

MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO
UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
Escola de Engenharia
Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais-
PPGEM

AVALIAÇÃO DO PROCESSO DE ELETRODIÁLISE REVERSA NO TRATAMENTO DE
EFLUENTES DE REFINARIA DE PETRÓLEO

MARA DE BARROS MACHADO

Dissertação para obtenção do título de
Mestre em Engenharia

Porto Alegre
2008

MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO
UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
Escola de Engenharia
Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais-
PPGEM

AVALIAÇÃO DO PROCESSO DE ELETRODIÁLISE REVERSA NO TRATAMENTO DE
EFLUENTES DE REFINARIA DE PETRÓLEO

Mara de Barros Machado
Engenheira Química

Trabalho realizado no Departamento de Materiais da Escola de Engenharia da UFRGS, dentro do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais - PPGEM, como parte dos requisitos para a obtenção do título de Mestre em Engenharia.

Área de Concentração: Ciência dos Materiais

Porto Alegre
2008

Esta Dissertação foi julgada adequada para obtenção do título de Mestre em Engenharia, área de concentração ciência dos materiais e aprovada em sua forma final, pelo Orientador e pela Banca Examinadora do Curso de Pós-Graduação.

Orientador: Profa. Dra. JANE ZOPPAS FERREIRA
PPGEM - UFRGS

Banca Examinadora:

Prof. Dra. Ana Cláudia Figueiras P. de Cerqueira – PETROBRAS/CENPES

Prof. Dra. Andrea Moura Bernardes – PPGEM/UFRGS

Prof. Dr. Cristiano Piacsek Borges – UFRJ/COPPE

Prof. Dr. Marçal Jose Rodrigues Pires – PUC RS

Prof. Dr. Carlos Pérez Bergmann
Coordenador do PPGEM

Aos meus pais,

Por todo o amor dedicado, pelo exemplo de vida,
por todo estímulo e esforço para que eu chegasse até aqui.

AGRADECIMENTOS

A Deus, minha fonte de força e inspiração para seguir adiante durante todos estes anos de trabalho, principalmente nos momentos difíceis.

À minha família, meus pais Oscar e Marlene, meu irmão Juliano e sua esposa Luciana, por sempre me apoiar e incentivar em todos os momentos da minha vida, desde os mais difíceis aos mais prazerosos.

Ao meu namorado Alexandre, pelo amor e incentivo, e também pela compreensão nos momentos em que estive ausente.

À minha orientadora Jane, pelos ensinamentos, paciência e esforço para o bom desenvolvimento da tese.

À professora Andréa do LACOR/UFRGS, pelo incentivo e apoio ao longo destes anos.

Aos colegas do LACOR, em especial Evandro, Marco Antônio e Christa, que de alguma forma contribuíram para a conclusão deste trabalho.

Aos funcionários do PPGEM, principalmente Beatriz e Ana Paula, pela boa vontade e competência nos serviços prestados.

Aos professores do PPGEM, Ivo, Bergmann e Carlos, por compartilhar o conhecimento nas disciplinas da pós-graduação.

Aos professores da UFRJ/Escola de Química, Lídia, Magali e Cheila pelas disciplinas oferecidas.

Aos professores da UFRJ/COPPE, Cristiano e Cláudio pelo esforço exigido nos estudos de eletrodiálise e pela divulgação deste trabalho.

À PETROBRAS/ CENPES, pelo tempo disponibilizado e apoio financeiro necessários para o desenvolvimento deste trabalho.

Aos meus colegas da PETROBRAS/CENPES/BTA pelo apoio e amizade durante meus seis anos de trabalho, em especial a gerente Gina, incentivando e colaborando sempre.

Aos meus amigos do grupo de efluentes da BTA, pela amizade e convívio que contribuiu e contribui para o meu crescimento pessoal e profissional, especialmente a querida Vânia, pelo carinho, paciência e lições de vida.

Aos amigos e consultores da Petrobras Heleno e Tsutomo que em reuniões e discussões enriqueceram o conteúdo deste trabalho.

Aos operadores e técnicos das plantas-piloto da REGAP. Sem eles, no dia-a-dia da operação e no monitoramento analítico, este trabalho não seria concluído.

À Hidrodex Desmineralizadores, Walter , Miriam e Daniel, pelo fornecimento da unidade-piloto de eletrodialise reversa, pela supervisão e apoio de sempre na realização dos estudos.

A todos que colaboraram direta ou indiretamente na elaboração deste trabalho, o meu reconhecimento.

“O tempo é algo que não volta atrás.
Por isso plante seu jardim e decore sua alma,
ao invés de esperar que alguém lhe traga flores.”

William Shakespeare

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	X
LISTA DE TABELAS	XIII
LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBOLOS	XVII
RESUMO	XIX
ABSTRACT	XX
1. INTRODUÇÃO	1
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	3
2.1. Efluentes de Refinaria de Petróleo	3
2.1.1. Tratamento Preliminar	4
2.1.2. Tratamento Primário	6
2.1.3. Tratamento Secundário	9
2.1.4. Polimento Final	9
2.2. Reuso em Sistema de Resfriamento	12
2.3. Dessalinização	15
2.4. Eletrodiálise	20
2.4.1. Membranas	22
2.4.2. Espaçadores	30
2.4.3. Eletrodos	32
2.4.4. Parâmetros de projeto e sistemas operacionais	34
2.4.5. Incrustações e depósitos	42
2.4.6. Limpeza	44
2.4.7. Consumo Energético	45
2.4.8. Pré-tratamento para eletrodiálise	48
2.4.9. Concentrado Salino	50
2.4.10. Aplicações da Eletrodiálise	51
2.5. Estudo Comparativo Eletrodiálise Reversa x Osmose Inversa	58
3. DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL	62
3.1. Unidade-piloto de eletrodiálise reversa	62
3.2. Planejamento experimental	66
4. RESULTADOS E DISCUSSÃO	71

4.1. Unidade operando com 1 estágio e voltagem 200V	71
4.1.1. Vazão de produto de 1000 L/h	72
4.1.2. Vazão de produto de 1500 L/h	74
4.1.3. Vazão de produto de 1800 L/h	76
4.1.4. Conclusão Parcial (1 estágio e voltagem 200V)	78
4.2. Unidade operando com 1 estágio e 250 V	80
4.2.1. Vazão de produto de 1000 L/h	80
4.2.2. Vazão de produto de 1500 L/h	82
4.2.3. Vazão de produto de 1800 L/h	83
4.2.4. Conclusão Parcial (1 estágio e voltagem 250V)	85
4.3. Teste de Voltagem com 1 Estágio	87
4.3.1. 1º Teste de Voltagem	87
4.3.2. 2º Teste de Voltagem	89
4.3.3. Conclusão Parcial (teste de voltagem em 1 estágio)	92
4.4. Unidade Operando com 2 Estágios e 250V	94
4.4.1. Vazão de Produto de 600 L/h	94
4.4.2. Vazão de Produto de 800 L/h	96
4.4.3. Vazão de produto de 1000L/h	98
4.4.4. Conclusão Parcial (2 estágios e 250V)	99
4.5. Teste de Voltagem com Unidade em 2 Estágios (180 membranas em cada estágio)	101
4.5.1. Conclusão Parcial (teste de voltagem em 2 estágios)	105
4.6. Unidade Operando com 2 Estágios (180 membranas em cada estágio) e 250V	107
4.6.1. Vazão de produto de 1000 L/h	107
4.6.2. Vazão de produto de 1100 L/h	109
4.6.3. Vazão de produto de 1200 L/h	111
4.6.4. Conclusão Parcial (2 estágios de 180 membranas cada e 250V)	113
4.7. Unidade Operando com 2 Estágios (180 membranas em cada estágio), 275V e 1100 L/h de Produto	115
4.7.1. Pré-tratamento com carvão ativado	116
4.7.2. Pré-tratamento sem carvão ativado	118
4.7.3. Conclusão Parcial (2 estágios de 180 membranas cada, 275V e 1.100L/h de produto)	120

4.7.4.	Consumo Energético	121
4.8.	Aquisição de Um Novo <i>Stack</i> e Mudança das Membranas: Análise Comparativa	122
4.8.1.	Conclusão Parcial (avaliação comparativa de membranas).....	130
5.	CONSIDERAÇÕES FINAIS	131
6.	CONCLUSÃO FINAL	135
7.	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	138
8.	PUBLICAÇÕES	139
9.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	140
10.	ANEXOS	146
10.1.	Caracterização da água da entrada da EDR	146
10.2.	Monitoramento Analítico	147
10.2.1.	Monitoramento analítico com e sem o uso do carvão ativado no pré-tratamento do efluente	155
10.2.2.	Monitoramento analítico utilizando membranas russas e chinesas	156
10.3.	Monitoramento Operacional	158
10.3.1.	Monitoramento operacional com e sem o uso do carvão ativado no pré-tratamento do efluente	167
10.3.2.	Monitoramento operacional utilizando membranas russas e chinesas	168
10.4.	Relatório de Ocorrências Diárias	169

LISTA DE FIGURAS

Figura 1- Foto ilustrativa das unidades de processo da REGAP.....	3
Figura 2- Exemplo de caixa de areia	5
Figura 3- Bacia de equalização da REGAP.....	6
Figura 4- Exemplos de separadores água/óleo, PPI e API respectivamente.	7
Figura 5- Flotador a ar dissolvido e a ar induzido, respectivamente.....	7
Figura 6- Tanque de coagulação com agitação rápida.	8
Figura 7- Bacia de equalização de um tratamento primário.....	8
Figura 8- Fotos ilustrativas de diferentes sistemas de tratamento biológico: figura da esquerda, lagoas aeradas; outras, biodiscos.	9
Figura 9- Foto da lagoa de polimento da REGAP.....	10
Figura 10- Esquema de funcionamento da osmose inversa.....	16
Figura 11- Esquema de funcionamento da eletrodialise.....	17
Figura 12- Capacidade global de dessalinização por processos térmicos e com membranas, 1950-2001.....	19
Figura 13- Estrutura de um módulo de membranas.	20
Figura 14- Montagem de um módulo de membranas (membranas catiônica, aniônica e espaçadores).....	21
Figura 15- Fluxo hidráulicos em um módulo de membranas.....	22
Figura 16- Estrutura de uma membrana catiônica.....	23
Figura 17- Fotos ilustrativas de membranas catiônicas da Tecnoimpianti (A) e Hidrodex (B e C).	23
Figura 18- Estrutura de uma membrana aniônica.....	24
Figura 19- Fotos ilustrativas de membranas aniônicas da Tecnoimpianti (A) e Hidrodex (B e C).	24
Figura 20- Esquema experimental para determinação da seletividade aparente de membranas de eletrodialise.....	25
Figura 21- Distribuição dos fluxos através de espaçadores.....	30
Figura 22- Espaçadores da Hidrodex (A), GE/Ionics (B) e exemplos de configurações (C)...	31
Figura 23- Desenho esquemático do módulo de membranas mostrando o fluxo turbulento causado pelas irregularidades do espaçador.	31
Figura 24- Foto de um eletrodo.	32

Figura 25- Exemplo de estágios hidráulicos e elétricos.	35
Figura 26- Espaçadores tipo fluxo tortuoso e fluxo direto respectivamente.	36
Figura 27- Esquema básico de um sistema de EDR.	38
Figura 28- Diagrama esquemático da polarização por concentração no processo de eletrodialise reversa.	40
Figura 29- Curvas de polarização para um processo de ED. A figura da esquerda, através de dados de voltagem x densidade limite de corrente e a figura da direita, com voltagem x corrente limite.	41
Figura 30- Curva relacionando a densidade de corrente com os custos energéticos, de membrana e total.	41
Figura 31- Efeito da temperatura n o desempenho da eletrodialise.	47
Figura 32- Histórico do desenvolvimento nos processos com membranas de troca iônica.	52
Figura 33- Comparação do consumo de energia para EDR e OI em função da concentração de sais na alimentação.	61
Figura 34- Desenho em 3 dimensões da unidade –piloto de EDR utilizada nos estudos na REGAP.	63
Figura 35- Foto da unidade –piloto de EDR utilizada nos estudos na REGAP.	63
Figura 36- Diagrama hidráulico da unidade –piloto.	64
Figura 37- Foto das membranas, espaçador e eletrodo respectivamente utilizados nos testes na REGAP.	64
Figura 38- Configurações de EDR em 3 estágios, na figura da esquerda em 3 módulos separados e na da direita em 1 módulo.	66
Figura 39- Tratamento do efluente da Regap.	67
Figura 40- Pré-tratamento para a água de alimentação da EDR piloto.	68
Figura 41- Balaço hidráulico da unidade operando com vazão de 1.000 L/h de produto e recuperação de 90%.	72
Figura 42- Gráfico corrente x voltagem para o primeiro teste.	88
Figura 43- Gráfico corrente x voltagem para o segundo teste.	89
Figura 44- Corrente e voltagem limite para vazão de 1.000 L/h de produto.	90
Figura 45- Corrente e voltagem limite para vazão de 1.500L/h de produto.	90
Figura 46- Corrente e voltagem limite para vazão de 2.000 L/h de produto.	91
Figura 47- Gráfico da vazão x densidade de corrente para configuração em 1 estágio.	93
Figura 48- Gráfico corrente x voltagem para o teste com a unidade e 2 estágios.	102

Figura 49- Corrente e voltagem limite para unidade em 2 estágios e vazão de 800 L/h de produto.....	102
Figura 50- Corrente e voltagem limite para unidade em 2 estágios e vazão de 1.100 L/h de produto.....	103
Figura 51- Corrente e voltagem limite para unidade em 2 estágios e vazão de 1.200 L/h de produto.....	103
Figura 52- Gráfico de vazão x densidade de corrente limite para EDR configurada e 2 estágios.	106
Figura 53- Unidade-piloto adquirida em junho de 2005.	122
Figura 54- Gráfico corrente x voltagem para novo <i>stack</i>	123
Figura 55- Corrente e voltagem limite para vazão de 2.000L/h de produto.....	124
Figura 56- Foto das membranas HDX100 e HDX200 tiradas da unidade-piloto na Regap. .	125
Figura 57- MEV das membranas chinesas catiônica e aniônica, respectivamente.	129
Figura 58- Espectrograma de energia dispersiva para membrana catiônica.	129
Figura 59- Espectrograma de energia dispersiva para membrana aniônica.	130

LISTA DE TABELAS

Tabela 1- Caracterização do efluente da REGAP na saída da ETDI.....	11
Tabela 2- Qualidade de água de reposição de sistemas de resfriamento.....	13
Tabela 3- Distribuição das tecnologias de dessalinização no mundo.....	18
Tabela 4- Propriedades de algumas membranas comerciais de ED/EDR.....	28
Tabela 5- Qualidade de água requerida para EDR.....	48
Tabela 6- Aplicações industriais da eletrodialise e problemas associados.....	57
Tabela 7- Qualidade da água da alimentação exigida para a EDR e OI.....	59
Tabela 8- Saturação de compostos permitida nos sistemas de EDR com e sem dosagem de produtos químicos e OI com dosagem de químicos.....	60
Tabela 9- Caracterização da membrana MA 40 utilizada nos testes-piloto.....	65
Tabela 10- Monitoramento operacional da unidade de EDR durante os estudos.....	69
Tabela 11- Planejamento do monitoramento analítico durante os testes.....	69
Tabela 12- Caracterização da água de entrada na piloto de EDR.....	71
Tabela 13- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 1 estágio, 200V e 1.000 L/h de produto.....	72
Tabela 14- Monitoramento analítico da piloto operando com 1 estágio, 200V e 1.000 L/h de produto.....	73
Tabela 15- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 1 estágio, 200 V e 1.000 L/h de produto.....	73
Tabela 16- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 1 estágio, 200V e 1.500 L/h de produto.....	74
Tabela 17- Monitoramento analítico da piloto operando com 1 estágio, 200V e 1.500 L/h de produto.....	75
Tabela 18- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 1 estágio, 200 V e 1.500 L/h de produto.....	75
Tabela 19- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 1 estágio, 200V e 1.800 L/h de produto.....	76
Tabela 20- Monitoramento analítico da piloto operando com 1 estágio, 200V e 1.800 L/h de produto.....	77
Tabela 21- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 1 estágio, 200 V e 1.800 L/h de produto.....	77
Tabela 22- Velocidades calculadas para cada vazão avaliada.....	78

Tabela 23- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 1 estágio, 250V e 1.000 L/h de produto.	80
Tabela 24- Monitoramento analítico da piloto operando com 1 estágio, 250V e 1.000 L/h de produto.....	81
Tabela 25- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 1 estágio, 250 V e 1.000 L/h de produto.....	81
Tabela 26- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 1 estágio, 250V e 1.500 L/h de produto.	82
Tabela 27- Monitoramento analítico da piloto operando com 1 estágio, 250V e 1.500 L/h de produto.....	82
Tabela 28- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 1 estágio, 250 V e 1.500 L/h de produto.....	83
Tabela 29- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 1 estágio, 250V e 1.800 L/h de produto.	83
Tabela 30- Monitoramento analítico da piloto operando com 1 estágio, 250V e 1.800 L/h de produto.....	84
Tabela 31- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 1 estágio, 250 V e 1.800 L/h de produto.....	84
Tabela 32- Velocidades para as vazões testadas.	85
Tabela 33- Correntes obtidas no 1º teste de voltagem.....	87
Tabela 34- Resultados das condutividades medidas no primeiro teste de voltagem.....	88
Tabela 35- Resultados das análises de cloretos no primeiro teste de voltagem.	88
Tabela 36- Correntes obtidas no 2º teste de voltagem.....	89
Tabela 37- Condutividades medidas no 2º teste de voltagem.	91
Tabela 38- Concentração de cloretos de entrada e saída medidos no 2º teste de voltagem.	92
Tabela 39- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 2 estágios, 250V e 600 L/h de produto.	94
Tabela 40- Monitoramento analítico da piloto operando com 2 estágios, 250V e 600 L/h de produto.....	95
Tabela 41- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 2 estágios, 250 V e 600 L/h de produto.....	96
Tabela 42- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 2 estágios, 250V e 800 L/h de produto.	96

Tabela 43- Monitoramento analítico da piloto operando com 2 estágios, 250V e 800 L/h de produto.....	97
Tabela 44- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 2 estágios, 250 V e 800 L/h de produto.....	97
Tabela 45- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 2 estágios, 250V e 1.000 L/h de produto.	98
Tabela 46- Monitoramento analítico da piloto operando com 2 estágios, 250V e 1.000 L/h de produto.....	98
Tabela 47- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 2 estágios, 250 V e 1.000 L/h de produto.....	99
Tabela 48- Velocidades para as vazões testadas.	99
Tabela 49- Correntes obtidas no teste de voltagem para a unidade configurada em 2 estágios.	101
Tabela 50- Condutividades medidas no teste de voltagem na condição de 2 estágios.....	104
Tabela 51- Concentração de cloretos de entrada e saída medidos no teste em 2 estágios.	104
Tabela 52- Eficiência de remoção de cloretos no teste em 2 estágios.....	104
Tabela 53- Concentração de TDS de entrada e saída medidos no teste em 2 estágios.	105
Tabela 54- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 2 estágios de 180 membranas cada, 250V e 1.000 L/h de produto.	107
Tabela 55- Monitoramento analítico da piloto operando com 2 estágios de 180 membranas cada, 250V e 1.000 L/h de produto.	108
Tabela 56- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 2 estágios com 180 membranas cada, 250 V e 1.000 L/h de produto.	108
Tabela 57- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 2 estágios de 180 membranas cada, 250V e 1.100 L/h de produto.	109
Tabela 58- Monitoramento analítico da piloto operando com 2 estágios de 180 membranas cada, 250V e 1.100 L/h de produto.	110
Tabela 59- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 2 estágios com 180 membranas cada, 250 V e 1.100 L/h de produto.	110
Tabela 60- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 2 estágios de 180 membranas cada, 250V e 1.200 L/h de produto.	111
Tabela 61- Monitoramento analítico da piloto operando com 2 estágios de 180 membranas cada, 250V e 1.200 L/h de produto.	112

Tabela 62- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 2 estágios com 180 membranas cada, 250 V e 1.200 L/h de produto.	113
Tabela 63- Velocidades para as vazões testadas.	113
Tabela 64- Parâmetros operacionais da unidade operando em 2 estágios, 275V e 1100 L/h com carvão ativado no pré-tratamento.	115
Tabela 65- Monitoramento analítico da piloto operando com 2 estágios de 180 membranas cada, 250V, 1.100 L/h de produto e pré-tratamento com carvão ativado.....	117
Tabela 66- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 2 estágios com 180 membranas cada, 250 V, 1.200 L/h de produto e pré-tratamento com carvão ativado.	118
Tabela 67- Monitoramento analítico da piloto operando com 2 estágios de 180 membranas cada, 250V, 1.100 L/h de produto e pré-tratamento sem carvão ativado.	119
Tabela 68- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 2 estágios com 180 membranas cada, 250 V, 1.200 L/h de produto e pré-tratamento sem carvão ativado.	120
Tabela 69- Consumo energético calculado para a piloto de EDR.....	121
Tabela 70- Correntes medidas durante o teste de voltagem com o novo módulo.	123
Tabela 71- Características das membranas chinesas HDX100 e HDX200.....	124
Tabela 72- Dados do monitoramento analítico durante operação com membranas russas e chinesas.....	126
Tabela 73- Eficiência de remoção para cada parâmetro utilizando membranas chinesas e russas.	127
Tabela 74- Valores das taxas de remoção para alguns parâmetros utilizando membranas chinesas e russas.	127
Tabela 75- Resumo dos testes realizados com a unidade –piloto de EDR na REGAP.....	131

LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBOLOS

A	Ampère, unidade de medida usada para medir a intensidade de uma corrente elétrica
ANA	Agência Nacional de Águas
API	Instituto Americano de Petróleo
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
CPI	Separador óleo/água de placas corrugadas
Da	Dalton, unidade usada para expressar peso atômico e massa molecular. É expressa como 1/12 da massa de um átomo de carbono -12
FAD	Flotador à ar dissolvido
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	Demanda química de oxigênio
E.T.D.I	Estação de Tratamento de Resíduos Industriais
ED	Eletrodialise
EDR	Eletrodialise Reversa
EDS	Espectroscopia de Energia Dispersiva
EQ	Equivalente, unidade que representa o número de gramas de substância que pode reagir com um grama de hidrogênio atômico
ETFE	Etileno tetrafluoretileno
FEP	Propileno etileno fluorado
CCG	Conselho de Cooperação do Golfo
HAZEN	unidade de medição de cor em uma solução aquosa
FAI	Flotação a ar induzido
IL	Índice de Langelier
K _{ps}	Produto de solubilidade, constante que mede a solubilidade de um composto sólido em uma solução aquosa
M	Molaridade: unidade que representa a concentração de um composto em uma solução, moles do soluto por litro de solução
DME	Destilação multi- efeito
MEV	Microscopia eletrônica de varredura
DFME	Destilação <i>flash</i> multi- estágio
CVM	Compressão à vapor mecânica
NF	Nanofiltração
NTU	Unidade nefelométrica de turbidez

OI	Osmose inversa
PE	Polietileno
PES	Polietersulfona
PFA	Copolímero perfluoroalcoxídico
PP	Polipropileno
PPI	Separador de placas paralelas
PPM	Partes por milhão, unidade de concentração de um composto em uma solução aquosa, que pode ser em mg/L ou g/m ³
PS	Polisulfona
PTFE	Politetrafluoretileno
PVC	Policloreto de vinila
PVDF	Polifluoreto de vinilideno
REGAP	Refinaria Gabriel Passos
S	Unidade derivada do Sistema Internacional de Unidades de medida da condutância elétrica
SDI	Índice de densidade de partículas
TDS	Sólidos dissolvidos totais
TPI	Separador de placas inclinadas
CVT	Compressão à vapor térmica
V	Unidade que representa tensão elétrica (diferença de potencial elétrico) entre dois pontos distintos, em volts
CV	Compressão a vapor
Ω	Unidade de medida da resistência elétrica, corresponde à relação entre a tensão de um volt e uma corrente de um ampère sobre um elemento

RESUMO

Este trabalho teve como objetivo avaliar a aplicação da eletrodialise reversa no tratamento de efluente final de refinaria para reuso em sistema de resfriamento.

O estudo foi conduzido nas instalações da Refinaria Gabriel Passos (REGAP)- MG, com efluente real, proveniente da saída da Estação de Tratamento de Despejos Industriais (E.T.D.I.), e utilizando para os testes uma unidade-piloto de eletrodialise reversa com capacidade de tratamento de 2 m³/h.

A utilização do processo de dessalinização por EDR teve o objetivo de reduzir sólidos totais dissolvidos no efluente de aproximadamente 1.240 mg/L para 310 mg/L, o que equivale a cloretos de 460 mg/L e 100 mg/L respectivamente, para atingir a qualidade requerida para água de make-up da torre de resfriamento da REGAP.

Inicialmente foi feita uma avaliação comparativa com o processo de osmose inversa, no qual foi constatada, com o uso da EDR, a maior continuidade operacional, menores problemas de incrustação e menor exigência para o pré-tratamento do efluente.

No estudo com a EDR foram realizados testes variando-se a vazão, de 600 a 2000 L/h de produto; voltagem de 200 a 370V e número de estágios.

Durante os testes foi realizado o monitoramento operacional e analítico da água de alimentação da EDR, do produto (solução diluída) e do rejeito (concentrado salino), sendo os dados avaliados e correlacionados para determinação da densidade de corrente, taxa hidráulica, eficiência e taxa de remoção de sais.

A análise da formação de incrustações e deposições na superfície das membranas levou ao estabelecimento de um procedimento de limpeza química.

O estudo foi conduzido de forma a obter a otimização da operação com rendimento necessário na remoção de sólidos dissolvidos, menor custo energético e de manutenção.

Após os testes foi selecionada a condição otimizada da unidade piloto: módulo em 2 estágios, vazão de 1,1 m³/h e voltagem de 275V. Para esta condição o consumo energético foi de 1,95 KWh/m³ de efluente tratado.

Os resultados mostraram a viabilidade técnica-econômica do uso da EDR para remoção de sais de efluente final de refinaria para aplicação em reposição de sistemas de resfriamento.

Palavras-chave: eletrodialise, tratamento de efluente, reuso de água

ABSTRACT

This study aimed the evaluation of the application of electro dialysis reversal in final effluent treatment targeting the reuse in cooling towers.

The study was done in Gabriel Passos Refinery (REGAP) - MG, with real effluent, from the Industrial Effluent Treatment Station (ETDI), and was held in a pilot plant of electro dialysis reversal with a treatment capacity of $2 \text{ m}^3 / \text{h}$.

The use of the desalination process with EDR target the reduction of total dissolved solids in the effluent of about $1.240 \text{ mg} / \text{L}$ to $310 \text{ mg} / \text{L}$, equivalent to chlorides of $460 \text{ mg} / \text{L}$ and $100 \text{ mg} / \text{L}$ respectively, to reach the required quality of make-up water in the REGAP cooling tower.

It was originally done a comparative evaluation with reverse osmosis process, another method of membrane desalination. Electro dialysis was selected because of its operating stability, less problems with scaling and fouling, dispensing the use of conditioning chemicals, and the requirement of a simpler pre- treatment

The tests with EDR were carried out ranging the product flux for 600 to 2.000 L/h, the voltage for 200 to 370V and the number of hydraulic stages.

During the tests were analyzed operational and analytical data in the EDR feed, product (diluted solution) and reject (concentrated solution), being the parameters analyzed and correlated to determine the current density, hydraulic rate, efficiency and salts removal rate.

The analysis of fouling and deposition formation on the membranes surface led to an establishment of a chemical cleaning procedure.

This study was conducted in order to obtain the operational optimizing with the necessary income to remove dissolved solids, with lower energy cost and maintenance.

After the tests was selected the optimum condition for the pilot plant: stack in 2 stages, flow rate of $1.1 \text{ m}^3/\text{h}$ and voltage of 275V. In this condition the power consumption was $1.95 \text{ KWh}/\text{m}^3$ of treated effluent.

The results showed the technical and economic feasibility for the EDR in removing salts from refinery effluents for reuse in make up of cooling systems.

Key words: electro dialysis, effluent treatment, water reuse

1. INTRODUÇÃO

Há muito tempo ouve-se falar que a água é um bem finito. Muitos classificam-na como o insumo do século, e afirmam ainda que ela será causa de conflitos internacionais em razão de sua disputa.

De toda água existente na Terra (1.380.000 km³), 97,3% é água salgada e apenas 2,7% água doce. Da água doce disponível na terra (37.000 km³), 77,20% se encontra em forma de gelo nas calotas polares (28.564 km³), 22,40% se trata de água subterrânea (8.288 Km³), 0,35% se encontra nos lagos e pântanos (128 km³), 0,04 % se encontra na atmosfera (16 Km³) e apenas 0,01% da água doce estão nos rios (4 km³).^[1]

O Brasil pode ser considerado um país privilegiado, pois nele se encontram as mais extensas bacias hidrográficas, possuindo, segundo dados da Agência Nacional de Águas, 28% das reservas de água doce do continente americano e 12% da reserva mundial. 74% da água doce do Brasil encontram-se na Região Amazônica, que é habitada por menos de 5% dos brasileiros.^[2]

O consumo de água no Brasil está distribuído da seguinte forma: 46% para irrigação, 27% para consumo humano em áreas urbanas, 18% para uso industrial, 3% para consumo humano em áreas rurais e 7% utilizado na criação de animais, o que inclui a dessedentação, higiene e demais usos da água para permitir a atividade de criação^[2]

Muitos dos mananciais utilizados estão cada vez mais poluídos e deteriorados, seja pela falta de controle, falta de investimentos em coleta, tratamento e disposição final de esgotos e na disposição adequada dos resíduos sólidos. Além disso, novos mananciais, necessários para suprir essas demandas encontram-se cada vez mais distantes dos centros consumidores.^[3]

Além das questões relacionadas à disponibilidade cada vez menor de água potável, existe a possibilidade de, num futuro próximo, se cobrar pela água mesmo quando captada e tratada pela própria indústria, como já vem ocorrendo em algumas regiões do país. A cobrança pela água levará, inevitavelmente, ao aumento no custo de produção que, se repassado para os produtos, poderá implicar em dificuldades para a indústria em um cenário onde o mercado é reconhecidamente competitivo.

Desta forma, se torna imperativo que as indústrias implantem um sistema de gestão da água, incluindo a sua racionalização com modificação de processos, escolha do melhor método de tratamento para despejo e/ou reuso total ou parcial. Para muitas indústrias, a gestão

sistemática e o reuso da água poderá ser um fator preponderante para sua própria sobrevivência.

Para a Petrobras o reuso de efluentes finais e o uso sustentável de recursos hídricos faz parte da diretriz de Responsabilidade Sócio-Ambiental da companhia, tendo como meta a excelência em meio ambiente, subsidiando assim, o crescimento e desenvolvimento da companhia.

Têm sido realizados altos investimentos em projetos de reuso de água em refinarias, para avaliação das melhores tecnologias disponíveis no mercado mundial, permitindo a redução do consumo de água e a minimização de descarte de efluentes tendo como instrumentos a lei 9433/97 que institui a Política Nacional de Recursos Hídricos e a Resolução CONAMA 357/2005 que dispõe sobre a classificação dos corpos de água, diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes. ^[4, 5]

Uma das tecnologias selecionadas para o tratamento do efluente final de refinaria visando o reuso é a eletrodialise reversa, que foi avaliada em unidade-piloto na REGAP-Betim MG, no tratamento do efluente com objetivo do seu reuso em sistema de resfriamento.

O principal benefício deste estudo é ambiental pois o reuso reduzirá ou eliminará o descarte de efluente no corpo receptor. Devem ser considerados também os fatores político e estratégico, evitando a limitação da produção de petróleo por possível restrição do uso da água ditado pela legislação.

O benefício financeiro poderá existir em função da redução do custo de tratamento da água de refrigeração, considerando a melhor qualidade da água fornecida por um tratamento terciário empregado.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. Efluentes de Refinaria de Petróleo

Em uma refinaria a utilização da água ocorre em sistema de incêndio, processos (dessalgação do petróleo, solubilização de sais, preparo de produtos químicos), serviços (lavagem de piso, rega de jardim, teste hidrostático de equipamentos), geração de vapor, água de resfriamento e água potável.

As figuras de 1 a 9 foram obtidas do banco de imagens da Petrobras.



Figura 1- Foto ilustrativa das unidades de processo da REGAP.

Após o uso, as características do efluente vão depender da matéria-prima processada, das etapas de transformação utilizadas, e da incorporação de substâncias como solventes, aditivos etc. Os parâmetros principais desse efluente são: óleo livre e emulsionado, fenóis, mercaptanas, sulfetos, amônia, cianetos, sólidos dissolvidos e DQO. ^[6]

Em média, para cada m^3 de óleo processado são utilizados $0,9 m^3$ de água e gerados $0,3 m^3$ de efluente.

O efluente de refinaria passa em geral pelos tratamentos: preliminar, primário e secundário. Quando o efluente tratado é descartado no corpo receptor, geralmente está enquadrado após o tratamento secundário. Para reuso, dependendo da aplicação, ou para remoção de compostos específicos é feito um tratamento terciário.

2.1.1. Tratamento Preliminar

O tratamento preliminar é a etapa onde é feita a otimização das correntes de efluentes que serão submetidas a diferentes etapas de tratamento e a preparação deste efluente com a remoção de sólidos grosseiros e substâncias que possam prejudicar o tratamento e os equipamentos utilizados.

a) SEGREGAÇÃO/ COLETA

Nesta etapa têm-se a separação das diferentes correntes de efluentes gerados no processo e que serão submetidas a diferentes tratamentos.

Rede de águas contaminadas

As águas contaminadas, assim classificadas, são via de regra aquelas oriundas do processo que podem ou não conter óleo em algum momento: purga de torres de resfriamento, área de bombas e unidades de processo, tubovias, bacias, tanques, área de compressores, conferência de carga de caminhões.

Rede de águas oleosas

São efluentes que sempre conterão óleo, são eles oriundos de: área de bombas e unidades, lavagem de oficinas, carga e descarga de caminhões e vagões, área destinada ao descarte e/ou tratamento de resíduos sólidos (*landfarming*), postos de serviço, garagem, área de treinamento de combate a incêndio, água de produção (água que se encontra em reservatórios e é produzida juntamente com o petróleo), drenagem de tanque de petróleo, efluente de dessalgadora e água de lastro.

Rede de esgoto doméstico

São os provenientes de lavatórios, chuveiros, vasos sanitários, pias, cozinha, bebedouros etc.

Rede de sistema pluvial

A corrente pluvial compõe a água proveniente da área administrativa, prédios, ruas, cilindros e tanques de GLP (gás liquefeito do petróleo) e área de processo não sujeito a contaminação.

b) GRADEAMENTO

O gradeamento é a etapa que tem a função de reter os sólidos grosseiros, como folhas, plásticos etc, que possam vir junto com o efluente podendo danificar os equipamentos subseqüentes, assim como prejudicar a eficiência do tratamento. Pode ser simples (limpeza manual) ou mecanizada (limpeza mecânica).

c) DESARENAÇÃO

A desarenação é a etapa onde ocorre a remoção de areia e sólidos sedimentáveis, fazendo com que seja também uma proteção para os equipamentos subseqüentes. Em algum ponto da passagem do efluente é feita uma caixa, dimensionada de forma que toda a areia e sólido sedimentável contido no efluente, ao passar por esta caixa decante e não chegue ao sistema de tratamento primário, tendo como parâmetros importantes no seu dimensionamento a vazão, velocidade do efluente e tempo de residência mínimo para a decantação.



