

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

TRATAMENTO DE ESGOTOS POR PROCESSO BIOLÓGICO AERÓBIO
ELETROQUIMICAMENTE ASSISTIDO

ARIELA ARAÚJO FONSECA

ORIENTADOR: MARCO ANTONIO ALMEIDA DE SOUZA
COORIENTADORA: YOVANKA PÉREZ GINORIS

PUBLICAÇÃO: PTARH – 198/17

BRASÍLIA/DF: JUNHO – 2017

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

**TRATAMENTO DE ESGOTOS POR PROCESSO BIOLÓGICO AERÓBIO
ELETROQUIMICAMENTE ASSISTIDO**

ARIELA ARAÚJO FONSECA

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

APROVADA POR:

**Prof. Marco Antonio Almeida de Souza, Ph.D. (ENC-UnB)
(Orientador)**

**Prof.^a Yovanka Pérez Ginoris, Dr (ENC-UnB)
(Coorientadora)**

**Prof.^a Ariuska Karla Barbosa Amorim, Dr (ENC-UnB)
(Examinador Interno)**

**Prof. Aldecy de Almeida Santos, Dr (UFMT)
(Examinador Externo)**

BRASÍLIA/DF, 16 DE JUNHO DE 2017.

FICHA CATALOGRÁFICA

FONSECA, ARIELA ARAÚJO.

Tratamento de esgotos por processo biológico aeróbio eletroquimicamente assistido. xx, 155p. 210 x 297 mm (ENC/FT/UnB, Mestre, Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos, 2017).

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

Departamento de Engenharia Civil e Ambiental.

1. Sistema bioeletrolítico

2. Remoção de matéria orgânica

3. Comunidade zooplanctônica.

I. ENC/FT/UnB

II. Título (série)

REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

FONSECA, A. A. (2017). *Tratamento de esgotos por processo biológico aeróbio eletroquimicamente assistido*. Dissertação de Mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos, Publicação PTARH.DM-198/2017, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília, Brasília, DF, 155p.

CESSÃO DE DIREITOS

AUTOR: Ariela Araújo Fonseca

TÍTULO: Tratamento de esgotos por processo biológico aeróbio eletroquimicamente assistido.

GRAU: Mestre

ANO: 2017

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.

Ariela Araújo Fonseca
ariela_fonseca@hotmail.com

Dedico aos meus pais, Erivaldo e Arienar Fonseca, pessoas fundamentais na minha vida, fonte de amor e apoio incondicional. Ao meu irmão Edwin Fonseca, e a toda a minha família.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus em primeiro lugar, pois graças a ele tive as forças necessárias para lutar pelos meus objetivos sem desanimar. Pelo seu grande amor comigo, amparo e perdão em todos os momentos.

Aos meus pais, Erivaldo e Arienar Fonseca, que para mim são exemplo de vida, honestidade e trabalho duro. Por terem me ensinado o significado de amor, família e união. Ao meu irmão Edwin Fonseca pela amizade, apoio e cuidado em todos os momentos. Apesar de morarmos em cidades diferentes sempre os senti perto de mim. AMO VOCÊS!

Ao meu namorado Mayko Gob de Sousa, que não mediu esforços para me auxiliar durante a pesquisa. Sou grata pelo companheirismo em todos os momentos, principalmente nos finais de semana quando íamos para UnB trabalhar. Agradeço pela compreensão e paciência em todos os momentos.

Aos meus queridos orientadores, Marco Antonio e Yovanka. Ao Prof. Marco, pela paciência, compreensão, auxílio nos momentos de dificuldade e por ter me inspirado com o seu lema: *'per aspera ad astra'*! A minha amiga Prof. Yovanka pelos conselhos, conversas e mão amiga disposta a ajudar. Agradeço por terem sido peças fundamentais na minha formação pessoal e profissional.

A minha companheira de trabalho e aventuras, Norma Mendes, que me ajudou na operação do sistema experimental e na realização das análises físicas, químicas e microbiológicas da pesquisa. O seu bom-humor e amizade contribuíram para tornar os dias de trabalho mais alegres.

Aos meus amigos especiais, Gilliard Nunes, Daniel Valencia, Anne Relvas, Thallyta Rosário e Adriane Dias, obrigada pelo auxílio de sempre. Sou grata por tê-los conhecido.

Aos amigos de mestrado da turma de 2015, pelas amizades, risadas e longas tardes e noites de estudo.

Ao colega Felipe Duarte Machado, Engenheiro Eletrônico, pelo auxílio na execução do processo de automação do sistema experimental.

Ao Sr. Fernando Felizola, excelente vidraceiro, que construiu os reatores e receptáculos de descarte do sistema experimental. Sou grata pela paciência e empenho dedicado a esse processo.

Aos professores do PTARH, Yovanka Perez, Marco Antônio, Conceição Alves, Dirceu Reis, Ricardo Minoti, Lenora Gomes, Ariuska Carla, Sergio Koide e Oscar Cordeiro Netto pela transmissão dos conhecimentos e experiências profissionais.

Às técnicas do LAA-UnB: Sara Kollar, Carla Vizzoto e Manuela da Silva pelo apoio quando era necessário.

À Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal (CAESB), especificamente a Sra. Ana Maria do Carmo Motta da ETE-SUL, por colaborar com a pesquisa.

Agradeço ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico – CNPq, pela ajuda financeira por meio da bolsa de estudos.

A todos que fizeram parte dessa etapa da minha vida, direta ou indiretamente.

Meu profundo agradecimento.

RESUMO

TRATAMENTO DE ESGOTOS POR PROCESSO BIOLÓGICO AERÓBIO ELECTROQUIMICAMENTE ASSISTIDO.

Esta pesquisa tem o objetivo de verificar, no âmbito do tratamento de esgotos sanitários, a possibilidade de se realizar o pós-tratamento de um efluente de sistema biológico anaeróbio por meio de um sistema aeróbio integrado ao processo eletrolítico, no intuito de aumentar a eficiência do tratamento biológico em termos de remoção de matéria orgânica, promovendo a integração dos sistemas biológico e eletrolítico em um mesmo reator. Para isso, foram construídos três reatores em vidro que operaram de forma automatizada em bateladas sequenciais. Cada reator representou um dentre três tipos de tratamento, que foram: (i) tratamento aeróbio - RB (1); (ii) tratamento eletrolítico - RE (2); e (iii) a associação dos dois processos, o reator bioeletrolítico - RBE (3). A pesquisa foi realizada em três fases com eletrodos diferentes, que foram os seguintes: (Fase 1) de grafite de tela lisa com reforço metálico; (Fase 2) de aço inox; e (Fase 3) de grafite puro rígido. A corrente elétrica aplicada foi de 1 mA a 100 mA. Durante o período de operação do sistema, foi realizado o monitoramento de DQO, sólidos totais e suspensos, turbidez, e da comunidade zooplanctônica, por meio de identificação e contagem dos microrganismos. A terceira fase de operação produziu os maiores valores de eficiência do sistema em termos de remoção de matéria orgânica em todos os reatores, com valores de remoção de DQO alcançados de 86%, 79% e 87%, para o RB (1), RE (2) e RBE (3) respectivamente. As melhores eficiências de remoção semanais do RE (2), 77%, 81% e 92% foram alcançadas com as aplicações das densidades de corrente de 0,05 A/m² na primeira e na segunda fase, e 5,49 A/m² na terceira fase. No caso do RBE (3), as melhores eficiências semanais, 76%, 90% e 98%, foram alcançadas durante a primeira, segunda e terceira fases, durante as aplicações das densidades de corrente de 0,11 A/m², 0,27 A/m² e 0,05 A/m². Por fim, o RB (1) obteve um desempenho global de 75%, 84% e 86% na primeira, segunda e terceira fases de operação, respectivamente. Chegou-se à conclusão de que o reator bioeletrolítico, na forma proposta, não conseguiu eficiência de remoção de matéria orgânica suficientemente mais elevada do que o reator biológico tal que pudesse justificar a sua aplicação.

PALAVRAS-CHAVE: Sistema bioeletrolítico; remoção de matéria orgânica, comunidade zooplanctônica.

ABSTRACT

SEWAGE TREATMENT BY AEROBIC BIOLOGICAL PROCESS ELECTROCHEMICALLY ASSISTED

This research has the objective of verifying, within the scope of sanitary sewage treatment, the possibility of performing the post-treatment of an anaerobic biological system effluent through an aerobic system integrated to the electrolytic process, in order to increase the efficiency of the biological treatment in terms of the removal of organic matter, promoting the integration of biological and electrolytic systems in the same reactor. For doing this, three glass reactors were built that operated in an automated way in sequential batches. Each reactor represented one of three types of treatment, which were: (i) aerobic treatment - RB (1); (ii) electrolytic treatment - RE (2); and (iii) the association of the two processes, the bioelectrolytic reactor - RBE (3). The research was carried out in three phases with different electrodes, which were as follows: (Phase 1) of flat screen graphite with metallic reinforcement; (Stage 2) stainless steel; And (Phase 3) rigid pure graphite. The applied electric current was from 1 mA to 100 mA. During the period of system operation, COD, total and suspended solids, turbidity, and the zooplankton community were monitored by means of identification and counting of the microorganisms. The third phase of operation produced the highest values of efficiency of the system in terms of removal of organic matter in all reactors, with COD removal values reached of 86%, 79% and 87% for RB (1), RE (2) and RBE (3) respectively. The best weekly removal efficiencies of RE (2), 77%, 81% and 92% were achieved with applications of current densities of 0.05 A / m² in the first and second phases and 5.49 A / m² In the third stage. In the case of RBE (3), the best weekly efficiencies, 76%, 90% and 98%, were reached during the first, second and third phases during the applications of current densities of 0.11 A / m², 27 A / m² and 0.05 A / m². Finally, RB (1) achieved an overall performance of 75%, 84% and 86% in the first, second and third phases of operation, respectively. It was concluded that the bioelectrolytic reactor, in the proposed form, did not achieve sufficiently high removal efficiency of organic matter than the biological reactor, which could justify its application

KEYWORDS: Bioelectrolytic system; Removal of organic matter, zooplankton community.

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	1
2	OBJETIVOS	3
2.1	OBJETIVO GERAL	3
2.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS	3
3	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA E REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	4
3.1	Processo eletrolítico	4
3.1.1	Oxidação e redução de compostos	4
3.1.2	Teoria da eletroquímica	6
3.1.2.1	Equação de Nernst	8
3.1.2.2	Eletroflotação e Eletrocoagulação	9
3.2	Reatores eletrolíticos	10
3.2.1	Tipos e Materiais dos Eletrodos	14
3.2.2	Passivação e Polarização	16
3.2.3	Desgaste dos eletrodos	16
3.3	Processo Eletrolítico Aplicado ao Tratamento de Águas Residuárias	17
3.3.1	Tratamento eletrolítico aplicado isoladamente para o tratamento de águas residuárias	19
3.3.2	Tratamento eletrolítico associado a tratamentos biológicos para o tratamento de águas residuárias	22
3.3.2.1	Automação de Reatores de Batelada Sequenciais	25
3.3.3	Sistemas de tratamento descentralizado	27
4	METODOLOGIA DA PESQUISA	29
4.1	CONCEPÇÃO E PROJETO DO SISTEMA EXPERIMENTAL	30
4.1.1	Concepção e Elaboração da Programação de Automação do Sistema de Bancada	33
4.2	CONSTRUÇÃO E INSTALAÇÃO DA UNIDADE EXPERIMENTAL EM ESCALA DE BANCADA	34
4.2.1	Construção	34
4.2.1.1	Estrutura de Alimentação do Sistema de Bancada e Reatores	35
4.2.1.2	Sistema de Descarte do Efluente Tratado e Receptáculos de Coleta do Efluente	37
4.2.1.3	Estrutura Física do Protótipo de Automação do Sistema Experimental de Bancada	39
4.3	OPERAÇÃO, MANUTENÇÃO E CONTROLE DO SISTEMA EXPERIMENTAL	41
4.3.1	Água Residuária Sintética	41
4.3.2	Testes Preliminares	45

4.3.3	1° Fase de Operação com Eletrodos de Grafite de Tela Lisa com Reforço Metálico.....	46
4.3.4	2° Fase de Operação com Eletrodos de Aço Inox.....	51
4.3.5	3° Fase de Operação com Eletrodos de Grafite Puro.....	53
4.3.6	Caracterização Quantitativa e Qualitativa da Comunidade Zooplanctônica nos reatores RB (1) e RBE (3).....	54
4.3.6.1	Caracterização da comunidade zooplanctônica nos reatores RB (1) e RBE (3).....	54
4.3.7	Amostragens e Análises Realizadas no Afluente, Licor Misto e Efluente do Sistema Experimental.....	56
4.3.7.1	Pesagem e Lavagem dos Eletrodos.....	58
4.3.8	Análise e Tratamento dos Dados.....	59
5	RESULTADOS, ANÁLISE E DISCUSSÃO.....	60
5.1	ÁGUA RESIDUÁRIA SINTÉTICA - ARS.....	60
5.2	AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DO SISTEMA EXPERIMENTAL DURANTE A PARTIDA.....	61
5.3	AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DO SISTEMA EXPERIMENTAL APÓS A PARTIDA.....	66
5.3.1	1° Fase de operação – Usando como eletrodos Placas de Grafite Flexível de tela lisa com reforço metálico.....	66
5.3.1.1	Condutividade, pH e OD.....	66
5.3.1.2	Demanda Química de Oxigênio (DQO).....	68
5.3.1.3	Sólidos Totais (ST).....	71
5.3.1.4	Sólidos Suspensos Totais (SST).....	73
5.3.1.5	Turbidez.....	74
5.3.1.6	Pesagem das placas eletrolíticas.....	75
5.3.2	2° Fase de operação – Usando como eletrodos Placas de Aço Inox.....	75
5.3.2.1	Condutividade, pH e OD.....	76
5.3.2.2	Demanda Química de Oxigênio (DQO).....	78
5.3.2.3	Sólidos Totais (ST).....	82
5.3.2.4	Sólidos Suspensos Totais (SST).....	84
5.3.2.5	Turbidez.....	85
5.3.2.6	Pesagem das placas eletrolíticas.....	87
5.3.3	3° Fase - Usando como eletrodos Placa de grafite puro rígido.....	87
5.3.3.1	Condutividade, pH e OD.....	87
5.3.3.2	Demanda Química de Oxigênio (DQO).....	90
5.3.3.3	Sólidos Totais (ST).....	94
5.3.3.4	Sólidos Suspensos Totais (SST).....	95
5.3.3.5	Turbidez.....	97
5.3.3.6	Pesagem das placas eletrolíticas.....	98
5.3.4	Caracterização Quantitativa e Qualitativa da Biomassa.....	98
5.3.4.1	1° Fase de operação.....	99

5.3.4.2	2º Fase de operação	99
5.3.4.3	3º Fase de operação	104
5.4	Análise geral dos resultados das três fases de operação	109
5.5	Atendimento ao Padrão Nacional de Lançamento de Efluentes Líquidos e Reúso de Água	114
6	CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....	117
6.1	CONCLUSÕES.....	117
6.2	RECOMENDAÇÕES	119
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	121
	APÊNDICES	130
	APÊNDICE A – GRÁFICOS DOS RESULTADOS DAS ANÁLISES DE SÓLIDOS TOTAIS E SUSPENSOS NA 1º FASE DE OPERAÇÃO	131
	APÊNDICE B – GRÁFICOS DOS RESULTADOS DAS ANÁLISES DE SÓLIDOS TOTAIS E SUSPENSOS DA 2º FASE DE OPERAÇÃO	132
	APÊNDICE C – GRÁFICOS DOS RESULTADOS DAS ANÁLISES DE SÓLIDOS TOTAIS E SUSPENSOS DA 3º FASE DE OPERAÇÃO	133
	APÊNDICE D – CD COM OS CÓDIGOS DE PROGRAMAÇÃO UTILIZADOS NA CONSTRUÇÃO DO SISTEMA DE AUTOMAÇÃO E DA INTERFACE GRÁFICA.....	135

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1- Esquema geral da conversão (6) e da combustão (5) eletroquímica de compostos orgânicos, com simultânea evolução de oxigênio (3,4), formação do -OH a partir da H ₂ O (1), e (2) transição do O do -OH para a rede do anodo óxido (Comninellis, 1994).	5
Figura 3.2 - Eletrólise com eletrodo inerte (Silva <i>et al.</i> , 2012).....	8
Figura 3.3 - Formas de combinação do tratamento eletrolítico e combinado (Ganzenko <i>et al.</i> , 2014, adaptado).....	18
Figura 3.4 - Configuração experimental do tratamento combinado. (1) = Célula eletrolítica, (2) = Eletrodos, (3) = Bomba peristáltica; (4) = Biofiltro.	23
Figura 4.1 - Diagrama com as etapas propostas na metodologia de pesquisa.....	30
Figura 4.2 - Fluxograma dos Reatores.....	32
Figura 4.3 - Interface gráfica do sistema experimental.....	34
Figura 4.4 - Estrutura de alimentação do sistema de banca composta por bombona e estrutura de madeira (à esquerda) e detalhe da estrutura de alimentação do sistema de bancada (à direita).	35
Figura 4.5 - Detalhe isométrico de um reator.	36
Figura 4.6 – Vista lateral de um reator.	36
Figura 4.7 - Vista frontal do reator, visualização da entrada lateral, mangueira e pedra porosa (à esquerda) e compressor de ar Big Air A420 (à direita).	37
Figura 4.8 - Sistema de descarte do efluente composto pelo registro de esfera, bomba de porão e válvula solenoide.	38
Figura 4.9 - Receptáculos de descarte do efluente	38
Figura 4.10 – Sistema experimental completamente montado.....	39
Figura 4.11 - Plataforma Arduino Mega 2560.	40
Figura 4.12 - Reatores em teste de operação.	45
Figura 4.13 - Vista frontal da fonte de corrente elétrica utilizada no sistema experimental.	48
Figura 4.14 - Placas de grafite flexível de tela lisa com reforço metálico.....	50
Figura 4.15 - Placa de grafite puro rígido.....	53

Figura 5.1 - Comportamento das eficiências de remoção de DQO nos efluentes dos RB (1) e do RBE (3) ao longo do período de partida da primeira fase experimental.	64
Figura 5.2 - Comportamento das eficiências de remoção de DQO nos efluentes dos RB (1) e do RBE (3) ao longo do período de partida da segunda fase experimental.	65
Figura 5.3 - Comportamento das eficiências de remoção de DQO nos efluentes dos RB (1) e do RBE (3) ao longo do período de partida da terceira fase experimental.	65
Figura 5.4 - Box-plot das eficiências de remoção de DQO na primeira semana de operação (à esquerda) e na segunda semana de operação (à direita).	70
Figura 5.5 - Eficiência de remoção de ST referente ao período de decantação do sistema experimental durante a primeira e segunda semana de operação.	72
Figura 5.6 - Média das eficiências de remoção de SST nos seis pontos analisado durante a segunda fase de operação.	74
Figura 5.7 - Perfil de variação do comportamento dos valores de condutividade dos reatores a segunda fase de operação.	76
Figura 5.8 - Média semanal dos resultados de pH nos reatores do sistema experimental.	78
Figura 5.9 - Gráficos de box-plot da eficiência de remoção de DQO referente as quatro semanas de operação.	81
Figura 5.10 - Série temporal da eficiência de remoção de DQO durante as quatro semanas de operação da segunda fase.	82
Figura 5.11 - Valores médios das eficiências de remoção de ST referente ao período de decantação do sistema experimental durante a segunda fase de operação	83
Figura 5.12 - Valores médios das eficiências de remoção de SST referente ao período de decantação do sistema experimental durante a segunda fase de operação	85
Figura 5.13 - Média semanal dos resultados de turbidez dos efluentes tratados.	86
Figura 5.14 - Perfil de variação do comportamento dos valores médios de condutividade dos reatores durante as cinco semanas de operação da terceira fase.	88
Figura 5.15 - Média semanal dos resultados de pH nos reatores do sistema experimental.	89
Figura 5.16 - Gráficos de box-plot da eficiência de remoção de DQO referente às cinco semanas de operação.	91
Figura 5.17 - Série temporal demonstrando a eficiência de remoção de DQO nos efluentes tratados durante as cinco semanas operação.	93

Figura 5.18 - Valores médios das eficiências de remoção de ST referente ao período de decantação do sistema experimental durante a terceira fase de operação.	95
Figura 5.19 - Valores médios das eficiências de remoção de SST referente ao período de decantação do sistema experimental durante a terceira fase de operação	96
Figura 5.20 - Média semanal dos resultados de turbidez dos efluentes tratados.	97
Figura 5.21 - Microrganismos presentes no RB (1) E RBE (3) durante a segunda e terceira fase de operação. Nas figuras (a) e (b) o aumento foi de 50x e nas Figuras (c) e (d) foi de 100x.....	99
Figura 5.22 - Frequência relativa dos microrganismos no RB (1) e no RBE (3) no início e no final da primeira condição experimental avaliada na segunda fase. As abreviações dos organismos estão de acordo com a Tabela 4.12.	100
Figura 5.23 - Frequência relativa dos microrganismos no RB (1) e no RBE (3) no início e no final da segunda condição experimental avaliada na segunda fase. As abreviações dos organismos estão de acordo com a Tabela 4.12.	101
Figura 5.24 - Frequência relativa dos microrganismos no RB (1) e no RBE (3) no início e no final da terceira condição experimental avaliada na segunda fase. As abreviações dos organismos estão de acordo com a Tabela 4.12.	102
Figura 5.25 - Frequência relativa dos microrganismos no RB (1) e no RBE (3) no início e no final da quarta condição experimental avaliada na segunda fase. As abreviações dos organismos estão de acordo com a Tabela 4.12.	103
Figura 5.26 - Frequência relativa dos microrganismos no RB (1) e no RBE (3) no início e no final da segunda condição experimental avaliada na terceira fase. As abreviações dos organismos estão de acordo com a Tabela 4.12.	105
Figura 5.27 - Frequência relativa dos microrganismos no RB (1) e no RBE (3) no início e no final da terceira condição experimental avaliada na terceira fase. As abreviações dos organismos estão de acordo com a Tabela 4.12.	106
Figura 5.28 - Frequência relativa dos microrganismos no RB (1) e no RBE (3) no início e no final da quarta condição experimental avaliada na da terceira fase. As abreviações dos organismos estão de acordo com a Tabela 4.12.	107
Figura 5.29 - Frequência relativa dos microrganismos no RB (1) e no RBE (3) no início e no final da quinta condição experimental avaliada na da terceira fase. As abreviações dos organismos estão de acordo com a Tabela 4.12.	108

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1 - Componentes utilizados na construção do sistema experimental de automação.	41
Tabela 4.2 - Características do efluente do filtro anaeróbio 2 (F.A.2) + decantador secundário laminar (D.S.L) do trabalho de Achaval (2014).	42
Tabela 4.3 - Composição da água residuária sintética.	44
Tabela 4.4 - Composição da solução de sais minerais.	44
Tabela 4.5 - Composição da solução de micronutrientes.	44
Tabela 4.6 - Ciclo de funcionamento dos reatores para a fase de aclimação da biomassa (Moreno, 2007, adaptado).	46
Tabela 4.7 - Densidades de correntes aplicadas em diferentes sistemas eletrolíticos. ...	47
Tabela 4.8 - Valores de densidade de corrente correspondente a cada uma das correntes fixadas, tendo em vista a área da placa.	48
Tabela 4.9 - Operação do Reator Biológico (RB).	49
Tabela 4.10 - Operação do Reator Eletrolítico (RE) e do Reator Bioeletrolítico (RBE).	49
Tabela 4.11 - Faixas de corrente aplicadas no sistema.	52
Tabela 4.12 - Legenda dos nomes dos grupos de microrganismos.	56
Tabela 4.13 - Análises realizadas no afluente, licor misto e efluente, com respectiva frequência e os métodos a serem empregados.	58
Tabela 5.1 - Características do esgoto doméstico unifamiliar, efluente de um Filtro anaeróbio mais decantador secundário laminar (F.A(2) + DSL) e da Água Residuária Sintética- ARS.	60
Tabela 5.2 - Número de amostras e médias dos valores máximos e valores mínimos dos parâmetros relevantes nas três fases de operação.	62
Tabela 5.3 - Resultados de condutividade nos seis pontos analisados do sistema experimental. (N=20).	67
Tabela 5.4 - Resultados de pH nos seis pontos coletados do sistema experimental. (N=20).	68
Tabela 5.5 - Concentrações de DQO da ARS e dos efluentes tratados na segunda fase de operação. (N=10).	69

Tabela 5.6 - Valores de eficiência de remoção nos três reatores analisados na segunda fase de operação. (N=10)	69
Tabela 5.7 - Resultado das concentrações de ST nos pontos analisados e as médias dos valores referente às duas semanas da primeira fase de operação.	72
Tabela 5.8 - Resultados da concentração de SST na Fase 1 nos seis pontos analisados e as médias referentes às duas semanas da primeira fase de operação.	73
Tabela 5.9 - Valores médios semanais de turbidez dos efluentes tratados.	74
Tabela 5.10 - Valores médios do peso das placas eletrolíticas (g).	75
Tabela 5.11 - Valores médios semanais e média global da condutividade nos seis pontos analisados do sistema experimental.	76
Tabela 5.12 - Média semanal dos resultados de pH nos seis pontos coletados do sistema experimental.	77
Tabela 5.13 - Estatística descritiva dos resultados de DQO monitorados ao longo da segunda fase de operação. (N=20)	79
Tabela 5.14 - Resultados da concentração de ST nos pontos analisados referente a segunda fase de operação. (N=4).	83
Tabela 5.15 - Resultados da concentração de SST nos pontos analisados referente a segunda fase de operação. (N=4).	84
Tabela 5.16 - Valores médios semanais de turbidez dos efluentes tratados.	86
Tabela 5.17 - Valores médios do peso das placas eletrolíticas (g).	87
Tabela 5.18 - Resultados de condutividade ($\mu\text{S}/\text{cm}$) nos seis pontos coletados do sistema experimental (N= 50).	88
Tabela 5.19 - Média semanal dos resultados de pH nos seis pontos coletados do sistema experimental.	89
Tabela 5.20 - Estatística descritiva dos resultados de DQO monitorados ao longo da terceira fase de operação (N=25).	90
Tabela 5.21 - Resultados da concentração de ST nos pontos analisados referente a terceira fase de operação (N=5).	94
Tabela 5.22 - Resultados da concentração de SST nos seis pontos analisados referentes a terceira fase de operação. (N=5).	96
Tabela 5.23 - Valores médios semanais do efluente tratado nos receptáculos de descarte.	97

Tabela 5.24 - Valores médios do peso das placas eletrolíticas (g).....	98
Tabela 5.25 - Valores médios de condutividade obtidos nas três fases de operação do sistema experimental.....	110
Tabela 5.26 - Valores médios de pH obtidos nas três fases de operação do sistema experimental.	110
Tabela 5.27 - Valores médios de turbidez obtidos nas três fases de operação do sistema experimental.	111
Tabela 5.28 - Valores médios de turbidez obtidos nas três fases de operação do sistema.	112
Tabela 5.29 - Valores médios semanais de eficiência de remoção de DQO, obtidos nos três pontos analisados durante as três fases de operação do sistema experimental.	112
Tabela 5.30 - Valores médios de eficiência de remoção de DQO, obtidos nas três fases de operação do sistema experimental.	113
Tabela 5.31 - Valores médios de eficiência de remoção de ST, obtidos nas três fases de operação do sistema experimental.	113
Tabela 5.32 - Resultados de pH, DQO e STT dos reatores referentes as três fases de operação.	114
Tabela 5.33 - Limites preconizados nas legislações do Brasil e dos estados para o lançamento de efluente sanitários em corpos d'água. (Achaval, 2014, adaptado).	115

LISTA DE EQUAÇÕES

Equação (3.1).....	6
Equação (3.2).....	6
Equação (3.3).....	9
Equação (3.4).....	9
Equação (3.5).....	12
Equação (3.6).....	12
Equação (3.7).....	13
Equação (3.8).....	13
Equação (3.9).....	14
Equação (3.10).....	17
Equação (3.11).....	17
Equação (3.12).....	17

LISTA DE SÍMBOLOS, ABREVIACÕES E NOMENCLATURAS

A	Ampere
ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
AL	Alagoas
A/M	Alimento/ Microrganismo
ARD	Água Residuária Doméstica
ARS	Água Residuária Sintética
CAESB	Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal
CE	Ceará
CF	Coliformes fecais
CO ₂	Dióxido de Carbono
COD	Carbono orgânico dissolvido
CONAMA	Conselho Nacional de Meio Ambiente
COT	Carbono orgânico total
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DC	Densidade de corrente
DDP	Diferença de Potencial
DQO	Demanda Química de Oxigênio
DSL	Decantador secundário laminar
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto
GO	Goiás
g/mol	Gramas por mol
GPH	Galões por hora
h	Hora
H ₂	Hidrogênio
H ₂ O	Molécula da água
H ₂ S	Sulfeto de hidrogênio
Hz	Hertz
Ir	Írídio
IrO ₂	Dióxido de Írídio
J/Kmol	Joule por Kilo mol
Kwh	Quilowatt hora
LC	Licor misto
LSA	Laboratório de Saneamento Ambiental
L/h	Litro por hora
LED	Light Emitting Diode (Diodo emissor de luz)
MOB	Matéria Orgânica Biodegradável
m	Metros
mA	Miliampères
MG	Minas Gerais
m ³ /h	Metro cúbico por hora
mm	Milímetros

MT	Mato Grosso
MS	Mato Grosso do Sul
N	Número de amostras
NaCl	Cloreto de sódio
NT	Nitrogênio total
O ₂	Oxigênio
OH ⁻	Íon Hidroxila
OMS	Organização Mundial de Saúde
Pb	Chumbo
PbO ₂	Dióxido de Chumbo
pH	Potencial Hidrogeniônico
PR	Paraná
PSNB	Pesquisa Nacional de Saneamento Básico
PTARH	Programa de Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos
PVC	Policloreto de Vinil
RB	Reator Biológico
RBE	Reator Biológico Eletrolítico
RE	Reator Eletrolítico
RENTED	Rede Nacional de Tratamento de Esgoto Descentralizados
RJ	Rio de Janeiro
RLA	Reator de Lodos Ativados
RO	Rondônia
rpm	Rotações por Minuto
RS	Rio Grande do Sul
Ru	Rutênio
RuO ₂	Dióxido de Rutênio
s	Segundos
SC	Santa Catarina
SIESG	Sistema de Esgotamento Sanitário do Distrito Federal
SP	São Paulo
SST	Sólidos Suspensos Totais
ST	Sólidos Totais
STF	Sólidos Totais Fixos
STV	Sólidos Totais Voláteis
TDH	Tempo de detenção hidráulica
Ti	Titânio
TiO ₂	Dióxido de Titânio
UASB	Upflow anaerobic sludge blanket (Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo)
UnB	Universidade de Brasília
UV	Ultra-Violeta
V	Volts
W	Watts

1 INTRODUÇÃO

A ausência ou até mesmo a deficiência de saneamento básico, mais especificamente de esgotamento sanitário, em determinadas regiões brasileiras, expõem uma elevada parcela da população aos riscos de contaminação. Tais riscos são significativamente reduzidos ao se utilizar um sistema de esgotamento sanitário para promover a coleta e o tratamento de efluentes a serem lançados nos corpos receptores. O tratamento adequado dos esgotos sanitários pode prevenir, controlar e erradicar doenças de veiculação hídrica, melhorando a qualidade de vida da população.

A escolha de um processo de tratamento em detrimento de outro depende de diversos fatores, fazendo-se necessário avaliar as vantagens, desvantagens e as aplicabilidades de cada um. Os tratamentos biológicos amplamente aplicados no Brasil atuam por meio de mecanismos bioquímicos anaeróbios e aeróbios de degradação. No que diz respeito ao tratamento anaeróbio, apesar de sua capacidade de reter biomassa, os seus efluentes possuem concentrações de DBO acima dos limites estabelecidos pela resolução do Conselho Nacional do Meio Ambiente nº 430/11, para o lançamento de efluentes oriundos de sistema de tratamento de esgotos, que estabelece uma remoção de mínima de 60% de DBO, além de possuírem cor e odor desagradável. Esses fatores geram a necessidade de uma etapa de pós-tratamento de seus efluentes. Uma das alternativas para o pós-tratamento é o tratamento aeróbio.

O aprimoramento dos processos de tratamento de esgotos existentes e a melhoria constante dos efluentes tratados nas ETEs são uma tendência universal. Esses processos buscam adequar os efluentes às exigências ambientais visando, também, as possibilidades de reuso, preservação dos ecossistemas, bem como a melhoria da qualidade de vida da população. Pode-se citar ainda a prevenção da contaminação do solo e dos aquíferos por conta de infiltrações, e ainda a manutenção da qualidade da água dos mananciais existentes, visto que parte do destino final desses efluentes são os corpos hídricos, como rios e lagos, a exemplo do que é realizado no DF, onde parte dos efluentes tratados têm como o destino final o lago Paranoá.

Nesse contexto, o tratamento eletrolítico é capaz de oxidar ou reduzir íons metálicos, íons cianeto, compostos organoclorados, hidrocarbonetos aromáticos e alifáticos e seus

derivados. Sua utilização possui grande relevância, pois reduz a toxicidade dos efluentes por meio da transformação de substâncias persistentes em substâncias facilmente biodegradáveis. Dessa forma, o tratamento eletrolítico permite o aumento da eficiência do tratamento biológico convencional (Claro *et al.*, 2010).

Os processos eletrolíticos apresentam algumas vantagens, tais como facilidade de operação e automação, utilização do elétron como reagente, dispensabilidade de adição de substâncias químicas, evitando problemas com estocagem e transporte, presença do cloro residual como agente oxidante, além de formarem radicais $-OH$ e de funcionarem em reatores compactos. O tempo de detenção do tratamento eletrolítico é inferior, se comparado aos processos de tratamento biológico, que variam de horas até alguns dias, conforme o processo utilizado, quer sejam lodos ativados ou lagoas de estabilização, por exemplo. Contudo, em alguns casos, podem-se ter algumas desvantagens, como o desgaste e consumo dos eletrodos, alta produção de lodo e a necessidade de suporte mecânico.

O foco do presente trabalho é pesquisar a possibilidade de se realizar o pós-tratamento do efluente de um sistema biológico anaeróbio por meio de tratamento aeróbio combinado com processo eletrolítico. A eficiência da combinação dos sistemas anaeróbios/aeróbios já foi exaustivamente demonstrada, porém o objetivo atual é combinar o sistema biológico aeróbio e o processo eletrolítico com o intuito de aumentar a eficiência do sistema em termos de remoção de matéria orgânica.

Esta pesquisa também tem um viés de tratamento descentralizado de esgotos para os casos em que se necessita de um grau maior de remoção de matéria orgânica e de sólidos, ou por razões ambientais ou de reúso de água, em aplicações onde, quase sempre, se dispõe de pouca área para ser ocupada pelo sistema de tratamento de esgotos. O processo sendo pesquisado pode, se acoplado a processos anaeróbios antecessores, formar um conjunto compacto que ocupe pequena área e que trate eficientemente os esgotos com baixos custos. O trabalho serve também como um ponto de partida para o desenvolvimento de um sistema compacto de tratamento de efluentes, podendo este ser instalado em residências, principalmente aquelas que ainda não são atendidas por nenhum sistema de tratamento de esgotos ou as que são atendidas por sistemas falhos e terão que tratar seus esgotos no lugar de origem.

2 OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

O objetivo desta pesquisa é avaliar, em escala de bancada, o desempenho de um reator biológico aeróbio de meio suspenso integrado com reator eletrolítico para o tratamento de efluente oriundo de tratamento biológico anaeróbio de esgotos gerados por sistemas unifamiliares.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Os objetivos específicos desta pesquisa são:

1 - Verificar se existe sinergia entre o processo biológico aeróbio e o processo eletrolítico para a remoção de matéria orgânica de esgotos sanitários.

2 - Avaliar e comparar a comunidade zooplancônica no processo biológico aeróbio e no processo integrado bioeletrolítico, bem como estabelecer relações entre as abundâncias relativas dos grupos de organismos com o desempenho do sistema ao tratar esgotos sanitários provenientes de sistema unifamiliar que passaram previamente pelo tratamento biológico anaeróbio.

3 - Analisar as condições de operação que fornecem o melhor desempenho em termos de remoção de matéria orgânica de esgotos sanitários.

3 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA E REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 PROCESSO ELETROLÍTICO

O tratamento eletrolítico vem sendo utilizado para a depuração de efluentes diversos. Os processos que compõem esse tratamento dissociam, de maneira irreversível, determinadas moléculas ionicamente por meio da corrente elétrica, tornando possível a separação dos resíduos da fase líquida durante o processo. De acordo com Rodrigues (2001), ainda que o tratamento eletrolítico tenha surgido no final do século XIX, a pesquisa tem sido intensificada e aplicada desde então em áreas como: tratamento de esgotos domésticos, indústrias alimentícias, indústrias mecânicas, fabricantes de equipamentos para produção de petróleo, remoção de metais pesados, descoloração de efluente das indústrias de papel, celulose e têxtil e ainda no tratamento de chorume.

No que concerne ao tratamento de águas residuárias domésticas, foco deste trabalho, os mecanismos de tratamento do processo eletrolítico podem ser: reações de oxidação anódica e redução catódica, eletrodialise e eletrocoagulação, eletrofloculação e eletroflotação. No momento da construção de um reator eletrolítico, fatores como o tipo dos eletrodos, a corrente elétrica ou potencial aplicado e fluxo de efluente, devem ser adaptados para cada caso e tipo de efluente. O processo eletrolítico ganhou interesse nos últimos anos para o tratamento de águas residuárias. Esse tipo de tratamento pode ser adaptado a várias aplicações e pode ser facilmente combinado com outras tecnologias, o seu design modular e compacto o torna atraente para o tratamento de águas residuais descentralizadas (Radjenovic e Sedlak 2015).

3.1.1 Oxidação e redução de compostos

Crespilho e Rezende (2004) descrevem que, ao se aplicar uma diferença de potencial (DDP) entre dois eletrodos imersos em uma solução eletrolítica, ocorrem reações eletroquímicas de oxidação e redução no anodo e no catodo, respectivamente.

A oxidação pode ocorrer pela troca de elétrons entre o contaminante de forma direta, ou seja, direto da superfície do eletrodo, ou de forma indireta, na geração de espécies catalíticas capazes de promover a oxidação do contaminante devido ao elevado poder oxidante dessas espécies.

O termo eletrólise direta é usado para representar os processos em que a reação de transferência de elétrons para ou a partir do poluente indesejado ocorre na superfície do eletrodo. Já a eletrólise indireta se refere ao processo em que o reagente redox dissolvido já existe ou é gerado a partir do eletrólito ou do eletrodo para participar da reação desejada. O método indireto inclui processos como a eletrocoagulação e eletroflotação (Rajeshwar e Ibanez, 1997).

A oxidação pode levar à execução de dois processos, a conversão eletroquímica ou a combustão eletroquímica. No primeiro processo, compostos não biodegradáveis são transformados em biodegradáveis e, no segundo processo, compostos orgânicos são completamente mineralizados a CO_2 . Para ocorrer a degradação da substância, deve ser utilizado um eletrodo de material adequado que proporcione o aumento da taxa de oxidação, a exemplo da platina, que dentre outros materiais também possui alta taxa de eletrocatalização anódica. A produção de radicais $\cdot\text{OH}$ adsorvidos pode ser representada pela Figura 3.1, onde M representa o metal que forma o eletrodo e R o reagente a ser oxidado, quando em solução aquosa.

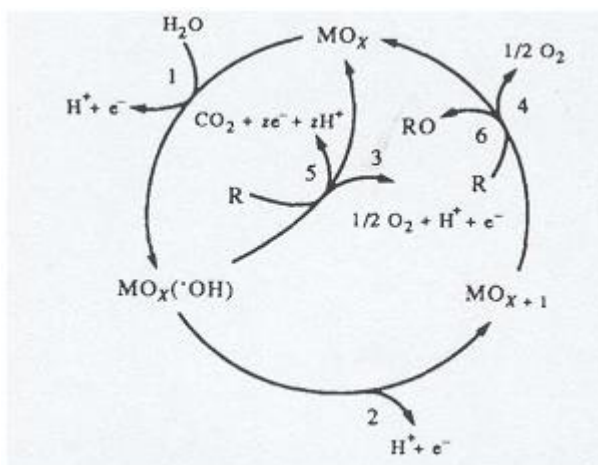
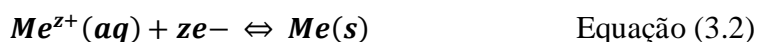


Figura 3.1- Esquema geral da conversão (6) e da combustão (5) eletroquímica de compostos orgânicos, com simultânea evolução de oxigênio (3,4), formação do $\cdot\text{OH}$ a partir da H_2O (1), e (2) transição do O do $\cdot\text{OH}$ para a rede do anodo óxido (Comninellis, 1994).

O processo de redução catódica, na presença de eletrodos apropriados, pode ser utilizado para a reação de produção de água oxigenada em meio ácido, através da Equação (3.1).



A redução catódica tem seu maior uso na remoção de metais presentes em solução, transformando-os a partir de sua forma iônica solúvel, (Me^{z+}) em metal sólido (Me) depositado no anodo, que pode ser representado pela reação geral:



Em consequência da dissociação das moléculas de ácidos, bases e sais na água, ocorre a movimentação de íons em direção ao catodo e anodo quando é estabelecido um campo elétrico entre os eletrodos. O campo elétrico é criado pela DDP gerada por uma fonte de energia externa. No caso de esgotos sanitários, os íons se movimentam dessa forma:

- Para o catodo (-): Hidrogênio
- Para o anodo (+): Oxigênio e Cloro

Se durante a transferência de elétrons, os íons atingirem os respectivos eletrodos (antes de reagirem quimicamente com substâncias eventualmente existentes no líquido), estes se neutralizam eletricamente formando moléculas gasosas que permanecem em solução até um certo limite, e posteriormente sobem para a superfície sob forma de microbolhas. Numerosos processos eletrolíticos utilizados no controle da poluição ambiental envolvem reações diretas de espécies na superfície dos eletrodos. No entanto abrangem a produção de espécies ativas no eletrodo e a reação com os poluentes que se desejam destruir.

3.1.2 Teoria da eletroquímica

Primeiramente, deve-se entender o fenômeno da eletrólise. Quando se aplica uma diferença de potencial, normalmente na faixa inferior a 10 V, em dois eletrodos submersos em uma solução contendo eletrólitos, observam-se reações químicas nas superfícies dos eletrodos, sendo estes fenômenos associados denominados eletrólise. Por meio de duas leis estabelecidas por Faraday, o consumo de eletricidade é associado à quantidade total

de substâncias reagidas, o que inclui o desgaste do eletrodo (corrosão) no processo da eletrólise. As leis de Faraday são assim enunciadas:

A 1ª lei - “A quantidade de substâncias produzidas pela eletrólise é proporcional à quantidade de eletricidade utilizada”.

A 2ª lei - “Para uma dada quantidade de eletricidade, a quantidade de substâncias produzidas é proporcional ao equivalente grama do material do eletrodo”.

