livres natantes, ciliados fixos ou pedunculados, ciliados móveis de fundo ou predadores de floco, flagelados e amebas;
- Classe Rotífera - representada pelos rotíferos
- Classe Nematoda – representada pelos nematoides
- Classe Anelida - representada pelos anelídeos.

Na apresentação dos resultados são indicados os gêneros de cada grupo que tiveram maior abundância relativa. A Tabela 5.22 apresenta a estatística descritiva dos resultados encontrados. Nos tanques 1 e 2 o número de microrganismos encontrados foi menor em relação ao tanque 3, no entanto foi possível observar estruturas populacionais muito parecidas nos 3 tanques.

Tabela 5.22: Estatística descritiva da densidade de protozoários e metazoários

		Gêneros encontrados – ind./mL												
		Acineta	***Carchesium***	***Epistylis***	***Vorticella***	***Aspidisca***	***Chilodonella***	***Litonotus***	***Amoeba***	***Arcella***	***Philodina***	**Cephalodella**	***Peranema***	**Rabditis**
Tanque 1	Freq. Relativa - %	32	22	99	77	98	50	21	62	64	56	71	89	90
	1ºquartil	32	126	158	95	307	63	32	32	63	32	32	32	32
	Mínimo	32	32	63	32	32	32	32	32	32	32	32	32	32
	Médio	47	313	424	404	4535	605	69	345	255	81	189	328	38
	Mediana	32	205	378	252	1260	95	63	126	205	32	110	95	32
	Máximo	189	1292	1575	1607	41707	6300	189	2520	914	536	1040	4410	63
	3ºquartil	32	425	627	583	5056	504	95	362	362	63	189	284	32
Tanque 2	Freq. Relativa - %	48	22	99	80	97	53	24	50	72	50	61	90	70
	1ºquartil	32	32	158	126	504	63	32	47	32	32	32	63	32
	Mínimo	0	32	32	32	32	32	32	32	32	0	32	32	32
	Médio	51	116	424	426	4610	593	75	212	197	69	185	335	56
	Mediana	32	79	315	252	2509	252	32	95	157	32	95	157	32
	Máximo	221	252	3409	2178	39199	5418	284	909	1040	347	851	3434	221
	3ºquartil	63	205	536	630	6111	875	95	221	251	63	243	252	63
Tanque 3	Freq. Relativa - %	68	12	96	80	98	60	37	43	74	87	73	94	90
	1ºquartil	32	39	394	158	9369	252	32	32	95	63	71	95	32
	Mínimo	32	32	32	32	473	32	32	32	32	32	32	32	32
	Médio	119	110	912	584	34804	4231	486	118	643	213	1362	1080	76
	Mediana	79	63	630	347	29854	819	79	95	536	126	536	158	63
	Máximo	630	315	5114	3969	125279	22610	6155	410	1827	1008	7151	19944	473
	3ºquartil	158	165	1244	685	52652	5582	189	158	1147	284	1927	473	95

Os protozoários frequentemente observados e mais abundantes foram os ciliados móveis de fundo e os ciliados pedunculados, e com uma ocorrência esporádica e densidades inferiores, as amebas com teca e os flagelados. Os rotíferos e nematóides também apresentaram baixa frequência de ocorrência. De acordo com Jenkins *et al*. (2003), um bom desempenho do sistema ocorre quando é observado um equilíbrio entre ciliados livres natantes, predadores de floco e rotífero.

No grupo dos ciliados móveis de fundo o gênero *Aspidisca sp* foi o mais frequente e mais abundante e em menor frequência e menor densidade foram observados os microrganismos do gênero *Chilodonella sp*. Nos tanques 1, 2 e 3 a frequência e a densidade média de *Aspidisca sp* foi: 98% e 4535 ind./mL, 97% e 4610 ind./mL e 98% e 34804 ind./mL e de e *Chilodonella sp* foi 50% e 605 ind./mL, 53% e 593 ind./mL e 60% e 4231 ind./mL.

De acordo com Madoni (1994), diversos estudos demonstraram que a densidade de ciliados presentes em sistemas de tratamento com um bom desempenho é cerca de 10^6 indíviduos/L. Caso estejam com densidades menores que 10^4 ind./L podem indicar uma depuração insatisfatória do sistema, com proliferação de bactérias dispersas, tornando o efluente turvo e com altas concentrações de DQO. Por outro lado, concentrações acima de 10^7 ind./L indicam, geralmente, uma boa purificação e um ótimo desempenho do reator biológico. Na Figura 5.72 são apresentados os valores médios da densidade dos gêneros que apresentaram maior frequência nos tanques 1, 2 e 3.

A dinâmica de colonização da microfauna em sistemas de lodos ativados ocorre em três fases distintas que se sucedem desde a partida do reator. Na fase inicial observa-se um predomínio de ciliados livres natantes e flagelados, na fase em que o sistema já está estabilizado há o predomínio das espécies de ciliados predadores de flocos e pedunculados. Na fase de estado estacionário, a estrutura e composição da biomassa refletem as condições operacionais aplicadas (Nicolau, 2011).

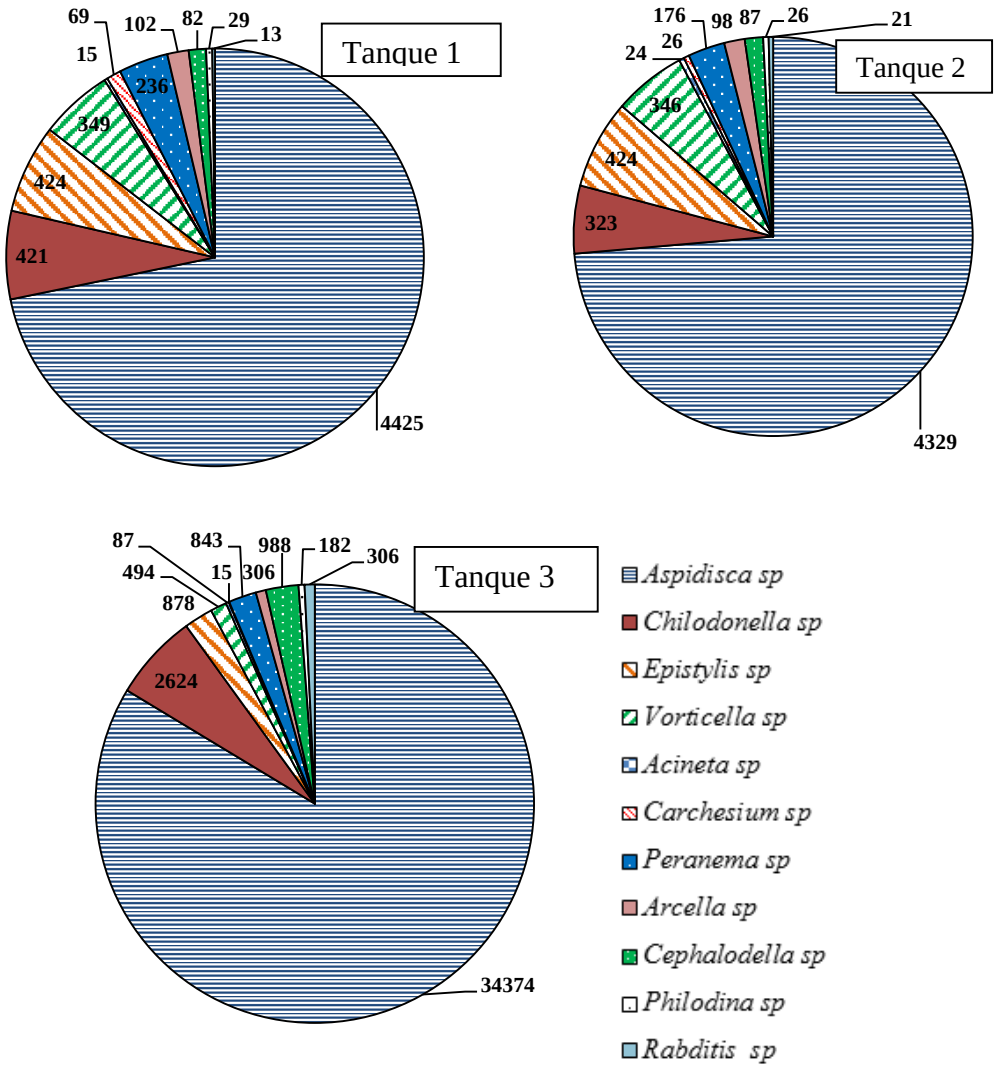


Figura 5. 72: Densidade média dos gêneros de protozoários e metazoários mais frequentes nos tanques 1, 2 e 3.

Foi realizada a análise de correlação entre os gêneros dominantes na biomassa dos três tanques e os fatores físico-químicos aplicados. As Tabelas 5.23, 5.24 e 5.25 apresentam os coeficientes de correlação encontrados e seu respectivo nível de significância para os dados dos tanques 1, 2 e 3 respectivamente. Foram destacados em amarelo os coeficientes de correlação mais significativos.

O coeficiente de Spearman mede a intensidade da relação entre variáveis ordinais. Não é sensível a assimetrias na distribuição, portanto não exige que os dados provenham de duas populações normais. Varia de -1 a 1, sendo que o sinal indica a direção do relacionamento e o valor sugere a força de relação entre as variáveis analisadas. Valores próximos a 1 e -1 indicam uma correlação perfeita entre as variáveis e um coeficiente igual a zero indica que não há uma correlação entre as variáveis.

Tabela 5.23: Coeficiente de correlação e nível de significância entre protozoários e metazoários e parâmetros físico-químicos e operacionais do tanque 1.

	TANQUE 1										
Gêneros	ER –Psol.	ER - N-NH4+	ER - DQO	ER - NTK	TDH	pH	Conc. SS	Caf - DQO	Caf.P	Caf - NTK	Caf – N-NH4+
Acineta sp	-0.00109 0.9923	-0.00879 0.9375	0.12980 0.2451	-0.09719 0.3851	0.01629 0.8845	-0.12441 0.2654	0.07286 0.5153	-0.08871 0.4281	-0.06197 0.5802	-0.10212 0.3613	-0.10029 0.3700
Carchesium sp	-0.02629 0.8147	-0.20316 0.0672	0.05113 0.6483	-0.09044 0.4191	-0.13636 0.2219	-0.10282 0.3580	-0.02765 0.8052	0.09248 0.4086	0.02300 0.8375	0.15708 0.1587	0.16828 0.1307
Epistylis sp	0.03493 0.7554	-0.15964 0.1520	0.05100 0.6491	-0.03033 0.7868	-0.11765 0.2925	0.05986 0.5932	0.16885 0.1294	0.10684 0.3394	0.10309 0.3567	0.05336 0.6340	0.02906 0.7955
Vorticella sp	0.20349 0.0667	-0.26073 0.0180	-0.07756 0.4885	-0.16848 0.1303	-0.53755 <.0001	0.46840 <.0001	0.20022 0.0713	0.46778 <.0001	0.34704 0.0014	0.39280 0.0003	0.38055 0.0004
Aspidiscasp	0.12199 0.2749	-0.33871 0.0019	0.07308 0.5141	-0.19390 0.0809	-0.52184 <.0001	0.08401 0.4530	0.60968 <.0001	0.58368 <.0001	0.53825 <.0001	0.56135 <.0001	0.49824 <.0001
Chilodonella sp	0.04410 0.6941	0.13182 0.2378	0.01900 0.8655	-0.07190 0.5209	-0.11836 0.2896	0.23414 0.0342	0.07367 0.5107	0.15047 0.1772	0.12906 0.2478	0.08662 0.4391	-0.00904 0.9358
Hemiophrys sp	-0.09079 0.4173	-0.10544 0.3458	0.01764 0.8750	-0.04576 0.6831	-0.12778 0.2526	-0.10546 0.3457	-0.07086 0.5270	-0.20285 0.0676	-0.18138 0.1029	-0.15007 0.1784	-0.15503 0.1643
Amoeba nuas	-0.21451 0.0530	0.17160 0.1232	0.07981 0.4760	0.20864 0.0600	0.29724 0.0067	-0.23609 0.0327	0.02428 0.8286	-0.25086 0.0230	-0.26291 0.0170	-0.27417 0.0127	-0.27026 0.0141
Arcella sp	-0.29854 0.0064	0.23749 0.0317	-0.00560 0.9602	0.21495 0.0525	0.41467 0.0001	-0.37215 0.0006	0.16132 0.1476	-0.38441 0.0004	-0.36613 0.0007	-0.40817 0.0001	-0.42339 <.0001
Philodina sp	-0.02100 0.8514	-0.21290 0.0548	0.05493 0.6240	-0.23747 0.0317	-0.17459 0.1167	-0.03388 0.7625	0.22014 0.0469	0.17817 0.1093	0.22559 0.0416	0.10541 0.3459	0.06481 0.5629
Cephalodella sp	-0.17465 0.1166	0.33018 0.0024	0.03188 0.7762	0.28667 0.0090	0.39102 0.0003	-0.31495 0.0040	0.08753 0.4342	-0.37259 0.0006	-0.31769 0.0036	-0.38019 0.0004	-0.38403 0.0004
Peranema sp	-0.11547 0.3016	0.16197 0.1460	-0.02424 0.8288	0.12377 0.2679	0.09011 0.4208	-0.28641 0.0091	0.20535 0.0642	-0.01570 0.8887	-0.02811 0.8021	-0.04673 0.6768	-0.06213 0.5792
Rabditis sp	0.03965 0.7236	-0.02636 0.8141	-0.01983 0.8596	-0.03009 0.7884	-0.19019 0.0870	0.11781 0.2918	0.24292 0.0279	0.15328 0.1692	0.28502 0.0094	0.26813 0.0149	0.22732 0.0400

Legenda - ER - Eficiência remoção, Conc. SS – concentração de sólidos em suspensão no tanque, Caf - carga afluente

Tabela 5.24: Coeficiente de correlação e nível de significância entre protozoários e metazoários e parâmetros físico-químicos e operacionais do tanque 2.

	TANQUE 2										
Gêneros	**ER –Psol.**	**ER - N-NH_4^+**	**ER - DQO**	**ER - NTK**	**TDH**	**pH**	**Conc. SS**	**Caf - DQO**	**Caf.P**	**Caf - NTK**	**Caf – N-NH_4^+**
Acinetasp	-0.07706 0.4914	0.01167 0.9171	0.18865 0.0896	-0.06920 0.5367	0.33056 0.0024	-0.23160 0.0363	0.17396 0.1180	-0.14403 0.1967	-0.22186 0.0452	-0.23520 0.0334	-0.25226 0.0222
Carchesium sp	0.03379 0.7631	-0.31042 0.0045	0.08640 0.4402	-0.15754 0.1575	-0.19762 0.0751	0.01579 0.8880	-0.08018 0.4740	0.15104 0.1756	0.07454 0.5057	0.21484 0.0526	0.22097 0.0460
Epistylis sp	0.05630 0.6154	-0.26541 0.0160	-0.05128 0.6473	-0.09668 0.3876	-0.12425 0.2661	0.07146 0.5235	0.11109 0.3204	0.14069 0.2074	0.15230 0.1719	0.08163 0.4660	0.05279 0.6377
Vorticella sp	0.23099 0.0368	-0.17155 0.1233	-0.11613 0.2988	-0.11139 0.3191	-0.58296 <.0001	0.50469 <.0001	0.16840 0.1304	0.50902 <.0001	0.38761 0.0003	0.42583 <.0001	0.45634 <.0001
Aspidiscasp	0.08027 0.4734	-0.32412 0.0030	0.01812 0.8716	-0.16441 0.1400	-0.45802 <.0001	0.16125 0.1478	0.64806 <.0001	0.54293 <.0001	0.45943 <.0001	0.51415 <.0001	0.45709 <.0001
Chilodonella sp	0.05287 0.6371	0.13276 0.2344	-0.01313 0.9068	-0.01651 0.8830	-0.13893 0.2132	0.14731 0.1866	0.00053 0.9962	0.11455 0.3055	0.09700 0.3860	0.03065 0.7846	-0.03422 0.7602
Hemiophrys sp	0.01942 0.8625	0.21573 0.0516	0.01097 0.9221	0.09627 0.3896	0.07495 0.5034	-0.18979 0.0877	-0.07344 0.5120	-0.12815 0.2512	-0.17760 0.1104	-0.12047 0.2810	-0.09869 0.3777
Amoeba nuas	-0.21736 0.0498	0.12674 0.2565	0.07863 0.4826	0.00105 0.9925	0.28041 0.0107	-0.29922 0.0063	-0.02070 0.8536	-0.22698 0.0403	-0.23787 0.0314	-0.27247 0.0133	-0.29683 0.0068
Arcella sp	-0.24773 0.0248	0.33366 0.0022	0.05588 0.6180	0.24505 0.0265	0.51727 <.0001	-0.41131 0.0001	0.08940 0.4244	-0.48808 <.0001	-0.46150 <.0001	-0.59416 <.0001	-0.57931 <.0001
Philodina sp	-0.11162 0.3181	-0.10177 0.3630	0.02927 0.7941	-0.11102 0.3207	-0.04767 0.6706	0.03650 0.7447	0.18559 0.0951	0.07943 0.4781	0.11400 0.3078	0.04666 0.6772	0.02677 0.8113
Cephalodella sp	-0.16127 0.1478	0.48581 <.0001	0.16961 0.1277	0.33510 0.0021	0.63826 <.0001	-0.45705 <.0001	0.09447 0.3985	-0.53540 <.0001	-0.50119 <.0001	-0.59224 <.0001	-0.57779 <.0001
Peranema sp	-0.07992 0.4754	0.16446 0.1398	0.01701 0.8795	0.14572 0.1914	0.13840 0.2150	-0.28883 0.0085	0.20381 0.0663	-0.06251 0.5769	-0.09585 0.3917	-0.06449 0.5649	-0.07106 0.5258
Rabditis sp	0.08499 0.4478	-0.15357 0.1684	-0.03015 0.7880	-0.03683 0.7425	-0.30070 0.0061	0.05032 0.6534	0.14122 0.2057	0.27577 0.0122	0.27191 0.0135	0.33922 0.0018	0.35417 0.0011

Legenda - ER - Eficiência remoção, Conc. SS – concentração de sólidos em suspensão no tanque, Caf - carga afluente

Tabela 5. 25: Coeficiente de correlação e nível de significância entre protozoários e metazoários e parâmetros físico-químicos e operacionais do tanque 3.