Figura 2- Exemplo de caixa de areia

d) ACÚMULO/EQUALIZAÇÃO

A etapa de equalização ou acúmulo, é composta simplesmente de um tanque, chamado pulmão, que recebe o efluente pré-tratado e tem como função amortecer possíveis choques na qualidade e quantidade do efluente, evitando sobrecarga no tratamento primário.



Figura 3- Bacia de equalização da REGAP

2.1.2. Tratamento Primário

a) SEPARAÇÃO ÁGUA/ÓLEO

A primeira etapa de um processo primário é a remoção de óleo do efluente. No efluente de refinaria têm-se óleos livres, de fácil remoção e óleos emulsionados, ou seja, dissolvido na água.

A remoção dos óleos livres pode ser feita por Separador tipo API onde a remoção ocorre por diferença de densidade entre o óleo e a água; separador de placas paralelas (PPI); separador de placas inclinadas (TPI) e de placas corrugadas (CPI). Em geral se utiliza o API e depois uma das últimas 3 opções.



Figura 4- Exemplos de separadores água/óleo, PPI e API respectivamente.

b) FLOTAÇÃO

A flotação é a etapa de remoção do óleo emulsionado. Neste processo são geradas microbolhas que aceleram a flutuação e o recolhimento de óleo emulsionado e sólidos suspensos presentes no efluente. Em alguns casos é feita a dosagem de polieletrólito para auxiliar no processo de coagulação.

O processo pode ser feito a ar dissolvido (FAD), no qual ocorre a saturação de ar sob pressão no efluente tratado, com reciclo para o flotador, onde é despressurizado, ou a ar induzido (FAI), onde há injeção de ar na massa líquida através de indutores.



Figura 5- Flotador a ar dissolvido e a ar induzido, respectivamente.

c) COAGULAÇÃO/FLOCULAÇÃO/DECANTAÇÃO

Esta etapa não é sempre aplicada, em alguns casos da flotação o efluente segue para o tratamento secundário.

O objetivo deste tratamento é a remoção de sólidos suspensos e turbidez. Na primeira etapa há adição de coagulantes em agitação rápida, formando um gel que neutraliza cargas repulsivas das partículas em suspensão permitindo sua aglomeração. Na segunda etapa há adição de polieletrólito em agitação lenta permitindo que os coágulos se juntem em flocos grandes e sejam removidos em etapa posterior de decantação.



Figura 6- Tanque de coagulação com agitação rápida.

d) -EQUALIZAÇÃO

A equalização tem a mesma função citada no final do pré-tratamento, serve para amortecer choques de carga para o tratamento biológico. Em geral possuem sistema de agitação através de aeradores superficiais.



Figura 7- Bacia de equalização de um tratamento primário.

2.1.3. Tratamento Secundário

Esta etapa é onde ocorre a degradação da matéria orgânica contida no efluente por microrganismos. Os parâmetros mais importantes removidos por este processo é a DBO e amônia.

O tratamento biológico pode ser realizado através de lodos ativados, reatores aeróbios/ anaeróbios, biodiscos, biodrum etc. É feito o controle de pH do efluente assim como dosado nutrientes para manter a massa microbiana.

Para alguns processos, no qual é necessária a remoção de sólidos, o efluente, após tratamento biológico é enviado para decantadores secundários, uma parte destes sólidos composto de microrganismos é retornada ao reator biológico e outra parte é descartada, desidratada através de centrífugas e enviada para *landfarming* ou co-processamento.

Caso haja etapa posterior de tratamento, o efluente é enviado a um tanque ou bacia de acúmulo com o objetivo de amortecer choques de vazão e carga.



Figura 8- Fotos ilustrativas de diferentes sistemas de tratamento biológico: figura da esquerda, lagoas aeradas; outras, biodiscos.

2.1.4. Polimento Final

O polimento final é um tratamento complementar, nem sempre utilizado, feito através de processos naturais: físicos, biológicos e bioquímicos. Geralmente é utilizado como complemento quando se utiliza lagoas de aeração.

O efluente após o sistema biológico é enviado a uma lagoa de polimento ou estabilização, onde ocorre a ação em conjunto de bactérias aeróbias, anaeróbias e facultativas.

Os microrganismos da camada superior são aeróbios e os do fundo facultativos e anaeróbios, ocorrendo em conjunto a degradação de matéria orgânica residual do efluente e a

redução dos sólidos suspensos (lodo biológico) através das bactérias anaeróbias adequando e estabilizando o efluente para descarte no corpo receptor.



Figura 9- Foto da lagoa de polimento da REGAP.

Os efluentes líquidos industriais da REGAP, coletados em redes de água contaminada, oleosa, efluente da área de utilidades, esgoto doméstico e sistema pluvial são enviados a E.T.D.I.. Essa estação é constituída no seu tratamento primário, de dois separadores de água e óleo tipo API (separação gravimétrica), um separador de água e óleo tipo PPI, um tanque equalizador de carga e uma unidade de flotação a ar dissolvido.

O tratamento secundário, onde há degradação da matéria orgânica, é constituído de duas lagoas de aeração, sendo uma de mistura completa e a outra facultativa aerada. O efluente destas lagoas é encaminhado para uma unidade de biodiscos para complemento da remoção de amônia, e é enviado para a Lagoa de Polimento antes do lançamento no Córrego de Pintados.

A qualidade do efluente da REGAP na saída do tratamento biológico é mostrada na tabela 1 (PETROBRAS, 2008). Dados referentes a médias dos anos de 2003, 2004 e 2005.

Tabela 1- Caracterização do efluente da REGAP na saída da ETDI.

Parâmetros	Valores Médios
pH	7,6
Temperatura	23,6 °C
DQO	61,8 mg/L
Amônia	3,4 mg/L
Óleos e Graxas	8,3 mg/L
Sólidos suspensos	12,1 mg/L
Sólidos sedimentáveis	0,1 mg/L
Cianeto	< 0,02 mg/L
DBO	22 mg/L
Fenol	0,03 mg/L
Arsênio	< 0,03 mg/L
Boro	0,27 mg/L
Cádmio	< 0,005 mg/L
Chumbo	< 0,03 mg/L
Cobalto	< 0,03 mg/L
Cobre	< 0,03 mg/L
Cromo (+6)	< 0,03 mg/L
Cromo (+3)	< 0,03 mg/L
Estanho	< 0,03 mg/L
Ferro solúvel	< 0,03 mg/L
Manganês	< 0,03 mg/L
Mercurio	< 0,0002 mg/L
Níquel	< 0,03 mg/L
Selênio	< 0,03 mg/L
Sulfeto	ND
Zinco	0,10 mg/L

ND: Não detectado

Valores médios de 2003 a 2005

2.2. Reuso em Sistema de Resfriamento

De uma maneira geral, para a prática de reuso de água é necessária uma avaliação das características do efluente disponível e dos requisitos de qualidade exigidos para a aplicação que se pretende.

Dentre os diversos parâmetros de qualidade que podem ser utilizados para a identificação de aplicações potenciais para o reuso de água, a concentração de sais dissolvidos totais (TDS) pode ser o mais adequado. Isto se justifica em razão da concentração de TDS ser utilizada como um parâmetro restritivo para o uso da água nas diversas aplicações industriais, além da limitação que os processos de tratamento de efluentes, mais comumente utilizados, apresentam para remover este tipo de contaminante.

Outro fator que justifica o uso da concentração de TDS na avaliação do potencial de reuso de água está associado ao aumento de sua concentração pois à medida que o reuso do efluente é efetuado, uma carga adicional de sais vai sendo incorporada seja devido ao processo de evaporação da água ou pela adição de compostos químicos. Desta forma, para que a prática do reuso seja sustentável, é de fundamental importância que a evolução da concentração de TDS no sistema seja devidamente avaliada. ^[7, 8]

O sistema de resfriamento pode consumir até 90% de toda água utilizada em uma refinaria e sua demanda é estimada em função da complexidade dos processos utilizados. ^[6]

Para a REGAP, por exemplo, este valor é de aproximadamente 60%.

A torre de resfriamento trabalha com a remoção direta de calor da água por fluxo de ar e evaporando uma parte desta água. As torres são constituídas de madeira, metal ou concreto com recheio de madeira ou plástico para distribuição de água. Uma parte da água que passa pela torre é vaporizada, sendo que a umidade do ar e a incidência de ventos contribuem para esta perda. Sólidos e contaminantes contidos nesta água são então concentrados.

Por motivos de redução de custos e melhor eficiência, a água é recirculada várias vezes pela torre, sendo que uma parte é descartada (purga). Este descarte é necessário para o controle do aumento da concentração de sólidos e contaminantes na água, evitando a formação de depósitos e corrosão na superfície de trocadores de calor, o que pode causar a diminuição da eficiência de troca térmica e contaminação do produto a ser resfriado. ^[9]

O tratamento de água industrial pode envolver uma série de operações para torná-la adequada ao sistema em que será utilizada. Entre essas operações estão: clarificação, cloração, ajuste de pH, controle microbiológico, adição de inibidores de corrosão e de agentes

antiincrustantes ou dispersantes, abrandamento ou desmineralização, sendo o monitoramento realizado usualmente com testes em cupons de corrosão e cupons de incrustação.^[10]

Para a utilização da água na forma de vapor, o grau de qualidade deve ser bastante elevado, enquanto a utilização da água como fluido de resfriamento requer um grau de qualidade bem menos restritivo, devendo-se levar em consideração a proteção e a vida útil dos equipamentos com os quais esta água irá entrar em contato.

Muitas aplicações exigem que um maior número de parâmetros sejam atendidos, de modo que sejam minimizados os riscos ao processo, produto ou sistema no qual esta água será utilizada.

A tabela 2 a seguir insere os padrões recomendados pela *Environmental Protection Agency- EPA* (1992) para água de reposição em sistemas de resfriamento com circuitos semi abertos, com recirculação. O ciclo de concentração da torre considerado na tabela é 5.^[11]

Tabela 2- Qualidade de água de reposição de sistemas de resfriamento.

PARÂMETRO	LIMITE RECOMENDADO ^a
Cloretos	500 mg/L
Sólidos totais dissolvidos	500 mg/L
Dureza	650 mg/L
Alcalinidade	350 mg/L
pH	6,9 - 9,0
DQO	75 mg/L
Sólidos em suspensão totais	100 mg/L
Turbidez	50 mg/L
DBO	25 mg/L
Material orgânico	1,0 mg/L
NH ₄ -N	1,0 mg/L
PO ₄	4,0 mg/L
SiO ₂	50 mg/L
Al	0,1 mg/L
Fe	0,5 mg/L
Mn	0,5 mg/L
Ca	50 mg/L
Mg	0,5 mg/L
HCO ₃	24 mg/L
SO ₄	200 mg/L

^a *Water Pollution Control Federation*, 1989

Os processos de incrustação e corrosão são afetados por vários fatores, relacionados com as características químicas da água e das condições físicas nos trocadores de calor. Os principais fatores são:

- Salinidade (principalmente a presença de sulfatos e cloretos)
- Dureza
- pH
- Presença de oxigênio e ácido carbônico
- Tipo de fluxo (estagnante ou laminar, turbulento com perfil logarítmico de velocidade, turbulento sem orientação em cantos e frestas)
- Formação de depósitos causada por sílica coloidal, óxido de ferro e pela redução de metal de sais metálicos dissolvidos na água
- Formação de borras decorrente da degradação de produtos do tratamento da corrosão

Podemos dizer então que para um efluente de refinaria, que contém cloretos variando de 200 a 600 ppm em média e TDS de 1.000 a 2.000 ppm o reuso em sistema de resfriamento, que geralmente é adotado sistema semi-aberto, exige uma etapa terciária de dessalinização.

Para o reuso do efluente da REGAP como reposição da torre de resfriamento da unidade de Coque, que trabalha com ciclo de concentração 5, foi utilizado como parâmetro de controle após etapa de dessalinização a concentração de cloretos. De acordo com a Tabela 2 a concentração de cloretos na saída do processo de dessalinização deve ser de 100 ppm, pois, com o ciclo de concentração de 5 atinge o valor máximo permitido.

2.3. Dessalinização

Os Gregos e Romanos utilizavam a dessalinização usando métodos primitivos. Desde o século XVI a dessalinização da água do mar começou a se tornar importante nas embarcações. A dessalinização em terra começou a partir do século XVIII e começou a desempenhar papel importante a partir do final dos anos 1940 e começo de 1950, especialmente em países onde a água potável é escassa como nos países do Golfo Árabe, USA, Ilhas do Caribe e algumas áreas da América do Norte.

Um marco no desenvolvimento da dessalinização ocorreu nos anos 40, durante a Segunda Guerra Mundial, quando vários estabelecimentos militares, em regiões áridas, necessitaram d'água para suprir suas tropas. A potencialidade que a dessalinização oferecia ficou evidenciada e trabalhos prosseguiram após a guerra em vários países. Um dos mais concentrados esforços foi levado a termo pelo Governo Americano, através da criação do *Office of Saline Water* (OSW), no princípio dos anos 50, e suas organizações sucessoras, como o *Office of Water Research and Technology* (OWRT). O Governo Americano financiou seu desenvolvimento por mais de 30 anos, despendendo cerca de 300 milhões de dólares no processo. Esse dinheiro ajudou a concretizar muito da investigação básica e desenvolvimento de diferentes tecnologias, para dessalinização das águas do mar e salobra.

No final da década de 60, unidades de até 8.000 metros cúbicos começaram a se instalar em várias partes do mundo. Essas unidades, a maioria de processos térmicos, foram usadas para dessalinizar a água do mar, porém nos anos 70 os processos de membranas comerciais começaram a surgir e ser empregados.

Originalmente, o processo de destilação foi usado para dessalinização da água salobra. Essa técnica era dispendiosa e inibiu o seu desenvolvimento para o tratamento da água. Quando a eletrodialise foi introduzida, permitiu dessalinizar água salobra muito mais economicamente e muitas aplicações foram então encontradas. Similarmente, a osmose inversa (OI) foi originalmente empregada para dessalinização de águas salobras, no entanto o processo provou ser adequado também para dessalinizar água do mar.

Nos anos 80, a tecnologia de dessalinização tornou-se comercial. A tecnologia beneficiou-se das experiências operacionais alcançadas com as unidades construídas e operadas nas décadas anteriores. Uma variedade de tecnologias de dessalinização foi desenvolvida através dos anos e, baseadas nos seus sucessos comerciais, podem ser classificadas como mais e menos importantes processos de dessalinização.^[12]

Nas últimas décadas, vários estudos têm sido realizados no sentido de melhorar o desempenho, segurança, viabilidade econômica, etc, das diversas técnicas de dessalinização existentes.

Alguns países como Qatar e Kuwait, contam com 100% de água dessalinizada.^[13]

Existem basicamente 2 tipos de processos de dessalinização utilizados no mundo: térmicos ou com membranas. Nos processos térmicos a água é evaporada e coletada como vapor condensado na produção de água pura, em geral. São elas:

- Destilação flash multi- estágio (DFME)
- Destilação multi- efeito (DME)
- Compressão a vapor mecânica (CVM) e térmica (CVT)

A dessalinização térmica é mais comumente utilizada em áreas onde há combustível fóssil em abundância como no Oriente Médio por exemplo.^[14]

Tecnologias com membranas utilizam membranas finas, semi-permeáveis para separar a corrente de alimentação em 2 correntes, uma de solução diluída em sais e outra de concentrado. São elas:

- Osmose Inversa (OI)
- Eletrodialise (ED) e Eletrodialise Reversa (EDR)

A osmose inversa utiliza a pressão como força motriz para separar a alimentação salina em corrente de produto e outro de concentrado. O processo é feito através da aplicação mecânica de uma pressão superior à pressão osmótica do lado da solução mais concentrada, conforme figura 10.^[14]

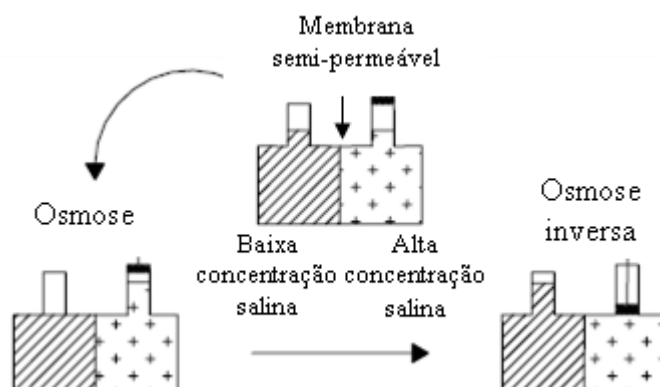


Figura 10- Esquema de funcionamento da osmose inversa.

Tanto a ED como a EDR utilizam campo elétrico para a separação de íons positivos e negativos da solução salina.

A figura 11 (HIDRODEX DESMINERALIZADORES, 2004) ilustra os fluxos dentro de um módulo de membranas.

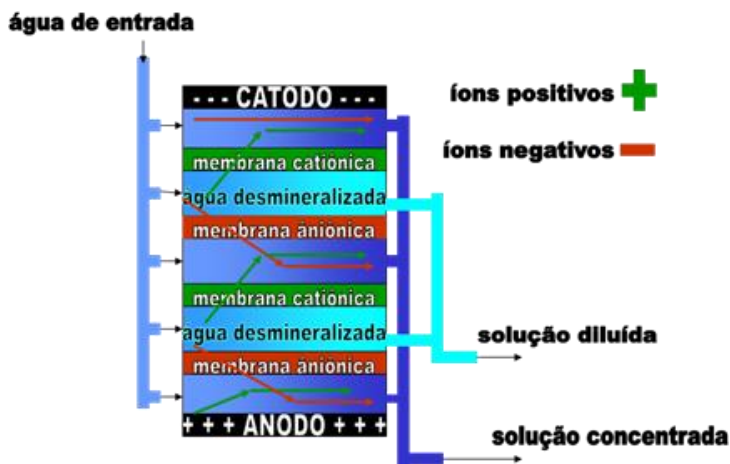


Figura 11- Esquema de funcionamento da eletrodialise.

A nanofiltração (NF), que também é um processo por membranas utilizado em algumas aplicações de dessalinização, remove essencialmente íons divalentes (ex: Ca^{2+} , Mg^{2+} e SO_4^{2-}), e não os íons mais comuns como sódio e cloretos. Com isso é mais utilizada no abrandamento de águas e outras aplicações que não sejam de dessalinização, como remoção de orgânicos.

Segundo Kahraman et al ^[15], cerca de 75% de toda capacidade de tratamento instalada no mundo está localizada em 10 países. A dessalinização da água do mar constitui 58,5% da capacidade mundial. A maior parte das plantas se localizam no Oriente Médio, com aproximadamente 50% da capacidade mundial. Arábia Saudita é o maior usuário com 24% e os Estados Unidos o segundo com 16%.

Segundo dados de 2003, dois terços das plantas de dessalinização estão localizadas nos países do Conselho de Cooperação do Golfo (*Gulf Cooperation Council-GCC*): Arábia Saudita, Kuwait, Qatar, Bahrain, Emirados Árabes Unidos (UAE) e Oman.

Levando-se em conta os processos utilizados, a tabela 3 mostra a distribuição das tecnologias no mundo em termos de capacidade de produção. ^[13]

Tabela 3- Distribuição das tecnologias de dessalinização no mundo.

Processo	Conselho de Cooperação do Golfo (%)	Outros países (%)
Destilação flash multi- estágio	73,5	11,2
Osiose inversa	20,1	60
Compressão a vapor	4	6,8
Eletrodíalise	1,6	14,2
Destilação multi- efeito	0,6	7,1
Outros	0,3	0,7

As unidades de dessalinização nos países do GCC são dominadas por processos térmicos, e para os outros países por processos com membranas. As principais razões para o domínio dos processos térmicos nesta região são: ^[13]

- Baixo custo de energia para os países do GCC
- Maturidade e domínio em processos térmicos, com unidades de larga escala.
- Adequado para águas com alta concentração de TDS (> 45.000 ppm)
- O uso de processo térmico não requer pré-tratamento

Recentemente, com o desenvolvimento em membranas de OI, os processos com membranas têm se mostrado mais econômicos. Dentre as vantagens:

- Menor consumo de energia
- Facilidade de operação e manutenção
- Unidades compactas e modulares
- Opção do uso de processos híbridos
- Operação a temperatura ambiente

A figura 12 mostra o gráfico do crescimento do uso das tecnologias de dessalinização no mundo comparando os processos térmicos com membranas de 1995 a 2001. ^[14]

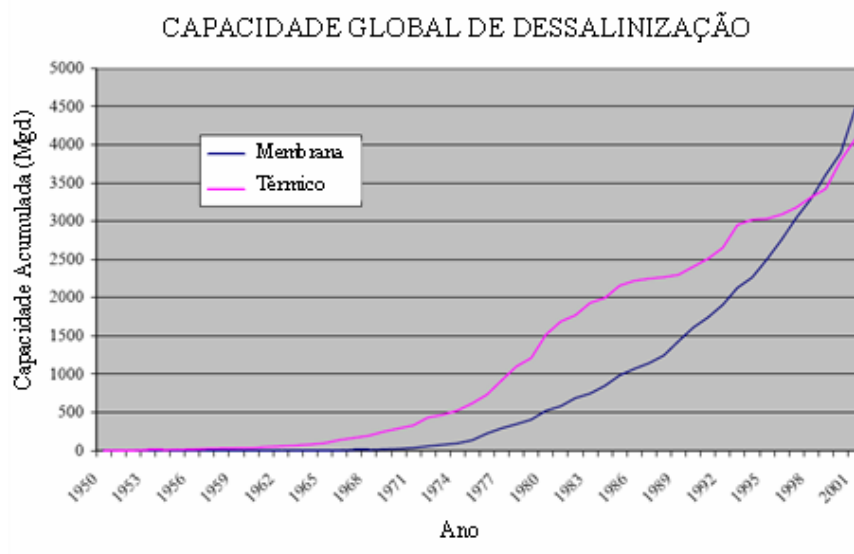


Figura 12- Capacidade global de dessalinização por processos térmicos e com membranas, 1950-2001.

O gráfico mostra o aumento significativo do volume de água produzida por dessalinização a partir dos anos 70 e recentemente com a tendência do maior uso dos processos com membranas.

Em 2004, 17.348 plantas de dessalinização com capacidade total de 37,75 milhões de metros cúbicos por dia estavam em operação ou em construção no mundo. Isso representa um aumento em 32% da capacidade mundial em 3 décadas.^[16]

A tendência é a aumento da capacidade de dessalinização e do uso dos processos com membranas, devido aos problemas associados à escassez de água, poluição, crescimento econômico e ao desenvolvimento de membranas mais seletivas e eficientes tornando os processos com membranas mais econômico e eficaz.

2.4. Eletrodialise

Eletrodialise é um processo de separação eletroquímica, no qual os íons são transferidos através de membranas de uma solução menos concentrada para uma mais concentrada com aplicação de corrente elétrica direta.

O sistema é montado com um eletrodo em cada extremidade e entre eles, membranas catiônicas e aniônicas intercaladas, conforme figura 13 (GE/IONICS, 2005)

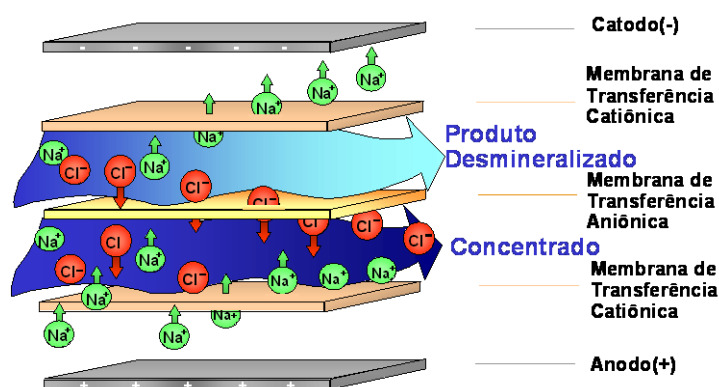


Figura 13- Estrutura de um módulo de membranas.

Pode ser visto no módulo de membranas a repetição de membranas catiônicas e aniônicas. Os espaços entre as membranas representam os caminhos do fluxo das soluções desmineralizadas e concentradas formados por separadores plásticos, os quais são chamados de espaçadores. Esses espaçadores são arranjados no módulo de membranas de forma que todas as soluções desmineralizadas sejam reunidas em uma só e as concentradas reunidas em outra. Uma seção repetitiva chamada de par de células é formada por:

- Membrana catiônica.
- Espaçador de água desmineralizada.
- Membrana aniônica.
- Espaçador de água concentrada.

A figura 14 (PETROBRAS, 2005) mostra a montagem de um módulo de membranas.



Figura 14- Montagem de um módulo de membranas (membranas catiônica, aniônica e espaçadores).

Quando é aplicado um potencial elétrico nos eletrodos, os íons em solução são atraídos, os cátions para o catodo e os ânions para o anodo. Os cátions podem atravessar as membranas catiônicas, mas são bloqueados pelas membranas aniônicas e o inverso acontece com os ânions. (Figura 13)

A aplicação de potencial nos eletrodos dá origem a compartimentos de solução desmineralizada e solução concentrada. Em aplicações industriais, centenas desses compartimentos são agregados em um módulo de membranas para obter a vazão desejada, constituindo-se no coração do processo de eletrodialise.

A água de alimentação que entra no módulo de membranas flui, em paralelo, somente através do compartimento diluído, enquanto outro fluxo entra no módulo de membranas e flui em paralelo somente através do compartimento concentrado, conforme figura 15. ^[27]

A água flui transversalmente e não através da membrana. Enquanto a água flui transversalmente a superfície da membrana, íons são eletricamente transferidos através da membrana, da solução desmineralizada para a solução concentrada sob a influência do campo elétrico. ^[17]

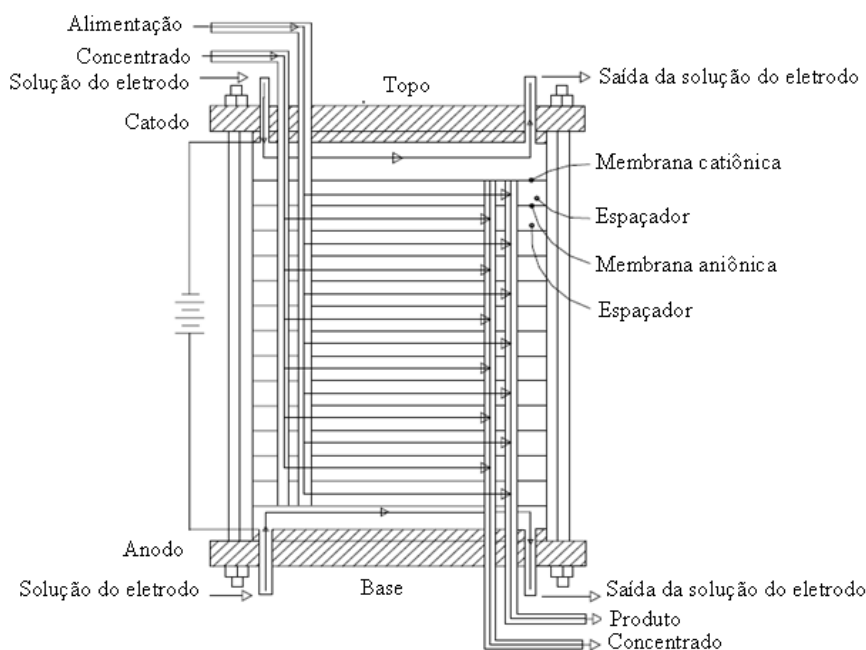


Figura 15- Fluxo hidráulicos em um módulo de membranas.

São mostrados também na figura acima os pratos de topo e de base, os quais são blocos de aço usados com barras fixadas para suportar todo o módulo, selando as membranas e espaçadores para prover compartimentos separados de água desmineralizada e concentrada, e prevenir vazamento no módulo de membranas.

O processo de eletrodialise remove essencialmente íons com cargas elétricas positivas e negativas. Não são removidos materiais particulados e substâncias neutras ou iônicas de massa molar maior que os poros da membrana.^[18]

Substâncias com tamanho entre 0,0004 a 0,1 μm podem ser removidas por ED/EDR.^[17]

2.4.1. Membranas

Dois tipos de membranas são utilizados no processo de eletrodialise, membranas catiônicas e aniônicas. Cada membrana tem a aparência física de uma chapa plástica, é essencialmente impermeável à água sob pressão e é reforçada por um tecido de fibra sintética, em geral teflon ou nylon na forma de uma tela ou rede conferindo maior estabilidade dimensional e resistência mecânica à membrana.

As membranas devem ter alta seletividade e permeabilidade iônica, isto é, baixa resistência elétrica. Devem ser estáveis e resistentes ao ambiente e elevadas temperaturas. Devem manter estabilidade química em uma larga faixa de pH (entre 1 e 10) e na presença de

oxidantes; serem resistentes à expansão osmótica quando trabalhando entre 200 e 30.000 ppm de solução salina e vida útil longa.^[18, 19]

As propriedades de uma membrana de troca iônica são determinadas pelo polímero-base e pelo tipo e concentração das cargas fixadas. O polímero-base determina a estabilidade mecânica, química e térmica da membrana. O tipo e concentração de cargas fixadas determinam a seletividade e resistência elétrica. Os grupamentos na membrana catiônica podem ser: $-\text{SO}_3^-$, $-\text{COO}^-$, $-\text{PO}_3^{2-}$, $-\text{PO}_3\text{H}^-$, $-\text{C}_6\text{H}_4\text{O}^-$ etc, sendo os mais comuns $-\text{SO}_3^-$ e $-\text{COO}^-$.^[20, 21, 22] A figura 16 (GE/IONICS, 2005) mostra a estrutura de uma membrana catiônica com o grupo sulfônico fixado no polímero-base.

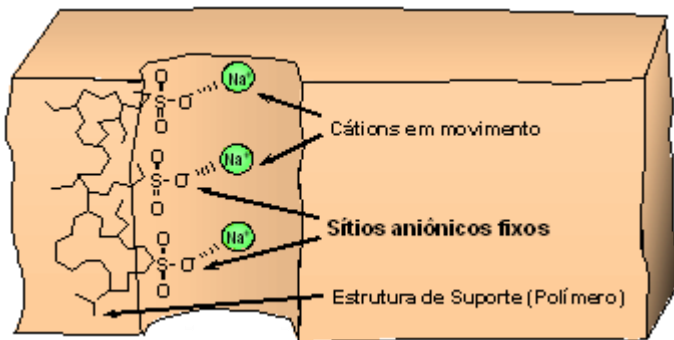


Figura 16- Estrutura de uma membrana catiônica.

A membrana catiônica é também utilizada no compartimento dos eletrodos. Esta membrana tem todas as propriedades de uma membrana normal, porém feita com o dobro da espessura para suportar maiores diferenciais de pressão.

As fotos da figura 17 (TECNOIMPIANTI, 2005 E HIDRODEX DESMINERALIZADORES, 2005), mostram diferentes tipos de membranas catiônicas.

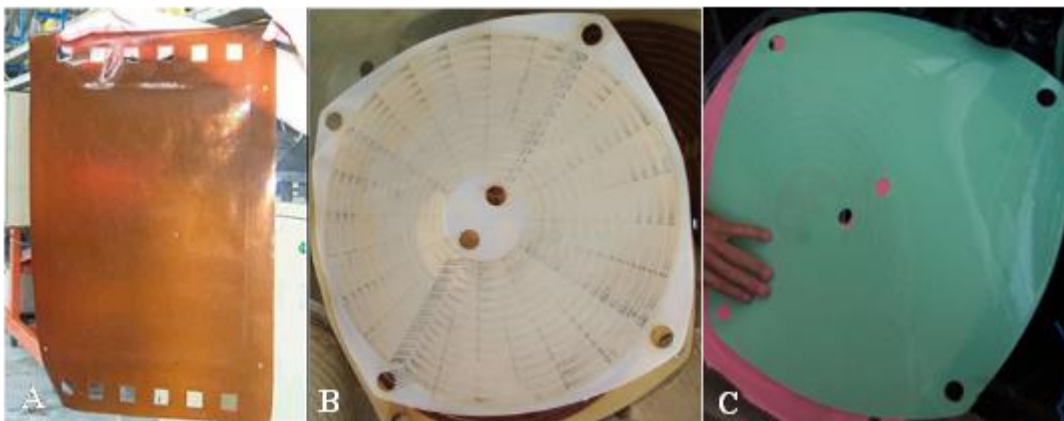


Figura 17- Fotos ilustrativas de membranas catiônicas da Tecnoimpianti (A) e Hidrodex (B e C).

Na membrana aniônica os grupos fixados na estrutura podem ser: $-\text{NH}_3^+$, $-\text{NRH}_2^+$, $-\text{NR}_2\text{H}^+$, $-\text{NR}_3^+$, $-\text{PR}_3^+$, $-\text{SR}_2^+$, etc, sendo os mais utilizados $-\text{R}_3\text{N}^+$ e $-\text{R}_2\text{NH}^+$ [20, 21, 22]

A figura 18 (GE/IONICS, 2005), ilustra a estrutura de uma membrana aniônica com o grupamento amino fixado na rede polimérica.

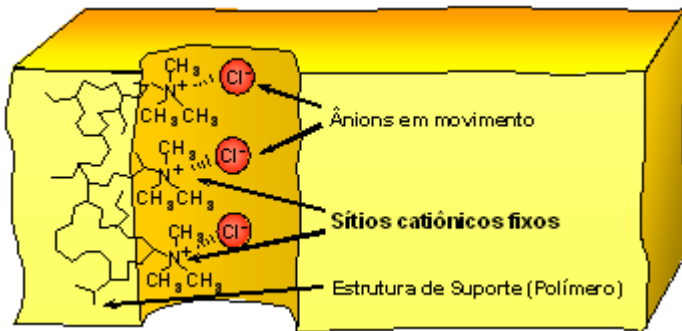


Figura 18- Estrutura de uma membrana aniônica.

Na figura 19 (Tecnoimpianti, 2005 e Hidrorex Desmineralizadores, 2005), são mostradas fotos de diferentes membranas aniônicas.

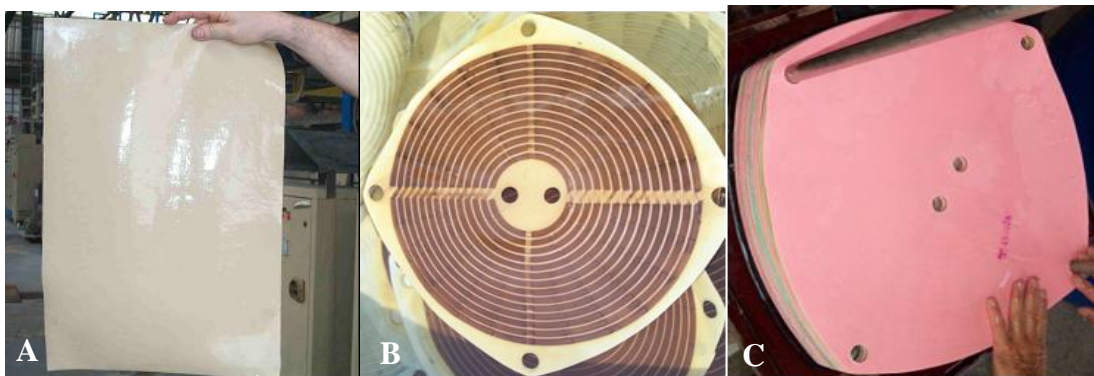


Figura 19- Fotos ilustrativas de membranas aniônicas da Tecnoimpianti (A) e Hidrorex (B e C).