A passagem da corrente elétrica por uma solução contendo eletrólitos ocorre do eletrodo negativo, denominado anodo, para o eletrodo positivo, denominado catodo. A concentração dos eletrólitos, sua composição química, e o número de oxidação de seus íons são responsáveis pela sua condutividade específica, que é diretamente proporcional à facilidade da passagem da corrente ou condutância da solução eletrolítica.

Durante uma reação eletroquímica, os elétrons são transferidos isoladamente entre as moléculas do substrato e os eletrodos. O substrato é convertido primeiramente em um composto intermediário junto com um elétron desemparelhado. A transformação deste composto intermediário para o produto final envolve uma sequência de reações de formação, ligação e clivagem, ou seja, separação.

A reação eletroquímica completa requer um anodo e um catodo, apenas um destes eletrodos está envolvido com a reação química de interesse, seja a oxidação no anodo ou a redução no catodo. O segundo eletrodo, denominado contra eletrodo é onde ocorrem reações simples, tal como a liberação de hidrogênio, se este é um catodo, ou liberação de oxigênio se este é um anodo. O espaço entre os eletrodos geralmente é preenchido com uma solução de sal ionizado, e a carga elétrica passa através dessa solução entre os eletrodos por migração de íons (Grimshaw, 2000).

O potencial fornecido a uma célula eletrolítica precisa ser no mínimo igual ao potencial da reação a ser invertida. Se existe na solução mais de uma espécie que pode ser reduzida, as espécies com os maiores potenciais de redução serão preferencialmente reduzidas. O mesmo princípio é aplicado na oxidação. É necessário que a diferença de potencial a ser aplicada seja maior do que o potencial da célula; assim será possível inverter a reação espontânea e obter velocidade significativa de formação de produto. A diferença de potencial adicional que varia de acordo com o tipo de eletrodo é chamada de

sobrepotencial. Diversas pesquisas em células eletroquímicas buscam reduzir o sobrepotencial e assim aumentar a eficiência dos processos eletrolíticos (Atkins e Jones, 2006).

Pode-se observar na Figura 3.2 uma representação de uma célula eletrolítica dotada de eletrodos inertes.

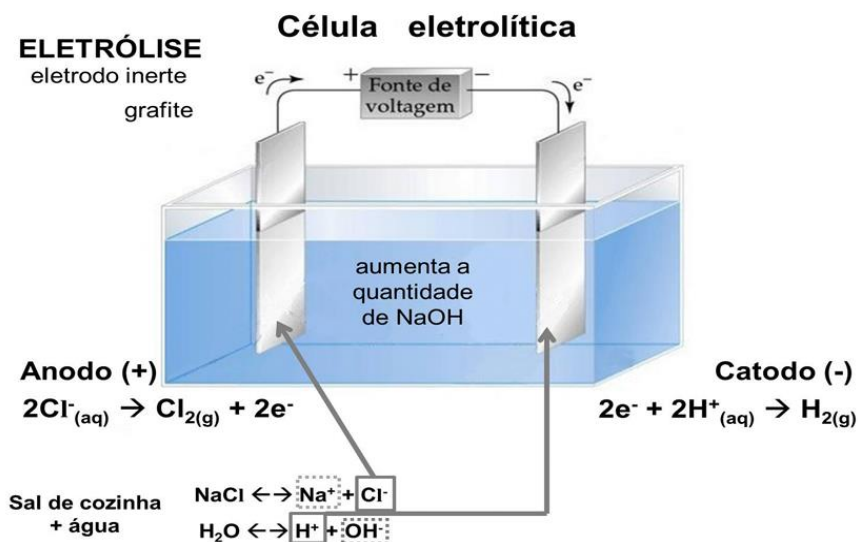


Figura 3.2 - Eletrólise com eletrodo inerte (Silva *et al.*, 2012).

3.1.2.1 Equação de Nernst

A diferença de potencial entre os eletrodos de uma célula mede a tendência da célula em realizar uma reação química, isto é, quanto mais positivo for o seu valor, maior será a tendência da reação a se deslocar para a direita em direção aos produtos. O potencial padrão de um eletrodo (E°) é o potencial que é estabelecido quando todos os constituintes existem em seus estados padrões (isto é, atividade unitária para todas as espécies dissolvidas). O potencial do eletrodo será, portanto, diferente quando os constituintes da oxirredução não estiverem em seus estados padrões (Lavorenti, 2002).

Através de raciocínios termodinâmicos, Nernst deduziu uma equação que permite calcular a diferença de potencial existente entre um metal e uma solução aquosa de um de seus sais, isto é, o potencial E do eletrodo.

A equação de Nernst Equação (3.3) é usada para calcular o potencial de eletrodo para atividades diferentes das condições padrões das espécies redox.

$$E = E^0 - \frac{RT}{nF} \ln \frac{a_{red}}{a_{ox}} \quad \text{Equação (3.3)}$$

Onde:

E = Potencial (V) de eletrodo contra o eletrodo padrão de Hidrogênio (EPH)

E° = Potencial padrão do eletrodo (obtido em tabelas)

R = Constante universal dos gases (8,3145 Joules/K mol)

T = Temperatura absoluta em Kelvin

n = Número de elétrons envolvidos na estequiometria da reação

F = Constante de Faraday (96.485,309 Coulombs)

a = Atividade iônica das espécies consideradas

A 25° C, substituindo as várias constantes numéricas e transformando logaritmo neperiano em decimal resulta na seguinte Equação (3.4):

$$E = E^0 - \frac{0,05915}{n} \log \frac{a_{red}}{a_{ox}} \quad \text{Equação (3.4)}$$

3.1.2.2 Eletroflotação e Eletrocoagulação

O método eletrolítico possibilita ampliar a capacidade de tratamento dos sistemas físico-químicos tradicionais, pois utiliza os mesmos fundamentos básicos de coagulação-floculação e adicionalmente disponibiliza elementos que potencializam o método pela geração de oxigênio e hidrogênio nas reações de eletrólise.

Dessa forma, um fluxo ascendente de microbolhas é gerado e interage com todo efluente presente no interior do reator eletrolítico, sendo este submetido intensamente às reações de oxidação e redução, o que facilita a floculação e a flotação da carga poluidora existente e aumenta a eficiência do processo de tratamento. Durante o processo eletrolítico, na eletrocoagulação, o coagulante é produzido na célula eletrolítica resultando na remoção de sólidos em suspensão.

A dissolução química dos anodos compreende a formação do agente coagulante. O coagulante gerado varia de acordo com o material do eletrodo reativo utilizado. Os fenômenos de eletrocoagulação e flotação, via eletroflotação são associados e ocorrem simultaneamente no reator eletrolítico (Sinoti, 2004).

A eletroflotação trata-se de um processo eletroquímico que promove a separação da fase sólida e líquida por meio da geração de bolhas de gás (geralmente, O_2 ou H_2), as quais substituem os aditivos flocculantes. Desta forma, os gases liberados sobem e se aderem às partículas de sólidos suspensos presentes no efluente. Assim, formam um aglomerado que se adensa na superfície, sendo separado da fase líquida. O processo baseia-se em quatro etapas: (i) geração de pequenas bolhas de gás; (ii) contato entre as bolhas e as partículas em suspensão; (iii) adsorção das pequenas bolhas de gás na superfície das partículas e (iiii) ascensão do conjunto partículas/bolhas para a superfície. Conseqüentemente o material em suspensão é eletroflotado, o que promove o clareamento do efluente tratado. Na superfície, forma-se uma camada de espuma (sobrenadante) que contém as partículas flotadas que são facilmente removidas (Pereira, 2007).

A camada de espuma sobrenadante tem sua espessura aumentada progressivamente a medida a que a ela se incorpora maior quantidade de material flotado. A flutuação do material sobrenadante é assegurada não só pelos gases acumulados imediatamente abaixo dele, como também por suas características de formação gasosa, que lhe conferem grande porosidade e pequena densidade inicial. Nos casos de esgotos sanitários e também em vários resíduos líquidos industriais submetidos a testes eletrolíticos, a espuma permanece nas condições originais após longos períodos depois de interrompida a eletrólise ou até em regimes hidráulicos relativamente turbulentos na superfície. Consta-se que essa espuma é bastante rígida e consistente, pois a estrutura é formada pelas impurezas arrastadas pelos gases da eletrólise (Wiendl, 1998).

3.2 REATORES ELETROLÍTICOS

Células eletroquímicas possuem projetos de design variados, o que depende da necessidade específica para cada processo.

O modelo, modo de operação, fluxo do eletrólito, número de eletrodos, tipo de conexões elétricas, grau de separação do anodo e catodo, estrutura e movimento do eletrodo são as principais variações. Se o produto da transferência de elétrons em um eletrodo é capaz de afetar a eletroquímica no outro eletrodo, um separador (membrana seletiva de íons, feltro ou material poroso) pode ser incluído no design da célula. Ademais, as condições do processo podem levar à ocorrência de reações secundárias no lugar da reação de interesse (Rajeshwar e Ibanez, 1997).

Os curtos-circuitos ou reações secundárias prejudicam o desempenho do sistema. Em alguns processos, é necessário utilizar uma célula dividida em dois compartimentos, um para o anodo e outro para o catodo, para prevenir reações secundárias indesejadas (Grimshaw, 2000). Algumas manobras vêm sendo desenvolvidas para prevenir essas reações, como por exemplo, o uso de macro e microseparadores e membrana seletiva de íons. As principais funções dos macrosseparadores são: prevenir o contato entre os eletrodos, promover um suporte estrutural, e promover a turbulência para aumentar o coeficiente de transferência de massa.

Os microseparadores devem ser instalados em locais grandes o suficiente para permitir o movimento do eletrólito de um lado para o outro; mas pequenos o suficiente para prevenir a troca bruta de solução devido ao transporte de difusão e convecção de massa. Os materiais dos separadores incluem: materiais poliméricos porosos, cerâmica porosa e metais sinterizados aglomerados. As membranas seletivas de íons ou membranas de troca iônica são materiais poliméricos que incorporam na sua estrutura centros iônicos capazes de ligar íons com cargas opostas. Esses íons podem mudar seletivamente e direcionalmente sobre a influência de um campo elétrico, e assim serem separados de seu contra-íons. Essa propriedade é chamada permeabilidade seletiva (Rajeshwar e Ibanez, 1997).

Na concepção de um reator eletrolítico devem-se considerar alguns fatores importantes como o custo do eletrodo, da energia elétrica, do trabalho de mão de obra de operação, da manutenção, da desidratação do lodo e disposição. Entretanto, conforme Donini *et al.*, (1994) *apud* Kobyta *et al.*, (2006), os custos de energia e do material do eletrodo representam cerca de 80% para o cálculo de custo de operação, logo serão considerados apenas estes dois fatores, como consta na Equação (3.5):

$$\mathbf{Custo\ de\ operação = aC_{energia} + bC_{eletrodo}} \quad \text{Equação (3.5)}$$

Ressalta-se que a equação para a determinação de custo é utilizada para reatores eletrolíticos puros. Sabendo-se que o experimento em questão contará com um reator eletrólito, um reator biológico de lodos ativados e um reator biológico eletrolítico (conjugação dos dois processos), os custos do lodo ativado terão de ser somados aos custos referentes à eletrólise.

No que diz respeito a energia elétrica consumida em um reator em batelada, pode-se utilizar a Equação (3.6) para mensurar o consumo.

$$C_{energia} = \left(\frac{U \cdot i \cdot t}{V} \right) \quad \text{Equação (3.6)}$$

Onde:

C energia = Consumo de energia (Wh/m³)

U = Tensão elétrica aplicada no sistema (V)

i = Corrente elétrica aplicada (A)

t = Tempo de aplicação da corrente (h)

V = Volume de efluente tratado (m³)

Os consumos de energia e do eletrodo aumentam com o acréscimo da densidade de corrente. Quanto ao modo de operação, um reator eletrolítico pode ser classificado como: reator de batelada, reator de fluxo contínuo e reator de fluxo contínuo com agitação. Algumas decisões em relação às características do projeto dos reatores devem ser consideradas, como por exemplo, tipo de ligações elétricas (configuração monopolar ou bipolar), tensão aplicada, distribuição do potencial da corrente, geração de calor e dissipação e separação do fluxo.

Durante a operação de uma célula eletrolítica, a queda de tensão não é distribuída uniformemente, isso se dá pela resistência elétrica do eletrólito e eletrodos. Esse fenômeno pode ser diminuído se a célula eletrolítica tiver um design adequado. A queda de tensão através da interface da solução e do eletrodo de trabalho determina a constante de velocidade da reação eletroquímica, muitas vezes é vantajoso manter uma queda de potencial constante para controlar a taxa das reações secundárias indesejadas (Grimshaw, 2000).

As reações secundárias podem ser governadas por fenômenos associados à eletrólise, que por sua vez, dependem da diferença de potencial aplicada. Por meio de leis estabelecidas por Faraday, o consumo de elétrons é associado à quantidade total de substâncias reagentes.

Tal fato, em eletrocoagulação, está diretamente relacionado ao desgaste do eletrodo (corrosão) no processo de geração do agente coagulante, isso significa que a geração de alumínio ou ferro em solução está intimamente relacionada à carga, que por sua vez, pode ser controlada pela corrente elétrica.

Assim, a corrente medida por um multímetro em um processo de eletrocoagulação é a princípio, proporcional à quantidade do metal ionizado gerado em solução. A massa de eletrodo consumida (*mel*), em gramas, durante a eletrólise, pode ser calculada pela Equação (3.7):

$$mel = \frac{(i \cdot t \cdot M)}{(F \cdot n)} \quad \text{Equação (3.7)}$$

Onde:

i = Corrente aplicada na eletrólise (A)

t = Tempo de aplicação da corrente (s)

M = Massa molar do elemento predominante do eletrodo (g mol⁻¹)

n = Número de elétrons envolvidos na reação de oxidação do elemento do anodo

F = Constante de Faraday (9,65 x 10⁴ C/Mol)

Sabendo-se a massa do eletrodo consumida, pode-se a partir deste cálculo, e conhecendo-se a quantidade de íons do metal necessária para promover a coagulação das impurezas, estabelecer a corrente a ser aplicada para um intervalo de tempo pré-determinado, e a área dos eletrodos que participarão da eletrólise para uma expectativa desejada de vida útil desses eletrodos.

Deste modo por meio da corrente aplicada pode-se determinar a potência em KW h/m³ de um reator eletrolítico em fluxo contínuo, de acordo com a Equação (3.8) que segue abaixo:

$$P = \frac{(U \cdot i)}{(Q \cdot 100)} \quad \text{Equação (3.8)}$$

Onde:

i = Corrente aplicada na eletrólise (A)

U = Potencial (V)

Q = Fluxo (m^3/h)

Conforme Grinshaw (2000), a taxa global de uma reação eletroquímica é medida pelo fluxo de corrente através da célula. Com o propósito de fazer comparações válidas entre diferentes sistemas de eletrodos, esse parâmetro é expresso como densidade de corrente, que pode ser definida como a corrente por unidade de área da superfície do eletrodo.

A densidade de corrente que pode ser alcançada numa célula eletroquímica depende de vários fatores, a taxa constante da velocidade inicial de transferência de elétrons depende do potencial do eletrodo ativo, da concentração do substrato em que o eletrodo se encontra, e este depende do coeficiente de difusão que é dependente da temperatura e da espessura da camada de difusão. Já a espessura da camada de difusão depende da agitação.

Citada anteriormente, a densidade de corrente é um dos fatores que afetam a eletrólise, além disso, este item controla a taxa de produção do agente coagulante, das bolhas geradas e o tamanho delas. Pode-se calcular a densidade de corrente por meio da Equação (3.9):

$$\delta = \frac{i}{A_{anodo}} \quad \text{Equação (3.9)}$$

Onde:

δ = Densidade de corrente, em Ampere por metro quadrado

i = Corrente elétrica, em Ampére

A_{anodo} = Área total dos anodos, em metro quadrado

3.2.1 Tipos e Materiais dos Eletrodos

De acordo com Rajeshwar e Ibanez (1997) a interface eletrodo/eletrolito possivelmente é o componente mais importante em um sistema eletrolítico.

Esta é a junção entre o condutor eletrônico (eletrodo) e o condutor iônico (eletrólito). Os materiais geralmente utilizados para a fabricação dos eletrodos são alumínio ou ferro, pois são de baixo custo e fácil disponibilidade. Entretanto, outros materiais têm sido estudados como o grafite, óxidos de titânio e rutênio, platina, cobre e zinco.

Quando um eletrodo não sofre alterações na sua estrutura, mesmo sujeito a tais condições, é chamado eletrodo não-destrutivo e sua função é a simples troca de elétrons com a solução, os eletrodos não-destrutivos mais comuns são o grafite e a platina. Já o eletrodo destrutivo além de transferir elétrons participa da eletrólise quimicamente, sendo também modificado pela ação da corrente elétrica, formando íons metálicos.

Nos processos de oxidação anódica, pesquisadores têm utilizado eletrodos de grafite modificados pela deposição de filmes metálicos ou óxidos de metais. A utilização de uma matriz de grafite é justificada pela sua elevada porosidade, o que resulta em uma maior área de superfície (Mattiusi *et al.*, 2015).

Tipos variados de eletrodos não convencionais estão sendo desenvolvidos para o tratamento de soluções diluídas, podendo-se citar os cilindros rotatórios, eletrodos de leito fixo e fluidizado e ainda os eletrodos tridimensionais. Este último tipo tem inúmeras aplicações, como o armazenamento de energia elétrica e síntese químico-orgânica até a deposição e recuperação de metais pesados e preciosos para fins ambientais e econômicos, respectivamente.

Os eletrodos podem ser classificados como planar ou eletrodo de difusão de gás (EDG), de acordo com a sua estrutura. A forma mais difundida é a planar, que são placas metálicas. Esse eletrodo geralmente é aplicado na eletrorredução do CO₂, o reagente é solubilizado no eletrólito para então reagir no eletrodo. Já ao EDG, é poroso e possui mais pontos catalíticos para a ocorrência das reações. Durante a utilização do EDG o reagente é alimentado direto no eletrodo, não precisando solubilizá-lo no eletrólito, portanto a questão de baixa solubilidade do CO₂ na solução é diminuída ou resolvida (IKEDA *et al.*, 1995 *apud* Ferreira, 2011). Os vários tipos de eletrodos podem ser dispostos em células concentradoras e células para a recuperação direta.

O primeiro modelo produz soluções concentradas ou um depósito metálico a partir do qual o metal é recuperado por procedimentos pirometalúrgicos ou dissolução química, para a produção de uma solução concentrada.

Já nas células de recuperação direta, os metais são produzidos em forma apropriada para a comercialização. Em um sistema reacional apropriado, o metal previamente depositado no catodo da célula de eletrorrecuperação pode ser recuperado por inversão de polaridade da célula eletroquímica original.

3.2.2 Passivação e Polarização

A passivação dos eletrodos é atribuída ao aumento na resistência de polarização na interface do eletrodo. Esse problema exige a regeneração dos eletrodos carregados, o que aumenta os custos associados com o processo (Mattiusi *et al.*, 2015). A passivação é causada por um filme de óxido na superfície metálica ou por um estado oxidado dessa superfície.

Há também a hipótese de que a passivação seja causada por oxigênio, íons ou moléculas que estejam adsorvidas na superfície metálica (Wiendl, 1998). A película formada é chamada de película apassivante. A polarização é uma consequência inevitável do fluxo de corrente elétrica na interface do eletrodo/eletrólito. Esse processo consiste na modificação do potencial de um eletrodo devido a variações de concentração do substrato, sobrevoltagem de um gás ou variação da resistência ôhmica.

Porém, se esse efeito não ocorresse, a corrente entre o catodo e o anodo seria mais elevada, semelhante a um curto circuito. A polarização promove a aproximação dos potenciais das áreas anódicas e catódicas, produzindo o aumento na resistência ôhmica do circuito, limitando a velocidade de corrosão dos eletrodos. Nos experimentos, a inversão de polaridade ocasiona o desprendimento de uma fina película que estava aderida a superfície do eletrodo.

3.2.3 Desgaste dos eletrodos

O tempo para que ocorra o desgaste de certa quantidade (M) de um determinado eletrodo com um Equivalente Eletroquímico (α), por efeito da eletrólise com corrente (I), pode ser determinado pela Equação (3.10):

$$T = \frac{M}{\alpha \cdot I} \quad \text{Equação (3.10)}$$

Onde:

M= Massa da substancia desprendida de um eletrodo

α = Equivalente Eletroquímico da substancia em grama/Coulomb

I= Intensidade da corrente contínua em amperes.

D= Densidade do material eletrodo = $\frac{M}{V}$

V= Perda de volume do eletrodo desgastado

Podemos reescrever a Equação 3.11 da seguinte forma:

$$T = \frac{D \cdot V}{\alpha \cdot I} \quad \text{Equação (3.11)}$$

Porém, se se consideram dois materiais diferentes A e B utilizados como eletrodos em duas eletrólises, respectivamente I_a e I_b da relação entre os tempos de desgaste a Equação 3.12 resulta em:

$$\frac{T_a}{T_b} = \frac{V_a}{V_b} \times \frac{D_a}{D_b} \times \frac{\alpha_a}{\alpha_b} \times \frac{I_a}{I_b} \quad \text{Equação (3.12)}$$

3.3 PROCESSO ELETROLÍTICO APLICADO AO TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS

O processo eletrolítico tem sido aplicado ao longo dos anos para o tratamento de tipos diversificados de águas residuárias. No Brasil, retomaram-se os estudos sobre o uso da eletrólise no tratamento de águas residuárias na década de 1980.

Além Sobrinho e Gomes (1981) testaram com sucesso a eletroflotação aplicada à separação de algas, e comprovaram sua viabilidade em efluentes de lagoas de estabilização. Em 1985 entrou em operação a estação piloto de Cambuí, Campinas, comandada pelo engenheiro Wolfgang G. Wiendl. Nessa estação, foi verificada boa eficiência na remoção de matéria orgânica, nutrientes e sólidos suspensos, porém o mesmo não ocorreu na remoção de bactérias.

Além Sobrinho e Zimbardi (1987) pesquisaram o uso da mistura de 25% de água do mar ao esgoto, com o propósito de obter sua desinfecção através da eletrólise, tendo-se alcançado níveis de cloro residual em torno de 2 mg/L. No ano de 1988, entrou em atividade uma estação destinada a tratar águas residuárias provenientes do Hospital das Clínicas da Universidade Estadual de Campinas, cujo projeto, eficiências obtidas, e dados operacionais, foram descritos por Wiendl (1998). Porém, as estações citadas foram desativadas assim que ocorreu o desgaste dos eletrodos.

Constatou-se que, nos últimos anos, as pesquisas a respeito do tratamento eletrolítico vêm buscando associar esse processo ao tratamento biológico anaeróbio ou aeróbio. Segundo Ganzenko *et al.*, (2014), esses processos combinados são estudados nas seguintes configurações: pré- ou pós-tratamento eletrolítico. No primeiro caso, o objetivo é tornar o efluente biodegradável para o tratamento biológico subsequente. No segundo caso, após o tratamento biológico segue a etapa eletrolítica, com o objetivo de remover poluentes e seus intermediários, que são refratários para bactérias anaeróbias.

Na Figura 3.3 é possível visualizar a forma de aplicação combinada do tratamento eletrolítico e biológico combinado.

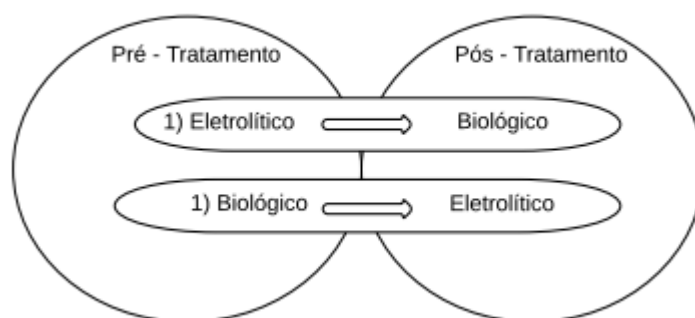


Figura 3.3 - Formas de combinação do tratamento eletrolítico e combinado (Ganzenko *et al.*, 2014, adaptado).

No entanto, o foco da pesquisa foi a forma mais controversa, mais difícil, e menos testada, a conjugação dos dois processos em um mesmo e único reator, o que se pode chamar de integração dos sistemas eletrolítico e biológico, ou bioeletrolítico. Verificou-se que as pesquisas que utilizaram essa configuração na literatura foram escassas, o que sugere um possível campo de pesquisa sobre esse assunto. Nos tópicos seguintes é possível visualizar algumas pesquisas que aplicaram o processo eletrolítico de forma isolada,

combinada ou integrada para o tratamento de diversos tipos de águas residuárias. Por meio desses trabalhos foi possível compreender os métodos de estudo aplicados e os resultados obtidos em cada uma.

3.3.1 Tratamento eletrolítico aplicado isoladamente para o tratamento de águas residuárias

Rodrigues (2007) explorou as vantagens do método eletrolítico como tratamento primário e como pós-tratamento do efluente de uma série de lagoas que recebem o percolado de aterro sanitário. O sistema operou em batelada e com adição de NaCl. A densidade de corrente aplicada foi de 15 A/m², e foram testados eletrodos de Al, Fe, G/Al e C/Fe. Os resultados obtidos tanto no tratamento primário quanto no pós-tratamento foram promissores para quase todas as configurações de eletrodos utilizadas e para as variações de lixiviado bruto e com adição de sal. No que tange à comparação da performance dos eletrodos testados, pode-se afirmar que os eletrodos de ferro produziram uma quantidade maior de lodo do que os eletrodos de alumínio, requerendo assim, unidades de decantação deste lodo. No pós-tratamento, o eletrodo de Al obteve melhor desempenho e alcançou 86% de remoção de DQO, já com as outras configurações foram obtidas remoções de DQO de apenas 52%. De acordo com os resultados da pesquisa, constatou-se que o pós-tratamento se mostrou superior ao tratamento do lixiviado bruto. Numa terceira etapa do trabalho, o reator eletrolítico foi montado com fluxo contínuo e operado com eletrodos de Al e Fe. Entretanto, nessa configuração, os resultados não acompanharam os obtidos com o reator em batelada.

Silveira (2012) propôs o desenvolvimento de um reator eletrolítico para tratamento de lixiviado. A pesquisa foi realizada em escala piloto, operando em batelada com recirculação.

Foram utilizados eletrodos de Ti recobertos com 70% de TiO₂ e 30% de RuO₂. O objetivo do trabalho foi a redução da cor, carga orgânica e toxicidade do efluente. Após 60 minutos de tratamento com densidade de corrente de 250 mA/cm², concentração de eletrólito de 0,5 M de NaCl e vazão de 400 L/h, foi possível remover 80% de DQO, 75% de N-NH₃, 65% de COT e 90% de DBO. O sistema não gerou lodo, visto que os eletrodos utilizados

na pesquisa eram não-destrutivos. Levando-se em conta somente a remoção de amônia, a densidade de corrente mínima de 25 mA cm^{-2} teve excelente desempenho após 30 minutos de tratamento. Constatou-se que a remoção de N-NH_3 não foi dependente do aumento da densidade de corrente, pois quando se aplicou a menor densidade de corrente (25 mA/cm^2) obteve-se o mesmo resultado da aplicação da maior faixa de densidade de corrente (250 mA/cm^2).

Bensadok *et al.*, (2011) trabalharam com efluentes de laticínios em escala de bancada em um reator eletrolítico que funcionou em bateladas. Avaliaram-se as remoções de DQO, fosfato e turbidez, e utilizaram-se eletrodos de Al e Ti / Pt, e uma densidade de corrente de 10 e 75 A/m^2 . A maior eficiência de remoção foi obtida com o uso de catodo e o anodo de alumínio. Os valores ideais para as condições testadas foram DC de $0,5 \text{ A/m}^2$, pH de 6,6, concentração de NaCl de $1,5 \text{ g/L}$ e tempo de eletrólise de 2 min. Para esses valores de parâmetros ótimos, a eficiência de remoção de DQO, fosfato e turbidez atingida, foram respectivamente, 80%, 59% e 96%. Como neste trabalho foram utilizados eletrodos de Al, que é um eletrodo destrutivo, a sua dissolução foi observada ao longo do processo, proporcionando uma contribuição para a melhoria do processo de coagulação. Além disso, os resultados obtidos mostraram que os fosfatos podiam ser removidos por processo de coagulação. Já a turbidez, que está relacionada com a matéria em suspensão e coloidal, foi eliminada apenas por processo de coagulação onde a redução dependeu da concentração de alumínio.

Pode-se ainda mencionar Tchamango *et al.*, (2009), que também trabalharam em escala de bancada com efluentes lácteos, porém sintéticos. O objetivo foi examinar a eficiência do tratamento eletrolítico sob a vertente da eletrocoagulação. O eletrodo utilizado foi de Al e a corrente elétrica aplicada foi de 0,2 A, o tempo de eletrólise variou de 15 a 210 min. Os sólidos gerados durante o tratamento foram separados por filtração. A análise dos filtrados mostrou uma redução de 61% de DQO, 89% de fósforo, 81% de nitrogênio e 100% de turbidez. Assim como demonstrado por Bensadok *et al.*, (2011), ao comparar o tratamento químico de coagulação com a técnica de eletrocoagulação, a eficiência foi quase idêntica. Porém, as remoções de fósforo e DQO são ligeiramente mais elevadas por coagulação química. No entanto, as águas residuárias tratadas por eletrocoagulação diferem pelo fato de exibirem uma condutividade inferior e um valor de pH neutro (por contraste com a natureza ácida da solução tratada pela coagulação química). Além disso,

o processo de eletrocoagulação utiliza menos reagentes. A massa do eletrodo de alumínio dissolvida durante o tratamento é menor em comparação com a quantidade do sal de alumínio usado na coagulação química.

Rodrigues *et al.*, (2001) combinaram o processo anaeróbio e eletrolítico para avaliar a eletrofloculação aplicada a águas residuárias domésticas provenientes de um reator UASB. Os experimentos foram realizados em escala de bancada, usando um reator eletrolítico funcionando em bateladas simulando o pós-tratamento do efluente do reator UASB. Foram utilizados eletrodos de Fe e Al, o sistema operou em voltagens diferentes com o intuito de analisar as diversas possibilidades do tratamento. Em algumas bateladas foi adicionado NaCl, para a verificação da formação ou não de cloro residual por meio da eletrólise. Constatou-se que apesar da baixa concentração de NaCl utilizada no tratamento, foi possível observar que, mesmo em pequenas quantidades, a adição de sal melhorou as remoções de turbidez que se mostraram acima de 70%. O tratamento eletrolítico mostrou excelentes resultados de remoção de coliformes totais e fecais, obtidos com eletrodos de Fe, revelando a capacidade do sistema em promover desinfecção em efluentes de reatores anaeróbios.

Claro *et al.*, (2010) estudaram em escala de bancada a degradação de efluente de lagoa de estabilização para tratamento esgoto doméstico, com e sem adição de sal. O eletrodo utilizado foi ferro fundido, a corrente aplicada foi de 1 A e a tensão de 33 V. O efluente foi eletrolisado sob agitação magnética constante, adicionado de diferentes concentrações de composto salino para verificar a geração de cloro residual. Na ausência de sal, 20 minutos de eletrólise resultaram em uma redução de 44% de DQO, juntamente com 99,9% de CT, bactérias heterotróficas e *Escherichia coli*. A utilização de eletrodos de ferro no experimento causou a liberação de íons ferro no efluente pela dissolução dos eletrodos durante a eletrólise. Essa liberação não acarretou problemas ambientais, uma vez que a corrente, os eletrodos e o tempo de residência foram dimensionados de forma adequada. Por outro lado, na primeira fase da pesquisa, os íons Fe^{2+} inicialmente liberados causaram a morte ou inativação de microrganismos, e ao se oxidarem a Fe^{3+} contribuíram para a floculação e sedimentação dos resíduos sólidos. No caso dos parâmetros microbiológicos, a adição do composto salino para geração de bactericida não se mostrou eficaz, pois não promoveu a diminuição das colônias bacterianas.

Pinhedo *et al.*, (2009) trabalharam com o tratamento eletrolítico, em escala piloto como pós-tratamento de efluente doméstico da Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) do Campus da Universidade Federal de Mato Grosso, Brasil. O ensaio eletrolítico foi desenvolvido em uma unidade piloto de vidro com volume de 80 mL. O tratamento consistiu na aplicação de uma diferença de potencial nos eletrodos, causando a passagem de uma corrente elétrica pelo resíduo líquido, provocando a sua degradação. Os eletrodos anódicos utilizados foram de Ti/Ru e os catódicos de aço inox 306. As análises realizadas foram de absorvância, cor, coliformes totais, coliformes termotolerantes, DQO e turbidez. Foram realizados ensaios em diferentes tempos de 25 e 30 minutos de residência e diferentes densidades de corrente, buscando a melhor performance do sistema. Os resultados do pós-tratamento mostraram-se eficientes principalmente com tempo de residência de 30 minutos, uma vez que os resultados de absorvância, cor, DQO foram de 95%, 89% e 65%, respectivamente. Os resultados de coliformes totais e coliformes termotolerantes mostraram eficiência de 100%.

3.3.2 Tratamento eletrolítico associado a tratamentos biológicos para o tratamento de águas residuárias

As pesquisas citadas nesse tópico estudaram a união os processos biológicos e eletrolíticos de forma combinada e integrada.

Liu *et al.*, (2010) trabalharam com os processos de oxidação biológica e eletroquímica combinados para o tratamento de águas residuárias de pesticidas com alta toxicidade. Na pesquisa, a oxidação eletroquímica e oxidação biológica trabalharam em série no reator eletrolítico e em um biofiltro respectivamente. As duas seções foram conectadas, porém sem interferência entre elas, como demonstrado na Figura 3.4. Uma solução de acetamiprid de 1000 mg/L foi usada como o poluente alvo para a pesquisa.

O sistema experimental foi instalado em escala de bancada e operou por meio de bateladas, o material do eletrodo era diamante dopado com boro. Os experimentos mostraram uma redução de taxa de DBO/COT, e redução da toxicidade em 40% em 3 horas, sendo que o consumo de energia foi 44,5% menor do que no reator puramente eletrolítico.

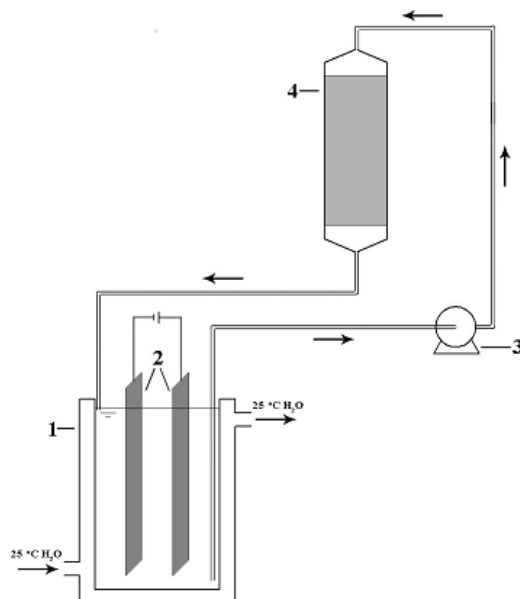


Figura 3.4 - Configuração experimental do tratamento combinado. (1) = Célula eletrolítica, (2) = Eletrodos, (3) = Bomba peristáltica; (4) = Biofiltro.

Na fase inicial do sistema combinado, devido a elevada toxicidade e baixa concentração de componentes biodegradáveis a atividade dos microrganismos foi inibida, de modo que o efeito de sinergia foi insignificante. Porém, com a diminuição do poluente e a acumulação de compostos intermediários biodegradáveis, a biodegradabilidade (DBO/COT) do efluente foi melhorada. A sinergia dos processos eletrolítico e biológico melhorou a eficiência da remoção de acetamiprid e COT com menor consumo de energia. Portanto o sistema combinado é um método eficiente para o tratamento de águas residuárias altamente concentradas com a presença de componentes refratários.

Senthilkumar *et al.*, (2012) pesquisaram a eficiência do tratamento eletrolítico e biológico unidos de forma combinada e integrada para o tratar águas residuárias sintéticas contendo o corante *Procion Scarlet*. No processo combinado, a tratamento eletrolítico e o biológico foram operados em sequência, e no processo integrado, os dois processos foram acoplados em um único reator. O sistema experimental também contou com outros dois reatores onde cada processo foi operado separadamente. A pesquisa foi realizada em escala de bancada e operada por meio de bateladas. Os eletrodos utilizados foram de RuOx-TiOx e aço inoxidável. Os resultados mostraram que processo eletrolítico individual promoveu uma remoção de 80% de DQO e 7,9% da remoção de cor com uma densidade de corrente de 10,25 A/m², enquanto o processo biológico alcançou remoções de 50% de DQO e 42,4 % de cor.

O processo integrado proporcionou a remoção de 80% e 96,4%, de DQO e cor respectivamente, a uma densidade de corrente de 6,84 A/m², no entanto o processo combinado promoveu a remoção de 90% de DQO e 98,5% de cor, a uma DC de 7,6 e 10,2 A/m². Apesar do processo combinado ter alcançado melhores remoções do que o processo integrado, ele requer maior consumo de energia. Devido ao efeito sinérgico dos processos, a eficiência de corrente é melhorada e o consumo de energia é reduzido de forma significativa, quando comparado ao processo puramente eletrolítico. A partir da análise dos dados observados, foi concluído que é possível destruir de forma eficaz os poluentes orgânicos de efluentes têxteis através dos processos combinados e integrados.

Tartakovsky *et al.*, (2011) pesquisaram a melhoria que a eletrólise poderia proporcionar na digestão anaeróbia de águas residuárias domésticas com foco na remoção de DQO e produção de metano. O trabalho em escala de bancada foi dividido em duas etapas, a primeira contemplou a digestão anaeróbia, combinada com processo eletrolítico, e a segunda somente a digestão anaeróbia. O material dos eletrodos foi Ti/Ir e aço inoxidável, os eletrodos foram alocados no leito de lodo do reator e a tensão elétrica aplicada foi de 2,8-3,5 V. A eletrólise no leito de lodo de reatores UASB a uma densidade de corrente baixa promoveu a melhoria do desempenho do processo. As condições micro aeróbias aumentaram a taxa de hidrólise da matéria orgânica, aprimorando a eficiência de remoção de DQO e a produção de metano. O H₂ eletrolítico favoreceu as propriedades de combustão de biogás e o aumento da produção de metano líquido. A atividade microbiana consumiu grande parcela do oxigênio, enquanto que a concentração de H₂S no biogás foi reduzida significativamente. Por meio de uma comparação do balanço de material, concluiu-se que eficiência da eletrólise foi beneficiada devido à atividade eletrocatalítica dos microrganismos.

Mishima e Nakajima (2011) estudaram a eficiência da remoção de fósforo pela eletrólise de ferro combinada com o processo de lodos ativados em escala real. O reator eletrolítico (RE) foi instalado na saída do reator de lodos ativados (RLA). O efluente do RLA foi enviado para o RE e foi continuamente aerado para prevenir a condição anaeróbia. Os ensaios foram realizados em quatro etapas com diferentes valores de tempo de detenção e correntes elétricas aplicadas ao sistema. Os valores aplicados foram: 0; 0,86; 0,86; 2,1 A, e, em relação ao tempo de duração do ensaio, estes foram 0; 1,5; 3,0; 3,0, horas respectivamente.

Por meio desses resultados, percebeu-se que o trabalho demonstrou que ocorreu melhoria na remoção de fósforo devido à introdução da eletrólise no processo de lodos ativados. A concentração de fósforo no efluente foi reduzida abaixo de 1,0 mg/L. O eletrodo de ferro sofreu desgaste durante o processo eletrolítico, adicionando Ferro ao lodo ativado.

Como pode ser observado nos trabalhos apresentados neste tópico, o tratamento eletrolítico demonstra eficiência na remoção de matéria orgânica assim como de coliformes totais, organismos patogênicos, e, em alguns casos, de metais pesados. Como citado anteriormente, são muitos os trabalhos onde o processo eletrolítico é utilizado como pré- ou pós-tratamento para os processos biológicos. Entretanto são escassos os trabalhos que conciliam o processo biológico aeróbio e o processo eletrolítico funcionando de maneira conjugada e integrada, o que representa a possibilidade de uma linha de pesquisa nessa área. Dos trabalhos existentes com processo integrado, pode-se notar que há indícios de resultados interessantes em se fazer isso.

3.3.2.1 Automação de Reatores de Batelada Sequenciais

Os reatores de bateladas sequenciais operam em ciclos. Cada ciclo inicia a operação com o enchimento do reator e terminar com a saída do efluente tratado. Nesse reator ocorre a incorporação de vários processos em uma única unidade, que podem funcionar por meio de conhecidos processos biológicos, como por exemplo, o processo aeróbio. Utilizando tanque único, esses processos passam a ser simplesmente sequenciais no tempo, e não em unidades separadas.

O lodo biológico conserva-se no reator durante todos os ciclos, excluindo o momento do descarte, eliminando a necessidade de decantadores separados.

Os ciclos normais de tratamento aeróbio são:

- Enchimento (entrada de esgoto bruto ou decantado no reator)
- Reação (aeração/mistura da massa líquida contida no reator)
- Sedimentação (sedimentação e separação dos sólidos em suspensão do esgoto tratado)

- Descarte do efluente tratado (retirada do esgoto tratado do reator)
- Repouso (ajuste de ciclos e remoção do lodo excedente)

A duração de cada batelada ou ciclo pode ser modificada em função das variações da vazão afluente, das necessidades do tratamento e das características do esgoto e da biomassa no sistema. O descarte do lodo excedente geralmente ocorre no último ciclo, na fase do repouso. No entanto, como este é opcional, já que a sua finalidade é permitir o ajuste entre os ciclos de operação de cada reator, o descarte pode se dar em outras fases do processo. A quantidade e a frequência do descarte do lodo são estabelecidas de acordo com as exigências de performance, da mesma maneira como ocorre nos processos convencionais e de fluxo contínuo (Von Sperling, 1997).

No caso específico de uma ETE que possui um sistema de operação em batelada, a correta operação e execução das atividades sequenciais é imprescindível para o funcionamento adequado do sistema. A automação é uma ferramenta importante para o correto funcionamento das estações e os benefícios promovidos por esse sistema em uma ETE são: aumento da confiabilidade operacional, sistematização dos procedimentos operacionais e padronização de soluções de automação para o sistema de esgotos, melhoria do gerenciamento do consumo de energia elétrica, redução de custos operacionais, implantação de sistema de vigilância eletrônica, melhoria dos serviços prestados aos consumidores, redução do custo operacional e de manutenção dos sistemas.

A automação é a aplicação de técnicas computadorizadas ou mecânicas para diminuir o uso da mão-de-obra em qualquer processo (Lacombe, 2004). Os processos de automação demonstraram grandes evoluções, principalmente no que diz respeito ao desenvolvimento da tecnologia dos computadores, o que promove a operação de sistemas cada vez menos problemáticos, a exemplo das estações de tratamento de esgotos (Lira, 2001 *apud* Silva e Barbosa, 2012).

Estão disponíveis no mercado diversas tecnologias de baixo custo para a automação de sistemas como por exemplo os microcontroladores. Atualmente, os microcontroladores vem sendo utilizados em diversas aplicações como sua utilização em circuitos que englobem o controle de uma tarefa, a exemplo de um circuito eletrônico responsável pelo controle de umidade e temperatura (VOLTAN, 2015).

