

UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ

PAULA LETICIA FREITAS OLIVEIRA

**INFLUÊNCIA DO PROCESSO DE ELETROCOAGULAÇÃO EM REATOR TIPO
UASB PARA REMOÇÃO DE FÓSFORO EM EFLUENTE SINTÉTICO**

CURITIBA

2022

PAULA LETICIA FREITAS OLIVEIRA

**INFLUÊNCIA DO PROCESSO DE ELETROCOAGULAÇÃO EM REATOR TIPO
UASB PARA REMOÇÃO DE FÓSFORO EM EFLUENTE SINTÉTICO**

**Influence of the electrocoagulation process in a type UASB reactor for
phosphorus removal in synthetic effluent**

Dissertação apresentada como requisito para obtenção do título de Mestre em Ciência e Tecnologia Ambiental da Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR).

Orientador: Profº Drº. Fernando Hermes Passig.

CURITIBA

2022



[4.0 Internacional](https://creativecommons.org/licenses/by-nc/4.0/)

Esta licença permite remixe, adaptação e criação a partir do trabalho, para fins não comerciais, desde que sejam atribuídos créditos ao(s) autor(es). Conteúdos elaborados por terceiros, citados e referenciados nesta obra não são cobertos pela licença.



Ministério da Educação
Universidade Tecnológica Federal do Paraná
Campus Curitiba



PAULA LETICIA FREITAS OLIVEIRA

INFLUÊNCIA DO PROCESSO DE ELETROCOAGULAÇÃO EM REATOR TIPO UASB PARA REMOÇÃO DE FÓSFORO EM EFLUENTE SINTÉTICO

Trabalho de pesquisa de mestrado apresentado como requisito para obtenção do título de Mestre em Ciência e Tecnologia Ambiental da Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR). Área de concentração: Tecnologias e Processos Ambientais.

Data de aprovação: 29 de Junho de 2022

Dr. Fernando Hermes Passig, Doutorado - Universidade Tecnológica Federal do Paraná

Dr. Claudio Antonio De Andrade Lima, Doutorado - Universidade Federal de Alfenas (Unifal-Mg)

Dr. Marcelo Zaiat, Doutorado - Escola de Engenharia de São Carlos (Eesc) - Universidade de São Paulo (Usp)

Documento gerado pelo Sistema Acadêmico da UTFPR a partir dos dados da Ata de Defesa em 29/06/2022.

Dedico este trabalho a minha
família e amigos, que sempre
me apoiaram e me incentivaram
a realizá-lo.

AGRADECIMENTOS

Primeiramente agradeço a Deus pelo dom da vida, pela fé, saúde e perseverança para vencer os obstáculos e tornar tudo possível.

Agradeço em especial à minha mãe e ao meu namorado, à minha mãe por me ensinar a ser uma boa pessoa, com valores e determinação, pelo carinho, amor incondicional, apoio e incentivo a estudar e a nunca desistir dos meus objetivos.

Ao meu namorado pelo companherismo, pela sua paciência, compreensão, amor, admiração, orientação e ajuda prestada durante a elaboração da presente dissertação, principalmente por apresentar um sorriso e carinho quando sacrificava seus dias em prol da realização deste estudo.

Agradeço ao meu irmão Leonardo por estar ao meu lado, me amar, admirar e dar forças e incentivo nessa trajetória.

Ao meu orientador Professor Dr. Fernando Hermes Passig, pela sabedoria, paciência, disponibilidade, apoio que sempre demonstrou, orientação prestada deste trabalho e, acima de tudo, pela oportunidade e confiança conferida para trabalhar nessa área. Aqui lhe exprimo a minha eterna gratidão.

À Professora Dr^a. Karina Querne de Carvalho Passig, que juntamente com o Professor Dr. Fernando Hermes Passig, sempre me acolheram com muito carinho e respeito, além de me ajudarem, me ensinarem e me guiarem durante esta caminhada para o enriquecimento da pesquisa.

Aos convidados da banca de qualificação, Karina Querne de Carvalho Passig e Marcus Vinicius De Liz e da banca de defesa, Marcelo Zaiat e Cláudio Antônio de Andrade Lima que aceitaram participar destes momentos memoráveis e que contribuíram com sugestões valiosas.

A todos meus amigos de vida e de laboratório, Ruana Franzoni, José Gustavo, Daiane Kuhn, Lucas Lacerda, Lucas Carvalho, Silvana Svenar, Regiane Calisto, Paula Lopes, Jossy Bernardelli, Laryssa Rodrigues, Thiago Castanho, Williani Almeida, Izadora Consalter Pereira, Naiara Morandini, Mayara Donato, Leo Aguiar, Janaína Marques e Adelanía Souza, com os quais

dividi momentos de aprendizado, tristezas, preocupações, descontrações e que tornaram-se minha família LabSan.

A todos os professores do Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental (PPGCTA) da Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR), com os quais tive a oportunidade de compartilhar seus conhecimentos.

À UTFPR juntamente com seus técnicos, colaboradores e servidores responsáveis por fornecer recursos, serviços e infraestrutura que foram essenciais para o desenvolvimento deste trabalho.

Enfim, agradeço à minha família e amigos que de algum modo me inspiraram e contribuíram na realização deste trabalho.

“Temos que continuar
aprendendo. Temos que estar
abertos. E temos que estar
prontos para espalhar nosso
conhecimento a fim de chegar a
uma compreensão mais elevada
da realidade.”
(Thich Nhat Hanh)

RESUMO

A falta de tratamento dos esgotos é uma problemática que afeta o Brasil. O esgoto sanitário, por exemplo, apresenta carga poluidora de matéria orgânica e nutrientes como o fósforo, cujo despejo no ambiente aquático, pode causar eutrofização nos corpos hídricos receptores. Sistemas combinados de tratamento que usam reatores anaeróbios, assim como tratamentos combinados com a eletrocoagulação tem despertado atenção de cientistas para remoção de diferentes poluentes. Nesse sentido, a presente pesquisa buscou avaliar a influência da eletrocoagulação em reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente (25,1 L de volume útil), denominado reator UASB-EC, utilizando eletrodos de ferro (Fe) para remover fósforo de efluente sintético. A fim de observar o desempenho do reator, parâmetros como temperatura, pH, turbidez, Demanda Química de Oxigênio (DQO) e concentração de fosfato e ferro foram investigados. O Delineamento Composto Central Rotacional (DCCR) 2² foi aplicado para otimizar o desempenho do reator e verificar a influência das variáveis independentes densidade de corrente elétrica e tempo de eletrólise em relação à variável resposta - remoção de fosfato. A melhor condição de tratamento identificada nos resultados do estudo estatístico foi densidade de corrente de 5,13 mA cm⁻² e tempo de eletrólise de 55 minutos. Nestas condições, o tratamento tipo UASB-EC, atingiu remoção média de 80% de fosfato. Também foram monitorados na condição ótima, temperatura média de 20,5° C, pH 7,5, turbidez de 29,5 UNT, alcalinidade de 121,6 mg CaCO₃ L⁻¹, ácidos voláteis de 42,4 mgHAC L⁻¹, remoção de DQO de 82% e concentração de ferro do efluente e do lodo de 3,3 mg L⁻¹ e 162,8 mg kg⁻¹, respectivamente. Por fim, na melhor condição de operação o reator foi operado com eletrocoagulação de modo contínuo para verificar o tempo de vida útil dos eletrodos e nestas condições o sistema UASB-EC removeu 100% de fósforo durante 8 dias de tratamento. Desse modo, os indícios positivos do estudo sugerem a aplicabilidade do reator UASB-EC para tratamento de efluentes.

Palavras-chave: Reator anaeróbio. Tratamento eletroquímico. Coagulação. Efluente. Remoção de nutrientes.

ABSTRACT

The lack of sewage treatment is a problem that affects Brazil. Sanitary sewage, for example, presents a polluting load of organic matter and nutrients such as phosphorus, whose discharge into the aquatic environment can cause eutrophication in receiving water bodies. Combined treatment systems that use anaerobic reactors, as well as combined treatments with electrocoagulation, have drawn the attention of scientists to the removal of different pollutants. In this sense, the present research aimed to evaluate the influence of electrocoagulation in an aerobic reactor of stable blanket and ascending flow (25.1 L of useful volume), called UASB-EC reactor, using iron electrodes (Fe) to remove phosphorus from synthetic effluent. To observe the reactor performance, parameters such as temperature, pH, turbidity, Chemical Oxygen Demand (WFD) and phosphate and iron concentration were investigated. The Rotational Central Composite Design (DCCR) 2^2 was applied to optimize reactor performance and verify the influence of independent variables electrical current density and electrolysis time in relation to the response variable - phosphate removal. The best treatment condition identified in the results of the statistical study was current density of 5.13 mA cm^{-2} and electrolysis time of 55 minutes. Under these conditions, the UASB-EC treatment reached an average removal of 80% phosphate. They were also monitored in optimal condition, average temperature of 20.5° C , pH 7.5, turbidity of 29.5 UNT, alkalinity of $121.6 \text{ mg CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$, volatile acids of $42.4 \text{ mgHAC L}^{-1}$, removal of chemical oxygen demand of 82% and iron concentration of effluent and sludge of 3.3 mg L^{-1} and 162.8 mg kg^{-1} , respectively. Finally, in the best operating condition, the reactor was operated with electrocoagulation continuously to verify the useful life of the electrodes and under these conditions the UASB-EC system removed 100% of phosphorus during 8 days of treatment. Thus, the positive evidence of the study suggests the applicability of the UASB-EC reactor for effluent treatment.

Keywords: Anaerobic reactor. Electrochemical treatment. Coagulation. Effluent. Nutrient removal.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 - Processos de hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese	21
Figura 2 - Esquema de um reator UASB.....	23
Figura 3 - Representação esquemática das principais etapas da eletrocoagulação	26
Figura 4 - Etapas da execução da pesquisa	35
Figura 5 – Detalhes do sistema UASB-EC.....	36
Figura 6 - Representação esquemática do reator UASB-EC	37
Figura 7 - Detalhe da disposição dos eletrodos de Fe no sistema UASB-EC	39
Figura 8 - Comportamento do pH ao longo de 8 h após aplicação da EC.....	55
Figura 9 - Comportamento da temperatura ao longo de 8 horas após aplicação da EC	56
Figura 10 - Comportamento da turbidez ao longo de 8 horas após aplicação da EC	58
Figura 11 - Análise comparativa da turbidez entre o ensaio 1 e o ensaio 8...59	
Figura 12 - Remoções de PO_4^{3-} e DQO, conforme tempo de eletrólise (min) e densidade de corrente (mA cm^{-2}) da Etapa 2.	61
Figura 13 - Comportamento do fósforo ao longo de 8 h após aplicação da EC	63
Figura 14 - Comportamento do DQO ao longo de 8 h após aplicação da EC	65
Figura 15 - Gráfico de Pareto para eficiência de remoção de PO_4^{3-}	68
Figura 16 - Distribuição dos resíduos em função dos números de ensaios (a) e a probabilidade normal dos resíduos em função da variável resposta para eficiência de remoção do do PO_4^{3-} (b).....	70
Figura 17 - Superfície de resposta (a) e curva de nível (b) para eficiência de remoção do fosfato em função da densidade de corrente e tempo de eletrólise.....	71
Figura 18 - Desejabilidade do planejamento estatístico para obtenção da condição ótima da remoção de PO_4^{3-}	73
Figura 19 - Parâmetros físico-químicos a) condutividade; b) turbidez; c) alcalinidade total; d) ácidos voláteis; e) DQO determinados no efluente sintético bruto e tratado no sistema UASB-EC em	

condição ótima ($j = 5,13 \text{ mA cm}^{-2}$ e $t = 55 \text{ min}$).....	76
Figura 20 – Comparação da cor e turbidez	77
Figura 21 - Remoção de fosfato ao aplicar EC em modo cíclico	80
Figura 22 - Passivação e corrosão dos eletrodos	81

LISTA DE TABELAS

Tabela 1- Relação de trabalhos sobre reatores anaeróbios de fluxo ascendente de manta de lodo (UASB).....	24
Tabela 2 - Relação de trabalhos com aplicação da eletrocoagulação para tratamento de águas residuárias	29
Tabela 3 - Concentrações de cada reagente para o preparo do esgoto sanitário sintético.....	40
Tabela 4 - Condições aplicadas da EC na Etapa 2	42
Tabela 5 - Parâmetros e métodos adotados na avaliação do comportamento do reator.....	43
Tabela 6 - Matriz de ensaios do Planejamento Fatorial 2 ²	46
Tabela 7 - Valores codificados utilizados no Planejamento Fatorial 2 ²	47
Tabela 8 - Caracterização do afluente	51
Tabela 9 - Dados experimentais dos ensaios preliminares após aplicar 1 hora de eletrólise e j de 1,78 mA cm ⁻²	53
Tabela 10 - Fatores experimentais e variável resposta para o sistema UASB-EC	66
Tabela 11 - Efeitos estimados para remoção de PO ₄ ⁻³	67
Tabela 12 - Valores obtidos no teste de Análise da ANOVA para validação do modelo de remoção de PO ₄ ⁻³	68
Tabela 13 - Coeficientes de regressão	69
Tabela 14 - Modelo matemático e coeficiente de determinação (R ²) do modelo ajustado.....	69
Tabela 15 - Valores preditos e calculados nos modelos de regressão	74
Tabela 16 - Caracterização do efluente após tratamento em condição operacional ótima.....	75
Tabela 17 - Queda da densidade de corrente ao longo dos dias de tratamento UASB-EC	81
Tabela 18 - Concentrações de fosfato e de Ferro dessorvidos das amostras de lodo.....	83
Tabela 19 - Custo operacional do UASB-EC nas condições otimizadas.....	85

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

AB	Alcalinidade a Bicarbonato
Al	Alumínio
ANOVA	Análise de Variância
AT	Alcalinidade Total
AV	Ácidos Voláteis
BaCl ₂	Cloreto de Bário
CaCl ₂	Cloreto de cálcio anidro P.A
C ₆ H ₁₀ O ₅	Amido solúvel P.A
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	Sacarose
CH ₄	Metano
Cl ₂	Cloro gasoso
cm	Centímetros
CO ₂	Dióxido de carbono
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
DACOC	Departamento Acadêmico de Construção Civil
DCCR	Delineamento Composto Central Rotacional
DQO	Demanda Química de Oxigênio
DQO _b	Demanda Química de Oxigênio (amostras brutas)
DRX	Difração de raios-x
DVP	Desvio Padrão
EC	Eletrocoagulação
FAAS	Espectrômetro de Absorção Atômica em Chama
Fe	Ferro
FTIR	Espectroscopia no infravermelho por transformada de Fourier
HCl	Ácido clorídrico
<i>i</i>	Corrente elétrica aplicada
<i>j</i>	Densidade de corrente elétrica
KCl	Cloreto de potássio
KH ₂ PO ₄	Fosfato de Potássio Monobásico
KI	Iodeto de Potássio
L	Litros

LabSan	Laboratório de Saneamento
m	metros
MEV	Microscopia eletrônica de varredura
MgCl ₂ ·6H ₂ O	Cloreto de magnésio P.A (hexahidratado)
ml	mililitros
NaCl	Cloreto de sódio
NaHCO ₃	Bicarbonato de sódio P.A
Na ₂ SO ₄	sulfato de sódio
NH ₄ Cl	Cloreto de amônio
pH	Potencial Hidrogeniônico
PO ₄ ⁻³	Íon fosfato
RSM	Metodologia de Superfície de Resposta
ST	Sólidos Totais
STD	Sólidos Totais Dissolvidos
STF	Sólidos Totais Fixos
STV	Sólidos Totais Voláteis
<i>t</i>	Tempo de eletrólise
TDH	Tempo de detenção hidráulico
UASB	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i>
UASB-EC	Eletrocoagulação em reator anaeróbico de manta de lodo e fluxo ascendente
UAHB	Reator anaeróbico híbrido
UNT	Unidade Nefelométrica de Turbidez

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	17
2	OBJETIVOS	19
2.1	Objetivo geral	19
2.2	Objetivos específicos	19
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	20
3.1	Fundamentos e aspectos da digestão anaeróbia	20
3.1.2	Reatores anaeróbios	22
3.2	Eletrocoagulação	25
3.2.1	Vantagens e limitações da eletrocoagulação	27
3.2.2	Fatores intervenientes à eletrocoagulação	30
3.2.2.1	Efeito do pH da solução	30
3.2.2.2	Densidade de corrente (j)	31
3.2.2.3	Tempo de eletrólise (t)	32
3.2.2.4	Distância dos eletrodos	33
4	MATERIAIS E MÉTODOS	35
4.1	Módulo experimental	36
4.2	Efluente sintético	40
4.3	Condições operacionais	41
4.4	Parâmetros e métodos de monitoramento das amostras	43
4.5	Lavagem dos eletrodos	44
4.6	Dessorção de fosfato do lodo	44
4.7	Determinação de Ferro	44
4.8	Planejamento experimental	45
4.8.1	Análise estatística	47
4.9	Estimativa do custo operacional	48
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	51
5.1	Caracterização do afluente (substrato)	51
5.2	Estudo preliminar do efeito da EC no reator	52
5.3	Influência da eletrocoagulação no desempenho do reator UASB-EC	54
5.3.1	Avaliação do pH do reator após a aplicação da EC	54
5.3.2	Avaliação da temperatura do reator após a aplicação da EC	56

5.3.3 Avaliação da turbidez após aplicação da EC	57
5.3.4 Avaliação da remoção de fosfato e DQO após a aplicação da EC	60
5.4 Determinação dos modelos estatísticos	66
5.4.1 Condição ótima de tratamento e validação do modelo de regressão	72
5.4.2 Caracterização do efluente sintético tratado nas condições operacionais ótimas	74
5.5 Aplicação cíclica de EC no reator para remoção de fosfato	80
5.6 Avaliação do crescimento da biomassa no sistema UASB-EC.....	82
5.7 Concentração de fosfato e ferro do lodo	83
5.8 Estimativa do custo operacional	84
6 CONCLUSÃO	87
REFERÊNCIAS.....	88

1 INTRODUÇÃO

A falta de tratamento dos esgotos é uma problemática que afeta o ambiente aquático e contribui para proliferação de doenças devido às elevadas concentrações de matéria orgânica, nutrientes e patógenos presentes nos esgotos. O Brasil é um país que busca avançar nas questões de saneamento, porém segundo dados do Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento (SNIS), apenas 49% dos esgotos gerados recebem algum tratamento antes de sua disposição final (BRASIL, 2020).

O esgoto sanitário, por exemplo, apresenta carga poluidora de matéria orgânica e nutrientes como o fósforo e nitrogênio, cujo despejo no ambiente aquático, pode causar eutrofização nos corpos hídricos receptores (VON SPERLING, 2005).

Um lago ou um rio eutrofizado, decorrente da acumulação excessiva de matéria orgânica a ser decomposta, pode provocar a morte dos seres aeróbios pela falta de oxigênio dissolvido na água. Sem oxigênio, organismos decompositores anaeróbios se desenvolvem, modificando as propriedades químicas do ecossistema e dificultando as diferentes formas de vida aquática (PIRES; SILVA, 2010).

Existem diversas alternativas para o tratamento de efluentes e quando combinam-se diferentes técnicas tem-se maior eficiência de remoção de poluentes em comparação com o uso de um único método de tratamento. Diante disto, pesquisadores têm proposto sistemas biológicos combinados para tratamento de efluentes, em especial, reatores anaeróbios, seguidos de reatores aeróbios como pós-tratamento. Outra técnica que tem sido usada com sucesso para remoção de poluentes quando combinada com outros métodos de tratamento é a eletrocoagulação.

A eletrocoagulação (EC), destaca-se por ser uma tecnologia que combina os benefícios da coagulação, flotação e eletroquímica na remoção de poluentes como o fósforo e metais pesados. O tratamento anaeróbio trata-se de um sistema simples, econômico, com alta estabilidade a distúrbios no sistema e com capacidade de gerar energia renovável na forma de biogás, entretanto, sua capacidade de remoção de nitrogênio e fósforo é insatisfatória, sendo necessário um pós-tratamento para melhorar a eficiência do tratamento e atender aos padrões de lançamento exigidos

na legislação ambiental (CAMPOS et al., 1999; GARCIA-SEGURA et al., 2017; OMWENE e KOBYA, 2018; SANTOS et al, 2021).

Até o momento, existem poucos estudos na literatura acerca do tratamento combinado da eletrocoagulação em reatores anaeróbios do tipo UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) para remoção de fósforo. Desta forma, e diante das vantagens do tratamento de eletrocoagulação e do tratamento anaeróbio, motiva-se o desenvolvimento de pesquisas que envolvem a combinação integrada desses tratamentos na remoção de fósforo, visto que tais estudos são importantes contribuições para o desenvolvimento de novas tecnologias e para a conservação dos recursos hídricos.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo Geral

O objetivo geral deste trabalho é avaliar a influência da eletrocoagulação em um reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente, denominado reator tipo UASB-EC, com o uso de eletrodos de ferro (Fe) na remoção de fósforo em efluente simulando esgoto sintético.

2.2 Objetivos específicos

- Verificar a influência da densidade de corrente elétrica e tempo de eletrólise em termos de remoção de fosfato (PO_4^{3-});
- Otimizar o processo de tratamento por meio de Delineamento Composto Central Rotacional (DCCR) e validar o modelo matemático proposto;
- Analisar o tempo de vida útil do eletrodos ao aplicar eletrocoagulação de forma cíclica e contínua para remoção de fosfato;
- Determinar a concentração de ferro e fosfato presente no lodo e no efluente;
- Comparar a eficiência de remoção de fosfato do processo anaeróbio com o sistema UASB-EC.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 FUNDAMENTOS E ASPECTOS DA DIGESTÃO ANAERÓBIA

Ao longo dos anos, os processos de digestão anaeróbia têm sido empregados pelo homem para diversos fins, como por exemplo, na produção de queijo, pão, vinho, cerveja, iogurtes e até mesmo no tratamento de águas residuárias.

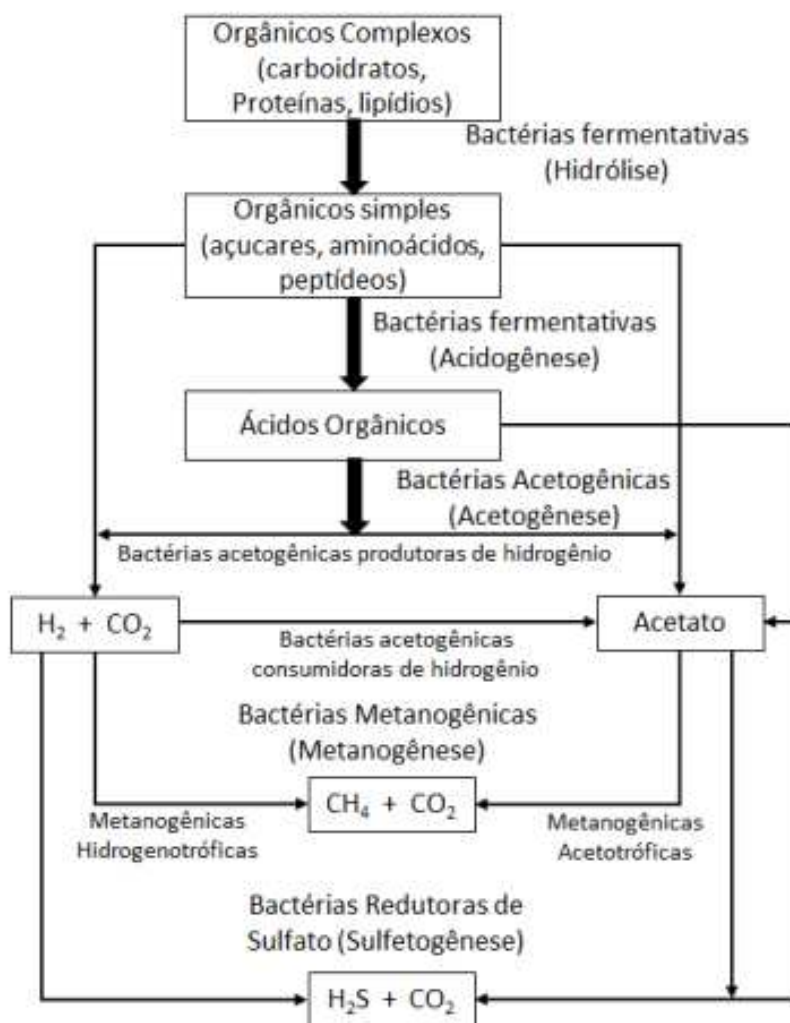
No passado, acreditava-se que o tratamento de águas residuárias só eram eficientes quando empregava-se a digestão aeróbia (conjunto de microrganismos que dependem do oxigênio para os processos metabólicos) e que o processos anaeróbios só se aplicavam a digestão de lodos (FORESTI et al., 1999).

No final de 1960, Young e McCarty publicaram um trabalho sobre tratamento anaeróbio em filtro ascendente, o que impulsionou os estudos e as aplicações dos processos anaeróbios no tratamento de águas residuárias (FORESTI et al., 1999).

Desta forma, a partir do maior conhecimento e desenvolvimento dos aspectos microbiológicos, bioquímicos, termodinâmicos e cinéticos da digestão anaeróbia, houve-se o avanço da tecnologia anaeróbia e a evolução dos conceitos concernentes ao tratamento de águas residuárias (FORESTI et al., 1999).

A digestão anaeróbia consiste na degradação da matéria orgânica de compostos orgânicos complexos (carboidratos, proteínas e lipídios) em produtos mais simples como dióxido de carbono (CO_2) e metano (CH_4), por um conjunto de microrganismos que não dependem do oxigênio para os processos metabólicos. Tal processo é dividido de forma simplificada em quatro fases (Figura 1): hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese que ocorrem dentro de um reator/biodigestor em estabilidade (FORESTI et al., 1999; KUNZ et al., 2019).

Figura 1: Processos de hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese



Fonte: Chernicharo (2007).

A hidrólise é a fase inicial do processo anaeróbio, representada pela quebra de compostos orgânicos complexos (polímeros) como os lipídios, carboidratos e proteínas em substâncias orgânicas mais simples chamadas de monômeros, como a glicose, os aminoácidos e os peptídeos. Esse processo é conduzido pelas bactérias hidrolíticas que excretam enzimas extracelulares (FORESTI et al., 1999; CHERNICHARO, 2016; KUNZ et al., 2019; SILVA, 2017).

Na acidogênese, os monômeros gerados na etapa anterior são degradados a ácidos orgânicos (ácidos graxos, butírico, propionico e acético), álcoois, óxidos de nitrogênio, sulfeto de hidrogênio, hidrogênio e dióxido de carbono por diferentes bactérias anaeróbias e facultativas (FORESTI et al., 1999; CHERNICHARO, 2016; KUNZ et al., 2019).