Em uma membrana de troca iônica, os grupos negativos fixados estão em equilíbrio elétrico com os cátions em movimento nos interstícios do polímero. Por outro lado, ânions em movimento, chamados de contra-íons, são mais ou menos excluídos da matriz polimérica devido a sua carga idêntica dos grupos fixos. Este tipo de exclusão é chamado “Exclusão de Donnan”. Devido à exclusão dos contra-íons, a membrana catiônica (que possui cargas negativas fixadas na matriz polimérica) permite somente a transferência de cátions e o inverso acontece com a membrana aniônica, sendo permeável aos ânions e repelindo os cátions.

A exclusão de Donnan é que dará as características de seletividade da membrana e esta seletividade depende: da concentração de cargas fixadas, da valência dos íons e contra-íons, da concentração da solução eletrolítica e da afinidade da carga fixada com relação aos contra-íons.^[23]

Uma membrana ideal de eletrodialise deveria ser permeável somente para cátions ou ânions. Na realidade, porém, sempre ocorre algum co-transporte de íons com carga oposta. A intensidade deste co-transporte depende da densidade de cargas nas superfícies internas e externas da membrana, do gradiente de concentração dos íons através da membrana, da permeabilidade da membrana e da intensidade do campo elétrico aplicado.^[20]

A seletividade atinge o valor zero, se a taxa de transporte de íons (através da membrana), for igual à taxa de transporte dos íons na solução. A maneira mais simples de medir a seletividade de uma membrana, é através de um teste de equilíbrio químico entre duas soluções iônicas separadas pela membrana, como ilustrado na figura 20.^[20]

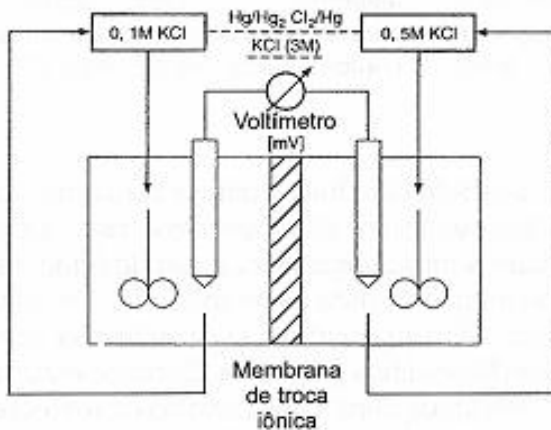


Figura 20- Esquema experimental para determinação da seletividade aparente de membranas de eletrodialise.

A seletividade da membrana é calculada a partir da relação entre os valores teóricos (ΔV_{teor}) e experimentais (ΔV_{exp}) do potencial elétrico de equilíbrio do sistema:^[17]

$$S = (\Delta V_{exp} / \Delta V_{teor}) 100\% \quad (1)$$

com

$$\Delta V_{teor} = RT/zF \ln (c_1\gamma_1/c_2\gamma_2) \quad (2)$$

onde: S: seletividade;

R: constante de gases;
T: temperatura absoluta (K);
z: valência eletroquímica dos íons em solução;
F: constante de Faraday;
 c_1 : concentração do soluto na semi-célula 1;
 c_2 : concentração do soluto na semi-célula 2,
 γ_1 : coeficiente de atividade da solução na semi-célula 1;
 γ_2 : coeficiente de atividade da solução na semi-célula 2.

De acordo com a forma como foram inseridos os grupos na estrutura polimérica das membranas, estas podem ser classificadas como homogêneas ou heterogêneas.

Em membranas homogêneas, como as fabricadas pela Ionics, os sítios são uniformemente distribuídos na membrana, assim como as propriedades eletroquímicas ao longo da superfície da membrana.

A preparação de membranas homogêneas pode ser realizada por 3 métodos:

1. Polimerização ou policondensação de monômeros - no mínimo um deles deve conter o grupo ativo que seja ou que possa ser transformado em aniônico ou catiônico.
2. Introdução de grupos aniônicos e catiônicos em filme sólido pré-formado.
3. Introdução de grupos funcionais em um polímero, como polisulfona por ex., seguido da dissolução do polímero e processamento para obtenção do filme.

Já nas heterogêneas, como as fabricadas pela Tokuyama Soda, os sítios ativos são distribuídos em pontos de forma discreta através de uma mistura física, adicionando resinas de troca iônica em uma matriz polimérica como por exemplo PVC, copolímeros acrilonitrílicos ou outra matriz de fácil extrusão e moldagem. Estas membranas resultam em uma distribuição não uniforme dos grupos ativos e podem até apresentar algumas deficiências em suas propriedades eletroquímicas. [17, 22, 23]

Como polímeros de troca iônica são solúveis em água, é necessária reticulação. Quanto mais reticulado maior a seletividade e estabilidade da membrana com a redução de inchaço, por outro lado aumenta a resistência elétrica. O aumento na densidade de cargas diminui a resistência, aumenta a seletividade, mas promove o inchamento. [23, 24]

O equilíbrio entre seletividade, resistência elétrica e estabilidade dimensional é alcançado com ajustes na reticulação e na densidade de cargas nas membranas.

Parâmetros também de grande importância para a caracterização de membranas de troca iônica são: propriedades hidrofóbicas e hidrofílicas, densidade de cargas, condutividade da membrana e morfologia.

A caracterização mecânica das membranas inclui a determinação da espessura, grau de inchamento, estabilidade dimensional, permeabilidade hidráulica e resistência a tensão.

A quantidade de água adsorvida pela membrana determina em grande parte, a taxa de transporte de água por processos de eletrosmose.

A resistência elétrica da membrana é uma das propriedades que determina o consumo de eletricidade do processo.

As membranas estão disponíveis em vários tamanhos, dependendo do fabricante e da aplicação. Uma membrana típica de fabricação japonesa é aproximadamente 100 cm x 100 cm, enquanto que uma americana retangular é 46 cm x 102 cm.

A espessura das membranas depende da sua aplicação. Geralmente membranas mais espessas são mais resistentes mecanicamente e contra erosão, maior vida-útil, enquanto que as mais finas possuem menor resistência elétrica e portanto, menor consumo energético. Geralmente a espessura das membranas varia de 0,15 a 0,56 mm.^[17]

Algumas águas podem induzir a crescimento bacteriológico no módulo e as medidas de prevenção desse crescimento podem causar danos às membranas.

Em geral, uma previsão real para a vida útil das membranas é de 10 anos, podendo durar mais, se houver projeto, operação e manutenção adequada da unidade.

A limpeza periódica feita com eficiência ajuda a estender a vida-útil da membrana, melhorar a eficiência e o consumo energético.

As membranas catiônicas geralmente duram mais que as aniônicas. Estas são particularmente susceptíveis a oxidação por cloro e outros oxidantes. Em certas circunstâncias membranas aniônicas baseadas em estireno podem sofrer *fouling* irreversível por orgânicos. Membranas de base acrílica introduzidas em 1981 solucionaram este problema.^[14]

Na tabelas 4 segue uma lista condensada de diversas referências dos principais fornecedores de membranas de ED/EDR, assim como características de algumas membranas:

[14, 18, 23, 25]

Tabela 4- Propriedades de algumas membranas comerciais de ED/EDR.

Membrana	Estrutura	Capacidade de troca-iônica (meq/g)	Espessura (mm)	Conteúdo de água (%)	Resistência elétrica * ($\Omega \text{ cm}^2$) Solução de 0,5M NaCl	Permeabilidade (%) Solução de 0,1/ 0,01 M NaCl
Tokuyama Soda Co. Ltda. Japan						
Neosepta CMX	Catiônica, PS/DVB	1,5 - 1,8	0,14 - 0,20	25 - 30	1,8 - 3,8	97
Neosepta AMX	Aniônica, PS/DVB	1,4 - 1,7	0,12 - 0,18	25 - 30	2,0 - 3,5	95
Neosepta CMS	Catiônica, PS/DVB	2	0,15	38	1,5 - 2,5	—
Neosepta ACM	Aniônica, PS/DVB	1,5	0,12	15	4 - 5	—
CL - 25T	Catiônica	2	0,18	31	2,9	81 *
ACH - 45T	Aniônica	1,4	0,15	24	2,4	90 *
Asahi Glass Co. Ltda. Japan						
CMV	Catiônica, PS/DVB	2,4	0,15	25	2,9	95
AMV	Aniônica, PS/butadieno	1,9	0,14	19	2,0 - 4,5	92
HJC	Catiônica, heterogênea	1,8	0,83	51	—	—
ASV	Aniônica	2,1	0,15	24	2,1	91 *
Asahi Chemical Industry Co. Ltda. Japan						
K101	Catiônica, PS/DVB	1,4	0,24	24	2,1	91*
A111	Aniônica, PS/DVB	1,2	0,21	31	2 - 3	45 *
Ionic Inc. USA						
61 CZL386	Catiônica heterogênea	2,6	0,63	40	9	—
103PZL183	Aniônica heterogênea	1,2	0,6	38	4,9	—
67 HMR	Catiônica, Acrílica	2,1	0,57	46	2,8	91*
64 LMP	Catiônica, Acrílica/DVB	2,4	0,56	42	6,5	90 *
61 CMR	Catiônica PS/DVB	2,1	1,2	40	15	—
69 HMP	Catiônica Acrílica/DVB	2,1	0,63	49	6	—
204 SZRA	Aniônica Acrílica	2,4	0,56	46	3,5	93 *
204 UZRA	Aniônica Acrílica	2,8	0,57	40	3,7	96 *
103 QDP	Aniônica PS/DVB	2,18	0,54	36	4,1	96 *
Du Pont Co. USA						
Nafion 117	Catiônica fluoretada	0,9	0,2	16	1,5	97
Nafion 901	Catiônica fluoretada	1,1	0,4	5	3,8	96
RAI Research Corp. USA						
R-5010-H	Catiônica LDPE	0,9	0,24	20	8 - 12	95
R-5030-L	Aniônica LDPE	1	0,24	30	4 - 7	83
R-1010	Catiônica fluoretada	1,2	0,1	20	0,2 - 0,4	86
R-1030	Aniônica fluoretada	1	0,1	10	0,7 - 1,5	—
Institute of Plastic Materials, Moscow						
MA-40	Aniônica	0,6	0,15	17	5	95
CSMCRI, Bhavnagar India						
IPC	Catiônica LDPE/HDPE	1,4	0,14 - 0,16	25	1,5 - 2	97
IPA	Aniônica LDPE/HDPE	0,8 - 0,9	0,16 - 0,18	15	2 - 4	92
HGC	Catiônica, PVC heterogênea	0,67 - 0,77	0,22 - 0,25	14	4 - 6	87
HGA	Aniônica, PVC heterogênea	0,4 - 0,5	0,22 - 0,25	12	5 - 7	82

* Utilizada solução de 1,0/ 0,5 N de KCl

A base polimérica da membrana pode ser de vários materiais, dentre eles: PE, PP, PVC, estireno, divinilbenzeno, ou fluoretados (PTFE, FEP, PFA, ETFE e PVDF).

Membranas a base de estireno e divinilbenzeno são bem reportadas na literatura para o processo de eletrodialise. Membranas a base destes monômeros são comercializadas pela Tokuyama Soda Co. (Neosepta) e Asahi Glass Co. [14, 22, 23]

Membranas polisulfonadas são utilizadas no processo de eletrodialise sob condições severas como alta temperatura e/ou meios fortemente oxidantes. Estas membranas são fabricadas pela Dow e Dupont, com ótimo desempenho, porém com poucas aplicações além da indústria de cloro-álcalis e alto custo.

Membranas de troca-iônica podem ser fabricadas com material inorgânico, ao invés de polimérico, como por exemplo zeólitas, bentonita ou sais fosfatados. Apesar de operarem bem

a temperaturas elevadas possuem alto custo e outras desvantagens como propriedades eletroquímicas pobres e poros relativamente grandes.

As membranas preparadas com polímeros são supostas obter maior estabilidade química e condutividade, se forem incorporadas por componentes inorgânicos como a sílica. Estas membranas foram desenvolvidas em 1990 para aplicação em condições de alta temperatura e meios fortemente oxidantes. Desde então, várias membranas incluindo as híbridas (orgânica-inorgânica), anfóteras, mosaicas e bipolares já se encontram disponíveis.

Estas membranas caracterizadas como especiais são aplicadas na produção de sal, como separadores de baterias, como eletrodos íons seletivos, para concentração de ácidos ou em processos de cloro-álcalis.^[17]

Um exemplo são as membranas aniônicas com características *anti-fouling*. As membranas aniônicas são mais susceptíveis ao *fouling*. Em plantas convencionais a densidade de corrente permitida em uma membrana aniônica é menor que na catiônica devido ao maior risco de precipitação. O *fouling* na membrana aniônica ocorre quando o ânion é pequeno suficiente para penetrar na estrutura da membrana ficando preso na membrana.

Na procura de desenvolver membranas mais resistentes, a Neosepta[®] AMX por exemplo é caracterizada pela alta permeabilidade de moléculas orgânicas de alto peso molecular. Um método para alcançar esse objetivo é ajustar o nível de reticulação e tamanho da cadeia na estrutura do polímero.

A Ionics produz uma membrana macroreticular resistente a detergentes, feito através da solubilização de um composto orgânico na etapa de formação da membrana, deixando após a polimerização poros maiores.

Outro tipo de membrana aniônica *anti-fouling* é produzida pela Tokuyama. A membrana é revestida por uma fina camada contendo grupos trocadores de cátions, causando repulsão eletrostática nas moléculas orgânicas. Geralmente conseguida por sulfonação da superfície da membrana, seguido de etapas de clorometilação e quaternização.

Membranas baseadas em polímeros alifáticos se mostram mais resistentes ao *fouling* do que as baseadas em polímeros aromáticos. As baseadas em polímeros alifáticos também permitem a operação com soluções contendo cloro livre de até 0,5 ppm ou picos de 20 ppm.

No Japão a produção de sal através da água do mar tem sido realizada por ED desde 1972. Para esta aplicação específica, membranas seletivas que permitem a separação de íons monovalentes de uma solução de íons monovalentes e multivalentes foram desenvolvidas. Tokuyama Soda tem comercializado membranas catiônicas seletivas (Neosepta[®] CMS) preparadas com a formação de uma fina camada carregada positivamente sobre a superfície da

membrana. Membrana aniônica seletiva a íons monovalentes (Neosepta[®] ACS) que continha uma fina camada altamente reticulada sobre a superfície da membrana. Com isso a seletividade de íons sulfato comparado a íons cloretos pode ser reduzido de 0,5 para 0,01 e do magnésio comparado ao sódio de 1,2 a 0,1.

As membranas convencionais possuem estabilidade limitada em soluções alcalinas, com isso foram desenvolvidas membranas catiônicas resistentes como a Nafion[®], Flemion[®] e Neosepta[®] através da incorporação de flúor na cadeia do polímero. Para as membranas aniônicas consegue-se maior estabilidade com a inserção de uma matriz de poli-sulfona ou poli-éter-sulfona.

E como último exemplo as membranas bipolares, que são membranas aniônicas e catiônicas coladas, de forma a ter na frente uma superfície catiônica e no verso uma superfície aniônica. Utilizadas na produção de ácido e base através dos sais correspondentes.

2.4.2. Espaçadores

Os espaçadores têm a função de separar e suportar as membranas, promover a mistura e distribuição do fluxo de água desmineralizada e concentrada dentro do módulo de membranas, segundo figura 21 (GE/IONICS, 2005).

Os espaçadores são formados por materiais poliméricos. Em geral polietileno de baixa densidade, como os adotados pela Hidrodex Desmineralizadores.^[26]

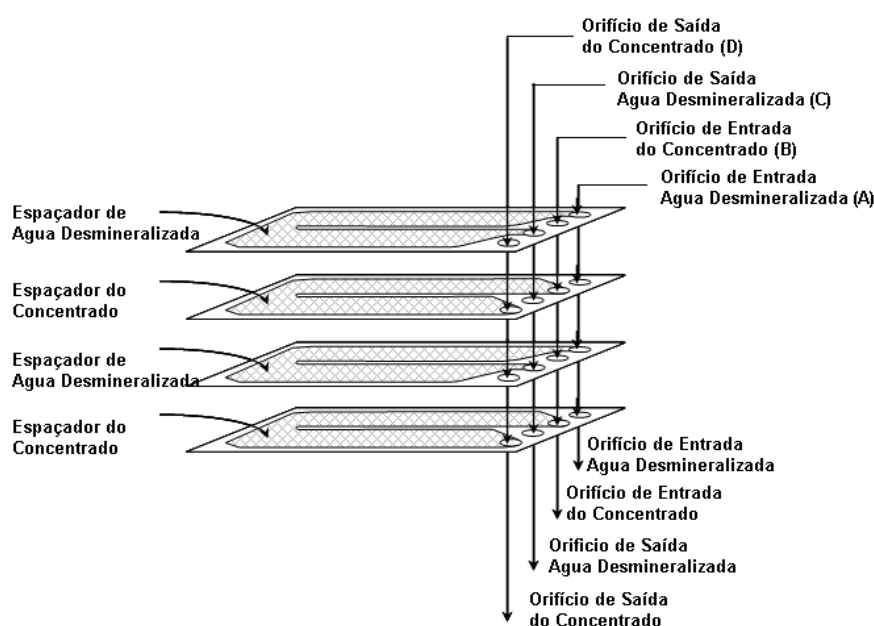


Figura 21- Distribuição dos fluxos através de espaçadores.

Uma desvantagem do uso de espaçadores é a redução de área disponível para a corrente, conhecido como efeito sombra, e praticamente a área de membrana requerida é maior do que a teórica. A figura 22 (FOTO A: HIDRODEX DESMINERALIZADORES, 2005; FOTO B: GE/IONICS, 2006; FOTO C: ^[30]) mostra diferentes tipos de configurações de espaçadores.

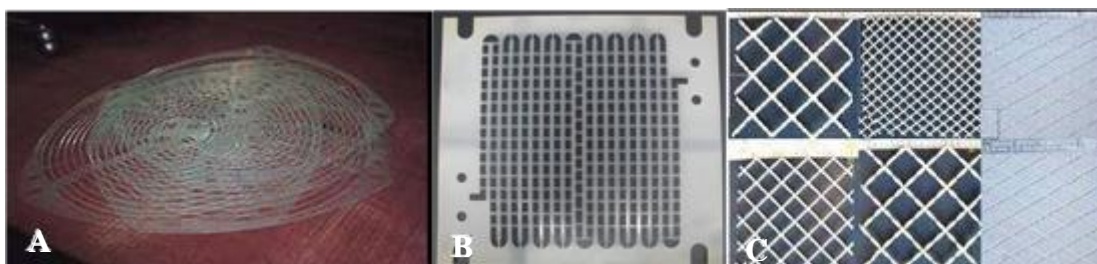


Figura 22- Espaçadores da Hidrodex (A), GE/Ionics (B) e exemplos de configurações (C).

A análise do espaçador revela uma matriz de irregularidades, como ilustrado na figura 23 (GE/IONICS, 2005), criando turbulência no fluxo de água, permitindo, assim, o aumento do fluxo de corrente elétrica por unidade de área, a diminuição das camadas-limite e de lodo da superfície da membrana.^[27]

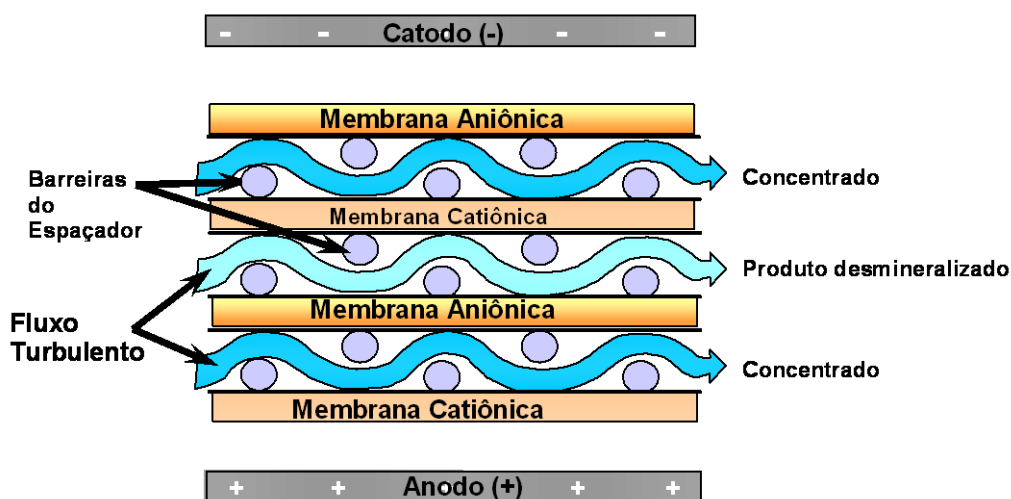


Figura 23- Desenho esquemático do módulo de membranas mostrando o fluxo turbulento causado pelas irregularidades do espaçador.

2.4.3. Eletrodos

Os eletrodos são utilizados para conduzir energia elétrica para o módulo. Sua estrutura física pode variar, dependendo da posição no módulo.

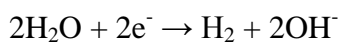
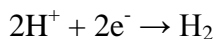
A figura 24 (HIDRODEX DESMINERALIZADORES, 2004) mostra uma foto de eletrodo.



Figura 24- Foto de um eletrodo.

Ocorrem reações de redução no catodo e oxidação no anodo que dão origem à produção de cloro, oxigênio e íons H^+ no anodo, hidrogênio e íons hidroxila no catodo.

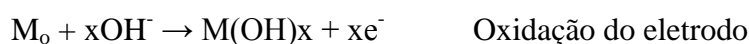
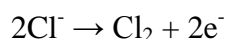
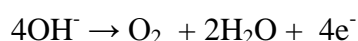
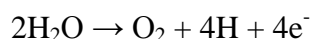
No catodo há formação de H_2 e OH^- .^[17, 24]



A reação mais comum no catodo é a decomposição da água gerando gás H_2 e altos valores de pH. O gás pode criar uma nuvem no eletrodo aumentando a resistência do *stack*. Altos valores de pH podem causar precipitação de alguns compostos como o carbonato de cálcio, aumentando também a resistência. A precipitação pode ser prevenida pela acidificação ou abrandamento da solução do eletrodo.

A escolha do material do catodo não é tão crítica porque não está sujeito a corrosão severa. São usados materiais de custo relativamente baixo, como aço inoxidável ou grafite.^[25]

No anodo:



A dissolução ou oxidação do metal do eletrodo pode ser evitada pela seleção de metal resistente como por ex. a platina.

A formação indesejável de hipoclorito ocorre no anodo sempre que há cloretos em solução. O uso de membrana catiônica adjacente ao anodo previne essa formação.

As reações que ocorrem no anodo podem resultar em formação de gases, ataques corrosivos na maioria dos materiais, ou oxidativos nas membranas em contato com a solução eletrolítica. Tem sido usado titânio ou tântalo platinizados. Grafite recoberto com dióxido de chumbo também tem sido utilizado. [25]

Os íons H^+ e OH^- gerados nos eletrodos podem causar reações indesejáveis com componentes do eletrólito causando *fouling*. A migração de elementos da água para o compartimento dos eletrodos pode causar precipitação nos eletrodos, espaçadores e membranas adjacentes. Quanto à solução do compartimento dos eletrodos são adotadas duas configurações:

- na maior parte dos casos, a solução da alimentação ou concentrada é usada no compartimento dos eletrodos. Para prevenir a formação de cloro livre por oxidação anódica, o compartimento dos eletrodos é periodicamente lavado com uma solução separada que não contém íons cloretos.

- em outros casos o compartimento dos eletrodos é isolado do resto do *stack*, tendo sua própria solução de limpeza e alta velocidade, permitindo a saída dos gases, ou também podendo esta água proveniente dos eletrodos serem combinadas e enviadas a um degaseificador para aliviar os gases formados. [14, 25]

Quando o compartimento dos eletrodos é separado, em geral é utilizada solução de 0,1 a 0,2 mols. L^{-1} de Na_2SO_4 acidificada a pH 2-3 para prevenção de precipitação. [17]

A vida útil de um eletrodo é geralmente dependente da composição da solução eletrolítica e da amperagem por unidade de área do eletrodo. Em geral, altas amperagens, águas ricas em cloretos, ou com altas tendências de incrustações tendem a diminuir a vida útil do eletrodo.

Na última década a vida útil do eletrodo variou bastante com aplicação e tipo de água, operação e outros fatores, assim como também evoluíram os materiais utilizados e foram desenvolvidas novas técnicas de capeamento e deposição

O usual era uma vida útil de um eletrodo platinado de cinco anos em plantas unidirecionais. A vida útil do anodo era menor. Portanto, com o advento da EDR, a vida útil do eletrodo aumentou. Segundo Ionics, Inc. foram incentivados programas de pesquisas e desenvolvimentos para a produção de eletrodos que tivessem uma vida-útil e custo razoáveis e eficiência elétrica.

Tipicamente, a vida-útil de um eletrodo é de dois a três anos podendo ser reconicionados.

2.4.4. Parâmetros de projeto e sistemas operacionais

Diferentes tipos de módulos de ED/EDR e configurações são descritos na literatura.

A maneira como está estruturado o módulo de membranas, ou *stack*, é chamado estágio. O objetivo do estágio é prover área de membrana suficiente e tempo de residência para a remoção de uma fração de sais da alimentação.

Dois tipos de estágios são utilizados: hidráulico e elétrico. ^[14, 17, 20]

A figura 25 mostra exemplos de estágios hidráulicos, que devem ser incorporados para um aumento na quantidade de sal que se quer remover. ^[14] Tipicamente, a remoção máxima de sal para cada estágio hidráulico é de 55-70%.

O aumento de estágios elétricos é feito através da inserção de pares de eletrodos no *stack* e é utilizado sempre que se quiser o máximo de remoção de sal evitando a polarização e limitações de pressão hidráulica.

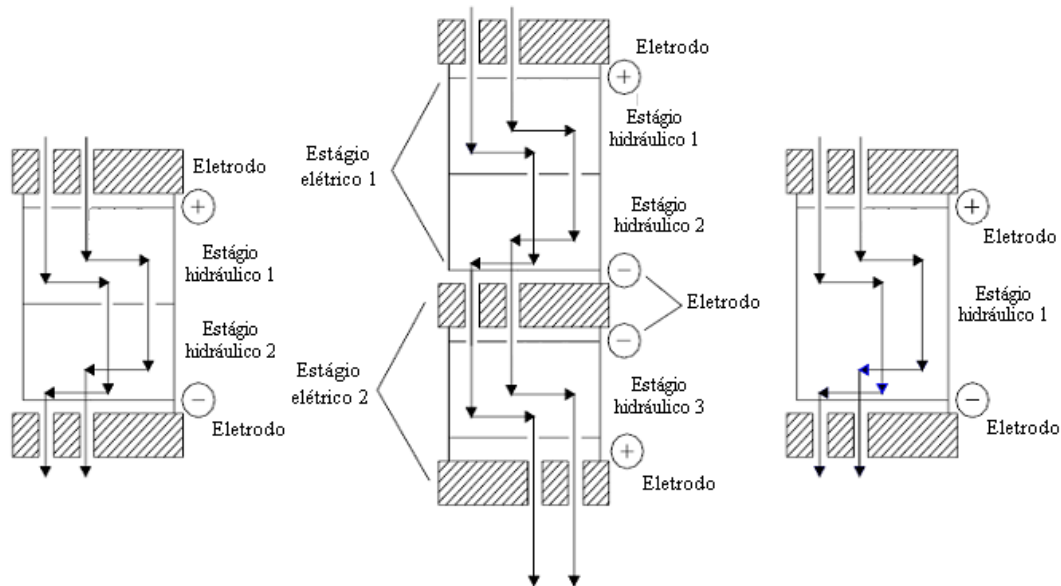


Figura 25- Exemplo de estágios hidráulicos e elétricos.

O projeto de um sistema de ED é baseado na qualidade da água requerida e nas características da água original a ser tratada. Os principais fatores a serem considerados na aplicação de eletrodialise no tratamento de água são:

- Polarização da membrana.
- Eficiência de utilização da corrente elétrica.
- Potencial de formação de precipitados.
- Potencial de *fouling*.
- Consumo de energia.
- Características de projeto.

Plantas de eletrodialise podem ser operadas por batelada, com recirculação da água tratada ou de forma contínua, e podem conter um ou mais estágios, dependendo do tipo de água de alimentação e das especificações da água tratada.

Existem dois tipos básicos de configuração de fluxo em um módulo de membranas: fluxo tortuoso (*tortuous-path*) e fluxo direto (*sheet-flow*).^[25] A figura 26 mostra dois tipos de espaçadores.^[20]

No fluxo tortuoso, o caminho da solução é longo, em canal estreito, fazendo várias curvas de 180° entre os pontos de entrada e saída de cada compartimento. São adicionadas alças entrelaçadas no meio do caminho afim de promover turbulência. A razão comprimento/largura é alta, usualmente maior que 100:1. Telas de suporte podem ou não ser usadas.

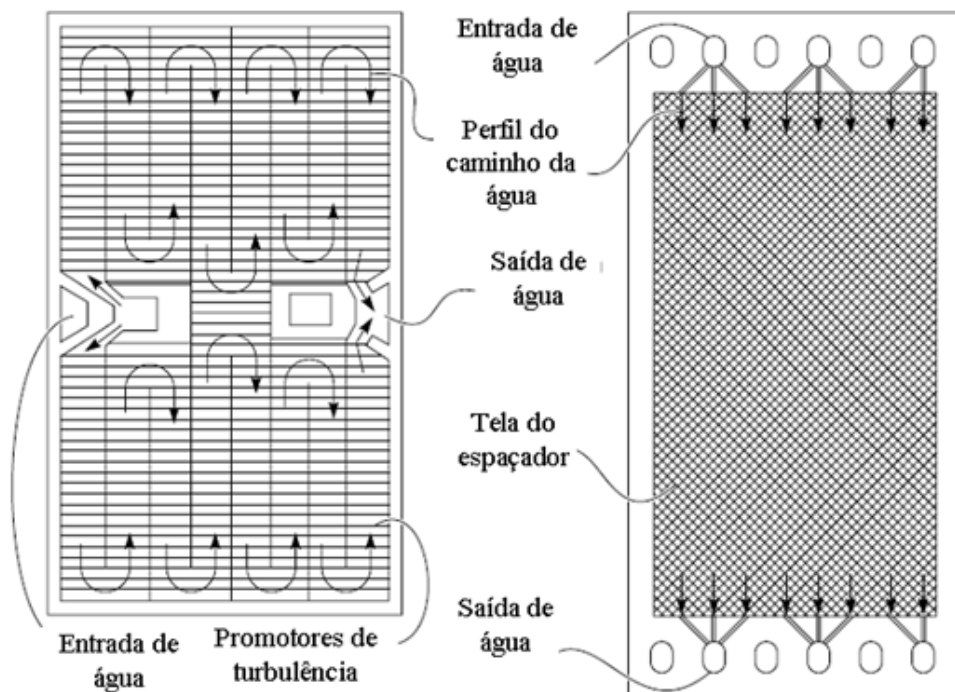


Figura 26- Espaçadores tipo fluxo tortuoso e fluxo direto respectivamente.

No fluxo direto, telas de suporte são sempre usadas porque a largura entre os pontos de entrada e saída é bem maior que no tortuoso.

A velocidade no fluxo direto é geralmente de 5-14 cm/s, enquanto que no tortuoso é usualmente bem maior, 30-100 cm/s. A perda de pressão através do módulo é bem menor para o fluxo direto devido à menor velocidade e comprimento do caminho.

O sistema de eletrodialise reversa (EDR), que objetiva a produção contínua de água desmineralizada sem a adição constante de produtos químicos durante a operação normal,

utiliza polaridade elétrica reversa para controlar continuamente deposições e incrustações. Nesses sistemas a polaridade dos eletrodos é invertida de 3 a 4 vezes a cada hora, mudando o sentido do movimento dos íons dentro do módulo de membranas, e assim controlando a formação de filmes e incrustações. Em um sistema típico a reversibilidade ocorre a cada 15 minutos e é feito automaticamente. ^[19, 27]

Por causa da reversibilidade, nenhum fluxo de compartimento no módulo é exposto a soluções de alta concentração por um período maior que 15 a 20 minutos. Qualquer precipitação inicial de sal é rapidamente dissolvida e carregada quando o ciclo é invertido.

Com a reversão a solução que ocupava o compartimento concentrado se tornará a solução diluída. Válvulas automáticas revertem os fluxos de entrada e saída. A alimentação começa a passar pelo novo compartimento diluído e o concentrado remanescente no *stack* deve ser dessalinizado. Isso gera um curto período de tempo em que a salinidade da solução diluída (produto) é maior do que o nível especificado, sendo esta descartada durante 1 a 2 minutos (tempo necessário ao enquadramento da qualidade da água) .

O reciclo de parte do concentrado para a alimentação permite o aumento da recuperação e esta fração é limitada pela solubilidade dos sais.

A figura 27 mostra um esquema hidráulico de EDR com reciclo de parte do concentrado. ^[21]

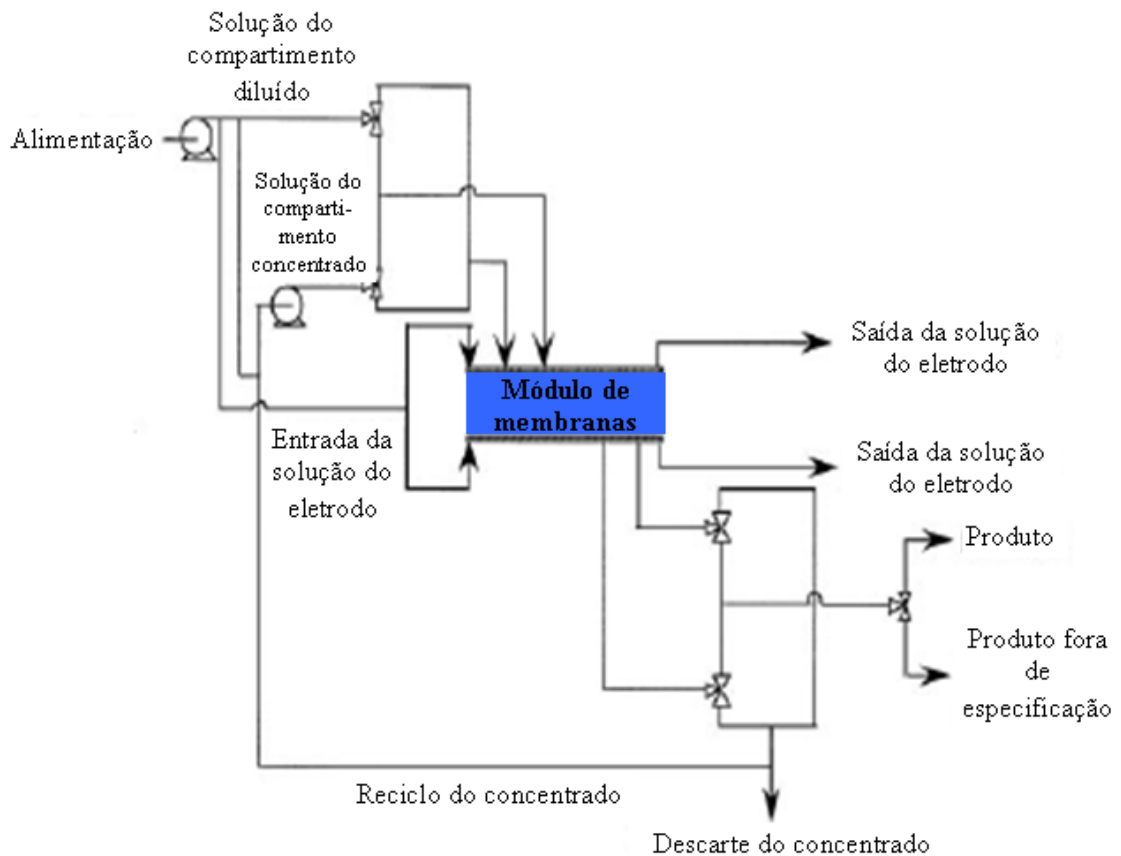


Figura 27- Esquema básico de um sistema de EDR.