	TANQUE 3										
Gêneros	**ER –Psol.**	**ER - N-NH_4^+**	**ER - DQO**	**ER - NTK**	**TDH**	**pH**	**Conc. SS**	**Caf - DQO**	**Caf.P**	**Caf - NTK**	**Caf – N-NH_4^+**
Acinetasp	0.13037 0.2431	-0.14632 0.1896	0.19856 0.0737	-0.09463 0.3977	0.06939 0.5356	-0.07486 0.5039	0.11949 0.2850	0.02851 0.7993	0.04587 0.6824	0.03932 0.7258	0.02808 0.8022
Carchesium sp	0.00738 0.9475	-0.17301 0.1201	0.05396 0.6302	-0.09891 0.3767	-0.09472 0.3973	-0.08009 0.4744	-0.05834 0.6026	0.04776 0.6700	0.01063 0.9245	0.08400 0.4530	0.10767 0.3356
Epistylis sp	-0.04938 0.6595	-0.23148 0.0364	-0.25640 0.0201	-0.11889 0.2874	-0.13366 0.2313	0.21054 0.0576	-0.14133 0.2053	-0.00738 0.9475	0.01281 0.9091	0.04486 0.6890	0.05098 0.6492
Vorticella sp	0.33269 0.0023	-0.17767 0.1103	-0.03678 0.7429	-0.04065 0.7169	-0.61274 <.0001	0.56177 <.0001	0.13463 0.2279	0.51664 <.0001	0.52735 <.0001	0.54978 <.0001	0.59429 <.0001
Aspidiscasp	0.18358 0.0988	-0.46981 <.0001	0.05470 0.6255	-0.30187 0.0058	-0.61886 <.0001	0.16018 0.1506	0.31243 0.0043	0.67698 <.0001	0.69202 <.0001	0.71747 <.0001	0.70971 <.0001
Chilodonella sp	0.11466 0.3050	0.14558 0.1919	0.08267 0.4603	-0.07820 0.4850	-0.17892 0.1078	0.13404 0.2299	-0.03869 0.7300	0.18578 0.0947	0.13318 0.2329	0.09796 0.3813	0.00630 0.9552
Hemiophrys sp	-0.04001 0.7212	0.10357 0.3545	0.16108 0.1483	0.10498 0.3479	-0.09376 0.4021	-0.08539 0.4456	-0.00037 0.9974	0.01518 0.8923	0.01057 0.9249	0.01974 0.8603	0.07098 0.5263
Amoeba nuas	-0.11414 0.3072	0.14446 0.1954	-0.03512 0.7541	0.16855 0.1301	0.10435 0.3509	-0.05487 0.6244	-0.01094 0.9223	-0.14543 0.1924	-0.18000 0.1056	-0.15841 0.1552	-0.17068 0.1252
Arcella sp	-0.29051 0.0081	0.22132 0.0457	0.05942 0.5959	0.24434 0.0269	0.43316 <.0001	-0.33358 0.0022	0.08541 0.4455	-0.39150 0.0003	-0.39977 0.0002	-0.44132 <.0001	-0.44730 <.0001
Philodina sp	-0.17673 0.1122	-0.22379 0.0433	0.02816 0.8017	-0.15098 0.1757	-0.26106 0.0178	-0.01533 0.8913	0.16219 0.1454	0.22864 0.0388	0.14753 0.1860	0.30533 0.0053	0.24286 0.0279
Cephalodella sp	-0.15587 0.1620	0.42035 <.0001	0.15021 0.1780	0.20475 0.0650	0.64476 <.0001	-0.32313 0.0031	-0.06200 0.5800	-0.51627 <.0001	-0.50560 <.0001	-0.59971 <.0001	-0.59092 <.0001
Peranema sp	-0.18361 0.0987	0.24638 0.0257	-0.02015 0.8574	0.17357 0.1189	0.30727 0.0050	-0.31129 0.0044	0.07236 0.5183	-0.21255 0.0552	-0.16035 0.1501	-0.18198 0.1018	-0.20842 0.0602
Rabditis sp	-0.16063 0.1494	-0.11369 0.3091	-0.18659 0.0933	-0.02716 0.8086	-0.14956 0.1799	0.28472 0.0095	-0.03993 0.7217	-0.01017 0.9277	-0.08245 0.4615	0.06772 0.5455	0.06829 0.5421

Legenda - ER - Eficiência remoção, Conc. SS – concentração de sólidos em suspensão no tanque, Caf - carga afluente

Os ciliados móveis de fundo foram os organismos mais abundantes e mais frequentes nos três tanques, em todos os regimes operacionais aplicados. Nesse grupo, foi observado que os microrganismos do gênero *Aspidisca sp* predominaram.

De acordo com Figueiredo *et al*.(2008), a predominância de ciliados predadores de floco indica boas condições operacionais e a predominância da espécie *Aspidisca costata* é um indicativo de boas condições de nitrificação.

É possível observar uma correlação positiva entre os microrganismos do gênero *Aspidisca sp* e as cargas de fósforo, DQO, amônia e NTK. Foi observada uma correlação negativa entre a densidade de *Aspidisca sp* e o TDH e a remoção de NTK, ou seja, a medida que houve aumento do TDH e da eficiência de remoção de NTK ocorreu uma redução na densidade desses microrganismos.

Na Figura 5.73 são apresentados gráficos *Box plot* com a variação da densidade de ciliados predadores de floco nos três tanques em todos os TDH aplicados. Nessa figura é possível observar que à medida que o TDH vai diminuindo, ou seja, com o aumento da vazão e consequentemente das cargas afluentes foi observado um aumento na densidade desses microrganismos. Apesar dos tanques 1 e 2 apresentarem uma densidade menor desses microrganismos em comparação com o tanque 3, é possível observar o mesmo comportamento em relação as cargas e ao TDH nos três tanques.

Entre os ciliados pedunculados os gêneros *Vorticella sp* e *Epistylis sp* foram os mais frequentes e mais abundantes. O gênero *Vorticella* apresenta espécies indicadoras de boas e más condições de operação. De acordo com Madoni (1994) a espécie *Vorticella aquadulcis* é indicadora de boas condições de oxigenação, no entanto a espécie *Vorticella microstoma* é indicadora de baixo rendimento de depuração e quase sempre é associada à deficiência de oxigenação. Na análise de correlação foi possível observar correlação positiva entre os microrganismos do gênero *Vorticella* e o pH e as cargas afluente de DQO, fósforo, NTK e amônia e uma correlação negativa com o TDH. A Figura 5.74 apresenta um gráfico *Box plot* com a variação da densidade de ciliados pedunculados ao longo de todos os regimes operacionais aplicados.

Segundo Madoni (1994) a coexistência de ciliados móveis de fundo e pedunculados é considerada essencial ao bom funcionamento dos reatores biológicos, e a abundância de microrganismos desses grupos representa um desempenho satisfatório do sistema.

Entre o grupo das amebas, o gênero *Arcella sp*, representado por microrganismos cobertos por uma carapaça rígida foram os mais frequentes e mais abundantes. Figueiredo *et al*. (2008) destacam que a predominância de *Arcellas* indica boas condições de depuração. Foi observada uma correlação negativa entre as *Arcellas sp* com o pH e as cargas afluentes e uma correlação positiva com a remoção de NTK e o TDH. As amebas nuas apresentaram baixa frequência e baixa densidade. A Figura 5.75 apresenta a variação da densidade dos gêneros *Arcella sp* e amoeba ao longo de todos os regimes operacionais aplicados. Nessa figura é possível observar que no TDH 2,4 horas, em que foi aplicada uma vazão afluente de $3m^3$/dia, o número desses microrganismos foi maior.

A densidade de protozoários flagelados foi baixa nos três tanques e o gênero *Peranema sp* foi o mais frequente e o mais abundante. No tanque 3, foi observado coeficiente de correlação positivo entre a densidade de flagelados, o TDH e a remoção de amônia e um coeficiente de correlação negativo com o pH e a carga afluente de DQO. Na Figura 5.76 são apresentados gráficos *Box plot* com a densidade de flagelados ao longo de todos os regimes operacionais aplicados.

De acordo com Madoni *et al.* (1994) as amebas e os flagelados maiores, dentre os quais estão os *Peranemas*, estão relacionados a afluentes com baixa carga orgânica.

No grupo dos metazoários foram encontrados microrganismos das classes rotífera e nematoda. Na classe rotífera os microrganismos dos gêneros *Philodina sp* e *Cephalodella sp* foram os mais frequentes e mais abundantes. Foi possível observar um coeficiente de correlação positivo entre o gênero *cephalodella sp* e a remoção de amônia e NTK e TDH e um coeficiente negativo entre esse gênero com o pH e as cargas de DQO, fósforo, NTK e amônia.

Na classe Nematoda o gênero *Rhabditis sp* foi o mais frequente, no entanto sempre apresentou baixa densidade. Na figura 5.77 e 5.78 são apresentados gráficos *Box plot* com a variação da densidade de rotíferos e nematóides ao longo do experimento. Na Figura 5.79 são apresentadas microfotografia realizadas com aumento de 200 vezes, de colônias de bactérias, protozoários e metazoários encontrados na biomassa em suspensão dos tanques 1, 2 e 3.

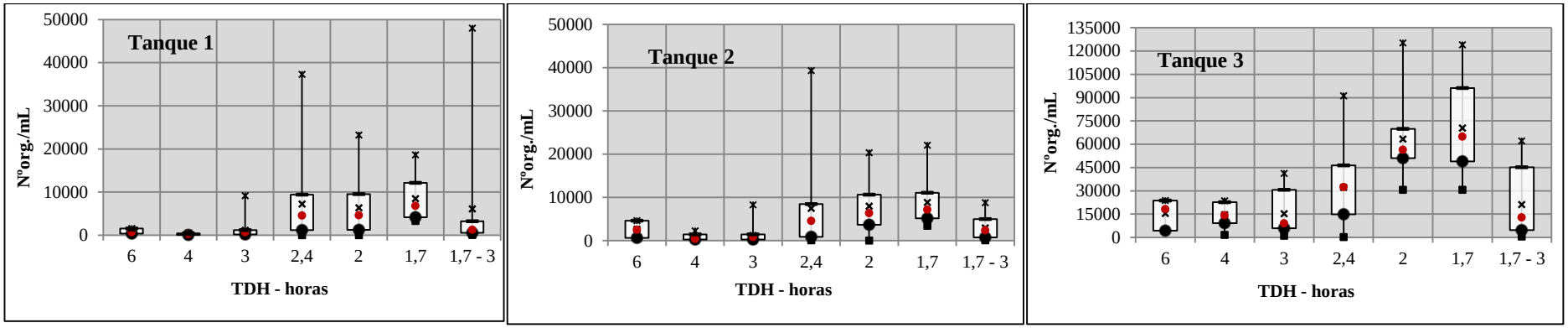


Figura 5. 73: Gráficos *Box plot* com densidade de ciliados predadores de floco nos tanques 1, 2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados.

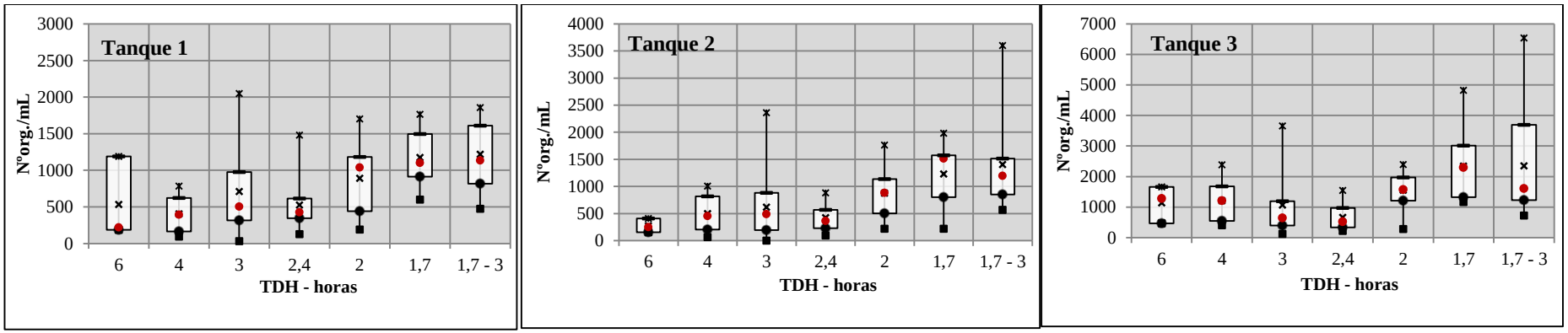


Figura 5. 74: Gráficos *Box plot* densidade de ciliados fixos ou pedunculados presente nos tanques 1, 2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados.

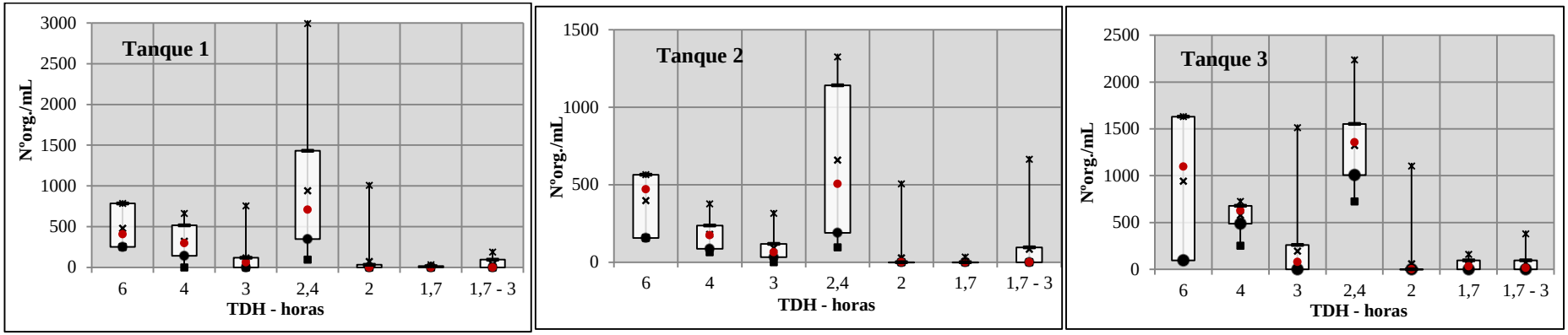


Figura 5.75: Gráficos *Box plot* a densidade de amebas nos tanques 1, 2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados

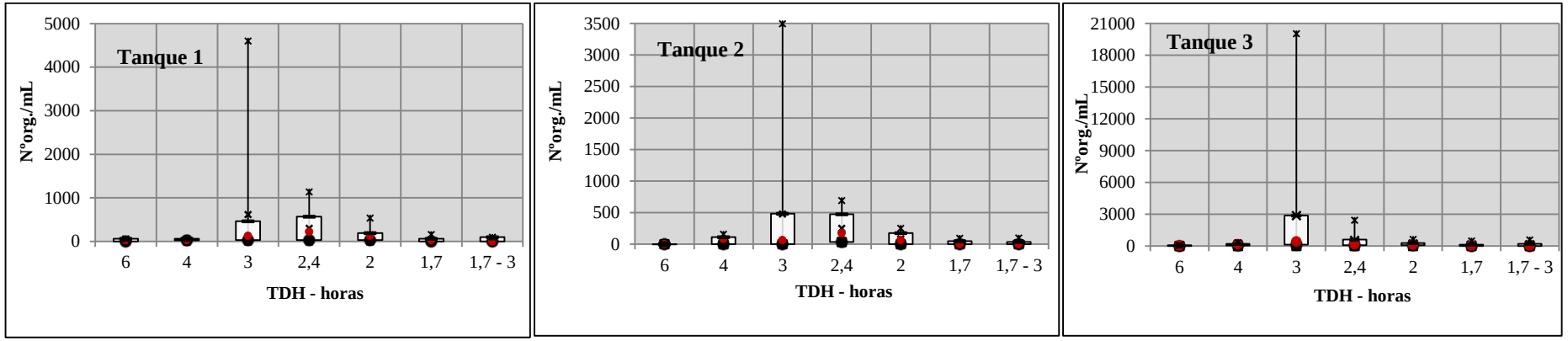


Figura 5. 76: Gráficos *Box plot* da densidade de flagelados nos tanques 1, 2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados.

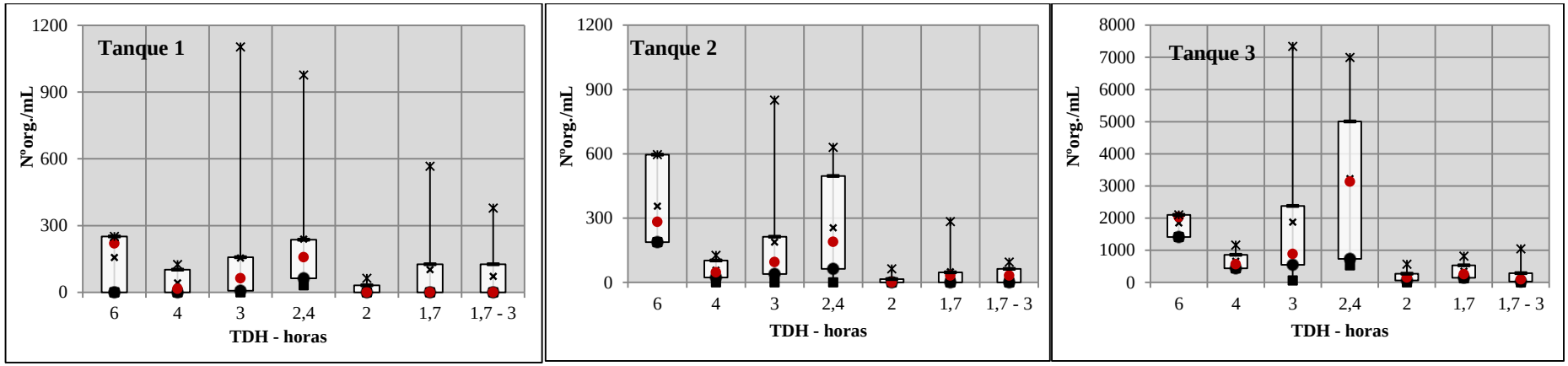


Figura 5.77: Gráficos *Box plot* com a densidade de rotíferos nos tanques 1, 2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados.