A fase da acetogênese é caracterizada pela formação de ácido acético,

dióxido de carbono, hidrogênio e acetato, via bactérias acetogênicas, arqueas metanogênicas e bactérias homoacetogênicas que estabelecem relação de simbiose na degradação dos ácidos orgânicos resultantes da etapa de acidogênese (FORESTI et al., 1999; CHERNICHARO, 2016; KUNZ et al., 2019).

A última fase do processo, a metanogênese, é representada pela produção de metano e dióxido de carbono por meio das arqueas metanogênicas acetoclásticas que convertem acetato em metano (aproximadamente 70% do total de metano produzido) e as arqueas metanogênicas hidrogênotróficas que convertem hidrogênio e dióxido de carbono a metano (FORESTI et al., 1999; CHERNICHARO, 2016; KUNZ et al., 2019).

Além das fases mencionadas, pode ocorrer a fase da sulfetogênese, caracterizada pela produção de sulfetos pelas bactérias redutoras de sulfato. Essa etapa, no entanto, não é desejável, já que produz um gás cáustico, com odor desagradável e que pode ter toxicidade para as arqueas metanogênicas (CALLADO et al., 2017).

Quando se entende os fundamentos dos processos anaeróbios é possível mitigar possíveis ineficiências no processo de digestão ocasionados por variações da temperatura, pH, diluição, taxa de carregamento, tempo de detenção hidráulica, toxicidade, mistura/agitação, patógenos e quantidade de lodo (CHERNICHARO, 2016; KUNZ et al., 2019).

3.1.2 REATORES ANAERÓBIOS

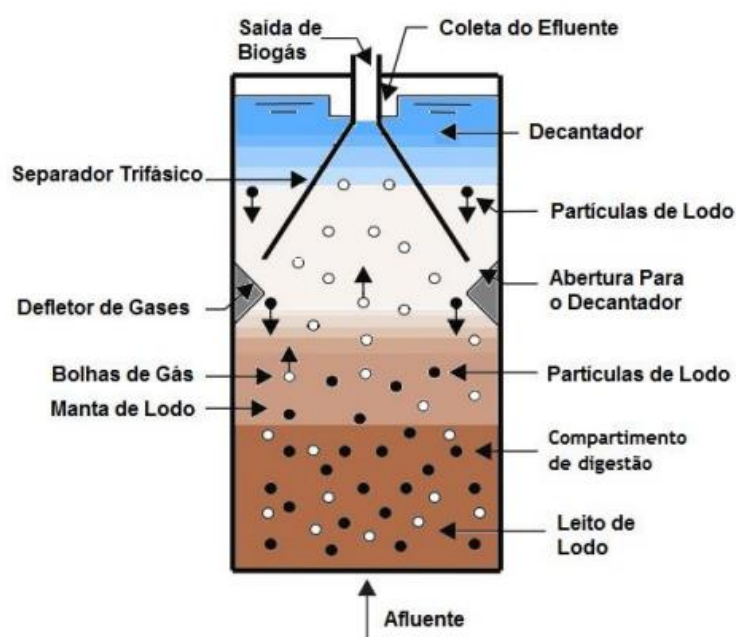
Reatores anaeróbios são unidades de tratamento de esgoto que degradam a matéria orgânica e produzem biomassa (lodo). Como exemplo pode ser citado o reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente tipo UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) que foi desenvolvido na Holanda no final da década de 1970 (CAMPOS et al., 1999; BARÉA, 2020; LETTINGA et al., 1980).

Diferente dos digestores anaeróbios convencionais de baixa taxa, como lagoas anaeróbias e tanques sépticos, os reatores tipo UASB são reatores de alta taxa, ou seja, são projetados para operar em longo tempo de detenção celular e curtos tempos de detenção hidráulica, propiciando alta retenção de biomassa e melhor estabilização dos lodos (VON SPERLING, 2016; CHERNICHARO, 2015).

Por tratar-se de um sistema simples e econômico, estes reatores vem sendo implantados em países em desenvolvimento e com temperaturas elevadas como Brasil, Colômbia, México e Índia (CHERNICHARO, 2015). No Brasil, esses reatores consagraram-se nas estações de tratamento de esgoto (ANA, 2017).

O reator tipo UASB consiste em um sistema que combina processos físicos e biológicos. No processo físico ocorre a separação dos sólidos e dos gases do líquido que encontram-se na porção superior do reator (proporcionando elevada capacidade de retenção de sólidos), e no processo biológico, o afluente ao entrar no sistema e em contato com a camada de lodo e os microrganismos anaeróbios localizadas na porção inferior do reator, desencadeiam as reações bioquímicas e conseqüentemente a degradação da matéria orgânica (CAMPOS et al., 1999). Na Figura 2 é apresentado um esquema típico de reatores tipo UASB.

Figura 2 - Esquema de um reator UASB



Fonte: Adaptado de Chernicharo (2007)

Algumas vantagens da utilização de reatores tipo UASB são a baixa produção de lodo comparada aos processos aeróbios, viabilidade de geração e utilização de biogás, alta estabilidade a distúrbios no sistema (choques de carga orgânica e/ou hidráulica, presença de compostos tóxicos ou ausência de nutrientes), possibilidade de conservação dos microrganismos por vários meses sem necessidade de alimentação do reator, baixo consumo de energia, baixa demanda de área e

simplicidade operacional, dentre outras (CAMPOS et al., 1999; CHERNICHARO, 2016; SANTOS et al, 2021).

No entanto, a remoção de nutrientes, como nitrogênio e fósforo é baixa, sendo necessárias unidades de pós-tratamento para melhorar a eficiência do tratamento e atender aos padrões de lançamento exigidos na legislação ambiental vigente. Outras desvantagens que podem ser observadas são a remoção de patógenos de forma insatisfatória, a eficiência de remoção de matéria orgânica em torno de 55% - 70%, a possibilidade do sistema de gerar maus odores, problemas de corrosão e partida lenta do processo de tratamento quando houver ausência de lodo estabilizado (CAMPOS et al., 1999; CHERNICHARO, 2016; SANTOS et al, 2021).

Na Tabela 1 são apresentados alguns trabalhos sobre reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo (tipo UASB) no tratamento de diferentes efluentes.

Tabela 1- Relação de trabalhos sobre reatores anaeróbios de fluxo ascendente de manta de lodo (UASB)

Efluente	Volume útil	TDH (h)	Remoção de DQO (%)	Remoção de fósforo (%)	Autores
Esgoto doméstico	145 L	8	72	6,5	Marçal (2001)
Água residuária de laticínios	11,7 L	18	52	-	Campos et al (2004)
Esgoto doméstico	18,8 m ³	6	69	22	Passig (2005)
Esgoto doméstico	408 m ³	11	55	28	Queiroz (2007)
Água residuária de suinocultura	11,5 m ³	40,8 à 98,4	85	-	Rodrigues et al. (2010)
Esgoto sanitário	3,0 L	9	59	-	França (2018)
Água residuária de laticínios	100 m ³	23	93	-	Callejas et al. (2019)
Esgoto sanitário	35,3 m ³	9,3	56	-	Moreira et al. (2020)
Esgoto sanitário	530 m ³	60	25	15	Santos et al. (2020)

Legenda: L: litros; m³: metros cúbicos; TDH: tempo de detenção hidráulica; DQO: demanda química de oxigênio.

Fonte: Autoria própria (2022)

Para tratamento de diferentes efluentes, a taxa de remoção de DQO encontrada nos reatores UASB encontra-se na faixa de 56 a 93% e para remoção de fósforo, observam-se remoções menores que 28%, o que demanda unidade de pós-tratamento para atendimento aos padrões ambientais de lançamento de efluentes e para a preservação hídrica.

3.2 ELETROCOAGULAÇÃO

A tecnologia da eletrocoagulação (EC) tem sido objeto de várias pesquisas nos últimos anos, com diferentes aplicações e eficiências na remoção de poluentes de água, esgotos doméstico e efluentes industriais (KHANDEGAR; SAROHA, 2013).

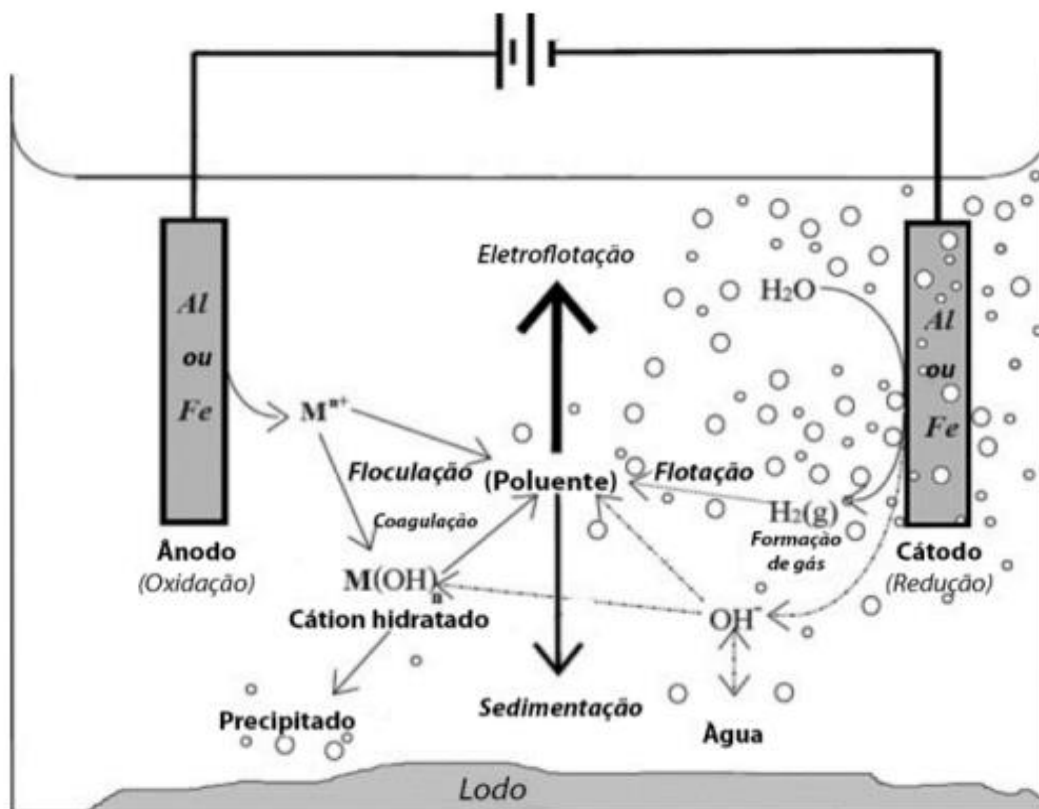
A EC é uma técnica eletroquímica que promove a desestabilização de contaminantes presentes em meio aquoso por meio da geração de coagulantes *in situ* e de reações de oxidação e redução quando são utilizados metais condutores, conhecidos como eletrodos de sacrifício ao ser aplicada a corrente elétrica (KHANDEGAR; SAROHA, 2013; MARTINS et al, 2017; JING et al., 2021).

Os eletrodos de ferro (Fe) ou alumínio (Al) são os mais utilizados devido a maior facilidade de obtenção e ao menor custo quando comparados, por exemplo, com eletrodos de platina, dióxido de titânio, dióxido de estanho ou prata. Deve-se, entretanto, destacar que o uso de eletrodos de Al como agente coagulante no tratamento de água, quando em altas concentrações, pode causar efeito tóxico, a nível neurológico, no organismo humano em comparação aos eletrodos de Fe (MOLLAH et al., 2001; SILVA et al, 2020).

As principais etapas do tratamento eletroquímico são: liberação e dissolução de íons metálicos do eletrodo de sacrifício (ânodo), formação de espécies coagulantes na solução, desestabilização da partícula poluente e quebra da emulsão, geração de gases eletrolíticos (principalmente hidrogênio no cátodo), adsorção dos poluentes nos coagulantes formados e remoção dos poluentes por sedimentação, flotação ou filtração. (GARCIA-SEGURA et al., 2017; RIBEIRO, 2017).

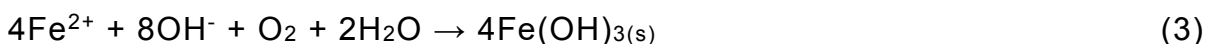
A representação esquemática dos processos físicos e químicos da eletrocoagulação podem ser observados na Figura 3.

Figura 3 – Representação esquemática das principais etapas da eletrocoagulação



Fonte: Ribeiro (2017).

Conforme Jing et al (2021), a oxidação do metal no ânodo em eletrodos de ferro é descrita na Reação 1; o íon Fe^{2+} liberado na presença de oxigênio dissolvido, quando em solução ácida, é lentamente oxidado em Fe^{3+} (Reação 2); e em solução neutra ou alcalina, o Fe^{2+} é imediatamente transformado em hidróxido ferroso, o qual é oxidado a hidróxido férrico (Reação 3).



Os íons ferrosos e férricos gerados nas Reações 1 e 2, dependendo da concentração de íons e do pH da solução, podem hidrolisar e formar espécies monoméricas e poliméricas, que desempenham papel de coagulante/floculante para poluentes em águas residuárias, tais como: $\text{Fe}(\text{OH})_4^-$, $\text{Fe}(\text{OH})_2^+$, $\text{Fe}(\text{OH})_2^{2+}$, $\text{Fe}(\text{OH})_2^{4+}$, $\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_4(\text{OH})_2^+$, $\text{Fe}_2(\text{H}_2\text{O})_6(\text{OH})_4^{2+}$, $\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_8(\text{OH})_2^{4+}$, $\text{Fe}(\text{OH})_2$ e $\text{Fe}(\text{OH})_3$ (JING et al., 2021).

Os coagulantes/floculantes (hidróxidos metálicos) formados devido à oxidação anódica e redução catódica, permanecem em solução por meio de uma suspensão gelatinosa e retiram os poluentes do meio aquoso, tanto por complexação quanto por atração eletrostática, seguida de coagulação. Por este mecanismo, o material a ser removido será transformado em lodo, sendo separado por flotação, pela ação do gás hidrogênio produzido no cátodo e do gás oxigênio produzido no ânodo, ou por sedimentação, devido à ação da gravidade (GARCIA-SEGURA et al., 2017; RIBEIRO, 2017; MOLLAH et al., 2001).

3.2.1 VANTAGENS E LIMITAÇÕES DA ELETROCOAGULAÇÃO

Conforme Jing et al. (2021), Silva et al. (2017) e Mollah et al. (2001), o processo da EC apresenta algumas vantagens quando comparado à coagulação:

- Não necessita adicionar produtos químicos;
- Remove maior gama de espécies contaminantes de efluentes;
- Gera menos lodo, reduzindo o custo de disposição do lodo;
- Lodo de fácil desidratação já que é composto principalmente de óxidos/hidróxidos metálicos;
- Produz efluente com menos sólidos totais dissolvidos (STD);
- Apresenta um sistema simples, de fácil operação e com unidades pequenas e compactas;
- Possui pouca manutenção e é passível de automação;
- Demonstra capacidade de tamponamento do pH, fundamental para a eficiência do processo;
- Contém flocos de EC maiores, com menos água, mais estáveis e resistentes a ácidos e;
- Apresenta tempo de detenção hidráulica mais curto e velocidade de sedimentação elevadas.

Como em qualquer processo existem limitações, e a eletrocoagulação apresenta as seguintes desvantagens (KHANDEGAR; SAROHA, 2013; MOLLAH et al., 2001; REILLY et al. 2019):

- Substituição frequente dos eletrodos (ânodos) de sacrifício;

- Necessidade de condutividade mínima, limitando seu uso com efluente de baixo teor de sólidos dissolvidos;
- Formação de uma camada de óxido de passivação no eletrodo (cátodo), que pode impedir a passagem de corrente elétrica e diminuir a eficiência do processo;
- Maior gasto de energia elétrica e;
- O efluente tratado pode apresentar altas concentrações do metal de sacrifício (exemplo Fe ou Al) e necessitar de pós-tratamento.

Entretanto, algumas alternativas já estão sendo utilizadas para superar essas desvantagens, como a inversão de polaridade dos eletrodos para reduzir o efeito da passivação e assegurar resistência à corrosão e a utilização de energia sustentável (energia fotovoltaica), como fonte energética do processo (RIBEIRO, 2017).

Outra possibilidade que ajuda a superar a passivação catódica é a aplicação de uma corrente pulsada, já que o tempo desligado entre cada pulso da corrente elétrica fornece tempo adequado para que os coagulantes completem a reação de coagulação, além de reduzir o consumo energético (OLIVEIRA, 2021).

Na Tabela 2 é apresentado um resumo de trabalhos com aplicação da eletrocoagulação no tratamento de diferentes águas residuárias.

Tabela 2 - Relação de trabalhos com aplicação da eletrocoagulação para tratamento de águas residuárias

Efluente	Eletrodos	Distância dos eletrodos (cm)	Volume tratado (L)	Tempo de eletrólise (min)	Densidade de corrente aplicada (mA/cm ²)	Remoção de DQO (%)	Remoção de PO ₄ ⁻³ (%)	Autores
Esgoto sanitário	Al	1,5	1,5	5	2	67	89	Makwan e Ahammed (2016)
Esgoto sanitário	Al	3	0,5	30 * 50	20	80	97	Elazzouzi, Haboubi e Elyoubi (2017)
Efluente de abatedouro de aves	Fe	1	1,3	50	3	92	-	Módenes et al. (2017)
Efluente de pescados	Al	1	2	30	12	93	89	João et al. (2018)
Lixiviado de aterro sanitário	Fe	1	2	90	16	46	-	Galvão (2018)
Esgoto sanitário	Al	1	1	20	22	79	-	Racher et al. (2018)
Efluente de abatedouro de aves	Fe	1,5	0,2	30	20	84	97	Potrich (2019)
Água residuária da septagem	Fe	1,6	3	60	1,6	55	-	Cruz et al. (2020)
Esgoto sanitário	Al	1	1	18	12	85	99	Goerck et al. (2021)

Legenda: (Fe) Ferro; (Al) Alumínio; L: litros; cm: centímetros; min: minutos; PO₄⁻³: íons fosfato; DQO: demanda química de oxigênio; * tempo de eletrólise para remoção de DQO;

Fonte: Autoria própria (2022)

Para tratamento de diferentes efluentes, a taxa de remoção de DQO encontrada pela eletrocoagulação é na faixa de 46 a 93% e para remoção de fosfato, observam-se taxas de 89 a 99%.

De acordo com as pesquisas supracitadas, evidencia-se que a EC pode ser considerada uma alternativa promissora para tratamento de diferentes composições de efluentes.

3.2.2 FATORES INTERVENIENTES À ELETROCOAGULAÇÃO

Existem vários fatores que interferem no processo da eletrocoagulação, tais como as características do efluente, características do reator eletrolítico, pH da solução eletrolítica, densidade de corrente (j), tempo de eletrólise (t) e distância entre os eletrodos.

3.2.2.1 EFEITO DO pH DA SOLUÇÃO

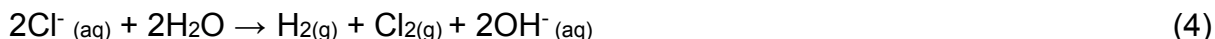
As substâncias presentes no meio aquoso aliadas ao material dos eletrodos utilizados no processo eletrolítico interferem na variação do pH para um valor básico ou ácido. Porém, o bom desempenho da eletrocoagulação é inerente do pH da solução, visto que o potencial hidrogeniônico influencia a eficiência de corrente elétrica, a formação e solubilidade dos hidróxidos metálicos como o tamanho de partículas coloidais de coagulantes complexos (CHEN, 2004, KIM et al., 2002; GARCIA-SEGURA et al., 2017; KOBYA, 2018).

De acordo com Garcia-Segura et al. (2017), meios neutros e alcalinos são ideais para coagulação e o pH deve ser otimizado de acordo com a natureza do poluente alvo ou efluente. Lakshmanan et al (2009), corrobora que ao usar eletrodos de ferro, o tratamento normalmente é mais efetivo em condições alcalinas devido ao hidróxido ferroso ($\text{Fe}(\text{OH})_{2(s)}$) ser menos efetivo na remoção de poluentes do que o hidróxido férrico ($\text{Fe}(\text{OH})_{3(s)}$) na coagulação por varredura.

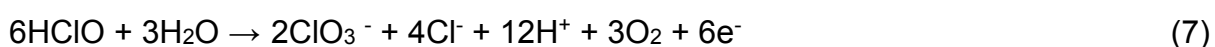
Na hipótese da oxidação de substâncias orgânicas, o pH tende a diminuir, devido à formação de ácidos orgânicos e outras substâncias ácidas. Quando o meio líquido apresentar o íon cloreto¹, forma-se cloro residual livre, que tem, um

¹ A alta concentração de cloreto nas águas residuais pode causar a formação de compostos

subproduto hidroxila, o que conseqüentemente aumenta o pH da solução, conforme representado nas reações químicas 4 e 5 (KIM et al., 2002).



De outra forma, quando houver reações de redução do cloro gasoso (Cl_2) e do ácido hipocloroso (Equação 6 e 7), um dos produtos formados será o íon H^+ , o que conseqüentemente reduz o pH da solução (KIM et al., 2002).



Chen (2004) cita que ao usar eletrodos de alumínio em soluções ácidas e alcalinas ocorre melhor eficiência na condução de corrente elétrica que em condições neutras. O autor também observa que melhores remoções de poluentes ocorrem em pH próximo ao neutro, mas com maior consumo energético, entretanto, quando a condutividade da solução é alta, o efeito do pH não é significativo.

3.2.2.2 DENSIDADE DE CORRENTE (j)

Na eletrocoagulação a densidade da corrente (j) e a área da dissolução anódica são fatores intervenientes na cinética do processo eletroquímico e podem ser calculadas pela Equação 1 (HAKIZIMANA et al., 2017; RIBEIRO, 2017).

$$j = \frac{i}{S} \quad (1)$$

Em que:

j é a densidade de corrente (A m^{-2}),

i é a corrente elétrica aplicada (A),

S é a área submersa do eletrodo (m^2).

Pela Lei de Faraday, a quantidade de coagulante dissolvido pela oxidação anódica pode ser calculada teoricamente, conforme a Equação 2, em que W é a massa de material do eletrodo dissolvido (g), i é a corrente elétrica (A), t o tempo de aplicação da corrente elétrica (s), Z é o número de elétrons envolvidos na reação, F é a constante de Faraday ($F= 96,485 \text{ C mol}^{-1}$) e M é a massa molar (g mol^{-1}) do material que constitui o eletrodo (MOLLAH et al., 2004; RIBEIRO, 2017).

$$W = \frac{i.t.M}{Z.F} \quad (2)$$

Pode-se dizer que a taxa de geração de gases de H_2 , o tamanho das bolhas e a dosagem de hidróxidos de metal formados no processo da eletrocoagulação, dependem da densidade de corrente aplicada no tratamento. Em geral, a dissociação de íons metálicos é diretamente proporcional à densidade de corrente aplicada (RIBEIRO, 2017).

Assim, ao aumentar a densidade de corrente na eletrocoagulação, aumenta a massa de íons metálicos formados e, por consequência, aumenta a quantidade de agente coagulante produzido, aumentando assim a quantidade de poluente removido no sistema de tratamento.

Portanto, para assegurar a quantidade necessária de coagulantes para a remoção eficiente de poluentes é necessário aplicar ao sistema um nível ideal de densidade de corrente, pois a aplicação de uma densidade de corrente muito alta, pode ocasionar a passivação do eletrodo, um maior consumo energético e até mesmo à diminuição da eficiência da corrente (JING et al., 2021).

Chen (2004) afirma que a densidade de corrente sugerida para que o reator eletrolítico opere por um longo período sem que ocorra manutenção, corresponde a faixa entre 20 e 25 A/m^2 .

3.2.2.3 TEMPO DE ELETRÓLISE (t)

O tempo de eletrocoagulação tem efeito significativo na eficiência de remoção de poluentes e está diretamente ligado ao custo do processo, ou seja, períodos longos de eletrólise podem acarretar em maiores gastos ao sistema.

De acordo com Jing et al. (2021), quando aumenta-se o tempo de eletrólise,

melhora a capacidade de remoção de poluentes do meio líquido, pois ocorre um aumento na quantidade de coagulantes/flocos produzidos no processo eletroquímico e caso o tempo de eletrólise ultrapasse o tempo ideal, a eficácia de retirada dos poluentes permanecerá invariável, pois uma quantidade suficiente de hidróxido de metal já está disponível, entretanto, aumentam-se as chances de se desperdiçar energia elétrica.

3.2.2.4 DISTÂNCIA DOS ELETRODOS

Quando se deseja otimizar os custos de operação do sistema eletroquímico, a distância entre os eletrodos juntamente com as características do efluente, são variáveis importantes e associáveis, pois a eficiência do processo pode ser melhorada variando-se o espaçamento entre os eletrodos de acordo com as propriedades do efluente (RIBEIRO, 2017).

Conforme vai-se aumentando a distância entre os eletrodos, maior deverá ser a corrente elétrica aplicada no tratamento. Quando a condutividade do efluente for elevada, utiliza-se um maior espaçamento entre os eletrodos, em situações de condutividade moderada, recomenda-se usar um menor distanciamento (CRESPILHO E REZENDE, 2004).

Soluções com baixa concentração de eletrólitos e/ou baixa condutividade apresentam resistência à passagem de corrente elétrica. Então, a solução a ser tratada deve ter um valor mínimo e ideal de condutividade elétrica para não comprometer com a eficiência do processo em termos de corrente, tensão aplicada e, conseqüentemente, consumo energético do reator de eletrocoagulação. (DERMENTZI, 2011, RIBEIRO, 2017, MOLLAH et al., 2001)

A condutividade dos efluentes pode ser corrigida com o uso de eletrólitos suporte, existem vários tipos de eletrólitos disponíveis que aumentam a condutividade de uma solução, tais como cloreto de sódio (NaCl), O cloreto de bário ($BaCl_2$), Cloreto de potássio (KCl), sulfato de sódio (Na_2SO_4) e Iodeto de Potássio (KI), sendo o mais utilizado o cloreto de sódio. (DERMENTZI, 2011, SAHU et al., 2014).

