

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS - UNICAMP
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS
Departamento de Engenharia de Alimentos

ESTUDO DO TRATAMENTO ELETROLÍTICO APLICADO A EFLUENTE LÍQUIDO DE ABATEDOURO AVÍCOLA

Marcelo Hemkemeier

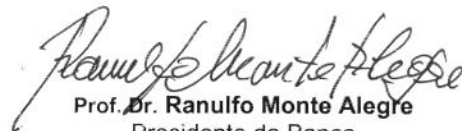
Mestre em Engenharia de Alimentos
Químico Industrial

PARECER

Este exemplar corresponde à redação final da tese defendida por **Marcelo Hemkemeier**, aprovada pela Comissão Julgadora em 14 de dezembro de 2001.

Campinas, 14 de dezembro de 2001

Orientador: Prof. Dr. Ranulfo Monte Alegre


Prof. Dr. Ranulfo Monte Alegre
Presidente da Banca

Tese apresentada à Faculdade de Engenharia de Alimentos da Universidade Estadual de Campinas como requisito parcial para a obtenção do título de Doutor em Engenharia de Alimentos

Campinas, 2001
São Paulo – Brasil

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE

UNIDADE	42
Nº CHAMADA	UNICAMP
	H373e
V	
TOMBO	48234
PROC.	6-83710e
C	*
PREÇO	R\$ 11,00
DATA	16/04/02
Nº CPD	

CM00166084-3

BIB ID 236385

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA F.E.A. - UNICAMP

~~H389e~~ Hemkemeier, Marcelo
Estudo do tratamento eletrolítico aplicado à efluente líquido
de abatedouro avícola / Marcelo Hemkemeier. – Campinas, SP:
H373e [s.n.], 2001.

Orientador: Ranulfo Monte Alegre
Tese (doutorado) – Universidade Estadual de Campinas.
Faculdade de Engenharia de Alimentos.

1. Eletrólise. 2. Poluentes – Remoção. Águas Residuais
I. Alegre, Ranulfo Monte. II. Universidade Estadual de
Campinas. Faculdade de Engenharia de Alimentos. III. Título.

BANCA EXAMINADORA



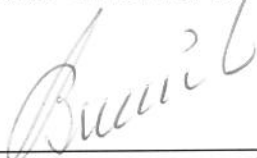
Prof. Dr. Ranulfo Monte Alegre

Orientador
DEA/FEA/UNICAMP



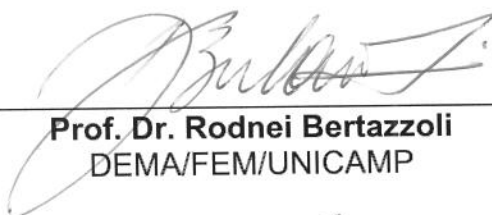
Prof. Dr. Carlos Alberto Gasparetto

DEA/FEA/UNICAMP



Prof. Dr. Bruno Coraucci Filho

DSA/FEC/UNICAMP



Prof. Dr. Rodney Bertazzoli

DEMA/FEM/UNICAMP



Prof. Dr. Vanildo Luiz del Bianchi

IBILCE/UNESP

Prof. Dr. Celso Costa Lopes
DEA/FEA/UNICAMP

Prof. Dr. Denis Miguel Roston
DAGSOL/FEAGRI/UNICAMP

***“ Um sábio não poderá
esquecer que, um dia,
necessitou aprender com as
letras simples do alfabeto “***

(Chico Xavier)

**Aos meus filhos e à minha esposa,
eternos companheiros de viagem e
minha razão de viver.**

**Aos meus pais, por acreditarem em
mim e me apoiarem sempre.**

**Aos meus irmãos, pela amizade e
alegria.**

BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. Ranulfo Monte Alegre (Presidente)
(DEA/FEA/UNICAMP)

Prof. Dr. Vanildo Luiz Del Bianchi (Membro)
(IBILCE/UNESP – S.J. do Rio Preto)

Prof. Dr. Bruno Coraucci Filho (Membro)
(DSA/FEC/UNICAMP)

Prof. Dr. Rodney Bertazzoli (Membro)
(DEMA/FEM/UNICAMP)

Prof. Dr. Celso Lopes (Membro)
(DEA/FEA/UNICAMP)

Prof. Dr. Denis Miguel Roston (Membro)
(DAGSOL/FEAGRI/UNICAMP)

Campinas, ____ de _____ de 2001

AGRADECIMENTOS

Prof. Ranulfo, meu orientador e amigo, com o qual aprendi a valorizar virtudes como sinceridade, honestidade, humildade e inteligência. Muito obrigado por deixar-me compartilhar delas e pelo apoio e ensinamentos dados durante este trabalho.

Prof. Ismael, meu “pai científico”, com quem aprendi os primeiros passos da pesquisa acadêmica e que, com certeza, contribuíram para a consolidação desta tese.

Marcos e Rute, meus pais, responsáveis pelo começo de tudo.

Charles, Sheila e Isabela, meus irmãos, pela amizade e momentos de alegria.

Flávia, Frederico e Augusto, minha família, companheiros inseparáveis desta jornada, que me permitiram, através do apoio, compreensão, muito amor e força, atingir a reta final.

Jorge, Telma e João Pedro, Rafael, Mônia e Eduardo e Luiza e Antônio, amigos de todo o sempre. Seria maravilhoso se todos pudessem ter o privilégio de conviver com vocês, assim como eu tive.

Romildo, Tânia, Simone, Álvaro, Mauro, Miguel, Jean....., companheiros e amigos de laboratório. Muito obrigado pelo excelente astral de todos. Sentirei saudades desta época

Rossana, Alexandre, Ronaldo e todo o pessoal do CENTEC/UNISUL, amigos, que compartilharam da reta final deste trabalho e deram seu apoio sincero, principalmente nas horas de desânimo, muito obrigado.

Dona Maria, Sr. Aparecido, Sr. Otair..., funcionários do DEA/FEA/UNICAMP, muito obrigado pela companhia diária.

FAPESP e CAPES, órgãos financiadores do projeto de pesquisa e da bolsa, respectivamente.

ÍNDICE

LISTA DE FIGURAS.....	XVII
LISTA DE TABELAS.....	XXIII
RESUMO.....	XXXII
ABSTRACT.....	XXXIII
1 – INTRODUÇÃO.....	01
2 – OBJETIVO.....	03
3 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	05
3.1 – Histórico do processo eletrolítico.....	05
3.2 – Teoria do processo eletrolítico.....	09
3.2.1 – Conceitos gerais.....	09
3.2.2 – Eletrodos: Reações, tipos e desgaste.....	12
3.2.3 – Eletrofloculação e eletroflotação.....	20
3.2.4 – Remoção de fósforo e nitrogênio.....	23
3.2.5 – Remoção de cianetos.....	25
3.2.6 – Resíduos sólidos produzidos na eletrofloculação e eletroflotação.....	26
3.3 – Vantagens e desvantagens.....	29
3.4 – Custos para o tratamento eletrolítico.....	31
3.5 – Aplicações do tratamento eletrolítico.....	31
3.6 – O efluente do abatedouro avícola.....	45
3.7 – Mecanismos de formação e destruição de organoclorados.....	48
4 – MATERIAIS E MÉTODOS.....	53
4.1 – Coleta e armazenamento da amostra do efluente avícola.....	53
4.2 – Caracterização do efluente avícola.....	53
4.3 – Equipamentos para o tratamento eletrolítico.....	54
4.3.1 – Reator eletrolítico.....	54
4.3.2 – Eletrodos.....	54
4.3.3 – Fonte de corrente contínua.....	55

4.4 – Condições experimentais.....	57
4.5 – Metodologia analítica.....	59
4.5.1 – Determinação de Demanda Química de Oxigênio (DQO).....	60
4.5.2 – Determinação de Nitrogênio.....	60
4.5.3 – Determinação de Fósforo Total.....	61
4.5.4 – Determinação de Sólidos Totais.....	62
4.5.5 – Determinação de Sólidos Fixos.....	62
4.5.6 – Determinação de Sólidos Suspensos.....	63
4.5.7 – Determinação de Organoclorados.....	64
4.5.8 – Determinação de Ferro.....	64
4.6 – Determinação de pH e Condutividade.....	64
4.7 – Determinação da Tensão e Intensidade de Corrente.....	64
5 – RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	67
5.1 – Caracterização do efluente.....	67
5.2 – Remoção de DQO em função de temperatura, densidade de corrente e pH _{inicial} utilizando eletrodos de aço carbono.....	71
5.3 – Remoção de Nitrogênio Total por Kjeldahl (NTK) e Fósforo Total em função da temperatura, densidade de corrente e pH _{inicial} utilizando eletrodos de aço carbono.....	87
5.4 – Comportamento da concentração de Sólidos Totais e Fixos e de Ferro durante a eletrólise utilizando eletrodos de aço carbono.....	99
5.5 – Remoção de poluentes utilizando eletrodos não-dissociáveis (TiO ₂ /RuO ₂).....	112
5.6 – Remoção de poluentes utilizando inversão de eletrodos (aço carbono e TiO ₂ /RuO ₂).....	122
5.6.1 – Remoção de DQO e consumo de energia.....	122
5.6.2 – Remoção de Nitrogênio e Fósforo.....	129
5.6.3 – Concentração de Sólidos Totais e Fixos e de Ferro.....	133

5.7 – Influência do tipo de eletrodo na remoção de poluentes.....	138
5.7.1 – Remoção de DQO, NTK e fósforo e consumo de energia.....	138
5.8 – Concentração de organoclorados em efluente tratado por eletrólise.....	153
5.9 – Determinação do modelo cinético.....	154
6 – CONCLUSÃO.....	163
7 – SUGESTÕES.....	167
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	169
ANEXOS.....	183
ANEXO A.....	185
ANEXO B.....	191
ANEXO C.....	199
ANEXO D.....	207
ANEXO E.....	215
ANEXO F.....	217
ANEXO G.....	219
ANEXO H.....	221
ANEXO I.....	223
ANEXO J.....	225
ANEXO L.....	227
ANEXO M.....	229
ANEXO N.....	231
ANEXO O.....	235
ANEXO P.....	241
APÊNDICE.....	245
APÊNDICE A.....	247

LISTA DE FIGURAS

3.1: Variações nas configurações de células eletroquímicas em função do tipo de corrente e de membrana entre os eletrodos: célula não dividida (a) ou com membrana de troca de cátions ou ânions (b) utilizadas em sínteses, em recuperação de metais ou compostos orgânicos; células com dois separadores para partição de sais (c); célula empregada em eletrodialise (d); célula bipolar, também utilizada na partição de sais (e).....	13
3.2: Arranjos de células eletrolíticas e seus correspondentes diagramas elétricos.....	15
4.1: Representação esquemática da montagem experimental para o tratamento eletrolítico estudado.....	56
5.1: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 50A/m ² , 15°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2) e eletrodos de aço carbono.....	80
5.2: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 100A/m ² , 25°C, pH _{inicial} 5,0 e eletrodos de aço carbono.....	81
5.3: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 150A/m ² , 35°C, pH _{inicial} 3,0 e eletrodos de aço carbono.....	82
5.4: Remoção de DQO em função da temperatura para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 150A/m ² , pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2) e eletrodos de aço carbono.....	83
5.5: Remoção de DQO em função da temperatura para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 150A/m ² , pH _{inicial} de 3,0 e eletrodos de aço carbono.....	84
5.6: Remoção de DQO em função de densidade de corrente para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C, pH _{inicial} de 3,0 e eletrodos de aço carbono.....	85
5.7: Remoção de DQO em função de densidade de corrente para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2). e eletrodos de aço carbono.....	86

5.8: Remoção de NTK em função de temperatura e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 100A/m ² , pH _{inicial} 5,0 e eletrodos de aço.....	92
5.9: Remoção de NTK em função de densidade de corrente e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 35°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2) e eletrodos de aço carbono.....	93
5.10: Remoção de fósforo em função de pH _{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 15°C, 50A/m ² e eletrodos de aço carbono.....	95
5.11: Remoção de fósforo em função do pH _{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 35°C, 150A/m ² e eletrodos de aço carbono.....	96
5.12: Remoção de fósforo em função da temperatura e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2) 50A/m ² e eletrodos de aço carbono.....	97
5.13: Remoção de fósforo em função da temperatura e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando pH _{inicial} de 3,0, 150A/m ² e eletrodos de aço carbono.....	98
5.14: Concentração de ferro em função do pH _{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C, 50A/m ² e eletrodos de aço carbono.....	100
5.15: Concentração de ferro em função do pH _{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C, 100A/m ² e eletrodos de aço carbono.....	101
5.16: Concentração de sólidos fixos em função do pH _{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 15°C, 100A/m ² e eletrodos de aço carbono.....	105
5.17: Concentração de sólidos fixos em função do pH _{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C, 150A/m ² e eletrodos de aço carbono.....	106
5.18: Concentração de sólidos totais em função do pH _{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando temperatura de 15°C, densidade de corrente de 50A/m ² e eletrodos de aço carbono.....	108

5.19: Concentração de sólidos totais em função do $pH_{inicial}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C, 150A/m ² e eletrodos de aço carbono.....	109
5.20: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 150A/m ² , 35°C, $pH_{inicial}$ 3,0 e eletrodo não-dissociável.....	114
5.21: Porcentagem de remoção de DQO em função do tempo de eletrólise utilizando eletrodo não-dissociável.....	115
5.22: Remoção de NTK em função do tempo de eletrólise utilizando eletrodo não-dissociável.....	118
5.23: Remoção de fósforo em função do tempo de eletrólise utilizando eletrodo não-dissociável.....	119
5.24: Concentração de sólidos totais em função do tempo de eletrólise utilizando eletrodo não-dissociável.....	120
5.25: Concentração de sólidos fixos em função do tempo de eletrólise utilizando eletrodo não-dissociável.....	121
5.26: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função da densidade de corrente e do tempo de tratamento por eletrólise de efluente avícola utilizando 150A/m ² , 25°C, $pH_{inicial}$ <i>in natura</i> . Ponto de inversão da polaridade entre eletrodo de aço carbono e não-dissociável: 20min.....	126
5.27: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função da densidade de corrente e do tempo de tratamento por eletrólise de efluente avícola utilizando 100A/m ² , 25°C, $pH_{inicial}$ 5,0. Ponto de inversão da polaridade entre eletrodo de aço carbono e não-dissociável: 30min.....	127
5.28: Remoção de DQO em função da densidade de corrente, ponto de inversão de polaridade (PI) para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 25°C, $pH_{inicial}$ <i>in natura</i> (6,6 a 7,2) e eletrodo de aço carbono e não-dissociável.....	128
5.29: Remoção de NTK de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade de eletrodos (PI) e tempo, utilizando 25°C, $pH_{inicial}$ 5,0, eletrodos de aço carbono e não-dissociável.....	131

5.30: Remoção de fósforo total de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade de eletrodos (PI) e tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} 5,0, eletrodos de aço carbono e não-dissociável.....	132
5.31: Concentração de sólidos totais (g/l) de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade dos eletrodos (PI) e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} 5,0 e eletrodo de aço carbono e não-dissociável.....	135
5.32: Concentração de sólidos fixos (mg/l) de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade dos eletrodos (PI) e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2) e eletrodo de aço carbono e não-dissociável.....	136
5.33: Concentração de ferro (mg/l) de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade dos eletrodos (PI) e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} 5,0 e eletrodo de aço carbono e não-dissociável.....	137
5.34: Remoção de DQO de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2) e 50A/m ²	141
5.35: Remoção de NTK de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2) e 50A/m ²	142
5.36: Remoção de fósforo total de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2) e 50A/m ²	143
5.37: Remoção de DQO de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} 3,0 e 100A/m ²	146
5.38: Remoção de NTK de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} 3,0 e 100A/m ²	147
5.39: Remoção de fósforo total de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} 3,0 e 100A/m ²	148

5.40: Remoção de DQO de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} 5,0 e 150A/m ²	149
5.41: Remoção de NTK de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} 5,0 e 100A/m ²	150
5.42: Remoção de fósforo total de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2) e 150A/m ²	151
5.43: Concentração de ferro em efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2) e 100A/m ²	152
5.44: Cromatogramas obtidos para as condições experimentais estudadas.....	154
5.45: Ajuste do modelo genérico (Equação 5.8) aos dados experimentais de remoção de DQO para efluente avícola tratado por eletrólise: (a) densidade de corrente de 50A/m ² , pH _{inicial} de 5,0 e temperatura de 25°C; (b) densidade de corrente de 50A/m ² , pH _{inicial} de 5,0 e temperatura de 35°C.....	158
A1: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando eletrodos de aço carbono para as seguintes condições experimentais: (a) 50A/m ² , 15°C, pH _{inicial} de 5,0; (b) 50A/m ² , 15°C, pH _{inicial} 3,0; (c) 50A/m ² , 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2); (d) 50A/m ² , 25°C, pH _{inicial} de 5,0.....	185
A2: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando eletrodos de aço carbono para as seguintes condições experimentais: (a) 50A/m ² , 25°C, pH _{inicial} de 3,0; (b) 50A/m ² , 35°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2); (c) 50A/m ² , 35°C, pH _{inicial} de 5,0; (d) 50A/m ² , 35°C, pH _{inicial} de 3,0.....	186
A3: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando eletrodos de aço carbono para as seguintes condições experimentais: (a) 100A/m ² , 15°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2); (b) 100A/m ² , 15°C, pH _{inicial} 5,0; (c) 100A/m ² , 15°C, pH _{inicial} 3,0; (d) 100A/m ² , 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2).....	187

A4: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando eletrodos de aço carbono para as seguintes condições experimentais: (a) 100A/m ² , 25°C, pH _{inicial} 3,0; (b) 100A/m ² , 35°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2); (c) 100A/m ² , 35°C, pH _{inicial} 5,0; (d) 100A/m ² , 35°C, pH _{inicial} 3,0.....	188
A5: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando eletrodos de aço carbono para as seguintes condições experimentais: (a) 150A/m ² , 15°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2); (b) 150A/m ² , 15°C, pH _{inicial} 5,0; (c) 150A/m ² , 15°C, pH _{inicial} 3,0; (d) 150A/m ² , 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2).....	189
A6: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando eletrodos de aço carbono para as seguintes condições experimentais: (a) 150A/m ² , 25°C, pH _{inicial} 5,0; (b) 150A/m ² , 25°C, pH _{inicial} 3,0; (c) 150A/m ² , 35°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2); (d) 150A/m ² , 35°C, pH _{inicial} 5,0.....	190
B1: Influência da temperatura na remoção de DQO, utilizando eletrodos de aço carbono para: (a) 50A/m ² , pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2); (b) 100A/m ² , pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2); (c) 50A/m ² , pH _{inicial} 5,0; (d) 100A/m ² , pH _{inicial} 5,0.....	191
B2: Influência da temperatura na remoção de DQO, utilizando eletrodos de aço carbono para: (a) 150A/m ² , pH _{inicial} 5,0; (b) 50A/m ² , pH _{inicial} 3,0; (c) 100A/m ² , pH _{inicial} 3,0.....	192
B3: Influência da densidade de corrente na remoção de DQO, utilizando eletrodos de aço carbono para: (a) 15°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2); (b) 15°C, pH _{inicial} 5,0; (c) 15°C, pH _{inicial} 3,0; (d) 25°C, pH _{inicial} 5,0.....	193
B4: Influência da densidade de corrente na remoção de DQO, utilizando eletrodos de aço carbono para: (a) 35°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2); (b) 35°C, pH _{inicial} 5,0; (c) 35°C, pH _{inicial} 3,0.....	194
B5: Influência do pH _{inicial} na remoção de DQO, utilizando eletrodos de aço carbono para: (a) 15°C, 50A/m ² ; (b) 15°C, 100A/m ² ; (c) 15°C, 150A/m ² ; (d) 25°C, 50A/m ²	195
B6: Influência do pH _{inicial} na remoção de DQO, utilizando eletrodos de aço carbono para: (a) 25°C, 100A/m ² ; (b) 25°C, 150A/m ² ; (c) 35°C, 50A/m ² ; (d) 35°C, 100A/m ²	196

B7: Influência do pH _{inicial} na remoção de DQO, utilizando eletrodos de aço carbono, para: 35°C, 150A/m ²	197
C1: Influência da temperatura na remoção de NTK, utilizando eletrodos de aço carbono para: (a) 50A/m ² , pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2); (b) 100A/m ² , pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2); (c) 150A/m ² , pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2); (d) 50A/m ² , pH _{inicial} 5,0.....	199
C2: Influência da temperatura na remoção de NTK, utilizando eletrodos de aço carbono para: (a) 150A/m ² , pH _{inicial} 5,0; (b) 50A/m ² , pH _{inicial} 3,0; (c) 100A/m ² , pH _{inicial} 3,0; (d) 150A/m ² , pH _{inicial} 3,0.....	200
C3: Influência da densidade de corrente na remoção de NTK, utilizando eletrodos de aço carbono para: (a) 15°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2); (b) 15°C, pH _{inicial} 5,0; (c) 15°C, pH _{inicial} 3,0; (d) 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2).....	201
C4: Influência da densidade de corrente na remoção de NTK, utilizando eletrodos de aço carbono para: (a) 25°C, pH _{inicial} 5,0; (b) 25°C, pH _{inicial} 3,0; (c) 35°C, pH _{inicial} 5,0; (d) 35°C, pH _{inicial} 3,0.....	202
C5: Influência do pH _{inicial} na remoção de NTK, utilizando eletrodos de aço carbono para: (a) 15°C, 50A/m ² ; (b) 15°C, 100A/m ² ; (c) 15°C, 150A/m ² ; (d) 25°C, 50A/m ²	203
C6: Influência do pH _{inicial} na remoção de NTK, utilizando eletrodos de aço carbono para: (a) 25°C, 100A/m ² ; (b) 25°C, 150A/m ² ; (c) 35°C, 50A/m ² ; (d) 35°C, 100A/m ²	204
C7: Influência do pH _{inicial} na remoção de NTK, utilizando eletrodos de aço carbono, para: 35°C, 150A/m ²	205
D1: Influência da temperatura na remoção de Fósforo Total, utilizando eletrodos de aço carbono para: (a) 100A/m ² , pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2); (b) 150A/m ² , pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2); (c) 50A/m ² , pH _{inicial} 5,0; (d) 150A/m ² , pH _{inicial} 5,0.....	207
D2: Influência da temperatura na remoção de Fósforo Total, utilizando eletrodos de aço carbono para: (a) 50A/m ² , pH _{inicial} 3,0; (b) 100A/m ² , pH _{inicial} 3,0.....	208
D3: Influência da densidade de corrente na remoção de Fósforo Total, utilizando eletrodos de aço carbono para: (a) 15°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2); (b) 15°C, pH _{inicial} 5,0;.....	208

D4: Influência da densidade de corrente na remoção de Fósforo Total, utilizando eletrodos de aço carbono para: (a) 15°C, pH _{inicial} 3,0; (b) 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2); (c) 25°C, pH _{inicial} 5,0; (d) 25°C, pH _{inicial} 3,0.....	209
D5: Influência da densidade de corrente na remoção de Fósforo Total, utilizando eletrodos de aço carbono para: (a) 35°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2); (b) 35°C, pH _{inicial} 5,0; (c) 35°C, pH _{inicial} 3,0;	210
D6: Influência do pH _{inicial} na remoção de Fósforo Total, utilizando eletrodos de aço carbono para: (a) 15°C, 50A/m ² ; (b) 15°C, 100A/m ² ; (c) 15°C, 150A/m ² ; (d) 25°C, 50A/m ²	211
D7: Influência do pH _{inicial} na remoção de Fósforo Total, utilizando eletrodos de aço carbono para: (a) 25°C, 100A/m ² ; (b) 25°C, 150A/m ² ; (c) 35°C, 50A/m ² ; (d) 35°C, 100A/m ²	212
D8: Influência do pH _{inicial} na remoção de Fósforo Total, utilizando eletrodos de aço carbono para: 35°C, 150A/m ²	213
E1: Concentração de ferro em função do pH _{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e : (a) 15°C, 50A/m ² ; (b) 15°C, 100A/m ² ; (c) 15°C, 150A/m ² ; (d) 25°C, 150A/m ²	215
E2: Concentração de ferro em função do pH _{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e: (a) 35°C, 50A/m ² ; (b) 35°C, 100A/m ² ; (c) 35°C, 150A/m ²	216
F1: Concentração de sólidos fixos em função do pH _{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e: (a) 15°C, 50A/m ² ; (b) 15°C, 150A/m ² ; (c) 25°C, 50A/m ² ; (d) 25°C, 100A/m ²	217
F2: Concentração de sólidos fixos em função do pH _{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e: (a) 35°C, 50A/m ² ; (b) 35°C, 100A/m ² ; (c) 35°C, 150A/m ²	218
G1: Concentração de sólidos totais em função do pH _{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e : (a) 15°C, 100A/m ² ; (b) 15°C, 150A/m ² ; (c) 25°C, 50A/m ² ; (d) 25°C, 100A/m ²	219
G2: Concentração de sólidos totais em função do pH _{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e : (a) 35°C, 50A/m ² ; (b) 35°C, 100A/m ² ; (c) 35°C, 150A/m ²	220

H1: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando: (a) 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2), 50A/m ² e eletrodos inertes (TiO ₂ /RuO ₂); (b) 25°C, pH _{inicial} 3,0, 100A/m ² e eletrodos inertes (TiO ₂ /RuO ₂).....	221
I1: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando: (a) 25°C, 50A/m ² , pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2). Ponto de inversão de polaridade dos eletrodos de aço carbono e inerte (TiO ₂ /RuO ₂): 25min; (b) 25°C, 100A/m ² , pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2). Ponto de inversão de polaridade dos eletrodos de aço carbono e inerte (TiO ₂ /RuO ₂): 30min.....	223
I2: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando: (a) 25°C, 50A/m ² , pH _{inicial} 5,0. Ponto de inversão de polaridade dos eletrodos de aço carbono e inerte (TiO ₂ /RuO ₂): 25min; (b) 25°C, 150A/m ² , pH _{inicial} 5,0. Ponto de inversão de polaridade dos eletrodos de aço carbono e inerte (TiO ₂ /RuO ₂): 20min.....	224
J1: Remoção de DQO de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, do tempo e do ponto de inversão da polaridade dos eletrodos utilizando 25°C, pH _{inicial} 5,0.....	225
L1: Remoção de poluentes de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, do tempo e do ponto de inversão da polaridade dos eletrodos: (a) NTK, 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2); (b) fósforo total, 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2).....	227
M1: Remoção de poluentes de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, do tempo e do ponto de inversão da polaridade dos eletrodos: (a) sólidos totais, 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2); (b) sólidos fixos, 25°C, pH _{inicial} 5,0.....	229
M2: Concentração de ferro em efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, do tempo e do ponto de inversão da polaridade dos eletrodos utilizando 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2).....	230
N1: Remoção de DQO de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando: (a) 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2) e 50A/m ² ; (b) 35°C, pH _{inicial} 3,0 e 150A/m ²	231

N2: Remoção de NTK de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando: (a) 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2) e 50A/m ² ; (b) 35°C, pH _{inicial} 3,0 e 150A/m ²	232
N3: Remoção de Fósforo total de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando: (a) 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2) e 50A/m ² ; (b) 35°C, pH _{inicial} 3,0 e 150A/m ²	233
O1: Remoção de poluentes de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo: (a) DQO, 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2) e 50A/m ² ; (b) DQO, 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2) e 100A/m ² ; (c) DQO, 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2) e 150A/m ² ; (d) DQO, 25°C, pH _{inicial} 5,0 e 50A/m ²	235
O2: Remoção de poluentes de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo: (a) DQO, 25°C, pH _{inicial} 5,0 e 100A/m ² ; (b) NTK, 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2) e 50A/m ² ; (c) NTK, 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2) e 100A/m ² ; (d) NTK, 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2) e 150A/m ²	236
O3: Remoção de poluentes de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo: (a) NTK, 25°C, pH _{inicial} 5,0 e 50A/m ² ; (b) NTK, 25°C, pH _{inicial} 5,0 e 150A/m ² ; (c) fósforo total, 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2) e 50A/m ² ; (d) fósforo total, 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2) e 100A/m ²	237
O4: Remoção de poluentes de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo: (a) fósforo total, 25°C, pH _{inicial} 5,0 e 50A/m ² ; (b) fósforo total, 25°C, pH _{inicial} 5,0 e 100A/m ² ; (c) fósforo total, 25°C, pH _{inicial} 5,0 e 150A/m ² ; (d) Concentração de ferro, 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2) e 50A/m ²	238
O5: Remoção de poluentes de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo: (a) Concentração de ferro, 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2) e 150A/m ² ; (b) Concentração de ferro, 25°C, pH _{inicial} 5,0 e 50A/m ² ; (c) Concentração de ferro, 25°C, pH _{inicial} 5,0 e 100A/m ² ; (d) Concentração de ferro, 25°C, pH _{inicial} 5,0 e 150A/m ²	239

LISTA DE TABELAS

3.1: Remoção de coliformes fecais e totais da espuma resultante de tratamento eletrolítico de efluente hospitalar em função do tipo de secagem e armazenamento desta espuma.....	28
3.2: Distribuição e concentração dos poluentes determinados na instalação piloto do Cambuí (Campinas/SP).....	28
3.3: Caracterização de efluente líquido de indústria de biscoitos e doces e remoção de poluentes por processo eletrolítico.....	37
3.4: Comparação de métodos de tratamento de efluente de abatedouro bovino.....	38
3.5: Comparação de métodos para clarificação de efluente de refinaria de óleo comestível.....	38
3.6: Caracterização e porcentagem de remoção de poluentes para o efluente estudado por POON & BRUECKNER (1975).....	39
3.7: Comparação entre os métodos estudados por POUET <i>et alii</i> (1992) para tratar esgoto sanitário.....	40
3.8: Remoção de DBO, DQO e fósforo de esgoto sanitário tratado por eletrólise para os Municípios de Campinas, Iracemápolis e Marília/SP.....	41
3.9: Classificação e origem dos rejeitos de indústria abatedoura avícola.....	47
3.10: Características de águas residuárias de abatedouros avícolas.....	48
4.1: Condições experimentais estudadas utilizando eletrodos de aço carbono.....	57
5.1: Determinações de DQO das diluições feitas utilizando método colorimétrico e solução de dicromato de potássio 10,216g/l.....	68
5.2: Determinações de DQO das diluições feitas utilizando o método titulométrico.....	68
5.3: Faixa de concentração, média e desvio padrão em função do tipo de poluentes para efluente de abatedouro avícola.....	70

5.4: Relação da temperatura, do $pH_{inicial}$, da condutividade, da tensão e do consumo de energia com a remoção de DQO de efluente avícola por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e densidade de corrente de $50A/m^2$	73
5.5: Relação da temperatura, do $pH_{inicial}$, da condutividade, da tensão e do consumo de energia com a remoção de DQO de efluente avícola por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e densidade de corrente de $100A/m^2$	74
5.6: Relação da temperatura, do $pH_{inicial}$, da condutividade, da tensão e do consumo de energia com a remoção de DQO de efluente avícola por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e densidade de corrente de $150A/m^2$	75
5.7: Remoção de DQO para diferentes tipos efluentes e condições de operação, utilizando processo eletrolítico em batelada.....	76
5.8: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando $50A/m^2$, $15^{\circ}C$, $pH_{inicial}$ <i>in natura</i> (6,6 à 7,2) e eletrodos de aço carbono.....	80
5.9: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando $100A/m^2$, $25^{\circ}C$, $pH_{inicial}$ 5,0 e eletrodos de aço carbono.....	81
5.10: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando $150A/m^2$, $35^{\circ}C$, $pH_{inicial}$ 3,0 e eletrodos de aço carbono.....	82
5.11: Porcentagem de remoção de DQO em função da temperatura e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando $150A/m^2$, $pH_{inicial}$ <i>in natura</i> (6,6 à 7,2) e eletrodos de aço carbono.....	83
5.12: Porcentagem de remoção de DQO em função da temperatura e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando $150A/m^2$, $pH_{inicial}$ de 3,0 e eletrodos de aço carbono.....	84
5.13: Porcentagem de remoção de DQO em função de densidade de corrente e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a $25^{\circ}C$, $pH_{inicial}$ de 3,0 e eletrodos de aço carbono.....	85
5.14: Porcentagem de remoção de DQO em função de densidade de corrente e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a $25^{\circ}C$, $pH_{inicial}$ <i>in natura</i> (6,6 à 7,2) e eletrodos de aço carbono.....	86

5.15: Eficiência de remoção de NTK e de fósforo de efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e densidade de corrente de 50A/m ² em função do pH _{inicial} , pH _{final} e da temperatura.....	89
5.16: Eficiência de remoção de NTK e de fósforo de efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e densidade de corrente de 100A/m ² em função do pH _{inicial} , pH _{final} e da temperatura.....	90
5.17: Eficiência de remoção de NTK e de fósforo de efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e densidade de corrente de 150A/m ² em função do pH _{inicial} , pH _{final} e da temperatura.....	91
5.18: Porcentagem de remoção de NTK em função de temperatura e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 100A/m ² , pH _{inicial} 5,0 e eletrodos de aço carbono.....	92
5.19: Porcentagem de remoção de NTK em função de densidade de corrente e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 35°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2) e eletrodos de aço carbono.....	93
5.20: Porcentagem de remoção de fósforo em função do pH _{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 15°C, 50A/m ² e eletrodos de aço carbono.....	95
5.21: Porcentagem de remoção de fósforo em função do pH _{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 35°C, 150A/m ² e eletrodos de aço carbono.....	96
5.22: Porcentagem de remoção de fósforo em função da temperatura e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2), 50A/m ² e eletrodos de aço carbono.....	97
5.23: Porcentagem de remoção de fósforo em função da temperatura e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando pH _{inicial} de 3,0, 150A/m ² e eletrodos de aço carbono.....	98
5.24: Concentração de ferro (mg/l) em função do pH _{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C, 50A/m ² e eletrodos de aço carbono.....	100

5.25: Concentração de ferro (mg/l) em função do $pH_{inicial}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C, 100A/m ² e eletrodos de aço carbono.....	101
5.26: Concentração de ferro e sólidos fixos para efluente avícola tratado por eletrólise nas condições experimentais estudadas utilizando eletrodos de aço carbono.....	104
5.27: Concentração de sólidos fixos(mg/l) em função do $pH_{inicial}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 15°C, 100A/m ² e eletrodos de aço carbono.....	105
5.28: Concentração de sólidos fixos(mg/l) em função do $pH_{inicial}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C, 150A/m ² e eletrodos de aço carbono.....	106
5.29: Concentração de sólidos totais(g/l) em função do $pH_{inicial}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando a 15°C, 50A/m ² e eletrodos de aço carbono.....	108
5.30: Concentração de sólidos totais(g/l) em função do $pH_{inicial}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C, 150A/m ² e eletrodos de aço carbono.....	109
5.31: Concentração de sólidos totais para efluente avícola tratado por eletrólise nas condições experimentais estudadas.....	110
5.32: Concentração de sólidos suspensos para efluente avícola tratado por eletrólise para todas as condições experimentais estudadas.....	111
5.33: Influência da temperatura, densidade de corrente e $pH_{inicial}$ na remoção de DQO de efluente avícola tratado por eletrólise e no consumo de energia, utilizando eletrodos não-dissociáveis (TiO ₂ /RuO ₂).....	113
5.34: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 150A/m ² , 35°C, $pH_{inicial}$ 3,0 e eletrodo não-dissociável.....	114
5.35: Porcentagem de remoção de DQO em função do tempo de eletrólise utilizando eletrodo não-dissociável.....	115
5.36: Influência da temperatura, densidade de corrente e $pH_{inicial}$ na remoção de NTK, fósforo, concentrações de sólidos totais e fixos de efluente avícola tratado por eletrólise utilizando eletrodos não-	

dissociáveis (TiO ₂ /RuO ₂).....	116
5.37: Porcentagem de remoção de NTK em função do tempo de eletrólise utilizando eletrodo não-dissociável.....	118
5.38: Porcentagem de remoção de fósforo em função do tempo de eletrólise utilizando eletrodo não-dissociável.....	119
5.39: Concentração de sólidos totais (g/l) em função do tempo de eletrólise utilizando eletrodo não-dissociável.....	120
5.40: Concentração de sólidos fixos (mg/l) em função do tempo de eletrólise utilizando eletrodo não-dissociável.....	121
5.41: Relação da densidade de corrente, do pH _{inicial} , da condutividade, da tensão e do consumo de energia com a remoção de DQO de efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando inversão de polaridade entre eletrodo de aço carbono e de TiO ₂ / RuO ₂ a 25°C.....	123
5.42: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função da densidade de corrente e do tempo de tratamento por eletrólise de efluente avícola utilizando 150A/m ² , 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> . Ponto de inversão da polaridade entre eletrodo de aço carbono e não-dissociável: 20min.....	126
5.43: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função da densidade de corrente e do tempo de tratamento por eletrólise de efluente avícola utilizando 100A/m ² , 25°C, pH _{inicial} 5,0. Ponto de inversão de polaridade entre eletrodo de aço carbono e não-dissociável: 30min.....	127
5.44: Porcentagem de remoção de DQO em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade (PI) e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2) e eletrodo de aço carbono e eletrodo não-dissociável.....	128
5.45: Influência da densidade de corrente e pH _{inicial} na remoção de NTK e fósforo de efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando inversão de polaridade entre eletrodo de aço carbono e de TiO ₂ / RuO ₂ a 25°C....	129
5.46: Porcentagem de remoção de NTK de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade de eletrodos (PI) e tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} 5,0, eletrodos de aço carbono e não-dissociável.....	131

5.47: Porcentagem de remoção de fósforo total de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade de eletrodos (PI) e tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} 5,0, eletrodos de aço carbono e não-dissociável.....	132
5.48: Concentração de sólidos totais, fixos, suspensos e de ferro de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente e do pH _{inicial} , utilizando inversão de polaridade entre eletrodo de aço carbono e de TiO ₂ / RuO ₂ a 25°C.....	134
5.49: Concentração de sólidos totais (g/l) de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade dos eletrodos (PI) e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} 5,0 e eletrodo de aço carbono e não-dissociável.....	135
5.50: Concentração de sólidos fixos (mg/l) de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade dos eletrodos (PI) e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 a 7,2) e eletrodo de aço carbono e não-dissociável.....	136
5.51: Concentração de ferro (mg/l) de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade dos eletrodos (PI) e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} 5,0 e eletrodo de aço carbono e não-dissociável.....	137
5.52: Consumo de energia, pH _{final} , concentração de ferro residual e remoção de DQO, NTK e fósforo de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo, utilizando 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2) e 50A/m ²	139
5.53: Porcentagem de remoção de DQO de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2) e 50A/m ²	141
5.54: Porcentagem de remoção de NTK de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2) e 50A/m ²	142
5.55: Remoção de fósforo total de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2) e 50A/m ²	143
5.56: Consumo de energia, pH _{final} , concentração de ferro residual e remoção de DQO, NTK e fósforo em função do tipo de eletrodo para efluente avícola tratado por eletrólise.....	144

5.57: Porcentagem de remoção de DQO de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} 3,0 e 100A/m ²	146
5.58: Porcentagem de remoção de NTK de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} 3,0 e 100A/m ²	147
5.59: Remoção de fósforo total de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} 3,0 e 100A/m ²	148
5.60: Porcentagem de remoção de DQO de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} 5,0 e 150A/m ²	149
5.61: Porcentagem de remoção de NTK de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} 5,0 e 100A/m ²	150
5.62: Remoção de fósforo total de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2) e 150A/m ²	151
5.63: Concentração de ferro em efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH _{inicial} <i>in natura</i> (6,6 à 7,2) e 100A/m ²	152
5.64: Constante de velocidade e coeficiente de correlação para os modelos cinéticos descritos pelas equações linearizadas em função de pH e temperatura para a densidade de corrente de 50A/m ²	159
5.65: Constante de velocidade e coeficiente de correlação para os modelos cinéticos descritos pelas equações linearizadas em função de pH e temperatura para a densidade de corrente de 100A/m ²	160
5.66: Constante de velocidade e coeficiente de correlação para os modelos cinéticos descritos pelas equações linearizadas em função de pH e temperatura para a densidade de corrente de 150A/m ²	161
P1: Constantes e coeficiente de correlação obtidos com o ajuste dos dados experimentais de remoção de DQO, em função de pH e temperatura para densidade de corrente de 50A/m ²	242

P2: Constantes e coeficiente de correlação obtidos com o ajuste dos dados experimentais de remoção de DQO, em função de pH e temperatura para densidade de corrente de 100A/m^2	243
P3: Constantes e coeficiente de correlação obtidos com o ajuste dos dados experimentais de remoção de DQO, em função de pH e temperatura para densidade de corrente de 150A/m^2	244

HEMKEMEIER, MARCELO. Estudo do tratamento eletrolítico aplicado a efluente líquido de abatedouro avícola. Campinas: Departamento de Engenharia de Alimentos da Faculdade de Engenharia de Alimentos – Universidade Estadual de Campinas, 2001. 255p (Tese de Doutorado em Engenharia de Alimentos).

RESUMO

O presente trabalho objetivou estudar a remoção de poluentes de efluente avícola através de um reator eletrolítico encamisado em batelada, variando $\text{pH}_{\text{inicial}}$ (de 3,0 a *in natura* (6,6 a 7,2)), temperatura (de 15 a 35°C), densidade de corrente (de 50 a 150A/m²) e o tipo de eletrodo (de aço carbono e de TiO₂/RuO₂) em função do tempo de eletrólise (de 0 a 80min). Foram monitorados durante a eletrólise a condutividade, tensão, intensidade de corrente, pH, DQO, nitrogênio e fósforo total, sólidos totais e fixos e ferro.

Os fenômenos de eletrofloculação e eletroflotação puderam ser observados pela formação de uma camada de espuma na parte superior do reator. De modo geral, a diminuição do pH e o aumento da temperatura e da densidade de corrente influenciaram positivamente a velocidade e a remoção dos poluentes. As maiores remoções de DQO, nitrogênio e fósforo total foram de 92% (25°C, 150A/m² e $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura*), 100% (35°C, 150A/m² e $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura*) e 98,4% (25°C, 150A/m² e $\text{pH}_{\text{inicial}}$ de 3,0) , respectivamente. A remoção dos poluentes foi influenciada pelo tipo de eletrodo, principalmente com relação ao nitrogênio e fósforo total, que evidenciaram a necessidade dos processos de eletrofloculação e eletroflotação para suas remoções, não sendo observado o mesmo para a DQO. Nas condições experimentais estudadas, não foi observada a formação nem a destruição de organoclorados.

O ajuste dos modelos cinéticos à remoção de DQO mostrou que o modelo genérico ou de ordem “n” apresentou os melhores valores para o coeficiente de correlação (de 0,8227 à 0,9931), seguido pelo modelo de Michaelis-Menten. Para o nitrogênio e o fósforo total não foi possível modelar as curvas experimentais.

Palavras-chave: tratamento eletrolítico; abatedouro avícola; eletrólise; remoção de poluentes; cinética de remoção de DQO; eletrofloculação, eletroflotação

HEMKEMEIER, MARCELO. Study of the electrolytic treatment applied from a poultry slaughterhouse wastewater. Campinas: Department of Food Engineering, Faculty of Food Engineering, 2001. 255p (PhD. Thesis in Food Engineering).

ABSTRACT

This work aims to study the pollutant reduction of poultry slaughterhouse wastewater by batch process enclosed electrolytic, with a range of pH (3.0 to in nature – 6.6 to 7.2), temperature (15 to 35°C), current density (50 to 150A/m²), type of electrode (cast iron as well as TiO₂/RuO₂) and time of electrolysis (up to 80min). The conductivity, tension, current, pH, COD (Chemical Oxygen Demand), nitrogen and phosphorus, total solids and iron were all monitored during the electrolysis process.

Both electroflocculation and electroflotation phenomena could be noticed as a result of a sheet of foam at the upper part of the reactor. In general the decrease in pH and the increase both in temperature and density of current improved the reduction of pollutant making it faster and easier. The meaningful reduction of COD, nitrogen and phosphorus reached 92% (25°C, 150A/m² and pH_{initial} in nature), 100% (35°C, 150A/m² and pH_{initial} in nature) and 98.4% (25°C, 150A/m² and 3.0 initial pH) respectively. The reduction of pollutant was certain affected by the type of electrode, particularly in connection with nitrogen and phosphorus. They made it clear that electroflotation are necessary. But such a process did not prove true with COD. During the experiments, no formation of chlorinated composites were registered.

The regulating of the kinetic models for the reduction of COD indicated that the standard model (or the "n" class model) has produced the best results as to correlation coefficient (0.8227 to 0.9931), followed up by Michaelis-Menten model. Experimental curves as for nitrogen and phosphorus has not been possible to work out.

Key-words: electrolytic treatment; poultry slaughterhouse; electrolysis, pollutants reduction; kinetics of COD reduction, electroflocculation and electroflotation

1 - INTRODUÇÃO

O tratamento eletrolítico consiste na passagem de corrente elétrica através de eletrodos imersos num meio líquido e pode ser empregado com sucesso na depuração de efluentes líquidos, quando estes contiverem sólidos suspensos, emulsões e substâncias dissolvidas em estado coloidal. Isto deve-se aos princípios básicos de separação deste tratamento, que são eletrofloculação e eletroflotação (FIGUEIREDO *et alii*, 1993). Algumas substâncias solúveis como cianetos, fosfatos, fenois, N-amoniacal entre outros, podem ser eliminados por eletrólise, através da oxidação direta ou indireta (RÉDEY *et alii*, 1976; GROTERAUD & SMOCZYNSKI, 1986; 1991; QUEIROZ *et alii*, 1994; COMNINELLIS & NERINI, 1995 e LIN & WU, 1996).

Efluentes de abatedouro avícola possuem carga poluidora bastante elevada, concentrada basicamente nos materiais em suspensão (100-1500mg/l) e nitrogênio total (15-300 mg/l), responsáveis principais pela DBO deste tipo de efluente (PORGES & STRUZESKI, 1962, citado por MOREIRA, 1995). A Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) pode atingir 18000 mg/l por ave abatida (BOLTON, citado por HOKKA, 1984).

Em geral, o processo eletrolítico possui algumas vantagens em relação aos processos convencionais, como por exemplo menor área, simplicidade e flexibilidade de operação, menor tempo de tratamento, desinfecção do efluente (OUELLETTE *et alii*, 1978 e WIENDL, 1986), baixos custos de implantação e não necessidade de equalização (FIGUEIREDO *et alii*, 1993 e MONTE ALEGRE & DELGADILLO, 1993b).

O tratamento eletrolítico tem um espaço importante a ser conquistado como um método eficiente de tratamento, seja como polimento ou como tratamento preliminar. O que ficou claro na literatura recente é que estudá-lo, visando

melhorar a remoção de poluentes com o menor consumo de energia possível, contribuirá relevantemente para a consolidação deste tipo de tratamento.

Nesta tese, serão apresentados os resultados obtidos para remoção de Demanda Química de Oxigênio (DQO), Nitrogênio Total por Kjeldahl (NTK), Fósforo e Sólidos Totais (ST), Fixos (SF) e Suspensos (SS), pelo método eletrolítico utilizando eletrodo de aço carbono em função de pH, temperatura e densidade de corrente. Os respectivos modelos cinéticos para a remoção de DQO também serão apresentados. Um eletrodo não-dissociável (óxido de titânio revestido com óxido de rutênio) foi utilizado para comparar a remoção dos parâmetros citados acima para algumas condições experimentais pré-estabelecidas.

2 - OBJETIVOS

O crescente interesse no estudo do tratamento eletrolítico aplicado a tratamento de efluentes ainda contrasta com a produção científica no país nesta área. Desta forma, para estudar o tratamento eletrolítico, aplicado a efluente de abatedouro avícola, foram traçados os seguintes objetivos:

- Estudar a remoção de DQO, NTK e fósforo total em função de pH, temperatura e densidade de corrente elétrica;

- Comparar a eficiência de tratamento utilizando eletrodos de aço carbono e de óxido de titânio revestido com óxido de rutênio;

- Estimar o custo do tratamento em termos de consumo de energia e de desgaste de eletrodo;

- Obter parâmetros cinéticos para a remoção de DQO.

3 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 - Histórico do processo eletrolítico

O processo eletrolítico foi desenvolvido por Leeds em 1888, na Inglaterra (WIENDL, 1985a), onde foi aplicado pela primeira vez no tratamento de esgotos em 1889. Utilizou-se eletrodos de ferro e adicionou-se água do mar ao esgoto, aplicando uma tensão de 10 volts. Esse processo foi abandonado algum tempo depois sem uma explicação razoável (FIGUEIREDO, 1993).

Em 1903, para tratar efluente contendo óleo, foi requerida patente de um sistema eletrolítico com eletrodos de ferro utilizando tensão de 150V e alta intensidade de corrente (MATTESON *et alii*, 1995).

A primeira aplicação de eletrólise para separar minerais através de eletroflotação foi registrada em 1904, na Austrália. O processo não teve sucesso devido ao alto consumo de energia e a falhas no desenvolvimento tecnológico (KOREN & SYVERSEN, 1995).

Em 1909, nos EUA, desenvolveram-se estudos com o processo eletrolítico utilizando eletrodos de ferro e alumínio e uma patente foi requerida (MATTESON *et alii*, 1995). No mesmo ano, no Brasil, o engenheiro Saturnino de Brito apresentou o processo eletrolítico no IV Congresso Médico Latino-Americano, realizado no Rio de Janeiro, como uma opção para o tratamento de esgotos (BRITO, 1943).

Em 1911, na cidade de Santa Monica (Califórnia/EUA), o processo eletrolítico foi aplicado no tratamento de esgotos sanitários e consistia de duas calhas que continham dez colmeias (disposição vertical dos eletrodos separados

por anéis) de 29 eletrodos cada. A tensão aplicada foi de 1,7V e a intensidade de corrente de 500A, através de um motor elétrico de corrente contínua com 4HP. Na época, o Prof. Frederick Salathé declarou o seguinte: “O processo eletrolítico é um processo estritamente eletroquímico, tendo todas as vantagens sobre os processos de purificação de água ou esgoto já descritos, visto que a ação química tem lugar em um estado nascente e por conseguinte opera sobre os despejos de maneira mais poderosa. Em estado nascente, os gases, como o oxigênio, ozônio, cloro ou hidrogênio, agem sobre os corpos orgânicos e inorgânicos de maneira intensa, combinando-se prontamente com estes. Com este tratamento os despejos se tornarão neutros em todas as circunstâncias, condição essa que não pode ser obtida e regularizada por qualquer outro tratamento químico ou biológico”. Outras observações foram feitas pelo Prof. Salathé, como, por exemplo, baixo custo de implantação e manutenção, necessidade de menor área, eficiência na remoção de matéria orgânica, etc. Apesar disso, o Projeto Santa Monica foi abandonado por volta de 1930, com a justificativa de ter alto custo operacional e eficiência duvidosa (BRITO, 1943).

O mesmo processo utilizado em Santa Monica foi implantado em Oklahoma (Oklahoma/EUA) em 1911. Eles se diferenciavam apenas nas dimensões das instalações e nos eletrodos, que eram recobertos com cobre para evitar o desgaste dos mesmos. Os bacteriologistas da época emitiram pareceres favoráveis ao processo, uma vez que a eficiência de remoção de bactérias foi superior a 99%. Apesar desses resultados, a estação foi abandonada em 1912 sob a alegação de ter alto custo operacional e também eficiência duvidosa (HINCKLEY (1912) citado por WIENDL, 1985a).

Nos anos de 1913 e 1930, foram patenteados dois processos eletrolíticos nos EUA, mas, apesar do sucesso da operação, não foram encontradas notícias posteriores sobre esses sistemas (GIACON, 1993).

Na década de trinta, o desinteresse pelo tratamento eletrolítico aplicado a esgoto sanitário atingiu seu máximo, devido principalmente à falta de desenvolvimento adequado dos métodos eletroquímicos, à não disponibilidade de materiais adequados para os eletrodos e o excesso no consumo de energia elétrica. Isto, aliado às poucas restrições para lançamento de efluentes na época, provocaram este desinteresse. Na década de cinquenta, no entanto, o interesse ressurgiu com a mistura de esgoto sanitário com água do mar numa célula eletrolítica com diafragma e ânodo de grafite. O consumo de energia para este sistema foi de $0,22\text{kWh/m}^3$, incluindo o bombeamento (RÉDEY *et alii*, 1976).

Em 1946, uma patente foi obtida para a eletroflotação de ouro, no entanto, a taxa de flotação foi inferior às outras técnicas e, por isso, este método não foi utilizado comercialmente pela indústria (MALLIKARJUAN & VENKATACHALAN (1984), citado por KOREN & SYVERSEN, 1995).

Segundo MATTESON *et alii* (1995), em 1946, o tratamento eletrolítico utilizando eletrodos de aço carbono foi aplicado em grande escala pela primeira vez no tratamento de água potável nos Estados Unidos. Em 1956, na Inglaterra, um sistema similar foi utilizado para tratar água de um rio. Apesar dos resultados promissores alcançados nestes dois trabalhos na remoção de cor e turbidez, a aplicação tornou-se inviável quando comparado com o tratamento químico.

Nas décadas subsequentes aos trabalhos citados, a caracterização e utilização de outros materiais para eletrodos, como o carbono vítreo reticulado e os óxidos de metais como o titânio e rutênio, ampliaram as aplicações do tratamento eletrolítico. A recuperação de metais, destruição de poluentes específicos como o fenol e o aumento da biodegradabilidade de efluentes são exemplos de aplicações advindas deste período.

Na década de oitenta, houve um grande acordo no delineamento dos trabalhos dos cientistas russos, que empregaram eletrocoagulação de várias

formas no tratamento de efluentes (KORNILOV *et alii* (1980), citado por MATTESON *et alii*, 1995) e na remoção de óleo de emulsões de óleo em água (PAZENKO *et alii* (1985), citado por MATTESON *et alii*, 1995).

Em 1984, a Companhia Estadual de Tecnologia de Saneamento Básico e Controle de Poluição de Águas (CETESB), através do engenheiro Wolfgang G. Wiendl, colocou em operação uma estação piloto na cidade de Campinas/SP. O objetivo era investigar e resgatar a imagem que o processo tinha na década de 20. A estação piloto tinha capacidade para tratar 2L/s e foi dimensionada com base nos parâmetros da estação de Santa Monica (WIENDL, 1985b).

Uma outra estação piloto para tratamento de esgoto doméstico pelo processo eletrolítico foi instalada em 1985 no município de Iracemápolis (SP). Esta estação tinha capacidade para tratar 1 L/s e foi projetada de acordo com os parâmetros da instalação piloto de Campinas (WIENDL, 1986). Nos dois anos subsequentes, foram instaladas mais sete plantas de tratamento eletrolítico, para tratar esgoto sanitário de loteamentos e cidades do Estado de São Paulo: a) Vila Itália (Campinas); b) Águas de Lindóia; c) Bacia do Barbosa (Marília); d) Nova Limeira (Limeira); e) Vila São Pedro (Pirassununga); f) Casa Branca; g) Jardim Itamaracá (Indaiatuba). Todas essas estações de tratamento foram abandonadas por razões pouco esclarecidas (WIENDL, 1998)

Na Universidade Estadual de Campinas, foi instalada uma planta de eletroflotação em 1985 para tratar o resíduo hospitalar proveniente do Hospital das Clínicas. O tratamento biológico para este tipo de resíduo é complicado, pois o descarte de antibióticos e desinfetantes é bastante variado e causam sérios danos à microflora usada nestes tratamentos. Esta planta de eletroflotação começou operando com 2L/s, passando para 12L/s após dezoito meses do início da operação. Os resultados obtidos para a remoção de DBO (58 à 90%) e para coliformes (99,99%) foram considerados satisfatórios. Hoje este sistema opera apenas em caráter demonstrativo (WIENDL, 1986).

3.2 - Teoria do processo eletrolítico

3.2.1 – Conceitos gerais

Quando dois eletrodos são introduzidos numa solução de eletrólitos e se aplica uma diferença de potencial, ocorrem reações químicas nos eletrodos. O processo da passagem da corrente elétrica por um condutor eletrolítico, com todas as alterações químicas e migratórias associadas, denomina-se eletrólise (OUELLETTE *et alii*, 1978).

Ao se aplicar uma tensão entre os eletrodos, forma-se um campo elétrico entre eles. Os íons com carga positiva movimentam-se em direção ao cátodo e os negativos em direção ao ânodo, onde neutralizam-se eletricamente. O fenômeno da eletrólise foi estudado qualitativamente e quantitativamente por M. Faraday que postulou duas leis: 1ª Lei: “A massa da substância que reage em um eletrodo é diretamente proporcional a carga elétrica que atravessa a solução”. 2ª Lei: “ Se a corrente elétrica que passa através do eletrodo for contínua, a massa da substância que reage em um eletrodo é diretamente proporcional ao equivalente químico dessa substância” (WIENDL, 1998).

Na eletrólise da água, hidrogênio e oxigênio são liberados eletricamente excitados e são imediatamente levados para o meio onde oxidam e reduzem, respectivamente, a matéria orgânica ou inorgânica ali presente (MATIS, 1980).

A passagem da corrente elétrica através de eletrodos, constituídos de diversos materiais condutores de eletricidade, imersos no efluente, pode gerar cloro, quando no meio estiver presente o NaCl. Ocorre também a flotação de impurezas presentes no efluente devido a ação das bolhas geradas nos eletrodos (QUEIROZ, *et alii*, 1994; MONTE ALEGRE & DELGADILLO, 1993a e MATIS, 1980).

PLAKSIN & CHAPLYGINA (1962), citado por MAMAKOV & AVVAKUMOV (1968) demonstraram que alguns gases utilizados para remover partículas suspensas poderiam atuar sobre a superfície das mesmas, ativando ou inibindo sua flotabilidade. No caso da eletrólise, MAMAKOV & AVVAKUMOV (1968) reportaram que os gases gerados podem ser extremamente reativos com relação a flotabilidade do material suspenso, sendo que o hidrogênio atuaria como ativador, enquanto que o oxigênio atuaria como inibidor da flotação.

Os radicais hidroxila formados durante a eletrólise da água tendem a reagir indiscriminadamente com os compostos orgânicos presentes em efluentes, oxidando-os a monóxido e dióxido de carbono e água (STEELE, 1990).

Em geral, acredita-se que o processo eletrolítico é formado por três mecanismos: eletrocoagulação, eletroflotação e eletroxidação (LIN & PENG, 1994).

DAVIS (1994) dividiu o tratamento eletroquímico em dois grandes grupos, considerando os poluentes orgânicos: 1) aqueles que separam os poluentes do efluente e, 2) aqueles que destroem os compostos na superfície do eletrodo. Neste último grupo, compostos orgânicos são oxidados a CO_2 , nitrogênio orgânico é convertido em N_2 e cloreto orgânico é convertido a Cl_2 . Esta tecnologia não é limitada para DBO, mas sim para baixas concentrações de poluentes no efluente.

CENKIN & BELEVTSSEV (1985) relataram que o tratamento de efluentes pela ação de corrente direta pode promover os seguintes processos físico-químicos: oxidação anódica, redução catódica de impurezas presentes em águas residuárias, descarga e coagulação de partículas coloidais, eletroforese, passagem de íons por membranas semipermeáveis, flotação de partículas sólidas pelo gás produzido no eletrodo, precipitação de íons metálicos no cátodo, regeneração e concentração de ácidos e álcalis e desanilização da água dentre outros processos químicos e eletroquímicos.

Nas reações catódicas, o material do eletrodo e o pH do meio são fatores cruciais. A deposição do metal é sempre uma competição, em maior ou menor extensão, pela evolução do hidrogênio. Baixos valores de pH favorecem este último, bem como a utilização de materiais como Pt, Fe e Cu para o cátodo. Por outro lado, a utilização do Pb e Hg dificultaram a evolução do hidrogênio. Desta forma, para a deposição de metais mais eletropositivos, como o ferro, necessita-se de pH alto e cátodo de Pb ou Hg (KUHN, 1971).

A redução no consumo de energia num processo de eletrofloculação, sem mudar a intensidade de corrente nem o grau de separação, pode ser feita através da diminuição da resistência do eletrólito. Isto pode ser conseguido diminuindo a distância entre os eletrodos ou aumentando a condutividade do eletrólito. Na maior parte dos efluentes, a condutividade é baixa e uma forma simples de aumentá-la é adicionar sais, como o NaCl ou CaCl_2 , por exemplo (KOREN & SYVERSEN, 1995).

Existe um arranjo ótimo entre o consumo de energia e o grau de separação do material disperso. Quando a corrente que passa pela célula eletrolítica é aumentada, o fluxo de bolhas de gás também aumenta, aumentando a possibilidade de coalescência destas bolhas e consequentemente diminuindo a eficiência de separação das impurezas. Além disso, as bolhas têm condutividade inferior ao do eletrólito, aumentando a resistência e consequentemente o consumo de energia. Sendo assim, o grau de separação é elevado com o aumento da produção de gás até um certo nível, que deve então ser otimizado e um aumento no consumo de energia não necessariamente ampliará a remoção das partículas (KOREN & SYVERSEN, 1995).

Com a finalidade de incrementar a condutividade do sistema e portanto a velocidade de remoção do processo, SIFUENTES (1992) recomendou adicionar sais inorgânicos, preferencialmente cloreto de sódio, e ajustar o pH do efluente a

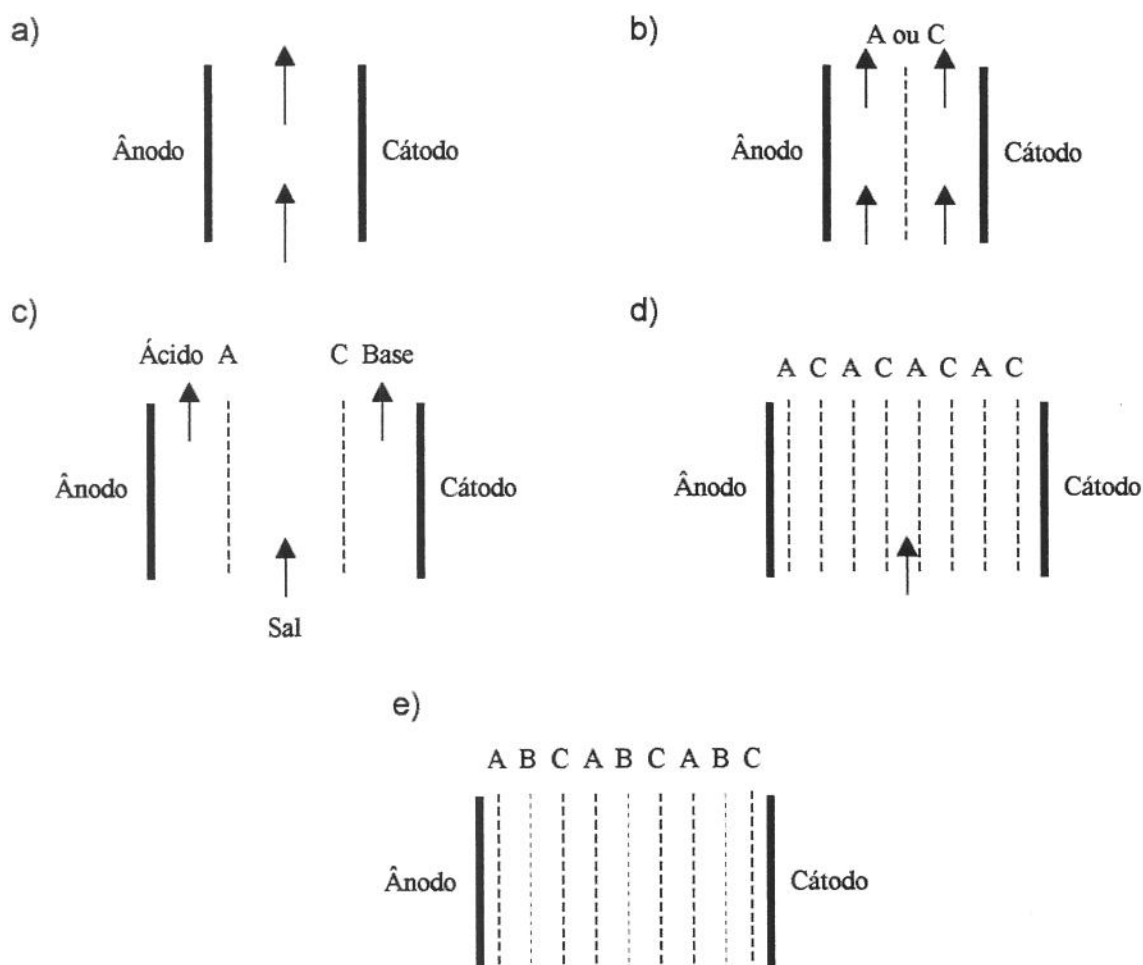
ser tratado por eletrofloculação entre 9 e 10 com álcalis, reduzindo-se o consumo de energia.

OUELLETTE *et al.* (1978) relataram as seguintes variáveis para o estudo do tratamento eletrolítico: potencial e material do eletrodo, densidade de corrente, “design” da célula eletrolítica, condutividade do efluente e agitação. Os autores ainda ressaltaram que, de uma maneira geral, usam-se diferenças de potencial entre 5 e 10 V e densidade de corrente de 100 A/m².

3.2.2 – Eletrodos: Reações, tipos e desgaste

As mudanças químicas ocorridas numa célula eletroquímica são determinadas através da reação de oxidação no ânodo, da reação de redução no cátodo e da passagem natural das espécies químicas por um separador entre os eletrodos. Os separadores mais comuns são membranas desenhadas para permitir a passagem de cátions ou ânions, mas não para ambos. A figura 3.1 mostra algumas células eletroquímicas típicas formadas pelas combinações de eletrodos e membranas (PLETCHER & WEINBERG, 1992).

A reação química durante a eletrólise no ânodo não é sempre uma deposição iônica, as vezes é uma reação de oxidação, tal como a passagem dos íons ferrosos a férricos. De forma similar, a reação no cátodo pode ser de redução, como acontece com o iodo molecular que se transforma em íons iodo (OUELLETTE *et alii*, 1978).



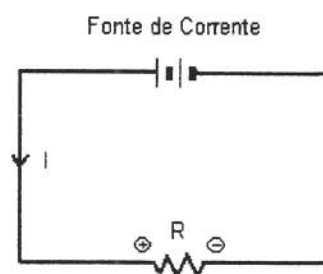
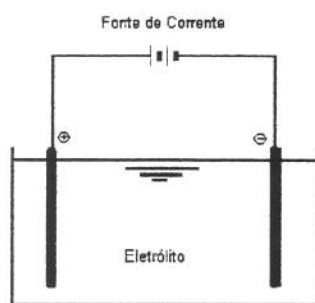
Fonte: Adaptado de PLETCHER & WEINBERG (1992)

Figura 3.1: Variações nas configurações de células eletroquímicas em função do tipo de corrente e de membrana entre os eletrodos: (a) célula não dividida; (b) célula com membrana de troca de cátions ou ânions utilizadas em sínteses, em recuperação de metais ou compostos orgânicos; (c) células com dois separadores para partição de sais ; (d) célula empregada em eletrodialise; (e) célula bipolar, também utilizada na partição de sais.

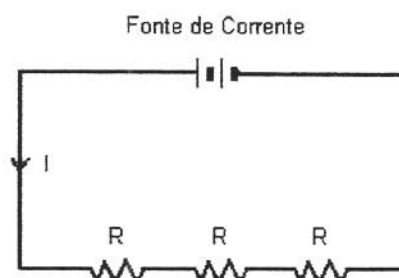
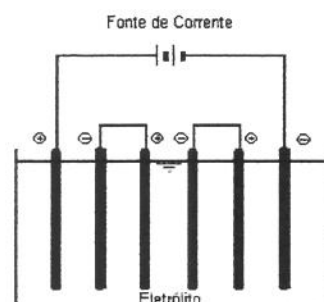
A figura 3.2 mostra alguns arranjos possíveis numa célula eletrolítica e seus respectivos diagramas elétricos descritos por PRETORIUS *et alii* (1991). São propostos os seguintes arranjos: a) Eletrodo monopolar – célula simples; b) Eletrodo monopolar com células em série; c) Eletrodo monopolar com células em paralelo; d) Eletrodo bipolar com células em série.

A célula eletrolítica com um ânodo e um cátodo (a) é o arranjo mais simples. Na maioria das aplicações práticas para floculação de efluentes, este arranjo não é utilizado devido às grandes dimensões exigidas para os eletrodos. A diferença entre os arranjos mostrados na figura 3.2 com relação às células eletrolíticas também pode ser visualizada através de seus respectivos diagramas elétricos. Nos arranjos em série, a resistência correspondente é maior do que em um arranjo em paralelo. Isto significa que uma maior tensão deve ser empregada para uma determinada corrente atravessar uma célula em série do que numa célula em paralelo. Num arranjo em paralelo, a corrente elétrica é dividida entre todos os eletrodos (PRETORIUS *et alii*, 1991).

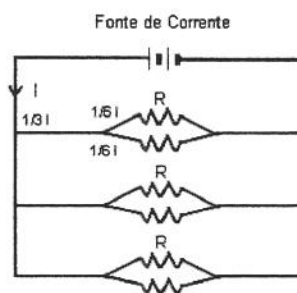
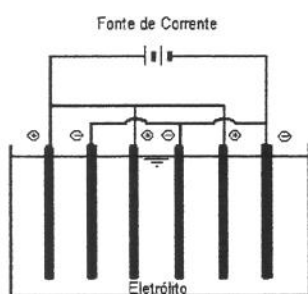
O arranjo com eletrodos monopolar com células em série (b) é eletricamente similar ao arranjo de uma célula simples (a) com uma multidão de eletrodos e conexões. O arranjo bipolar com células em série (d) tem uma vantagem prática, a fonte de corrente é ligada somente a dois eletrodos monopolares, sem conexão entre os eletrodos bipolares internos. Isto ainda facilita a manutenção nas aplicações práticas (PRETORIUS *et alii*, 1991).



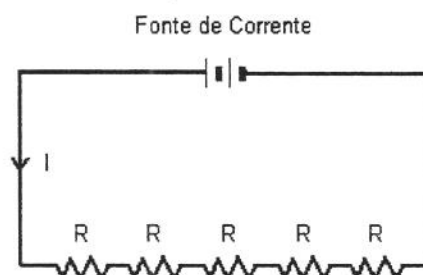
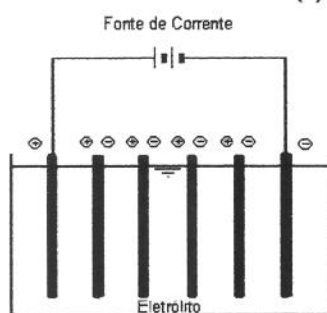
(a) Eletrodo monopolar – Célula simples



(b) Eletrodos monopolares com células em série



(c) Eletrodos monopolares com células em paralelo



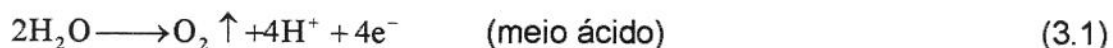
(d) Eletrodos bipolares com células em série

Fonte: Adaptado de PRETORIUS *et alii* (1991).

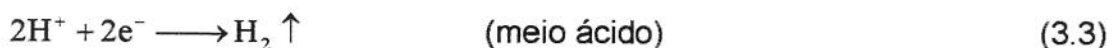
Figura 3.2: Arranjos de células eletrolíticas e seus correspondentes diagramas elétricos.

As principais reações que ocorrem nas superfícies dos eletrodos (eletrodos inertes) referem-se a decomposição da água:

- No cátodo:



- No ânodo:



No caso de eletrodos reativos, como os de ferro, a reação catódica continua sendo a decomposição da água para formação de gás hidrogênio, enquanto que a reação anódica dissolverá o metal constituinte do eletrodo (GIACON, 1993):

No cátodo:



No ânodo:



Estes metais em solução transformam-se em seus respectivos íons e consequentemente em seus hidróxidos, os quais aderem-se ao material coloidal do efluente causando a coagulação. Os gases liberados durante a eletrólise do efluente (H_2 , O_2 , Cl_2 , etc), aderem-se aos flocos formados, flotando-os (VALEER,

1981). WEINTRAUB *et alii* (1983) reportaram que os radicais hidroxila são ativos e portanto oxidam compostos orgânicos.

Numa célula eletrolítica com ânodos inertes, utilizando-se o NaCl como eletrólito e se os produtos do ânodo e do cátodo não forem separados, espera-se a seguinte reação como resultado:



Tanto o hipoclorito (ClO^-) como o cloro livre (Cl_2) podem agir como agentes oxidantes (ALLEN *et alii*, 1995).

A massa teórica de ferro desgastada no ânodo (w) para uma determinada intensidade de corrente é dada pela Lei de Faraday (VICK *et alii* (1995), citado por PRETORIUS *et alii*, 1991):

$$w = \frac{I * t * M}{z * F} \quad (3.8)$$

Onde: I = Intensidade de corrente (A);

t = Tempo (s);

M = Peso molecular do eletrodo de sacrifício (No caso do ferro, $M = 55,85\text{g/mol}$);

z = Número de elétrons envolvidos (Para o ferro, $z = 2$);

F = Constante de Faraday (96487C).

A tensão (V) requerida para uma corrente elétrica específica passar através de um eletrólito numa célula eletrolítica é determinada pela soma de três componentes:

$$V = E_{eq} + n_{kin} + V_{ohm} \quad (3.9)$$

Onde: V = Tensão (V);

E_{eq} = Tensão de equilíbrio (V);

n_{kin} = Sobrepotencial cinético (V);

V_{ohm} = Tensão necessária para vencer a resistência da solução

Os dois primeiros termos da Equação (3.9) dependem das propriedades químicas da célula eletrolítica e V_{ohm} depende principalmente da condutividade do eletrólito e da geometria e espaçamento dos eletrodos (JOHANNES (1989), citado por PRETORIUS *et alii*, 1991).

Uma forma de calcular V com uma aproximação razoável para uma célula eletrolítica simples pode ser feita através da seguinte equação (PICKETT (1979), citado por PRETORIUS *et alii*, 1991):

$$V = \frac{i * d}{k} \quad (3.10)$$

Onde: V = Tensão (V);

i = Densidade de corrente (A/m^2);

d = Distância entre eletrodos (m);

k = Condutividade do eletrólito (S/m)

WIENDL (1998) comparou o desgaste teórico de eletrodos de ferro com o observado na prática e concluiu que na prática houve desgaste menor (em 5 meses no teórico e de 6 a 8 meses na prática). Em valores médios, as calhas eletrolíticas utilizadas para o tratamento do efluente hospitalar estudado operaram 15h/dia e desgastaram 1300kg/mês de eletrodos para tratar 16200m³ de efluente. Disto resultou uma taxa média de ferro aplicado para floculação de 80g/m³ de efluente tratado.