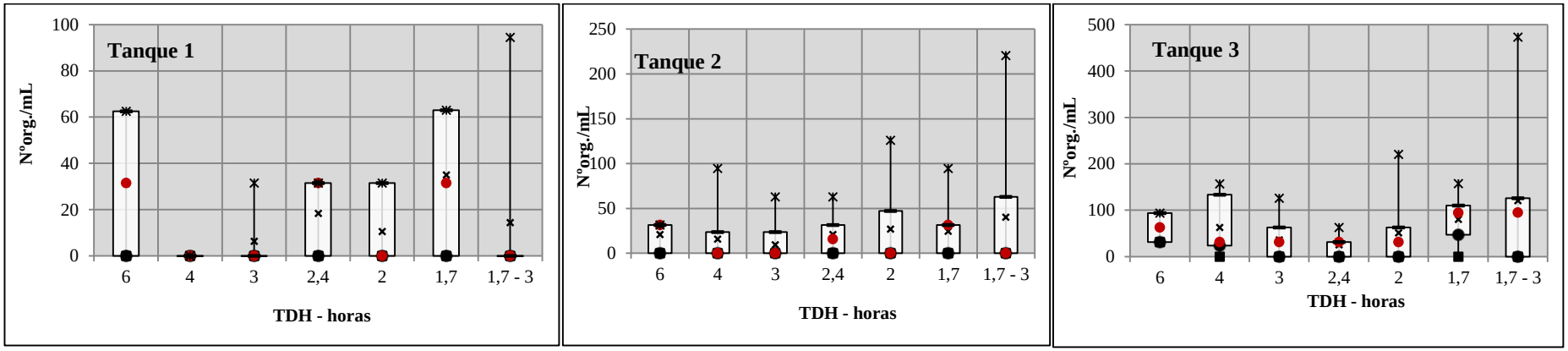


Figura 5.78: Gráficos *Box plot* com a densidade de *Rhabditis sp* nos tanques 1, 2 e 3 ao longo de todos os regimes operacionais aplicados

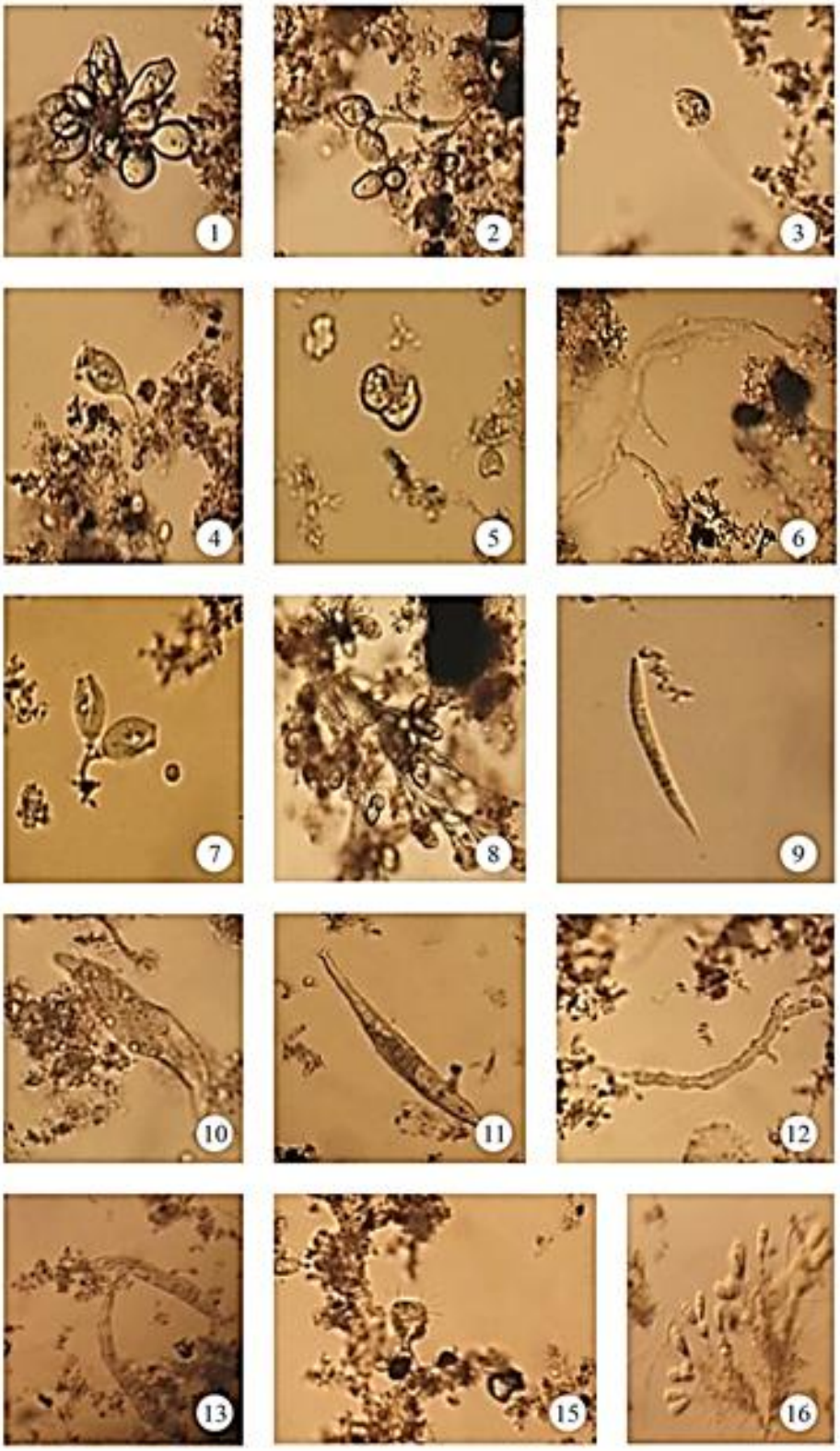


Figura 5.79: Microfotografia de colônias de bactérias, protozoários e metazoários encontrados na biomassa em suspensão dos tanques 1, 2 e 3. Ampliação 100x. 1, 2, 7 e 8 – *Epitylis sp*, 3 – *Aspidisca sp*, 5 – *Chilodonella sp*, 6 e 12 – colônia de bactérias, 9 – *Rhabditis*, 10 – *Hemiophrys*, 11 e 13 – *Philodina*, 15 – *Acineta e* 16 - *Vorticella*

A análise qualitativa dos flocos em suspensão indicou que nos três tanques prevaleceram flocos pequenos, no entanto, no tanque 3 foram observados flocos médios em algumas oportunidades. Na Figura 5.80 é possível observar a estrutura dos flocos encontrados nos três tanques. Observa-se que nos tanques 1 e 2 há um número reduzido de flocos, comparado ao tanque 3.

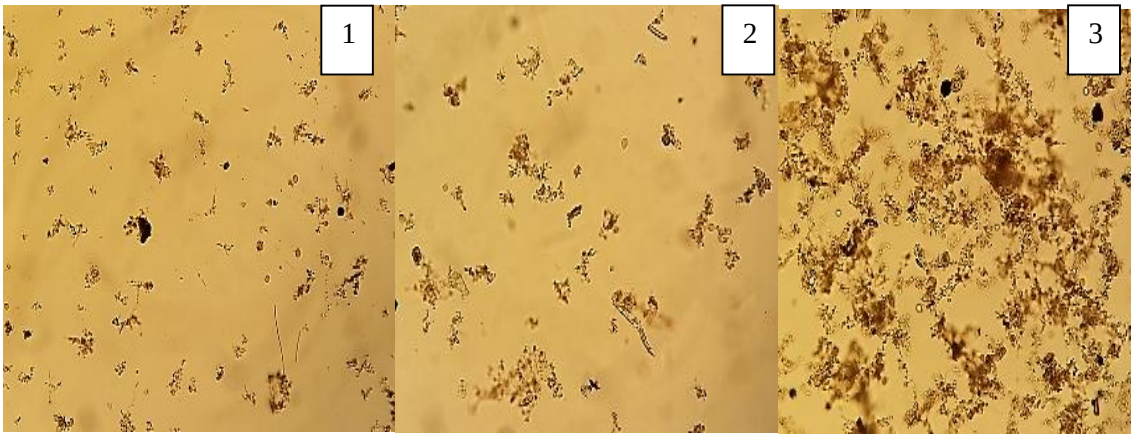


Figura 5. 80: Microfotografias dos flocos em suspensão, aumento 100x. 1 – tanque 1, 2 – tanque 2 e 3 – tanque 3

5.3.2 Análise quantitativa de coliformes termotolerantes

Bactérias do grupo coliforme são utilizadas como indicadores de contaminação fecal e a redução desses microrganismos em unidades de tratamento é aplicada como parâmetro de eficiência na redução do risco da presença de microrganismos patogênicos. A Tabela 5.26 apresenta as eficiências típicas de remoção de coliformes de diversos sistemas de tratamento de esgotos.

Tabela 5.26: Eficiências típicas (valores de projeto) de diversos sistemas de tratamento de esgotos na remoção de coliformes. Fonte – vonSperling, (2005).

Tipo de tratamento	**Sistema de tratamento**	**Eficiência de remoção de coliformes (%)**
Lodos ativados	Lodos ativados convencional	75 - 90
	Aeração prolongada	80 - 90
	Lodos ativados+filtração	99 - 99,9
Reatores aeróbios com biofilmes	Filtro biológico (baixa carga)	70 - 90
	Filtro biológico (alta carga)	70 - 90
	Biodisco	75 - 90
	Biofiltro aerado submerso	75 - 90
	Reator com biofilme + filtração	99 – 99,9

Ao longo de todos os regimes de operação aplicados na unidade piloto, a eficiência média de remoção de coliformes termotolerantes foi de 95%. Conforme demonstrado na Tabela 5.24, esse valor está acima do esperado para tratamentos aeróbios com biofilmes. O regime operacional com TDH de 9 horas apresentou o melhor desempenho na redução de coliformes, quando todos os resultados de eficiência estiveram próximos a 100%. A Figura 5.81 apresenta os resultados de eficiência de remoção de coliformes termotolerantes ao longo de todos os regimes de operação aplicados.

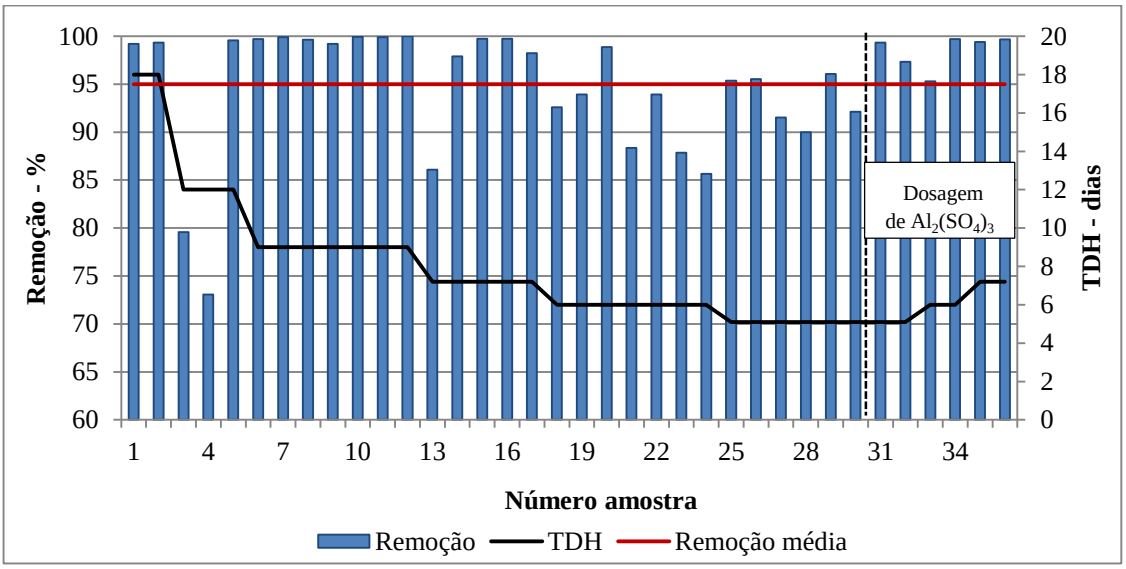


Figura 5. 81: Resultados de eficiência de remoção de coliformes ao longo dos regimes operacionais aplicados.

O regime de operação com TDH de 12 horas apresentou a pior eficiência na remoção de coliformes. Observou-se que a perda na eficiência de remoção de coliformes esteve relacionada à perda de SS no efluente final da unidade piloto. Essa perda de SS, como relatado anteriormente, esteve relacionada ao fato da unidade não possuir raspador de superfície no tanque de sedimentação de lodo, o que acarretava o acúmulo de lodo flotado na superfície, com consequente perda na qualidade do efluente final.

O estudo realizado por Tawfik *et al.*(2010) também indicou que a remoção de coliformes esteve diretamente relacionada com a perda de SS e consequentemente com remoção de DQO total. De acordo com esses autores, essa relação existe, pois coliformes termotolerantes ligados aos sólidos suspensos serão removidos no processo de sedimentação e somente as bactérias dispersas serão adsorvidas pelo material suporte ou serão predadas por protozoários e metazoários.

A prática de retirada manual do lodo flotado foi adotada nos regimes seguintes, reduzindo a perda de sólidos em suspensão no efluente e consequentemente melhorando a eficiência de remoção de coliformes.

Os resultados de eficiência indicam uma tendência de melhora na remoção de coliformes termotolerantes devido a aplicação de sulfato de alumínio no tanque 3. Nos TDH de 7,2, 6 e 5,1 h sem aplicação de sulfato de alumínio a eficiência média de remoção foi de 94,7% e adotando esses mesmos TDHs e aplicando o sulfato de alumínio a eficiência de remoção foi de 97,8%. A aplicação de sulfato de alumínio teve como objetivo principal ajudar na remoção de fósforo, entretanto, a aplicação desse coagulante melhorou a decantabilidade do lodo, reduzindo assim, a perda de SS no efluente final. A Tabela 5.27 apresenta os resultados da estatística descritiva dos resultados das determinações de coliformes termotolerantes ao longo do experimento.

Tabela 5.27 – Estatística descritiva dos resultados das análises quantitativas de coliformes termotolerantes.

TDH - (horas)	**Coliformes termotolerantes**								
		Afluente (NMP/100mL)		**Efluente (NMP/100mL)**		**Remoção(%)**		**Und. log removidas**	
	n	**Mín.**	**Méd.**	**Mín.**	**Méd.**	**Mín.**	**Méd.**	**Mín.**	**Méd.**
		Máx.	**DP**	**Máx.**	**DP**	**Máx.**	**DP**	**Máx.**	**DP**
18	2	1,60E+07	1,65E+07	1,10E+05	1,20E+05	99,2	99,3	2,1	2,1
		1,70E+07	7,07E+05	1,30E+05	1,41E+04	99,3	0,12	2,2	0,07
12	3	1,30E+06	2,90E+06	3,30E+04	1,80E+05	73,1	84,1	0,6	1,2
		7,90E+06	3,54E+06	4,90E+05	2,34E+05	99,6	13,8	2,3	1,0
9	7	2,30E+06	1,80E+07	3,30E+02	2,10E+05	99,2	99,7	2,1	2,9
		1,60E+08	5,55E+07	1,30E+06	4,82E+05	99,99	0,28	4,4	0,7
7,2	5	7,9E+06	1,70E+07	3,30E+04	2,20E+05	98,2	99,2	1,7	2,3
		4,90E+07	1,65E+07	1,10E+06	4,27E+05	99,7	0,9	2,6	0,5
6	7	1,30E+07	2,50E+07	7,90E+05	1,70E+06	85,6	91,2	0,8	1,2
		7,90E+07	2,84E+07	9,20E+06	3,04E+06	98,9	4,6	1,9	0,4
5,1	5	3,30E+06	1,00E+07	1,30E+05	5,90E+05	90,0	93,7	1,0	1,2
		2,80E+07	9,33E+06	1,30E+06	4,68E+05	96,1	2,74	1,4	0,2
5,1	3	4,90E+06	1,50E+07	1,30E+05	3,60E+05	92,1	96,3	1,1	1,6
		4,90E+07	2,33E+07	1,10E+06	5,12E+05	99,3	3,7	2,2	0,5
6,0	2	4,90E+06	7,30E+06	3,30E+04	8,70E+04	95,3	97,5	1,3	1,9
		1,10E+07	4,31E+06	2,30E+05	1,39E+05	99,7	3,11	2,5	0,8
7,2	2	3,50E+07	4,30E+07	1,10E+05	1,90E+05	99,4	99,5	2,2	2,4
		5,40E+07	1,34E+07	3,30E+05	1,56E+05	99,7	0,21	2,5	0,2
Geral	36	1,30E+06	1,50E+07	3,30E+02	2,20E+05	73,1	95,0	0,6	1,8
		1,60E+08	3,01E+07	9,20E+06	1,59E+06	99,99	6,0	4,4	0,9

Mín.=valor mínimo, méd.=valor médio, máx.=valor máximo, DP=desvio padrão, n=número de amostras.

A média geométrica da concentração de coliformes termotolerantes no afluente e efluente foi de 1,50E+07e 2,20E+05 NMP org/100mL, respectivamente. A Figura 5.82 apresenta os valores de concentração de coliformes termotolerantes ao longo do tempo.

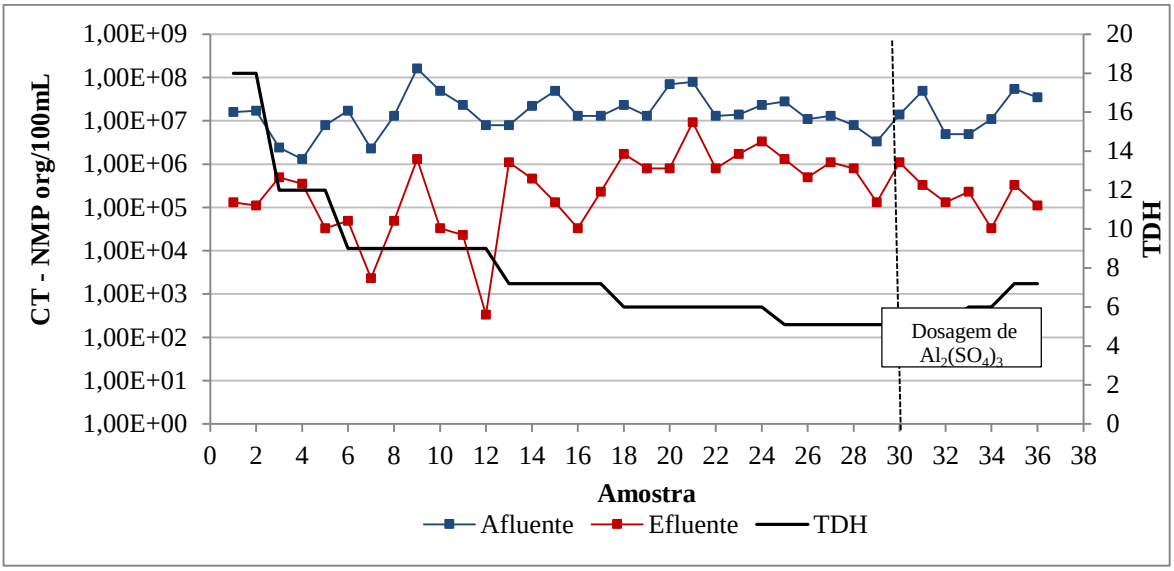


Figura 5.82: Concentração de coliformes termotolerantes ao longo de todos os regimes de TDH aplicados.