É importante considerar, que a adição de NaCl pode gerar uma segunda via de poluição, pois a alta concentração de cloreto em águas residuais pode causar a

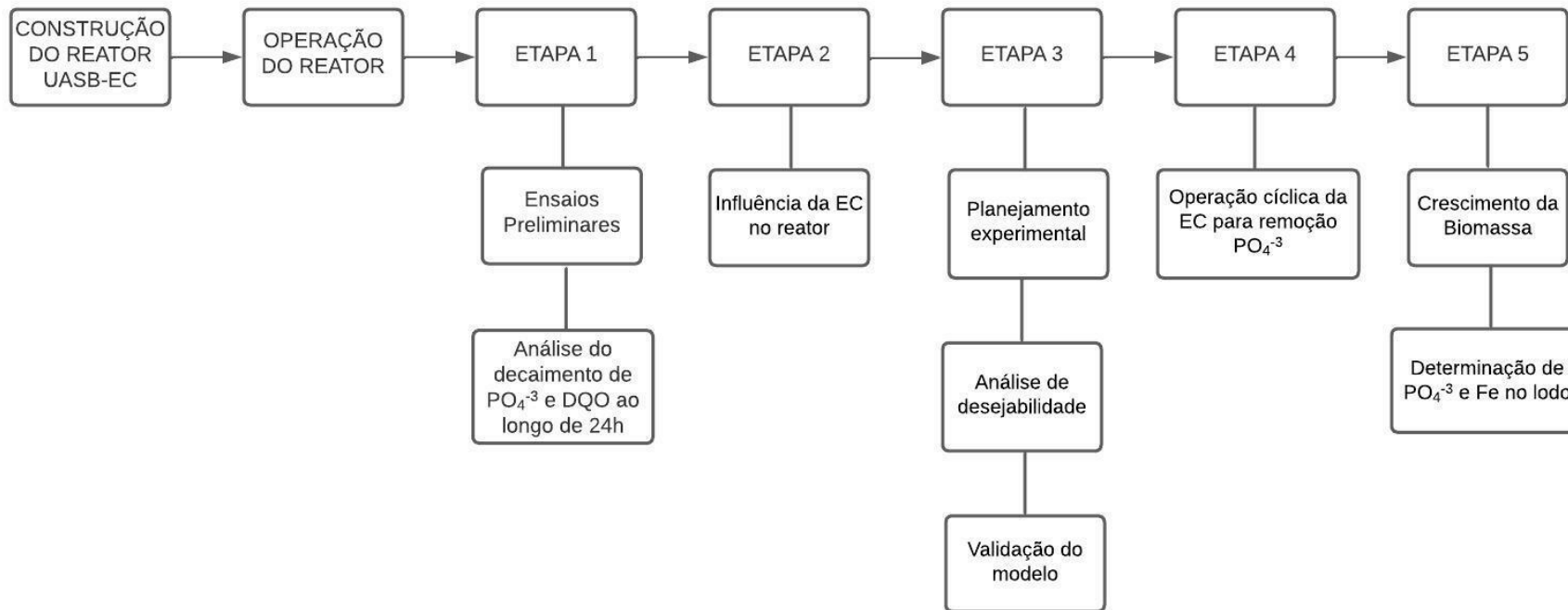
formação de compostos cancerígenos como clorofórmio, e que a legislação permite o lançamento de cloreto em corpos hídricos receptores, a um valor máximo de 250 mg L⁻¹ (HAKIZIMANA et al., 2017). Kabdaşli et al. (2012), ainda afirma que em células eletrolíticas de alumínio, uma quantidade excessiva de cloreto de sódio, leva a um maior consumo dos eletrodos devido à corrosão.

Conforme representado na Tabela 2 e por Jing et al. (2021), a distância do eletrodo é geralmente escolhida para estar na faixa de 0,5 – 3,0 cm. O uso de um espaçamento muito curto entre os eletrodos aumenta o grau de colisão entre os flocos, causando baixa degradação e remoção de poluentes. Quando aumenta-se o espaçamentos entre os eletrodos, o movimento dos íons é mais lento, tendo maior oportunidade de agregar flocos para adsorver mais moléculas poluentes.

4 MATERIAIS E MÉTODOS

Neste capítulo são abordados os aspectos metodológicos aplicados no estudo, como as características do módulo experimental, a descrição do efluente sintético, parâmetros e métodos analíticos, planejamento experimental e as análises estatísticas. Na Figura 4 é representado um fluxograma com as etapas envolvidas na pesquisa.

Figura 4 - Etapas da execução da pesquisa

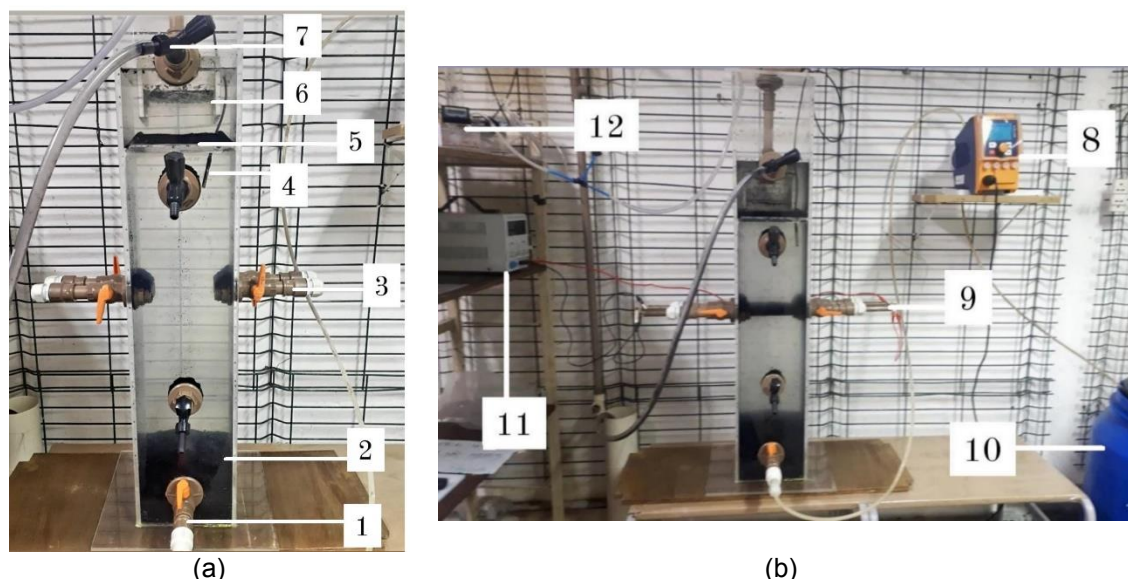


Fonte: Autoria própria (2022)

4.1 MÓDULO EXPERIMENTAL

O sistema experimental foi construído no Laboratório de Saneamento da Universidade Tecnológica Federal do Paraná campus Curitiba, e foi constituído de um reator anaeróbio de fluxo ascendente (tipo UASB) e em seu interior foi acoplado um sistema de eletrocoagulação o qual será denominado (UASB-EC). O reservatório do afluente e componentes acessórios também foram inseridos ao sistema e especificados no decorrer do trabalho. Na Figura 5 é possível observar o arranjo experimental e detalhes do reator UASB-EC.

Figura 5 – Detalhes do sistema UASB-EC

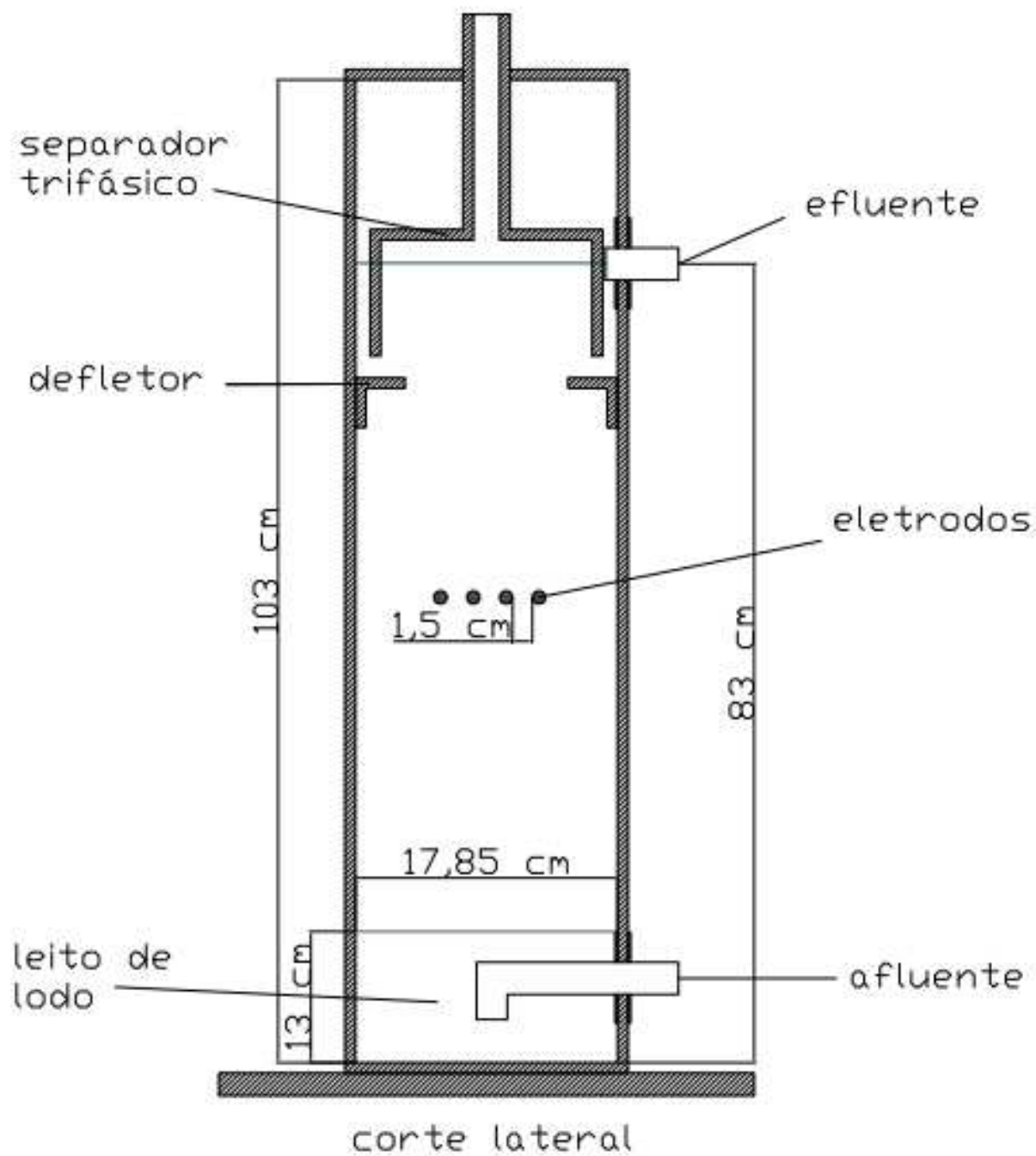


Legenda: (a) detalhes do reator; (b) módulo operacional; 1 - entrada do afluente no reator; 2 - zona de leito de lodo anaeróbio; 3 - local de acoplamento dos eletrodos; 4 - sensor de temperatura; 5 - defletor; 6 - separador trifásico; 7 - saída do efluente; 8 - bomba dosadora; 9 - eletrodos de ferro acoplados; 10 - reservatório do esgoto sintético; 11 - fonte elétrica; 12 - medidor de gás.

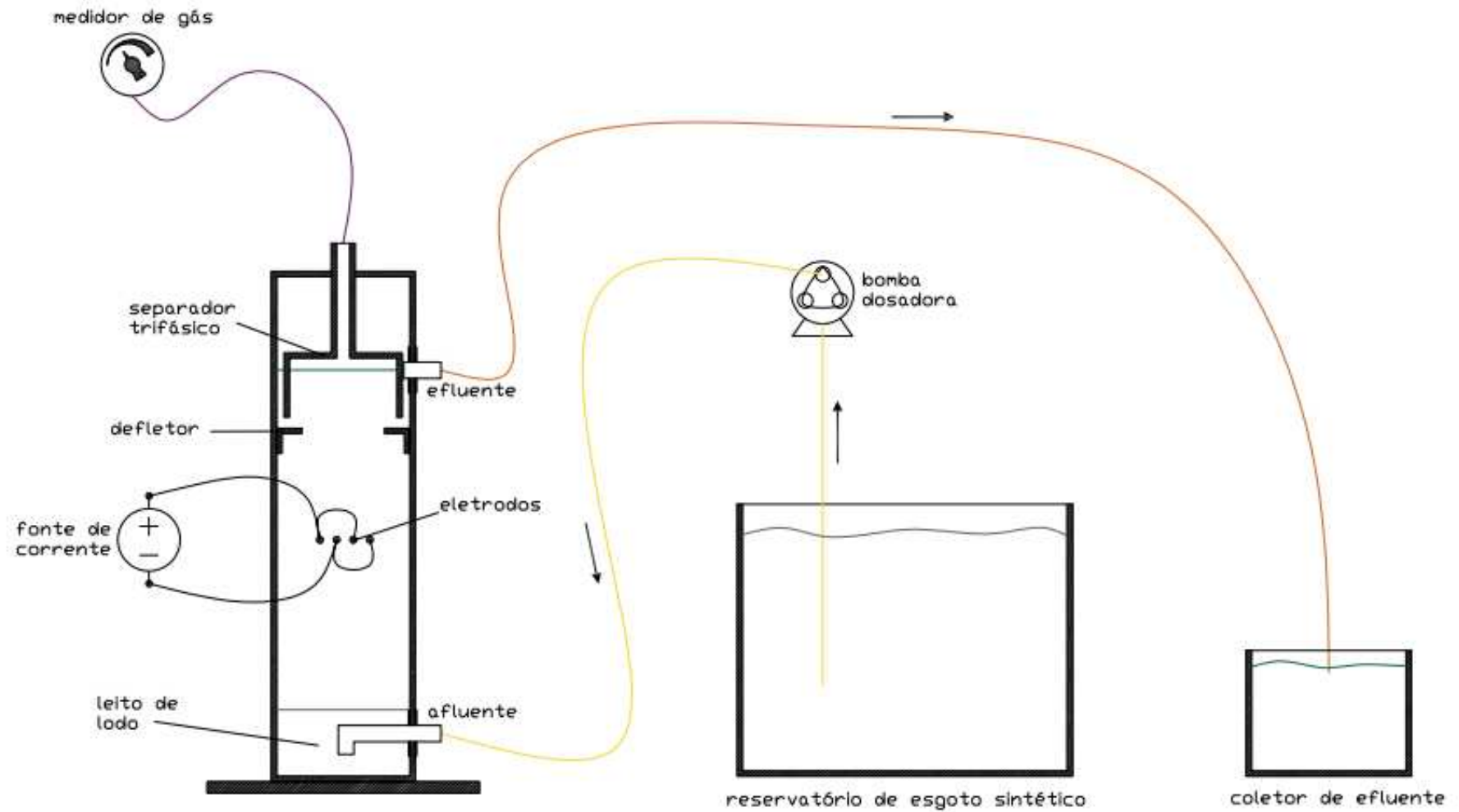
Fonte: Autoria própria (2022)

O Reator UASB-EC, foi construído em acrílico com as seguintes dimensões: 1,00 m de altura, 0,18 m de largura e 0,17 m comprimento. O volume total do reator é de 31,53 L e o volume útil é de 25,1 L. As dimensões e o desenho esquemático do experimento podem ser observados na Figura 6.

Figura 6 - Representação esquemática do reator UASB-EC



(a)



(b)

Legenda: (a) Dimensões do reator em corte lateral; (b) Diagrama esquemático do experimento

Fonte: Autoria própria (2022)

O leito de lodo anaeróbio (4 L) está a 13 cm de altura (porção inferior) a partir da base do reator, ocupando 16% do volume útil do reator.

O defletor, a saída do efluente e o separador trifásico (gás-sólido-líquido) foram colocados na porção superior do reator. O defletor foi posicionado a 70 cm de altura da base, a saída do efluente a 83 cm da base e o separador trifásico a 73 cm da base do reator, com altura de 8,5 cm e volume de 1,66 L. Este separador também é responsável pelo direcionamento dos gases gerados pelo sistema até o medidor de vazão de gás RITTER® MilliGascounters MGC-1 PMMA.

A célula eletrolítica, composta de 4 eletrodos cilíndricos de Ferro (Fe) distantes 1,5 cm, foi inserida a 43 cm da base do reator (Figura 7). Cada eletrodo possui 17,8 cm de comprimento e 1,59 cm de diâmetro e área submersa de 84 cm². Os eletrodos foram ligados em série a uma fonte de alimentação de corrente contínua, Minipa (MPS-3005), com capacidade máxima de 5 A de corrente e 30 V de diferença de potencial. A área total submersa dos quatro eletrodos corresponde a aproximadamente 336 cm².

Figura 7 – Detalhe da disposição dos eletrodos de Fe no sistema UASB-EC



Fonte: Autoria própria (2022)

Ressalta-se que a escolha do espaçamento dos eletrodos no reator é um parâmetro de relevância e foi escolhida com base na literatura (Tabela 2) e na condutividade do afluente. Conforme Jing et al. (2021), a distância dos eletrodos é diretamente proporcional à redução do potencial ôhmico da célula, sendo assim, a distância entre os eletrodos deve estar na faixa de 0,5 a 3,0 cm para ter menor consumo de energia quando efluente apresentar condutividade suficiente para que ocorra a passagem de corrente elétrica.

Para o acionamento da eletrocoagulação no reator, foi utilizado um temporizador digital bivolt (YDT-MB). A temperatura interna do reator foi medida a cada 5 min por meio de um sistema de aquisição de dados composto por sensor de temperatura modelo DS18B20 na faixa de medição -55 °C a +125 °C/ 0,5 °C ligado ao Arduino®.

O efluente empregado no tratamento foi armazenado em reservatório com capacidade de 210 L e conduzido ao sistema por meio de uma bomba dosadora eletromagnética de diafragma ProMinent, modelo gamma/X, com vazão de 7,6 L h⁻¹.

4.2 EFLUENTE SINTÉTICO

Como afluente do reator UASB-EC foi utilizado efluente sintético, simulando esgoto sanitário, de acordo com Torres (1992).

Na Tabela 3, estão apresentados os reagentes e suas respectivas concentrações.

Tabela 3 - Concentrações de cada reagente para o preparo do esgoto sanitário sintético

Reagentes	Concentrações (mg L ⁻¹)
Extrato de carne	0,20
Amido solúvel P.A (C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	0,01
Farinha de trigo	0,20
Sacarose (C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁)	0,0175
Cloreto de amônio (NH ₄ Cl)	0,076
Cloreto de sódio (NaCl)	0,25
Cloreto de magnésio P.A (hexahidratado) (MgC ₁₂ .6H ₂ O)	0,007
Cloreto de cálcio anidro P.A (CaCl ₂)	0,0045
Fosfato de potássio monobásico P. A (KH ₂ PO ₄)	0,013
Bicarbonato de sódio P.A (NAHCO ₃)	0,150

Fonte: Adaptado de Torres (1992)

O efluente sintético era preparado um dia antes das análises, em lotes de 80 L, para evitar alteração em sua composição ao longo do tempo e armazenado no reservatório de equalização.

4.3 CONDIÇÕES OPERACIONAIS

O reator foi inoculado com lodo anaeróbio proveniente de um reator tipo UASB tratando esgoto sanitário, em operação estável a mais de 5 anos. Após a inoculação, o reator tipo UASB foi operado em regime contínuo até a obtenção do estado de equilíbrio dinâmico no 45º dia de operação.

As concentrações do inóculo em termos de sólidos totais (ST), sólidos totais fixos (STF) e sólidos totais voláteis (STV) foram de 34, 12 e 22 g L⁻¹, respectivamente. Ao final do experimento, outra análise de lodo, com os mesmos parâmetros foi realizada para observar o crescimento da biomassa.

O reator foi operado por 195 dias, com TDH constante de 8 h, com excessão dos ensaios preliminares que optou-se um TDH de 12 h. Foram estabelecidas 5 etapas de operação do sistema, sendo: Etapa 1 (ensaios preliminares), Etapa 2 (influência da EC ao longo do tempo no reator), Etapa 3 (planejamento estatístico e validação do modelo), Etapa 4 (análise cíclica da EC) e Etapa 5 (crescimento da biomassa, determinação de Fe e PO₄⁻³ do lodo).

Na Etapa 1 foi observada a estabilização do reator e análise do decaimento da concentração de fosfato e da DQO ao longo de 24 h após aplicar 60 minutos de eletrólise e densidade de corrente de 1,78 mA cm⁻² dentro do reator. O tempo de detenção hidráulico (TDH) adotado foi 12 h e vazão de alimentação de 2,09 L/h .

Na Etapa 2, o reator foi operado com TDH de 8 h, vazão de 3,13 L/h, velocidade ascensional 0,1 m h⁻¹ e carga hidráulica volumétrica de 3,0 m³ m⁻³ d⁻¹, para avaliar parâmetros físico-químicos como temperatura, pH, turbidez, DQO e fosfato após aplicar diferentes tempos de eletrólise e densidade de corrente dentro do sistema. Todos os ensaios foram realizados em duplicata. Na Tabela 4 são apresentadas as condições experimentais adotadas na operação da EC aplicada no reator para esta etapa.

Tabela 4 - Condições aplicadas da EC na Etapa 2

Ensaio	Densidade de corrente	Tempo de eletrólise
	j (A/cm ²)	t (min)
1	2,31	26
2	4,85	26
3	2,31	54
4	4,85	54
5	1,78	40
6	5,36	40
7	3,58	20
8	3,58	60
9	3,58	40

Fonte: Autoria própria (2022)

Salienta-se que para nesta etapa o TDH foi reduzido para 8 h, pois na etapa anterior foram demonstradas eficiências de remoção de DQO superiores a 90%, além de ser recomendado TDH variável de 8 a 10 h para tratamento de esgotos sanitários de origem doméstica (CHERNICHARO, 2016). Além disto, Godinho (2017), Michelin (2019) e Ramos (2021) obtiveram eficiências de remoção em torno de 80% em reatores anaeróbios operados com TDH de 8 h.

Na Etapa 3, com o mesmo TDH e vazão da etapa anterior, foi adotado o planejamento estatístico delineamento composto central rotacional (DCCR) fatorial 2², com 3 repetições do ponto central e 4 pontos axiais, para avaliar a influência da densidade de corrente (j) e do tempo de eletrólise (t) em termos de eficiência de remoção do fosfato (PO₄⁻³).

As amostras foram coletadas e analisadas 4 horas após a aplicação da eletrólise no reator. O tempo escolhido para a coleta e análise das amostras foi estabelecido com base nos resultados da Etapa 1 e Etapa 2, nos quais foram verificadas as melhores eficiências de remoção do fosfato na 4^a hora após a aplicação da EC.

Na Etapa 4, seguindo as condições operacionais ótimas encontrada na etapa anterior e com objetivo de analisar o decaimento da concentração de fosfato do efluente, o reator foi operado durante 12 dias com EC de modo ininterrupto a cada 4 horas no sistema. Para a coleta e análise das amostras foi estabelecido retirar as amostras do efluente sempre no início do 3º ciclo de eletrólise do dia. Destaca-se

que o procedimento escolhido foi definido para manter um padrão no intervalo de tempo entre uma coleta e a outra após 24 h de operação.

Por fim, na Etapa 5 foi analisado o lodo com relação ao crescimento da biomassa e a concentração de Fe e de fosfato do lodo após término das etapas operacionais.

Ressalta-se que, a eletrocoagulação de forma cíclica foi adotada na Etapa 4. Nas demais Etapas a EC só foi aplicada no reator durante os dias de análises do experimento e no intervalo de tempo entre 20 e 60 minutos, dependendo das condições operacionais estabelecidas no estudo.

4.4 PARÂMETROS E MÉTODOS DE MONITORAMENTO DAS AMOSTRAS

As análises físico-químicas das amostras de esgoto bruto e tratado foram realizadas no Laboratório de Saneamento (LabSan) do Departamento Acadêmico de Construção Civil (DACOC) da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Câmpus Curitiba, Sede Ecoville, conforme metodologias apresentadas na Tabela 5.

Tabela 5 – Parâmetros e métodos adotados na avaliação do comportamento do reator

Parâmetros	Unidade	Método	Nº do método	Referência
pH	-	Potenciômetro	4500_H	Eaton et al. (2012)
Temperatura	° C	Potenciômetro	4500_H	Eaton et al. (2012)
Alcalinidade Total (AT)	mgCaCO ₃ L ⁻¹	Titulométrico	-	Ripley et al. (1986) Dillalo e Albertson (1961)
Ácidos Voláteis (AV)	mgHAc L ⁻¹	Titulométrico	-	Albertson (1961)
Sólidos Totais (ST)	mg L ⁻¹	Gravimétrico	2540_B	Eaton et al. (2012)
Sólidos Totais Fixos (STF)	mg L ⁻¹	Gravimétrico	2540_E	Eaton et al. (2012)
Sólidos Totais Voláteis (STV)	mg L ⁻¹	Gravimétrico	2540_E	Eaton et al. (2012)
DQO bruta (DQOb)	mgO ₂ L ⁻¹	Espectrofotométrico	5220_D	Eaton et al. (2012)
Fósforo Total	mgPO ₄ ⁻³ L ⁻¹	Espectrofotométrico	4500_P	Eaton et al. (2012)
Turbidez	UNT	Nefelométrico	2130_B	Eaton et al. (2012)
Condutividade	µS/cm	Condutimétrico	2510 B	Eaton et al. (2012)

Fonte: Autoria própria (2022)

As amostras do efluente foram coletadas por um amostrador automático ISCO, série 6712, que retirava alíquotas de 80 mL de um recipiente coletor de efluente com capacidade de 3 L. As amostras do afluente foram retiradas manualmente da mangueira que alimentava o sistema com afluente.

Ao término da coleta das amostras, as alíquotas eram imediatamente analisadas em duplicata.

4.5 LAVAGEM DOS ELETRODOS

Com exceção da Etapa 4, ao final de cada experimento os eletrodos foram lavados com água corrente e esponja, lixados com lixa de água 231Q da 3M e mergulhados em solução de ácido clorídrico (HCl) 3 mol L⁻¹ durante 30 minutos para extrair os possíveis materiais aderidos durante o tratamento e conseqüentemente retirar a camada de passivação dos eletrodos e garantir a eficiência do processo nos próximos experimentos. Após a imersão em solução ácida, os eletrodos eram lavados novamente em água corrente e secos naturalmente.

4.6 DESSORÇÃO DE FOSFATO DO LODO

Ensaio de dessorção, em duplicata, foram realizados para estimar o fosfato (PO₄³⁻) presente no lodo inóculado e no lodo sedimentado e flotado após operação do sistema UASB-EC em condição ótima. Aproximadamente 10 g do material seco e triturado foi inserido em frascos béquer (100 mL) com 50 mL de solução extratora Mehlich, de acordo com uma metodologia adaptada de Donagema et al. (2011) e Pavan et al. (1992). Os frascos foram agitados durante 5 minutos em agitador mecânico e deixados em decantação durante 24 h. Em seguida, as soluções foram filtradas e a concentração residual quantificada através do método utilizando ácido ascórbico de Eaton et al. (2012). A leitura foi realizada após 15 min de reação, em um espectrofotômetro UV (HACH UV-vis, DR 5000) no comprimento de onda de 882 nm.