A perda de carga através de um módulo de membranas é a soma da perda de carga através de cada estágio hidráulico, o qual depende do tipo de espaçador, razão de fluxo por estágio e número de pares de células em cada estágio. Diferentes espaçadores possuem diferentes perfis de velocidade. Para calcular a velocidade da água no módulo são utilizadas equações de conversão para cada tipo de espaçador.

As curvas de pressão versus velocidade prevêm a perda de carga para os vários modelos de espaçadores através de um estágio hidráulico tendo a velocidade no dado estágio sido calculada.

Alguns fabricantes adotam um diferencial de pressão entre o compartimento diluído e o concentrado, mantendo a pressão do compartimento diluído de 0,5 a 1 psi (10 a 30 in de água) maior do que a pressão do compartimento concentrado. O objetivo é assegurar que se ocorrer vazamento a solução diluída irá vazar para o interior da concentrada e não o contrário, evitando a contaminação da solução diluída.

Alguma quantidade de água é transferida por eletro-osmose (e não hidraulicamente) através das membranas juntamente com os íons. A quantidade de água transferida varia com o

tipo de membrana (rigidez da estrutura) e concentração da solução e um valor típico é 2-10 mols de água/ mol de soluto, ou seja, 36-180 ml de água/ mol sal removido. O transporte de água é aproximadamente 1% de todo volume produzido.^[28, 29]

Para a Ionics, tipicamente, 0,5% em volume da solução diluída é transferida por 1000 ppm de sal removido. Isso representa a perda limite de água de um sistema de ED/EDR.

Outro fator que pode prejudicar o processo de ED é conhecido como *Back Diffusion*, e ocorre quando a concentração de um íon no concentrado é bem maior que na solução diluída. Há uma difusão contrária dos íons do concentrado para o diluído através da membrana, vencendo o potencial aplicado. Em geral ocorre quando a razão de concentração excede 150:1.^[17]

A eficiência da ED é afetada pela polarização de concentração e não utilização completa da corrente.

A polarização de concentração ocorre devido a mudanças nas propriedades de transporte de massa na interface da membrana. Na interface de uma membrana voltada para a solução diluída, a concentração dos co-íons é reduzida e na interface do compartimento concentrado a concentração dos co-íons é aumentada. Para se obter a eletroneutralidade requerida, os co-íons são transportados na direção oposta, estabilizando o gradiente de concentração na camada limite. No compartimento concentrado a concentração de sal pode exceder o limite de solubilidade e precipitar, causando resistência elétrica adicional e danos às membranas. Por outro lado, no compartimento diluído há uma redução de íons disponíveis para o transporte da corrente elétrica. Quando a concentração do cátion/ânion na superfície da membrana junto à solução diluída (depletada) tende a zero, a densidade de corrente tende a um máximo, que é a densidade de corrente limite.^[21, 30, 31] A figura 28 exemplifica esquematicamente o efeito da polarização de concentração.^[20]

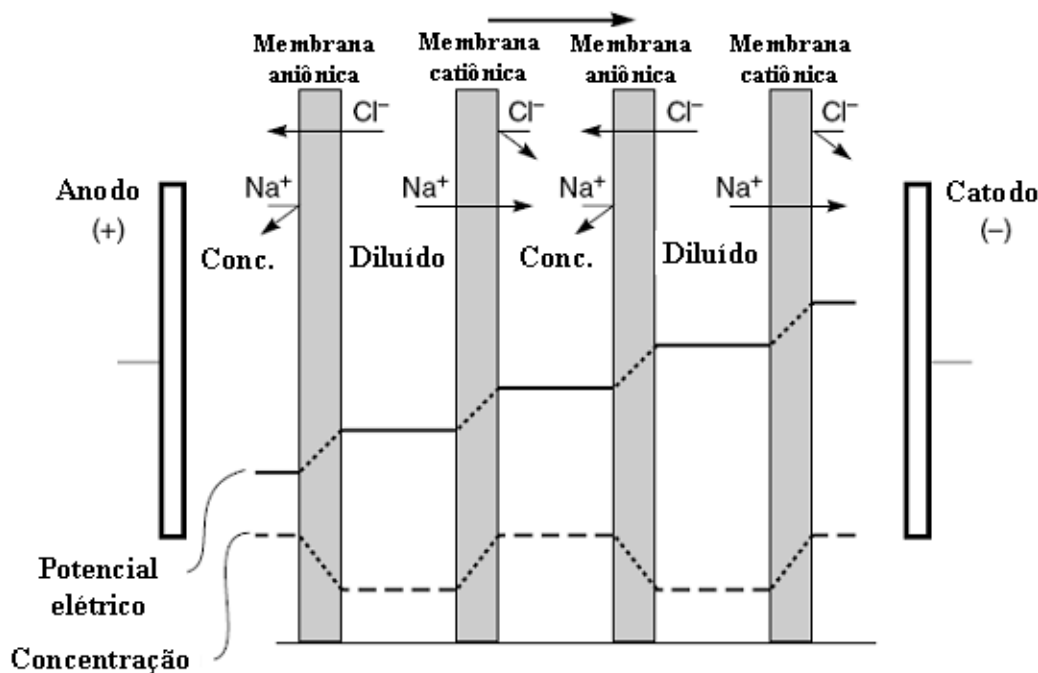


Figura 28- Diagrama esquemático da polarização por concentração no processo de eletrodialise reversa.

A mobilidade de íons cloretos é maior que íons sódio, com isso, a concentração por polarização ocorre mais facilmente nas membranas catiônicas. Com isso é esperado que a dissociação da água ocorra mais facilmente nas membranas catiônicas, e ao contrário, é mais difícil a dissociação da água nas membranas aniônicas devido ao grupamento sulfônico ser mais hidrofílico que o grupamento amônio.^[32]

A densidade de corrente limite é proporcional à concentração iônica na solução diluída, temperatura da solução e velocidade, e inversamente proporcional à espessura da camada limite na superfície da membrana. Essa espessura é determinada pelo design da célula e velocidade da alimentação.^[17, 19, 31]

Uma voltagem típica aplicada normalmente em um par de células é 1-2 V e a densidade de corrente 40 mA/cm².^[20]

Densidades acima de 50 mA/cm² só são aplicadas em casos especiais.

Quando ultrapassamos a densidade limite, a resistência elétrica da solução diluída aumenta drasticamente, devido a depleção de íons na camada limite da membrana.

A densidade limite pode ser determinada pela relação entre a corrente e o potencial correspondente, ou a medida da resistência da célula e valor de pH no diluído como função da densidade de corrente, como mostra a figura 29.^[17, 30]

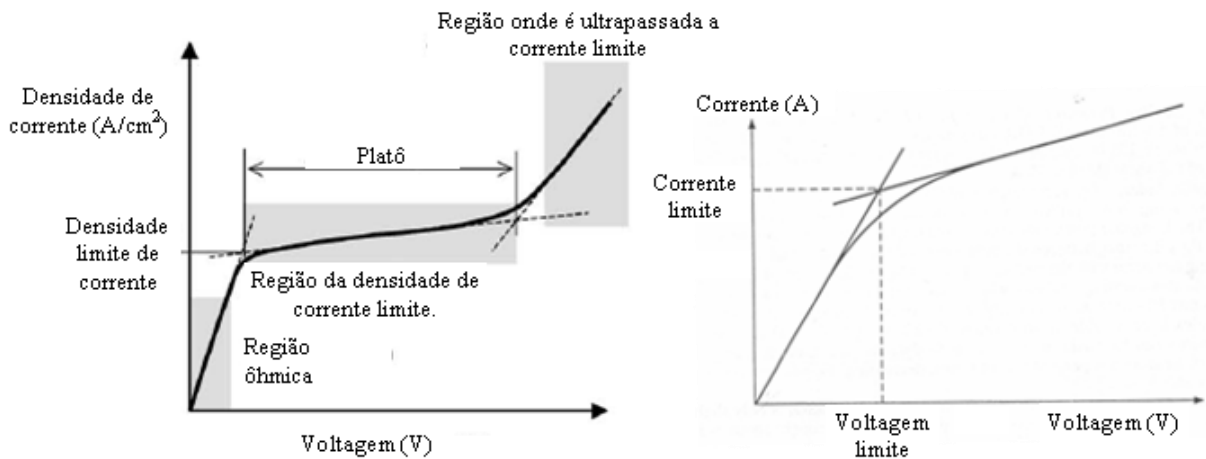


Figura 29- Curvas de polarização para um processo de ED. A figura da esquerda, através de dados de voltagem x densidade limite de corrente e a figura da direita, com voltagem x corrente limite.

A corrente máxima ao longo do *stack* deve ser 70 a 80% da densidade limite de corrente na menor concentração de íons na solução diluída, resultando, em maiores áreas de membrana para remoção de sais em soluções muito diluídas.^[30, 33, 34]

Um espaçador bem projetado resulta em maiores densidades limite de corrente e portanto em uma redução de área de membrana requerida.

O custo de energia aumenta com o aumento da densidade de corrente, enquanto que a área de membrana requerida diminui com o aumento da densidade de corrente. O custo total de dessalinização, soma do capital, energia e custo operacional alcançam um mínimo em determinada densidade de corrente (Figura 30).^[60]

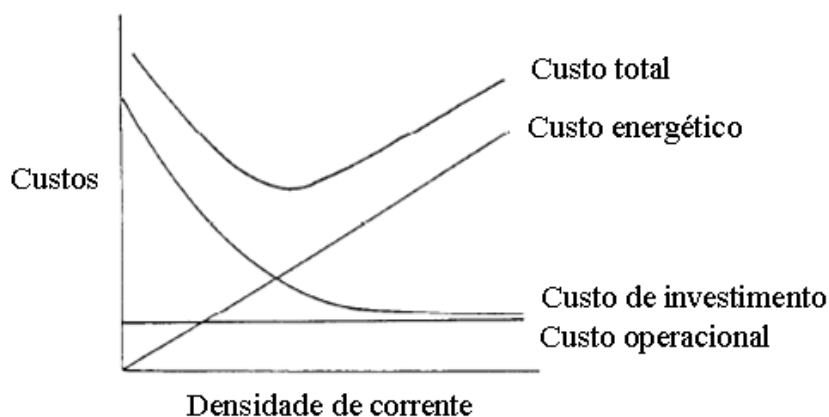


Figura 30- Curva relacionando a densidade de corrente com os custos energéticos, de membrana e total.

A eficiência de utilização de corrente, sempre menor que 100%, é afetada por três fatores: ^[19, 21, 28]

- As membranas não são totalmente semipermeáveis, íons que carregam a mesma carga da membrana não são completamente excluídos, especialmente em soluções com altas concentrações.

- Alguma quantidade de água é geralmente transferida através da membrana por osmose e/ou devido à solvatação dos íons

- Uma parte da corrente elétrica flui através da tubulação de distribuição de fluxo do *stack by*-passando as membranas.

Para um dado sistema ED/EDR existe uma voltagem limite determinada pela temperatura da água, concentração das soluções, tamanho do *stack*, área interna da tubulação e de distribuição de fluxo. Se esse limite é ultrapassado, excesso de corrente proveniente do eletrodo irá passar lateralmente através da membrana adjacente para o tubo de distribuição de solução de concentrado, gerando calor e danificando membranas e espaçadores próximos aos eletrodos.

A dissociação da água causada pela ultrapassagem da corrente limite tem efeitos na operação como o *scaling* nas membranas. A transferência de íons OH⁻ em membranas aniônicas aumentam o pH na região próxima à membrana e nos compartimentos concentrados podem levar substâncias como o cálcio e carbonato a precipitarem.

A resistência elétrica de um *stack* é determinada pelas resistências das membranas, das soluções diluídas e concentradas e é inversamente proporcional a concentração de sais.

Para minimizar esta resistência, a distância entre membranas deve ser a menor possível, normalmente entre 0,5 e 2 mm. Para obter maior efetividade e vantagem econômica, a espessura entre as membranas deve ser < 1 mm (recomendado de 0,4 a 0,6 mm). ^[21, 26]

A queda de potencial ao longo do *stack* se deve à resistência ôhmica da membrana, e das soluções concentradas e diluídas (maior contribuição). A contribuição do compartimento do eletrodo é de 5%, o que pode ser negligenciado. ^[28]

Em resumo, um projeto de eletrodialise deve prover o máximo de área de membrana por *stack* e assegurar uma distribuição uniforme do fluxo através de cada compartimento. O espaçador deve prover o máximo de mistura das soluções nas superfícies das membranas reduzindo a polarização de concentração e mantendo baixa a perda de carga.

2.4.5. Incrustações e depósitos

As membranas de eletrodialise estão sujeitas a ataques e queda de eficiência por oxidação, *fouling* e *scaling*. O *fouling* em ED é causado por deposição orgânica e o *scaling*, por incrustação inorgânica.

O potencial de precipitação de uma água é calculado pelo Índice de *Langelier* (IL). Esse índice é calculado pela diferença entre o pH real e o pH calculado graficamente, onde ocorre a precipitação de carbonato de cálcio considerando os íons presentes na água. Um valor positivo indica tendência à precipitação.^[17, 35]

Para o sistema de EDR pode-se trabalhar com IL de até + 2,2 e ajustes podem ser feitos para diminuir o índice como reduzir o percentual de remoção de sais, reduzir pH ou diminuir a recuperação.

Abaixo segue uma lista de alguns componentes contidos em águas que em menor ou maior extensão, são responsáveis pelas incrustações e depósitos nas membranas de ED.

- Traços de metais pesados como ferro, manganês e cobre
- Gases dissolvidos como O₂, CO₂ e H₂S
- Colóides orgânicos e inorgânicos
- Sólidos particulados
- Metais alcalinos terrosos como cálcio, bário e estrôncio
- Matéria orgânica dissolvida natural ou sintética
- Materiais biológicos como vírus, fungos, algas, bactérias.

O *fouling* orgânico é causado pela deposição de ânions de alto peso molecular na superfície da membrana aniônica no compartimento do produto (a maior parte das moléculas orgânicas naturais possuem carga negativa), enquanto que a incrustação inorgânica é causada pela precipitação de sais na superfície da membrana no compartimento concentrado e da fixação de cátions multivalentes como ferro e manganês nas membranas catiônicas.^[14, 20, 31, 36, 37, 38]

Os parâmetros que influem no *fouling* orgânico são: carga, hidrofilicidade, tamanho da molécula e cadeia, e solubilidade. A precipitação é governada pela solubilidade do soluto e adsorção é afetada pelas interações eletrostáticas e hidrofóbicas entre o soluto e a superfície da membrana. São importantes também a concentração do composto e a densidade de corrente.

Ânions de alto peso molecular são os responsáveis pelo decréscimo da condutividade elétrica e permeseletividade da membrana. A permeseletividade decresce gradualmente de 98 para 30% quando o número de átomos de carbono da molécula aumenta de 2 para 9, ou seja,

peso molecular de 59 para 171 Da. A ED/EDR pode ser utilizada para solutos com peso molecular de até 100 Da, sem mudanças significativas nas propriedades das membranas. ^[17]

O *fouling* mais severo é o causado por adsorção de polieletrólitos como, ácidos húmicos, surfactantes, proteínas etc. Devido ao tamanho esses componentes penetram parcialmente na membrana resultando na redução da permeabilidade iônica. ^[19]

Ânions orgânicos ou cátions multivalentes podem neutralizar ou até inverter a carga das membranas, causando redução significativa da eficiência. Deposições causam também aumento na resistência do *stack*, aumentando o consumo energético do processo.

2.4.6. Limpeza

Para a manutenção do desempenho da ED, devem ser realizadas limpezas periódicas para remoção de depósitos e/ou *fouling* na superfície da membrana.

A limpeza das membranas é normalmente realizada através da circulação de solução de ácido clorídrico para remoção de incrustações ou solução de cloreto de sódio em pH específico para remoção de orgânicos. Na maior parte das unidades, leva-se em consideração espaço e estrutura necessária para a desmontagem do *stack* e limpezas manuais, se necessário. ^[14, 17, 19]

Cátions multivalentes e polieletrólitos são geralmente muito difíceis de remover. Procedimentos hidrodinâmicos não têm efeito, porém, limpeza em alto e baixo pH são mais efetivos.

Geralmente a redução da taxa de remoção de sal indica a necessidade de limpeza. Usualmente uma solução 5% (volume) de ácido clorídrico comercial é circulada no *stack* de 30 a 60 minutos pra remoção de precipitações e depósitos inorgânicos, seguido de circulação de água.

Nas unidades da Hidrodex, é recomendada a limpeza química quando for observada uma queda superior a 15% na vazão de água e/ou queda superior a 30% na eficiência (condutividade). Esta limpeza periódica é feita através da circulação de uma solução de HCl (ácido clorídrico) a 0,5% pelo período aproximado de 20 minutos.

Contaminantes orgânicos são removidos na seguinte etapa com solução 5% (peso) de NaCl em pH 10 a 13 (ajustado com NaOH). A limpeza pode ter uma periodicidade semanal ou mensal. Para dissolver precipitados de ácidos húmicos e algínicos pode ser utilizada solução de base diluída 0,1 N NaOH.

Ânions muito pequenos, o suficiente para permear a membrana, mas que possuam baixa eletromobilidade ficam retidos na membrana, como os detergentes. É difícil a restauração. Para outros tipos de ânions menores pode ser utilizada uma solução de cloreto de sódio.

Para depósitos mais severos, o *stack* pode ser desmontado e as membranas limpas manualmente com esponjas ou até lã de aço.

O sistema de polaridade reversa atua como uma limpeza já que inverte as condições dos compartimentos, removendo filmes e incrustações recém formadas na superfície da membrana, levando a maiores intervalos de tempo entre uma limpeza química e outra.

2.4.7. Consumo Energético

A ED/EDR utiliza energia elétrica para a transferência de íons através do *stack* e para bombeamento das soluções. Dois, ou às vezes três estágios de bombeamento são necessários ao processo.^[14, 17, 20, 28, 39]

Também é consumida energia pelas reações que ocorrem nos eletrodos e nas operações dos processos de controle e instrumentos de medição. Este consumo é geralmente negligenciado ou considerado fixo entre 1 e 3% da energia de transferência iônica e bombeamento.

A energia de bombeamento depende da viscosidade da solução, taxa de fluxo e recirculação do concentrado; necessidade de descarte do produto e rejeito; número de estágios requerido e eficiência dos equipamentos utilizados e em geral, representa aproximadamente 20% da energia de transporte de íons.

O custo energético de dessalinização depende da salinidade da solução de entrada, quantidade de sal a ser removida e a queda de potencial ao longo do *stack*.

Retificadores são utilizados para converter corrente alternada em corrente contínua para o transporte de íons através das membranas.

O ajuste de voltagem é importante, e para isso são utilizados transformadores fornecendo vários níveis de voltagem para o *stack*.

A energia consumida na transferência de íons utilizando uma densidade de corrente otimizada é em média 2 KWh/ 3,785m³ (1 galão) de produto para cada 1.000 ppm de salinidade reduzida, ou seja, 0,54 KWh/ Kg de sal removido.

Em geral o consumo total, incluindo bombeamento e dessalinização segue a regra:

Energia total = 0,7 KWh/ m³ de produto + 0,7 KWh/. m³ por 1000 ppm de sal removido.

Uma planta de eletrodialise requer em geral 4 bar de pressão para bombear a água de alimentação, produto, concentrado e solução dos eletrodos. Esse valor varia com o tamanho da planta e TDS de entrada de 0,5 a 1 KWh/ m³ de produto quando trabalhando com uma alimentação com aproximadamente 1000 ppm de TDS e 2 a 3 KWh/ m³ para água do mar.

Para dessalinização de água salobra em média os valores variam de:

0,5 a 1,1 KWh/ m³ de produto para bombeamento

0,7 KWh/ m³ de produto para 1000 mg de TDS removido

5% de perda de energia total consumida

Em condições normais de temperatura e assumindo produto com 500 ppm TDS teríamos de consumo energético total em torno de 1,5 e 4 KWh/ m³ para alimentação de 1500 e 3500 ppm de TDS respectivamente. Para águas de alta salinidade, por exemplo 11.000 ppm TDS, este consumo aumenta para 7 a 10 KWh/ m³. Para águas altamente salinas há um maior transporte de água para o concentrado (para água do mar em torno de 15 a 20%) e maior difusão contrária levando a uma menor eficiência na utilização de corrente em torno de 70% comparado a 90% quando dessalinizando águas salobras.

O consumo energético é afetado pela temperatura.

A condutividade elétrica de soluções salinas é bastante dependente da temperatura, aproximadamente 2-3% por grau, porque aumentam ambos o grau de ionização e a mobilidade, reduzindo a resistência elétrica da solução e o consumo energético. Outra vantagem é a redução da viscosidade da solução com o aumento da temperatura, o que implica em menor custo de bombeamento e menor espessura da camada limite na superfície das membranas.

A figura 31 mostra o efeito da variação da temperatura no processo de eletrodialise em uma solução de NaCl de 2.000 ppm. No gráfico pode ser observado que para uma mesma corrente (1 A) tem-se as voltagens de 30V para temperatura de 35°C e 40V para temperatura de 20°C, ou seja, o aumento de 15°C na temperatura de trabalho leva a uma economia no consumo energético de 25%.^[17]

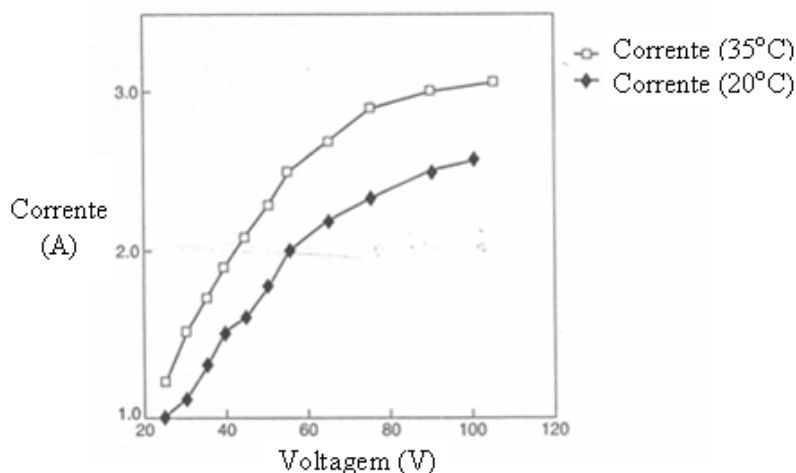


Figura 31- Efeito da temperatura n o desempenho da eletrodialise.

Alguns trabalhos indicam o aumento na densidade de corrente limite de 1 a 4% para cada grau de elevação na temperatura.^[40]

Outro trabalho indicou que a energia requerida pode ser reduzida em 60 a 70% quando a temperatura aumenta da ambiente para 70°C.^[17]

Como regra, tem-se 1% de redução no consumo energético para cada aumento de 0,5°C em temperaturas acima de 21°C e 1% de aumento a cada decréscimo de temperatura abaixo de 21°C.

Dentre as desvantagens da elevação da temperatura estão a deterioração das membranas e espaçadores com a degradação do material polimérico e o aumento da tendência de precipitação que alguns compostos de baixa solubilidade apresentam.

A temperatura máxima de operação em projetos de eletrodialise de alta temperatura está entre 50 a 70°C, limitada pela degradação polimérica. Em projetos convencionais de ED/EDR este limite é de 45°C devido à perda da rigidez dos espaçadores feitos de polietileno de baixa densidade.

Na prática as membranas disponíveis atualmente são limitadas a trabalharem até 38°C e a menor temperatura praticada é 10°C.

Quanto maior a densidade de corrente, menor a área de membrana requerida para uma determinada taxa de dessalinização, diminuindo custos de investimento e reposição de membranas. Do outro lado o custo energético será maior porque a tensão aumenta proporcionalmente a densidade de corrente. Para cada sistema existe uma densidade de corrente ideal, no qual o custo total alcança um mínimo e uma densidade limite. Pode acontecer da densidade limite ser menor que a ideal.

2.4.8. Pré-tratamento para eletrodialise

O pré-tratamento para a ED é semelhante ao da osmose inversa, necessitando a remoção parcial de compostos que possam causar deposições orgânicas, incrustações e *biofouling* nas membranas.

O custo do pré-tratamento da água de alimentação para ED varia bastante com a sua qualidade e está relacionado com a concentração de sal permitida no concentrado.

Abaixo na tabela 5 são mostrados os valores máximos permitidos de alguns parâmetros para a água de alimentação de uma eletrodialise reversa. ^[14]

Tabela 5- Qualidade de água requerida para EDR.

Parâmetro	Medidas	Requerimento para água de alimentação da EDR
Material em suspensão	Turbidez	< 0,5 NTU
	SDI	< 15 (15 minutos)
Íons	Ferro	≤ 0,3 ppm
	Manganês	≤ 0,1 ppm
	Sulfeto	≤ 0,1 ppm
Orgânicos		Consultar fornecedor
Aditivos químicos	Cloro residual	≤ 0,5 ppm de cloro livre ou ≤ 2,0 ppm de cloro total
	Anti-incrustante	Pode ser utilizado, caso necessário. Consultar fornecedor
	Acidificação (pH)	Pode ser utilizado para reduzir IL. Consultar fornecedor
Temperatura	Mínima	1°C
	Máxima	43°C
Saturação	Índice de Langelier (IL)	≤ + 2,1
Solubilidades	Sulfato de cálcio	≤ 6,25 x K _{ps} no concentrado
	Sulfato de bário	≤ 150 x K _{ps} no concentrado
	Sulfato de estrôncio	≤ 8 x K _{ps} no concentrado
	Fluoreto de cálcio	≤ 500 x K _{ps} no concentrado
	Sílica	≤ saturação na alimentação

Águas que contenham até 150 ppm de sílica não interferem na operação da ED/EDR.

Os sólidos suspensos presentes na água devem ser removidos por filtração ou outros meios antes de entrar na eletrodialise. Material coloidal, na maioria das águas e efluentes possui carga negativa e se depositam nas membranas aniônicas. Como este depósito depende da carga da partícula não existe um valor definido para turbidez e SDI para eletrodialise. Depósito coloidal não tem sido observado para águas com SDI menor que 12 mas sim para valores maiores que 16, o que correspondem respectivamente, a turbidez de 0,25 a 0,5 NTU. O melhor método de remoção de matéria coloidal é o pré-tratamento composto de coagulação-floculação e filtração. ^[17, 20]

Quando a concentração de ferro na água de alimentação é maior que 0,3 ppm é recomendada a sua remoção. Ferro, assim como o manganês, podem ser removidos com permanganato de potássio ou coagulação/floculação. A filtração remove os hidróxidos insolúveis de ferro e manganês.

Scaling na superfície da membrana obtido por precipitação de sais tais como sulfato de cálcio, carbonato de cálcio e hidróxido de magnésio tendem a se formar no concentrado. A prevenção pode ser realizada através da dosagem de ácido no concentrado, não permitindo que o Índice de Langelier exceda 2,5. Os inibidores de incrustação agem influenciando tanto na morfologia dos cristais precipitados quanto na cinética, reduzindo-a.^[41]

Para um sistema de EDR pode-se trabalhar com concentração de saturação de sulfato de cálcio de até 175% sem problemas, com dosagem de químicos (inibidores de incrustação) no concentrado esse valor sobe para 300% e já existem estudos em plantas-piloto operando com saturação de 400% com sucesso.

Compostos orgânicos são removidos em filtros de carvão ativado.

Sulfeto de hidrogênio, se necessário, é removido por aeração ou oxidação e filtração.

Em alguns casos pode ser desejável a cloração para o controle de crescimento de microorganismos ou para oxidar algum composto. Como alternativas podem ser utilizadas também cloraminas, ozônio, peróxido de hidrogênio e dióxido de cloro.

Na entrada da ED pode ser necessário a descloração para proteção das membranas, que pode ser feita através de carvão ativado ou da adição de sulfito.

Filtros de cartucho são utilizados a montante da eletrodialise como a última proteção contra sólidos suspensos grosseiros. A especificação nominal é geralmente de 10 a 20 µm.

Na aplicação da EDR em reuso devem ser considerados os produtos químicos utilizados no pré-tratamento. Polímeros catiônicos usados como coagulantes e polímeros aniônicos usados como floculantes, dispersantes e inibidores de incrustação são orgânicos de alto peso molecular com carga, podendo (quando dosado em excesso) causar *fouling* na superfície da membrana.^[42]

A seguir são apresentados alguns casos de avaliação do pré-tratamento para a eletrodialise:

- Uma indústria de vidros no Japão avaliou o pré-tratamento do efluente de refrigeração para entrada em uma unidade de EDR somente com filtro de areia de granulometria 5µm e observou o aumento de pressão e decréscimo no desempenho da unidade. Foram realizadas alterações como a dosagem de cloreto férrico a montante do filtro auxiliando a coagulação e remoção dos sólidos suspensos na etapa seguinte de filtração em leito de areia e antracito e

por fim a dosagem de hipoclorito de sódio para evitar crescimento bacteriológico. Deste estudo resultou a instalação de uma planta comercial com capacidade de tratamento de 400 m³/d com TDS de 500 a 1000 ppm e SST de 1 a 2 ppm.^[43]

- Em Barranco Seco nas Ilhas Canárias (Espanha), foi instalada em 2002 uma unidade de EDR com capacidade de tratamento de 20.000 m³. d⁻¹ para reuso de efluente de estação de tratamento para irrigação, principalmente de tomate e banana. Como pré-tratamento foi instalado uma unidade de UF ao invés de tratamento convencional. A UF garante a eliminação total de sólidos suspensos, matéria coloidal vírus e bactérias. É dosado antes da UF cloreto férrico e em seguida a água é passada por um filtro de 200 µm para proteger as membranas de partículas grandes.^[44]

- A Indústria Petrolífera de Livorno na Itália reutiliza água em *make-up* de sistema de resfriamento e água para caldeira. Foi avaliado o uso da OI e EDR. A variação da qualidade da água que alimenta a unidade de membranas pode causar problemas como deposições por óleo e orgânicos, ataque por bactérias, entrada de cloro livre, plugueamento por alto SDI e precipitação metálica. Com isso foi selecionada a EDR, considerada mais flexível quando operando nestas condições. Foi feito um estudo-piloto avaliando o pré-tratamento necessário para este efluente.

Foram utilizados 3 efluentes:

1-Efluente biológico após clarificação, filtração em filtros multimídia e carvão ativado.

2-Efluente biológico após clarificação e filtração em filtros multimídia.

3-Efluente biológico após filtração em filtros multimídia.

Foram dosados polieletrólito na entrada do filtro multimídia e hipoclorito de sódio na entrada da EDR. Com o efluente 3 houve problemas de alta turbidez, levando a limpezas mais frequentes. Com o efluente 2 chegou-se a concentração de orgânicos na entrada da EDR de 54 ppm levando a uma tendência de *fouling*, controlado por lavagem com solução de sal/cáustica. Já com o efluente 1 não houve problemas. Os testes levaram a uma projeção da vida-útil das membranas de 5 a 7 anos para as aniônicas e 7 a 10 anos para as catiônicas.^[45]

2.4.9. Concentrado Salino

Com o uso do processo da eletrodialise é gerada uma solução salina que em alguns casos é o produto a ser utilizado, como a recuperação de metais, separação de compostos etc. Em outros casos o concentrado não tem valor de aplicação tendo que ser tratado, descartado ou reutilizado.

Os métodos para o descarte do concentrado são considerados os mesmos que para a osmose inversa, porém a concentração salina do concentrado da ED/EDR pode ser bem maior que a osmose: ^[17]

-Descarte no mar: método mais econômico. Devem ser considerados o atendimento a legislação ambiental local e os efeitos adversos ao ambiente marinho.

- Evaporação: adotado em locais de alta taxa de evaporação, onde são usadas lagoas. Deve ter controle contra a contaminação de lençóis freáticos e águas superficiais.

- Escoadouro: quando é gerado grande volume de concentrado pode-se descartar em lagoas salinas naturais ou artificiais em um ambiente criado para este fim.

- Poços subterrâneos: injeção do concentrado em poços profundos, de modo que estejam bem abaixo de qualquer lençol freático e mina e que não exista a possibilidade de contaminação.

- Outros processos: uso de cristalizadores e evaporadores levando o concentrado a um resíduo sólido.

Caso a qualidade deste concentrado esteja adequada pode-se também reutilizá-lo na irrigação de determinadas plantas e árvores e criação de crustáceos como camarão.

2.4.10. Aplicações da Eletrodialise

A eletrodialise tem sido utilizada desde 1950 na dessalinização de águas superficiais e subterrâneas.

A figura 32 mostra a evolução do processo de eletrodialise ao longo dos anos. ^[20]

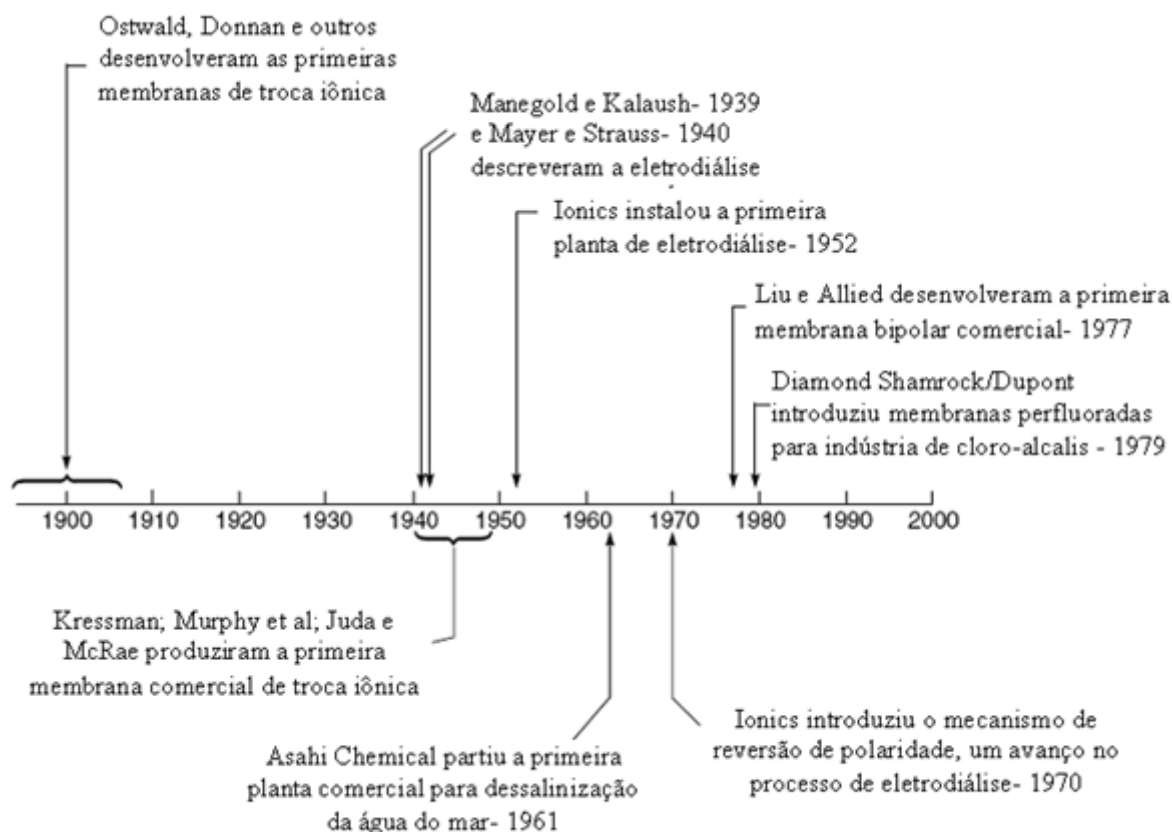


Figura 32- Histórico do desenvolvimento nos processos com membranas de troca iônica.