Observou-se uma remoção média coliformes termotolerantes de 1,8 unidades log ao longo do experimento. Conforme apresentado nas Figuras 5.83 e 5.84, o regime de operação com TDH de 12 horas foi o que apresentou os piores resultados na remoção de coliformes, com resultados com redução de apenas 0,6 unidades log. Os melhores resultados foram obtidos no regime com TDH de 9 horas, com valores de até 4,4 unidades log de remoção. Foi observada uma relação direta entre o regime de TDH adotado e a eficiência de remoção de coliformes, exceto para os regimes de operação com TDH de 12h e 5,1h, que não seguiram essa tendência. De acordo com Tawfik *et al.*(2010), são necessários altos TDH para que haja uma boa eficiência de remoção de coliformes dispersos.

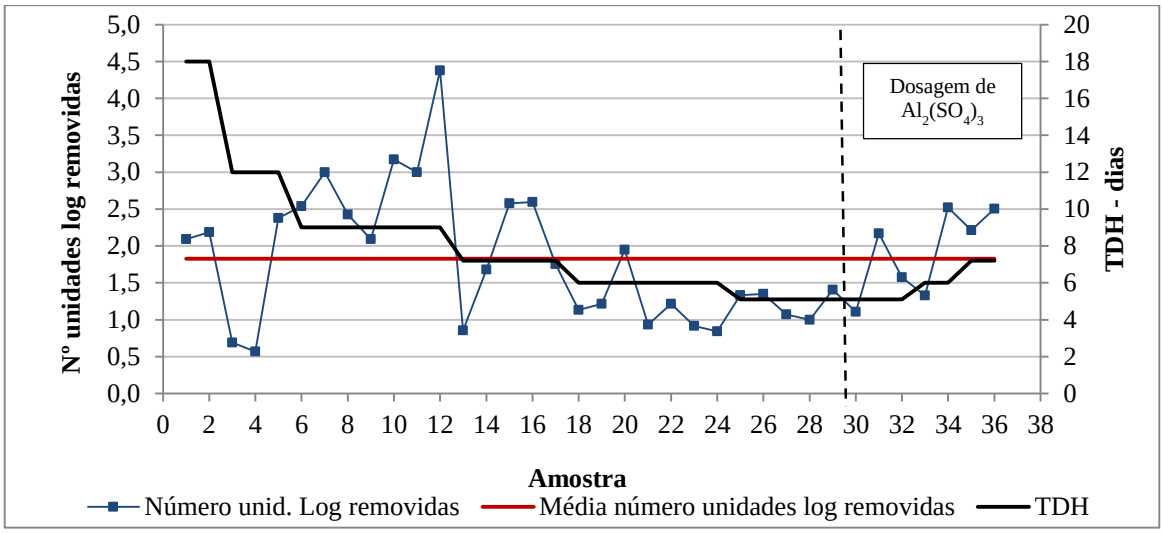


Figura 5.83: .Número de unidades log removidas ao longo de todos os regimes de operação aplicados

Tawfik *et al.* (2010) avaliaram a remoção de coliformes termotolerantes em um sistema híbrido formado por um reator UASB seguido de um sistema MBBR. O objetivo principal do estudo foi avaliar a eficiência desse sistema híbrido operando a diferentes TDH. O estudo foi realizado em 3 regimes operacionais distintos, sendo que no primeiro foi adotado um TDH de 5,3h para o reator UASB e 8h no sistema MBBR, no segundo regime adotou-se 4h para o reator UASB e 6h para o sistema MBBR e no terceiro regime adotou-se 2h para o reator UASB e 3h para o sistema MBBR. Os resultados indicaram que à medida que o TDH foi aumentando, também foi observado um aumento na eficiência de remoção de coliformes termotolerantes. Nos regimes 1, 2 e 3 a concentração média de coliformes no efluente foi de 8,90E+04, 4,90E+05 e 9,40E+05 NMP/100mL, correspondendo a redução de 2,3, 1,4 e 0,7 unidades log, respectivamente.

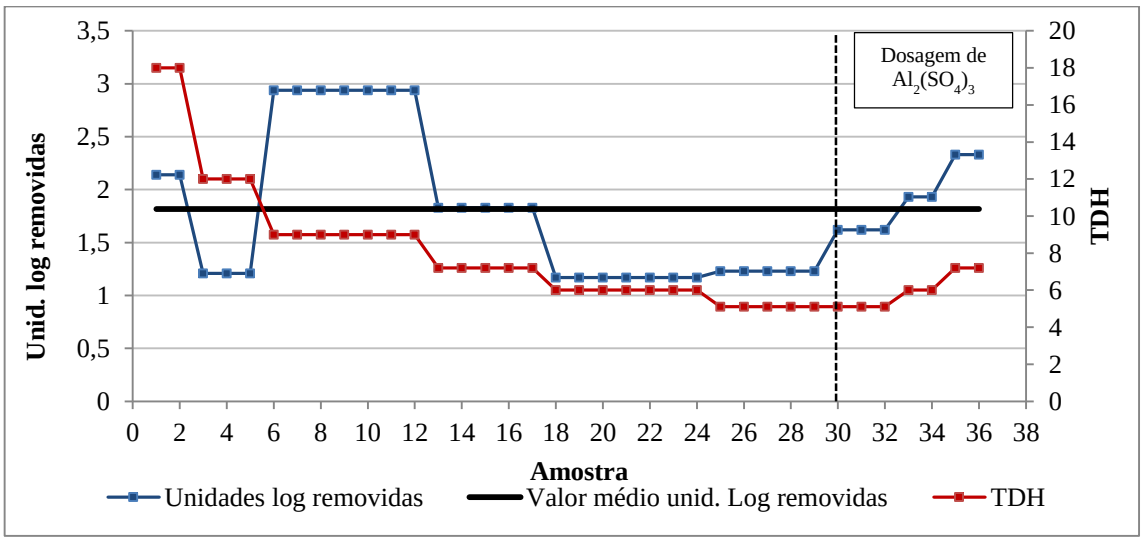


Figura 5.84: Valor médio do número de unidades log removidas ao longo de todos os regimes de operação aplicados

Assim, mesmo que a unidade piloto tenha operado com número reduzido de protozoários nos tanques 1 e 2, os resultados indicaram que esse número foi suficiente para o processo de redução do número de coliformes termotolerantes. Entretanto, o TDH aplicado pode influenciar diretamente a redução de bactérias patogênicas.

5.4 AVALIAÇÃO DA ATIVIDADE ESPECÍFICA

O ponto crítico para o sucesso de qualquer processo de biofilme é manter uma proporção elevada da biomassa ativa no reator. Quando a concentração de biomassa do sistema MBBR é apresentada em termos de concentração de sólidos suspensos equivalente, os valores típicos vão de 1000 a 5000 mg / L de sólidos em suspensão. No entanto, quando o desempenho é avaliado numa base volumétrica, resultados mostram que as taxas de remoção podem ser muito mais elevadas em relação aqueles apresentados nos sistemas com crescimento em suspensão (Rusten *et al*.1995).

De acordo com Furamai *et al*. (1996), reatores com biofilme onde ocorre simultaneamente a remoção de matéria orgânica e a nitrificação, além da competição por substrato, as bactérias heterotróficas e nitrificantes competem por espaço, gerando uma estratificação no biofilme. O crescimento mais rápido das bactérias heterotróficas faz com que esse conjunto microbiano fique localizado nas camadas mais externas do biofilme, onde a concentração de substrato e o desprendimento da biomassa são maiores, enquanto as bactérias nitrificantes ficam localizadas nas camadas mais profundas do biofilme. Dessa forma, uma camada heterotrófica pode se formar sobre a população de nitrificante, o que constitui uma desvantagem a essa última, especialmente quando a concentração de oxigênio dissolvido no meio líquido é pequena. Essa limitação de OD, que é resultado do consumo e da resistência à transferência de massa através da camada heterotrófica, afeta negativamente o desempenho da nitrificação. Por outro lado, se a concentração de OD for alta, ao ponto de se sobrepor às limitações difusivas no biofilme, a camada heterotrófica pode ter efeito positivo sobre as bactérias nitrificantes, protegendo-as do desprendimento.

Os experimentos de avaliação da atividade específica do biofilme formada no PVA-Gel dos tanques 1 e 2 da unidade piloto foram realizados com o objetivo de avaliar a eficiência da biomassa imobilizada no meio suporte quanto a remoção de nitrogênio e matéria

orgânica. Para comparar a eficiência dessa biomassa em relação à biomassa em suspensão, a determinação da atividade de nitrificação foi realizada tanto para a biomassa imobilizada quanto para a biomassa em suspensão.

5.4.1 Atividade de nitrificação

A seguir são apresentados os resultados dos experimentos realizados com água residuária sintética e biomassa imobilizada em esferas de PVA-Gel para determinação da taxa de nitrificação. Os dados obtidos são referentes aos experimentos realizados com concentração de oxigênio dissolvido nas faixas de 4-5mg/L e de 2-3mg/L. Diferentes concentrações de OD foram usadas com o objetivo de avaliar o potencial da biomassa imobilizada na oxidação da amônia em condições ideais, com altas concentrações de OD e em condições que simulem sistemas de lodos ativados já implantados, que normalmente operam com concentrações de OD na faixa de 2 a 3 mg/L.

O potencial de oxidação do nitrogênio amoniacal foi verificado com a biomassa em suspensão em diferentes concentrações, também com o objetivo de simular condições operacionais de sistemas já implantados.

Os resultados do experimento realizado para avaliar o PVA-Gel quanto ao potencial de adsorção do nitrogênio amoniacal, indicaram que não há adsorção do substrato pelo meio suporte. O valor da concentração inicial se manteve estável até 24 horas após o início do experimento, sendo 25,3±0,5mg/L o valor médio de $N\text{-}NH_4^+$, utilizando uma concentração de OD próxima a 5mg/L.

Na Figura 5.85 é apresentado o resultado do decaimento da concentração de $N\text{-}NH_4^+$ ao longo do tempo nos experimentos realizados com a concentração de OD média de 4,6 mg/L. No experimento 1 o valor médio de pH foi de 8,3 unidades com valor máximo de 8,5 e mínimo de 8,1, representando pouca variabilidade. A concentração média de oxigênio dissolvido foi de 4,5 mg/L (máx. = 4,6 e min. = 4,3mg/L) enquanto o valor médio da temperatura foi de 26,7ºC (máx. = 27 e min. = 23ºC). No experimento 2 o valor médio de pH foi de 7,9 unidades com valor máximo de 8,1 e mínimo de 7,8. A concentração média de oxigênio dissolvido foi de 4,6 mg/L (máx. = 4,9 e min. = 4,3mg/L) e o valor médio da temperatura foi de 27,4ºC (máx. = 28,3 e min. = 26,2ºC).

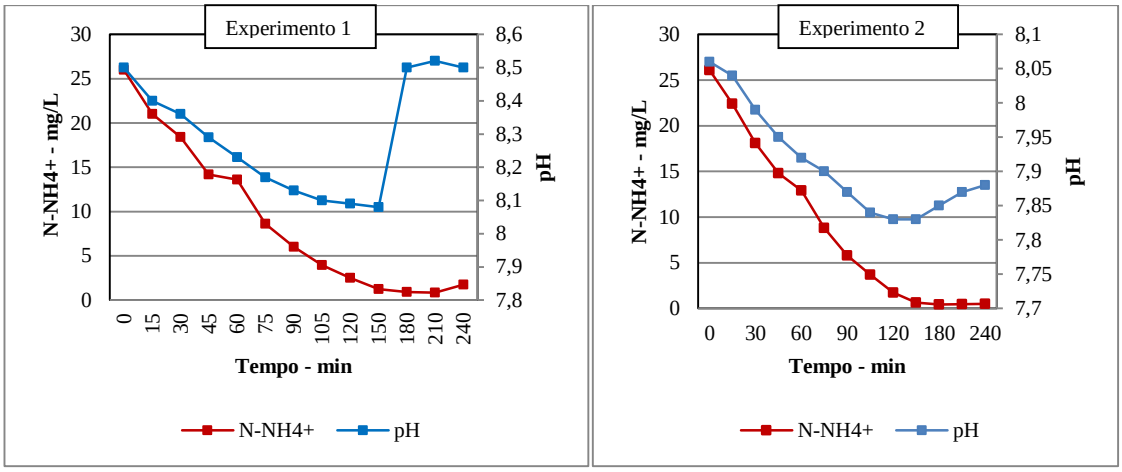


Figura 5.85: Valores de pH e concentração de N-NH4+ ao longo do tempo para os experimentos com concentração de oxigênio dissolvido na faixa de 4 a 5mg/L.

A partir dos dados apresentados na Figura 5.84 observa-se o decaimento acentuado na concentração de $N\text{-}NH_4^+$ até 120 minutos do início do experimento. Após esse período de tempo, os valores da concentração de $N\text{-}NH_4^+$ mantiveram-se próximos a zero e ao limite de detecção do método analítico utilizado.

O modelo cinético de Monod foi ajustado aos dados experimentais (apenas aos referentes aos tempos de zero a 120 minutos). Os valores de Ks determinados para os experimentos 1 e 2 foram 0,1951 e 0,2046 $mgN\text{-}NH_4^+/L$, respectivamente. Pode-se observar, a partir da equação do modelo de Monod, que para elevadas concentrações de substrato, a razão Cs/(Cs+Ks) é próximo a um e o processo pode ser descrito por modelo cinético de ordem zero. As taxas de consumo de amônia calculadas para os experimentos 1 e 2, foram iguais a 11,75 e 12,17 $mgN\text{-}NH_4^+.h^{-1}$, respectivamente.

A eficiência de oxidação da amônia ao final de quatro horas foi de 93 e 98% nos experimentos 1 e 2, respectivamente. Na Figura 5.86 são apresentados os valores da concentração de $N\text{-}NH_4^+$ e a eficiência de oxidação ao longo do tempo.

Levstek *et al.*(2009) avaliaram a influência de dois tipos de meio suporte no processo de nitrificação em um sistema MBBR, comparando o desempenho do PVA-Gel e do meio suporte AnoxKaldens, K1. Nesse experimento, utilizando uma fração de enchimento de 9,5% de PVA-Gel e TDH igual a 2,3 horas a eficiência no processo de nitrificação foi de 86,5%.

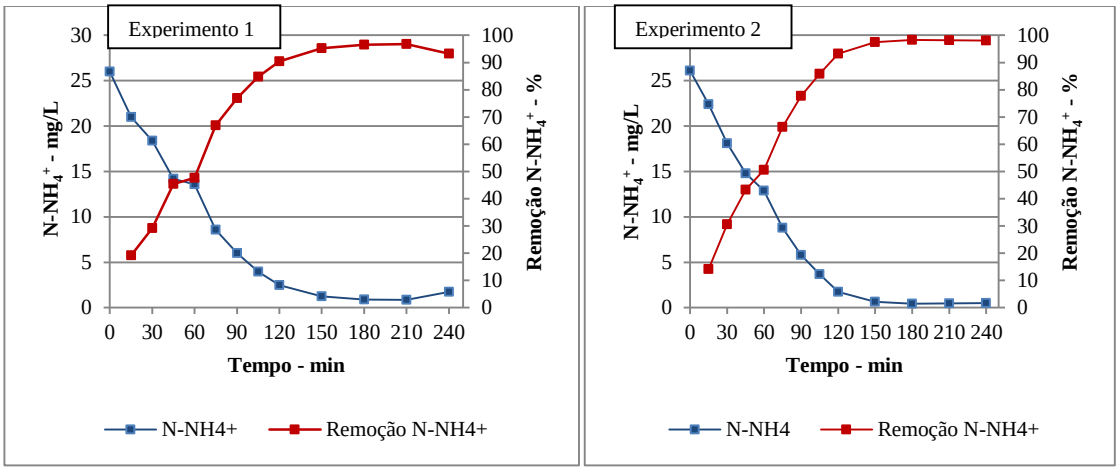


Figura 5.86: Concentração e eficiência de oxidação de $N\text{-}NH_4^+$ ao longo do tempo, nos experimentos realizados com concentração média de oxigênio dissolvido de 4,6mg/L

Rouse *et al*. (2007), avaliaram a eficiência de uma unidade piloto, utilizando o PVA-Gel como meio suporte, na remoção de matéria orgânica e nitrogênio. Foram utilizados TDHs que variaram de 5 a 8 horas, taxa de enchimento de PVA-Gel 15% e temperatura de 15ºC e obtiveram eficiências de oxidação do nitrogênio amoniacal com valores variando de 68 a 99%.

Na Figura 5.87 são apresentados os resultados do perfil temporal do pH e do decaimento da concentração de $N\text{-}NH_4^+$, no experimento realizado utilizando a biomassa imobilizada no PVA-Gel e concentração de OD na faixa de 2-3mg/L. No experimento 3, o valor médio de pH foi de 7,8 unidades com valor máximo de 8,0 e mínimo de 7,7. A concentração média de oxigênio dissolvido foi de 2,6 mg/L (máx. = 2,9 e min. =2,0 mg/L) e o valor médio da temperatura foi de 28,3ºC (máx. = 28,7 e min. = 27,9ºC). No experimento 4, também realizado com OD na faixa de 2-3mg/L, o valor médio de pH foi de 7,8 unidades com valor máximo de 8,0 e mínimo de 7,7. A concentração média de oxigênio dissolvido foi de 2,7 mg/L (máx. = 3,2 e min. =2,1 mg/L) e o valor médio da temperatura foi de 29,1ºC (máx. = 30,1 e min. = 25,6ºC). Tanto os valores de pH quanto a temperatura se mantiveram na faixa ótima para o processo de nitrificação que, de acordo com vários autores é de 7,2 a 8,0 e 25 a 36 ºC, respectivamente. Nos experimentos 3 e 4 , ao final de quatro horas, a eficiência de oxidação de amônia foi de 99% e 100%, respectivamente. Na Figura 5.88 são apresentados os valores da concentração de $N\text{-}NH_4^+$ e a eficiência de oxidação ao longo do tempo.