4.7 DETERMINAÇÃO DE FERRO

Para a determinação do teor de ferro nas amostras de lodo e do efluente foi necessário que os íons metálicos estivessem em solução, para isso foi utilizada uma extração via úmida através da introdução de ácidos. Todas as medidas do metal foram efetuadas em duplicata, em um Espectrômetro de Absorção Atômica em Chama – FAAS (marca GBC, modelo Avanta).

A preparação da amostra do lodo, iniciou-se com a secagem do sedimento a 60°C por 24 horas em estufa, em seguida, o material foi triturado com auxílio de gral e pistilo, para homogeneização.

Conforme método 3050B (EPA, 1996), para a digestão ácida do lodo, foi pesado em balança analítica, aproximadamente, 1 g do sedimento seco e moído, em seguida, a amostra foi transferida para tubo plástico (tipo Falcon) de 50 mL, adicionados 10 mL de ácido nítrico (HNO_3) concentrado e a solução permaneceu em repouso e fechada durante 24 horas.

Após período de repouso, a solução foi transferida para um béquer coberto com vidro relógio e aquecida sem que a mesma entrasse em ebulição a 80°C por 30 minutos. Deixou-se a amostra resfriar à temperatura ambiente, adicionou-se 5 mL de ácido nítrico concentrado e a mesma foi aquecida a 60°C por 30 minutos. Após novo resfriamento, foi adicionado 1 mL de peróxido de hidrogênio, deixando-se agir por um tempo de meia hora. Procedendo-se a digestão, a amostra foi filtrada e avolumada para 10 mL com água desionizada e posteriormente foi determinada a concentração do elemento.

Para digestão ácida de efluente, seguiu-se o método de referência 3010a (EPA, 1992), utilizou-se 100 mL da amostra líquida, o qual foi colocado em béquer e adicionado 3 mL HNO_3 . A solução foi coberta com vidro relógio e aquecida a 95 °C em chapa de aquecimento sem entrar em ebulição até reduzir o volume a aproximadamente 5 mL. Após, esfriou-se o béquer e adicionou-se mais 3 mL de HNO_3 e novamente aqueceu a solução até reduzir o volume a aproximadamente 3 mL. Neste ponto, suspendeu-se o aquecimento para resfriamento da amostra e então, adicionou-se 10 mL de HCl concentrado, para nova etapa de aquecimento por 15 minutos. Por fim, a solução digerida foi transferida para balão volumétrico e o volume final de 100 mL foi completado com água desionizada antes da análise.

4.8 PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL

A operação do reator foi realizada de acordo com o planejamento estatístico (Tabela 6) para avaliar a influência das variáveis independentes densidade de corrente (j) e tempo de eletrólise (t) na eficiência de remoção do fosfato (PO_4^{3-}) presente no efluente sintético. Todos os ensaios foram realizados em duplicata, resultando em 22 ensaios.

Tabela 6 - Matriz de ensaios do Planejamento Fatorial 2²

Ensaio	Variáveis codificadas		Variáveis descodificadas	
	j	t	j (mA/cm ²)	t (min)
1	-1	-1	2,31	26
2	1	-1	4,85	26
3	-1	1	2,31	54
4	1	1	4,85	54
5	-1,414	0	1,78	40
6	+1,414	0	5,36	40
7	0	-1,414	3,58	20
8	0	+1,414	3,58	60
9	0	0	3,58	40
10	0	0	3,58	40
11	0	0	3,58	40

Legenda: j : densidade de corrente (mA cm⁻²); t : tempo de eletrólise (min)

Fonte: Autoria própria (2022)

Para analisar a eficiência de remoção do PO_4^{3-} foi aplicada a Equação 1.

$$E = \left(1 - \frac{C_f}{C_i}\right) \times 100 \quad (1)$$

Em que E é a eficiência de remoção em %, C_i e C_f são as concentrações de PO_4^{3-} no início e fim do tratamento em mg L⁻¹.

Os valores utilizados no planejamento em cada nível das variáveis podem ser observados na Tabela 7. Os escores dos fatores (-1 e +1) indicam o nível mínimo e máximo de cada variável, o ponto central (0) e os pontos axiais (-1,414 e +1,414) determinam os termos quadráticos do planejamento.

Tabela 7 - Valores codificados utilizados no Planejamento Fatorial 2²

Variáveis independentes	Níveis codificados e reais das variáveis independentes				
	-1,414	-1	0	1	1,414
j (A cm ⁻²)	1,78	2,31	3,58	4,85	5,36
t (min)	20	26	40	54	60

Legenda: j : densidade de corrente (mA cm⁻²); t : tempo de eletrólise (min)

Fonte: Autoria própria (2022)

A definição das variáveis independentes e das faixas de variação entre o limite inferior e o superior de cada variável independente foi estabelecida de acordo com testes preliminares de bancada, utilizando ampla faixa de densidade de corrente e tempo de eletrólise, além de pesquisa bibliográfica dos parâmetros intervenientes na remoção de contaminantes pela eletrocoagulação.

O valor máximo de densidade de corrente aplicado no reator de acordo com as características do efluente sintético e dos eletrodos utilizados foi de 8,22 mA cm⁻².

Por fim, o experimento consistiu na análise dos efeitos dos fatores: densidade de corrente e tempo de eletrólise em relação à variável resposta eficiência de remoção de PO₄⁻³.

4.8.1 ANÁLISE ESTATÍSTICA

A partir dos resultados experimentais obtidos do DCCR foi possível elaborar os modelos estatísticos pelo *software Statistica 10* (durante o período de avaliação) para verificar a predição ou não do modelo matemático.

Para a representação dos dados experimentais da variável de resposta, um modelo matemático de regressão foi elaborado, conforme apresentado na Equação 1 (MYERS et al., 2016). O modelo de regressão faz a correlação entre a variável resposta (eficiência de remoção de PO₄⁻³) e os fatores independentes (densidade de corrente e tempo de eletrólise).

$$Y = \beta_0 + \sum_{i=1}^k \beta_{1i} q_i + \sum_{i=1}^k \beta_{2i} q_i^2 + \sum_{i=1}^k \sum_{j \neq i}^k \beta_{ij} q_i q_j \quad (1)$$

Em que Y é a função resposta, os valores de “q” são as variáveis estudadas do reator de eletrocoagulação (densidade de corrente e tempo de eletrólise), os valores de β são os coeficientes significativos do modelo e k o número de variáveis.

A validade do modelo matemático gerado foi verificada pela análise de variância (ANOVA) a nível de confiança de 95% (p-valor < 0,05) e por meio do teste F para verificar a resposta experimental e a estimada pelo modelo.

A qualidade do ajuste da resposta de eficiência da remoção de fósforo obtido em função do modelo polinomial escolhido, foi avaliada pelo coeficiente de determinação ajustado (r^2_{ajust}). O gráfico de Pareto foi construído para verificar as variáveis significativas do modelo q_1 : densidade de corrente e q_2 : tempo de eletrólise em função da variável de resposta.

Após a verificação das variáveis significativas para o percentual de remoção de fósforo, aplicou-se a Metodologia de Superfície de Resposta (RSM) para obtenção das condições ótimas de operação.

A RSM tem importante aplicabilidade por causa de sua alta eficiência, capacidade de modelagem e exploração dos sistemas estudados. Trata-se de um conjunto de técnicas estatísticas para visualizar a região máxima de remoção dos poluentes que considera os parâmetros de operação do reator como as variáveis de controle do processo em relação às variáveis resposta, como redução ou porcentagem de remoção de poluentes ou compostos (MYERS et al., 2016).

Aos resultados das análises investigadas e com a condição ótima encontrada, o teste da desejabilidade foi aplicado e a validação do modelo foi realizada. Desta forma, pôde-se determinar as condições adequadas para obtenção de maior eficiência de remoção de fosfato.

4.9 ESTIMATIVA DO CUSTO OPERACIONAL

A viabilidade da aplicação da eletrocoagulação ao sistema foi calculada para as condições operacionais ótimas de tratamento do efluente sintético. Para os

aspectos econômicos foi considerando o custo total do consumo de energia elétrica, calculado de acordo com a Equação 1 (BENER et al., 2019).

$$CE = \frac{i \cdot U \cdot T}{1000} \quad (1)$$

Em que:

CE representa o consumo de energia elétrica (kWh),

U é a tensão aplicada (V),

i é a corrente elétrica (A),

T é o tempo de reação (h).

Outro cálculo necessário para estimar o custo operacional do sistema é o do desgaste dos eletrodos realizado pela dissolução teórica do Ferro, conforme apresentado na Equação 2 (BENER et al., 2019).

$$C_{eletrodo} = \frac{i \cdot T \cdot M}{Z \cdot F \cdot V} \quad (2)$$

Em que:

$C_{eletrodo}$: Massa do Ferro consumida (g),

i : Corrente elétrica aplicada no reator (A),

T : Tempo de eletrólise (s),

M : Massa molar do Ferro (56,845 g.mol⁻¹),

Z : Número de elétrons envolvidos na reação (Fe = 2),

F : Constante de Faraday (F = 96,487 C mol⁻¹),

V : Volume de efluente tratado (m³).

Portanto, os custos de operação do sistema foram calculados conforme disposto na Equação 3.

$$CO = a \cdot CE + b \cdot C_{eletrodo} \quad (3)$$

Em que:

CO : Custo operacional em R\$,

a : Custo da energia em R\$ em kWh,

CE: Consumo de energia elétrica (kWh),

b: Preço do eletrodo de Ferro em R\$ em kg,

C_{eletrodo} : Consumo de eletrodo.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste item estão descritos os resultados obtidos por meio da análise dos parâmetros físico-químicos para a caracterização do efluente sintético estudado; os resultados do estudo preliminar da EC no reator; a influência do tratamento eletroquímico nos parâmetros pH, turbidez, temperatura, DQO e PO_4^{3-} ; a ANOVA aplicada aos resultados do DCCR; a desejabilidade do processo de tratamento; a validação do modelo; a operação cíclica da EC para remoção de fosfato; a avaliação da geração da biomassa; a determinação de Fe e de fosfato do lodo e a estimativa dos custos operacionais.

5.1 CARACTERIZAÇÃO DO AFLUENTE (SUBSTRATO)

Na Tabela 8 estão resumidas as principais características físico-químicas analisadas do afluente sintético utilizado no reator UASB-EC.

Tabela 8 – Caracterização do afluente

Parâmetro	N	Média	DP	CV	Mínimo	Máximo
pH	24	6,7	0,2	3%	6,2	7,1
Alcalinidade Total (mg $\text{CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$)	24	103,2	13,0	13%	85,9	145
AV (mgHAC L^{-1})	24	64,9	14,1	22%	37,5	85
Condutividade ($\mu\text{S cm}^{-1}$)	24	954,9	100,9	11%	758	1081
DQOb (mg L^{-1})	24	313,3	51,3	16%	207,8	388,2
Fósforo Total (mg L^{-1})	24	12,8	1,2	9%	10,0	15,2
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	24	18,1	1,4	8%	15,5	20,5
Turbidez (UNT)	24	21,3	3,4	16%	16	29,3

Legenda: N: número de amostras; DP: desvio padrão; CV: coeficiente de variação; AV: ácidos voláteis; DQOb: demanda química de oxigênio de amostra bruta.

Fonte: Autoria própria (2022).

Segundo Metcalf e Eddy (2016) é possível classificar o efluente sintético utilizado nesta pesquisa como “fraco” em termos de DQO e segundo Von Sperling (2016) como “médio” em termos de fósforo total.

Os esgotos sanitários de origem doméstica possuem valores de DQO entre

400 e 800 mg L⁻¹ e entre 5 e 25 mg L⁻¹ de fósforo total (VON SPERLING, 2016).

Os valores médios de temperatura e turbidez do afluente estão em conformidade com os padrões estipulados de enquadramento dos corpos de água e lançamento de águas residuárias.

Conforme disposto na Resolução CONAMA 357/05 (BRASIL, 2005), águas das Classes Especial, I e II devem estar na faixa de pH de 6,0 a 9,0 para manutenção da vida aquática.

A média de alcalinidade total observada foi de 103,2 mgCaCO₃ L⁻¹, e está de acordo com o indicado por Von Sperling (2014) na faixa de 100 a 250 mgCaCO₃ L⁻¹ para esgotos sanitários.

A faixa de condutividade do afluente foi de 758 – 1081 μS cm⁻¹, com média de 954,9 μS cm⁻¹, mostrando-se suficiente para passagem da corrente elétrica durante o tratamento UASB-EC. Goerck et al. (2021) observaram uma faixa de condutividade do afluente de 722,40 – 1,097 μS cm⁻¹, com média de 905,15 μS cm⁻¹, que é suficiente para permitir o tratamento por eletrocoagulação, corroborando com a faixa de condutividade encontrada no presente estudo.

De acordo com Chernicharo (2016), para o bom desempenho da digestão anaeróbia, a concentração de ácidos voláteis deve ser inferior a 200 mgHAC L⁻¹, sendo assim, o acúmulo médio de ácidos orgânicos no afluente de 64,9 mgHAC L⁻¹ é inferior ao estipulado pelo autor.

5.2 ESTUDO PRELIMINAR DO EFEITO DA EC NO REATOR

Na Tabela 9 é possível analisar a média da duplicata dos resultados do estudo preliminar conduzido no reator, para verificar ao longo do tempo de 24 horas os efeitos da EC para o decaimento das concentrações de matéria orgânica em termos de DQO e fosfato, após aplicar 60 minutos de eletrólise e densidade de corrente de 1,78 mA cm⁻² e coletar as amostras ao longo do tempo a cada hora.

Tabela 9 - Dados experimentais dos ensaios preliminares após aplicar 1 hora de eletrólise e j de 1,78 mA cm⁻²

TEMPO (HORA)	FOSFATO	C/Co PO ₄ ⁻³	REMOÇÃO PO ₄ ⁻³ (%)	DQO	C/Co DQO	REMOÇÃO DQO (%)
*	13,7	1,0	-	259,4	1,0	-
1	10,1	0,7	26	24,7	0,10	90
2	10,1	0,7	26,	12	0,05	95
3	7,4	0,5	46	3,9	0,02	98
4	3,4	0,3	75	24,5	0,09	90
5	5,1	0,4	63	25	0,09	90
6	4,1	0,3	70	4,5	0,02	98
7	3,9	0,3	71	5,4	0,02	98
8	5,9	0,4	57	12,0	0,05	95
9	7,4	0,5	46	8,8	0,03	97
10	8,4	0,6	39	6,0	0,02	98
11	8,9	0,7	35	16,8	0,06	93
12	9,7	0,7	29	9,3	0,04	96
13	10,5	0,8	23	15,1	0,06	94
14	11,2	0,8	18	23,8	0,09	91
15	11,9	0,9	13	12,8	0,05	95
16	11,3	0,8	17	11,9	0,05	95
17	12,7	0,9	7	36,5	0,14	86
18	12,7	0,9	7	9,6	0,04	96
19	13,3	1,0	3	24,0	0,09	91
20	12,4	0,9	10	21,4	0,08	92
21	12,4	0,9	10	20,9	0,08	92
22	12,4	0,9	10	21,3	0,08	92
23	12,9	0,9	6	26,8	0,10	90
24	11,9	0,9	13	21,6	0,08	91
Média	10	-	30	-	-	93
DV	3	-	23	-	-	3

**Legenda: * Afluente sem tratamento; DV: desvio padrão
Fonte: Autoria própria (2022)**

Como observado na Tabela 9, após única e pontual perturbação de 60 minutos de EC ao longo de 24 horas de monitoramento do sistema UASB-EC, o ensaio que obteve a maior remoção de fosfato (75%), ocorreu quatro horas após a aplicação da eletrocoagulação no reator, em comparação ao resultado do ensaio que apresentou a menor remoção (3%) e ocorreu 19 horas depois da EC.

Segundo Chernicharo (2007), os reatores tipo UASB possuem entre suas desvantagens a insatisfatória remoção de fósforo, sendo necessário um pós-tratamento. Logo, por meio dos resultados da Tabela 9, pode-se notar que a presença da eletrocoagulação, mesmo de modo pontual no sistema, aumentou a eficiência do reator em termos de remoção de fosfato e DQO.

Com base nos dados da DQO da Tabela 9, o ensaio com menor remoção (86%) ocorreu 17 horas após a eletrocoagulação. Entretanto, nos demais tempos observados as eficiências de remoção superiores a 90%, chegando a atingir 98% de remoção 10 horas depois da aplicação do tratamento eletroquímico.

Pode-se então observar a elevada eficiência do reator em termos de remoção de DQO. A média e o desvio padrão observados para DQO foram de 93 (3)%, valores superiores à faixa de eficiência citada na literatura para o reator tipo UASB de 55 a 70% (CHERNICHARO, 2007).

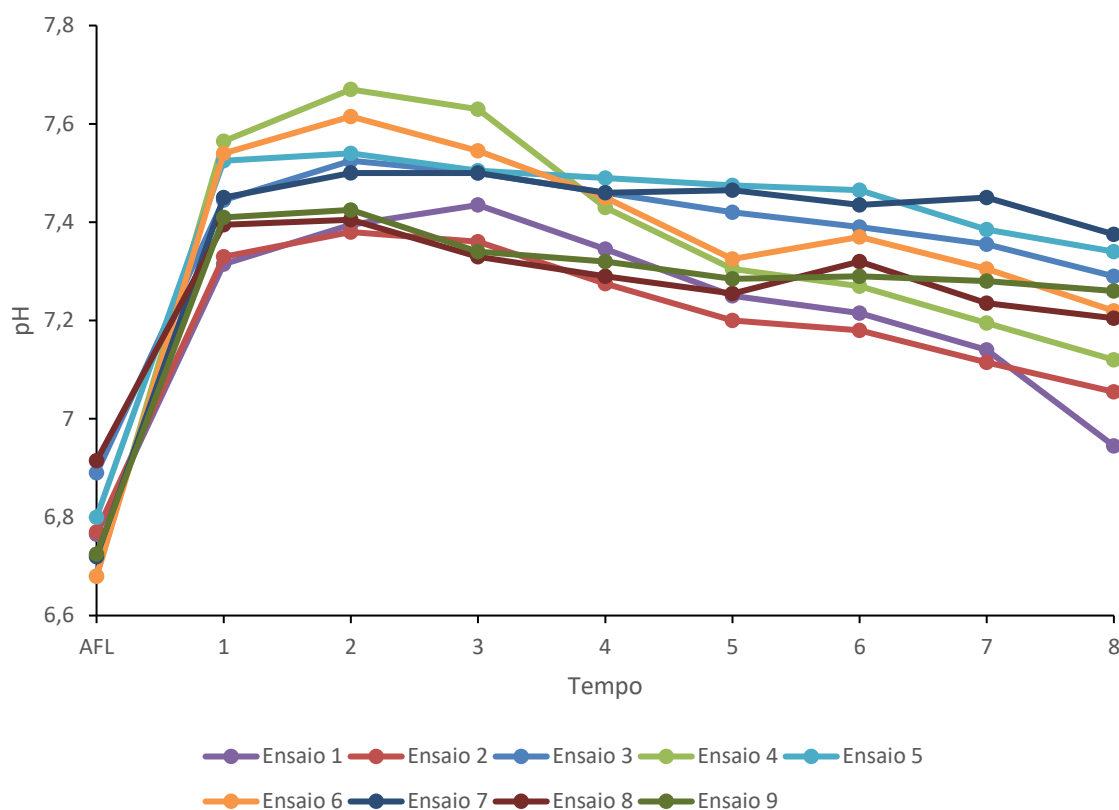
5.3 INFLUÊNCIA DA ELETROCOAGULAÇÃO NO DESEMPENHO DO REATOR UASB-EC

Foi investigado o comportamento do reator ao longo de 8 h após a aplicação das condições experimentais adotadas na Etapa 2. Os parâmetros analisados foram pH, temperatura, turbidez, fosfato e DQO.

5.3.1 AVALIAÇÃO DO pH DO REATOR APÓS A APLICAÇÃO DA EC

Nos ensaios (Etapa 2), a variação do pH do efluente em relação ao afluente foi monitorada ao longo de 8 horas após a aplicação da EC no reator e é apresentada na Figura 8.

Figura 8– Comportamento do pH ao longo de 8 h após aplicação da EC



Legenda: AFL – afluente
Fonte: Autorial própria (2022)

Como pode ser observado na Figura 8, os resultados mostram aumento inicial mais acentuado dos valores de pH do efluente em comparação ao afluente posteriormente a EC, nas primeiras duas horas de monitoramento do sistema, seguido de decaimento aproximado de 0,3 do pH ao longo de 8 horas. Tal comportamento foi verificado em todos os ensaios mesmo aplicando diferentes densidades de correntes e tempo de eletrólises diferentes.

O aumento inicial dos valores de pH do efluente já era esperado, pois após a aplicação da EC ocorre consumo de H^+ para produção de hidrogênio (H_2), e a redução da água no cátodo, aumentando a quantidade de íons hidroxilas no meio, que resultando no aumento do pH, conforme a reação química: $2H_2O + 2e^- \rightarrow H_2 + 2OH^-$ (GOERCK et al, 2021).

Observa-se também na Figura 8, que o pH do afluente oscilou entre 6,6 e 6,9 e o do efluente entre 6,9 e 7,6. Para Garcia–Segura et al. (2017), meios neutros e alcalinos são ideais para a coagulação e conforme Sakar et al. (2009), a faixa de pH ideal para as arqueias metanogênicas é de 6,5 a 7,8.

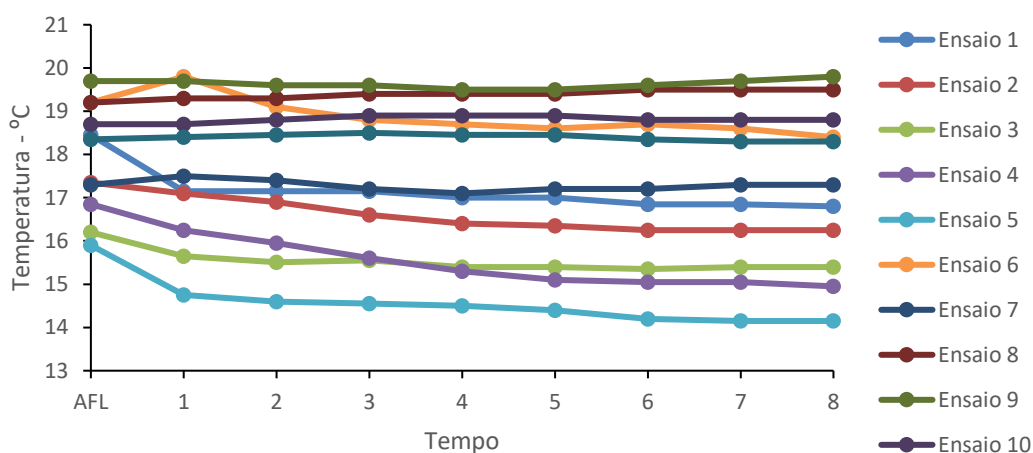
Sendo assim, o sistema UASB-EC não foi submetido a grandes variações de pH, a ponto de comprometer seu desempenho, estando na faixa ideal para o desenvolvimento da comunidade microbiana e para o processo da eletrocoagulação.

5.3.2 AVALIAÇÃO DA TEMPERATURA DO REATOR APÓS A APLICAÇÃO DA EC

Quando se aplica a EC o aumento de temperatura do meio pode ocorrer, uma vez que na eletrólise pode haver perda de energia por dissipação térmica. Caso o aumento da temperatura seja significativo a ponto de influenciar a temperatura do meio, a velocidade das reações químicas envolvidas na eletrocoagulação é favorecida, pois aumenta a mobilidade dos íons e conseqüentemente aumenta a condutividade (GOERCK et al, 2021).

Na Figura 9 está apresentada a média da variação de temperatura do efluente em relação ao afluente, durante os ensaios da Etapa 2 após 8 horas sem EC.

Figura 9- Comportamento da temperatura ao longo de 8 horas após aplicação da EC



Legenda: AFL – afluente
Fonte: Autoria própria (2022)

De acordo com Kunz et al. (2019) e Ramos (2021), variações com baixas temperaturas podem causar efeitos negativos em um reator anaeróbio, como por exemplo a diminuição da eficiência da digestão anaeróbia, menos produção de gases e pouca mistura no reator, já que há menos produção de bolhas de gases.

Como observado na Figura 9, as temperaturas do esgoto bruto oscilaram entre 15,9 e 19,7°C enquanto o efluente variou entre 14,1°C e 19,7°C. Geralmente

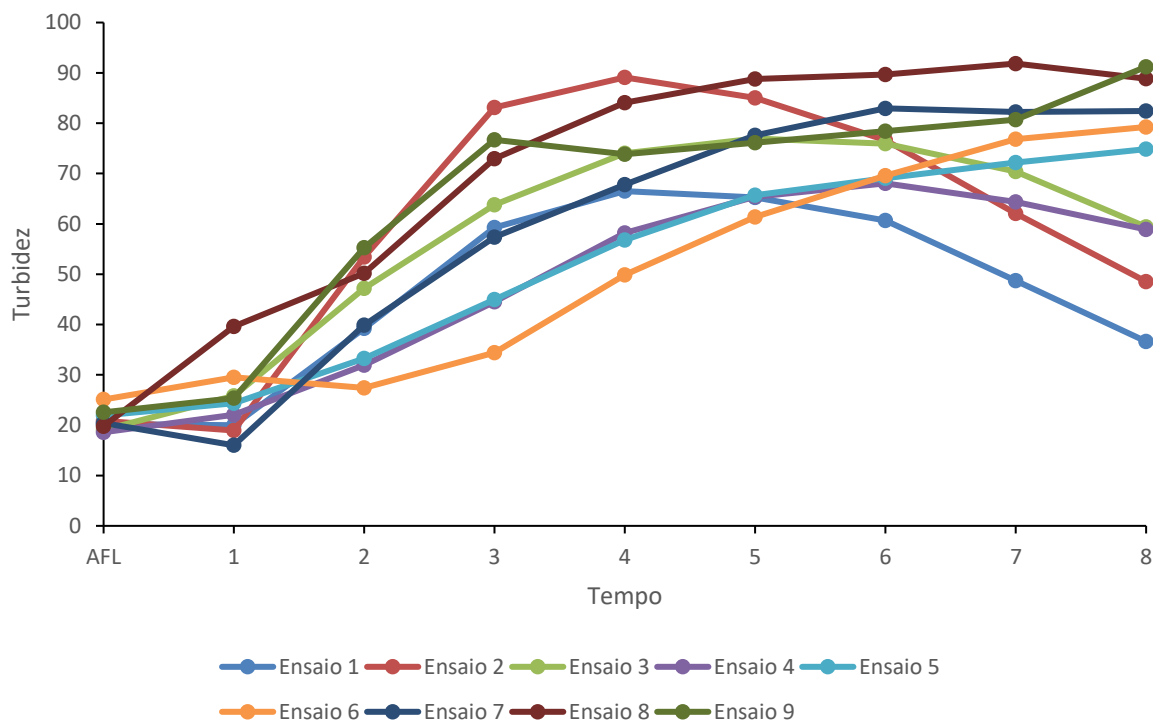
os digestores anaeróbios são operados dentro da faixa mesofílica (20 – 45 °C) e termofílica (45 – 60 °C) (RAMOS, 2021). Para Kunz (2019), a temperatura ótima de 25 a 35 °C é ideal para hidrólise/ acidogênese e a temperatura de 32 a 42 °C para a etapa metanogênese.