A plataforma Arduino é um dos microcontroladores mais utilizados nas tecnologias de automação, e permite ao usuário realizar uma programação simples para a automação de sistemas que atuam por meio da combinação de hardware e software e permitem a realização tanto do controle, como da aquisição de dados. Além disso, o Arduino pode proporcionar a garantia da operação apropriada do sistema, premissa para a operação dos sistemas de bateladas sequenciais.

A plataforma Arduino é integrada ao computador de forma simples. O baixo custo associado também é um atrativo, além de sua flexibilidade e expansibilidade de operação, o que permite por exemplo realizar a integração de outras placas no projeto, assim como a placa de ethernet para conectar o Arduino na internet (VOLTAN, 2015). Para um aprofundamento maior acerca deste tema, pode-se verificar os trabalhos de McRoberts (2011) e Renna *et al.*, (2014).

Em escala real, tem-se no DF, o exemplo da Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal (CAESB), que possui um projeto em andamento desde fevereiro de 2009, para a implantação do projeto de automação das unidades operacionais de água e esgotos, com previsão de implantação em aproximadamente 4 anos, incluindo a modernização e a automação de cerca de 100 unidades industriais dentre outros projetos (CAESB, 2008).

3.3.3 Sistemas de tratamento descentralizado

Os sistemas descentralizados atendem ao tratamento de efluentes provenientes de residências, bairros e comunidades que não têm acesso ao tratamento centralizado. Esse sistema de tratamento possui baixo custo de implantação e operação, baixo requisito de energia e área, simplicidade operacional e baixa produção de lodo (Massoud *et al.*, 2009).

De acordo com a Lei Federal nº11.445 (BRASIL, 2007), que instituiu a Política Nacional de Saneamento, destaca-se entre seus objetivos, “proporcionar condições adequadas de salubridade ambiental às populações rurais e de pequenos núcleos urbanos isolados”. Nesse aspecto, o emprego de sistemas descentralizados pode fornecer o subsídio necessário para a universalização do saneamento em áreas rurais, assim como em áreas de difícil acesso à rede pública de esgoto (Santos *et al.*, 2015).

De acordo com Fiúza e Philippi (2004), o baixo índice de esgotamento registrado nas cidades brasileiras decorre de uma visão centralizadora adotada no país, que contempla a utilização e predominância dos sistemas centralizados representados por grandes estações de tratamento de esgotos.

O sistema de tratamento centralizado é responsável pela coleta, por meio de extensas redes coletoras, pelo tratamento e destinação do efluente tratado, o que ocorre normalmente longe do ponto de origem. No entanto, esse tipo de tratamento necessita de grandes investimentos para a sua construção, operação e manutenção. Esses fatores tornam relevante o debate sobre a utilização de soluções alternativas para regiões de baixa densidade populacional e que não são atendidas por nenhum sistema de tratamento (Massoud *et al.*, 2009).

Nesse contexto os sistemas descentralizados surgem como uma alternativa. Os custos da gestão de um sistema de tratamento descentralizado são mais baixos, pois concentram-se na unidade de tratamento, o próprio gerador é o responsável pelo sistema. No entanto o seu desempenho depende de manutenção e inspeção regulares (Rosário, 2016).

As pesquisas a respeito da descentralização destacam a aplicação do tratamento anaeróbio devido ao fato de ser de fácil manutenção e operação, e possuir baixos custos de instalação aliados à simplicidade de construção. A utilização de tanques sépticos, exemplo do tratamento anaeróbio, muito difundido no Brasil, geralmente é mal dimensionado e construído, resultando em baixas eficiências de remoção de matéria orgânica. (Achaval, 2014).

No entanto devido à preocupação sobre a qualidade do efluente e aos lançamentos restritivos em corpos receptores, alguma forma de pós-tratamento é necessária, pois o tratamento anaeróbio possui restrições quanto a remoção de matéria orgânica, nitrogênio, fósforo e patógenos (Chernicharo, 1997). Buscando a inovação do tratamento já existente, foram desenvolvidos a combinação de tecnologias para melhorar a qualidade do efluente tratado (Metcalf & Eddy, 1991). Entre algumas das novas tecnologias de tratamento aplicadas está o processo eletrolítico.

4 METODOLOGIA DA PESQUISA

A pesquisa foi experimental e baseada em sistema de reatores em escala de bancada. A metodologia desta pesquisa foi concebida com a finalidade de avaliar o desempenho de um sistema de tratamento de esgotos por processo biológico aeróbio eletroliticamente assistido. O sistema em escala de bancada funcionou de forma automatizada e era composto por três reatores operados em bateladas sequenciais: um reator biológico aeróbio, um reator eletrolítico e um reator bioeletrolítico.

O objetivo do reator RB (1) que representou o tratamento biológico aeróbio foi avaliar o desempenho do tratamento biológico sem a influência do efeito do processo eletrolítico, porém assegurando que a influência física da presença de placas seja considerada. No RE (2) foi verificada a eficiência apenas do processo eletrolítico na depuração do afluente. Por fim, no RBE (3), o reator bioeletrolítico, foi avaliado o efeito combinado dos processos biológico e eletrolítico no tratamento do efluente sintético.

No trabalho experimental foi utilizada água residuária sintética cujas características simularam esgotos domésticos provenientes de unidades residenciais unifamiliares pré-tratados em tanque séptico. Esse afluente foi produzido no próprio Laboratório de Saneamento Ambiental (LSA) do Departamento de Engenharia Civil e Ambiental (ENC) da Universidade de Brasília (UnB), onde o sistema foi instalado.

Para alcançar os objetivos desta pesquisa, como apresentado na Figura 4.1, foram concebidas as seguintes etapas metodológicas: concepção, dimensionamento, construção dos reatores de bancada e do protótipo de automação; operação, manutenção e controle dos reatores.

A etapa de operação, manutenção e controle do reator foi dividida em três fases onde cada uma corresponde a um estágio do sistema:

(1°) Fase – Aplicação do eletrodo de grafite flexível de tela lisa com reforço metálico;

(2°) Fase – Aplicação do eletrodo de aço inox;

(3°) Fase - Aplicação do eletrodo de grafite puro rígido;

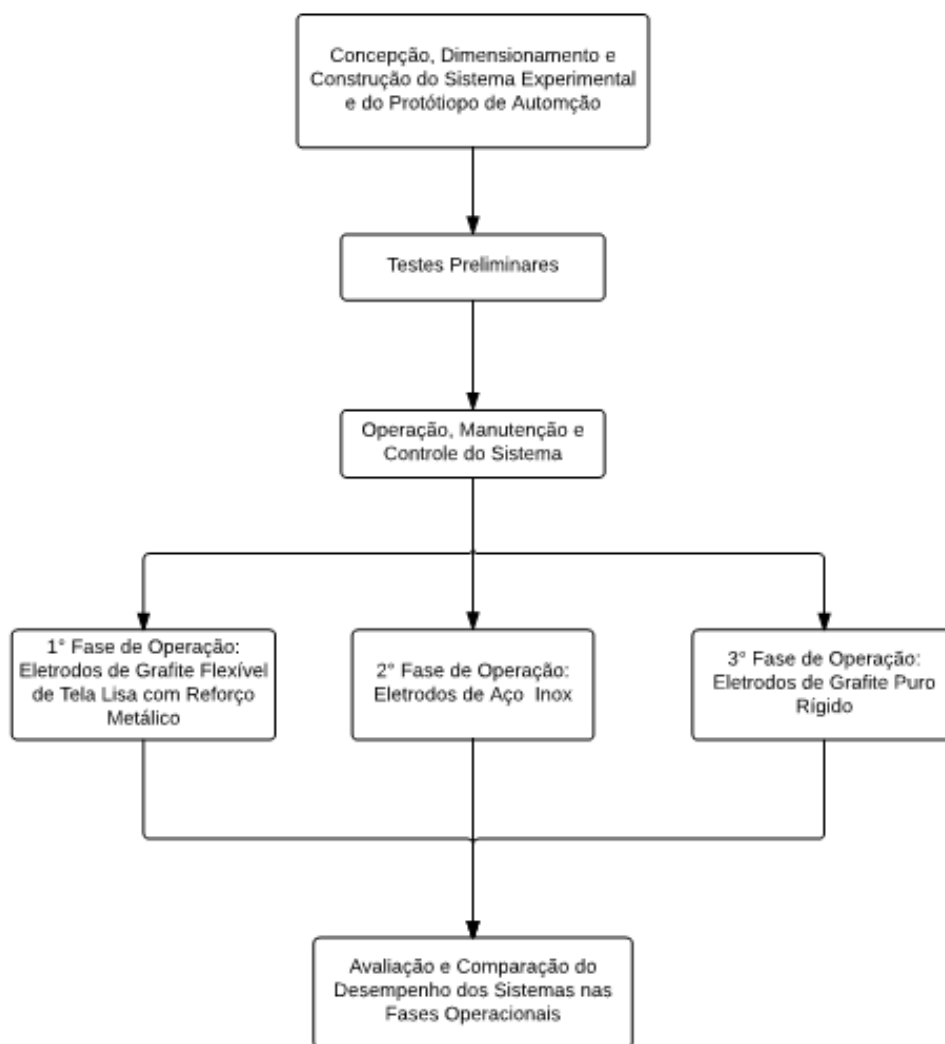


Figura 4.1 - Diagrama com as etapas propostas na metodologia de pesquisa

4.1 CONCEPÇÃO E PROJETO DO SISTEMA EXPERIMENTAL

O objetivo dessa etapa foi desenvolver um sistema experimental no laboratório que proporcionasse a depuração do esgoto representado pela água residuária sintética, para comparação dos processos com e sem simbiose entre eles. Então neste caso, foram selecionados o tratamento biológico aeróbio operando por meio de bateladas sequenciais, o tratamento eletrolítico e a integração dos processos anteriores.

Sobre a integração dos dois processos, o eletrolítico e o biológico, que se está denominando de bioeletrolítico (RBE), é necessário ressaltar que foi selecionada a forma

mais controversa, mais difícil, e menos testada, que é a conjugação dos dois processos em um mesmo e único reator.

As outras configurações do reator bioeletrolítico não foram testadas, que são as configurações em reatores separados, uma com o processo eletrolítico precedendo o biológico, e a outra com o processo biológico precedendo o eletrolítico. Após a seleção dos processos e operações a serem empregados, foi feita a escolha dos materiais e equipamentos utilizados no processo. Essa seleção foi baseada nos custos dos materiais, assim como na sua disponibilidade no mercado para aquisição. Além disso, foram consideradas questões como a qualidade dos materiais e também a necessidade de manutenções periódicas.

O sistema experimental foi constituído de três reatores com volume total de 4 litros cada um, sendo que o volume útil de cada reator era de 3,6 L, equivalente a 90% de seu volume total. A configuração dos reatores foi:

- 1 reator biológico aeróbio (RB) em bateladas sequenciais dotado de placas de acrílico;
- 1 reator eletrolítico (RE) em bateladas sequenciais com placas eletrolíticas (eletrodos) ligadas a uma fonte de energia;
- 1 reator bioeletrolítico (RBE) em bateladas sequenciais, conjugação dos dois processos: lodos ativados e eletrolítico.

O sistema experimental foi alimentado a partir de uma bombona de 100 L que armazenou o afluente utilizado no processo e foi distribuído para os reatores por meio de uma bomba Sarlo Better 2700 L/h. O efluente tratado nos reatores foi descartado separadamente em receptáculos individuais, cada um com volume de 56 L. A aeração e agitação do meio nos três reatores foi garantida por meio de compressores de ar Big Air A420. Os compressores foram acoplados de forma individual a cada um dos reatores por meio de uma mangueira, e dentro do reator, uma pedra porosa garantiu a produção de microbolhas para a distribuição de oxigênio no meio líquido.

Desse modo, foi possível assegurar o adequado e contínuo fornecimento de oxigênio dissolvido para a biomassa, e proporcionar condições que garantissem uma mistura

completa do licor misto, minimizando a presença de zonas mortas que diminuem o volume útil do reator. Na Figura 4.2 é apresentado o fluxograma do sistema de reatores que foi utilizado na pesquisa.

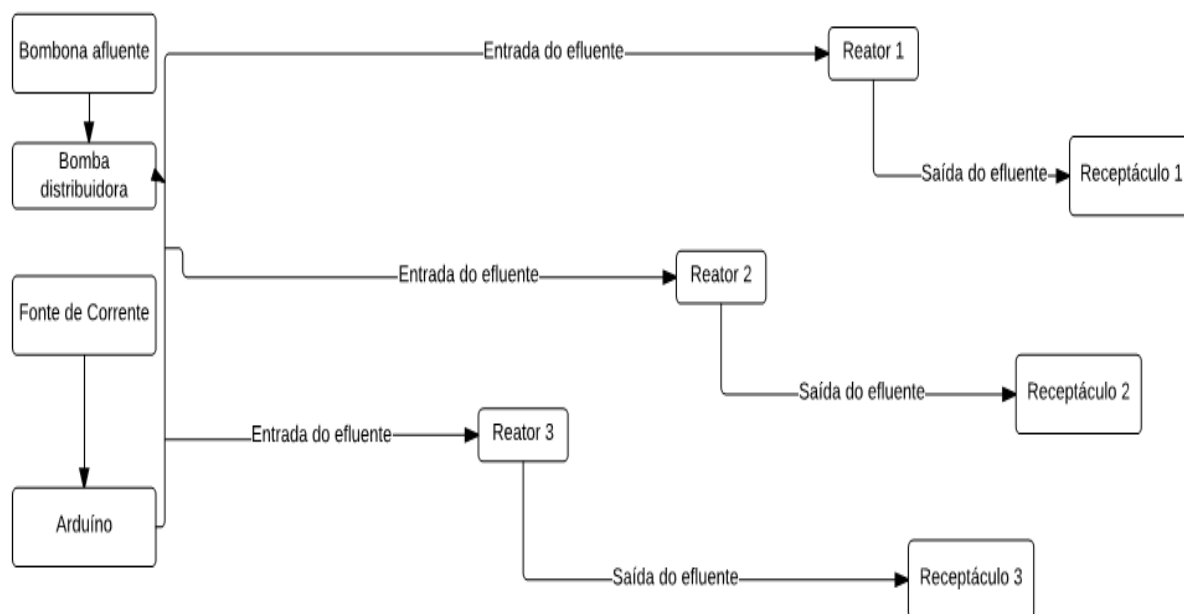


Figura 4.2 - Fluxograma dos Reatores

No que diz respeito à confecção dos reatores, estes foram confeccionados em vidro transparente. Os reatores tinham formato e base retangulares, devido ao formato dos eletrodos que também eram retangulares. Foram utilizados dois tipos de eletrodos nas diferentes fases da pesquisa, eletrodos de aço inox e eletrodos de grafite. Quanto aos eletrodos de grafite, esses diferenciavam-se entre si devido à sua composição. O eletrodo de grafite utilizado na primeira fase de operação foi de grafite flexível de tela lisa com reforço metálico. Já na terceira fase operacional o eletrodo utilizado era composto por grafite puro e rígido.

A geometria do eletrodo foi definida com base na revisão dos trabalhos realizados com reatores de bancada. Verificou-se que uma das geometrias mais utilizadas é a de placa retangular, e, por esse motivo, foram adotados os eletrodos com forma de placa retangular.

Com base nas dimensões do reator, e nas densidades de corrente desejadas, determinou-se que cada reator contaria com 8 placas de eletrodos, com cada eletrodo tendo as seguintes dimensões: 13 cm de largura e 14 cm de altura. A distância de separação entre as placas foi de 1,0 cm. Essa distância foi assim determinada devido às dimensões do reator, concomitantemente com a necessidade de facilitar a sua construção, para manter as mesmas distâncias e para evitar dízimas periódicas. Em várias pesquisas, o intervalo entre os eletrodos foi mantido em aproximadamente 1 cm ou na faixa de 0,5-1,5 cm (Cho *et al.*, 2010).

Ademais, a reação eletrolítica é normalmente inversamente proporcional à distância entre os eletrodos. Uma distância grande entre os eletrodos pode inibir a reação eletrolítica. Portanto, é importante manter uma distância adequada entre os eletrodos para obter-se maior eficiência da eletrólise.

4.1.1 Concepção e Elaboração da Programação de Automação do Sistema de Bancada

Para a automação do sistema experimental, decidiu-se utilizar o microcontrolador Arduíno para proporcionar o pleno funcionamento do sistema de forma automática. Com o auxílio de um engenheiro eletrônico foi possível por meio deste microcontrolador, escrever o código fonte do programa utilizando a linguagem de programação C++. Desenvolveu-se uma interface gráfica, compatível com o sistema operacional Windows 10, para auxiliar na inserção dos parâmetros de entrada do sistema experimental, informações estas necessárias para o seu funcionamento, como é mostrado na Figura 4.3. Os códigos fonte desenvolvidos para a construção do sistema e da interface gráfica, encontram-se no Apêndice D.

A intervenção humana foi necessária para enviar, pela interface gráfica desenvolvida, os dados necessários para o início de cada operação diária. Após o recebimento das informações na interface gráfica pelo Arduíno, como por exemplo o tempo de duração da batelada e quantidade de repetições, o sistema foi concebido para proceder automaticamente a operação do sistema, verificando inicialmente o status dos sensores

de níveis máximo e mínimo dos reatores, acionando ou desativando bombas e válvulas solenoides, assim como compressores de ar e fonte elétrica.

Aos sábados e domingos o sistema era programado para funcionar reproduzindo o mesmo modelo de operação da semana, tendo sido necessário apenas realizar a programação do sistema e então monitorar remotamente, pelo programa TeamViewer, as trocas de ciclos e funcionamento dos equipamentos. Foram acoplados ao sistema para fornecer autonomia temporária durante cortes na energia elétrica, um nobreak com uma bateria automotiva

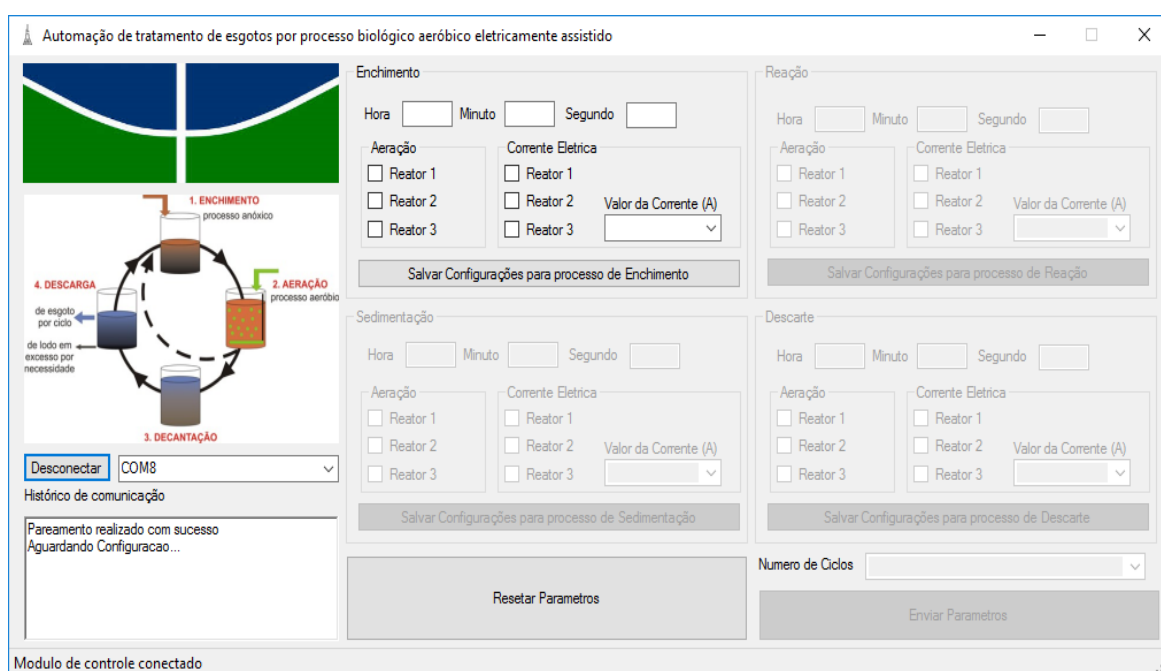


Figura 4.3 - Interface gráfica do sistema experimental

4.2 CONSTRUÇÃO E INSTALAÇÃO DA UNIDADE EXPERIMENTAL EM ESCALA DE BANCADA

4.2.1 Construção

A fase de construção se dividiu nas seguintes etapas: (1) Estrutura de alimentação do sistema de bancada e Reatores; (2) Sistema de descarte do efluente tratado e receptáculos; (3) Estrutura de automação do sistema de bancada.

4.2.1.1 Estrutura de Alimentação do Sistema de Bancada e Reatores

A estrutura de alimentação do sistema experimental foi composta por uma bombona onde o afluente foi armazenado. O transporte do afluente até os reatores foi promovido pela bomba e realizado por meio de uma mangueira que ligou a bomba ao sistema de distribuição composto por três válvulas solenoides, uma para cada reator. Cada reator possuiu um sistema individual de alimentação e descarte.

As válvulas solenoides que compõem o sistema de distribuição foram alocados em uma estrutura de madeira que foi posicionada a 1,73 metros do solo. As válvulas trabalharam em conjunto com o sistema de automação. O sistema, por meio dos sensores de nível, enviava um comando para as válvulas quando o nível máximo dos reatores era atingindo, dessa forma a válvula bloqueava o fluxo de entrada do afluente. Na Figura 4.4 pode-se ver o sistema de alimentação do experimento.



Figura 4.4 - Estrutura de alimentação do sistema de banca composta por bombona e estrutura de madeira (à esquerda) e detalhe da estrutura de alimentação do sistema de bancada (à direita).

Os reatores possuíam as seguintes dimensões: largura igual a 15 cm, comprimento de 15 cm, e altura equivalente a 25 cm e volume útil de 3,6 litros. Na Figuras 4.5 e 4.6, pode-se visualizar o detalhe isométrico e a vista frontal de um dos reatores. A alimentação do

reator se deu por meio de uma mangueira alocada em sua própria tampa. Os pontos de saída do efluente do reator foram executados utilizando-se bicos de metal com diâmetro de $\frac{1}{2}$ ". A saída principal do efluente estava localizada da parte detrás do reator, e possuía altura suficiente apenas para deixar o volume necessário de lodo no reator. Os reatores também detinham duas saídas adjacentes localizadas nas suas laterais, essas saídas permitiram a retirada do efluente de alturas diferentes.

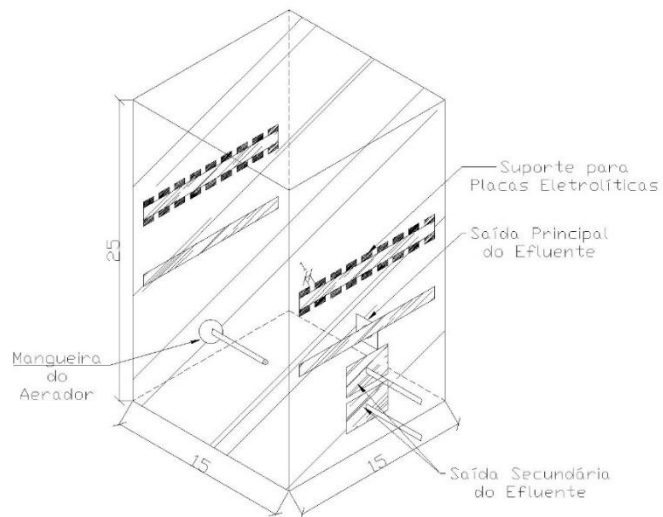


Figura 4.5 - Detalhe isométrico de um reator.

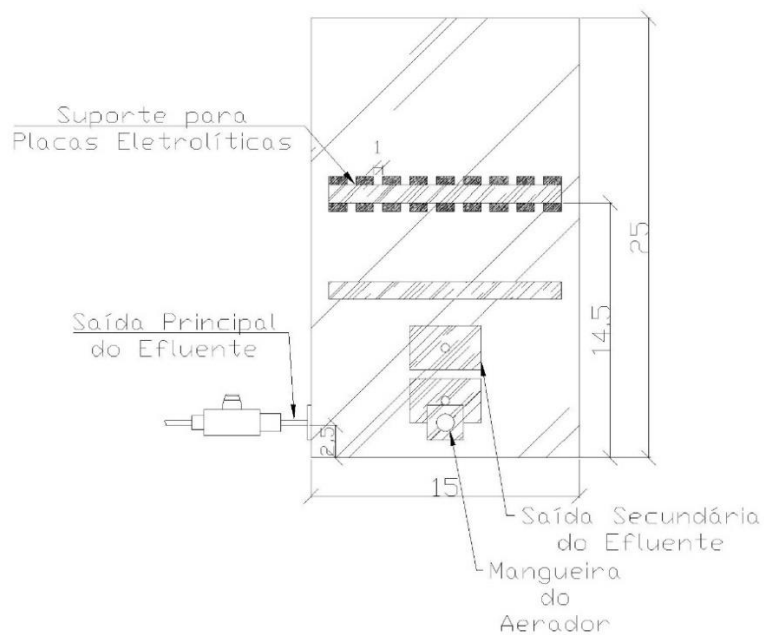


Figura 4.6 – Vista lateral de um reator.

Havia ainda nos reatores uma entrada lateral, composta por um bico de metal conectado a uma pequena mangueira e uma pedra porosa (parte interior do reator). Essa entrada estava conectada ao sistema de entrada de ar no sistema, que era composto por um compressor de ar e mangueiras (parte exterior do reator).

Na Figura 4.7 observa-se a entrada de ar na lateral do reator, assim como a mangueira e a pedra porosa dentro do reator, e ainda, o compressor de ar utilizado no sistema.



Figura 4.7 - Vista frontal do reator, visualização da entrada lateral, mangueira e pedra porosa (à esquerda) e compressor de ar Big Air A420 (à direita).

4.2.1.2 Sistema de Descarte do Efluente Tratado e Receptáculos de Coleta do Efluente

O sistema de descarte dos efluentes dos reatores foi composto pelos seguintes elementos: (1) Bico de metal acoplado a uma mangueira, seguida de um registro de esfera de ½”; (2) Bomba de porão, 12V, 500 GPH, (3) Válvula solenoide ½”, 220 V. O registro de esfera foi alocado no sistema para possibilitar a retirada de amostras do fundo do reator, bem como travar o fluxo no caso da válvula solenoide entrar em curto e permitir a saída do efluente antes do fim do ciclo. O intuito da bomba de porão foi acelerar o descarte do efluente e dessa forma contribuir para a diminuição do tempo de troca dos ciclos. Por fim, a válvula solenoide posicionada após a bomba tinha a função de realizar o controle da saída do efluente do reator. A válvula que operou em conjunto com o sensor de nível mínimo do reator, recebia o comando do sensor para liberar ou bloquear o fluxo.

Os receptáculos foram construídos em vidro, e, de forma similar aos reatores, tinham formato e base retangulares. As dimensões dos receptáculos eram: largura igual a 40 cm, comprimento de 35 cm, e altura equivalente à 40 cm. Após o tratamento realizado nos reatores o efluente era encaminhado para os receptáculos por meio do sistema de descarte.

Nas Figuras 4.8 e 4.9, pode-se visualizar o sistema de descarte do efluente assim como os receptáculos de descarte.



Figura 4.8 - Sistema de descarte do efluente composto pelo registro de esfera, bomba de porão e válvula solenoide.



Figura 4.9 - Receptáculos de descarte do efluente

Na Figura 4.10 é possível visualizar o sistema experimental por completo.



Figura 4.10 – Sistema experimental completamente montado.

4.2.1.3 Estrutura Física do Protótipo de Automação do Sistema Experimental de Bancada.

O funcionamento automático do sistema foi construído por meio de uma ferramenta de automação chamada Arduino. Essa ferramenta teve a função de controlar o funcionamento dos ciclos, bem como os tempos de duração de cada fase do ciclo, o enchimento e descarte dos reatores controlados por sensores, ativação ou não dos aeradores e da fonte elétrica. Foi utilizado o modelo do Arduino Mega 2560 R3, Figura 4.11, na concepção do sistema devido ao custo de aquisição e por atender as necessidades técnicas necessárias ao sistema.

O Arduino é uma plataforma de prototipagem de código aberto composta por hardware e software de fácil compreensão. Essa plataforma é capaz de ler entradas como um sensor

de luz, o toque de um dedo em um botão, e transformá-las em saídas como a ativação de um motor, uma bomba, ligar um LED e até mesmo publicar algo *on-line*.

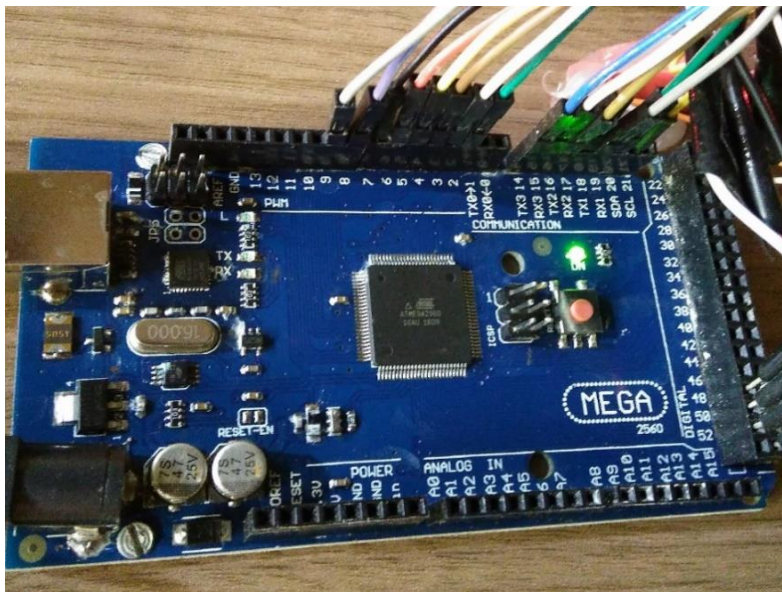


Figura 4.11 - Plataforma Arduino Mega 2560.

É possível programá-las apenas enviando um conjunto de instruções para o microcontrolador presente na placa por meio da linguagem de programação Arduino. O baixo custo, comparado com as demais plataformas de microcontroladores, e o fato de todas as placas possuírem código aberto e apresentarem compatibilidade com sistemas operacionais como Windows, Macintosh e Linux, tornam as placas Arduino adaptáveis às necessidades de diversos usuários por todo o mundo.

Nesta pesquisa, o Arduino foi o cerne da automação, porém, o sistema foi composto de outros componentes com diferentes funções que foram empregados na automação do experimento. Na Tabela 4.1, são apresentados esses outros componentes utilizados no sistema. Além disso, foi instalado no computador do experimento o programa TeamViewer versão 12, ferramenta que permite o controle remoto de um computador, e que possibilitou o monitoramento constante do sistema durante os finais de semana. Por meio do TeamViewer e da câmera do computador, foi possível observar o funcionamento do sistema e verificar se todos os equipamentos estavam trabalhando corretamente.

Tabela 4.1 - Componentes utilizados na construção do sistema experimental de automação.

Dispositivo	Função
Módulo Relé 5 V 8 canais	Acionamento da bomba de distribuição do afluente, das bombas de porão, aeradores e fonte elétrica. E ainda abertura e fechamento das válvulas solenoides.
Sensor de nível	Controle dos níveis máximo e mínimo do reator
Terminal WURTH Fêmea	Isolamento de cabos em ligações elétricas
Barra sindal multíto	Promove conexões múltiplas para ligações elétricas
Válvula solenoide 12V e 220V 1/2"	Controle de fluxo na entrada e saída dos reatores
Jumpers (macho-macho e fêmea-fêmea)	Apoio na conexão dos pinos
Bomba Sarlo Better 2700	Alimentação do sistema experimental com afluente
Bomba de porão 12V 500 GPH	Auxílio no descarte do efluente tratado
Compressor de Ar Big Air A420	Aeração dos reatores
Fonte Elétrica Agilent E3631A 110V	Fornecimento e controle da corrente elétrica aplicada no sistema

4.3 OPERAÇÃO, MANUTENÇÃO E CONTROLE DO SISTEMA EXPERIMENTAL

4.3.1 Água Residuária Sintética

Devido à grande variação da composição das águas residuárias domésticas provenientes das estações de tratamento de esgoto, optou-se por simular o esgoto doméstico oriundo de tratamento anaeróbio para garantir que as características da água residuária não fossem alteradas no decorrer do experimento. As oscilações na composição da água residuária doméstica (ARD) podem afetar a pesquisa, pois a cada coleta a ARD pode apresentar composição diferente. As variações na composição da ARD são resultantes de fatores sociais, econômicos, regionais e também sazonais. Com o intuito de evitar a introdução dessas variáveis na pesquisa, optou-se por empregar a água residuária sintética (ARS).

Além disso, adotando essa medida, tornou-se possível evitar as coletas frequentes em campo, já que o afluente foi produzido em laboratório. A ARS utilizada no experimento teve os parâmetros relacionados a um efluente originário do tratamento anaeróbio. Para isso, escolheu-se o efluente do trabalho de Achaval (2014), que envolveu a pesquisa de um protótipo de estação compacta para tratamento de esgotos em unidades residenciais unifamiliares.

Considerando que um dos intuitos da pesquisa foi promover a melhora na qualidade do efluente tratado em termos de remoção de matéria orgânica e promover a integração do reator eletrolítico com o reator aeróbio, foi escolhido simular por meio da ARS as características do efluente de um sistema anaeróbio, para haver a complementação dos sistemas anaeróbio e aeróbio combinado com eletrolítico. Na Tabela 4.2 pode-se observar as características do efluente do filtro anaeróbio 2 (F.A.2) + decantador secundário laminar (D.S.L) do trabalho de Achaval (2014). Na Tabela 4.2, os valores de alcalinidade, condutividade, DBO₅, DQO, sólidos totais, sólidos totais voláteis, sólidos totais fixos e sólidos suspensos totais foram arredondados.

Tabela 4.2 - Características do efluente do filtro anaeróbio 2 (F.A.2) + decantador secundário laminar (D.S.L) do trabalho de Achaval (2014).

Parâmetro	Valor	Unidade
pH	6,82	-
Alcalinidade	290	mgCaCO ₃ /L
Condutividade	563	µS/cm
DBO₅	112	mg/L
DQO	265	mg/L
Sólidos totais	372	mg/L
Sólidos totais voláteis	199	mg/L
Sólidos totais fixos	174	mg/L
Sólidos suspensos totais	35	mg/L
Sólidos sedimentáveis	0	mg/L
Nitrito	0,07	mgNO ₂ ⁻ -N/L
Nitrato	3,57	mgNO ₃ ⁻ -N/L
Fósforo Total	10,62	mgP/L

Constatou-se que alguns autores como Moura (2011) e Michelin (2006) utilizaram a metodologia proposta por Torres *et al.*, (1996) para a preparação da ARS em seus respectivos trabalhos. Foi possível, por meio dessas pesquisas, entender a metodologia de produção, assim como as adaptações realizadas para cada caso em especial. Definiu-se

utilizar a mesma metodologia. Dessa forma, foi utilizada uma ARS com aproximadamente 265 mgDQO.L⁻¹. A metodologia proposta por Torres *et al.*, (1996) previa usar gordura na composição da ARS e posterior adição de detergente com o objetivo de emulsionar as gorduras. No entanto, a ARS que foi reproduzida no presente trabalho não apresentava teores significativos de gorduras, e, por isso, não foi adicionado detergente na sua preparação.

Torres *et al.*, (1996) prepararam um afluente sintético em que a fração orgânica foi composta de extrato de carne, sacarose, amido, celulose e óleo. Já a fração inorgânica do substrato sintético era constituída por compostos minerais comumente encontrados em águas residuárias. O procedimento desenvolvido por Torres *et al.*, (1996) com adaptações consta dos seguintes passos:

- 1) As soluções concentradas de cada componente orgânico eram preparadas (em termos de DQO) em volumes de 1,0 L;
- 2) Os compostos orgânicos, extrato de carne e amido eram solubilizados e autoclavados durante 15 minutos para assegurar a sua dissolução completa, e evitar aglutinação para manutenção das características da ARS ao longo da operação;
- 3) Depois de resfriada a solução, eram adicionados 2,5 ml da solução de sais minerais para cada litro de ARS, e também 1 mL da solução de micronutrientes para cada litro de substrato;
- 4) A solução preparada era caracterizada em termos de concentração de DQO, com o objetivo de conhecer as taxas tomadas a partir de cada preparação de solução do substrato sintético;
- 5) A alcalinidade e o pH eram corrigidos com bicarbonato de sódio, sendo que a concentração de bicarbonato geralmente utilizada era de 1 g/L.

A ARS em temperatura ambiente era alimentada ao sistema, e esse processo foi feito durante toda a pesquisa. De segunda a quinta-feira eram produzidos diariamente 40 litros de água residuária sintética, e às sextas-feiras 80 litros, para a alimentação do sistema durante o final de semana. Na Tabela 4.3 mostram-se os componentes utilizados na preparação do substrato sintético da presente pesquisa para alcançar na ARS uma DQO de 265 mg/L. Os valores de DQO, carboidratos e proteínas foram calculados

considerando a estequiometria dos componentes do efluente utilizado por Achaval (2014) e dos apresentados no trabalho de Moura (2011).

Tabela 4.3 - Composição da água residuária sintética.

Água Residuária Sintética		
Composto	Constituinte	Concentração (mg.L-1)
Carboidratos	Sacarose (20%)	25
	Amido comercial (60%)	83
	Celulose em pó (20%)	25
Proteínas	Extrato de carne	151

A composição da solução de sais minerais e micronutrientes utilizada para a preparação da ARS era preparada por meio da dissolução integral dos componentes citados na Tabela 4.4 e na Tabela 4.5 em água destilada. As soluções eram mantidas resfriadas.

Tabela 4.4 - Composição da solução de sais minerais.

Sais minerais	Valores (g/L)
NaCl	100
MgCl₂.6H₂O	2,8
CaCl₂.6H₂O	1,8

Tabela 4.5 - Composição da solução de micronutrientes.

Componente para solução de micronutrientes	Valores (g/L)
Ácido Nitrilotriacético (NTA)	12,8
FeCl₃.6H₂O	1,35
MnCl₂.4H₂O	0,1
CoCl₂.6H₂O	0,024
CaCl₂.2H₂O	0,1
ZnCl₂ anidro	0,1
CuCl₂.2H₂O	0,025
H₃BO₃	0,01
Molibdato de sódio.H₂O	0,024
NaCl	1
Na₂SeO₃.5H₂O	0,026
NiCl₂.6H₂O	0,12

4.3.2 Testes Preliminares

Após a construção e instalação do sistema, seguiu-se para o período de pré-operação. Esse período consistiu na realização de diversos testes preliminares do sistema experimental. Primeiramente, foram verificados a possível presença de vazamentos nos reatores e nos receptáculos, enchendo-os com água e deixando em repouso por 24 horas. Posteriormente foi feita a correção de pequenos vazamentos ocorridos, e foram iniciados os testes com o sistema de automação. Na sequência, foram efetuadas diversas bateladas com tempos de duração diferentes, para averiguar o funcionamento do Arduino assim como de todos os equipamentos que compõem o sistema. Avaliou-se o desempenho da bomba de distribuição do afluente, das bombas de porão que auxiliaram no descarte, dos compressores de ar, dos sensores de nível e das válvulas solenoides. Todos os testes nessa fase foram realizados com água, como se exemplifica na Figura 4.12.

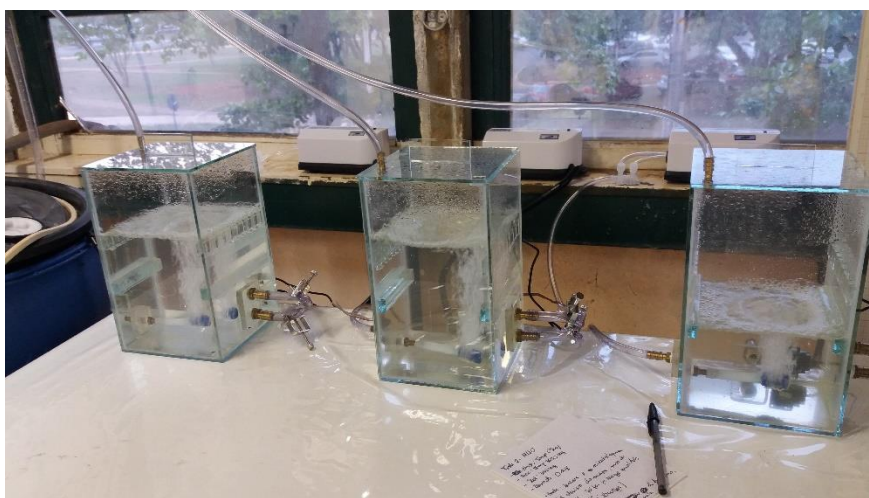


Figura 4.12 - Reatores em teste de operação.

O trabalho experimental foi dividido em três fases. Na primeira fase foram testados os eletrodos de grafite flexível de tela lisa com reforço metálico, na segunda fase os eletrodos de aço inox, e na terceira fase, os eletrodos de grafite puro rígido. Em todas as fases, foram mantidas as mesmas dimensões das placas eletrolíticas, porém alterou-se a espessura devido ao tipo de material.

4.3.3 1° Fase de Operação com Eletrodos de Grafite de Tela Lisa com Reforço Metálico

Para o início da operação dos reatores com a ARS produzida, foi trazido e introduzido, nos dois reatores que possuíam tratamento biológico, o RB (1) e o RBE (3), 30%, ou seja, 1,08 litros do inóculo. Segundo Van Haandel e Lettinga (1994) *apud* Barbosa, (2006), não existe uma norma para a estimativa do volume necessário para a inoculação, sendo considerado aceitável a inoculação de 10-30% do volume do reator com um lodo adaptado ao efluente a ser tratado. O inóculo utilizado nessa fase foi coletado e transportado do poço de retorno de um reator biológico aeróbio da Estação de Tratamento de Esgotos de Brasília – Sul (ETEB Sul) no dia 29 de novembro de 2016.

Decidiu-se utilizar o procedimento demonstrado na Tabela 4.6 para dar partida ao sistema experimental. Durante o dia, o sistema foi operado em 2 bateladas com três horas de reação e uma hora de sedimentação, totalizando 4 horas de duração cada uma. No período da noite era realizada apenas uma única batelada com duração de 12 horas, sendo 11 horas de reação e 1 hora de sedimentação. O enchimento e o descarte eram realizados de forma instantânea no início e no fim de cada batelada

Tabela 4.6 - Ciclo de funcionamento dos reatores para a fase de aclimação da biomassa (Moreno, 2007, adaptado).

Fase do ciclo	Tempo de duração	Descrição
Enchimento	1 min	Entrada de afluente no sistema, foi realizada de forma instantânea.
Reação	3 h	Sistema de aeração ligado.
Descarte de lodo	-	Na fase de aclimação da biomassa não foi executado o descarte de lodo.
Sedimentação	1 h	Sistema de aeração desligado, de forma a permitir a decantação do efluente e sedimentação da biomassa presente, na forma de flocos biológicos.
Descarte de sobrenadante	2 min	Após 1 hora de sedimentação era retirado um volume de sobrenadante equivalente a 90% do volume útil do reator (3,6 L) preservando-se o volume de lodo sedimentado.