A oxidação anódica em efluentes é feita através de ânodos eletroliticamente insolúveis (carbono grafítico, dióxido de chumbo, magnésio e rutênio depositado

em substrato de titânio) utilizando altas densidades de corrente em unidades com ou sem diafragma. A destruição de várias substâncias orgânicas através da oxidação no ânodo muitas vezes leva a decomposição total destas, gerando ácido carbônico, água, amônia e outros produtos. Quando esta oxidação não é total, os produtos gerados são menos tóxicos ou mais bio-oxidáveis (por exemplo, a oxidação de fenóis a ácido maleico, cianetos a cianatos e sulfetos a sulfatos). A redução catódica de compostos orgânicos só é desejável quando a oxidação anódica não ocorre ou requer alto consumo de energia, gerando subprodutos que geralmente necessitam ser oxidados no ânodo. A remoção de metais pesados de efluentes ocorre pela deposição destes metais no cátodo, sendo este um exemplo típico de redução catódica (CENKIN & BELEVTSSEV, 1985).

Para eletroflotação, podem ser utilizados eletrodos de titânio platinizado, aço carbono, aço inoxidável ou dióxido de chumbo (OUELLETTE *et alii*, 1978). Para tratamento de efluentes em geral, KÖTZ *et alii* (1991) indicaram os seguintes materiais para eletrodos: Ti/RuO₂, Ti/IrO₂, Ti/PbO₂, Ti/SnO₂. Já GATTRELL & KIRK (1990) referiram-se a eletrodos de grafite como excelentes materiais para a eletrólise. Para remoção de metais, os eletrodos porosos vem sendo estudados a mais de duas décadas, trazendo resultados satisfatórios, devido principalmente à sua grande área superficial (LANZA, 1997).

A Lawrence Livermore National Laboratory (Livermore, Calif.) desenvolveu e construiu um novo tipo de eletrodo. Este eletrodo foi construído mergulhando-se uma esponja de polipropileno numa solução de resorcinol e formaldeído, que foi então carbonizada à 1000°C em atmosfera inerte ou vácuo. A principal vantagem deste tipo de eletrodo foi o aumento da sua área superficial (LAWRENCE LIVERMORE NATIONAL LABORATORY, 1995).

3.2.3 - Eletrofloculação e eletroflotação

As pequenas bolhas de gás produzidas nos eletrodos adsorvem-se nas impurezas em suspensão, levando-as para a superfície do líquido na forma de espuma. A neutralização das cargas das partículas finamente dispersas, ou parte delas, é consequência da ação dos eletrodos paralelos. O método baseado nestes princípios é denominado de eletrofloculação ou eletroflotação (RÉDEY *et alii*, 1976).

O processo de floculação envolve dois mecanismos: (i) a neutralização das cargas das superfícies das partículas e (ii) crescimento dos agregados (flocos). A grande maioria das partículas coloidais tem carga elétrica total, atraindo desta forma os íons positivos que circundam a partícula, provocando a neutralização. O crescimento dos agregados deve-se principalmente à colisões entre flocos já formados e atrações por diferença de carga. Desta forma, a agitação da suspensão pode facilitar a floculação, entretanto, há um limite para a tensão de cisalhamento que os flocos podem suportar. Assim, gradientes de velocidade excessivamente altos podem causar quebra de flocos, particularmente quando estes crescem em tamanho (PETENATE & GLATZ, 1983). Segundo OUELLETTE *et alii* (1978) a agitação é necessária para que as espécies oxidantes produzidas no ânodo sejam efetivamente misturadas, promovendo assim maior eficiência de reação. WIENDL (1998) relatou que a agitação durante o tratamento eletrolítico auxilia a formação de flocos bastante consistentes.

Segundo HORVATH (1985), citado por SIFUENTES (1992), a agregação das partículas de uma solução coloidal ou das impurezas de águas brutas resulta da ação conjunta de dois fenômenos: desestabilização das partículas e transporte das mesmas para permitir os contatos. Enquanto o transporte é essencialmente um fenômeno físico, realizado principalmente pela difusão, movimento do fluido e

sedimentação, a desestabilização é um processo químico controlado pelas características físicas e químicas do meio.

Os processos envolvidos na eletrofloculação, segundo CENKIN & BELEVTSSEV (1985), são os seguintes:

- a) eletroforese;
- b) redução química e catódica da matéria orgânica e inorgânica e formação de depósitos de metais no cátodo;
- c) interação química entre os íons de ferro ou alumínio, formados durante a dissolução dos ânodos, e os ânions presentes no efluente resultando na formação de compostos insolúveis;
- d) flotação das impurezas sólidas ou emulsificadas pelas bolhas de gás hidrogênio, geradas no cátodo (eletroflotação);
- e) adsorção de íons e moléculas na superfície dos hidróxidos de ferro e alumínio.

O processo de eletrofloculação em conjunto com a eletroflotação é empregado principalmente para a remoção de impurezas dispersas, as quais formam sistemas coloidais estáveis nos efluentes. Este processo é limitado para a remoção de impurezas dissolvidas, sendo estas removidas pela formação de compostos insolúveis com os íons de ferro ou alumínio dissolvidos nos ânodos (CENKIN & BELEVTSSEV, 1985).

O processo de eletroflotação consiste de quatro passos básicos: 1) geração das bolhas de gás; 2) contato entre a bolha e a partícula; 3) adsorção da bolha na partícula; 4) ascensão deste material para a superfície do líquido. Este material na superfície forma uma camada de espuma (KOREN & SYVERSEN, 1995).

A eletrocoagulação é um processo que consiste na criação de um floco de um hidróxido metálico dentro do efluente a ser purificado, por eletrodissolução de ânodos solúveis (GARDAIS (1991), citado por POUET *et alii* (1992)).

A eletrofloculação melhora a compactação dos flocos e consequentemente a floculação, podendo ser utilizada sozinha ou em conjunto com agentes floculantes. Enquanto que o processo de coagulação com agentes químicos requer 10-20min a eletrocoagulação requer 2-3min e não deixa flocos residuais, pois todo material vai para a superfície (BECK *et alii*, 1974).

HOSNEY (1992), citado por KOREN & SYVERSEN (1995), observou que o diâmetro das bolhas de gás geradas na eletrólise foi de 20 μ m para eletroflotação com densidade de corrente constante.

RAMIREZ (1979), citado por DELGADILLO (1991), comparou a flotação pelos gases gerados na eletrólise com a flotação por ar dissolvido e ar disperso. O autor observou que o diâmetro das bolhas foi de 100 μ m para o tratamento eletrolítico, enquanto que para o ar dissolvido foi de 75 μ m e para o ar disperso foi de 170 μ m. Para diâmetros acima de 200 μ m, a remoção de material suspenso foi ineficiente. A velocidade de ascensão das bolhas seguiu a mesma proporcionalidade que o diâmetro das mesmas. No processo eletrolítico e no processo com ar dissolvido, o tamanho das bolhas produzidas é mais homogêneo que no caso do processo de flotação por ar disperso, pois diminui a coalescência e aumenta a eficiência.

OBLINGER *et alii* (1984) descreveu um processo eletrolítico de remoção de óleo emulsificado através de eletrocoagulação e eletroflotação. Neste processo o ferro é introduzido eletroliticamente, através da dissolução do ânodo, como íon ferroso que é oxidado *in situ* a íon férrico e posteriormente precipitado como hidróxido férrico. A emulsão é desestabilizada durante a reação de oxidação. Antes disso, os processos de coagulação e floculação ocorrem. A desestabilização da emulsão é feita pelo ataque dos radicais hidroxilas gerados durante a oxidação dos íons ferrosos e pela reação das substâncias emulsificadas com estes íons. O óleo emulsificado é adsorvido nos microflocos de hidróxido férrico altamente dispersos e é então flotado por um sistema de ar dissolvido.

O consumo dos ânodos de ferro ou alumínio no processo de eletrofloculação limitam sua implementação. Na prática menos de 80% dos metais do eletrodo são dissolvidos (CENKIN & BELEVTSSEV, 1985).

KOREN & SYVERSEN (1995) definiram um processo pouco citado na literatura, mas que tem importância no mecanismo de separação de poluentes, que é a eletroprecipitação. Este processo é um processo de floculação onde o agente floculante é um metal proveniente da dissolução do ânodo. Estes íons precipitarão e no percurso colidirão com as partículas, sendo adsorvidos. Os melhores materiais para os ânodos são o ferro e o alumínio, pois geram íons trivalentes, que tem uma melhor habilidade para se adsorverem nas partículas do que os íons bivalentes, pois eles tem maior densidade de carga.

3.2.4 - Remoção de fósforo e nitrogênio

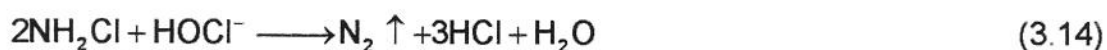
A remoção de fósforo através de adição de sais de ferro é feita pela combinação dos processos de precipitação, adsorção e aglomeração. A lama ou lodo formado é então removido por sedimentação, onde o fósforo é encontrado como FePO_4 . A faixa ideal de pH quando utiliza-se sais férricos é 5,5-7,0 e quando utiliza-se sais ferrosos é acima de 9,5. As desvantagens destes processos são o aumento da salinidade, devido aos ânions remanescentes após a remoção do fósforo e a diminuição da alcalinidade devido a acidez dos sais empregados (METCALF & EDDY, 1991).

Para MATIS (1980), a remoção de fósforo é dada pela precipitação deste através do hidróxido de magnésio, gerado pela eletrólise de efluente com água do mar, e flotado pelo hidrogênio produzido no cátodo.

A remoção de fosfatos de efluentes é de extrema importância para proteger rios e lagoas da eutrofização (WIENDL, 1998). O fundamento do processo de remoção consiste na reação dos hidróxidos de ferro e alumínio, que se formam pela dissolução anódica dos eletrodos, com os radicais PO_4^{3-} produzindo FePO_4 ou AlPO_4 , que são pouco solúveis. Estes compostos aderem-se as bolhas de hidrogênio e são arrastados para a superfície, onde são eliminados (GROTERAUD & SMOCZYNSKI, 1986). Outro mecanismo para remoção de fosfatos e nitrogênio foi relatado por FÖYN, 1959 (citado por POON & BRUECKNER, 1975), o qual envolveu as seguintes reações:



POON & BRUECKNER (1975) observaram que fosfatos são adsorvidos em flocos de $\text{Mg}(\text{OH})_2$ e propuseram o mecanismo abaixo para remoção de nitrogênio:



Um mecanismo semelhante de remoção de nitrogênio foi proposto por CHIANG *et alii* (1995b).

Segundo WIENDL (1998), o fósforo removido por eletrofloculação e eletroflotação se concentra na espuma formada na parte superior do reator na proporção de 3g de fosfato/kg de espuma fresca. Em amostras de líquido drenado nos leitos de secagem de espuma foi determinado 3mg/L de fosfato.

3.2.5 - Remoção de cianeto

CENKIN & BELEVTSSEV (1985) propuseram um sistema para remoção de cianeto por oxidação anódica, onde carbono grafítico foi utilizado como ânodo e aço comum como cátodo. Os autores citaram o ânodo de titânio revestido com dióxido de rutênio como uma possibilidade de utilização. O processo de remoção de cianeto em meio alcalino ocorre primeiramente com a oxidação de cianeto a cianato e a posterior decomposição em nitrogênio gasoso e ácido carbônico, de acordo com as seguintes reações:



No cátodo, ocorre a produção de gás hidrogênio ou a precipitação de metais na forma de complexos de cianeto. A adição de sais inorgânicos e o ajuste do pH melhoram a velocidade de remoção e diminuem o consumo de energia. São utilizadas neste processo densidades de corrente de 20-100A/m² com adição de 3-4kg/m³ de soda cáustica e cloreto de sódio, obtendo eficiência de remoção de 100%. O consumo de energia para o tratamento de efluentes contendo concentração de cianetos de 30-200mg/L varia de 4-40kWh/m³ (acima de 0,2kWh/g de cianeto removido).

LANZA & BERTAZZOLI (2000) utilizaram anodos comerciais de TiO₂ revestidos com RuO₂ para estudar a remoção de cianetos em meio alcalino, em função da concentração inicial do mesmo e da presença de íons cobre. Os experimentos foram conduzidos sob 50 mA/cm² de densidade de corrente. Os autores obtiveram remoção de aproximadamente 99% e observaram que a cinética de remoção de cianeto independe da concentração inicial do mesmo e da presença dos íons cobre. O consumo de energia aumentou com a diminuição da concentração inicial de cianeto.

RÉDEY *et alii* (1976) propôs um mecanismo de destruição de cianeto semelhante ao de CENKIN & BELEVTSSEV (1985) acrescentando que a completa oxidação eletroquímica do cianato não é necessária, uma vez que sua decomposição por hidrólise é automática, de acordo com a seguinte reação:



Os autores ainda afirmaram que o custo do tratamento eletrolítico para a remoção de cianeto foi menor que o custo utilizando tratamento químico, desde que o efluente tenha concentração alta de cianeto.

O tratamento eletrolítico tem atrativos econômicos para destruir cianeto em resíduos como os dos banhos de galvanoplastia, que contém cianeto inorgânico. Este tipo de tratamento é utilizado usualmente para reduzir a concentração de cianeto a níveis onde um tratamento secundário possa eliminar o cianeto residual. Outros tipos de efluentes contendo matéria orgânica ou óleos necessitam de pré-tratamento e então é recomendada a utilização do tratamento eletrolítico para a remoção de cianeto (PADIYAR *et alii*, 1995).

Uma patente foi registrada por SCHAEFER & THIELEL, 1985 (citado por PADIYAR *et alii*, 1995) para tratar efluentes contendo cianeto por eletrólise utilizando ânodo de grafite e cátodo de aço carbono, sem a adição de nenhum produto químico auxiliar. A patente alega redução na concentração de cianeto de 24 para 0,1g/L, utilizando 3-3,5V e 11h de tratamento eletrolítico.

3.2.6 - Resíduos sólidos produzidos na eletrofloculação e eletroflotação

As impurezas contidas nos efluentes tratados por eletrofloculação e eletroflotação são separadas através de uma espuma formada na parte superior

do reator eletrolítico (DELGADILLO, 1991 e SIFUENTES, 1992) e por material decantado proveniente de flocos mais densos que não tenham sido flotados pelos gases produzidos durante o tratamento eletrolítico (WIENDL, 1998).

WIENDL (1998) investigou a contaminação da espuma em termos de coliformes totais e fecais para alguns processos de secagem e armazenagem e também quantificou a produção de espuma e lodo produzidos durante o tratamento de efluente hospitalar por eletrólise, com eletrodos de ferro. A tabela 3.1 apresenta os resultados obtidos. O autor concluiu que os métodos utilizados reduziram a contaminação por coliformes, fazendo uma ressalva sobre a disposição da espuma produzida na vala de oxidação, onde uma possível recontaminação pode ter ocorrido devido ao lançamento de outra camada de espuma fresca acidentalmente. A espuma seca em condições naturais (leitos de secagem) teve teor de umidade de 25%. Para o lodo do fundo do sedimentador, o teor de umidade foi de 42%, enquanto que a massa total de resíduos removidos foi de 350g de material sólido seco por metro cúbico de efluente tratado. Comparando-se a massa de lodo formada com a massa de espuma, observou-se que estas foram praticamente iguais (173g/m^3 de efluente tratado para lodo e 180g/m^3 para a espuma).

A utilização do lodo e da espuma como fertilizante ainda necessita de maiores estudos, principalmente com relação a dosagens e tipos de plantas mais adequadas, produtividade agrícola e contaminação bacteriológica do solo (WIENDL, 1998).

Na instalação piloto para tratamento eletrolítico do esgoto urbano do Cambuí (bairro de Campinas/SP), foram determinados alguns parâmetros como metais, nitrogênio, fósforo e potássio no lodo do decantador e na espuma fresca, os quais estão apresentados na tabela 3.2. Os resultados demonstraram que existe possibilidade de utilização dos resíduos sólidos gerados, principalmente

considerando as concentrações de nitrogênio, fósforo e potássio, componentes essenciais dos adubos químicos.

Tabela 3.1: Remoção de coliformes fecais e totais da espuma resultante de tratamento eletrolítico de efluente hospitalar em função do tipo de secagem e armazenamento desta espuma.

Processo de tratamento	Nº de Coliformes		Remoção Coliformes (%)	
	Totais (NMP/g)	Fecais (NMP/g)	Totais (NMP/g)	Fecais (NMP/g)
Espuma fresca	$1,7 \times 10^6$	$1,7 \times 10^6$	0	0
Estufa sem ventilação*	$<2,0 \times 10^4$	$<2,0 \times 10^4$	>99,882	>99,882
Estufa com ventilação*	$2,3 \times 10^5$	$8,0 \times 10^4$	98,647	99,529
Secagem natural coberta*	$3,0 \times 10^5$	$3,0 \times 10^5$	98,235	98,235
Vala de disposição final**	$4,0 \times 10^3$	$2,0 \times 10^3$	99,977	99,988

Obs.: * após 6 dias; ** após 9 meses.

Tabela 3.2: Distribuição e concentração dos poluentes determinados na instalação piloto do Cambuí (Campinas/SP).

Parâmetro	Concentração dos Poluentes (mg/L)		
	Esgoto Bruto	Espuma	Lodo do Decantador
Mercúrio	0,0006	0,0611	0,0113
Manganês	0,06	33,20	2,48
Zinco	0,26	26,80	3,30
Potássio	17,0	31,8	14,0
Nitrogênio Total	76,0	550,0	120,0
Nitrogênio Amoniacal	56,0	42,0	26,0
Fosfato	14,5	700,0	115,0

Fonte: Adaptado de WIENDL (1998).

3.3 - Vantagens e desvantagens

PLETCHER & WEINBERG (1992) apresentaram algumas vantagens dos processos eletroquímicos em relação aos processos químicos: controle exato de cada reação; menores temperaturas e custos no processo e menos resíduos como subprodutos.

VIK *et alii*, 1991 (citado por POUET *et alii*, 1992) relataram que o tratamento eletrolítico para água potável tem as seguintes vantagens sobre os processos convencionais de tratamento: a) menor quantidade de produtos químicos adicionados (aproximadamente 1/10); b) menor quantidade de lodo formado, devido principalmente a menor umidade no lodo gerado eletroliticamente; c) menor tempo de operação (os eletrodos duram ao menos um ano); d) a manutenção e operação do sistema são mais simples. Já para OTENIO & BIDÓIA (2000), a principal vantagem observada foi a possibilidade de redução do cloro utilizado para a desinfecção da água tratada, diminuindo os riscos de contaminação com halometanos, que podem ser formados no processo de cloração convencional.

Com relação aos custos de implantação e operação de um sistema eletrolítico, PLETCHER & WEINBERG (1992) reportaram que, dentre os critérios gerais para o levantamento destes custos, o consumo de energia tem maior influência quanto maior a concentração do poluente que se deseja remover e quanto maior a escala de operação. O consumo de energia deve ser otimizado, diminuindo-se a resistência da célula eletrolítica e isto pode ser atingido diminuindo-se a distância entre eletrodos, aumentando-se a condutividade e a temperatura do meio e evitando-se o acúmulo de bolhas de gás entre os eletrodos.

Uma das vantagens da eletroflotação é que as bolhas de gás geradas são de mesmo tamanho e muito pequenas. Outra vantagem é a facilidade no ajuste do

fluxo das bolhas, através da variação da corrente que atravessa os eletrodos. É conveniente salientar que o consumo de energia pode ser alto se a célula eletrolítica não for bem projetada e otimizada (KOREN & SYVERSEN, 1995).

O tratamento eletrolítico, comparativamente ao tratamento biológico, é de mais fácil controle e menos sujeito a falhas, que poderiam desestabilizar o sistema biológico, entretanto suas vantagens econômicas ainda não estão claramente elucidadas. O sistema não gera odores ofensivos, necessita de pequenas áreas de instalação e tem a perspectiva de reutilizar-se alguns compostos recuperados da água residuária (FIGUEIREDO *et alii*, 1993). QUEIROZ *et alii* (1994) acrescentaram vantagens ao processo eletrolítico que são a facilidade operacional e possibilidade de automação. MONTE ALEGRE & DELGADILLO (1993a) citaram a versatilidade do processo eletrolítico como a principal vantagem.

DEMMIN & UHRICH, 1988 (citado por DELGADILLO, 1991) resumiram as vantagens do tratamento eletrolítico em relação aos processos mais empregados no tratamento de efluentes têxteis e que são os seguintes: a) remoção de DQO e DBO numa faixa de 50 a 70% em 10min; b) remoção de corantes solúveis e insolúveis; c) coagulação total dos sólidos suspensos do efluente; d) remoção de metais pesados até níveis de $\mu\text{g/L}$; e) capacidade de tratar qualquer vazão de efluente. FOYN, 1959 (citado por DELGADILLO, 1991) comparando o tratamento eletrolítico com um biológico, acompanhado de cloração para efluentes domésticos, acrescentou algumas vantagens como maior remoção de poluentes, por exemplo o fósforo e nitrogênio, custos menores e volume de lodo menor.

MURPHY *et alii* (1992) relataram que uma desvantagem na aplicação do tratamento eletrolítico para efluentes é a baixa condutividade que estes normalmente apresentam, exigindo a adição de sais para diminuir o consumo de energia.

3.4 – Custos para o tratamento eletrolítico

Segundo WIENDL (1998), as principais despesas operacionais do processo eletrolítico referem-se ao desgaste de eletrodos e consumo de energia. Foi observado consumo de energia de 83,3 a 600Wh/m³.

Segundo DONINI *et alii* (1994), os custos do tratamento eletrolítico são devidos ao consumo de energia e desgaste de eletrodos, sendo este último o mais significativo, atingindo 80% dos custos de operação. Os autores observaram que o consumo de energia e os custos de operação diminuíram com o aumento da vazão do efluente.

PRETORIUS *et alii* (1991) compararam os custos para a produção de ferro eletroliticamente com custos de sais coagulantes de ferro (FeSO₄ e FeCl₃) e observaram que, em densidades de corrente menores que 140A/m², o ferro produzido eletroliticamente teve menor custo. A substituição das placas dos eletrodos por fragmentos ou sobras de aço pode reduzir o custo.

OBLINGER *et alii* (1984) obtiveram consumo de energia de 2,25kWh/m³ para remover óleo de usinagem com um sistema de célula eletrolítica acoplada a um sistema de ar dissolvido.

3.5 - Aplicações do tratamento eletrolítico

CENKIN & BELEVTSSEV (1985) reportaram que existem três direções no desenvolvimento do processo eletrolítico aplicado ao tratamento de efluentes contendo várias impurezas:

- a) remoção de impurezas dissolvidas (principalmente matéria orgânica) de efluentes na forma de produtos não tóxicos ou menos tóxicos e, em

alguns casos, produtos insolúveis em água como resultado da oxidação anódica ou redução catódica;

- b) remoção de impurezas dissolvidas (principalmente matéria inorgânica) de efluentes por eletrodialise, utilizando simultaneamente produtos recuperados;
- c) remoção de impurezas insolúveis (orgânicas e inorgânicas), dissolvidas e finamente divididas no estado coloidal ou emulsificado pelo processo de eletrofloculação (eletrolise do efluente com ânodos solúveis de ferro e alumínio) ou eletroflotação (ânodos insolúveis podem ser utilizados para a remoção deste tipo de impureza).

QUELLETTE *et alii* (1978) propuseram categorias principais para aplicação industrial do tratamento eletrolítico: recuperação de metais (cobre, magnésio, lítio, níquel, etc), sínteses orgânicas (chumbo tetraetila, fluorcarbonos) e eletroconcentração de sólidos, limpeza e desinfecção de líquidos (soro de queijo, esgotos domésticos, efluentes contendo cianetos, águas ácidas de rejeito de minas de carvão, etc.). Dentro desta última categoria de aplicação, os autores tem a expectativa de expansão, especialmente para as águas ácidas de minas de carvão, soro de queijo, esgoto doméstico e efluentes que contenham principalmente matéria orgânica.

Os poluentes considerados refratários (fenois, difenil policlorados, pesticidas, solventes aromáticos e clorados, dentre outros), mesmo em concentrações baixas, podem prejudicar o funcionamento do tratamento biológico. Desta forma, pode ser benéfico ao tratamento biológico instalar um sistema eletrolítico para fazer o pré tratamento, onde esses poluentes refratários são degradados em moléculas menores que poderão ser assimiladas facilmente pelas bactérias do sistema biológico (SAVALL, 1995).

Segundo WIENDL (1985b), de forma geral, o tratamento eletrolítico compreende as seguintes etapas, podendo sofrer algumas alterações conforme a situação real de aplicação:

1 - Grade: formada por barras de ferro fixas, onde são retidos materiais grosseiros;

2 - Caixa de areia: para sedimentação das partículas sólidas em suspensão;

3 - Calhas eletrolíticas: através de um controlador de vazão, o esgoto é encaminhado para as calhas eletrolíticas, onde é aplicada uma corrente contínua entre os eletrodos paralelos (chapas metálicas planas). Nesta parte do processo ocorrem as reações eletroquímicas que promovem o tratamento do esgoto, gerando a espuma, que deve ser constantemente retirada;

4 - Flotador: o material floculado, que não teve tempo de flotar nas calhas, passa por um flotador sob rápida agitação;

5 - Decantador e Filtro: são separadas as partículas remanescentes das etapas anteriores;

6 - Desinfecção final: recomendada para esgotos altamente contaminados;

7 - Leitos de secagem: a espuma gerada nos itens 3, 4 e 5 é seca em leitos de secagem com ou sem sistema de drenagem no fundo, dependendo da umidade.

A oxidação anódica e a redução catódica podem ser aplicadas para efluentes relativamente concentrados, descartados em pequenos volumes. Estes métodos eletroquímicos podem ser aplicados na destruição de substâncias não biodegradáveis, que dificultam o tratamento biológico deste resíduo. O alto consumo de energia limita as aplicações destes métodos eletroquímicos (CENKIN & BELEVTSSEV, 1985), no entanto, o aumento nas restrições ambientais para emissão de efluentes em corpos receptores está diminuindo estas limitações.

KALINIICHUK *et alii* (1976) aplicaram o tratamento eletrolítico aos efluentes da Refinaria da Ucrânia para remover óleos emulsificados. Estas emulsões são bastante estáveis de coloração branca, por isso denominadas águas brancas. Dos tratamentos usados, o mais eficiente foi a combinação da eletrocoagulação com eletroflotação, ou seja, o tratamento eletrolítico. A concentração de óleo foi reduzida de 3400 até 21,8 mg de óleo/L, usando uma densidade de corrente de 35 A/m², tensão de 1,7 V e pH mantido em 8,0. O consumo de energia foi de 0,48 kWh/m³ de efluente tratado. A quantidade de lodo gerada foi de 2,5 a 3,0% do volume de águas brancas tratadas.

OBLINGER *et alii* (1984) relataram os resultados de uma planta de tratamento eletrolítico do efluente da Ford Motor Company (Dearborn, Mich./EUA). O processo aplicado se dividiu em duas partes distintas: na primeira, a eletrólise, e na segunda, a flotação por ar dissolvido. Na eletrólise, os íons de ferro liberados pelo ânodo (pedaços de ferro de 1 a 2 cm de comprimento de sobra de máquinas) fizeram a quebra da emulsão iniciando assim o processo de floculação. O efluente foi alimentado por baixo do compartimento onde se efetuou a eletrólise, formando flocos que foram carregados até perto da superfície do líquido onde transbordavam alcançando o segundo compartimento. Neste compartimento, um aspersor de ar fazia a flotação do material floculado. Na superfície, um raspador retirava toda a espuma produzida. Os autores reportaram remoções de óleo de 90% (de 1000 à 100 mg/l) para condições ótimas de operação (pH = 9,0; tensão = 26 V e amperagem = 19 A). O custo energético desta planta foi de 2,25kWh/m³ para tratar os 5,7 m³/h de efluentes gerados pela Ford Motor Company.

DELGADILLO (1991) estudou a remoção de DQO, óleos e graxas emulsificados, sulfetos e fenóis pelo tratamento eletrolítico. Foram utilizados eletrodos de ferro e alumínio, sendo que o último sempre teve desempenho inferior ao primeiro, além do problema de passivação. Os eletrodos foram dispostos horizontalmente no fundo do reator com o cátodo na parte inferior e o ânodo, perfurado, na parte superior. A remoção de DQO atingiu 75% quando a

densidade de corrente foi de 120 A/m². A remoção de sulfetos atingiu 96% para densidade de corrente de 270 A/m² em 10 min de tratamento. Para os óleos emulsificados, a remoção atingiu 98% com densidade de corrente de 90A/m². Os experimentos feitos para remoção de fenóis demonstraram que estes não puderam ser removidos nas condições estudadas. Estes resultados foram obtidos em reatores descontínuos de 2L.

PRETORIUS *et alii* (1991) estudaram o desgaste de ferro e o consumo de energia de um célula eletrolítica ligada a uma fonte de corrente contínua capaz de gerar 150A e 72V. Foi utilizada água de torneira como eletrólito e NaCl para ajustar a condutividade para 110mS/m. Os autores observaram uma boa aproximação entre massa de ferro calculada (através da Lei de Faraday) e a determinada experimentalmente ($r^2 = 0,94$). Para o consumo de energia e para a tensão, as correlações foram inferiores, 0,90 e 0,83, respectivamente.

KUHN (1971) utilizou uma célula eletrolítica de 25m³ com eletrodos de Pt/Ti e de aço carbono de 25m² para tratar efluente de siderurgia e de fábrica de papel. Para o efluente de siderurgia, foram utilizados eletrodos de Pt/Ti, vazão de 75m³/h e densidade de corrente de 100A/m². A remoção de sólidos foi de 80-91% e o consumo de energia foi de 275Wh/m³. Já para o efluente de fábrica de papel, foram utilizado eletrodos de aço carbono, vazão de 100m³/h e densidade de corrente de 80A/m². A remoção de sólidos foi de 97% e o consumo de energia foi de 200Wh/m³.

LORNE & SMITH (1980) relataram os resultados obtidos em um tratamento eletrolítico aplicado ao efluente de abatedouro bovino (500 a 600 cabeças/dia), constituído de duas células eletrolíticas. A primeira, com intensidade de corrente de 3000 A e tensão de 8 V promovia a coagulação e a segunda célula promovia a flotação (2500 A e voltagem de 12 V). O pH do efluente foi ajustado entre 4,0 e 4,5 e adição de 2 ppm de um polímero aniônico. Reduziu-se a DBO de 900 para 209

mg/l e sólidos suspensos de 520 mg/l para 58 ppm, atendendo os padrões de lançamento.

SIFUENTES (1992) estudou o tratamento eletrolítico aplicado a efluente de indústria de doces e biscoitos com relação a remoção de sólidos totais, óleos, DBO, DQO, fósforo e nitrogênio. As condições ótimas de operação foram: 10 V, 9 A, pH_{inicial} 7, 200 rpm e 20 min. de tratamento em reator de 2,5l. A tabela 3.3 apresenta a caracterização do efluente e as respectivas porcentagens de remoção para o processo em batelada, utilizando seis eletrodos de aço carbono dispostos verticalmente no reator.

BECK *et alii* (1974) estudaram a combinação de tratamentos físicos, químicos e eletroquímicos para efluente de abatedouro bovino e de refinaria de óleo comestível. O sedimentador foi utilizado como tratamento físico-químico com adição de floculantes (300 ppm de sulfato férrico e 2 ppm de polímero aniônico). No tratamento eletroquímico, foi utilizado o princípio da eletrofloculação e eletroflotação, sendo aplicado diferenças de potencial menores que 15 V. Os efeitos da utilização desses processos separados ou combinados são mostrados na tabela 3.4. Os efluentes de refinarias de óleos comestíveis estudados eram tratados utilizando sedimentadores, células de flotação e lagoas aeradas. Com objetivo de melhorar o tratamento, os autores propuseram a combinação do sedimentador com célula eletrolítica, adição de ar dissolvido e a combinação do sedimentador com uma célula eletrolítica. Os resultados para estas duas combinações estão mostrados na tabela 3.5.

MARCONATO *et alii* (1998) estudaram a aplicação do tratamento eletrolítico à efluente abatedouro de aves comestíveis, utilizando eletrodos de aço carbono e alumínio, ou a combinação destes. Utilizou-se densidade de corrente de 7,09mA/cm², 25°C e agitação intensa. Foram monitorados, durante a eletrólise, os seguintes parâmetros: pH, condutividade, DQO, sulfeto e sólidos sedimentáveis. Na comparação dos tipos de eletrodos para a remoção de sulfeto, apenas o

eletrodo de ferro fundido foi eficiente, fazendo com que os demais parâmetros fossem estudados utilizando-se este tipo de eletrodo somente. O pH aumentou durante a eletrólise, devido principalmente a decomposição catódica da água. A diminuição da condutividade e da tensão da célula eletrolítica foram observadas. A remoção de DQO foi superior a 70% após 20min. de eletrólise. Os autores observaram ainda variação nos resultados obtidos em função da variabilidade do efluente.

WILL *et alii* (2000) compararam as eficiências de remoção de DQO de efluente de laticínio utilizando coagulação química e tratamento eletrolítico. Os resultados mostraram que o processo eletrolítico foi mais eficiente que a coagulação química, atingindo remoção de DQO de 60 até 80%. Os autores reportaram que só foram possíveis comparações entre amostras coletadas no mesmo dia, uma vez que as características físico-químicas das mesmas variaram significativamente entre si.

Tabela 3.3: Caracterização de efluente líquido de indústria de biscoitos e doces e remoção de poluentes por processo eletrolítico.

Poluente	Concentração Média (mg/l)	% de remoção
Óleos e graxas	168,00	87,0
Sólidos totais	9590,00	74,0
DQO	12350,00	73,4
DBO	4604,00	68,0
Fosfatos	2,15	95,5
Nitrogênio	10,07	66,0

Fonte: SIFUENTES (1992).

Tabela 3.4: Comparação de métodos de tratamento de efluente de abatedouro bovino.

Métodos	Concentrações do Efluente (ppm)			Tempo de trat. (min)
	Sólidos suspensos	Óleos e gorduras	DBO	
Nenhum tratamento	3000-6000	600-1200	4000-6000	-
Físico	1213	465	1108	40
Físico + químico	179	39	752	40
Físico + químico + eletroquímico	65	15	458	40*
Físico + químico + eletroquímico + ajuste de pH.	29	13	86	40*
Remoção (%)**	97,6	97,2	92,2	-

Fonte: BECK *et alii* (1974).

* Apenas 15 min referem-se ao tratamento eletrolítico.

**Considerando a carga poluidora depois de passar pelo tratamento físico.

Tabela 3.5: Comparação de métodos para clarificação de efluente de refinaria de óleo comestível.

Características Do efluente	Efluente bruto (ppm)	Porcentagem de remoção	
		Sedimentador + eletrolítico	Ar dissolvido + eletrolítico
Sólidos susp.	1000-4000	30	80
Óleos e gord.	1000-6000	40	85
DBO	2000-5000	28	68

Fonte: BECK *et alii* (1974).

POON & BRUECKNER (1975) estudaram o tratamento eletrolítico de um efluente misturado com água do mar em reator batelada e contínuo. Foram avaliadas as remoções de nitrogênio, fósforo e DQO, utilizando ânodo de grafite,

cátodo de aço carbono e tempo de eletrólise entre 40 e 50 min. Os resultados obtidos para os processos em batelada e contínuo estão listados na tabela 3.6.

Tabela 3.6: Caracterização e porcentagem de remoção de poluentes para o efluente estudado por POON & BRUECKNER (1975).

Poluente	Concentração (mg/l)		% de Remoção	
	Efluente	Água do Mar	Batelada	Contínuo
DBO	102-260	3-18	85	67
Sólidos Susp.	90-325	4-28	87	76
N-Amoniacal	6,2-19,3	0-0,5	85	84
Fósforo Total	9,2-56	0-3,4	98	85

Fonte: POON & BRUECKNER (1975).

WIENDL (1985b) aplicou eletrólise para depuração de esgoto hospitalar utilizando eletrodos de ferro, intensidade de corrente de 14 A, diferença de potencial de 18 V e tempo de eletrólise de 15 min. Os resultados obtidos foram os seguintes: remoção de DBO de 58 à 90%, DQO de 67 à 89%, nitrogênio total de 33 à 70%, fósforo total de 88 à 97%. A remoção de bactérias foi superior a 90% e de coliformes superior a 99% e o consumo de energia foi de 0,277 kWh/m³. FIGUEIREDO *et alii* (1993) estudaram o mesmo efluente, no entanto utilizaram eletrodos de alumínio. Para a intensidade de corrente de 15 A e 30 min de eletrólise foi obtida remoção de DQO e sólidos suspensos de 25,6% e 51,8%, respectivamente.

POUET *et alii* (1992) aplicaram, em escala piloto, a combinação do tratamento por eletrocoagulação com flotação por ar dissolvido e posterior microfiltração para esgoto sanitário. Para isso, os autores utilizaram uma célula eletroquímica de 71L com quinze eletrodos de alumínio. O ar para a flotação foi insuflado pela parte inferior da célula. A vazão foi de 200L/h e a intensidade de corrente entre 2 e 4,5A, sendo avaliados a remoção de DQO, sólidos suspensos e turbidez. O aumento da intensidade de corrente influenciou positivamente na remoção dos poluentes até próximo de 4A, invertendo-se após este ponto. Desta

forma os autores passaram a utilizar o valor de 3,9A como valor otimizado para esta variável. A tabela 3.7 mostra o efeito sinérgico para os processos utilizados.

Tabela 3.7: Comparação entre os métodos estudados por POUET *et alii* (1992) para tratar esgoto sanitário.

Tipo de Tratamento	% de Remoção dos Poluentes		
	Turbidez	Sól. Susp.	DQO
Flotação	25	10	26
Eletrofloculação	67	33	54
Eletrofloculação com flotação	89	60	69
Eletrofloc./flotação com microfiltração	99	98	77

Fonte: POUET *et alii* (1992).

POUET & GRASMICK (1995) utilizaram uma combinação de tratamento eletrolítico e ar dissolvido para tratar águas residuárias urbanas e obtiveram remoção de DQO e sólidos suspensos de 75% e 85%, respectivamente.

WIENDL (1998) comparou as remoções de DBO, DQO e fósforo em estações piloto de tratamento eletrolítico de esgoto sanitário. Nestas estações o efluente passava pela calha eletrolítica, sedimentador e filtro de areia. A tabela 3.8 mostra os dados de remoção para cada estação em função da etapa do processo de depuração.

KOREN & SYVERSEN (1995) propuseram um sistema de eletrofloculação denominado “purifier”, composto por uma célula eletrolítica, com eletrodos de alumínio, e por um sistema de separação de sólidos através de hidrociclone e flotor. Este sistema foi utilizado para separar óleo, compostos orgânicos (aromáticos e alifáticos) e metais pesados (chumbo, cobre e zinco) da água. Foi obtido 99% de remoção na maioria dos casos, consumindo 1kWh/m³ de efluente tratado.

Tabela 3.8: Remoção de DBO, DQO e fósforo de esgoto sanitário tratado por eletrólise nos Municípios de Campinas, Iracemápolis e Marília/SP.

Município	DBO				DQO				Fósforo	
	Esg. Bruto (ppm)	Remoção (%)		Esg. Bruto (ppm)	Remoção (%)	Esg. Bruto (ppm)		Remoção (%)	Remoção (%)	
		Calha	Decant. Filtro			Calha	Decant. Filtro		Calha	Decant. Filtro
Campinas	482	-	75	-	1164	-	80	-	-	92
Iracemápolis	563	53	67	74	1063	54	72	78	65	96
Marília	392	41	80		709	41	76	-	56	88

Fonte: Adaptado de WIENDL (1998).

LIN & WU (1996) observaram que, na criação de peixes, o aumento da população nos tanques causou um aumento no acúmulo de amônia e nitrito. Para tratar este efluente, os autores utilizaram um conjunto de eletrodos constituídos de ânodo de óxido de titânio e cátodo de grafite. A concentração de nitrito variou de 1,5 a 10 mg/l, enquanto que a concentração de amônia foi de 20 mg/l. Para todas as concentrações iniciais de nitrito, a remoção atingiu 100%. Quando foi utilizado densidade de corrente de 664 A/m^2 e tempo de 60 min, a remoção de amônia foi de 60%. Os autores também observaram que a diminuição do pH favoreceu a remoção de nitrito, enquanto o aumento do pH favoreceu a remoção de amônia.

GAUR *et alii* (1993) utilizaram uma célula eletrolítica de $7,5\text{m}^2$ com sete ânodos de grafite para tratar efluente contendo diversos tipos de corantes. O sistema foi operado de forma contínua, variando-se a intensidade de corrente, vazão e adição de eletrólitos como o NaCl e o HCl, utilizando para isso uma solução do corante *Brilliant Orange M 2 R* e posteriormente um efluente real. Os resultados para a solução de corante preparada mostraram remoção de 80% para a DQO e 98% para o corante. O efluente real teve melhores remoções para o corante, atingindo 100% de remoção, no entanto, para a DQO, a remoção não foi satisfatória. Os autores atribuíram isto à presença de outras substâncias utilizadas no processo de tingimento, como a uréia e as gomas, que não foram removidas satisfatoriamente, prejudicando assim a remoção de DQO.

O tratamento de efluentes de indústrias têxteis é complexo, devido principalmente a sua alta variabilidade de carga poluidora. Desta forma os tratamentos convencionais tem encontrado problemas de remoção destes poluentes. Um efluente têxtil típico pode ter DQO entre 460 e 1500 mg/l, sólidos suspensos entre 91 e 250 mg/l e condutividade entre 2100 e 2900 $\mu\text{mho/cm}$ (LIN & PENG, 1994).

ALLEN *et alii* (1995) estudaram a remoção de DQO e de corante (acid red 88) com cátodos de níquel, ânodos de carbono e densidade de corrente de 200

A/m². Os autores observaram que aumentando-se a concentração inicial de corante diminuiu-se a remoção do mesmo. Para tempo de eletrólise de 60min e 50 mg/l de concentração inicial de corante, a remoção foi superior a 99%, no entanto para 200 mg/l a remoção foi aproximadamente de 89%. A remoção de DQO, nas mesmas condições, foi superior a 73%.

LIN & PENG (1994) estudaram a remoção de DQO e turbidez utilizando eletrodos de ferro fundido e densidade de corrente de 92,5 A/m². Para o processo em batelada, a remoção de DQO foi sempre menor que 55% e transparência menor que 35cm. Para o processo contínuo, a remoção de DQO foi de 51% e a transparência superior a 20cm. Os mesmos autores, num trabalho posterior (LIN & PENG, 1996), aumentaram a remoção de DQO para 85%, completando o tratamento eletrolítico com um tratamento biológico. Neste trabalho, a densidade de corrente foi de 534 A/m² e vazão de 1 l/min. Fazendo uma análise econômica, os autores observaram uma redução de 24% nos custos de tratamento, em relação aos tratamentos convencionais aplicados à indústria têxtil.

NAUMCZYK *et alii* (1996) aplicaram o tratamento eletrolítico a efluente têxtil utilizando eletrodos não-dissociáveis (Ti/RuO₂, Ti/Pt/Ir e Ti/Pt) e obtiveram remoção de DQO de 92% com 60min de eletrólise, 6A/dm² de densidade de corrente e eletrodo de Ti/RuO₂. A remoção de cor, nas mesmas condições, foi de 99,8%. A desvantagem observada pelos autores, para a aplicação deste tipo de tratamento, foi a formação de compostos organoclorados. Esta questão será mais discutida no item 3.7.

Um problema similar encontrado pelo sistema de tratamento de efluentes de indústria têxtil também é observado para efluentes de indústria de papel e celulose e para sítios produtores de chorume, que é a presença de poluentes refratários ao tratamento biológico, principal sistema de tratamento utilizado nestes efluentes. Segundo CHIANG *et alii* (1997), para solucionar este problema deve-se

utilizar a oxidação eletroquímica como um pré-tratamento para destruir estas substâncias refratárias.

CHIANG *et alii* (1995) acompanharam por um ano, com análises periódicas, dois sítios produtores de chorume em Taiwan, que fazem tratamento biológico e físico-químico. Em nenhum dos dois sítios, o efluente tratado atingiu os padrões de emissão. Desta forma, os autores utilizaram estes efluentes para estudar a aplicação do tratamento eletrolítico, em termos de remoção de DQO e amônia. Para isso, foram utilizados ânodo de PbO_2/Ti e o cátodo de aço inoxidável. A intensidade de corrente variou de 1 a 4 A e a adição de cloreto foi testada. Para o processo eletrolítico em batelada, mais de 92% de remoção de DQO e 100% de remoção de NH_4^+ foram obtidos para 4 A e 9 horas de eletrólise. Resultados similares foram obtidos para o processo contínuo, utilizando a mesma intensidade de corrente e tempo de retenção hidráulica de 13,5 h. A adição de cloreto favoreceu a remoção de DQO e NH_4^+ .

CHIANG *et alii* (1997) aplicaram uma oxidação eletroquímica a um efluente sintético contendo poluentes refratários como lignina, ácido tanínico e EDTA. Esta composição para o efluente gerou uma relação DBO/DQO menor que 0,15, indicando a baixa biodegradabilidade deste efluente. Foi utilizado óxido de chumbo revestido com titânio como ânodo e aço como cátodo, tempo de eletrólise de 180min, densidade de corrente (2,5; 5,0 e 7,5 A/dm^2) e tipo de eletrólito adicionado (sulfato, nitrato e cloreto). Os autores reportaram que a remoção de DQO aumentou com o aumento de densidade de corrente e tempo de eletrólise, atingindo 97,2% nas condições ótimas (tempo de eletrólise de 180min, densidade de corrente de 7,5 A/dm^2 e concentração de cloreto de 7500mg/l). O tipo de eletrólito que obteve a melhor remoção para DQO e intensidade de cor foi o cloreto. Os poluentes refratários e a DQO foram removidos pela oxidação indireta através do cloro/hipoclorito produzido durante a eletrólise.

YEH *et alii* (1995) compararam a remoção de cobre e EDTA por três métodos: coagulação química, eletrólise e a combinação dos dois métodos. Os autores verificaram que a coagulação química removeu 50,2% do cobre. Já a eletrólise teve a vantagem de separar ambos simultaneamente, mas o método combinado removeu mais facilmente o cobre que a eletrólise sozinha, com a floculação de ambos os compostos.

KONGSRICHAROERN & POLPRASERT (1995) aplicaram tratamento eletrolítico em efluente de galvanização para a remoção de cromo (Cr^{+6}) utilizando eletrodos de aço carbono. Os autores determinaram consumo de energia entre 14,7-20,0 kWh/m³ e observaram que o mesmo diminuiu com o aumento do pH_{inicial}. Comparando-se os custos de tratamento com outros processos, concluiu-se que o processo eletroquímico teve custo menor que os demais.

A desulfurização de gases de combustão pode ser feita recolhendo o SO₂ em água ou em colunas empacotadas com solução ácida, formando ácido sulfuroso, que pode ser convertido em ácido sulfúrico e hidrogênio por eletrólise. A concentração de ácido sulfúrico neste processo fica entre 40 e 80% e a contínua adsorção de SO₂ é garantida pela constante conversão de ácido sulfuroso à ácido sulfúrico (STAUFFER TECHNOLOGY, 1994).

3.6 - O Efluente de abatedouro avícola

As características do efluente avícola dependem da maneira pela qual o sangue, as penas e as vísceras são manuseadas, do grau de eficiência na seleção e separação dos líquidos e sólidos durante o pré-tratamento, da quantidade de aves abatidas e da quantidade de água utilizada (SINGH *et alii*, 1973). A quantidade de água utilizada por ave abatida, nos abatedouros da Inglaterra e da Holanda, é de 10 a 15L, gerando um efluente contaminado,

principalmente, com sangue, gordura e material intestinal das aves abatidas (MARSON & POS, 1978).

As etapas do processamento de aves, bem como a origem dos resíduos, estão mostradas na tabela 3.9.

Nos abatedouros avícolas, as operações de escaldagem, preparação do produto, resfriamento e limpeza exigem grande quantidade de água que, adicionadas às águas de lavagem dos equipamentos, piso e túneis de sangria, geram efluentes líquidos com alta carga poluidora. A tabela 3.10 mostra exemplos de variação de DBO, DQO e outros parâmetros para este tipo de efluente.

O processo de lodo ativado para tratamento de efluentes de abatedouro avícola destacou-se devido aos altos níveis de remoção de DBO, ao redor de 97% (BONETTO, 1995). A desvantagem deste processo é o alto custo de implantação, tempo de tratamento alto, pouca flexibilidade de operação e muito sensível a alterações no efluente (WIENDEL, 1986). O uso de desinfetantes no processo de limpeza do abatedouro pode causar danos ao lodo ativado, prejudicando a eficiência do tratamento.

MARSON & POS (1978) estudaram o tratamento por lodo ativado para efluente de abatedouros de aves e de suínos. Os resultados do tratamento por lodo ativado para abatedouro avícola foram os seguintes: DQO_{afluente} (mg/l): 1900; $DQO_{\text{effluente}}$ (mg/l): 315; Redução de DQO (%): 83; N_{afluente} (mg/l): 330; $N_{\text{effluente}}$ (mg/l): 78; Redução de N (%): 76.

Tabela 3.9: Classificação e origem dos rejeitos de indústria abatedoura avícola.

ÁREA	ETAPA	RESÍDUO/ORIGEM
Recepção	Recepção Atordoamento	-Água de lavagem de pisos e paredes
Suja	Sangria	-Lavagem do piso -Água de lavagem do túnel de sangria
	Escaldagem	-Água de lavagem que extravaza do tanque de escaldagem -Drenagem do tanque no fim do período de processamento
	Depenagem	-Água de lavagem das carcaças -Água do transporte de penas
	Remoção de cutículas	-Água de lavagem de pés
Limpa	Evisceração	-Água de lavagem das carcaças -Água para transporte de vísceras
	Pré-resfriamento	-Água de lavagem que extravaza do tanque de pré-resfriamento -Drenagem dos tanques no fim do período de processamento
	Gotejamento	-Água removida das carcaças
Aproveitamento de subprodutos		-Água de separação de óleo da autoclavagem -Água de filtragem da farinha

Tabela 3.10: Características de águas residuárias de abatedouros avícolas.

Características	FORESTI <i>et alii</i> (1977)	SINGH <i>et alii</i> (1973)	PORGES & STRUZESKI (1962)*
DBO (mg/l)	810	225-2725	150-2400
DQO (mg/l)	1085	-	200-3200
S.T.(mg/l)		597-1836	350-3200
S.D.(mg/l)		63-1626	200-2000
S.S.(mg/l)	-	125-1215	100-1500
N total (mg/l)	-	-	15-300
pH	6,7	6,8-7,4	6,5-9,0
Óleos e graxas	748	-	-
DBO/DQO	0,75	-	0,75

*citado por MOREIRA (1995)

3.7 - Mecanismos de formação e destruição de organoclorados

A formação de organoclorados no tratamento de efluentes se dá pela reação do cloro (livre ou íon) com os compostos orgânicos solúveis. O cloro pode ser inserido no sistema de tratamento como gás cloro ou hipoclorito, com objetivo de desinfecção, ou produzido pela oxidação anódica de íons cloreto (FIGUEIREDO *et alii*, 1993 e SCOTT, 1994).

A desalogenação de alguns compostos clorados (principalmente os presentes na lista dos 129 compostos prioritários da Comunidade Européia) pode ser feita através de uma redução eletroquímica direta. O mecanismo desta redução catódica pode ser escrito como:



Esta desalogenação muda as propriedades toxicológicas dos efluentes, diminuindo a toxicidade e melhorando a biodegradabilidade (SCHAMAL *et alii*, 1986 e SCOTT, 1994).

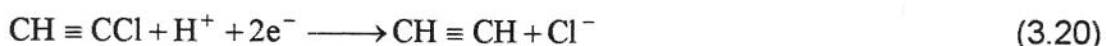
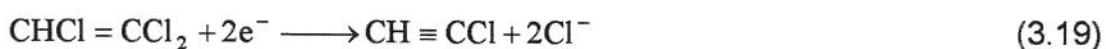
SCHAMAL *et alii* (1986) reportaram a destruição de pentaclorofenol (PCP) e p-nitroclorobenzeno (CNB), utilizando eletrodos de fibra de carbono. A desalogenação do PCP produziu clorofenóis menos substituídos e principalmente fenol, atingindo eficiência de 100%. A mesma eficiência foi encontrada na destruição do CNB.

SCOTT (1994) citou trabalhos relacionados à destruição de organoclorados como policlorobifenil (PCB), 4-clorobifenil e 1,2-dicloroetano. Para este último, a desalogenação produziu CO_2 , HClO_4 , cloro e pequenas quantidades de tricloroetano, que não puderam ser consideradas desprezíveis.

Os tratamentos convencionais de águas de solo consistem em remoção de contaminantes (produzindo um efluente secundário) e então desinfecção. Com o objetivo de tratar essas águas num só passo, uma nova tecnologia foi desenvolvida, baseada na aplicação de uma solução oxidante (MIOX) e irradiação por ultravioleta (254 nm) na água a ser tratada. A solução MIOX foi produzida por uma célula eletrolítica (6-12 V), cujo eletrólito foi uma salmoura contendo 30 mg/l de cloreto de sódio, sendo composta por: cloro (200-300 mg/l), dióxido de cloro (40-60 mg/l) e ozônio (10-20 mg/l). Os resultados mostraram que esta solução reduziu organoclorados tóxicos como tetra e tricloroetano de 300 $\mu\text{g/l}$ para 5 $\mu\text{g/l}$, valor permitido nos limites adotados pela U. S. Environmental Protection Agency (LOS ALAMOS TECHNICAL ASSOCIATES, Inc., 1994).

NAGAOKA *et alii* (1994) estudaram a degradação de tricloroetileno (TCE) em perclorato de tetrabutilamônio-acetonitrila (PTBA-AN) e água (1%), utilizando proporções diferentes de partículas de carbono vítreo e aço inoxidável

compactados como eletrodos. O mecanismo proposto para esta degradação foi o seguinte:



Com eletrodo de aço inoxidável/carbono vítreo atingiu 100% de eficiência. Em solução aquosa, a degradação do TCE teve baixa eficiência, pois houve competição com a evolução do hidrogênio. Para contornar este problema, os autores sugeriram adsorver o TCE em coluna de carvão ativado e desorvê-lo com PTBA-AN.

CHIANG *et alii* (1995a) estudaram a remoção de compostos organoclorados de chorume por eletrólise. Foram utilizados eletrodos de PbO_2/Ti , tempo de eletrólise de 9-12hr e intensidade de corrente de 3-4 A. Os autores observaram redução destes compostos de 19,4 ppm para menos de 2,0 ppm.

NAUMCZYK *et alii* (1996) observaram, além da remoção de DQO e cor, a formação e destruição de compostos organoclorados em um efluente têxtil que passou por um tratamento eletroquímico. A formação ou destruição destes compostos dependeu do tipo de eletrodo (Ti/RuO_2 , $\text{Ti}/\text{Pt}/\text{Ir}$ e Ti/Pt) e tempo de eletrólise (15 e 60min). Com relação ao tipo de eletrodo, a destruição dos organoclorados teve a seguinte ordem decrescente de eficiência: $\text{Ti}/\text{RuO}_2 > \text{Ti}/\text{Pt}/\text{Ir} > \text{Ti}/\text{Pt}$. A maioria dos compostos organoclorados identificados foram formados nos primeiros 15min de tratamento eletroquímico e destruídos até os 60min de tratamento, para os dois primeiros conjuntos de eletrodos. Para o eletrodo de Ti/Pt , a destruição dos organoclorados ocorreu na minoria dos casos.

CHIANG *et alii* (1997) aplicaram uma oxidação eletroquímica a um efluente sintético contendo poluentes refratários como lignina, ácido tanínico e EDTA. Foi utilizado óxido de chumbo revestido com titânio como ânodo e aço como cátodo,

tempo de eletrólise de 180min, densidade de corrente (2,5; 5,0 e 7,5 A/dm²) e tipo de eletrólito adicionado (sulfato, nitrato e cloreto). Eles observaram que, durante os primeiros 80min de eletrólise, a concentração de compostos halogenados aumentou, diminuindo posteriormente. Isto indicou que os compostos halogenados foram realmente produzidos no processo de oxidação eletroquímica indireta e também removidos pelo processo de oxidação eletroquímica.

4 - MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 – Coleta e armazenamento da amostra do efluente avícola

O efluente estudado neste trabalho foi coletado num abatedouro de aves, localizado no município de Jaguariúna/SP, com abate de 120.000 frangos por dia, produzindo, em média, 1500m³ de efluente por dia.

As amostras de efluente foram coletadas no sistema de tratamento de resíduos, especificamente na caixa de gordura, entre o gradeamento e o flotador, no período da manhã (9:30 - 10:30hs). Estas amostras foram coletadas e armazenadas em bombonas plásticas de 5L. A conservação se deu por um período máximo de 8 horas em geladeira a $\pm 4^{\circ}\text{C}$.

4.2 – Caracterização do efluente avícola

Sabe-se que as vazões de águas residuárias podem variar amplamente (num período de 24hs) tanto em composição quanto em volume e obter-se uma amostra representativa é essencial para uma boa caracterização (SIFUENTES, 1992). Neste trabalho, as amostras coletadas não contemplaram isto, uma vez que o objetivo era caracterizar o efluente avícola gerado enquanto o abatedouro estivesse operando em regime permanente de produção. De acordo com BONETTO (1995), no horário escolhido para coleta das amostras, o abatedouro estaria em regime permanente de produção.

A caracterização do efluente avícola foi feita com relação à temperatura, Demanda Química de Oxigênio (DQO), Nitrogênio Total por Kjeldhal (NTK), Fósforo Total, Sólidos Totais (ST), Sólidos Fixos (SF), Sólidos Suspensos (SS),

ferro, pH e condutividade. O item 4.5 descreve as metodologias analíticas utilizadas para a caracterização destes parâmetros.

Uma curva potenciométrica foi construída titulando-se o efluente bruto com ácido sulfúrico e com hidróxido de sódio de normalidade conhecida, com o objetivo de verificar a existência de tampão e para estimar o volume de ácido ou base necessário para alterar-se o $\text{pH}_{\text{inicial}}$ nos experimentos.

4.3 - Equipamento para tratamento eletrolítico

4.3.1 - Reator eletrolítico

O reator em batelada utilizado teve capacidade de 2L, geometria circular, encamisado, para efeito de controle de temperatura por banho termostatzado e construído em vidro.

Para os testes com agitação, foram adaptados ao reator eletrolítico defletores com dimensões sugeridas para um tanque padrão. A agitação foi promovida por agitador mecânico de velocidade variável (Marca Fisaton), utilizando para impulsionar o líquido uma turbina de seis pás, com dimensões sugeridas por AIBA *et alii* (1973).

4.3.2. – Eletrodos

Utilizou-se dois tipos de materiais para a construção dos eletrodos: chapas de aço carbono e telas de óxido de titânio revestidas com mistura de óxido de titânio e rutênio.

Os eletrodos de aço carbono foram construídos na Oficina do Departamento de Engenharia de Alimentos/FEA/UNICAMP, utilizando-se chapas

de 2mm de espessura, que foram cortadas nas dimensões de 72mmx75mm. No cátodo foram feitos três furos de 7mm de diâmetro próximo das extremidades do eletrodo para fixação dos espaçadores. O ânodo teve 39 furos de 7 mm de diâmetro equidistantes para a passagem das bolhas de hidrogênio geradas no cátodo, sendo três destes utilizados para os espaçadores.

O ânodo não-dissociável ou inerte (óxido de titânio recoberto com mistura de óxido de rutênio e titânio) foi construído pelo Laboratório de Eletroquímica e Eletrocatalise da USP de Ribeirão Preto/SP. O eletrodo foi recoberto com um mistura contendo 30% de rutênio e 70% de titânio, através da decomposição térmica a 400°C de uma mistura equimolar destes metais ($0,2\text{mol}\cdot\text{dm}^{-3}$ de $\text{RuCl}_3\cdot n\text{H}_2\text{O}$ + $0,2\text{mol}\cdot\text{dm}^{-3}$ de TiCl_4 dissolvidos em HCl 1:1(v/v)) aplicada por pincelamento no suporte metálico. A espessura da camada de óxido foi de aproximadamente de 2 μm . O cátodo utilizado foi construído em aço carbono.

O par de eletrodos (ânodo e cátodo) foi disposto horizontalmente no fundo do reator eletrolítico, sendo os eletrodos espaçados de 10mm (espaçadores de teflon).

Antes de cada experimento, os eletrodos eram lavados com detergente e posteriormente com solução de H_2SO_4 50% (v/v) e enxaguados com água destilada e deionizada até que não fosse observado pontos de oxidação na superfície do eletrodo.

4.3.3 – Fonte de corrente contínua

A fonte de corrente contínua (Modelo FCC-5002D da New Dower) forneceu tensão na faixa de 0 a 50 V e intensidade de corrente na faixa de 0 a 2A, com controles independentes. Os valores de tensão e intensidade de corrente foram

obtidos diretamente do painel de controle da fonte de corrente contínua, que tinha mostradores digitais independentes.

A figura 4.1 mostra esquematicamente a montagem experimental utilizada para o tratamento eletrolítico estudado.

A ligação entre a fonte de corrente e os eletrodos foi feita por fios de cobre de 4mm, com 100mm de comprimento. Os fios foram conectados nos eletrodos sob pressão e os contatos elétricos foram isolados com silicone, com o objetivo de evitar a oxidação dos mesmos durante a eletrólise e a limpeza.

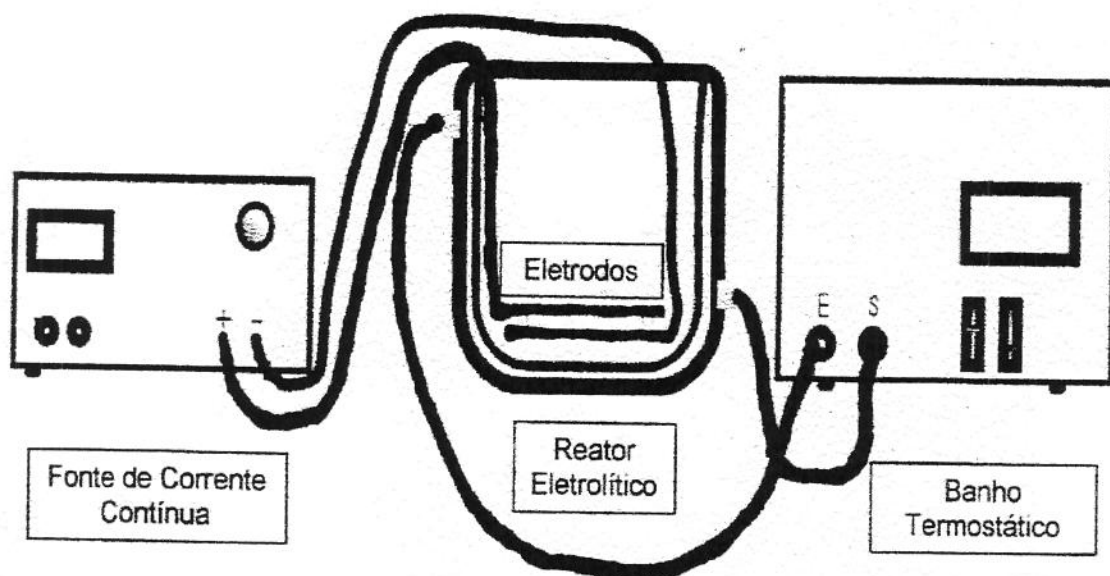


Figura 4.1: Representação esquemática da montagem experimental para o tratamento eletrolítico estudado.

4.4 - Condições experimentais

Três conjuntos de eletrodos foram utilizados para obter os dados experimentais: cátodo e ânodo de aço carbono, cátodo de aço carbono e ânodo inerte ($\text{TiO}_2/\text{RuO}_2$) e este último conjunto invertendo-se a polaridade após um determinado tempo.

Os tipos de conjuntos de eletrodos utilizados foram simplificados da seguinte forma: E_1 = Eletrodos de aço carbono; E_2 = Eletrodos inertes ($\text{TiO}_2/\text{RuO}_2$) e E_3 =Eletrodos de aço carbono e inertes com inversão da polaridade.

O delineamento experimental para eletrodos de aço carbono estão descritas na tabela 4.1.

Tabela 4.1: Delineamento experimental estudadas utilizando eletrodos de aço carbono.

Variáveis Experimentais	Níveis
Densidade de corrente (A/m^2)	50; 100 e 150
$\text{pH}_{\text{inicial}}$	3,0; 5,0 e <i>in natura</i> (6,6 a 7,2)
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	15; 25 e 35
Tempo de tratamento (minutos)	0; 5; 10; 15; 25; 35; 50 e 80

O ânodo de aço carbono foi utilizado para obtenção dos dados de remoção de DQO, nitrogênio, fósforo e sólidos totais, fixos e suspensos, bem como monitorar o desgaste de ferro. Esses dados ainda foram utilizados para obter a cinética de remoção destes poluentes.

Para as análises de nitrogênio, fósforo, sólidos e ferro foram utilizadas as amostras coletadas nos tempos de 0; 10; 25; 35 e 80 minutos e para a DQO, pH, condutividade e tensão foram utilizados todos os tempos de tomadas de amostras.

O eletrodo não-dissociável ou inerte (óxido de rutênio revestido com óxido de titânio) foi utilizado para comparar com o eletrodo de aço carbono a remoção de DQO, nitrogênio, fósforo e sólidos para as seguintes condições experimentais: a) Temperatura de 25°C, densidade de corrente de 50A/m² e pH_{inicial} *in natura*; b) Temperatura de 25°C, densidade de corrente de 100A/m² e pH_{inicial} de 3,0; c) Temperatura de 35°C, densidade de corrente de 150A/m² e pH_{inicial} de 3,0. Os tempos de coleta de amostras para análise foram os mesmos do que aqueles utilizados para o eletrodo de aço carbono. Também foram monitorados pH, tensão e condutividade.

A Inversão de polaridade foi estudada objetivando-se diminuir a concentração de ferro residual no efluente tratado e aumentar a eletrofloculação para remoção de poluentes pelo eletrodo inerte. Para isso, fixou-se a temperatura em 25°C e variou-se o pH_{inicial} (5,0 e *in natura*) e a densidade de corrente (50, 100 e 150A/m²).

O tempo para a inversão da polaridade foi determinado como sendo o tempo onde a concentração de ferro atingiu um valor máximo, ponto determinado através das curvas de concentração de ferro para os eletrodos de aço carbono, nestas condições de operação. Os tempos de coleta de amostra foram mantidos os mesmos, assim como os poluentes analisados também.

O efluente bruto era mantido em geladeira para sua conservação até o momento do experimento, onde era aquecido sob agitação constante até a temperatura desejada. O ajuste de pH foi feito com a adição de solução de ácido sulfúrico ou de NaOH 1N.

O efluente preparado era imediatamente transferido para o reator eletrolítico onde os eletrodos já estavam dispostos no fundo do mesmo e a temperatura ajustada por um banho termostático com recirculação. A fonte era ligada e imediatamente ajustada a densidade de corrente através do ajuste da intensidade de corrente. O efluente era agitado rapidamente com o objetivo de obter-se homogeneidade e então começava-se a contar o tempo de tratamento.

Nos tempos determinados, a coleta de amostras foi feita com uma seringa de vidro de 60mL acoplada a uma agulha metálica (100mm de comprimento e diâmetro do orifício de 1mm). O ponto de coleta de amostra foi aproximadamente a metade da altura do líquido no reator eletrolítico. As amostras foram transferidas para frascos de 100mL para posterior análise.

4.5 – Metodologia analítica

As análises foram feitas em triplicata e de acordo com as metodologias descritas por APHA (1992) e ADAMS (1990). O Apêndice A apresenta as formulações das soluções utilizadas neste item.

As análises de DQO e sólidos eram feitas com amostras apenas refrigeradas, enquanto que fósforo, nitrogênio, ferro e organoclorado eram utilizadas amostras congeladas. As análises de pH e condutividade eram feitas assim que as amostras eram recolhidas.

Toda a vidraria utilizada nas análises foi lavada com a solução de ácido sulfúrico 50% (solução A1) e enxaguada com água destilada e deionizada no mínimo três vezes.

4.5.1 - Determinação de Demanda Química de Oxigênio (DQO)

Em tubo com rosca e tampa de teflon, foram colocados 3 mL de solução digestiva (solução A2), 7 mL de solução catalítica (solução A3) e 5 mL da amostra. Levou-se à estufa por 2 h a 150°C, resfriando-se ao abrigo da luz. Transferiu-se o conteúdo do tubo para um frasco de erlenmeyer de 125mL e colocou-se 3 gotas do indicador ferroína (solução A6). Titulou-se com sulfato ferroso amoniacal padronizado (solução A7).

Calculou-se a DQO (mg/L) através da seguinte fórmula:

$$DQO (mg/L) = \frac{(A - B) * 8000 * N_{SFA}}{C}, \quad (4.1)$$

onde:

A = volume de sulfato ferroso amoniacal gasto no branco (mL);

B = volume de sulfato ferroso amoniacal gasto na amostra (mL);

C = volume da amostra (mL);

N_{SFA} = Normalidade do sulfato ferroso amoniacal padronizado.

4.5.2 - Determinação de Nitrogênio

Pesou-se 2g da mistura catalítica (solução A8) nos tubos de semi-microKjeldhal e adicionou-se 1mL de amostra, Adicionou-se 5mL de ácido sulfúrico concentrado. Digeriu-se em bloco digestor, alterando a temperatura em 50°C a cada 30 minutos até 350°C. Num destilador de nitrogênio, adicionou-se a amostra 20mL de NaOH 50% (solução A9). Destilou-se a amostra, que foi recolhida em frasco de erlenmeyer de 125mL contendo solução de ácido bórico (solução A13) e indicador misto (solução A12). Titulou-se o destilado com solução de ácido sulfúrico 0,02N padronizado (solução A16).

Calculou-se a concentração Nitrogênio Total por Kjeldhal (NTK) através da seguinte fórmula:

$$\text{NTK (mg/L)} = \frac{(A - B) * 14 * N_{\text{H}_2\text{SO}_4} * 1000}{C}, \quad (4.2)$$

onde:

A = volume de ácido sulfúrico padronizado 0,02N gasto na amostra (mL);

B = volume de ácido sulfúrico padronizado 0,02N gasto no branco (mL);

C = volume da amostra (mL);

$N_{\text{H}_2\text{SO}_4}$ = Normalidade do ácido sulfúrico padronizado.

4.5.3 - Determinação de Fósforo Total

Pesou-se aproximadamente 0,4g de persulfato de amônio, transferiu-se para um frasco de erlenmeyer de 125mL e adicionou-se 50mL de amostra mais 1mL da solução de ácido forte. Os frascos de erlenmeyers foram fechados com papel alumínio e autoclavados à 121°C e 15-20psi por 30 minutos. Adicionou-se 3 a 4 gotas de fenolftaleína (solução A18) ajustando-se para rosa com solução de NaOH 1N (solução A19) e para incolor com solução de ácido forte (solução A17). Transferiu-se o conteúdo do frasco de erlenmeyer para um balão volumétrico de 100mL. Deste, pipetou-se 50mL para um frasco de erlenmeyer de 125mL. Adicionou-se 1mL da solução de ácido ascórbico (solução A21) e 5mL do reagente de Armstrong (solução A20). Esperou-se 20min e leu-se a absorbância em espectrofotômetro (Modelo DR-4000 da Hach) a 880nm, utilizando cubeta de 1cm.

Construiu-se uma curva padrão diluindo-se a solução padrão de fosfato (solução A22) para concentrações de fosfato de 50 até 800µg/l. Para obter-se os valores da absorbância, procedeu-se da mesma forma que para as amostras.

Calculou-se a concentração de fosfato através da equação obtida pela curva padrão construída no item anterior.

4.5.4 - Determinação de Sólidos Totais

Tarou-se os cadinhos em mufla a 600°C por 6h. Transferiu-se para o cadinho 10mL de amostra não-filtrada e levou-se para a estufa à 103-105°C até peso constante. Depois de atingir-se a temperatura ambiente em dessecador, pesou-se os cadinhos.

Calculou-se a concentração de sólidos totais (g/L) através da seguinte equação:

$$S. T. (g/L) = \frac{(A - B)}{C} * 1000 , \quad (4.3)$$

onde:

A = peso do cadinho com amostra (g);

B = peso do cadinho vazio (g);

C = volume da amostra (mL)

4.5.5 - Determinação de Sólidos Fixos

O cadinho com amostra pesado no item 4.5.4 foi colocado na mufla a 600°C por 6h. Transferiu-se o cadinho para um dessecador e, após atingir a temperatura ambiente, pesou-se novamente.

Calculou-se a concentração de sólidos fixos (mg/L) através da seguinte equação:

$$\text{S.F. (mg/L)} = \frac{(A - B)}{C} * 10000, \quad (4.4)$$

onde:

A = peso do cadinho com amostra (g);

B = peso do cadinho vazio (g);

C = volume da amostra (mL)

4.5.6 - Determinação de Sólidos Suspensos

Recheou-se um cadinho de Gooch com lã de vidro e lavou-se com 200mL de água deionizada. Através de um sistema de vácuo, retirou-se o excesso de água de lavagem retido no cadinho. Levou-se o cadinho à estufa a 103-105°C até peso constante. Colocou-se em dessecador até atingir-se temperatura ambiente e então pesou-se os cadinhos. Filtrou-se à vácuo 50mL de amostra e levou-se à estufa a 103-105°C até peso constante.

Calculou-se a concentração dos sólidos suspensos (mg/L) através da seguinte equação:

$$S.S.(mg/L) = \frac{(A - B)}{C} \quad (4.5)$$

onde:

A = peso do cadinho de Gooch com amostra (g);

B = peso do cadinho de Gooch vazio (g);

C = volume da amostra (mL)

4.5.7 - Determinação de Organoclorados

As amostras foram analisadas por cromatografia gasosa junto ao Centro Tecnológico/CENTEC Químico da Universidade do Sul de Santa Catarina/UNISUL.

4.5.8 - Determinação de Ferro

A concentração de ferro foi determinada por absorção atômica junto ao Centro Tecnológico/CENTEC da Universidade do Sul de Santa Catarina/UNISUL.