Portanto, nota-se que o reator não operou dentro da faixa ideal e que as variações da temperatura foram muito sutis em relação ao afluente e efluente de cada ensaio, sendo mais influenciado a sazonalidade das condições climáticas do que a capacidade de aquecimento do meio líquido devida à eletrocoagulação, ou seja, não houve influência da EC na temperatura de tratamento do reator, o que de certa forma indica o adequado dimensionamento do reator.

5.3.3 AVALIAÇÃO DA TURBIDEZ APÓS APLICAÇÃO DA EC

A turbidez dos efluentes é ocasionada pela presença de sólidos, sendo um parâmetro importante para verificar a remoção de sólidos ao longo de um sistema de tratamento, além de ser um indicativo de impacto ambiental, visto que o aumento da turbidez em corpos hídricos causa problemas ao ambiente aquático relacionados a absorção de luz, o que interfere na fotossíntese de plantas e algas devido sua capacidade poluidora (QUEIROZ et al., 2019).

Na Figura 10 está apresentada a média da variação de turbidez do efluente em relação ao afluente, durante os ensaios da Etapa 2 ao longo do tempo.

Figura 10 - Comportamento da turbidez ao longo de 8 horas após aplicação da EC

Legenda: AFL – afluente

Fonte: Autoria própria (2022)

Nota-se que a turbidez do afluente oscilaram entre 18,6 e 25,1 UNT (Unidade Nefelométrica de Turbidez) enquanto o efluente variou entre 16 e 90,5 UNT. É também possível perceber que a aplicação do tratamento eletrolítico com eletrodos de ferro aumentou a turbidez no meio líquido, provavelmente devido à formação de flocos durante o processo de eletrocoagulação.

Martins (2016) em seu estudo com eletrólise para tratar efluentes têxteis observou o crescimento da turbidez após o início do processo de eletrocoagulação. Segundo o autor, os flocos formados após a liberação de íons metálicos (coagulantes) podem ser divididos devido a agitação do meio a que se submete o efluente no reator, e conseqüentemente a quantidade de sólidos em suspensão aumenta, impactando na elevação de turbidez.

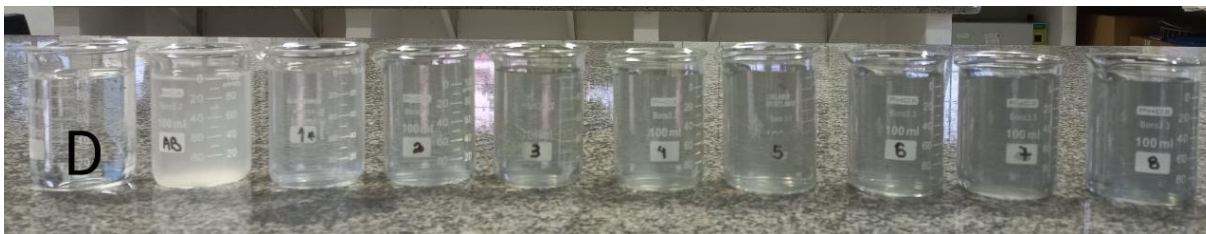
Ainda é possível observar na Figura 10, que ao aplicar diferentes valores de corrente elétrica e tempo de eletrocoagulação, com exceção ao ensaio 1, os demais ensaios, após quatro horas da aplicação da corrente elétrica, apresentaram valores de turbidez acima da máxima permitida pela Resolução nº430/2011 do CONAMA, para os padrões de enquadramento dos corpos hídricos que é 40 UNT para classe I.

Ao relacionar os ensaios que aplicou-se $j = 3,58 \text{ mA cm}^{-2}$ para tempos de eletrólise de 20 (ensaio 7), 40 (ensaio 9) e 60 minutos (ensaio 8), os máximos valores encontrados ao longo do tempo de turbidez, variaram de 83 UNT, 91 UNT e 92 UNT, respectivamente, sendo o ensaio com maior tempo de eletrólise o que apresentou maior valor de turbidez. Demonstrando que o tempo de eletrólise influenciou no aumento da turbidez.

Outro fator que influenciou a turbidez foi o aumento da densidade de corrente, ao analisar os ensaios que aplicou-se 26 minutos de eletrólise (ensaio 1 e 2), a máxima turbidez observada foi de 89 UNT, com $j: 4,85 \text{ mA cm}^{-2}$ (ensaio 2), já o ensaio 1 com $j: 2,31 \text{ mA cm}^{-2}$, apresentou 66 UNT, ou seja, menor turbidez.

Na Figura 11 é possível perceber a diferença entre a turbidez observada no ensaio 1 ($j: 2,31 \text{ mA cm}^{-2}$ e $t: 26$ minutos) e o ensaio 8 ($j: 3,58 \text{ mA cm}^{-2}$ e $t: 60$ minutos) ao longo do tempo. De todos os 9 ensaios analisados, o ensaio 1 (Fig.11a) foi o que menor apresentou turbidez ao longo do tempo, já o ensaio 8 apresentou os maiores valores de turbidez ao longo do tempo (Fig. 11b).

Figura 11 - Análise comparativa da turbidez entre o ensaio 1 e o ensaio 8



(a) Ensaio 1 – $j: 2,31 \text{ A cm}^{-2}$ e $t: 26$ minutos



(b) Ensaio 8 – $j: 3,58 \text{ A cm}^{-2}$ e $t: 60$ minutos

Legenda: D- água destilada, AB- Afluente bruto, 1- primeira hora após eletrólise, 2- segunda hora após eletrólise, 3- terceira hora após eletrólise, 4- quarta hora após eletrólise, 5- quinta hora após eletrólise, 6- sexta hora após eletrólise, 7 sétima hora após eletrólise e 8- oitava hora após eletrólise.

Fonte: Autoria própria (2022)

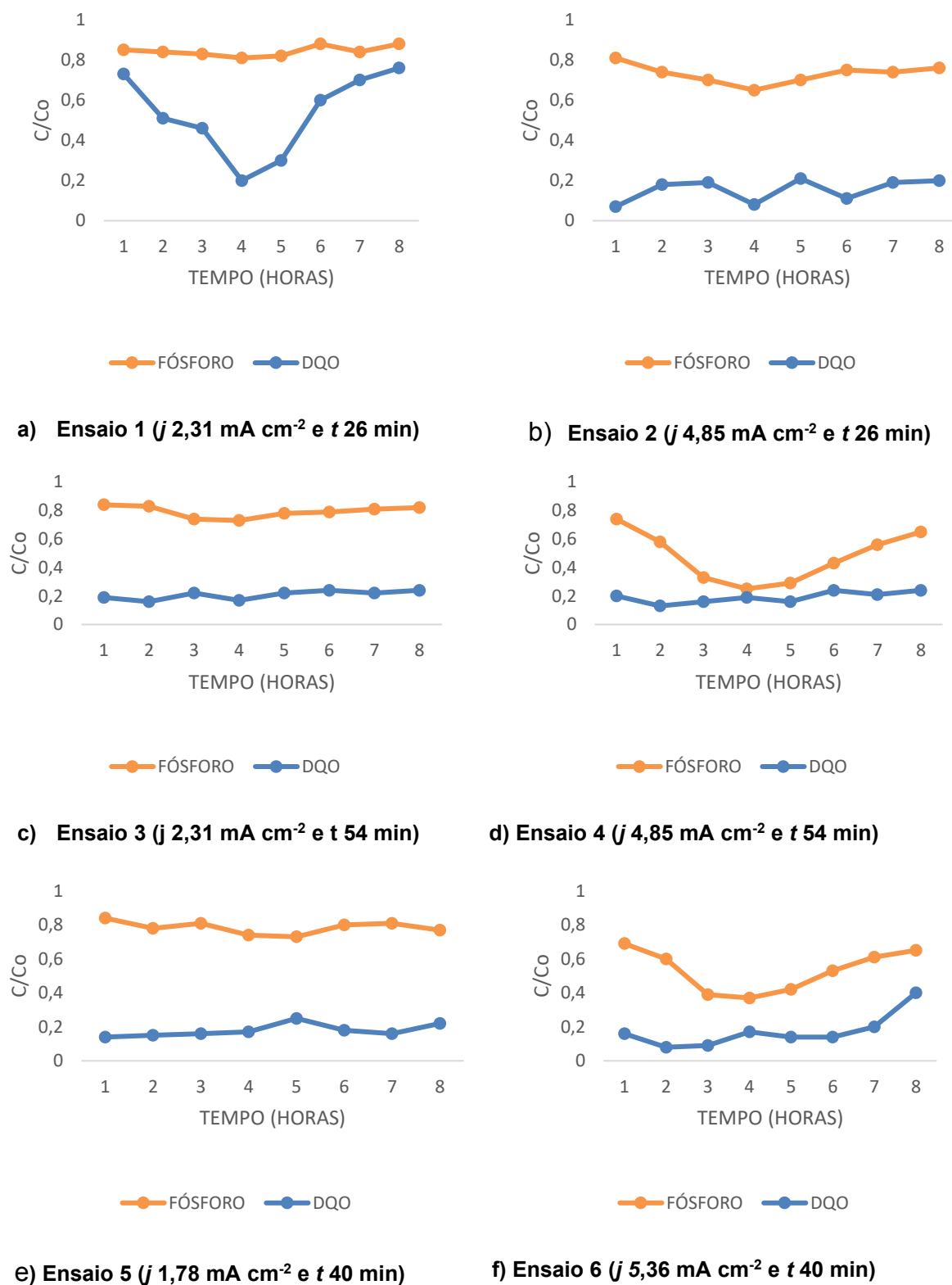
Sendo assim, conforme demonstrado nos ensaios da Figura 11, o tratamento eletrolítico associado com a digestão anaeróbia acaba por não ter eficácia na

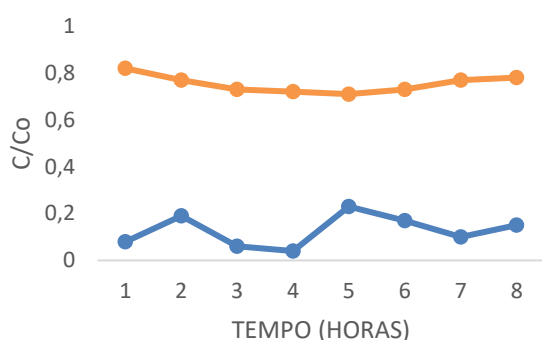
redução da turbidez, deixando uma lacuna para futuras pesquisas diminuírem a turbidez do efluente final.

5.3.4 AVALIAÇÃO DA REMOÇÃO DE FOSFATO E DQO APÓS A APLICAÇÃO DA EC

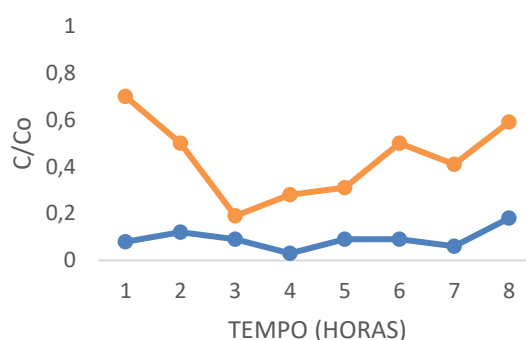
Na Figura 12 podem ser observados os resultados para o decaimento das concentrações de PO_4^{3-} e DQO ao longo de um período de 8 horas após a aplicação da eletrocoagulação (Etapa 2) no reator UASB-EC.

Figura 12 - Remoções de PO_4^{3-} e DQO, conforme tempo de eletrólise (min) e densidade de corrente (mA cm^{-2}) da Etapa 2.





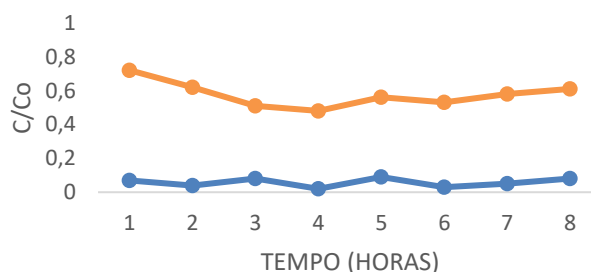
— FÓSFORO — DQO



— FÓSFORO — Série1

g) Ensaio 7 (j 3,58 mA cm⁻² e t 20 min)

h) Ensaio 8 (j 3,58 mA cm⁻² e t 60 min)



— FÓSFORO — DQO

i) Ensaio 9 (j 3,58 mA cm⁻² e t 40 min)

Fonte: Autoria própria (2022)

Como observado na Figura 12, para as condições operacionais com 26 minutos de eletrólise, $j = 2,31$ mA cm⁻² e $j = 4,85$ mA cm⁻², as eficiências de remoção de fosfato variaram de 19% (Fig. 12a) a 35% (Fig. 12b). A máxima remoção foi observada com $j = 4,85$ mA cm⁻². Nesse sentido, a aplicação de maior densidade de corrente influenciou na melhor remoção do nutriente.

Os ensaios nos quais foram aplicados 54 minutos de eletrólise para as mesmas condições operacionais de densidade de corrente anteriores, as eficiências de remoção de fosfato aumentaram devido ao maior tempo de eletrólise e variaram entre 27% (Fig. 12c) a 75% (Fig. 12d), sendo que a máxima remoção foi observada com $j = 4,85$ mA cm⁻² e 54 min de eletrólise.

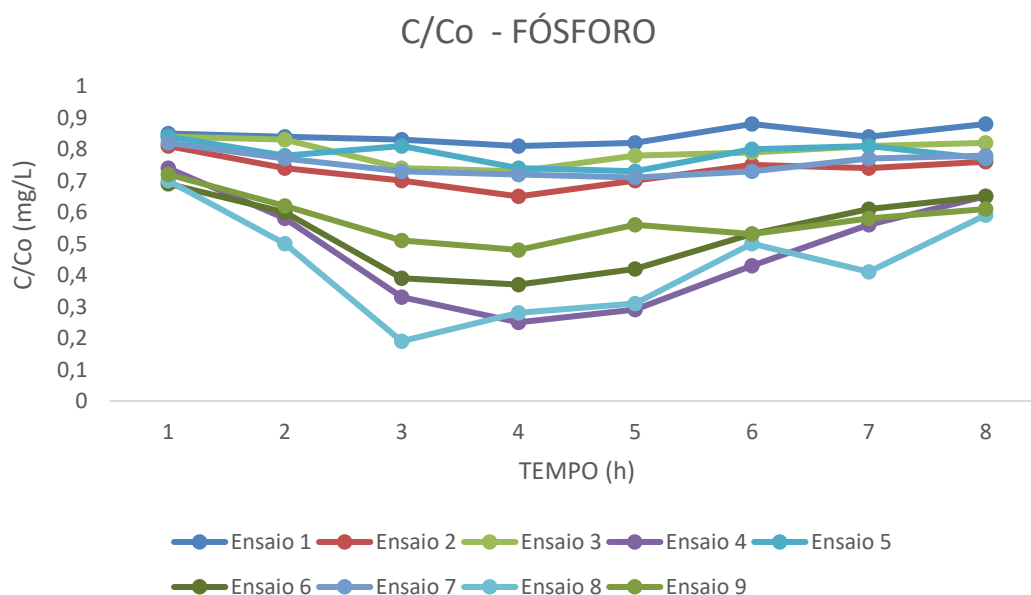
Nas condições operacionais que aplicou-se 40 minutos de eletrólise e $j=1,78$, 5,36 e 3,58 mA cm⁻², as eficiências de remoção de fosfato variaram de 27% (Fig.

12e), 63% (Fig. 12f) e 52% (Fig. 12i), respectivamente. A máxima remoção foi observada em $j = 5,36 \text{ mA cm}^{-2}$, entretanto, ao comparar essa condição operacional com o ensaio 4 (Fig. 12d), é possível verificar que o ensaio 4 ($j=4,85 \text{ mA cm}^{-2}$ e $t=54 \text{ min}$) apresentou maior eficiência de remoção de fosfato do que o ensaio 6 ($j=5,36 \text{ mA cm}^{-2}$ e $t=40 \text{ min}$), reforçando que o maior tempo de eletrólise aplicado foi fundamental para promover maior eficiência de remoção de fosfato.

Nos ensaios com $j=3,58 \text{ mA cm}^{-2}$ para os tempos de eletrólise de 20, 40 e 60 minutos, as eficiências de remoção de fósforo variaram de 29% (Fig. 12g), 52% (Fig. 12i) e 81% (Fig. 12h), respectivamente, sendo a máxima remoção observada para o tempo de 60 minutos, corroborando que o tempo de eletrólise influenciou no tratamento e propiciou maiores remoções de fosfato.

Também é possível verificar ao longo de 8 horas de monitoramento do reator, que os valores máximos de remoção de fosfato (Fig. 13) foram obtidos após 4 horas da aplicação da EC.

Figura 13 - Comportamento do fósforo ao longo de 8 h após aplicação da EC



Sobreposição dos ensaios de fósforo
Fonte: Autoria própria (2022)

Conforme citado por Yildiz et al. (2007), a remoção de fosfato de águas residuárias atinge máxima eficiência com densidade de corrente de 3 A m^{-2} e tempo de detenção de 20 min. Nas mesmas condições previamente citadas, Mahvi et al. (2011) obtiveram remoção da concentração inicial de 100 mg L^{-1} de fosfato em torno

de 90% de fosfato para o tempo de residência de 60 minutos.

Logo, no presente trabalho quando compara-se mesma densidade de corrente e tempo de eletrólise diferentes, o tratamento com maior tempo de eletrocoagulação apresenta maior eficiência de remoção de PO_4^{3-} . Da mesma forma, a máxima eficiência de remoção de fosfato é observada com maiores densidades de corrente quando são relacionados o mesmo tempo de eletrólise e diferentes densidades de corrente.

De acordo com Jing et al. (2021), a concentração de íons e seus flocos de hidróxidos aumentam quando há aumento do tempo de eletrólise, o que melhora a capacidade de remoção de poluentes devido ao aumento de coagulantes que estão no meio líquido.

Do mesmo modo, aumentar a densidade de corrente induz à maior dissociação de íons metálicos e, por consequência, aumenta a eficiência de remoção dos poluentes. Entretanto, tratamentos com menores densidades de corrente e maiores tempo de eletrólise tendem a ser mais baratos, uma vez que o consumo de energia elétrica está diretamente relacionado à corrente e tensão aplicada, bem como, densidade de corrente muito alta pode impactar na passivação dos eletrodos, desperdício de energia elétrica e até diminuição da eficiência da corrente (CHEN, 2004; DROGUI et al. 2008; JING et al., 2021).

Analisando o efeito da EC na remoção de DQO ao longo do tempo, observa-se na Figura 12 que ao aplicar 26 minutos de eletrólise, $j = 2,31 \text{ mA cm}^{-2}$ e $j = 4,85 \text{ mA cm}^{-2}$, as eficiências de remoção de DQO variaram de 87% (Fig. 12a) a 93% (Fig. 12b). Portanto a máxima remoção observada é com $j = 4,85 \text{ mA cm}^{-2}$, ou seja, a aplicação de maior densidade de corrente influenciou na melhor remoção do nutriente.

Para os ensaios com 54 minutos de EC, as eficiências de remoção de DQO variaram entre 84% (Fig. 12c) a 87% (Fig. 12d), sendo a máxima remoção observada com $j=4,85 \text{ mA cm}^{-2}$. Contudo, esses valores são muito próximos e quando se propõe menores custos operacionais, tratamentos com menores densidades de corrente tendem a ser mais baratos.

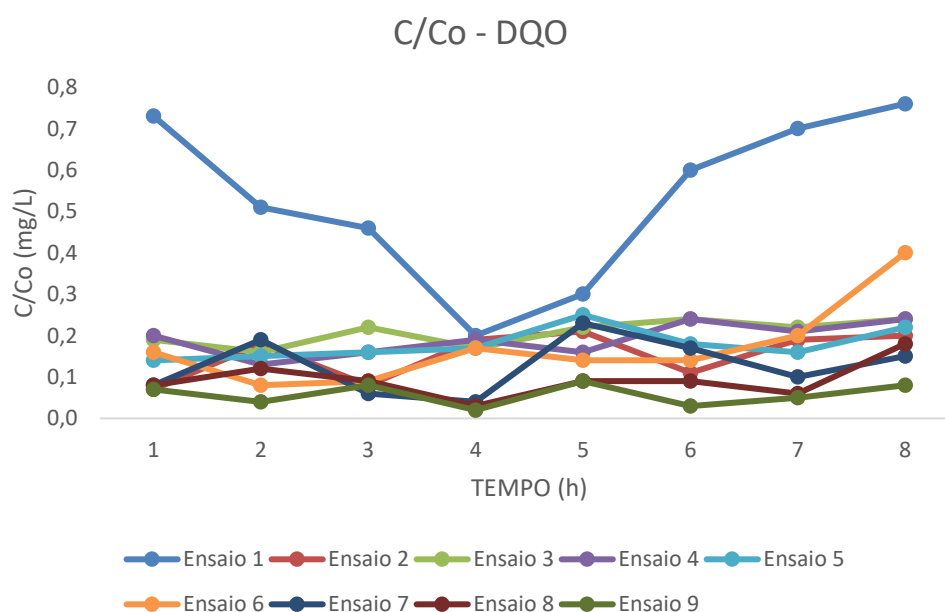
Nas análises com 40 minutos de eletrólise e $j=1,78$, $5,36$ e $3,58 \text{ mA cm}^{-2}$, as eficiências de remoção de DQO variaram de 86% (Fig. 12e), 92% (Fig. 12f) e 98% (Fig. 12i), respectivamente. A máxima remoção foi observada em $j=3,58 \text{ mA cm}^{-2}$.

As máximas remoções de DQO observadas ao longo de 8 horas de

monitoramento do reator e ao aplicar $j = 3,58 \text{ mA cm}^{-2}$ para tempos de eletrólise de 20, 40 e 60 minutos, concentram-se 4 horas após a EC no sistema e variaram de 96% (Fig. 12g), 98% (Fig. 12i) e 97% (Fig. 12h), respectivamente, sendo a máxima remoção observada para o tempo de 40 minutos. Logo, essas eficiências são muito próximas e um menor tempo de eletrólise representa menor consumo de energia.

Também é possível verificar ao longo do tempo de monitoramento do reator, que os valores de remoção de DQO (Fig. 14) na maioria dos ensaios, apresentou remoções máximas superiores à 90% e que essas remoções tendem a diminuir atenuadamente após 8 horas de tratamento sem EC.

Figura 14 - Comportamento do DQO ao longo de 8 h após aplicação da EC



Sobreposição dos ensaios de DQO
Fonte: Autoria própria (2022)

Makwana e Ahammed (2017), ao empregarem a EC como pós-tratamento de efluente doméstico proveniente de reator tipo UASB, com concentração inicial de DQO de 274 mg L^{-1} , conseguiram obter eficiência de remoção de DQO de 67% no efluente, valor inferior a máxima remoção encontrada no estudo (98%, Fig.12i).

As altas remoções de DQO observadas no sistema estão relacionadas à remoção que ocorre em reatores anaeróbios combinada aos efeitos da eletrocoagulação no tratamento.

5.4 DETERMINAÇÃO DOS MODELOS ESTATÍSTICOS

A partir dos resultados da Etapa 1 e Etapa 2 é possível verificar que os valores máximos obtidos de remoção de fosfato foram obtidos após 4 horas da EC. Assim, o modelo estatístico foi desenvolvido com os resultados obtidos das análises após 4 horas da eletrocoagulação.

Na Tabela 10 são apresentados os resultados do efeito das variáveis independentes tempo de eletrólise e densidade de corrente na eficiência de remoção de PO_4^{3-} por meio do planejamento fatorial.

Tabela 10 - Fatores experimentais e variável resposta para o sistema UASB-EC

Variáveis independentes	Níveis codificados e reais das variáveis independentes				
	-1,414	-1	0	1	1,414
j (mA/cm ²)	1,78	2,31	3,58	4,85	5,36
t (min)	20	26	40	54	60
Ensaio	Variáveis codificadas		Variáveis decodificadas		Remoção (%)
	j	t	j	t	PO_4^{3-}
1	-1	-1	2,31	26	19%
2	1	-1	4,85	26	35%
3	-1	1	2,31	54	27%
4	1	1	4,85	54	75%
5	-1,414	0	1,78	40	26%
6	1,414	0	5,36	40	63%
7	0	-1,414	3,58	20	26%
8	0	1,414	3,58	60	72%
9	0	0	3,58	40	51%
10	0	0	3,58	40	44%
11	0	0	3,58	40	38%

Fonte: Autoria própria (2022)

Conforme apresentado na Tabela 10, a melhor de eficiência de remoção do fosfato de 75% no UASB-EC foi verificada no ensaio 4 com $t=54$ min e $j=4,85$ mA cm⁻². A menor eficiência foi observada no ensaio 1 com 19% de remoção de PO_4^{3-} com $j=2,31$ mA cm⁻² e $t=26$ min. Pode-se constatar que as melhores eficiências

ocorrem em densidades de corrente e tempo de eletrólise mais elevadas.

A análise dos efeitos estimados para verificar a influência dos parâmetros j , t e eficiência da remoção de PO_4^{3-} é apresentada na Tabela 11.

Tabela 11 - Efeitos estimados para remoção de PO_4^{3-}

	Efeito	Erro padrão	T	p-valor
Média/Intercepto	44,33499	4,405409	10,06376	0,000166
Densidade de corrente (L)	29,08389	5,395909	5,38999	0,002966
Densidade de corrente (Q)	-3,96163	6,423244	-0,61676	0,564387
Tempo eletrólise(L)	27,55816	5,395909	5,10723	0,003747
Tempo eletrólise(Q)	1,54003	6,423244	0,23976	0,820036
Densidade de corrente x Tempo eletrólise	16,00000	7,630392	2,09688	0,090110

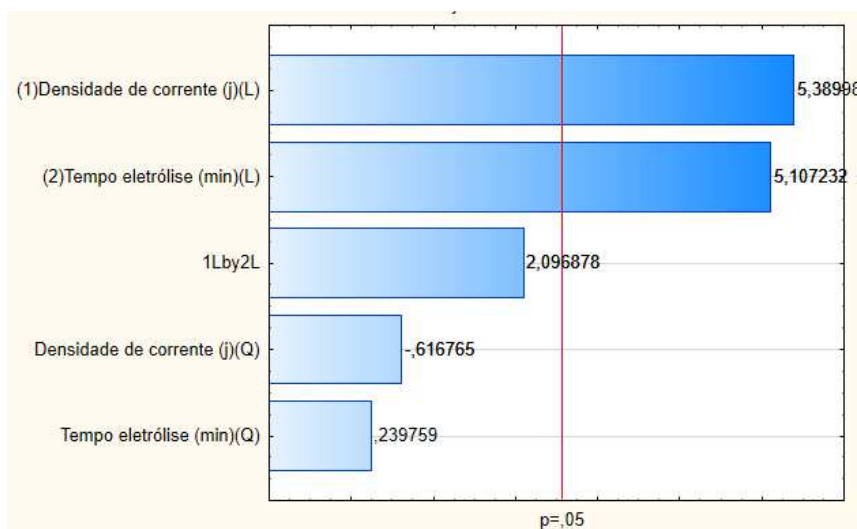
Legenda: (L) - Linear; (Q) – Quadrático; T – t de Student.