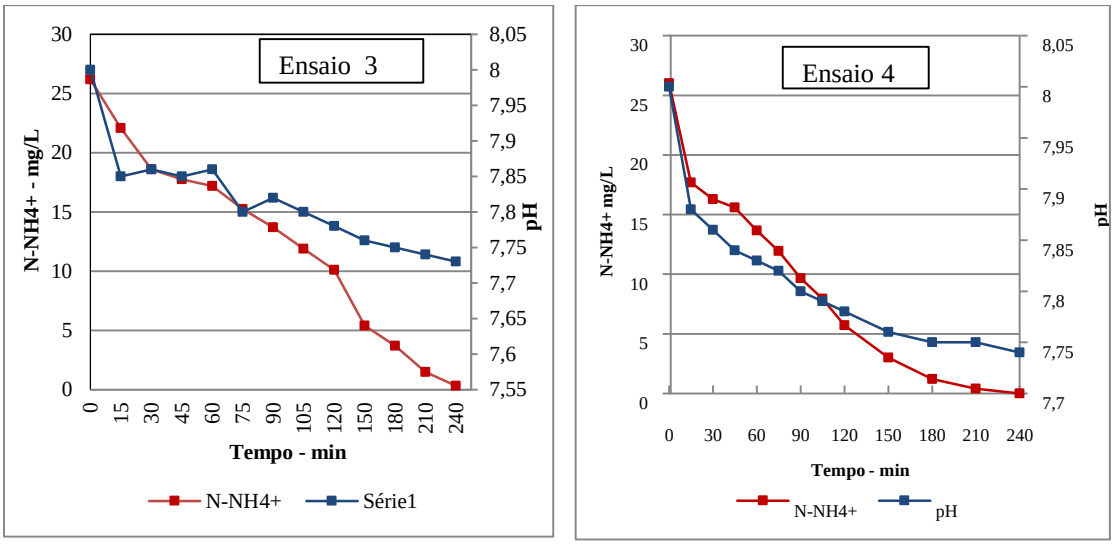


Figura 5.87: Valores de concentração de $N\text{-}NH_4^+$ao longo do tempo para os experimentos realizados com concentração de oxigênio dissolvido entre 2 e 3mg/L

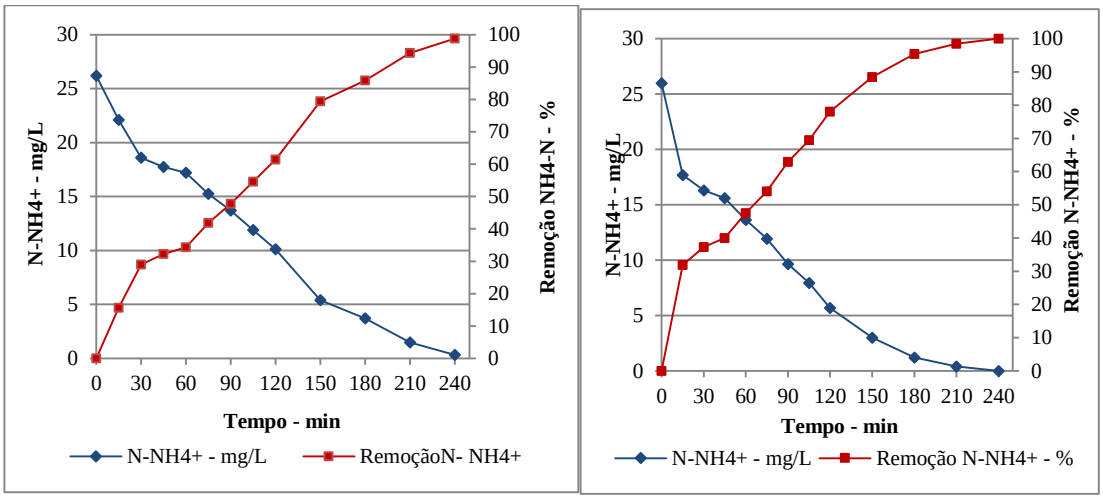


Figura 5. 88: Concentração e eficiência de oxidação de $N\text{-}NH_4^+$ ao longo do tempo, nos experimentos realizados com concentração média de oxigênio dissolvido de 2,6mg/L

Foi feito o ajuste do modelo cinético de Monod aos dados experimentais referentes ao tempo de 0 a 210 minutos no experimento 3 e de 0 a 180 minutos no experimento 4. Os tempos superiores a esses valores apresentaram resultados abaixo da faixa de detecção do método analítico utilizado. Os valores de Ks encontrados para os experimentos 3 e 4 foram 0,1123 e 0,1236 mg $N\text{-}NH_4^+/L$ e a taxas de consumo de amônia calculadas considerando uma reação de ordem zero foram iguais a 7,1 e 8,3 mg $N\text{-}NH_4^+h^{-1}$, respectivamente. Esses valores foram inferiores aos observados nos experimentos realizados com concentração de oxigênio dissolvido média de 4,6mg/L, indicando a influência da concentração de oxigênio dissolvido na velocidade de oxidação do $N\text{-}NH_4^+$. EPA (1993) recomenda que o OD

mínimo seja de 2,0mg/L, entretanto observou-se que em maiores concentrações de OD a velocidade de oxidação do nitrogênio amoniacal foi maior.

Assim como nos processos de nitrificação existentes em sistemas de lodos ativados convencional, os experimentos realizados com a biomassa imobilizada apresentaram redução do pH ao longo do tempo. Essa redução do pH está relacionada ao consumo de alcalinidade causada pela nitrificação e pelo aumento da acidez causado pela liberação de dióxido de carbono na oxidação de material orgânico.

Nos sistemas com biofilmes, a transferência de oxigênio para as bactérias nitrificantes é considerada um fator limitante para a eficiência do processo de nitrificação. Assim, os resultados dos experimentos demonstram que o PVA-Gel proporciona uma boa transferência de OD para as áreas mais internas, onde, segundo Furamai *et al*. (1996), proliferam as bactérias nitrificantes.

Como já dito anteriormente, foram realizados experimentos com biomassa em suspensão, a fim de avaliar a capacidade desses microrganismos na oxidação do $N\text{-}NH_4^+$. Foram utilizadas as mesmas condições aplicadas aos experimentos utilizando biomassa imobilizada. Inicialmente foram realizados experimentos com a concentração de SS igual aquela encontrada no tanque 2 da unidade piloto, ou seja, 1000mg/L e em seguida foi realizado um experimento com a concentração de SS em 3000mg/L.

Na Figura 5.89 é apresentado o resultado do decaimento da concentração de $N\text{-}NH_4^+$ ao longo do tempo nos experimentos realizados com biomassa em suspensão com a concentração de SS em aproximadamente 1000mg/L. No experimento 5 o valor médio de pH foi de 8,0 unidades com valor máximo de 8,2 e mínimo de 7,8. A concentração média de oxigênio dissolvido foi de 4,0 mg/L (máx. = 3,1 e min. = 5,3mg/L) enquanto o valor médio da temperatura foi de 28,8ºC (máx. = 30,2 e min. = 20ºC). No experimento 6 o valor médio de pH foi de 8,0 unidades com valor máximo de 8,5 e mínimo de 7,9. A concentração média de oxigênio dissolvido foi de 3,6 mg/L (máx. = 4,6 e min. = 2,9mg/L) e o valor médio da temperatura foi de 33,5ºC (máx. = 38,1 e min. = 26,5ºC).

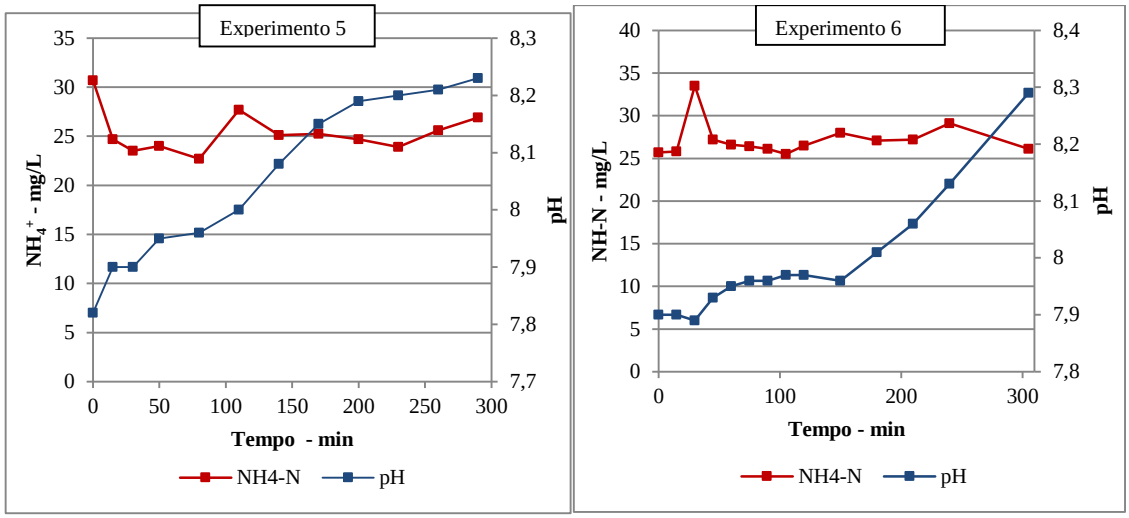


Figura 5.89: Valores de pH e concentração de N-NH_4^+ ao longo do tempo para os experimentos com biomassa em suspensão com concentração de SS de 1000mg/L.

Na Figura 5.90 são apresentados os valores de N-NH_4^+ ao longo do experimento realizado com a concentração de SS de 3000mg/L e OD com concentração média de 3,1 mg/L, com valor máximo de 3,5 e mínimo de 2,2 mg/L. Nesse experimento foram mantidas as mesmas vazões de ar fornecidas nos experimentos que tiveram concentração de OD de 4 a 5 mg/L, entretanto a concentração de OD foi menor, indicando um maior consumo de oxigênio. O valor médio de pH foi de 7,9 unidades com valor máximo de 8,2 e mínimo de 7,8, enquanto o valor médio da temperatura foi de 27,8ºC (máx. = 31 e min. = 22ºC).

Nos experimentos com biomassa em suspensão a oxidação da amônia foi baixa ao longo do tempo, chegando a apresentar valores maiores que aqueles presentes na água residuária sintética. Não foi observado decaimento nos valores de pH, indicando baixa taxa de oxidação do nitrogênio amoniacal e consequentemente baixo consumo de alcalinidade.

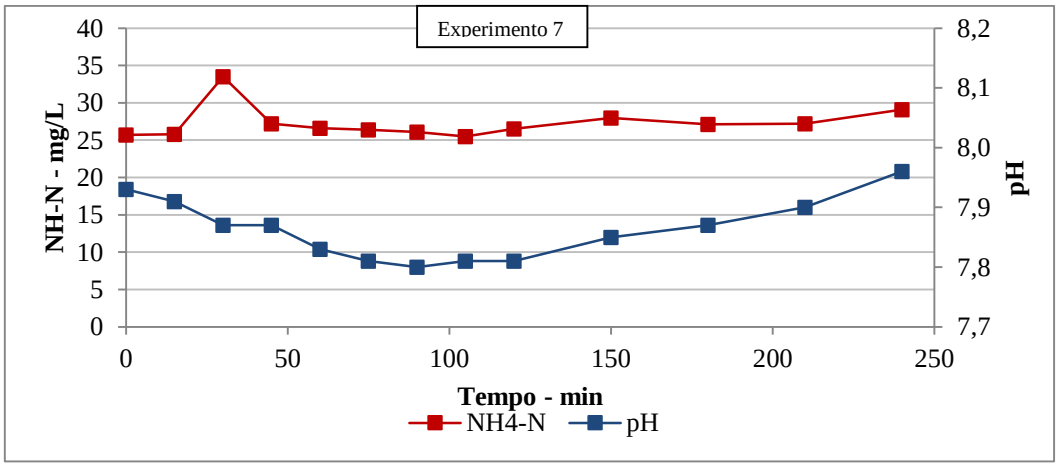


Figura 5.90: Valores de pH e concentração de N-NH_4^+ ao longo do tempo para os experimentos com biomassa em suspensão com concentração de SS de 3000mg/L.

5.4.2 Determinação da taxa de desnitrificação

De acordo com van Handel e Marais (2009), para que o processo de desnitrificação se desenvolva em sistemas de lodos ativados é necessário a presença de uma biomassa bacteriana facultativa, presença de nitrato, ausência de OD, presença de um doador de elétrons, que agirá como redutor do nitrato, e condições ambientais favoráveis ao crescimento e manutenção dessa biomassa. Entre as condições ambientais mais importantes estão a temperatura e o pH do licor misto.

No experimento foi usado o KNO_3 como fonte de nitrato e a glicose como fonte de matéria orgânica e doador de elétrons. O objetivo desse experimento foi avaliar a capacidade da biomassa imobilizada no PVA-Gel no desenvolvimento do processo de desnitrificação.

Na Figura 5.91 são apresentadas as variações de concentração de nitrato, nitrito e DQO ao longo do experimento. O valor médio de pH foi de 6,8, com valor máximo de 7,0 e mínimo de 6,6, representando pouca variabilidade. O valor médio da temperatura foi de 31,4ºC (máx. = 34 e min. = 30ºC), A concentração de OD foi mantida em zero durante todo o experimento. Essas condições são consideradas satisfatórias para o processo de desnitrificação. Segundo van Handel *et al.* (2009), o processo de nitrificação é inibida em baixas temperaturas e a taxa de desnitrificação aumenta com a temperatura, com valores ótimos com a temperatura a 40ºC . A dependência da desnitrificação do pH é muito menos acentuada que a da nitrificação, de modo que, quando há condições favoráveis para a nitrificação, a desnitrificação também ocorrerá bem.

A eficiência de redução do nitrato foi, ao final de três horas, de 65%, com consumo de 48% da matéria orgânica. Os valores de Ks calculados para os valores referentes à concentração de nitrato e DQO, a partir da equação do modelo de Monod, foram 0,6911mgNO_3^-/L e 1,2718mgDQO/L, respectivamente. Esses valores indicam que, para elevadas concentrações desses substratos a razão Cs/(Cs+Ks) é próximo a um e o processo pode ser descrito por modelo cinético de ordem zero. Os parâmetros de ordem zero calculados foram de 49 mgN-$NO_3^-h^{-1}$ e 72mgDQO. h^{-1}.

A taxa de consumo de matéria orgânica no processo de desnitrificação, utilizando a glicose como fonte de matéria orgânica, foi e 6gDQO/gN-NO_3 reduzido. Esse valor está acima daquele observado por Aesoy *et al.*(1998), que realizaram um experimento utilizando

etanol como fonte de matéria orgânica no qual essa relação foi de 4,3 gDQO/gN-NO_3 removido. Segundo esses autores a taxa de consumo de matéria orgânica para o processo de desnitrificação normalmente está na faixa de 4 a 5 gDQO/gN-NO_3 removido, dependendo do crescimento da biomassa e das condições operacionais(temperatura, carga de nitrato, OD, etc).

Conforme demonstrado na Figura 5.90, na coleta realizada trinta minutos após o início do experimento, foi observado um acumulo gradativo de nitrito ao longo do tempo, variando de 0 a 45mg/L. Valores semelhantes foram observados por Chen *et al.* (1998) que realizaram experimento de desnitrificação usando a peptona e extrato de carne como doadores de elétrons. O experimento teve duração de trinta horas, sendo observada acumulação de nitrito até a décima hora após o início do experimento, quando iniciou o decaimento.

Her *et al*. (1995) avaliaram o metanol, o ácido acético e a glicose como fontes de carbono no processo de desnitrificação. Quando esses substratos estão em pequena concentração haverá o acúmulo de nitrito, sendo que a glicose é o que mais contribui para esse acúmulo. Quando a quantidade de carbono é insuficiente é rapidamente consumida na redução do nitrato a nitrito, não sendo suficiente para a reação de redução do nitrito a nitrogênio gasoso, ocasionando o acúmulo de nitrito.

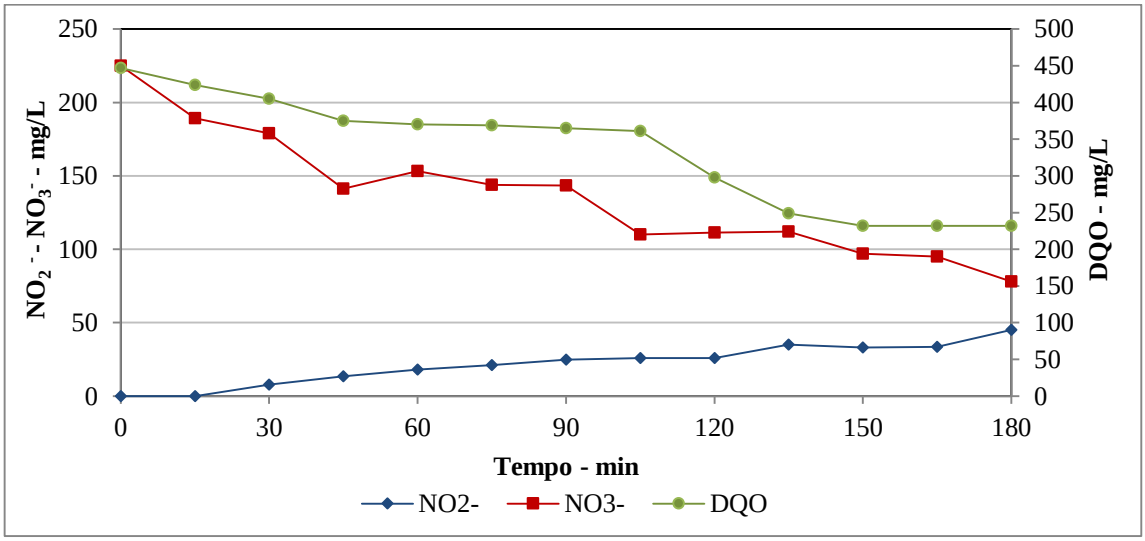


Figura 5. 91: Concentrações de nitrito, nitrato e DQO ao longo do experimento

A Figura 5.92 apresenta os valores da eficiência de processo de redução do nitrato e oxidação da matéria orgânica e o comportamento do nitrato e pH ao longo do experimento.