Escolheu-se esse modelo de operação pois caso houvesse uma falha no sistema, ocasionada por uma interrupção no fornecimento de energia elétrica, resultaria na desprogramação do sistema.

Além disso, o modelo de operação do sistema experimental buscou reproduzir um sistema de tratamento de esgoto unifamiliar. Sabe-se que em uma unidade de tratamento unifamiliar a vazão durante o período da noite é pequena ou inexistente, o que ocasionaria na adoção de um ciclo de trabalho longo durante a noite.

Considerando o tempo disponível para a realização da pesquisa e a metodologia proposta, decidiu-se por delimitar em 25 dias a operação dos reatores para essa condição experimental, sendo que a cada 5 dias foi aplicada uma faixa de corrente diferente. A aplicação de cada faixa de corrente se iniciava sempre na segunda-feira e terminava na sexta. Durante o final de semana a corrente elétrica não era aplicada no sistema.

O período de partida dos reatores, foi acompanhado mediante alguns parâmetros como o pH, oxigênio dissolvido, condutividade e DQO. O monitoramento da partida dos reatores foi realizado de forma a identificar o momento em que os reatores atingissem operação estável. Na inoculação e nos períodos de partida dos reatores, a corrente elétrica não era aplicada. Considerou-se que o sistema experimental estava estável quando foi constatado uma estabilização dos valores de eficiência de remoção de DQO nos reatores RB (1) e RBE (3). O procedimento de inoculação e partida foi repetido nas outras fases experimentais do sistema de forma similar ao realizado na primeira fase.

As faixas de corrente elétrica foram sugeridas de acordo com as especificações da fonte elétrica, Figura 4.13, e de acordo com a literatura estudada. Na Tabela 4.7 pode-se visualizar as pesquisas estudadas e as densidades de corrente aplicada em cada uma delas.

Tabela 4.7 - Densidades de correntes aplicadas em diferentes sistemas eletrolíticos.

Autor	Tipo de efluente	Densidade de corrente (A/m²)
Liu et al., (2015)	Efeito da eletroestimulação na atividade de bactérias desnitrificadoras heterotróficas e desempenho de desnitrificação	0,05; 0,1; 0,15; 0,2; 0,25, 0,3; 0,35 e 0,4
Wei et al., (2011)	Influência da corrente elétrica sobre a viabilidade bacteriana no tratamento de águas residuais	6,2 e 12,3
Rodrigues et al., (2001)	Efluentes de reator UASB	4,29 ; 5,79; 6,35; 6,27
Bensadok et al., (2011)	Efluentes de laticínios	10 a 75



Figura 4.13 - Vista frontal da fonte de corrente elétrica utilizada no sistema experimental.

A partir da definição das faixas de corrente pôde-se calcular as densidades de correntes resultantes das correntes aplicadas por meio da Equação 3.9, citada anteriormente:

$$\delta = \frac{i}{A_{anodo}}$$

Aplicando-se na equação os valores estabelecidos para o experimento, obtiveram-se os valores para densidade de corrente apresentados na Tabela 4.8.

Tabela 4.8 - Valores de densidade de corrente correspondente a cada uma das correntes fixadas, tendo em vista a área da placa.

Densidade de Corrente		
Corrente (A)	Área dos anodos (m ²)	Densidade de Corrente (A/m ²)
0,001	0,1456	0,0549
0,002		0,1099
0,003		0,1648
0,004		0,2198
0,005		0,2747

No que diz respeito à variação de corrente nos reatores, é possível entender o funcionamento de cada um observando o especificado nas Tabelas 4.9 e 4.10.

No RB (1) não houve aplicação de corrente elétrica durante toda a operação do sistema. Porque as placas de acrílico contidas no reator apenas tinham como função simular condições hidrodinâmicas similares as existentes nos outros reatores.

Tabela 4.9 - Operação do Reator Biológico (RB).

Reator Biológico		
Etapas do ciclo	Elementos variáveis	
	Tempo de duração	Aeração
Enchimento	1 min	Ligada
Reação	3 h	Ligada
Sedimentação	1 h	Desligada
Descarte do efluente tratado	2 min	Desligada

O RE (2) e o RBE (3) operaram da mesma forma, e, na sequência, pode-se observar a Tabela 4.10, que descreve a operação dos dois reatores.

Tabela 4.10 - Operação do Reator Eletrolítico (RE) e do Reator Bioeletrolítico (RBE).

Reator Eletrolítico e Reator Bioeletrolítico				
Etapas do ciclo	Elementos variáveis			
	Tempo de duração	Corrente elétrica	Valor (A)	Aeração
Enchimento	1 min	Desligada	-	Ligada
Reação	3 h	Ligada	0,001 a 0,005	Ligada
Sedimentação	1 h	Desligada	-	Desligada
Descarte do efluente	2 min	Desligada	-	Desligada

Os eletrodos utilizados na primeira fase foram os eletrodos de grafite flexível de tela lisa com reforço metálico, o tamanho dos eletrodos era de 13x14 cm e espessura de 1,6 mm. A placa adquirida foi fabricada de grafite puro expandido sem resinas, e possuía um reforço de malha metálica de aço perfurado tipo SS304. Antes de iniciar a operação, as placas eletrolíticas foram pesadas.

As placas que foram utilizadas no RE (2) tinham um peso médio de 31,13 gramas, cada uma, já as placas utilizadas no RBE (3) 32,62 gramas.

Na Figura 4.14 pode-se observar uma foto das placas prontas para serem alocadas no sistema.



Figura 4.14 - Placas de grafite flexível de tela lisa com reforço metálico.

O início da aplicação da corrente elétrica no sistema se deu no dia 19 de dezembro de 2016, e estava prevista para acabar 20 de janeiro de 2017. Porém, ao final da segunda semana de operação, o prédio onde o sistema estava instalado passou por diversas interrupções de energia, sendo a mais duradoura de 24 horas. Sabendo da extrema dependência do sistema de energia elétrica, pois se trata de um sistema aeróbio, este foi afetado drasticamente com essa adversidade. Foram perdidas as análises que estavam sendo realizadas, e, além disso, a biomassa passou por um grande período de anaerobiose, o que ocasionou o declínio da comunidade de microrganismos do lodo ativado e da comunidade zooplanctônica.

Diante desses fatos, foi necessário finalizar a primeira fase experimental, que durou apenas até o dia 30 de dezembro, totalizando 31 dias a partir do período de inoculação até o final da operação. Nas duas semanas de operação do sistema, foram testadas as faixas de correntes de 1 mA e 2 mA, e realizadas análises como pH, OD, condutividade, turbidez, DQO e sólidos totais, voláteis, fixos e suspensos. Após a finalização compulsória da primeira fase operacional, decidiu-se adaptar ao sistema experimental um nobreak seguido de uma bateria automotiva para fornecer autonomia temporária ao

sistema. As modificações foram realizadas durante o período dos dias 2 a 4 de janeiro de 2017.

4.3.4 2º Fase de Operação com Eletrodos de Aço Inox

Para o início da segunda fase operacional, foi necessária nova inoculação do sistema. A inoculação ocorreu no dia 5 de janeiro de 2017, e o inóculo foi coletado do mesmo local da primeira fase de operação, a ETEB Sul. O sistema passou pelo mesmo procedimento de aclimatação da biomassa e a aplicação de corrente elétrica iniciou-se no dia 16 de janeiro de 2017. Devido à deterioração dos eletrodos de grafite na primeira fase de operação do sistema, decidiu-se trocar o material do eletrodo para aço inox escovado n° 430, de tamanho 13x14 cm e espessura 1,0 mm.

Essa decisão deveu-se a que os eletrodos de grafite que até então estavam sendo utilizados não eram compostos de grafite puro, e havia suspeitas que poderiam não estar conduzindo a corrente elétrica da forma esperada, além disso, devido a característica da placa, grafite com reforço metálico, acredita-se que o aço interno dentro da placa (reforço metálico) estava atuando como eletrodo.

Por isso, optou-se pelo eletrodo de aço inox devido a sua alta condutividade elétrica, facilidade de ser encontrado no mercado e baixo preço de aquisição. Antes de iniciar a operação, as placas eletrolíticas foram pesadas, sendo que as placas que foram utilizadas no RE (2) tinham um peso médio de 165,58 gramas, cada uma, já as placas utilizadas no RBE (3) 170,86 gramas.

Assim como na primeira fase, delimitou-se em 25 dias a operação do sistema, sendo que a cada 5 dias foi aplicada uma faixa de corrente diferente. Havia um intervalo de dois dias entre as aplicações, correspondentes aos finais de semana, em que não era introduzida corrente aos reatores RE (2) e RBE (3). As faixas de corrente definidas para essa fase foram diferentes da primeira, o que foi feito para otimizar o tempo de pesquisa, já que as novas faixas de corrente possuíam intervalos maiores em seus respectivos valores.

As faixas escolhidas e as respectivas densidades de correntes calculadas a partir da equação 4.1, são mostradas na Tabela 4.11.

Devido à utilização do eletrodo de aço inox, que é destrutivo, percebeu-se, como esperado, logo na primeira semana de operação que as placas estavam sofrendo severa deterioração, e, por conta disso, liberando ferro no meio líquido nas formas Fe^{2+} e Fe^{3+} , o que conferiu uma cor castanho avermelhada ao efluente nos reatores RE (2) e RBE (3), e aos seus respectivos descartes. Durante as semanas de operação, foram realizadas análises de DQO, sólidos totais, pH, condutividade, alcalinidade, para monitorar o desempenho dos reatores.

Além do monitoramento do desempenho dos reatores, foi efetuada a caracterização qualitativa e quantitativa da comunidade zooplanctônica presente no ecossistema do RB (1) e RBE (3). Para tal, foram realizados exames microscópicos de identificação e contagem dos organismos zooplanctônicos presentes no licor misto dos reatores.

Tabela 4.11 - Faixas de corrente aplicadas no sistema.

Faixas de corrente (A)	Faixas de corrente (mA)	Densidade de Corrente (A/m²)
0,001	1	0,0549
0,005	5	0,2747
0,010	10	0,5494
0,050	50	2,7473
0,1	100	5,4945

O sistema foi operado de forma similar à primeira fase experimental, em batelada com duração de 4 horas, sendo três horas de reação e uma hora para sedimentação, realizando dois ciclos durante o dia e apenas um durante a noite. O enchimento e descarte eram feitos de forma instantânea. A operação ocorreu como descrito nas Tabelas 4.9 e 4.10, durante quatro semanas, em que foram aplicadas as quatro primeiras faixas de corrente propostas para essa fase, 1 mA, 5 mA, 10 mA, 50 mA.

Ao final da quarta condição experimental, correspondente a corrente de 50 mA, foi realizada a identificação e contagem dos microrganismos presentes no RB (1) e RBE (3), constatou-se então a falência do sistema. Portanto ao perceber o colapso do RBE (3) decidiu-se encerrar a operação do sistema, pois não seria possível seguir com o experimento sem ter os resultados do RBE (3) para comparação com os outros reatores.

4.3.5 3º Fase de Operação com Eletrodos de Grafite Puro

A terceira fase de operação foi realizada com o intuito de investigar algumas questões que não foram possíveis de serem esclarecidas durante a primeira e segunda fase de operação. Primeiramente, tem-se a questão da placa escolhida na primeira fase, que embora sendo de grafite, não resistiu à passagem de corrente elétrica. Isso gerou grande dúvida acerca da qualidade do material adquirido. Em segundo lugar, após a decisão da mudança das placas para aço inox, observou-se que as placas de inox se desgastaram ainda mais rápido e com maior facilidade, o que gerou a agregação do ferro dissolvido aos flocos de lodo. Além disso, em um certo momento da operação houve o colapso do RBE, não sendo possível afirmar se a morte dos microrganismos foi causada pelo excesso de ferro nos reatores, ou pela corrente elétrica aplicada naquele período. Devido às dúvidas em relação à primeira placa, e o aparente fracasso da segunda placa, decidiu-se realizar uma terceira fase de operação.

Nessa terceira e última fase, o eletrodo escolhido foi novamente o grafite. Porém, desta feita, foi adquirida uma nova placa de grafite que foi fabricada de grafite puro com densidade de $1,75 \text{ g/cm}^3$ e resistividade de $7,5 \mu\Omega\text{m}$, como é mostrado na Figura 4.15. As placas possuíam o mesmo tamanho das outras, $13 \times 14\text{cm}$, porém de espessura diferente, de $2,7 \text{ mm}$. Antes de iniciar a operação, as placas eletrolíticas foram pesadas, sendo que as placas que foram utilizadas no RE (2) tinham um peso médio de $86,05 \text{ gramas}$, cada uma, já as placas utilizadas no RBE (3), $102,44 \text{ gramas}$.



Figura 4.15 - Placa de grafite puro rígido

Decidiu-se repetir a aplicação das primeiras cinco faixas de corrente propostas na segunda fase operacional. Dessa forma foi possível comparar os resultados obtidos com as mesmas faixas de corrente, porém com as placas diferentes. Foi possível também verificar o comportamento dos microrganismos zooplanctônicos durante os ensaios e até a faixa de corrente em que houve a inativação da biomassa nessa fase.

Assim sendo, todo o procedimento operacional foi repetido para a terceira fase. Ademais, o sistema operou de forma similar à primeira e segunda fase operacional, em bateladas com duração de 4 horas, sendo que três horas de reação e uma hora para sedimentação. O sistema funcionou com dois ciclos durante o dia e um único ciclo durante a noite.

4.3.6 Caracterização Quantitativa e Qualitativa da Comunidade Zooplanctônica nos reatores RB (1) e RBE (3)

O monitoramento da comunidade zooplanctônica teve como objetivo avaliar a influência das condições operacionais e da densidade de corrente aplicada na predominância dos grupos de protozoários e metazoários típicos dos sistemas de lodo ativado presentes nos reatores RB (1) e RBE (3). As análises foram realizadas no início e no final de cada condição experimental correspondente à aplicação das densidades de corrente testadas.

4.3.6.1 Caracterização da comunidade zooplanctônica nos reatores RB (1) e RBE (3)

O monitoramento do zooplâncton foi realizado por meio de identificação e contagem de protozoários e metazoários presentes no licor misto dos reatores RB (1) e RBE (3) sempre em duplicata. A cada condição experimental, realizaram-se duas análises da microfauna correspondentes ao início e ao final da aplicação da corrente elétrica nos reatores.

Durante as análises foram realizadas a visualização dos microrganismos no microscópio e o acompanhamento da comunidade zooplanctônica. Para efetuar as análises de identificação e contagem do zooplâncton foi utilizado a metodologia proposta por Madoni (1994).

As amostras de licor misto eram coletadas sempre no período da aeração dos reatores utilizando uma pipeta de boca larga de volume 1mL para não danificar a amostra. Uma alíquota de 0,05 mL de licor misto era retirada do reator e colocada em uma lâmina. Sob a amostra colocava-se cuidadosamente uma lamínula de dimensão 18 x 18 mm. Imediatamente as lâminas eram analisadas ao microscópio Leica modelo DMLB 2 empregando aumento de 100 vezes para identificação e contagem dos microrganismos. Durante a análise, toda a área sob a lamínula era varrida. Para cada amostra foram feitas análises em duplicata. A identificação dos microrganismos foi efetuada utilizando as chaves taxonômicas propostas por Canler *et al.*, (1999) e Madoni (1994), próprias para identificar organismos típicos de sistemas de lodos ativados. A densidade de cada classe e grupo microbiano, expressa como N° indivíduos /L, foi utilizada para determinar as abundâncias relativas de cada grupo.

Durante a primeira fase de operação não foram realizadas análises de caracterização qualitativa e quantitativa da biomassa devido ao curto período de duração dessa fase. Já na segunda fase de operação, as análises microbiológicas foram realizadas do início ao fim dessa fase. Na terceira e última fase, a realização das análises iniciaram-se a partir da segunda condição experimental correspondente à segunda densidade de corrente testada. Isso ocorreu devido a problemas operacionais que impossibilitaram o início das análises na primeira semana de operação dessa fase.

Para caracterizar a comunidade zooplânctônica presente no licor misto dos reatores RB (1) e RBE (3), foram utilizadas as sistemáticas próprias de organismos típicos de sistemas de lodos ativados propostas por Canler *et al.*, (1999) e Madoni (1994). Para tal caracterização os microrganismos foram identificados até o nível de gênero, e foram agrupados em oito grupos:

- Amebas: Representadas pelas amebas nuas e tecamebas do gênero *Arcella*.
- Anelídeos: Representados pela ordem oligochaeta, gênero *Aelosomas*.
- Ciliados móveis de Fundo: Representados pelos Gêneros *Aspidiscas*, *Chilodonella*, *Drepanomonas*, *Trachelophilum* e *Trochilia*.
- Ciliados nadadores: Representados pelos Gêneros *Colpidium*, *Tetrahymena* e *Litonotus*.

- Ciliados pedunculados: Representados pelos Gêneros *Epistylis*, *Vorticella*, *Podophyra*, *Tokophrya* e *Acienta*.
- Grandes flagelados: Representados pelo Gênero *Peranema*.
- Nemátodos: Representados pelos *Nematodos*.
- Rotíferos: Representadas pelas ordens *Digononta* e *Monogononta*.

Para facilitar a exposição dos resultados nos gráficos, os nomes dos grupos dos organismos foram abreviados. Na Tabela 4.12 é demonstrado a legenda de cada abreviação.

Tabela 4.12 - Legenda dos nomes dos grupos de microrganismos.

Organismo	Abreviação
Amebas	AM
Anelídeos	A.N
Ciliados móveis de fundo	CMF
Ciliados nadadores	CN
Ciliados pedunculados	CP
Grandes flagelados	GF
Nemátodos	NE
Rotíferos	RO

As caracterizações quantitativa e qualitativa da biomassa foram realizadas nas três fases de operação

4.3.7 Amostragens e Análises Realizadas no Afluente, Licor Misto e Efluente do Sistema Experimental

As amostragens foram realizadas em função do tempo, e foram realizadas coletas e análises diárias e semanais. A coleta foi realizada nos seguintes locais: bombona de alimentação, reatores e receptáculos do efluente. Nos reatores e nos receptáculos a amostragem tanto do licor misto, como o do efluente tratado, eram realizadas de forma composta, iniciando-se a partir do primeiro ciclo do dia. Eram coletadas amostras simples a cada ciclo que eram armazenadas na geladeira, no final do dia as amostras eram homogeneizadas e transferidas para um recipiente próprio e refrigeradas para realização das análises no dia seguinte.

Esse procedimento era realizado de segunda a quinta-feira, pois na sexta-feira, as amostras coletadas eram acidificadas para conservar suas características até realização das análises na segunda-feira. Para realização da coleta de licor misto, era retirada uma amostra do centro de cada reator com um auxílio de uma pipeta volumétrica, processo realizado à cada ciclo durante a fase de reação. Já nos receptáculos o efluente era coletado no momento do descarte de cada ciclo, com auxílio de um becker que era posicionado na mangueira de entrada do efluente no receptáculo.

A coleta da ARS era realizada logo após ser produzida no laboratório. Antes da coleta o líquido da bombona de alimentação era homogeneizado. Após esse processo a coleta da amostra era efetuada por meio de um becker, e então procedia-se às análises do afluente. As amostras de ARS foram tomadas antes da sua utilização nos reatores.

Os parâmetros como o pH, turbidez, condutividade e oxigênio dissolvido foram medidos a cada ciclo da batelada devido à facilidade e rapidez com que as medições eram executadas, pois utilizou-se aparelhos eletrônicos. Para as análises da série de sólidos e DQO, foram coletadas amostras compostas de cada ciclo. As amostras correspondem tanto ao licor misto, retirado do interior do reator, quanto ao efluente tratado coletado a partir dos receptáculos.

No que diz respeito ao cálculo dos valores de eficiência de remoção de sólidos, esses valores foram calculados a partir da diferença entre os sólidos presentes nos reatores e dos sólidos do efluente tratado. O procedimento foi repetido para os valores de eficiências de todos os sólidos, (ST, STV, STF e SST) nas três fases de operação. Dessa forma a eficiência calculada é a eficiência da operação unitária da sedimentação.

Todas as análises foram realizadas de acordo com as metodologias padrões estabelecidas pelo *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (2005)*. As análises realizadas, sua frequência e o método seguido para cada uma podem ser visualizados na Tabela 4.13.

O ciclo da noite, por possuir maior duração, tinha o seu efluente desprezado. Durante os fins de semana, sábado e domingo, o sistema funcionava normalmente, porém não havia

amostragem e nem análises, apenas o acompanhamento do sistema. Na segunda-feira, o efluente tratado acumulado nos receptáculos era descartado, e, após esse procedimento o sistema reiniciava o funcionamento, assim como as coletas de amostras e análises.

Tabela 4.13 - Análises realizadas no afluente, licor misto e efluente, com respectiva frequência e os métodos a serem empregados.

Parâmetro a ser analisado	Ponto de coleta	Frequência semanal	Método	Código do método
Demanda química de Oxigênio	AF / EF	Diária	Colorimétrico	5220 B
Sólidos totais	LM / EF	1	Gravimétrico	2539 B
Sólidos totais voláteis	LM / EF	1	Gravimétrico	2540 E
Sólidos totais fixos	LM / EF	1	Gravimétrico	2540 E
Sólidos suspensos totais	LM / EF	1	Gravimétrico	D e E
Sólidos sedimentáveis	LM / EF	1	Gravimétrico	2540 F
pH	AF/LC/EF	Diária	Potenciométrico	4500 B
Turbidez	AF/LM/EF	2	Método nefelométrico	2130 B
Condutividade	AF/LM/EF	Diária	Condutivímetro	2510 B
Oxigênio dissolvido	LM	Diária	Oxímetro	-
Ferro	LM / EF	1	Colorimétrico	3030 E e 3131B
Contagem dos microrganismos	LM	2	Método Madoni (1994)	-

4.3.7.1 Pesagem e Lavagem dos Eletrodos

Com o objetivo de serem obtidas as massas reais dos eletrodos utilizados, esses foram pesados no início e no final de cada uma das três fases de operação. Ao final de cada dia de operação as placas eram lavadas apenas com água corrente para extrair manualmente os possíveis materiais aderidos durante o tratamento. Foi evitado o uso de materiais abrasivos como esponjas e palhas de aço, assim como meios ácidos, que podem retirar a massa do eletrodo, comprometendo a medida da variação das massas.

4.3.8 Análise e Tratamento dos Dados

Os resultados obtidos no decorrer do experimento foram registrados diariamente em planilhas do programa Excel versão 13. Posteriormente os dados foram analisados de forma a avaliar a eficiência do sistema experimental proposto. Realizaram-se análises estatísticas e a partir de então foram calculados a média aritmética, mediana, quartis inferior e superior e desvio padrão, coeficiente de variância, valores máximos e mínimos. Utilizou-se também, para o melhor entendimento e visualização dos resultados obtidos, gráficos da série temporal e gráficos box-plot, que possibilitaram a observação do comportamento do sistema experimental ao longo das três fases de operação.

5 RESULTADOS, ANÁLISE E DISCUSSÃO

O trabalho foi realizado em etapas, conforme a Figura 4.1. Serão demonstrados nesse capítulo os resultados obtidos durante todo o período de operação do sistema experimental.

5.1 ÁGUA RESIDUÁRIA SINTÉTICA - ARS

A ARS foi utilizada como afluente ao sistema experimental durante todo o período de operação, que foi dividido em três fases, tendo-se iniciado no dia 19/11/2016 e encerrado no dia 13/04/2017. Na Tabela 5.1 são apresentadas as características originais do esgoto doméstico previamente tratado, a ser simulado, e as da água residuária sintética reproduzida e utilizada durante os 125 dias de operação do sistema experimental.

Tabela 5.1 - Características do esgoto doméstico unifamiliar, efluente de um Filtro anaeróbio mais decantador secundário laminar (F.A(2) + DSL) e da Água Residuária Sintética- ARS.

	Filtro Anaeróbio + Decantador Secundário Laminar (*)			Água Residuária Sintética - ARS		
	Condutividade (µS/cm)	DQO (mg/L)	pH	Condutividade (µS/cm)	DQO (mg/L)	pH
Nº de amostras	43	32	43	55	81	58
Média	562,94	265	6,82	1350,21	246	7,57
Mediana	544	260	7	1404,50	245	7,50
Máximo	819	412	7	1642,00	367	8,08
Mínimo	267	4	6	1002,50	176	7,30

(*) dados de Achaval (2014)

A condutividade, o pH, e a DQO foram os parâmetros analisados para observar as características da ARS durante a operação do sistema. A ARS apresentou valores altos de condutividade ao longo da operação do sistema, com uma média de 1350,21 µS/cm.

Esse fato pode ser justificado pela alta concentração de sais empregada na metodologia de produção da ARS. Nesse caso, os altos valores de condutividade da ARS afluente favoreceram o processo eletrolítico, pois a condutividade do meio é proporcional à facilidade da passagem da corrente elétrica, o que torna o processo menos dependente das condições de pH do meio.

No que diz respeito ao pH, é importante que esse parâmetro seja mantido próximo à neutralidade, pois pode interferir na atividade microbiana, por estar relacionado com as taxas de crescimento dos microrganismos. O pH da ARS alcançou um valor médio de 7,57, valor que auxilia o desenvolvimento dos microrganismos aeróbios presentes nos reatores que possuem biomassa, o RB (1) e o RBE (3).

Em relação às análises de DQO, essas eram realizadas no mesmo dia de preparação da ARS. A DQO da ARS apresentou um valor médio de 246 mg/L, enquanto que o efluente de Achaval (2014) de 265 mg/L. Após analisar os resultados, constatou-se que de maneira geral, foram mantidas concentrações relativamente próximas às do esgoto utilizado por Achaval (2014).

5.2 AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DO SISTEMA EXPERIMENTAL DURANTE A PARTIDA

A inoculação dos reatores que possuíam tratamento biológico, RB (1) e RBE (3), foi realizada na primeira e segunda fase de operação com a biomassa proveniente do poço de retorno de um reator biológico aeróbio da Estação de Tratamento de Esgotos de Brasília – Sul (ETEB Sul). Na terceira fase o inóculo utilizado foi coletado do poço de retorno do reator de lodos ativados da ETEB-Norte, devido à impossibilidade de proceder a coleta na ETEB-Sul. Iniciou-se então a operação do sistema conforme descrito no capítulo 4. A partir do início da operação, iniciou-se também o monitoramento e acompanhamento por meio de análises do licor misto dos reatores e dos efluentes tratados.

Pode-se observar na Tabela 5.2 os parâmetros de pH, OD e eficiência de remoção de DQO analisados no RB (1) e RBE (3) durante o período de partida dos reatores nas três fases operacionais.

Tabela 5.2 - Número de amostras e médias dos valores máximos e valores mínimos dos parâmetros relevantes nas três fases de operação.

Reatores	Parâmetros	N° de amostras			Valores								
		1° Fase	2° Fase	3° Fase	1° Fase			2° Fase			3° Fase		
					Mínimo	Máximo	Média	Mínimo	Máximo	Média	Mínimo	Máximo	Média
RB (1)	pH	11	4	10	6,6	8,1	7,14	7,26	7,85	7,48	8,37	8,75	8,62
	OD				4,42	6,49	5,83	5,9	6,53	6,22	6,1	6,25	6,18
RBE (3)	pH	11	4	10	7,09	8,25	7,6	7,57	8,01	7,76	8,51	8,85	8,67
	OD				4,59	6,45	5,91	6,14	6,6	6,32	6,2	6,35	6,28
RB (1)	Eficiência de remoção DQO (%)	8	4	9	53,87	85,26	78,32	68,64	86,96	79,51	46,8	80,69	64,21
RBE (3)	Eficiência de remoção DQO (%)	8	4	9	33,37	87,4	74,32	35,08	80,87	65,93	35,53	85,63	61,07

RB (1) =Reator biológico (1) e RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3).

Conforme demonstrado na tabela, os reatores RB (1) e RBE (3) obtiveram um valor médio de pH de 7,74 no RB (1) e 8,01 no RBE (3) durante as três fases de operação do sistema experimental. Nota-se que não há diferença significativa entre o valor de pH obtido no reator biológico e bioeletrolítico.

De acordo com Sant'Anna Jr. (2010), as bactérias heterotróficas desempenham suas funções numa faixa de pH de 5,5 a 8,5. Pode-se afirmar também que a estabilização desse parâmetro em valores próximos à neutralidade, favoreceram o crescimento dos microrganismos responsáveis pela degradação da matéria orgânica. No entanto, a faixa de pH de 6,0 a 8,0 é classificada como apropriada para a operação de processos aeróbios de tratamento de efluentes (Sant'Anna Jr. 2010). Portanto constatou-se que os reatores atenderam ao padrão estabelecido pela literatura para a bom desenvolvimento da comunidade bacteriana.

Em relação ao parâmetro de oxigênio dissolvido, afirma-se que em todas as fases operacionais em todo o período de operação, foram alcançados valores de concentração de OD acima de 2 mg/L o que proporcionou uma condição vantajosa para o desenvolvimento da biomassa aeróbia. A operação dos processos aeróbios com níveis de OD mais elevados não é maléfica para o sistema, contudo demanda maior aporte de energia, o que amplia os custos operacionais do processo em relação ao consumo de energia elétrica (Sant'Anna Jr. 2010).

Durante a primeira fase de operação, notou-se que a eficiência de remoção de DQO, Figura 5.1, apontou que os dois reatores operaram de forma similar durante a primeira fase, porém o RB (1) obteve apenas um ponto discrepante, no dia 15/12/2016, quando a eficiência de remoção que apresentou uma média de 83,66 % durante 6 dias, diminuiu para 53,87 %. O RBE (3), demonstrou a mesma diminuição no valor da eficiência no dia 06/12/2016, quando alcançou apenas 33,37 % de eficiência.

Observou-se que a partir do dia 08/12/2016 até o dia 14/12/2016, período indicado entre barras na Figura 5.1, os reatores pareciam estar estabilizados. Devido a metodologia do trabalho, que estabeleceu que os experimentos eletrolíticos iniciariam sempre na segunda e terminariam na sexta-feira, decidiu-se aguardar para iniciar os experimentos eletrolíticos.

Porém, a partir do dia 15/12/2016, o sistema começou a apresentar uma diminuição nos valores das eficiências de remoção de DQO, o que poderia indicar que o sistema ainda estaria instável. No entanto, como não havia tempo hábil de pesquisa suficiente para corroborar esse fato, decidiu-se manter o início dos experimentos eletrolíticos no dia 19/12/2016.

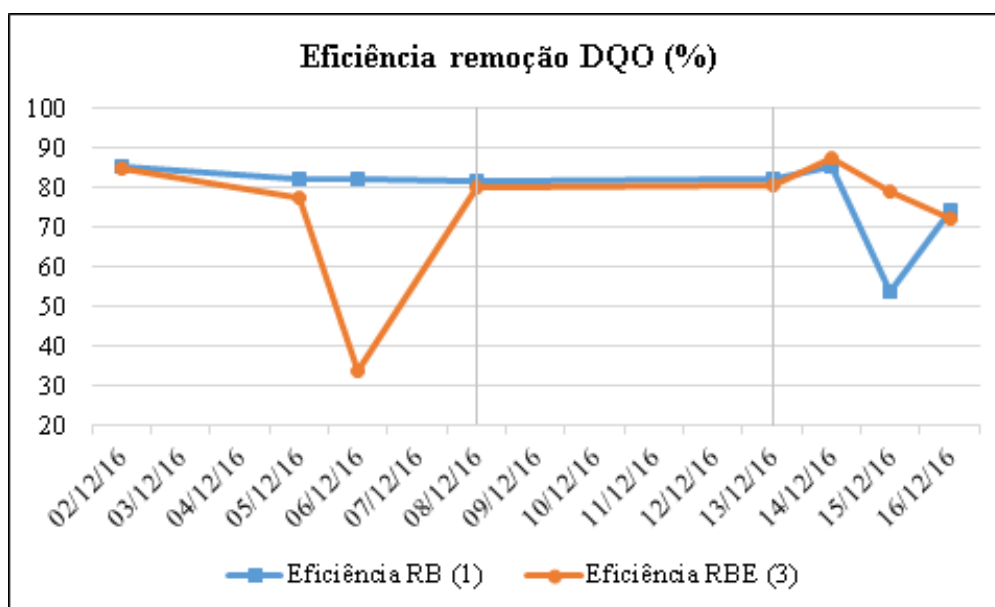


Figura 5.1 - Comportamento das eficiências de remoção de DQO nos efluentes dos RB (1) e do RBE (3) ao longo do período de partida da primeira fase experimental.

Comparado com a experiência vivenciada na primeira fase, notou-se que o sistema experimental na segunda fase operacional apresentou uma constância nos valores de eficiência de remoção de DQO, antes mesmo do 19º dia de operação, então decidiu-se diminuir o tempo de partida da terceira fase para 10 dias.

Conforme pode-se observar na Figura 5.2, os reatores RB (1) e RBE (3) operaram de forma contínua, com eficiências diárias próximas durante todo o período de partida. A exceção se deu no último dia do período de partida, demonstrado após a barra vertical. Nesse dia, 13/01/2017, ambos os reatores apresentaram diminuição nos valores de eficiências.

No entanto, assim como ocorreu na primeira fase decidiu-se iniciar o experimento para seguir o que havia sido estabelecido na metodologia e sabendo-que não havia tempo hábil. Acredita-se que essa diminuição no valor da eficiência de remoção de DQO pelo RBE (3) ter sido causado por um erro analítico.

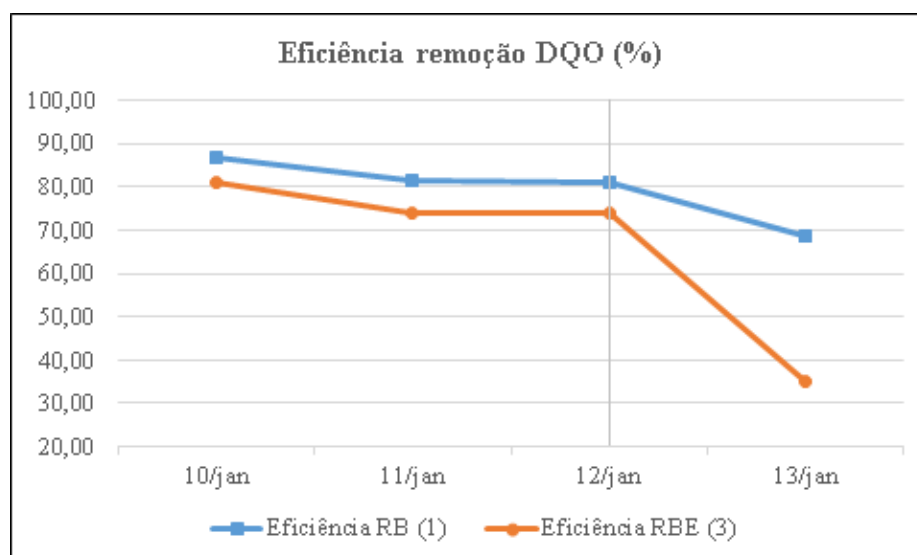


Figura 5.2 - Comportamento das eficiências de remoção de DQO nos efluentes dos RB (1) e do RBE (3) ao longo do período de partida da segunda fase experimental.

Na terceira fase de operação durante o período do dia 02/03/2017 a 07/03/2017, período indicado entre as barras verticais na Figura 5.3, os dois reatores se mantiveram com eficiências constantes, e a biomassa parecia estar aclimatada. Apesar dos reatores oscilação nos valores das eficiências no dia 08/03/2017 no dia 09 de março se recuperaram. Dessa forma devido ao prazo disponível para a finalização da 3ª fase experimental, decidiu-se iniciar o experimento no dia 13/03/2017.

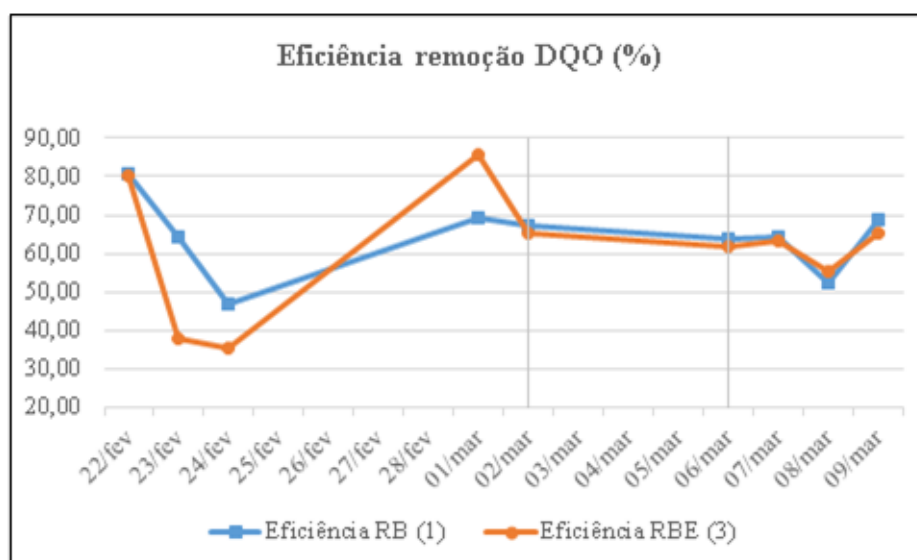


Figura 5.3 - Comportamento das eficiências de remoção de DQO nos efluentes dos RB (1) e do RBE (3) ao longo do período de partida da terceira fase experimental.

Acredita-se que as oscilações nas eficiências de remoção de DQO no período de inoculação durante as três fases operacionais foram causadas devido ao modelo de operação adotado no sistema. Em virtude da execução de um ciclo longo, 12 horas de duração durante a noite, acredita-se que a biomassa foi afetada e a relação A/M era reduzida drasticamente durante a noite devido a duração do ciclo.

Segundo Von Sperling (1997), quando a relação A/M é baixa, ou seja, quando a quantidade de alimento fornecida a biomassa é reduzida, o mecanismo de respiração endógena prevalece no sistema. Nesse caso, para garantir a sobrevivência dos microrganismos, o consumo de oxigênio pelas células se dá pela degradação do substrato presente na própria célula bacteriana.

5.3 AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DO SISTEMA EXPERIMENTAL APÓS A PARTIDA

5.3.1 1º Fase de operação – Usando como eletrodos Placas de Grafite Flexível de tela lisa com reforço metálico

A avaliação do sistema experimental iniciou-se no 19º dia de operação após detectar, por meio de parâmetros descritos no item 5.2, que a biomassa que fora inoculada já estava aclimatada às novas condições ambientais do sistema. Nessa fase foram utilizadas, como eletrodo, placas de grafite flexível de tela lisa com reforço metálico.

5.3.1.1 Condutividade, pH e OD

Os resultados de condutividade, pH e OD serão apresentados nesse item. É possível visualizar os resultados do sistema em relação à condutividade na Tabela 5.3.

Os resultados do sistema em relação à condutividade dos efluentes dentro dos reatores demonstraram uma média de 1086 $\mu\text{S}/\text{cm}$ na primeira semana e 1239 $\mu\text{S}/\text{cm}$ na segunda semana de operação. A condutividade está relacionada com a presença de íons presentes nos efluentes (Sinoti, 2004). Dessa forma, pode-se justificar o aumento do valor da condutividade no RB (1) e no RBE (3), ao possível aumento da atividade biológica dentro desses reatores, o que liberou para o meio líquido sais dissolvidos provenientes da degradação da matéria orgânica.

Tabela 5.3 - Resultados de condutividade nos seis pontos analisados do sistema experimental. (N=20).

Resultados de Condutividade ($\mu\text{S/cm}$)						
1° Semana - Corrente 0,001 A						
	RB (1)	RE (2)	RBE (3)	DB (1)	DE (2)	DBE (3)
Média	1112	1071	1076	1245	1239	1233
Mediana	1119	1086	1084	1229	1180	1210
Máximo	1194	1197	1182	1445	1420	1425
Mínimo	974	961	975	1028	1079	1029
Desvio Padrão	90	101	91	165	150	158
2° Semana - Corrente 0,002 A						
	RB (1)	RE (2)	RBE (3)	DB (1)	DE (2)	DBE (3)
Média	1245	1239	1233	1217	1201	1213
Mediana	1229	1180	1210	1241	1207	1233
Máximo	1445	1420	1425	1366	1349	1367
Mínimo	1028	1079	1029	1021	1039	1018
Desvio Padrão	165	150	158	143	132	145

RB (1) =Reator biológico (1), RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3), DB (1) =Descarte biológico (1), DE (2) = Descarte eletrolítico (2), DBE (3) = Descarte bioeletrolítico.

No RE (2), o aumento justifica-se devido à deterioração da placa de grafite flexível utilizada nessa fase. Sabe-se que o eletrodo utilizado nessa fase era composto por uma placa de metal recoberta de grafite. Após o início da eletrólise e com o desgaste da placa, a parte metálica ficou exposta em alguns pontos, causando o aumento de condutividade do meio. Já em relação aos valores dos efluentes tratados, percebeu-se que na primeira semana obteve-se a média de 1239 $\mu\text{S/cm}$, valor maior do que a média da segunda semana, que se manteve em 1210 $\mu\text{S/cm}$, porém essa diferença pode não ter significado estatístico.

O pH na primeira semana de operação demonstrou-se relativamente estável nos reatores, assim como nos efluentes tratados, mantendo-se a média de operação da primeira semana em $7,55 \pm 0,15$ e $7,85 \pm 0,16$ para os reatores e os efluentes tratados respectivamente. Na segunda semana notou-se que os valores de pH dos reatores que continham placas eletrolíticas e seus respectivos efluentes tratados sofreram uma alteração, porém as médias se mantiveram em $7,99 \pm 0,15$ e $7,98 \pm 0,25$, como se pode visualizar na Tabela 5.4.

É válido ressaltar que o pH é uma característica do esgoto que está diretamente ligada às taxas de crescimento dos microrganismos aeróbios, sendo a sua neutralidade um aspecto favorável. Portanto os resultados de pH do sistema experimental que foram próximos à neutralidade

favoreceram o desenvolvimento da atividade dos microrganismos responsáveis pelo tratamento do efluente, como foi possível notar nos reatores RB (1) e RBE (2).

Tabela 5.4 - Resultados de pH nos seis pontos coletados do sistema experimental. (N=20).

Resultados de pH						
1° Semana - Corrente 0,001 A						
	RB (1)	RE (2)	RBE (3)	DB (1)	DE (2)	DBE (3)
Média	7,38	7,60	7,68	7,67	7,89	7,99
Mediana	7,42	7,50	7,62	7,69	7,85	7,94
Máximo	7,63	7,89	7,93	8,15	8,35	8,44
Mínimo	7,06	7,48	7,50	7,16	7,50	7,62
Desvio Padrão	0,21	0,18	0,18	0,44	0,38	0,35
2° Semana - Corrente 0,002 A						
	RB (1)	RE (2)	RBE (3)	DB (1)	DE (2)	DBE (3)
Média	7,82	8,04	8,10	7,69	8,12	8,12
Mediana	7,86	8,07	8,10	7,70	8,22	8,22
Máximo	7,95	8,15	8,18	8,03	8,30	8,33
Mínimo	7,52	7,90	8,02	7,35	7,75	7,69
Desvio Padrão	0,17	0,10	0,06	0,31	0,25	0,29

RB (1) = Reator biológico (1), RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3), DB (1) = Descarte biológico (1), DE (2) = Descarte eletrolítico (2), DBE (3) = Descarte bioeletrolítico.