Fonte: Autoria própria (2022)

Verifica-se na Tabela 11 que os fatores densidade de corrente (L) e tempo eletrólise (L) exercem efeitos significativos ao nível de significância de 95% para eficiência de remoção de PO_4^{3-} , com $p\text{-valor} < 0,05$.

A representação gráfica dos efeitos significativos do DCCR 2² pode ser observada no gráfico de Pareto, apresentado na Figura 15.

Figura 15 - Gráfico de Pareto para eficiência de remoção de PO_4^{3-}



Fonte: Autoria própria (2022)

Os efeitos lineares de densidade de corrente e tempo de eletrólise são considerados significativos, com p-valor menor que 0,05, corroborando com as significâncias das variáveis da Tabela 9. O efeito positivo da j e do t mostra que o aumento desses parâmetros contribui para melhores respostas de remoção de fosfato, enquanto a presença de um sinal negativo implica em efeito contrário.

A análise de variância (ANOVA) para validação da eficiência de remoção do PO_4^{3-} é apresentada na Tabela 12. Foram descartados os fatores não significativos na modelagem de regressão e foram cruzado os graus de liberdade da regressão e do resíduo por meio da tabela unilateral da distribuição F de Fisher a 5%.

Tabela 12 - Valores obtidos no teste de Análise da ANOVA para validação do modelo de remoção de PO_4^{3-}

	Fonte de variação	SQ	GL	MQ	Fcal	Ftab	Fcal/ Ftab
Eficiência Remoção (%)	Regressão	3210,165	2	1895,364	26,480	4,459	5,938
	Resíduo	572,609	8	71,576			
	Total	3790,727	10				

Legenda: (SQ) soma dos quadrados; (GL) graus de liberdade; (MQ) média da soma dos quadrados dos erros; (Fcal) distribuição de Fisher calculada; (Ftab) distribuição de Fisher tabelada com 5% de probabilidade.

Fonte: Autoria própria (2022)

Com base nos resultados da ANOVA, para os resultados do F_{cal}/F_{tab} e o p-

valor menor que 0,05 é possível verificar a significância do modelo de regressão para a eficiência de remoção do PO_4^{3-} ao nível de confiança de 95%.

Conforme Barros Neto et al. (2007), o valor da razão do F_{cal} e F_{tab} deve ser maior que 4 para que a regressão seja considerada significativa e preditiva, o que foi observado para a densidade de corrente e tempo de eletrólise neste trabalho.

Na Tabela 13, é possível verificar os resultados dos coeficientes de regressão utilizados na elaboração do modelo estatístico codificado.

Tabela 13 - Coeficientes de regressão

	Coeficiente de Regressão	Erro padrão	T	p-valor
Média/Intercepto	43,45455	2,568520	16,91812	0,000000
Densidade de corrente	14,54195	3,012084	4,82787	0,001308
Tempo eletrólise	13,77908	3,012084	4,57460	0,001815

Legenda: T – t de Student.

Fonte: Autoria própria (2022)

Considerando os coeficientes de regressão da Tabela 13, a eficiência de remoção do PO_4^{3-} pode ser calculada pela equação representada na Tabela 14.

Tabela 14 - Modelo matemático e coeficiente de determinação (R^2) do modelo ajustado.

Variável resposta (%)	Modelo	R^2 (%)
Eficiência de remoção	$43,45 + 14,54 (j) + 13,78 (t)$	84

Legenda: j: densidade de corrente (A/cm^2); t: tempo de eletrólise (minutos)

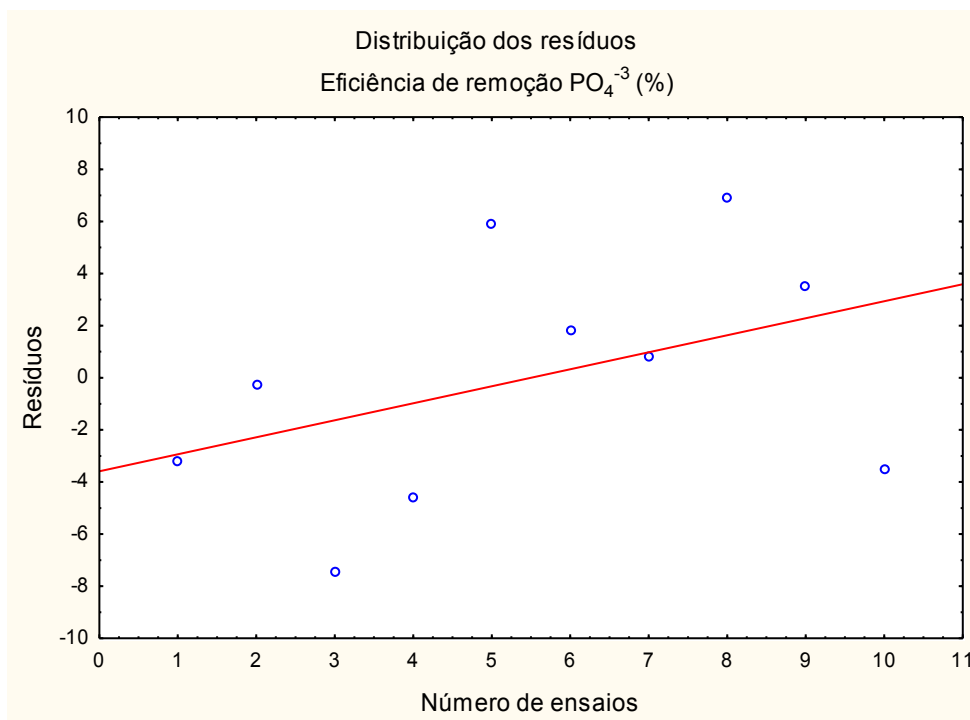
Fonte: Autoria própria (2022)

O coeficiente de determinação (R^2) do modelo estatístico resultou em 0,84, ou seja, indica que 84% das variações na eficiência de remoção do PO_4^{3-} são explicadas pelo modelo matemático.

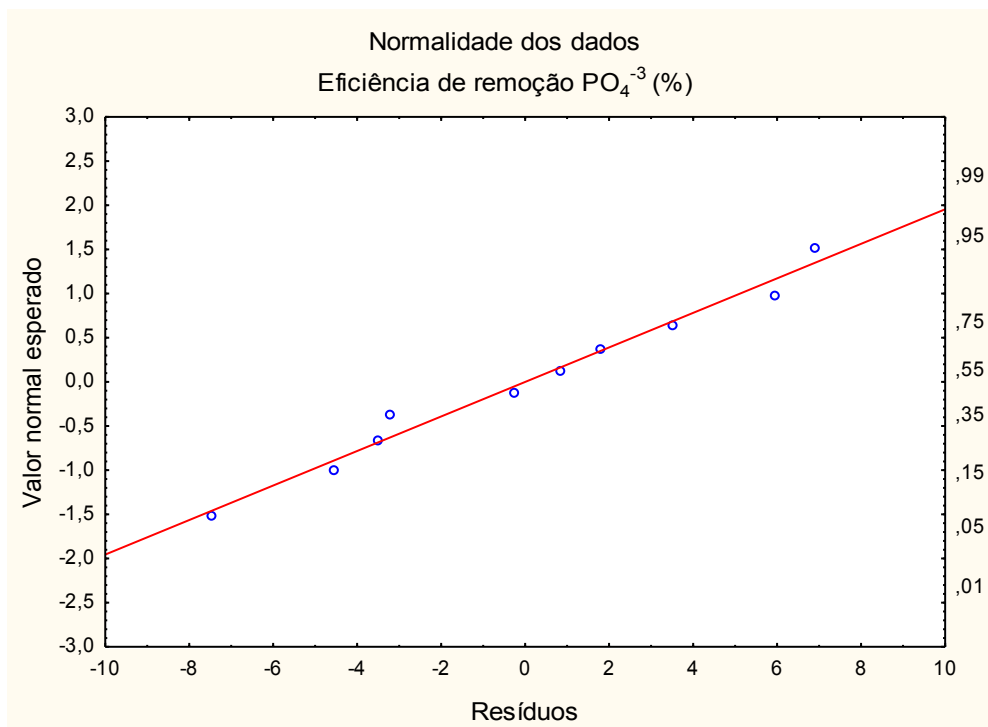
Foram realizadas verificações da distribuição dos resíduos em função dos números de ensaios e a probabilidade normal em função das variáveis respostas para corroborar a validade dos modelos de regressão, conforme apresentado na

Figura 16.

Figura 16 - Distribuição dos resíduos em função dos números de ensaios (a) e a probabilidade normal dos resíduos em função da variável resposta para eficiência de remoção do do PO_4^{-3} (b)



(a)



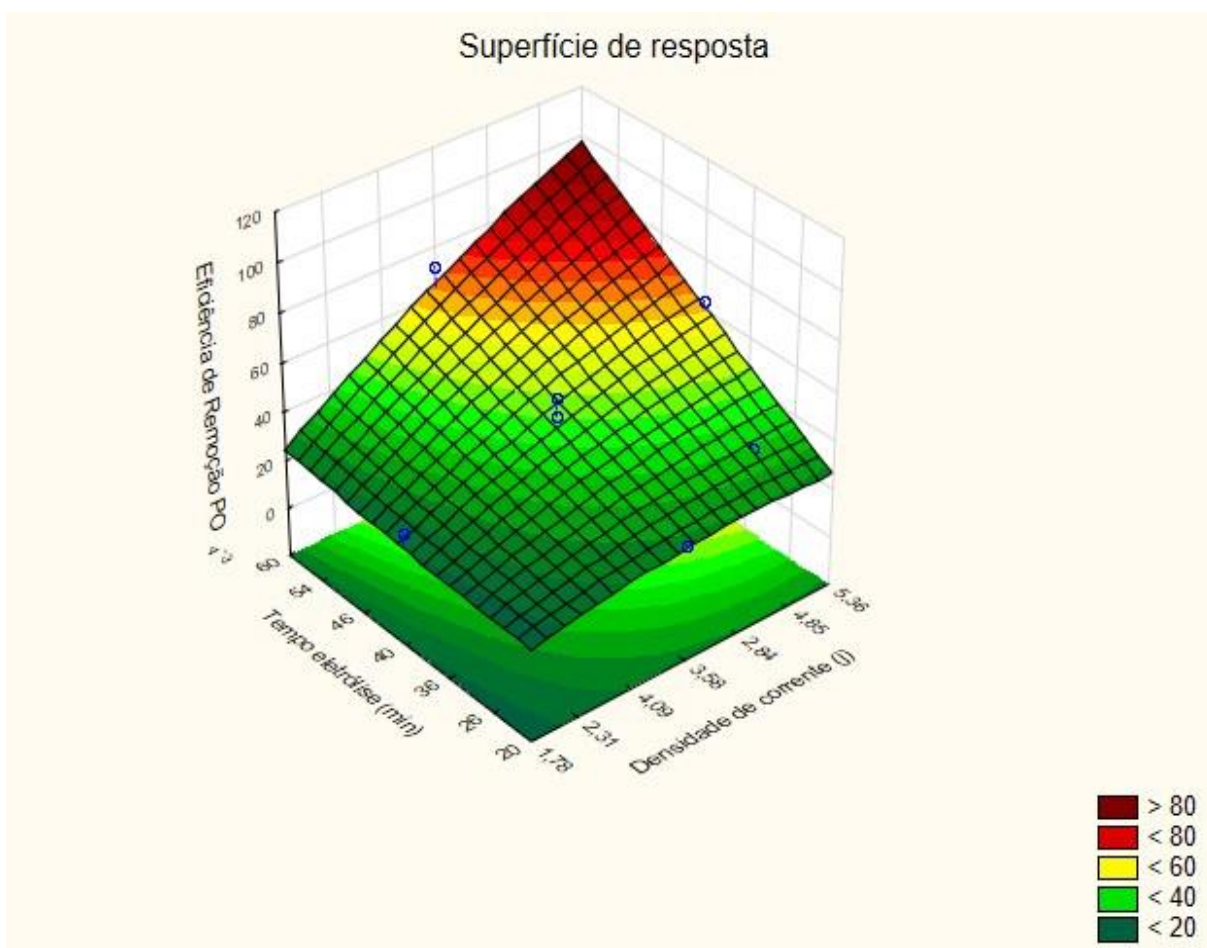
(b)

Fonte: Autoria própria (2022)

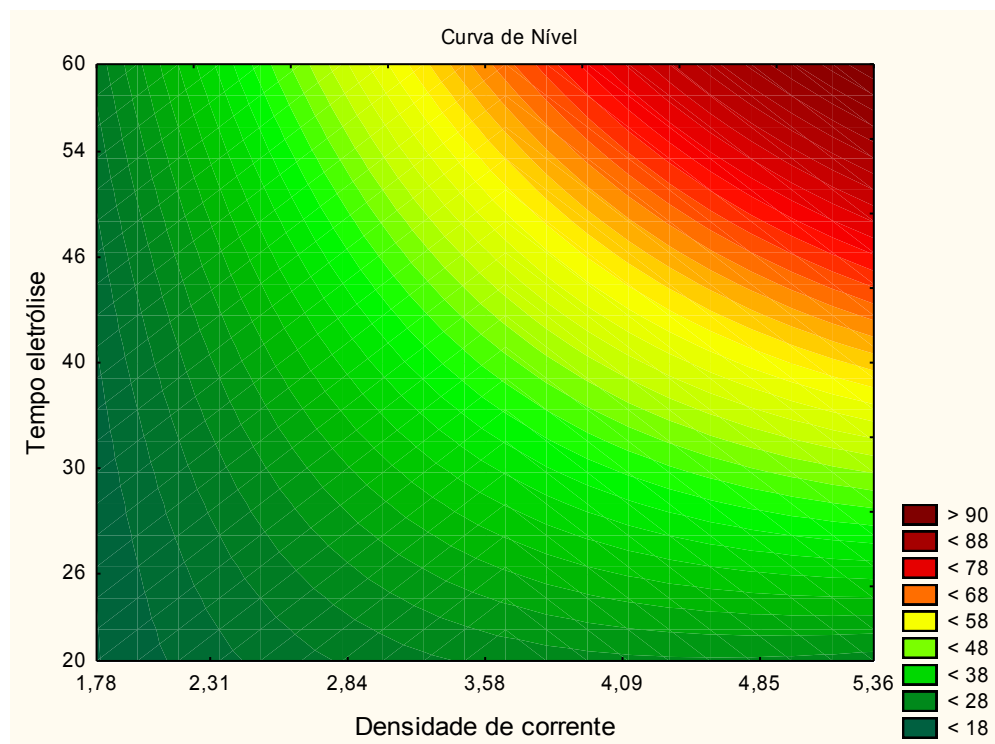
Na Figura 16 (a) nota-se a distribuição aleatória dos resíduos em função do número de ensaios. Na Figura 16 (b) pode ser observado o ajuste na probabilidade normal dos resíduos, o que pode ser justificado pelo fato dos valores se apresentarem próximos da reta para eficiência de remoção do PO_4^{3-} . Logo, as exigências estatísticas pelo modelo de regressão foram atendidas.

Na Figura 17 são apresentados os gráficos de superfície de resposta para a variável resposta eficiência de remoção do PO_4^{3-} a partir do modelo de regressão previamente apresentado.

Figura 17 - Superfície de resposta (a) e curva de nível (b) para eficiência de remoção do fosfato em função da densidade de corrente e tempo de eletrólise.



(a)



(b)

Fonte: Autoria própria (2022)

É possível observar na Figura 17, a combinação ótima (densidade de corrente x tempo de eletrólise) para a variável resposta e determinar a região ótima para a eficiência de remoção do fosfato.

Conforme representado na Figura 17 (a), as zonas vermelhas escuras representam os melhores resultados para a remoção do fosfato (superior a 80%) e as regiões verdes ou amarelas possuem os menores resultados de remoção (20 a 60%).

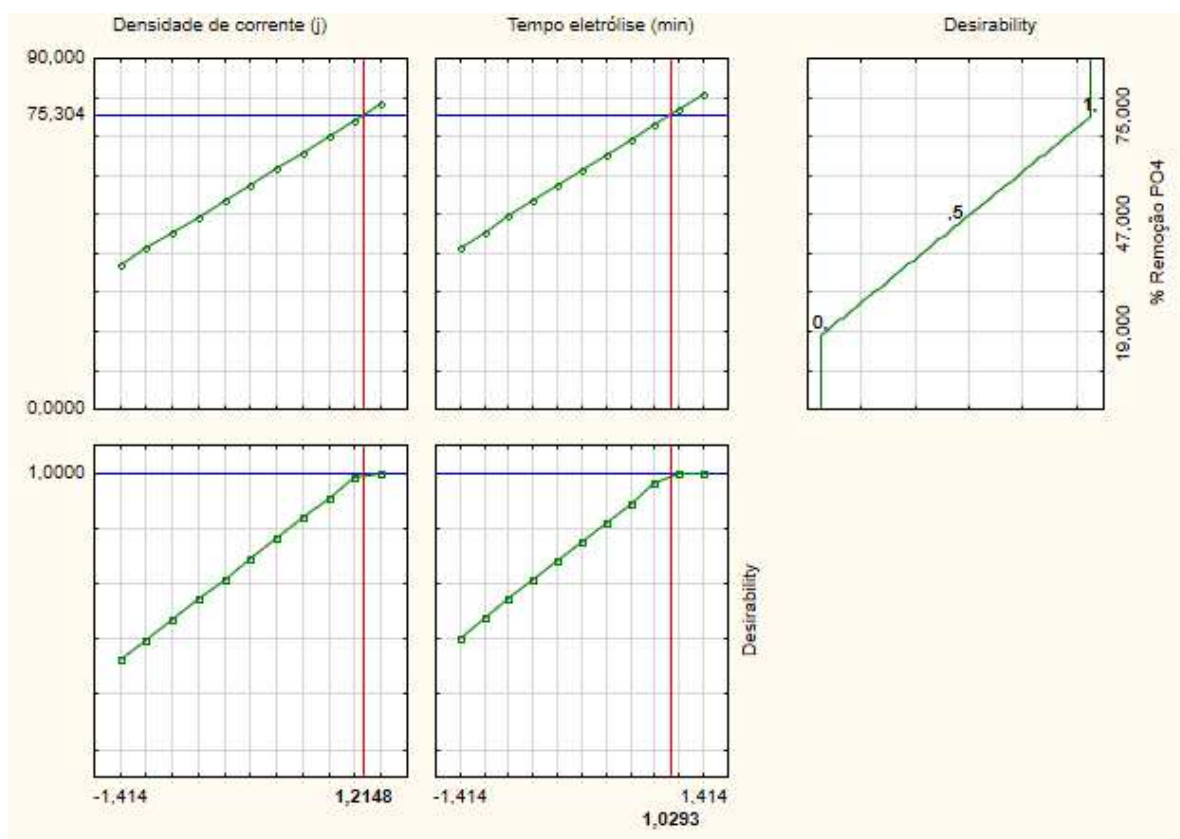
Assim, na Figura 17 (b) é possível verificar que as maiores eficiências de remoção de fosfato foram obtidas aproximadamente no tempo de eletrólise de 46 a 60 minutos e densidade de corrente de 3,58 a 5,36 mA cm². Portanto, o aumento da densidade de corrente e do tempo de eletrólise promoveram maiores eficiência de remoção de PO₄⁻³.

5.4.1 CONDIÇÃO ÓTIMA DE TRATAMENTO E VALIDAÇÃO DO MODELO DE REGRESSÃO

A validação do modelo foi realizada com a condição ótima pelo teste de

desejabilidade (Figura 18) que consiste em correlacionar as eficiências de remoção para obter a condição ótima do par densidade de corrente e tempo de eletrólise nos ensaios experimentais.

Figura 18 - Desejabilidade do planejamento estatístico para obtenção da condição ótima da remoção de PO_4^{3-}



Fonte: Autoria própria (2022)

As linhas em verde indicam as eficiências de remoção de fosfato analisados conjuntamente; as linhas em azul indicam o ponto ótimo de cada variável; e as linhas em vermelho representam o ponto de melhor desempenho para todas as variáveis, conhecido como a condição ótima.

Desta forma, a condição ótima verificada para a remoção de PO_4^{3-} foi obtida nos valores codificados de densidade de corrente de 1,2148 e tempo de eletrólise de 1,0293, que correspondem à densidade de corrente de 5,13 mA cm⁻² e tempo de eletrólise de 55 minutos.

A condição ótima adquirida foi analisada experimentalmente em laboratório para, comparar o valor obtido experimentalmente com o valor predito calculado no modelo estatístico. Na Tabela 15 são apresentados os valores preditos calculados,

assim como a condição ótima obtida pela análise de desejabilidade.

Tabela 15 - Valores preditos e calculados nos modelos de regressão

Ensaio	Variáveis codificadas		Eficiência de remoção experimental encontrada (%)	Eficiência de remoção calculada no modelo (%)
1	-1	-1	19	15
2	1	-1	35	44
3	-1	1	27	43
4	1	1	75	72
5	-1,414	0	26	23
6	1,414	0	63	64
7	0	-1,414	26	24
8	0	1,414	72	63
9	0	0	51	43
10	0	0	44	43
11	0	0	38	43
12*	1,2148	1,0293	80	75

Legenda: *Condição ótima obtida pela desejabilidade

Fonte: Autoria própria (2022)

A condição ótima encontrada experimentalmente foi de aproximadamente 80%, ou seja, próximo ao valor encontrado pelo modelo calculado de 75%, o que pode ser justificado pelo valor do R^2 (Tabela 14).

Assim, foi possível notar que a aplicação do DCCR é válida para estimar as condições experimentais para os parâmetros estudados, ou seja, para valores de densidade de corrente na faixa de 1,78 mA cm² a 5,36 mA cm² e tempo de eletrólise de 20 a 60 minutos.

5.4.2 CARACTERIZAÇÃO DO EFLUENTE SINTÉTICO TRATADO NAS CONDIÇÕES OPERACIONAIS ÓTIMAS

Além da verificação da eficiência de remoção de PO₄⁻³ em condições operacionais ótimas ($j = 5,13 \text{ mA cm}^{-2}$ e $t = 55 \text{ min}$), foram realizadas análises de

outros parâmetros de interesse no UASB-EC, conforme apresentado na Tabela 16.

Tabela 16 - Caracterização do efluente após tratamento em condição operacional ótima

Parâmetro	Média		DP		Mínimo		Máximo	
	AFL	EFL	AFL	EFL	AFL	EFL	AFL	EFL
pH	6,6	7,5	0,5	0,1	6,2	7,4	7,0	7,5
Alcalinidade Total (mg CaCO ₃ L ⁻¹)	99,8	121,6	15,0	6,3	89,2	117,13	110,4	126,0
AV (mgHAC L ⁻¹)	46,5	42,4	12,7	10,5	37,5	34,9	55,5	49,8
Condutividade (µS cm ⁻¹)	915,9	968,5	157,2	154,9	804,7	859	1027	1078
DQO (mg L ⁻¹)	319,2	58,5	59	17,9	277,5	45,84	361	71,1
Ferro (mg L ⁻¹)	-	3,3	-	0,1	-	3,2	-	3,3
Fósforo Total (mg L ⁻¹)	14,9	3,0	0,4	0,2	14,6	2,84	15,2	3,1
Temperatura (°C)	20,1	20,5	0,6	0,5	19,6	20,1	20,5	20,8
Turbidez (UNT)	20	29,5	1,0	1,4	19,2	28,5	20,7	30,5

Legenda: Estatística descritiva referente a duplicata analítica; AFL: afluente; EFL: efluente; DP: desvio padrão; AV: ácidos voláteis; DQO: demanda química de oxigênio.

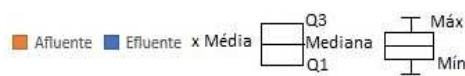
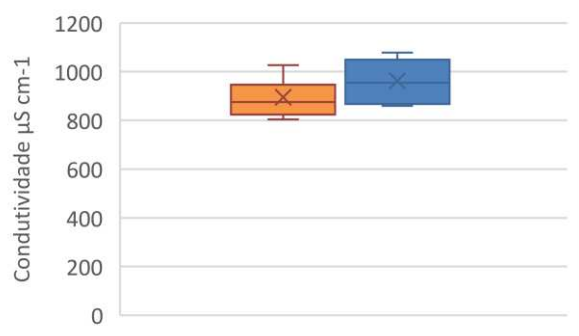
Fonte: Autoria própria (2022).

Observa-se na Tabela 16 que o efluente possui 3,3 mg L⁻¹ de Fe, na Resolução 430/2011 do CONAMA é descrito 15 mg L⁻¹ como valor máximo permitido para lançamento de Fe em efluentes classe II e III. Portanto, o teor de Fe do efluente atende aos padrões de lançamento.

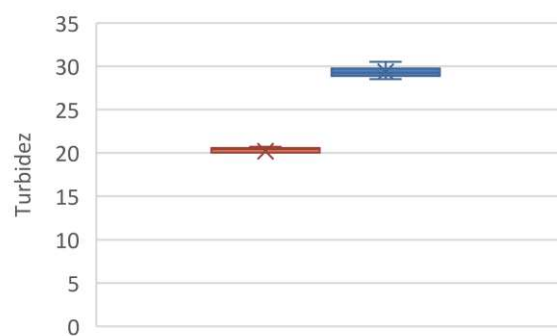
Pereira (2020) observou concentração próxima para o Fe residual no efluente (3,80 mg L⁻¹) ao aplicar EC com eletrodos de Fe, usando densidade de corrente de 8,06 mA cm⁻² durante 3 horas. Potrich (2019), ao adotar densidade de corrente 20 mA cm⁻² e tempo 30 min para tratar efluente de abatedouro de aves verificou valor de Fe 6,20 mg L⁻¹.

Na Figura 19 são apresentados os resultados da variação da alcalinidade total, ácidos voláteis, DQO, condutividade e turbidez com relação ao afluente sintético e o efluente tratado no UASB-EC na condição ótima.