Os experimentos com membranas de troca iônica começaram em meados do ano de 1890 com Ostwald e, em alguns anos depois, foi desenvolvida por Donnan a concepção do potencial do processo e o fenômeno da exclusão de Donnan.

Em 1939, Manegold e Kalauch propuseram a aplicação destas membranas para a separação de íons da água e no ano seguinte Meyer e Strauss desenvolveram o arranjo do *stack*.

Após a Segunda Guerra Mundial o processo se desenvolveu tornando mais prático sua aplicação. Ionics foi a pioneira no desenvolvimento deste processo e instalou a primeira unidade e 1952. Até 1956, 8 plantas já haviam sido instaladas.

Nos EUA a Ionics aplicava ED em dessalinização de águas. No Japão a Asahi Glass, Asahi Chemical e Tokuyama Soda utilizavam na concentração da água do mar.

Em meados de 1970 a Ionics desenvolveu a ED com polaridade reversa contornando problemas severos que ocorriam com a formação de precipitações e *fouling* orgânico.

A eletrodialise hoje é um processo de conhecimento dominado e a líder mundial é a Ionics, exceto no Japão.

Até o ano de 1990 as maiores aplicações da ED/EDR eram na dessalinização de água salobra e produção de água para caldeira e de processo industrial, mas perderam mercado para a osmose inversa que estava em plena ascensão com o desenvolvimento de novas membranas.

Em meados de 1990 com a eletrodeionização, combinação da eletrodialise com resinas de troca iônica, a ED começou a ser utilizada para produção de água pura

Nos últimos 20 anos a ED/EDR passou a ser utilizada em vários setores principalmente com o desenvolvimento pela Asahi, Dow e DuPont de membranas fluoretadas, ganhando maior estabilidade química, importante nas indústrias de cloro-álcalis.

Outra importante aplicação é o uso de membranas bipolares para produção de ácidos e bases. A primeira aplicação destas membranas foi em 1977.

Uma aplicação que vem crescendo é em sistemas de células a combustível e baterias.

Têm-se várias aplicações atuais para eletrodialise como: dessalinização da água do mar, produção de sal, dessalinização de água salobra, tratamento de efluentes industriais e municipais dentre outras aplicações. [21, 46, 47, 48]

Abaixo são descritos as principais aplicações e alguns exemplos.

➤ Dessalinização de água salobra

A principal aplicação da ED é na dessalinização de água salobra para uso doméstico e industrial, competindo diretamente com osmose inversa e evaporação flash multi-estágio.

Nos EUA a dessalinização por ED tem sido comercializada desde 1970. Para águas salobras, existem mais de 2.000 unidades com capacidade total de tratamento de mais de 1.000.000 m³ de produto por dia. Estas unidades requerem uma área de membrana de mais de 1,5 milhões de m². Uma quantidade significativa de instalações também é encontrada na Rússia e China para produção de água potável. [23]

Para aplicações que requerem menor remoção de TDS a eletrodialise é a mais indicada e para dessalinização de águas mais salinas a osmose consome menos energia.

Dentre alguns casos de dessalinização de água salobra tem-se:

- A remoção de rádio e dureza de água subterrânea. [49]
- Redução de nitrato em água para abastecimento público. [50]
- Redução de fluoreto e sódio em água subterrânea para abastecimento de água potável, unidade instalada em Suffolk, EUA em operação desde 1990. [51]
- Remoção parcial de sais e ácidos húmicos de água superficial, como etapa de pré-tratamento para troca iônica (ácido húmico envenena as resinas). [52]

- Tratamento de água subterrânea para fornecimento de água potável em Corfu, Grécia, utilizando EDR em operação desde 1977.

- Tratamento de água para uso em sistemas de resfriamento e caldeiras em termelétricas trazendo como vantagens a redução de custos operacionais, maior nível de automação, redução no uso de produtos químicos e reparos de equipamentos de caldeiras e sistemas de refrigeração, permitindo o aumento de campanha de operação.^[53]

➤ Produção de sal

É a segunda maior aplicação da eletrodialise. A produção de sal através da água do mar concentrando o cloreto de sódio em 200 g/ L para posterior evaporação é uma técnica utilizada quase que exclusivamente no Japão, onde não há outra forma de geração de sal. Aproximadamente são produzidos 1,2 milhões de toneladas de sal anualmente requerendo mais de 500.000 m² de membranas de troca iônica. Esta prática possui baixo custo, membranas altamente seletivas a íons monovalentes, além de ser fortemente subsidiada pelo governo local.

➤ Tratamento de efluentes industriais

O tratamento de efluentes industriais por eletrodialise pode visar o atendimento a legislação ambiental para o descarte e reuso com a recuperação de algum composto importante no processo ou para o reuso da própria água no processo, como água de make-up em torres de resfriamento e para geração de vapor. Outras aplicações que vem sendo desenvolvidas é o uso desta água para irrigação, caso de Barranco Seco nas Ilhas Canárias (Espanha), onde em novembro de 2002 foi instalada em uma unidade de EDR (20.000 m³/ d) para reuso de efluente de estação de tratamento para irrigação, principalmente de tomate e banana. A eletrodialise foi selecionada frente à osmose inversa por não remover nutrientes essenciais as plantas. Outro caso é o de Moody Gardens localizado em Galveston, Texas que trata 300.000 gpd de efluente municipal para irrigação e viveiro de peixes.^[42, 44, 54, 55]

A maior aplicação da eletrodialise em efluentes é na indústria de galvanoplastia (recuperação de níquel, cádmio e cromo).

É aplicada na remoção de alguns poluentes, como mercúrio, cádmio, ou chumbo de efluentes industriais para atendimento a legislação ambiental.

O uso em purgas de torre para recuperação de água para reuso e redução de volume para descarte têm sido reportados com sucesso e com grande perspectiva de aplicação, caso aplicado em uma estação de energia Escom na África do Sul. Outra planta na África do Sul

(Tutuka Power Station) opera com descarte zero de efluentes (13.200 m³/ d) utilizando eletrodialise e, em Rhode Island, a geradora de energia (Ocean State Power) opera com descarte zero e trata água da purga de suas 2 torres de resfriamento com remoção de sal, sílica e sólidos suspensos retornando a água para as torres. ^[17, 25, 42]

Em recentes estudos a EDR tem sido empregada com sucesso na dessalinização de vários efluentes visando reuso. A robustez do processo e a simplicidade na operação tornam a tecnologia bastante atrativa.

Na indústria de fertilizantes a ED/EDR é aplicada com boa remoção de nitrato e amônia para reuso em torres, e para recuperação de nitrato de amônia para uso no processo.

Na Indústria química é utilizada na recuperação de sais metálicos de efluente de galvanoplastia, purificação para reuso de compostos como dietileno glicol, penta eritritol e glicerina, dessalinização de glicol e outras soluções de poli-alcoois, dessalinização de dietilenoglicol, polietilenoglicol.

Na aplicação em efluentes tratados biologicamente é mais recente. Alguns casos são a instalação de EDR para tratamento de efluente para reuso em make-up em sistema de resfriamento e água para caldeira na Indústria Petrolífera de Livorno, Itália; tratamento de água municipal para uso na indústria no Oriente Médio. ^[17, 20, 42, 45]

Certos efluentes da indústria farmacêutica e bioquímica contêm elementos importantes como sulfato de amônia, uréia e outros que podem ser recuperados por ED/EDR, recuperação de metais em águas de lavagem (capeamento, filmes), recuperação de ácidos orgânicos e inorgânicos, recuperação de metais pesados em mineração.

Outra aplicação da ED é na concentração do rejeito salino da osmose inversa. Devido ao limite da seletividade e da pressão osmótica da solução concentrada, a concentração do rejeito da osmose não pode exceder certos valores. Geralmente quando o descarte de grande volume de rejeito salino é restrito e/ou maior concentração é desejável, pode ser utilizada a ED a custos razoáveis. Caso de Tucson, AZ, com tratamento do rejeito de OI com recuperação 97% e de uma estação de tratamento de efluente municipal no sudoeste dos EUA tratando 70 gpm de efluente para reuso e redução de volume de concentrado. ^[49, 56]

Na linha de tratamento utilizando ED e OI tem-se caso do uso da ED como pré-tratamento para a OI na dessalinização de água produzida (produção de gás natural nos EUA), para redução de concentrado e melhor controle de *fouling* e *scaling* na osmose, visando o descarte no mar. ^[57]

Existem casos de aplicação e água produzida. ^[58, 59]

Na indústria têxtil é utilizada na remoção do zinco.

É aplicada também na descontaminação de efluentes radioativos de plantas nucleares.

A separação do chumbo de efluente industrial mostrou várias vantagens como a alta seletividade, alta recuperação, a pequena dosagem de químicos. A remoção foi maior com o aumento da voltagem e temperatura e menor com o aumento do fluxo.^[60]

➤ Dessalinização da água do mar

A aplicação é limitada devido ao alto custo energético. Nesta aplicação são recomendados altas voltagens e baixos fluxos. No Japão um sistema em batelada (120 m³/d) em operação desde 1974 para produção de água potável consome 16,2 KWh/m³ de produto. Na China uma planta de EDR (200 m³/d) opera com temperatura de 31°C com consumo energético de 18,1 KWh/m³ de produto e concentração final de 500 ppm TDS e sem problemas de precipitação. Alguns trabalhos da OWRT (*Office of Water Research and Technology*) indicaram o uso competitivo da ED/EDR de alta temperatura, podendo reduzir o consumo energético para os níveis da ordem de 8 KWh/m³ (valor considerado para o processo de osmose inversa) e com uma recuperação de 50%.^[61]

➤ Outras aplicações

Outras aplicações da eletrodialise são na concentração de sulfato de sódio e conversão em ácido sulfúrico e soda cáustica, concentração de nitrato de sódio, sulfato de sódio, cloreto de potássio, cloreto de cálcio, acetato de sódio, cloreto de alumínio e sulfeto de sódio.

É aplicada na separação de íons monovalentes de multivalentes. Desenvolvimentos na biotecnologia e no processamento de alimentos têm aumentado o interesse pela ED, na separação de ácidos orgânicos de soluções aquosas, dessalinização do soro do leite, estabilização do vinho, remoção da acidez de sucos, desmineralização da cana-de-açúcar, purificação de proteínas, separação de aminoácidos e proteínas.

As indústrias farmacêutica e bioquímica requerem condições especiais e utilizam a ED no processamento de plasma sanguíneo.

É utilizada na fabricação de água ultra pura para a indústria eletrônica e na produção de materiais de alta pureza como o estanato de potássio.

A tabela 6, com dados de 2004, mostra algumas das aplicações da eletrodialise, seu nível de desenvolvimento e problemas associados.^[22]

Tabela 6- Aplicações industriais da eletrodialise e problemas associados.

Aplicações Industriais	Projeto	Estágio da Aplicação	Limitações	Principais Problemas
Dessalinização de água salobra	Fluxo laminar ou turbulento, polaridade reversa	Comercial	Concentração da alimentação e custos	Incrustações e custos
Produção de água para caldeiras	Fluxo laminar ou turbulento, polaridade reversa	Comercial	Qualidade do produto e custos	Custos
Tratamento de Efluentes	Fluxo laminar e unidirecional	Comercial	Propriedades das membranas e custos	Deposições orgânicas em membranas
Produção de água ultra-pura	Fluxo laminar ou turbulento, polaridade reversa	Comercial	Qualidade do produto e custos	Biofilmes em membranas
Desmineralização de produtos alimentícios	Fluxo laminar ou turbulento, unidirecional	Piloto ou comercial	Seletividade das membranas e custos	Deposições orgânicas em membranas e perda de produto
Produção de sal	Fluxo laminar, unidirecional	Comercial	Custos	Deposições orgânicas em membranas
Concentração do rejeito salino da osmose inversa	Fluxo laminar, unidirecional	Piloto	Custos	Disposição do concentrado salino
Separação/recuperação de ácidos/bases	Fluxo laminar, módulos de fibra oca ou espiral, fluxo em corrente contrária	Comercial	Concentração de produtos, seletividade das membranas e custos	Disposição do concentrado salino

Como mostra a tabela os maiores problemas associados com o uso da eletrodialise em águas mais salinas é o alto custo e nas águas salobras o *fouling* e *scaling*.

A tendência do uso da ED/EDR tem se mostrado crescente com o desenvolvimento de membranas e processos associados, se mostrando um processo robusto e vantajoso frente às outras tecnologias.

2.5. Estudo Comparativo Eletrodiálise Reversa x Osmose Inversa

Dois métodos de dessalinização por membranas concorrem para algumas aplicações, são elas a osmose inversa e a eletrodiálise. A eletrodiálise foi a primeira a se desenvolver e a dominar o mercado na década de 60. Porém, este quadro foi modificado com o desenvolvimento de tecnologias de síntese orgânica que promoveram a produção de membranas de acetato e poliamidas, usadas no processo de osmose inversa. A facilidade de obtenção das membranas associada à simples construção das unidades deu ao processo de osmose inversa grande vantagem e o domínio do mercado a partir da década de 70. ^[18]

Por duas décadas, o processo de osmose inversa esteve altamente favorável, mas a euforia inicial deu lugar a uma avaliação prática de ambos os métodos, orientando a escolha do melhor método de dessalinização por membranas.

Três fatores precisam ser considerados na avaliação da aplicação dos dois métodos:

- Pré-tratamento exigido para a água de alimentação, assim como o consumo de produtos químicos.
- Vida útil das membranas.
- Consumo de energia.

Os sistemas de pré-tratamento são necessários para a proteção das membranas, porém o grau do tratamento é bastante diferenciado para as duas tecnologias.

Os sais com baixa solubilidade afetam ambas as tecnologias, especialmente os sais de cálcio, assim como contaminantes orgânicos, que devem ser previamente removidos nos tratamentos biológicos, por cloração ou por adsorção em carvão ativado. A eletrodiálise reversa é mais tolerante ao ferro admitindo valores de até 0,5 ppm enquanto que na osmose este valor deve ser inferior a 0,05 ppm. Na osmose, o pré-tratamento ainda exige remoção de manganês, alumínio, zinco, descloração e condicionamento da água com anti-incrustantes e biocidas, em razão da alta sensibilidade da membrana. Uma das grandes vantagens da membrana de EDR é a resistência à variação de pH, permitindo o uso de soluções ácidas fortes no tratamento e durante os procedimentos de limpeza. Outra vantagem está relacionada à alta resistência a desinfetantes como hipoclorito, cloramina e peróxidos. ^[49]

Na tabela 7 são apresentados os limites permitidos de alguns parâmetros na alimentação da EDR e OI. A tabela foi montada segundo valores mais restritivos encontrados na literatura e de informações da Hidrodex Desmineralizadores e GE/Ionics. ^[18, 49]

Tabela 7- Qualidade da água da alimentação exigida para a EDR e OI.

Alimentação	Limite para EDR	Limite para OI
SDI₅	10-12 contínuo Picos de 15	5 contínuo
TOC	15 ppm	3 ppm
DQO	50 ppm	
Sílica	Ilimitado até saturação	Depende de recuperação
Óleos & Graxas	2 ppm	Ausente
Turbidez	0,5 NTU contínuo Picos de 2 NTU	Ausente Picos de 1 NTU
Ferro	0,3 ppm	0,05 ppm
Manganês	0,1 ppm	0,05 ppm
Alumínio	0,1 ppm	0,01 ppm
H₂S	0,1 ppm	Sem limite, se não em contato com O ₂
Temperatura	43°C	45°C
Cloro livre	0,5 ppm contínuo Picos de 15-20 ppm	Ausente 0,1 ppm
pH entrada	2 a 11	2 a 12

Com relação a esta tabela algumas considerações são relevantes:

A EDR reduz o TOC em 20-40% através de orgânicos ionizáveis de baixo peso molecular.

Para aplicação em água potável existem unidades operando com sílica maior de 140 ppm na alimentação. Como a ED não remove substâncias apolares, não é um fator crítico a sílica na alimentação. ^[14, 49]

Existem plantas em operação com concentração de óleo > 1 ppm.

O ferro, manganês e H₂S em excesso de 0,3 ppm é permitido se não há entrada de ar na alimentação.

Devido ao projeto do *stack*, uma certa quantidade de materiais suspensos é tolerada se o sistema de ED é reverso.

Para melhorar o desempenho da EDR no tratamento de águas mais críticas pode-se dosar produtos químicos, ácidos ou anti-incrustantes, no concentrado reduzindo a precipitação de sais.

A tabela 8 mostra a saturação de alguns compostos na EDR com e sem dosagem de produtos químicos e OI com dosagem de químicos. ^[49]

Tabela 8- Saturação de compostos permitida nos sistemas de EDR com e sem dosagem de produtos químicos e OI com dosagem de químicos.

Parâmetro/ Composto	EDR		OI
	(sem produtos químicos)	(com produtos químicos)	(com produtos químicos)
Índice Langelier	+ 1,9 a + 2,2	> + 3	+ 2,4
CaSO ₄	175% a 200%	300% a 325%	225% a 250%
BaSO ₄	10.000%	16.000%	8.000%
CaF ₂	12.000%	5.000.000%	A ser determinado
Ca(PO ₄) ₂	150%	400%	400%

Problemas de contaminação bacteriana têm sido relatados como uma dos principais causas de *fouling* nas membranas de osmose. Isto é devido à característica da membrana que serve como uma barreira entre a água de alimentação e o produto, removendo não somente sólidos dissolvidos como também bactérias, vírus, e substâncias dissolvidas e insolúveis. Os sistemas de pré-tratamento de água para osmose inversa têm se tornado mais complexos, chegando a representar 50% do custo total.

Como pontos negativos, a eletrodialise remove somente íons, ou seja, compostos sem carga ou fracamente carregados não são removidos como por exemplo, sílica. Também não é uma barreira para orgânicos, microorganismos e compostos que geram odor e sabor, ou seja, produz uma água de qualidade inferior a osmose.

Um dos fatores mais favoráveis a eletrodialise está relacionado com a resistência da membrana, garantindo um tempo de vida superior às membranas de osmose que está na faixa de 1 a 3 anos.

Com relação ao consumo energético a figura 33 mostra que o processo de eletrodialise reversa apresenta um menor consumo de energia quando aplicada às águas com concentração de sólidos dissolvidos totais inferior a 2.000 ppm. Já a osmose inversa é mais vantajosa quando aplicada às águas com salinidade superior a 4.000 ppm. ^[14, 17, 20]

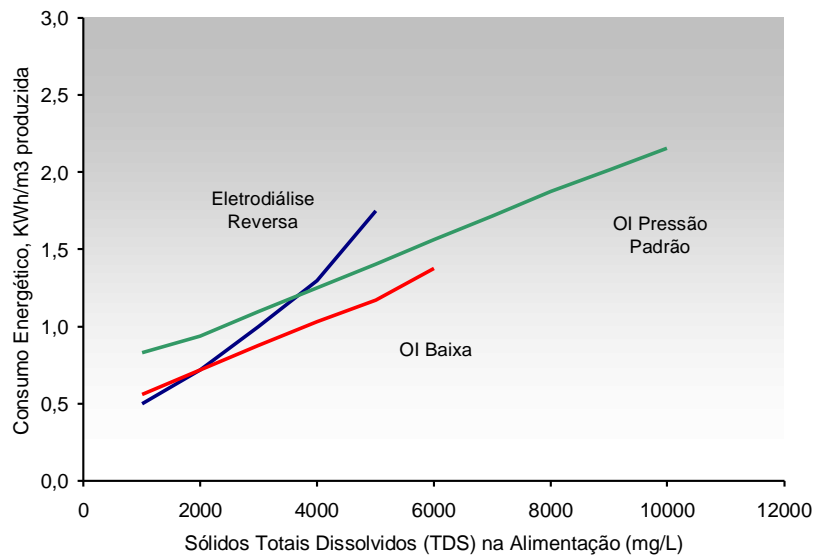


Figura 33- Comparação do consumo de energia para EDR e OI em função da concentração de sais na alimentação.

Para alguns autores a eletrodialise é mais econômica que a osmose em concentrações maiores de até 8.000 ppm levando em conta os custos de manutenção e este limite não é devido a características inerentes da tecnologia e sim pela não otimização da operação quando trabalhando com águas mais salinas.^[43, 62, 63]

Vários estudos comparando tecnologias de dessalinização com a eletrodialise foram realizados em águas subterrâneas, águas superficiais e efluentes, incluindo refinarias.^[39, 64, 65, 66, 67]

Estes estudos levaram a seleção da eletrodialise por diversos fatores como: maior recuperação, pré-tratamento mais simples da água de alimentação, menor susceptibilidade a depósitos e incrustações e menor custo operacional.

A eletrodialise deve ser sempre considerada uma alternativa a osmose se a aplicação pode ser atendida eficientemente por ambas. Em muitos casos, as vantagens da eletrodialise podem suprimir suas desvantagens por algum fator específico, como por ex. aumento da recuperação e para finalizar deve ser feita uma análise, levando em consideração custos de investimento, operação, manutenção e o impacto ambiental.

3. DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL

3.1. Unidade-piloto de eletrodialise reversa

Foi utilizada para os estudos de avaliação do processo de eletrodialise no tratamento de efluente de refinaria uma unidade-piloto, que foi fornecida pela Hidrodex Indústria e Comércio Ltda. Os testes foram realizados no período de 2003 a 2005. A figura 34 (HIDRODEX, 2005) mostra um desenho em 3 dimensões e a figura 35 (PETROBRAS, 2003) uma foto da unidade-piloto tirada na REGAP.

A unidade de EDR possui as seguintes especificações:

- Aparelho de eletrodialise reversa ED 2,00-350-1S1E
- Dimensões aproximadas: Frontal 0,6 m; lateral 1,8m e altura 1,8m
- Módulo com 360 membranas
- Espaçador Helicoidal de polipropileno com 14 espiras
- Diâmetro externo: 460 mm e interno: 110mm
- Membranas de troca iônica: MA40/MK40
- Área efetiva de cada membrana: 0,156 m²
- Reversão da polaridade: a cada 15 min.
- Vazão de até 2 m³/ h
- Voltagem CC de 200 a 250V.
- Corrente de 3 a 5 A
- Pressão de 1 a 2,5 Kgf/ cm²
- Recuperação de água de 90%
- Temperatura máxima permitida: 43 °C

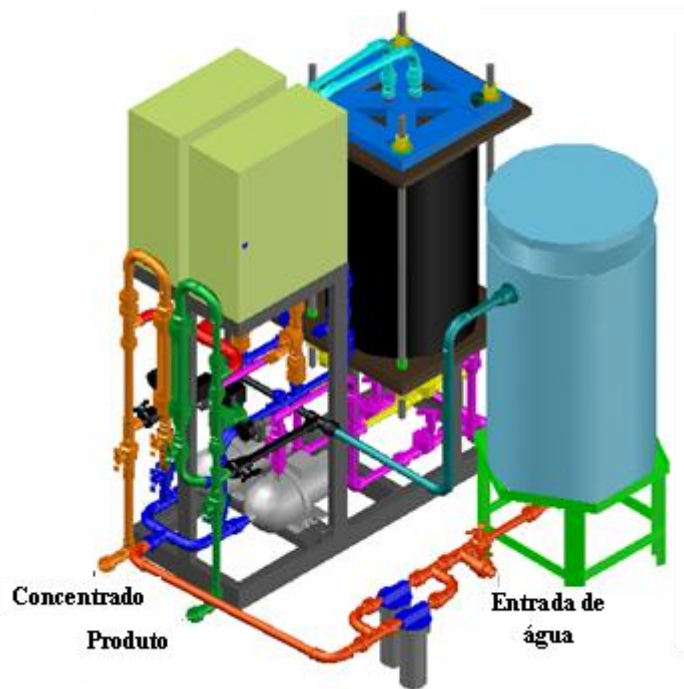


Figura 34- Desenho em 3 dimensões da unidade –piloto de EDR utilizada nos estudos na REGAP.



Figura 35- Foto da unidade –piloto de EDR utilizada nos estudos na REGAP.

Abaixo na figura 36 (HIDRODEX 2005) é mostrado o digrama hidráulico da unidade.

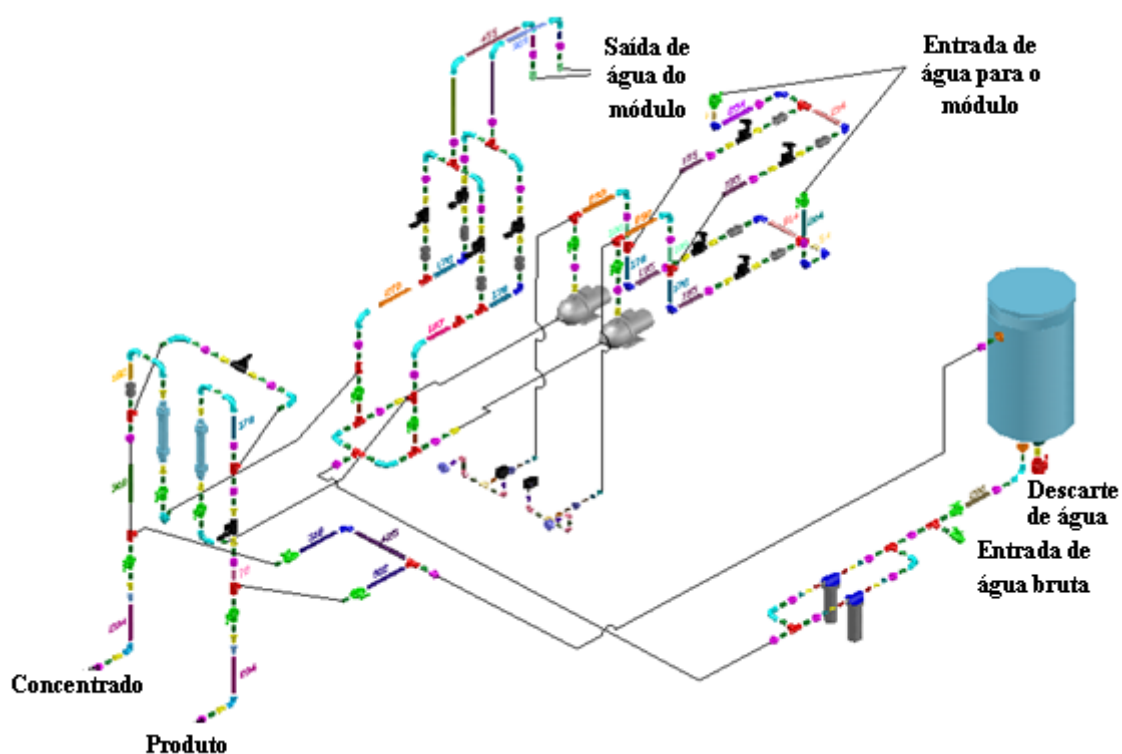


Figura 36- Diagrama hidráulico da unidade –piloto.

A Hidrodex possui fornecedor único de membranas. As membranas utilizadas são de origem russa do *Institute of Plastic Materials* situada em Moscou e estão apresentadas na figura 37 (PETROBRAS, 2003).



Figura 37- Foto das membranas, espaçador e eletrodo respectivamente utilizados nos testes na REGAP.

Foram encontrados em literatura alguns dados para a membrana aniônica MA40, que estão mostrados na tabela 9.^[23]

Tabela 9- Caracterização da membrana MA 40 utilizada nos testes-piloto.

MA 40		
Capacidade de troca iônica	(meq/g)	0,6
Espessura	(mm)	0,15
Teor de água	(%)	17
Resistência	(Ω cm ²)	5
Seletividade iônica	(%)	95

Para a membrana catiônica não foram encontrados nem em literatura informações complementares.

O sistema possui dois voltímetros, um amperímetro, dois manômetros, dois rotômetros, dois pressostatos e dois condutivímetros.

3.2. Planejamento experimental

Os testes foram realizados com objetivo de remoção parcial de sais tendo como parâmetro de controle na saída da eletrodialise reversa a concentração de cloretos de no máximo 100 ppm.

Foram feitos testes variando-se a vazão, voltagem e número de estágios.

Os estágios hidráulicos têm o objetivo de prover área de membrana suficiente e tempo de residência para remoção de uma fração determinada de sal. Quando se tem 1 estágio, a água passa somente 1 vez por um conjunto de membranas e a remoção teórica de sal esperada é de 50 a 60%. Quando se tem 2 estágios a água passa por um conjunto de membranas e o produto (solução diluída em sais) que sai do 1º estágio passa por outro conjunto de membranas (2º estágio) obtendo uma remoção maior de sais. Comercialmente é encontrado unidade de EDR de até 3 estágios.

Na figura 38 são ilustrados exemplos de configurações em 3 estágios: em 3 módulos separados e em somente 1. [27]

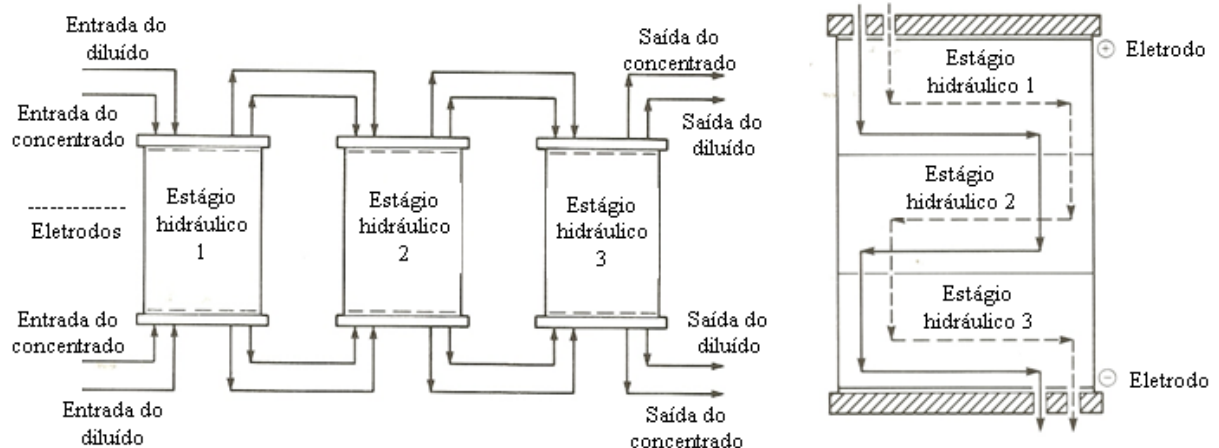


Figura 38- Configurações de EDR em 3 estágios, na figura da esquerda em 3 módulos separados e na da direita em 1 módulo.

Com a variação da vazão ocorre a mudança na velocidade que influi na eficiência de remoção de sais. Uma maior velocidade implica em um menor tempo de residência da água em um módulo de membranas, o que resulta em uma menor remoção de sal, enquanto que em uma velocidade baixa, a água passa mais lentamente ao longo da superfície da membrana,

permitindo uma transferência maior de íons. A velocidade tem um máximo limitado pela perda de carga e baixa eficiência do processo, e um mínimo limitado pelo aumento de deposições e efeitos de polarização.

Foram avaliados a corrente, a taxa hidráulica, a eficiência do processo e a taxa de remoção de sólidos dissolvidos totais, para otimizar a operação de modo a obter o rendimento necessário na remoção de sólidos dissolvidos com o menor custo energético e de manutenção.

Os testes foram feitos variando a vazão de 0,6 a 1,8 m³/h, a voltagem de 200 a 500V, conseguida através de fonte externa, e número de estágios hidráulicos (1 e 2).

O CENPES (Centro de Pesquisa da Petrobras) desde 2001 realiza estudos na REGAP no tratamento de efluente final para reuso. São avaliados processos como a microfiltração, clarificadores de alta taxa, filtros auto-limpantes, biorreator a membranas (MBR), eletrodialise reversa e osmose inversa.

O efluente da refinaria passa pelos seguintes processos: (Figura 39)

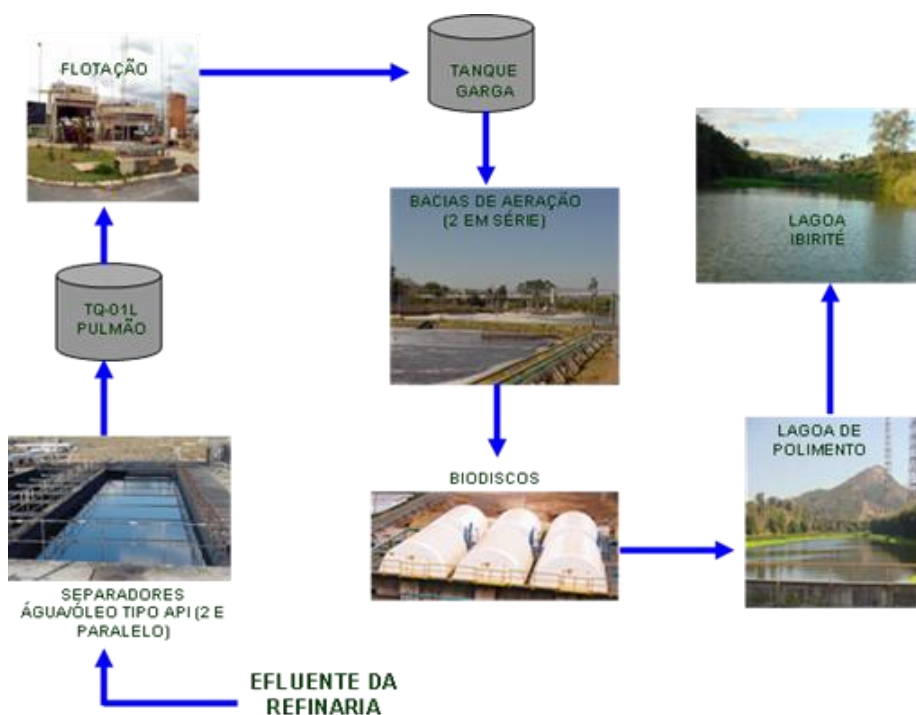


Figura 39- Tratamento do efluente da Regap.

No período dos estudos com a unidade-piloto de eletrodialise reversa na REGAP estavam sendo avaliadas em paralelo outras tecnologias como a microfiltração e o biorreator a membranas.

O biorreator a membranas capta parte da água do flotador industrial que passa por um filtro de areia para remoção do óleo residual. No MBR ocorre a reação biológica, substituindo o tratamento nas bacias de aeração e biodiscos da REGAP. Como o processo utiliza membranas de microfiltração, a água sai isenta de sólidos suspensos podendo em alguns casos ser reutilizada diretamente.

A microfiltração utiliza água já tratada biologicamente pelo tratamento da REGAP e a água de saída tinha qualidade similar à água da saída do biorreator.

As águas de saída do biorreator a membranas e da microfiltração se juntam e são encaminhadas para um filtro de carvão ativado para remoção de compostos orgânicos recalcitrantes. Antes da EDR, um filtro de cartucho de 10 µm é a última proteção contra a entrada de sólidos suspensos. A figura 40 ilustra o tratamento.