4.6 - Determinação de pH e Condutividade

A determinação de pH e condutividade foi feita por pHmetro e condutímetro, respectivamente em amostras retiradas do reator eletrolítico.

4.7 - Determinação da Tensão e Intensidade de Corrente

Os valores de tensão e a intensidade de corrente foram obtidos diretamente da fonte de corrente contínua nos mesmos tempos de amostragem utilizados para os demais parâmetros.

5 - RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 - Caracterização do efluente

A caracterização do efluente avícola foi feita com relação à Demanda Química de Oxigênio (DQO), Nitrogênio Total por Kjeldhal (NTK), Fósforo, Sólidos Totais (ST), Sólidos Fixos (SF), Sólidos Suspensos (SS), ferro, pH e condutividade.

No processo de abate da ave (tabela 3.5), as águas utilizadas na sangria, escaldagem e depenagem são separadas em linhas independentes umas das outras e são processadas separadamente também. O restante dos processos (remoção de cutículas, evisceração, pré-resfriamento e gotejamento) formam a linha, que após passar por gradeamento, formam o efluente avícola estudado neste trabalho. A evisceração é o processo responsável pela maior carga poluidora, através da dissolução total ou parcial das substâncias contidas nas vísceras.

A presença de material suspenso e coloidal torna o efluente avícola bastante heterogêneo, dificultando a amostragem. Para utilizar-se o método colorimétrico para determinação de DQO, proposto inicialmente neste trabalho, necessitava-se diluir as amostras brutas para que as mesmas atingissem a faixa de detecção do método. A tabela 5.1 mostra as diluições feitas e os resultados obtidos para DQO.

Os resultados mostraram que, à medida que a diluição aumentou, a DQO, que deveria permanecer inalterada, também aumentou. Estes resultados mostraram também que a diferença encontrada foi provocada pela falta de dicromato de potássio, reagente responsável pelo desenvolvimento da cor, e não pela heterogeneidade da amostra. Sendo assim, aumentou-se a concentração de

dicromato de potássio de 10,216g/L para 30g/L e determinou-se a concentração de DQO titulando-se o excesso de dicromato de potássio com sulfato ferroso amoniacal, conforme item 4.3.1.

Tabela 5.1: Determinações de DQO das diluições feitas utilizando método colorimétrico e solução de dicromato de potássio 10,216g/L.

Amostra	DQO (mg/L)
Bruta	1167,9
1:2	2010,0
1:5	2658,7

Uma nova amostra foi coletada e as mesmas diluições foram estudadas, analisando-se DQO pelo método modificado (item 4.3.1). Nesta amostra, não encontrou-se diferença significativa entre as diluições e a amostra bruta. A tabela 5.2 mostra os valores de DQO obtidos utilizando-se o método modificado. Para uma certificação do método, preparou-se uma solução de biftalato de potássio hidrogenado com 10000mg/L de DQO, a qual foi diluída para obter-se 500mg/L de DQO. Desta solução, determinou-se a DQO pelo método descrito no item 4.3.1. O resultado obtido para a DQO analisada foi de 528mg/L, comprovando que a modificação da metodologia não apresentou diferença significativa do padrão de DQO preparado.

Tabela 5.2: Determinações de DQO das diluições feitas utilizando o método titulométrico.

Amostra	DQO (mg/L)
Bruta	1420
1:2	1430
1:5	1367

Para a análise de nitrogênio, modificou-se apenas a determinação de nitrogênio já destilado, titulando-se com ácido sulfúrico 0,02N, em vez de determinar-se por espectrofotometria com o reagente de Nessler.

Foram coletadas 36 amostras num período de três meses, sempre entre 9:30 e 10:30h da manhã. Segundo BONETTO (1998), no horário escolhido a fábrica se encontrava em regime permanente de produção. SINGH *et alii* (1973) escolheram o período da manhã para as coletas, Estes autores analisaram 52 amostras, durante um ano. A tabela 5.3 mostra os resultados obtidos para a caracterização do efluente avícola.

Segundo BONETTO (1998), o efluente avícola estudado pode sofrer alterações em suas características físico-químicas, dependendo do horário de coleta do efluente, devido a alterações no regime de produção. No entanto, observou-se que, mesmo mantendo-se apenas 1h de diferença no tempo das coletas, os parâmetros analisados sofreram alterações significativas. Esta alteração foi ainda maior quando uma amostra foi coletada fora deste horário, a qual apresentou, por exemplo, DQO de 1300mg/L, abaixo da concentração mostrada na tabela 5.3. Esta variação também foi observada por SINGH *et alii* (1973), que atribuíram estas variações às mudanças de temperatura ambiente e à variações no processo da produção, principalmente com relação ao manuseio do sangue e a quantidade de água utilizada no abate.

Numa das amostras coletadas, encontrou-se valores atípicos para a DQO, sólidos suspensos e ferro, que atingiram 3600, 1184 e 4,9mg/L, respectivamente. Os demais tipos de poluentes, exceto o fósforo (23,02mg/L), permaneceram próximos da média. Isto foi observado devido a um rompimento numa tubulação que transportava sangue de aves abatidas, mesmo fazendo-se a coleta após o concerto da tubulação e depois que a coloração do efluente tinha voltado ao normal.

A DQO foi correlacionada com todos os parâmetros analisados e não foi encontrada uma correlação linear entre eles. Correlacionou-se também todos os parâmetros entre si, onde também não foi encontrado nenhuma correlação linear, exceto para NTK e fósforo. Nesta última correlação, a concentração de NTK aumentou com o aumento da concentração de fósforo.

Tabela 5.3: Faixa de concentração, média e desvio padrão em função do tipo de poluentes para efluente de abatedouro avícola.

Tipo de Poluente	Concentração	Média	Desvio Padrão	Coeficiente de Variação (%)
DQO (mg/L)	1577 a 2372	1953	235	12
NTK (mg/L)	156,05 a 312,11	208,39	46,6	22,4
Fósforo (mg/L)	16,12 a 23,92	18,65	2,6	13,9
Sól. Totais (g/L)	1,60 a 3,00	2,11	0,44	20,9
Sól. Fixos (mg/L)	190 a 510	360	107	29,7
Sól. Susp. (mg/L)	782 a 1127	893	97	10,9
Ferro (mg/L)	1,15 a 2,90	1,81	0,48	26,5
PH	6,58 a 7,17	6,84	0,16	2,4
Condutividade (μ S/cm)	621 a 800	670	23	3,4

O efluente avícola tem como característica concentrar sua carga poluidora no material suspenso e coloidal, tornando-o bastante heterogêneo e dificultando a amostragem para as análises químicas. Isto aumentou a variabilidade dentro de cada amostra e, conseqüentemente, aumentou também a variabilidade entre as amostras coletadas. As pequenas variações no processo de abate, principalmente a lavagem do túnel de sangria, também contribuem para as variações encontradas.

Comparando-se os valores dos poluentes obtidos com os reportados por PORGES e STRUZESKI (1962), citado por MOREIRA (1995) e SINGH *et alii* (1973), verificou-se que, em relação as médias, as mesmas ficaram dentro da faixa reportada por estes autores, no entanto, o coeficiente de variação encontrado foi menor que o reportado. Segundo SINGH *et alii* (1973), a modernização do processo de abate e qualificação da mão de obra contribui para a diminuir a variabilidade nos parâmetros analisados e, conseqüentemente, o coeficiente de variação.

Uma curva potenciométrica foi construída com o objetivo de verificar a existência de tampão no efluente coletado e obter uma estimativa do volume de ácido ou base utilizado para o ajuste do pH nos experimentos. Foram observados três patamares na curva titulométrica, para os valores de pH: 3,0; 9,6 e 10,8.

5.2 - Remoção de DQO em função de temperatura, densidade de corrente e $pH_{inicial}$ utilizando eletrodos de aço carbono

Testes preliminares para a determinação do $pH_{inicial}$ mostraram que o aumento do mesmo acima do $pH_{inicial}$ *in natura* (6,6 a 7,2) diminuiu a remoção de DQO. Quando este foi ajustado para 9,0, utilizando-se densidade de corrente de $50A/m^2$ e temperatura de 15, 25 e $35^{\circ}C$ a remoção de DQO foi de 66, 64, e 31%, respectivamente. Tais remoções foram consideradas baixas, eliminando-o.

Os resultados obtidos (tabelas 5.4, 5.6 e 5.8) mostraram que a DQO removida atingiu um patamar de $174mg/L$, quando utilizou-se $100A/m^2$, $15^{\circ}C$ e $pH_{inicial}$ *in natura* (6,6 a 7,2), indicando que ainda permaneceram substâncias dissolvidas no efluente tratado que não são removidas pelo processo de eletrofloculação e eletroflotação. Patamar de $100mg/L$ de DQO foi atingido por DELGADILLO (1991), que tratou efluente de refinaria de petróleo por eletrólise. Este patamar também foi atribuído a substâncias solúveis presentes no efluente,

no caso os fenóis. POON & BRUECKNER (1975) atingiram 20mg/L de DQO remanescente tratando esgoto sanitário misturado com água do mar. Fenômenos semelhantes foram observados por MARCONATO *et alii* (1998) e WILL *et alii* (2000).

O maior valor obtido para a DQO remanescente foi de 599mg/L, utilizando-se 50A/m², 15°C e pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2). Nesta condição foi encontrada a menor remoção de DQO, 67% (Tabela 5.4). A maior remoção de DQO foi de 92%, utilizando-se 150A/m², 25°C e pH_{inicial} *in natura*.

Comparando-se a melhor remoção de DQO (92%) com a literatura citada na tabela 5.10, só CHIANG *et alii* (1995) obtiveram remoção de 92%, que foi obtida devido a um incremento no processo eletrolítico pela adição dos íons cloreto que, através da eletrólise, foram convertidos em hipoclorito e este foi um poderoso oxidante, facilitando significativamente a remoção de DQO. Comparando-se a média geral de remoção de DQO obtida, que foi de 85% com um desvio padrão de 6%, com as referências da tabela 5.10 observa-se que a média geral ainda foi superior à maioria das remoções citadas nesta tabela.

Tabela 5.4: Relação da temperatura, do $\text{pH}_{\text{Inicial}}$, da condutividade, da tensão e do consumo de energia com a remoção de DQO de efluente avícola por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e densidade de corrente de 50A/m^2 .

Exp.	Temp. (°C)	pH_i	pH_f	Condutividade _i ($\mu\text{S/cm}$)	Condutividade _f ($\mu\text{S/cm}$)	Tensão _i (volts DC)	Tensão _f (volts DC)	Energia (KWh/m^3)	DQO _i (mg/L)	DQO _f (mg/L)	Eficiência (%)
1	15	In nat.	10,9	626	543	7,1	9,0	1,19	1815	599	67
2	15	5,0	9,7	642	548	5,9	5,5	0,93	1815	273	85
3	15	3,0	7,0	896	782	4,1	5,1	0,77	1815	267	85
4	25	In nat.	10,5	660	520	5,4	5,3	0,89	1773	398	78
5	25	5,0	9,5	725	593	5,2	4,5	0,78	1773	306	83
6	25	3,0	7,0	1028	790	3,7	4,4	0,67	1773	337	81
7	35	In nat.	10,0	704	539	4,6	4,4	0,74	1930	536	72
8	35	5,0	9,9	862	576	4,3	4,4	0,72	1930	392	80
9	35	3,0	6,8	1167	957	3,2	3,8	0,57	1930	421	78

Obs.: O subíndice "i" refere-se ao tempo de 80 minutos de eletrólise

Tabela 5.5: Relação da temperatura, do $pH_{inicial}$, da condutividade, da tensão e do consumo de energia com a remoção de DQO de efluente avícola por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e densidade de corrente de $100A/m^2$.

Exp.	Temp. (°C)	pH_i	pH_f	Condutividade _i ($\mu S/cm$)	Condutividade _f ($\mu S/cm$)	Tensão _i (volts DC)	Tensão _f (volts DC)	Energia (KWh/m ³)	DQO _i (mg/L)	DQO _f (mg/L)	Eficiência (%)
10	15	<i>In nat.</i>	11,0	656	624	13,4	30,1	7,16	1757	174	90
11	15	5,0	10,9	688	609	11,7	15,3	4,57	1757	177	90
12	15	3,0	7,0	1094	710	7,5	9,5	2,88	1757	234	87
13	25	<i>In nat.</i>	10,9	718	666	10,6	15,3	4,33	1577	211	87
14	25	5,0	10,6	746	582	10,1	8,7	3,10	1577	190	88
15	25	3,0	7,1	1048	756	7,0	7,9	2,48	1577	268	83
16	35	<i>In nat.</i>	10,4	661	543	8,6	7,8	2,62	1946	234	88
17	35	5,0	10,3	667	612	8,4	7,6	2,58	1946	263	86
18	35	3,0	6,8	1016	814	6,0	7,0	2,12	1946	305	84

Obs.: O subíndice "f" refere-se ao tempo de 80 minutos de eletrólise

Tabela 5.6: Relação da temperatura, do $pH_{inicial}$, da condutividade, da tensão e do consumo de energia com a remoção de DQO de efluente avícola por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e densidade de corrente de $150A/m^2$.

Exp.	Temp. (°C)	pH_i	pH_f	Condutividade _i ($\mu S/cm$)	Condutividade _f ($\mu S/cm$)	Tensão _i (volts DC)	Tensão _f (volts DC)	Energia (KWh/m ³)	DQO _i (mg/L)	DQO _f (mg/L)	Eficiência (%)
19	15	<i>In nat.</i>	11,2	744	769	17,0	51,2	19,20	2110	241	89
20	15	5,0	11	804	703	15,9	31,6	11,91	2110	226	89
21	15	3,0	8,4	1213	785	9,5	14,5	6,01	2110	311	85
22	25	<i>In nat.</i>	10,7	693	576	14,5	15,7	7,98	2372	200	92
23	25	5,0	10,7	737	662	13,0	16,8	7,62	2372	224	91
24	25	3,0	8,9	1146	702	9,1	12,4	5,40	2372	240	90
25	35	<i>In nat.</i>	10,6	667	605	13,6	14,9	6,86	2097	223	89
26	35	5,0	10,2	708	570	11,5	12,2	5,76	2097	245	88
27	35	3,0	7,9	1125	813	7,9	9,4	4,46	2097	269	87

Obs.: O subíndice "i" refere-se ao tempo de 80 minutos de eletrólise

Tabela 5.7: Remoção de DQO para diferentes tipos efluentes e condições de operação, utilizando processo eletrolítico em batelada.

Referência	Tipo de Efluente	Condições Experimentais	Remoção de DQO (%)
CHIANG <i>et alii</i> (1995)	Chorume depois de passar por reator anaeróbico	250A/m ² ; 9h de eletrólise; PbO ₂ /Ti (ânodo); adição de cloretos	92%
POON & BRUECKNER (1975)	Esgoto sanitário misturado com água do mar	0,33A/h/l; 50min de elet.; grafite (ânodo);	85%
WILL <i>et alii</i> (2000)	Laticínio	75A/m ² , 15min de elet., alumínio (ânodo), pH _{inicial} de 4,5.	80%
POUET & GRASMICK (1995)	Esgoto sanitário	53A/m ² ; alumínio (ânodo); ar dissolvido	75%
SIFUENTES (1992)	Doceria	10V; 9A; 20min de eletrólise;	73%
MARCONATO <i>et alii</i> (1998)	Abatedouro de aves	70,9A/m ² , 20min de elet., 25°C, aço carbono (ânodo)	>70%
FIGUEIREDO <i>et alii</i> (1993)	Esgoto sanitário	65A/m ² ; alumínio (ânodo); 30min de eletrólise	26%

Para as densidades de 100 e 150 A/m², a remoção de DQO não foi influenciada significativamente pela temperatura e pH_{inicial}. Com relação a temperatura, POON & BRUECKNER (1975) também reportaram que esta não influenciou significativamente na remoção de DQO, na faixa entre 4 e 22°C.

Na densidade de corrente de 50 A/m², a diminuição do pH influenciou positivamente a remoção de DQO, sendo que no pH_{inicial} de 5,0 ocorreu maior remoção, enquanto a temperatura não influenciou significativamente a remoção de DQO. Quando ajustou-se o pH_{inicial} para 5,0 e 3,0, observou-se visualmente a ocorrência de floculação, fato este que facilitou a remoção de poluentes, conforme observado por LORNE & SMITH (1980) que aplicaram o tratamento eletrolítico a efluente de abatedouro bovino, ajustando o pH com ácido sulfúrico para 4,0-4,5.

A condutividade inicial aumentou com a adição de ácido sulfúrico para ajustar o $\text{pH}_{\text{inicial}}$ para 5,0 e 3,0 (tabelas 5.5, 5.7 e 5.9), porém a condutividade do efluente tratado foi sempre menor que a condutividade inicial. A floculação, provocada pela dissolução do eletrodo de ferro durante a eletrólise, fez com que os íons presentes na solução fossem retirados da mesma através da flotação, diminuindo a condutividade do meio. A velocidade com que os íons ferrosos adicionados no meio são retirados dependeram das condições experimentais e do pH do meio.

Para o $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura* (6,6 a 7,2) e densidade de corrente de 100 e 150A/m^2 , a condutividade diminuiu com o decorrer da eletrólise até que o pH do meio atingisse a faixa entre 9,0 e 10,0, aumentando posteriormente. Para a densidade de corrente de 50A/m^2 , esta faixa de pH só foi atingida próximo aos 80min de eletrólise e a condutividade diminuiu com o tempo de eletrólise. FIGUEIREDO *et alii* (1993) também observaram diminuição da condutividade com o decorrer da eletrólise. O mesmo comportamento também foi observado para o $\text{pH}_{\text{inicial}}$ de 5,0, no entanto nos primeiros 15min de eletrólise a condutividade aumentou, diminuindo posteriormente. Este aumento foi ocasionado pela permanência, no meio, de parte dos íons ferrosos liberados no ânodo devido ao pH ácido. Para o $\text{pH}_{\text{inicial}}$ de 3,0, a condutividade diminuiu durante a eletrólise para todas as condições experimentais. Nesta condição de $\text{pH}_{\text{inicial}}$ houve floculação acentuada das substâncias dispersas no efluente causada pela adição do ácido sulfúrico. Os flocos foram flotados pelo hidrogênio produzido no cátodo.

O pH aumentou durante a eletrólise para todas as condições experimentais, atingindo o valor máximo de 11,2 quando a densidade de corrente foi de 150A/m^2 , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura* (6,6 a 7,2) e temperatura de 15°C . O aumento do pH durante a eletrólise foi provocado pela produção de radicais hidroxilas, gerados pela hidrólise da água no cátodo. Para os $\text{pH}_{\text{iniciais}}$ *in natura* e 5,0 e as diferentes temperaturas e densidades de corrente, os valores finais de pH atingiram patamar ao redor de 10,0 - 11,0. Quando o $\text{pH}_{\text{inicial}}$ foi de 3,0, os valores para o pH_{final} foram

menores que os das demais condições experimentais, atingindo valores ao redor de 7,0. Para FIGUEIREDO *et alii* (1993) e POUET & GRASMICK (1995), o pH final não ultrapassou 8,5.

Como era esperado, a tensão inicial diminuiu com o aumento da condutividade inicial para todas as condições experimentais. Durante a eletrólise, para o pH_{inicial} 5,0, a tensão passou por um valor máximo, enquanto para o pH_{inicial} de 3,0 a tensão aumentou até um determinado tempo de eletrólise permanecendo constante até o fim da eletrólise para a maioria das densidades de corrente e temperaturas estudadas. Para o pH_{inicial} *in natura* a medida que a temperatura e a densidade de corrente aumentaram, o comportamento da tensão durante a eletrólise se aproximou do comportamento observado no pH_{inicial} de 5,0.

O consumo de energia aumentou com o aumento da densidade e do pH_{inicial} e diminuiu com o aumento da temperatura. O aumento da densidade de corrente implicou no aumento da intensidade de corrente e da tensão, fazendo com que o consumo de energia também aumentasse. Já o aumento da temperatura e a diminuição do pH_{inicial} aumentaram a condutividade do meio, diminuindo a tensão durante a eletrólise e consequentemente diminuindo o consumo de energia.

O maior consumo de energia foi de 19,20kWh/m³, para 150A/m², 15°C e pH_{inicial} *in natura*, enquanto que o menor consumo de energia foi de 0,57kWh/m³, para 50A/m², 35°C e pH_{inicial} 3,0. OULLETTE *et alii* (1978) encontraram 2,5kWh/m³ como um valor típico para consumo de energia de processos que utilizaram a eletrofloculação e eletroflotação, sendo este dependente principalmente da condutividade do efluente. WIENDL (1998) reportou consumo de energia de 0,08-0,6kWh/m³ para esgoto sanitário tratado por eletrólise e estimou o consumo de energia para o mesmo efluente, só que tratado por lodos ativados, em 0,4kWh/m³.

As figuras 5.1, 5.2 e 5.3 ilustram os comportamentos discutidos neste item para os parâmetros estudados, enquanto que as tabelas 5.8, 5.9 e 5.10 mostram os

valores experimentais obtidos para as respectivas figuras. As demais condições experimentais estão no Anexo A.

A diminuição do $pH_{inicial}$ provocou uma diminuição da influência da temperatura sobre a velocidade de remoção de DQO, em todas as densidades de corrente. Isto porque a diminuição do $pH_{inicial}$ aumentou a floculação, facilitando a remoção de DQO e consequentemente aumentando a velocidade de remoção. Estes comportamentos podem ser observados pelas figuras 5.4 e 5.5 e tabelas 5.11 e 5.12.

Para uma mesma temperatura, o aumento do $pH_{inicial}$ aumentou a influência da densidade de corrente na velocidade de remoção de DQO. Ao contrário do que foi observado para a influência da temperatura, o aumento da floculação e o aumento da densidade de corrente somaram-se na remoção de DQO. O aumento da densidade de corrente aumentou a produção de hidrogênio no cátodo e desta forma aumentou também a velocidade de flotação e consequentemente a velocidade de remoção de DQO. Isto pode ser observado nas figuras 5.6 e 5.7 e tabelas 5.13 e 5.14. Os demais resultados para outras condições experimentais estudadas estão no Anexo B.

Tabela 5.8: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 50A/m², 15°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e eletrodos de aço carbono.

Parâmetro	Tempo de eletrólise (minutos)							
	0	5	10	15	25	35	50	80
Rem. DQO (%)	0	25	29	37	40	49	49	67
Tensão (V)	7,1	7,1	7,2	7,4	7,5	7,5	7,5	9,0
pH	6,9	7,3	7,3	7,4	8,8	9,2	-	10,9
Cond. (μS/cm)	626	-	644	587	573	560	-	543

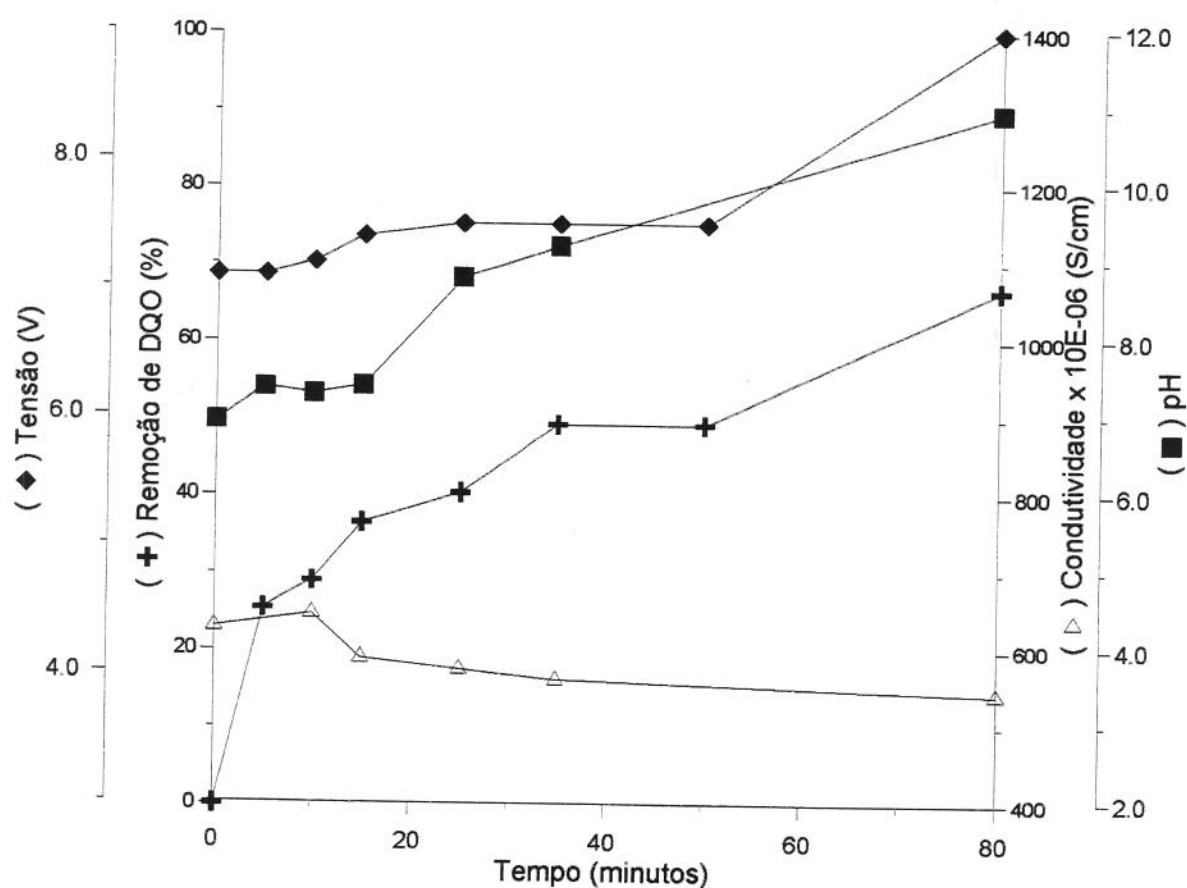


Figura 5.1: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 50A/m², 15°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e eletrodos de aço carbono.

Tabela 5.9: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 100A/m^2 , 25°C , $\text{pH}_{\text{inicial}} 5,0$ e eletrodos de aço carbono.

Parâmetro	Tempo de eletrólise (minutos)							
	0	5	10	15	25	35	50	80
Rem. DQO (%)	0	27	26	33	63	80	88	88
Tensão (V)	10,1	10,4	10,6	10,7	11,0	11,1	9,6	8,7
pH	4,9	6,0	6,4	7,1	8,5	9,6	10,8	10,6
Cond. ($\mu\text{S/cm}$)	746	737	744	664	650	582	583	582

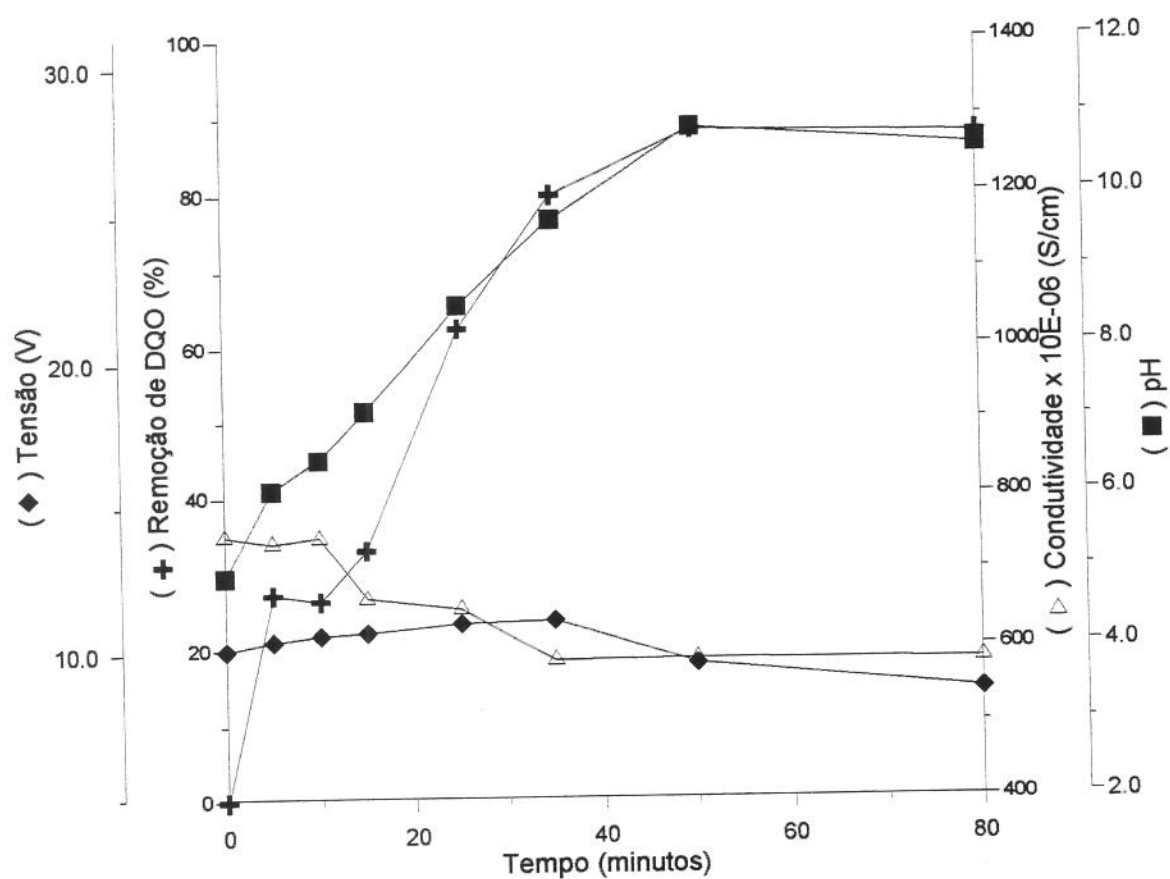


Figura 5.2: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 100A/m^2 , 25°C , $\text{pH}_{\text{inicial}} 5,0$ e eletrodos de aço carbono.

Tabela 5.10: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 150A/m^2 , 35°C , $\text{pH}_{\text{inicial}} 3,0$ e eletrodos de aço carbono.

Parâmetro	Tempo de eletrólise (minutos)							
	0	5	10	15	25	35	50	80
Rem. DQO (%)	0	46	60	66	76	80	85	87
Tensão (V)	7,9	9,3	9,5	9,7	10,0	9,8	9,9	9,4
pH	3,1	3,5	4,9	5,9	-	-	6,0	7,8
Cond. ($\mu\text{S/cm}$)	1125	999	980	965	-	880	764	813

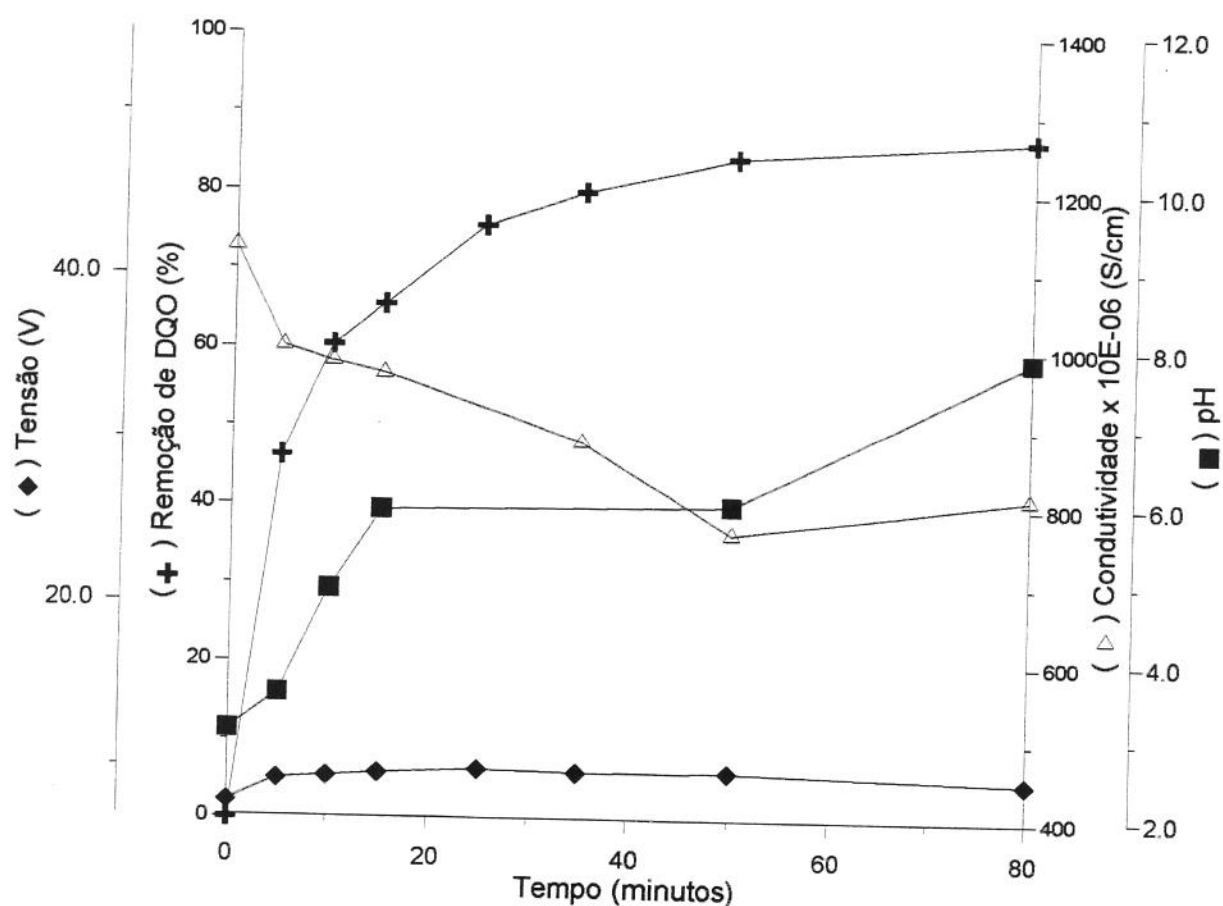


Figura 5.3: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 150A/m^2 , 35°C , $\text{pH}_{\text{inicial}} 3,0$ e eletrodos de aço carbono.

Tabela 5.11: Porcentagem de remoção de DQO em função da temperatura e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 150A/m^2 , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura* (6,6 a 7,2) e eletrodos de aço carbono.

Temperatura (°C)	Tempo de eletrólise (minutos)							
	0	5	10	15	25	35	50	80
15	0	19	33	42	51	61	75	89
25	0	34	45	57	83	88	92	92
35	0	39	44	49	64	78	88	89

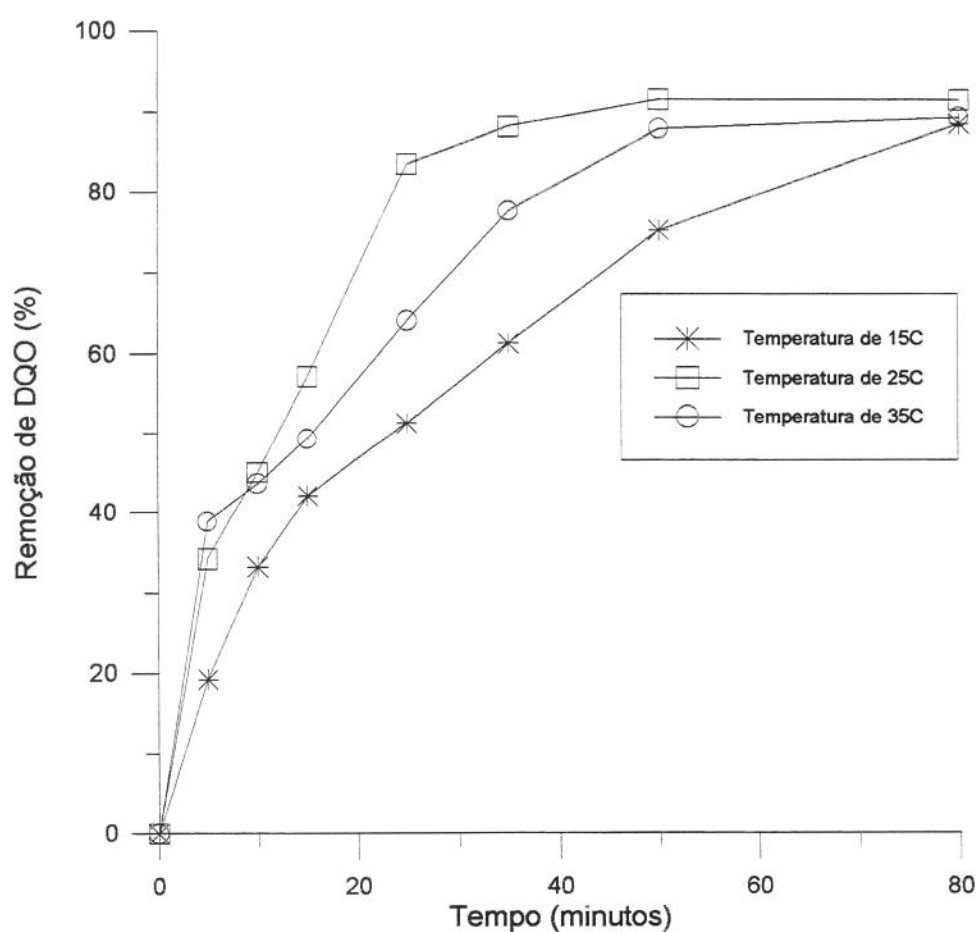


Figura 5.4: Remoção de DQO em função da temperatura para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 150A/m^2 , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura* (6,6 a 7,2) e eletrodos de aço carbono.

Tabela 5.12: Porcentagem de remoção de DQO em função da temperatura e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 150A/m^2 , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ de 3,0 e eletrodos de aço carbono.

Temperatura (°C)	Tempo de eletrólise (minutos)							
	0	5	10	15	25	35	50	80
15	0	19	40	64	72	82	84	85
25	0	39	48	65	81	88	87	90
35	0	46	60	66	76	80	85	87

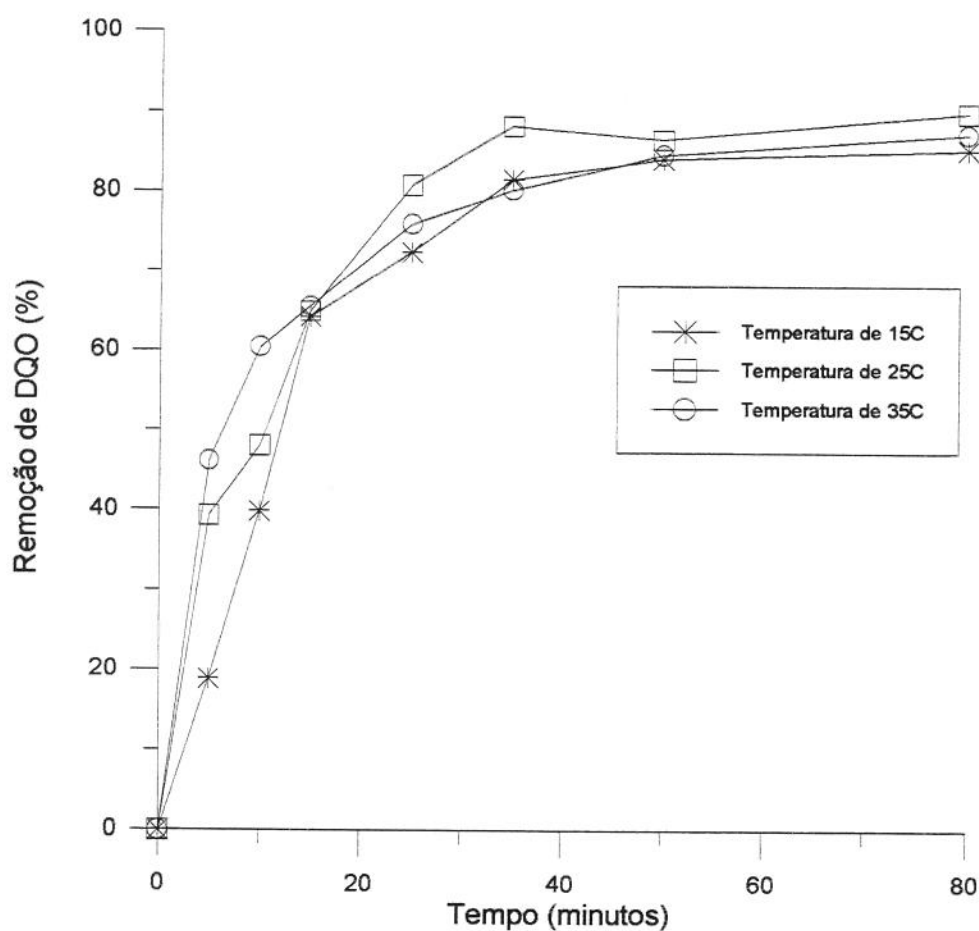


Figura 5.5: Remoção de DQO em função da temperatura para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 150A/m^2 , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ de 3,0 e eletrodos de aço carbono.

Tabela 5.13: Porcentagem de remoção de DQO em função de densidade de corrente e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C, pH_{inicial} de 3,0 e eletrodos de aço carbono.

Densidade de Corrente (A/m ²)	Tempo de eletrólise (minutos)							
	0	5	10	15	25	35	50	80
50	0	19	34	44	63	65	73	81
100	0	19	54	69	71	83	85	83
150	0	39	48	65	81	88	87	90

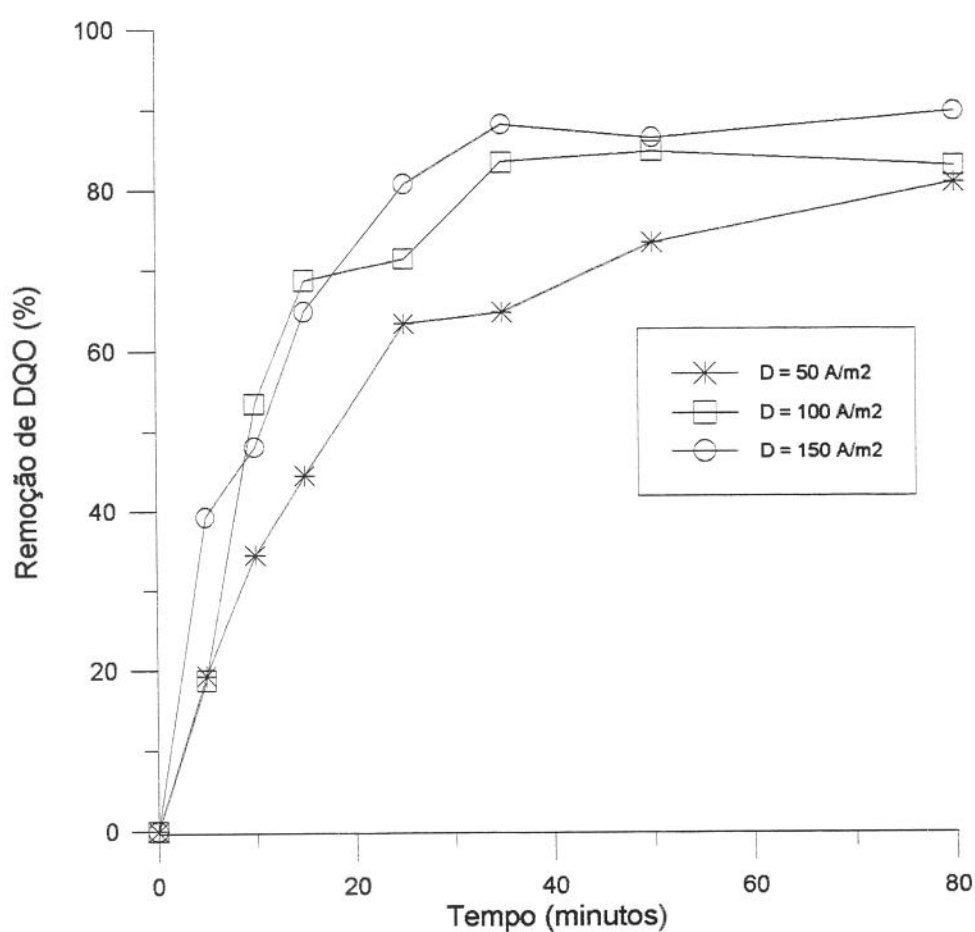


Figura 5.6: Remoção de DQO em função de densidade de corrente para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C, pH_{inicial} de 3,0 e eletrodos de aço carbono.

Tabela 5.14: Porcentagem de remoção de DQO em função de densidade de corrente e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e eletrodos de aço carbono.

Densidade de Corrente (A/m ²)	Tempo de eletrólise (minutos)							
	0	5	10	15	25	35	50	80
50	0	14	17	20	20	28	42	78
100	1,00	20	26	28	-	57	69	87
150	1,00	34	45	57	83	88	92	92

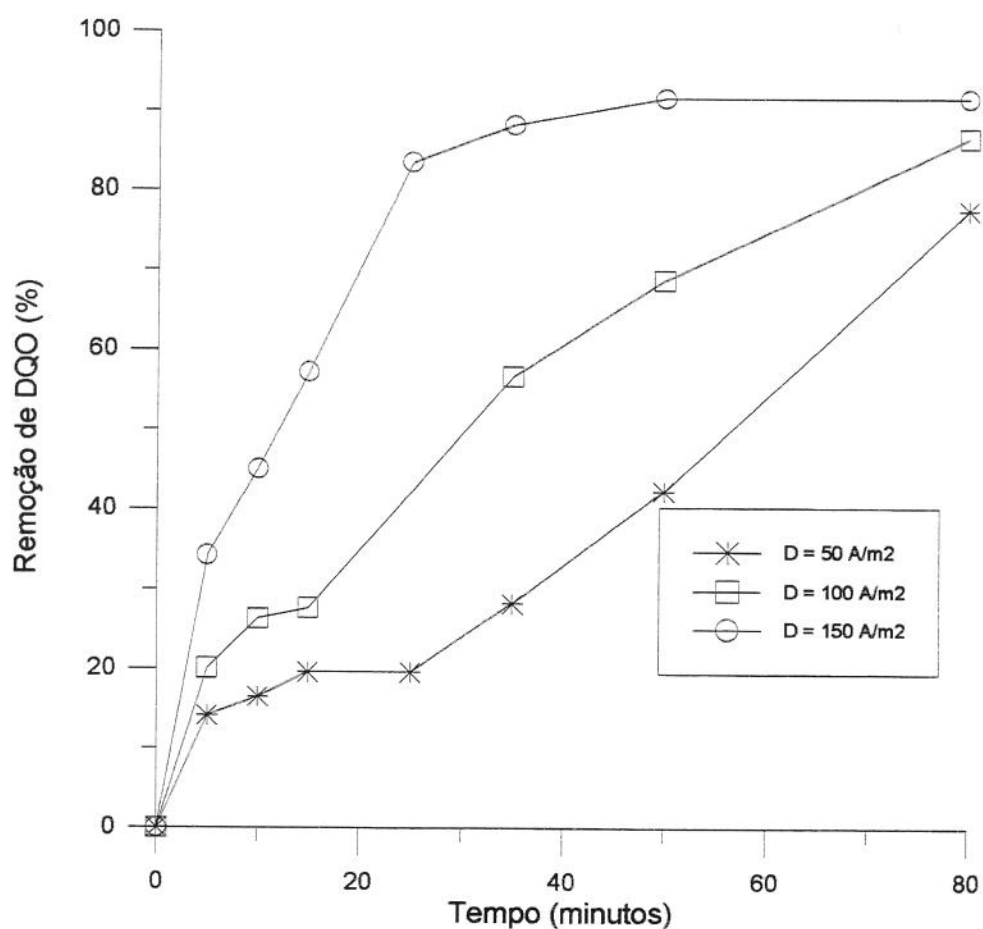


Figura 5.7: Remoção de DQO em função de densidade de corrente para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2). e eletrodos de aço carbono.

5.3 - Remoção de Nitrogênio Total por Kjeldahl (NTK) e Fósforo Total em função de temperatura, densidade de corrente e $\text{pH}_{\text{inicial}}$ utilizando eletrodos de aço carbono

A maior remoção de NTK foi de 100% quando utilizou-se 150A/m^2 , 35°C e $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura* (6,6 a 7,2). Neste mesmo $\text{pH}_{\text{inicial}}$, 15°C e 50A/m^2 , foi obtida a menor remoção de NTK, 38,2%, permanecendo no meio $129,4\text{mg/L}$ de NTK. Os valores obtidos para as demais condições experimentais estão nas tabelas 5.15, 5.16 e 5.17. CHIANG *et alii* (1995) que aplicaram eletrólise para tratar chorume e atingiram 100% de remoção de nitrogênio amoniacal utilizando ânodo de PbO_2/Ti , 6h de eletrólise e 3A. Segundo os autores, o mecanismo de remoção do nitrogênio foi a oxidação anódica indireta, provocada pela produção de hipoclorito durante a eletrólise. QUEIROZ *et alii* (1994) aplicaram eletrólise a efluente salino de refinaria de petróleo visando eliminar principalmente nitrogênio amoniacal. Para isso, utilizaram eletrodos de titânio revestido com óxido de rutênio e irídio e 4A, eliminando totalmente o nitrogênio amoniacal em 60min. Propuseram que o cloro livre presente no efluente, formou cloramina que foi transformada em nitrogênio gasoso.

De modo geral, a temperatura não influenciou a remoção de NTK e o $\text{pH}_{\text{inicial}}$ de 3,0 influenciou negativamente esta remoção. Já a densidade de corrente aumentou a remoção de NTK. Estes comportamentos podem ser observados nas figuras 5.8 e 5.9. As demais figuras encontram-se no Anexo C.

O processo de eletroflotação removeu as formas de nitrogênio que floclaram pela dissolução anódica do ferro ou pela adição do ácido. Outro mecanismo de eliminação possível de NTK foi a formação de cloraminas, resultante da reação de cloro livre com o nitrogênio amoniacal e a posterior eliminação através da formação de N_2 . Esta reação é praticamente instantânea a 25°C e pH de 8,3, segundo relataram POON & BRUECKENER (1975) e QUEIROZ *et alii* (1994). Isto explica porque, nas densidades de corrente de 100 e 150A/m^2 ,

onde o pH do meio atingiu valores superiores a 8,0 com maior rapidez, a remoção de NTK foi menos dependente do $pH_{inicial}$. Nos experimentos com $50A/m^2$, esta dependência foi mais acentuada, ou seja, o mecanismo de remoção foi a eletrofloculação e eletroflotação, que são altamente dependentes do $pH_{inicial}$. Um mecanismo, semelhante ao proposto por POON & BRUECKENER (1975) e QUEIROZ *et alii* (1994), foi proposto por LIN & WU (1996) para eliminação de nitrito pela ação do hipoclorito, utilizando corrente de 1,5A, $96A/m^2$ e 2000mg/L de sal.

POUET & GRASMICK (1995) reportaram que o nitrogênio solúvel presente no esgoto sanitário estudado não foi removido por eletrólise, quando foram utilizados eletrodos de alumínio e densidade de corrente de $53 A/m^2$.

Correlacionando-se a remoção de NTK com a concentração de sólidos suspensos no final da eletrólise, observou-se que a remoção dependeu da concentração de sólidos suspensos quando utilizou-se $50A/m^2$, reforçando a presença dos mecanismos citados acima. Isto também pode ser observado nas tabelas 5.15, 5.16 e 5.17.

Não foi possível afirmar qual mecanismo exato de remoção de nitrogênio porque para isso seria necessário diferenciar as formas presentes nas amostras estudadas, uma vez que, além da variação de NTK, outras formas solúveis, como uréia, nitritos e nitratos, estão presentes no efluente industrial.

Tabela 5.15: Eficiência de remoção de NTK e de fósforo de efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e densidade de corrente de 50A/m² em função do pH_{inicial}, pH_{final} e da temperatura.

Exp.	Temperatura (°C)	pH _i	pH _r	NTK _i (mg/L)	NTK _r (mg/L)	Eficiência (%)	Fosforo _i (mg/L)	Fosforo _r (mg/L)	Eficiência (%)
1	15	7,0	10,9	209,4	129,4	38,2	17,8	8,3	53,6
2	15	5,0	9,7	209,4	73,9	64,7	17,8	1,4	92,1
3	15	3,0	7,0	209,4	18,48	91,2	17,8	1,0	94,4
4	25	7,0	10,5	178,6	67,7	60,1	16,8	3,8	77,4
5	25	5,0	9,5	178,6	49,3	72,4	16,8	0,8	95,1
6	25	3,0	7,0	178,6	37,0	79,3	16,8	0,8	95,1
7	35	7,0	10,0	197,1	104,7	46,9	22,1	4,2	81,0
8	35	5,0	9,9	197,1	61,6	68,7	22,1	1,6	92,7
9	35	3,0	6,8	197,1	110,9	56,2	22,1	1,6	92,7

Tabela 5.16: Eficiência de remoção de NTK e de fósforo de efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e densidade de corrente de 100A/m² em função do pH_{inicial}, pH_{final} e da temperatura.

Exp.	Temperatura (°C)	pH _i	pH _f	NTK _i (mg/L)	NTK _f (mg/L)	Eficiência (%)	Fosfato _i (mg/L)	Fosfato _f (mg/L)	Eficiência (%)
10	15	7,0	11,0	160,2	24,6	84,6	16,2	1,3	92,1
11	15	5,0	10,9	160,2	18,5	88,5	16,2	1,2	92,4
12	15	3,0	7,0	160,2	49,3	69,2	16,2	1,0	93,9
13	25	7,0	10,9	188,2	7,8	95,8	16,1	1,1	93,5
14	25	5,0	10,6	188,2	15,7	91,7	16,1	0,9	94,5
15	25	3,0	7,1	188,2	47,0	75,0	16,1	0,8	95,1
16	35	7,0	10,4	254,6	82,1	67,7	19,8	0,8	95,7
17	35	5,0	10,3	254,6	49,3	80,6	19,8	1,0	95,0
18	35	3,0	6,8	254,6	65,7	74,2	19,8	0,8	96,1

Tabela 5.17: Eficiência de remoção de NTK e de fósforo de efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e densidade de corrente de 150A/m² em função do pH_{inicial}, pH_{final} e da temperatura.

Exp.	Temperatura (°C)	pH _i	pH _r	NTK _i (mg/L)	NTK _r (mg/L)	Eficiência (%)	Fosfato _i (mg/L)	Fosfato _r (mg/L)	Eficiência (%)
19	15	7,0	11,2	312,1	65,7	78,9	23,9	1,1	95,5
20	15	5,0	11	312,1	15,7	95,0	23,9	0,9	96,1
21	15	3,0	8,4	312,1	61,6	80,3	23,9	1,1	95,3
22	25	7,0	10,7	221,8	73,9	66,7	18,3	1,0	94,3
23	25	5,0	10,7	221,8	73,9	66,7	18,3	1,4	92,5
24	25	3,0	8,9	221,8	86,2	61,1	18,3	0,3	98,4
25	35	7,0	10,6	156,1	0,0	100,0	17,0	0,5	96,8
26	35	5,0	10,2	156,1	8,2	94,7	17,0	0,5	96,8
27	35	3,0	7,9	156,1	41,1	73,7	17,0	0,3	98,2

Tabela 5.18: Porcentagem de remoção de NTK em função de temperatura e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 100A/m^2 , $\text{pH}_{\text{inicial}} 5,0$ e eletrodos de aço carbono.

Temperatura (°C)	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
15	0	0	35	54	88
25	0	8	33	58	92
35	0	14	-	48	81

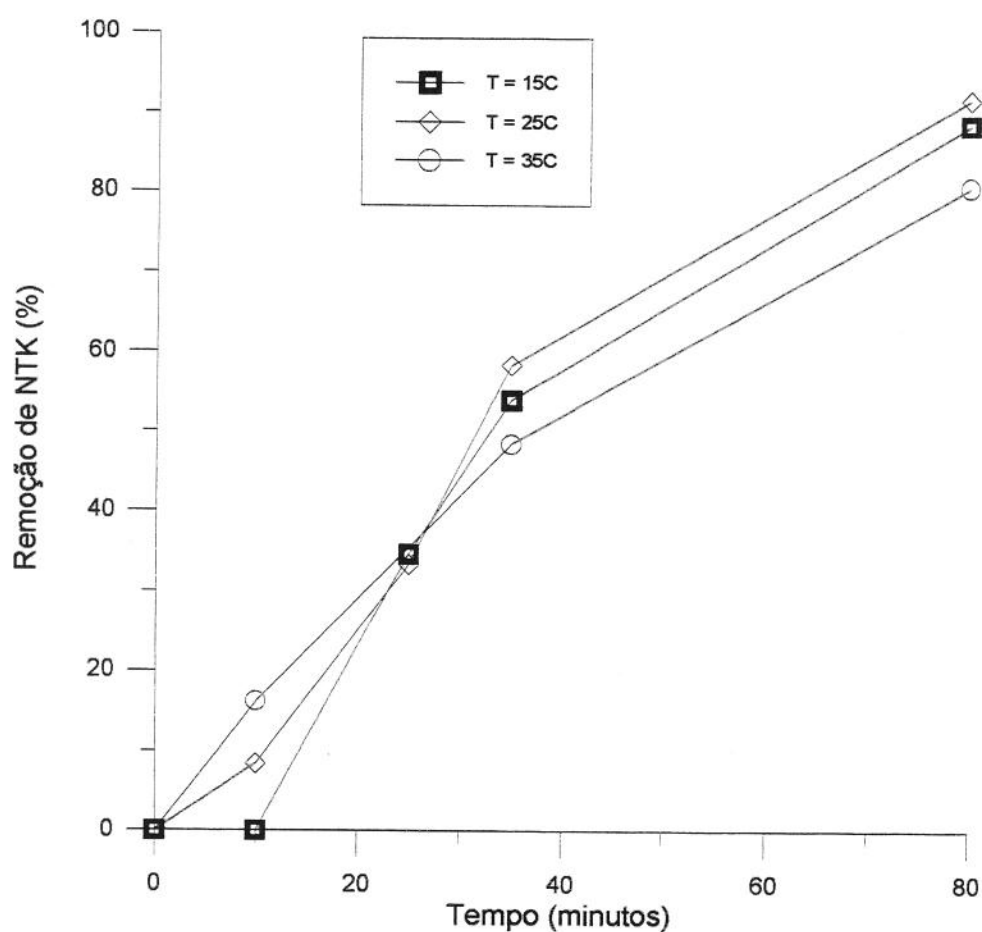


Figura 5.8: Remoção de NTK em função de temperatura e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 100A/m^2 , $\text{pH}_{\text{inicial}} 5,0$ e eletrodos de aço carbono.

Tabela 5.19: Porcentagem de remoção de NTK em função de densidade de corrente e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 35°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e eletrodos de aço carbono.

Densidade de Corrente (A/m ²)	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
50	0	0	10	-	47
100	0	23	23	35	68
150	0	16	47	74	100

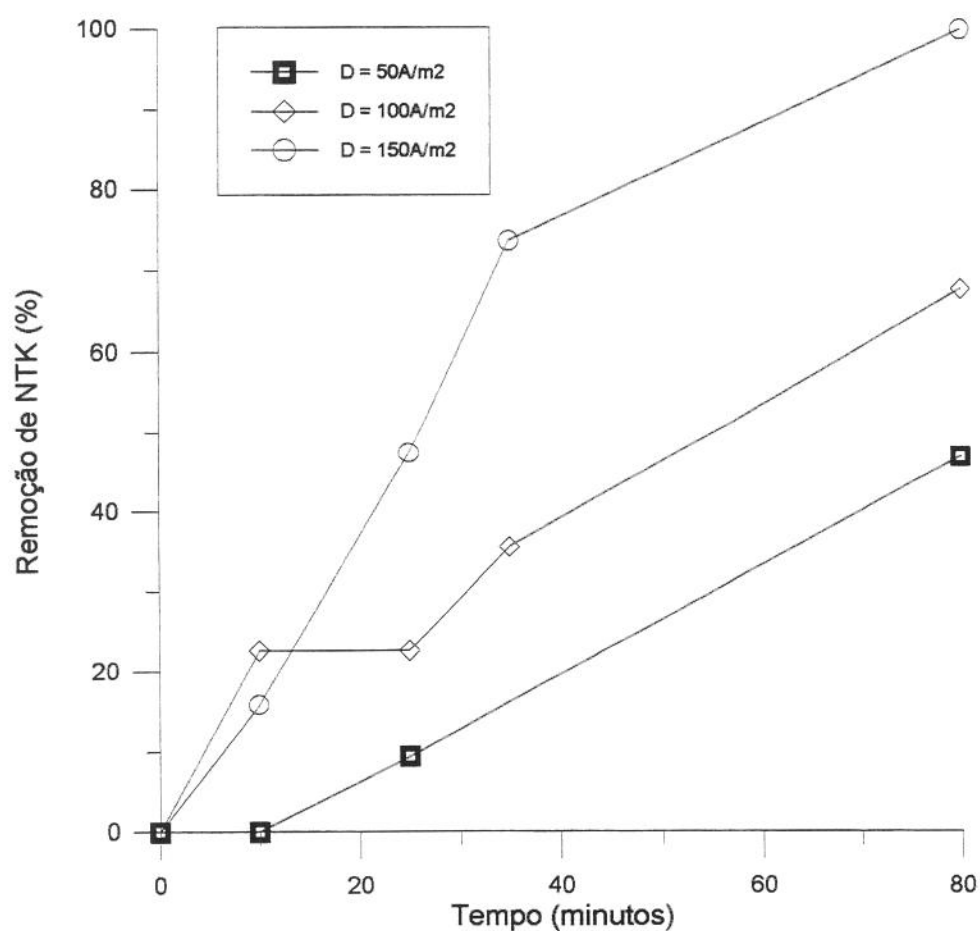


Figura 5.9: Remoção de NTK em função de densidade de corrente e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 35°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e eletrodos de aço carbono.

A remoção de fósforo aumentou com o aumento da temperatura, da densidade de corrente e com a diminuição do $\text{pH}_{\text{inicial}}$, atingindo valor máximo de remoção de 98,4% a 25°C, 150A/m² e $\text{pH}_{\text{inicial}}$ de 3,0. Nesta condição, a concentração de fósforo remanescente foi de 0,3mg/L. No entanto, quando foi utilizada temperatura de 15°C, 50A/m² e $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura*, obteve-se a menor remoção de fósforo, 53,6%. Nesta condição, a concentração de fósforo remanescente foi de 8,3mg/L.

POON & BRUECKENER (1975) reportaram remoção de fósforo maior que 98%, sendo a concentração de fósforo remanescente de 0,2mg/L, utilizando eletrodos de grafite. O mecanismo proposto foi a adsorção do fosfato nos flocos de hidróxido de magnésio, ou seja, eletroflotação. Um patamar de 0,36mg/L foi obtido por PANDIT & MAYADEO (1987) utilizando eletrofloculação e eletroflotação com eletrodos de alumínio. Já POUET & GRASMICK (1995) obtiveram remoção total do fosfato utilizando também eletrodos de alumínio. SIFUENTES (1992) obteve 95,5%, enquanto WIENDL (1985) obteve de 88 a 97% de remoção de fósforo.

A influência da temperatura na remoção final de fósforo só foi significativa com 50A/m², $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura* (6,6 a 7,2) e 15°C. As demais condições experimentais influenciaram apenas a velocidade de remoção.

A medida que o $\text{pH}_{\text{inicial}}$ diminuiu, aumentou a floculação e a medida que a densidade de corrente aumentou, a produção de gases também aumentou, aumentando a flotação e consequentemente a remoção de fósforo, mostrando que o mecanismo de remoção de fósforo foi eletrofloculação e eletroflotação. As figuras 5.10 a 5.13 ilustram o comportamento da remoção de fósforo com relação a algumas condições experimentais. As figuras dos demais experimentos encontram-se no Anexo D.

Tabela 5.20: Porcentagem de remoção de fósforo em função do $pH_{inicial}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a $15^{\circ}C$, $50A/m^2$ e eletrodos de aço carbono.

$pH_{inicial}$	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
<i>In natura</i> (6.6 a 7,2)	0	23	29	26	54
5,0	0	21	34	30	92
3,0	0	18	40	48	94

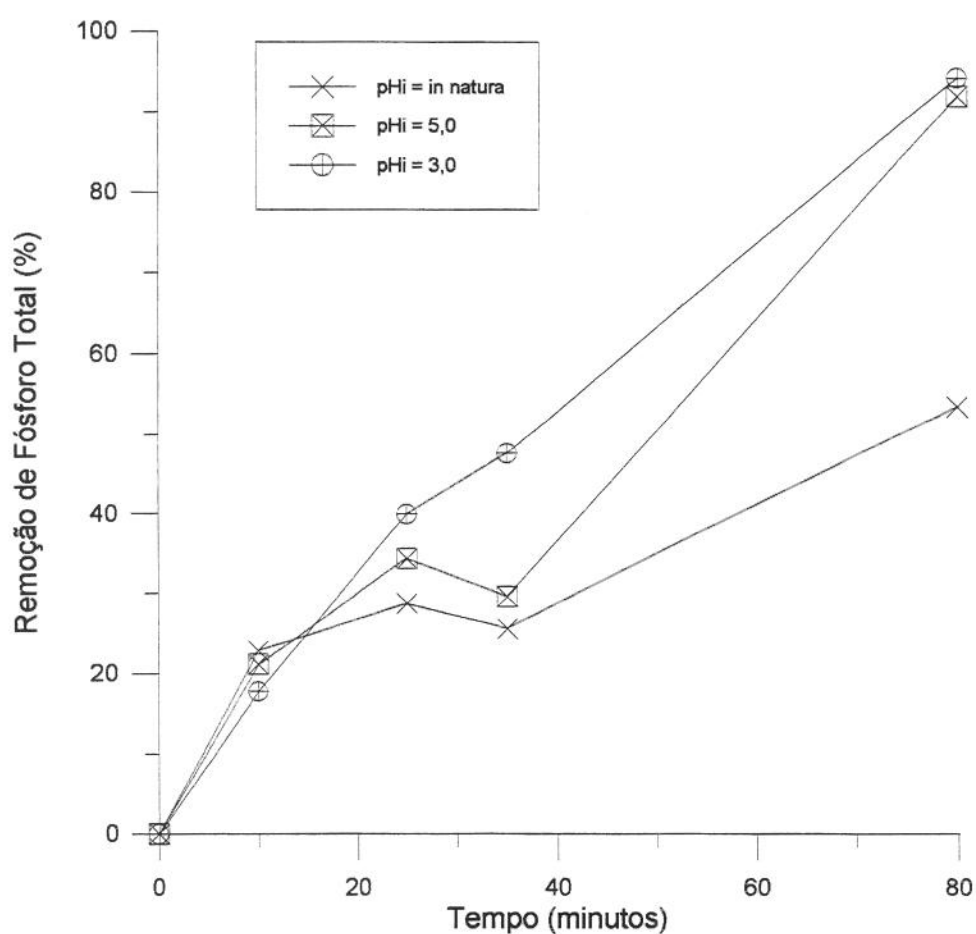


Figura 5.10: Remoção de fósforo em função de $pH_{inicial}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a $15^{\circ}C$, $50A/m^2$ e eletrodos de aço carbono.

Tabela 5.21: Porcentagem de remoção de fósforo em função do $pH_{inicial}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a $35^{\circ}C$, $150A/m^2$ e eletrodos de aço carbono.

$pH_{inicial}$	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
<i>In natura</i> (6.6 a 7,2)	0	14	43	72	97
5,0	0	27	73	94	97
3,0	0	28	89	96	98

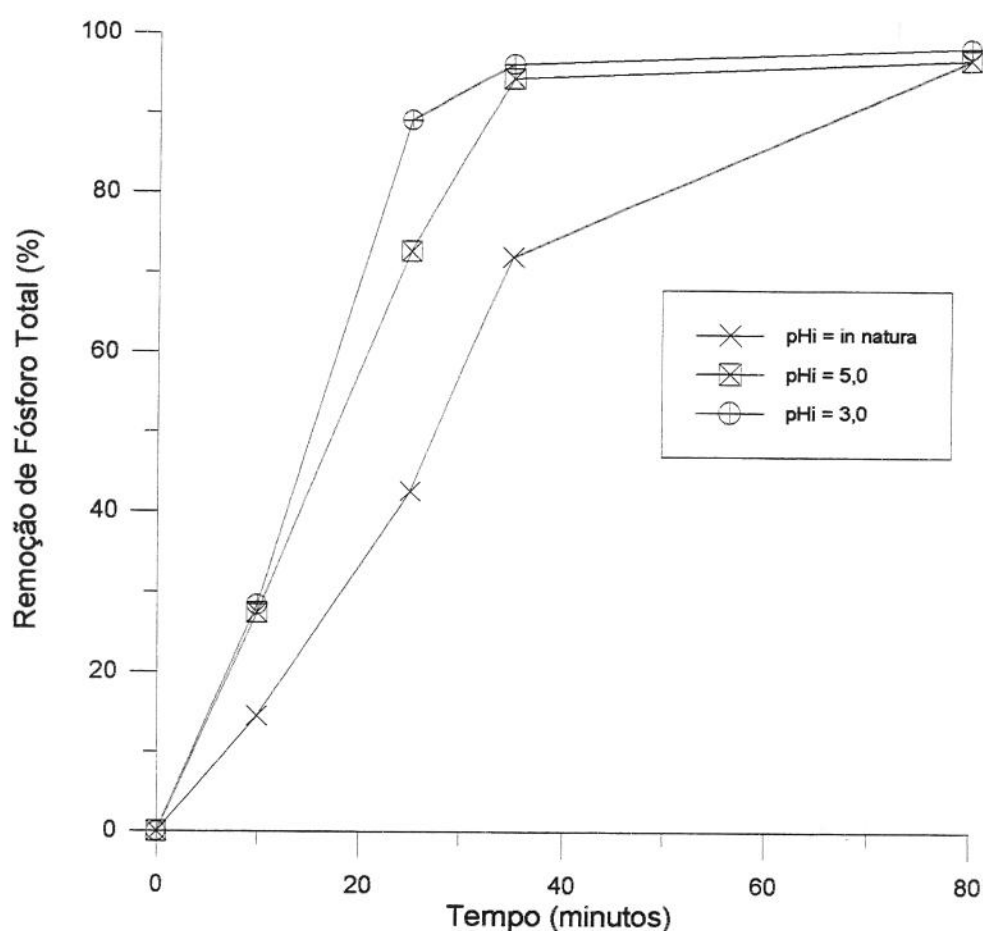


Figura 5.11: Remoção de fósforo em função do $pH_{inicial}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a $35^{\circ}C$, $150A/m^2$ e eletrodos de aço carbono.

Tabela 5.22: Porcentagem de remoção de fósforo em função da temperatura e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura* (6,6 a 7,2), 50A/m^2 e eletrodos de aço carbono.

Temperatura (°C)	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
15	0	23	29	26	54
25	0	9	22	21	77
35	0	31	41	30	81

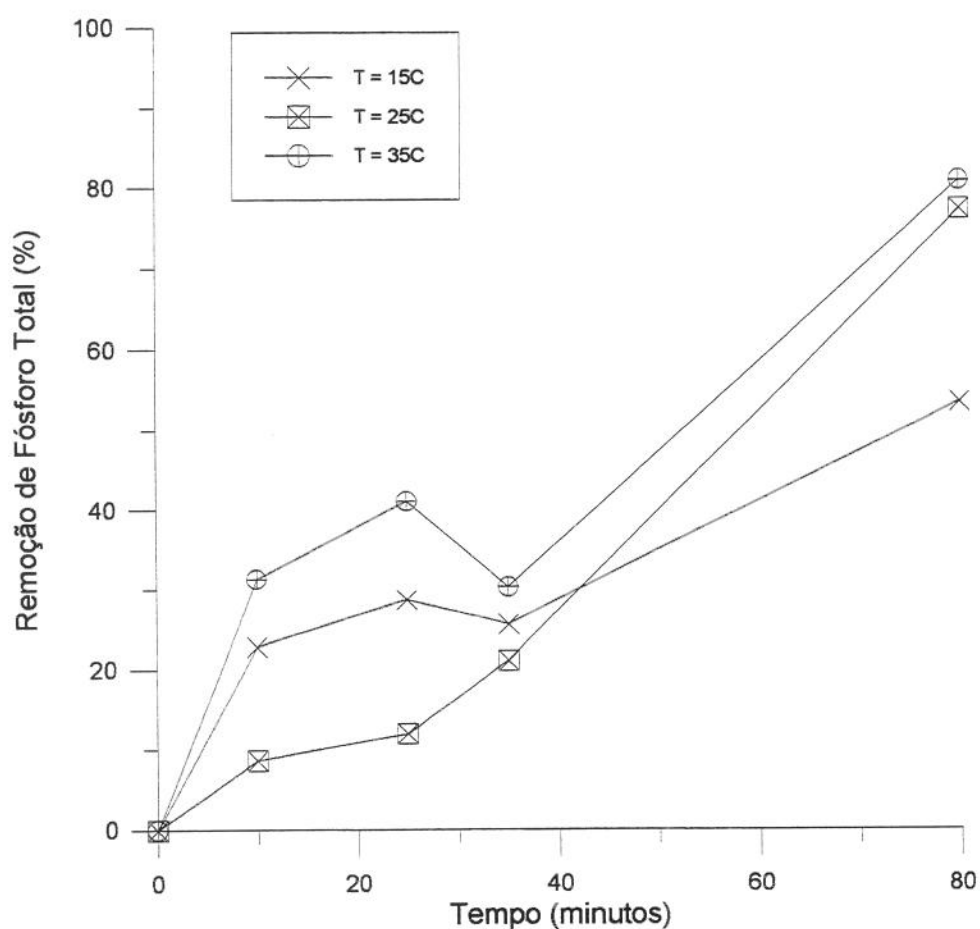


Figura 5.12: Remoção de fósforo em função da temperatura e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura* (6,6 a 7,2) 50A/m^2 e eletrodos de aço carbono.

Tabela 5.23: Porcentagem de remoção de fósforo em função da temperatura e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando $\text{pH}_{\text{inicial}}$ de 3,0, 150A/m^2 e eletrodos de aço carbono.