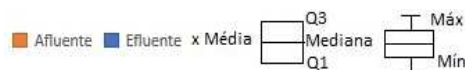
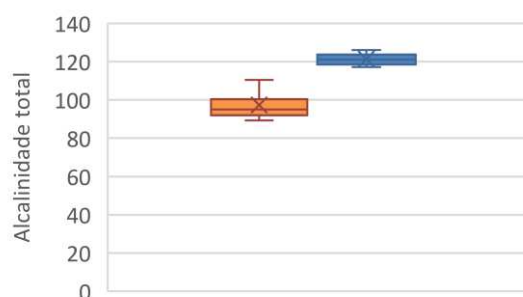
Figura 19 - Parâmetros físico-químicos a) condutividade; b) turbidez; c) alcalinidade total; d) ácidos voláteis; e) DQO determinados no efluente sintético bruto e tratado no sistema UASB-EC em condição ótima ($j= 5,13 \text{ mA cm}^{-2}$ e $t= 55 \text{ min}$).



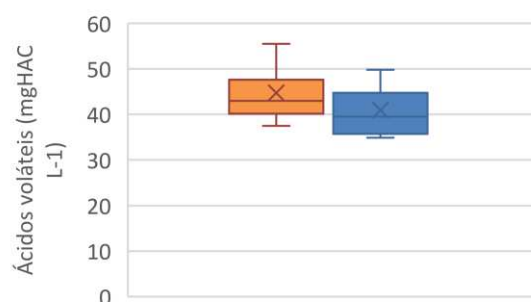
(a)



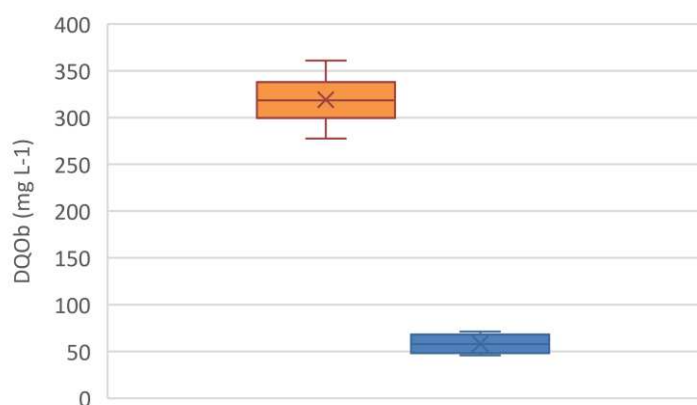
(b)



(c)



(d)



(e)

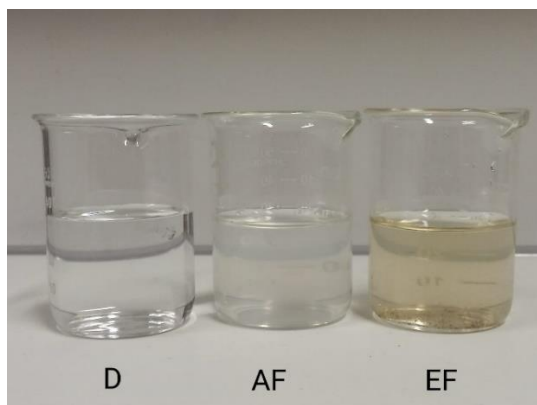
Legenda: AFL – afluente, EFLU – efluente após tratamento UASB-EC
Fonte: Autoria própria (2022)

De acordo com a Figura 19a, a média de condutividade do afluente foi de 916 $\mu\text{S cm}^{-1}$ e do efluente foi de 969 $\mu\text{S cm}^{-1}$, suficiente para a passagem de corrente elétrica.

Ao verificar a turbidez apresentada no estudo, embora não se estabeleça um padrão de lançamento em relação à turbidez, a Resolução CONAMA nº 430/2011 (BRASIL, 2011) determina que o lançamento não pode alterar a classe do corpo receptor. Desse modo, é necessário que se atente aos padrões de enquadramento dos corpos hídricos (classe I: 40 UNT, classe II: 100 UNT e classe III: 100 UNT).

Na Figura 20 é possível perceber a turbidez apresentada do efluente na condição ótima do ensaio, em comparação a turbidez da água destilada e do afluente sintético. Nota-se um aumento visual da cor no efluente, devido a EC com eletrodos de ferro ocasionar oxidação do $\text{Fe}(\text{OH})_2$ a $\text{Fe}(\text{OH})_3$ que tem coloração avermelhada.

Figura 20 – Comparação da cor e turbidez



**Legenda: D – água destilada (0 UNT), AF – afluente (19 UNT) e EF – Efluente (28,5 UNT)
Fonte: Autoria própria (2022)**

Apesar do aumento da turbidez do efluente, nota-se na Tabela 16, e na Figura 19b, que a turbidez do efluente oscilou entre 28,5 e 30,5 UNT, logo os valores médios de turbidez estão em conformidade com os padrões de qualidade da água estipulados pela legislação ambiental.

Para o pH e temperatura a Resolução CONAMA 357/2005 (BRASIL, 2005) e 430/2011 (BRASIL, 2011) estabelece os padrões de enquadramento, fixando valores de pH entre 6,0 a 9,0 e temperatura inferior a 40°C, sendo que a variação da temperatura na zona de mistura não pode ultrapassar 3°C.

Sendo assim, nota-se que os valores médios de pH e temperatura do efluente

(Tabela 16) estão em conformidade com os padrões estipulados pelo órgão ambiental.

A alcalinidade medida em efluentes é a capacidade quantitativa da solução em neutralizar um ácido forte, resistir às mudanças de pH ou tamponar o sistema, portanto, se a alcalinidade do efluente que passa pelo processo de tratamento for alta o suficiente, a solução será protegida contra mudanças voláteis de pH, além contribuir na prevenção contra problemas de corrosões e incrustações de tubulações do sistema (GODOI et al, 2021).

A média de alcalinidade total foi observada de $121,6 \text{ mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$, segundo Von Sperling (2014), está de acordo com a faixa de 100 a $250 \text{ mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$, encontrada normalmente em esgotos.

A concentração média de AV no efluente foi de 42 mgHAC L^{-1} e conforme citado por Chernicharo (2016), o valor encontra-se dentro da faixa indicado pelo autor (abaixo de 200 mgHAC L^{-1}) para que ocorra o bom desempenho da digestão anaeróbia, ou seja, constata-se a capacidade da resistência do efluente em alterar o pH, pois não houve acumulação de produtos acidogênicos, queda de alcalinidade e nem descréscimo do pH.

Portanto, há “produção” de alcalinidade e não há acúmulo de ácidos voláteis o que resulta um sistema em equilíbrio, fato positivo para reator UASB-EC, já que a eletrólise não comprometeu o metabolismo dos microrganismos responsáveis pela depuração anaeróbia.

Uma das desvantagens do tratamento anaeróbio, conforme Chernicharo (2016) cita em seu estudo é a baixa remoção de nutrientes, como o fósforo. Freitas (2016) ao combinar reator anaeróbio e aeróbio de leito fixo com TDH de 8 horas, obteve apenas 33% de remoção de fósforo em seu melhor desempenho.

No entanto, observa-se na Tabela 15 que a taxa de remoção de PO_4^{3-} no tratamento UASB-EC, foi de 80%, representando concentração média de $3,0 \text{ mg L}^{-1}$ de fosfato (Tabela 16), sendo assim a taxa de eficiência de remoção é superior aos valores encontrados na literatura para o tratamento UASB. Esse aumento da remoção é característico de processos eletroquímicos, visto que quanto maior for densidade de corrente e/ou o tempo de eletrólise maior a quantidade de íons ferro dissolvidos no meio reacional e, conseqüentemente, maior eficiência do processo.

Makwana e Ahammed (2017), ao aplicarem a EC com eletrodos de Al em esgoto sanitário previamente tratado em reator do tipo UASB, obtiveram

concentração final de fosfato menor que 0.1 mg L^{-1} , operando com 5 mA cm^{-2} por 18 min. Elazzouzi, Haboubi e Elyoubi (2017), em condição ótima de 200 A m^{-2} e tempo de eletrólise de 50 minutos, obtiveram eficiência de remoção de 97% para uma amostra com concentração inicial de 15 mg L^{-1} de fosfato.

Apesar de ser observado menor eficiência de remoção de fosfato no efluente tratado que em outros estudos de EC, o sistema de tratamento proposto acaba sendo mais eficiente que somente o tratamento UASB para remoção de PO_4^{3-} , sendo uma alternativa positiva que combina processos físicos, químicos e biológicos em um sistema único e compacto.

De acordo com as Resoluções N° 357/2005 do CONAMA (BRASIL, 2005), não há padrões de lançamento de efluentes para fosfato em corpos d'água, entretanto, observa-se que após o tratamento UASB-EC o valor de fósforo encontra-se acima do permitido para o padrões de enquadramento dos corpos de água doce de classe I e II ($0,1 \text{ mg/L}$) e III ($0,15 \text{ mg/L}$) em ambiente lótico.

Para a DQO, observou-se um valor médio de $58,5 \text{ mg L}^{-1}$, o que equivale a uma taxa de remoção de 82% em relação ao valor médio do afluente sintético $319,2 \text{ mg L}^{-1}$ (Figura 19 e).

Conforme já citado anteriormente, em termos de remoção de DQO, a média de remoção encontra-se superior a faixa de eficiência citada na literatura para reatores do tipo UASB, que é de 55 - 70% (CHERNICHARO, 2007). Logo, o reator UASB-EC apresenta desempenho semelhante ao observado em reatores anaeróbio híbrido (UAHB) que apresentam médias de 80% de remoção (MICHELON, 2019).

Conforme Chernicharo (2016), os reatores anaeróbios apresentam elevada eficiência de remoção de matéria orgânica e para Hasan et al. (2014), Bani-Melhem e Elektorowicz (2010) aos efeitos da eletrocoagulação (oxidação da matéria orgânica), auxiliam na remoção de DQO. Contudo, os processos combinados (biológico e o eletroquímico) podem potencializar a remoção de DQO.

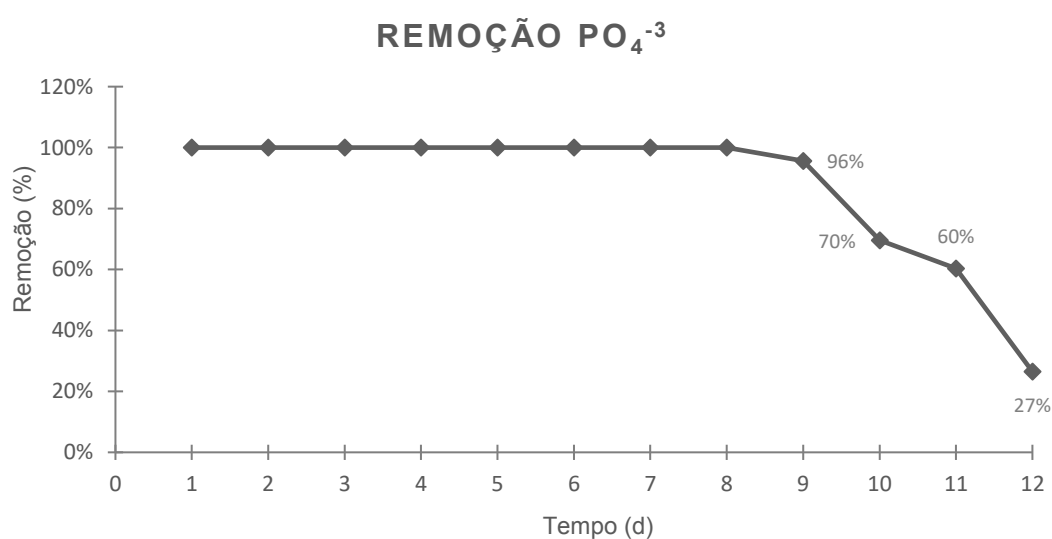
Zeyoudi et al. (2015) aplicando corrente elétrica em um biorreator tratando esgoto sanitário, obteve melhoras significativas na remoção da matéria orgânica. Para os autores, tais resultados podem estar associadas ao processo de bioestimulação da biomassa, ao aplicar densidades de corrente baixas ou altas, que geram hidroxilas que atuam como oxidantes fortes na degradação dos poluentes orgânicos. Outro fator que também pode contribuir de modo positivo para agitação da biomassa e degradação dos poluentes é em relação ao fluxo ascendente de

entrada do esgoto.

5.5 APLICAÇÃO CÍCLICA DE EC NO REATOR PARA REMOÇÃO DE FOSFATO

Na Figura 21 é possível verificar a capacidade de remoção de PO_4^{3-} do efluente sintético após aplicar EC em condição ótima ($j= 5,13 \text{ mA cm}^{-2}$ e $t= 55 \text{ min}$) dentro do reator a cada 4 horas, durante 12 dias seguidos de tratameto UASB-EC.

Figura 21 - Remoção de fosfato ao aplicar EC em modo cíclico



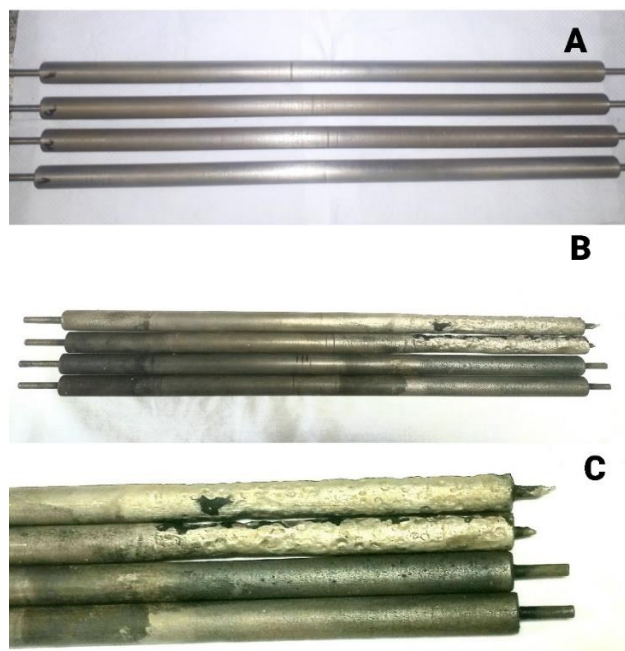
Fonte: Autoria própria (2022)

Conforme observado na Figura 21 a taxa de remoção de fosfato do efluente sintético durante 8 dias consecutivos foi de 100%, tendo uma pequena queda (4%) no 9º dia de tratamento. Somente no 10º dia de tratamento é que foi observada uma queda de eficiência de remoção mais expressiva (30%) e no 12º dia, o tratamento teve uma queda de 73% de eficiência removendo apenas 27% de fosfato do efluente. A partir desse momento em diante a eletrocoagulação no sistema não pode ser mais aplicada, pois a condução de eletricidade no efluente foi interrompida devido a passivação e corrosão dos eletrodos (Figura 22).

Sabe-se que a quantidade de coagulante (metal) dissolvido e depositado no tratamento é dependente da quantidade de eletricidade que passa pela solução eletrolítica e que a queda de resistência elétrica entre os eletrodos deve ser minimizada para aumentar a eficiência da corrente e atingir a máxima eficiência em

uma célula eletrolítica, sendo assim, para que a EC retorne ao sistema UASB-EC é necessário a manutenção dos eletrodos.

Figura 22 - Passivação e corrosão dos eletrodos



Legenda: A- eletrodos antes de iniciar as etapas de operação do trabalho; B- eletrodos após finalizar a Etapa 4; C- detalhe da passivação dos eletrodos após Etapa 4.

Fonte: Autoria própria (2022)

Na Tabela 17, é possível averiguar a queda de densidade de corrente que ocorreu no decorrer dos dias de operação do sistema UASB-EC.

Tabela 17 - Queda da densidade de corrente ao longo dos dias de tratamento UASB-EC

Dias de tratamento	Corrente elétrica (mA)	Densidade de corrente (mA cm⁻²)	Remoção de fosfato (%)
1	1721	5,1	100
2	1721	5,1	100
3	1721	5,1	100
4	1721	5,1	100
5	1400	4,2	100
6	1250	3,7	100
7	1150	3,4	100
8	1040	3,1	100
9	880	2,6	96
10	880	2,6	70
11	880	2,6	60
12	700	2,1	27

Fonte: Autoria própria (2022)

Embora a queda da densidade de corrente tenha ocorrido no 5º dia de operação do reator, a qualidade do tratamento não foi afetada nos primeiros 8 dias de tratamento. Uma possível hipótese para tal comportamento é que a EC estava sendo aplicada a cada 4 horas, com vazão de entrada de afluente 3,13 L/h e vazão de tratamento diário do reator de 75,12 L/d, sendo assim, a concentração de fósforo do afluente a cada ciclo de eletrólise era baixo ao diluir-se com o volume útil remanescente de efluente tratado, permitindo que o sistema removesse o poluente dentro daquele intervalo de tempo da EC.

Entretanto no 9º dia em diante, o aumento da passivação dos eletrodos afetou a eficiência do tratamento, reduzindo ainda mais a densidade de corrente e a quantidade de íons metálicos liberado dos eletrodos, ou seja, houve queda da remoção de fosfato devido a menor quantidade de coagulantes liberados pelo ânodo de sacrifício para a solução.

Para Chen (2004), um sistema de eletrocoagulação pode operar por um longo período de tempo sem manutenção a uma densidade de corrente na faixa de 20 e 25 A m⁻², mesmo os valores de densidade de corrente utilizados no trabalho sendo inferiores ao sugerido pelo autor, o sistema UASB-EC conseguiu operar com remoção de 100% do fosfato durante 8 dias de tratamento.

É importante destacar que até o momento, existem poucos estudos na literatura acerca do tratamento da eletrocoagulação em sistema contínuo. A grande maioria das pesquisas analisam o desempenho do tratamento eletrolítico ao longo de minutos ou horas de operação. Desta forma, o desenvolvimento de pesquisas que envolvem o estudo da EC em modo contínuo para testar o tempo de vida útil dos eletrodos é uma importante contribuição para o meio científico.

5.6 AVALIAÇÃO DO CRESCIMENTO DA BIOMASSA NO SISTEMA UASB-EC

Conforme já citado anteriormente as concentrações do inóculo em termos de ST, STF e STV foram de 34,31, 12,26 e 22,04 g L⁻¹, respectivamente. Ao final do experimento, as concentrações de ST, STF e STV resultaram em 64,0, 14,6 e 49,5 g L⁻¹, respectivamente, de amostras de lodo coletadas da porção inferior do reator. Assim, foi observado aumento de 125% na concentração de STV, o que indica desenvolvimento dos microrganismos durante o período de 195 dias de operação do

sistema.

5.7 CONCENTRAÇÃO DE FOSFATO E FERRO DO LODO

Como a maior parte dos poluentes removidos pelos processos de tratamento vai para o lodo e torna-se um passivo ambiental é importante analisar a concentração de Fe e de fosfato presente no lodo para promover uma correta destinação desse material.

Na Tabela 18 são apresentados os valores médios de concentração de fosfato do lodo inoculado e do lodo separado por sedimentação e flotação após término das etapas operacionais em condições ótimas e os valores médios de concentração de Ferro para o lodo inoculado no sistema e o lodo gerado após tratamento UASB-EC.

Devido ao menor número de replicatas realizadas para a determinação de fosfato no lodo (n = 2), não foram realizados testes estatísticos para a discussão do fosfato e do ferro residual.

Tabela 18 - Concentrações de fosfato e de Ferro dessorvidos das amostras de lodo

Tipo de lodo	PO₄⁻³ (mg kg⁻¹)	Fe (mg kg⁻¹)
Lodo inoculado	49,43	16,1
Lodo sedimentado	110,16	162,8
Lodo flotado	38,23	-
Total lodo sedimentado e flotado	148,39	-

Fonte: A autoria própria (2022)

É importante mencionar que existem poucos trabalhos na literatura sobre a caracterização do lodo gerado no processo de tratamento de esgoto sanitário por eletrocoagulação. Conforme a Tabela 18, o lodo separado por sedimentação apresentou maior acúmulo de fosfato (110,16 mg kg⁻¹) em relação ao lodo flotado (38,23 mg kg⁻¹). No total, o lodo sedimentado e o lodo flotado foram responsável pelo acúmulo de 148,39 mg kg⁻¹ de fosfato.

De acordo com o que já foi citado anteriormente, sabe-se que a remoção de fosfato para reator anaeróbio é de 6,5 a 28% (Tabela 1) e para eletrocoagulação a remoção é de 89 a 99% (Tabela 2), ou seja, o aumento de 122,86% da concentração

de fosfato observada do lodo sedimentado com relação ao lodo inoculado no sistema UASB-EC, pode ser indicada devido a alta remoção de PO_4^{3-} que ocorre na eletrocoagulação, assim como a combinação dos processos anaeróbio e eletroquímico do sistema.

Van Raij et al.(1996) citam que a concentração típica de fósforo de lodos gerados de esgoto sanitário é de 8 g kg^{-1} . Freddo (2014) em seu trabalho observou concentrações médias de fosfato de lodo de esgoto sanitário de $3,12$ e $8,16 \text{ g kg}^{-1}$, Lopes (2015) encontrou teores de fosfato de $2,59$ a $2,89 \text{ g Kg}^{-1}$ e Batista (2015) encontrou valores de $32,9 \text{ Kg}^{-1}$.

Já as concentrações de fosfato encontrada nas amostras de lodo sedimentado desde trabalho foram de $0,11 \text{ g Kg}^{-1}$, valores esses inferiores ao encontrado na literatura. Vale ressaltar, que a legislação ambiental não estabelece limites mínimos e máximos da concentração de fósforo presente no lodo, mas de acordo com a resolução CONAMA no 375/2006, há a possibilidade de uso do lodo desidratado na agricultura.

Na Tabela 18, a concentração média de Fe do lodo é $162,8 \text{ mg Kg}^{-1}$. Pedroza et al (2012) ao analisarem a concentração de Fe do lodo de reator tipo UASB que trata esgoto sanitário, encontraram $28.911 \text{ mg kg}^{-1}$ de ferro e Batista (2015) observou teores de ferro de $21.700 \text{ mg kg}^{-1}$.

De acordo com a norma ABNT NBR 10004:2004 para classificação de resíduos sólidos, classe II, o limite máximo de Fe permitido para descarte de resíduos é $0,3 \text{ mg kg}^{-1}$, sendo assim, tanto o lodo usado como inóculo quanto o lodo gerado ao final do tratamento não atendem as normas brasileiras. Desta forma, o ferro deve ser removido por processos de tratamento até atingir seu valor estabelecido pela legislação vigente.

Também foi possível observar que a concentração final de Fe e de PO_4^{3-} presente no lodo aumentaram em relação a concentração que foi inoculado no sistema, esse comportamento era esperado já que a maior parte dos poluentes removidos pelos processos de tratamento vai para o lodo.

5.8 ESTIMATIVA DO CUSTO OPERACIONAL

Para as condições ideais de operação da EC de $j = 5,13 \text{ A/cm}^2$ e $t = 55 \text{ min}$, o valor estimado do custo operacional foi de R\$ 0,20 por m^3 , conforme representado

na Tabela 19.

Tabela 19 - Custo operacional do UASB-EC nas condições otimizadas

Eletrodos	U (V)	I (A)	V (m ³)	T (s)	M (g/mol)	Z	C_{energia} (kWh)	C_{eletrodo} (kg/m ³)	Custo Operacional (R\$)
Barra Cilíndrica de Fe	25	1,72	0,0251	3300	55,84	2	0,039	0,065	0,20

Legendas: (U) tensão; (I) corrente elétrica; (V) volume do efluente tratado; (T) tempo de eletrólise; (M) massa molar do Fe; (Z) Número de mols envolvidos na reação; (C_{energia}) consumo de energia elétrica; (C_{eletrodo}) massa do Fe consumida

Fonte: Autoria própria (2022)

Para base de cálculos dos custos totais de operação, foi considerado o valor de energia elétrica para indústrias de aproximadamente R\$ 0,83 (ANEEL, 2021) e o valor da massa do Fe dos eletrodos de R\$ 2,66 kg. Foi utilizado para precificação dos eletrodos, o valor global de referência de metais da *London Metal Exchange* (LMT) com cotação do dólar em 17/10/2021 de 1 US\$ = R\$ 5,45.

Como pode ser observado na Tabela 19, a tensão utilizada no trabalho foi de 25 V na condição ótima com a distância de 1,5 cm entre os eletrodos. Segundo Garcia-Segura et al. (2017), quanto maior a tensão utilizada, maior será o consumo energético do sistema, assim como, a ausência de eletrólito suporte pode refletir no aumento da voltagem e na queda da condutividade do meio.

Pereira (2020) observou menor consumo de energia com eletrodos de Fe para eletrocoagulação, devido a menor voltagem utilizada no processo.

Para Garcia- Segura et al. (2017), tem-se custos operacionais maiores com tratamentos convencionais quando comparado aos custos operacionais de tratamento com a EC. No processo convencional utiliza-se agentes coagulantes, que geram mais lodo residual, não há capacidade de gerar energia renovável, tem-se maior desperdício de matéria prima em seu processo, resultando maior impacto e custo operacional.

Sendo assim, a eletrocoagulação apresenta-se como uma boa alternativa aos tratamentos convencionais, sendo benéfica tanto economicamente, pois apresenta menores custos de operação, quanto no ponto de vista ambiental, visto que produz menos lodo residual.

É importante considerar que o custo total de operação do processo abrange diversos fatores como manutenção, mão de obra, disposição do lodo, consumo de bombas, reagentes e diversos outros elementos essenciais para o andamento de uma estação de tratamento de esgotos.

6 CONCLUSÃO

Através dos experimentos realizados no presente trabalho, foi possível verificar a aplicabilidade do reator UASB-EC com eletrodos de Fe para a remoção de fosfato em efluente simulando esgoto sintético. Por meio do planejamento fatorial 2^2 e da metodologia de superfície de resposta foi possível otimizar e validar as variáveis densidade de corrente (j) e tempo de eletrólise (t) nos processos de remoção de PO_4^{3-} .

Com relação a densidade de corrente e ao tempo de eletrólise, foi possível constatar que ambos estão diretamente relacionados com a remoção do fosfato, sendo que a variação desses parâmetros implicará na melhora ou piora em relação a remoção de fosfato.

Ao aplicar eletrocoagulação na condição ótima de operação, a cada 4 horas no sistema, foi possível verificar a vida útil de 12 dias dos eletrodos e nestas condições, o sistema UASB-EC removeu 100% de fosfato durante 8 dias seguidos de tratamento.

Em relação ao lançamento de Fe e PO_4^{3-} , a análise do efluente tratado pelo reator UASB-EC, em condição operacional ótima, atendeu a legislação ambiental. Porém, não foi possível alcançar os limites de lançamento em relação à concentração de PO_4^{3-} ao aplicar apenas um ciclo de EC no reator.

No lodo, houve aumento da concentração de fosfato em relação ao inoculado no sistema, entretanto a legislação ambiental não estabelece limites mínimos e máximos desse nutriente presente no lodo. Já a concentração de Fe encontrada no lodo, não atendeu as normas brasileiras para descarte de resíduos.