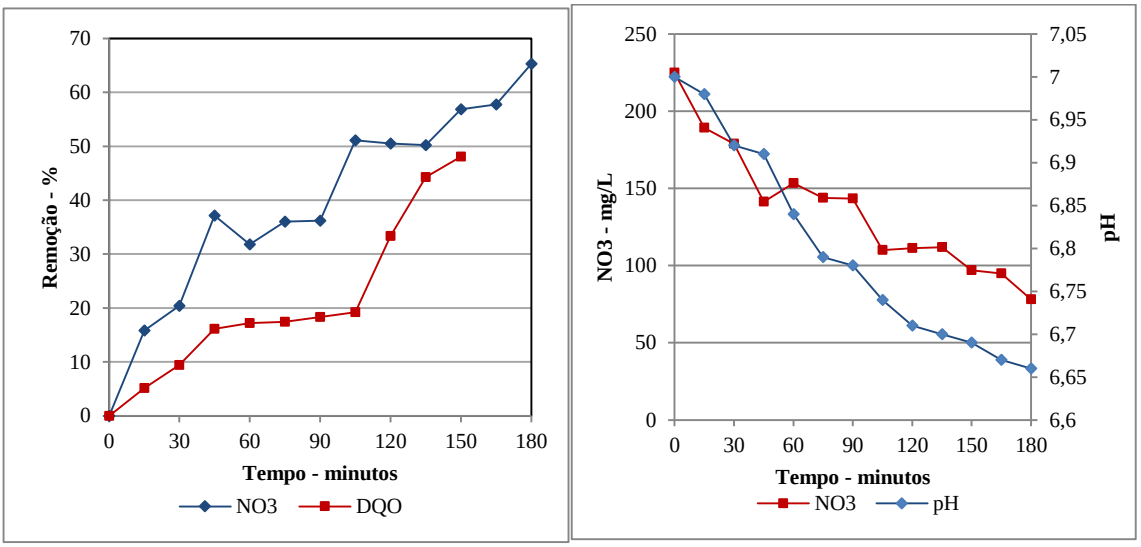


Figura 5. 92: Valores da eficiência de processo de redução do nitrato e oxidação da matéria orgânica e o comportamento do nitrato e pH ao longo do experimento.

5.4.3 Determinação da taxa de oxidação da matéria orgânica

De acordo com Odegaard *et al.* (1994), as eficiências de remoção de matéria orgânica de esgotos em sistemas MBBR descritas na literatura são muito semelhantes às do processo convencional de lodos ativados, podendo atingir valores equivalentes à 95%.

Nos sistemas híbridos, formados pela junção do sistema de lodos ativados convencional ao sistema MBBR a capacidade de remoção de matéria orgânica é aumentada, possibilitando absorver picos de cargas afluentes (Bassin *et al*. 2011).

O experimento foi realizado utilizando biomassa imobilizada retirada dos tanques 1 e 2. O PVA Gel do tanque 1, tanque de desnitrificação, foi submetido às mesmas condições a que o PVA-Gel do tanque 2, tanque de nitrificação, a fim de avaliar a capacidade da biomassa submetida a condições anóxicas, na oxidação da matéria orgânica.

Na Figura 5.93 são apresentados os resultados do perfil temporal da concentração de DQO e valores de pH ao longo do tempo nos experimentos, realizados com a biomassa do tanque 2. Os valores apresentados representam a média dos resultados das análises das duas

amostras coletadas em cada horário. No experimento 1 o valor médio de pH foi de 7,2 unidades com valor máximo de 7,9 e mínimo de 6,2. A concentração média de oxigênio dissolvido foi de 4,1 mg/L, com máximo em 4,8 e mínimo de 3,4mg/L, enquanto o valor médio da temperatura foi de 31,7ºC (máx. = 33 e min. = 28ºC). No experimento 2 valor médio de pH foi de 7,2 unidades com valor máximo de 7,8 e mínimo de 6,8. A concentração média de oxigênio dissolvido foi de 3,9 mg/L, com máximo em 4,0 e mínimo de 3,9mg/L, enquanto o valor médio da temperatura foi de 28,1ºC (máx. = 30 e min. = 26,6ºC).

No experimento 1, a concentração inicial de DQO foi de 381mg/L e ao final de 5,5 horas foi de 169mg/L, no experimento 2, a concentração inicial de DQO foi de 358 e ao final de 4 horas foi de 166mg/L.

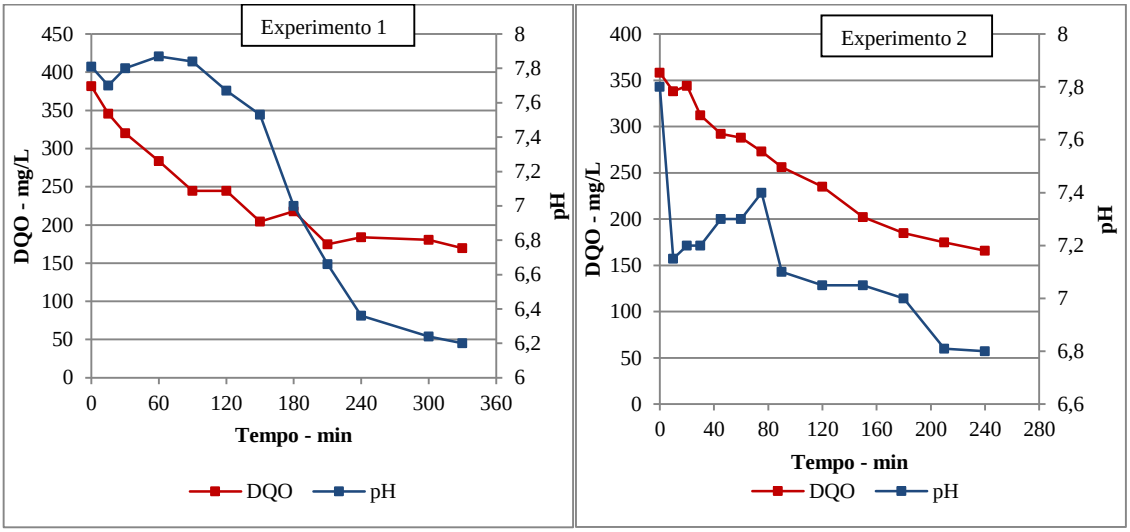


Figura 5.93: Valores de concentração de DQO ao longo do tempo para o experimento utilizando o meio suporte retirado do tanque 02.

Na Figura 5.94 são apresentados os valores de eficiência de remoção de DQO e da concentração de DQO ao longo do tempo, nos experimentos 1 e 2. Nos dois experimentos observou-se um decaimento da concentração de DQO, sendo apresentada uma eficiência de 52% e 54%, após 240 minutos nos experimentos 1 e 2, respectivamente. O experimento 1 foi prorrogado até 330 minutos e observou-se um aumento gradativo da eficiência de

remoção, chegando a 56%, entretanto, observou-se também um decaimento do pH, chegando a 6,2.

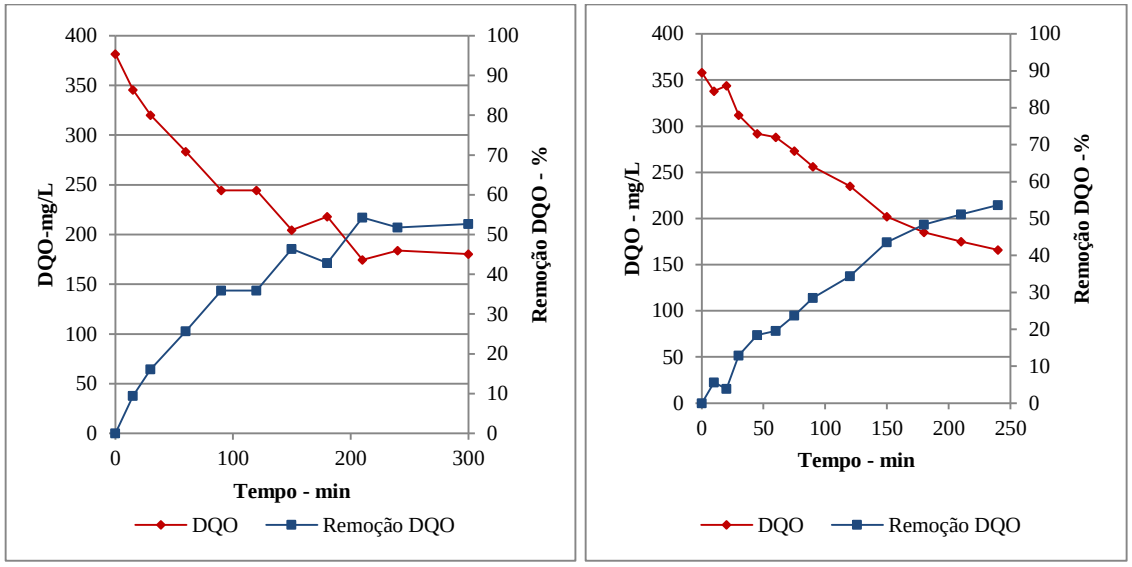


Figura 5. 94: Valores de concentração de DQO e eficiência de remoção de DQO ao longo do tempo para o experimento utilizando o meio suporte retirado do tanque 02.

Na Figura 5.95 são apresentados os valores de DQO e pH dos experimento submetidos realizados com o PVA-Gel retirado do tanque 1. Nesse tanque a biomassa está submetida a uma condição anóxica. Entretanto, alguns autores relatam que as bactérias facultativas se sobressaem em relação aos outros grupos de bactérias presentes nos sistemas de tratamento de esgotos e quando submetidas à condições aeróbias passam a apresentar o comportamento daquelas presentes nesse ambiente.

No experimento 4 o valor médio de pH foi de 7,4 unidades com valor máximo de 7,9 e mínimo de 6,7. A concentração média de oxigênio dissolvido foi de 4,8 mg/L, com máximo em 4,8 e mínimo de 3,6mg/L, enquanto o valor médio da temperatura foi de 31,1ºC (máx. = 31,9 e min. = 31,1ºC). No experimento 2 valor médio de pH foi de 7,3 unidades com valor máximo de 7,7 e mínimo de 6,9. A concentração média de oxigênio dissolvido foi de 4,6 mg/L, com máximo em 5,2 e mínimo de 3,9mg/L, enquanto o valor médio da temperatura foi de 31ºC (máx. = 37,4 e min. = 24,7ºC).

Nos experimentos 3 e 4 a eficiência de remoção de DQO foi de 17% e 15%, respectivamente. Essa remoção foi inferior àquela observada nos experimentos realizados com o PVA-Gel retirado do tanque 2, indicando que a biomassa do tanque 2, sob

condições aeróbias, está mais adaptada para a remoção de matéria orgânica. Nos experimentos realizados com o PVA-Gel do tanque 2, foi observado um decaimento do pH ao longo do tempo, enquanto nos experimentos realizados com o PVA-Gel do tanque 1 o pH subiu ao longo do tempo. Nos dois experimentos as fontes de aeração foram as mesmas, ou seja, duas bombas de aquário foram mantidas ligadas, entretanto no experimento realizado com o PVA-Gel do tanque 2 observou-se uma maior variação na concentração de OD, indicando uma maior atividade biológica. Na Figura 5.96 são apresentados os valores de concentração de DQO e eficiência de remoção de DQO ao longo do tempo para o experimento utilizando o meio suporte retirado do tanque 01.

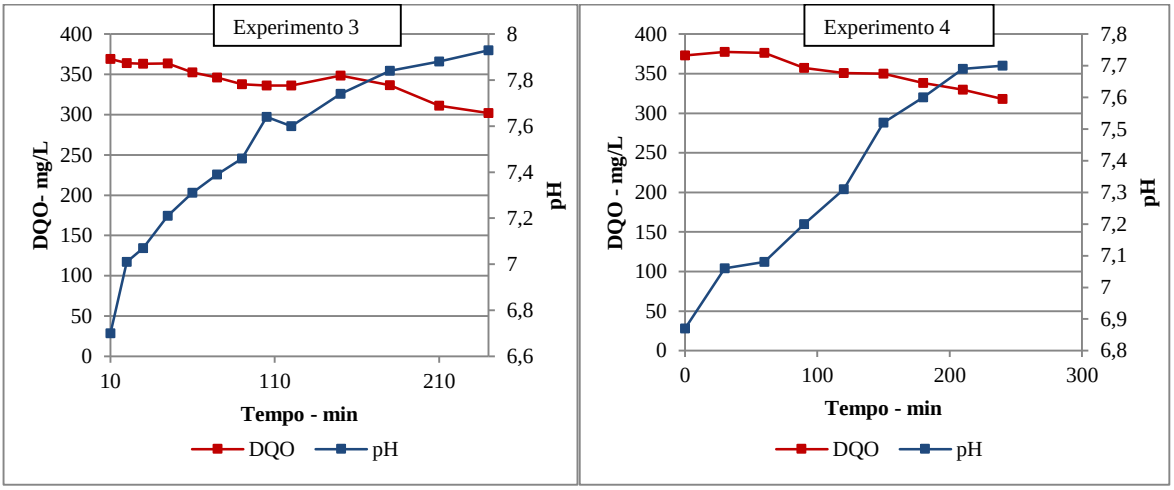


Figura 5. 95:Valores de pH e concentração de DQO ao longo do tempo para os experimentos utilizando o meio suporte retirado do tanque 01.

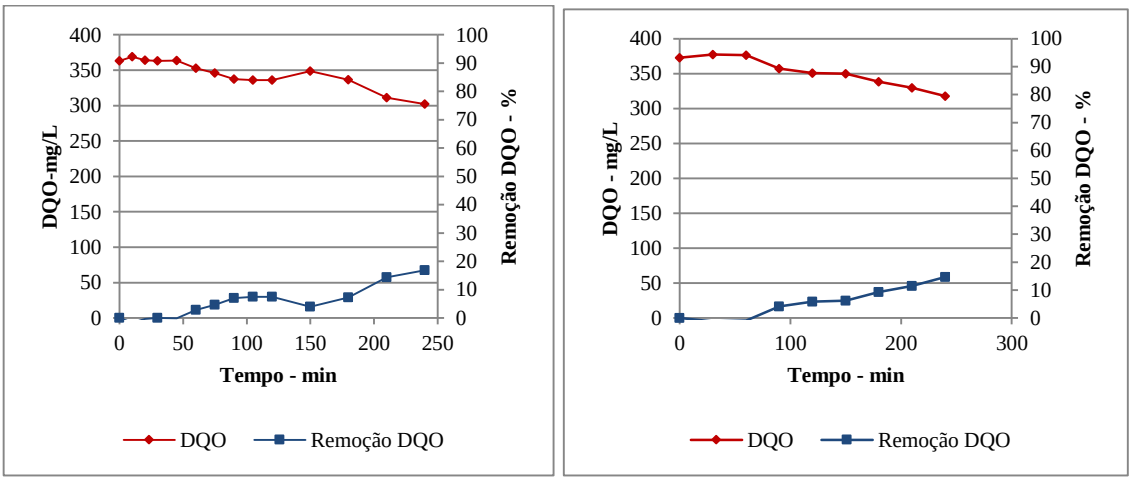


Figura 5. 96: Valores de concentração de DQO e eficiência de remoção de DQO ao longo do tempo para o experimento utilizando o meio suporte retirado do tanque 01

6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

No presente trabalho foi avaliada a eficiência de uma unidade piloto utilizando um sistema híbrido, formado pela associação do sistema de lodos ativados e do sistema MBBR, tratando esgotos sanitários domésticos, na remoção de matéria orgânica e nutrientes. No sistema MBBR, para imobilização dos microrganismos, foi utilizado o PVA-Gel como meio suporte. O experimento foi realizado em sete regimes operacionais diferentes, nos quais o TDH foi reduzido gradativamente. Os resultados obtidos permitem delinear as seguintes conclusões:

- A temperatura média obtida ao longo do experimento foi de aproximadamente 24ºC, nos tanques 1, 2 e 3, com valores mínimos e máximos de aproximadamente 20ºC e 28 ºC, respectivamente. Os menores valores foram observados no período entre os meses de maio e julho, no qual foram aplicados os regimes operacionais com TDH de 6 horas. Essas temperaturas estão dentro dos padrões já referenciados como satisfatórios para a manutenção de atividade biológica da biomassa e consequentemente, para a remoção de matéria orgânica e nutrientes.
- No geral, observou-se uma redução gradativa do pH ao longo dos tanques 1, 2 e 3. Esse fato pode estar relacionado aos processos de desnitrificação e nitrificação, ocorridos nos tanques 1 e 2 e devido à oxidação da matéria orgânica no tanque 3. A partir do 5º regime operacional, quando foi aplicado um TDH de 6 horas, verificou-se um aumento no pH dos três tanques, provavelmente, devido a redução na eficiência do processo de nitrificação.
- Verificou-se uma relação entre o TDH e a alcalinidade do efluente final. À medida que o TDH foi sendo reduzido, observou-se um aumento na alcalinidade do efluente final, provavelmente devido à redução na eficiência do processo de nitrificação.

- Foi possível observar uma relação entre o TDH e a eficiência de remoção de amônia. Nos regimes operacionais 1, 2 e 3, nos quais se adotou TDH de 18, 12 e 9 horas, a eficiência média de oxidação da amônia foi acima 90%. À medida que o TDH foi sendo reduzido, observou-se também uma redução no processo de oxidação da amônia.
- A carga média de amônia aplicada em todos os regimes operacionais foi 129 g $N\text{-}NH_4^+$. $m^{-3}.d^{-1}$, com valores mínimo e máximo de 41 e 230 g $N\text{-}NH_4^+$. $m^{-3}.d^{-1}$, respectivamente.