Temperatura (°C)	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
15	0	35	86	93	95
25	0	20	87	97	98
35	0	28	89	96	98

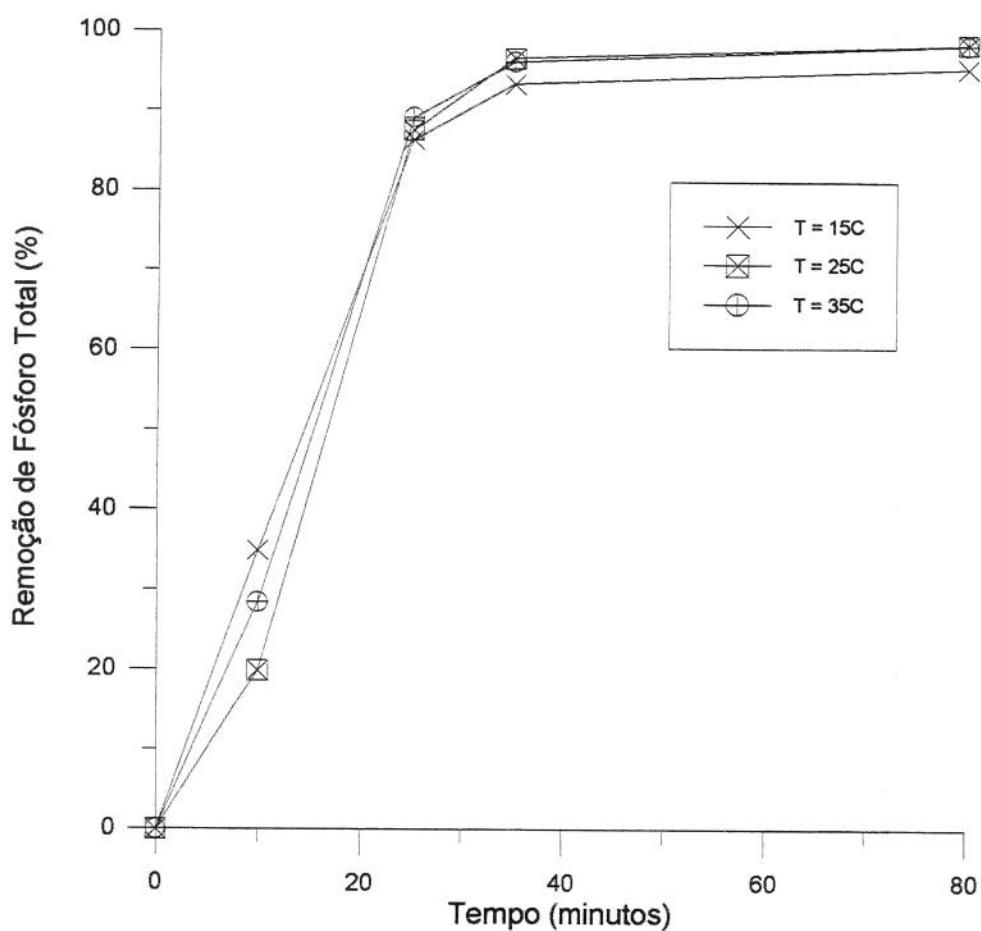


Figura 5.13: Remoção de fósforo em função da temperatura e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando $\text{pH}_{\text{inicial}}$ de 3,0, 150A/m^2 e eletrodos de aço carbono.

5.4 – Comportamento da concentração dos Sólidos Totais e Fixos e do Ferro durante a eletrólise utilizando eletrodos de aço carbono

A concentração de ferro passou por um valor máximo de concentração, que dependeu das condições experimentais. Para densidade de corrente de 50A/m^2 e temperatura de 15 e 25°C , este ponto de máximo ocorreu ao redor de 35min, no entanto quando alterou-se a temperatura para 35°C , exceto para o $\text{pH}_{\text{inicial}}$ de 5,0, não houve ponto de concentração máxima. Para 100 e 150A/m^2 , este ponto ocorreu entre 25 e 35min para todas as condições de $\text{pH}_{\text{inicial}}$ e temperatura. As figuras 5.14 e 5.15 ilustram o comportamento da concentração de ferro durante a eletrólise. As demais condições experimentais estão no Anexo E.

Os experimentos foram realizados sob condições galvanostáticas, ou seja, intensidade de corrente constante, o que implicou num desgaste constante de ferro no ânodo durante a eletrólise. No entanto, a retirada do íon de ferro dissolvido dependeu de como as velocidades de floculação e flotação se comportaram. O declínio mais acentuado na concentração de ferro, quando a densidade de corrente aumentou, pode ser justificado; simultaneamente ao aumento da massa de ferro desgastada no ânodo por unidade de tempo, que provocou o aumento da floculação, ocorreu o aumento da produção de hidrogênio no cátodo, que aumentou a velocidade de flotação, fazendo com que a concentração de ferro diminuísse para as densidades de corrente maiores.

Segundo SIFUENTES (1992), a velocidade de floculação dependeu principalmente do estado de oxidação do ferro e do pH do meio, pois isto influenciou no potencial zeta, responsável pelo balanço das cargas e consequentemente pela floculação. A temperatura influenciou diretamente a agitação das partículas que, por sua vez, influenciou a velocidade de colisão entre as mesmas, responsável pela formação dos flocos. Desta forma, a interação deste mecanismos complexos foi que promoveu a remoção do ferro do meio.

Tabela 5.24: Concentração de ferro (mg/L) em função do $\text{pH}_{\text{inicial}}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C , 50A/m^2 e eletrodos de aço carbono.

$\text{pH}_{\text{inicial}}$	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
<i>In natura</i>	1,8	35,0	74,5	93,0	69,0
5,0	1,8	32,0	75,5	79,5	45,0
3,0	1,8	35,0	86,5	115,0	102,5

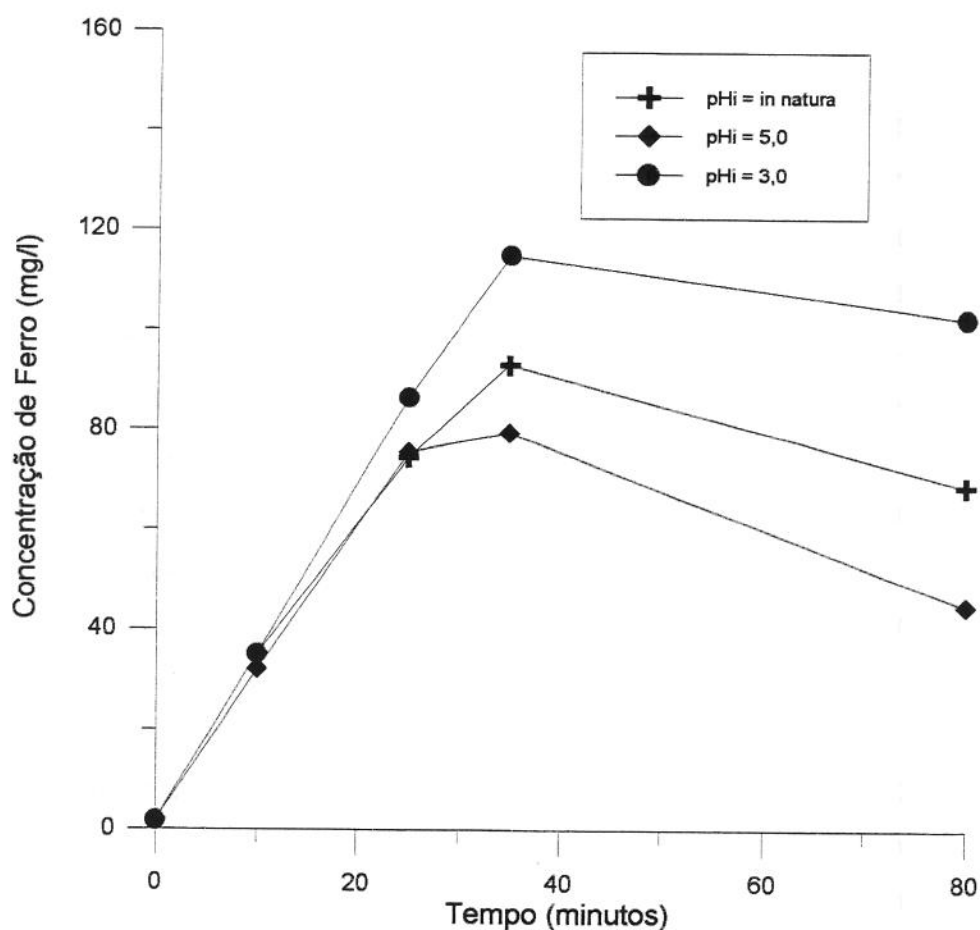


Figura 5.14: Concentração de ferro em função do $\text{pH}_{\text{inicial}}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C , 50A/m^2 e eletrodos de aço carbono.

Tabela 5.25: Concentração de ferro (mg/L) em função do $\text{pH}_{\text{inicial}}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C , 100A/m^2 e eletrodos de aço carbono.

$\text{pH}_{\text{inicial}}$	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
<i>In natura</i> (6,6 à 7,2)	1,2	35,0	-	126,5	26,0
5,0	1,2	40,5	97,0	61,5	45,0
3,0	1,2	51,0	111,0	103,0	46,5

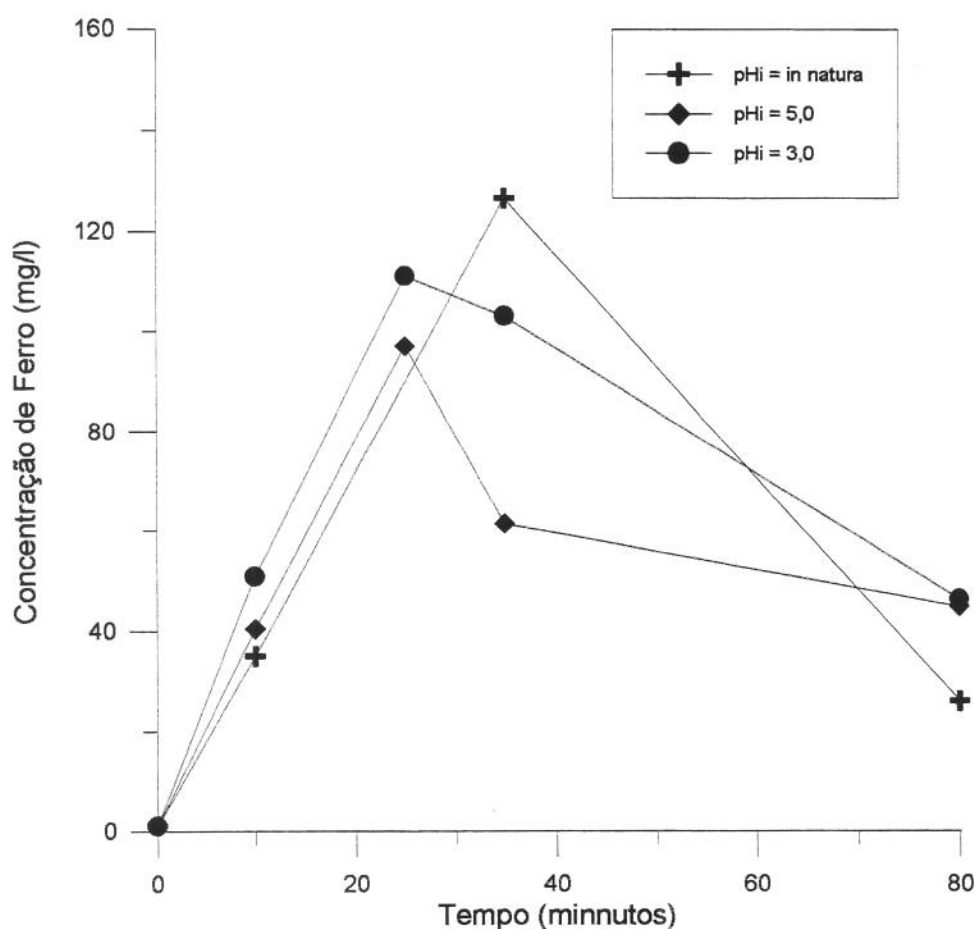


Figura 5.15: Concentração de ferro em função do $\text{pH}_{\text{inicial}}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C , 100A/m^2 e eletrodos de aço carbono.

A concentração máxima de ferro aumentou com o aumento da densidade de corrente. No pH_{inicial} 3,0, foram observadas as maiores concentrações de ferro, sendo a maior de 193,0mg/L, a 25°C, 100A/m² e 35min de eletrólise. O menor valor de concentração de ferro no meio foi de 16,0mg/L, para 100A/m², 15°C, pH_{inicial} *in natura* e 80min de eletrólise. Desta forma, em nenhuma condição experimental foi atingido o padrão para lançamento de efluentes, que para ferro é de 15mg/L (Resolução CONAMA, nº 20, de 18/06/86).

SIFUENTES (1992) obteve concentrações de ferro no efluente tratado entre 1,1 e 1,5mg/L, enquanto DELGADILLO (1991) obteve valores menores que 2,5mg/L. Nestes dois trabalhos, o ferro foi determinado sobre amostras filtradas, de forma que a concentração de ferro medida referiu-se a ferro solúvel, enquanto que, nesse trabalho, a determinação foi feita sem nenhum processo de tratamento da amostra, e por isso, o valor mais elevado de ferro nas mesmas.

Observou-se na maioria das amostras um corpo de fundo (flocos), onde o ferro possivelmente estava concentrado. No entanto, a eliminação deste corpo de fundo não diminuiria a concentração de ferro até os valores encontrados nos trabalhos citados acima, uma vez que a coloração alaranjada das amostras indicaram a presença do ferro em quantidades razoáveis. Os valores de concentração de ferro do efluente tratado foram superiores as concentrações encontradas no efluente bruto (tabela 5.3) para todas as condições experimentais, como mostra a tabela 5.26.

A concentração de sólidos fixos acompanhou o comportamento da concentração de ferro, ou seja, foi observado também o ponto de concentração máxima. No entanto, este ponto ficou mais evidente a medida que a densidade de corrente aumentou. As figuras 5.16 e 5.17 mostram este comportamento observado para os sólidos fixos. As demais condições experimentais estão no Anexo F.

O valor mínimo de concentração de sólidos fixos obtido foi de 173mg/L para 50A/m², 35°C, pH_{inicial} de 3,0 e tempo de eletrólise de 80min. O valor de concentração máxima foi de 780mg/L para 150A/m², 15°C, pH_{inicial} de 3,0 e tempo de eletrólise de 25min.

Tabela 5.26: Concentração de ferro e sólidos fixos para efluente avícola tratado por eletrólise nas condições experimentais estudadas utilizando eletrodos de aço carbono

Exp.	Dens. de corrente (A/m ²)	Temp. (°C)	pH _i	Ferro _r (mg/L)	Sól. Fixos _i (mg/L)	Sól. Fixos _r (mg/L)
1	50	15	7,0	90,5	410	390
2	50	15	5,0	78,5	410	260
3	50	15	3,0	136,0	410	173
4	50	25	7,0	69,0	260	285
5	50	25	5,0	45,0	260	280
6	50	25	3,0	102,5	260	415
7	50	35	7,0	115,0	375	370
8	50	35	5,0	57,5	375	380
9	50	35	3,0	127,0	375	610
10	100	15	7,0	32,0	290	320
11	100	15	5,0	48,0	290	290
12	100	15	3,0	104,0	290	365
13	100	25	7,0	26,0	190	195
14	100	25	5,0	45,0	190	255
15	100	25	3,0	46,5	190	355
16	100	35	7,0	44,5	410	340
17	100	35	5,0	42,5	410	415
18	100	35	3,0	140,0	410	590
19	150	15	7,0	16,0	490	430
20	150	15	5,0	26,0	490	440
21	150	15	3,0	105,0	490	350
22	150	25	7,0	51,0	290	300
23	150	25	5,0	44,0	290	295
24	150	25	3,0	74,0	290	430
25	150	35	7,0	35,0	510	380
26	150	35	5,0	51,0	510	365
27	150	35	3,0	19,5	510	580

Tabela 5.27: Concentração de sólidos fixos(mg/L) em função do pH_{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 15°C, 100A/m² e eletrodos de aço carbono.

pH _{inicial}	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
<i>In natura</i> (6.6 a 7,2)	290	-	410	445	320
5,0	290	410	445	365	290
3,0	290	590	555	-	365

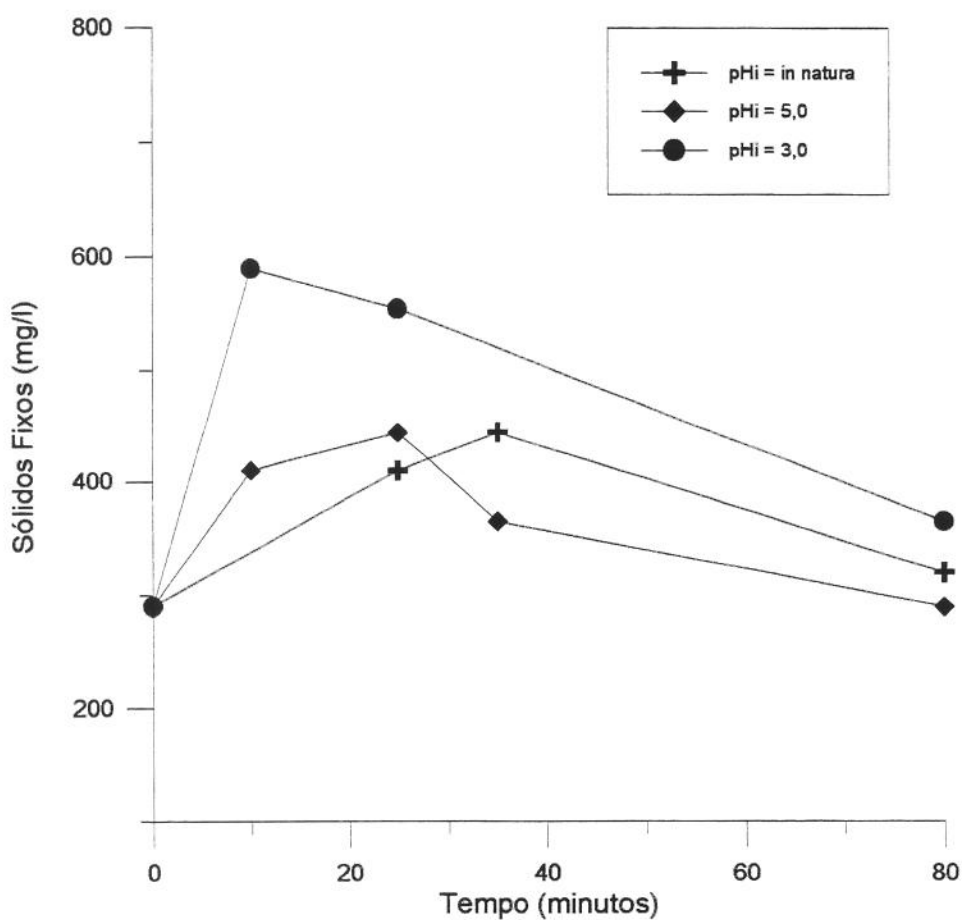


Figura 5.16: Concentração de sólidos fixos em função do pH_{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 15°C, 100A/m² e eletrodos de aço carbono.

Tabela 5.28: Concentração de sólidos fixos(mg/L) em função do $pH_{inicial}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C, 150A/m² e eletrodos de aço carbono.

$pH_{inicial}$	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
<i>In natura</i> (6.6 a 7,2)	290	420	315	290	300
5,0	290	430	495	335	295
3,0	290	595	665	525	430

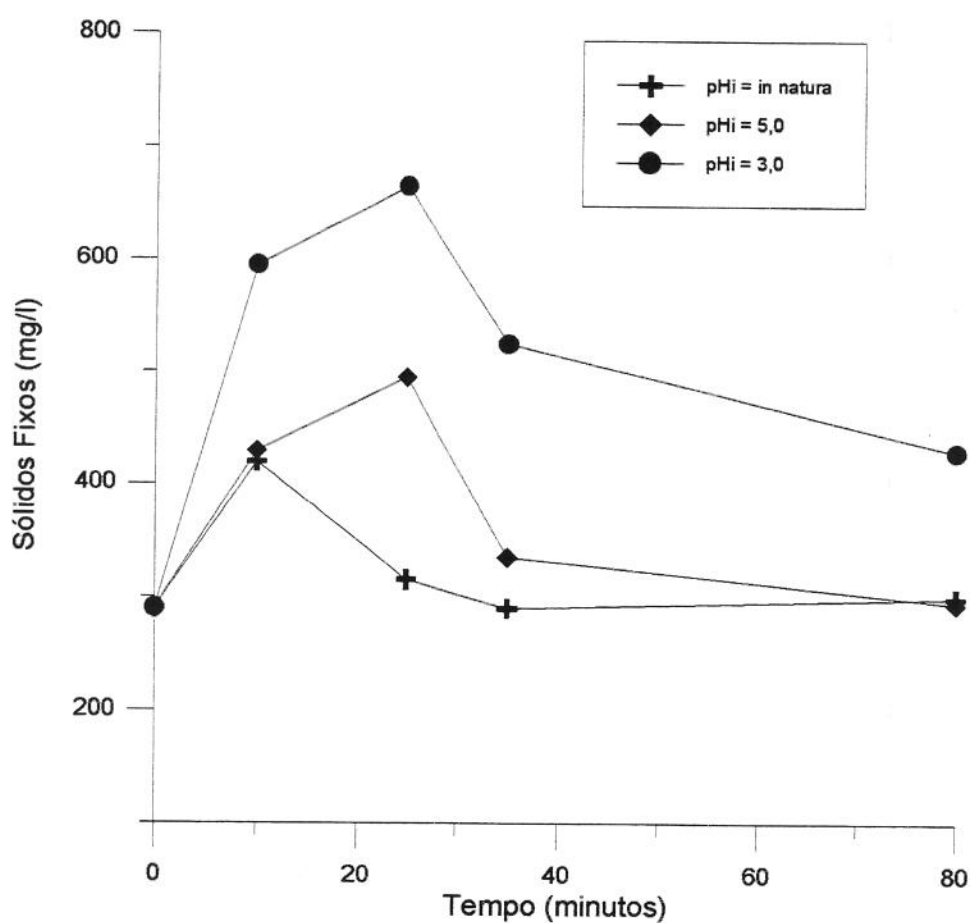


Figura 5.17: Concentração de sólidos fixos em função do $pH_{inicial}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C, 150A/m² e eletrodos de aço carbono.

A concentração dos sólidos totais diminuiu durante a eletrólise, atingindo um valor mínimo de 0,53g/L para a densidade de corrente de 150A/m², pH_{inicial} *in natura* e 15°C. SIFUENTES (1992) encontrou uma concentração mínima de sólidos totais de 2,5g/L. As figuras 5.18 e 5.19 ilustram o comportamento da concentração de sólidos totais durante o tratamento eletrolítico. As demais condições experimentais estão no Anexo G.

As concentrações de sólidos totais após o tratamento eletrolítico (80min) foram sempre menores que as respectivas concentrações no efluente bruto (tabela 5.31). A dissolução anódica do ferro aumentou a concentração de sólidos totais. No entanto, a velocidade como isto aconteceu foi menor que a velocidade de flotação do material em suspensão, constituinte também dos sólidos totais, fazendo com que este diminuísse durante a eletrólise. A remoção de sólidos totais foi inferior às observadas para os demais poluentes estudados. A maior remoção foi de 80% para 50A/m², 35°C e pH_{inicial} 5,0. Nesta mesma temperatura e pH_{inicial} e 150A/m², foi observada a menor remoção (34%).

Os sólidos suspensos foram analisados somente no efluente bruto e nas amostras coletadas no final do tratamento eletrolítico (80min) em todas as condições estudadas. As concentrações determinadas estão listadas na tabela 5.32. A remoção de sólidos suspensos foi sempre superior à 63%, atingido valor máximo de 92% no pH_{inicial} 5,0, 50 e 150A/m² e 15 e 35°C. As concentrações de sólidos suspensos também passaram por um mínimo no pH_{inicial} 5,0, da mesma forma que foi observado para a concentração de ferro. Estes resultados foram maiores aos obtidos por FIGUEIREDO *et alii* (1993), que encontraram remoção de sólidos suspensos entre 28 e 52%.

Tabela 5.29: Concentração de sólidos totais(g/L) em função do $pH_{inicial}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando a 15°C, 50A/m² e eletrodos de aço carbono.

$pH_{inicial}$	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
<i>In natura</i> (6.6 a 7,2)	2,75	1,62	1,48	1,45	1,10
5,0	2,75	1,63	1,80	1,50	0,73
3,0	2,75	1,93	1,40	1,29	1,13

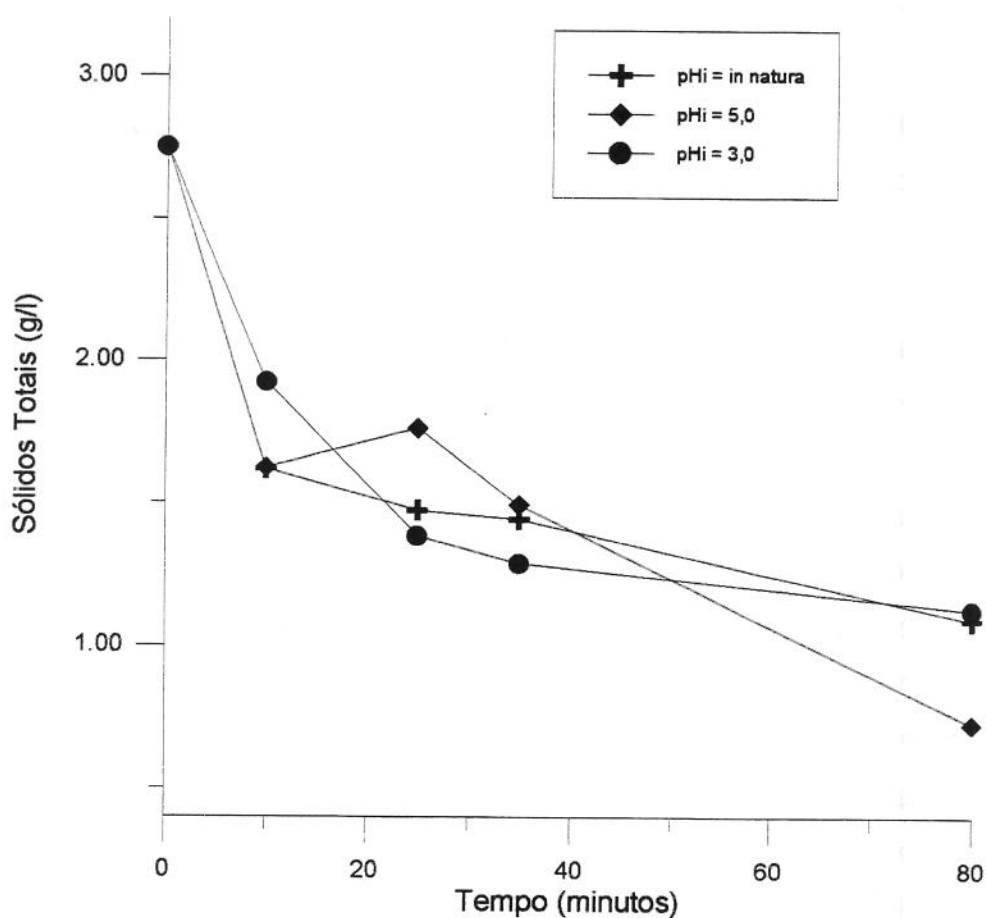


Figura 5.18: Concentração de sólidos totais em função do $pH_{inicial}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando temperatura de 15°C, densidade de corrente de 50A/m² e eletrodos de aço carbono.

Tabela 5.30: Concentração de sólidos totais(g/L) em função do pH_{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C, 150A/m² e eletrodos de aço carbono.

pH _{inicial}	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
<i>In natura</i> (6.6 a 7,2)	2,21	1,49	0,88	0,70	0,53
5,0	2,21	1,78	1,25	0,76	0,63
3,0	2,21	1,77	1,25	0,91	0,74

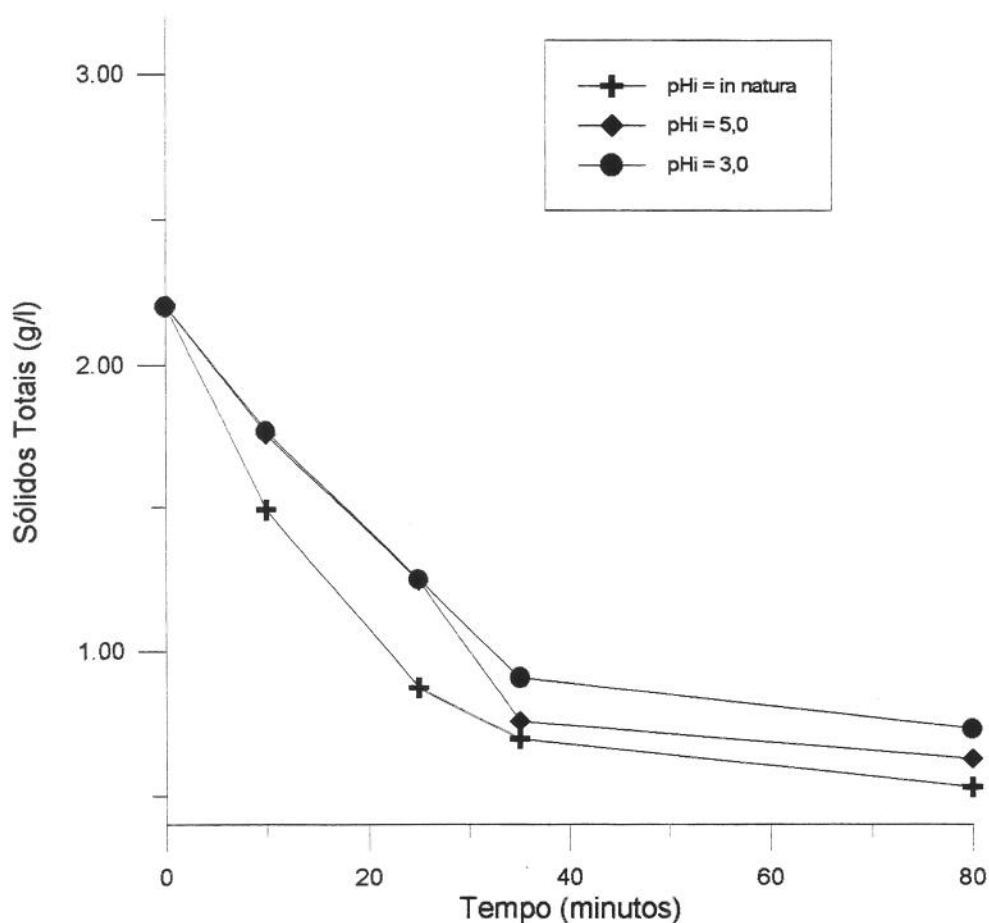


Figura 5.19: Concentração de sólidos totais em função do pH_{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise a 25°C, 150A/m² e eletrodos de aço carbono.

Tabela 5.31: Concentração de sólidos totais para efluente avícola tratado por eletrólise nas condições experimentais estudadas.

Exp.	Dens. de corrente (A/m ²)	Temp. (°C)	pH _i	Sól. Totais _i . (g/L)	Sól. Totais _r . (g/L)	Eficiência (%)
1	50	15	7,0	2,75	1,10	60
2	50	15	5,0	2,75	0,73	73
3	50	15	3,0	2,75	1,13	59
4	50	25	7,0	1,61	0,82	49
5	50	25	5,0	1,61	0,85	47
6	50	25	3,0	1,61	0,87	46
7	50	35	7,0	1,78	1,18	34
8	50	35	5,0	1,78	0,94	80
9	50	35	3,0	1,78	1,25	70
10	100	15	7,0	3,00	1,08	64
11	100	15	5,0	3,00	1,69	44
12	100	15	3,0	3,00	1,32	56
13	100	25	7,0	1,87	0,82	56
14	100	25	5,0	1,87	0,70	63
15	100	25	3,0	1,87	0,82	56
16	100	35	7,0	2,05	0,92	55
17	100	35	5,0	2,05	0,98	52
18	100	35	3,0	2,05	1,03	50
19	150	15	7,0	2,08	0,70	66
20	150	15	5,0	2,08	0,74	64
21	150	15	3,0	2,08	1,32	37
22	150	25	7,0	2,21	0,53	76
23	150	25	5,0	2,21	0,63	71
24	150	25	3,0	2,21	0,74	67
25	150	35	7,0	1,84	0,63	66
26	150	35	5,0	1,84	0,62	34
27	150	35	3,0	1,84	1,07	42

Tabela 5.32: Concentração de sólidos suspensos para efluente avícola tratado por eletrólise para todas as condições experimentais estudadas.

Exp.	Dens. de corrente (A/m ²)	Temp. (°C)	pH _i	Sól. Susp. _i (mg/L)	Sól. Susp. _r (mg/L)	Eficiência (%)
1	50	15	7,0	889	327	63
2	50	15	5,0	889	230	74
3	50	15	3,0	889	233	74
4	50	25	7,0	790	250	68
5	50	25	5,0	790	199	75
6	50	25	3,0	790	214	73
7	50	35	7,0	940	304	68
8	50	35	5,0	940	71	92
9	50	35	3,0	940	185	77
10	100	15	7,0	911	162	82
11	100	15	5,0	911	185	80
12	100	15	3,0	911	335	63
13	100	25	7,0	835	149	82
14	100	25	5,0	835	178	79
15	100	25	3,0	835	215	74
16	100	35	7,0	887	124	86
17	100	35	5,0	887	100	89
18	100	35	3,0	887	140	84
19	150	15	7,0	782	166	83
20	150	15	5,0	782	60	92
21	150	15	3,0	782	118	85
22	150	25	7,0	1127	113	85
23	150	25	5,0	1127	103	91
24	150	25	3,0	1127	100	91
25	150	35	7,0	896	247	78
26	150	35	5,0	896	276	69
27	150	35	3,0	896	307	66

5.5 – Remoção de poluentes utilizando eletrodos não-dissociáveis (TiO₂/RuO₂)

O desgaste de ferro na utilização do ânodo de aço carbono descrito nos itens 5,3; 5,4 e 5,5, necessário aos processos de eletrofloculação e eletroflotação, fez com que sua concentração no final da eletrólise ficasse sempre acima da concentração permitida por legislação (15mg/L). Uma alternativa para resolver este problema seria a utilização de eletrodos não dissociáveis ou inertes (TiO₂/RuO₂), onde o processo de remoção dos poluentes se dá pela oxidação direta e/ou indireta e pela flotação do material floculado natural do efluente avícola.

O aumento da densidade de corrente e da temperatura e a diminuição do pH_{inicial} aumentaram a remoção de DQO, como pode ser observado na tabela 5.33. A menor remoção de DQO foi de 61%, para 50A/m², 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e 80min de eletrólise, enquanto a maior remoção foi de 80% para 150A/m², 35°C, pH_{inicial} de 3,0 e 15min.

Nas condições experimentais estudadas, a remoção de DQO aumentou rapidamente durante os 15min iniciais de eletrólise e permaneceu praticamente inalterada até o final da eletrólise (80min). Observou-se formação de espuma na superfície do líquido durante a eletrólise, indicando a separação de material floculado por flotação. Após os 15min de eletrólise, observou-se visualmente que a espuma começou a desestabilizar-se e a remoção de DQO não apresentou alteração significativa após este tempo. A figura 5.20 mostra o comportamento da remoção de DQO para as condições experimentais estudadas.

CHIANG *et alii* (1995) reportaram que a remoção de DQO, utilizando ânodo revestido com titânio, deu-se através da oxidação indireta provocada pelo hipoclorito gerado durante a eletrólise, a partir do cloreto presente no efluente de chorume a ser tratado. Foi obtido remoção de 58% para 6h de eletrólise e 3A e 92% de remoção para 9h e 4A.

Tabela 5.33: Influência da temperatura, densidade de corrente e $\text{pH}_{\text{inicial}}$ na remoção de DQO de efluente avícola tratado por eletrólise e no consumo de energia, utilizando eletrodos não-dissociáveis ($\text{TiO}_2/\text{RuO}_2$).

Exp.	Temp. (°C)	Dens. De corrente (A/m^2)	pH_i	pH_f	Energia (kWh/m^3)	DQO _f (mg/L)	Remoção de DQO (%)
28	25	50	<i>In nat.</i>	6,7	1,04	1387	61
29	25	100	3,0	2,8	2,37	842	77
30	35	150	3,0	3,1	4,21	785	78

Obs.: O subíndice "f" refere-se ao tempo de 80 minutos de eletrólise

O consumo de energia pode ser considerado baixo, quando comparado ao obtido por CHIANG *et alii* (1995) que ficou entre 95,4 e 216,0 kWh/m^3 .

Não foi observada alteração significativa no pH durante a eletrólise pois, segundo LINGANE (citado por GIACON, 1993), os radicais hidroxilas produzidos em meio básico no ânodo são decompostos em oxigênio e água no cátodo. Em meio ácido, a água é decomposta em oxigênio e íons hidrogênio no ânodo, sendo estes últimos transformados em gás hidrogênio.

A tensão aumentou durante a eletrólise em 5V para todas as condições experimentais estudadas e a condutividade diminuiu durante a eletrólise. A figura 5.20 e a tabela 5.34 mostram estes comportamentos. Os demais resultados estão no Anexo H.

Comparando-se a remoção de DQO para as condições experimentais estudadas verificou-se que o $\text{pH}_{\text{inicial}}$ teve influência mais significativa que a densidade de corrente e a temperatura, como pode ser visto na figura 5.21.

Tabela 5.34: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 150A/m^2 , 35°C , $\text{pH}_{\text{inicial}} 3,0$ e eletrodo não-dissociável.

Parâmetro	Tempo de eletrólise (minutos)						
	0	5	10	15	25	50	80
Rem. DQO (%)	0	67	73	80	76	79	78
Tensão (V)	8,7	9,0	9,1	9,1	9,1	9,2	9,2
pH	3,0	3,1	3,0	3,1	3,1	3,1	3,1
Cond. ($\mu\text{S/cm}$)	1380	1343	1362	1323	1333	1283	1266

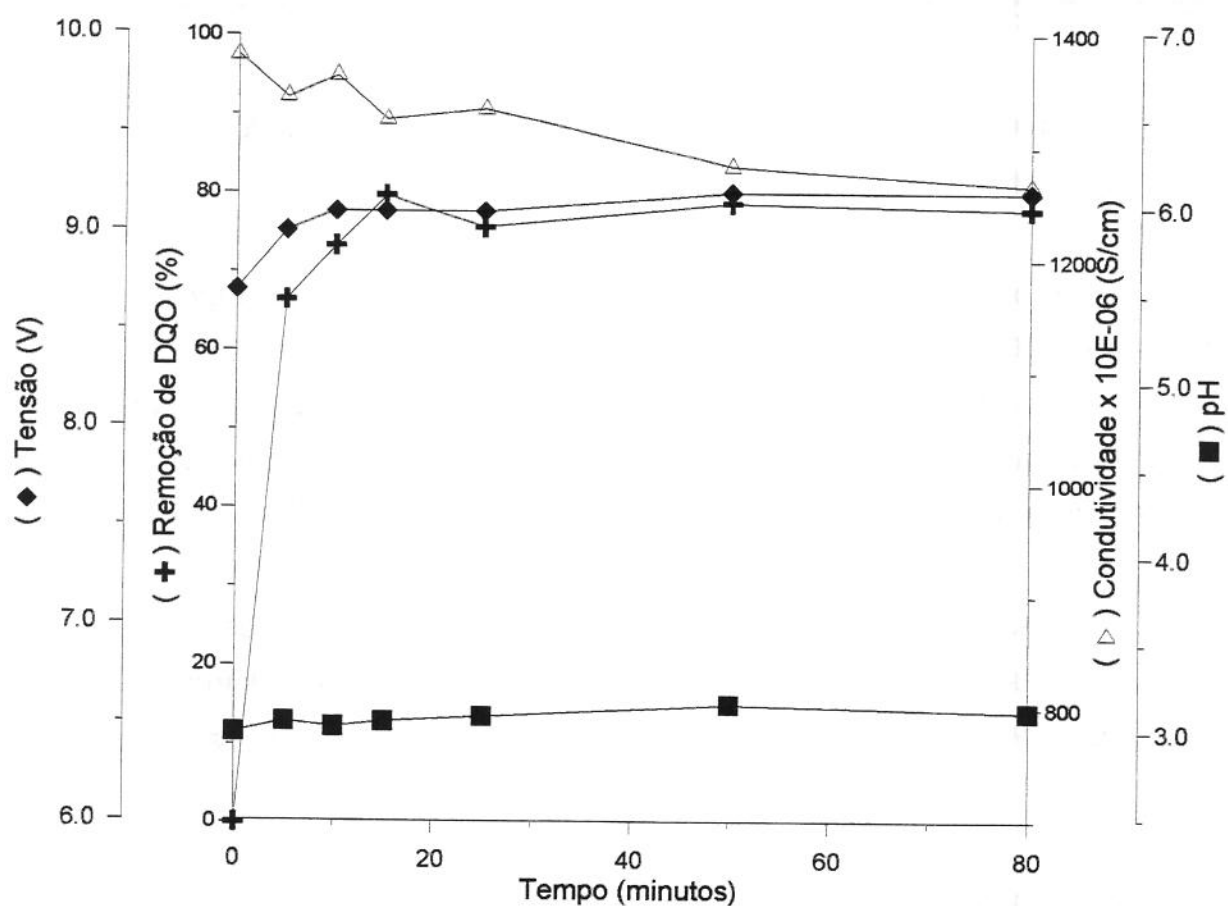


Figura 5.20: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 150A/m^2 , 35°C , $\text{pH}_{\text{inicial}} 3,0$ e eletrodo não-dissociável.

Tabela 5.35: Porcentagem de remoção de DQO em função do tempo de eletrólise utilizando eletrodo não-dissociável.

Experimento	Tempo de eletrólise (minutos)						
	0	5	10	15	25	50	80
28	0	54	50	57	55	57	61
29	0	49	69	76	76	73	77
30	0	67	73	80	76	79	78

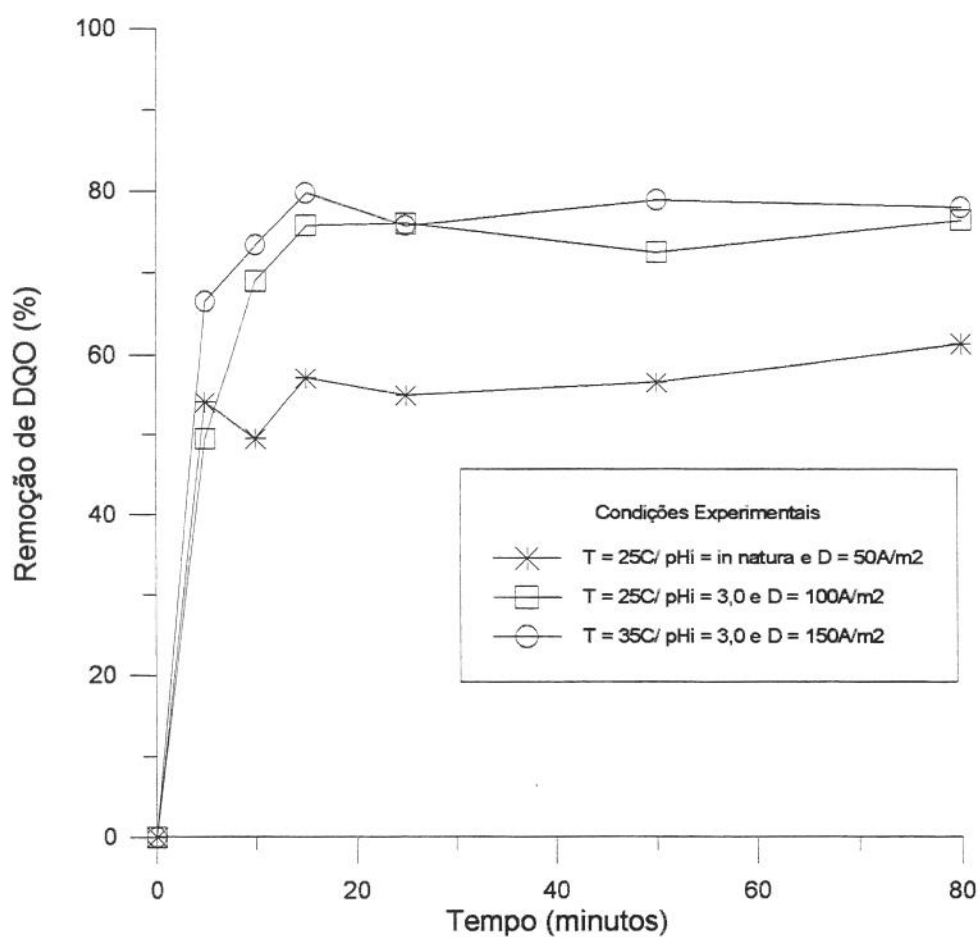


Figura 5.21: Porcentagem de remoção de DQO em função do tempo de eletrólise utilizando eletrodo não-dissociável.

As remoções de NTK e de fósforo foram baixas, 40,0 e 29,5%, respectivamente. Para o NTK, o aumento da densidade de corrente e da temperatura e a diminuição do $pH_{inicial}$ favoreceram sua remoção (tabela 5.36). Para o fósforo, a remoção máxima foi obtida a 25°C, 100A/m², $pH_{inicial}$ 3,0 e 50min de eletrólise, e foi de 35,4% (tabela 5.38). Para NTK, a remoção máxima foi obtida a 35°C, 150A/m², $pH_{inicial}$ 3,0 e 10min de eletrólise, e foi de 42,9%. As figuras 5.22 e 5.23 e as tabelas 5.37 e 5.38 mostram o comportamento da remoção de NTK e fósforo durante a eletrólise.

Tabela 5.36: Influência da temperatura, densidade de corrente e $pH_{inicial}$ na remoção de NTK, fósforo, concentrações de sólidos totais e fixos de efluente avícola tratado por eletrólise utilizando eletrodos não-dissociáveis (TiO₂/RuO₂).

Exp.	NTK _f (mg/L)	Eficiência (%)	Fósforo _f (mg/L)	Eficiência (%)	Sól. Totais _f (g/L)	Sól. Fixos _f (mg/L)
28	170,6	17,1	21,1	11,3	1,68	320
29	132,3	35,7	16,2	29,5	1,50	510
30	123,5	40,0	17,2	25,4	1,65	580

Obs.: O subíndice "f" refere-se ao tempo de 80 minutos de eletrólise

A remoção de NTK e de fósforo, para o $pH_{inicial}$ foi de 3,0, aumentou rapidamente até os 10min iniciais, permanecendo praticamente inalterada até o final da eletrólise. Este mesmo comportamento foi observado para a remoção de DQO. Quando utilizou-se $pH_{inicial}$ *in natura*, a velocidade de remoção foi menor.

Quando aumentou-se o tempo de eletrólise de 80min para 120min não foi encontrado aumento significativo na remoção de poluentes, exceto para remoção de NTK que aumentou de 11,7 para 25,7%.

A concentração de sólidos fixos aumentou para o $pH_{inicial}$ 3,0 durante a eletrólise, enquanto que para o $pH_{inicial}$ *in natura* a concentração de sólidos

permaneceu inalterada. A concentração de sólidos totais diminuiu durante a eletrólise para todas as condições experimentais. Os comportamentos para as concentrações de sólidos totais e fixos estão mostrados nas figuras 5.24 e 5.25, respectivamente.

A remoção de sólidos suspensos aumentou com o aumento da densidade de corrente, temperatura e diminuição do $\text{pH}_{\text{inicial}}$, sendo que a maior remoção foi de 99%, na seguinte condição experimental: 35°C , 150A/m^2 e $\text{pH}_{\text{inicial}}$ 3,0. A menor remoção foi de 78% para 25°C , 50A/m^2 e $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura*.

Assim como na remoção de DQO, na remoção dos sólidos a influência do $\text{pH}_{\text{inicial}}$ foi mais significativa do que a influência da densidade de corrente e da temperatura.

Os altos valores das concentrações remanescentes dos poluentes obtidos deixou claro a necessidade de um tratamento complementar, para que as concentrações dos poluentes atinjam os níveis de emissão exigidos pela legislação pertinente.

Tabela 5.37: Porcentagem de remoção de NTK em função do tempo de eletrólise utilizando eletrodo não-dissociável.

Experimento	Tempo (minutos)				
	0	10	25	50	80
28	0	0	2,9	8,6	17,1
29	0	31,4	31,4	31,4	35,7
30	0	42,9	37,1	42,9	40,0

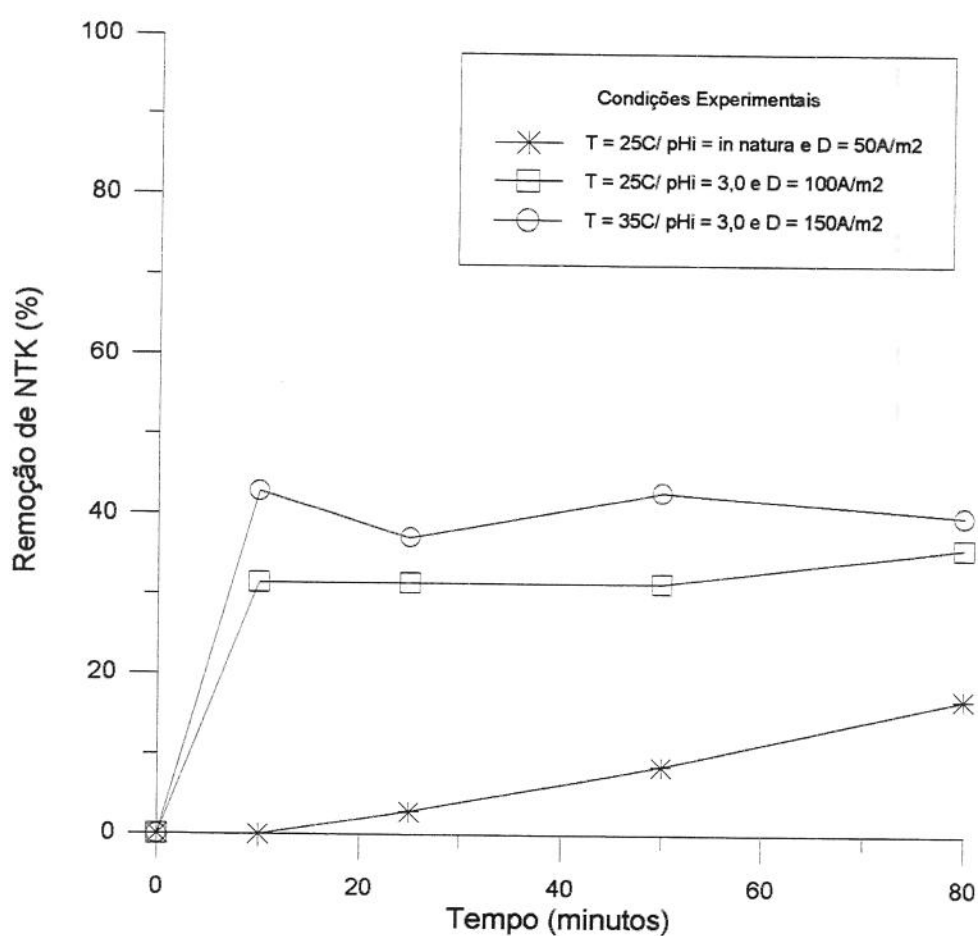


Figura 5.22: Remoção de NTK em função do tempo de eletrólise utilizando eletrodo não-dissociável.

Tabela 5.38: Porcentagem de remoção de fósforo em função do tempo de eletrólise utilizando eletrodo não-dissociável.

Experimento	Tempo (minutos)				
	0	10	25	50	80
28	0	3,8	6,5	7,0	11,3
29	0	24,7	30,9	35,4	29,5
30	0	25,6	26,6	27,3	25,4

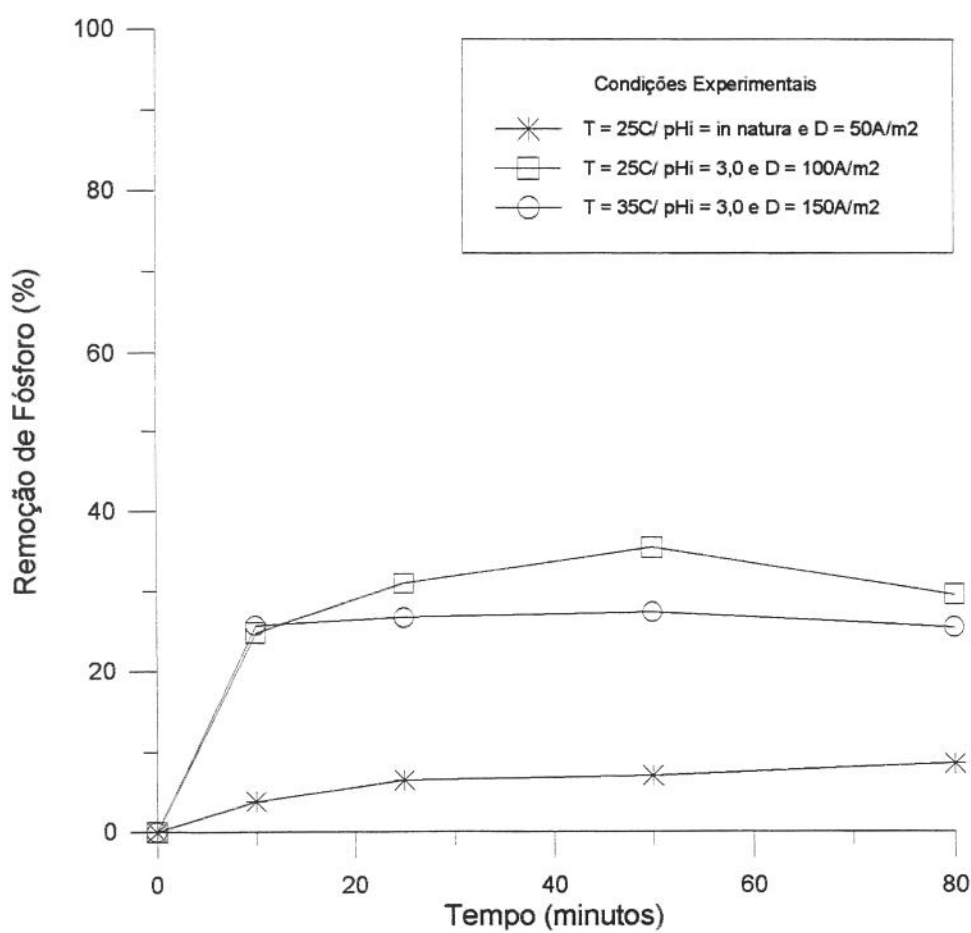


Figura 5.23: Remoção de fósforo em função do tempo de eletrólise utilizando eletrodo não-dissociável.

Tabela 5.39: Concentração de sólidos totais (g/L) em função do tempo de eletrólise utilizando eletrodo não-dissociável.

Experimento	Tempo (minutos)				
	0	10	25	50	80
28	2,40	1,91	1,78	1,72	1,68
29	2,40	1,69	1,46	1,49	1,50
30	2,40	1,60	1,66	1,63	1,65

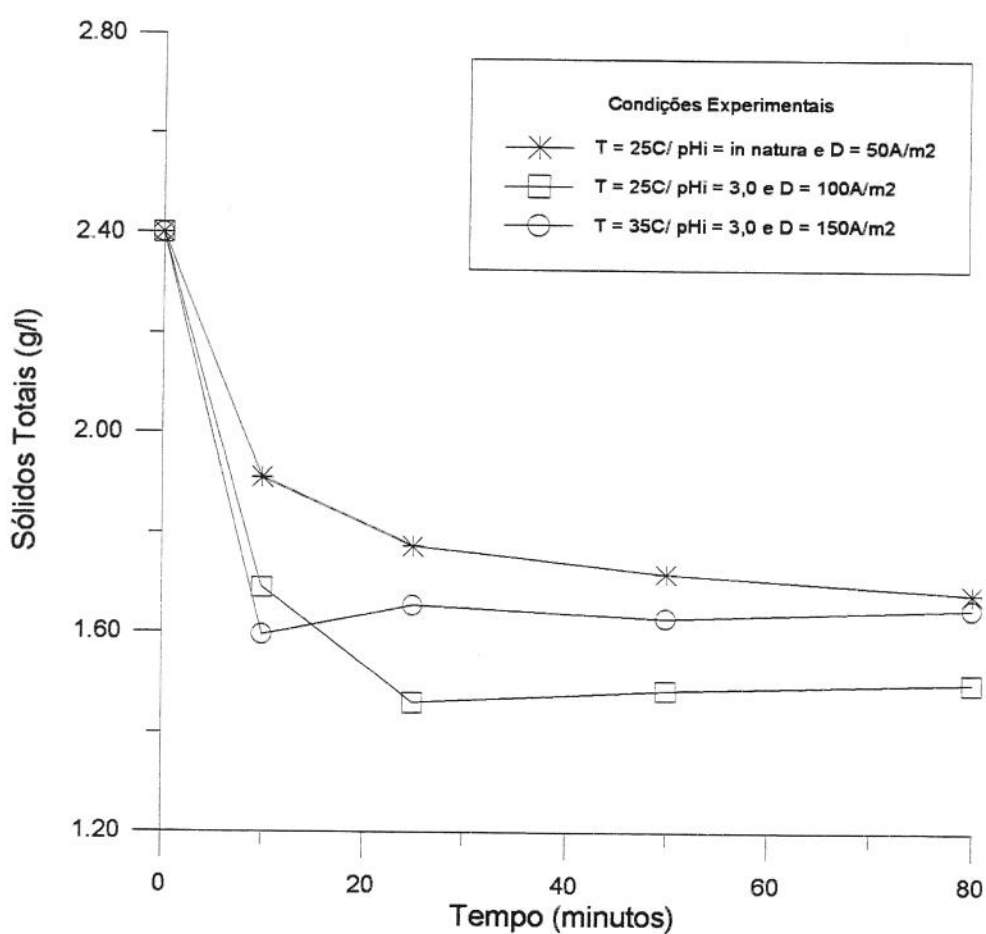


Figura 5.24: Concentração de sólidos totais (g/L) em função do tempo de eletrólise utilizando eletrodo não-dissociável.

Tabela 5.40: Concentração de sólidos fixos (mg/L) em função do tempo de eletrólise utilizando eletrodo não-dissociável.

Experimento	Tempo (minutos)				
	0	10	25	50	80
28	325	315	315	305	320
29	325	485	470	520	510
30	325	475	625	550	580

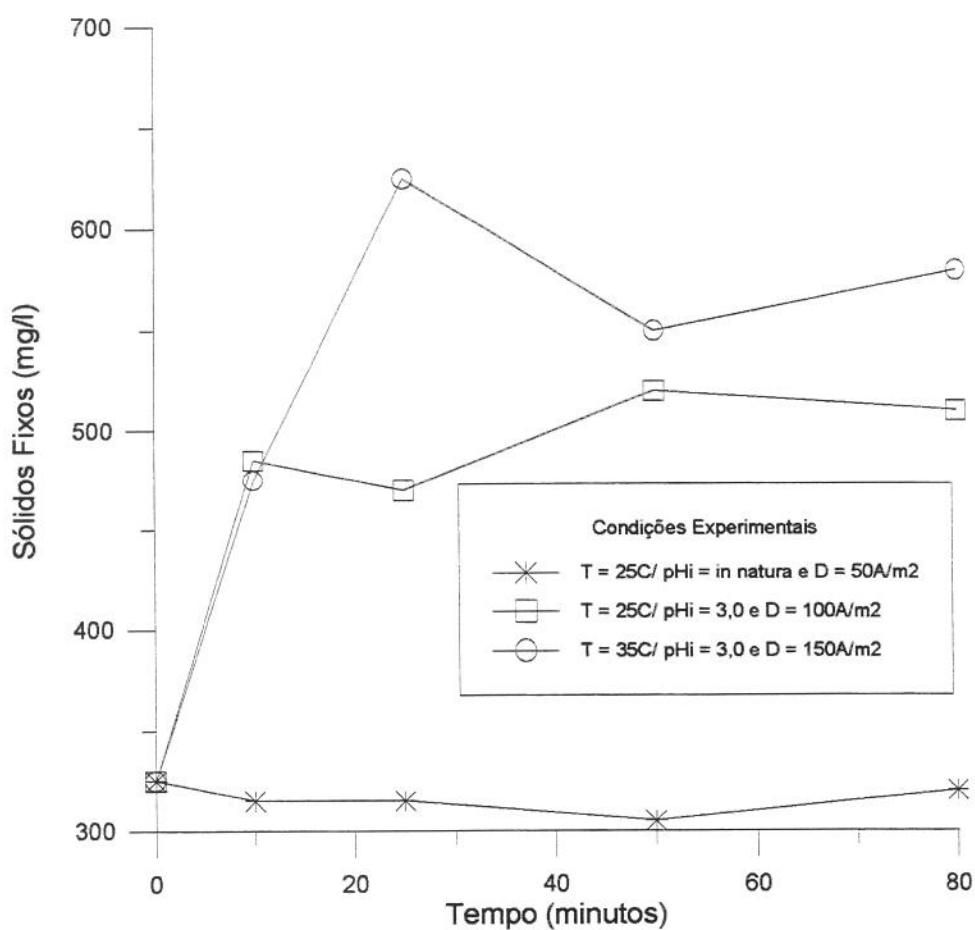


Figura 5.25: Concentração de sólidos fixos (mg/L) em função do tempo de eletrólise utilizando eletrodo não-dissociável.

5.6 - Remoção de poluentes utilizando inversão de eletrodos (aço carbono e $\text{TiO}_2/\text{RuO}_2$)

Nesta etapa do trabalho, a intenção foi promover o desgaste do ferro no ânodo para permitir a floculação de poluentes, invertendo a polaridade dos eletrodos de forma a completar a flotação dos flocos formados, sem desgastar o eletrodo de aço carbono, utilizando-se eletrodo de $\text{TiO}_2/\text{RuO}_2$ que, após a inversão da polaridade, foi utilizado como ânodo, de forma a obter menor concentração de íons ferrosos no efluente tratado em comparação aos experimentos anteriores.

5.6.1 – Remoção de DQO e consumo de energia

De acordo com a tabela 5.41, não foi encontrada diferença significativa em relação à média de remoção de DQO dentre as condições experimentais estudadas, que foi de 79%, exceto para $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura* (6,6 a 7,2), 25°C e 50A/m², onde a remoção de DQO foi de 48% e a DQO remanescente foi de 1128mg/L. A maior remoção de DQO foi de 82% a 25°C, $\text{pH}_{\text{inicial}}$ 5,0, 100 e 150A/m² e a DQO remanescente foi de 330mg/L.

Tabela 5.41: Relação da densidade de corrente, do $\text{pH}_{\text{Inicial}}$, da condutividade, da tensão e do consumo de energia com a remoção de DQO de efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando inversão de polaridade entre eletrodo de aço carbono e de $\text{TiO}_2/\text{RuO}_2$ a 25°C .

Exp.	Ponto de Inversão (min)	Densidade de corrente (A/m^2)	pH_i	pH_f	Conduct. _i ($\mu\text{S/cm}$)	Conduct. _f ($\mu\text{S/cm}$)	Tensão _i (volts DC)	Tensão _f (volts DC)	Energia (KWh/m^3)	DQO _i (mg/L)	DQO _f (mg/L)	Remoção de DQO (%)
31	25	50	In nat.	5,4	683	684	5,6	7,4	1,04	2158	1128	48
32	30	100	In nat.	5,9	683	688	10,3	11,8	3,39	2158	411	81
33	20	150	In nat.	6,3	683	712	14,2	16,3	7,32	2158	540	75
34	25	50	5,0	5,1	667	713	6,2	7,5	1,08	1804	476	74
35	30	100	5,0	4,4	740	755	10,0	11,5	3,38	1804	330	82
36	20	150	5,0	4,4	784	702	14,6	15,5	7,01	1804	330	82

Obs.: O subíndice "f" refere-se ao tempo de 80 minutos de eletrólise

Após a inversão de polaridade dos eletrodos, observou-se, visualmente, que a espuma formada na superfície do líquido começou a desintegrar-se e os flocos contidos na espuma começaram a decantar. No entanto, a remoção de DQO continuou aumentando após a inversão da polaridade. A desintegração da espuma foi observada também quando o eletrodo não-dissociável foi usado durante toda a eletrólise (item 5.5).

A tensão aumentou durante a eletrólise para todas as condições experimentais estudadas. Após a inversão de polaridade, foi observado um aumento na tensão, mantendo-se constante até o fim da eletrólise.

O pH aumentou até o ponto de inversão da polaridade dos eletrodos, diminuiu até o final da eletrólise, atingindo valor de 9,1-9,6 para o pH_{inicial} *in natura* e 8,2-9,0 para pH_{inicial} 5,0. A liberação de íons hidroxilas no cátodo fez o pH aumentar, concordando com GIACON (1993) que observou que os íons hidroxilas eram consumidos no ânodo não-dissociável, fazendo com que o pH diminuísse. Outro fato que explica a diminuição do pH é que ocorreu a formação de hidróxido de ferro II que, por ser um precipitado (nas condições dos experimentos), foi removido por flotação.

No mesmo tempo onde foi observado um pico para o pH, observou-se um ponto de mínimo para a condutividade, o que foi mais evidente para as densidades de corrente de 100 e 150 A/m². Após este ponto, a condutividade aumentou até valores próximos aos valores de condutividade do efluente bruto.

As figuras 5.26 e 5.27 (tabelas 5.42 e 5.43) mostram o comportamento da tensão, condutividade, pH e remoção de DQO para os experimentos utilizando a inversão de polaridade entre eletrodos. As demais condições experimentais estão mostradas no Anexo I.

O consumo de energia aumentou com o aumento da densidade de corrente para um mesmo $\text{pH}_{\text{inicial}}$, enquanto que a diminuição do $\text{pH}_{\text{inicial}}$, para a mesma densidade de corrente não alterou significativamente o consumo de energia.

As remoções de DQO aumentaram durante a eletrólise com o aumento da densidade de corrente para o $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura* e 5,0. A figura 5.28 (tabela 5.44) mostra este comportamento. As demais condições experimentais estão no Anexo I.

Tabela 5.42: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função da densidade de corrente e do tempo de tratamento por eletrólise de efluente avícola utilizando 150A/m^2 , 25°C , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura*. Ponto de inversão da polaridade entre eletrodo de aço carbono e não-dissociável: 20min.

Parâmetro	Tempo de eletrólise (minutos)							
	0	5	10	15	25	35	50	80
Rem. DQO (%)	0	34	43	46	51	71	78	75
Tensão (V)	14,2	13,8	14,3	15,6	16,2	16,2	16,3	16,3
pH	6,6	7,5	8,9	9,5	7,9	6,9	6,7	6,3
Cond. ($\mu\text{S/cm}$)	683	712	627	545	676	686	704	712

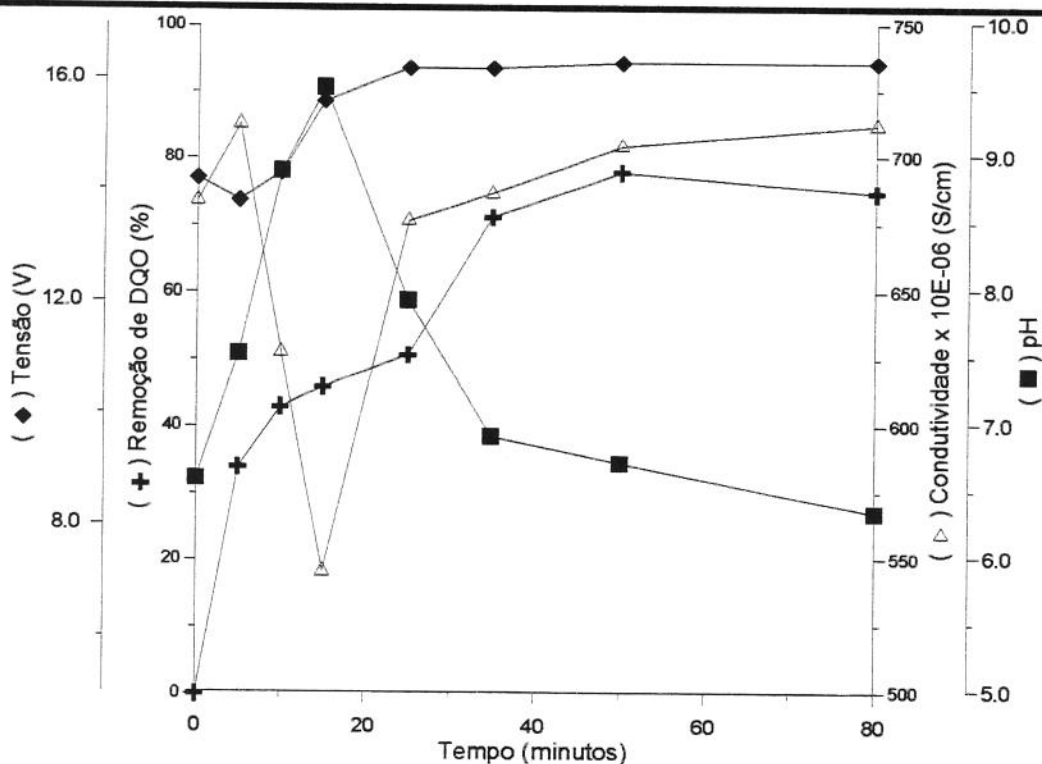


Figura 5.26: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função da densidade de corrente e do tempo de tratamento por eletrólise de efluente avícola utilizando 150A/m^2 , 25°C , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura*. Ponto de inversão da polaridade entre eletrodo de aço carbono e não-dissociável: 20min.

Tabela 5.43: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função da densidade de corrente e do tempo de tratamento por eletrólise de efluente avícola utilizando 100A/m^2 , 25°C , $\text{pH}_{\text{inicial}} 5,0$. Ponto de inversão de polaridade entre eletrodo de aço carbono e não-dissociável: 30min.

Parâmetro	Tempo de eletrólise (minutos)							
	0	5	10	15	25	35	50	80
Rem. DQO (%)	0	20	33	39	60	56	76	82
Tensão (V)	10,0	10,0	9,8	10,5	10,7	10,7	11,7	11,5
pH	5,0	6,4	6,9	6,7	9,0	6,9	5,6	4,4
Cond. ($\mu\text{S/cm}$)	740	694	659	647	593	668	663	755

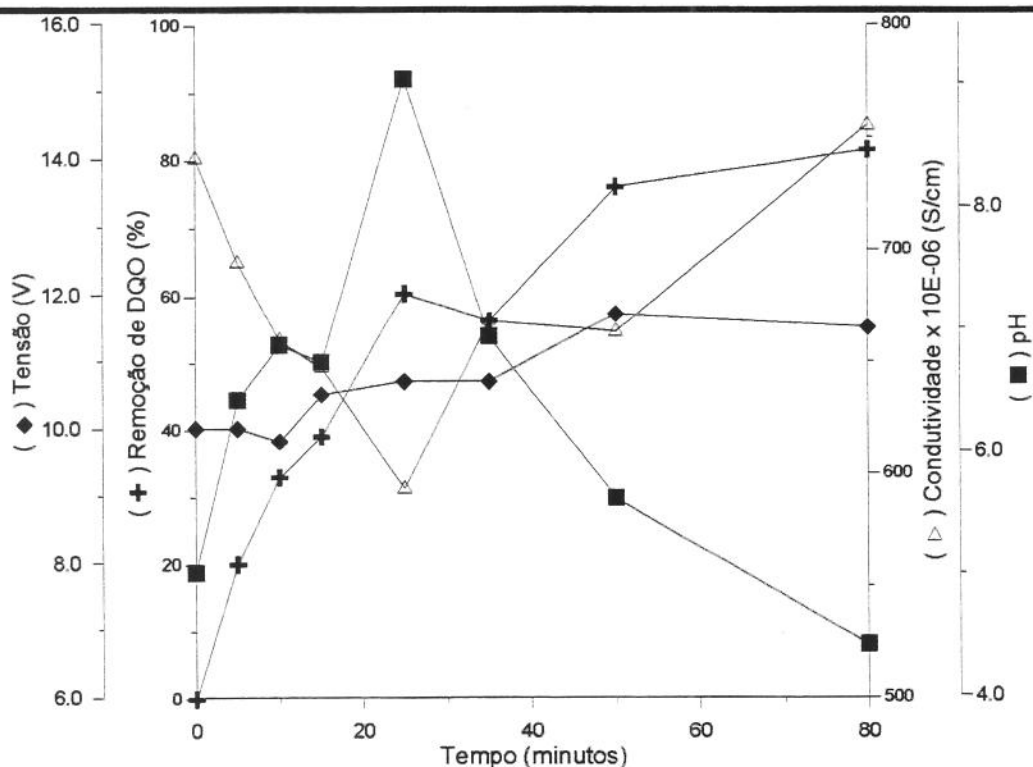


Figura 5.27: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função da densidade de corrente e do tempo de tratamento por eletrólise de efluente avícola utilizando 100A/m^2 , 25°C , $\text{pH}_{\text{inicial}} 5,0$. Ponto de inversão da polaridade entre eletrodo de aço carbono e não-dissociável: 30min.

Tabela 5.44: Porcentagem de remoção de DQO em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade (PI) e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e eletrodo de aço carbono e eletrodo não-dissociável.

Densidade de Corrente (A/m ²)	Tempo de eletrólise (minutos)							
	0	5	10	15	25	35	50	80
50	0	20	20	31	21	37	42	48
100	0	24	39	34	44	48	61	81
150	0	34	43	46	51	77	78	75

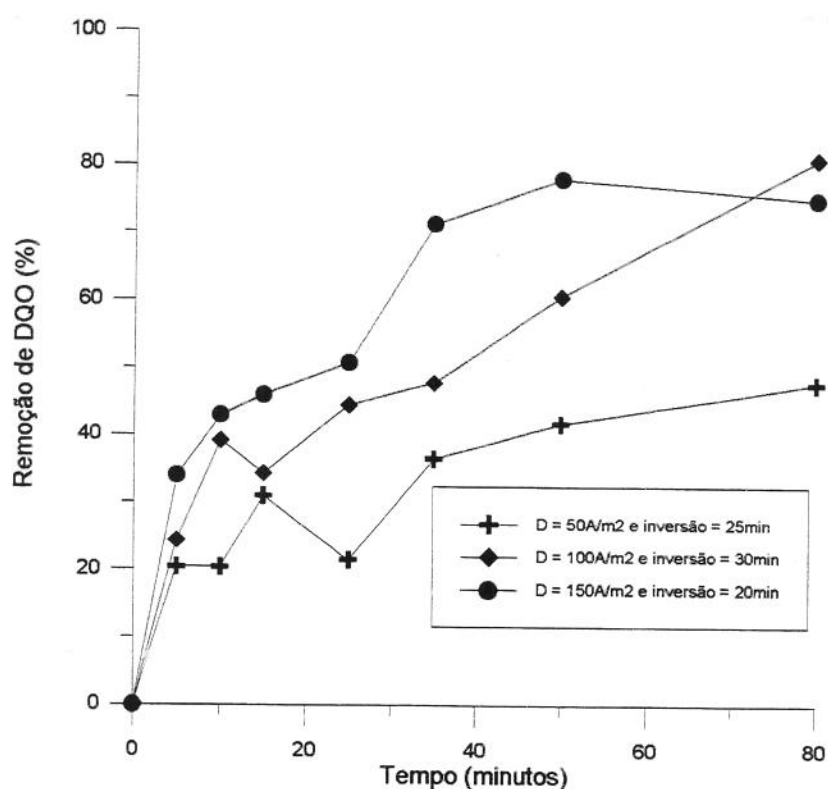


Figura 5.28: Remoção de DQO em função da densidade de corrente, ponto de inversão de polaridade (PI) para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e eletrodo de aço carbono e não-dissociável.