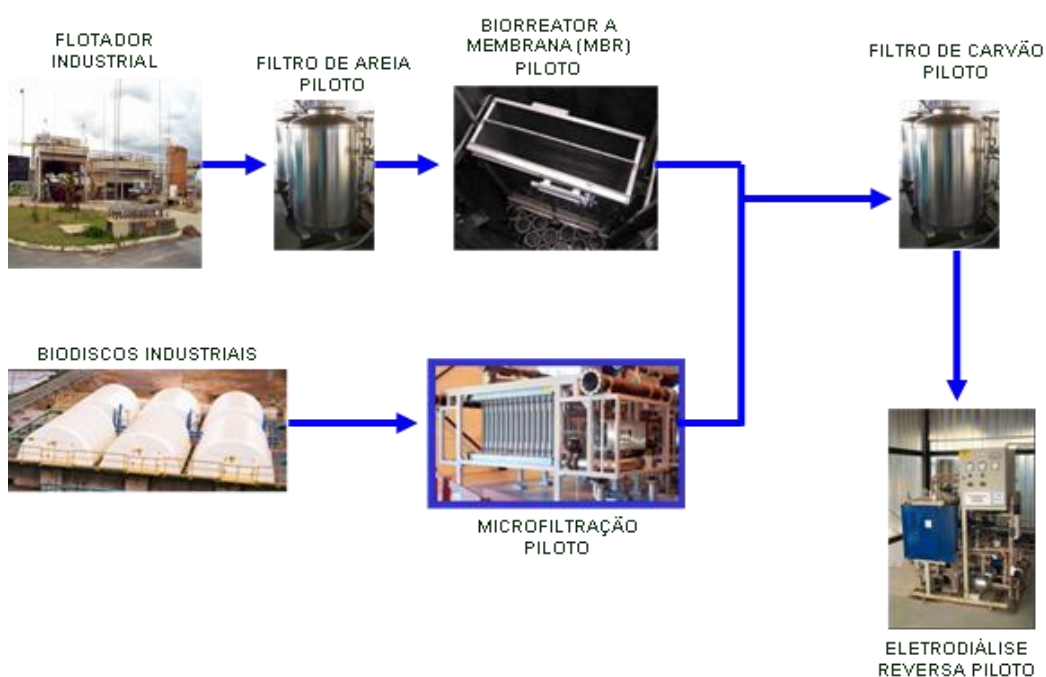


Figura 40- Pré-tratamento para a água de alimentação da EDR piloto.

A estrutura na refinaria para os estudos-piloto conta com operadores contratados e técnicos para as análises químicas através de um laboratório móvel de análises químicas.

Os acompanhamentos operacionais e analíticos foram feitos de acordo com as tabelas 10 e 11 abaixo:

Tabela 10- Monitoramento operacional da unidade de EDR durante os estudos.

Data	Hora	Início/ Término	Tempo de Operação	Vazão Produto (L/h)	Vazão Rejeito (L/h)	Pressão Produto (bar)	Pressão Rejeito (bar)	Corrente (A)	Voltagem (V)	Ciclo	Temperatura Rejeito (°C)

A tabela acima foi preenchida diariamente pelos operadores.

Algumas análises químicas foram realizadas no laboratório móvel e as outras que exigiam equipamentos específicos foram realizadas no laboratório da própria REGAP, em laboratório externo contratado e no laboratório da UFF (Universidade Federal Fluminense).

Tabela 11- Planejamento do monitoramento analítico durante os testes.

Parâmetro	Entrada	Saída	Rejeito	Local de Realização
pH	diário	diário	diário	Laboratório Móvel-REGAP
Alcalinidade (mg/L)	3 x semana	3 x semana	diário	
Amônia (mg/L)	semanal	semanal	semanal	
TOC (mg/L)	diário	diário	———	
Condutividade (mS/cm)	diário	diário	diário	
TDS (g/L)	diário	diário	diário	
Cloretos (mg/L)	diário	diário	diário	
Turbidez (NTU)	2 x semana	2 x semana	———	
Cor Verdadeira (HAZEN)	2 x semana	2 x semana	———	
Fósforo Solúvel (mg/L)	semanal	semanal	semanal	
Silica (mg/L)	semanal	semanal	semanal	Laboratório REGAP
Ferro Total (mg/L)	semanal	semanal	semanal	
Cálcio Total (mg/L)	semanal	semanal	semanal	
Manganês Total (mg/L)	semanal	semanal	semanal	
Sulfato (mg/L)	semanal	semanal	semanal	
Dureza (mg/L)	semanal	semanal	semanal	Laboratório Externo
Ortofosfato (mg/L)	mensal	mensal	mensal	
Ferro Solúvel (mg/L)	mensal	mensal	mensal	
Manganês Solúvel (mg/L)	mensal	mensal	mensal	
Fluoreto (mg/L)	mensal	mensal	mensal	
Nitrato (mg/L)	mensal	mensal	mensal	Universidade Federal Fluminense-UFF
Bário (mg/L)	mensal	mensal	mensal	
Cálcio (mg/L)	mensal	mensal	mensal	
Magnésio (mg/L)	mensal	mensal	mensal	
Potássio (mg/L)	mensal	mensal	mensal	
Sódio (mg/L)	mensal	mensal	mensal	
Estrôncio (mg/L)	mensal	mensal	mensal	

Nas tabelas, as definições estão reportadas como:

- Entrada- água de alimentação da EDR;
- Saída- solução diluída, na saída da EDR, que também é citada em alguns momentos como produto;
- Rejeito- concentrado salino, originado na EDR, que é enviado para as lagoas de aeração na E.T.D.I..

A limpeza química na unidade foi realizada segundo recomendação da Hidrodex, de 20 em 20 dias, recirculando uma solução de HCl (ácido clorídrico) a 0,5% pelo período aproximado de 20 minutos.

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

A caracterização da água de entrada na EDR, após carvão ativado, no período de início dos testes 03/12/2003 a 11/02/2004 está mostrado na tabela 12. A tabela com todas as análises realizadas se encontra no anexo.

Tabela 12- Caracterização da água de entrada na piloto de EDR.

PARÂMETRO	UNIDADE	MÉDIA	MÁXIMO	MÍNIMO
pH		7,2	8,2	6,8
Alcalinidade	(mg/L)	121,6	183,6	76,5
Amônia	(mg/L)	14,0	20,3	8,9
TOC	(mg/L)	6,8	12,8	3,8
Condutividade	(mS/cm)	2,1	3,0	1,6
TDS	(mg/L)	1049,4	1480,0	794,0
Cloreto	(mg/L)	435,4	576,3	313,0
Turbidez	(NTU)	0,9	4,68	0,18
Cor Verdadeira	HAZEN	19,1	30,0	10,0
Fósforo solúvel	(mg/L)		0,81	< 0,1
Sílica	(mg/L)	9,7	10,2	9,1
Ferro total	(mg/L)		0,07	< 0,05
Cálcio total	(mg/L)	67,6	78,6	61,0
Manganês	(mg/L)	0,09	0,11	0,05
Sulfato	(mg/L)	170,6	215,6	121,5
Dureza	(mg/L)	219,7	253,0	168,1
DQO	(mg/L)	60,5	65,0	56,0

Para alguns parâmetros foi realizada somente 1 análise: DBO 3,0 mgO₂/L; óleos e graxas 2,0 mg/L; DQO solúvel 42,0 mg/L e nitrito 3,7 mg/L.

4.1. Unidade operando com 1 estágio e voltagem 200V

O primeiro teste realizado foi com a unidade configurada em 1 estágio, voltagem fixada em 200 V e vazões variadas: 1.000, 1.500 e 1.800L/ h de produto.

Como não havia informação sobre velocidade máxima e mínima no *stack* as vazões foram selecionadas de acordo com os valores de projeto permitidos para a planta piloto.

O balanço hidráulico da unidade com uma recuperação fixa em 90% e operando com 1.000L/ h de produto, por exemplo, é mostrado na figura 41.

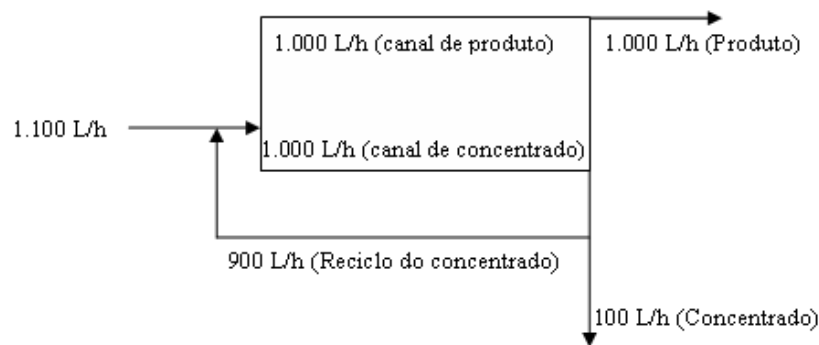


Figura 41- Balanço hidráulico da unidade operando com vazão de 1.000 L/h de produto e recuperação de 90%.

4.1.1. Vazão de produto de 1000 L/h

O teste com a unidade operando com vazão de 1.000L/h foi realizada em 15 dias e os resultados médios operacionais e analíticos são mostrados nas tabelas 13 e 14.

Tabela 13- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 1 estágio, 200V e 1.000 L/h de produto.

	Vazão Produto(L/h)	Vazão Rejeito(L/h)	Pressão Produto(Bar)	Pressão Rejeito(Bar)	Corrente (A)
Médio	1024	102	1,4	1,4	2,5
Máximo	1100	130	1,5	1,5	2,8
Mínimo	950	50	1,3	1,2	2,3

Podemos calcular a densidade de corrente utilizada através da divisão da corrente (em mA) pela área de uma membrana (cm²). Para o teste na vazão de 1000 L/h a densidade de corrente foi, então, $2.500 \text{ mA} / 1.566,8 \text{ cm}^2 = 1,59 \text{ mA/cm}^2$

Tabela 14- Monitoramento analítico da piloto operando com 1 estágio, 200V e 1.000 L/h de produto.

Parâmetro		Média	Máximo	Mínimo
Cloreto (ppm)	Entrada	385,5	449,7	345,6
	Saída	71,6	97,6	50,6
TDS (ppm)	Entrada	1001,0	1115,0	950,0
	Saída	226,0	256,0	200,0
Condutividade (mS/cm)	Entrada	2,0	2,2	1,9
	Saída	0,5	0,5	0,4
	Rejeito	7,8	9,7	4,3
Amônia (ppm)	Entrada	8,9	8,9	8,9
	Saída	2,7	2,7	2,7
Alcalinidade (ppm)	Entrada	91,3	11,8	76,5
	Saída	22,0	33,4	10,4
Turbidez (NTU)	Entrada	0,4	0,4	0,4
	Saída	0,3	0,3	0,3
Fósforo Solúvel (ppm)	Entrada	0,3	0,3	0,3
	Saída	0,2	0,2	0,2
Dureza (ppm)	Entrada	21,0	24,7	17,2
	Saída	2,2	4,4	0,0
	Rejeito	45,2	76,8	13,7
Cálcio (ppm)	Entrada	62,7	64,3	61,1
	Saída	13,5	14,1	12,8
	Rejeito	195,3	284,0	106,5
Sulfato (ppm)	Entrada	121,1	215,6	26,5
	Saída	40,4	48,3	32,4
	Rejeito	516,5	578,4	454,6
Ferro total (ppm)	Entrada	0,065	0,06	0,07
	Saída		< 0,05	
	Rejeito		< 0,05	
Manganês total (ppm)	Entrada	0,08	0,05	0,11
	Saída		< 0,05	
	Rejeito	0,235	0,08	0,39

Como pode ser visto na tabela 14, todos os parâmetros medidos apresentaram remoção com eletrodialise.

A eficiência de remoção de alguns parâmetros é mostrada na tabela 15. Para os compostos analisados em baixa concentração não se pode concluir se houve boa remoção, por isso não foram inseridos na tabela.

Tabela 15- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 1 estágio, 200 V e 1.000 L/h de produto.

Parâmetro	Eficiência de remoção (%)
Cloreto	81,4
TDS	77,4
Condutividade	75,0
Amônia	69,7
Alcalinidade	75,9
Dureza	89,5
Cálcio	78,5
Sulfato	66,6

Não somente a eficiência mas a taxa de remoção é um parâmetro importante para o dimensionamento de uma unidade industrial de eletrodialise e é obtida pela expressão:

$$(\text{g/m}^3 \text{ removidos}) \times (\text{vazão m}^3/\text{h}) / (\text{área de membrana m}^2) = \text{g/h/m}^2$$

Considerando a vazão de 1 m³/h e área de membrana total 56,4048 m² as taxas de remoção para cloretos é 5,6 g/h/m² e para TDS 13,7 g/h/m²

4.1.2. Vazão de produto de 1500 L/h

O monitoramento da unidade operando com vazão de 1500 L/h foi realizado durante 1 mês. Os resultados estão nas tabelas 16, 17 e 18.

Tabela 16- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 1 estágio, 200V e 1.500 L/h de produto.

	Vazão Produto(L/h)	Vazão Rejeito(L/h)	Pressão Produto(Bar)	Pressão Rejeito(Bar)	Corrente (A)
Médio	1517	154	1,7	1,7	3,6
Máximo	1650	170	1,8	1,8	4,5
Mínimo	100	100	1,4	1,4	2,2

A densidade de corrente utilizada no teste com vazão de 1.500 L/h foi de: 3.600/ 1566,8 = 2,29 mA/cm².

Tabela 17- Monitoramento analítico da piloto operando com 1 estágio, 200V e 1.500 L/h de produto.

Parâmetro		Média	Máximo	Mínimo
Cloreto (ppm)	Entrada	426,5	536,4	313,0
	Saída	93,3	127,8	50,6
TDS (ppm)	Entrada	1033,2	1260,0	794,0
	Saída	275,8	346,0	251,0
Condutividade (mS/cm)	Entrada	2,1	2,3	1,6
	Saída	0,6	0,7	0,5
	Rejeito	8,6	11,9	5,9
Amônia (ppm)	Entrada	14,4	20,3	9,3
	Saída	3,5	4,7	1,8
Alcalinidade (ppm)	Entrada	135,6	183,6	94,6
	Saída	48,4	62,0	33,4
Turbidez (NTU)	Entrada	1,1	4,7	0,2
	Saída	0,9	4,2	0,1
Fósforo Solúvel (ppm)	Entrada		0,8	< 0,1
	Saída		0,5	< 0,1
TOC (ppm)	Entrada	6,4	12,8	2,8
	Saída	6,2	11,1	1,5
Cor (HAZEN)	Entrada	17,5	30,0	10,0
	Saída	12,5	20,0	10,0
DQO (ppm)	Entrada	60,5	65,0	56,0
	Saída	42,0	56,0	28,0
Dureza (ppm)	Entrada	96,4	168,1	24,7
	Saída	31,3	58,3	4,4
	Rejeito	637,9	793,5	76,8
Cálcio (ppm)	Entrada	62,1	64,3	61,0
	Saída	37,8	86,5	12,8
	Rejeito	253,7	370,5	106,5
Sílica (ppm)	Entrada	9,7	10,2	9,4
	Saída	9,7	10,0	9,5
	Rejeito	9,5	9,6	9,5
Sulfato (ppm)	Entrada	138,8	215,6	26,5
	Saída	47,7	62,4	32,4
	Rejeito	625,5	843,5	454,6
Ferro total (ppm)	Entrada		0,07	< 0,05
	Saída		< 0,05	
	Rejeito		< 0,05	
Manganês total (ppm)	Entrada	0,082	0,106	0,05
	Saída		< 0,05	
	Rejeito	0,321	0,5	0,08

Tabela 18- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 1 estágio, 200 V e 1.500 L/h de produto.

Parâmetro	Eficiência de remoção (%)
Cloreto	78,1
TDS	73,3
Condutividade	71,4
Amônia	75,7
Alcalinidade	64,3
Dureza	67,5
Cálcio	39,2
Cor	28,6
DQO	30,6
Sulfato	65,6

As eficiências de remoção foram bem baixas para turbidez (14%), TOC (2%) e sílica (0,1%).

A taxa de remoção para cloretos foi de 8,9 g/h/m² e para TDS 20,1 g/h/m².

4.1.3. Vazão de produto de 1800 L/h

O monitoramento da unidade operando com vazão de 1800 L/h foi realizado durante 10 dias. Os resultados estão nas tabelas 19, 20 e 21.

A densidade de corrente para esta vazão de 1.800 L/h foi de $3500/1566,8 = 2,23$ mA/cm².

Tabela 19- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 1 estágio, 200V e 1.800 L/h de produto.

	Vazão Produto(L/h)	Vazão Rejeito(L/h)	Pressão Produto(Bar)	Pressão Rejeito(Bar)	Corrente (A)
Médio	1745	185	1,8	1,7	3,5
Máximo	1800	230	1,9	1,8	4,0
Mínimo	1600	160	1,8	1,5	3,0

Tabela 20- Monitoramento analítico da piloto operando com 1 estágio, 200V e 1.800 L/h de produto.

Parâmetro		Média	Máximo	Mínimo
Cloreto (ppm)	Entrada	488,2	568,0	444,7
	Saída	167,8	202,0	145,7
TDS (ppm)	Entrada	1220,0	1480,0	1080,0
	Saída	387,2	427,0	330,0
	Rejeito	3583,7	5385,0	2840,0
Condutividade (mS/cm)	Entrada	2,3	3,0	2,0
	Saída	0,8	0,9	0,7
	Rejeito	7,2	10,8	5,7
Amônia (ppm)	Entrada	15,6	15,6	15,6
	Saída	3,6	3,6	3,6
Alcalinidade (ppm)	Entrada	103,9	104,7	103,0
	Saída	46,8	47,2	46,3
Turbidez (NTU)	Entrada	0,4	0,5	0,3
	Saída	0,3	0,4	0,2
TOC (ppm)	Entrada	7,4	10,7	5,2
	Saída	7,7	10,7	6,1
Cor (HAZEN)	Entrada	20,0	20,0	20,0
	Saída	20,0	20,0	20,0
Dureza (ppm)	Entrada	245,6	253,0	238,1
	Saída	91,1	94,0	88,1
	Rejeito	776,8	785,7	767,9
Cálcio (ppm)	Entrada	75,7	78,6	72,8
	Saída	26,7	27,0	26,5
	Rejeito	247,0	269,0	225,0
Sílica (ppm)	Entrada	9,6	10,1	9,1
	Saída	9,2	9,7	8,7
	Rejeito	10,1	11,1	9,0
Sulfato (ppm)	Entrada	146,3	171,1	121,5
	Saída	70,7	76,1	65,3
	Rejeito	323,2	323,2	323,2
Ferro total (ppm)	Entrada	< 0,05		
	Saída	< 0,05		
	Rejeito	< 0,05		
Manganês total (ppm)	Entrada	0,09	0,09	0,09
	Saída	< 0,05		
	Rejeito	0,258	0,274	0,242

Tabela 21- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 1 estágio, 200 V e 1.800 L/h de produto.

Parâmetro	Eficiência de remoção (%)
Cloreto	65,6
TDS	68,3
Condutividade	66,9
Amônia	76,9
Alcalinidade	54,9
Dureza	62,9
Cálcio	64,7
Sulfato	51,7

Não houve remoção para TOC e cor e baixa eficiência para sílica (4,4%).

A taxa de remoção para cloretos foi de 10,2 g/h/m² e para TDS 26,6 g/h/m².

Em viagem a Rússia, foram obtidas algumas informações sobre a unidade, inclusive a velocidade limite de projeto e dados para o cálculo. Assim, a velocidade máxima permitida no *stack* é 0,4 m/s e mínima 0,2 m/s. Esta viagem foi realizada logo antes dos testes do item 4.5.

O cálculo da velocidade para a unidade em 1 estágio é feita da seguinte forma:

$$V = (Q / (180 \times 3600 \times 0,00001)) = \text{m/s}$$

Q = vazão em m³/h

(180) = número de compartimentos ou membranas/2

(3600s/h) = conversão de horas para segundos

(0,00001 m²) = área da seção de cada compartimento

Foi feito o cálculo para cada vazão avaliada neste primeiro teste e os valores estão na tabela 22.

Tabela 22- Velocidades calculadas para cada vazão avaliada.

vazão (m ³ /h)	velocidade (m/s)
1,024	0,16
1,517	0,23
1,745	0,27

4.1.4. Conclusão Parcial (1 estágio e voltagem 200V)

A remoção de TOC, cor, turbidez e sílica foi muito baixa, o que já era esperado, pois o processo de eletrodialise não remove compostos com baixa carga ou nulos.

Com as mesmas condições de voltagem e configuração (1 estágio), o aumento da vazão resultou em diminuição da eficiência de remoção devido a maior velocidade e menor tempo de residência, porém com o aumento da vazão houve um aumento das taxas de remoção para cloretos e TDS, já que houve em termos de massa uma maior remoção.

Para os dados de projeto, a vazão de 1000 L/h não é uma condição otimizada da unidade podendo haver problemas de polarização, o que não foi observado, devido ao curto tempo de teste.

As densidades de corrente para a vazão de 1.000, 1500 e 1800 L/h foram respectivamente 1,59; 2,29 e 2,23 mA/cm². O aumento da vazão gera como consequência o

aumento da corrente, o que não foi visto nas vazões de 1500 e 1800 L/h. Isso sugere o aparecimento de uma corrente limite.

4.2. Unidade operando com 1 estágio e 250 V

O segundo teste foi a repetição das condições anteriores, 1 estágio e vazões de 1000, 1500 e 1800 L/h de produto, mudando a voltagem para 250V.

4.2.1. Vazão de produto de 1000 L/h

O teste com a unidade operando com vazão de 1.000L/h foi realizada em 1 mês e os resultados médios operacionais e analíticos são mostrados nas tabelas 23, 24 e 25.

Tabela 23- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 1 estágio, 250V e 1.000 L/h de produto.

	Vazão Produto(L/h)	Vazão Rejeito(L/h)	Pressão Produto(Bar)	Pressão Rejeito(Bar)	Corrente (A)
Médio	1000	100	1,4	1,2	2,9
Máximo	1000	100	1,6	1,3	3,2
Mínimo	1000	100	1,4	1,2	2,2

A densidade de corrente para o teste com vazão de 1000 L/h foi de: $2900/1566,8 = 1,85$ mA/cm².

Tabela 24- Monitoramento analítico da piloto operando com 1 estágio, 250V e 1.000 L/h de produto.

Parâmetro		Média	Máximo	Mínimo
Cloreto (ppm)	Entrada	567,5	641,7	466,2
	Saída	174,7	203,7	100,4
TDS (ppm)	Entrada	1332,5	1525,0	1040,0
	Saída	488,6	600,0	365,0
	Rejeito	5250,0	7240,0	3390,0
Condutividade (mS/cm)	Entrada	2,7	3,1	2,1
	Saída	1,0	1,2	0,7
	Rejeito	9,8	12,3	1,1
Fósforo Solúvel (ppm)	Entrada	0,4	0,7	0,1
	Saída	0,4	0,5	0,4
Alcalinidade (ppm)	Entrada	165,7	210,7	103,8
	Saída	80,0	108,6	45,6
	Rejeito	574,5	884,6	250,2
Turbidez (NTU)	Entrada	0,3	0,4	0,2
	Saída	0,4	0,6	0,2
TOC (ppm)	Entrada	6,2	11,5	0,3
	Saída	5,9	11,3	0,1
Cor (HAZEN)	Entrada	13,3	20,0	5,0
	Saída	7,5	10,0	5,0
Dureza (ppm)	Entrada	301,9	378,9	247,4
	Saída	104,9	134,7	82,1
	Rejeito	1484,0	2610,4	652,6
Cálcio (ppm)	Entrada	65,0	117,6	18,4
	Saída	22,3	22,3	22,3
	Rejeito	234,0	337,0	97,0
Sílica (ppm)	Entrada	6,6	7,5	5,5
	Saída	6,4	7,2	5,4
	Rejeito	7,1	8,3	5,9
Sulfato (ppm)	Entrada	212,0	254,0	186,0
	Saída	101,6	127,6	87,9
	Rejeito	620,0	803,0	470,0
Ferro total (ppm)	Entrada	0,06	0,07	0,05
	Saída	0,06	0,07	0,05
	Rejeito	0,09	0,14	0,06
Manganês total (ppm)	Entrada	0,07	0,08	0,05
	Saída	0,05	0,05	0,05
	Rejeito	0,19	0,33	0,08

Tabela 25- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 1 estágio, 250 V e 1.000 L/h de produto.

Parâmetro	Eficiência de remoção (%)
Cloreto	69,2
TDS	63,3
Condutividade	63,3
Alcalinidade	51,7
Dureza	65,2
Cálcio	65,7
Cor	43,7
Sulfato	52,1

Não houve remoção para turbidez, sílica, TOC e fósforo solúvel. Para o ferro e manganês não foi observado remoção ou esta foi baixa (Mn 23%) devido a baixa concentração na alimentação: 0,06 e 0,07 ppm respectivamente.

A taxa de remoção para cloretos foi de 6,9 g/h/m² e para TDS 14,9 g/h/m².

4.2.2. Vazão de produto de 1500 L/h

O teste com a unidade operando com vazão de 1.500L/h foi realizada em 40 dias e os resultados médios operacionais e analíticos são mostrados nas tabelas 26, 27 e 28.

Tabela 26- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 1 estágio, 250V e 1.500 L/h de produto.

	Vazão Produto(L/h)	Vazão Rejeito(L/h)	Pressão Produto(Bar)	Pressão Rejeito(Bar)	Corrente (A)
Médio	1504	147	2,0	1,9	3,4
Máximo	1900	150	2,3	2,2	3,8
Mínimo	1350	100	1,6	1,3	3,0

A densidade de corrente utilizada foi de: $3400/1566,8 = 2,17 \text{ mA/cm}^2$.

Tabela 27- Monitoramento analítico da piloto operando com 1 estágio, 250V e 1.500 L/h de produto.

Parâmetro		Média	Máximo	Mínimo
Cloreto (ppm)	Entrada	497,9	549,8	447,2
	Saída	176,6	230,1	123,3
	Rejeito	2718,7	3262,9	2206,2
TDS (ppm)	Entrada	1175,7	1290,0	1075,0
	Saída	506,9	650,0	375,0
	Rejeito	5112,0	634,0	4215,0
Condutividade (mS/cm)	Entrada	2,4	2,6	2,2
	Saída	1,0	1,3	0,8
	Rejeito	10,2	12,7	8,4
Amônia (ppm)	Entrada	14,5	21,0	9,8
	Saída	4,6	7,8	2,1
Fósforo Solúvel (ppm)	Entrada	0,2	0,2	0,2
	Saída	0,2	0,2	0,1
Alcalinidade (ppm)	Entrada	124,4	153,6	89,6
	Saída	63,9	81,0	40,3
	Rejeito	458,0	653,5	114,5
Turbidez (NTU)	Entrada	0,3	0,6	0,2
	Saída	0,3	0,6	0,2
TOC (ppm)	Entrada	9,6	13,8	2,8
	Saída	9,7	17,5	3,9
Cor (HAZEN)	Entrada	16,7	20,0	10,0
	Saída	13,3	20,0	5,0

Tabela 28- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 1 estágio, 250 V e 1.500 L/h de produto.

Parâmetro	Eficiência de remoção (%)
Cloreto	64,5
TDS	56,9
Amônia	68,5
Condutividade	56,9
Alcalinidade	48,7

Não houve remoção para turbidez, TOC e fósforo solúvel (baixa concentração 0,2 ppm). Para a cor a remoção foi baixa 20%.

A taxa de remoção para cloretos foi de 8,5 g/h/m² e para TDS 17,8 g/h/m².

4.2.3. Vazão de produto de 1800 L/h

O teste com a unidade operando com vazão de 1.800L/h foi realizada em 15 dias e os resultados médios operacionais e analíticos são mostrados nas tabelas 29, 30 e 31.

Tabela 29- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 1 estágio, 250V e 1.800 L/h de produto.

	Vazão Produto(L/h)	Vazão Rejeito(L/h)	Pressão Produto(Bar)	Pressão Rejeito(Bar)	Corrente (A)
Médio	1750	175	2,1	2,0	3,3
Máximo	1800	180	2,2	2,1	3,9
Mínimo	1700	170	2,0	2,0	3,0

A densidade de corrente utilizada foi de: $3300/1566,8 = 2,1 \text{ mA/cm}^2$.

Tabela 30- Monitoramento analítico da piloto operando com 1 estágio, 250V e 1.800 L/h de produto.

Parâmetro		Média	Máximo	Mínimo
Cloreto (ppm)	Entrada	429,9	491,4	378,3
	Saída	177,1	235,9	147,4
	Rejeito	2156,9	2426,4	1674,9
TDS (ppm)	Entrada	1065,5	1160,0	970,0
	Saída	491,5	545,0	415,0
	Rejeito	4257,0	6075,0	2670,0
Condutividade (mS/cm)	Entrada	2,1	2,3	1,9
	Saída	1,0	1,1	0,8
	Rejeito	8,5	12,2	5,3
Amônia (ppm)	Entrada	9,7	9,8	9,5
	Saída	3,6	3,9	3,2
Alcalinidade (ppm)	Entrada	94,1	122,9	57,2
	Saída	45,3	68,6	6,0
	Rejeito	380,6	561,0	156,5
Turbidez (NTU)	Entrada	0,4	0,5	0,3
	Saída	0,4	0,4	0,3
TOC (ppm)	Entrada	11,8	15,2	8,2
	Saída	10,1	12,4	5,7
Cor (HAZEN)	Entrada	20,0	20,0	20,0
	Saída	20,0	20,0	20,0
Dureza (ppm)	Entrada	189,8	208,3	159,7
	Saída	85,6	95,8	69,4
	Rejeito	914,4	1270,9	500,0
Cálcio (ppm)	Entrada	68,9	74,4	65,5
	Saída	30,9	37,0	27,0
	Rejeito	422,3	598,0	224,0
Sílica (ppm)	Entrada	6,2	8,3	3,0
	Saída	6,9	8,3	5,2
	Rejeito	6,8	8,3	3,9
Sulfato (ppm)	Entrada	188,7	211,0	170,0
	Saída	120,7	127,0	110,0
	Rejeito	751,0	885,0	596,0
Ferro total (ppm)	Entrada		0,05	< 0,05
	Saída		0,07	< 0,05
	Rejeito	0,07	0,08	0,06
Manganês total (ppm)	Entrada	0,07	0,08	0,06
	Saída		0,05	< 0,05
	Rejeito	0,24	0,31	0,14

Tabela 31- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 1 estágio, 250 V e 1.800 L/h de produto.

Parâmetro	Eficiência de remoção (%)
Cloreto	58,8
TDS	53,9
Condutividade	53,9
Alcalinidade	51,9
Amônia	63,2
Dureza	54,9
Cálcio	55,2
Sulfato	36,1

Não houve remoção para turbidez, cor e sílica. A remoção de TOC foi baixa (14,5%). Para o ferro e manganês não foi obtido a média da saída, pois se encontravam em baixa concentração na alimentação e na saída abaixo do limite de detecção.

A taxa de remoção para cloretos foi de 8,1 g/h/m² e para TDS 18,3 g/h/m².

Novamente foi realizado o cálculo das velocidades, lembrando que na condição 1 (1000 l/h de produto) a velocidade estava abaixo do mínimo de projeto.

Tabela 32- Velocidades para as vazões testadas.

vazão (m3/h)	velocidade (m/s)
1	0,15
1,504	0,23
1,75	0,27

4.2.4. Conclusão Parcial (1 estágio e voltagem 250V)

Novamente a remoção de TOC, cor, turbidez e sílica foi muito baixa. Não pode ser calculada a eficiência na remoção de fósforo, manganês e ferro devido a estes elementos estarem presentes em baixa concentração na alimentação e abaixo do limite de detecção na saída.

Com as mesmas condições de voltagem (250V) e configuração (1 estágio), o aumento da vazão resultou na diminuição da eficiência de remoção. A taxa de remoção foi maior com o aumento da vazão. Para as vazões de 1500 e 1800 L/h esta variação foi menor, possivelmente por esta diferença de vazão (300 L/h) não ser significativa quando trabalhando com uma voltagem maior (250V).

As densidades de corrente calculadas foram para as vazões de 1000, 1500 e 1800 L/h respectivamente 1,85; 2,17 e 2,1 mA/cm². Pode-se considerar que não houve variação na densidade de corrente com o aumento da vazão de 1500 para 1800 L/h.

Com relação ao teste anterior (200V), com o aumento da voltagem foram observadas eficiências de remoção menores, apesar da qualidade da água de alimentação não ter variado significativamente.

As taxas de remoção de cloretos e TDS só foram maiores com o aumento de voltagem na vazão de 1.000 L/h, para as vazões de 1.500 e 1.800 L/h as taxas foram menores com o aumento da voltagem para 250 V.

Com relação a densidade de corrente nos testes com 200 e 250 V, na vazão de 1000 L/h houve um aumento na densidade de corrente, de 1,59 para 1,85 mA/cm², com o aumento na

voltagem. Para as vazões de 1500 e 1800 L/h, porém, houve uma ligeira diminuição no valor da densidade de corrente com o aumento da voltagem. Na vazão de 1500 L/h a densidade de corrente diminuiu de 2,29 para 2,17 mA/cm² com o aumento da voltagem, e na vazão de 1800 L/h reduziu de 2,23 para 2,1 mA/cm². Isso sugere, novamente um alcance de uma densidade de corrente limite.

4.3. Teste de Voltagem com 1 Estágio

Com o desenvolvimento no conhecimento do processo de eletrodialise foi observada a necessidade de se obter a corrente limite e a partir daí, escolher a voltagem de trabalho e não fixá-la aleatoriamente. Este teste consiste no levantamento da curva para cada vazão, da voltagem e da corrente, a fim de obter naquela vazão a voltagem otimizada, evitando problemas de polarização, queda na eficiência e consumo excessivo de energia.

Para cada vazão foi aumentada a voltagem de forma a atingir o pico, onde mesmo continuando a aumentar a voltagem, a corrente não variava mais. Para cada vazão e voltagem foram retiradas 3 amostras nos tempos de operação de 8, 10 e 12 minutos (ciclo de reversão de 15 minutos) para determinação de condutividade, cloretos e sólidos totais dissolvidos. Foram escolhidos estes tempos por não estarem próximos a reversão do ciclo. As amostragens foram realizadas sempre no mesmo ciclo. Os ciclos de 15 minutos cada são denominados de par e ímpar. Como as análises químicas são sempre realizadas no ciclo ímpar, adotado como padrão, para este teste as amostras foram também retiradas no ciclo ímpar.

Foram anotadas ao longo dos testes variações de temperatura da água de alimentação e pressão no módulo de membranas.

4.3.1. 1º Teste de Voltagem

No primeiro teste de voltagem foram avaliadas as vazões de 1000, 1500, 1750 e 2000L/h de produto e voltagens de 200, 250 e 280V, máxima conseguida no *stack*.

Os resultados de voltagem x corrente estão mostrados na tabela 33.

Tabela 33- Correntes obtidas no 1º teste de voltagem.

Vazão	Corrente (A)											
	1000 L/h			1500 L/h			1750 L/h			2000 L/h		
Tensão/Tempo	8 min	10 min	12 min	8 min	10 min	12 min	8 min	10 min	12 min	8 min	10 min	12 min
200V	3,5	3,5	3,5	4,5	4,5	4,5	4,6	4,6	4,6	3,6	3,6	3,6
250V	3	3	3	3,7	3,7	3,7	3,9	3,9	3,9	4	4	4
280V	3,1	3,1	3,1	3,9	3,9	3,9	4,4	4,4	4,4	4,4	4,4	

Pelos resultados, ao longo do ciclo para cada vazão e voltagem não se observa variação da corrente e para o aumento de vazão em cada voltagem há um aumento na corrente excetuando-se os dados para vazão de 2.000 L/h. Os dados acima foram plotados no gráfico da figura 42.