O oxigênio dissolvido é um parâmetro fundamental para o desenvolvimento e manutenção da biomassa dentro dos reatores biológicos. Apesar do RE (2) ser um reator puramente eletrolítico, e não possuir microrganismos, este possuía aeração semelhante aos reatores biológico e bioeletrolítico, garantindo a homogeneização do efluente líquido e evitando a presença de zonas mortas dentro do RE (2). Pôde-se concluir que as condições de aeração para o desenvolvimento da biomassa aeróbia heterotrófica no reator biológico e no reator bioeletrolítico foram atendidas, mantendo-se em todo o período de operação o OD maior que 2 mg/L, concentração mínima recomendada pela EPA (1993). Pois o OD médio no RB (1) foi de 5,88 mg/LO₂ ± 0,79 e no RBE (3) foi de 6,08 mg/LO₂ ± 0,50 durante toda a primeira fase de operação.

5.3.1.2 Demanda Química de Oxigênio (DQO)

A Tabela 5.5 apresenta os resultados das concentrações de DQO bruta da ARS e dos descartes DB (1), DE (2), DBE (3). Já na Tabela 5.6 é possível visualizar os valores médios, máximos,

mínimos e o desvio padrão das eficiências de remoção de DQO alcançadas pelo sistema experimental.

Com os dados de DQO bruta dos pontos coletados foram calculadas as eficiências de remoção de cada reator. A Figura 5.4 apresenta o gráfico box-plot, referente às eficiências de remoção de DQO alcançadas pelo sistema experimental durante a primeira e segunda semana de operação.

Tabela 5.5 - Concentrações de DQO da ARS e dos efluentes tratados na segunda fase de operação. (N=10)

		DQO (mg/L)			
		Média	Mínimo	Máximo	Desvio padrão
1° Semana	ARS	288	238	367	49
	DB (1)	87	44	64	46
	DB (2)	72	39	130	39
	DBE (3)	99	54	197	58
2° Semana	ARS	234	208	264	25
	DB (1)	60	46	78	16
	DB (2)	75	63	86	12
	DBE (3)	59	44	69	14

ARS= Água residuária sintética, DB (1) =Descarte biológico (1), DE (2) = Descarte eletrolítico (2), DBE (3) = Descarte bioeletrolítico.

Tabela 5.6 - Valores de eficiência de remoção nos três reatores analisados na segunda fase de operação. (N=10)

		Eficiência de Remoção de DQO (%)			
		Média	Mínimo	Máximo	Desvio padrão
1° Semana	RB (1)	71	55	82	10
	RB (2)	75	56	86	12
	RBE (3)	66	34	81	18
2° Semana	RB (1)	75	71	81	6
	RB (2)	69	67	70	1
	RBE (3)	75	72	79	4

RB (1) =Reator biológico (1), RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3).

O RE (2) apresentou o melhor desempenho durante a primeira semana de operação, uma vez que a mediana de eficiência de remoção foi de 77%, e os resultados obtidos para o RE (2) apresentaram a maior variação quando comparados aos demais reatores.

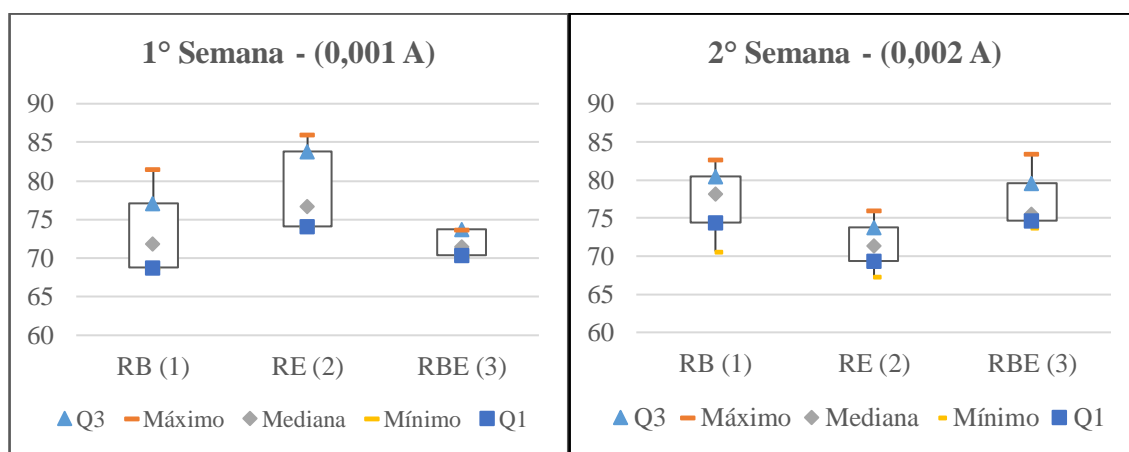


Figura 5.4 - Box-plot das eficiências de remoção de DQO na primeira semana de operação (à esquerda) e na segunda semana de operação (à direita).

O RBE (3) apresentou o conjunto de dados com menor variação, no entanto a sua mediana de remoção foi de 71%, resultado semelhante ao obtido no RB (1), onde a mediana foi igual a 72%. Foi possível concluir que a aplicação de uma corrente baixa, 0,001 A, na primeira semana, resultou em uma maior taxa de remoção de DQO no RE (2) quando comparada aos outros reatores, pois após aplicar esta mesma corrente no RBE (3), que representa a junção de dois processos, notou-se que o processo eletrolítico não exerceu significativa influência sobre a biomassa presente neste reator, uma vez que o valor da mediana encontrada foi próximo à mediana do RB (1).

Na segunda semana de operação observou-se que o RB (1) obteve a melhor eficiência de remoção de DQO, pois a mediana da eficiência neste ponto foi de 78%, e as eficiências de remoção se mantiveram entre 74 % e 80%. Nos outros reatores, RE (2) e RBE (3), a mediana da eficiência de remoção foi de 71% e 76%, respectivamente. O RE (2) obteve o pior resultado de remoção dessa semana, isso pode ter ocorrido devido a desgastes nos jacarés (conectores de eletricidade) que conduziam energia para os eletrodos desse reator. Após o término dessa fase, todos os jacarés (conectores de eletricidade) foram trocados, e então deu-se a fabricação de novos jacarés para a segunda fase de operação.

Na primeira fase, as remoções médias globais das duas semanas de operação do sistema experimental foram de 75%, 74% e 74% nos reatores RB (1), RE (2) e RBE (3) respectivamente. Nota-se que as eficiências de remoção do RB (1), RE (2) e RBE (3) são muito próximas. Fazendo uma comparação com a literatura pesquisada, o RB (1) obteve uma eficiência abaixo do que foi demonstrado por Santos (2005), que trabalhou com RSB sob diferentes idades de

lodo em escala de bancada para o tratamento de esgotos domésticos e alcançou uma remoção de 90%.

Comparando esse reator com uma ETE em escala real, constatou-se que o RB (1) também demonstrou uma eficiência abaixo do esperado, já que o reator de lodos ativados da ETEB-Sul apresentou uma remoção de DQO de 92,4% no ano de 2013 (SIESG, 2008). Já no RE (2), onde obteve-se uma eficiência de remoção de 74%, pode-se afirmar que esse resultado se assemelha ao demonstrado pelo sistema de Rodrigues *et al.*, (2001), que trabalharam com eletrodos de ferro e alumínio no tratamento do efluente de reator UASB e obtiveram eficiência de remoção de DQO de até 74,74% nas configurações testadas. Por fim, no RBE (3) foi alcançada uma remoção média idêntica ao RE (2), 74%. Senthilkumar *et al.*, (2012), que trabalharam com eletrodos de Ru-Ti e aço inoxidável tratando águas residuárias contendo o corante *porcion scarlet*, obtiveram no seu sistema integrado, biológico e eletrolítico, uma remoção de 80%, portanto, maior do que o RBE (3).

5.3.1.3 Sólidos Totais (ST)

A Tabela 5.7 apresenta os resultados de ST nos seis pontos analisados, e a média dos resultados correspondente à primeira fase de operação do sistema experimental. Foi realizada uma análise de sólidos por semana, o que produziu os valores apresentados na Tabela 5.7. No apêndice A é possível visualizar os gráficos referentes as análises de sólidos totais e suspensos realizados durante a primeira fase de operação.

De acordo com os resultados obtidos, o RB (1) e o RBE (3) são os reatores que possuem os maiores valores de ST, o que é devido ao fato desses reatores possuírem biomassa em seu interior.

O menor valor de ST pertence ao RE (2), o que é reputado ao fato desse reator não possuir a biomassa em seu interior como nos outros reatores, além de que os eletrodos são não destrutíveis e não se produzem sólidos por coagulação e floculação.

Pode-se perceber que o valor de ST na segunda semana é maior no RE (2), pois, devido ao aumento da corrente elétrica nessa semana, houve o início do processo de exposição e consequente oxidação da placa de aço inox nessa semana, levando à liberação de material das placas para o meio líquido, causando o aumento dos valores de ST.

Tabela 5.7 - Resultado das concentrações de ST nos pontos analisados e as médias dos valores referente às duas semanas da primeira fase de operação.

Resultados de ST (mg/L)			
	1º Semana	2º Semana	ST Médio
	Corrente 0,001 A	Corrente 0,002 A	
RB (1)	1337,5	1606,5	1472,0
RE (2)	773,0	946,5	859,8
RBE (3)	1462,5	1469,5	1466,0
DB (1)	762,0	892,5	827,3
DE (2)	757,0	822,5	789,8
DBE (3)	812,5	882,0	847,3

RB (1) =Reator biológico (1), RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3), DB (1) =Descarte biológico (1), DE (2) = Descarte eletrolítico (2), DBE (3) = Descarte bioeletrolítico.

A eficiência de remoção de ST referente ao período de decantação é apresentada na Figura 5.5.

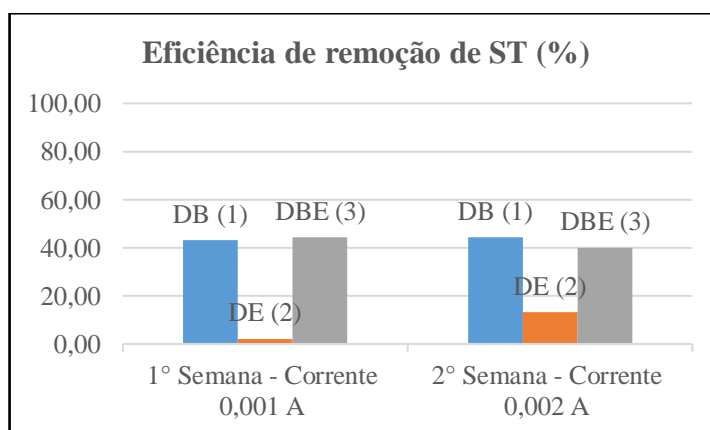


Figura 5.5 - Eficiência de remoção de ST referente ao período de decantação do sistema experimental durante a primeira e segunda semana de operação.

Os valores de eficiências foram calculados a partir da diferença entre os sólidos presentes nos reatores e dos sólidos do efluente tratado. Esse procedimento foi repetido para todos os outros sólidos, nas três fases de operação. Dessa forma a eficiência calculada é a eficiência da operação unitária da decantação. As eficiências médias nas duas semanas de operação foram de 43,74%, 7,59% e 42,21%, para o RB (1), RE (2) e RBE (3) respectivamente.

Os altos valores de remoção de ST dos efluentes tratados do RB (1) e do RBE (3) podem ser associados a boa sedimentabilidade do lodo presente dentro desses reatores. A maior eficiência da remoção de ST foi da decantação do efluente do RB (1), o que pode ser confirmado

relacionando os valores de turbidez dos efluentes tratados, onde o menor valor de turbidez dentre os outros efluentes foi do RB (1).

A pior eficiência de remoção de ST foi da decantação do RE (2), pois esse reator era puramente eletrolítico e não possuía sólidos biológicos em seu interior. Além disso, acredita-se que a corrente elétrica inserida nessa fase não alcançou o valor suficiente para provocar a coagulação e floculação eletrolítica.

5.3.1.4 Sólidos Suspensos Totais (SST)

A Tabela 5.8 apresenta os resultados de SST na Fase 1 nos seis pontos analisados e a média dos resultados correspondente à primeira fase de operação do sistema experimental

Tabela 5.8 - Resultados da concentração de SST na Fase 1 nos seis pontos analisados e as médias referentes às duas semanas da primeira fase de operação.

	Resultados de SST (mg/L)		
	1° Semana	2° Semana	SST Médio
	Corrente 0,001 A	Corrente 0,002 A	
RB (1)	385,0	808,0	596,0
DB (1)	46,0	34,5	67,0
RE (2)	71,0	63,0	489,0
DE (2)	43,0	32,0	40,3
RBE (3)	474,5	503,5	37,5
DBE (3)	83,5	29,0	56,3

RB (1) =Reator biológico (1), RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3), DB (1) =Descarte biológico (1), DE (2) = Descarte eletrolítico (2), DBE (3) = Descarte bioeletrolítico.

Notou-se um aumento nos valores de SST na segunda semana de operação no RB (1) e o RBE (3). O contrário ocorreu no RE (2) que indicou a diminuição desse valor na segunda semana de operação. Os melhores valores de eficiência foram alcançados pela decantação dos efluentes dos reatores RB (1) e o RBE (3), o que indicou mais uma vez a boa sedimentabilidade da biomassa presente nesses reatores. Os piores valores de eficiência de remoção de SST pertenceram ao efluente do RE (2), pois esse reator não possuía biomassa em seu interior.

Na Figura 5.6 demonstra-se a eficiência de remoção de SST para cada ponto analisado do sistema experimental.

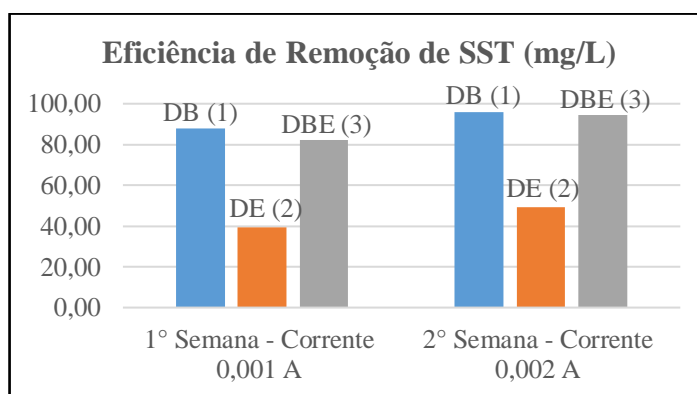


Figura 5.6 - Média das eficiências de remoção de SST nos seis pontos analisado durante a segunda fase de operação.

5.3.1.5 Turbidez

A Tabela 5.9, apresenta a média semanal dos resultados de turbidez nos efluentes tratados do sistema experimental.

Tabela 5.9 - Valores médios semanais de turbidez dos efluentes tratados.

	Turbidez (NTU)	
	1º Semana Corrente 0,001 A	2º Semana Corrente 0,002 A
DB (1)	10,00	6,00
DE (2)	10,00	6,00
DBE (3)	12,00	9,00

DB (1) =Descarte biológico (1), DE (2) = Descarte eletrolítico (2), DBE (3) = Descarte bioeletrolítico.

Em relação aos dados de turbidez, pôde-se perceber que os efluentes tratados da segunda semana de operação mostraram uma turbidez menor, com média equivalente a 7,00 NTU em relação a primeira semana, na qual se alcançou uma média de 11,00 NTU. Notou-se também que maior valor de turbidez durante todo o período de operação pertenceu ao DBE (3), 10,00 NTU.

Pode-se atribuir os menores valores de turbidez alcançados na segunda semana à eficiência de remoção de SST nesse sistema, o que pode ter contribuído para a diminuição da turbidez do efluente. Em virtude da finalização precoce da primeira fase de operação, devido à interrupção do fornecimento de energia, e consequente falência dos reatores biológicos, as análises de DBO

e alcalinidade, que estavam em curso ou iriam ser realizadas na segunda semana, foram perdidas ou não foram realizadas.

5.3.1.6 Pesagem das placas eletrolíticas

A variação das massas dos eletrodos na primeira fase de operação está mostrada na Tabela 5.10. Os valores são uma média do peso das placas utilizadas no sistema. Os eletrodos empregados na primeira fase eram de grafite, porém possuíam em seu interior um reforço metálico composto por uma placa de aço inox.

Devido as características das placas, esse material sofreu desgaste ao longo das semanas de operação. Constatou-se uma maior corrosão nos eletrodos do RE (2), com uma perda de massa do eletrodo de 0,14 g, enquanto que no RBE (3) a perda foi de apenas 0,02 gramas.

Sabe-se que ao aplicar uma diferença de potencial entre dois eletrodos imersos em uma solução eletrolítica, reações eletroquímicas de oxidação e redução começam a ocorrer no anodo e no catodo, respectivamente. Essas reações são controladas por fenômenos associados à eletrólise, que são dependentes da ddp aplicada. Por meio das leis estabelecidas por Faraday, o consumo de elétrons é associado à quantidade total de substâncias reagentes (Crespilho e Rezende, 2004). Portanto, pode-se concluir que as perdas são advindas do processo de eletrólise, e são favorecidas pelas características das placas de grafite flexível. Além disso, o processo de manuseio e lavagem podem ter contribuído para o desgaste da placa.

Tabela 5.10 - Valores médios do peso das placas eletrolíticas (g).

Peso das placas de grafite flexível de tela lisa e com reforço metálico (g)					
Peso inicial (g)		Peso final (g)		Perda de massa (g)	
RE (2)	RBE (3)	RE (2)	RBE (3)	RE (2)	RBE (3)
31,13	32,62	30	32,42	0,14	0,02

RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico.

5.3.2 2º Fase de operação – Usando como eletrodos Placas de Aço Inox

A segunda fase de operação iniciou-se no 10º dia após a inoculação do sistema experimental, quando se identificou, por meio de parâmetros descritos no item 5.2, que a biomassa inoculada

nos reatores já estava aclimatada às novas condições ambientais do sistema. Nessa fase foram utilizados eletrodos de aço inox.

5.3.2.1 Condutividade, pH e OD

Os resultados de condutividade, pH e OD serão apresentados nesse item. É possível visualizar os resultados do sistema em relação à condutividade na Tabela 5.11.

Tabela 5.11 - Valores médios semanais e média global da condutividade nos seis pontos analisados do sistema experimental.

Resultados de Condutividade ($\mu\text{S/cm}$)					
	1° semana Corrente (0,001 A)	2° semana Corrente (0,005 A)	3° semana Corrente (0,01 A)	4° semana Corrente (0,05 A)	Média global
RB (1)	1466,75	1579,25	1292,40	1267,40	1401,45
DB (1)	1447,50	1592,10	1255,05	1121,25	1277,38
RE (2)	1348,75	1491,95	1151,35	1117,45	1300,43
DE (2)	1282,05	1523,25	1169,20	1081,95	1353,98
RBE (3)	1447,05	1528,65	1166,25	1059,75	1264,00
DBE (3)	1434,15	1530,50	1188,55	1100,60	1313,45

RB (1) = Reator biológico (1), RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3), DB (1) = Descarte biológico (1), DE (2) = Descarte eletrolítico (2), DBE (3) = Descarte bioeletrolítico.

Na Figura 5.7, pode-se observar a variação dos valores de condutividade nos reatores do sistema experimental durante as quatro semanas de operação da segunda fase.

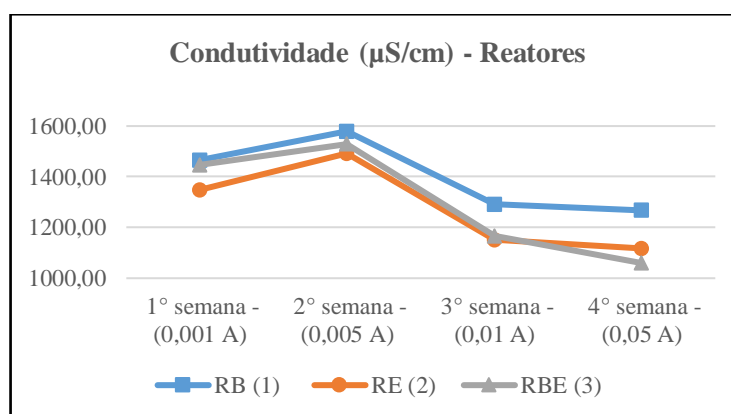


Figura 5.7 - Perfil de variação do comportamento dos valores de condutividade dos reatores a segunda fase de operação.

Durante as quatro semanas de operação, o RB (1) apresentou o maior valor de condutividade média, equivalente a 1401,45 $\mu\text{S/cm}$. Conseqüentemente, o efluente tratado desse reator, o DB (1), também apresentou a maior condutividade da segunda fase de operação, 1353,98 $\mu\text{S/cm}$. O

que pode ser justificado pelos baixos valores de pH do RB (1). Pode-se perceber que a condutividade dos reatores seguiu uma tendência de aumento e posterior diminuição dos valores durante as semanas de operação, e os efluentes tratados desses reatores apresentaram comportamentos similares.

Notou-se um declínio nos valores da condutividade nos reatores, o que pode ser justificado pelo aumento do pH, mostrado na Figura 5.7, pois a partir do aumento dos valores de potencial hidrogeniônico diminui-se a quantidade de espécies iônicas monoméricas dissolvidas no meio, o que corresponde à diminuição da condutividade, de acordo com Crespilho e Rezende (2004). É importante ressaltar também que a ação da eletrólise tem uma relação próxima com a condutividade, pois a transmissão de corrente elétrica é proporcional à condutividade do meio.

Na Tabela 5.12, são apresentadas as médias semanais dos resultados do sistema experimental concebido em relação ao pH nos pontos coletados.

Tabela 5.12 - Média semanal dos resultados de pH nos seis pontos coletados do sistema experimental.

Resultados de pH						
	RB (1)	DB (1)	RE (2)	DE (2)	RBE (3)	DBE (3)
1° Semana	7,72	8,09	8,10	7,63	8,01	8,05
2° Semana	7,46	7,92	8,05	7,70	8,02	8,14
3° Semana	7,89	8,12	8,22	8,14	8,39	8,36
4° Semana	8,19	8,47	8,43	8,20	8,33	8,48

RB (1) =Reator biológico (1), RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3), DB (1) =Descarte biológico (1), DE (2) = Descarte eletrolítico (2), DBE (3) = Descarte bioeletrolítico.

Pode-se visualizar na Figura 5.8 a representação gráfica dos dados da Tabela 5.12. Foram alcançados pelo RE (2) e o RBE (3), durante as quatro semanas de operação da Fase 2, valores de pH maiores que o RB (1). Sendo estes valores médios das 4 semanas equivalentes a 8,20, 8,19 e 7,81 para o RE (2), RBE (3) e RB (1), respectivamente.

Pôde-se perceber também que o pH médio semanal dos reatores que possuíam placas eletrolíticas, o RE (2) e o RBE (3), aumentou de acordo com a elevação da corrente elétrica aplicada. Foi verificado o mesmo padrão na pesquisa de Sinoti (2004), quando se detectou o aumento do pH ao utilizar eletrodos reativos de ferro e maiores valores de pH final quando foram aplicados maiores valores de corrente elétrica.

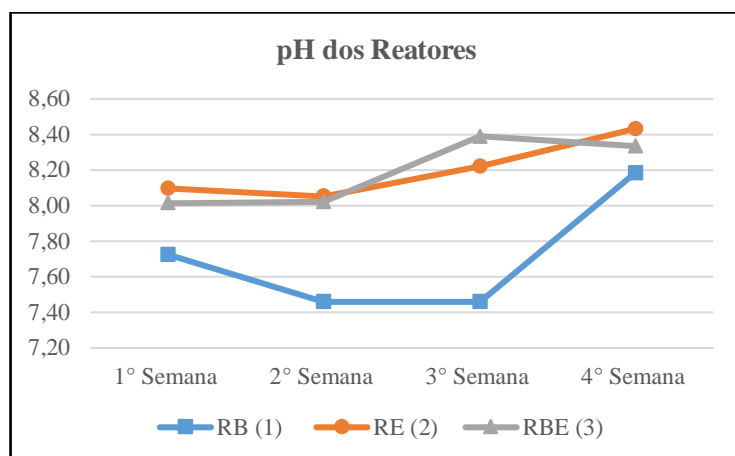


Figura 5.8 - Média semanal dos resultados de pH nos reatores do sistema experimental.

Segundo Ferreira (2006), o aumento do pH durante a eletrólise pode ser atribuído à geração de íons hidroxila durante a etapa de redução da água. Apesar destes íons também serem usados na formação do agente coagulante, a quantidade remanescente conduz ao aumento do valor do pH.

Porém aconselha-se controlar o pH na faixa de 6,5 a 7,0, pois é nesse intervalo que são atingidas as maiores velocidades de reação. A velocidade de reação diminui em pH inferior, segundo Sifuentes (1992), ocorrendo também um aumento da corrosão do eletrodo, o que pode ocasionar prejuízos econômicos, relacionados à troca das placas eletrolíticas (Wiendl, 1985).

As condições de aeração para o desenvolvimento dos microrganismos nos reatores foram atendidas, pois a concentração média de OD durante a segunda fase de operação foi de 5,75 mg/LO₂ ± 0,73 no RB (1) e no RBE (3) esse valor foi de 6,14 mg/LO₂ ± 0,29.

5.3.2.2 Demanda Química de Oxigênio (DQO)

Na Tabela 5.13 apresentam-se os resultados da estatística descritiva dos valores de DQO da ARS afluente e da DQO no efluente tratado, monitorados ao longo de todos os regimes operacionais da segunda fase de operação.

Tabela 5.13 - Estatística descritiva dos resultados de DQO monitorados ao longo da segunda fase de operação. (N=20)

Resultados de DQO (mg/L)								
	1° Semana				2° Semana			
	ARS	DB(1)	DE(2)	DBE(3)	ARS	DB(1)	DE(2)	DBE(3)
Média	229	25	45	48	253	37	106	44
Mediana	229	21	40	47	234	42	97	34
Máximo	251	41	65	94	325	50	140	127
Mínimo	208	10	28	5	205	7	85	2
Desvio padrão	18	12	15	35	47	17	22	48
	3° Semana				4° Semana			
	ARS	DB(1)	DE(2)	DBE(3)	ARS	DB(1)	DE(2)	DBE(3)
Média	255	45	103	54	259	53	68	70
Mediana	249	37	97	55	260	60	61	77
Máximo	304	91	227	101	280	62	148	136
Mínimo	210	24	27	20	231	28	21	27
Desvio padrão	37	28	77	30	18	14	48	44

ARS= Água residuária sintética, DB (1) =Descarte biológico (1), DE (2) = Descarte eletrolítico (2), DBE (3) = Descarte bioeletrolítico.

Na primeira semana de operação observou-se que o efluente tratado do RB (1) demonstrou a maior eficiência de remoção de DQO dentre os outros efluentes, com uma mediana de 90% de remoção. O RBE (3), que apresentou eficiência mediana de 78%, mostrou maior variabilidade dos resultados, o que indica uma flutuação nos valores, possivelmente devido à adaptação da biomassa à corrente elétrica introduzida no reator. Já o resultado do RE (2) demonstrou que uma baixíssima corrente elétrica, de 0,001 A, valor aplicado nessa semana, proporcionou uma mediana de remoção de 81%.

Na segunda semana observou-se uma queda na eficiência do RE (2) em relação à primeira semana, 53% contra 81% respectivamente. Esse resultado foi inesperado, pois, no tratamento eletrolítico, quanto maior a corrente elétrica aplicada, maior a eficiência do tratamento. No entanto, considerando a utilização de eletrodos de aço inox nessa fase, é conhecido que, devido à oxidação da placa, ocorre liberação de ferro no meio líquido, o que pode ter causado interferência na análise de DQO. Já nos reatores RB (1) e RBE (3), as eficiências de remoção de DQO foram de 82% e 90 % respectivamente. No RBE (3) foi obtido o melhor desempenho

da segunda semana, possivelmente, a explicação para isso é que a biomassa já estava adaptada à introdução da corrente elétrica.

Sabe-se que no RBE (3) também estava ocorrendo a eletrólise e conseqüente introdução de ferro devido ao eletrodo utilizado, porém, nesse caso, é provável que grande parte do ferro inserido na água tenha se agregado ao lodo e precipitado. Dessa forma, o ferro que se encontrava no efluente era em menor quantidade, e, por isso, pode não ter interferido significativamente nos resultados. Para a realização do método para a determinação de DQO, recomenda-se a ausência de Fe^{2+} , pois esse composto pode interferir na análise oxidando o reagente dicromato de potássio. Após realização da análise de ferro no efluente detectou-se nos reatores RE (2) e RBE (3) quantidades significativas de ferro no efluente final, 16 e 4,4 gramas de ferro no RE (2) e RBE (3) respectivamente. Entretanto, os efluentes dos reatores que foram submetidos aos testes de DQO foram aerados durante a fase de reação da batelada, o que sugere que o efluente dos reatores RE (2) e RBE (3) contivessem somente Fe^{3+} , que não interfere no teste da DQO por esses cátions estarem em seu estado máximo de oxidação.

Na terceira e quarta semana, o melhor desempenho foi do RB (1), com eficiências de remoção de 85% na terceira semana e 78% na quarta semana. O efluente tratado do RB (1) era exclusivamente biológico e não estava sofrendo com a introdução da corrente elétrica, e, conseqüentemente, com a introdução de ferro no meio líquido. Pôde-se observar que nas duas últimas semanas de operação os seus resultados apresentaram pouquíssima variação. Uma melhora nos valores de eficiências durante a terceira e quarta semana, foi obtida pelo RE (2), com valores medianos de 66% e 77%, porém durante toda a segunda fase de operação o melhor desempenho do RE (2) foi na primeira semana, com uma mediana de remoção de 81%. O RBE (3) apresentou seu pior desempenho na quarta semana de operação quando a mediana da eficiência de remoção foi de 72%.

É válido ressaltar que, nesse momento da operação, a população microbiana do RBE (3) havia sofrido alteração, pois havia caído em número e em diversidade. Isso foi percebido por meio da contagem e observação semanal dos microrganismos. Esse fato foi reforçado pela redução da eficiência de remoção de DQO do RBE (3). Na segunda fase de operação, as remoções médias globais das quatro semanas de operação do sistema experimental foram 84%, 70% e 80% nos reatores RB (1), RE (2) e RBE (3) respectivamente. Dessa forma, percebe-se que no RB (1) foi alcançado o maior valor de eficiência de remoção de DQO, seguido pelo RBE (3) e pelo RE (2).

Na Figura 5.9 é apresentado o gráfico box-plot dos resultados referentes às eficiências de remoção de DQO alcançadas semanalmente pelo sistema experimental durante a segunda fase de operação.

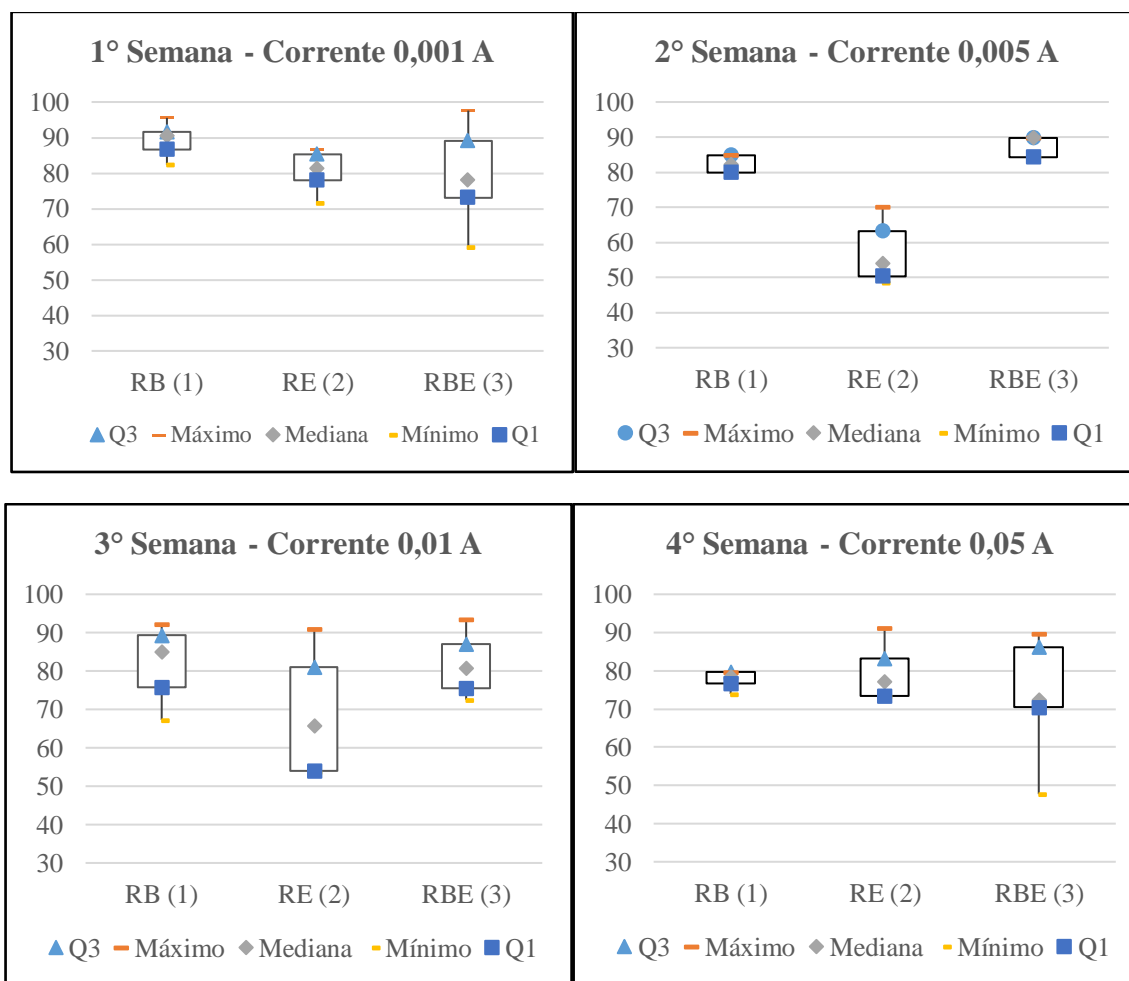


Figura 5.9 - Gráficos de box-plot da eficiência de remoção de DQO referente as quatro semanas de operação.

De acordo com comparações com a literatura, o valor de remoção de DQO do RB (1), 84%, é inferior ao que foi demonstrado por Santos (2005), que trabalhou com RSB sob diferentes idades de lodo em escala de bancada para o tratamento de esgotos domésticos e alcançou uma remoção de 90%. Comparando esse reator com uma ETE em escala real, constatou-se que o RB (1) também demonstrou uma eficiência inferior ao esperado, já que o reator de lodos ativados da ETEB-Sul obteve uma remoção de DQO de 92,4% no ano de 2013 (SIESG, 2014).

Já o valor de eficiência de remoção de DQO alcançado pelo RE (2) foi próximo ao valor da pesquisa de Rodrigues *et al.*, (2001), que trabalharam com eletrodos de ferro e alumínio no

tratamento do efluente de reator UASB e obtiveram eficiência de remoção de DQO de até 74,74% nas configurações testadas. No entanto, Senthilkumar *et al.*, (2012), que trabalharam com eletrodos de Ru-Ti e aço inoxidável tratando águas residuárias contendo o corante *porcion scarlet*, alcançaram 80% de remoção no tratamento eletroquímico aplicado individualmente, superando o RE (2). Já no processo integrado, a pesquisa de Senthilkumar *et al.*, (2012), que também pesquisou o sistema integrado, biológico e eletrolítico, obteve uma remoção de DQO de 80%, igualando-se ao alcançado pelo RBE (3).

Na Figura 5.10 é possível visualizar a série temporal da eficiência de remoção de DQO nos reatores durante a segunda fase de operação.

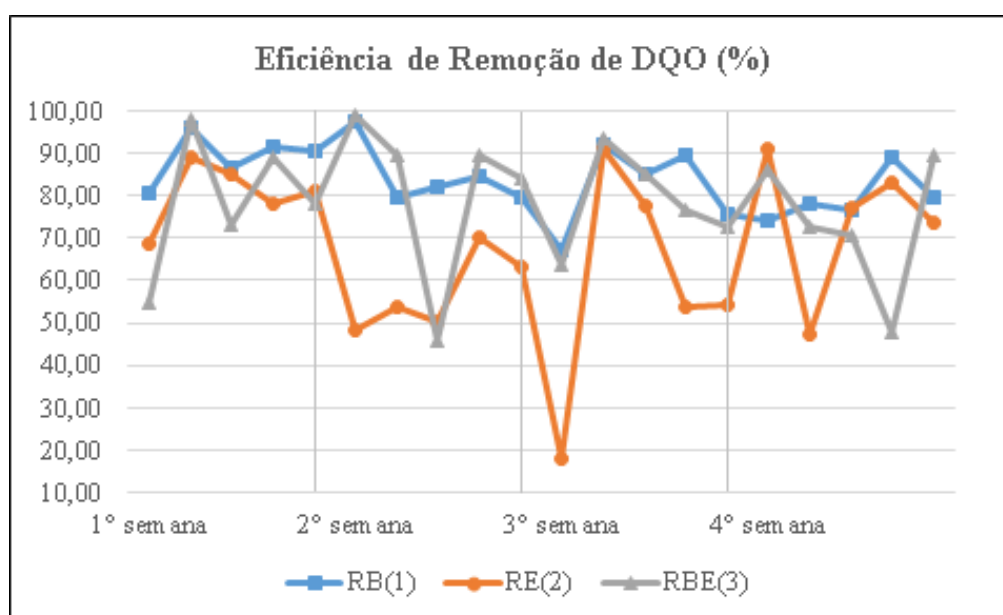


Figura 5.10 - Série temporal da eficiência de remoção de DQO durante as quatro semanas de operação da segunda fase.

5.3.2.3 Sólidos Totais (ST)

Na Tabela 5.14 são apresentados os resultados dos valores médios, máximos, mínimos, o desvio padrão e a mediana de ST nos seis pontos analisados durante as quatro semanas da segunda fase de operação. No apêndice B é possível visualizar os gráficos referentes as análises de sólidos totais e suspensos realizados durante a segunda fase de operação.

Tabela 5.14 - Resultados da concentração de ST nos pontos analisados referente a segunda fase de operação. (N=4).

Resultados de ST (mg/L)						
	RB (1)	RE (2)	RBE (3)	DB (1)	DE (2)	DBE (3)
Média	1646,63	967,13	1615,25	873,44	913,88	736,25
Mediana	1665,75	984,50	1647,50	920,13	860,75	727,25
Máximo	2047,00	1212,00	2005,00	950,50	1168,00	965,50
Mínimo	1208,00	687,50	1161,00	703,00	766,00	525,00
Desvio Padrão	370,62	215,14	346,74	114,82	188,38	181,87

RB (1) =Reator biológico (1), RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3), DB (1) =Descarte biológico (1), DE (2) = Descarte eletrolítico (2), DBE (3) = Descarte bioeletrolítico.

Os maiores valores de concentração de sólidos totais pertencem aos reatores RB (1) e RBE (3), fato devido à biomassa presente nesses reatores. Os efluentes tratados desses reatores continham os menores valores de sólidos totais, o que indica um bom processo de sedimentação.

No RE (2), reator exclusivamente eletrolítico e que não possuía biomassa, ao longo das semanas constatou-se a acumulação de sólidos originários da oxidação da placa eletrolítica, o que gerou uma espécie de lodo químico.

A Figura 5.11 apresenta os valores médios das eficiências de remoção de ST referente ao período de decantação dos reatores.

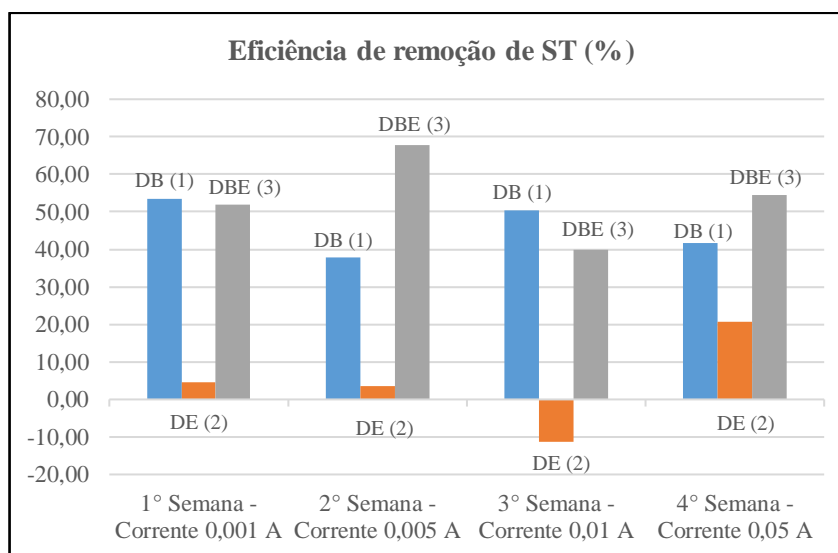


Figura 5.11 - Valores médios das eficiências de remoção de ST referente ao período de decantação do sistema experimental durante a segunda fase de operação

Os bons valores de eficiência de remoção dos sólidos foram da decantação dos reatores RB (1) e RBE (3), cujos efluentes tratados demonstraram uma boa sedimentabilidade do lodo presente nesses reatores. No reator RE (2) houve baixos valores de eficiência de remoção de sólidos, pois esse reator não possuía sólidos biológicos em seu interior, somente os sólidos gerados a partir da oxidação da placa eletrolítica.

Pode-se perceber que a eficiência da decantação do RE (2) foi deficiente, o que ocasionou em baixas eficiências de remoção durante a segunda fase de operação, e na terceira semana foi negativa. Justifica-se esse fato pela inserção de ferro no meio líquido durante a eletrólise, ferro esse despreendido das placas eletrolíticas e liberado no efluente, o que conferiu um alto teor de sólidos ao efluente do RE (2), ocasionando baixos valores de remoção. O RBE (3) também sofreu com a inserção de ferro. Porém, nesse caso, o ferro do RBE (3) foi agregado em grande parte aos flocos do lodo biológico.

5.3.2.4 Sólidos Suspensos Totais (SST)

Na Tabela 5.15 são apresentados os resultados dos valores médios, máximos, mínimos, o desvio padrão e a mediana de SST nos seis pontos analisados durante as quatro semanas da segunda fase de operação.

Tabela 5.15 - Resultados da concentração de SST nos pontos analisados referente a segunda fase de operação. (N=4).

Resultados dos SST (mg/L)						
	RB (1)	RE (2)	RBE (3)	DB (1)	DE (2)	DBE (3)
Média	682,00	866,00	769,00	39,25	50,75	39,50
Mediana	610,50	398,00	778,00	37,00	47,50	39,00
Máximo	1033,00	2069,00	919,00	64,00	84,00	58,00
Mínimo	474,00	131,00	601,00	19,00	24,00	22,00
Desvio Padrão	251,22	1050,35	131,70	18,57	27,12	15,07

RB (1) =Reator biológico (1), RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3), DB (1) =Descarte biológico (1), DE (2) = Descarte eletrolítico (2), DBE (3) = Descarte bioeletrolítico.