5.6.2 – Remoção de nitrogênio e fósforo

A remoção de NTK aumentou com a diminuição do $pH_{inicial}$ e com o aumento da densidade de corrente, sendo a melhor remoção de NTK de 65,6% para $pH_{inicial}$ *in natura* (6,6 a 7,2). A remoção de fósforo total teve o mesmo comportamento que a remoção de NTK, sendo a maior remoção obtida de 97,6%, nas mesmas condições experimentais da melhor remoção de NTK. As menores concentrações remanescentes de NTK e fósforo foram de 64,7 e 0,5mg/L, respectivamente. A tabela 5.45 apresenta os resultados obtidos para a remoção de fósforo e NTK.

Tabela 5.45: Influência da densidade de corrente e $pH_{inicial}$ na remoção de NTK e fósforo de efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando inversão de polaridade entre eletrodo de aço carbono e de TiO_2/RuO_2 a 25°C.

Exp.	Densidade de corrente (A/m^2)	Ponto de Inversão (min)	pH_i	NTK _f (mg/L)	Remoção de NTK(%)	Fósforo _f (mg/L)	Remoção de Fósforo (%)
31	50	25	<i>In nat</i>	182,3	11,4	13,5	27,3
32	100	30	<i>In nat</i>	88,2	57,1	1,0	94,6
33	150	20	<i>In nat</i>	88,2	57,1	2,0	89,1
34	50	25	5,0	117,6	37,5	3,4	82,0
35	100	30	5,0	76,4	59,4	0,8	95,9
36	150	20	5,0	64,7	65,6	0,5	97,6

Obs.: O subíndice "f" refere-se ao tempo de 80 minutos de eletrólise

Um patamar de remoção de NTK foi obtido para 150A/m², independentemente do $pH_{inicial}$. Para a remoção de fósforo, este foi encontrado somente para o $pH_{inicial}$ de 5,0, indicando a influência da floculação na remoção de fósforo e NTK. A variação do pH durante a eletrólise, mostrada no item 5.6.1, não alterou a remoção destes poluentes, que aumentou com o tempo de eletrólise até

o final da eletrólise ou até que o patamar de remoção fosse atingido. As figuras 5.29 e 5.30 mostram a remoção de NTK e fósforo, respectivamente e o Anexo L mostra os resultados dos demais experimentos para remoção de NTK e fósforo total.

Houve formação de espuma enquanto o eletrodo de aço carbono foi utilizado como ânodo e após a inversão da polaridade foi observado que a espuma começou a desintegrar-se.

Tabela 5.46: Porcentagem de remoção de NTK de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade de eletrodos (PI) e tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} 5,0, eletrodos de aço carbono e não-dissociável.

Densidade de Corrente (A/m ²)	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
50	0	12,5	12,5	15,6	37,5
100	0	12,5	25,0	43,8	59,4
150	0	34,4	46,9	68,7	65,6

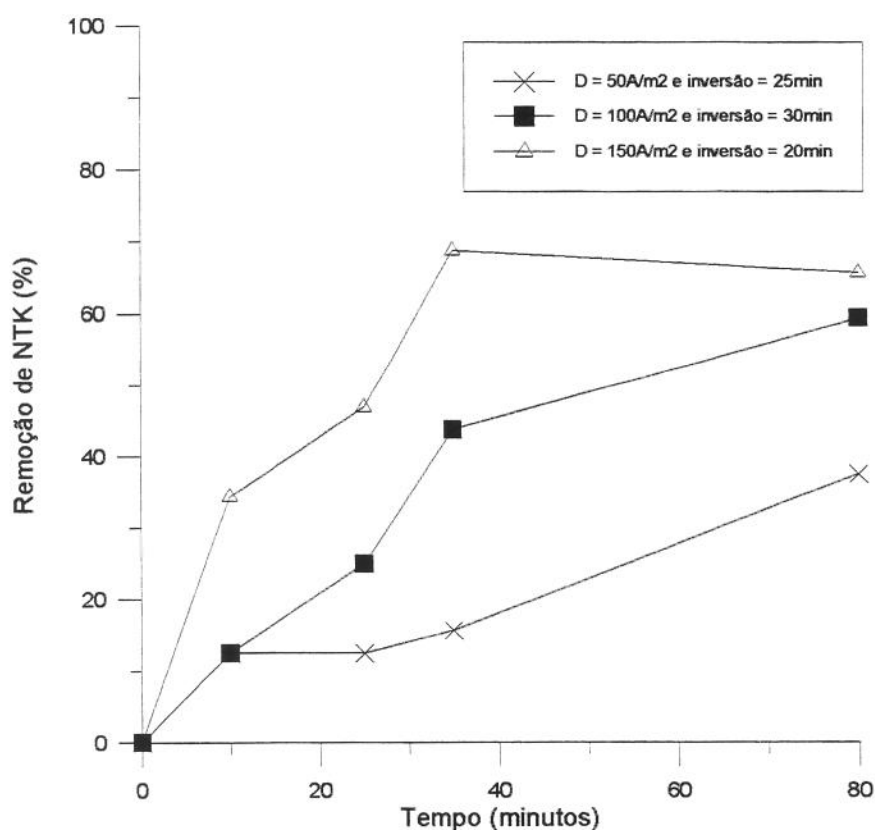


Figura 5.29: Remoção de NTK de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade de eletrodos (PI) e tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} 5,0, eletrodos de aço carbono e não-dissociável.

Tabela 5.47: Porcentagem de remoção de fósforo total de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade de eletrodos (PI) e tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} 5,0, eletrodos de aço carbono e não-dissociável.

Densidade de Corrente (A/m ²)	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
50	0	18,2	25,6	29,8	82,0
100	0	23,8	39,4	60,3	95,9
150	0	26,6	74,1	91,6	97,6

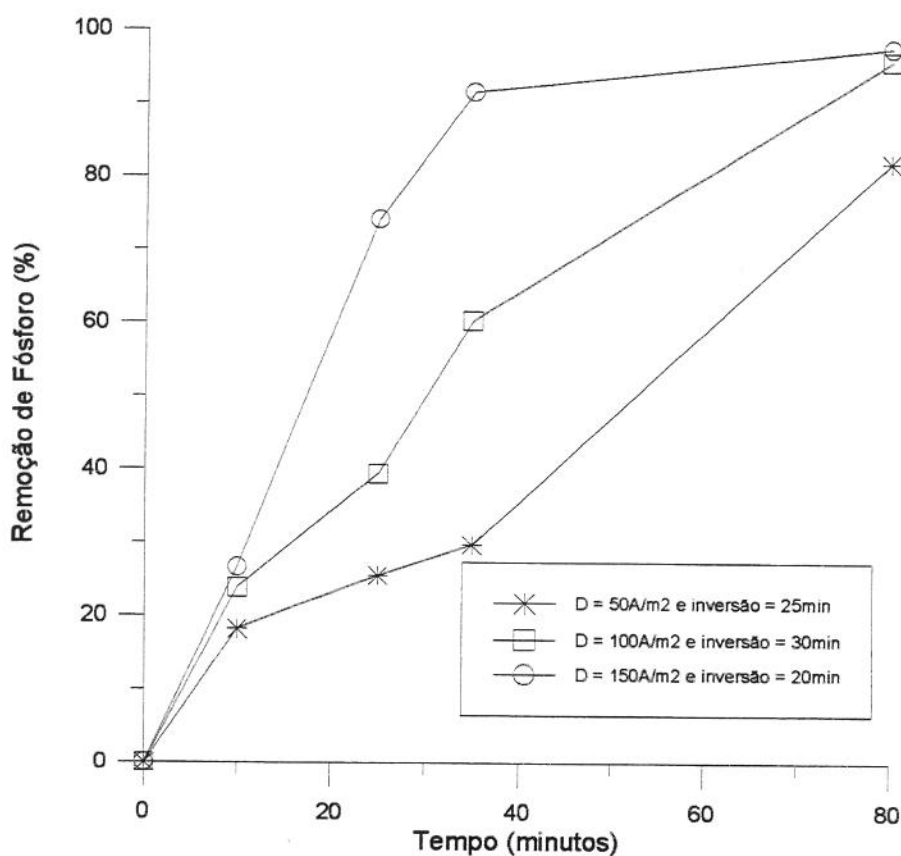


Figura 5.30: Remoção de fósforo total de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade de eletrodos (PI) e tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} 5,0, eletrodos de aço carbono e não-dissociável.

5.6.3 – Concentração de sólidos totais, fixos e de ferro

A tabela 5.48 mostra os resultados obtidos para as concentrações de sólidos totais, fixos, suspensos e de ferro.

A concentração de sólidos totais diminuiu durante a eletrólise, sendo 0,73g/L a menor concentração de sólidos totais, obtida a 25°C, 150A/m² e pH_{inicial} 5,0. A diminuição do pH_{inicial} e o aumento da densidade de corrente favoreceram a remoção de sólidos totais. De certa forma os sólidos totais refletem a carga poluidora do efluente, e por isso seu comportamento se assemelha ao da remoção de DQO, porém o desgaste de ferro no ânodo fez com que a concentração de sólidos fixos aumentasse e conseqüentemente a concentração de sólidos totais também, fazendo com que a remoção de sólidos totais não refletisse exatamente a remoção de DQO. A inversão da polaridade dos eletrodos não afetou a remoção de sólidos totais.

A concentração de sólidos fixos aumentou até a inversão da polaridade dos eletrodos e diminuiu até o final da eletrólise, comportamento semelhante ao observado para a concentração de ferro. Apenas para o pH_{inicial} *in natura* e 50A/m² a concentração de sólidos permaneceu constante após a inversão da polaridade.

A concentração de ferro em algumas condições experimentais (tabela 5.48) ficou abaixo do limite para emissão de efluentes, que é de 15mg/L de ferro. O ferro desgastado até a inversão da polaridade removeu satisfatoriamente o material em suspensão, uma vez que a remoção de sólidos suspensos foi superior a 97% na maioria das condições experimentais estudadas, promovendo remoção satisfatória dos demais poluentes (DQO, NTK e fósforo total).

As figuras 5.31, 5.32 e 5.33 mostram o comportamento da concentração de sólidos totais, fixos e de ferro. Os demais experimentos estão no Anexo M.

Tabela 5.48: Concentração de sólidos totais, fixos, suspensos e de ferro de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente e do $pH_{inicial}$, utilizando inversão de polaridade entre eletrodo de aço carbono e de TiO_2/RuO_2 a $25^{\circ}C$.

Exp.	Ponto de Inversão (min)	Densidade de corrente (A/m^2)	pH_i	Sólidos Totais _i (g/L)	Sólidos Totais _f (g/L)	Sólidos Fixos _i (mg/L)	Sólidos Fixos _f (mg/L)	Conc. De Ferro _i (mg/L)	Conc. De Ferro _f (mg/L)	Sólidos Suspensos _f (mg/L)	Eficiência (%)
31	25	50	<i>In nat.</i>	1,95	1,52	305	375	2,9	34,4	417	53
32	30	100	<i>In nat.</i>	1,95	0,80	305	185	2,9	9,2	25	97
33	20	150	<i>In nat.</i>	1,95	0,77	305	230	2,9	13,3	<10	>99
34	25	50	5,0	2,26	0,98	350	340	2,7	17,9	17	98
35	30	100	5,0	2,26	0,80	350	315	2,7	29,15	<10	>99
36	20	150	5,0	2,26	0,73	350	380	2,7	6,4	<10	>99

Obs.: O subíndice "i" refere-se ao tempo de 80 minutos de eletrólise

Tabela 5.49: Concentração de sólidos totais (g/L) de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade dos eletrodos (PI) e do tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} 5,0 e eletrodo de aço carbono e não-dissociável.

Densidade de Corrente (A/m ²)	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
50	2,26	1,81	1,64	1,67	0,98
100	2,26	1,73	1,34	1,32	0,80
150	2,26	1,54	1,04	0,8	0,73

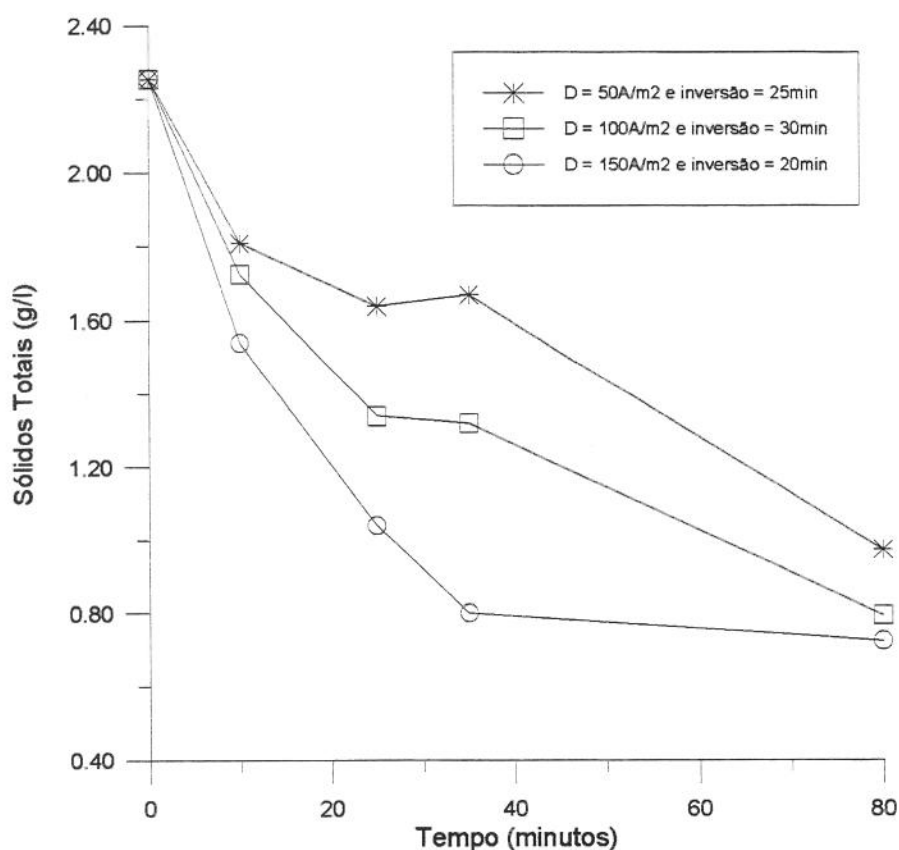


Figura 5.31: Concentração de sólidos totais (g/L) de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade dos eletrodos (PI) e do tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} 5,0 e eletrodo de aço carbono e não-dissociável.

Tabela 5.50: Concentração de sólidos fixos (mg/L) de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade dos eletrodos (PI) e do tempo, utilizando 25°C, $pH_{inicial}$ *in natura* (6,6 a 7,2) e eletrodo de aço carbono e não-dissociável.

Densidade de Corrente (A/m ²)	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
50	305	280	310	355	375
100	305	315	395	435	185
150	305	335	415	265	230

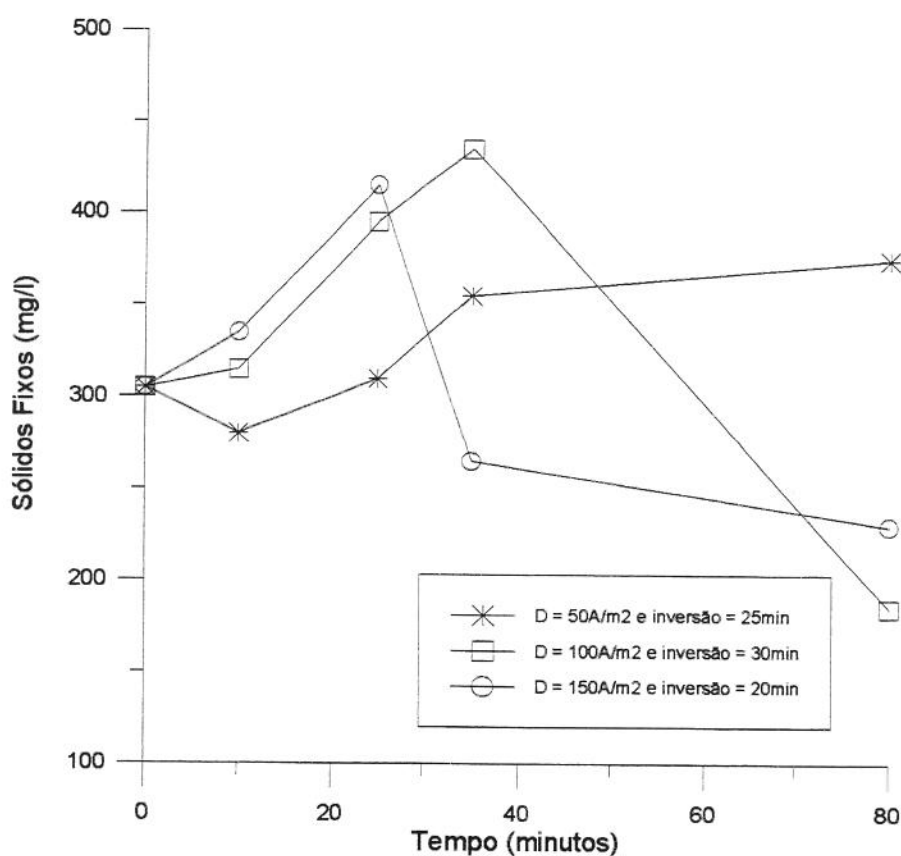


Figura 5.32: Concentração de sólidos fixos (mg/L) de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade dos eletrodos (PI) e do tempo, utilizando 25°C, $pH_{inicial}$ *in natura* (6,6 a 7,2) e eletrodo de aço carbono e não-dissociável.

Tabela 5.51: Concentração de ferro (mg/L) de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade dos eletrodos (PI) e do tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} 5,0 e eletrodo de aço carbono e não-dissociável.

Densidade de Corrente (A/m ²)	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
50	2,7	8,9	41,6	82,5	17,9
100	2,7	8,7	-	170,0	29,1
150	2,7	53,3	103,5	27,2	6,4

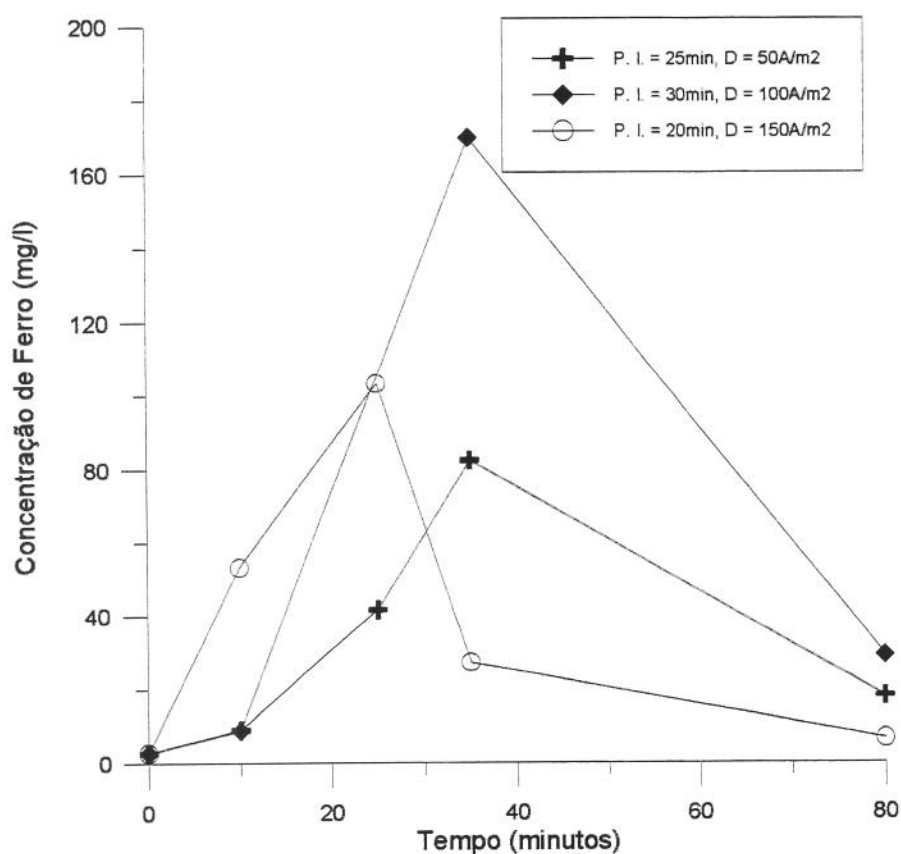


Figura 5.33: Concentração de ferro (mg/L) de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, ponto de inversão da polaridade dos eletrodos (PI) e do tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} 5,0 e eletrodo de aço carbono e não-dissociável.

5.7 - Influência do tipo de eletrodo na remoção de poluentes

5.7.1 - Remoção de DQO, NTK e Fósforo e consumo de energia

A tabela 5.52 mostra os resultados obtidos para pH, consumo de energia, concentração de ferro residual e remoção de DQO, NTK e fósforo total para os três conjuntos de eletrodos testados (aço carbono; não-dissociável ou inerte e aço/inerte com inversão da polaridade).

A remoção de poluentes foi modificada significativamente mudando-se o conjunto de eletrodos, sendo os eletrodos de aço carbono os que permitiram obter as maiores remoções dos poluentes estudados, exceto para os sólidos suspensos, onde os eletrodos inertes obtiveram a maior remoção de sólidos suspensos, apesar da menor quantidade de espuma formada na superfície do líquido. Isto mostrou que parte do material suspenso ou no estado coloidal foi desestabilizado e que não necessariamente tenha sido removido do meio, através da espuma, como no caso dos outros dois conjuntos de eletrodos. Um corpo de fundo foi observado para qualquer conjunto de eletrodo utilizado. No entanto, quando utilizou-se eletrodo não-dissociáveis, observou-se uma quantidade maior deste corpo de fundo.

O comportamento da remoção de DQO em função do tipo de eletrodo está mostrado na figura 5.34, onde se observa que a remoção e a velocidade de remoção dependeram do tipo de eletrodo utilizado. Os eletrodos inertes removeram DQO mais rapidamente que os eletrodos de aço carbono, mas ocorreu formação de maior quantidade de corpo de fundo com eletrodos inertes sendo a DQO removida por sedimentação.

Tabela 5.52: Consumo de energia, pH_{final} , concentração de ferro residual e remoção de DQO, NTK e fósforo de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo, utilizando 25°C, $pH_{inicial}$ *in natura* (6,6 à 7,2) e 50A/m².

Tipo de Eletrodo*	pH_f	Remoção Sól. Susp. (%)	Conc. de Ferro _f (mg/L)	Remoção de NTK (%)	Remoção de Fósforo (%)	Cons. de Energia (kwh/m ³)	Remoção de DQO (%)
E ₁	10,5	68	69,0	62,1	77,4	0,89	78
E ₂	6,3	78	1,8	25,7	11,3	1,04	61
E ₃	5,4	53	34,4	11,4	27,3	1,04	48

Obs.: O subíndice "f" refere-se ao tempo de 80min de eletrólise. *Os tipos de eletrodos foram simplificados da seguinte forma: E₁ = Eletrodos de aço carbono; E₂ = Eletrodos de TiO₂/RuO₂; E₃ = Eletrodos de aço e inertes, com inversão de polaridade.

As remoções de NTK e fósforo também dependeram do tipo de eletrodo utilizado, como pode ser observado nas figuras 5.35 e 5.36, respectivamente. Para esses poluentes, o processo de separação por eletrofloculação e eletroflotação foi predominante pois, quando os eletrodos de aço carbono foram utilizados, foi obtida a maior remoção, com diferença significativa em relação aos outros dois conjuntos de eletrodos estudados. Isto evidenciou a necessidade de usar ânodo de aço carbono na remoção destes poluentes. Para a remoção de DQO, isto não ficou caracterizado, uma vez que os três conjuntos de eletrodos permitiram obter remoções de DQO satisfatórias.

A concentração de ferro residual diminuiu com a inversão da polaridade dos eletrodos, como já foi comentado no item 5.6 e, mesmo com eletrodos inertes, o ferro presente no efluente (4,9mg/L) não foi removido totalmente.

O consumo de energia aumentou utilizando-se eletrodos inertes e inversão de polaridade, pois a utilização do ânodo não-dissociável aumentou a tensão durante a eletrólise.

A tabela 5.56 compara dois conjuntos de eletrodos em relação a consumo de energia, pH_{final} , concentração de ferro residual e remoção de DQO, NTK, fósforo e sólidos suspensos. Comparando-se o conjunto de eletrodo E_1 com E_2 observou-se que a diminuição do $\text{pH}_{\text{inicial}}$ para 3,0 favoreceu a remoção de sólidos suspensos para o conjunto E_2 , no entanto, a quantidade de espuma formada foi menor que com o conjunto E_1 . O contrário foi observado para o corpo de fundo, ou seja, quando o conjunto E_2 foi utilizado a quantidade de corpo de fundo foi maior, o que mostrou que o conjunto E_2 dissolveu parte dos sólidos suspensos e por isso os poluentes como NTK e fósforo, constituintes destes sólidos, tiveram remoções menores que as obtidas pelo conjunto E_1 .

Tabela 5.53: Porcentagem de remoção de DQO de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e 50A/m².

Tipo de Eletrodo	Tempo de eletrólise (minutos)							
	0	5	10	15	25	35	50	80
E ₁	0	14	17	20	20	28	42	78
E ₂	0	54	50	57	55	-	57	61
E ₃	0	20	20	31	21	37	42	48

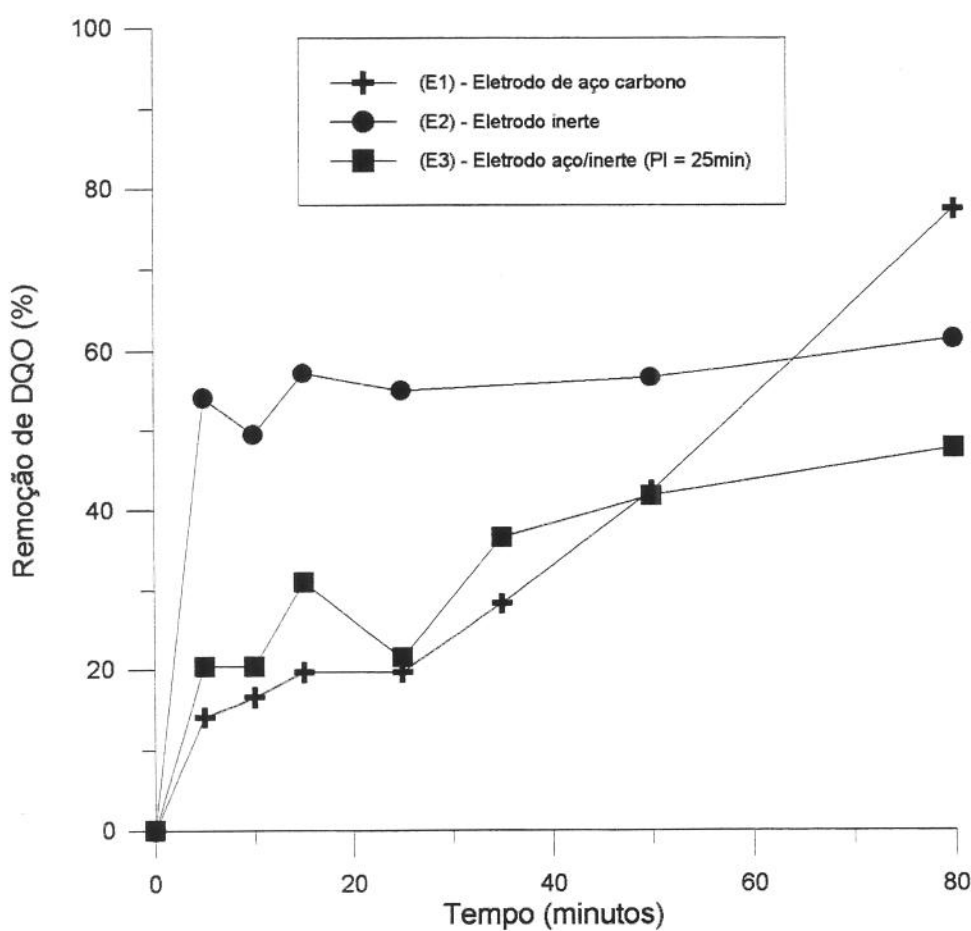


Figura 5.34: Remoção de DQO de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e 50A/m².

Tabela 5.54: Porcentagem de remoção de NTK de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e 50A/m².

Tipo de Eletrodo	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
E ₁	0	0	6,9	10,3	62,1
E ₂	0	0	2,9	8,6	25,7
E ₃	0	12,0	17,1	25,7	11,4

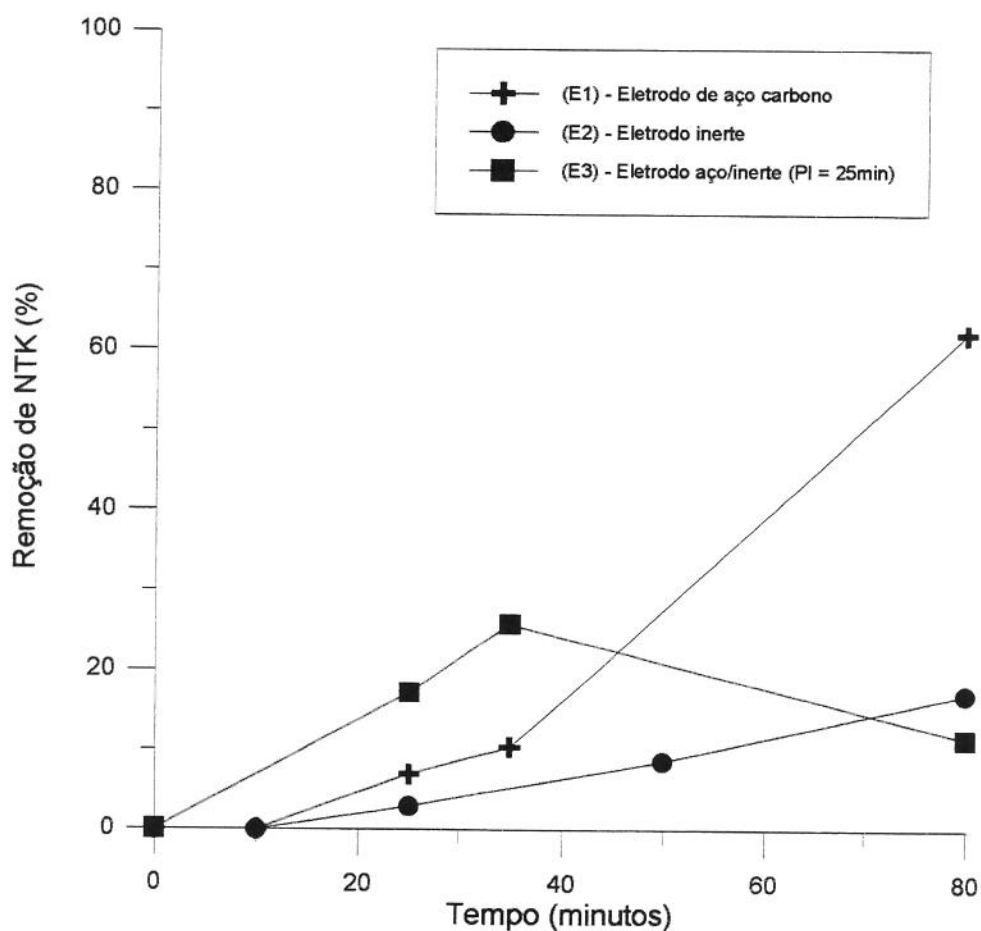


Figura 5.35: Remoção de NTK de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e 50A/m².

Tabela 5.55: Remoção de fósforo total de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, $pH_{inicial}$ *in natura* (6,6 a 7,2) e 50A/m².

Tipo de Eletrodo	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
E ₁	0	8,7	11,9	21,1	77,4
E ₂	0	3,8	6,5	7,0	11,3
E ₃	0	15,7	15,8	17,6	27,3

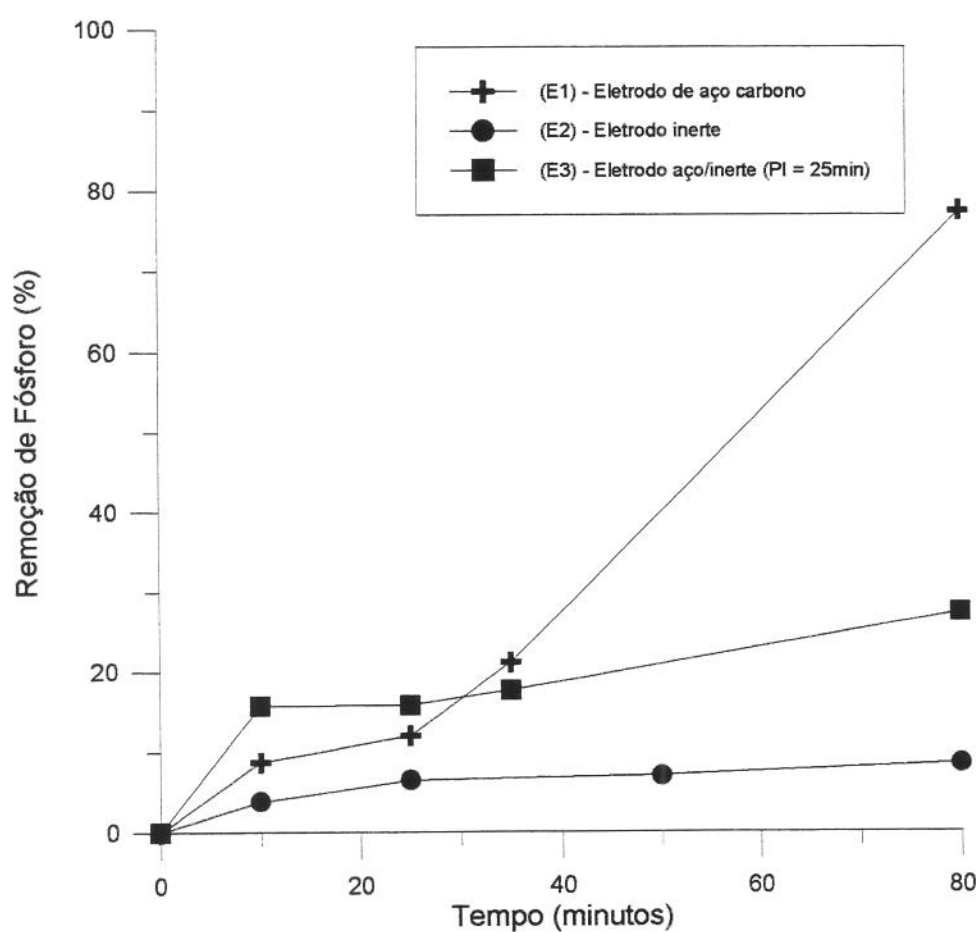


Figura 5.36: Remoção de fósforo total de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, $pH_{inicial}$ *in natura* (6,6 a 7,2) e 50A/m².

Tabela 5.56: Consumo de energia, pH_i , pH_{final} , concentração de ferro residual e remoção de DQO, NTK e fósforo em função do tipo de eletrodo para efluente avícola tratado por eletrólise.

Tipo de Eletrodo	pH_i	pH_f	Dens. de corrente (A/m^2)	Temp. ($^{\circ}C$)	Ponto de Inversão (min)	Remoção Sól. Susp. (%)	Conc. de Ferro _r (mg/L)	Remoção de NTK (%)	Remoção de Fósforo (%)	Cons. de Energia (kWh/m ³)	Remoção de DQO (%)
E ₁	3,0	7,1	100	25	-	74	46,5	75,0	95,1	2,48	83
E ₂	3,0	2,8	100	25	-	95	2,0	40,0	29,5	2,37	77
E ₁	3,0	7,8	150	35	-	66	19,5	73,7	98,2	4,46	87
E ₂	3,0	3,2	150	35	-	99	2,6	37,1	25,4	4,21	78
E ₁	<i>In nat.</i>	10,9	100	25	-	82	26,0	95,8	93,5	4,33	87
E ₃	<i>In nat.</i>	5,9	100	25	30	97	9,2	57,1	94,6	3,39	81
E ₁	<i>In nat.</i>	10,7	150	25	-	90	51,0	66,7	94,3	7,98	92
E ₃	<i>In nat.</i>	6,3	150	25	20	>99	13,3	57,1	89,1	7,32	75
E ₁	5,0	9,5	50	25	-	75	45,0	72,4	95,0	0,78	83
E ₃	5,0	5,1	50	25	25	98	17,9	37,5	82,0	1,08	74
E ₁	5,0	10,6	100	25	-	79	45,0	91,7	94,5	3,10	88
E ₃	5,0	4,4	100	25	30	>99	29,1	59,4	95,9	3,38	82
E ₁	5,0	10,7	150	25	-	91	44,0	66,7	92,5	7,62	91
E ₃	5,0	4,4	150	25	20	>99	6,4	65,6	97,6	7,01	82

Obs.: O subíndice "r" refere-se ao tempo de 80min de eletrólise.

Para a remoção de DQO, o conjunto de eletrodos E_1 removeu mais que o conjunto E_2 . No entanto, a remoção foi mais lenta, como foi observado quando comparou-se os três conjuntos de eletrodos. A diferença no consumo de energia entre os conjuntos E_1 e E_2 foi pequena, menor que 6%, diferença que dependeu do comportamento da condutividade do meio dos conjuntos de eletrodos.

Comparando-se os conjuntos de eletrodos E_1 e E_3 observou-se que as remoções de NTK e DQO obtidas com o conjunto E_1 foram maiores que as obtidas pelo conjunto E_3 para todas as condições experimentais estudadas, o que evidenciou a influência da eletrofloculação e a eletroflotação no processo de remoção, principalmente de NTK. A remoção de sólidos suspensos com o conjunto E_3 foi maior que a obtida pelo conjunto E_1 , para todas as condições experimentais, enquanto que para fósforo o conjunto E_3 removeu mais que o conjunto E_1 na maioria das condições experimentais estudadas. De modo geral, a eletrofloculação e a eletroflotação favoreceram a remoção dos poluentes e o ferro desgastado antes da inversão da polaridade, no caso do conjunto E_3 , foi parcialmente removido, atingindo concentrações menores que as obtidas quando utilizou-se eletrodos de aço carbono somente.

As figuras 5.37, 5.38 e 5.39 mostram o comportamento típico da remoção de DQO, NTK e fósforo, em relação ao tempo, comparando-se os conjuntos de eletrodos E_1 e E_2 . O Anexo N mostra os demais resultados para estes conjuntos de eletrodos. As figuras 5.40, 5.41, 5.42 e 5.43 mostram o comportamento típico da remoção de DQO, NTK, fósforo e concentração de ferro, em relação ao tempo, comparando-se os conjuntos de eletrodos E_1 e E_3 . O Anexo O mostra os demais resultados para estes dois conjuntos de eletrodos.

Tabela 5.57: Porcentagem de remoção de DQO de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} 3,0 e 100A/m².

Tipo de Eletrodo	Tempo de eletrólise (minutos)							
	0	5	10	15	25	35	50	80
E ₁	0	19	54	69	71	83	85	83
E ₂	0	49	69	76	76	73	77	77

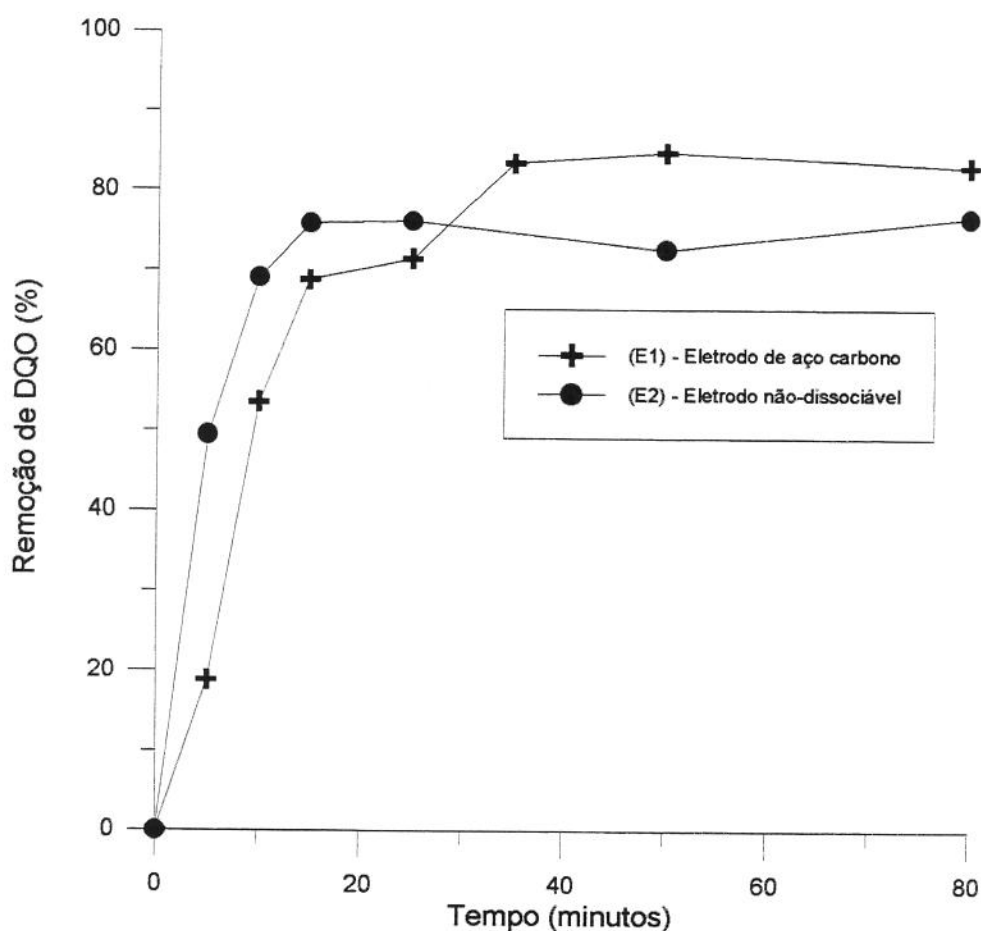


Figura 5.37: Remoção de DQO de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} 3,0 e 100A/m².

Tabela 5.58: Porcentagem de remoção de NTK de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, $\text{pH}_{\text{inicial}}$ 3,0 e 100A/m^2 .

Tipo de Eletrodo	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
E ₁	0	29,2	37,5	70,8	75,0
E ₂	0	31,4	31,4	31,4	35,7

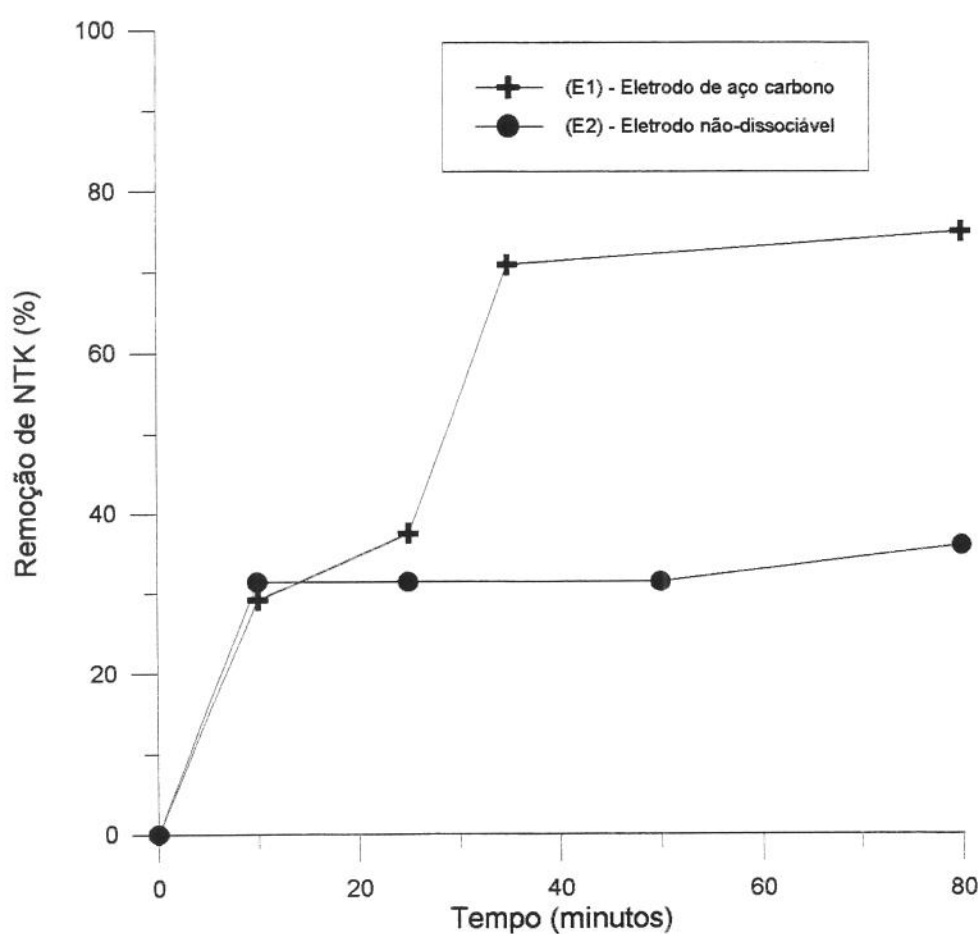


Figura 5.38: Remoção de NTK de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, $\text{pH}_{\text{inicial}}$ 3,0 e 100A/m^2 .

Tabela 5.59: Remoção de fósforo total de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} 3,0 e 100A/m².

Tipo de Eletrodo	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
E ₁	0	32,7	67,7	91,3	95,1
E ₂	0	24,7	30,9	35,4	29,5

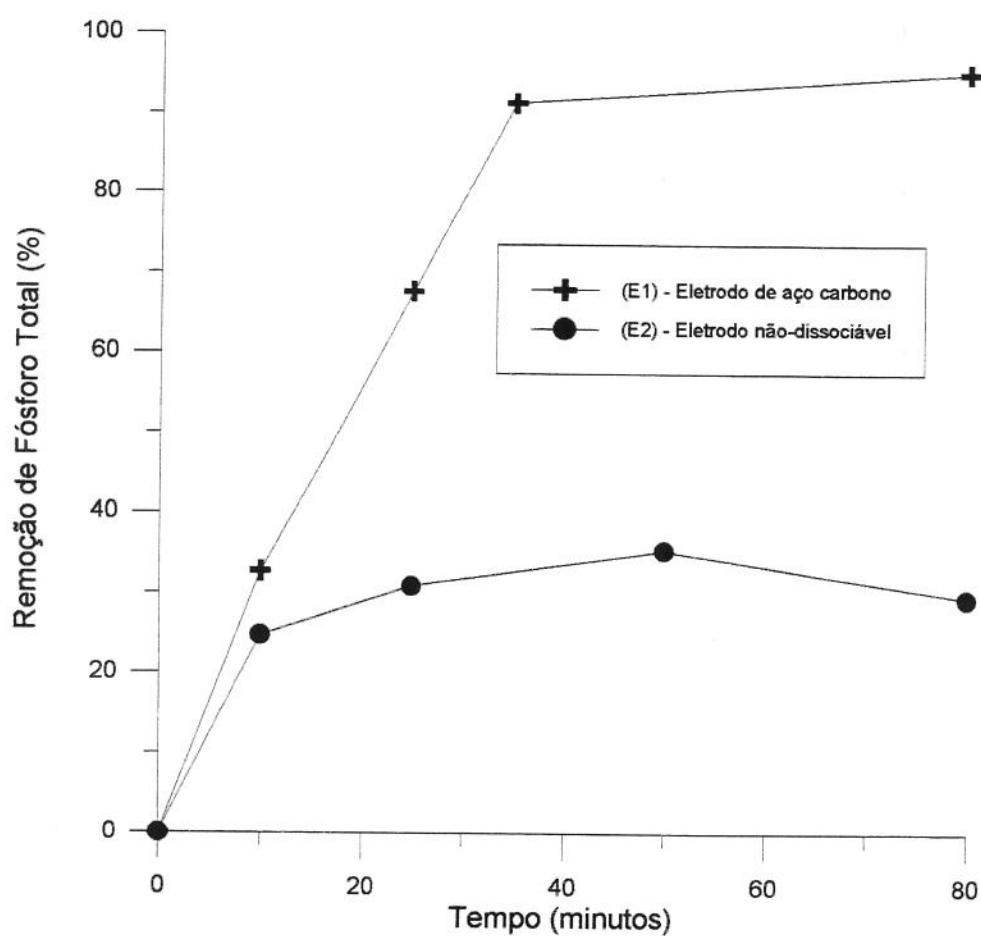


Figura 5.39: Remoção de fósforo total de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} 3,0 e 100A/m².

Tabela 5.60: Porcentagem de remoção de DQO de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} 5,0 e 150A/m².

Tipo de Eletrodo	Tempo de eletrólise (minutos)							
	0	5	10	15	25	35	50	80
E ₁	0	29	39	58	74	87	90	91
E ₃	0	12	34	39	62	79	75	82

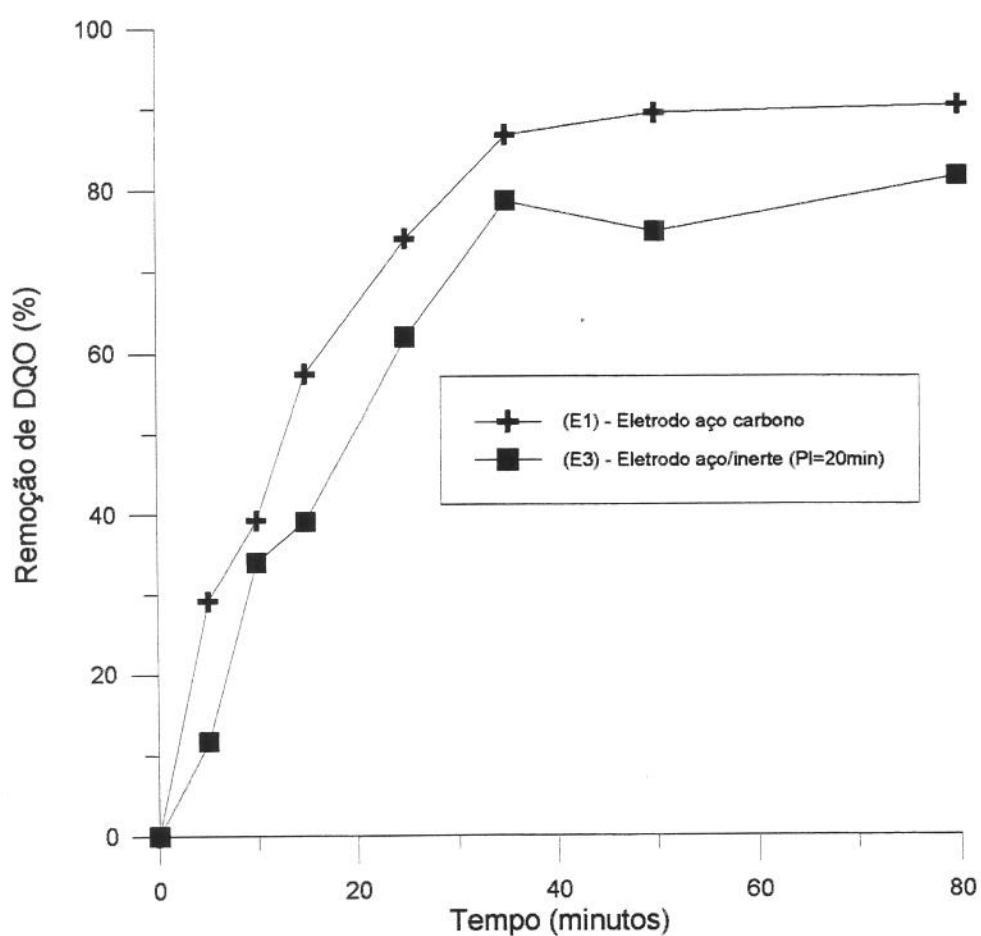


Figura 5.40: Remoção de DQO de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} 5,0 e 150A/m².

Tabela 5.61: Porcentagem de remoção de NTK de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} 5,0 e 100A/m².

Tipo de Eletrodo	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
E ₁	0	8,3	33,3	58,3	91,7
E ₃	0	12,5	25,0	43,7	59,4

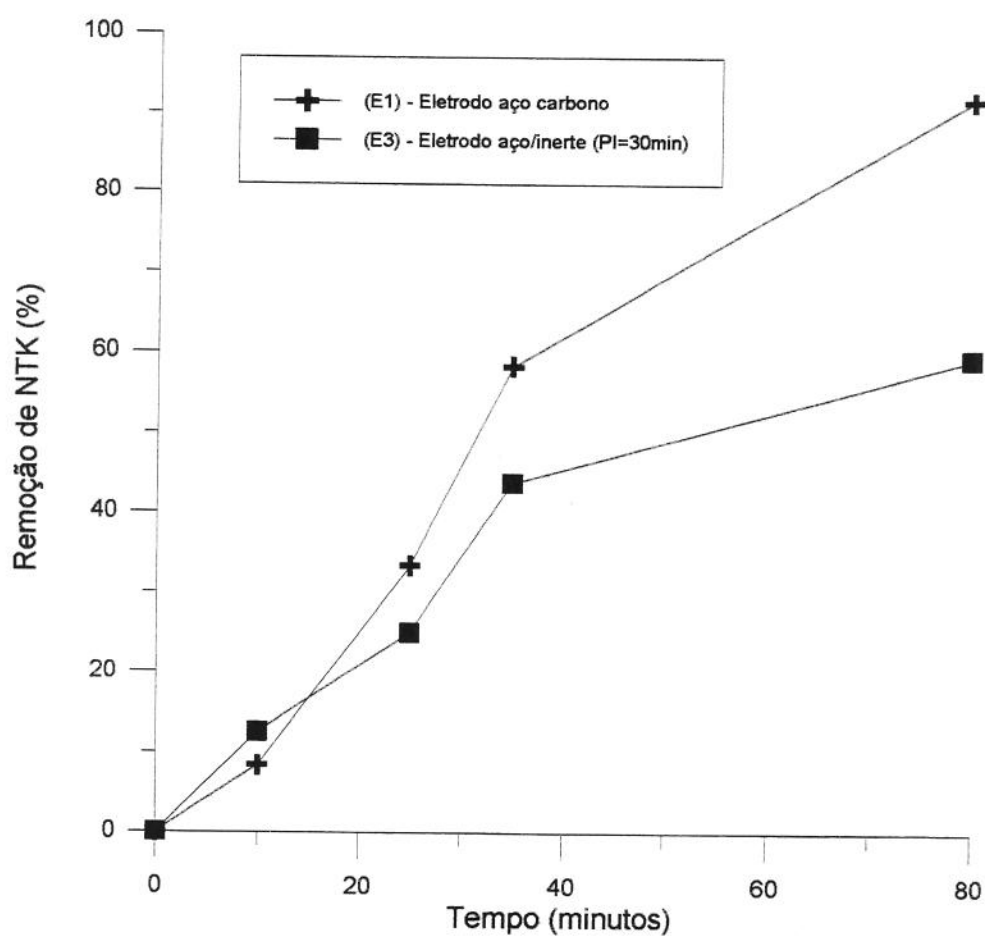


Figura 5.41: Remoção de NTK de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} 5,0 e 100A/m².

Tabela 5.62: Remoção de fósforo total de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura* (6,6 a 7,2) e 150A/m^2 .

Tipo de Eletrodo	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
E ₁	0	9,4	69,3	84,3	94,3
E ₃	0	20,4	41,8	74,5	89,1

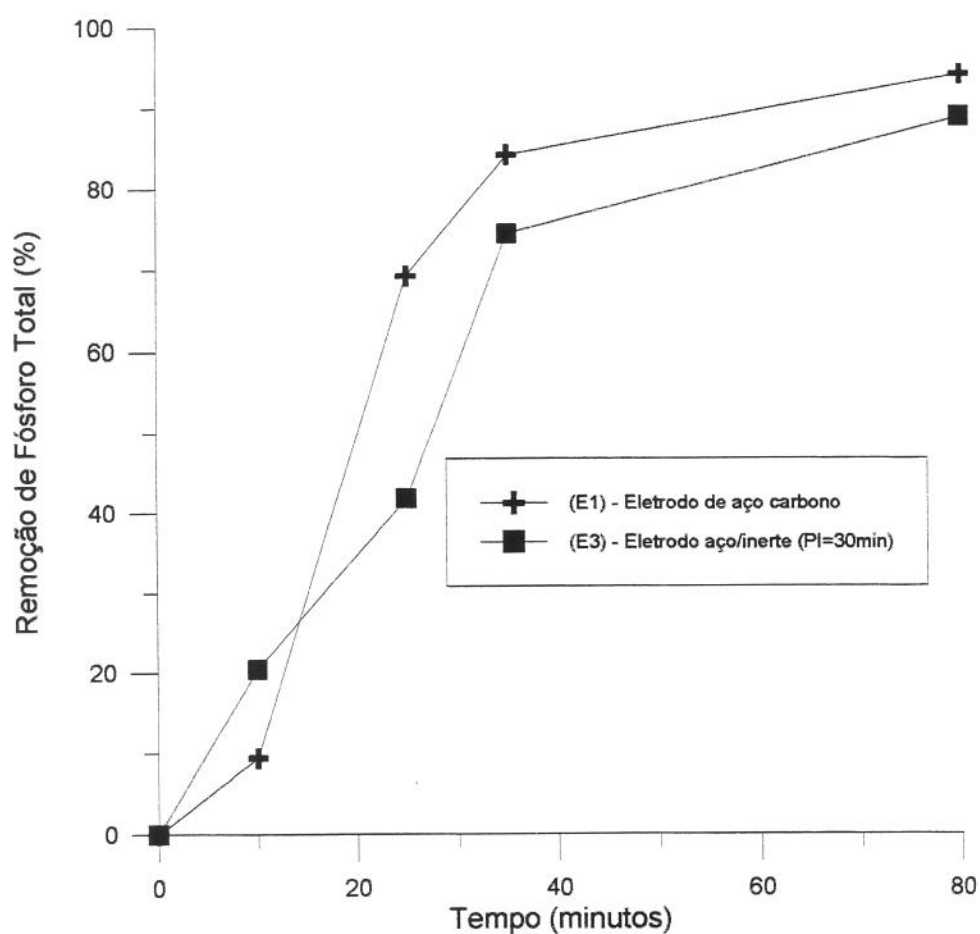


Figura 5.42: Remoção de fósforo total de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura* (6,6 a 7,2) e 150A/m^2 .

Tabela 5.63: Concentração de ferro em efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e 100A/m².

Tipo de Eletrodo	Tempo de eletrólise (minutos)				
	0	10	25	35	80
E ₁	1,2	35,0	-	126,5	26,0
E ₃	2,9	24,8	82,0	208,3	9,2

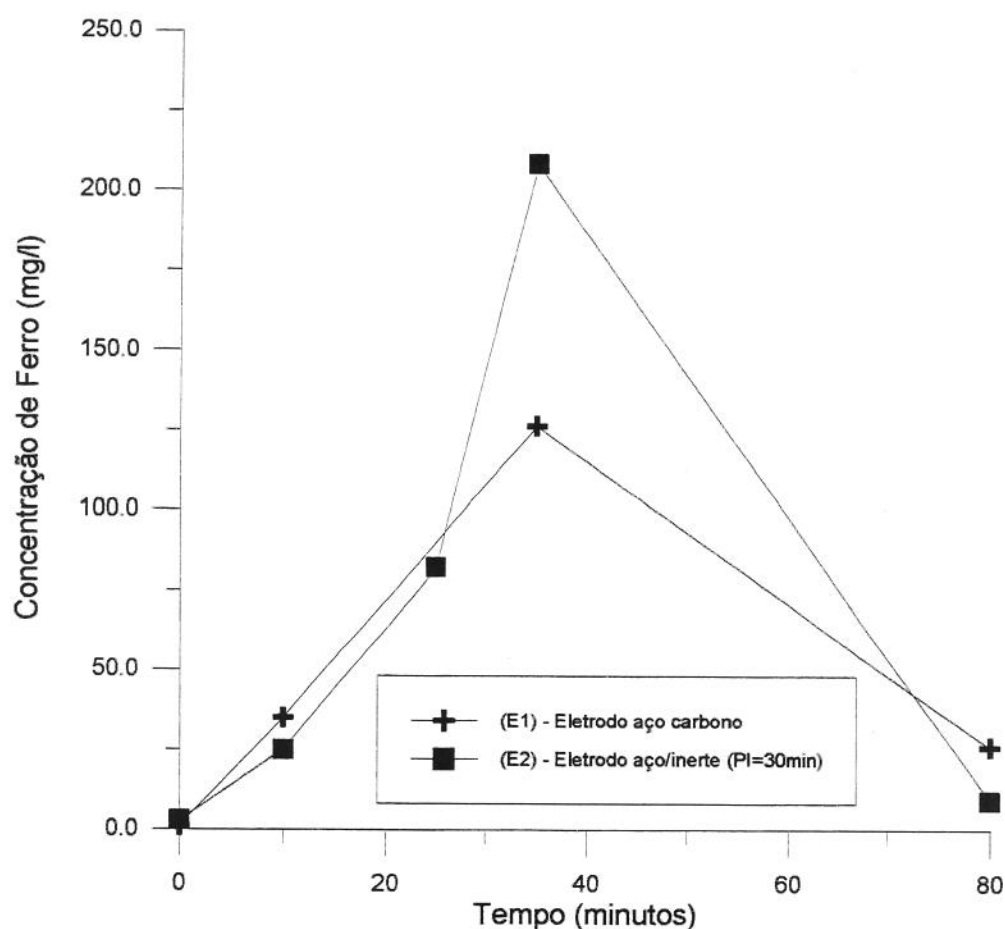


Figura 5.43: Concentração de ferro em efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e 100A/m².

5.8 – Concentração de organoclorados em efluente tratado por eletrólise

A literatura citada no item 3.5 deste trabalho demonstrou que há controvérsias com relação à formação ou destruição de organoclorados. Sendo assim, escolheu-se duas condições experimentais e dois conjuntos de eletrodos para verificar o comportamento dos organoclorados: a) 35°C; pH_i 3,0; 150A/m² e eletrodos de aço carbono e eletrodos inertes (TiO₂/RuO₂); b) 15°C; pH_i *in natura*; 50A/m² e eletrodos de aço carbono e eletrodos inertes (TiO₂/RuO₂). Estas condições experimentais contemplam os valores mínimos e máximos das variáveis estudadas e os dois tipos de eletrodos utilizados neste trabalho.

Os padrões disponíveis foram os seguintes pesticidas organoclorados: a) HCB (1,2,3,4,5,6-hexaclorociclohexano); b) Lindano (δ -HCB); c) β -HCB; d) Aldrin; e) Propanil; f) DDT (2,2-di-p-clorofenil-1,1,1-tricloroetano); g) DDD (1,1-dicloro-2,2,-di-p-clorofenil-etano); h) DDE (2,2-di-p-clorofenil-1,1,1-tricloroeteno); i) MIREX.

Estes compostos são pesticidas que ingeridos pelas aves se concentram nos tecidos gordurosos da mesma, devido sua apolaridade e lipossolubilidade. No caso do efluente do abatedouro estudado, parte destes tecidos passam para o efluente, na forma de emulsão, sendo separados no flotador do sistema de tratamento do abatedouro em questão. A amostra foi coletada antes do flotador, com o objetivo de detectar presença de algum organoclorado conhecido e verificar se a eletrólise destruiu ou formou algum organoclorado.

Em todas as amostras tratadas e no efluente bruto, foi detectado a presença de um composto organoclorado, não identificado por falta de padrão de referência no Laboratório Industrial Químico da Universidade do Sul de Santa Catarina, onde as amostras foram analisadas. Disto pode-se concluir que, nas condições de eletrólise estudadas, não houve formação nem destruição de compostos organoclorados. A figura 5.44 mostra os cromatogramas obtidos para as condições experimentais estudadas.

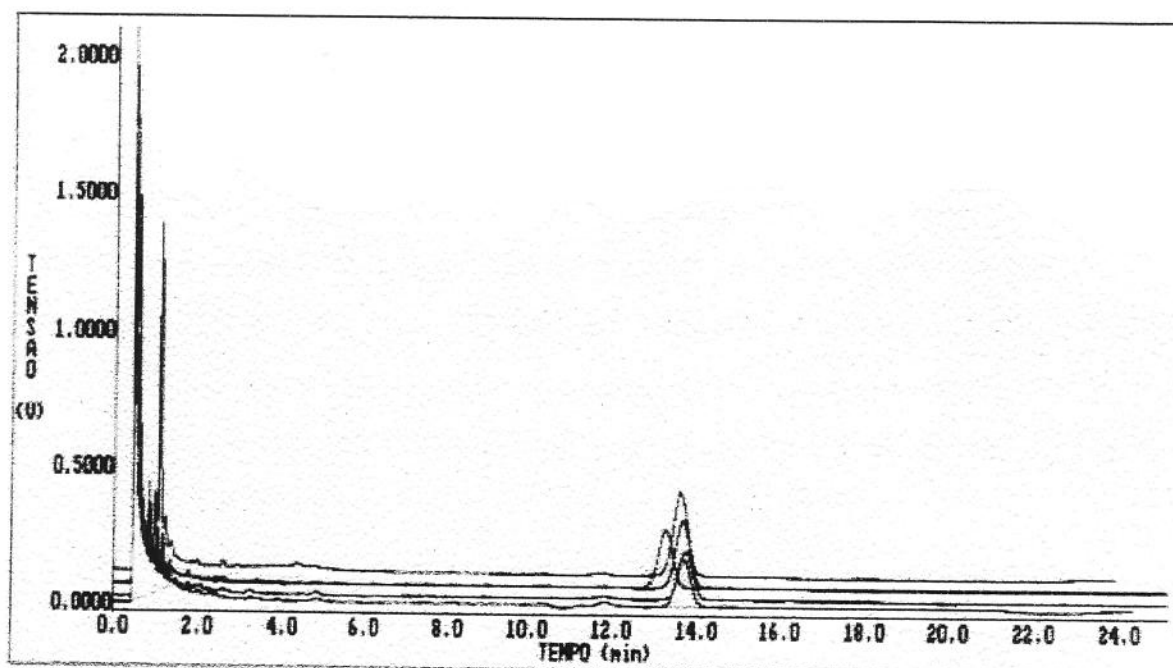


Figura 5.44: Cromatogramas obtidos para as condições experimentais estudadas.

5.9 - Determinação do modelo cinético

A determinação dos modelos cinéticos para a remoção de DQO consistiu-se das seguintes etapas: ajuste dos dados obtidos para a remoção de DQO em função de densidade de corrente, temperatura e pH; obtenção das derivadas de remoção de DQO em função do tempo de eletrólise; testes dos modelos cinéticos e obtenção dos respectivos parâmetros.

A modelagem foi descrita em termos de um adimensional para a concentração, denominado X_s , definido por:

$$X_s = \left(\frac{C_0 - C}{C_0} \right) \quad (5.1)$$

onde C_0 representa a concentração inicial e C a concentração final de DQO.

Na fase de ajuste dos dados de remoção de DQO foram testados os seguintes modelos:

$$y = 1/(ax + b) \quad (5.2)$$

$$y = ax + b \quad (5.3)$$

$$y = ae^{bx} \quad (5.4)$$

$$y = a + bx + cx^2 \quad (5.5)$$

$$y = 1 - [ax/(b + x)] \quad (5.6)$$

$$y = a + b \ln(x + 1) \quad (5.7)$$

Para estes modelos, "y" representa o adimensional de concentração (X_s), "a" e "b" são constantes a determinar e "x" o tempo de eletrólise. O ajuste foi feito para cada condição experimental estudada, utilizando-se o software *curvexpert* versão 1.3. Os valores dos parâmetros obtidos, bem como os coeficientes de correlação (r^2) estão apresentados nas tabelas P1, P2 e P3 do anexo P.

A escolha do melhor ajuste para cada curva experimental foi condicionado ao coeficiente de correlação respectivo. Desta forma, o modelo quadrático descrito pela equação 5.5 foi o que descreveu melhor o maior número de curvas, seguido pelos modelos das equações 5.6 e 5.7. A diferença entre os respectivos coeficientes de correlação para as equações citadas foi, na maioria das curvas, inferior a 5%.

Na segunda etapa da determinação do modelo cinético, derivou-se cada equação testada em relação ao tempo (dX_s/dt), obtendo-se uma nova equação. Substituindo-se na equação, o tempo de eletrólise, obteve-se a derivada em cada ponto experimental, que é usada para obter-se as constantes dos modelos linearizados.

Os seguintes modelo cinéticos foram testados:

$$\left(\frac{dX_s}{dt}\right) = KX_s^\eta \quad (\text{modelo genérico ou de ordem } \eta) \quad (5.8)$$

$$\left(\frac{dX_s}{dt}\right) = \frac{K_1 X_s}{K_2 + X_s} \quad (\text{modelo de Michaelis-Menten}) \quad (5.9)$$

$$\left(\frac{dX_s}{dt}\right) = KX_s \quad (\text{modelo de primeira ordem}) \quad (5.10)$$

Onde (dX_s/dt) é a velocidade de reação, K , K_1 e K_2 constantes de velocidade de reação, η a ordem de reação e X_s a concentração adimensional.

Para a obtenção dos parâmetros cinéticos as equações foram linearizados, sendo representadas como abaixo:

$$\ln\left(\frac{dX_s}{dt}\right) = \ln K + \eta \ln(X_s) \quad (5.11)$$

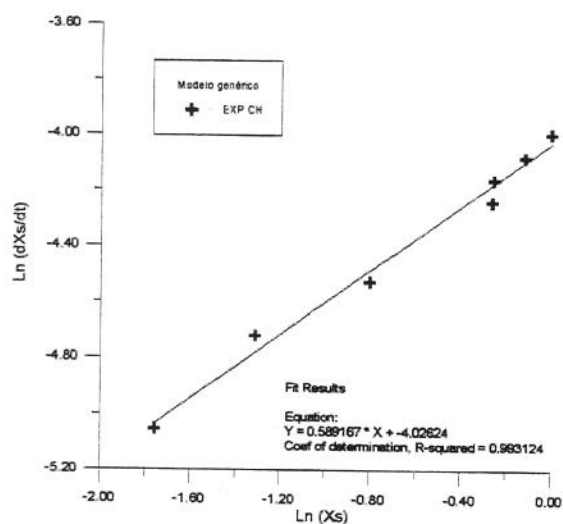
$$\frac{1}{\left(\frac{dX_s}{dt}\right)} = \frac{1}{K_1} + \frac{K_2}{K_1} \frac{1}{X_s} \quad (5.12)$$

$$\ln X_s = Kt \quad (5.13)$$

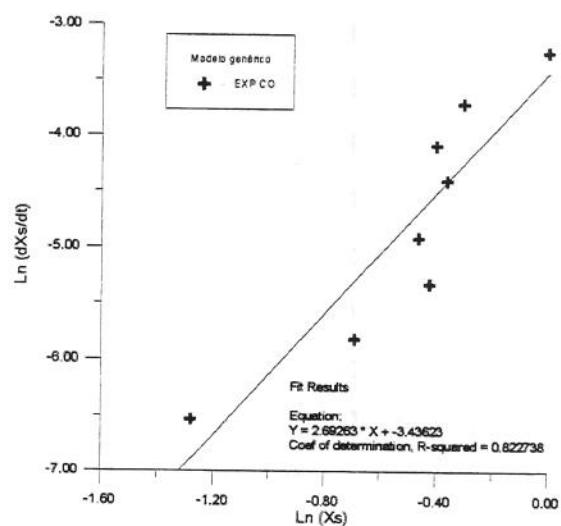
As tabelas 5.64, 5.65 e 5.66 apresentam os resultados obtidos para os ajustes das equações linearizadas em função do pH e temperatura para as densidades de corrente de 50A/m^2 , 100A/m^2 e 150A/m^2 , respectivamente. Comparando estes resultados em relação ao coeficiente de correlação, o modelo genérico ou de ordem n (equação 5.8) foi o que descreveu melhor a maioria das curvas. O melhor coeficiente encontrado foi de 0,9931 (densidade de corrente de 50A/m^2 , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ de 5,0 e temperatura de 25°C), enquanto que o menor foi de 0,8227 (densidade de corrente de 50A/m^2 , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ de 5,0 e temperatura de 35°C). O ajuste dos dados experimentais para as condições experimentais citadas podem ser visualizadas na figura 5.45.

O distanciamento dos pontos experimentais do ajuste observado na figura 5.45 (b) se repete para os demais experimentos onde a densidade de corrente e/ou temperatura foram baixas ou $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura*. Analisando os gráficos relativos à remoção de DQO, apresentados no item 5.2, figuras 5.4 a 5.7, observou-se que a velocidade de remoção de DQO foi inferior as observadas para as demais condições experimentais, fazendo com que a curva experimental tivesse uma curvatura menor, tendendo a uma reta. Nestes casos o patamar de remoção de DQO foi atingido próximo ao final da eletrólise, ou não foi atingido. Quando este comportamento foi observado, o ajuste com o modelo de Michaelis-Menten (Equação 5.9) ou de primeira ordem (Equação 5.10) deu coeficientes de correlação superiores aos obtidos pelo modelo genérico. Para o experimento mostrado na figura 5.45 (b) o ajuste pelo modelo de Michaelis-Menten elevou o coeficiente de correlação de 0,8227 para 0,9859.

As constantes dos modelos cinéticos são função das variáveis de operação (temperatura, $\text{pH}_{\text{inicial}}$ e densidade de corrente), porém o desmembramento destas em função das variáveis de operação não foi possível, uma vez que os poluentes solúveis no efluente, como as proteínas, por exemplo, cuja a floculação depende do pH, influenciaram a floculação e a flotação, alterando as constantes de remoção, não permitindo seu desmembramento.