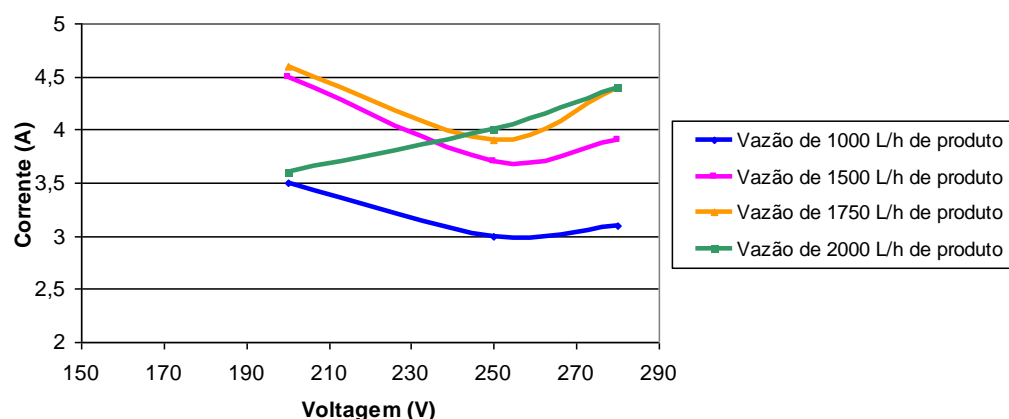


Figura 42- Gráfico corrente x tensão para o primeiro teste.

Não foi observado o máximo na corrente e sim o mínimo. As tensões provavelmente estão bem abaixo do valor limite.

Abaixo segue a tabela 34 com os resultados das condutividades medidas.

Tabela 34- Resultados das condutividades medidas no primeiro teste de tensão.

Vazão	Ponto de Amostragem	Condutividade (mS/cm)											
		1000 L/h			1500 L/h			1750 L/h			2000 L/h		
Tensão/Tempo		8 min	10 min	12 min	8 min	10 min	12 min	8 min	10 min	12 min	8 min	10 min	12 min
200V	Entrada	3,1			3,1			2,97			2,34		
	Saída	0,87	0,91	0,8	1,31	1,27	1,3	1,47	1,28	1,36	1,24	1,18	1,22
250V	Entrada	2,5			2,42			2,37			2,37		
	Saída	0,69	0,7	0,71	0,98	0,99	1	1,06	1,07	1,11	1,14	1,18	1,16
280V	Entrada	2,47			2,4			2,47			2,44		
	Saída	0,57	0,63	0,63	0,93	0,93	0,94	1,03	1,06	1,02	1,16	1,15	1,16

Pode ser observada uma leve tendência do aumento da condutividade no produto ao longo do ciclo.

Abaixo segue a tabela com os resultados de cloretos que foram feitos em somente uma amostra retirada no tempo 8 min.

Tabela 35- Resultados das análises de cloretos no primeiro teste de tensão.

Cloreto (mg/L) - Alimentação 502,1				
Tensão/Vazão	1000 L/h	1500 L/h	1750 L/h	2000 L/h
200 V	172,1	243,9	191,2	215,2
250 V	143,4	186,5	198,1	219,4
280 V	100,4	100,4	189,9	200,8

Foi observado que para cada vazão o aumento da voltagem resultou em maiores remoções de cloretos e para cada voltagem o aumento de vazão levou a diminuição da eficiência.

Como não foi possível obter a corrente limite utilizando as voltagens do próprio *stack*, foi realizado um 2º teste utilizando uma fonte externa com objetivo de se alcançar voltagens maiores e os valores de corrente e voltagem limites.

4.3.2. 2º Teste de Voltagem

Foi realizado um segundo teste, substituindo o anterior com o objetivo de alcançar voltagens maiores, obtidas com auxílio de capacitor e transformador externo.

Foram avaliadas as vazões de 1000, 1500 e 2000 L/h e voltagens de 250, 270, 330, 390, 440 e 480V. Não há um ajuste fino na voltagem e sim uma escala onde após a mudança é medida a voltagem real no *stack* com um voltímetro.

Este teste foi realizado em 2 dias devido a maior variedade de voltagens utilizadas. A tabela 36 e a figura 43 apresentam esses resultados.

Tabela 36- Correntes obtidas no 2º teste de voltagem.

Vazão	Corrente (A)								
	1000 L/h			1500 L/h			2000 L/h		
Tensão/Tempo	8 min	10 min	12 min	8 min	10 min	12 min	8 min	10 min	12 min
250V	3	2,8	2,7	3,4	3,4	3,4	3,8	3,8	3,8
270V	3	3	3	3,6	3,5	3,5	4	4	4
330V	3,4	3,4	3,4	4	4	4	4,5	4,5	4,5
390V	3,6	3,6	3,5	4,2	4,2	4,2	4,8	4,8	4,8
440V	3,6	3,6	3,6	4,5	4,5	4,5	5,2	5,2	5,2
480V	3,9	3,9	3,9	4,5	4,6	4,6	5,3	5,3	5,3

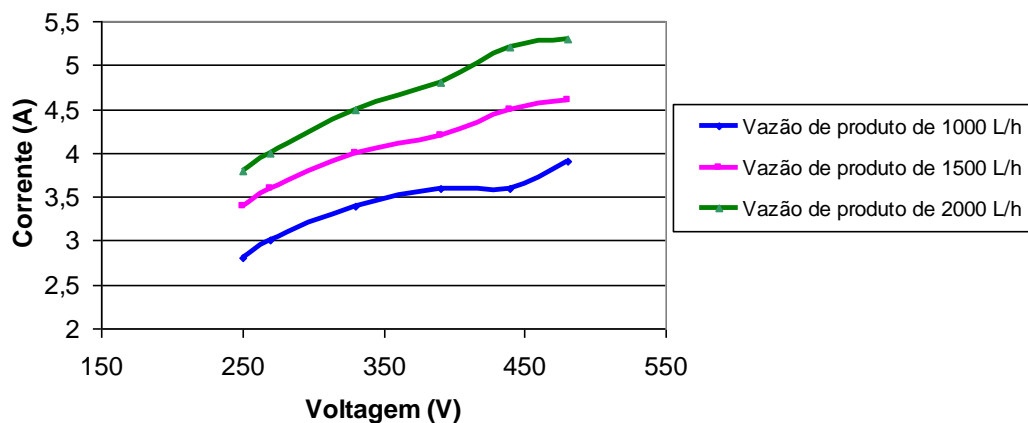


Figura 43- Gráfico corrente x voltagem para o segundo teste.

Novamente foi observado o aumento da corrente para cada vazão com aumento da voltagem e para cada voltagem com aumento da vazão.

Nos gráficos abaixo, figuras 44, 45 e 46 são medidos as correntes e voltagens limite para cada vazão definido em literatura pela interseção das retas tangentes a curva.

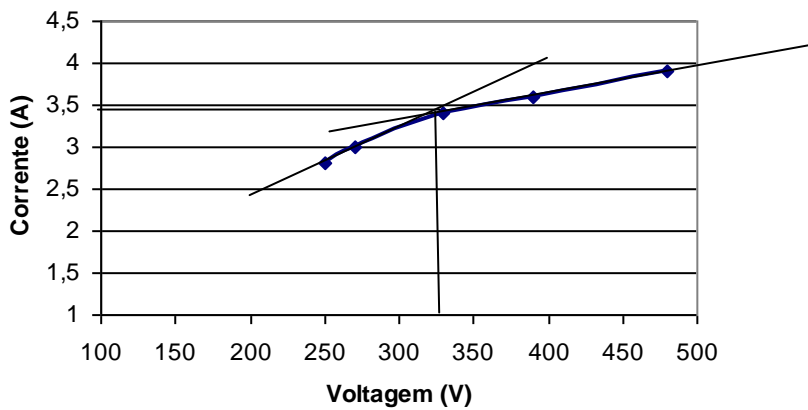


Figura 44- Corrente e voltagem limite para vazão de 1.000 L/h de produto.

Para a vazão de 1.000L/h de produto a corrente limite é 3,4 A e voltagem 330V.

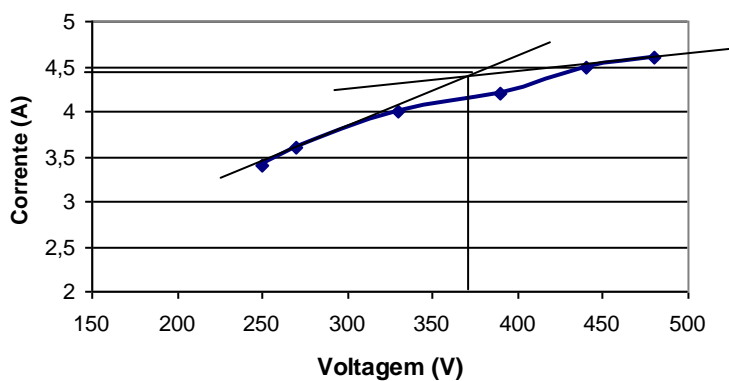


Figura 45- Corrente e voltagem limite para vazão de 1.500L/h de produto.

Para vazão de 1500 L/h, a corrente limite é 4,4 A e voltagem de 370V.

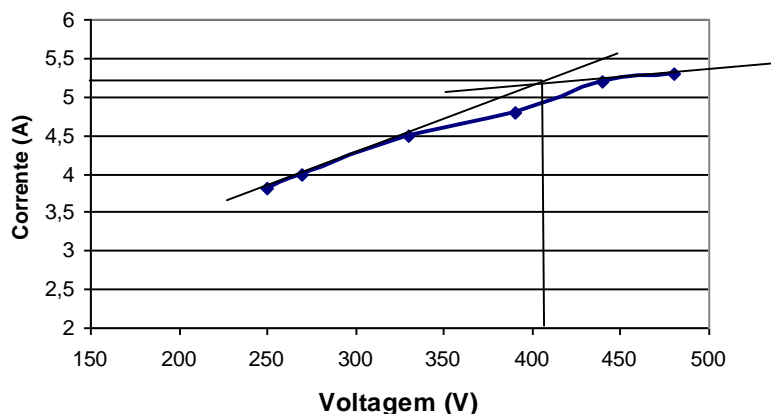


Figura 46- Corrente e voltagem limite para vazão de 2.000 L/h de produto.

Para vazão de 2.000 L/h de produto, a corrente limite é 5,2 A e voltagem de 410V.

Com o aumento da vazão foram maiores os valores de corrente e voltagem limite. Em plantas industriais de eletrodiálise é adotado 60 a 80% deste valor limite.

As medidas de cloretos e condutividade são mostrados nas tabelas 37 e 38. Para este teste foi medida a temperatura e foi observada a variação de 26 a 18,3°C, o que pode influenciar na condutividade. Com isso foi feita a correção da condutividade adotando a temperatura de 26°C e usando a correlação de que para cada 0,15 °C de diferença a variação na condutividade é de 0,01 mS/cm.

Tabela 37- Condutividades medidas no 2º teste de voltagem.

Vazão	Ponto de Amostragem	Condutividade (mS/cm)								
		1000 L/h			1500 L/h			2000 L/h		
Tensão/Tempo		8 min	10 min	12 min	8 min	10 min	12 min	8 min	10 min	12 min
250V	Entrada	2,42			2,48			2,31		
	Saída	0,74	0,78	0,84	1,22	1,22	1,2	1,07	1,07	1,05
270V	Entrada	2,45			2,48			2,38		
	Saída	0,7	0,73	0,78	1,15	1,14	1,15	1,03	1,02	0,91
330V	Entrada	2,57			2,48			2,44		
	Saída	0,57	0,59	0,63	1,02	1,02	1,03	0,98	0,98	0,99
390V	Entrada	2,52			2,48			2,31		
	Saída	0,52	0,53	0,58	0,93	0,94	0,95	0,91	0,92	0,93
440V	Entrada	2,48			2,44			2,46		
	Saída	0,59	0,65	0,67	0,84	0,85	0,87	1,04	1,08	1,12
480V	Entrada	2,39			2,44			2,46		
	Saída	0,49	0,49	0,5	0,9	0,9	0,9	1,08	1,11	1,12

Novamente é observada uma tendência do aumento da condutividade no produto ao longo de cada ciclo.

Abaixo segue a tabela 38 com os resultados de cloretos.

Tabela 38- Concentração de cloretos de entrada e saída medidos no 2º teste de voltagem.

		Cloreto (ppm)		
Tensão/Vazão		1000 L/h	1500 L/h	2000 L/h
Entrada		532,4	539,2	521,2
Produto	250 V	135	223,8	255,7
	270V	125,8	204,8	242,4
	330V	114,6	187,8	225,2
	390V	95,5	167,5	208,1
	440V	117,8	157,6	196,7
	480V	101	161,9	172,9

A concentração de cloretos na saída diminui com o aumento da voltagem, porém nas voltagens mais altas esta diminuição se torna menos significativa.

4.3.3. Conclusão Parcial (teste de voltagem em 1 estágio)

Nos testes de voltagem realizados pode-se observar o comportamento do processo ao longo do ciclo de 15 minutos. A corrente não varia, ou essa variação não é detectada na escala do amperímetro do módulo. A condutividade ao longo dos 15 minutos tende a aumentar no produto.

Para cada vazão o aumento da voltagem leva a valores de corrente limite maiores, assim como para cada voltagem, o aumento da vazão.

Pode ser calculada a densidade de corrente limite para cada vazão avaliada, considerando a área de cada membrana de 0,15668 m².

1.000 L/h de produto – 2,17 mA/cm²

1.500 L/h de produto – 2,8 mA/cm²

2.000 L/h de produto – 3,3 mA/cm²

Os valores operacionais para cada vazão considerando de 60 a 80% do valor limite seriam:

1.000 L/h = 1,3 a 1,7 mA/cm²

1.500 L/h = 1,68 a 2,24 mA/cm²

2.000 L/h = 1,98 a 2,64 mA/cm²

Correlacionando os valores acima com os testes iniciados anteriormente com voltagens de 200 e 250V temos que :

Para a vazão de 1000 L/h, o teste com 200V foi utilizada densidade de corrente no intervalo adequado (1,59 mA/cm²) mas com o aumento de voltagem a densidade de corrente (1,85 mA/cm²) ultrapassou os 80% do valor limite ficando em 85%.

Para a vazão de 1500 L/h, ambos os testes, com voltagem de 200 e 250 V tiveram a densidade de corrente dentro do intervalo operacional, 2,29 e 2,17 respectivamente.

Para achar a densidade limite de corrente para vazão de 1800 l/h podemos plotar os valores do teste de voltagem em um gráfico, como mostra a figura 47.

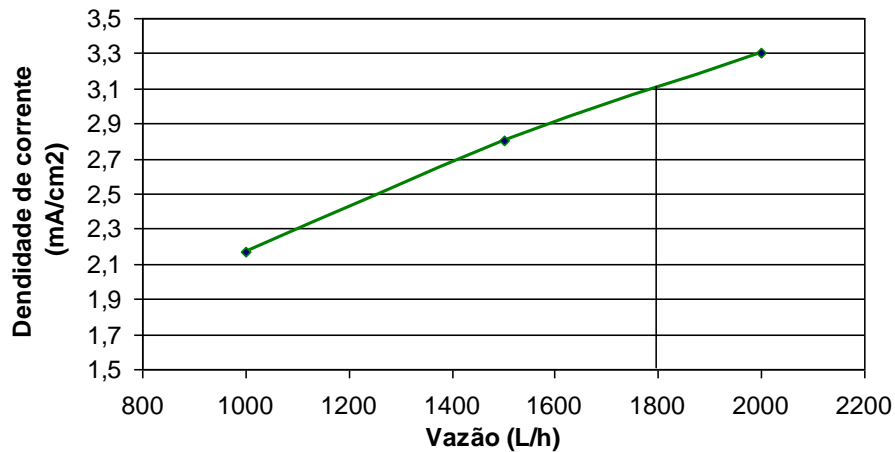


Figura 47- Gráfico da vazão x densidade de corrente para configuração em 1 estágio.

Para a vazão de 1.800 L/h tem-se uma densidade de 3,1 mA/cm². O intervalo operacional seria então de 1,86 a 2,48 mA/cm².

De acordo com os testes realizados na unidade operando com 200V e 250V os valores da densidade de corrente utilizados; 2,23 e 2,1 mA/cm² respectivamente, estão no intervalo de operação.

4.4. Unidade Operando com 2 Estágios e 250V

Foram feitos testes com a unidade em 2 estágios e 250 V. Nesta etapa foram adicionadas por recomendação do fabricante 25 membranas, ficando 210 no primeiro estágio e 175 no segundo, para manter uma velocidade maior no 2º estágio, que recebe um concentrado mais crítico em termos de salinidade e um produto mais diluído. O aumento da velocidade gera maior turbulência no compartimento do produto melhorando transferência iônica e dificulta a formação de precipitações no compartimento concentrado. Foram testadas vazões de 600, 800 e 1000L/h de produto, mantendo uma velocidade similar com a unidade operando em 1 estágio.

4.4.1. Vazão de Produto de 600 L/h

O teste com a unidade operando com vazão de 600 L/h foi realizada em 10 dias e os resultados médios operacionais e analíticos são mostrados nas tabelas 39, 40 e 41.

Tabela 39- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 2 estágios, 250V e 600 L/h de produto.

	Vazão Produto(L/h)	Vazão Rejeito(L/h)	Pressão Produto(Bar)	Pressão Rejeito(Bar)	Corrente (A)
Médio	578	60	1,2	1,1	1,6
Máximo	600	60	1,4	1,4	1,8
Mínimo	400	< 50	1,0	0,9	1,3

Tabela 40- Monitoramento analítico da piloto operando com 2 estágios, 250V e 600 L/h de produto.

Parâmetro		Média	Máximo	Mínimo
Cloreto (ppm)	Entrada	442,5	482,9	412,0
	Saída	44,2	56,8	39,3
	Rejeito	1835,7	2533,0	1398,7
TDS (ppm)	Entrada	1415,0	3180,0	1080,0
	Saída	166,0	370,0	125,0
	Rejeito	3832,1	5250,0	2550,0
Condutividade (mS/cm)	Entrada	2,3	2,4	2,2
	Saída	0,3	0,7	0,3
	Rejeito	7,7	10,5	5,1
Amônia (ppm)	Entrada	8,7	10,4	6,9
	Saída	0,8	0,9	0,6
	Rejeito	47,6	47,6	47,6
Fósforo Solúvel (ppm)	Entrada	0,5	0,6	0,4
	Saída	0,3	0,3	0,3
Alcalinidade (ppm)	Entrada	159,1	165,8	155,0
	Saída	26,5	49,3	15,0
	Rejeito	358,0	607,2	245,0
Turbidez (NTU)	Entrada	0,3	0,3	0,2
	Saída	0,2	0,3	0,2
TOC (ppm)	Entrada	7,2	9,4	4,8
	Saída	5,9	7,8	3,6
Cor (HAZEN)	Entrada	23,3	30,0	20,0
	Saída	10,0	10,0	10,0
Dureza (ppm)	Entrada	51,2	51,2	51,2
	Saída	20,5	20,5	20,5
	Rejeito	820,4	820,4	820,4
Cálcio (ppm)	Entrada	85,5	85,5	85,5
	Saída	6,4	6,4	6,4
	Rejeito	331,5	386,0	277,0
Sílica (ppm)	Entrada	14,5	14,5	14,5
	Saída	13,2	13,2	13,2
	Rejeito	15,1	15,1	15,1
Sulfato (ppm)	Entrada	245,5	245,5	245,5
	Saída	35,2	35,2	35,2
	Rejeito	611,1	611,1	611,1
Ferro total (ppm)	Entrada	0,05	0,05	0,05
	Saída	0,05	0,05	0,05
	Rejeito	0,15	0,15	0,15
Manganês total (ppm)	Entrada	0,05	0,05	0,05
	Saída	0,05	0,05	0,05
	Rejeito	0,05	0,05	0,05

Tabela 41- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 2 estágios, 250 V e 600 L/h de produto.

Parâmetro	Eficiência de remoção (%)
Cloreto	90,0
TDS	88,3
Condutividade	86,9
Amônia	90,8
Fósforo	39,2
Alcalinidade	83,3
Dureza	59,9
Cálcio	92,5
Cor	57,1
Sulfato	85,7

As remoções foram baixas para turbidez (13,7%), TOC (18,8%) e sílica (8,9%). Não houve remoção para ferro e manganês, por estarem em baixa concentração, 0,05 ppm.

A taxa de remoção para cloretos foi de 3,9 g/h/m² e para TDS 12,4 g/h/m².

Ao final do teste foi verificado precipitação no tanque de concentrado. A unidade então foi aberta para verificação e nas válvulas, assim como entre as membranas, havia muita precipitação. Foi removida uma amostra do material depositado na membrana e enviada para análise no CENPES. O resultado mostrou que 99% era constituído de carbonato de cálcio. Com isso foi realizada uma limpeza química com solução de ácido clorídrico, removendo a incrustação.

4.4.2. Vazão de Produto de 800 L/h

O teste com a unidade operando com vazão de 800 L/h foi realizada em 20 dias e os resultados médios operacionais e analíticos são mostrados nas tabelas abaixo.

Tabela 42- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 2 estágios, 250V e 800 L/h de produto.

	Vazão Produto(L/h)	Vazão Rejeito(L/h)	Pressão Produto(Bar)	Pressão Rejeito(Bar)	Corrente (A)
Médio	798	80	2,4	2,4	2,1
Máximo	800	80	2,4	2,4	2,5
Mínimo	750	80	2,3	2,3	2,0

Tabela 43- Monitoramento analítico da piloto operando com 2 estágios, 250V e 800 L/h de produto.

Parâmetro		Média	Máximo	Mínimo
Cloreto (ppm)	Entrada	422,0	468,5	354,3
	Saída	51,5	58,1	40,4
TDS (ppm)	Entrada	1133,5	2080,0	1000,0
	Saída	172,8	220,0	115,0
	Rejeito	3366,4	4060,0	2005,0
Condutividade (mS/cm)	Entrada	2,1	2,3	1,0
	Saída	0,3	0,4	0,2
	Rejeito	6,7	8,1	4,0
Amônia (ppm)	Entrada	13,3	15,2	11,4
	Saída	1,3	1,3	1,2
Fósforo Solúvel (ppm)	Entrada	0,6	0,8	0,3
	Saída	0,4	0,5	0,3
Alcalinidade (ppm)	Entrada	196,9	227,5	154,3
	Saída	35,7	47,1	14,8
Turbidez (NTU)	Entrada	0,3	0,7	0,1
	Saída	0,3	0,5	0,1
TOC (ppm)	Entrada	6,2	9,5	2,1
	Saída	5,6	9,0	2,2
Cor (HAZEN)	Entrada	16,0	20,0	10,0
	Saída	10,0	10,0	10,0
Dureza (ppm)	Entrada	257,0	258,1	256,6
	Saída	37,5	48,1	26,9
	Rejeito	689,0	857,1	540,9
Cálcio (ppm)	Entrada	75,3	82,0	63,0
	Saída	9,2	10,2	8,4
	Rejeito	254,2	315,5	150,0
Sílica (ppm)	Entrada	15,8	16,4	14,6
	Saída	15,1	15,9	13,9
	Rejeito	17,5	19,8	14,5
Sulfato (ppm)	Entrada	191,5	246,0	156,1
	Saída	42,9	56,9	28,3
	Rejeito	543,8	638,4	400,0
Ferro total (ppm)	Entrada	0,05	0,05	0,05
	Saída	0,05	0,05	0,05
	Rejeito	0,05	0,05	0,05
Manganês total (ppm)	Entrada	0,05	0,05	0,05
	Saída	0,05	0,05	0,05
	Rejeito	0,09	0,11	0,06

Tabela 44- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 2 estágios, 250 V e 800 L/h de produto.

Parâmetro	Eficiência de remoção (%)
Cloreto	87,8
TDS	84,8
Condutividade	85,7
Amônia	90,2
Fósforo	30,7
Alcalinidade	81,9
Dureza	85,4
Cálcio	87,8
Cor	37,5
Sulfato	77,6

As remoções foram baixas para turbidez (13,6%), TOC (9,2%) e sílica (4,3%). Não houve remoção para ferro e manganês, por estarem em baixa concentração, 0,05 ppm.

A taxa de remoção para cloretos foi de 4,9 g/h/m² e para TDS 12,7 g/h/m².

4.4.3. Vazão de produto de 1000L/h

O teste com a unidade operando com vazão de 1.000 L/h foi realizada em 10 dias e os resultados médios operacionais e analíticos são mostrados nas tabelas abaixo.

Tabela 45- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 2 estágios, 250V e 1.000 L/h de produto.

	Vazão Produto(L/h)	Vazão Rejeito(L/h)	Pressão Produto(Bar)	Pressão Rejeito(Bar)	Corrente (A)
Médio	1000	99	1,6	1,3	2,5
Máximo	1000	100	1,6	1,4	3,0
Mínimo	1000	90	1,4	1,2	2,0

Tabela 46- Monitoramento analítico da piloto operando com 2 estágios, 250V e 1.000 L/h de produto.

Parâmetro		Média	Máximo	Mínimo
Cloreto (ppm)	Entrada	547,0	623,2	464,3
	Saída	124,1	195,7	71,0
	Rejeito	1983,4	2484,0	1492,9
TDS (ppm)	Entrada	1288,6	1420,0	1120,0
	Saída	399,7	570,0	228,0
	Rejeito	4037,1	4970,0	3265,0
Condutividade (mS/cm)	Entrada	2,6	2,8	2,2
	Saída	0,8	1,1	0,5
	Rejeito	8,1	9,9	6,5
Fósforo Solúvel (ppm)	Entrada	0,7	0,7	0,7
	Saída	0,5	0,5	0,5
Alcalinidade (ppm)	Entrada	194,1	222,7	161,3
	Saída	59,4	97,7	10,7
	Rejeito	572,2	692,0	450,4
Turbidez (NTU)	Entrada	0,2	0,3	0,2
	Saída	0,2	0,3	0,2
TOC (ppm)	Entrada	7,8	11,1	4,8
	Saída	7,8	9,9	6,5
Cor (HAZEN)	Entrada	20,0	30,0	10,0
	Saída	11,7	20,0	5,0

Tabela 47- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 2 estágios, 250 V e 1.000 L/h de produto.

Parâmetro	Eficiência de remoção (%)
Cloreto	77,3
TDS	68,9
Condutividade	69,2
Fósforo	33,3
Alcalinidade	69,4
Cor	41,5

A remoção foi baixa para turbidez (4,2%) e não houve remoção pra TOC (0,4%). Para os outros parâmetros como o ferro, manganês, cálcio, amônia e dureza não foram obtidos dados.

A taxa de remoção para cloretos foi de 7,0 g/h/m² e para TDS 14,7 g/h/m².

As velocidades calculadas para esta etapa, como a unidade foi configurada em 2 estágios e com número de membranas diferentes, as velocidades para cada estágio também serão diferentes.

1º estágio = 210 membranas, 32,9028 m²

2º estágio = 175 membranas, 27,419 m²

Tabela 48- Velocidades para as vazões testadas.

Vazão (m3/h)	Velocidade (m/s)	
0,578	1º estágio	0,15
	2º estágio	0,18
0,798	1º estágio	0,21
	2º estágio	0,25
1	1º estágio	0,26
	2º estágio	0,32

Na primeira vazão as velocidades ficaram abaixo do mínimo de projeto que é 0,2 m/s. E ao longo deste teste foram constatadas incrustações nas válvulas e no tanque de concentrado, o que foi resolvido com limpeza ácida.

4.4.4. Conclusão Parcial (2 estágios e 250V)

A remoção de TOC, turbidez e sílica foi muito baixa. Não pode ser calculada a eficiência na remoção, manganês e ferro devido a estes elementos estarem presentes em baixa concentração na alimentação.

Com as mesmas condições de voltagem (250V) e configuração (2 estágios), o aumento da vazão resultou na diminuição da eficiência de remoção. A taxa de remoção para cloretos e

TDS foi maior com o aumento da vazão. Para as vazões de 600 e 800L/h esta variação foi pequena, o que pode ser devido a vazão de 600 L/h estar abaixo do limite de projeto. Já comparando com os resultados na vazão de 1.000 L/h, esta diferença, tanto na eficiência como na taxa, foi significativa.

Comparando os dados obtidos na vazão de 1.000 L/h com o teste na condição de 1 estágio, 250V e 1.000 L/h, a eficiência em 2 estágios teve um leve aumento e as taxas de remoção de cloretos e TDS foram similares. A taxa de remoção de íons era esperado que não variasse, mas a eficiência sim deveria ser diferente, bem maior para 2 estágios. Isso não foi observado, pois a velocidade calculada para a condição de 1 estágio (0,15 m/s) foi bem menor que para 2 estágios (0,26 m/s no 1º e 0,32 m/s no 2º) implicando em maior tempo de residência e, conseqüentemente, maior remoção iônica.

4.5. Teste de Voltagem com Unidade em 2 Estágios (180 membranas em cada estágio)

Para uma melhor avaliação comparativa da unidade nas mesmas condições operando em 1 e 2 estágios, foi feita a mudança na configuração da unidade para 2 estágios com 180 membranas cada, para comparação com o teste realizado em 1 estágio e 360 membranas.

Foram avaliadas as vazões de 800, 1100 e 1.200 L/h de produto e voltagens de 250, 270, 330, 400, 460 e 490V, conseguidos através de fonte externa.

Amostras foram retiradas nos tempos de 8, 10 e 12 minutos de operação (ciclo de reversão de 15 minutos) para determinação de condutividade, cloretos e sólidos totais dissolvidos. As amostragens foram realizadas no mesmo ciclo ímpar. Foram anotadas ao longo dos testes variações de temperatura da água de alimentação e pressão no módulo de membranas.

Os resultados de voltagem x corrente estão mostrados na tabela 49.

Tabela 49- Correntes obtidas no teste de voltagem para a unidade configurada em 2 estágios.

Vazão	Corrente (A)								
	800 L/h			1100 L/h			1200 L/h		
Tensão/Tempo	8 min	10 min	12 min	8 min	10 min	12 min	8 min	10 min	12 min
250V	2,3	2,3	2,3	2,6	2,6	2,6	2,6	2,6	2,6
270V	2,4	2,4	2,4	2,7	2,7	2,7	2,8	2,7	2,7
330V	2,5	2,5	2,5	2,9	2,9	2,9	3	3	3
400V	2,6	2,7	2,7	3,1	3,1	3,1	3,2	3,2	3,2
460V	2,7	2,7	2,7	3,2	3,2	3,2	3,3	3,3	3,3
490V							3,4	3,4	3,4

De acordo com os resultados acima, ao longo do ciclo para cada vazão e voltagem não se observa variação da corrente.

Para cada vazão o aumento da voltagem resultou em aumento da corrente.

Para cada voltagem, com o aumento da vazão houve um aumento na corrente, mais significativo nas vazões de 800 para 1100 L/h. Para a vazão de 1200 L/h houve pequena diferença em relação a 1.100 L/h, o que pode ser explicado pela pequena diferença na vazão (100 L/h).

Os dados acima foram plotados no gráfico da figura 48.

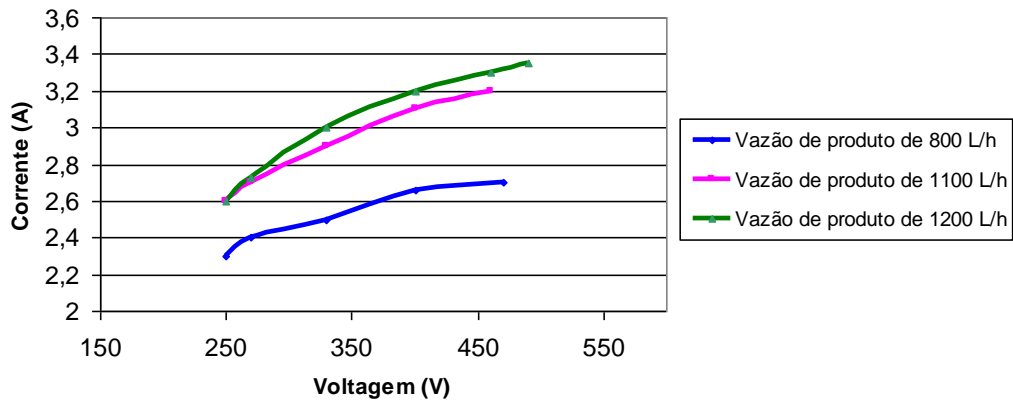


Figura 48- Gráfico corrente x tensão para o teste com a unidade e 2 estágios.

Nos gráficos das figuras 49, 50 e 51 são medidos as correntes e tensões limite para cada vazão definido pela interseção das retas adjacentes a curva.

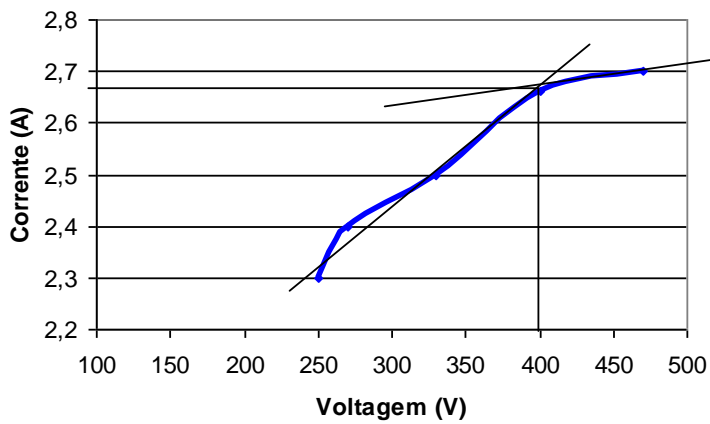


Figura 49- Corrente e tensão limite para unidade em 2 estágios e vazão de 800 L/h de produto.

Para a vazão de 800 L/h de produto a corrente limite é 2,68 A e tensão 400V.

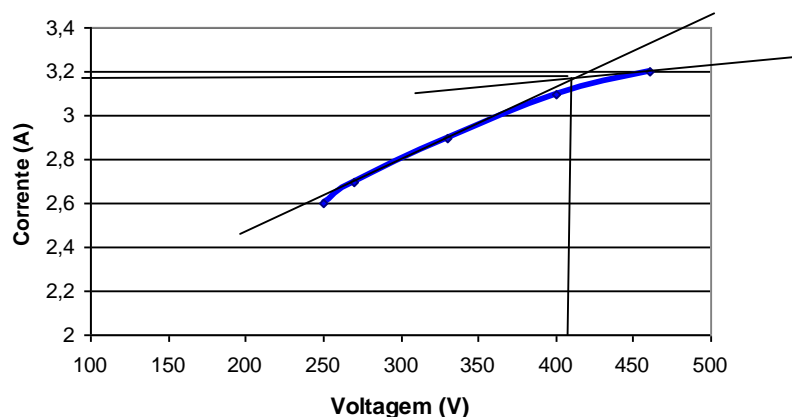


Figura 50- Corrente e voltagem limite para unidade em 2 estágios e vazão de 1.100 L/h de produto

Para vazão de 1.100 L/h a corrente limite é 3,18 A e voltagem limite 410V.