Identificou-se grande oscilação nos valores de SST do RB (1), houve uma diminuição brusca dos valores de SST na segunda semana de operação, e após isso, o RB (1) pareceu se recuperar, pois os valores de SST nesse reator aumentaram.

No RBE (3) também ocorreu uma diminuição dos valores de SST na segunda semana, mas, após isso, esses valores aumentaram até última semana de operação. Isso pode ser justificado pelo fato do RBE (3) ter sofrido a inserção de ferro dissolvido em seu meio líquido oriundo da oxidação da placa eletrolítica, o que provocou o aumento de SST nesse reator.

O RE (2), demonstrou comportamento semelhante, pois os valores de SST nesse reator aumentaram a cada semana de operação. É importante citar que, devido ao aumento progressivo da corrente elétrica aplicada no sistema experimental, a oxidação da placa eletrolítica se acentuou, o que justifica o aumento dos sólidos suspensos dentro do RE (2).

Na Figura 5.12 mostra-se a eficiência de remoção de SST para cada referente ao período de decantação dos reatores.

Em relação à eficiência de remoção de SST nos efluentes tratados, pode-se afirmar que os maiores valores de remoção de SST pertencem a decantação dos efluentes do RB (1) e RBE (3). Isso foi possível devido à qualidade de sedimentação do e à agregação do ferro dissolvido na biomassa do RBE (3), promovendo a retenção de parte dos sólidos dentro do reator.

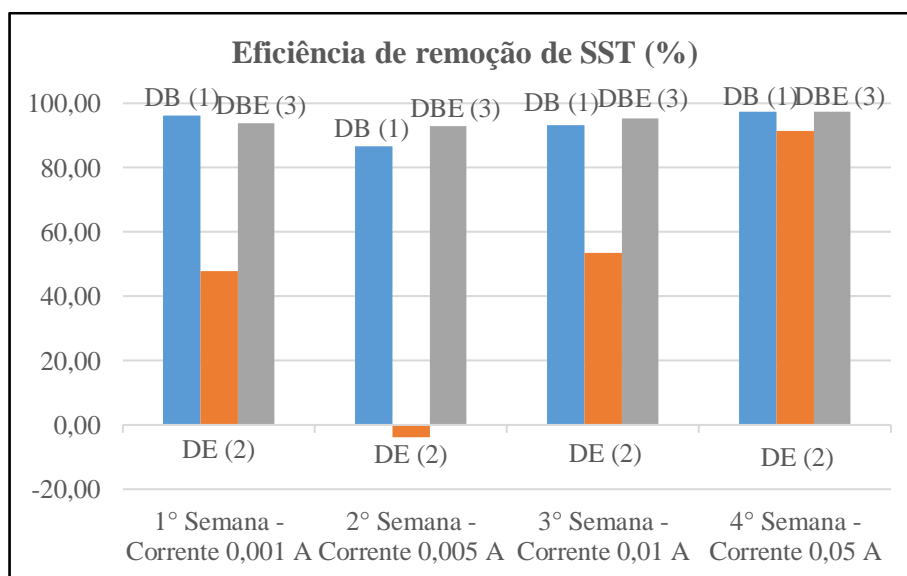


Figura 5.12 - Valores médios das eficiências de remoção de SST referente ao período de decantação do sistema experimental durante a segunda fase de operação

5.3.2.5 Turbidez

Pode-se visualizar na Tabela 5.16 a média semanal dos resultados de turbidez nos efluentes tratados do sistema experimental.

Tabela 5.16 - Valores médios semanais de turbidez dos efluentes tratados.

	Turbidez (NTU)		
	DB (1)	DE (2)	DBE (3)
1º semana (0,001 A)	12,00	9,00	9,00
2º semana (0,005 A)	4,00	56,00	39,00
3º semana (0,01 A)	19,00	59,00	25,00
4º semana (0,05 A)	2,00	98,00	87,00

DB (1) =Descarte biológico (1), DE (2) = Descarte eletrolítico (2), DBE (3) = Descarte bioeletrolítico

Na Figura 5.13 é apresentada graficamente a variação semanal da turbidez nos efluentes tratados na segunda fase de operação.

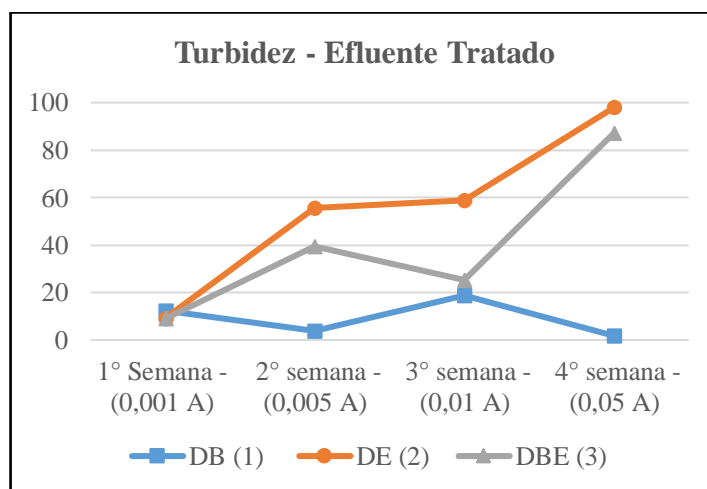


Figura 5.13 - Média semanal dos resultados de turbidez dos efluentes tratados.

Percebeu-se que a maior variação dos valores de turbidez aconteceu nos efluentes tratados dos reatores eletrolíticos RE (2) e RBE (3), valores estes que aumentaram de acordo com a elevação da corrente elétrica introduzida no sistema. O aumento inicial da turbidez está relacionado com a adição dos íons de Fe^{2+} e Fe^{3+} que, devido ao rápido desgaste dos eletrodos de aço inox, foram inseridos no meio líquido, contribuindo para o aumento dos valores de turbidez. Isso se deu devido ao desprendimento de uma fina película de óxido na superfície dos anodos, fenômeno causado pela passagem de corrente elétrica entre eles.

No DB (1), efluente tratado do reator exclusivamente biológico, os valores de turbidez mostraram grande oscilação, com valores de 2,00 a 19,00 NTU na terceira semana de operação. Essa oscilação nos valores de turbidez pode ser explicada pelo pico no aumento dos valores de sólidos totais registrado na terceira semana, e provável deficiência da sedimentação dos sólidos no RB (1).

5.3.2.6 Pesagem das placas eletrolíticas

A variação das massas dos eletrodos está mostrada na Tabela 5.17. Os valores são uma média do peso das placas utilizadas no sistema. Os eletrodos empregados na segunda fase eram de aço inox.

Tabela 5.17 - Valores médios do peso das placas eletrolíticas (g).

Peso das placas de Aço Inox					
Peso inicial (g)		Peso final (g)		Perda de massa (g)	
RE (2)	RBE (3)	RE (2)	RBE (3)	RE (2)	RBE (3)
165,58	170,86	156,12	169,12	1,18	0,21

RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico.

Em virtude da característica da placa, por ser um eletrodo destrutivo, esse material se desgastou rapidamente. Constatou-se um desgaste maior nos eletrodos do RE (2), com uma perda de massa por eletrodo de 1,18 g, enquanto que no RBE (3) a perda foi de apenas 0,21 gramas por eletrodo.

Conclui-se que a deterioração do eletrodo demonstrou coerência com as leis da eletrólise, pois aumento da perda de massa nos eletrodos se intensificou progressivamente conforme o aumento da corrente elétrica no sistema durante as quatro semanas de operação da segunda fase.

5.3.3 3º Fase - Usando como eletrodos Placa de grafite puro rígido

A terceira fase de operação, utilizando eletrodos de grafite puro rígido, iniciou-se 19 dias após a inoculação do sistema experimental, quando a biomassa inoculada nos reatores já estava aclimatada às novas condições ambientais do sistema, fato identificado por meio dos parâmetros descritos no item 5.2.

5.3.3.1 Condutividade, pH e OD

Os resultados de condutividade, pH e OD referentes a terceira fase de operação são exibidos neste tópico.

Na Tabela 5.18 apresentam-se os valores médios dos resultados do sistema experimental em relação à condutividade nos pontos analisados

Tabela 5.18 - Resultados de condutividade ($\mu\text{S}/\text{cm}$) nos seis pontos coletados do sistema experimental (N= 50).

Resultados de Condutividade ($\mu\text{S}/\text{cm}$)					
	1° semana Corrente (0,001 A)	2° semana Corrente (0,005 A)	3° semana Corrente (0,01 A)	4° semana Corrente (0,05 A)	5° semana Corrente (0,01 A)
RB (1)	1535,70	1551,70	1380,35	1197,00	970,19
RE (2)	1430,85	1371,45	1339,35	1238,60	1040,75
RBE (3)	1408,30	1419,25	1339,55	1236,10	965,13
DB (1)	1503,30	1633,35	1374,45	1209,80	991,81
DE (2)	1407,20	1495,15	1344,90	1251,40	1006,50
DBE (3)	1412,05	1474,00	1345,75	1253,20	977,50

RB (1) =Reator biológico (1), RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3), DB (1) =Descarte biológico (1), DE (2) = Descarte eletrolítico (2), DBE (3) = Descarte bioeletrolítico.

Na Figura 5.14, pode-se observar a variação dos valores de condutividade nos reatores do sistema experimental durante as cinco semanas de operação da terceira fase.

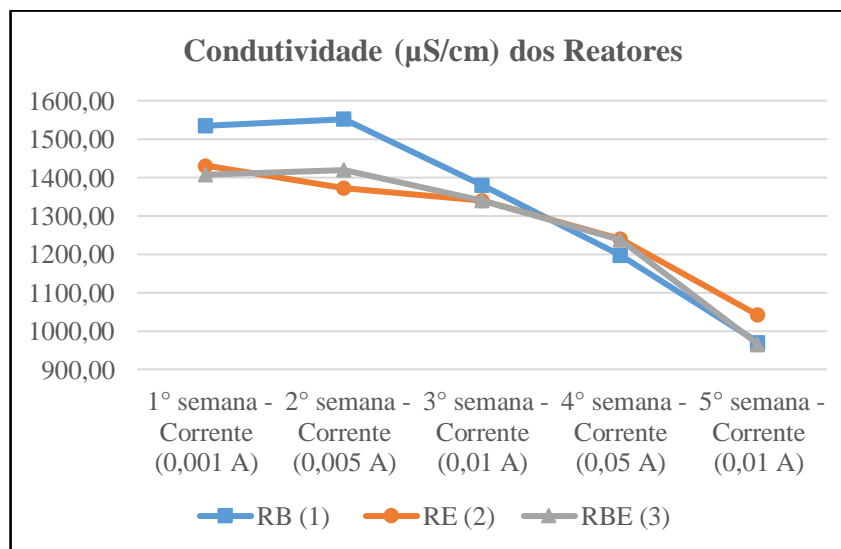


Figura 5.14 - Perfil de variação do comportamento dos valores médios de condutividade dos reatores durante as cinco semanas de operação da terceira fase.

Os valores de condutividade obtidos nos reatores RE (2) e o RBE (3) foram próximos, demonstrando uma diminuição desses valores ao longo da terceira fase de operação.

No RB (1) foi obtido o maior valor médio de condutividade durante a primeira semana, apresentando uma diminuição até o final da operação. A explicação desse fato já foi comentada anteriormente.

A Tabela 5.19 apresenta a média semanal dos resultados do sistema experimental em relação ao pH nos pontos analisados. Pôde-se constatar que houve a elevação dos valores do pH de todos os reatores a partir da segunda semana de operação. No entanto, o RB (1) e o RE (2) demonstraram uma diminuição nos valores de pH, enquanto que no RBE (3) houve o aumento desse valor, até atingir na quinta semana 8,78, maior valor de pH nessa fase de operação. O aumento do pH na terceira fase de operação pode ser explicado pela geração de íons hidroxila durante a etapa de redução da água.

Tabela 5.19 - Média semanal dos resultados de pH nos seis pontos coletados do sistema experimental.

Resultados de pH						
	RB (1)	RE (2)	RBE (3)	DB (1)	DE (2)	DBE (3)
1° Semana	8,22	8,50	8,23	8,54	8,54	8,52
2° Semana	8,57	8,72	8,69	8,64	8,69	8,68
3° Semana	8,63	8,60	8,69	8,68	8,65	8,75
4° Semana	8,59	8,60	8,72	8,64	8,69	8,79
5° Semana	8,57	8,43	8,78	8,50	8,57	8,72

RB (1) = Reator biológico (1), RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3), DB (1) = Descarte biológico (1), DE (2) = Descarte eletrolítico (2), DBE (3) = Descarte bioeletrolítico.

A Figura 5.15 representa graficamente os dados da Tabela 5.19.

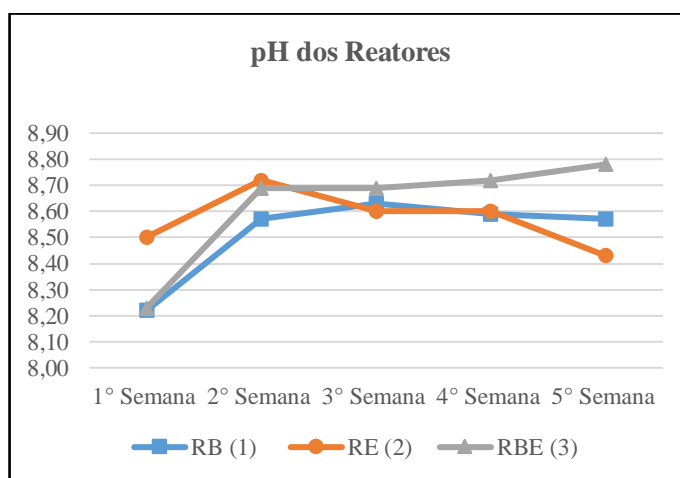


Figura 5.15 - Média semanal dos resultados de pH nos reatores do sistema experimental.

As condições de aeração foram atendidas nos reatores RB (1) e RBE (3), pois a concentração de oxigênio dissolvido se manteve durante a terceira fase de operação em $5,99 \text{ mg/LO}_2 \pm 0,27$ e $5,95 \text{ mg/LO}_2 \pm 0,30$ respectivamente.

5.3.3.2 Demanda Química de Oxigênio (DQO)

Na Tabela 5.20 são apresentados os resultados da estatística descritiva dos valores de DQO da ARS afluyente e da DQO nos efluentes tratados e monitorados ao longo de toda a terceira fase de operação.

Tabela 5.20 - Estatística descritiva dos resultados de DQO monitorados ao longo da terceira fase de operação (N=25).

Resultados de DQO (mg/L)								
	1° Semana				2° Semana			
	ARS	DB(1)	DE(2)	DBE(3)	ARS	DB(1)	DE(2)	DBE(3)
Média	223	16	90	13	237	28	101	35
Mediana	221	11	74	4	242	28	72	35
Máximo	235	34	211	34	255	34	197	45
Mínimo	215	3	42	2	209	20	65	26
Desvio padrão	8	13	69	15	21	6	64	9
	3° Semana				4° Semana			
	ARS	DB(1)	DE(2)	DBE(3)	ARS	DB(1)	DE(2)	DBE(3)
Média	250	49	58	50	242	40	24	48
Mediana	250	52	63	49	245	40	25	45
Máximo	265	69	87	59	255	50	30	60
Mínimo	235	30	20	44	225	30	18	40
Desvio padrão	12	15	27	6	12	8	5	10
	5° Semana							
	ARS	DB(1)	DE(2)	DBE(3)				
Média	253	38	21	26				
Mediana	254	44	20	30				
Máximo	255	51	25	30				
Mínimo	256	19	19	19				
Desvio padrão	257	17	3	6				

ARS= Água residuária sintética, DB (1) =Descarte biológico (1), DE (2) = Descarte eletrolítico (2), DBE (3) = Descarte bioeletrolítico.

Na Figura 5.16 pode-se visualizar o gráfico box-plot dos resultados referentes às eficiências de remoção de DQO alcançadas semanalmente pelo sistema experimental na terceira fase de

operação. Durante a primeira semana de operação constatou-se que o RB (1) e o RBE (3) apresentaram medianas de eficiência de remoção próximas, mas o maior valor de eficiência de remoção de DQO pertenceu ao RBE (3), com mediana de 98%.

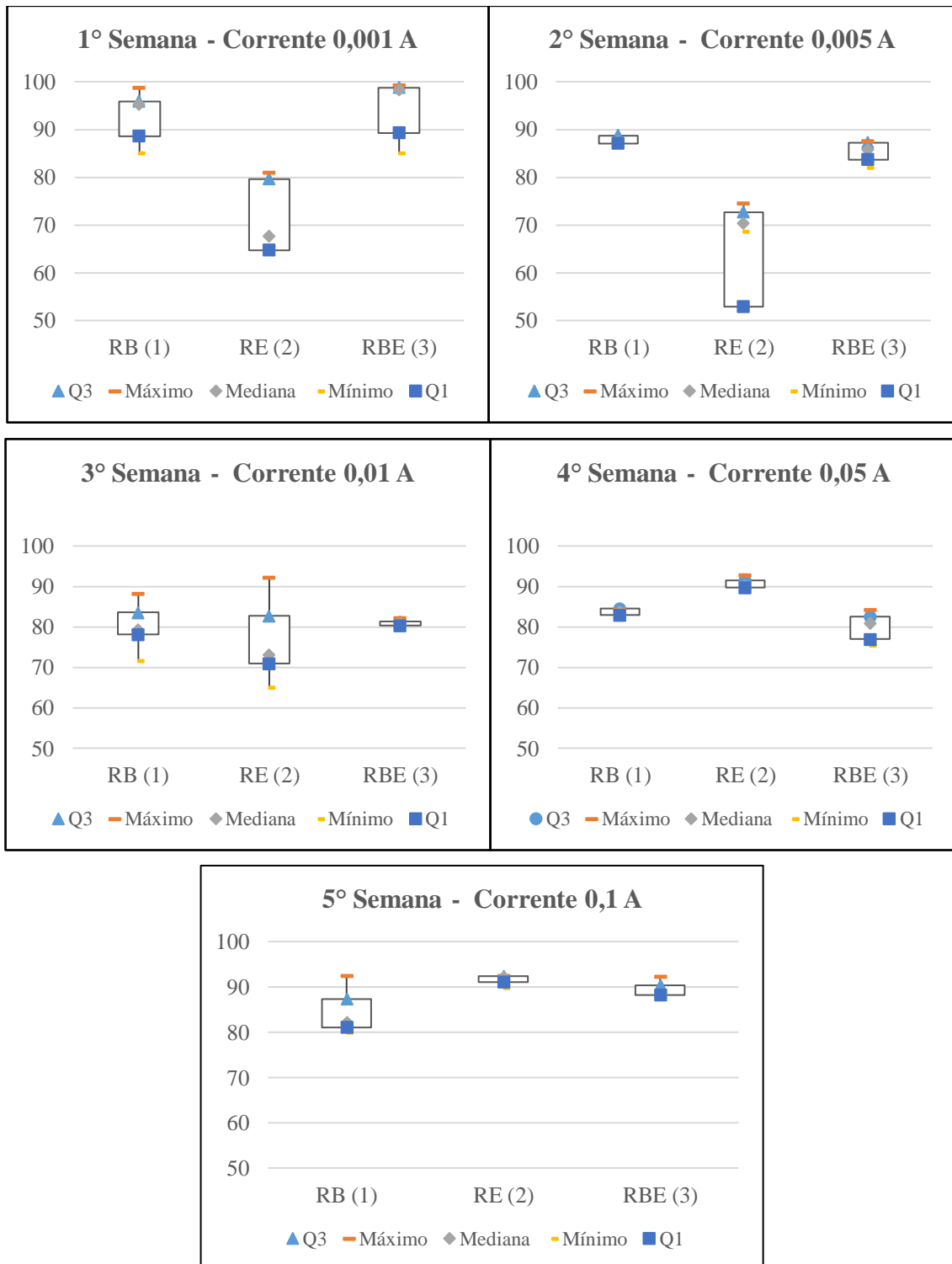


Figura 5.16 - Gráficos de box-plot da eficiência de remoção de DQO referente às cinco semanas de operação.

No RB (1), à exceção da primeira semana, foi alcançado melhor desempenho do que o RBE (3), embora por vezes as eficiências de remoção se mostraram próximas. Porém, ao longo da operação ocorreram variações nos valores de eficiência do RBE (3). Durante a segunda até a quarta semana esse reator demonstrou redução desses valores, e somente na quinta semana notou-se uma recuperação.

O ótimo valor de eficiência de remoção alcançado na primeira semana e a posterior variação desses valores nas semanas seguintes, à medida em que a corrente elétrica foi aplicada, demonstrou que, com uma baixa corrente, equivalente a 0,001 A, valor da primeira semana de operação, os microrganismos podem não ter sido afetados de forma brusca e a corrente pode ter atuado em um limiar positivo para eles. No entanto, no decorrer das outras semanas, os microrganismos presentes no RBE (3) podem ter sido afetados devido à variação e aumento da corrente elétrica dentro desse reator.

É importante ressaltar que na quinta semana de operação houve um valor atípico, com a recuperação dos valores de eficiência que supostamente indicariam um restabelecimento dos microrganismos, porém destaca-se que a operação do sistema nessa semana foi mais curta, devido aos feriados que ocorreram nesse período, durando apenas quatro dias. Nesse caso, esse resultado pode não ter retratado, de forma global, o que ocorreu no sistema nessa semana.

Na primeira semana de operação, diante da aplicação de uma corrente elétrica baixa, foi alcançada no RE (2) uma eficiência acima de 50% de aproveitamento, e mediana de 68%. Percebeu-se que, de acordo com o aumento da corrente elétrica durante as semanas de operação, o RE (2) teve aumentada a sua eficiência de remoção de DQO, confirmando a premissa do tratamento eletrolítico, de quanto maior a corrente elétrica aplicada, maior a eficiência do tratamento. Os seguintes valores medianos de remoção foram obtidos no RE (2), 70%, 73%, 90% e 92% na segunda, terceira, quarta e quinta semana de operação respectivamente.

Na terceira fase de operação, as remoções médias globais das cinco semanas de operação do sistema experimental foram de 85%, 79% e 87% nos reatores RB (1), RE (2) e RBE (3) respectivamente. Nota-se que as eficiências de remoção do RB (1) e do RBE (3) são próximas, porém no RBE (3) alcançou o maior valor de eficiência do sistema. No que diz respeito ao RB (1), constatou-se, por meio da pesquisa da literatura, que o desempenho desse reator foi inferior ao alcançado por Santos (2005), que trabalhou com RSB sob diferentes idades de lodo em escala de bancada para o tratamento de esgotos domésticos e alcançou uma remoção de 90%.

Confrontando o resultado do RB (1), com o resultado alcançado pelo reator de lodos ativados ETB-Sul, que registrou uma eficiência de remoção de DQO de 92,4% no ano de 2013 (SIESG, 2014), verificou-se que o RB (1) também mostrou eficiência abaixo da esperada.

No entanto observou-se que, em relação aos reatores RE (2) e RBE (3), o sistema estudado apresentou eficiência global que pode ser considerada elevada, uma vez que, por meio de pesquisa da literatura estudada, percebeu-se que no sistema de Rodrigues *et al.*, (2001) a eficiência de remoção de DQO foi de 74,74%, na pesquisa de Senthilkumar *et al.*, (2012), o tratamento eletrolítico aplicado de forma individual alcançou 80%. Portanto, é possível concluir-se que no RE (2) foi alcançada uma eficiência elevada em relação aos trabalhos encontrados na literatura.

Em relação ao RBE (3), percebeu-se que esse reator também demonstrou melhor desempenho do que o sistema proposto por Senthilkumar *et al.*, (2012), que integrou o processo biológico e eletrolítico e obteve uma eficiência de remoção de DQO de 80%. Na Figura 5.17 é apresentada a série temporal da eficiência de remoção de DQO nos efluentes tratados durante as cinco semanas da terceira fase de operação.

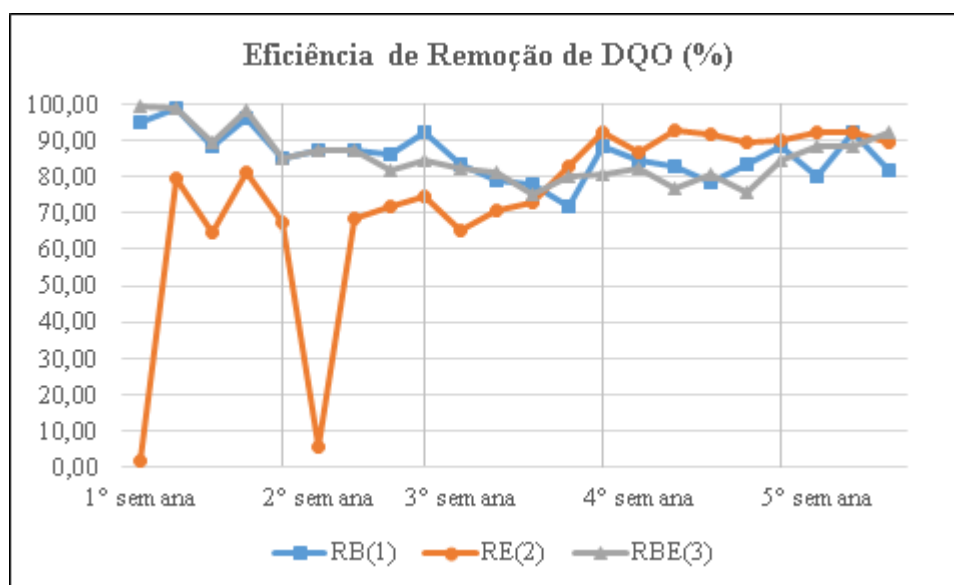


Figura 5.17 - Série temporal demonstrando a eficiência de remoção de DQO nos efluentes tratados durante as cinco semanas operação

5.3.3.3 Sólidos Totais (ST)

Na Tabela 5.21 são apresentados os resultados dos valores médios, máximos, mínimos, o desvio padrão e a mediana de ST nos seis pontos analisados durante a terceira fase de operação. No apêndice C é possível visualizar os gráficos referentes as análises de sólidos totais e suspensos realizados durante a terceira fase de operação.

Tabela 5.21 - Resultados da concentração de ST nos pontos analisados referente a terceira fase de operação (N=5).

Resultados de ST (mg/L)						
	RB (1)	RE (2)	RBE (3)	DB (1)	DE (2)	DBE (3)
Média	1654,70	875,80	1567,30	1142,90	952,40	868,00
Mediana	1662,00	807,00	1438,50	907,00	864,50	762,00
Máximo	2021,00	1208,50	2621,00	2160,50	1158,00	1259,50
Mínimo	1313,00	711,00	1156,50	779,00	769,50	714,00
Desvio Padrão	298,97	197,24	606,82	575,46	190,68	223,76

RB (1) =Reator biológico (1), RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3), DB (1) =Descarte biológico (1), DE (2) = Descarte eletrolítico (2), DBE (3) = Descarte bioeletrolítico.

Durante a terceira fase de operação, o maior valor de ST pertenceu ao RB (1), em cujo reator foram registrados valores crescentes de ST. No RBE (3) ocorreram oscilações nos valores de ST, diminuindo e aumentando ao longo das semanas, sendo que o maior valor médio de ST foi do RBE (3) na quarta semana, atingindo o total de 2621 mg/L. Já no RE (2), durante as três primeiras semanas de operação, notou-se uma diminuição dos valores de ST, e após isso houve um pico de ST na quarta semana, quando se alcançou o maior valor de ST.

O RB (1) e RBE (3) demonstraram maior valor de concentração de sólidos totais devido à biomassa biológica presente nesses reatores, e nos seus respectivos efluentes tratados pôde-se observar que ambos os reatores indicaram valores menores de sólidos totais. Já no RE (2), o reator exclusivamente eletrolítico, este não possuía biomassa biológica, mas ao longo das semanas foi acumulando sólidos originários da oxidação da placa eletrolítica, que se depositavam no fundo do reator, gerando uma espécie de lodo químico.

Em relação às eficiências de remoção de ST, pôde-se perceber que a decantação do RB (1) proporcionou a melhor eficiência de remoção da terceira fase, seguido pelo RBE (3) e por último o RE (2). O RB (1) e o RBE (3) possuíam em seu interior a biomassa, e, devido a boa

sedimentabilidade do lodo, exibiram efluentes praticamente livres de sólidos. Porém, na quinta semana de operação foram registrados valores de eficiência negativa referente a decantação do RB (1), o que pode ter sido causado pela perda de sólidos durante essa semana de operação. A menor eficiência pertenceu a decantação do RE (2), no qual obteve-se, em alguns casos, como na segunda e quarta semana, eficiência negativa, pois o reator não possuía sólidos em seu interior, somente o material decantado e acumulado proveniente da ARS.

Ademais, por meio da pesagem das placas eletrolíticas, observou-se que não houve desgaste significativo dessas placas, portanto os valores negativos de eficiência de remoção de ST não podem ser associados ao desgaste dos eletrodos.

Na Figura 5.18 são mostradas as eficiências de remoção de ST referente ao período de decantação dos reatores.

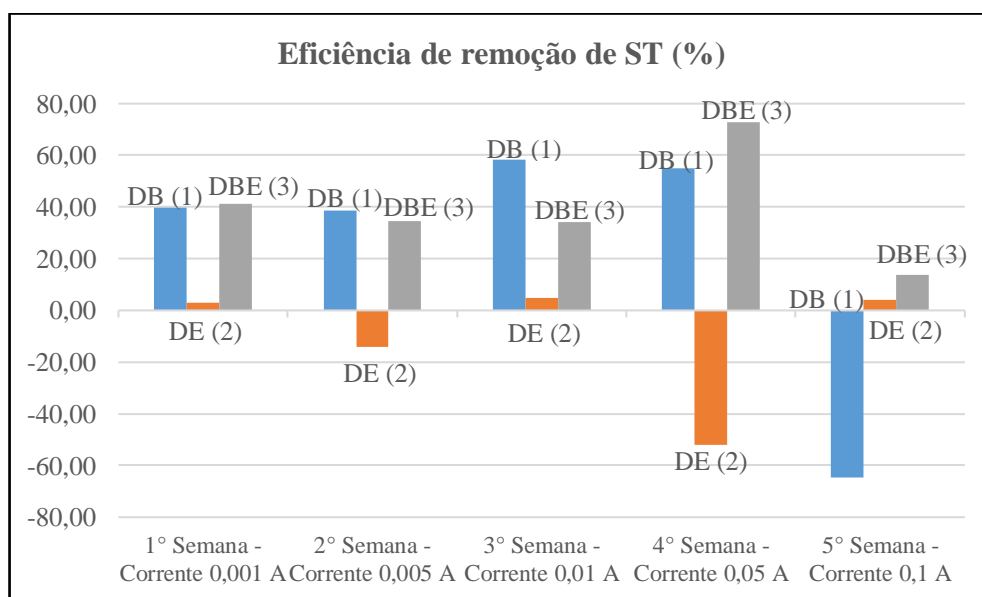


Figura 5.18 - Valores médios das eficiências de remoção de ST referente ao período de decantação do sistema experimental durante a terceira fase de operação.

5.3.3.4 Sólidos Suspensos Totais (SST)

Na Tabela 5.22 são apresentados os resultados dos valores médios, máximos, mínimos, o desvio padrão e a mediana de SST nos seis pontos analisados durante a terceira fase de operação.

Tabela 5.22 - Resultados da concentração de SST nos seis pontos analisados referentes a terceira fase de operação. (N=5).

Resultados de SST (mg/L)						
	RB (1)	RE (2)	RBE (3)	DB (1)	DE (2)	DBE (3)
Média	543,80	120,00	524,60	79,00	29,20	68,00
Mediana	504,00	42,00	578,00	36,00	28,00	83,00
Máximo	981,00	423,00	804,00	169,00	58,00	96,00
Mínimo	94,00	11,00	42,00	16,00	12,00	29,00
Desvio Padrão	330,43	172,16	306,56	71,67	17,54	31,18

RB (1) =Reator biológico (1), RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3), DB (1) =Descarte biológico (1), DE (2) = Descarte eletrolítico (2), DBE (3) = Descarte bioeletrolítico.

Constatou-se que os maiores valores de SST foram os dos reatores RB (1) e RBE (3), por possuírem sólidos biológicos em seu interior. A média de remoção foi menor no RE (2) do que os outros reatores com a exceção da quarta semana, o que pode ter sido causado pelo acúmulo de material proveniente da ARS dentro do reator. Pode-se relacionar esse dado com o aumento da turbidez do RE (2). Além disso, constatou-se, por meio da pesagem das placas eletrolíticas, que não houve desgaste significativo dessas placas, portanto os valores negativos de eficiência de remoção de SST não podem ser associados ao desgaste dos eletrodos. Na Figura 5.19 são apontados os valores da eficiência de remoção de SST referente ao período de decantação dos reatores.

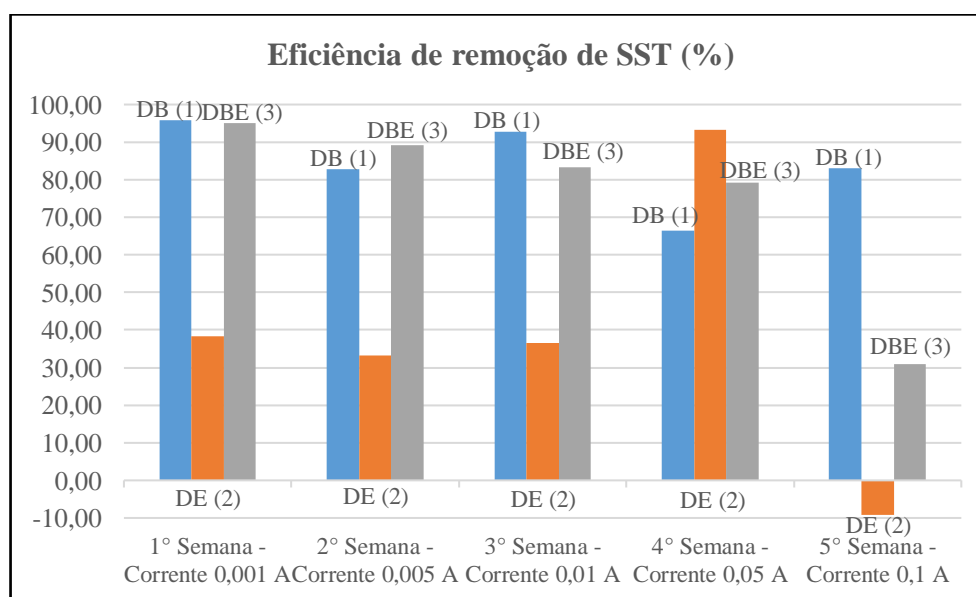


Figura 5.19 - Valores médios das eficiências de remoção de SST referente ao período de decantação do sistema experimental durante a terceira fase de operação

5.3.3.5 Turbidez

Na Tabela 5.23 são apresentadas as médias semanais dos resultados do sistema experimental em relação ao efluente tratado coletado nos receptáculos de descarte.

Tabela 5.23 - Valores médios semanais do efluente tratado nos receptáculos de descarte.

	Turbidez (NTU)		
	DB (1)	DE (2)	DBE (3)
1º Semana (0,001 A)	8,00	10,00	8,00
2º semana (0,005 A)	4,00	15,00	4,00
3º semana (0,01 A)	5,00	13,00	5,00
4º semana (0,05 A)	15,00	10,00	25,00
5º semana (0,1 A)	9,00	15,00	13,00
Média	8,00	13,00	11,00

DB (1) = Descarte biológico (1), DE (2) = Descarte eletrolítico (2), DBE (3) = Descarte bioeletrolítico.

O DE (2) e o DBE (3) apresentaram os maiores valores médios de turbidez durante a terceira fase, 13,00 NTU e 11,00 NTU respectivamente, enquanto o DB (1) alcançou uma média de 8,00 NTU. Em relação à baixa turbidez do efluente do reator puramente biológico, pode-se associar esse fato à boa sedimentabilidade da biomassa presente nesse reator, o que ocasionou um efluente tratado menos turvo e livre de sólidos. O maior valor de turbidez do DE (2) pode ser justificado pelo acúmulo de sólidos proveniente da ARS dentro do reator. No caso do alto valor de turbidez registrado no DBE (3), associou-se esse fato à baixa remoção de sólidos do reator RBE (3).

A Figura 5.20, apresenta graficamente a variação da turbidez nos efluentes tratados em cada semana da segunda fase de operação.

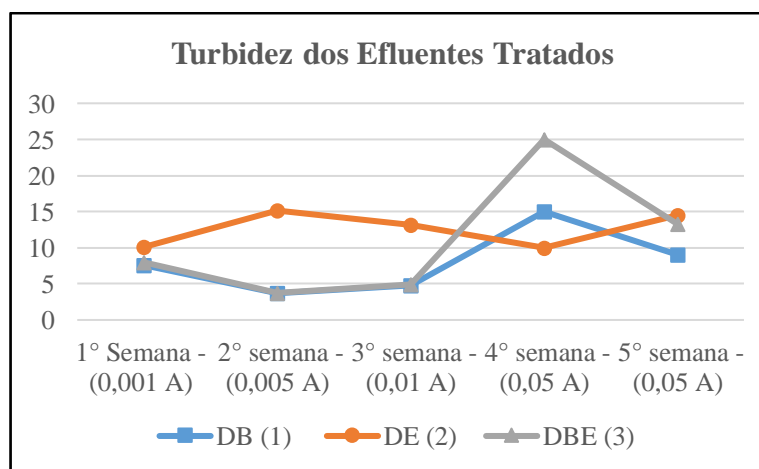


Figura 5.20 - Média semanal dos resultados de turbidez dos efluentes tratados.

5.3.3.6 Pesagem das placas eletrolíticas

A variação das massas dos eletrodos está mostrada na Tabela 5.24. Os valores são uma média do peso das placas utilizadas no sistema. Os eletrodos empregados na terceira fase eram de grafite puro, e embora sabendo que é um eletrodo inerte, e não sofrem desgaste com a eletrólise, optou-se por realizar a pesagem.

Pode-se perceber que ao longo das cinco semanas de operação houve uma perda de 0,33 g no RE (2) e 0,1 g no RBE (3), correspondendo ao material que sofreu desgaste nesse período de operação. Pode-se afirmar que essas perdas foram insignificantes, não exercendo influência nos efluentes tratados dos reatores e a biomassa presente nos reatores biológicos.

Tabela 5.24 - Valores médios do peso das placas eletrolíticas (g).

Peso das placas de grafite puro rígido (g)					
Peso inicial por placa (g)		Peso final por placa (g)		Perda de massa por placa (g)	
RE (2)	RBE (3)	RE (2)	RBE (3)	RE (2)	RBE (3)
86,05	102,44	83,38	101,63	0,33	0,1

RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico.

Sugere-se que essa pequena perda de material pode ser atribuída ao manuseio das placas e também ao processo de lavagem das placas eletrolíticas que ocorreu ao final de cada dia de operação durante terceira fase.

5.3.4 Caracterização Quantitativa e Qualitativa da Biomassa

Os resultados encontrados são demonstrados nos sub - tópicos a seguir. Na Figura 5.21, pode-se visualizar alguns dos organismos presentes nos reatores RB (1) e RBE (3). Na figura 5.21.a observa-se a esquerda da foto a *Acineta* e na direita duas colônias de *Epistylis*. Na figura 5.21.b tem-se um rotífero *Digononta*. Na imagem 5.21.c tem-se uma *Chilodonella* e por fim na figura 5.21.d a tem-se uma Grande Ameba Nua.

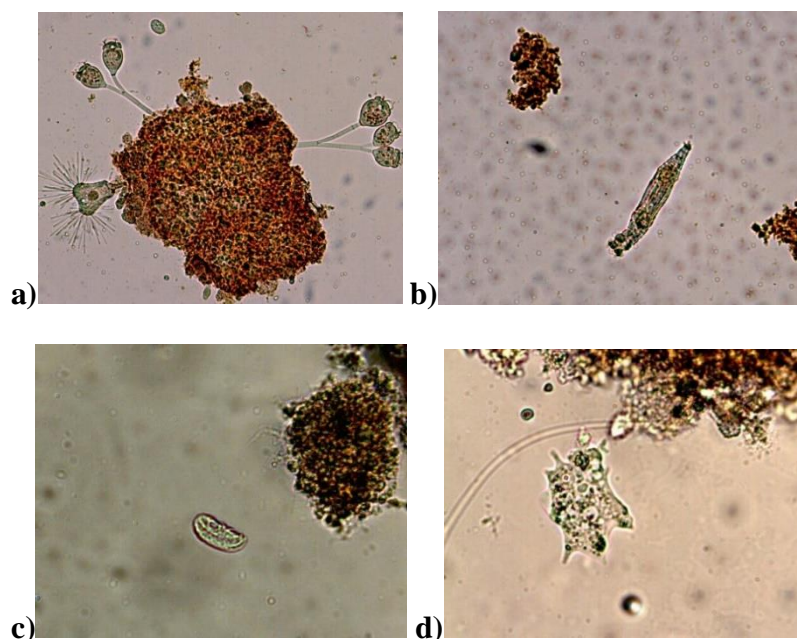


Figura 5.21 - Microrganismos presentes no RB (1) E RBE (3) durante a segunda e terceira fase de operação. Nas figuras (a) e (b) o aumento foi de 50x e nas Figuras (c) e (d) foi de 100x.

5.3.4.1 1º Fase de operação

Devido ao curto período de duração dessa fase, não foram realizadas análises de caracterização qualitativa e quantitativa da biomassa.

5.3.4.2 2º Fase de operação

Na segunda fase de operação, com duração de quatro semanas, foram utilizados eletrodos de aço inox, e em cada semana de operação, realizaram-se duas análises da microfauna correspondentes ao início da aplicação da corrente e ao final da aplicação da corrente nos reatores RB (1) e o RBE (3). Deve-se destacar que o RB (1) era o reator exclusivamente biológico, enquanto que o RBE (3) era o reator bioeletrolítico. A cada semana foram aplicados diferentes valores de corrente elétrica, configurando uma condição experimental distinta a cada semana, conforme descrito no item 4.3.5 da metodologia. Na Figura 5.22 é possível visualizar a frequência relativa dos microrganismos nos reatores RB (1) e RBE (3) no início e no final da primeira condição experimental correspondente à aplicação de 0,001 A.