(a)



(b)

Figura 5.45: Ajuste do modelo genérico (Equação 5.8) aos dados experimentais de remoção de DQO para efluente avícola tratado por eletrólise: (a) densidade de corrente de 50A/m^2 , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ de 5,0 e temperatura de 25°C ; (b) densidade de corrente de 50A/m^2 , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ de 5,0 e temperatura de 35°C .

Tabela 5.64: Constante de velocidade e coeficiente de correlação para os modelos cinéticos descritos pelas equações linearizadas em função de pH e temperatura para a densidade de corrente de 50A/m².

Densidade de Corrente (A/m ²)	Temperatura (°C)	pH	Identificação do Experimento	Equação 5.8	Equação 5.9	Constante de Velocidade (K) ₁ / Coeficiente de Correlação (r ²)	Equação 5.10
50	15	7,0	CD	K ₁ =0,0238	K ₁ =2,113x10 ⁻³	K ₁ =-0,0117	K ₁ =-0,0117
				η=2,828 (r ² = 0,8870)	K ₂ =-1,2387 (r ² = 0,9275)	K ₂ =-0,9145 (r ² = 0,9145)	
		5,0	CE	K ₁ =0,0207	K ₁ =0,0333	K ₁ =-0,0224	K ₁ =-0,0224
				η=0,853 (r ² = 0,9180)	K ₂ =0,869 (r ² = 0,9391)	K ₂ =-0,9609 (r ² = 0,9609)	
		3,0	CF	K ₁ =0,035	K ₁ =0,0213	K ₁ =-0,025	K ₁ =-0,025
				η=1,22 (r ² = 0,9790)	K ₂ =-0,5488 (r ² = 0,9720)	K ₂ =-0,9512 (r ² = 0,9512)	
	25	7,0	CG	K ₁ =0,0289	K ₁ =4,321x10 ⁻³	K ₁ =-0,0165	K ₁ =-0,0165
				η=2,392 (r ² = 0,8287)	K ₂ =-0,7048 (r ² = 0,9207)	K ₂ =-0,8847 (r ² = 0,8847)	
		5,0	CH	K ₁ =0,0178	K ₁ =0,0507	K ₁ =-0,0231	K ₁ =-0,0231
				η=0,589 (r ² = 0,9931)	K ₂ =2,15 (r ² = 0,9599)	K ₂ =-0,9506 (r ² = 0,9506)	
		3,0	CI	K ₁ =0,0543	K ₁ =8,85x10 ⁻³	K ₁ =-0,0203	K ₁ =-0,0203
				η=1,962 (r ² = 0,9901)	K ₂ =-1,218 (r ² = 0,9316)	K ₂ =-0,9144 (r ² = 0,9144)	
	35	7,0	CN	K ₁ =0,0386	K ₁ =3,66x10 ⁻³	K ₁ =-0,0131	K ₁ =-0,0131
				η=1,922 (r ² = 0,9897)	K ₂ =-1,029 (r ² = 0,9449)	K ₂ =-0,9003 (r ² = 0,9003)	
		5,0	CO	K ₁ =0,0322	K ₁ =0,0157	K ₁ =-0,0200	K ₁ =-0,0200
				η=2,693 (r ² = 0,8227)	K ₂ =-0,4924 (r ² = 0,9859)	K ₂ =-0,9701 (r ² = 0,9701)	
		3,0	CP	K ₁ =0,0774	K ₁ =5,35x10 ⁻³	K ₁ =-0,0179	K ₁ =-0,0179
				η=2,548 (r ² = 0,9922)	K ₂ =-1,424 (r ² = 0,8720)	K ₂ =-0,8741 (r ² = 0,8741)	

Tabela 5.65: Constante de velocidade e coeficiente de correlação para os modelos cinéticos descritos pelas equações linearizadas em função de pH e temperatura para a densidade de corrente de 100A/m².

Densidade de Corrente (A/m ²)	Temperatura (°C)	pH	Identificação do Experimento	Equação 5.8	Equação 5.9	Equação 5.10
100	15	7,0	CQ	K ₁ =0,0274 η=1,027 (r ² = 0,8938)	K ₁ =0,0344 K ₂ =0,767 (r ² = 0,9170)	K ₁ =-0,0264 (r ² = 0,9633)
		5,0	CR	K ₁ =0,0338 η=1,118 (r ² = 0,8859)	K ₁ =0,0410 K ₂ =-0,095 (r ² = 0,8995)	K ₁ =-0,0321 (r ² = 0,8814)
		3,0	CS	K ₁ =0,0424 η=1,102 (r ² = 0,9402)	K ₁ =0,0227 K ₂ =-0,8912 (r ² = 0,8141)	K ₁ =-0,0277 (r ² = 0,8532)
	25	7,0	CT	K ₁ =0,0283 η=0,798 (r ² = 0,9331)	K ₁ =0,300 K ₂ =0,404 (r ² = 0,9611)	K ₁ =-0,0242 (r ² = 0,9929)
		5,0	CV	K ₁ =0,0361 η=1,327 (r ² = 0,9464)	K ₁ =0,0366 K ₂ =-0,0343 (r ² = 0,7994)	K ₁ =-0,0300 (r ² = 0,8675)
		3,0	CX	K ₁ =0,0773 η=1,759 (r ² = 0,9487)	K ₁ =0,0195 K ₂ =-1,1879 (r ² = 0,8822)	K ₁ =-0,0224 (r ² = 0,6857)
35	35	7,0	CY	K ₁ =0,0527 η=1,232 (r ² = 0,8495)	K ₁ =0,0275 K ₂ =-0,386 (r ² = 0,8539)	K ₁ =-0,0286 (r ² = 0,9048)
		5,0	CW	K ₁ =0,0421 η=1,201 (r ² = 0,9350)	K ₁ =0,0227 K ₂ =-0,715 (r ² = 0,8457)	K ₁ =-0,0271 (r ² = 0,8857)
		3,0	CZ	K ₁ =0,2058 η=2,842 (r ² = 0,9685)	K ₁ =4,34x10 ⁻³ K ₂ =-2,05 (r ² = 0,7530)	K ₁ =-0,0199 (r ² = 0,7471)

Tabela 5.66: Constante de velocidade e coeficiente de correlação para os modelos cinéticos descritos pelas equações linearizadas em função de pH e temperatura para a densidade de corrente de 150A/m².

Densidade de Corrente (A/m ²)	Temperatura (°C)	pH	Identificação do Experimento	Equação 5.8	Equação 5.9	Constante de Velocidade (K)/Coeficiente de Correlação (r ²)	Equação 5.10
150	7,0	5,0	DA	K ₁ =0,035 η=1,255 (r ² = 0,9655)	K ₁ =0,0236 K ₂ =-0,2105 (r ² = 0,9636)	K ₁ =-0,0261 (r ² = 0,9947)	
				K ₁ =0,0438 η=1,157 (r ² = 0,9718)	K ₁ =0,02894 K ₂ =-0,493 (r ² = 0,9053)	K ₁ =-0,0301 (r ² = 0,9251)	
				K ₁ =0,0719 η=1,654 (r ² = 0,9427)	K ₁ =0,01396 K ₂ =-1,304 (r ² = 0,7368)	K ₁ =-0,0249 (r ² = 0,8053)	
	5,0	3,0	DD	K ₁ =0,0695 η=1,158 (r ² = 0,9454)	K ₁ =0,0266 K ₂ =-1,375 (r ² = 0,7268)	K ₁ =-0,0330 (r ² = 0,8015)	
				K ₁ =0,0808 η=1,405 (r ² = 0,9330)	K ₁ =0,0252 K ₂ =-1,162 (r ² = 0,7918)	K ₁ =-0,0316 (r ² = 0,8445)	
				K ₁ =0,1064 η=1,736 (r ² = 0,9466)	K ₁ =0,0112 K ₂ =-1,382 (r ² = 0,7068)	K ₁ =-0,0280 (r ² = 0,7758)	
	3,0	7,0	DG	K ₁ =0,0675 η=1,591 (r ² = 0,9589)	K ₁ =0,0167 K ₂ =-1,1726 (r ² = 0,8741)	K ₁ =-0,0286 (r ² = 0,9117)	
				K ₁ =0,0965 η=1,689 (r ² = 0,9481)	K ₁ =0,01515 K ₂ =-1,654 (r ² = 0,6777)	K ₁ =-0,0271 (r ² = 0,7648)	
				K ₁ =0,2108 η=2,650 (r ² = 0,9919)	K ₁ =5,29x10 ⁻³ K ₂ =-2,152 (r ² = 0,8005)	K ₁ =-0,0228 (r ² = 0,8005)	
35	7,0	5,0	DA	K ₁ =0,035 η=1,255 (r ² = 0,9655)	K ₁ =0,0236 K ₂ =-0,2105 (r ² = 0,9636)	K ₁ =-0,0261 (r ² = 0,9947)	
				K ₁ =0,0438 η=1,157 (r ² = 0,9718)	K ₁ =0,02894 K ₂ =-0,493 (r ² = 0,9053)	K ₁ =-0,0301 (r ² = 0,9251)	
				K ₁ =0,0719 η=1,654 (r ² = 0,9427)	K ₁ =0,01396 K ₂ =-1,304 (r ² = 0,7368)	K ₁ =-0,0249 (r ² = 0,8053)	
	5,0	3,0	DD	K ₁ =0,0695 η=1,158 (r ² = 0,9454)	K ₁ =0,0266 K ₂ =-1,375 (r ² = 0,7268)	K ₁ =-0,0330 (r ² = 0,8015)	
				K ₁ =0,0808 η=1,405 (r ² = 0,9330)	K ₁ =0,0252 K ₂ =-1,162 (r ² = 0,7918)	K ₁ =-0,0316 (r ² = 0,8445)	
				K ₁ =0,1064 η=1,736 (r ² = 0,9466)	K ₁ =0,0112 K ₂ =-1,382 (r ² = 0,7068)	K ₁ =-0,0280 (r ² = 0,7758)	
	3,0	7,0	DG	K ₁ =0,0675 η=1,591 (r ² = 0,9589)	K ₁ =0,0167 K ₂ =-1,1726 (r ² = 0,8741)	K ₁ =-0,0286 (r ² = 0,9117)	
				K ₁ =0,0965 η=1,689 (r ² = 0,9481)	K ₁ =0,01515 K ₂ =-1,654 (r ² = 0,6777)	K ₁ =-0,0271 (r ² = 0,7648)	
				K ₁ =0,2108 η=2,650 (r ² = 0,9919)	K ₁ =5,29x10 ⁻³ K ₂ =-2,152 (r ² = 0,8005)	K ₁ =-0,0228 (r ² = 0,8005)	

6 - CONCLUSÕES

- 1) Na caracterização do efluente avícola, evidenciou-se significativa heterogeneidade e ampla faixa de concentração dos poluentes estudados. Tal fato não permitiu que o método colorimétrico com dicromato de potássio fosse utilizado para analisar Demanda Química de Oxigênio (DQO), sendo necessário modificá-lo, aumentando-se a concentração do respectivo reagente de 10,216g/L (conforme descrito por ADAMS, 1990) para 30g/L, e titulando-se seu excesso. Para os demais poluentes, não foi necessária a diluição da amostra bruta.
- 2) A concentração dos poluentes variaram aleatoriamente entre si, exceto para o nitrogênio e para o fósforo, onde obteve-se uma relação linear. Os coeficientes de variação obtidos foram relativamente baixos, o que indicou, segundo SINGH *et alii* (1973), a modernização e a especialização da mão-de-obra no processo de abate.
- 3) O efluente apresentou ação tamponante nos valores de pH de 3,0; 9,6 e 10,8, o que não prejudicou o ajuste do $pH_{inicial}$ para os experimentos.
- 4) A eletrofloculação e a eletroflotação foram os principais processos de remoção dos poluentes, evidenciados na formação de uma camada de espuma na parte superior do reator, mesmo quando os eletrodos inertes foram utilizados.
- 5) O processo eletrolítico estudado pode ser utilizado para remover DQO, nitrogênio total e fósforo total, utilizando eletrodos de aço carbono. Após o tratamento, 174mg/L de DQO e 0,3mg/L de fósforo total ainda permaneceram no efluente tratado.
- 6) As maiores remoções, utilizando eletrodos de aço carbono, foram de 92% (25°C, 150A/m² e $pH_{inicial}$ *in natura*), 100% (35°C, 150A/m² e $pH_{inicial}$ *in natura*) e 98,4% (25°C, 150A/m² e $pH_{inicial}$ de 3,0) para a DQO, o nitrogênio total e o fósforo

total, respectivamente. A temperatura, a densidade de corrente e o $\text{pH}_{\text{Inicial}}$ influenciaram significativamente a velocidade de remoção destes poluentes e, de modo geral, o aumento da temperatura e da densidade de corrente e a diminuição do pH, aumentaram a velocidade de remoção de DQO, NTK e fósforo.

7) A remoção dos sólidos totais e fixos e o ferro, tiveram comportamentos particulares, influenciados principalmente pela velocidade de dissolução do ferro pelo anodo e consequentemente da velocidade de floculação e flotação. Para os sólidos fixos e o ferro um pico de máxima concentração foi observado ao redor de 25 e 35min de eletrólise.

8) O desgaste de ferro provocado no anodo fez com que a concentração do mesmo no efluente tratado ficasse acima de 15mg/L, concentração máxima permitida pela legislação federal.

9) A utilização de eletrodos inertes ($\text{TiO}_2/\text{RuO}_2$), nas condições testadas, aumentou a velocidade de remoção de DQO, nitrogênio total e fósforo total, no entanto a remoção final foi inferior às obtidas com os eletrodos de aço carbono.

10) A remoção, bem como a velocidade de remoção dos poluentes foram influenciadas pelo tipo de eletrodo, mostrando a necessidade de utilizar-se eletrodos de aço carbono, principalmente para a remoção de nitrogênio e fósforo.

11) Nas condições experimentais estudadas, não foi observada a formação ou destruição de compostos organoclorados.

12) O ajuste dos modelos cinéticos à remoção de DQO mostrou que o modelo genérico ou de ordem “ η ” apresentou os melhores valores para o coeficiente de correlação, seguido pelo modelo de Michaelis-Menten, não sendo possível obter o desmembramento das constantes cinéticas em função das variáveis de operação.

13) Apesar das altas eficiências obtidas no reator eletrolítico estudado, a concentração dos poluentes após o tratamento indicou a necessidade de tratamento complementar, podendo priorizar-se a utilização de filtros de areia ou "wetlands" (alagados construídos).

7 - SUGESTÕES

Visando a complementação deste trabalho, seguem algumas sugestões para futuros estudos:

- 1) Obter a remoção de diferentes formas de nitrogênio, como nitrogênio amoniacal, nitrito e nitrato, para as mesmas condições experimentais estudadas;
- 2) Estudar, com os arranjos testados neste trabalho, diferentes efluentes provenientes de indústrias de alimentos, como por exemplo, efluentes de fecularia, beneficiamento de arroz, etc;
- 3) Testar diferentes arranjos de eletrodos, aumentando o número de eletrodos, estudando-se o arranjo vertical dos mesmos e alterando-se o material (alumínio, aço inoxidável, carbono vítreo, etc) com o objetivo de diminuir-se o consumo de energia, melhorando a eficiência de remoção dos poluentes;
- 4) Estudar os custos de tratamento, utilizando o consumo de energia/kg de DQO removida e o desgaste dos eletrodos, comparando-os aos tratamentos convencionais;
- 5) Estudar processos de secagem da espuma, bem como sua caracterização em termos de nutrientes e contaminantes, para utilização como biofertilizante;
- 6) O processo de eletroflotação foi baseado na produção de gás hidrogênio no cátodo e, a evolução de gás oxigênio e cloro no ânodo. A utilização de ar dissolvido para auxiliar na flotação, juntamente com mecanismo de retirada da

espuma formada, com objetivo de diminuir o tempo de tratamento e aumentar a eficiência de remoção de poluentes, poderia ser investigada.

- 7) Conforme descrito no Capítulo 6 (Conclusões), os resultados indicaram a necessidade de tratamento complementar para o efluente tratado. Desta forma, sugere-se obter parâmetros de remoção dos poluentes utilizando filtros de areia, conforme idealizado por WIENDL (1998) ou leito de macrófitas ("wetlands") em escala laboratorial, controlando-se luminosidade, umidade e temperatura.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ADAMS, V. D. **Water and Wastewater Examination Manual**. Lewis Publisher. Capítulos 2, 3 e 5, 1990.
- ALLEN, J. S.; KHADER, K. Y. H. & BINO, M. Electrooxidation of dyestuffs in waste water. **Journal of Chemistry Technology and Biotechnology**, **62**: 111-117, 1995.
- APHA; AWWA & WPCF. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater** 18th ed. American Public Health Association, Washington, DC, 1992.
- AIBA, S.; HUMPHREY, A. E. & MILLIS, N.F. **Biochemical Engineering**. Academic Press. 2ª Edição, cap. 2, 1973.
- BAUMAN, E. R. & OULMAN, C. S. Direct filtration: polymer - filter media characterization water. **A.I.C.H.E. Symposium Series**, **99**: 464 - 470.
- BECK, E. C.; GIANNINI, A. P. & RAMIREZ, E. R. Electrocoagulation clarifies food wastewater. **Food Technology, (FEB)**: 18-22, 1974.
- BONETTO, L. **Comunicação pessoal**. Pena Branca Abatedouro Avícola. Jagariúna/SP, 1995.
- BONETTO, L. **Comunicação pessoal**. Pena Branca Abatedouro Avícola. Jagariúna/SP, 1998.
- BRITO, S. R. Depuração das Águas de Esgotos. *In: IV Congresso Médico Latino-Americano*, vol 02: 305-330, 1943.

- CENKIN, V. E. & BELEVTSSEV, A. N. Electrochemical treatment of industrial wastewater. **Effluent and Water Treatment Journal**, (JUL): 243-247, 1985.
- CHIANG, L-C.; CHANG, J-E. & WEN, T-C. Electrochemical treatability of refractory pollutants in landfill leachate. **Hazardous Waste & Hazardous Materials**, **12(1)**: 71-82, 1995(a).
- CHIANG, L-C.; CHANG, J-E. & WEN, T-C. Indirect oxidation effect in electrochemical oxidation treatment of landfill leachate. **Water Research**, **29(2)**: 671-678, 1995(b).
- CHIANG, L-C.; CHANG, J-E. & TSENG, S-C. Electrochemical oxidation pretreatment of refractory organic pollutants. **Water Science Technology**, **36(2-3)**: 123-130, 1997.
- COMNINELLIS, C. & NERINI, A. Anodic oxidation of phenol in the presence of NaCl for wastewater treatment. **Journal of Applied Electrochemical**, **25(1)**: 23-28, 1995.
- DAVIS, M. Use advanced methods to treat wastewater. **Hydrocarbon Processing**, **73(8)**: 43-46, 1994.
- DELGADILLO, S. A. M. Tratamento eletrolítico de efluentes de refinaria de petróleo. **Tese de Doutorado** - Faculdade de Engenharia de Alimentos/UNICAMP, 1991.
- DEMMIN, T. R. & UHRICH, K. D. Improving carpet wastewater treatment. **American Dyestuff Reporter**, vol (jun): 13-18, 1988. *Apud*: DELGADILLO, S. A. M. Tratamento eletrolítico de efluentes de refinaria de petróleo. **Tese de Doutorado** - Faculdade de Engenharia de Alimentos/UNICAMP, 1991.

- DONINI, J. C.; KAN, J.; SZYNKARCZUK, J.; HASSAN, T. A. & KAR, K. L. The operating cost of electrocoagulation. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, **72(12)**: 1007-1012, 1994.
- FIGUEIREDO, R. F.; FADINI, P. S. & NETO, N. L. C. A eletrólise e o tratamento de esgoto. **Bio**, **5(4)**: 59-63, 1993.
- FORESTI, E.; CAMPOS, J. R. & DI BERNARDO, L. Águas residuárias de abatedouro de aves: origem, caracterização e abate. In: 9º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA. Belo Horizonte/MG, 1977.
- FOYN, E. Chemical and biological aspects of sewage disposal in inner Oslojord. In: **Proceedings of First Int. Conference on Waste Disposal in the Marine Environmental**, julho: 279-284, 1959. *Apud*: DELGADILLO, S. A. M. Tratamento eletrolítico de efluentes de refinaria de petróleo. **Tese de Doutorado** - Faculdade de Engenharia de Alimentos/UNICAMP, 1991.
- GARDAIS, D. Environnement et électricité – Electra DOPEE, 1991. *Apud*: POUET, M. F.; PERSIN, F. & RUMEAU, M. Intensive treatment by electrocoagulation – flotation –tangential flow microfiltration in areas of high seasonal population. **Water Science Technology**, **25(12)**: 247-253, 1992.
- GATTRELL, M. & KIRK, D. W. The electrochemical oxidation of aqueous phenol at a glassy carbon electrode. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, **68 (12)**: 997 - 1003, 1990
- GAUR, P. M.; PRAJAPATI, M. N. & DASARE, B. D. Decomposition of dyes in the waste water by electrolytic method. **Indian Journal of Technology**, **31 (sep)**: 663-665, 1993.

- GIACON, R. L. Tratamento das águas residuárias da industrialização de frutas cítricas pelo processo eletrolítico. **Tese de mestrado** - Faculdade de Engenharia Civil/UNICAMP, 1993.
- GROTERAUD, O. & SMOCZYNSKI, L. Removal of phosphorous and residual aluminium by recirculating electrolysis of wastewater. **Water Research**, **20**: 667-669, 1986.
- GRUTSCH, J. F. Wastewater treatment: The electrical connection. **Environmental Science & Technology**, **12**: 1022 - 1027, 1978.
- HINCKLEY, H. V. Electrolytic sewage treatment. **Engineering News** **67(12)**: 1912.
- HOKKA, C. O. **Estudo cinético de tratamento de resíduo avícola por processo de lodo ativado** - Tese de Doutorado, FEA/UNICAMP, 1984.
- HORVATH, A. L. **Handbook of Aqueous Electrolyte solutions**. Ellis Horwood Limited Publishers, 1985. *Apud*: SIFUENTES, E. L. S. E. Estudo do tratamento eletrolítico das águas residuárias de uma indústria de doces. **Tese de Doutorado** - Faculdade de Engenharia de Alimentos/UNICAMP, 1992.
- HOSNEY, A. Y. Separation of oil from oil/water emulsions using an electroflotation cell with insoluble electrodes. **Filtration and Separation**, **29 (5)**: 419-423, 1992. *Apud*: KOREN, J. P. F. & SYVERSEN, U. State-of-art electroflocculation. **Filtration & Separation**, **32 (Feb)**: 153-156, 1995.
- JOHANNES, W. G. Elektrochemies-geproduseerde metaalkoagulante vir die verwydering van fosfaat uit rioolwater. M. Eng. Dissertation. University of Pretoria. *Apud*: PRETORIUS, W. A.; JOHANNES, W.G. & LEMPert, G.G.

Electrolytic iron flocculant production with a bipolar electrode in series arrangement. **Water SA, 17(02):** 133-138, 1991.

KALINIICHUK, C. & VASILENKO, I. I. Treating refinery wastewaters to remove emulsified oils by electrocoagulation and electroflotation. **Internation Chemical Engineering, 16:** 424 - 425, 1976.

KONGSRICHAROERN, N. & POLPRASERT, C. Electrochemical precipitation of chromium (Cr^{+6}) from an electroplating wastewater. **Water Science Technology, 31(9):** 109-117, 1995.

KOREN, J. P. F. & SYVERSEN, U. State-of-art electroflocculation. **Filtration & Separation, 32 (Feb):** 153-156, 1995.

KORNILOV, V. M.; SVETLITSKI, A. S. & SMIRNOV, O. V. **J. Appl. Chem., 53:** 401, 1980. *Apud:* MATTESON, M. J.; DOBSON, R. L.; GLENN Jr., R. W.; KUKUNOOR, N. S.; WAITS III, W. H. & CLAYFIELD, E. J. Electrocoagulation and separation of aqueous suspensions of ultrafine particles. **Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering, 104:** 101-109, 1995.

KÖTZ, R.; STUCK, S. & CARCER, B. Part I: Physical and electrochemical properties of SnO_2 anodes. **Journal of Applied Electrochemistry, 21(1):** 703 - 708, 1991.

KUHN, A. T. Electrochemical techniques for effluent treatment. **Chemistry and Industry, (AUG):** 946-950, 1971.

LANZA, M. R. V. Desenvolvimento de um processo para a remoção eletrolítica de zinco em efluentes aquosos. **Tese de Mestrado** - Faculdade de Engenharia Mecânica/UNICAMP, 1997.

- LANZA, M. R. V. & BERTAZZOLI, R. Desenvolvimento de um reator eletrolítico para a destruição de cianetos em efluentes aquosos. *In: Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental – IX SILUBESA*: 855 – 863, 2000.
- LAWRENCE LIVERMORE NATIONAL LABORATORY (Livermore, Calif.). Aerogel and electrochemistry clean up contaminated water. **Chemical Engineering**, **102(2)**: 17, 1995.
- LEVENSPEIL, O. **Engenharia das Reações Químicas**. Editora Edgar Blucher, Vol. 2, 1983.
- LIN, S. H. & PENG, C. F. Treatment of textile wastewater by electrochemical method. **Water Research**, **28(2)**: 277-282, 1994.
- LIN, S. H. & PENG, C. F. Continuous treatment of textile wastewater by combined coagulation, electrochemical oxidation and activated sludge. **Water Research**, **30(3)**: 587-592, 1996.
- LIN, S. H. & WU, C. L. Electrochemical removal of nitrite and ammonia for aquaculture. **Water Research**, **30(3)**: 715-721, 1996.
- LO, K. V. & LIAO, P. H. Treatment of poultry processing wastewater using sequencing batch reactors. **Canadian Agricultural Engineering**, **32(2)**: 299 - 302, 1990.
- LORNE, C. & SMITH, P. E. Recovers fat & oil worth \$ 181,000/yr. **Food Processing**, (**Sep**): 64 - 66, 1980.

- LOS ALAMOS TECHNICAL ASSOCIATES, Inc. (Albuquerque, N. Mex.).
Electrolysis plus UV light remediates and disinfects contaminated groundwater.
Chemical Engineering, **101(12)**: 19, 1994.
- MALLIKARJUAN, R. & VENKATALACHAN, S. Elektroflotation – A review. In:
INTERNACIONAL SYMPOSIUM ON ELECTROCHEMISTRY IN MINERAL &
METAL PROCESSING (165th meeting of Electrochemical Society), Ohio/EUA,
233-256pp, 1984. *Apud*: KOREN, J. P. F. & SYVERSEN, U. State-of-art
electrofloculation. **Filtration & Separation**, **(Feb)**: 153-156, 1995.
- MAMAKOV, A. A. Electroflotation of grape liquor (survey). **Applied
Electrochemistry**, **31**: 226 - 233, 1981.
- MAMAKOV, A. A. & AVVAKUMOV, M. I. Flotation of minerals by electrochemical
reactions. **Applied Electrochemistry**, **5**: 357 - 361, 1968.
- MARCONATO, J. C.; BIDOIA, E. D. & ROCHA-FILHO, R. C. Electrolytic treatment
of wastewater from a fowl slaughterhouse using cast-iron electrodes. **Bulletin
of Electrochemistry**, **14(6-7)**: 228-230, 1998.
- MARSON, H. W. & POS, J. The treatment and costs of effluents from poultry and
pig abattoirs. **Process Biochemistry**, **13(10)**: 18 - 24, 1978.
- MATIS, K. A. Treatment of industrial liquid wastes by electroflotation. **Water
Pollution Control**, **1**: 136-142, 1980.
- MATTESON, M. J.; DOBSON, R. L.; GLENN Jr., R. W.; KUKUNOOR, N. S.;
WAITS III, W. H. & CLAYFIELD, E. J. Electrocoagulation and separation of
aqueous suspensions of ultrafine particles. **Colloids and Surfaces A:
Physicochemical and Engineering**, **104**: 101-109, 1995.

- METCALF & EDDY, Inc. **Wastewater Engineering Treatment Disposal and Reuse**. 3ª Edição. Editora McGRAW- HILL , capítulos 3, 4, 7 e 11, 1991.
- MONTE ALEGRE, R. & DELGADILLO, S. A. M. Uso de eletrólise na depuração de correntes líquidas contendo óleos e graxas emulsificadas (parte I). **Revista DAE**, **171**: 9 - 13, 1993a.
- MONTE ALEGRE, R. & DELGADILLO, S. A. M. Uso de eletrólise na depuração de correntes líquidas contendo óleos e graxas emulsificadas (parte II). **Revista DAE**, **173**: 7 - 14, 1993b
- MOREIRA, M. P. Estudo do tratamento de águas residuárias avícola por processo de lodo ativado usando reator batelada seqüencial - **Tese de Mestrado**, FEA/UNICAMP, 1995.
- MURPHY, O. J.; HITCHENS, G. D.; KABA, L. & VEROSTKO, C. E. Direct electrochemical oxidation of organics for wastewater treatment. **Water Research**, **26(4)**: 443-451, 1992.
- NAGAOKA, T.; YAMASHITA, J.; TAKASE, M. & OGURA, K. Composite electrodes consisting of metal and oxidized carbon particles complete degradation of trichloroethylene in acetonitrile. **Journal of Electrochemistry Society**, **141(6)**: 1522-1526, 1994.
- NAUMCZYK, J.; SZPYRKOWICZ, L. & ZILIO-GRANDI, F. Electrochemical treatment of textile wastewater. **Water Science Technology**, **34(11)**: 17-24, 1996
- OBLINGER, F. G. *et alii* In-plant of electrolytic cell for oily wastewater treatment. **Enviromental Progress**, **3(1)**:1 - 5, 1984.

- OTENIO, M. H. & BIDOIA, E. D. Utilização do tratamento eletrolítico no tratamento de águas de abastecimento do rio das Cinzas, Bandeirantes/PR. *In: Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental – IX SILUBESA*: 393 – 398, 2000.
- OUELLETTE, R. P.; KING, J. A. & CHEREMISINOFF, P. N. Wastewater treatment and separation methods. ***Eletrotechnology I***. 193 - 342, 1978.
- PADIYAR, V.; MISHRA, V. S.; MAHAJANI, V. V. & JOSHI, J. B. Cyanide detoxification – A review. ***Trans. IChemeE***, **73(B)**: 33-51, 1995.
- PANDIT, R. K. & MAYADEO, M. S. Eletrobiological process for treatment of wastewater. ***J. Eletrochem. Society India***, **36**: 111 - 115, 1987.
- PAZENKO, T. Ya.; KHALTURINA, T. I.; KOLOVA, A. F. & RUBAILO, I. S. ***J. Appl. Chem.***, **58**: 2383, 1985. *Apud*: MATTESON, M. J.; DOBSON, R. L.; GLENN Jr., R. W.; KUKUNOOR, N. S.; WAITS III, W. H. & CLAYFIELD, E. J. Electrocoagulation and separation of aqueous suspensions of ultrafine particles. ***Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering***, **104**: 101-109, 1995.
- PETENATE, A. M. & GLATZ, C. E. Isoelectric precipitation of soy protein. I - Factors affecting particle size distribution. ***Biotechnology and Bioengineering***, **25**: 1-25, 1983.
- PICKETT, D. J. ***Electrochemical Reactor Design (2nd Edition)***. Elsevier Scientific Publisher Company. *Apud*: PRETORIUS, W. A.; JOHANNES, W.G. & LEMPET, G.G. Electrolytic iron flocculant production with a bipolar electrode in series arrangement. ***Water SA***, **17(02)**: 133-138, 1991.

- PLAKSIN, I. N. & CHAPLYGINA, E. M. Flotation enrichment of non-sulfide minerals by use of gases [in russian]. **Izd. Akad. Nauk SSSR**, Moscow, 1962. *Apud*: MAMAKOV, A. A. & AVVAKUMOV, M. I. Flotation of minerals by electrochemical reactions. **Applied Electrochemistry**, **5**: 357 - 361, 1968.
- PLETCHER, D. & WEINBERG, N. L. The green potencial of electrochemistry. Part 1: The fundamentals. **Chemical Engineering**, **99 (08)**: 98-103, 1992.
- POON, P. C. & BRUECKNER, T. G. Physicochemical treatment of wastewater - seawater mixture by electrolysis. **Journal Water Pollution Control Federation**, **47(1)**: 66-78, 1975.
- POUET, M. -F. & GRASMICK, A. Urban wastewater treatment by electrocoagulation and flotation. **Water Science Technology**, **31(3-4)**: 275-283, 1995.
- POUET, M. -F.; PERSIN, F. & RUMEAU, M. Intensive treatment by electrocoagulation -flotation -tangential flow microfiltration in areas of high seasonal population. **Water Science Technology**, **25(12)**: 247-253, 1992.
- PRETORIUS, W. A.; JOHANNES, W.G. & LEMPert, G.G. Electrolytic iron flocculant production with a bipolar electrode in series arrangement. **Water SA**, **17(02)**: 133-138, 1991.
- QUEIROZ, M. S.; MAURO, C. A.; RIBEIRO, C; ABREU, E. S. V.; GOMES, N. T.; BARRETO, P. R. P. & SANTIAGO, V. M. J. 5º CONGRESSO BRASILEIRO DE PETRÓLEO E CONEXPO ARPEL'94, Rio de Janeiro/Brasil, 1994.
- RAMIREZ, E. R. Comparative physicochemical study of industrial waste-water treatment by electrolytic dispersed air and dissolved air flotation technologies. In: PROCEEDINGS PURDUE IND. WASTE CONFERENCE, 34: 699pp, 1979.

- Apud*: DELGADILLO, S. A. M. Tratamento eletrolítico de efluentes de refinaria de petróleo. **Tese de Doutorado** - Faculdade de Engenharia de Alimentos/UNICAMP, 1991.
- RÉDEY, L.; KOVÁCS, I. & ZORKÓCZY, I. The electrochemical treatment of industrial waste solutions and sewage. **Internacional Chemical Engineering**, **16(1)**: 30-37, 1976.
- SAVALL, A. Electrochemical treatment of industrial organic effluents. **Chimia**, **49(1/2)**: 23-27, 1995.
- SCHAEFER, H. and THIELE, H. Apparatus for electrolytic detoxification of wastewater containing cyanide. RDA, 1985. *Apud*: PADIYAR, V.; MISHRA, V. S.; MAHAJANI, V. V. & JOSHI, J. B. Cyanide detoxification – A review. **Trans. IChemeE**, **73(B)**: 33-51, 1995.
- SCHAMAL, D.; ERKEL, J. v. & DUIN, P. J. v. Electrochemical reduction of halogenated compounds in process waste water. *In*: **ICHEME Symposium Series**, **98**: 281-291, 1986.
- SCOTT, K. Electrochemical treatment technologies for aqueous organic effluents. *In*: **The 1994 ICHME Research Event**, **1**: 344-346, 1994.
- SIFUENTES, E. L. S. E. Estudo do tratamento eletrolítico das águas residuárias de uma indústria de doces. **Tese de Doutorado** - Faculdade de Engenharia de Alimentos/UNICAMP, 1992.
- SINGH, S. P.; WESLEY, R. L. & BUDD, E. A. Characteristics of poultry processing effluent. **Poultry Science**, **52(4)**: 1478 - 1481, 1973.

- STAUFFER TECHNOLOGY (Greenwich, Conn.). An electrolytic route promises to halve fluegas desulfurization costs. **Chemical Engineering**, **101(12)**: 21-23, 1994.
- STEELE, D. F. Electrochemical destruction of toxic organic industrial waste. **Platinum Metals Rev.**, **34(1)**: 10-14, 1990.
- VALEER, L. E. Electrolytic separation of constituents from wastes. **The American Institute of Chemical Engineers**, 171 - 177, 1981.
- VIK *et alii* Electrocoagulation of potable water. **Water Research**, **18**: 1355-1360, 1984a. *Apud*: PRETORIUS, W. A.; JOHANNES, W.G. & LEMPERT, G.G. Electrolytic iron flocculant production with a bipolar electrode in series arrangement. **Water SA**, **17(02)**: 133-138, 1991.
- VIK *et alii* Electrocoagulation of potable water. **Water Research**, **18**: 1355-1360, 1984. *Apud*: POUET, M. F.; PERSIN, F. & RUMEAU, M. Intensive treatment by electrocoagulation –flotation –tangential flow microfiltration in areas of high seasonal population. **Water Science Technology**, **25(12)**: 247-253, 1992b.
- WEINTRAUB, M. H. *et alii* Development of electrolytic treatment of oily wastewater. **Environmental Progress** **2(1)**: 32-37, 1983.
- WIENDL, W. G. Processos eletroquímicos para a depuração de esgotos. Uma revisão secular. **Revista DAE**, **45**: 50 - 54, 1985a.
- WIENDL, W. G. O processo eletrolítico. **Revista DAE**, **45**: 247 - 340, 1985b.
- WIENDL, W. G. Ainda o processo eletrolítico. Agora os resíduos industriais. **Revista DAE**, **46**: 20 - 21, 1986.

- WIENDL, W. G. **Processos eletrolíticos no Tratamento de Esgotos sanitários**. Editora da ABES, Rio de Janeiro/RJ. 368p, 1998.
- WILL, I. B. S.; BARBOSA-FILHO, O. & BASTOS, G. F. Processo eletrolítico: Uma alternativa para o tratamento de efluentes da indústria de laticínios. *In: Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental – IX SILUBESA*: 2787 – 2798, 2000.
- WHITEHEAD, W. K. Activated sludge treatment of poultry processing wastewater. **Poultry Science**, **57(2)**: 433 - 438, 1978.
- YEH, R. S.; WANG, Y. Y. & WAN, C. C. Removal of Cu-EDTA compounds by electrochemical process with coagulation. **Water Research**, **29(2)**: 597-599, 1995.

ANEXOS

ANEXO A

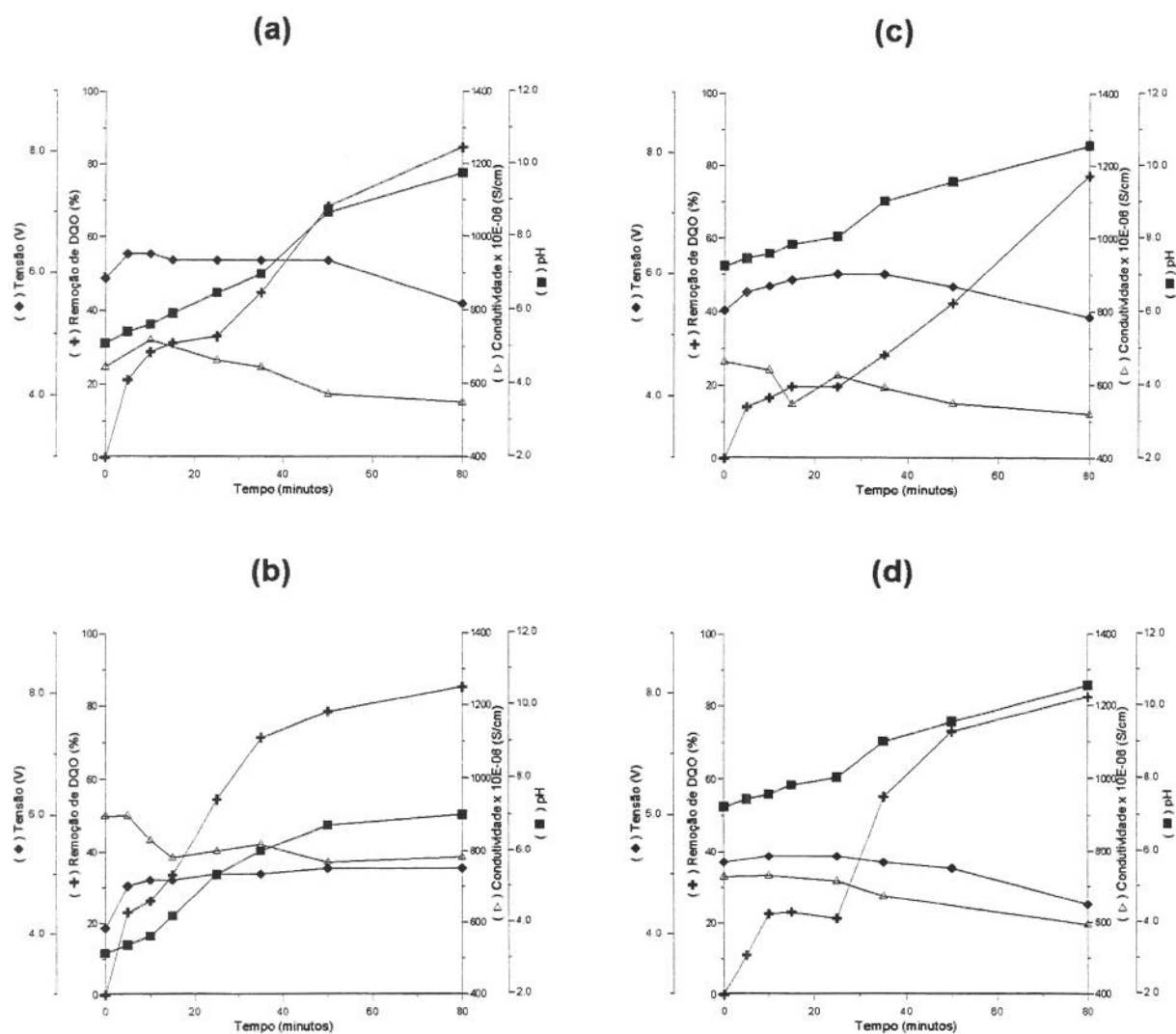


Figura A1: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando eletrodos de aço carbono para as seguintes condições experimentais: **(a)** 50A/m², 15°C, pH_{inicial} de 5,0; **(b)** 50A/m², 15°C, pH_{inicial} 3,0; **(c)** 50A/m², 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2); **(d)** 50A/m², 25°C, pH_{inicial} de 5,0

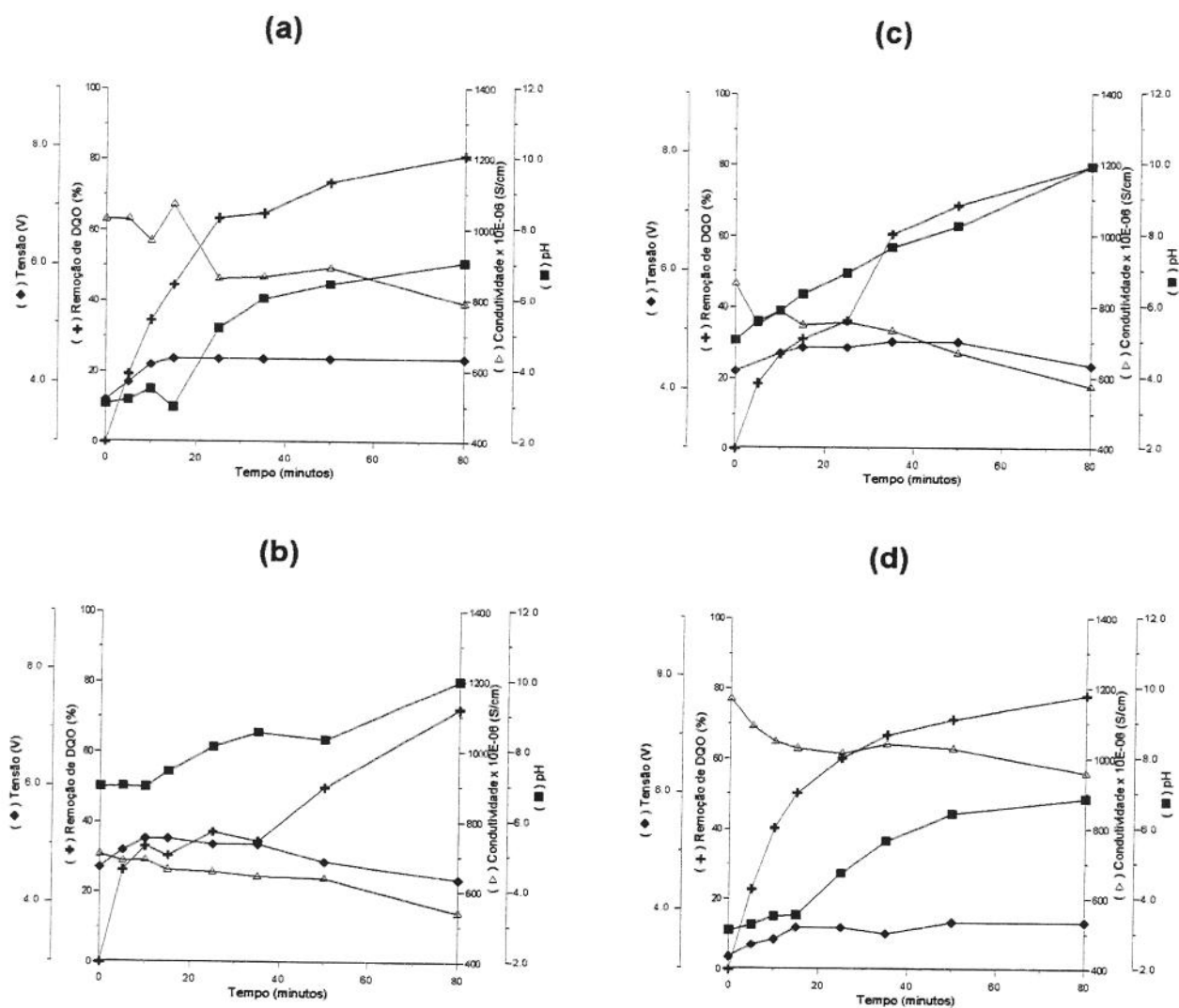


Figura A2: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando eletrodos de aço carbono para as seguintes condições experimentais: **(a)** 50A/m², 25°C, pH_{inicial} de 3,0; **(b)** 50A/m², 35°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2); **(c)** 50A/m², 35°C, pH_{inicial} de 5,0; **(d)** 50A/m², 35°C, pH_{inicial} de 3,0.

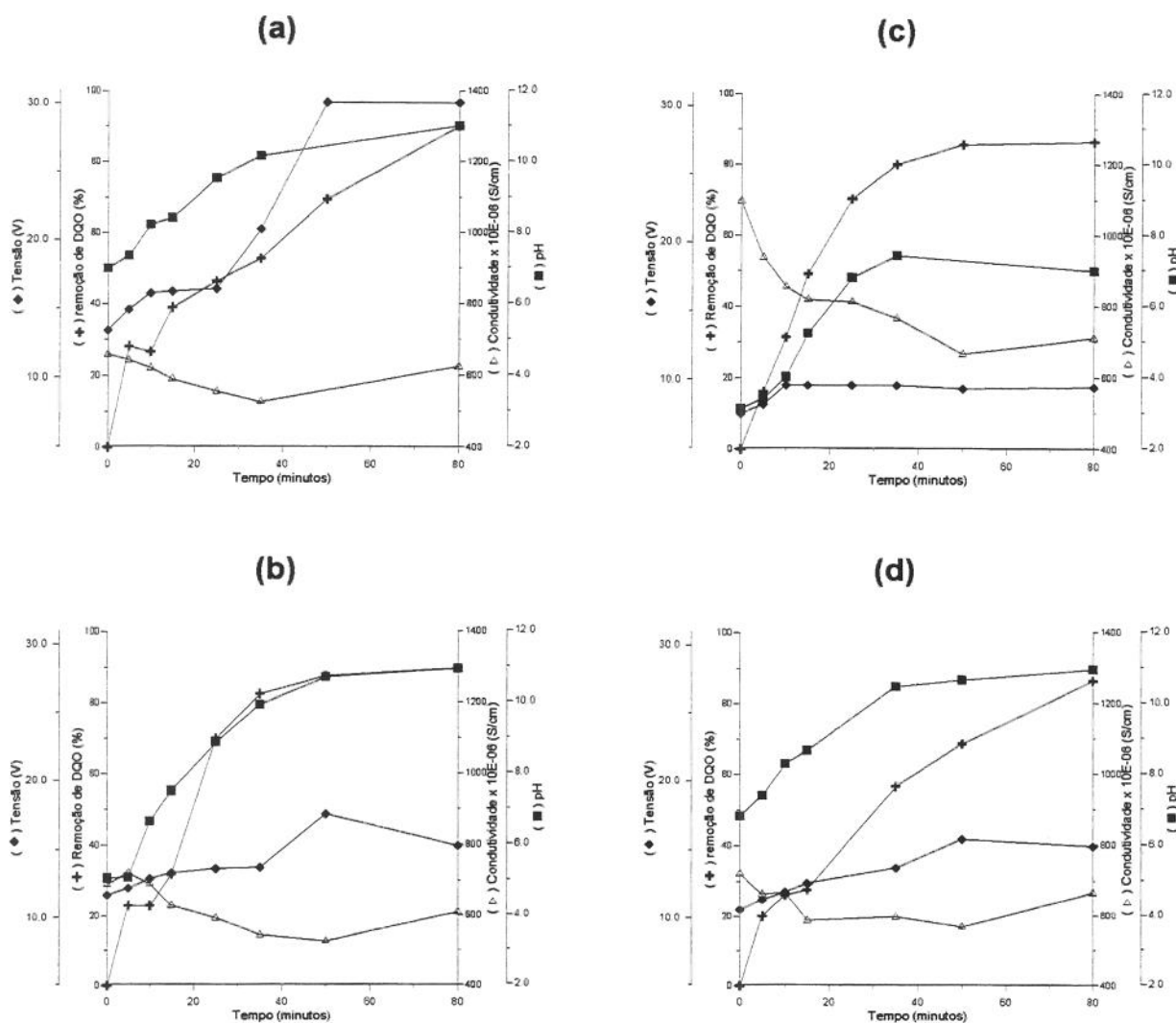


Figura A3: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando eletrodos de aço carbono para as seguintes condições experimentais: **(a)** 100A/m^2 , 15°C , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura* (6,6 a 7,2); **(b)** 100A/m^2 , 15°C , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ 5,0; **(c)** 100A/m^2 , 15°C , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ 3,0; **(d)** 100A/m^2 , 25°C , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura* (6,6 a 7,2).

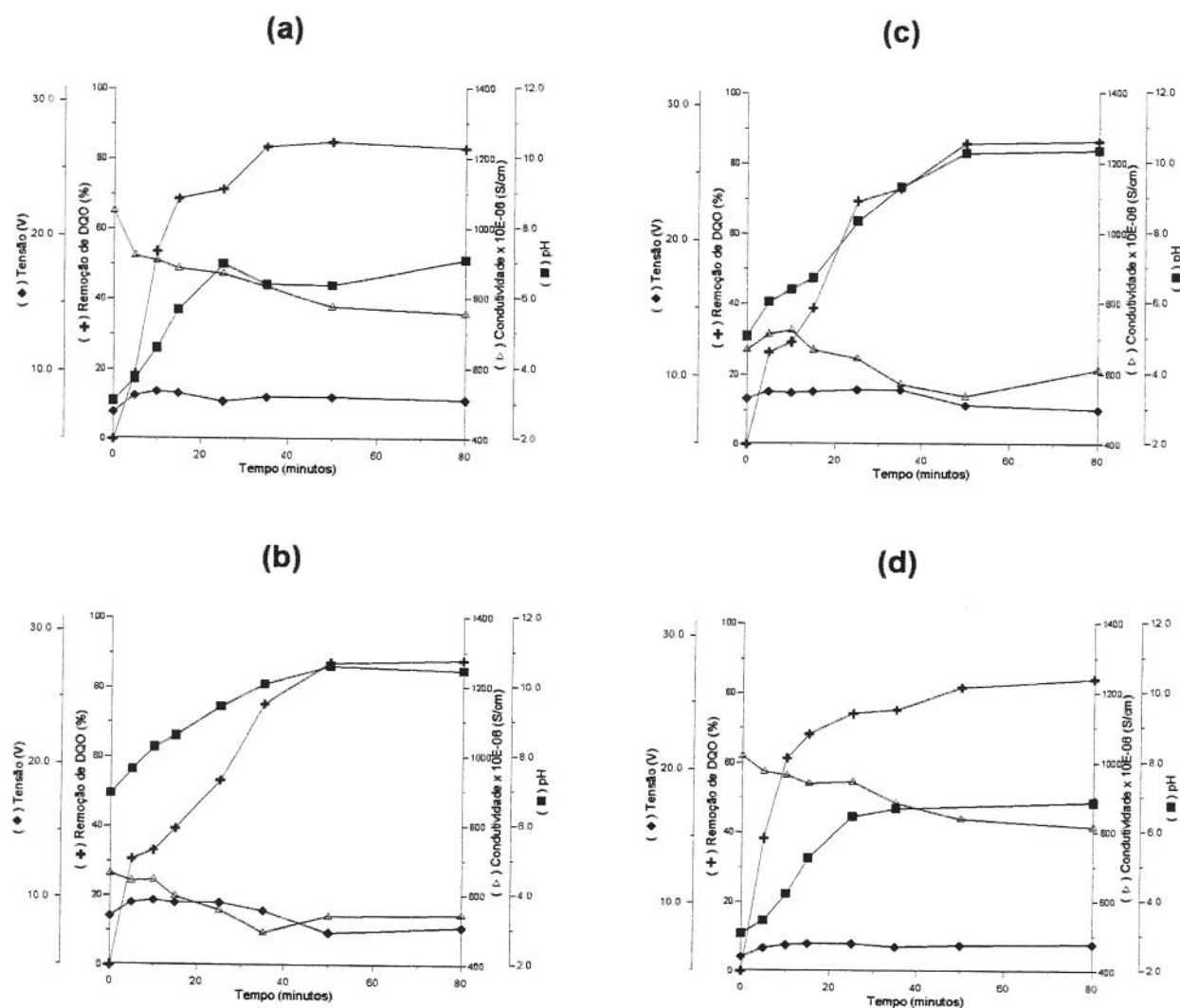


Figura A4: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando eletrodos de aço carbono para as seguintes condições experimentais: **(a)** 100A/m², 25°C, pH_{inicial} 3,0; **(b)** 100A/m², 35°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2); **(c)** 100A/m², 35°C, pH_{inicial} 5,0; **(d)** 100A/m², 35°C, pH_{inicial} 3,0.

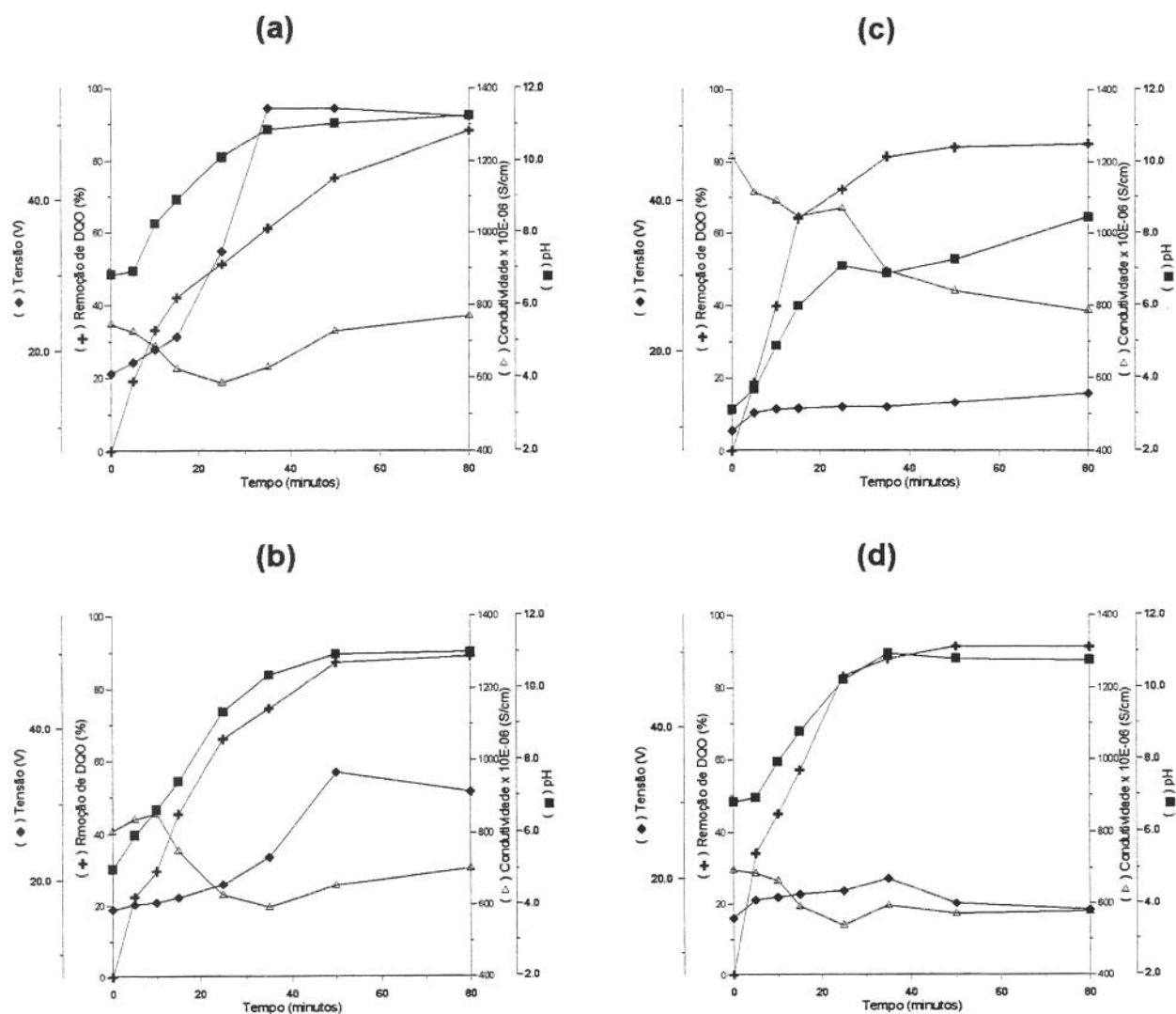


Figura A5: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando eletrodos de aço carbono para as seguintes condições experimentais: **(a)** 150A/m^2 , 15°C , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura* (6,6 a 7,2); **(b)** 150A/m^2 , 15°C , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ 5,0; **(c)** 150A/m^2 , 15°C , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ 3,0; **(d)** 150A/m^2 , 25°C , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura* (6,6 a 7,2).

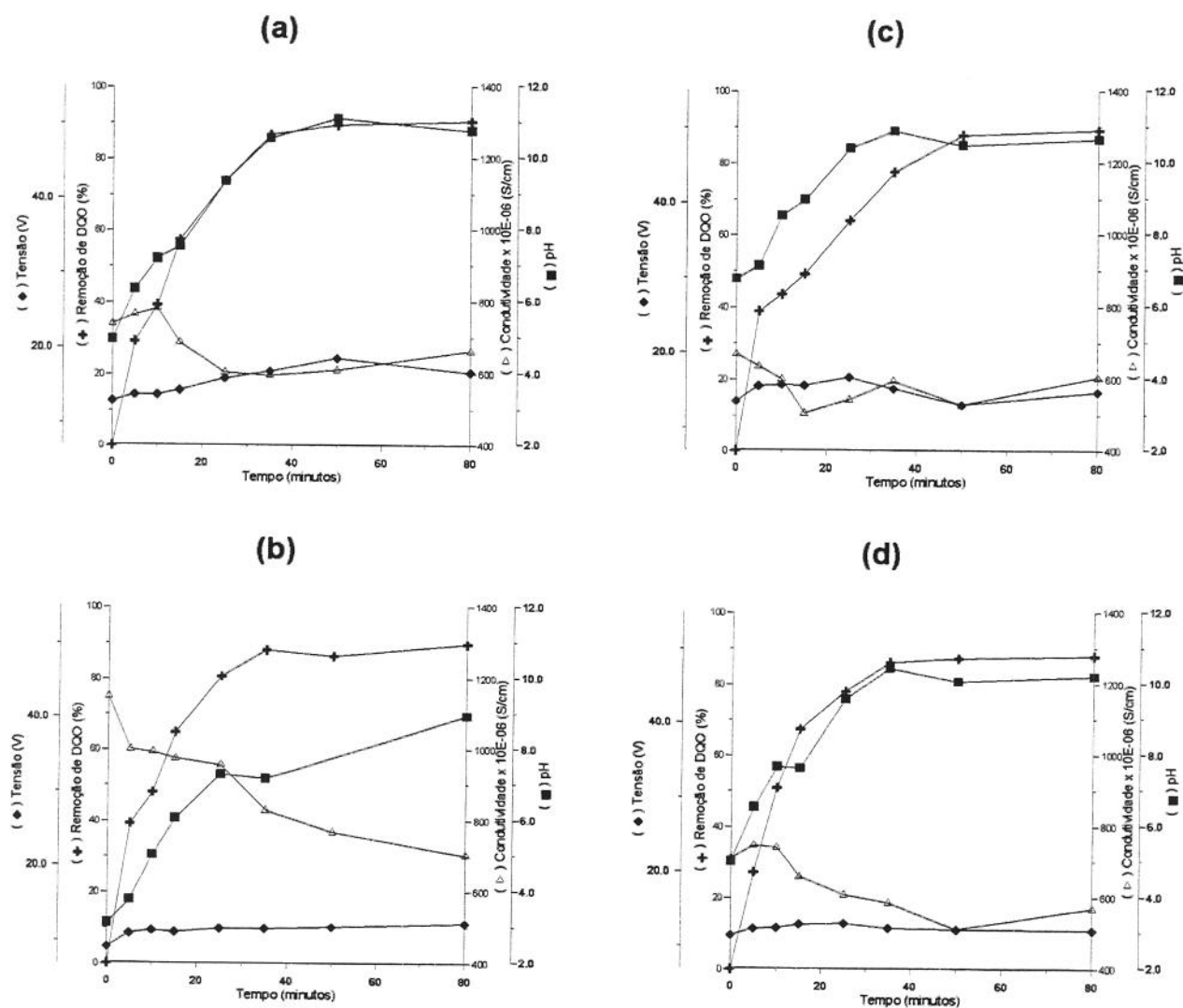


Figura A6: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando eletrodos de aço carbono para as seguintes condições experimentais: **(a)** 150A/m², 25°C, pH_{inicial} 5,0; **(b)** 150A/m², 25°C, pH_{inicial} 3,0; **(c)** 150A/m², 35°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 à 7,2); **(d)** 150A/m², 35°C, pH_{inicial} 5,0.

ANEXO B

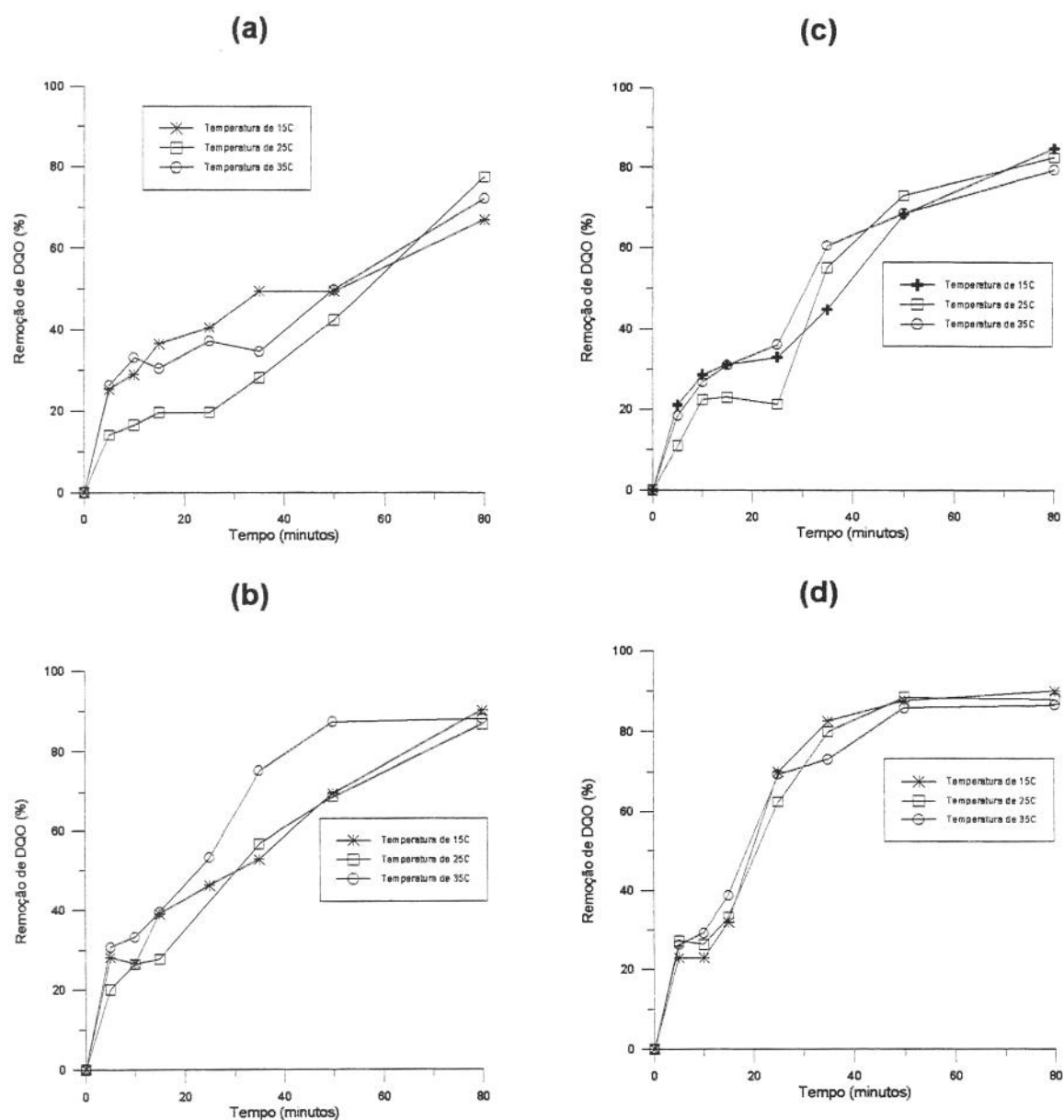


Figura B1: : Influência da temperatura na remoção de DQO, utilizando eletrodos de aço carbono para: **(a)** 50A/m², pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2); **(b)** 100A/m², pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2); **(c)** 50A/m², pH_{inicial} 5,0; **(d)** 100A/m², pH_{inicial} 5,0.

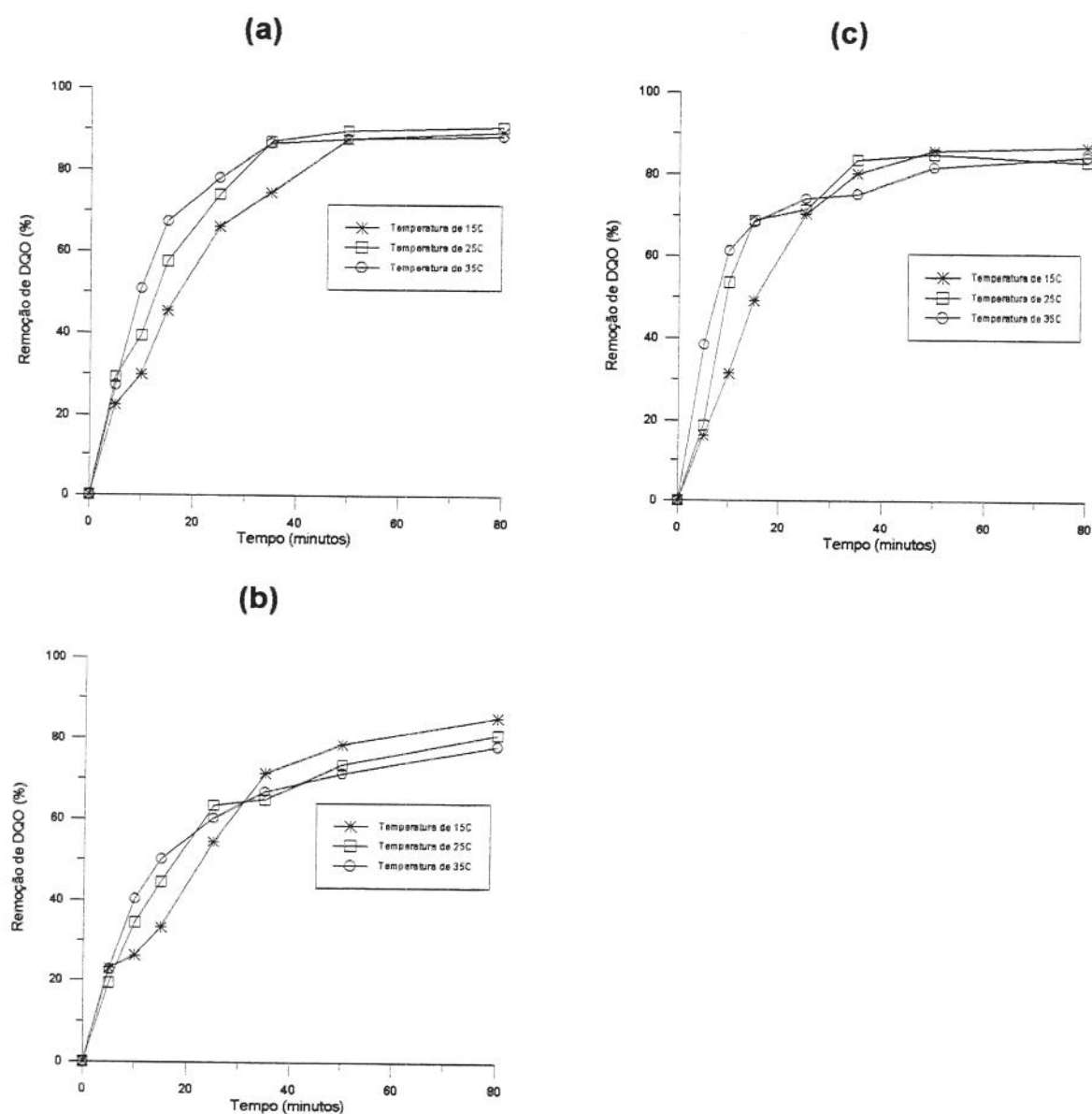


Figura B2: : Influência da temperatura na remoção de DQO, utilizando eletrodos de aço carbono para: **(a)** 150A/m², pH_{inicial} 5,0; **(b)** 50A/m², pH_{inicial} 3,0; **(c)** 100A/m², pH_{inicial} 3,0.

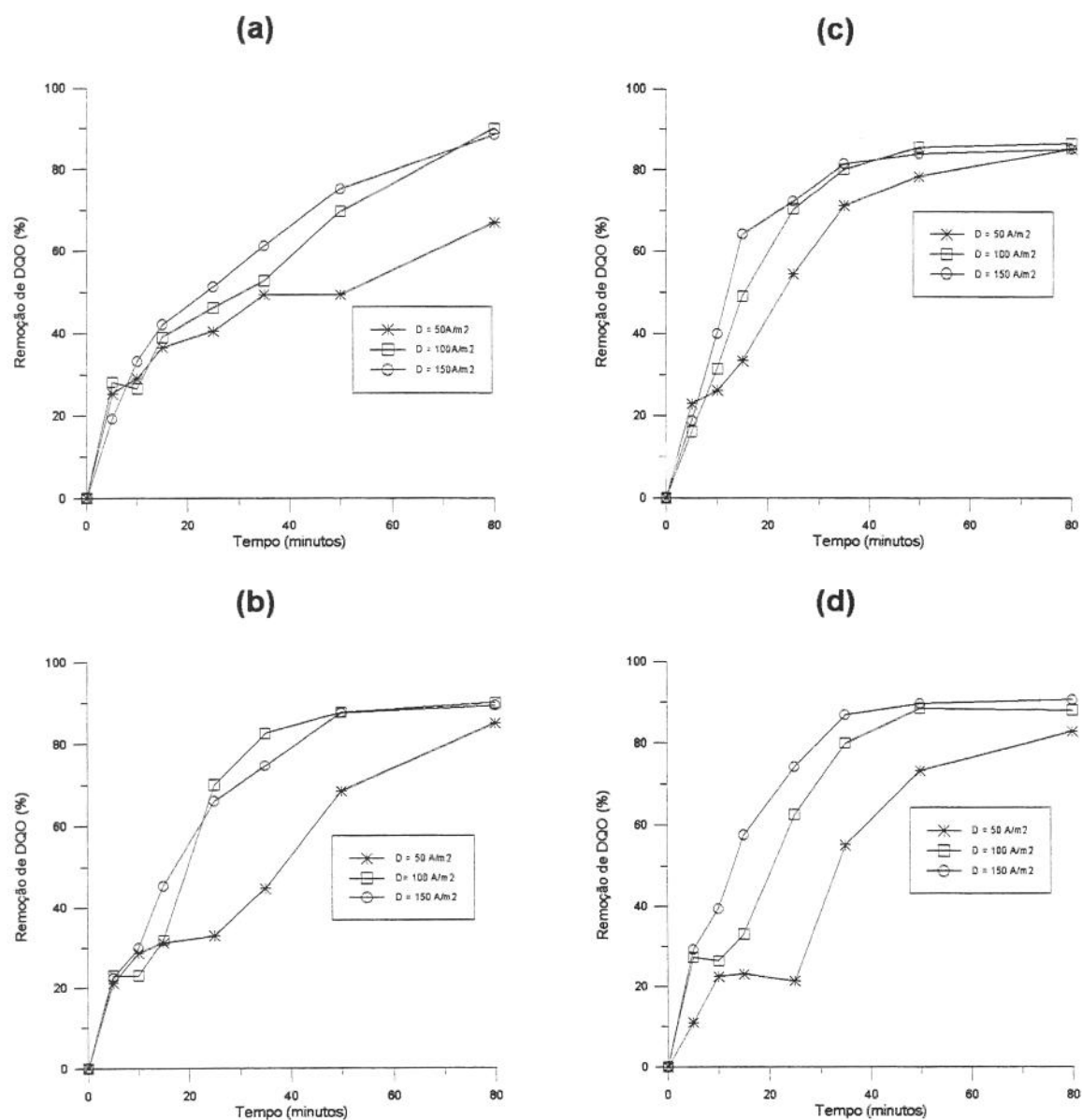


Figura B3: : Influência da densidade de corrente na remoção de DQO, utilizando eletrodos de aço carbono para: **(a)** 15°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2); **(b)** 15°C, pH_{inicial} 5,0; **(c)** 15°C, pH_{inicial} 3,0; **(d)** 25°C, pH_{inicial} 5,0.