Por fim é possível constatar que o reator UASB-EC é uma técnica promissora e mais eficiente em comparação ao tratamento UASB para remoção de PO_4^{3-} , pois consegue remover até 100% de fosfato, quando em operação contínua.

Para estudos futuros recomenda-se fazer testes com substâncias conhecidas ou com material pouco biodegradável para analisar o grau de degradação no tratamento UASB-EC, bem como empregar outras variáveis independentes, outros tipos de eletrodos, realizar testes de toxicidade do efluente e estudar intervalos estatísticos mais restritivos.

REFERÊNCIAS

AGÊNCIA NACIONAL DE ÁGUAS (ANA). Secretaria Nacional de Saneamento Ambiental. **Atlas esgotos: despoluição de bacias hidrográficas**. Brasília: ANA, 2017.

ANEEL. Agência Nacional de Energia Elétrica. **Tarifas vigentes por Estado**. 2021. Disponível em: <<http://www.aneel.gov.br>> Acesso em: 15 out. 2021.

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION (APHA) (Estados Unidos)(Ed.). **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 22. ed. [s.l.]: American Public Health Association, 2012. 1496 p.

BATISTA, L.F. **Lodos gerados nas estações de tratamento de esgotos no Distrito Federal: um estudo de sua aptidão para o condicionamento, utilização e disposição final**. 2015. 197p. Dissertação de Mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília, Brasília, DF, 2015.

BANI-MELHEM, K.; ELEKTOROWICZ, M. Development of a novel submerged membrane electro-bioreactor (SMEBR): performance for fouling reduction. **Environmental science & technology**, v. 44, n. 9, p. 3298-3304, 2010.

BARÉA, Patrícia Beatriz. **Avaliação de um sistema integrado reator anaeróbio de manto de lodo e processo de lodos ativados tratando esgoto sanitário**. 2020. 188 f. Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal do Paraná, Setor de Tecnologia, Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental, Curitiba, 2020.

BARROS NETO, B.; SCARMINO, I. S.; BRUNS, R. E. **Como fazer experimentos. Pesquisa e desenvolvimento na ciência e na indústria**. 3. ed. Editora da Unicamp, Campinas, São Paulo, 2007.

BRASIL. Ministério do Desenvolvimento Regional. Secretaria Nacional de Saneamento – SNS. **Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento: 25º Diagnóstico dos Serviços de Água e Esgotos – 2019**, 183 p. Brasília: SNS/MDR, 2020.

BRASIL. **Resolução nº 357, de 17 de março de 2005**. "Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências." Brasília: CONAMA, 2005.

BRASIL. **Resolução nº 430, de 13 de maio de 2011**. "Dispõe sobre a as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução nº 357, de 17 de março de 2005. Brasília: CONAMA, 2011.

BRASIL. **Resolução nº. 357 de 17 de abril de 2006**. Trata das condições de lançamento de efluentes. Diário Oficial da República Federativa do Brasil, Brasília, CONAMA, 2006.

BENER, S.; BULCA, O.; PALAS, B.; TEKIN, G.; ATALAY, S.; ERSÖZ, G. Electrocoagulation process for the treatment of real textile wastewater: Effect of operative conditions on the organic carbon removal and kinetic study. **Process Safety and Environmental Protection**, v. 129, p. 47–54, 2019. Doi: <https://doi.org/10.1016/j.psep.2019.06.010>.

CALLADO, N. H., DAMIANOVIC, M. H. Z.; FORESTI, E. Influência da razão DQO/[SO₄²⁻] e da concentração de Na⁺ na remoção de matéria orgânica e sulfato em reator UASB. **Engenharia Sanitária Ambiental**, 22(2), 381–390, 2017. <https://doi.org/10.1590/s1413-41522016140811>.

CALLEJAS, Cecilia *et al.* Microbiota adaptation after an alkaline pH perturbation in a full-scale UASB anaerobic reactor treating dairy wastewater. **Bioprocess And Biosystems Engineering**, v. 42, n. 12, p. 2035-2046, 10 set. 2019. Doi: <http://dx.doi.org/10.1007/s00449-019-02198-3>.

CAMPOS, Cláudio Milton Montenegro *et al.* Avaliação da eficiência do reator UASB tratando efluente de laticínio sob diferentes cargas orgânicas. **Ciência e Agrotecnologia** [online], v. 28, n. 6, pp. 1376-1384, 2004. Disponível em: <<https://doi.org/10.1590/S1413-70542004000600021>>.

CAMPOS, J. R. *et al.* (Coord.) **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Projeto Prosab, Rio de Janeiro: ABES 1999.

CHEN, Guohua. Electrochemical technologies in wastewater treatment. **Separation and purification Technology**, v. 38, n. 1, p. 11-41, 2004.

CHERNICHARO, C. A. L. **Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias: Reatores Anaeróbio**, 2^a ed. Belo Horizonte, 2007.

CHERNICHARO, C. A. L. *et al.* Tratamento de esgoto anaeróbico: estado da arte, restrições e desafios. **Rev Environ Sci Biotechnol**, v. 14, n. 4, p. 649-679, 2015. <https://doi.org/10.1007/s11157-015-9377-3>.

CHERNICHARO, C. A. L. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: Reatores anaeróbios**. 2 ed., vol. 5. Belo Horizonte, Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – DESA/UFMG: 379 p. 2016.

CHERNICHARO, C.A.L., BRESSANI-RIBEIRO, T., PEGORINI, E., POSSETTI, G. R. C., MIKI, M. K., NONATO, S. Contribuição para o aprimoramento de projeto, construção e operação de reatores UASB aplicados ao tratamento de esgoto sanitário – Parte 1: Tópicos de Interesse. **Revista DAE** – edição especial, v. 66, n. 214, p. 5-16, 2018.

CRESPILHO, Frank Nelson; REZENDE, Maria Olímpia Oliveira. Eletrodos de pasta

de carbono modificados com ácidos húmicos: estudo e determinação de metais em meio aquoso. **Química Nova**, v. 27, n. 6, p. 964-969, 2004.

CRUZ, K D; A VILLANUEVA, B H; MARTOS, M K D; ASUNCION, A G; ESGUERRA, M J s. Ammonia, oil and grease, and COD reduction of septage wastewater via electrocoagulation using black iron electrodes. Iop Conference Series: **Earth and Environmental Science**, [S.L.], v. 612, p. 012035, 10 dez. 2020. IOP Publishing. <http://dx.doi.org/10.1088/1755-1315/612/1/012035>.

DONAGEMA, G. K.; CAMPOS, D. V. B. de.; CALDERANO, S. B.; TEIXEIRA, W. G.; VIANA, J. H. M. **Manual de métodos de análise de solos**. Rio de Janeiro: Embrapa Solos, 2011. 230p.

DERMENTZIS, K.; CHRISTOFORIDIS, A.; VALSAMIDOU, E. Removal of nickel, copper, zinc and chromium from synthetic and industrial wastewater by electrocoagulation. **International Journal of Environmental Sciences**, v. 1, n. 5, p. 697-710, 2011.

DILLALO, R.; ALBETSON, O. E. Volatile acids by direct titration. **Journal of Water Pollution Control Federation**, New York, vol. 33, n^o. 4, p. 356 - 365, 1961.

DROGUI, P. et al. Electrochemical removal of pollutants from agro-industry wastewaters. **Separation and Purification Technology**, v. 61, n. 3, p. 301–310, 2008.

EATON, A. D.; *et al.* **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 22^a. ed. Washington: American Public Health Association (APHA). 2012.

ELAZZOUI, M.; HABOUBI, K.; ELYOUBI, M.S. Electrocoagulation-flocculation as a low-cost process for pollutants removal from urban wastewater. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 117, p. 614-626, 2017. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2016.11.011>.

EPA. Método 3050B: **Digestão ácida de sedimentos, lodo e solos**. 2^a edição. Washington, Estados Unidos, 1996. Disponível em: <EPA Method 3050B (SW-846): Acid Digestion of Sediments, Sludges, and Soils>.

EPA. Método 3010A: **Digestão ácida de amostras aquosas e extratos para metais totais para análise por FLAA ou ICP**. 1^a edição. Estados Unidos, 1992. Disponível em:<Method 3010A: Acid Digestion of Aqueous Samples and Extracts for Total Metals for Analysis by FLAA or ICP Spectroscopy, part of Test Methods for Evaluating Solid Waste, Physical/Chemical Methods (epa.gov)>.

FERREIRA, D. M.; *et al.* Percepção de risco no tratamento e reúso de esgotos domésticos em populações do Nordeste. **Ambiente & Sociedade** [online], Scielo, vol.23, ago. 2020. Disponível em: <https://www.scielo.br/j/asoc/a/jZXyyL9TybkkXKs8PFHWKnf/?lang=pt>.

FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; HAANDEI, A.V.; ZAIAT, M.; CAVALCANTI, P.F.F. Fundamentos do Tratamento Anaeróbio. In.: CAMPOS, J. R. (Coord.). **Tratamento**

de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo. 1ª ed. Rio de Janeiro: PROJETO PROSAB, ABES, p. 29-52. 1999.

FRANÇA, Bruna Thomazinho. **Tratamento de esgoto urbano em reatores UASB com uso de microrganismos eficientes.** 2018. 73 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, 2018.

FREDDO, Alessandra. **Caracterização físico-química de lodo proveniente de duas estações de tratamento de esgoto da região oeste do Paraná.** 58 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Ambiental) - Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Medianeira, 2014.

FREITAS, Daiane Cristina de. **Remoção de nitrogênio e fósforo do esgoto sanitário por reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo (RAALF), com recirculação da fase líquida.** 110 f. Dissertação (Mestrado) - Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2016.

GARCIA-SEGURA, S. *et al.* Electrocoagulation and advanced electrocoagulation processes: A general review about the fundamentals, emerging applications and its association with other technologies. **Journal Of Electroanalytical Chemistry**, [s.l.], v. 801, p.267-299, set. 2017. Elsevier BV.
<http://dx.doi.org/10.1016/j.jelechem.2017.07.047>.

GALVÃO, Junior AC. Desafios para a universalização dos serviços de água e esgoto no Brasil. **Rev. Panam Salud Publica**, v. 25, n.6, p.548–556, 2009. Disponível em: <https://www.scielo.org/pdf/rpsp/2009.v25n6/548-556>.

GALVÃO, Neanderson. **Tratamento de lixiviado utilizando eletrocoagulação com eletrodos de ferro e alumínio.** 2018. 80 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Sanitária e Ambiental) - Universidade Estadual do Centro-Oeste do Paraná, Ponta Grossa, 2018.

GODINHO, J. P. **Comportamento dinâmico e hidrodinâmico de um reator anaeróbico híbrido (UAHB) submetido à variação de carga hidráulica horária no tratamento de esgoto sanitário.** 2017. 130 f. Dissertação (Mestrado em Ciência e Tecnologia Ambiental) - Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2017.

GODOI, Leandro Augusto G. De; *et al.* **Métodos analíticos aplicados ao monitoramento de processos biológicos de tratamento de águas residuárias.** Universidade de São Paulo. Escola de Engenharia de São Carlos, 2021. Doi: 10.11606/9786586954067.

GOERCK, Janaina et al. Eletrocoagulação como pós-tratamento do efluente de um wetland construído de escoamento vertical. **Engenharia Sanitaria e Ambiental [online]**, v. 26, n. 1, p. 113-121, 2021. Disponível em: <<https://doi.org/10.1590/S1413-415220190068>>.

HAKIZIMANA, J. N.; GOURICH, B.; CHAFI, M.; STIRIBA, Y.; VIAL, C.; DROGUI,

P.; NAJA, J. Electrocoagulation process in water treatment: A review of electrocoagulation modeling approaches. **Desalination**, v. 404, p.1–21, 2017. Doi: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2016.10.011>.

HASAN, S. W.; ELEKTOROWICZ, M.; OLESZKIEWICZ, J. A. Start-up period investigation of pilot-scale submerged membrane electro-bioreactor (SMEBR) treating raw municipal wastewater. **Chemosphere**, v. 97, p. 71-77, 2014.

JING, Gaogui *et al.* Electrocoagulation for industrial wastewater treatment: an updated review. **Environmental Science: Water Research & Technology**, [S.L.], v. 7, n. 7, p. 1177-1196, 2021. Royal Society of Chemistry (RSC). <http://dx.doi.org/10.1039/d1ew00158b>.

JOÃO, Jair J. et al. Processo de eletrocoagulação-flotação: investigação dos parâmetros operacionais para o tratamento de águas residuais da indústria de pescados. **Química Nova [online]**, v. 41, n. 2, pp. 163-168, 2018. Disponível em: <<https://doi.org/10.21577/0100-4042.20170166>>.

KABDAŞLI, I. et al. Electrocoagulation applications for industrial wastewaters: a critical review. **Environmental Technology Reviews**, v. 1, n. 1, p. 2-45, 2012.

KIM, Tak-Hyun *et al.* Pilot scale treatment of textile wastewater by combined process (fluidized biofilm process–chemical coagulation–electrochemical oxidation). **Water Research**, [S.L.], v. 36, n. 16, p. 3979-3988, set. 2002. Elsevier BV. [http://dx.doi.org/10.1016/s0043-1354\(02\)00113-6](http://dx.doi.org/10.1016/s0043-1354(02)00113-6).

KHANDEGAR, V.; SAROHA, Anil K.. Electrocoagulation for the treatment of textile industry effluent – A review. **Journal Of Environmental Management**, [S.L.], v. 128, p. 949-963, out. 2013. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jenvman.2013.06.043>.

KUNZ, A.; STEINMETZ, R. L. R., DO AMARAL, A. S. **Fundamentos da digestão anaeróbia, purificação do biogás, uso e tratamento do digestato**. Embrapa Suínos e Aves, 2019. 209 p. ISBN 978-85-93823-01-5.

LAKSHMANAN, D.; CLIFFORD, D. A.; SAMANTA, G. Ferrous and Ferric Ion Generation During Iron Electrocoagulation. **Environmental Science & Technology**, v. 43, p. 3853-3859, mar. 2009.

LETTINGA, G.; VELSEN, A.F.M. van; HOBMA, S.W.; ZEEUW, W; KLAPWIJK, A. Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment especially anaerobic treatment. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v.22, n.4, p.699-734, 1980.

LOPES, Thiara. Reis. **Caracterização do esgoto sanitário e lodo proveniente de reator anaeróbio e de lagoas de estabilização para avaliação da eficiência na remoção de contaminantes**. 122 f. Dissertação (Mestrado) - Programa de Pós-Graduação em Tecnologias Ambientais, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Medianeira, 2015.

MAHVI, A. H.; EBRAHIMI, S. J. A.; MESDAGHINIA, A.; GHARIBI, H.; SOWLAT, M.

H. Performance evaluation of a continuous bipolar electrocoagulation/electrooxidation– electroflotation (ECEO–EF) reactor designed for simultaneous removal of ammonia and phosphate from wastewater effluent. **Journal of Hazardous Materials**. [S. l.] v.192, p.1267-1274, 2011.

MAKWANA, A.R.; AHAMMED, M.M. Electrocoagulation process for the post-treatment of anaerobically treated urban wastewater. **Separation Science and Technology**, v. 52, n. 8, p. 1412-1422, 2017.
<https://doi.org/10.1080/01496395.2017.1288139>.

MARÇAL, Júnior, Emerson. **Remoção de fósforo por adição de cloreto férrico em reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) seguido de reator aeróbio sequencial em batelada (RSB)**. 2001. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Université de São Paulo, São Carlos, 2001. Doi:10.11606/D.18.2001.tde-22122015-165135.

MARQUES, I.; MAGALHÃES-MOTA, G.; PIRES, F.; SERIO, S.; RIBEIRO, P. A.; RAPOSO, M. Detection of traces of triclosan in water. **Applied Surface Science**, v. 421, p. 142-147, 2016. Doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.apsusc.2016.12.170>.

MARTINS, I. A. **Aplicação de tratamento eletrolítico na remoção de cor de efluente têxtil**. Trabalho de Conclusão de Curso (graduação) – Universidade Federal do Ceará. Fortaleza, 2016.

MARTINS, Jéssica Elen Costa Alexandre et al . Delineamento Box-Behnken para remoção de DQO de efluente têxtil utilizando eletrocoagulação com corrente contínua pulsada. **Eng. Sanit. Ambient.**, Rio de Janeiro , v. 22, n. 6, p. 1055-1064, dez. 2017.

METCALF, L.; EDDY, H. **Tratamento de efluentes e recuperação de recursos**. Tradução de Ivanildo Hespanhol e José Carlos Mierzwa. 5ª edição, Porto Alegre: AMGH Editora Ltda., 2016. 1984p.

MICHELON, L. K. **Avaliação da produção de biogás em um reator anaeróbio híbrido (UAHB) tratando esgoto sanitário sintético**. 67 f. Dissertação (Mestrado) - Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2019.

MYERS, Raymond H.; MONTGOMERY, Douglas C.; ANDERSON-COOK, Christine M. **Response surface methodology: process and product optimization using designed experiments**. 4nd ed. John Wiley & Sons, 2016.

MÓDENES, Aparecido Nivaldo et al. Aplicação da técnica de eletrocoagulação no tratamento de efluentes de abatedouro de aves. **Engenharia Sanitaria e Ambiental**, v. 22, n. 03, pp. 571-578, 2017. ISSN 1809-4457. <https://doi.org/10.1590/S1413-4152201775999>.

MOLLAH, M. Y. A.; SCHENNACH, R.; PARGA, J. R.; COCKE, D. L. Electrocoagulation (EC) — science and applications. **Journal Of Hazardous Materials**, [S.L.], v. 84, n. 1, p. 29-41, jun. 2001. Elsevier BV.

[http://dx.doi.org/10.1016/s0304-3894\(01\)00176-5](http://dx.doi.org/10.1016/s0304-3894(01)00176-5).

MOREIRA, Yanka Wandréia Nogueira; LIMA, Mira Raya Paula de; OLIVEIRA JÚNIOR, José Lima de; SILVA, Priscilla Barbosa de Araújo; ALMEIDA, Ana Beatriz Batista de. Partida de reator uasb em escala real no tratamento de esgoto doméstico em região de clima quente. **Revista Dae**, [S.L.], v. 68, n. 226, p. 126-146, 18 set. 2020. DOI: <http://dx.doi.org/10.36659/dae.2020.071>.

NIST (Estados Unidos). **The ANOVA table and tests of hypotheses about means**. 2021. Disponível em: <https://www.itl.nist.gov/div898/handbook/prc/section4/prc433.htm>.

OLIVEIRA, Juliene Tomé et al. Electrocoagulation/oxidation/flotation by direct pulsed current applied to the removal of antibiotics from Brazilian ETAR effluents. **Electrochimica Acta**, [S.L.], v. 388, p. 138499, ago. 2021. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.electacta.2021.138499>.

OMWENE, P.I.; KOBYA, M. Treatment of domestic wastewater phosphate by electrocoagulation using Fe and Al electrodes: A comparative study. **Process Safety and Environmental Protection**, Vol: 116, p. 34-51, 2018.

PASSIG, F. H. **Reator anaeróbio híbrido para tratamento de esgoto sanitário**. 155 f. Tese (Doutorado) – Programa de Pós-graduação em Engenharia Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2005.

PAVAN, M. A.; BLOCH, M. F.; ZEMPULSKI, H. C.; MIYAZAWA, M.; ZOCOLER, D. C. **Manual de Análise Química de Solo e Controle de Qualidade**. IAPAR, Londrina – PR. 1992, 40p.

PEDROZA, Marcelo Mendes; RIOS, Rui Felipe de Miranda, PEDROZA, Camilla Mendes, Sousa, João Fernandes de; VIEIRA, Gláucia Eliza Gama. Determinação das Características Químicas de Lodo de Esgoto produzido em Reator UASB em Palmas, Tocantins. In: VII CONGRESSO DE PESQUISA E INOVAÇÃO DA REDE NORTE E NORDESTE DE EDUCAÇÃO TECNOLÓGICA - CONNEPI – 2012, Palmas-TO. **Anais eletrônicos...** Palmas, 2012. Disponível em: <VII CONNEPI - Congresso Norte-Nordeste de Pesquisa e Inovação — Portal IFRN>.

PEREIRA, Thiago Castanho. **Aplicação da eletrocoagulação assistida por radicais livres na remoção de p-nitrofenol em solução aquosa**. 2020. 169 f. Dissertação (Mestrado) - Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2020.

PIRES, Kele Sousa; SILVA, Jardel da. **Determinação de metais no sedimento da foz do Rio Ocoy – Tributário do Lago de Itaipu – PR**. 2010. 55 fls. Trabalho de Conclusão de Curso, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Medianeira, 2010.

POTRICH, Mateus Cescon. **Aplicação de eletrocoagulação no tratamento de**

efluentes de abatedouro de aves utilizando eletrodos de ferro e alumínio para remoção de nutrientes. 2019. 95 f. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) - Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Pato Branco, 2019.

QUEIROZ, Ruy Scanho Marques de. **Avaliação de reator UASB assistido quimicamente para remoção de fósforo.** 2007. 181 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2007.

QUEIROZ, M. T. A.; ALVIM, L. B.; SABARÁ, M. G.; LEÃO, M. M. D.; AMORIM, C. C. de. Reestruturação na forma do tratamento de efluentes têxteis: uma proposta embasada em fundamentos teóricos. **Gestão e Produção**, vol. 26, n° .1, São Carlos, 2019.

RACHER, Gustavo; GLUSCZAK, Andressa; LOVATO, Émilie; MAMAN, Rafaela; CARISSIMI, Elvis. Análise do desempenho de um sistema eletroquímico no tratamento de esgoto doméstico. **Scientia cum Industria**. v. 6, n. 3, p. 12-16, 2018. DOI:10.18226/23185279.v6iss3p12.

RAMOS, José Gustavo Venâncio da Silva. **Produção de metano em reator anaeróbio híbrido tratando esgoto sanitário submetido a diferentes temperaturas.** 2021. 94 f. Dissertação (Mestrado) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2021.

REILLY, M. *et al.* Electrocoagulation treatment of dairy processing and slaughterhouse wastewaters. **Energy Procedia**, v. 161, p. 343-351, 2019.

RIBEIRO, Thiago da Silva. **Fundamental aspects of Boron removal from wastewaters by electrocoagulation method.** 2017. 140 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia de Materiais e de Processos Químicos e Metalúrgicos, Engenharia Química e de Materiais, Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro - Puc-Rio, Rio de Janeiro, 2017. Disponível em: <https://www.maxwell.vrac.puc-rio.br/36398/36398.PDF>. Acesso em: 21 set. 2021.

RIPLEY, L. E.; BOUYLE, W. C.; CONVERSE, J. C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **Journal Water Pollution Control Federation**, [s.i.], p. 406-411, 1986.

RODRIGUES, Luciano S.; SILVA, Israel J. da; ZOCCATO, Manon C. de O.; PAPA, Débora N.; SPERLING, Marcos V.; OLIVEIRA, Paulo R. de. Avaliação de desempenho de reator UASB no tratamento de águas residuárias de suinocultura. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, [S.L.], v. 14, n. 1, p. 94-100, jan. 2010.

SANTOS, Lucio Vinícius Aragão; OLIVEIRA, Sérgio Souza; SOUZA, Arnon Sillas Novais; MICHELAN, Denise Conceição de Gois Santos. Avaliação de desempenho do reator UASB no tratamento do efluente da Universidade Federal de Sergipe. **Revista Dae**, [S.L.], v. 68, n. 227, p. 221-234, 21 out. 2020. Revista DAE. <http://dx.doi.org/10.36659/dae.2020.092>.

SANTOS, Marcus Vinícius Alves dos *et al.* Reatores híbridos anaeróbio e aeróbio para remoção de matéria orgânica e nitrogênio em esgoto doméstico diluído. **Engenharia Sanitaria e Ambiental**, v. 26, n. 3, p. 591-600, jun. 2021. Disponível em: <<https://doi.org/10.1590/S1413-41522020284>>.

SAHU, Omprakash; MAZUMDAR, Bidyut; CHAUDHARI, P. K. Treatment of wastewater by electrocoagulation: a review. **Environmental science and pollution research**, v. 21, n. 4, p. 2397-2413, 2014.

SAKAR, S.; YETILMEZSOY, K.; KOCAK, E. Anaerobic digestion technology in poultry and livestock waste treatment – a literature review. **Waste Management & Research**, v. 27, p. 3-18, 2009. Doi:10.1177/0734242X07079060.

SILVA, A. L. O. *et al.* Possíveis efeitos do alumínio presente na água tratada. **Brazilian Journal of Development**, Curitiba, v. 6, n. 1, p. 1413-1420, jan. 2020. Doi:10.34117/bjdv6n1-098.

SILVA, Angelita Aparecida Ribeiro da *et al.* Otimização dos parâmetros operacionais de eletrocoagulação aplicada à recuperação de efluentes de lavagem de veículos. **Eng. Sanit. Ambient.**, Rio de Janeiro, v. 22, n. 1, p. 179-186, fev. 2017. Disponível em <http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1413-41522017000100179&lng=pt&nrm=iso>.

SILVA, Camila Zanoni. **Codigestão anaeróbia de lixiviado de aterro sanitário e glicerol**. 2017. 66 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel, 2017.

TORRES, P. **Desempenho de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) de bancada no tratamento de substrato sintético simulando esgotos sanitários**. 1992. 185 f. Dissertação (Mestrado) - Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia, São Carlos – São Paulo, 1992.

VAN RAIJ, B. V; CANTARELLA, H; QUAGGIO, J. A; FURLANI, A. M. C. Recomendações de adubação e calagem para o Estado de São Paulo. **Boletim Técnico**, n°. 100, 2.ed. Campinas: Instituto Agrônômico, 1996.

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. In: **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgoto**. 3a ed. Minas Gerais: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, v.1, 452 p, 2005

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 4. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; UFMG - Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias, v.1, p.472, 2014.

VON SPERLING, M. **Urban wastewater treatment in Brazil**. Department of Sanitary and Environmental Engineering Federal University of Minas Gerais, Brazil. Cataloging-in-Publication data provided by the Inter-American Development Bank. 2016.

YILDIZ, Yalçın Şevki; KOPARAL, Ali Savaş; İRDEMEZ, Şahset; KESKINLER, Bülent.

Electrocoagulation of synthetically prepared waters containing high concentration of NOM using iron cast electrodes. **Journal Of Hazardous Materials**, [S.L.], v. 139, n. 2, p. 373-380, jan. 2007. Elsevier BV.
<http://dx.doi.org/10.1016/j.jhazmat.2006.06.044>.

ZEYOUNI, M.; ALTENAIJI, E.; OZER, L. Y.; AHMED, I.; YOUSEF, A. F.; HASAN, S. W. Impact of continuous and intermittent supply of electric field on the function and microbial 93 community of wastewater treatment electro-bioreactors. **Electrochimica Acta**, v. 181, p. 271-279, 2015.