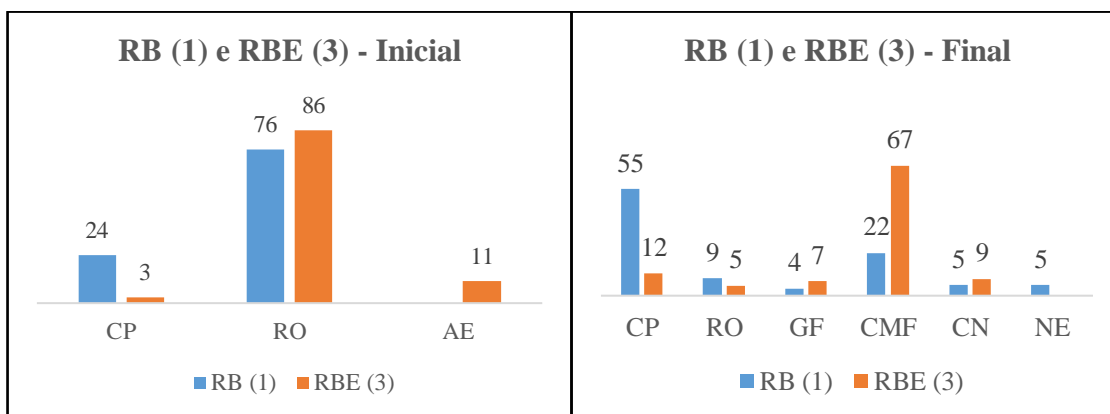


Figura 5.22 - Frequência relativa dos microrganismos no RB (1) e no RBE (3) no início e no final da primeira condição experimental avaliada na segunda fase. As abreviações dos organismos estão de acordo com a Tabela 4.12.

No início da operação da primeira semana, notou-se que nos dois reatores, RB (1) e RBE (3), existia pouca variedade de grupos de organismos, sendo que os rotíferos se apresentaram como espécie dominante. As ordens presentes na microfauna desses reatores foram *Monogononta* e *Digononta*, cuja ocorrência indicam baixas cargas orgânicas, idade elevada do lodo, condições operacionais estáveis, boa eficiência da nitrificação e qualidade do efluente, pois esses metazoários se alimentam de bactérias, dispersas ou aderidas ao floco.

No final do período de aplicação da primeira corrente aplicada, percebeu-se que a diversidade da microfauna aumentou, sendo possível notar um aumento na frequência relativa de ciliados e uma redução na abundância de rotíferos, espécie dominante no início da semana. No RB (1) os ciliados pedunculados predominaram, enquanto que no RBE (3) a dominância foi dos ciliados móveis de fundo. De acordo com Madoni (1994), esses protozoários possuem uma função essencial na purificação da água e na redução da turbidez do efluente, podendo ser estabelecida uma relação entre seu número e a qualidade do efluente final.

Os ciliados pedunculados, representados pelo gênero *Epystilis*, organismo predominante no RB (1), dominam em sistemas de baixas cargas orgânicas. Pode-se justificar esse fato pela utilização de uma água residuária sintética com carga orgânica baixa. Ademais, a presença de ciliados pedunculados no sistema aeróbio indica operação estável e idade do lodo elevada.

No RBE (3) predominaram os ciliados móveis de fundo com frequência relativa de 67 %. Dessa forma, pode-se afirmar que o efluente final possuía qualidade média à boa. Esses organismos também tendem a predominar em cargas orgânicas de médias a baixas (Madoni, 1994).

Constatou-se que a melhor eficiência de remoção da matéria orgânica na primeira semana de operação pertenceu ao RB (1), que alcançou uma mediana de 90% de remoção, enquanto que o RBE (3) alcançou apenas 78%.

Na segunda condição experimental aplicou-se a corrente 0,005 A. Na Figura 5.23, demonstra-se a frequência relativa dos microrganismos nos reatores RB (1) e RBE (3).

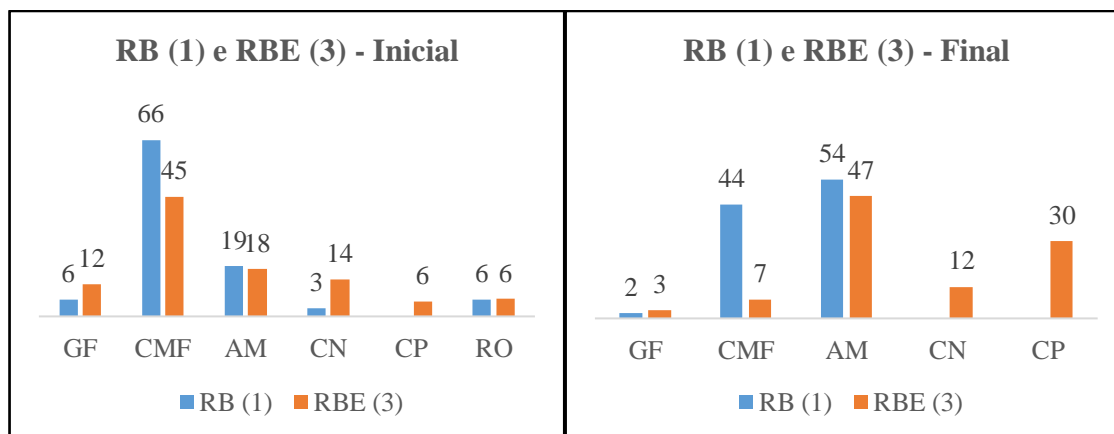


Figura 5.23 - Frequência relativa dos microrganismos no RB (1) e no RBE (3) no início e no final da segunda condição experimental avaliada na segunda fase. As abreviações dos organismos estão de acordo com a Tabela 4.12.

No início da segunda semana, os ciliados móveis de fundo apareceram com as maiores frequências relativas nos reatores RB (1) e RBE (3), com 66 % e 45 %, respectivamente. As amebas nuas surgiram no início desse período e apresentaram valores elevados de frequência relativa. Esses organismos, especificadamente a classe das grandes amebas nuas, quando presentes nos reatores, são associados à fenômenos transitórios. Porém indicam uma boa qualidade do efluente final e melhoramento da operação da ETE. Sua presença pode ser relacionada a uma boa oxigenação e uma boa remoção da matéria orgânica.

No final dessa semana de operação, notou-se uma afetação da diversidade de espécies nos dois reatores. A maior perturbação ocorreu no RB (1), pois ao final da semana foram encontrados apenas organismos pertencentes a três espécies. Notou-se também que as amebas nuas passaram a ser dominantes no RB (1), juntamente com o grupo dos ciliados móveis de fundo. No RBE (3), as amebas nuas também predominaram. Em relação a eficiência de remoção de DQO, observou-se que no RBE (3) foi alcançado a maior eficiência da semana, 90% de remoção, pois no RB (1) esse valor foi de 80%.

Na terceira condição experimental aplicou-se uma corrente de 0,01 A. Na Figura 5.24 pode-se observar a frequência relativa dos microrganismos nos reatores RB (1) e RBE (3).

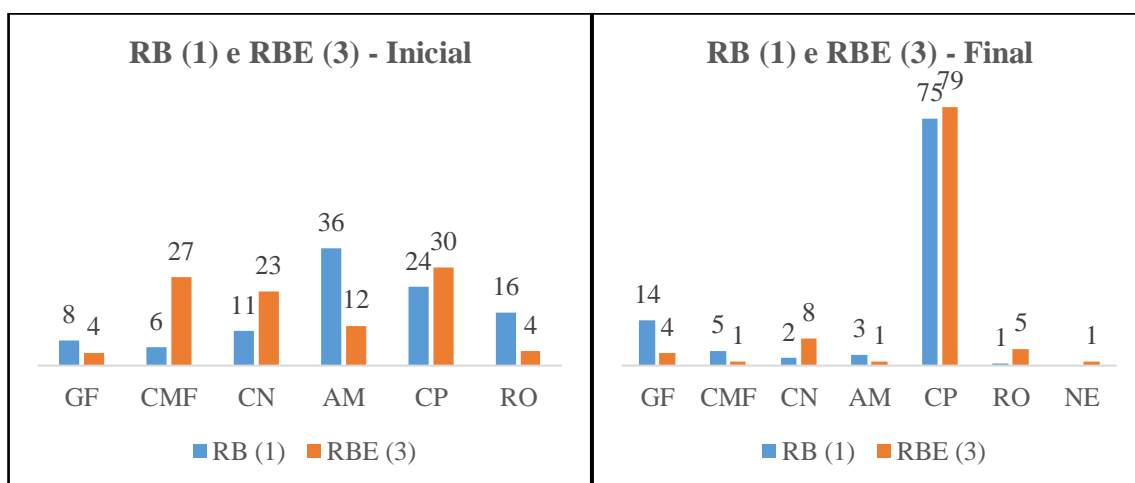


Figura 5.24 - Frequência relativa dos microrganismos no RB (1) e no RBE (3) no início e no final da terceira condição experimental avaliada na segunda fase. As abreviações dos organismos estão de acordo com a Tabela 4.12.

Pôde-se observar que, no início da terceira semana, os dois reatores apresentaram diversidade similar, pois possuíam os mesmos grupos de organismos. No entanto pode-se destacar que, no RB (1), as grandes amebas nuas ainda tinham uma frequência relativa de 36%, apesar de terem apresentado uma redução considerável se comparada à segunda condição experimental. Já no RBE (3), os ciliados predominaram, sendo verificados três grupos, os móveis de fundo, pedunculados e nadadores. Como citado anteriormente, os ciliados são fundamentais no processo de purificação da água e redução da turbidez do efluente. A coexistência dos ciliados móveis de fundo e os ciliados pedunculados, observada no RBE (3), indica uma boa eficiência do sistema.

No final da terceira semana de operação não foi percebida afetação dos microrganismos, no que diz respeito à diversidade de organismos. No RB (1), a diversidade de grupos na comunidade microbiana se manteve estável, e no RBE (3) ela aumentou com o aparecimento do gênero dos *Nematodos*. A classe predominante nos reatores foi a dos ciliados pedunculados, demonstrando uma frequência relativa de 76 % e 79% no RB (1) e no RBE (3), respectivamente. Tal fato é relevante, pois o gênero dominante nesse reator é o *Epistylis*, apontado pela literatura como indicador de operação estável do sistema. Além disso, o desenvolvimento de *Epistylis* está

relacionado à períodos de anoxia, o que pode ser explicado pelo período de sedimentação dos reatores, quando a oxigenação é desligada.

Em relação à eficiência de remoção de DQO, observou-se no RB (1) o maior valor da terceira condição experimental, com uma remoção de 85%. No entanto a diferença entre o RB (1) e o RBE (3), não foi significativa, pois o reator bioeletrolítico apresentou remoção de 81%.

Na quarta e última condição experimental, aplicou-se a corrente 0,05 A. A frequência relativa dos microrganismos nos reatores RB (1) e RBE (3) são demonstradas na Figura 5.25. No início da quarta condição experimental, percebeu-se no RBE (3) uma redução na diversidade dos microrganismos em comparação com o final da terceira condição experimental avaliada, possuindo apenas três grupos de microrganismos. A espécie dominante no RB (1) e no RBE (3) no início da operação foram os ciliados pedunculados, seguindo o padrão da terceira semana de operação.

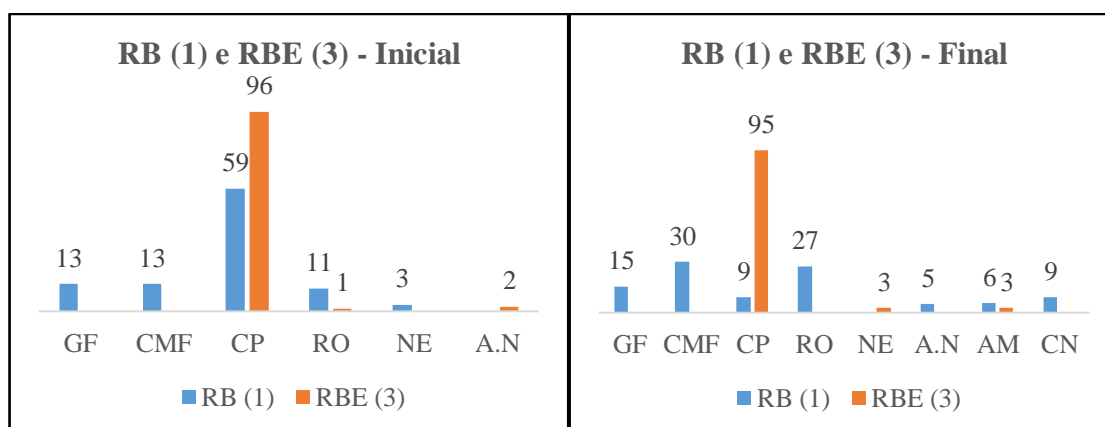


Figura 5.25 - Frequência relativa dos microrganismos no RB (1) e no RBE (3) no início e no final da quarta condição experimental avaliada na segunda fase. As abreviações dos organismos estão de acordo com a Tabela 4.12.

No final da última condição experimental, percebeu-se no RBE (3) uma possível afetação dos microrganismos pela corrente elétrica aplicada, pois, ao final dos cinco dias de aplicação da corrente no valor de 0,05 A, o RBE (3) apresentou a mesma quantidade de espécies presentes no início da semana, não sendo verificada a diversificação dos grupos zooplancônicos, como ocorreu quando foram aplicadas as correntes elétricas menores nas condições experimentais anteriores. Nesse caso, os ciliados pedunculados foram a espécie dominante, porém nesse reator também foram encontradas amebas e nematodos.

Pode-se destacar também que os rotíferos e anelídeos desapareceram no RBE (3), enquanto que no RB (1) esses organismos aumentaram suas frequências relativas, fato que reforça a possibilidade da influência da corrente elétrica sobre os microrganismos. A ausência dos rotíferos e dos anelídeos no RBE (3) pode ser um indicativo de um comprometimento do desempenho do sistema, pois esses organismos indicam condições satisfatórias de aeração e qualidade do efluente.

Esse fato pode ser corroborado pela diminuição da eficiência de remoção de DQO em relação à terceira condição experimental avaliada, pois o valor alcançado no RBE (3) na terceira condição experimental foi de 72%. Já no RB (1), foi alcançada a melhor eficiência do sistema com 78% de remoção de DQO.

Deve-se ressaltar que, nessa fase, a formação de precipitado de hidróxido de ferro aumentou de acordo com o aumento da corrente elétrica aplicada. Portanto, é difícil fazer inferências a partir dos valores de DQO, pois acredita-se que essa análise foi comprometida principalmente na última condição experimental, quando se aplicou o maior valor de corrente testado. A afetação pode ter sido decorrente dos elevados teores de ferro presentes no meio.

Sugere-se que as condições experimentais impostas ao reator RBE (3) contribuíram para afetar a comunidade zooplancônica. Pode-se afirmar ainda que parte do oxigênio que estava sendo fornecido para esse reator foi consumido na oxidação do ferro. Assim, é provável que a degradação aeróbia da matéria orgânica e o próprio processo de nitrificação tenham sido comprometidos, atingindo-se condições anóxicas no sistema.

5.3.4.3 3º Fase de operação

Na terceira e última fase de operação foram utilizados eletrodos de grafite puro rígido. Essa fase teve duração de cinco semanas, onde cada semana representou uma condição experimental. No entanto a caracterização quantitativa e qualitativa da biomassa começou a ser realizada a partir da segunda semana de operação, que retrata a segunda condição experimental aplicada conforme detalhado no item 4.3.6.

Na Figura 5.26 é possível visualizar a frequência relativa dos microrganismos nos reatores RB (1) e RBE (3) durante as duas análises realizadas no início e no final da segunda semana de operação. A corrente elétrica aplicada nesse período foi de 0,005 A.

No início da segunda condição experimental, pôde-se notar que os grupos dominantes em ambos os reatores foram os rotíferos e os ciliados pedunculados, no RB (1) e no RBE (3), respectivamente. Os ciliados pedunculados, como mencionado anteriormente, estão presentes em sistemas com carga orgânica baixa e indicam uma operação estável do sistema, assim como os rotíferos, espécie dominante no RBE (3), que também indicam uma boa qualidade do efluente. Pode-se afirmar, com base nos grupos encontrados, que os reatores possuíam um alto tempo de detenção celular, ou seja, a idade do lodo nos reatores era elevada.

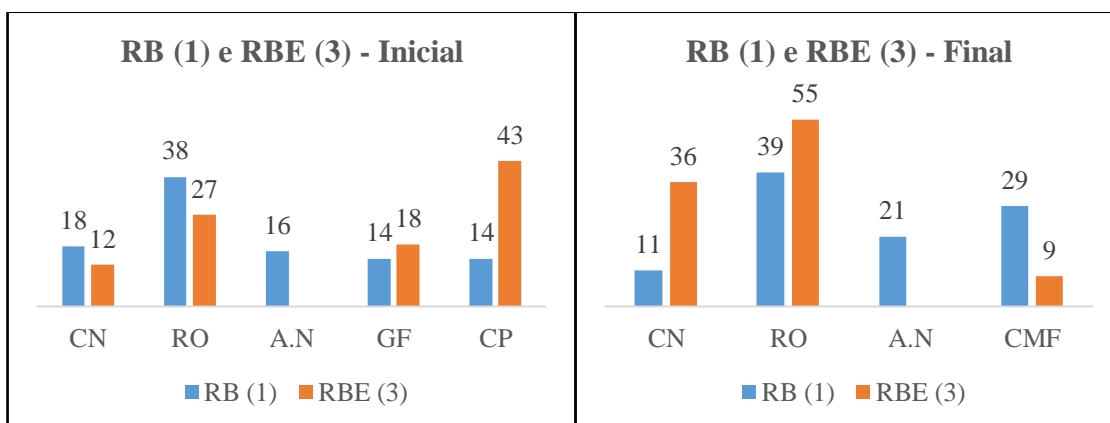


Figura 5.26 - Frequência relativa dos microrganismos no RB (1) e no RBE (3) no início e no final da segunda condição experimental avaliada na terceira fase. As abreviações dos organismos estão de acordo com a Tabela 4.12.

No final desse período, notou-se que os ciliados pedunculados, espécie dominante no início da semana, cederam lugar aos rotíferos e ciliados nadadores, que predominaram no RBE (3). Esse comportamento foi similar nos dois reatores, RB (1) e RBE (3), portanto pode-se afirmar que não é resultado da aplicação da corrente elétrica.

No que diz respeito às eficiências de remoção de DQO, nos reatores RB (1) e RBE (3) foram alcançados, respectivamente, 87% e 86% de eficiência. Esse resultado demonstra a similaridade entre os reatores, e sugere a hipótese de que a comunidade biológica do RBE (3) não foi afetada pela corrente elétrica no valor de 0,005 A.

Pode-se observar na Figura 5.27 a frequência relativa dos microrganismos nos reatores RB (1) e RBE (3) durante as duas análises realizadas no início e no final da terceira condição experimental avaliada. A corrente elétrica aplicada nesse período foi de 0,01 A.

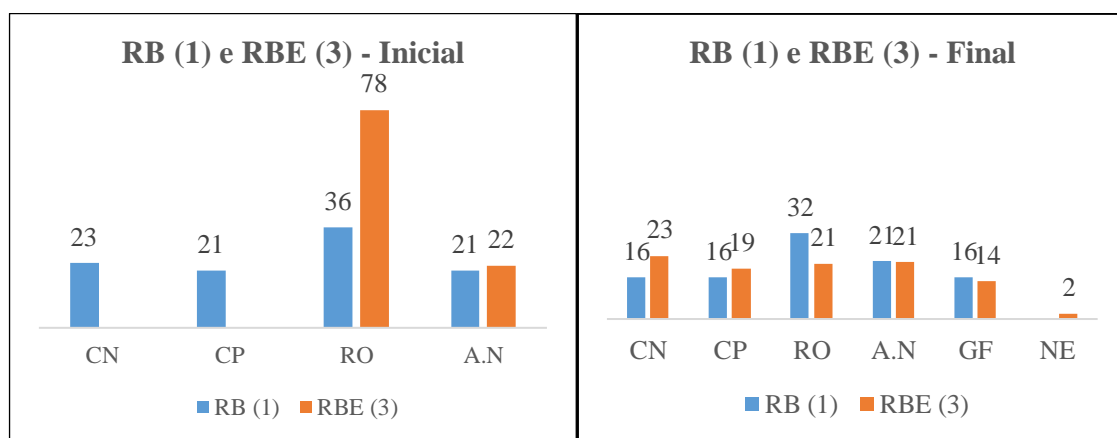


Figura 5.27 - Frequência relativa dos microrganismos no RB (1) e no RBE (3) no início e no final da terceira condição experimental avaliada na terceira fase. As abreviações dos organismos estão de acordo com a Tabela 4.12.

No início da terceira condição experimental, percebeu-se uma diminuição no número de espécies de microrganismos presentes no reator RBE (3), que iniciou a operação apenas com dois grupos, os rotíferos e os anelídeos. É possível que mesmo com a aplicação de corrente interrompida por um intervalo de dois dias, referente ao final de semana, essa condição tenha influenciado no metabolismo microbiano. O RB (1) se manteve estável em relação a diversidade de grupos presentes no final do período de aplicação de 0,005 A.

No final da terceira condição experimental notou-se uma recuperação dos reatores, pois algumas espécies se desenvolveram ao longo da semana, aumentando a diversidade dos microrganismos. A diversidade e a quantidade dos microrganismos encontradas no RB (1) e no RBE (3) mostraram-se semelhantes. No entanto, observou-se no RBE (3) a espécie dos nematodos, que estão presentes em diversas condições operacionais em baixas abundâncias relativas. A condição verificada no final da terceira semana é um indicativo do que se espera em termos de ampla diversidade da comunidade zooplanctônica típica de tanques de aeração com desempenho satisfatório. Como pode ser verificado nos licores mistos de ambos os reatores, existiu uma diversidade de espécies semelhantes, e além disso, nenhuma espécie se mostra dominante sobre a outra, o que atesta a operação satisfatória do sistema.

Em relação à eficiência de remoção de DQO, os dois reatores alcançaram os valores de eficiência de remoção de 79% e 81% respectivamente no RB (1) e no RBE (3). Pode-se sugerir por meio dos resultados que, nessa semana, ainda não havia ocorrido a afetação da biomassa desse reator.

A frequência relativa dos microrganismos nos reatores RB (1) e RBE (3) durante as duas análises realizadas no início e no final da quarta condição experimental avaliada é demonstrada na Figura 5.28. A corrente elétrica aplicada nesse período foi de 0,05 A.

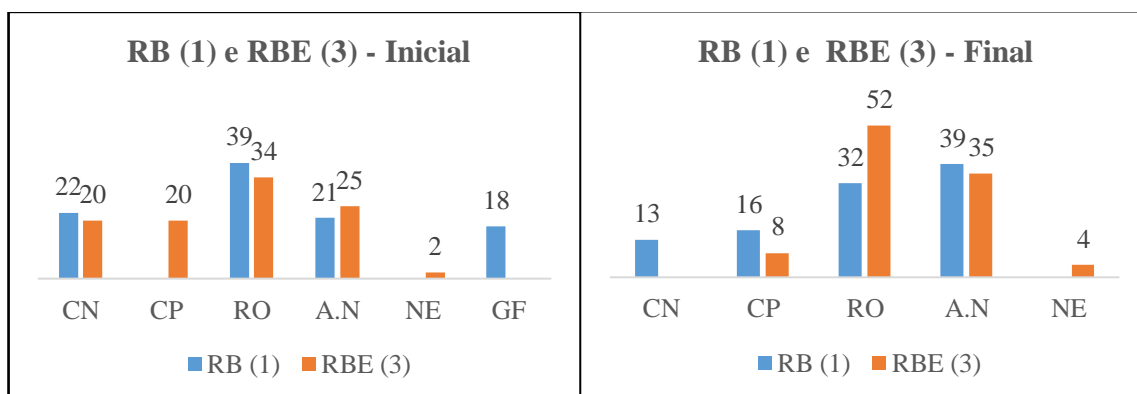


Figura 5.28 - Frequência relativa dos microrganismos no RB (1) e no RBE (3) no início e no final da quarta condição experimental avaliada na da terceira fase. As abreviações dos organismos estão de acordo com a Tabela 4.12.

No início da quarta condição experimental, observou-se a predominância dos rotíferos nos dois reatores, com uma frequência relativa de 39% e 34% para o RB (1) e no RBE (3), seguidos pelos anelídeos que se mostraram espécie crescente. No final da quarta condição experimental, notou-se que os rotíferos continuaram sendo a espécie dominante no RBE (3), com uma frequência relativa de 52%. Essa espécie teve uma frequência relativa média de 23% no início e 37% no final da operação. Percebeu-se também o aumento na comunidade dos anelídeos, representados por *Aelosomas*, que estão presentes em baixas cargas orgânicas e indicam boa aeração, eficiência da nitrificação e qualidade do efluente.

Os valores de eficiência de remoção de DQO foram de 84% no RB (1) e 81 (%) no RBE (3). Notou-se que o valor da eficiência de remoção de DQO do RBE (3), foi igual ao da terceira semana, o que pode indicar uma adaptação momentânea dos microrganismos desse reator à corrente elétrica aplicada, visto que não houve redução significativa da diversidade de espécies do RBE (3). Já o RB (1) demonstrou um aumento da eficiência de remoção de DQO em relação a terceira semana. O bom desempenho desse reator é reforçado pela ocorrência de rotíferos e anelídeos que foram predominantes nesse reator.

Pode-se visualizar na Figura 5.29 demonstra a frequência relativa dos microrganismos nos reatores RB (1) e RBE (3) durante as duas análises realizadas no início e no final da quinta condição experimental avaliada. A corrente elétrica aplicada nesse período foi de 0,1 A.

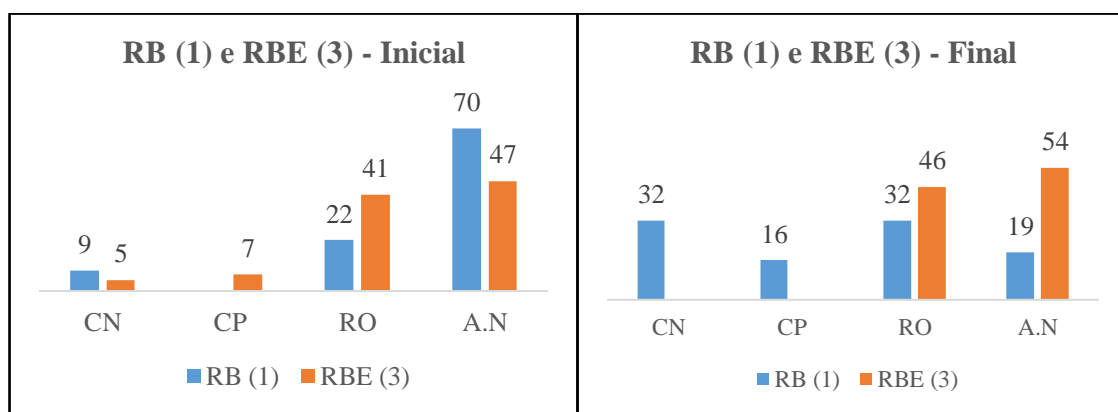


Figura 5.29 - Frequência relativa dos microrganismos no RB (1) e no RBE (3) no início e no final da quinta condição experimental avaliada na da terceira fase. As abreviações dos organismos estão de acordo com a Tabela 4.12.

No início da última condição experimental avaliada, observou-se que os anelídeos eram o grupo dominante, que se desenvolveu em número nos dois reatores, tendo uma frequência relativa média de aproximadamente 60%. No final do período, observou-se que a diversidade dos microrganismos do RBE (3) foi afetada, registrando-se apenas duas espécies, os rotíferos e os anelídeos. O RBE (3) apresentou nessa etapa da operação a maior redução na diversidade dos microrganismos presentes na biomassa desse reator, quando comparada às condições experimentais aplicadas anteriormente, fato este que pode ser associado ao efeito negativo da corrente elétrica no RBE (3).

Constatou-se que no RBE (3) foi obtido o maior valor de eficiência de remoção de DQO da semana, 88%, enquanto que no RB (1) esse valor foi de 82%. É importante ressaltar, que a quinta semana de operação mostrou um valor atípico, com a recuperação dos valores de eficiência que supostamente indicariam a recuperação dos microrganismos. Porém destaca-se que a operação do sistema nessa semana foi mais curta durando apenas quatro dias, devido aos feriados que ocorreram nesse período. Nesse caso, esse resultado pode não ter retratado, de forma global, o que ocorreu no sistema nessa condição experimental.

Sugere-se que houve interferência da corrente elétrica no metabolismo microbiano na segunda e terceira fase de operação. Entretanto, não se pode afirmar até que ponto, neste experimento, a eletroestimulação dos microrganismos por meio da introdução de corrente afetou positiva ou negativamente a biomassa.

De acordo com Thrash e Coates (2008), alguns estudos apontam que a eletroestimulação pode afetar negativamente o crescimento e a atividade microbiana, no entanto, as correntes adequadas promovem o metabolismo microbiano.

Na pesquisa de Wei *et al.*, (2011), demonstrou-se que a comunidade bacteriana heterotrófica não foi significativamente afetada quando a densidade de corrente elétrica aplicada foi menor do que $6,2 \text{ A/m}^2$, mas foi parcialmente inativada em densidades de corrente superiores a $12,3 \text{ A/m}^2$. Sabe-se que as densidades de correntes aplicadas na segunda e terceira fase de operação (0,0549; 0,2747; 0,5495; 2,7473; e $5,4945 \text{ A/m}^2$), foram menores que o $6,2 \text{ A/m}^2$. Portanto, no sistema em estudo não houve a inativação imediata dos microrganismos, esse processo se deu de forma gradual com o aumento da corrente elétrica aplicada.

Segundo Matsunaga *et al.*, (1992), a eletroestimulação pode causar efeitos negativos sobre as bactérias, oxidando diretamente constituintes intracelulares sem destruir suas membranas, levando à inativação celular. A alta corrente elétrica também pode causar permeabilização irreversível da membrana celular e subsequente liberação de constituintes citoplasmáticos essenciais (Dreesa *et al.*, 2003). Ademais, a literatura aponta que a eletrólise gera produtos advindos de reações abióticas na superfície do eletrodo, que podem influenciar o metabolismo microbiano, como o peróxido de hidrogênio, que pode inibir as atividades metabólicas microbianas (Thrash e Coates, 2008).

5.4 ANÁLISE GERAL DOS RESULTADOS DAS TRÊS FASES DE OPERAÇÃO

Deve-se ressaltar que a utilização de eletrodos de materiais distintos promoveu alterações nas características dos efluentes tratados, pois foram identificados diferentes resultados durante as mesmas análises realizadas nas três fases de operação.

Na Tabela 5.25 é possível visualizar uma média global dos valores de condutividade obtidos nos seis pontos analisados durante as três fases operacionais.

Constatou-se que os valores de condutividade obtidos durante a segunda fase e terceira fase de operação foram relativamente parecidos, embora os eletrodos utilizados nas duas fases terem sido diferentes. Esse fato pode ser explicado pela padronização desse parâmetro devido a utilização da ARS no experimento.

Tabela 5.25 - Valores médios de condutividade obtidos nas três fases de operação do sistema experimental.

Condutividade ($\mu\text{S/cm}$)						
	RB (1)	RE (2)	RBE (3)	DB (1)	DE (2)	DBE (3)
1° Fase	1178	1155	1155	1231	1220	1223
2° Fase	1401	1277	1300	1354	1264	1313
3° Fase	1327	1284	1274	1343	1301	1293

RB (1) =Reator biológico (1), RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3), DB (1) =Descarte biológico (1), DE (2) = Descarte eletrolítico (2), DBE (3) = Descarte bioeletrolítico.

Em relação aos valores de pH nos reatores estudados, percebeu-se que a maior variação desse parâmetro ocorreu na terceira fase de operação, quando o valor de pH alcançou 8,78. Na primeira e na segunda fase, percebeu-se a elevação do pH nos reatores RE (2) e RBE (3), em função do aumento da corrente elétrica aplicada. Na terceira fase houve oscilações nesse parâmetro ao longo da operação.

Na Tabela 5.26 é possível visualizar uma média global dos valores de pH obtidos nos seis pontos analisados durante as três fases operacionais.

Tabela 5.26 - Valores médios de pH obtidos nas três fases de operação do sistema experimental.

pH						
	RB (1)	RE (2)	RBE (3)	DB (1)	DE (2)	DBE (3)
1° Fase	7,60	7,82	7,89	7,68	8,01	8,06
2° Fase	7,82	8,15	8,20	7,92	8,19	8,26
3° Fase	8,52	8,57	8,62	8,60	8,63	8,69

RB (1) =Reator biológico (1), RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3), DB (1) =Descarte biológico (1), DE (2) = Descarte eletrolítico (2), DBE (3) = Descarte bioeletrolítico.

Na primeira fase, notou-se que os valores de pH do RB (1) e RBE (3) seguiram o padrão de pH com valores próximos a neutralidade, o que pode ter favorecido o crescimento dos microrganismos. Na segunda fase no RB (1), foi alcançado o valor de pH próximo da neutralidade, no entanto no RBE (3) esse valor foi acima do padrão neutro, assim como o que ocorreu na terceira fase nos reatores que possuíam tratamento biológico. Esse fato que pode ter contribuído para o desenvolvimento inadequado dos microrganismos nesses reatores.

Constatou-se que as condições de aeração para o desenvolvimento da biomassa aeróbia heterotrófica no reator biológico e no reator bioeletrolítico foram atendidas.

O menor valor de OD médio durante as fases foi 5,72 mgO₂/L, portanto maior do que o mínimo estabelecido.

Notou-se em relação a turbidez dos efluentes tratados, que na primeira fase de operação os efluentes tratados da segunda semana de operação mostraram-se menos turvos do que os efluentes da primeira semana. Na segunda fase de operação, os valores de turbidez dos efluentes tratados demonstraram a maior variação dentre as três fases. Por fim, na terceira fase, o DE (2) e o DBE (3) apresentaram os maiores valores médios de turbidez dessa fase.

No DE (2) isso pode ser justificado devido ao acúmulo de sólidos proveniente da ARS dentro do RE (2), o que provocou um efluente mais turvo. No caso da turbidez elevada registrada no DBE (3), pode-se associar a baixa remoção de sólidos do reator RBE (3). A baixa turbidez do DB (1), justifica-se devido a boa sedimentabilidade da biomassa presente nesse reator RB (1), o que ocasionou um efluente tratado menos turvo e mais livre de sólidos.

Na Tabela 5.27, são demonstradas as médias globais dos valores de turbidez obtidos nos três pontos analisados durante as três fases operacionais.

Tabela 5.27 - Valores médios de turbidez obtidos nas três fases de operação do sistema experimental.

	Turbidez		
	DB (1)	DE (2)	DBE (3)
1° Fase	8,00	8,00	10,00
2° Fase	9,00	55,00	40,00
3° Fase	8,00	13,00	11,00

RB (1) =Reator biológico (1), RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3).

Percebeu-se que os valores de turbidez da primeira e da terceira fase são relativamente parecidos, é importante ressaltar que em ambas as fases foram utilizados eletrodos de grafite, porém com características distintas.

No caso do DB (1), percebeu-se que em todas as fases o valor de turbidez foi similar. Na segunda fase de operação constatou-se a maior discrepância entre os valores de turbidez do DE (2) e DBE (3) em relação as outras fases, o que se atribui ao emprego de eletrodos destrutivos.

Em virtude da utilização de eletrodos reativos como o aço inox, percebeu-se, conforme o esperado, o rápido desgaste desses eletrodos. No que diz respeito à aplicação dos eletrodos não-reativos, o esperado era que não tivesse ocorrido desgaste. Porém, notou-se, por meio da pesagem das placas, uma pequena deterioração dos eletrodos.

A variação das massas dos eletrodos está mostrada na Tabela 5.28. Os valores são uma média do peso das placas durante as três fases operacionais, nos reatores que possuíam placas eletrolíticas.

Tabela 5.28 - Valores médios de turbidez obtidos nas três fases de operação do sistema.

Perda de massa por eletrodo (g)		
	RE (2)	RBE (3)
1° Fase	0,14	0,02
2° Fase	1,18	0,21
3° Fase	0,33	0,1

RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3).

Como se pode observar na Tabela 5.28, a maior perda de massa nos eletrodos foi durante a segunda fase de operação, por conta dos eletrodos de aço inox utilizados nessa fase. Constatou-se uma pequena perda de massa nos eletrodos de grafite, na primeira e última fase, isso pode ser atribuído ao fato do manuseio e lavagem diária dos eletrodos. As diferenças entre estes valores correspondem às diferentes características dos materiais dos eletrodos, como a massa molar e a valência de cada elemento. No entanto, pode-se afirmar que essas perdas foram insignificantes, não exercendo influência nos efluentes tratados dos reatores e na biomassa presente nos reatores biológicos.

Na Tabela 5.29, são demonstradas as médias globais dos valores de eficiência de remoção de DQO obtidos nos três pontos analisados durante as três fases operacionais.

Tabela 5.29 - Valores médios semanais de eficiência de remoção de DQO, obtidos nos três pontos analisados durante as três fases de operação do sistema experimental.

	1° fase - DQO			2° fase - DQO			3° fase - DQO		
	RB (1)	RE (2)	RBE (3)	RB (1)	RE (2)	RBE (3)	RB (1)	RE (2)	RBE (3)
1° Semana	71,84	76,68	71,49	90,44	81,35	78,09	95,1	67,6	98,2
2° Semana	78,18	71,35	75,53	82,01	53,90	89,69	87,4	70,3	85,7
3° Semana	-	-	-	85,14	65,88	80,77	79,2	73,2	81,0
4° Semana	-	-	-	78,35	77,07	72,45	83,7	90,2	80,9
5° Semana	-	-	-	-	-	-	82,0	92,2	88,2

RB (1) = Reator biológico (1), RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3).

Conforme a Tabela 5.29, pode-se perceber que na primeira fase de operação o melhor desempenho em relação a eficiência de remoção de DQO foi na primeira semana do RE (2). Já na segunda semana de operação, a melhor remoção foi do RB (1).

Durante a segunda fase de operação no RE (2) foi obtido, na primeira semana com uma corrente de 0,001 A, o melhor desempenho desse reator. No RBE (3), o melhor desempenho foi alcançado durante a segunda semana de operação, quando a corrente aplicada foi de 0,005 A.

Por fim, na terceira e última fase de operação, o maior valor de eficiência de remoção de DQO foi do RBE (3), durante a primeira semana com uma corrente aplicada de 0,001 A. O RE (2) o melhor desempenho na eficiência de remoção de DQO foi alcançado na última semana de operação. Já no RB (1), o melhor funcionamento aconteceu na primeira semana de operação.

Na Tabela 5.30, pode-se verificar os valores médios de eficiências de remoção de DQO obtidos nos três reatores durante as três fases de operação do sistema experimental.

Tabela 5.30 - Valores médios de eficiência de remoção de DQO, obtidos nas três fases de operação do sistema experimental.

	DQO (%)		
	RB (1)	RE (2)	RBE (3)
1° Fase	75,00	74,00	74,00
2° Fase	84,00	70,00	80,00
3° Fase	86,00	79,00	87,00

RB (1) =Reator biológico (1), RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3).

Constatou-se que a terceira fase de operação apresentou o melhor desempenho em relação às outras fases. O RB (1) e o RBE (3) mostraram valores de remoção parecidos, mas a maior remoção de DQO nessa fase foi do RBE (3).

Na Tabela 5.31 é possível visualizar as eficiências de remoção de sólidos totais obtidas durante as três fases de operação.

Tabela 5.31 - Valores médios de eficiência de remoção de ST, obtidos nas três fases de operação do sistema experimental.

	Eficiências de remoção ST (%)		
	RB (1)	RE (2)	RBE (3)
1° Fase	44	8	42
2° Fase	46	4	54
3° Fase	51	-11	39

RB (1) = Reator biológico (1), RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3).

Em relação aos valores de eficiência de remoção de sólidos totais constatou-se que a decantação dos reatores RB (1) e RBE (3) trabalharam de forma semelhante, o que promoveu valores próximos de eficiências de remoção durante as três fases de operação.

No entanto, a decantação do RE (2) obteve o pior resultado dentre as fases, o que resultou em baixos valores de eficiências de remoção de DQO, sendo que durante a terceira fase de operação a eficiência de remoção apresentou valores negativos.

5.5 ATENDIMENTO AO PADRÃO NACIONAL DE LANÇAMENTO DE EFLUENTES LÍQUIDOS E REÚSO DE ÁGUA

Nesse tópico é apresentada uma avaliação do sistema experimental nas três fases de operação em relação ao atendimento das legislações ambientais em âmbito nacional e em alguns estados brasileiros.

Na Tabela 5.32 pode-se visualizar os resultados de pH, DQO e SST obtidos durante as três fases de operação do sistema experimental.

Tabela 5.32 - Resultados de pH, DQO e SST dos reatores referentes as três fases de operação.

	1° Fase			2° Fase			3° Fase		
	pH	DQO (mg/L)	SST (mg/L)	pH	DQO (mg/L)	SST (mg/L)	pH	DQO (mg/L)	SST (mg/L)
RB (1)	7,60	77,06	40,30	7,82	40,05	39,25	7,89	34,07	79,00
RE (2)	7,82	73,13	37,50	8,15	80,55	50,75	8,20	60,32	29,20
RBE (3)	7,89	83,88	56,30	8,57	54,00	39,50	8,62	35,34	68,00

RB (1) = Reator biológico (1), RE (2) = Reator eletrolítico (2), RBE (3) = Reator bioeletrolítico (3).

Efetuarão-se então as comparações dos resultados do sistema experimental com os limites estabelecidos na legislação dispostos na Tabela 5.33.

Em relação aos parâmetros DQO e pH, percebeu-se que os efluentes tratados dos três reatores do sistema experimental nas três fases de operação estão em conformidade com as legislações observadas. Já no que diz respeito ao parâmetro SST, na primeira fase de operação, o efluente tratado pelo RBE (3) não atendeu ao limite estabelecido pelo Estado do CE. O mesmo ocorreu

na terceira fase de operação, pois o RB (1) e o RBE (3) também não atenderam ao padrão fixado por esse Estado.

Tabela 5.33 - Limites preconizados nas legislações do Brasil e dos estados para o lançamento de efluente sanitários em corpos d'água. (Achaval, 2014, adaptado).

	pH	DQO (mg/L)	DBO (mg/L)	Sólidos (mg/L)
Brasil	5 a 9	-	<120 ou eficiência >60%	Ssed < 1
AL	5 a 9	150	60	Ssed < 1
CE	5 a 9	200	-	Ssed < 1 SST <50
GO	5 a 9	-	<60 ou eficiência >80%	Ssed < 1
MT	5 a 9	120	60	Ssed < 1
MS	5 a 9	-	<120 ou eficiência >80%	Ssed < 1
MG	6 a 9	<180 ou eficiência >65%	<60 ou eficiência >70%	Ssed < 1 SST <100
PR	5 a 9	225	90	-
RJ	5 a 9	-	180/30% (C<5) ¹ 100/60% (5<C<25) 60/80% (25<C<80) 40/85% (C>80)	Ssed < 1 SST (1): 180/30% (C<5) 100/60% (5<C<25) 60/80% (25<C<80) 40/85% (C>80)
RS	5 a 9	<360 (Q<200)	<120 (Q<200) ²	Ssed <1; SST< 120 (Q<200) ²
RO	5,8 a 9,7	-	-	Ssed < 1
SC	6 a 9	-	<60 ou eficiência >80%	Ssed < 1
SP	5 a 9	-	<60 ou eficiência >80%	Ssed < 1

(1) Variável de acordo com a carga orgânica diária bruta (kg DBO/dia)

(2) Variável de acordo com a vazão diária de lançamento (m³/dia)

Com o intuito de possibilitar o uso dos efluentes de forma consciente e sustentável, é necessário que esses efluentes atendam a padrões de qualidade específicos de acordo com a finalidade do reuso de água. A NBR - 13.969/97 classifica o reuso de água como a utilização local do esgoto tratado para diversas finalidades, exceto para o consumo humano. Essa norma dispõe as classificações e seus respectivos valores de parâmetros para esgotos, conforme o tipo de reuso. Os efluentes tratados de todos os reatores nas três fases operacionais atenderam ao valor específico na NBR para o parâmetro do pH. Porém em relação ao parâmetro da turbidez, os efluentes não atenderam aos requisitos estabelecidos pela classe I e II. Os efluentes tratados nos

reatores RE (2) e RBE (3), na segunda e terceira fase de operação, não atenderam aos requisitos classe III em relação ao parâmetro turbidez.