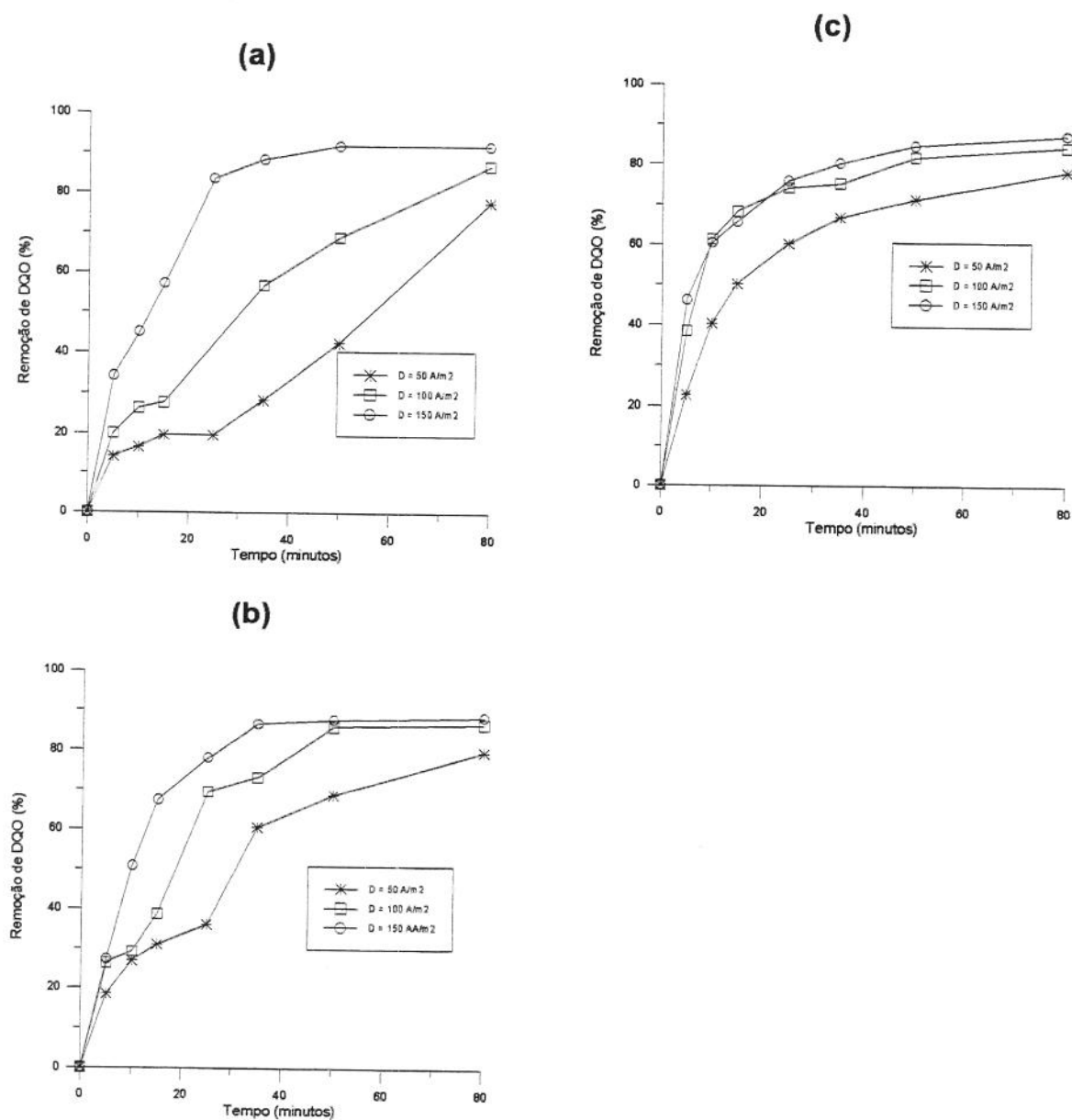


Figura B4: : Influência da densidade de corrente na remoção de DQO, utilizando eletrodos de aço carbono para: **(a)** 35°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2); **(b)** 35°C, pH_{inicial} 5,0; **(c)** 35°C, pH_{inicial} 3,0.

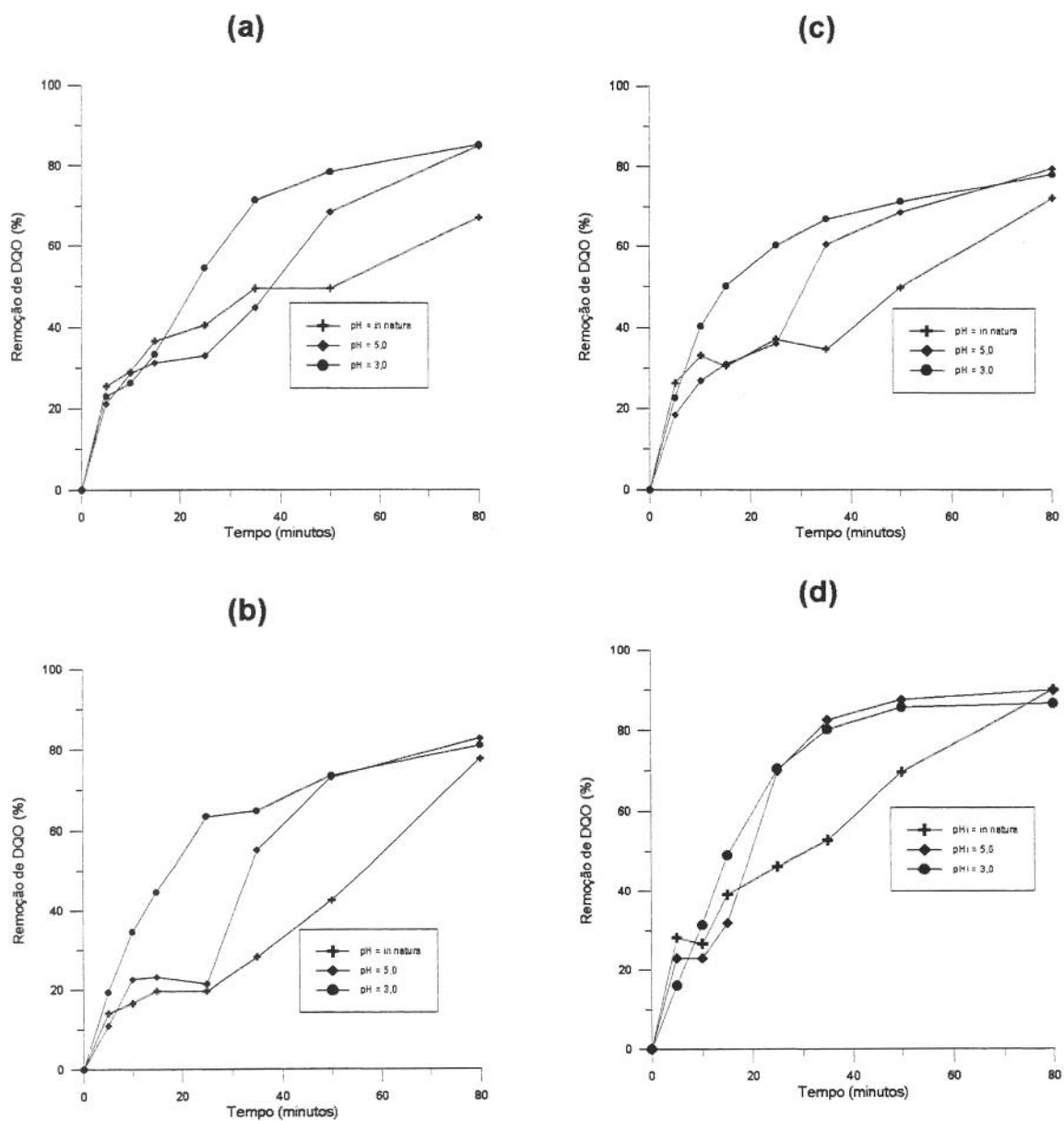


Figura B5: : Influência do $pH_{inicial}$ na remoção de DQO, utilizando eletrodos de aço carbono para: **(a)** 15°C, 50A/m²; **(b)** 15°C, 100A/m²; **(c)** 15°C, 150A/m²; **(d)** 25°C, 50A/m².

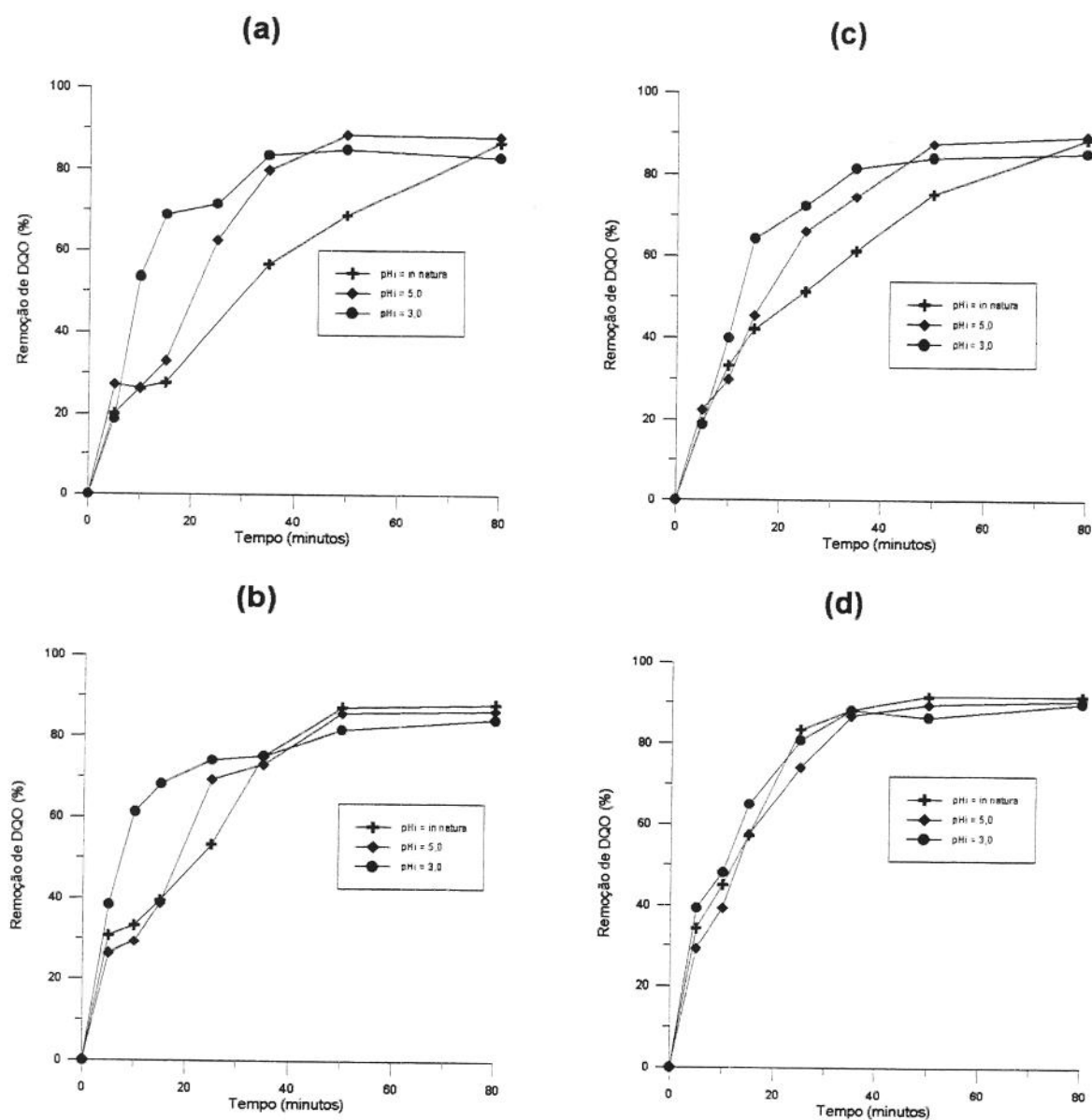


Figura B6: : Influência do $pH_{inicial}$ na remoção de DQO, utilizando eletrodos de aço carbono para: **(a)** 25°C, 100A/m²; **(b)** 25°C, 150A/m²; **(c)** 35°C, 50A/m²; **(d)** 35°C, 100A/m².

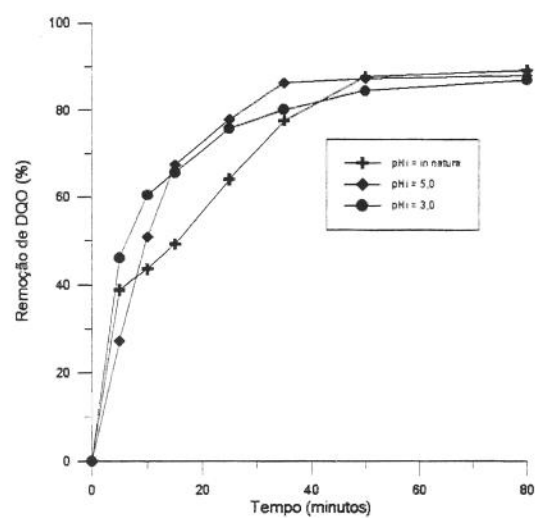


Figura B7: Influência do $\text{pH}_{\text{inicial}}$ na remoção de DQO, utilizando eletrodos de aço carbono, para: 35°C , 150A/m^2 .

ANEXO C

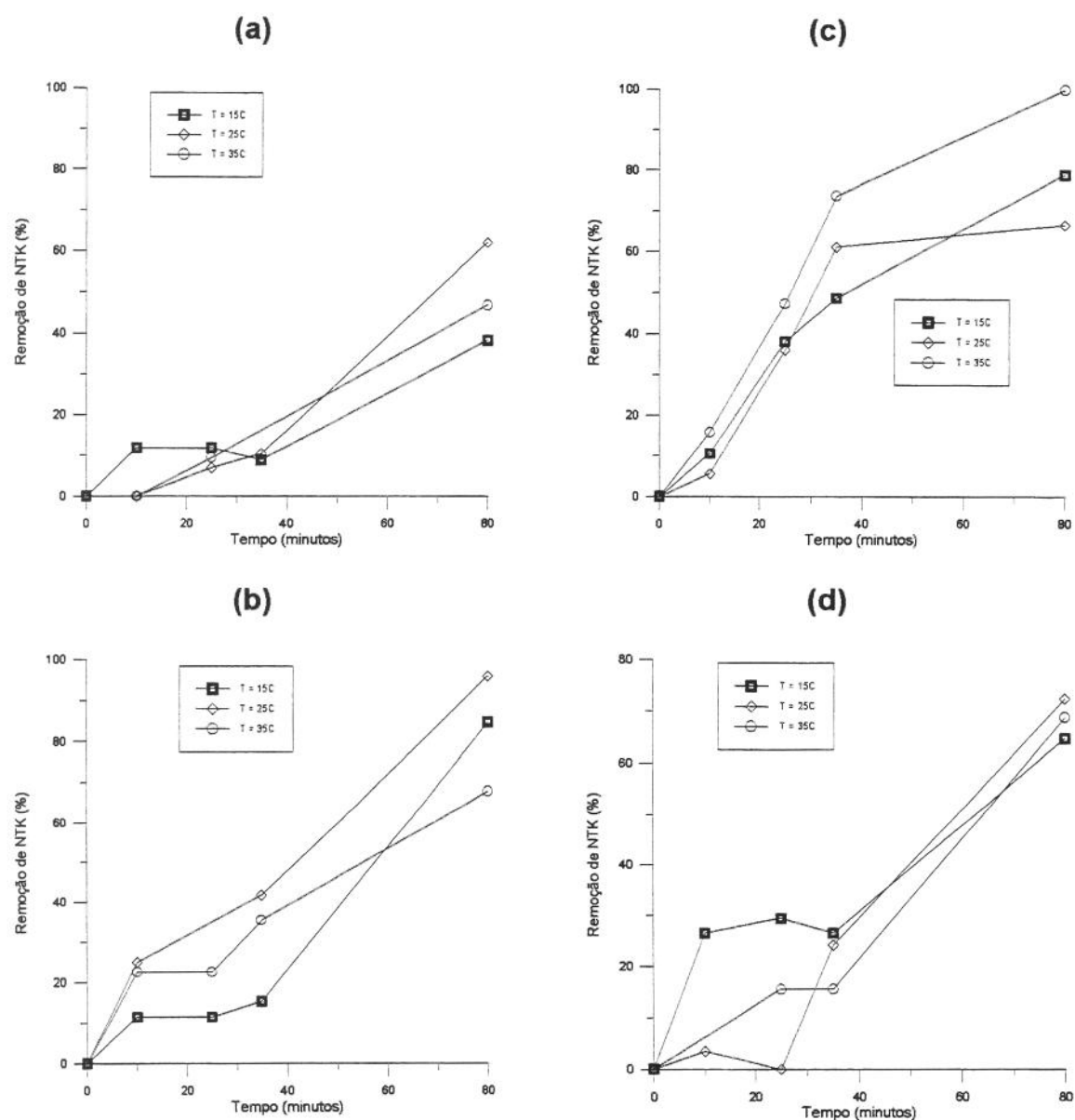


Figura C1: Influência da temperatura na remoção de NTK, utilizando eletrodos de aço carbono para: **(a)** 50A/m², pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2); **(b)** 100A/m², pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2); **(c)** 150A/m², pH_{inicial} *In natura* (6,6 a 7,2); **(d)** 50A/m², pH_{inicial} 5,0.

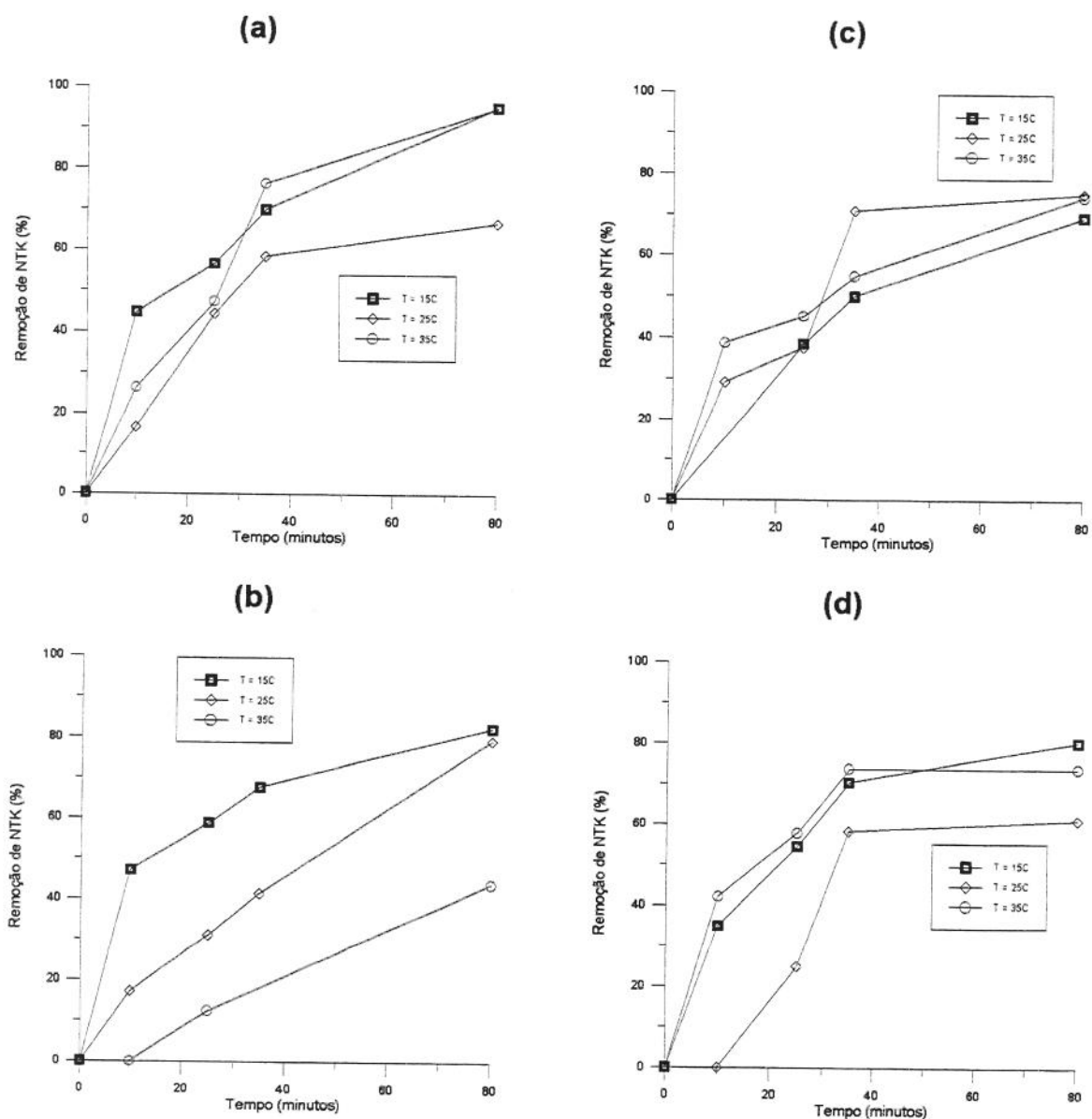


Figura C2: Influência da temperatura na remoção de NTK, utilizando eletrodos de aço carbono para: **(a)** 150A/m², pH_{inicial} 5,0; **(b)** 50A/m², pH_{inicial} 3,0; **(c)** 100A/m², pH_{inicial} 3,0; **(d)** 150A/m², pH_{inicial} 3,0.

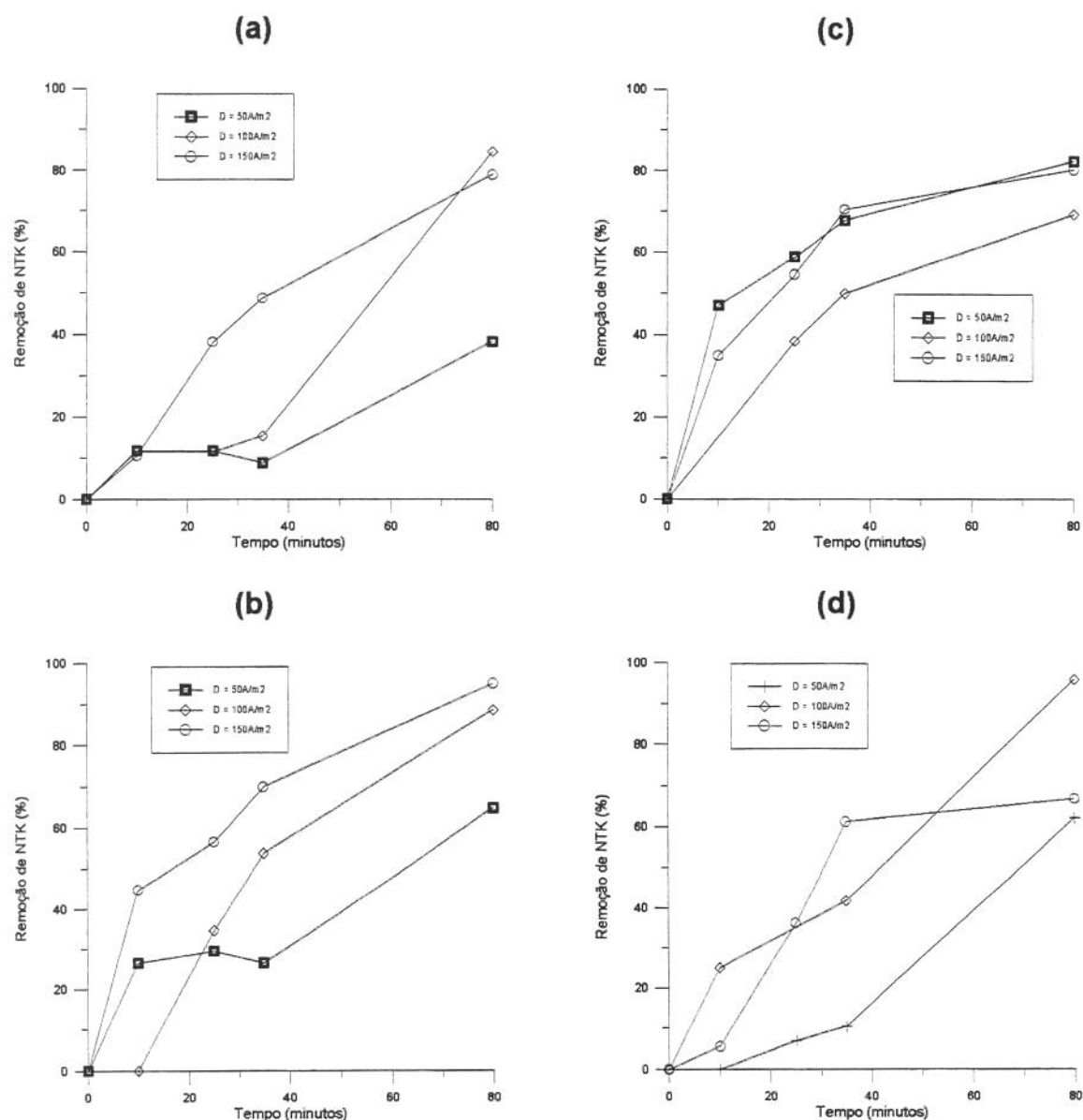


Figura C3: Influência da densidade de corrente na remoção de NTK, utilizando eletrodos de aço carbono para: **(a)** 15°C, $pH_{inicial}$ in natura (6,6 a 7,2); **(b)** 15°C, $pH_{inicial}$ 5,0; **(c)** 15°C, $pH_{inicial}$ 3,0; **(d)** 25°C, $pH_{inicial}$ in natura (6,6 a 7,2).

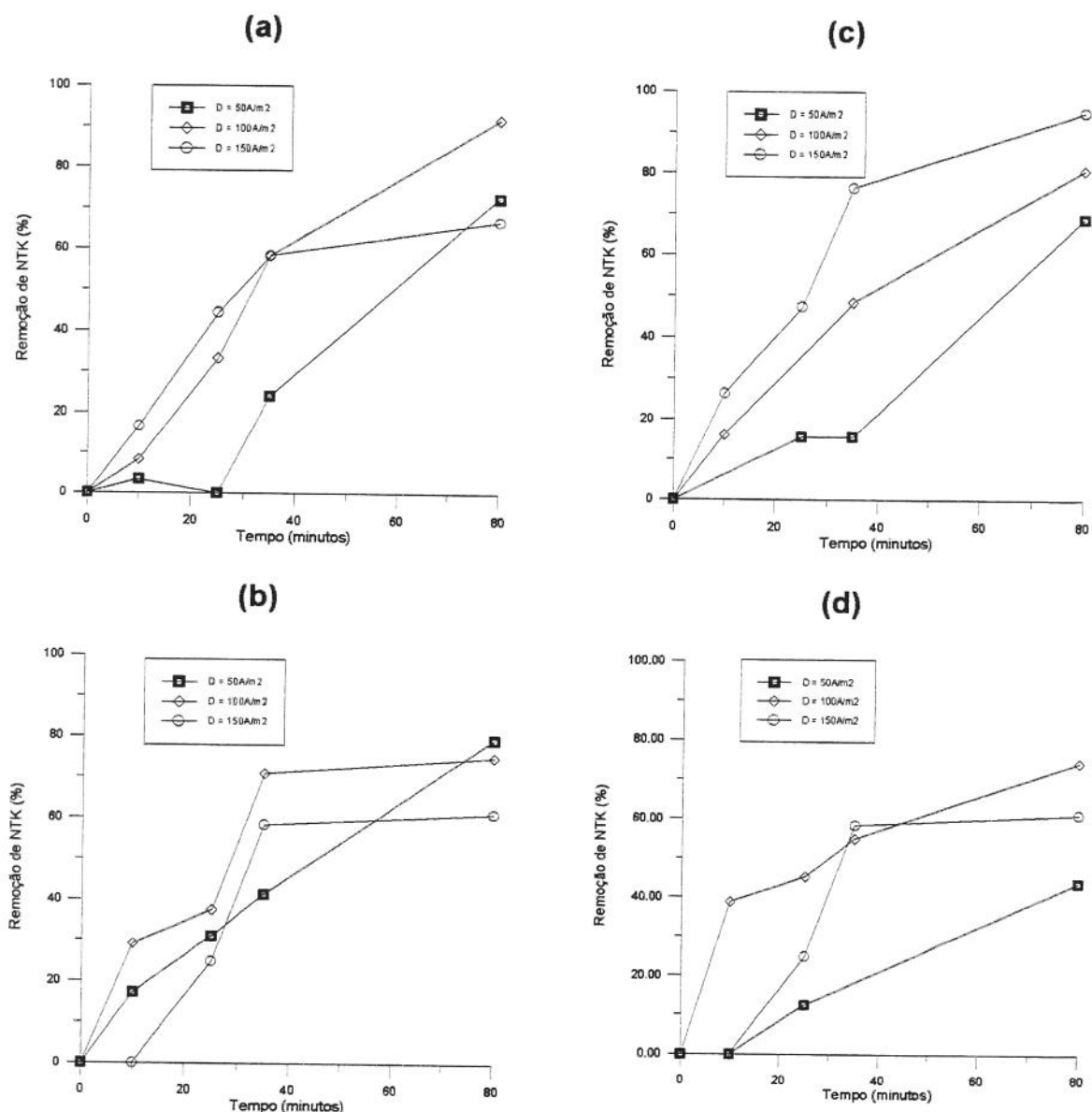


Figura C4: Influência da densidade de corrente na remoção de NTK, utilizando eletrodos de aço carbono para: **(a)** 25°C, pH_{inicial} 5,0; **(b)** 25°C, pH_{inicial} 3,0; **(c)** 35°C, pH_{inicial} 5,0; **(d)** 35°C, pH_{inicial} 3,0.

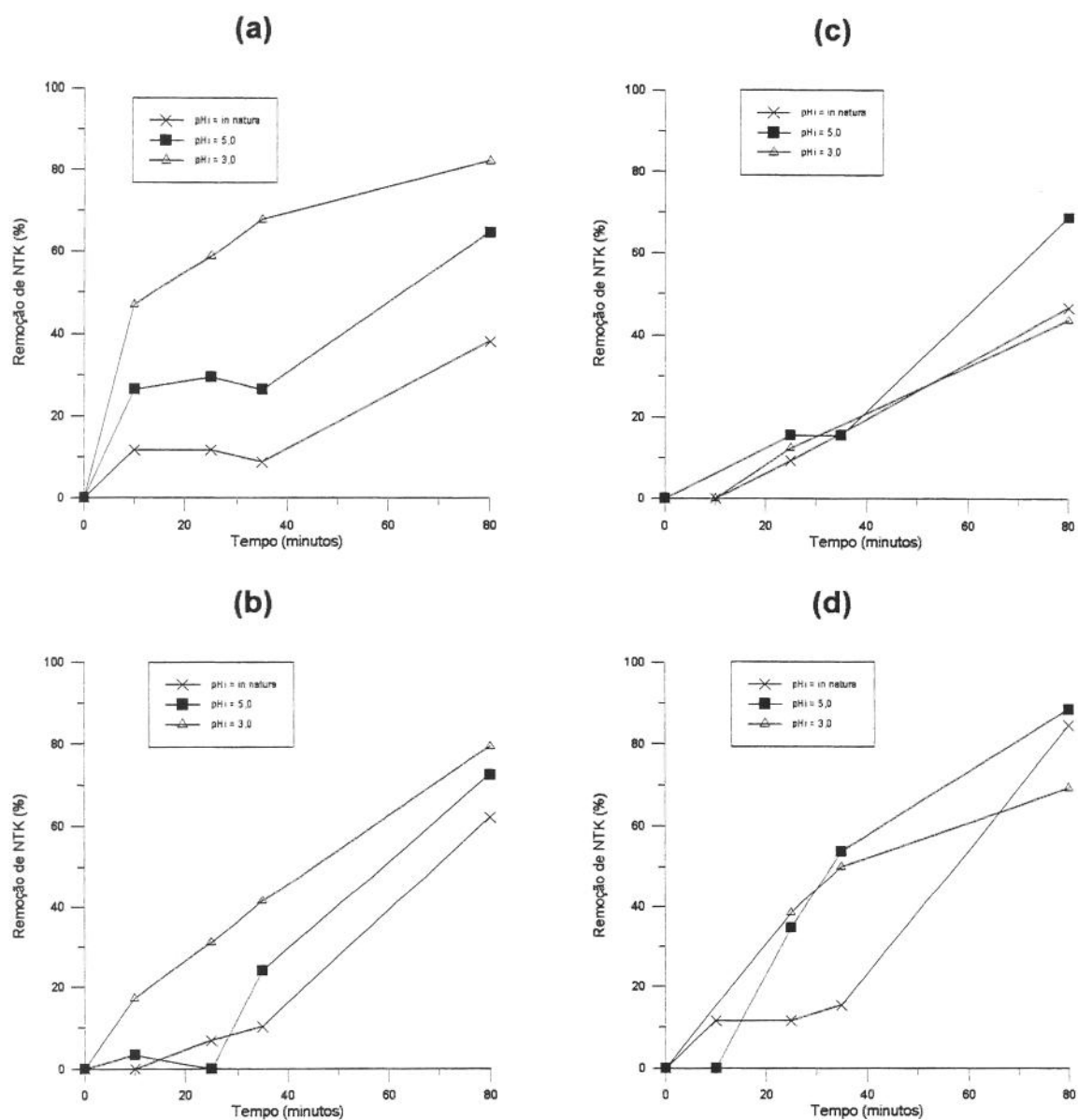


Figura C5: Influência do pH_{inicial} na remoção de NTK, utilizando eletrodos de aço carbono para: **(a)** 15°C, 50A/m²; **(b)** 15°C, 100A/m²; **(c)** 15°C, 150A/m²; **(d)** 25°C, 50A/m².

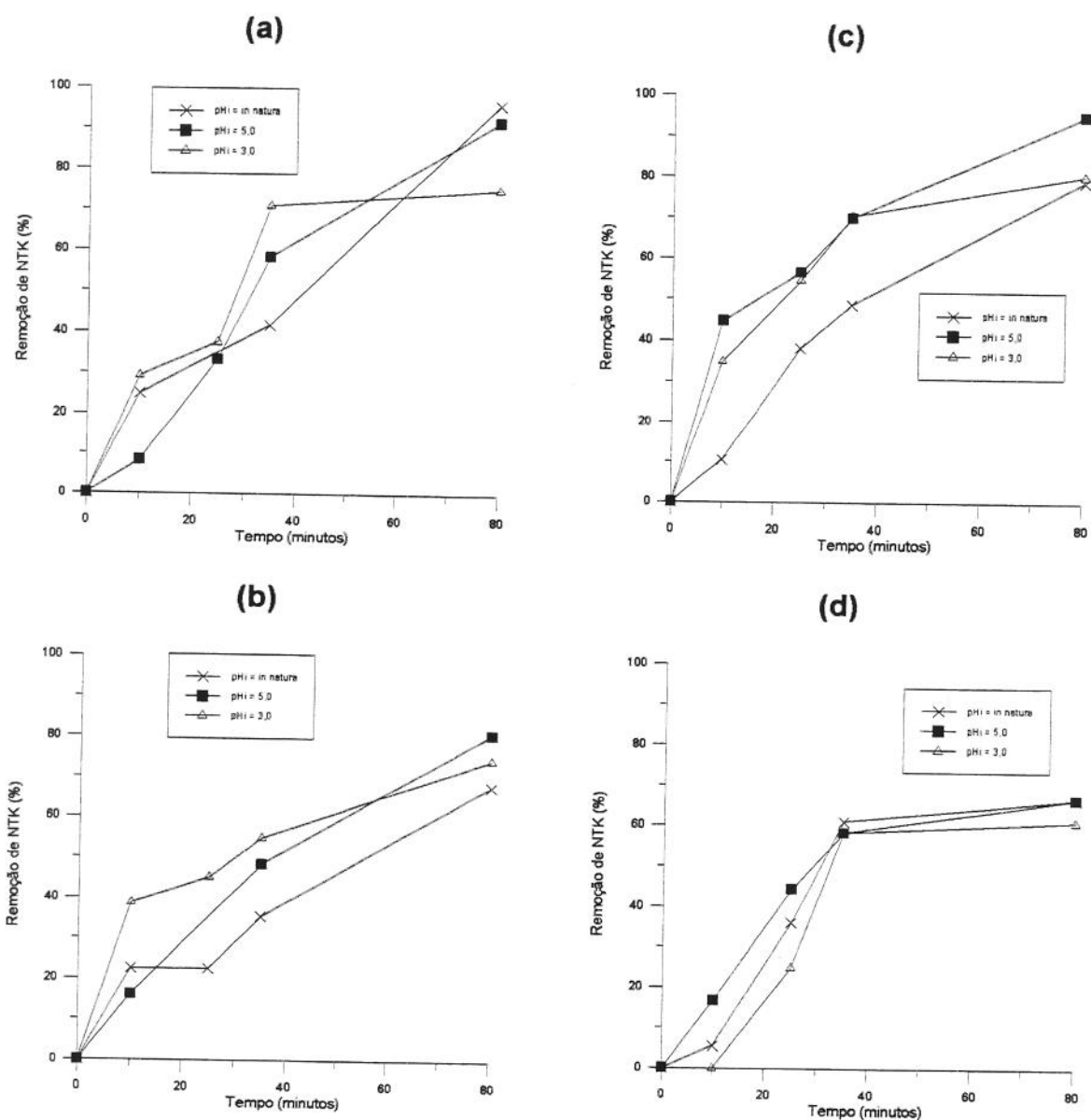


Figura C6: Influência do $pH_{inicial}$ na remoção de NTK, utilizando eletrodos de aço carbono para: **(a)** 25°C, 100A/m²; **(b)** 25°C, 150A/m²; **(c)** 35°C, 50A/m²; **(d)** 35°C, 100A/m².

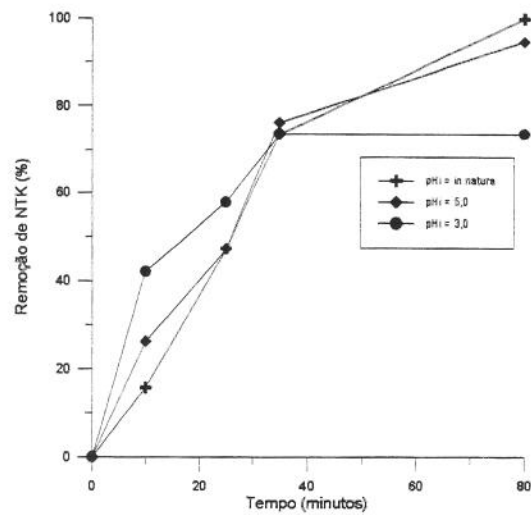


Figura C7: Influência do $\text{pH}_{\text{inicial}}$ na remoção de NTK, utilizando eletrodos de aço carbono, para: 35°C , 150A/m^2 .

ANEXO D

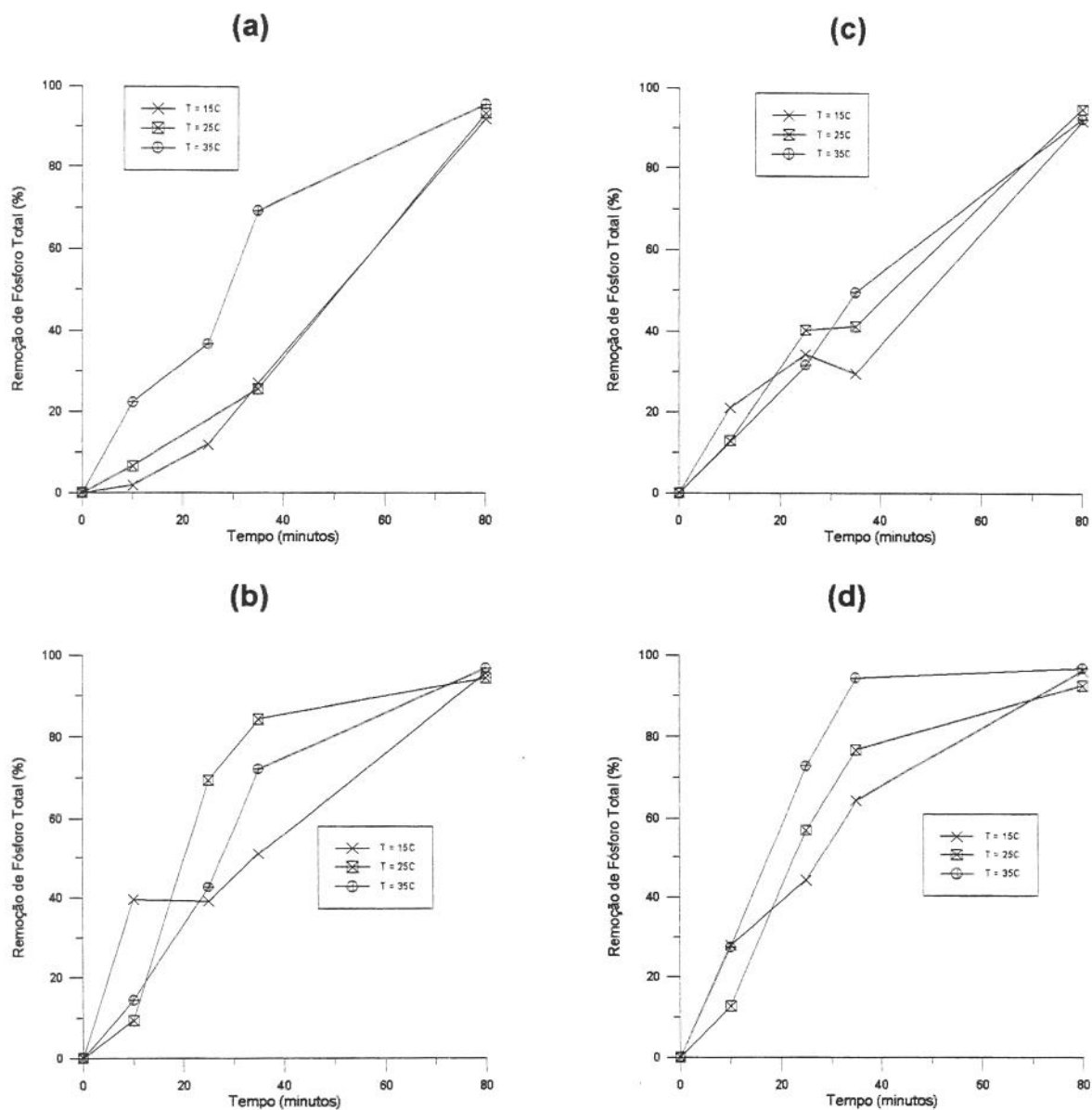


Figura D1: Influência da temperatura na remoção de Fósforo Total, utilizando eletrodos de aço carbono para: **(a)** 100A/m^2 , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura* (6,6 a 7,2); **(b)** 150A/m^2 , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura* (6,6 a 7,2); **(c)** 50A/m^2 , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ 5,0; **(d)** 150A/m^2 , $\text{pH}_{\text{inicial}}$ 5,0.

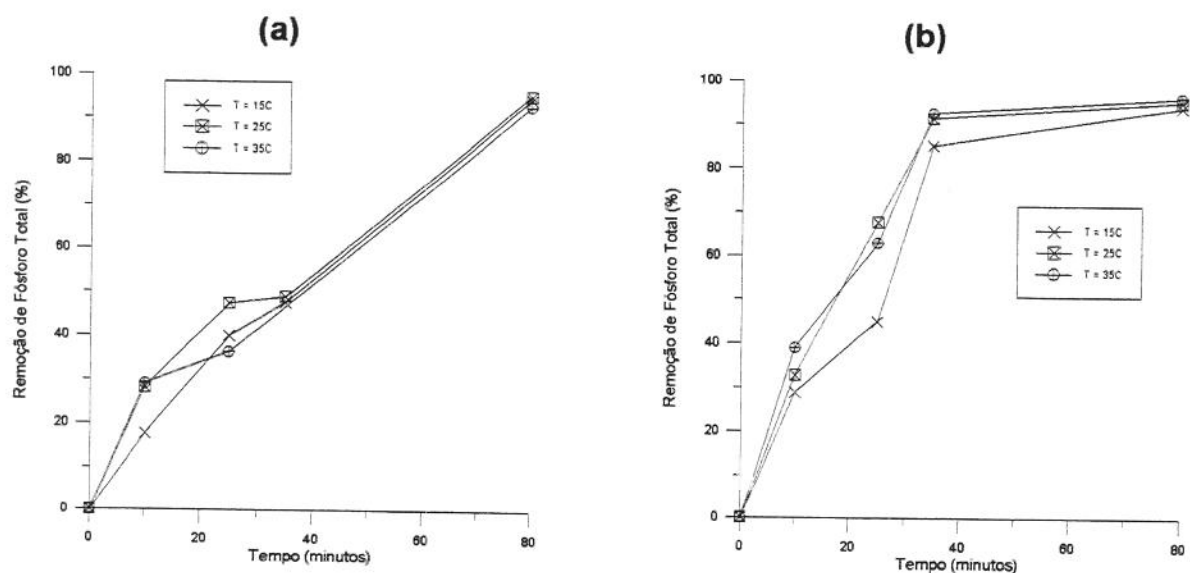


Figura D2: Influência da temperatura na remoção de Fósforo Total, utilizando eletrodos de aço carbono para: **(a)** 50A/m², pH_{inicial} 3,0; **(b)** 100A/m², pH_{inicial} 3,0;

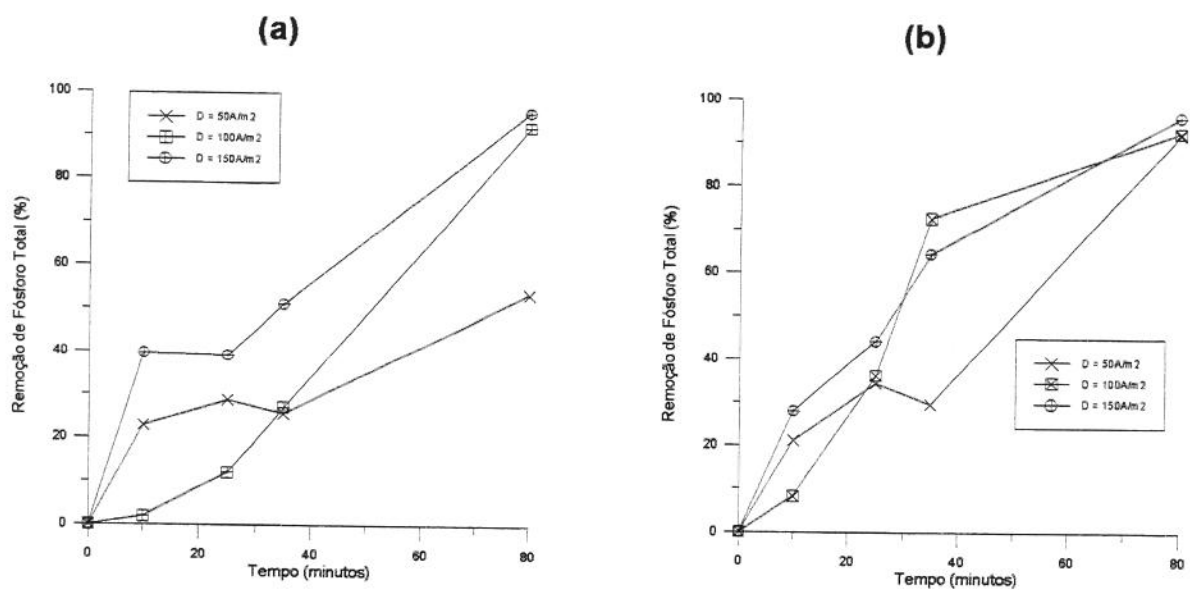


Figura D3: Influência da densidade de corrente na remoção de Fósforo Total, utilizando eletrodos de aço carbono para: **(a)** 15°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2); **(b)** 15°C, pH_{inicial} 5,0;

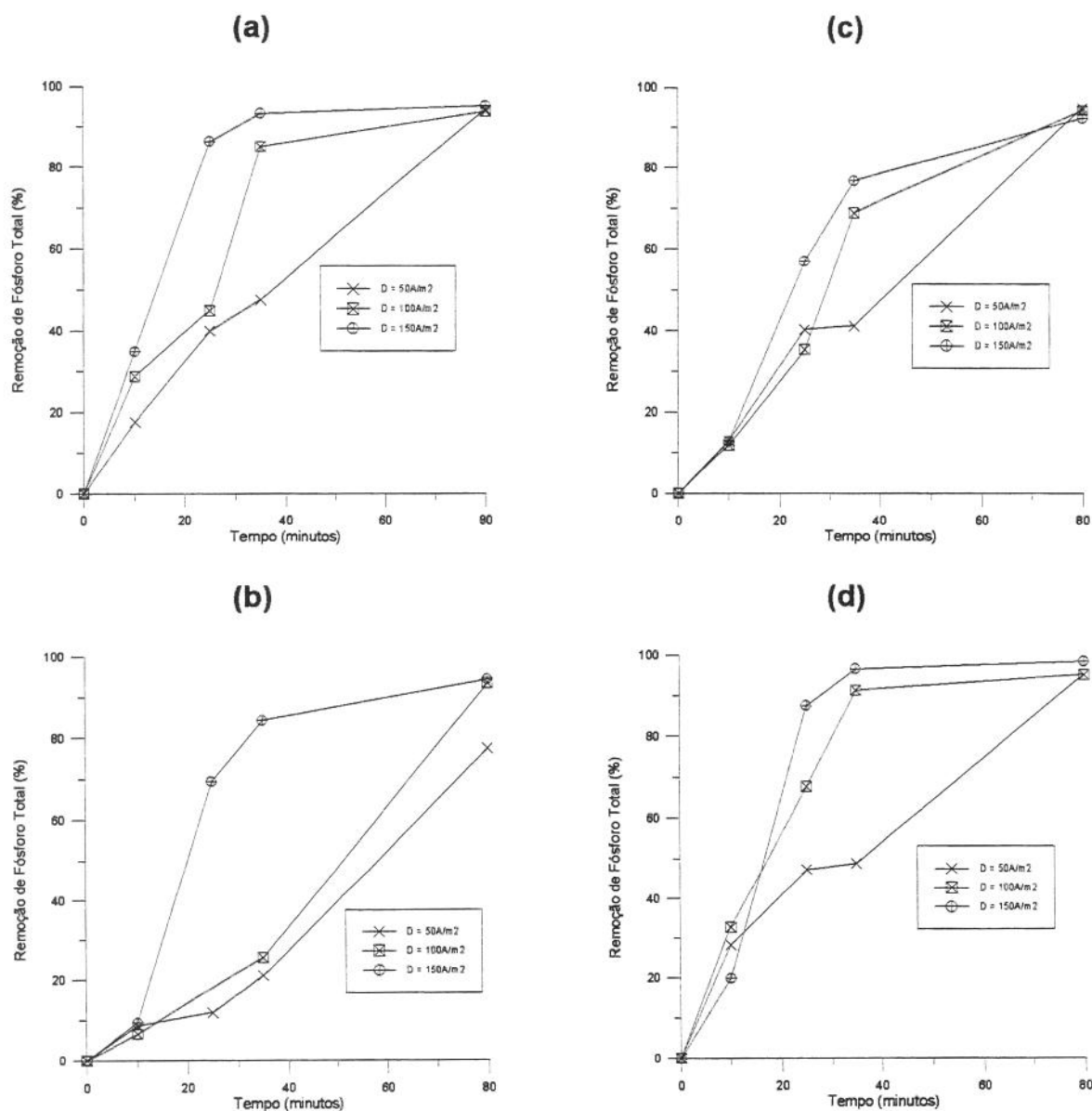


Figura D4: Influência da densidade de corrente na remoção de Fósforo Total, utilizando eletrodos de aço carbono para: **(a)** 15°C, pH_{inicial} 3,0; **(b)** 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2); **(c)** 25°C, pH_{inicial} 5,0; **(d)** 25°C, pH_{inicial} 3,0.

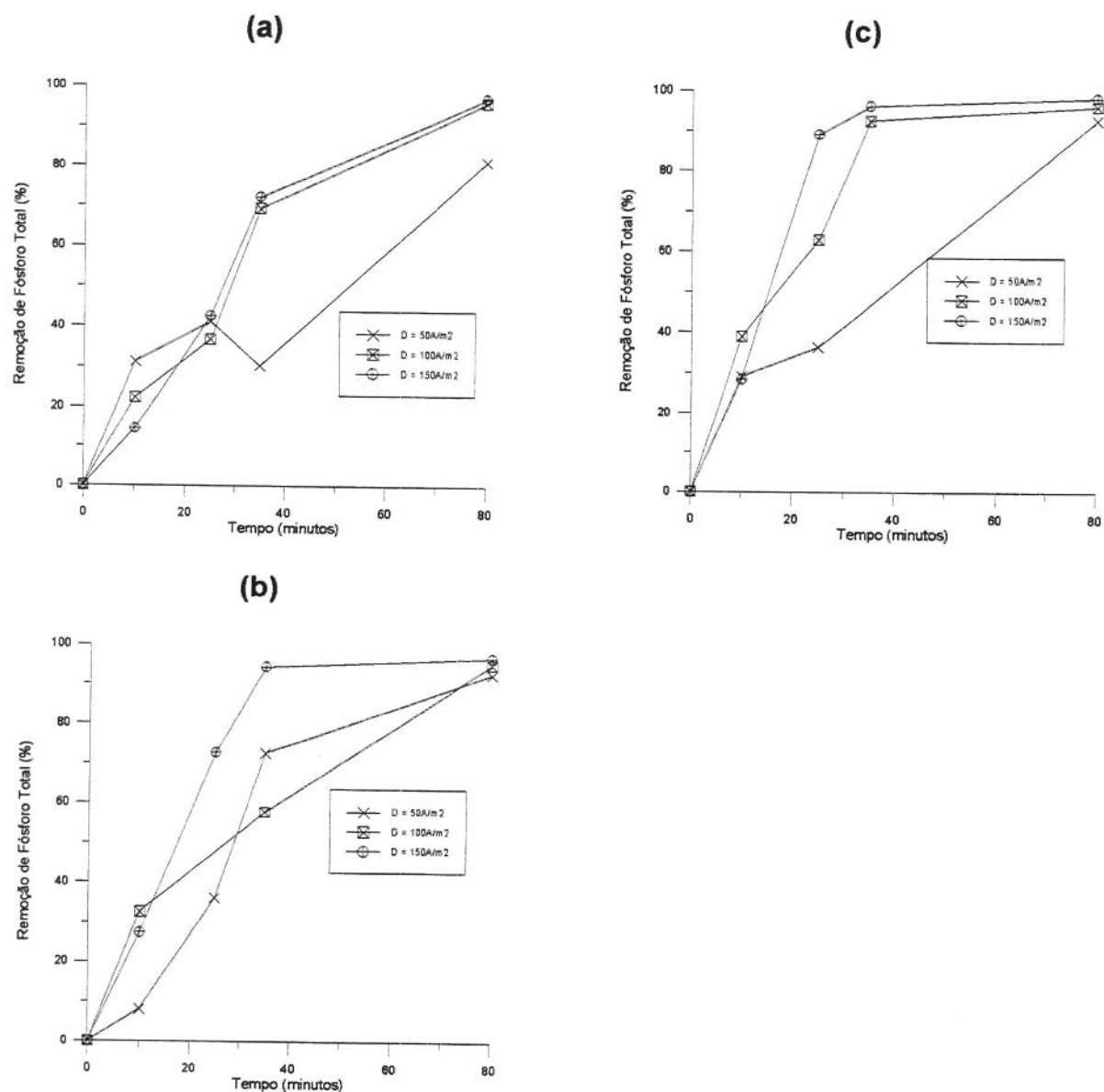


Figura D5: Influência da densidade de corrente na remoção de Fósforo Total, utilizando eletrodos de aço carbono para: **(a)** 35°C, $pH_{inicial}$ *in natura* (6,6 a 7,2); **(b)** 35°C, $pH_{inicial}$ 5,0; **(c)** 35°C, $pH_{inicial}$ 3,0;

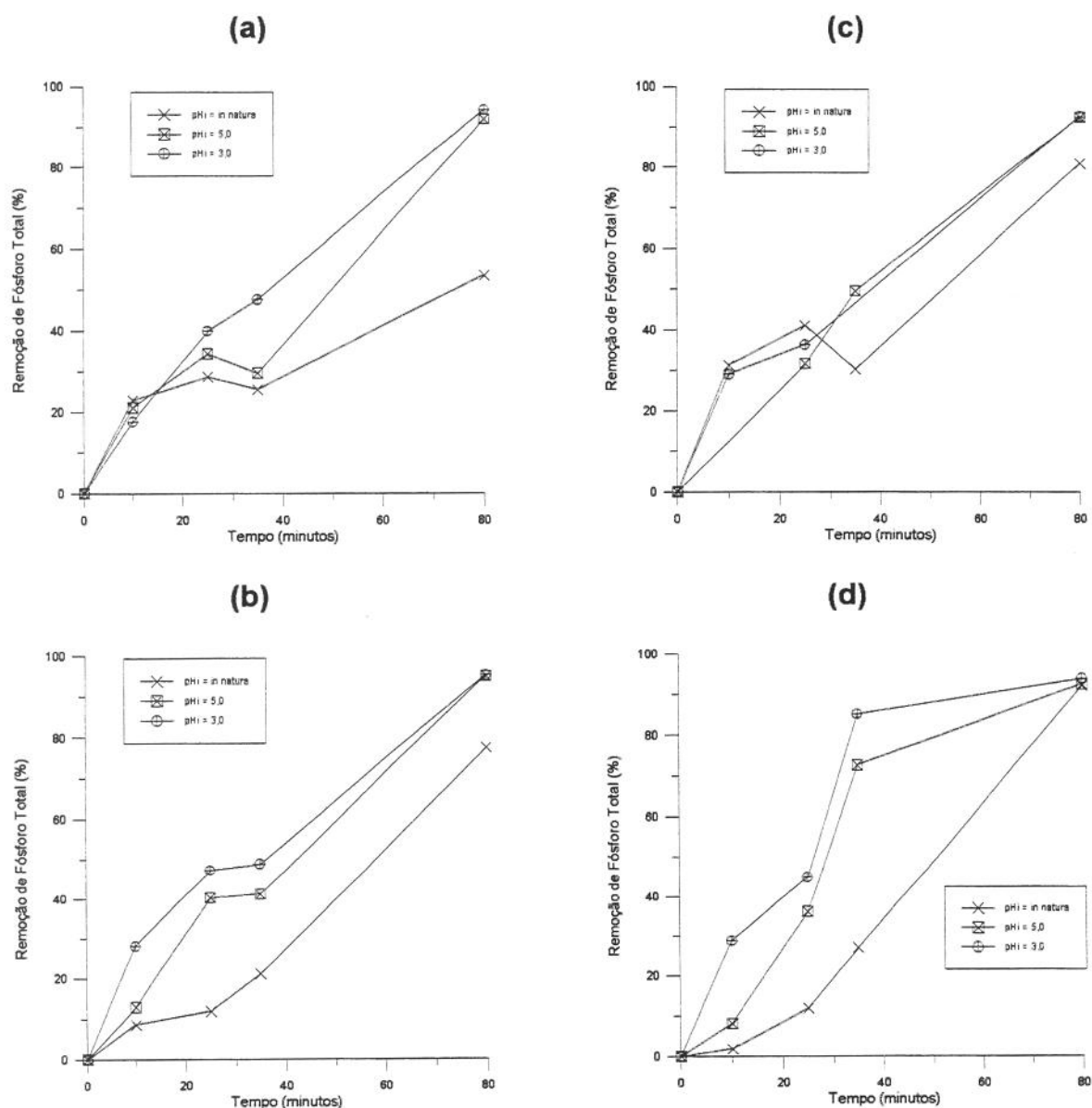


Figura D6: Influência do $\text{pH}_{\text{inicial}}$ na remoção de Fósforo Total, utilizando eletrodos de aço carbono para: **(a)** 15°C, 50 A/m²; **(b)** 15°C, 100 A/m²; **(c)** 15°C, 150 A/m²; **(d)** 25°C, 50 A/m².

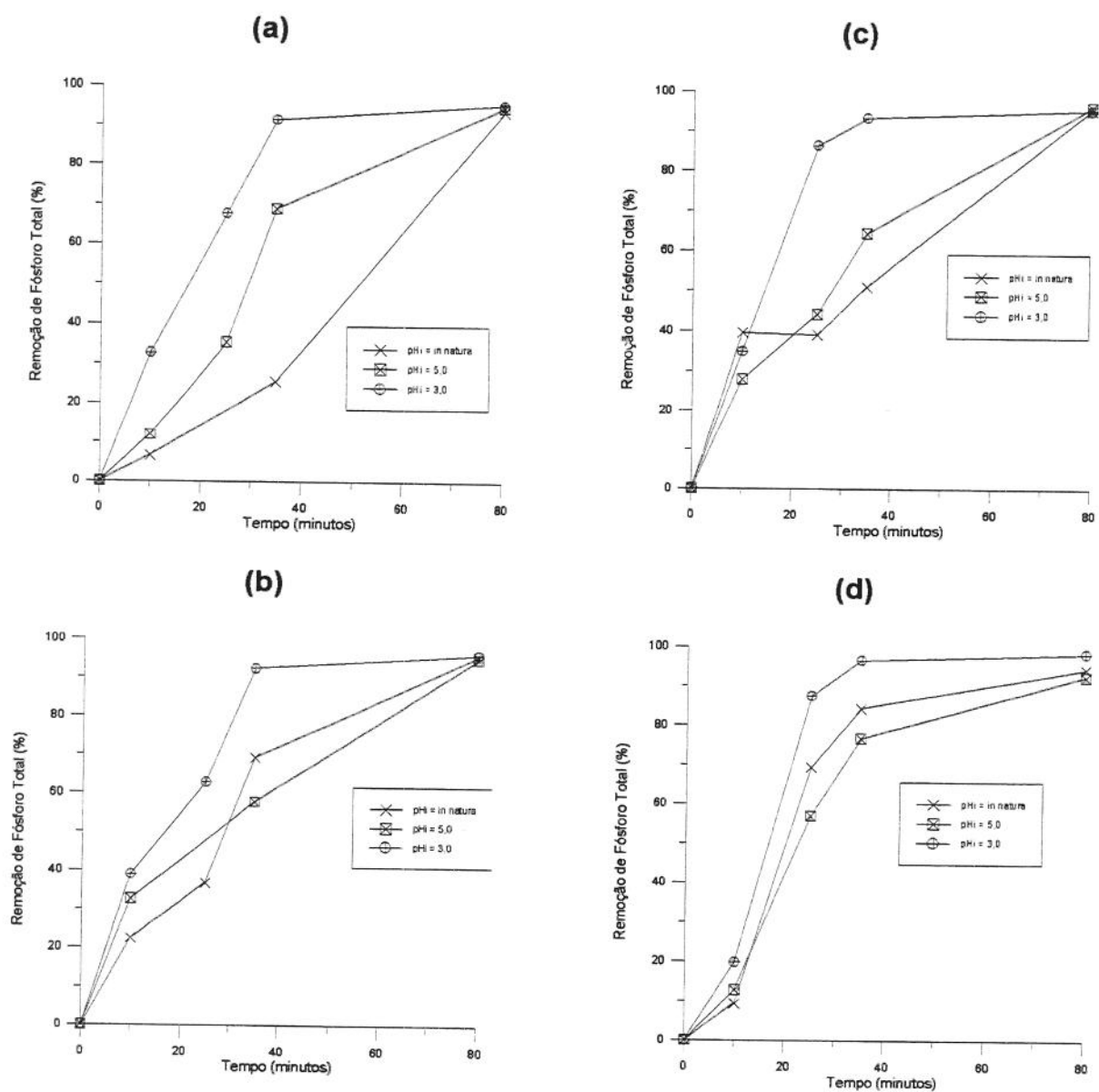


Figura D7: Influência do $pH_{inicial}$ na remoção de Fósforo Total, utilizando eletrodos de aço carbono para: **(a)** 25°C, 100A/m²; **(b)** 25°C, 150A/m²; **(c)** 35°C, 50A/m²; **(d)** 35°C, 100A/m².

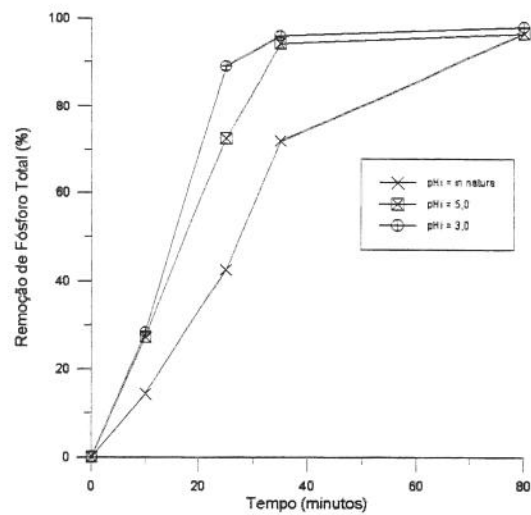


Figura D8: Influência do $\text{pH}_{\text{inicial}}$ na remoção de Fósforo Total, utilizando eletrodos de aço carbono para: 35°C , 150A/m^2 .

ANEXO E

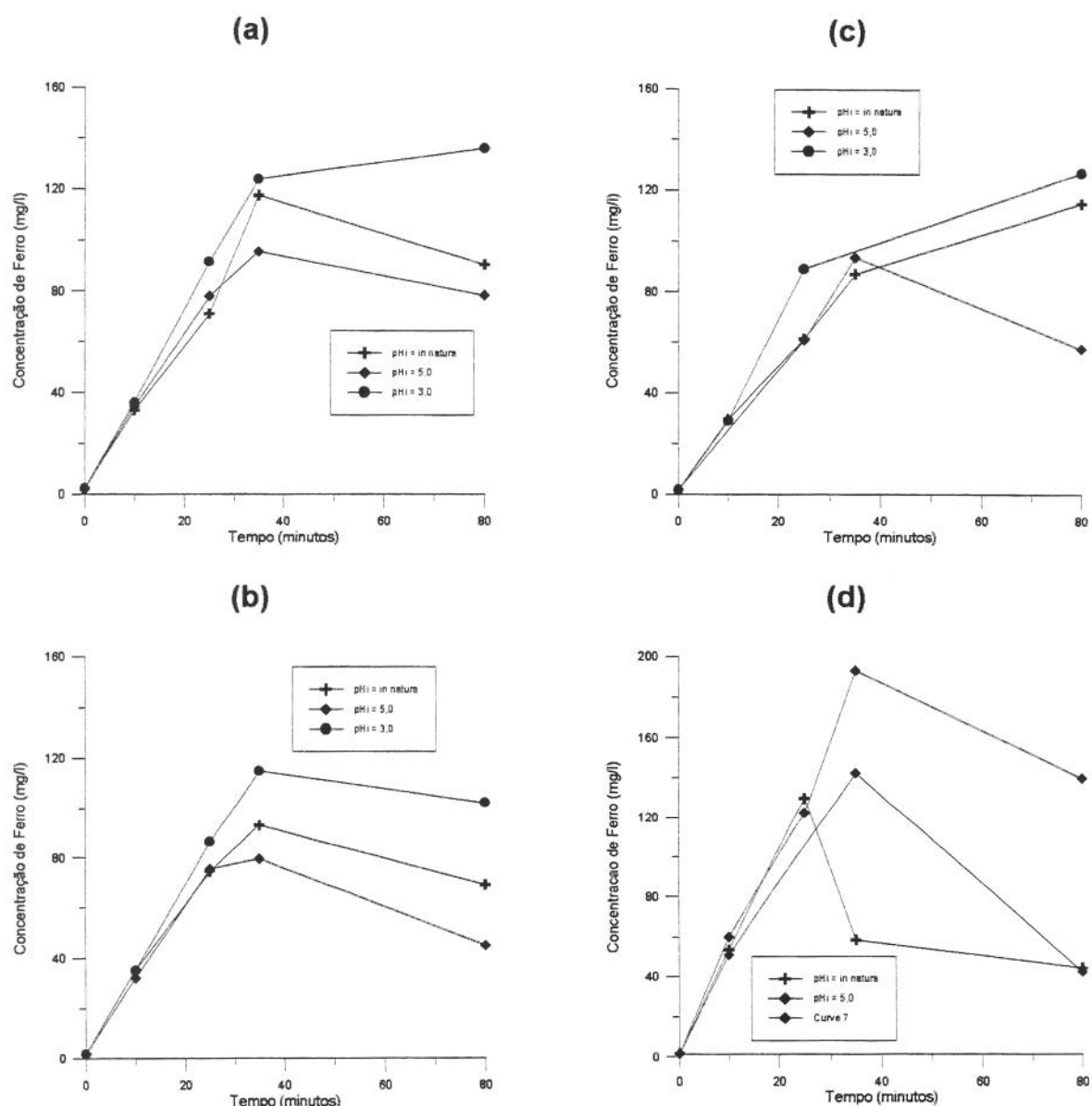


Figura E1: Concentração de ferro em função do $pH_{inicial}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e : **(a)** 15°C, 50A/m²; **(b)** 15°C, 100A/m²; **(c)** 15°C, 150A/m²; **(d)** 25°C, 150A/m².

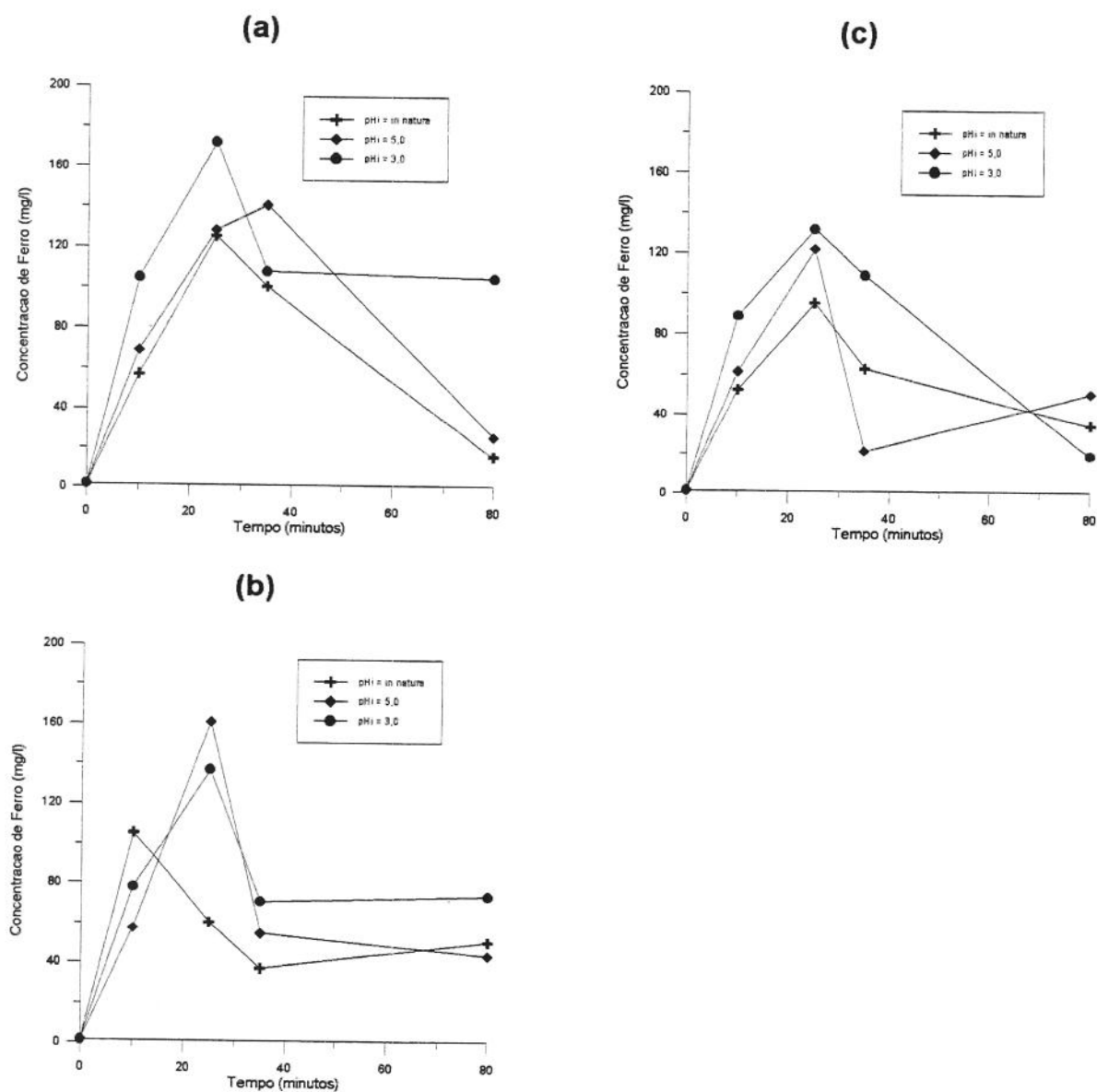


Figura E2: Concentração de ferro em função do pH_{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e : **(a)** 35°C, 50A/m²; **(b)** 35°C, 100A/m²; **(c)** 35°C, 150A/m².