- A carga média de NTK aplicada ao longo de todos os regimes operacionais foi de 265gNTK. $m^{-3}.d^{-1}$, com valores mínimos e máximos de 90 e 454,6 gNTK. $m^{-3}.d^{-1}$, respectivamente. A eficiência média global foi de 74% e 84% para NTK total e solúvel, respectivamente. As menores eficiências de remoção, assim como na oxidação da amônia, foi no regime 5, com 62 e 73% para NTK total e solúvel. As maiores eficiências foram observadas no regime operacional 7, com 94 e 96%.
- Considerando o volume de todas as câmaras, os valores de carga orgânica volumétrica - COV variaram de 0,55 a 4,37kgDQO$m^{-3}d^{-1}$ e considerando a área superficial do meio suporte colocado nos tanques 1 e 2, a carga orgânica superficial – COS, variou de 1,87 a 17, 5gDQO$m^{-2}d^{-1}$, valores bem superiores àqueles normalmente aplicados em sistemas de lodos ativados.
- Verificou-se uma estabilidade do sistema em relação à oxidação da matéria orgânica, com valores médios globais de eficiência de remoção de 84 e 95% para DQO total e solúvel, respectivamente. Para todos os TDHs aplicados, a eficiência de remoção de DQO solúvel esteve acima de 90%.
- O comportamento da DBO foi o mesmo observado para a DQO e, independente do TDH, e consequentemente, da carga orgânica aplicada, a eficiência de remoção de DBO se manteve estável, com valores sempre superiores a 80%. A carga média removida foi de 0,4kgDBO.m^{-3} esgoto tratado, com valores máximos de 0,75kgDBO. m^{-3}.
- Apesar da unidade piloto não ter sido desenvolvida com o objetivo de remoção de fósforo, verificou-se uma eficiência média de remoção de 46% para fósforo total e 64% para fósforo solúvel. Esses valores estão abaixo daqueles normalmente observados em sistemas de lodos ativados configurados para a remoção de fósforo. A falta da câmara anaeróbia, indicada por muitos autores, como necessária à remoção de fósforo, e o baixo volume de lodo descartado, são fatores que podem ter ocasionado essa baixa eficiência.
- A concentração de fósforo solúvel no tanque 3, ficou abaixo daquela observada no efluente final, indicando uma liberação de fósforo no tanque de sedimentação. Esse problema pode ser minimizado com o aumento da vazão de recirculação do tanque de sedimentação para o tanque 3.

- Após o início da aplicação de sulfato de alumínio no tanque 3 a eficiência de remoção de fósforo aumentou, passando para 74% e 80% para fósforo total e solúvel, respectivamente. Após o início da aplicação de sulfato de alumínio, verificou-se uma redução na diferença entre os valores de fósforo total e solúvel. Essa redução está relacionada à melhora na sedimentabilidade do lodo, com consequente redução na perda de sólidos em suspensão no efluente final e na concentração de fósforo particulado do efluente final.
- A eficiência média de remoção de sólidos em suspensão foi de 78% para os regimes operacionais em que não foi dosado sulfato de alumínio e de 93% nos regimes com dosagem de produtos químicos. A forma de operação da unidade causou prejuízos à análise de eficiência de remoção de sólidos em suspensão na unidade piloto. O fato do tanque de sedimentação não possuir dispositivo de retirada do lodo flotado, somado à necessidade de amostragem composta, ocasionou constantes contaminações das amostras do efluente final com sólidos, comprometendo não só os resultados de SS, mas todos os parâmetros não filtrados (DBO, DQO total, fósforo total e NTK total).
- A concentração média de SST nos tanques 1 e 2 foi de aproximadamente 1000mg/L, valor bem abaixo daqueles observados em sistemas de lodos ativados. No tanque 3 a concentração média de SST foi de 6354mg/L. A relação SST/SSV nos três tanques foi de 0,81. Era esperado que essa relação fosse menor no tanque 3, uma vez que esse tanque recebe uma baixa carga afluente e onde, segundo os idealizadores da unidade piloto, prevalece a respiração endógena dos microrganismos, favorecendo o processo de oxidação total.
- A determinação da concentração da biomassa imobilizada nas esferas de PVA-Gel apontou uma concentração de ST de 1500 e 3500 mg/L nos tanques 1 e 2, respectivamente. Esse valor, somado ao da biomassa em suspensão, equivale aqueles normalmente encontrados em sistemas de lodos ativados.
- A produção específica de lodo foi de 0,1 a 0,23 gSST/gDQO aplicada e de 0,125 a 0,284 gSST/gDQO removida. Valores bem abaixo daqueles observados para sistemas de lodos ativados.
- A análise qualitativa e quantitativa de protozoários e metazoários da biomassa em suspensão demonstrou que, de um modo geral, os resultados relativos a essas comunidades corroboraram os de outros estudos já existentes, referentes à associação

de determinados grupos funcionais com a qualidade do efluente. Nos tanques 1 e 2, nos quais foi colocado o PVA-Gel e que operaram com baixa concentração de SS, a estrutura das comunidades se manteve a mesma, no entanto o número de microrganismos foi menor que aqueles normalmente encontrados em reatores biológicos de sistemas de lodos ativados. No tanque 3, em que a quantidade de matéria orgânica disponível era baixa, a estrutura da comunidade também foi a mesma, no entanto, a quantidade de protozoários se manteve alta durante todo o experimento. No três tanques, os ciliados pedunculados e móveis de fundo foram os grupos de ciliados dominantes. As amebas com teca e os flagelados foram frequentemente observados, traduzindo boas condições de depuração, logo efluentes de boa qualidade. Entre os ciliados móveis de fundo, o gênero *Aspidisca sp* foi o mais frequente e o mais abundante.

- No regime em que foi aplicado o sulfato de alumínio não foi possível observar mudança significativa na estrutura da comunidade. Os resultados indicaram que as alterações na estrutura estiveram mais relacionadas à alteração da carga aplicada. Na análise de correlação muitos gêneros estiveram correlacionados à carga aplicada.
- A análise da qualidade dos flocos indicaram que nos três tanques prevaleceram flocos pequenos e dispersos, principalmente nos tanques 1 e 2.
- A eficiência média de remoção de coliformes termotolerantes foi 95% ou 1,8 unidades log, valor acima daqueles referenciados para sistemas com biofilme. O TDH de 9 horas foi o que apresentou melhores eficiências de remoção, com eficiência média de 99,7% e 4,4 unidades log. O TDH de 12 horas foi o que apresentou piores resultados de eficiência, com eficiência média de 84,1% e 0,6 unidades log. Esse fato pode estar relacionado à perda de sólidos no tanque de sedimentação. Exceto para os TDH de 12 h e 5,1 h, foi possível observar uma relação direta do TDH e a eficiência de remoção de coliformes.
- Observou-se um pequeno aumento na eficiência de remoção de coliformes termotolerantes de 94,7% para 97,8% , com a aplicação de sulfato de alumínio. Esse fato, aparentemente, esteve relacionado à melhora na sedimentabilidade do lodo no tanque de sedimentação e consequentemente na redução da perda de SS no efluente final.
- Os experimentos realizados para avaliar a atividade específica dos microrganismos imobilizados no PVA-Gel indicaram boa atividade biológica desses microrganismos.

Os experimentos realizados para avaliar o potencial de oxidação da amônia, com a utilização da concentração de OD em 4,6mg/L, apresentaram eficiência de 93 e 95%, ao final de três horas. Nos experimentos realizados com concentração de OD média de 2,6mg/L as eficiências foram de 99% e 100%. O ajuste do modelo cinético de Monod aos dados experimentais, indicaram valores de consumo de amônia de 11,75 e 12,17 mgN-NH_4^+.h^{-1} para o experimento com OD médio de 4,6mg/L e 7,1 e 8,3 mg N-$NH_4^+h^{-1}$ para o valor médio de OD de 2,6mg/L. Indicando que em maiores concentrações de OD, a velocidade de oxidação da amônia é maior.

- Nos experimentos realizados para verificar a atividade biológica da biomassa em suspensão verificou-se baixos valores de eficiência de oxidação da amônia, indicando que a biomassa imobilizada apresentava maior número de bactérias envolvidas nesse processo.

- O experimento para avaliar a atividade específica das bactérias envolvidas no processo de desnitrificação, indicou, ao final de três horas, uma eficiência de 65% para redução do nitrato, com consumo de 48% da matéria orgânica. A relação entre a redução do nitrato e o consumo de matéria orgânica foi de 6gDQO/gN-NO3 removido, valor próximo àqueles já referenciados em outros experimentos.
- No experimento para verificar a atividade específica da biomassa imobilizada no PVA-Gel dos tanques 1 e 2, quanto a remoção de matéria orgânica, sob condições aeróbias, indicaram que a biomassa do tanque 2 está mais adaptada e a eficiência de remoção de DQO, apresentou valores entre 50 e 60%. No entanto, quando o PVA_Gel do tanque 1 foi submetido às mesmas condições a eficiência de remoção foi de aproximadamente 20%. Quando esta biomassa foi submetida a condições anaeróbias, no experimento de desnitrificação, a eficiência de remoção de DQO foi de 48%.

Para continuidade da pesquisa, recomendamos:

- Caso a unidade piloto seja utilizada, e as amostras sejam coletadas de forma composta, utilizando amostradores automáticos, recomenda-se a instalação de um sistema de remoção do lodo flotado no tanque de sedimentação, de modo a não comprometer a qualidade das amostras;
- Especificamente quanto a pesquisa recomendamos a aplicação de técnicas e ferramentas de biologia molecular para investigação da estrutura do biofilme,

determinando os grupos dominantes e as melhores condições operacionais para a seleção de grupos de bactérias importantes nos processos de remoção de matéria orgânica, fósforo e nitrogênio.

- Utilizar técnicas estatísticas para comprovação e interpretação dos resultados.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Aesoy A., Odegaard H., Bentzen G. (1998). The effect of sulfide and organic matter on the nitrification activity in a biofilm process. Water Science and Technology, 37, 115-122.

Akin, B. S., & Ugurlu, A. (2004). The effect of an anoxic zone on biological phosphorus removal by a sequential batch reactor. Bioresource technology, 94(1), 1-7.

Além Sobrinho, P. (2002). Tratamento de esgoto e geração de lodo. In: Bettiol, W.; Camargo, O.A.. Impacto ambiental do uso agrícola do lodo de esgoto. Campinas: Embrapa Meio Ambiente. Pag. 11-24.

Andreoli, C. V.. (2001). Resíduos Sólidos no Saneamento, Processos de Reciclagem e Disposição Final, 1a ed., Editora Rima: Rio de Janeiro.

APHA, AWWA, WEF (2005). Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 21ª ed. Washington, D.C., USA.

Barbosa, J. S. B. (2010). Remoção biológica de nitrogênio de lixiviado de resíduos sólidos urbanos por nitrificação e desnitrificação via nitrito. Dissertação de Mestrado, Universidade de Brasília, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Brasília, DF, 105p.

Barnard, J.L. (1973).Biological denitrification. Water Pollution Control, 72(6), 705-720.

Barnard, J.L. (1976). A review of biological phosphorus removal in activated sludge process, Water S.A.,2(3), 163.

Barroso, A.F.S.(2012). Avaliação do desempenho de uma ETAR de lamas ativadas através do estudo das comunidades microbiológicas do licor misto. Dissertação de Mestrado, Faculdade de Ciências da Universidade do Porto, Porto, 106p.

Bassin, J.P. (2011) . Novos processos de remoção biológica de nitrogênio. In: Dezotti, M., Sant'Anna Jr., G.L., Bassin, J.P..(Org.). Processos biológicos avançados para tratamento de efluentes e técnicas de biologia molecular para o estudo da diversidade microbiana. Rio de Janeiro: Editora Interciência, p. 171-242.

Bassin, J.P., Dezotti, M.,(2011), Reator de leito móvel com biofilme. In: Dezotti, M., Sant'anna JR, G.L., Bassin, J.P (Org.) Processos biológicos avançados para tratamento de efluente e técnicas de biologia molecular para o estudo da diversidade microbiana. Rio de Janeiro: Editora Interciência.

Bassin, J.P.; Dezotti, M.. (2008). Tratamento primário, secundário e terciário de efluentes. In: Dezotti, M. (Coord.) Processos e técnicas para o controle ambiental de efluentes líquidos. Rio de Janeiro: E-papers,360p

Batista, L.F. (2015). Lodos gerados nas estações de tratamento de esgotos no Distrito Federal: um estudo de sua aptidão para o condicionamento, utilização e disposição final. Dissertação de Mestrado, Universidade de Brasília, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Brasília, DF, 197p

Bortone G., Malaspina F., Stante L., Tilche A. (1994). Biological nitrogen and phosphorus removal in an anaerobic/anoxic sequencing batch reactor with separated biofilm nitrification.Water Science and Technology, 30, pp. 303-313

Brites, E.C.F. (2008). Operação de Reator em Bateladas Sequenciais Visando a Nitritação de Lixiviado de Aterro Novo: Avaliação em Escala de Bancada. Dissertação de Mestrado, Universidade de Brasília, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Brasília, DF, 146p.

Brodisch, K.E.U. e Joyner S. J. (1983). The role of microorganism other than Acinetobacter in biological sludge process. Water Science and Technology, 15, 117-125.

Bryan, E. H.; Moeller, D. H. (1960) Aerobic Biological Oxidation Using Dowpac. Proceedings of the Conference on Biological Waste Treatment ; Manhattan College: Riverdale, New York.

Buchan, L. (1981). The location and nature of accumulated phosphorus in seven sludges from activated sludge plants which exhibited enhanced phosphorus removal .Water SA, 1, 1-7.

CAESB (2013). Sinopse do Sistema de Esgotamento Sanitário do Distrito Federal – SIESG - Companhia de Saneamento do Distrito Federal – CAESB, 26º edição. Brasília, DF.

Cammarota, M. C., 1998, Produção de exopolissacarídeos e adesão microbiana, Tese de D.Sc., IQ/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

Campos, F. (2014). Influência do recebimento de lixiviado de aterro sanitário sobre o tratamento de esgoto em processo de lodo ativado e reator integrado de lodo ativado com biofilme de leito móvel. Tese doutorado. Faculdadade de Saúde Pública da Universidade de São Paulo, Departamento de Saúde Ambiental, São Paulo, 222p

Campos, F.; Pivelli, R.P.; Bueno, R.F. (2012). Influência do Recebimento de Lixiviado de Aterro Sanitário sobre a Dinâmica Populacional da Microfauna de um Sistema de Lodos Ativados. Revista de Tratamento de Água e Esgoto - TAE , v. 07, p. 40-47.

Canler J.-P., Perret J.-M., Duchène P., Cotteux E. (1999) Aide au diagnostic des stations d'épuration par l'observation microscopique des boues activées, Cemagref Editions, Paris

Chang, C.H.; Hao, O.J.(1996) Sequencing batch reactor system for nutrient removal: ORP and pH profiles. Journal of Chemical Technology and Biotechnology., 67, 27-38.

Chen, K.C., Lee, S.C., Chin, S.C., Houng, J.Y. (1998). Simultaneous carbon–nitrogen removal in wastewater using phosphorylated PVA-immobilized microorganisms. Enzyme and Microbial Technology, 23 , pp. 311–320.

CODEPLAN – Companhia de Planejamento do Distrito Federal . [Acesso em 10/03/2015]. Disponível em: http://www.codeplan.df.gov.br.

Comeau, Y., Hall K.J., Hancock, R.E.We, OldhamW. K.(1986). Biochemical model for enhanced biological phosphorus removal. Water Research, 20, 1511-1521

Crocetti GR, Hugenholtz P, Bond PL, Schuler A, Keller J,Jenkins D, Blackall LL. (2007). Identification of polyphosphate accumulating organisms and design of16S rRNA-directedprobes for their detection and quantitation. Applay and Environmental Microbiology,66, 1175–82.

Curds, C.R.; Cockburn, A. (1970). Protozoa in Biological Sewage-Treatment Processes: Protozoa as Indicators in the Activated-Sludge Process. Water Research, 4:237-249.

Cybis, L.F., Pinto, C.R.R. (1997). Protozoários e metazoários presentes em reatores sequenciais em batelada (RSB) observados no processo de nitrificação. In: 19°

Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais. Foz do Iguaçu: ABES, p. 793-802.

Da Motta, M., Amaral, A. L.; Pons, M. N., Ferreira, E. C.; Vivier, H.(2001). Estudo por análise de imagem do comportamento de uma estação de tratamento de efluentes sob condições transientes. Energias Renovables y Médio Ambiente, 9, 49-55.

Davies DG, Parsek MR, Pearson JP, et al. (1998) The involvement of cell-to-cell signals in the development of a bacterial biofilm. Science; 280(5361): 295-98.

Dias FG, Bhat JV. Microbial ecology of activated sludge. I. Dominant bacteria. (1964). Applied Microbiology.12:412–417

Dezotti, M. (2008) Processo e Técnicas para o Controle Ambiental de Efluentes Líquidos. Série Escola Piloto em Engenharia Química COPPE/UFRJ, v.5, editora e-papers. ISBN 978-85-7650-173-2.

Dionisi, H.M., Layton, A.C., Harms, G., Gregory, I.R., Robinson, K.G., Sayler, G.S., (2002). Quantification of Nitrosomonas oligotropha-like ammonia-oxidizing bacteria and Nitrospira spp. from full-scale wastewater treatment plants by competitive PCR. Applay and Environmental Microbiology. 68, 245–253.

Downing, A.L. (1978). Selected subjects in waste treatment. 3 ed.: Delft, IHE.

EPA (1993). "Process design manual for nitrogen control. Cincinatti." EPA/625/R-93/010/. September 1993.

Eschenhagen, M., Schuppler, M. ; Röske, I. (2003). Molecular characterization of the microbial community structure in two activated sludge systems for the advanced treatment of domestic effluents. Water Research, 37(13), pp.3224-3232

Falkentoft, C. M., Müller, E., Arnz, P., Harremoës, P., Mosbæk, H., Wilderer, P. A., & Wuertz, S. (2002). Population changes in a biofilm reactor for phosphorus removal as evidenced by the use of FISH. Water research, 36(2), 491-500.

Figueiredo, M.G., Domingues, V.B.R.(2008). Microbiologia de Lodos Ativados. CETESB. São Paulo.

Florencio, L. ; Almeida, P.G.S. ; Mendonça, N. M. ; Volscham JR, I. ; Andrade Neto, C. O. ; Piveli, R. P. ; Chernicharo . Nitrificação em reatores aeróbios com biomassa aderida. In: Mota, F.S.B.; Von Sperling, M.. (Org.). Nutriente de esgoto sanitário: utilização e remoção. 1 ed.Rio de Janeiro: Abes, 2009, v. 1, p. 262-292

Florentz M. e Hartemann P. (1984). Screening for phosphate accumulating bacteria isolated from activated sludge. Environmental Technology Letter,5, 457-463.

Fuhs G.W. e Chen M. (1975).Microbiological basis of phosphate removal in the activated sludge process for the treatment of wastewater. Microbial Ecology. 2, 119-138

Fujii, F.Y.. Análise comparativa entre o processo de lodo ativado e o reator com biofilme de leito móvel na remoção de nitrogênio de esgoto sanitário. Dissertação apresentada à Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, área de concentração: Engenharia Civil, 109 p., São Paulo, 2011.