Não houve realização da análise de OD nos efluentes tratados, e também não foram realizadas análises para coliformes fecais por ter sido utilizada água residuária sintética no experimento. Mas é certo que seria necessário que o efluente dos reatores passasse por uma etapa de cloração para atender a NBR – 13.969/97, pois ela exige cloro residual na água.

6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

6.1 CONCLUSÕES

A maior eficiência global de remoção de matéria orgânica, eficiência média durante o período de operação da terceira fase, foi alcançada no RBE (3), 87% de remoção, representando o maior valor dentre as três fases. Durante essa fase, o valor máximo de eficiência de remoção de DQO, equivalente a 98%, foi obtido durante a aplicação da corrente elétrica de 1 mA referente à primeira condição experimental.

Na segunda fase de operação, obteve-se a segunda maior eficiência global do experimento em relação ao RBE (3), 80% de remoção de DQO. No entanto, o melhor desempenho do RBE (3) nessa fase foi durante a aplicação da segunda condição experimental, que correspondeu à corrente elétrica de 5 mA, condição na qual alcançou-se no RBE (3), 90% de eficiência na remoção de DQO. Por fim, a primeira fase de operação produziu as piores eficiências globais em relação à eficiência de remoção de DQO dentre as demais fases, 75%, 74% e 74%, para o RB (1), RE (2) e RBE (3) respectivamente.

Conclui-se que as diferenças entre os percentuais de remoção de DQO no processo bioeletrolítico durante as três fases podem ser atribuídas à diferença de materiais dos eletrodos e também devido às origens distintas do inóculo utilizado. Os melhores resultados foram alcançados quando foram utilizados os eletrodos de grafite puro rígido, concluindo-se que os eletrodos não destrutíveis são os mais indicados dentre os outros materiais das placas eletrolíticas.

Pode-se afirmar que o RBE (3) funcionou adequadamente nesse experimento para o tipo de água residuária. No entanto, de acordo com as análises microbiológicas, pôde-se identificar que a comunidade zooplanctônica foi afetada devido à aplicação da corrente elétrica nesse reator.

Constatou-se que na segunda e na terceira fase de operação, a comunidade zooplanctônica do RBE (3) foi progressivamente afetada com o aumento da corrente elétrica aplicada. No entanto, percebeu-se que até a terceira e a quarta condição experimental, respectivamente na segunda e na terceira fase, a comunidade zooplanctônica, mesmo sob oscilações referentes à diversidade e frequências relativas dos microrganismos, se manteve nos reatores, e em alguns casos se desenvolveram.

Esse fato sugere uma adaptação da microfauna a certas faixas da corrente elétrica aplicada. Contudo, a partir da quarta e da quinta condição experimental, durante a segunda e terceira fase, o RBE (3) entrou em colapso. Esse fato foi confirmado pela redução drástica da diversidade e da frequência relativa da comunidade zooplanctônica, indicando uma possível interferência da corrente elétrica no metabolismo microbiano na segunda e terceira fase de operação.

Deve-se ressaltar que na segunda fase de operação, além da corrente elétrica aplicada, os elevados teores de ferro no licor misto do RBE (3) possivelmente tenham contribuído para a afetação precoce dos microrganismos e redução da comunidade zooplanctônica, visto que apenas na quinta condição experimental, durante a terceira fase de operação, notou-se a mesma redução.

Durante as três fases de operação do sistema, constatou-se que o RBE (3) obteve valores de eficiências de remoção de DQO semelhantes e algumas vezes melhor do que o RB (1). Isso pode indicar uma interação positiva entre a comunidade zooplanctônica presente no RBE (3) e a corrente elétrica aplicada. Entretanto, não foi possível afirmar até que ponto, no caso estudado, essa interação pode ser benéfica para os microrganismos, pois constatou-se que, durante a aplicação das correntes mais elevadas no sistema, a comunidade zooplanctônica mostrou-se negativamente afetada, até culminar no desaparecimento de diversas espécies ao final das condições experimentais aplicadas.

Portanto, chegou-se à conclusão de que o reator bioeletrolítico, na forma proposta, não conseguiu eficiência de remoção de matéria orgânica suficientemente mais alta do que o reator biológico que pudesse justificar a sua aplicação.

No que diz respeito ao RE (2), na primeira e na segunda fase de operação, esse reator puramente eletrolítico obteve as melhores eficiências de remoção de DQO, 81% e 77%, respectivamente, quando se aplicou a corrente elétrica de 1 mA, referente à primeira condição experimental das duas fases. Esses resultados sugerem que à baixíssimas correntes elétricas foi possível alcançar, sob as condições estudadas, altos percentuais de remoção de DQO.

Já na terceira fase de operação, o melhor desempenho do RE (2), 92% de remoção de DQO, se deu durante a aplicação da última condição experimental, quando foi aplicada uma corrente elétrica de 100 mA. Sugere-se que, devido à interferência da oxidação do ferro na primeira e segunda fase, possa ter ocorrido uma perturbação, ainda que discreta, na análise de DQO. No caso da terceira fase, devido às características dos eletrodos, pois eram inertes, percebeu-se que

o aumento da remoção de DQO se deu devido ao aumento da corrente, conforme regem as leis da eletrólise.

Ao se comparar o RE (2) com o RB (1), sabe-se que o reator eletrolítico demonstra algumas vantagens como a capacidade de operar suportando variações de carga orgânica afluyente e também possibilidade de tratar efluentes que contenham substâncias tóxicas e de difícil degradação.

6.2 RECOMENDAÇÕES

Objetivando-se a continuidade dos estudos e visando subsidiar trabalhos futuros no sobre o tratamento eletrolítico e bioeletrolítico aplicado ao tratamento de esgotos sanitários, são apresentadas a seguir algumas recomendações.

- Testar o RBE (3) em reatores separados, com o tratamento eletrolítico procedendo o biológico e vice-versa.
- Estudar a viabilidade da aplicação do sistema bioeletrolítico às estações compactas de tratamento de esgoto unifamiliar.
- Avaliar e monitorar o real efeito da corrente elétrica na comunidade zooplanctônica presente nos sistemas biológicos.
- Realizar a avaliação econômica do processo, considerando os custos de implantação, dos eletrodos, manutenção e gasto de energia elétrica, e produção de lodo.
- Avaliar a possibilidade do uso de fontes alternativas de energia elétrica, como as placas solares, de forma a permitir a aplicação em estações compactas de tratamento de esgoto em comunidades isoladas.
- Realizar novos experimentos com diferentes densidades de corrente.
- Comparar os eletrodos de grafite puro com outros eletrodos inertes, a exemplo do titânio combinado com outros metais e eletrodos de diamante dopado com boro.
- Testar o sistema utilizando esgoto doméstico real como afluyente e avaliar a sua capacidade operacional para remover organismos patogênicos.

- Avaliar a eficiência do sistema bioeletrolítico para promover a degradação de compostos difíceis de serem tratados, a exemplo de poluentes químicos, pesticidas e também na remoção de disruptores endócrinos nos efluentes domésticos.
- Testar novos formatos do reator eletrolítico e sua eficiência no tratamento, aplicando-se o modelo de operação de fluxo contínuo.
- Aprimorar o sistema de automação para garantir sua operação ótima na realização dos ciclos da batelada durante a noite assim como é realizado durante o dia.
- Adaptar o sistema de automação para realizar e armazenar dados referentes a possíveis erros ocorridos durante a operação, além de possibilitar a aferição de parâmetros com pH e OD sem a necessidade de interação humana.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Achaval, L. S. (2014). *Desenvolvimento e avaliação de um protótipo de estação compacta para tratamento de esgoto em unidades residenciais unifamiliares*. Dissertação de Mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos. Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília, Brasília, DF.
- Além Sobrinho, P. e Gomes, A. C. (1981). Utilização de Eletroflotação para separação e adensamento de algas de efluentes de lagoas aceleradas de estabilização de esgotos e para o tratamento de esgotos domésticos. *Anais do 11º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária, Fortaleza, CE, Brasil*.
- Além Sobrinho, P. (1983). Estudo dos fatores que influem no desempenho do processo de lodos ativados – Determinação de parâmetros de projeto para esgotos predominantemente domésticos. *Revista do Departamento de águas e esgotos*, n. 132, 49-85.
- Além, S. P. e Zimbardi, W. (1987). “Tratamento de Esgotos de áreas litorâneas por processo eletrolítico”. *Anais do 13º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*. p.136-155, São Paulo, SP, Brasil.
- Atkins, P., Jones, L. (2006). *Princípios de química: Questionando a vida moderna e o meio Ambiente*. 3º Edição, Bookman, Porto Alegre, 965 p.
- Barbosa, A. S. (2006). *Avaliação de Biofiltro Aerado Submerso no Pós- Tratamento de Efluente de Tanque Séptico*. Dissertação de Mestrado. Curso de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, Setor de Tecnologia, Universidade Federal do Paraná, PR.
- BRASIL. Lei nº 11.445, de 5 de janeiro de 2007. Estabelece diretrizes nacionais para o saneamento básico. Disponível em: <http://www.planalto.gov.br/ccivil_03/_ato2007-2010/2007/lei/111445.htm>. Acesso em 12 de maio de 2014.
- Bensadok, K., Hanafi, N. E. L., Lopicque, F. (2011). Electrochemical treatment of dairy effluent using combined Al and Ti/Pt electrodes system. *Desalination*, n. 280, 244–251.

- Caesb (2008) “Sinopse do Sistema de Esgotamento Sanitário do Distrito Federal - SIESG 2008”. Companhia de Saneamento do Distrito Federal. Disponível em http://www.caesb.df.gov.br/_conteudo/siesg/SIESG2008.pdf/. Acesso em 11 de maio de 2017.
- Canler, J. P., Perret, J. M., Duchene, F., Cotteaux, E. (1999). Aide au Diagnostic des Stations d'Épuration par l'observation Microscopique des Boues Activeés. Cemagref Editions, Lyon.
- Cho, J. H., Lee, J. E., Ra, C. S. (2010). Effects of electric voltage and sodium chloride level on electrolysis of swine wastewater. *Journal of Hazardous Materials*. Vol.180, 535–541.
- Claro, E. M. T.; Otenio, H. M.; Bidóia, D. E.; Silva, G. M. M. N.; Santos, V. (2010). Avaliação em escala laboratorial da aplicação do processo eletrolítico em efluente de lagoa de estabilização de esgoto urbano. *Química Nova*. Vol.33, n.3, 557-561.
- Chernicaró, C. A. L. (1997). Reatores anaeróbios. *Princípios do tratamento biológico de águas Residuárias*. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - Universidade Federal de Minas Gerais, Vol.5, 246 p.
- Chernicaró, C. A. L. (2001). *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios*. Belo Horizonte: Projeto PROSAB, 544 p.
- Comninellis, C. (1994). Electrocatalysis in the electrochemical conversion/combustion of organic pollutants for waste water treatment. *Electrochimica Acta*. 1857-1862.
- CONAMA (2011). Resolução 430. “Dispõe sobre condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução no 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA. ”. Brasília, DF.
- Crespilho, F. N., Rezende, M.O.O. (2004). *Eletroflotação – Princípios e Aplicações*. São Carlos. Rima, 96 p.
- Domingues, M. L. (2005). *Sistema Combinado Filtro Anaeróbio - Biofiltro Aerado Submerso: Avaliação da Partida e da Nitrificação de Esgoto Sanitário*. Dissertação de Mestrado em Saneamento e Meio Ambiente. Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e Urbanismo da Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP.

- Dreesa, K. P., Abbaszadegan, M., Maiera, R. M. (2003). Comparative electrochemical inactivation of bacteria and bacteriophage. *Water Research*, n. 37, 2291–2300.
- EPA (1993). “Process design manual for nitrogen control. Cincinnati.” EPA/625/R-93/010/.
- Ferreira, L. H. (2006). *Remoção de sólidos em suspensão de efluente da indústria de papel por eletroflotação*. Dissertação de Mestrado em Engenharia Química. Faculdade de Engenharia química. Universidade Estadual de Campinas. 79p.
- Ferreira, L. H. (2011). *Eletroredução de CO₂ para geração de metanol, etanol e ácido fórmico*. Tese de Doutorado em Engenharia Mecânica. Faculdade de Engenharia Mecânica. Universidade Estadual de Campinas. 134p.
- Fiúza, J. P. A., Philippi, S. L. (2004). *Uma análise da gestão do saneamento descentralizado em município de médio Porte – estudo de caso*. In: 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Blumenau, SC.
- Florencio, L., Bastos, R. K. X., Aisse, M. M. (2006). *Tratamento e utilização de esgotos sanitários*. Rio de Janeiro: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 427 p.
- Ginoris, Y. P. (2006). *Aplicação de técnicas de análise de imagens no monitoramento de sistemas de lodos ativados*. Tese de doutorado. Pós-Graduação em tecnologias de processos químicos e bioquímicos. Universidade Federal do Rio de Janeiro. 180p.
- Giordano, G., Filho, O. B. (2000). *O processo eletrolítico aplicado ao saneamento ambiental de balneários*. In: XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental.
- Ganzenko, O., Huguenot, D., Hullebusch, V.E., Esposito, G., Oturan, A. M. (2014). Processos eletroquímicos de oxidação avançada e biológicos para tratamento de águas residuais: Uma revisão das abordagens combinadas. *Environmental Science and Pollution Research*. 8493-8524.
- Grimshaw, J. (2000). “*Electrochemical Reactions and Mechanisms in Organic Chemistry*”. Belfast: Elsevier, 416p.
- Higa, M. F. (2005). *Estudo de tratabilidade de efluentes de indústrias de catalisadores químicos por lodos ativados por batelada (LAB): Degussa, Americana – SP*. Dissertação

de Mestrado. Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e Urbanismo. Universidade Estadual de Campinas, SP.

- Huang, L. Wan, Y. Quiang, C. Jianlong, Z. Cancan, H. Yin, Z. Bin, Z. (2016). Treatment of landfill leachate with electrochemical oxidation combined process. *Chinese Journal of Environmental Engineering*. Vol. 2, 593-508.
- Kobyas, M., Hiz, H., Senturk, E., Aydinler, C., Demirbas, E. (2006). Treatment of potato chips manufacturing wastewater by electrocoagulation. *Desalination*, n. 190, 201- 211.
- Lacombe, F.J.M. (2004). “Dicionário de administração”. Saraiva, 358p.
- Lavorenti, A. (2002). *Equilíbrio da Oxidação e Redução*. Departamento de ciências exatas da Universidade de São Paulo. Disponível em <<http://www.lce.esalq.usp.br/arquimedes/Atividade07.pdf>>. Acesso em: 20 de dezembro de 2014.
- Levenspiel, O. (1999). *Chemical Reaction Engineering*. 3ªed. United States of America, John Wiley & Sons. 684p.
- Liu, H. Tong, S. Chen, N., Liu, Y., Feng, C., Hu, Q. (2015). Effect of electro-stimulation on activity of heterotrophic denitrifying bacteria and denitrification performance. *Bioresource Technology*, n. 196, p.123-128.
- Liu, L., Zhao, G., Pang, Y., Lei, Y., Gao, J., Liu, M. (2010). Integrated Biological and Electrochemical Oxidation Treatment for High Toxicity Pesticide Pollutant. *Industrial and Engineering Chemistry Research*. Vol 49.
- Madoni, P. (1994) “La Microfauna Nell’Analisi di Qualità Biologica dei fanghi Attivi”. Azienda Gas Acqua Consorziale di Reggio Emilia, Reggio Emilia.
- 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*. Vol. 28, No. 1, 67-75.

- Massoud, M. A., Tarhini, A., Nasr, A. J. (2009). Decentralized approaches to Wastewater treatment and management: Applicability in developing countries. *Journal of Environmental Management* 90.
- Matsunaga, T., Naksono, S., Takamuku, T., Burgess, J.G., Nakamura, N., Sode, K. (1992). Disinfection of drinking water by using a novel electrochemical reactor employing carbon-cloth electrodes. *Applied and Environmental Microbiology*, p.686–689
- Mattiusi, E. M., Kaminari, N. M. S., Ponte, M. J. J. S., Ponte, H.A. (2015). Behavior analysis of a porous bed electrochemical reactor the treatment of petrochemical industry wastewater contaminated by hydrogen sulfide. *Chemical Engineering Journal*, n. 275, p. 305-314.
- McRoberts, M. (2001). *Arduíno básico*. 3. São Paulo, Novatec. 21p.
- Metcalf & Eddy (1991). *Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse*. Ed. New York, McGraw-Hill Book Company. 1334p.
- Michelan, R. (2006). *Influência do tipo de impelidor sobre o desempenho do reator anaeróbio em batelada sequencial com biomassa granulada tratando esgoto sintético*. Dissertação de Mestrado. Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, São Carlos, SP, 181p.
- Mishima, I.; Nakajima, J. (2011). Application of iron electrolysis to full-scale activated sludge process for phosphorus removal. *Journal of water and Environment Technology*. Vol. 9, n. 4.
- Moraes, P. B. (2004). *Tratamento de chorume de aterro sanitário usando eletrólise foto-assistida*. Tese de doutorado. Faculdade de Engenharia Mecânica da Universidade Estadual de Campinas, SP, 146 p.
- Moreno, F. N. (2007). *Tratamento de efluentes de uma indústria de reciclagem de embalagens plásticas de óleos lubrificantes: Processo Biológico e Físico-Químico*. Dissertação de Mestrado. Faculdade de Engenharia Civil, Arquitetura e Urbanismo da Universidade de Campinas, Campinas, SP.

- Moura, B. R. (2011). *Desempenho de um reator vertical de fluxo contínuo e leito estruturado com recirculação de efluente, submetido à aeração intermitente, na remoção de carbono e nitrogênio de um efluente sintético*. Dissertação de Mestrado. Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, São Carlos, SP, 92p.
- Nuvolari, A. (2003). *O lançamento in natura e seus impactos*. 1ª Ed. São Paulo. 520 p.
- Otenio M. H., Panchoni G. C. A. C., Ravanhani C. (2008). Avaliação em escala laboratorial da utilização do processo eletrolítico no tratamento de águas. *Química Nova*. Vol. 31, n. 3, p. 508-513.
- Patel, S.P., Brande, N., Saraf, A., Ruparelia, J. P. (2013). Electro-catalytic Materials (Electrode Materials) in Electrochemical Wastewater Treatment. *Procedia Engineering*. n. 51, p. 430-435.
- Pereira, A.F.S. (2007). *Aplicação da eletroflotação no tratamento de efluente na indústria têxtil*. Dissertação de Mestrado. Universidade Estadual de Campinas, Pós-Graduação em Engenharia Química. Campinas, SP, 74p.
- Pinhedo, L., Santos, A. A., Silva, P. T. W., Silvino, O. N. A., Gomes, A. L. (2009). Pós-Tratamento de Efluente Doméstico Utilizando Processo Eletrolítico. *Anais do 25º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Recife, PE*.
- Rajeshwar, K., Ibanez, J. G. (1997). *Environmental electrochemistry, fundamentals and applications in pollution abatement*. San Diego, Academic press, 775 p.
- Radjenovic, J., Sedlak, D. L. (2015). Challenges and Opportunities for Electrochemical Processes as Next Generation Technologies for the Treatment of Contaminated Water. *Environmental, Science & Technology*. 11p.
- Renna, B. R., Paiva, M. L., Vega, S. A. (2014). *“Tópicos especiais em eletrônica II. Introdução ao microcontrolador arduíno.”* Niterói: Universidade Federal Fluminense, Escola de Engenharia. 87p.
- Rodrigues, M. C. (2007). *Tratamento eletrolítico de lixiviado de aterro sanitário*. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Santa Catarina, Pós-Graduação em Engenharia Ambiental. Florianópolis, SC, 123p.

- Rodrigues, M. C., Brito, S. R., Sinoti, A. L. L., Souza, M. A. A. (2001). *Tratamento eletrolítico de efluentes de reatores anaeróbios*. 21º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES, João Pessoa, p.1-34.
- Rosário, T. M. S. (2016). *Aplicação do sistema combinado por filtro anaeróbio seguido de biofiltro aerado submerso ao tratamento de esgotos sanitários de unidades residenciais unifamiliares*. Dissertação de Mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos. Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília, Brasília, DF. 112p.
- Sant'Anna Jr. L. G. (2010). “ Tratamento biológico de efluentes: Fundamentos e Aplicações”. Interciência, Rio de Janeiro, Brasil, 418 p.
- Santos, V. A. (2005). “Comportamento do um Reator Sequencial de Batelada (SBR) sob estado estacionário dinâmico utilizando a idade do loco como parâmetro de controle operacional”. Tese de doutorado, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental, Porto Alegre, RS, Brasil. 228p.
- Santos, F. R., Irazuztra, P. S., Teixeira, P. E., Degasperri, T. F. (2015). Abordagem descentralizada para concepção de sistemas de tratamento de esgoto doméstico. *Revista Eletrônica de Tecnologia e Cultura*. Ed. 16, p. 35-44.
- Senthilkumar, S. Basha, A. C. Perumalsamy, M. Prabhu, H.J. (2012). Electrochemical oxidation and aerobic biodegradation with isolated bacterial strains for dye wastewater: Combined and integrated approach. *Electrochimica Acta*. n. 77, p. 171-178.
- Sifuentes, E. L. S. E. (1992) “ Estudo do Tratamento Eletrolítico das Água Residuárias de uma Indústria de Doces”. Tese Doutorado, Universidade Estadual de Campinas, SP, Brasil. 172p.
- Silva, P. M., Murat, G. G., Abrahão, S. A., Souza, C. L. M., Pimentel, P. D. M., Silva, R. T. (2012). Introdução aos fenômenos eletroquímicos. Subprojeto de Química Volta Redonda, Universidade Federal Fluminense. Disponível em: <www.pibidqmcvr.blogspot.com.br/2012/12/800x600-normal-0-21-false-false-false.html>. Acesso em 20 de maio de 2014.

- Silva, P. M.; Barbosa, O. A. (2012). “*Automação de um Reator de Bateladas Sequenciais para Tratamento de Esgotos*”. 7º Congresso Norte Nordeste de Pesquisa e Inovação”. Palmas Tocantins, 7p.
- Silveira, E. J. (2012). *Tratamento eletrolítico de lixiviado de aterro sanitário*. Dissertação de Mestrado. Faculdade de Tecnologia da Universidade Estadual de Campinas, SP, 82p.
- Sinoti, A. L. L. (2004). *Processo eletrolítico no tratamento de esgotos sanitários: estudo da sua aplicabilidade e mecanismos associados*. Dissertação de Mestrado. Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília. Brasília, DF, 143p.
- Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (2005). 21 ed. Washington, DC: American Public Health Association (APHA), American Water Works Association, Water Environment Federation.
- Tartakovsky, B., Bourque, J. S., Guiot, S. R. (2011) Electrolysis enhanced anaerobic digestion of wastewater. *Biosource Technology*. Quebec, n.102, p.5685-5691.
- Tchamango, S., Njiki, N. P. C; Ngameni, E., Hadjiev, E., Darchen, A. (2009). Treatment of dairy effluents by electrocoagulation using aluminium electrodes. *Science of the Total Environment*. n.408, p. 947–952.
- Thrash, J. C., Coates, J. D. (2008). Review: direct and indirect electrical stimulation of microbial metabolism. *Environmental Science Technology*, p. 3921–3931.
- Torres, P. L., Foresti, E., Vazoller R. (1996). Composición y uso de agua residual doméstica en reactores a escala de laboratorio. *Anais do XXV Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Cidade do México, México*.
- Vazollèr, R. F., Garcia, A. D., Conceição, N. J. (1991). *Microbiologia de Lodos Ativados – Série Manuais*. São Paulo: CETESB – Companhia de tecnologia de Saneamento Ambiental. 23p.
- Voltan, D. S. (2015). *Desenvolvimento de um Sistema Computacional Integrado Para o Monitoramento de Parâmetros Físico-Químicos da Água e Análise Óptica de*

Gotejadores. Tese de Doutorado. Universidade Estadual Paulista, Faculdades de Ciências Agrônômicas, Botucatu, SP.92p.

Von Sperling, M. (1997). “*Lodos ativados. Princípios do tratamento biológico de águas residuárias.*” Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – Universidade Federal de Minas Gerais, Vol. 4, 415p.

Wei, V., Elektorowicz, M., Oleszkiewicz, J. A. (2011). Influence of electric current on bacterial viability in wastewater treatment. *Water Research*, n. 45, 5058–5062.

Wiendl, W. G. (1998). *Processos eletrolíticos no tratamento de esgotos sanitários*. Rio de Janeiro, ABES, 368 p.

Xiao, S., Peng, J., Song, Y., Zhang, D., Liu, R., Zeng, P. (2013). Degradation of biologically treated landfill leachate by using electrochemical process combined with UV irradiation. *Separation and Purification Technology*. n.117, 24-29.

Referências Bibliográficas com *Apud*

Donini, J. C., Kan, J., Szykarczuk, J., Hassan, T. A. (1994). Operational cost of electrocoagulation. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*. 1007-1012.

Ikeda, S.; Ito, T.; Azuma, K.; Ito, K.; Noda, H. (1995). Electrochemical mass reduction of carbon dioxide using Cu-loaded gas diffusion electrodes I. Preparation of electrode and reduction products. *Denki Kagaku*, v.63, n.4, 303-309.

Lira, V. V. (2001). *Automação de um Sistema de Tratamento de Esgotos Baseado no Processo de Lodo Ativado*. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande, Brasil.

Van Haandel, A. C., Lettinga, G. (1994). “*Anaerobic sewage treatment: a practical guide for regions with a hot climate*”. John Wiley and Sons, 222p.

APÊNDICES

APÊNDICE A – GRÁFICOS DOS RESULTADOS DAS ANÁLISES DE SÓLIDOS TOTAIS E SUSPENSOS NA 1ª FASE DE OPERAÇÃO

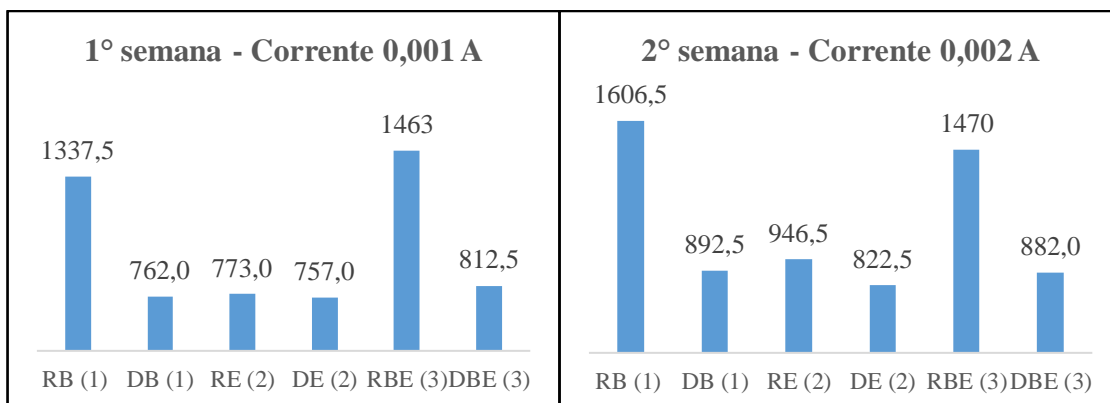


Figura A.1 - Valores médios das concentrações de ST dentro dos reatores e dos seus respectivos efluentes tratados.

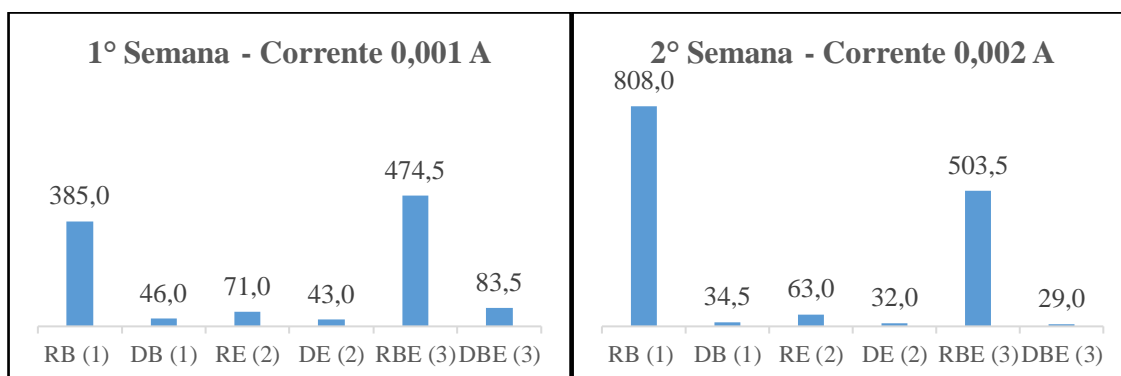


Figura A.2 - Valores das concentrações médias de SST nos seis pontos analisados.

APÊNDICE B – GRÁFICOS DOS RESULTADOS DAS ANÁLISES DE SÓLIDOS TOTAIS E SUSPENSOS DA 2ª FASE DE OPERAÇÃO

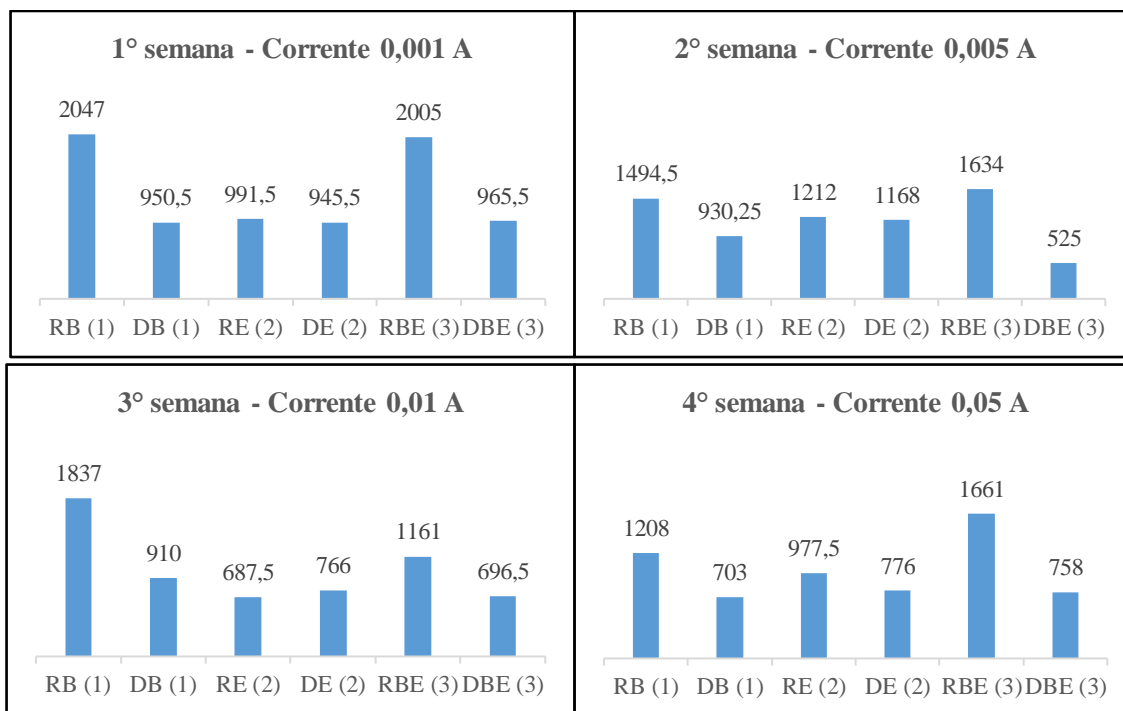


Figura B.1 – Valores médios das concentrações de ST dentro dos reatores e dos seus respectivos efluentes tratados.

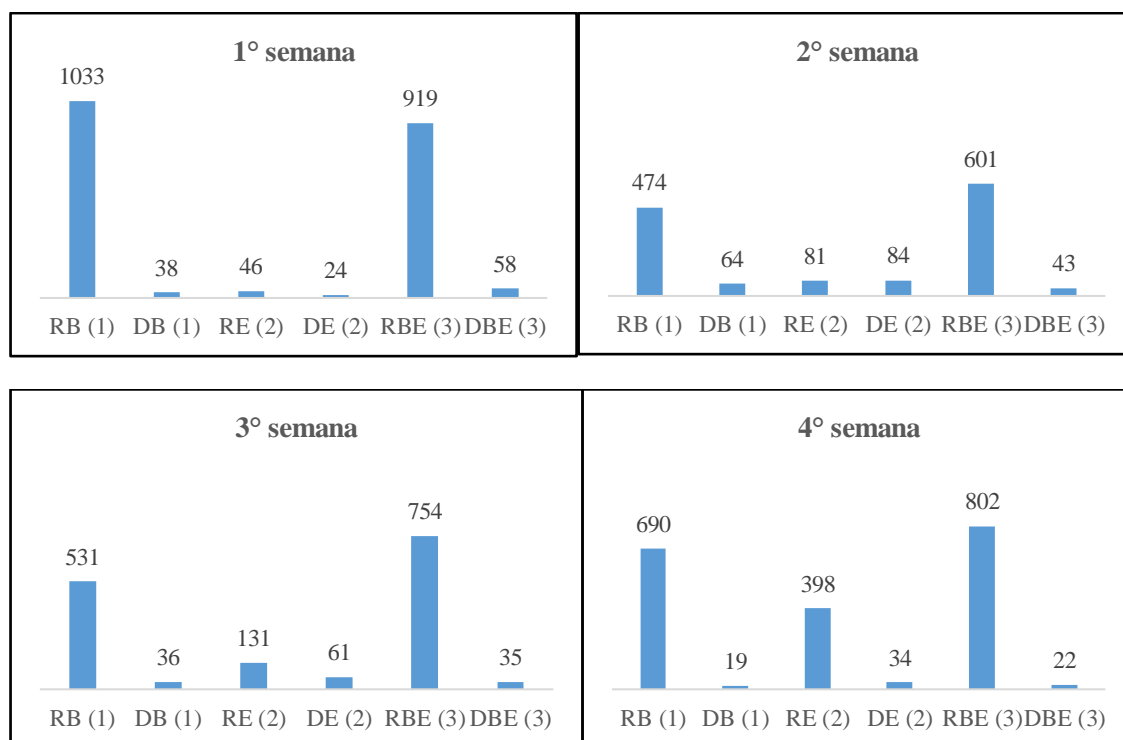


Figura B.2 - Valores das concentrações médias de SST nos seis pontos analisados.

APÊNDICE C – GRÁFICOS DOS RESULTADOS DAS ANÁLISES DE SÓLIDOS TOTAIS E SUSPENSOS DA 3ª FASE DE OPERAÇÃO

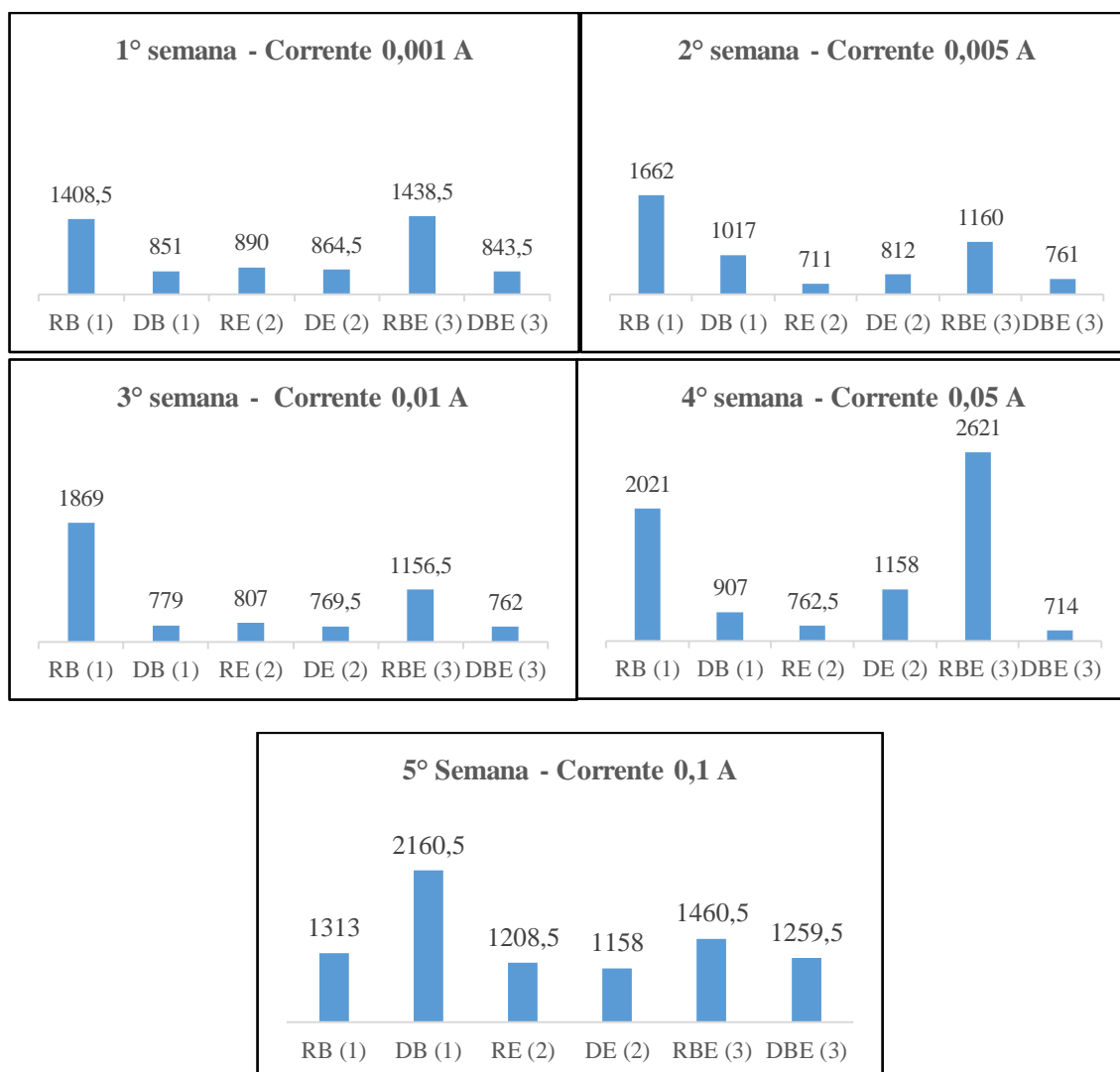


Figura C.1 – Valores médios das concentrações de ST dentro dos reatores e dos seus respectivos efluentes tratados.

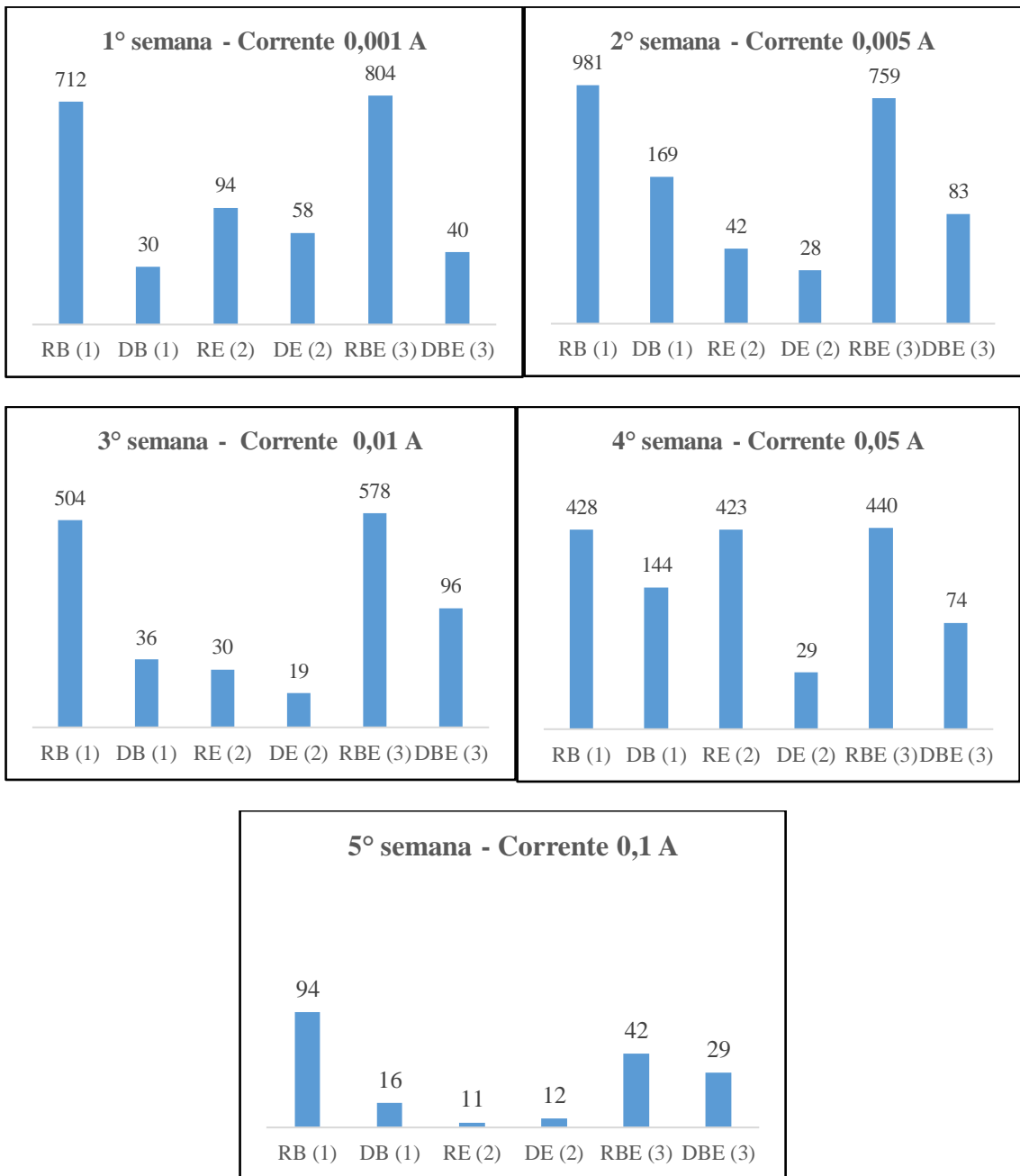


Figura C.2 – Valores médios das concentrações de SST dentro dos reatores e dos seus respectivos efluentes tratados.

**APÊNDICE D – CD COM OS CÓDIGOS DE PROGRAMAÇÃO
UTILIZADOS NA CONSTRUÇÃO DO SISTEMA DE AUTOMAÇÃO E DA
INTERFACE GRÁFICA**