ANEXO F

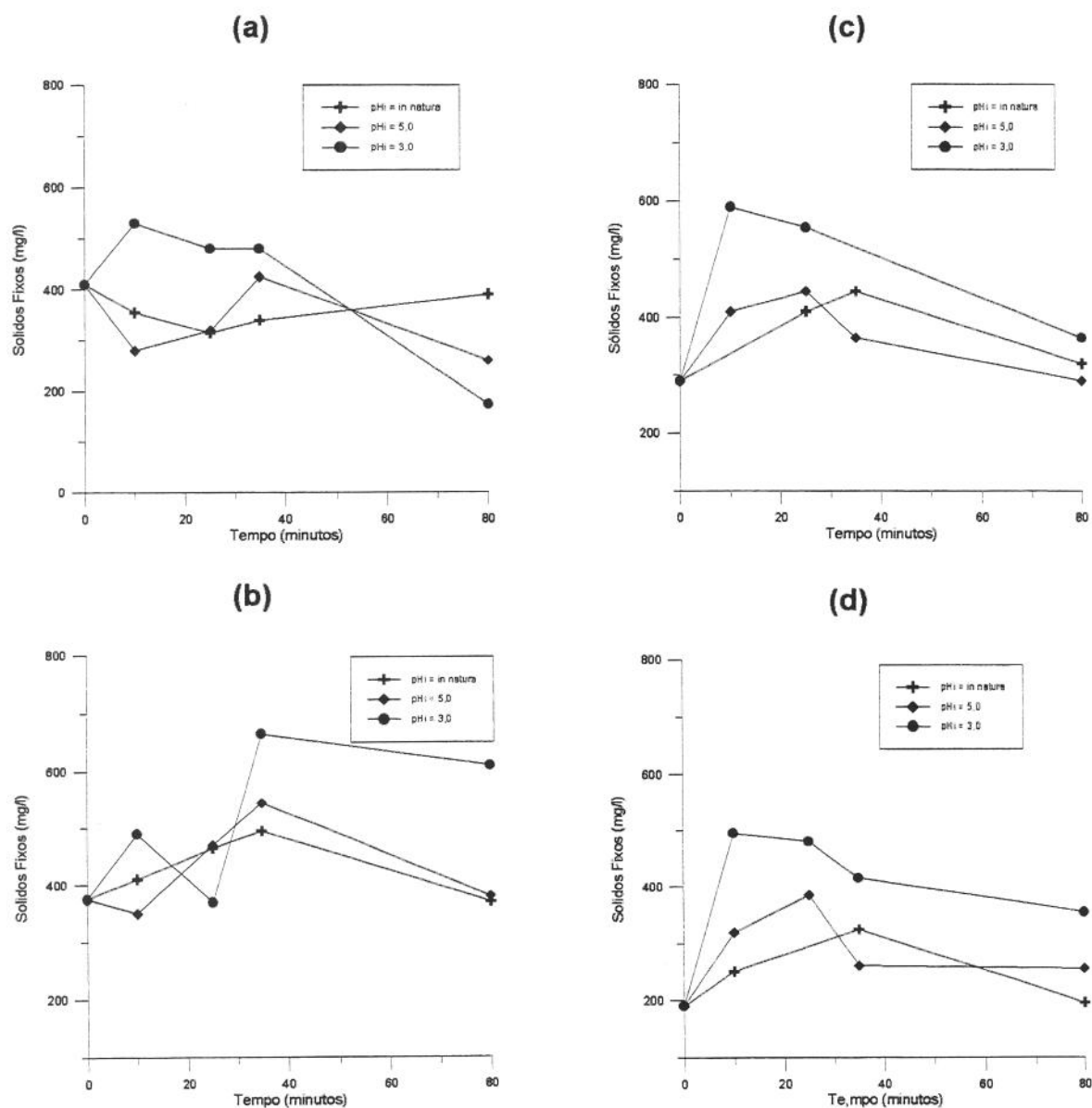


Figura F1: Concentração de sólidos fixos em função do $\text{pH}_{\text{inicial}}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e : **(a)** 15°C, 50A/m²; **(b)** 15°C, 150A/m²; **(c)** 25°C, 50A/m²; **(d)** 25°C, 100A/m².

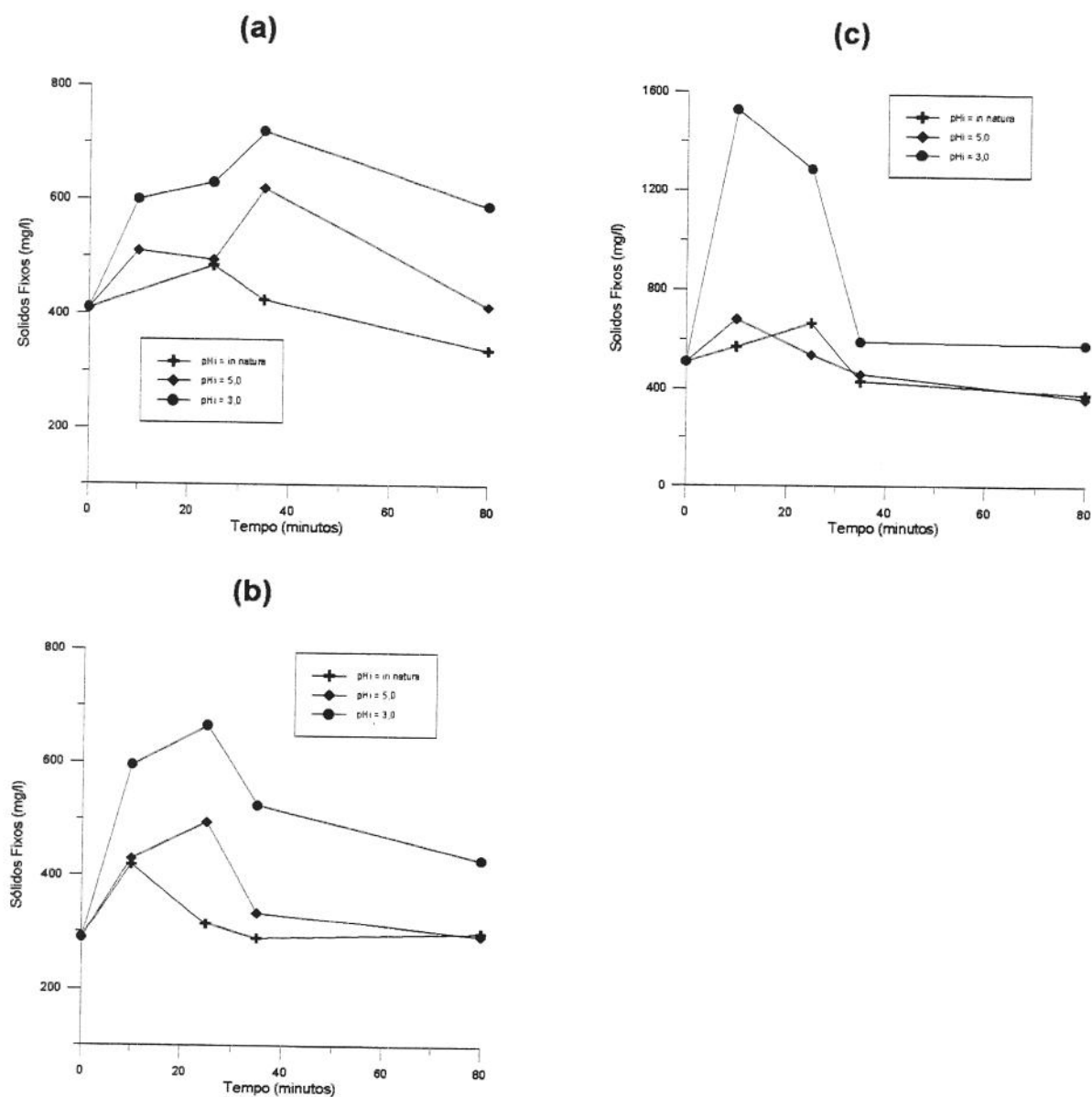


Figura F2: Concentração de sólidos fixos em função do $\text{pH}_{\text{inicial}}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e : **(a)** 35°C, 50 A/m²; **(b)** 35°C, 100 A/m²; **(c)** 35°C, 150 A/m².

ANEXO G

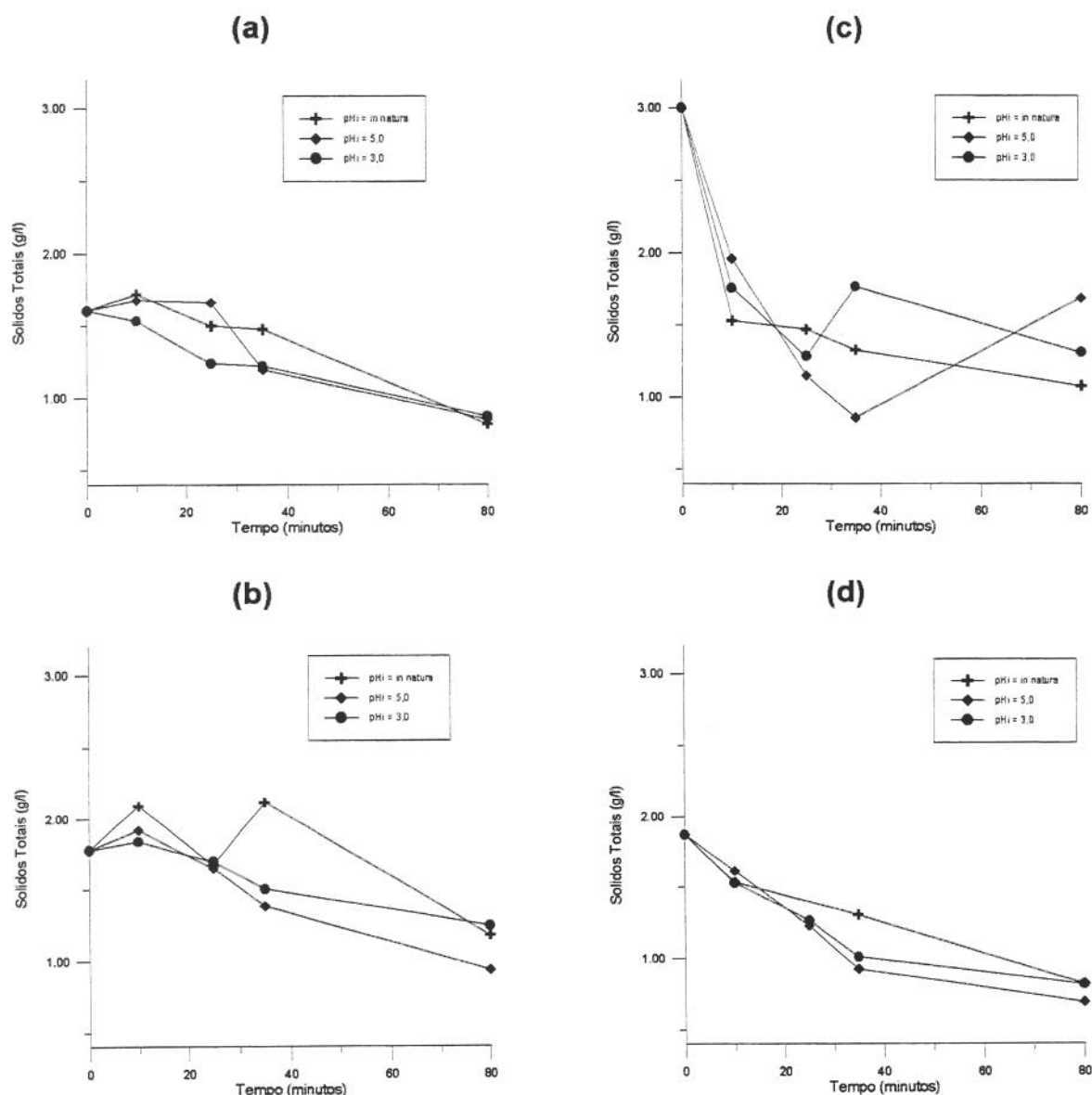


Figura G1: Concentração de sólidos totais em função do pH_{inicial} e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e : **(a)** 15°C, 100A/m²; **(b)** 15°C, 150A/m²; **(c)** 25°C, 50A/m²; **(d)** 25°C, 100A/m².

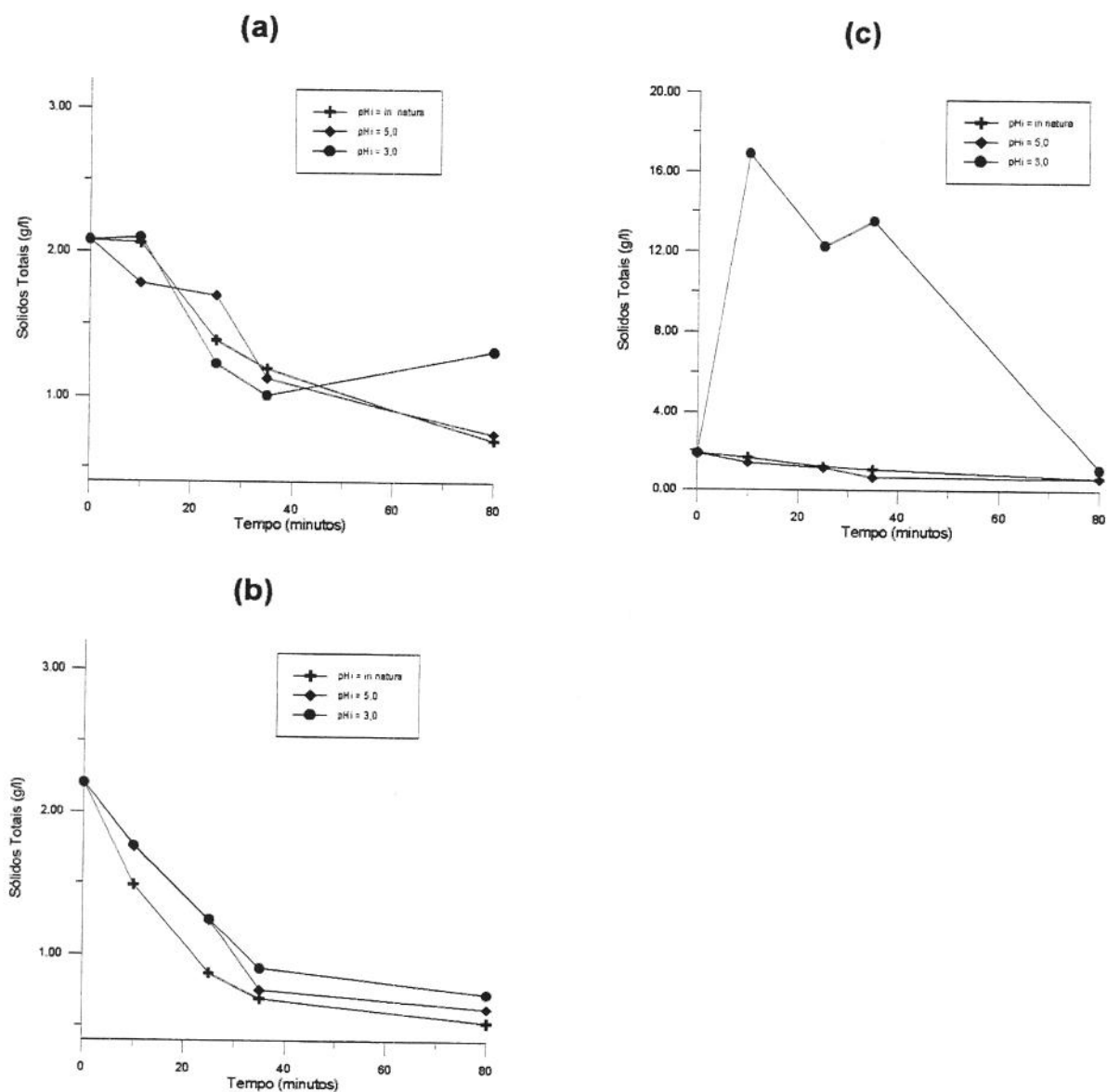
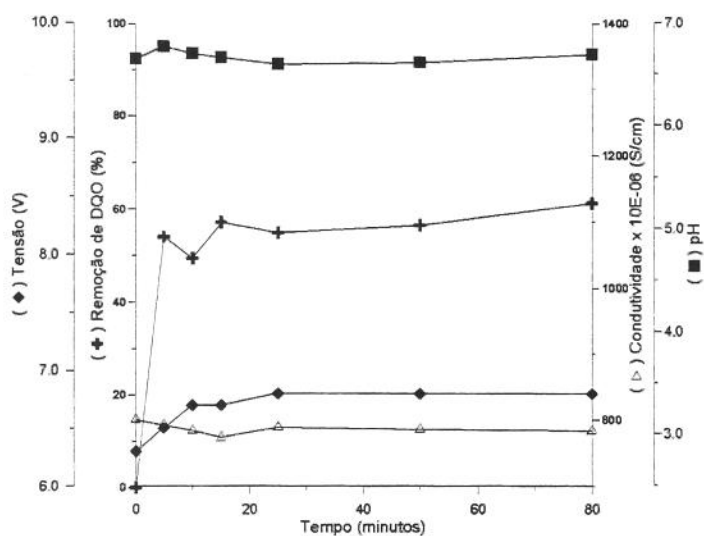


Figura G2: Concentração de sólidos totais em função do $pH_{inicial}$ e do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise, utilizando eletrodos de aço carbono e : **(a)** 35°C, 50 A/m²; **(b)** 35°C, 100 A/m²; **(c)** 35°C, 150 A/m².

ANEXO H

(a)



(b)

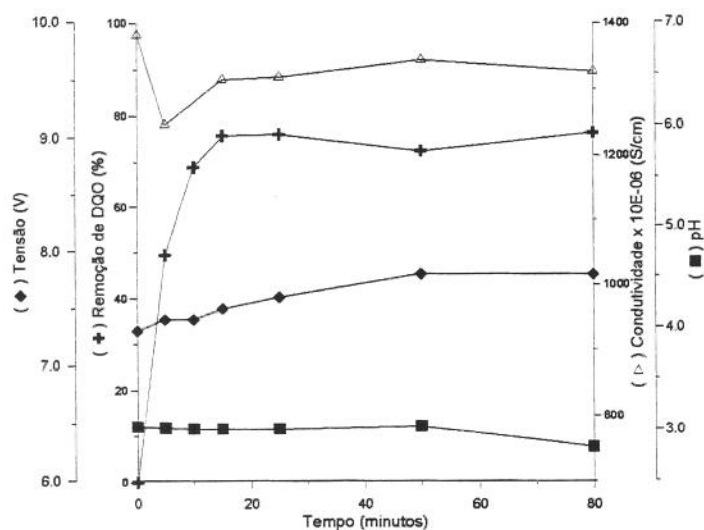
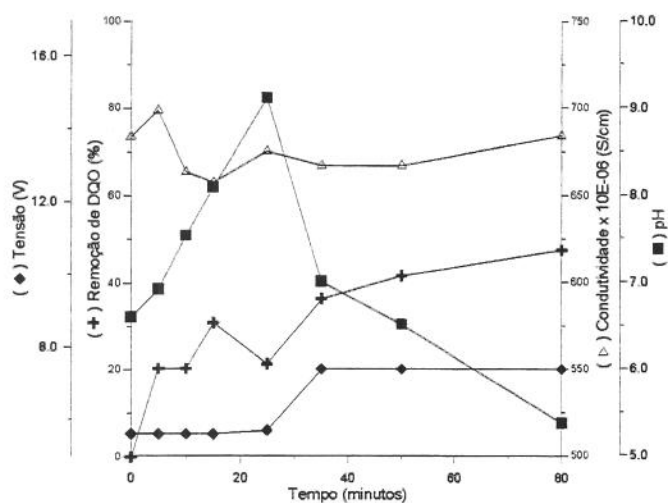


Figura H1: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando: **(a)** 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2), 50A/m² e eletrodos inertes (TiO₂/RuO₂); **(b)** 25°C, pH_{inicial} 3,0, 100A/m² e eletrodos inertes (TiO₂/RuO₂).

ANEXO I

(a)



(b)

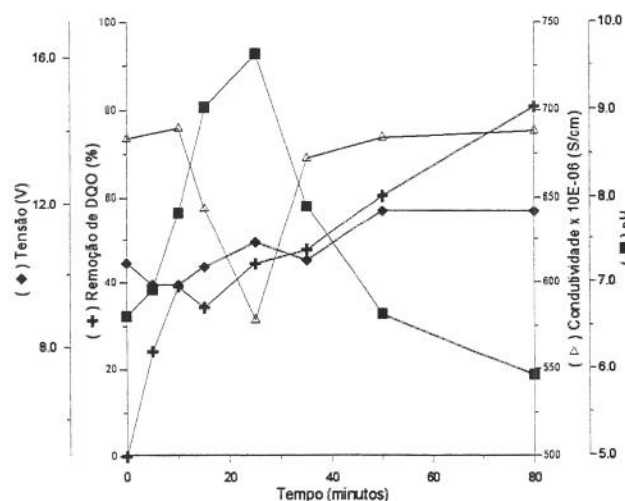


Figura I1: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando: **(a)** 25°C, 50A/m², pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2). Ponto de inversão de polaridade dos eletrodos de aço carbono e inerte (TiO₂/RuO₂): 25min; **(b)** 25°C, 100A/m², pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2). Ponto de inversão de polaridade dos eletrodos de aço carbono e inerte (TiO₂/RuO₂): 30min.

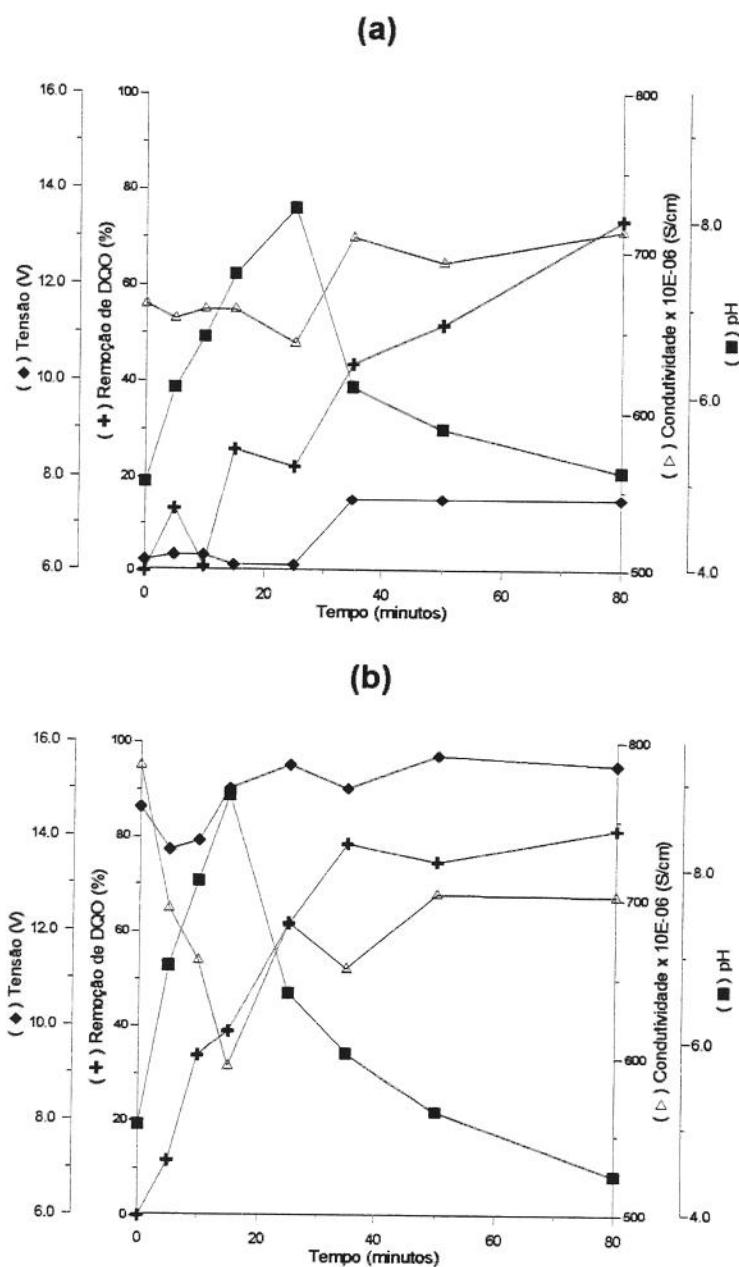


Figura I2: Variação da tensão, pH, condutividade e remoção de DQO em função do tempo para efluente avícola tratado por eletrólise utilizando: **(a)** 25°C, 50A/m², pH_{inicial} 5,0. Ponto de inversão de polaridade dos eletrodos de aço carbono e inerte (TiO₂/RuO₂): 25min; **(b)** 25°C, 150A/m², pH_{inicial} 5,0. Ponto de inversão de polaridade dos eletrodos de aço carbono e inerte (TiO₂/RuO₂): 20min.

ANEXO J

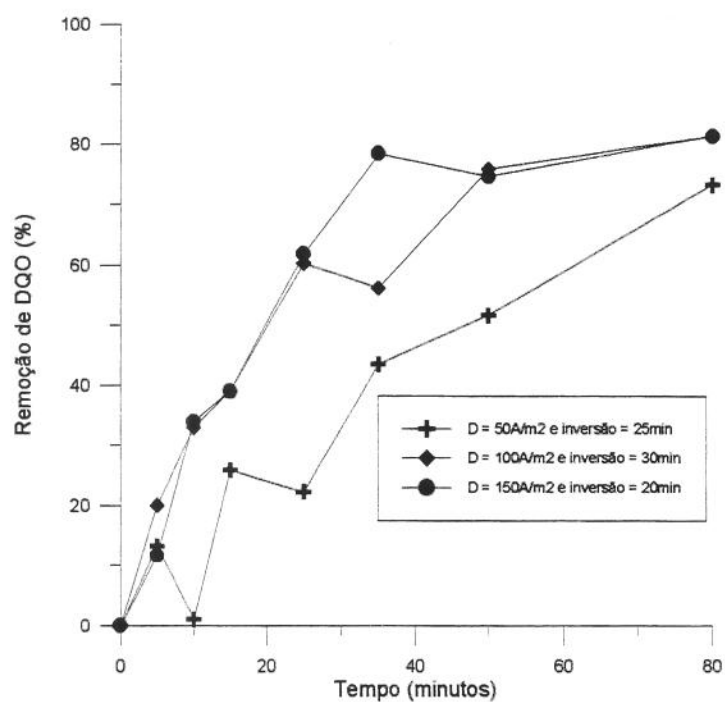


Figura J1: Remoção de DQO de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, do tempo e do ponto de inversão da polaridade dos eletrodos utilizando 25°C, pH_{inicial} 5,0.

ANEXO L

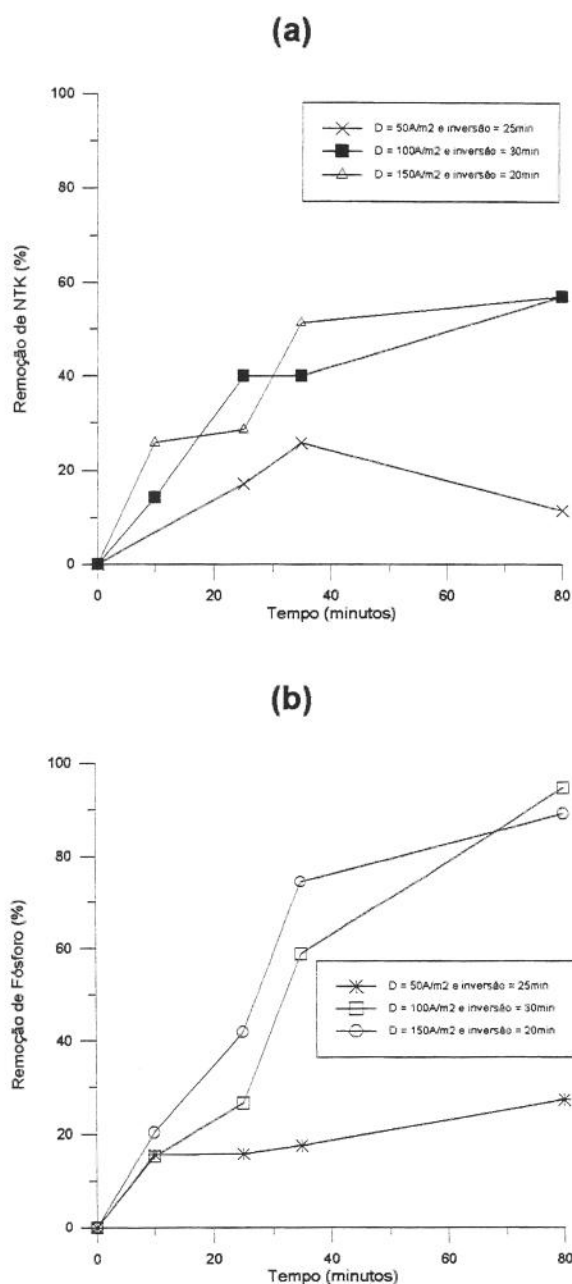


Figura L1: Remoção de poluentes de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, do tempo e do ponto de inversão da polaridade dos eletrodos: **(a)** NTK, 25°C, $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura* (6,6 a 7,2); **(b)** fósforo total, 25°C, $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura* (6,6 a 7,2).

ANEXO M

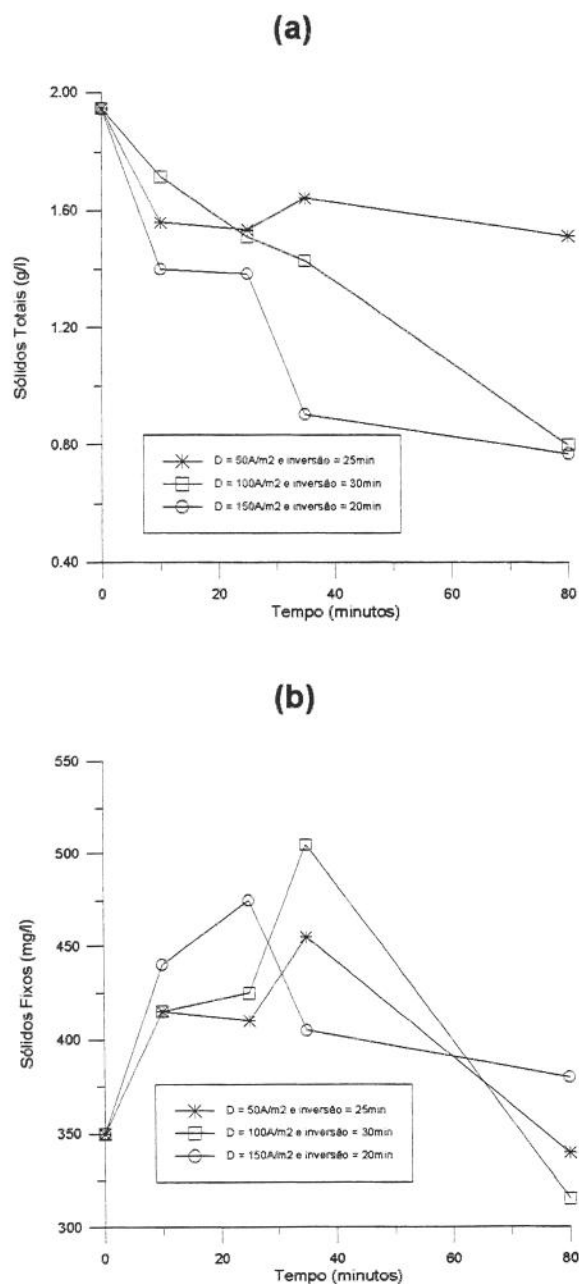


Figura M1: Remoção de poluentes de efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, do tempo e do ponto de inversão da polaridade dos eletrodos: **(a)** sólidos totais, 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2); **(b)** sólidos fixos, 25°C, pH_{inicial} 5,0.

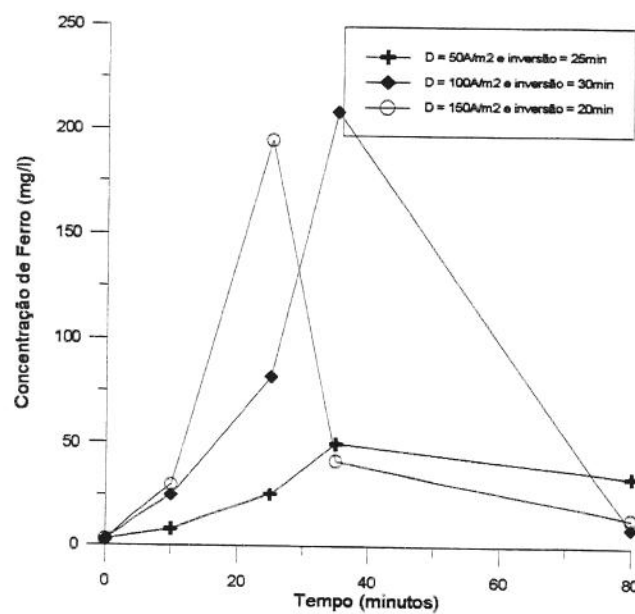
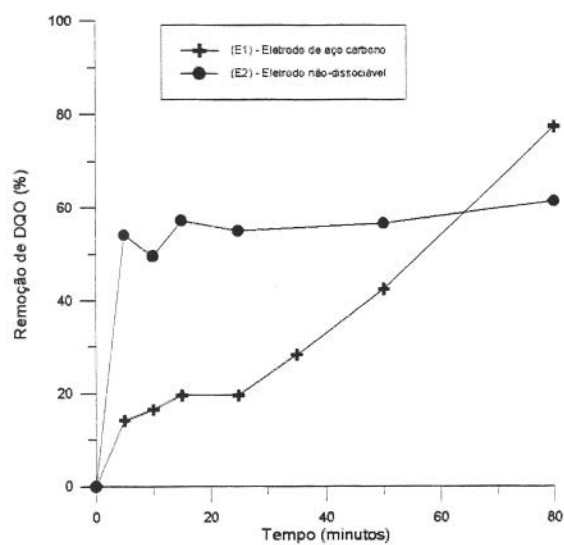


Figura M2: Concentração de ferro em efluente avícola tratado por eletrólise em função da densidade de corrente, do tempo e do ponto de inversão da polaridade dos eletrodos utilizando 25°C, $\text{pH}_{\text{inicial}}$ *in natura* (6,6 a 7,2).

ANEXO N

(a)



(b)

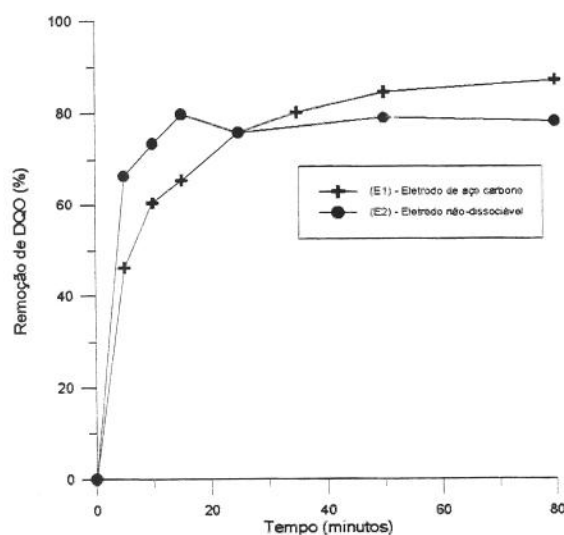


Figura N1: Remoção de DQO de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando: **(a)** 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e 50A/m²; **(b)** 35°C, pH_{inicial} 3,0 e 150A/m².

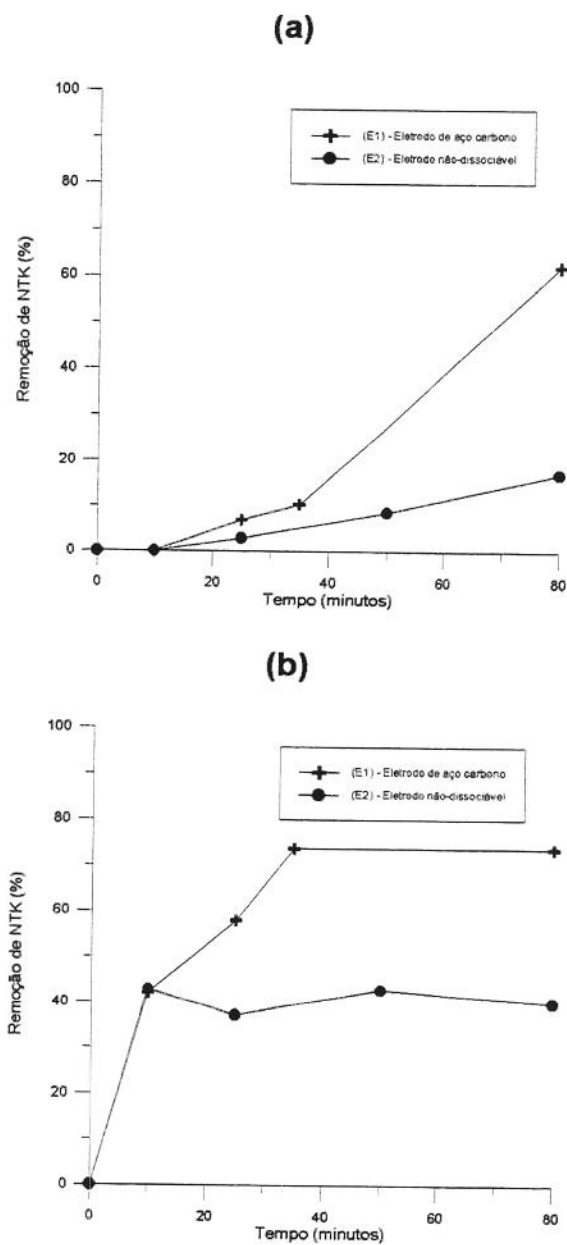
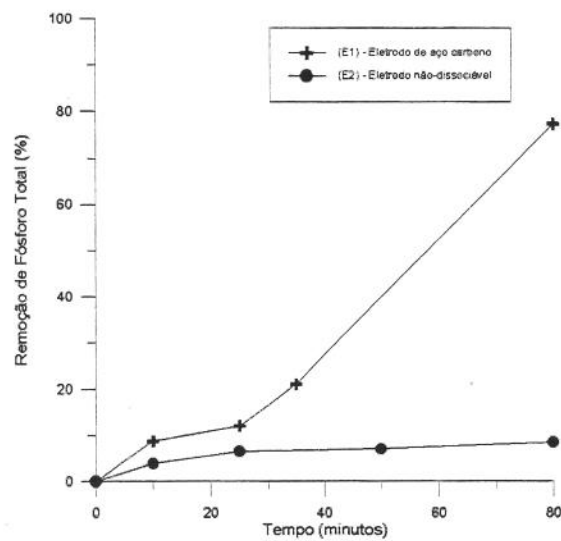


Figura N2: Remoção de NTK de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando: **(a)** 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e 50A/m²; **(b)** 35°C, pH_{inicial} 3,0 e 150A/m².



(b)

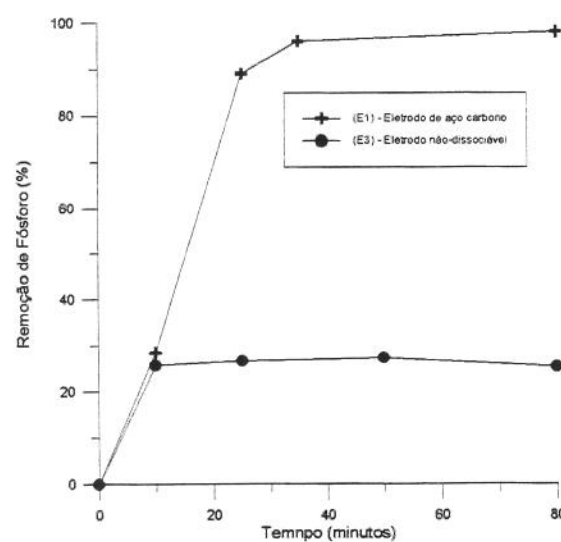


Figura N3: Remoção de Fósforo total de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo, utilizando: **(a)** 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e 50A/m²; **(b)** 35°C, pH_{inicial} 3,0 e 150A/m².

ANEXO O

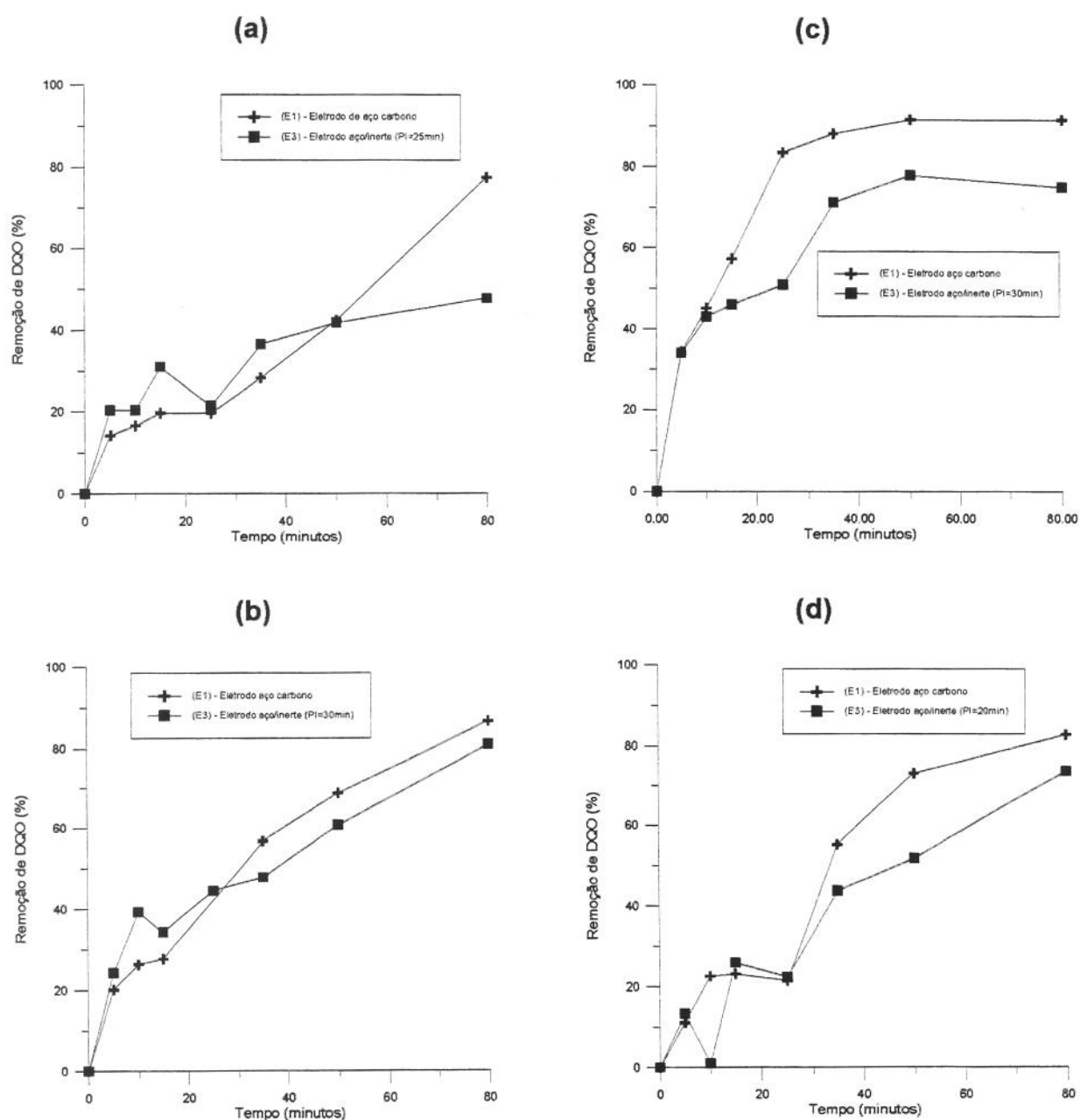


Figura O1: Remoção de poluentes de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo: **(a)** DQO, 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e 50A/m²; **(b)** DQO, 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e 100A/m²; **(c)** DQO, 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e 150A/m²; **(d)** DQO, 25°C, pH_{inicial} 5,0 e 50A/m².

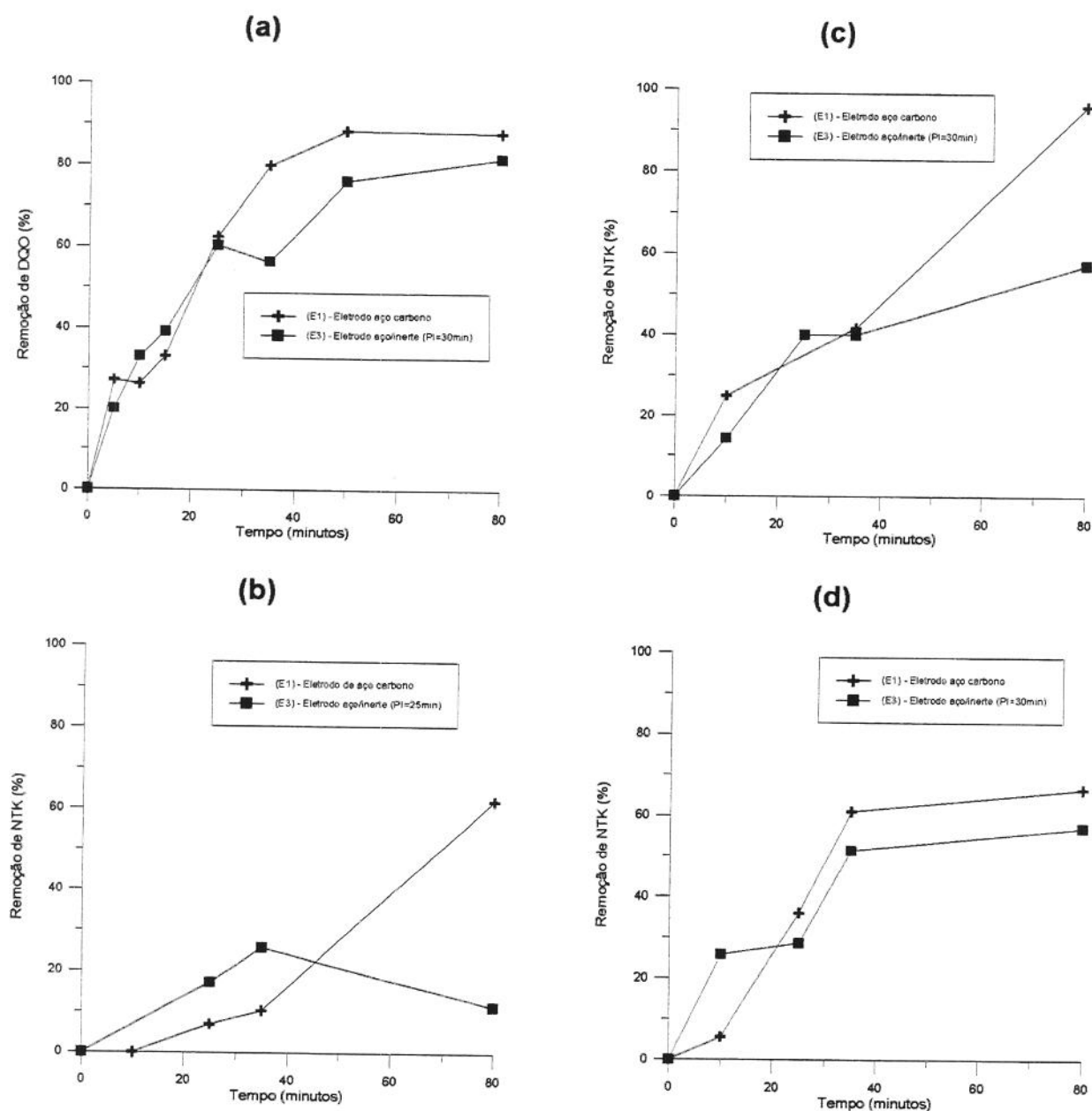


Figura O2: Remoção de poluentes de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo: **(a)** DQO, 25°C, pH_{inicial} 5,0 e 100A/m²; **(b)** NTK, 25°C, pH_{inicial} in natura (6,6 a 7,2) e 50A/m²; **(c)** NTK, 25°C, pH_{inicial} in natura (6,6 a 7,2) e 100A/m²; **(d)** NTK, 25°C, pH_{inicial} in natura (6,6 a 7,2) e 150A/m².

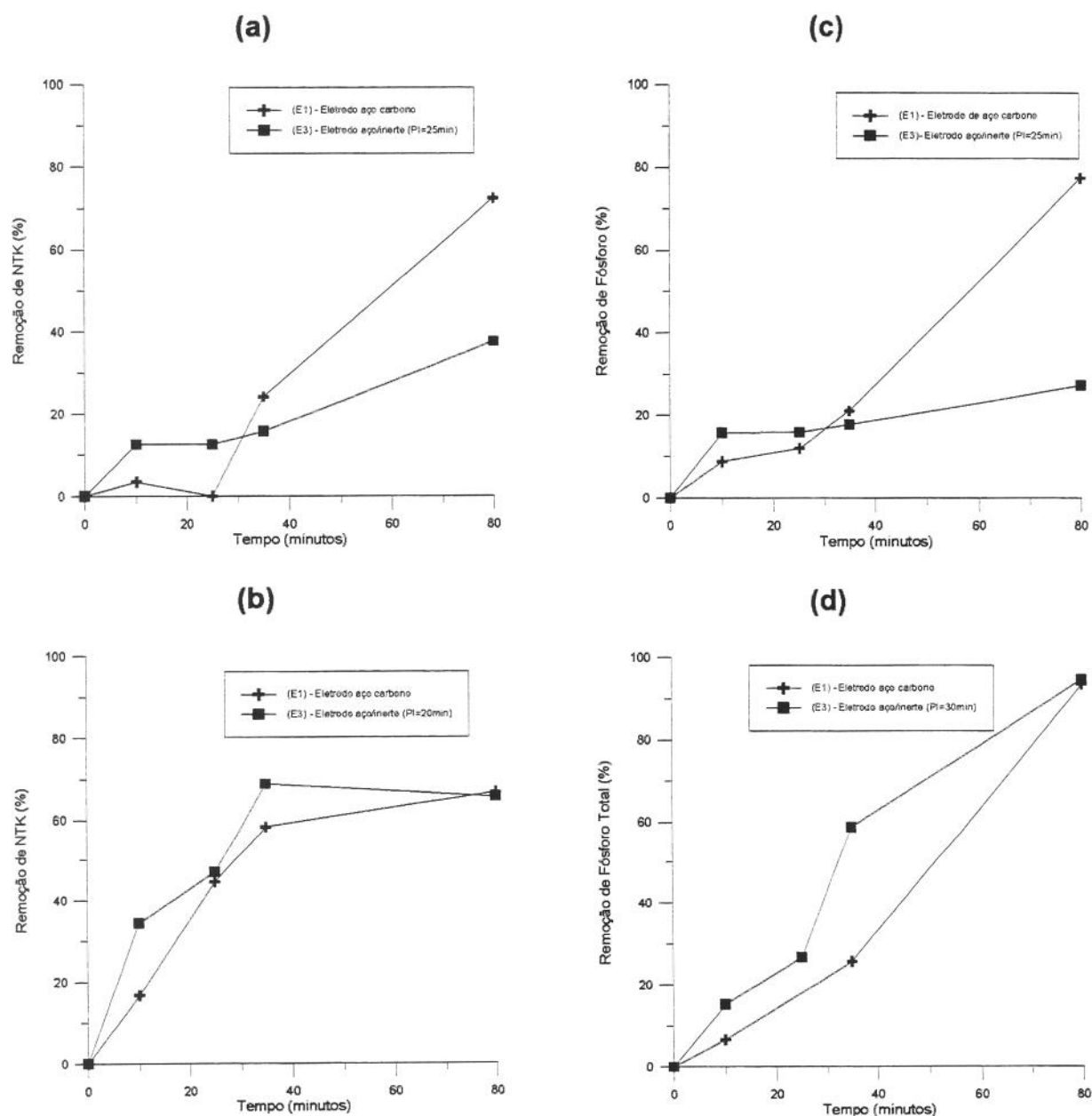


Figura O3: Remoção de poluentes de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo: **(a)** NTK, 25°C, pH_{inicial} 5,0 e 50A/m²; **(b)** NTK, 25°C, pH_{inicial} 5,0 e 150A/m²; **(c)** fósforo total, 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e 50A/m²; **(d)** fósforo total, 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e 100A/m².

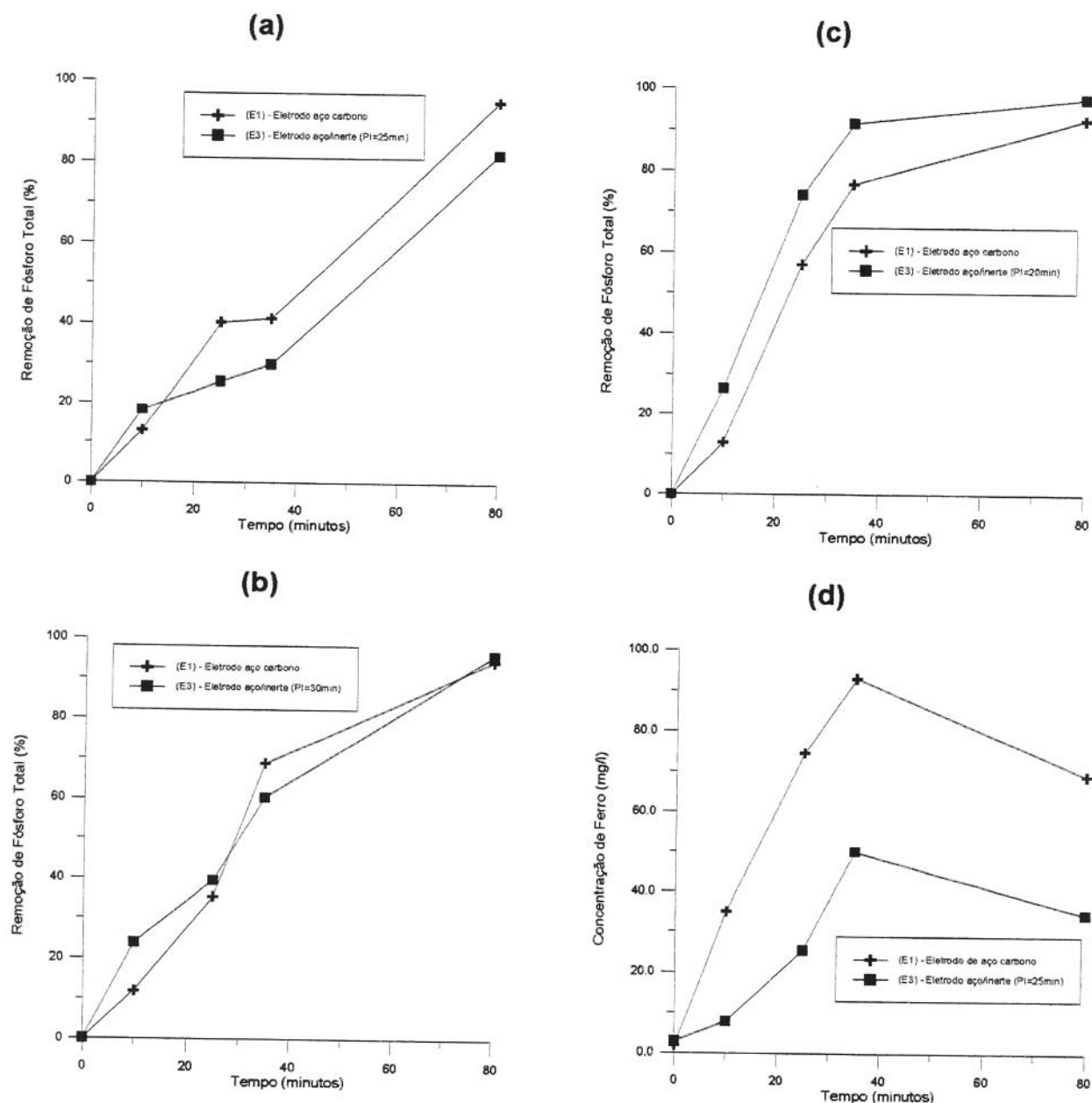


Figura O4: Remoção de poluentes de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo: **(a)** fósforo total, 25°C, pH_{inicial} 5,0 e 50A/m²; **(b)** fósforo total, 25°C, pH_{inicial} 5,0 e 100A/m²; **(c)** fósforo total, 25°C, pH_{inicial} 5,0 e 150A/m²; **(d)** Concentração de ferro, 25°C, pH_{inicial} *in natura* (6,6 a 7,2) e 50A/m².

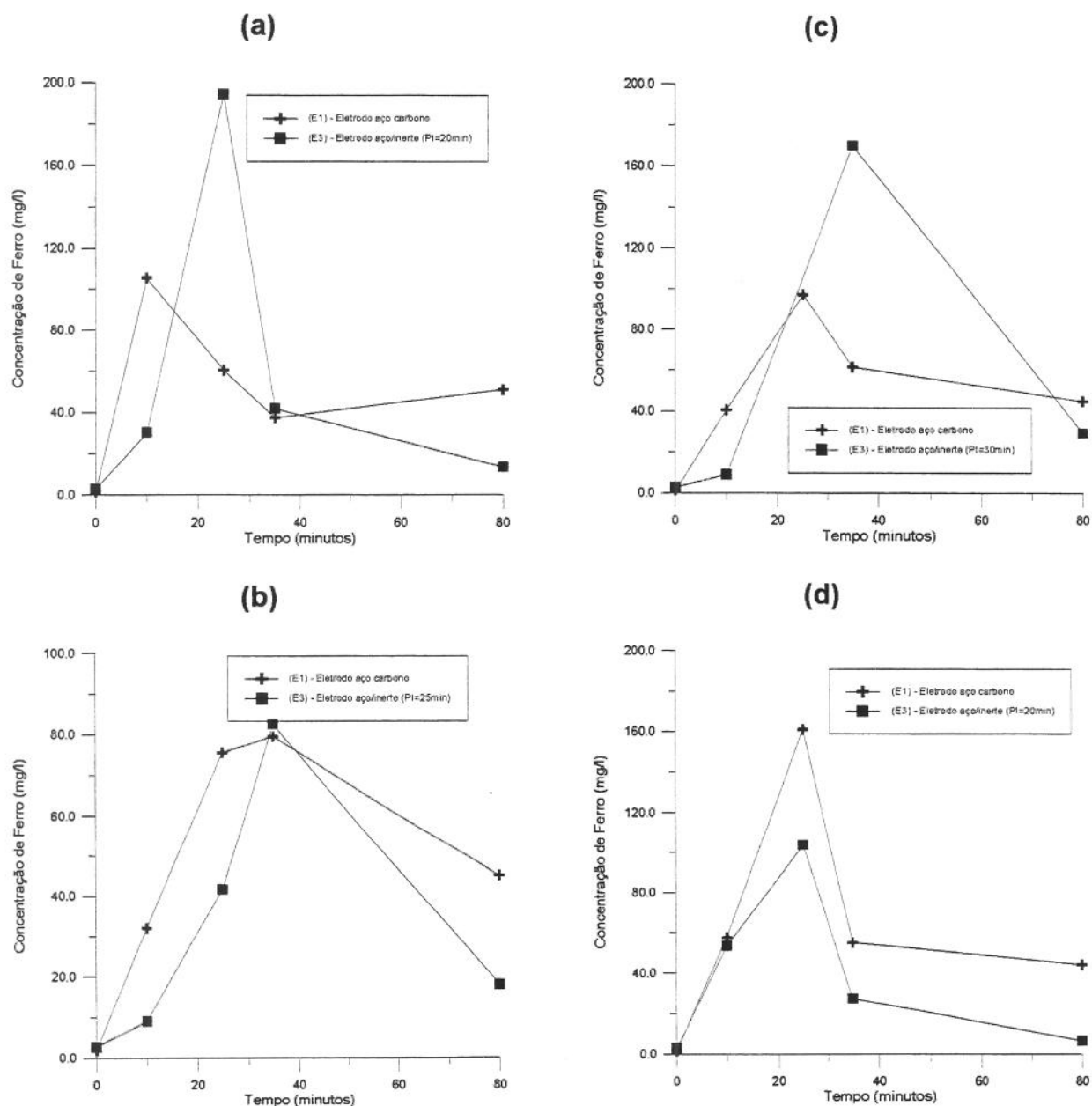


Figura O5: Remoção de poluentes de efluente avícola tratado por eletrólise em função do tipo de eletrodo e do tempo: **(a)** Concentração de ferro, 25°C, $pH_{inicial}$ in natura (6,6 a 7,2) e 150A/m²; **(b)** Concentração de ferro, 25°C, $pH_{inicial}$ 5,0 e 50A/m²; **(c)** Concentração de ferro, 25°C, $pH_{inicial}$ 5,0 e 100A/m²; **(d)** Concentração de ferro, 25°C, $pH_{inicial}$ 5,0 e 150A/m².

ANEXO P

Tabela P1: Constantes e coeficiente de correlação obtidos com o ajuste dos dados experimentais de remoção de DQO, em função de pH e temperatura para densidade de corrente de 50A/m².

Densidade de Corrente (A/m ²)	Temperatura (°C)	pH	Constantes "a" e "b" dos modelos testados/ Coeficiente de Correlação(r ²)						
			Equação x.2	Equação x.3	Equação x.4	Equação x.5	Equação x.6	Equação x.7	
50	15	7,0	a=0,02454 b=1,09788 r ² =0,9187	a=0,81150 b=-0,00667 r ² =0,8032	a=0,86008 b=-0,01336 r ² =0,8690	a=0,87812 b=-0,0135 r ² =0,8828	a=0,70008 b=13,8710 r ² =0,9458	a=1,0168 b=-0,14045 r ² =0,9659	
			a=0,03200 b=1,01863 r ² =0,9048	a=0,87587 b=-0,00968 r ² =0,9351	a=0,94123 b=-0,01931 r ² =0,9411	a=0,91362 b=-0,01355 r ² =0,9491	a=1,49200 b=64,406 r ² =0,9320	a=1,09583 b=-0,1757 r ² =0,8338	
			a=0,05175 b=0,9775 r ² =0,9569	a=0,8210 b=-0,0104 r ² =0,8427	a=0,97131 b=-0,0300 r ² =0,9785	a=0,95877 b=-0,02453 r ² =0,9845	a=1,2420 b=31,75 r ² =0,9769	a=1,1096 b=-0,20772 r ² =0,9046	
		7,0	a=0,0173 b=0,9987 r ² =0,8365	a=0,9633 b=-0,00859 r ² =0,9530	a=0,9866 b=-0,01261 r ² =0,8953	a=0,92647 b=-0,00480 r ² =0,9702	a=0,7200 b=15,000 r ² =0,9403	a=1,10951 b=-0,1382 r ² =0,6676	
			5,0	a=0,0312 b=0,9573 r ² =0,8709	a=0,93377 b=-0,01073 r ² =0,9069	a=1,01397 b=-0,02083 r ² =0,9258	a=0,99562 b=-0,01707 r ² =0,9368	a=2,1091 b=114,789 r ² =0,9318	a=1,1585 b=-0,18786 r ² =0,7522
				a=0,0562 b=0,9885 r ² =0,9934	a=0,7765 b=-0,00919 r ² =0,7639	a=0,9354 b=-0,02974 r ² =0,9498	a=0,92386 b=-0,02430 r ² =0,9586	a=1,0093 b=18,444 r ² =0,9932	a=1,0716 b=-0,198 r ² =0,9598
		7,0	a=0,02102 b=1,1070 r ² =0,8438	a=0,8376 b=-0,00699 r ² =0,8403	a=0,8705 b=-0,0125 r ² =0,8455	a=0,8537 b=-0,0086 r ² =0,8447	a=0,7424 b=19,257 r ² =0,8123	a=1,0194 b=-0,1352 r ² =0,8508	
			5,0	a=0,03614 b=0,9973 r ² =0,9563	a=0,8606 b=-0,00954 r ² =0,8926	a=0,95354 b=-0,02146 r ² =0,9685	a=0,94994 b=-0,01871 r ² =0,9702	a=1,2230 b=41,709 r ² =0,9683	a=1,1032 b=-0,1825 r ² =0,8838
				a=0,05876 b=1,0121 r ² =0,9902	a=0,7452 b=-0,00835 r ² =0,7095	a=0,8953 b=-0,0285 r ² =0,9055	a=0,8904 b=-0,02352 r ² =0,8953	a=0,91916 b=13,038 r ² =0,9980	a=1,0356 b=-0,1890 r ² =0,9821

Tabela P2: Constantes e coeficiente de correlação obtidos com o ajuste dos dados experimentais de remoção de DQO, em função de pH e temperatura para densidade de corrente de 100A/m².

Densidade de Corrente (A/m ²)	Temperatura (°C)	pH	Parâmetros "a" e "b" dos modelos testados/ Coeficiente de Correlação(r ²)						
			Equação	Equação	Equação	Equação	Equação	Equação	Equação
			x.2	x.3	x.4	x.5	x.6	x.7	
100	15	7,0	a=0,0418	a=0,8309	a=0,91929	a=0,89092	a=1,2330	a=1,0793	
			b=1,0254	b=-0,00988	b=-0,02303	b=-0,0160	b=36,475	b=-0,1880	
			r ² =0,9335	r ² =0,9166	r ² =0,9537	r ² =0,9502	r ² =0,9460	r ² =0,8976	
		5,0	a=0,0659	a=0,8066	a=1,0209	a=0,99365	a=1,3660	a=1,1370	
			b=0,94867	b=-0,01152	b=-0,03992	b=-0,0307	b=31,271	b=-0,0234	
			r ² =0,8938	r ² =0,7667	r ² =0,9520	r ² =0,9669	r ² =0,9374	r ² =0,8562	
	25	3,0	a=0,0739	a=0,7684	a=1,0146	a=0,9700	a=1,1930	a=1,1120	
			b=0,94536	b=-0,01065	b=-0,0436	b=-0,0313	b=21,540	b=-0,2302	
			r ² =0,9555	r ² =0,7256	r ² =0,9801	r ² =0,9829	r ² =0,9720	r ² =0,9157	
		7,0	a=0,04001	a=0,8761	a=0,96117	a=0,94175	a=1,3620	a=1,1120	
			b=0,98914	b=-0,01023	b=-0,0231	b=-0,01783	b=47,769	b=-0,1932	
			r ² =0,9596	r ² =0,9409	r ² =0,9860	r ² =0,9841	r ² =0,9847	r ² =0,8906	
	35	5,0	a=0,06362	a=0,7962	a=0,9890	a=0,96862	a=1,3060	a=1,1136	
			b=0,9696	b=-0,0110	b=-0,0370	b=-0,0287	b=29,350	b=-0,2242	
			r ² =0,9116	r ² =0,7829	r ² =0,9569	r ² =0,9726	r ² =0,9465	r ² =0,8774	
		3,0	a=0,1040	a=0,6651	a=0,98613	a=0,8839	a=1,0176	a=1,0276	
			b=0,9644	b=-0,0089	b=-0,05774	b=-0,03135	b=10,384	b=-0,2196	
			r ² =0,9508	r ² =0,5549	r ² =0,9128	r ² =0,8868	r ² =0,9401	r ² =0,9124	
100	15	7,0	a=0,0628	a=0,7771	a=0,94288	a=0,9226	a=1,2026	a=1,0801	
			b=0,9984	b=-0,0104	b=-0,0338	b=-0,0253	b=24,790	b=-0,21284	
			r ² =0,9392	r ² =0,8098	r ² =0,9610	r ² =0,9669	r ² =0,9582	r ² =0,9187	
		5,0	a=0,0660	a=0,7754	a=0,97264	a=0,94657	a=1,1890	a=1,0935	
			b=0,9753	b=-0,0104	b=-0,0371	b=-0,0280	b=23,360	b=-0,2185	
			r ² =0,9475	r ² =0,7684	r ² =0,9669	r ² =0,9738	r ² =0,9651	r ² =0,9150	
	25	3,0	a=0,1225	a=0,6060	a=0,8921	a=0,78196	a=0,9059	a=0,94479	
			b=1,0112	b=-0,00764	b=-0,0558	b=-0,0259	b=5,6710	b=-0,1984	
			r ² =0,9742	r ² =0,5229	r ² =0,8418	r ² =0,7978	r ² =0,9922	r ² =0,9545	

Tabela P3: Constantes e coeficiente de correlação obtidos com o ajuste dos dados experimentais de remoção de DQO, em função de pH e temperatura para densidade de corrente de 150A/m².

Densidade de Corrente (A/m ²)	Temperatura (°C)	pH	Parâmetros "a" e "b" dos modelos testados/ Coeficiente de Correlação(r ²)						
			Equação x.2	Equação x.3	Equação x.4	Equação x.5	Equação x.6	Equação x.7	
150	15	7,0	a=0,0510 b=0,9886 r ² =0,9813	a=0,8161 b=-0,0102 r ² =0,8789	a=0,9458 b=-0,02785 r ² =0,9073	a=0,92277 b=-0,02111 r ² =0,9748	a=1,1770 b=28,754 r ² =0,9930	a=1,0966 b=-0,2025 r ² =0,9425	
			a=0,0694 b=0,9637 r ² =0,9624	a=0,7780 b=-0,0108 r ² =0,7893	a=0,98618 b=-0,03933 r ² =0,9894	a=0,95052 b=-0,0285 r ² =0,9888	a=1,2270 b=24,083 r ² =0,9859	a=1,1050 b=-0,22557 r ² =0,9316	
			a=0,08976 b=0,95823 r ² =0,9624	a=0,7078 b=-0,00965 r ² =0,6350	a=0,99384 b=-0,0507 r ² =0,9504	a=0,91838 b=-0,03125 r ² =0,9341	a=1,0754 b=13,974 r ² =0,9647	a=1,0631 b=-0,2244 r ² =0,9278	
		5,0	a=0,1164 b=0,9788 r ² =0,9612	a=0,6608 b=-0,0100 r ² =0,6453	a=0,97362 b=-0,06086 r ² =0,9799	a=0,8780 b=-0,03227 r ² =0,9467	a=1,1270 b=12,322 r ² =0,9769	a=1,0329 b=-0,2339 r ² =0,9551	
			a=0,09838 b=0,9724 r ² =0,9669	a=0,6980 b=-0,01020 r ² =0,6891	a=0,97821 b=-0,0530 r ² =0,9849	a=0,9041 b=-0,03138 r ² =0,9653	a=1,1431 b=14,905 r ² =0,9831	a=1,0577 b=-0,2319 r ² =0,9549	
			a=0,1265 b=0,9927 r ² =0,9815	a=0,6278 b=-0,00908 r ² =0,5972	a=0,94866 b=-0,0636 r ² =0,9592	a=0,8343 b=-0,0303 r ² =0,9027	a=1,0410 b=9,031 r ² =0,9837	a=0,99251 b=-0,2222 r ² =0,9657	
	35	7,0	a=0,0855 b=1,0172 r ² =0,9675	a=0,7002 b=-0,0096 r ² =0,7369	a=0,9016 b=-0,0407 r ² =0,9477	a=0,8585 b=-0,0258 r ² =0,9357	a=1,051 b=13,271 r ² =0,9694	a=1,0228 b=-0,2119 r ² =0,9740	
			a=0,1174 b=0,9722 r ² =0,9779	a=0,6490 b=-0,00933 r ² =0,5949	a=0,9822 b=-0,0633 r ² =0,9667	a=0,8667 b=-0,03165 r ² =0,9155	a=1,0617 b=10,367 r ² =0,9813	a=1,0203 b=-0,2269 r ² =0,9520	
			a=0,13707 b=1,0174 r ² =0,9874	a=0,5916 b=-0,0079 r ² =0,5423	a=0,8883 b=-0,0608 r ² =0,8755	a=0,7688 b=-0,0261 r ² =0,8141	a=0,92592 b=5,381 r ² =0,9982	a=0,93527 b=-0,2025 r ² =0,9696	

APÊNDICES

Apêndice A

A1-Solução de ácido sulfúrico 50% (v/v): Dissolver vagarosamente 500ml de ácido sulfúrico (H_2SO_4) comercial em 500ml de água destilada.

A2-Solução digestiva: Dissolver 30g de dicromato de potássio ($\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$), seco à 103-105°C, em 600ml de água deionizada. Adicionar 167ml de ácido sulfúrico e ainda com a solução quente adicionar 7g de sulfato mercúrico (HgSO_4). Resfriar até temperatura ambiente e diluir para 1L.

A3-Solução catalítica: Dissolver 10g de sulfato de prata (Ag_2SO_4) em 900ml de ácido sulfúrico. Completar para 1L com o mesmo ácido.

A4-Solução de sulfato ferroso amoniacal 0,25N: Dissolver 98g de sulfato ferroso amoniacal ($\text{Fe}[(\text{NH}_4)_2(\text{SO}_4)_2]$) em 500ml de água. Adicionar 20ml de ácido sulfúrico. Resfriar e diluir para 1L.

A5-Solução de dicromato de potássio 0,1N: Dissolver 4,9036g de dicromato de potássio, seco por 2h à 103-105°C, em 800ml de água deionizada. Diluir para 1L.

A6-Indicador ferroína: Dissolver 1,485g de 1,10-fenantrolina e 0,695 de sulfato ferroso hepta hidratado em 70ml de água deionizada. Diluir para 100ml.

A7-Solução de sulfato ferroso amoniacal padronizado: Diluir 250:1000ml a solução de sulfato ferroso amoniacal 0,25N (solução A4). Padronizar a solução resultante com a solução de dicromato de potássio 0,1N (solução A5). Para padronizar deve-se pipetar 25ml da solução diluída de sulfato ferroso amoniacal, adicionar 4ml de ácido sulfúrico concentrado. Resfriar e colocar 3 gotas do indicador ferroína (solução A6). Titular com a solução de dicromato 0,1N (solução A5). Esta padronização deve ser feita diariamente.

A8-Mistura catalítica: Misturar 94g de sulfato de potássio (K_2SO_4) com 5g sulfato de cobre II ($CuSO_4$). Armazenar em frasco fechado.

A9-Solução de hidróxido de sódio 50% (p/p): Adicionar 500g de hidróxido de sódio (NaOH) em 500g de água.

A10-Indicador azul de metileno: Dissolver 200mg de azul de metileno em a 95%. Completar para 100ml.

A11-Indicador vermelho de metila: Dissolver 200mg de vermelho de metila em a 95%. Completar para 100ml.

A12-Indicador misto: Para cada dois volumes da solução de vermelho de metila (solução A11), tomar um volume da solução de azul de metileno (Solução A10).

A13-Solução de ácido bórico: Dissolver 20g de ácido bórico (H_3BO_3) em 700ml de água deionizada. Adicionar 10ml do indicador misto (solução A12). Diluir para 1L.

A14-Solução de carbonato de sódio 0,02N: Dissolver 1,060g de carbonato de sódio anidro (Na_2CO_3), seco em estufa à 140°C por 2h, em 600ml de água deionizada e diluir para 1L.

A15-Indicador metilorange: Dissolver 0,05g de metilorange em 70ml de água deionizada e diluir para 100ml.

A16-Solução de ácido sulfúrico 0,02N: Adicionar 3ml de ácido sulfúrico concentrado em 500ml de água deionizada. Resfriar e completar para 1L. Desta solução tomar 200ml e diluir para 1L. A padronização deve ser feita com solução de carbonato de sódio 0,02N (solução A14), utilizando como indicador 3 gotas da solução de metilorange(solução A15).

A17-Solução de ácido forte: Adicionar 300ml de ácido sulfúrico concentrado em 600ml de água deionizada. Resfriar e diluir para 1L.

A18-Indicador fenolftaleína: Dissolver 0,5g de fenolftaleína em 50ml de álcool. Diluir para 100ml com água deionizada.

A19-Hidróxido de sódio 1N: Dissolver 40g de hidróxido de sódio em 600ml de água deionizada. Diluir para 1L.

A20-Reagente de Armstrong:

Adicionar 122ml de ácido sulfúrico concentrado em 800ml de água deionizada. Enquanto a solução estiver quente dissolver 10,5g de molibdato de amônio e 0,3g de tartarato de potássio e antimônio. Aquecer para a total dissolução, se necessário. Resfriar e diluir para 1L.

A21-Solução de ácido ascórbico:

Dissolver 3g de ácido ascórbico em 70ml de água deionizada. Diluir para 100ml.

A22-Solução padrão de fosfato :

Dissolver 2,81g de fosfato de potássio dibásico (K_2HPO_4), seco à 103-105°C, em 300ml de água deionizada. Diluir para 1L.