Furamai, H.; Tagui, H. and Fujita, (1996). Effects of pH and alkalinity on sulfur-denitrification in a biological granular filter. Water Science Technology. 34(1-2), 355-362.

Gehm, H. W.; Gellman, I. (1965) Practice, Research and Development in Biological Oxidation of Pump and Paper Effluents. Journal Water Pollution Control Federation, 57, 1392–1398.

Gonçalves, R.F.; Ludovice, M. (2000).Alternativas para minimização da produção e desaguamento de lodo de esgoto. In: Bettiol, W.; Camargo, O.A.. Impacto ambiental do uso agrícola do lodo de esgoto. Campinas: Embrapa Meio Ambiente. Pag. 25-44

Gray, N.F. (2004). Biology of Wastewater treatment. (Second Edition) Imperial College Press, London. 1440 pp.

Gualberto, F. 2009. Otimização de processo de precipitação química na remoção de fósforo de esgotos sanitários mediante a utilização de sais de ferro como coagulante. Dissertação de Mestrado. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo.

Hallin, S., Lydmark, P., Kokalj, S., Hermansson, M., Sorensson, F., Jarvis, A., Lindgren, P.E. (2005). Community survey of ammonia-oxidizing bacteria in full-scale activated

sludge processes with different solids retention time. Journal of Applied Microbiology, 99(3), 629 - 640.

Helness, H. (2007). Biological phosphorous removal in a moving bed biofilm reactor. Doctoral Dissertation, Norwegian University of Science and Technology, Norway.

Hem, L. J., Rusten, B., & Ødegaard, H. (1994). Nitrification in a moving bed biofilm reactor. Water Research, 28(6), 1425-1433.

Her, J.-J., Huang, J.-S.. 1995. Influences of carbon source and C/N ratio on nitrate/ nitrite denitrification and carbon breakthrough. Bioresource Technology. 54, 45–51.

Hoa, T. T. H., Khanh, L. N., Zhijun, L., Fujii, T., Rouse, J. D., & Furukawa, K. (2006). Nitrogen removal by immobilized anammox sludge using PVA gel as biocarrier. Japonese Jourrnal of Water Treatment Biology, 42(3), 139-149.

Hoang, V., Delatolla, R., Laflamme, E., & W., Gadbois. (2014). An investigation of moving bed biofilm reactor nitrification during long-term exposure to cold temperatures. Water Environment Research, 86(1), 36-42.

Hubbell, S. B., & Krichten, D. J. (2004). Demonstration and full scale results of a plant upgrade for BNR using integrated fixed-film activated sludge (IFAS) technology. Proceedings of the Water Environment Federation, 2004(7), 299-306.

Jardim, F.A., Braga, J.M.S., Mesquita, M.M.F. (1997). Avaliação da eficiência do tratamento biológico de esgotos através da caracterização da microbiota da ETE Fonte Grande - Contagem-MG. In: 19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Fóz do Iguaçu: ABES, p. 1-12

Jenkins, D., Tandoi, V. (1991). The applied microbiology of enhanced biological phosphate removal—accomplishments and needs. Water Research, 25, 1471–1478

Jenkins, D.; Richard, M. G.; Daigger, G. T. (2003). Manual on the causes and control of activated sludge bulking, foaming, and other solids separation problems. 3rd ed. Boca Raton: Lewis Publishers.

Kim, Y.M., Park, D., Lee, D.S., Park, J.M.(2007). Instability of biological nitrogen removal in a cokes wastewater treatment facility during summer. Journal of Hazardous Materials, 141, 27 - 32.

Kong, Y. H., Beer, M., Rees, G. N., & Seviour, R. J. (2002). Functional analysis of microbial communities in aerobic–anaerobic sequencing batch reactors fed with different phosphorus/carbon (P/C) ratios. Microbiology,148(8), 2299-2307.

Kuraray Co. Ltd., in: PVA GEL -presentation leaflet, Okayama, Japan, 2005.

Kurniawan, T. A.; Lo, W.H.; Chan, G. Y.S. (2006). Physico-chemical treatments for removal of recalcitrant contaminants from landifill leachate – Journal of Hazardous Materials, B29, 80 – 100.

Lai, M., Tran, T., Do, P., & Kenji, F. (2010). High Ammonium Wastewater Treatment of Stired Tank Anammox Reactor using Polyvinyl Alcohol/Alginate Gel as Biomass Carrier. Japonese Jourrnal of Water Treatment Biology, 46(2),109-117.

Lesjean, B., Gnirss, R., Adam, C., Kraume, M., Luck, F. (2003). Enhanced biological phosphorusremoval process implemented in membrane bioreactors to improve phosphorous recovery andrecycling.Water Science and Technology, 48, 87–94.

Levstek, M., & Plazi, I. (2009). Influence of carrier type on nitrification in the moving-bed biofilm process. Water Science and Technology, 59(5), 875-882.

Levstek, M., Plazl, I., & Rouse, J. D. (2010). Estimation of the specific surface area for a porous carrier. Acta Chimica Slovenica, 57(1), 45-51.

Liu, Y., Shi, H., Li, W., Hou, Y., & He, M. (2011). Inhibition of chemical dose in biological phosphorus and nitrogen removal in simultaneous chemical precipitation for phosphorus removal. Bioresource technology, 102(5), 4008-4012.

Lopez-Vazquez, C. M.; Oehmen, A.; Hooijmans, C. M.; Brdjanovic, D.; Gijzen, H. J.; Yuan, Z. G.; Van Loosdrecht, M. C. M. (2008).Modeling the PAO-GAO Competition: Effects of Carbon Source, pH, and Temperature. Water Research, 43 (1–2), 450–462.

Lötter L. H. e Murphy M. (1985).The identification of heterotrophic bacteria in an activated sludge plant with particular reference to polyphosphate accumulation. Water SA..11, 179–184.

Madigan, M.T. e Martinko, J.M. (2006). Brock Biology of Microorganims, 11th Edition (International Edition). New Jersey: Pearson Prentice Hall.

Madoni, P. (1994). A sludge biotic index (SBI) for the evaluation of the biological performance of activated sludge plants based on the microfauna analysis, Water Research, 28 (1), 67-75.

Mara D., Horan NJ.(2003). Handbook of water and wastewater microbiology. Academic Press.

Marguti, A. L.; Ferreira Filho, S. S.; Piveli, R. P. (2008). Otimização de processos físico-químicos na remoção de fósforo de esgotos sanitários por processos de precipitação química com cloreto férrico. Engenharia. Sanitária e Ambiental., Rio de Janeiro , v. 13(4), Dec.

Martín-Cereceba, M., Pérez-Uz, B.; Serrano, S., Guinea, A.(2001). Dynamics of protozoan and metazoan communities in a full scale wastewater treatment plant by rotating biological contactors. Microbiological Research, 156: 225–238

Martins, A.M.P., Pagilla, K.,Heijnen, J.J., Van-Loosdrecht, M.C.M. (2004). Filamentous bulking sludge – a critical review, Water Research, 38, 793.

Mateju V, Cizinska S, Krejci J, Janoch T.. (1992). Biological water denitrification- a review. Enzyme microbial technology journal;14:170–83.

Metcalf e Eddy (1991). Inc. Wastewater engineering: treatment and reuse. 3aed. New York: McGraw-Hill.1334p.

Metcalf e Eddy (2003). Inc. Wastewater engineering: treatment and reuse. 4aed. New York: McGraw-Hill.1815p.

Minegatti, D. V. O. (2008): Caracterização dos Parâmetros de Controle e Avaliação de Desempenho de um Reator Biológico com Leito Móvel (MBBR). Dissertação de mestrado. Departamento de Engenharia Civil – Universidade Federal do Rio de Janeiro.

Miquelato, A. P. (2003). Comportamento de reator anaeróbio operado em batelada seqüencial contendo biomassa imobilizada e submetido a aumento progressivo de substrato de fácil degradação. Dissertação de Mestrado. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

Nicolau, A. 2011. Manual do curso "Avaliação do desempenho das ETAR's através da observação das comunidades de protozoários, metazoários e filamentosas". Biotempo – Consultoria em Biotecnologia, Ltda.

Odegaard, H., Rusten, B., Westrum, T. (1994)."A new moving bed biofilm reactor – Aplications and results". Water Science and Technology, (29)10/11, 157-187.

Odegaard, H.; Rusten, B.. (1993). Wastewater treatment with aerated submerged biological filters. Journal Water Pollution Federation, v.56(5), p. 424-431.

Okabe, S., Satoh, H, Watanabe, Y.(1999). In situ analysis of nitrifying biofilms as determined by in situ hybridization and the use of microelectrodes. Applay and Environmental Microbiology.65,3182–3191.

Pansward, T.; Doungchai, A.; Anotai, J. (2003). Temperature effect on microbial community of enhanced biological phosphorus removal system. Water Resource, 37(2), 409-415.

PDAD – Pesquisa Distrital por amostras de domicílios – Distrito Federal – 2014

Peddie, C.C.; Mavinic, D.S.; Jenkins, C.J. Use of ORP for monitoring and control of aerobic sludge digestion. Journal of Environmental Engineering 116(3), 461-471, 1990.

Pöpel, H. J., & Fischer, A. (1998). Combined influence of temperature and process loading on the effluent concentration of biological treatment. Water science and technology, 38(8), 129-136.

Rabinowitz, B., e Marais, G. v. R. (1980).Chemical and biological phosphorus removal in the activated sludge process. Research Report W32, Department of Civil Engineering, University of Cape Town, South Africa.

Reis, G.G. (2007). Influência da carga orgânica no desempenho de reatores de leito móvel com biofilme (MBBR). Dissertaçao de Mestrado. Universidade federal do Rio de Janeiro, COPPE- Engenharia Química, Rio de Janeiro, 134p.

Rouse, J. D.; Burica, O.; Strazar, M.; Levstek, M. (2006). A Pilot-Plant Study of a Moving-Bed Biofilm Reactor System Using PVA Gel as a Biocarrier for Removals of Organic Carbon and Nitrogen. Water science and technology, 55 (8-9), 135-141.

Rouse, J. D.; Fuji, T.; Sugino, H.; Tran, H.; Furukawa, K. (2005). PVA-gel Beads as a Biomass Carrier for Anaerobic Oxidation of Ammonium in a Packed-Bed Reactor. Proceedings of the 5th International Exhibition & Conference on Environmental Technology, Session 16 [CD-ROM]; Athens, Greece. Consultado em http://library.tee.gr/digital/m2045/m2045_rouse.pdf.

Rouse, J.D.; Burica, O.; Strazar, M.; Levstek, M. (2007). "A Pilot-plant Study of a Moving-bed Biofilm Reactor System Using PVA Gel as a Biocarrier for Removals of Organic Carbon and Nitrogen." Water Science & Technology. Vol. 55, No. 8-9, 135-141.

Rouse, J.D.; Burica, O.; Strazar, M.; Levstek, M. (2007). "Elimination of Excess Organic Sludge from a Moving-Bed Biofilm Process." WEF/AWWA Joint Residuals and Biosolids Management Conference. Denver, CO.

Rusten, B., Eikebrokk, B., Ulgenes, Y. et al., 2006, Design and operations of the Kaldnes moving bed biofilm reactors, Aquacultural Enginnering, v. 34, n. 3, pp. 322-331.

Rusten, B., Hem, L.J., & Ødegaard, H. (1995). Nitrification of municipal wastewater in in a moving-bed biofilm reactors. Water Environment research, 67(1), 75-86.

Sant'anna Junior, G.L. (2010).Tratamento biológico de efluentes: fundamentos e aplicações. 1. ed. Rio de Janeiro: Editora Interciência,. v. 1. 418p .

Santos, E. V. M. (2009). Desnitrificação em sistemas de lodo ativado. Dissertação de Mestrado – Universidade Federal de Campina Grande (UFCG), Campina Grande, 114 p.

Siebritz, I.P; Ekama, G.A; Marais, G.V.R. (1982).A parametric model for biological excess phosphorus removal, Water Science and Technology, 15(3-4) 127-52

Siripong S., Rittmann B. E., (2007). Diversity study of nitrifying bacteria in full-scale municipal wastewater treatment plants. Water Research, 41(5), 1110–1120.

Smolders, G. J. F., Vandermeij, J., Vanloosdrecht, M. C. M. & Heijnen, J. J. (1994). Stoichiometric model of the aerobic metabolism of the biological phosphorus removal process. Biotechnology and Bioengineering, 44, 837–848.

Tawfik, A., El-Gohary, F. & Temmink, H. (2010). Treatment of domestic wastewater in an up-flow anaerobic sludge blanket reactor followed by moving bed biofilm reactor. Bioprocess and biosystems engineering, 33(2), 267-276.

van Haadel, A; Kato, M; von Sperling, M. (2009).Remoção biológica de nitrogênio: aplicações para o sistema de lodos ativados (Capítulo 6). Rio de Janeiro: PROSAB/FINEP

van Haandel , A. C., Marais, S, G. V. R. (1999). O Comportamento doSistema de Lodo Ativado: Teoria e Aplicações para Projetos e Operações. Campina Grande: Epgraf, 472 p.

van Haandel, A. C. e van Der Lubbe, J.G.M. (2007). Handbook Biological Wastewater Treatment – design and optimization of activate sludge systems

Vazollér, R.F.; AS, M.A.; da Conceição Neto, J. (1989). Microbiologia de Lodos Ativados, CETESB, São Paulo, 23p.

Veja, P.T.M. de la; Salazar, E.M. de; Jaramillo, M.A.; CROS, J. (2012). New contributions to the ORP & DO time profile characterization to improve biological nutrient removal. Bioresource Technology, 114, 160-167.

von Sperling, M. (1997). Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: Lodos Ativados. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 415p.

von Sperling, M. ; Haandel, A. C. V. ; Jordão, E. P. ; Campos, J. R. ; Cybis, L. F. ; Aisse, M. M.; AlemSobrinho, O, P.(2001). Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por sistema de lodos ativados. In: Chenicharo, C.A.L. (Org.). Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. 1ª ed.Rio de Janeiro: PROSAB/ABES, 279-331

von Sperling, M.(2005). Introdução à qualidade da água e ao tratamento de esgotos – 3ª ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais , 452p.

von Sperling, M..(1996). Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. V.1. Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG. 2a .edição, 243 p.

von Sperling, M; Gonçalves, R.F.. (2001). Lodo de esgoto: características e produção. In: Andreoli, C. V.; von Sperling, M.; Ferdandes, F. Lodo de esgotos: tratamento e disposição final. Belo Horizonte: DESA/UFMG; SANEPAR.. 484p. (Princípios do tratamento biológico de águas residuárias; 6).

Wagner, M., Loy, A.(2002). "Bacterial community composition and function in sewage treatment system", Environmental Biotechnology, v. 13, pp. 218-227.

Wagner, M., Rath, G., Amann, R., Koops, H.P., Schleifer, K.H., (1995).In situ identification of ammonia-oxidizing bacteria. Systematic and Applied Microbiology. 18, 251– 264.

Wang, X. J., Xia, S. Q., Chen, L., Zhao, J. F., Renault, N. J., & Chovelon, J. M. (2006). Nutrients removal from municipal wastewater by chemical precipitation in a moving bed biofilm reactor. Process Biochemistry, 41(4), 824-828.

WEF. (2011). Biofilm Reactors- WEF MoP 35. New York: McGraw-Hill.

Wentzel M.C., Lötter L.H., Loewenthal R.E. and Marais G.V.R. (1986). Metabolic behaviour of Acinetobacter spp. in enhanced biological phosphorus removal - A biochemical model. Water SA, 12(4), 209 - 224.

Wolff, D. B. (2005). Remoção biológica de carbono e nitrogênio de esgoto urbano em reatores híbridos utilizando dois materiais suporte flotantes. Florianópolis -SC., 218 p.

Yaun, Z. e Blackall.L.L.(2002). Sludge population optimisation: a new dimension for the control of biological wastewater treatment systems. Water Research, 36,482-490.

Yuan, Z., Keller, J. and Lant, P. (2001). Optimization and control of nitrogen removal activated sludge processes: a review of recent developments. In Focus on Biotechnology, Vol. 3. Biotechnology for the Environment Dordrecht, The Netherlands, Kluwer Academic Publishers.

ANEXO 1: Formulário de monitoramento diário da unidade Piloto

MONITORAMENTO DIÁRIO - UNIDADE PILOTO DA ETE RIACHO FUNDO						
Data			Operador :			
Amostragem						
	Afluente	Tanque 1	Tanque 2	Tanque 3	Lodo Retorno	Efluente
Amostras filtradas						
Amostras não filtradas						
Verificação das vazões						
	Afluente	Circulação tanque 2 - tanque 1		Lodo de retorno tanque sedimentação - tanque 1		Lodo de retorno tanque sedimentação - tanque 1
Vazão(L/min)						
Monitoramento						
	Afluente	Tanque 1	Tanque 2	Tanque 3	Lodo Retorno	Efluente
pH					–	
temp.(℃)					–	
OD(mg/L)					–	–
Vazão de Ar (L/min)	–				–	–
MLSS(mg/L)						–
Potencial Oxi-redox(mV)	–		–	–	–	–
Profundidade do sobrenadante(m)	–	–	–	–	–	
Lodo decantado 30 min (%)	–	–	–		–	–
Turbidez (UNT)	–	–	–	–	–	
NO_3 (mg/L)					–	
NO_2 (mg/L)					–	
N-NH_4 (mg/L)					–	
P-PO_4 (mg/L)					–	
Verificações e ativadades						
	Afluente	Tanque 1	Tanque 2	Tanque 3	Lodo Retorno	Efluente
Mistura do gel	–			–	–	–
Substituição do saco de filtração		–	–	–	–	–
Presença de lodo flotado	–	–	–	–	–	
Volume e concentração do lodo removido	–	–	–	–		–
forming					–	–

Limpezas		**Dosagem de produto químico**			
			Vazão (L/min)	concentração	duração (on/off)
Tanque afluente		Sulfato de alumínio			
Cilindros de separação do gel		Observações			
Tubulações(T1→T2→T3→Tanque sedimentação)					
Tanque sedimentação					
Tanque efluente final					
Verificação de funcionamento dos equipamentos					
Bomba submersível					
Bomba afluente					
Bomba de lodo de retorno					
Bomba de circulação TQ 2- TQ1					
Misturador tanque 1					
Raspador do tanque sedimentação					
Bomba do tanque de efluente					
Soprador					
Verificação da posição de operação					
Chaves seletoras do painel de controle					
Válvula (abaixo do tanque de afluente)					
Outras válvulas					