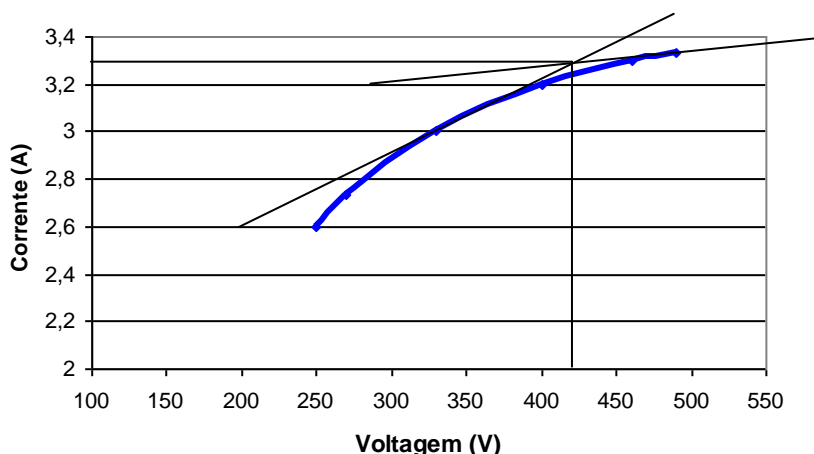


Figura 51- Corrente e voltagem limite para unidade em 2 estágios e vazão de 1.200 L/h de produto

Para vazão de 1200 L/h, a corrente limite é 3,3 A e voltagem de 420V.

Com o aumento da vazão foram maiores os valores de corrente e voltagem limite.

As medidas de cloretos e condutividade são mostradas nas tabelas 50 e 51. Foi medida a temperatura e corrigida a condutividade.

A variação da temperatura durante os testes foi de 25,1 a 28,5 °C e a correção foi feita adotando a temperatura de 26°C e usando a correlação de que para cada 0,15 °C de diferença a variação na condutividade é de 0,01 mS/cm.

Tabela 50- Condutividades medidas no teste de voltagem na condição de 2 estágios.

Condutividade (mS/cm)										
Vazão	Ponto de	800 L/h			1100 L/h			1200 L/h		
Tensão/Tempo	Amostragem	8 min	10 min	12 min	8 min	10 min	12 min	8 min	10 min	12 min
250V	Entrada	1,98			2,02			2,09		
	Saída	0,38	0,34	0,36	0,57	0,59	0,61	0,69	0,72	0,73
270V	Entrada	1,97			2,04			2,05		
	Saída	0,31	0,32	0,34	0,54	0,57	0,59	0,64	0,66	0,7
330V	Entrada	1,95			2,01			2,07		
	Saída	0,26	0,28	0,3	0,49	0,5	0,52	0,63	0,65	0,66
400V	Entrada	1,93			1,97			2,1		
	Saída	0,24	0,26	0,28	0,33	0,38	0,41	0,59	0,61	0,64
460V	Entrada	1,95			1,89			2,12		
	Saída	0,22	0,24	0,27	0,34	0,37	0,39	0,56	0,58	0,59
490V	Entrada							2,12		
	Saída							0,51	0,53	0,56

Como nos testes anteriores é observada a tendência do aumento da condutividade no produto ao longo de cada ciclo.

Tabela 51- Concentração de cloretos de entrada e saída medidos no teste em 2 estágios.

Cloreto (ppm)				
Tensão/Vazão	800 L/h	1100 L/h	1200 L/h	
Entrada				
	378,25	400,26	324,86	
Produto	250 V	70,50	100,87	94,56
	270V	94,56	92,75	90,03
	330V	86,46	88,54	90,78
	400V	64,32	72,65	85,11
	460V	75,65	62,24	75,65
	490V			68,10

Em termos de eficiência na remoção de cloretos os dados são mostrados abaixo.

Tabela 52- Eficiência de remoção de cloretos no teste em 2 estágios.

Eficiência de Remoção de Cloretos (%)				
Tensão/Vazão	800 L/h	1100 L/h	1200 L/h	
Produto	250 V	81,4	74,8	70,9
	270V	75,0	76,8	72,3
	330V	77,1	77,9	72,1
	400V	83,0	81,8	73,8
	460V	80,0	84,5	76,7
	490V			79,0

Para as vazões de 1.100 e 1.200 L/h a eficiência aumenta com o aumento da voltagem e para cada voltagem o aumento da vazão resulta na diminuição da eficiência.

Foi feita também a medida de TDS e verificado o mesmo comportamento que cloretos.

Tabela 53- Concentração de TDS de entrada e saída medidos no teste em 2 estágios.

		TDS (mg/L)								
Vazão	Ponto de	800 L/h			1100 L/h			1200 L/h		
Tensão/Tempo	Amostragem	8 min	10 min	12 min	8 min	10 min	12 min	8 min	10 min	12 min
250V	Entrada	1010			1060			1040		
	Saída	180	200	210	330	340	350	340	360	370
270V	Entrada	1030			1060			1020		
	Saída	200	200	210	310	330	340	320	330	350
330V	Entrada	1030			1060			1030		
	Saída	190	200	210	300	300	310	300	310	320
400V	Entrada	1030			1060			1030		
	Saída	190	200	210	240	260	280	270	280	290
460V	Entrada	1040			1030			1030		
	Saída	170	190	200	250	270	280	250	260	270
490V	Entrada							1020		
	Saída							220	230	250

As pressões monitoradas foram: 3,2 Kgf/cm² para 800 L/h, 3,8 Kgf/cm² para 1.100 L/h e 4,2 Kgf/cm² para 1.200 L/h. Foi realizada a tentativa de se fazer o teste com 1.300 L/h, porém atingiu a pressão de 4,5 Kgf/cm² que desarmava a planta.

4.5.1. Conclusão Parcial (teste de voltagem em 2 estágios)

A corrente não variou ao longo do ciclo, mas aumentou com o aumento da vazão para cada voltagem e com o aumento da voltagem para cada vazão. Os valores de corrente e voltagem limite foram maiores com o aumento da vazão.

A condutividade, cloretos e TDS ao longo dos 15 minutos tendem a aumentar no produto.

O cálculo da densidade de corrente limite para cada vazão está mostrado abaixo:

$$800 \text{ L/h} - 2680 / 1566,8 = 1,71 \text{ mA/cm}^2$$

$$1100 \text{ L/h} - 3180 / 1566,8 = 2,03 \text{ mA/cm}^2$$

$$1200 \text{ L/h} - 3300 / 1566,8 = 2,11 \text{ mA/cm}^2$$

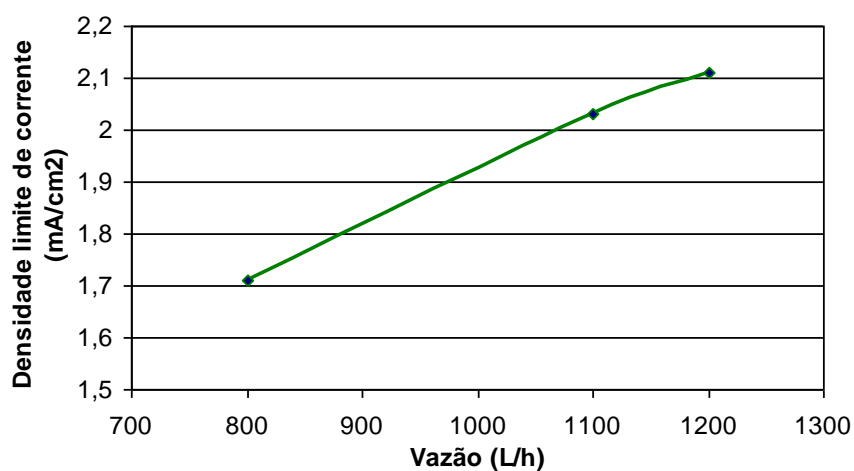


Figura 52- Gráfico de vazão x densidade de corrente limite para EDR configurada e 2 estágios.

Adotando o intervalo recomendado para operação das unidades de EDR, 60 a 80% da densidade limite, temos:

Para 800 L/h = 1,03 a 1,37 mA/cm²

Para 1100 L/h = 1,22 a 1,62 mA/cm²

Para 1200 L/h = 1,26 a 1,69 mA/cm²

Os valores de densidade de corrente para a fase posterior de testes, no qual a unidade-piloto operou com 2 estágios de 180 membranas cada e voltagem de 250 V, obedeceu o intervalo calculado acima.

Para outras vazões, os valores de densidade corrente limite pode ser obtida através do gráfico da figura 52 e o intervalo de 60 e 80% calculados.

4.6. Unidade Operando com 2 Estágios (180 membranas em cada estágio) e 250V

Para melhor comparação com a unidade operando em 1 e 2 estágios com a mesma quantidade de membranas, foram realizados testes com a unidade configurada em 2 estágios, sendo 180 membranas em cada estágio.

Como foram observadas vazões baixas nos testes anteriores em 2 estágios, as vazões selecionadas foram 1.000, 1.100 e 1.200L/h de produto e a voltagem 250V.

Não foi possível adotar a voltagem selecionada nas curvas $i \times V$, pois o teste de voltagem foi realizado em período posterior a da operação da unidade em 2 estágios.

4.6.1. Vazão de produto de 1000 L/h

O teste com a unidade operando com vazão de 1.000 L/h foi realizada em 12 dias e os resultados médios operacionais e analíticos são mostrados nas tabelas 54, 55 e 56.

Tabela 54- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 2 estágios de 180 membranas cada, 250V e 1.000 L/h de produto.

	Vazão Produto(L/h)	Vazão Rejeito(L/h)	Pressão Produto(Bar)	Pressão Rejeito(Bar)	Corrente (A)
Médio	1000	100	3,8	3,8	2,5
Máximo	1000	100	3,8	3,8	2,6
Mínimo	1000	100	3,8	3,8	2,5

A densidade de corrente calculada para o teste na vazão de 1000 L/h é: $2500/1566,8 = 1,59 \text{ mA/cm}^2$.

Tabela 55- Monitoramento analítico da piloto operando com 2 estágios de 180 membranas cada, 250V e 1.000 L/h de produto.

Parâmetro		Média	Máximo	Mínimo
Cloreto (ppm)	Entrada	428,4	462,5	378,3
	Saída	102,1	119,1	54,0
	Rejeito	1451,0	2080,4	807,7
TDS (ppm)	Entrada	1058,6	1095,0	1025,0
	Saída	340,0	380,0	230,0
	Rejeito	3132,1	4345,0	1915,0
Condutividade (mS/cm)	Entrada	2,1	2,2	2,1
	Saída	0,7	0,8	0,5
	Rejeito	6,3	8,7	3,8
Amônia (ppm)	Entrada	9,3	10,5	8,0
	Saída	4,5	7,0	1,9
	Rejeito	20,0	20,0	20,0
Alcalinidade (ppm)	Entrada	104,8	109,7	97,9
	Saída	37,1	50,6	13,7
	Rejeito	329,8	539,5	170,9
Turbidez (NTU)	Entrada	0,4	0,5	0,4
	Saída	0,4	0,4	0,3
TOC (ppm)	Entrada	13,3	18,3	9,0
	Saída	10,9	14,7	7,7
Cor (HAZEN)	Entrada	25,0	30,0	20,0
	Saída	18,3	20,0	15,0
Dureza (ppm)	Entrada	206,0	224,7	187,3
	Saída	32,6	37,1	28,1
	Rejeito	393,3	427,0	359,6
Cálcio (ppm)	Entrada	69,9	73,5	66,3
	Saída	16,7	17,5	16,0
	Rejeito	170,0	180,0	160,0
Sílica (ppm)	Entrada	5,6	6,6	4,7
	Saída	5,3	6,6	4,1
	Rejeito	7,0	7,1	6,9
Sulfato (ppm)	Entrada	199,0	203,0	195,0
	Saída	103,7	106,0	101,4
	Rejeito	576,0	614,0	538,0
Ferro total (ppm)	Entrada	< 0,05		
	Saída	< 0,05		
	Rejeito	0,07	0,07	0,06
Manganês total (ppm)	Entrada	0,06	0,06	0,05
	Saída		0,05	< 0,05
	Rejeito	0,12	0,14	0,10

Tabela 56- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 2 estágios com 180 membranas cada, 250 V e 1.000 L/h de produto.

Parâmetro	Eficiência de remoção (%)
Cloreto	76,2
TDS	67,9
Condutividade	67,9
Amônia	51,9
Alcalinidade	64,7
Dureza	84,2
Cálcio	76,1
Sulfato	47,9

As remoções foram baixas para turbidez (21,3%), TOC (18,4%), cor (26,7%) e sílica (5%).

A taxa de remoção para cloretos foi de 5,8 g/h/m² e para TDS 12,7 g/h/m².

4.6.2. Vazão de produto de 1100 L/h

O teste com a unidade operando com vazão de 1.100 L/h foi realizada em 12 dias e os resultados médios operacionais e analíticos são mostrados nas tabelas 57, 58 e 59.

Tabela 57- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 2 estágios de 180 membranas cada, 250V e 1.100 L/h de produto.

	Vazão Produto(L/h)	Vazão Rejeito(L/h)	Pressão Produto(Bar)	Pressão Rejeito(Bar)	Corrente (A)
Médio	1100	110	4,5	4,5	2,5
Máximo	1100	110	4,5	4,5	2,9
Mínimo	1100	110	4,5	4,5	2,5

A densidade de corrente para a vazão de 1100 L/h é: $2500/1566,8 = 1,59 \text{ mA/cm}^2$.

Tabela 58- Monitoramento analítico da piloto operando com 2 estágios de 180 membranas cada, 250V e 1.100 L/h de produto.

Parâmetro		Média	Máximo	Mínimo
Cloreto (ppm)	Entrada	419,7	498,2	377,1
	Saída	101,5	113,5	93,9
	Rejeito	1552,5	2165,6	1142,5
TDS (ppm)	Entrada	955,7	1045,0	855,0
	Saída	302,6	333,5	235,0
	Rejeito	3044,0	3800,0	2325,0
Condutividade (mS/cm)	Entrada	1,9	2,1	1,7
	Saída	0,6	0,7	0,5
	Rejeito	6,1	7,6	4,7
Amônia (ppm)	Entrada	5,4	10,0	1,6
	Saída	1,3	2,0	0,4
	Rejeito	28,6	28,6	28,6
Alcalinidade (ppm)	Entrada	91,9	107,1	72,7
	Saída	26,6	39,0	14,2
	Rejeito	253,9	388,6	52,7
Turbidez (NTU)	Entrada	0,3	0,4	0,2
	Saída	0,3	0,4	0,2
TOC (ppm)	Entrada	11,6	15,4	7,7
	Saída	7,9	11,2	3,7
Cor (HAZEN)	Entrada	16,7	20,0	10,0
	Saída	10,0	15,0	5,0
Cálcio (ppm)	Entrada	96,0		
	Saída	27,0		
	Rejeito	222,2		
Sílica (ppm)	Entrada	7,5		
	Saída	7,2		
	Rejeito	7,2		
Sulfato (ppm)	Entrada	160,3		
	Saída	87,6		
	Rejeito	422,3		
Ferro total (ppm)	Entrada	0,05		
	Saída	0,05		
	Rejeito	0,06		
Manganês total (ppm)	Entrada	0,05		
	Saída	0,05		
	Rejeito	0,11		

Tabela 59- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 2 estágios com 180 membranas cada, 250 V e 1.100 L/h de produto.

Parâmetro	Eficiência de remoção (%)
Cloreto	75,8
TDS	68,3
Condutividade	68,3
Amônia	76,2
Alcalinidade	71,0
TOC	31,5
Cor	40,0
Cálcio	71,9
Sulfato	45,3

As remoções foram baixas para turbidez (18,4%) e sílica (3,2%). Para o ferro e o manganês não foi observada remoção pois estavam presentes em baixas concentrações (0,05 ppm).

A taxa de remoção para cloretos foi de 6,2 g/h/m² e para TDS 12,7 g/h/m².

4.6.3. Vazão de produto de 1200 L/h

O teste com a unidade operando com vazão de 1.200 L/h foi realizada em 20 dias e os resultados médios operacionais e analíticos são mostrados nas tabelas 60, 61 e 62.

Tabela 60- Parâmetros operacionais obtidos com a piloto operando com 2 estágios de 180 membranas cada, 250V e 1.200 L/h de produto.

	Vazão Produto(L/h)	Vazão Rejeito(L/h)	Pressão Produto(Bar)	Pressão Rejeito(Bar)	Corrente (A)
Médio	1200	120	4,4	4,8	2,4
Máximo	1200	120	4,8	4,8	2,5
Mínimo	1200	120	4,0	4,7	2,0

A densidade de corrente para a vazão de 1200 L/h é: $2400/1566,8 = 1,53 \text{ mA/cm}^2$.

Tabela 61- Monitoramento analítico da piloto operando com 2 estágios de 180 membranas cada, 250V e 1.200 L/h de produto.

Parâmetro		Média	Máximo	Mínimo
Cloreto (ppm)	Entrada	405,6	465,5	334,0
	Saída	104,5	132,4	75,7
	Rejeito	1244,5	1973,7	644,0
TDS (ppm)	Entrada	868,6	975,0	810,0
	Saída	305,4	374,0	257,0
	Rejeito	2569,3	3845,0	1660,0
Condutividade (mS/cm)	Entrada	1,7	2,0	1,6
	Saída	0,6	0,7	0,5
	Rejeito	5,1	7,7	3,3
Dureza (ppm)	Entrada	199,6	240,2	171,7
	Saída	51,3	55,9	45,5
	Rejeito	771,6	1272,7	315,8
Amônia (ppm)	Entrada	2,1	2,6	1,8
	Saída	0,6	0,7	0,5
Alcalinidade (ppm)	Entrada	100,9	128,8	72,4
	Saída	46,3	66,7	33,1
	Rejeito	239,4	393,5	68,7
Turbidez (NTU)	Entrada	0,3	0,4	0,2
	Saída	0,3	0,5	0,2
TOC (ppm)	Entrada	13,5	26,2	10,5
	Saída	9,6	12,5	4,5
Cor (HAZEN)	Entrada	11,4	15,0	10,0
	Saída	10,0	10,0	10,0
Cálcio (ppm)	Entrada	58,7	89,0	37,0
	Saída	23,8	30,3	17,0
	Rejeito	228,7	370,0	90,0
Fósforo Solúvel (ppm)	Entrada	0,16	0,24	0,08
	Saída	0,11	0,14	0,09
Sulfeto (ppm)	Entrada	3,4	4,5	2,1
	Saída		3,4	2,4
	Rejeito	2,5	3,3	1,4
Sílica (ppm)	Entrada	7,6	9,4	6,5
	Saída	6,8	7,2	6,3
	Rejeito	7,3	9,4	5,9
Sulfato (ppm)	Entrada	124,4	135,1	111,0
	Saída	61,4	66,1	58,0
	Rejeito	329,9	429,0	257,0
Ferro total (ppm)	Entrada		0,10	< 0,05
	Saída		0,05	< 0,05
	Rejeito		0,21	< 0,05
Manganês total (ppm)	Entrada		0,05	< 0,05
	Saída		0,05	< 0,05
	Rejeito	0,12	0,22	0,05

Tabela 62- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 2 estágios com 180 membranas cada, 250 V e 1.200 L/h de produto.

Parâmetro	Eficiência de remoção (%)
Cloreto	74,2
TDS	64,8
Condutividade	64,8
Dureza	74,3
Amônia	72,6
Alcalinidade	54,1
Cálcio	59,5
Sulfato	50,7

As remoções foram baixas para TOC (28,9%), Cor (12,5%), fósforo solúvel (28,1%) e sílica (9,8%). Não houve remoção de turbidez. Ferro e manganês por estarem em baixa concentração (0,05 ppm), não foi observada remoção.

A taxa de remoção para cloretos foi de 6,4 g/h/m² e para TDS 12 g/h/m².

As velocidades calculadas para esta etapa, como a unidade foi configurada em 2 estágios e com número de membranas iguais, as velocidades para cada estágio serão iguais, o que pode ser visto na tabela 63.

Tabela 63- Velocidades para as vazões testadas.

Vazão (m³/h)	Velocidade (m/s)
1	0,31
1,1	0,34
1,2	0,37

As velocidades ficaram dentro dos valores permitidos para o *stack*.

4.6.4. Conclusão Parcial (2 estágios de 180 membranas cada e 250V)

A remoção de TOC, turbidez, sílica e cor em geral foram muito baixas. Não foi possível o cálculo da eficiência de remoção para o manganês e o ferro por estarem presentes em baixa concentração na alimentação.

Para as 3 vazões avaliadas, nas mesmas condições de voltagem (250V) e configuração (2 estágios), as eficiências de remoção foram similares mostrando uma leve tendência de redução com o aumento da vazão, principalmente para cloretos TDS e condutividade.

A taxa de remoção para cloretos aumentou pouco com o aumento da vazão e a taxa de remoção de TDS não variou.

Os valores de densidade de corrente para as vazões de 1000, 1100 e 1200 L/h foram similares (1,50; 1,59 e 1,53 mA/cm² respectivamente), sendo este fato devido a pouca diferença entre as vazões.

A densidade de corrente calculada para os testes nas 3 vazões estava dentro do intervalo estipulado para operação da EDR.

Para a vazão de 1000 L/h foi obtido o valor da densidade limite do gráfico da figura 51, que é de aproximadamente 1,93 mA/cm² e para projeto operacional adota-se o intervalo de 1,16 a 1,54 mA/cm². O valor obtido em teste foi 1,59 mA/cm², o que podemos considerar dentro da faixa esperada.

Para vazão de 1100 L/h o valor obtido em teste foi 1,59, dentro do intervalo de 1,22 a 1,62 mA/cm². E para a vazão de 1200 L/h foi obtido 1,53 mA/cm², dentro do intervalo de 1,26 a 1,69 mA/cm².

Com relação aos dados do teste com a unidade em 1 estágio e 250 V, as eficiências de remoção foram levemente maiores e as taxas de remoção menores, isso porque a velocidade da unidade operando em 2 estágios é o dobro (0,15 m/s para 1 estágio e 0,31 m/s para 2 estágios), já que a quantidade de membranas é a mesma, o que leva a um menor tempo de residência e menor remoção por estágio.

Comparando a vazão de 1000 L/h, voltagem de 250 V e configurações em 1 ou 2 estágios, a densidade de corrente obtida na unidade-piloto foi maior com a unidade em 1 estágio (1,85 mA/cm²) que em 2 estágios (1,59 mA/cm²).

4.7. Unidade Operando com 2 Estágios (180 membranas em cada estágio), 275V e 1100 L/h de Produto

Segundo dados de projeto, teste anterior da unidade operando com 2 estágios e vazões de 1000, 1100 e 1200 L/h e teste de voltagem em 2 estágios, foi selecionada a condição ótima de operação para o *stack* em questão.

A vazão selecionada foi 1.100 L/h de produto, no qual a velocidade é intermediária em relação aos valores máximo e mínimo de projeto (0,34 m/s) e considerando que para a vazão de 1200 L/h não houve ganho em eficiência e em taxa de remoção.

Segundo o teste de voltagem, o valor máximo obtido por gráfico foi 410V. Operacionalmente adota-se de 60 a 80% deste valor que corresponde a voltagens de 246 a 328V. Foi selecionada a voltagem de 275V, um pouco acima do mínimo e valor máximo obtido na unidade-piloto sem o uso de fonte externa.

Com a unidade em 2 estágios, 275 V e 1100 L/h de produto, foi feito um monitoramento da operação da EDR sem o pré-tratamento com o filtro de carvão ativado já que a concentração do TOC no efluente na saída da microfiltração (em torno de 20 ppm) estava levemente acima da concentração na saída do carvão ativado (em torno de 12 ppm). Segundo os fornecedores de EDR, o limite para a concentração de TOC na água de alimentação é de 15 ppm. Qual seria a implicação em passar pelo sistema de EDR uma água com concentração de TOC 5 ppm acima do valor limite?

Este teste é importante para a avaliação do desempenho da EDR e possíveis danos causados nas membranas pelo aumento na concentração de compostos orgânicos solúveis. Para uma unidade industrial esta avaliação poderá orientar para o não uso do carvão ativado no pré-tratamento, diminuindo assim os custos de implantação.

A tabela 64 mostra o monitoramento operacional da unidade operando com 2 estágios, 275V e 1100 L/h. Durante a operação com e sem o filtro de carvão a pressão e a corrente não foram alteradas.

Tabela 64- Parâmetros operacionais da unidade operando em 2 estágios, 275V e 1100 L/h com carvão ativado no pré-tratamento.

	Vazão Produto(L/h)	Vazão Rejeito(L/h)	Pressão Produto(Bar)	Pressão Rejeito(Bar)	Corrente (A)
Médio	1100	110	4,6	4,6	1,9
Máximo	1100	110	4,6	4,6	2,5
Mínimo	1100	110	4,4	4,4	1,0

A densidade de corrente obtida neste teste foi de : $1900/1566,8 = 1,21 \text{ mA/cm}^2$, correspondente a 60% da densidade limite obtida no teste de voltagem ($2,03 \text{ mA/cm}^2$).

4.7.1. Pré-tratamento com carvão ativado

O monitoramento analítico da unidade operando com carvão ativado no pré-tratamento foi realizado em 30 dias e os resultados são mostrados nas tabelas 65 e 66.

Tabela 65- Monitoramento analítico da piloto operando com 2 estágios de 180 membranas cada, 250V, 1.100 L/h de produto e pré-tratamento com carvão ativado.

Parâmetro		Média	Máximo	Mínimo
Cloreto (ppm)	Entrada	370,0	502,6	185,2
	Saída	110,3	176,0	69,9
	Rejeito	1340,6	2074,3	809,2
TDS (ppm)	Entrada	895,2	1030,0	730,0
	Saída	330,9	461,5	267,5
	Rejeito	2833,0	3990,0	1860,0
Condutividade (mS/cm)	Entrada	1,8	2,1	1,5
	Saída	0,7	0,9	0,5
	Rejeito	5,7	8,0	3,7
Dureza (ppm)	Entrada	208,4	240,6	168,4
	Saída	58,4	68,4	52,6
	Rejeito	878,9	1657,7	157,4
Amônia (ppm)	Entrada	4,3	5,9	1,3
	Saída	1,0	1,4	0,4
	Rejeito	15,2	16,7	13,6
Alcalinidade (ppm)	Entrada	129,0	144,1	116,0
	Saída	62,3	76,6	50,2
	Rejeito	379,5	526,5	244,6
Turbidez (NTU)	Entrada	0,42	0,84	0,28
	Saída	0,48	0,90	0,31
TOC (ppm)	Entrada	12,0	22,2	6,2
	Saída	10,5	16,7	5,2
Cor (HAZEN)	Entrada	15,00	20,00	5,00
	Saída	11,25	20,00	5,00
Cálcio (ppm)	Entrada	85,1	90,4	82,0
	Saída	23,9	24,2	23,5
	Rejeito	329,4	514,0	87,0
Fósforo Solúvel (ppm)	Entrada	0,5	0,6	0,4
	Saída	0,3	0,4	0,2
	Rejeito	1,1	1,7	0,7
Sílica (ppm)	Entrada	10,1	12,0	6,8
	Saída	7,5	10,6	3,6
	Rejeito	9,9	11,7	7,0
Sulfato (ppm)	Entrada	138,3	153,0	129,0
	Saída	83,0	96,0	68,0
	Rejeito	345,0	497,0	142,0
Ferro total (ppm)	Entrada	0,07	0,10	0,05
	Saída		< 0,05	
	Rejeito		0,08	< 0,05
Manganês total (ppm)	Entrada		< 0,05	
	Saída		< 0,05	
	Rejeito		0,14	< 0,05

Tabela 66- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 2 estágios com 180 membranas cada, 250 V, 1.200 L/h de produto e pré-tratamento com carvão ativado.

Parâmetro	Eficiência de remoção (%)
Cloreto	70,2
TDS	63,0
Condutividade	63,0
Dureza	72,0
Amônia	77,5
Alcalinidade	51,7
Cálcio	72,0
Fósforo Solúvel	31,6
Sulfato	40,0

As remoções foram baixas para TOC (12,7%), Cor (25%) e sílica (26%). Para o ferro e o manganês não foi observada remoção pois estavam presentes em baixas concentrações (0,05 ppm) e não houve remoção de turbidez.

A taxa de remoção para cloretos foi de 5,1 g/h/m² e para TDS 11 g/h/m².

4.7.2. Pré-tratamento sem carvão ativado

O monitoramento analítico da unidade operando sem carvão ativado no pré-tratamento foi realizado em 24 dias e os resultados são mostrados nas tabelas 67 e 68.

Tabela 67- Monitoramento analítico da piloto operando com 2 estágios de 180 membranas cada, 250V, 1.100 L/h de produto e pré-tratamento sem carvão ativado.

Parâmetro		Média	Máximo	Mínimo
Cloro (ppm)	Entrada	285,8	339,2	218,1
	Saída	78,0	114,7	50,4
	Rejeito	958,5	1514,6	474,2
TDS (ppm)	Entrada	695,1	829,5	570,5
	Saída	254,4	335,0	192,5
	Rejeito	2216,7	3285,0	1230,0
Condutividade (mS/cm)	Entrada	1,4	1,7	1,1
	Saída	0,5	0,7	0,4
	Rejeito	4,4	6,6	2,5
Dureza (ppm)	Entrada	198,4	198,4	198,4
	Saída	47,8	47,8	47,8
	Rejeito	489,1	489,1	489,1
Amônia (ppm)	Entrada	2,5	3,6	1,4
	Saída	0,8	1,4	0,2
	Rejeito	10,2	19,1	1,3
Alcalinidade (ppm)	Entrada	113,0	121,9	102,7
	Saída	48,0	61,8	39,1
	Rejeito	321,6	434,0	195,0
Turbidez (NTU)	Entrada	0,51	0,86	0,35
	Saída	0,55	0,78	0,36
TOC (ppm)	Entrada	18,6	23,5	14,9
	Saída	15,3	21,1	11,7
Cor (HAZEN)	Entrada	37,5	40,0	35,0
	Saída	32,5	40,0	30,0
Cálcio (ppm)	Entrada	81,7		
	Saída	22,9		
	Rejeito	193,9		
Sílica (ppm)	Entrada	11,8		
	Saída	11,6		
	Rejeito	13,0		
Sulfato (ppm)	Entrada	93,0		
	Saída	37,0		
	Rejeito	213,0		
Ferro total (ppm)	Entrada	0,07		
	Saída	0,06		
	Rejeito	0,09		
Bário (ppm)	Entrada	0,32		
	Saída	0,08		
	Rejeito	0,60		
Magnésio (ppm)	Entrada	5,7		
	Saída	1,3		
	Rejeito	17,0		
Sódio (ppm)	Entrada	198,0		
	Saída	64,0		
	Rejeito	678,0		
Potássio (ppm)	Entrada	8,4		
	Saída	1,3		
	Rejeito	22,0		
Estrôncio (ppm)	Entrada	1,90		
	Saída	0,53		
	Rejeito	6,70		

Tabela 68- Eficiência na remoção de alguns parâmetros na condição de operação 2 estágios com 180 membranas cada, 250 V, 1.200 L/h de produto e pré-tratamento sem carvão ativado.

Parâmetro	Eficiência de remoção (%)
Cloreto	72,7
TDS	63,4
Condutividade	63,4
Dureza	75,9
Amônia	67,2
Alcalinidade	57,5
Cálcio	71,9
Sulfato	60,2
Bário	76,2
Magnésio	77,2
Sódio	67,7
Potássio	84,5
Estrôncio	72,1

As remoções foram baixas para TOC (18%), Cor (13,3%) e sílica (1,9%). Para o ferro não foi observada remoção pois estavam presentes em baixas concentrações e não houve remoção de turbidez.

A taxa de remoção para cloretos foi de 4,1 g/h/m² e para TDS 8,6 g/h/m².

4.7.3. Conclusão Parcial (2 estágios de 180 membranas cada, 275V e 1.100L/h de produto)

Com a unidade operando sem o pré-tratamento com carvão ativado a concentração de orgânicos na água de alimentação aumentou de 12 ppm para 18 ppm com picos de 23 ppm.

Analisando os valores de eficiência não houve alteração com e sem carvão ativado.

Com relação as taxas de remoção de cloretos e TDS, com a entrada de maior concentração de orgânicos, houve um decréscimo das taxas de remoção; cloretos de 5 para 4 g/h/m² e TDS de 11 para 8,6 g/h/m².

Pode-se concluir que para o efluente em questão, um valor limite de TOC na entrada de um sistema de EDR deve estar entre 12 e 18 ppm e para um projeto de uma unidade industrial de EDR é requerido uma etapa de remoção dos compostos orgânicos refratários, podendo ser através de filtração em carvão ativado.

4.7.4. Consumo Energético

O consumo energético para a unidade de eletrodialise reversa é devido ao bombeamento da alimentação e recirculação, e a dessalinização.

Para a piloto operando em condição otimizada, 2 estágios, 275V e 1100 l/h de produto foi calculado o consumo energético. Na tabela 69 seguem os resultados.

Tabela 69- Consumo energético calculado para a piloto de EDR.

Consumo de dessalinização	
Vazão 1100 L/h	
V x A	0,602 KW
Remoção TDS (Kg/h)	0,627
Consumo (KWh/Kg TDS removido)	0,96
Consumo (KWh/m3 tratado)	0,54
Consumo das 2 bombas (alimentação e recirculação)	
Potência	0,78 KW cada
Consumo (KWh/m3 tratado)	0,709 cada
Consumo (KWh/ Kg TDS removido)	1,24 cada
Consumo total de energia	1,95 KWh/m3 tratado
	3,44 KWh/Kg TDS removido

Este consumo está de acordo com os valores teóricos e experimentais do item 2.4.7. Deve ser levado em consideração que em unidades industriais de EDR os projetos de bombeamento são mais eficientes, consumindo energia em menor proporção, comparada com a energia de dessalinização, do que na piloto.

4.8. Aquisição de Um Novo *Stack* e Mudança das Membranas: Análise Comparativa

Para dar prosseguimento aos estudos com efluente final de refinaria, a Petrobras adquiriu em junho de 2005 um novo *stack* de eletrodialise reversa da Hidrodex, apresentado na figura 53 (PETROBRAS, 2005).

Esta unidade possuía uma maior capacidade de tratamento de até 3.800 L/h e poderia trabalhar com voltagens maiores (100- 440V). A quantidade de membranas aumentou para 480, totalizando uma área de 75,2064 m².



Figura 53- Unidade-piloto adquirida em junho de 2005.

Foi realizado inicialmente um teste de voltagem para operar a unidade em uma nova condição otimizada. Foram avaliadas vazões 1600, 1800, 2000 e 2300 L/h de produto, o que equivale a velocidade máxima de 0,26 m/s. Seria interessante operar em vazões maiores, porém não foi possível, pois as unidades-piloto anteriores que forneciam água para a EDR não produziam mais que 2.555 L/h na alimentação, o que equivale a 2.300 L/h de produto na EDR.

As voltagens utilizadas no teste foram 210, 300, 370, 420 e 500V sem fornecimento de fonte externa de tensão. A tabela 70 apresenta as correntes correspondentes a cada voltagem aplicada.

Tabela 70- Correntes medidas durante o teste de voltagem com o novo módulo.

Vazão	Corrente (A)											
	1600 L/h			1800 L/h			2000 L/h			2300 L/h		
Tensão/Tempo	8 min	10 min	12 min	8 min	10 min	12 min	8 min	10 min	12 min	8 min	10 min	12 min
210V	1,8	1,8	1,8	2,0	2,0	2,0	2,2	2,2	2,2	2,4	2,4	2,4
300V	2,0	2,0	2,0	2,2	2,2	2,2	2,4	2,4	2,4	2,6	2,6	2,6
370V	2,1	2,1	2,1	2,3	2,3	2,3	2,7	2,7	2,7	3,0	3,0	3,0
420V	2,3	2,3	2,3	2,5	2,5	2,5	2,7	2,7	2,7	3,2	3,2	3,2
500V	2,3	2,3	2,3	2,5	2,5	2,5	2,9	2,9	2,9	3,5	3,5	3,5

Para cada vazão e voltagem fixos, não houve alteração na corrente ao longo do ciclo de operação (15 min).

Foi observado o aumento da corrente para cada vazão com aumento da voltagem e para cada voltagem com aumento da vazão.

A figura 54 apresenta as curvas de corrente x voltagem para cada vazão testada.

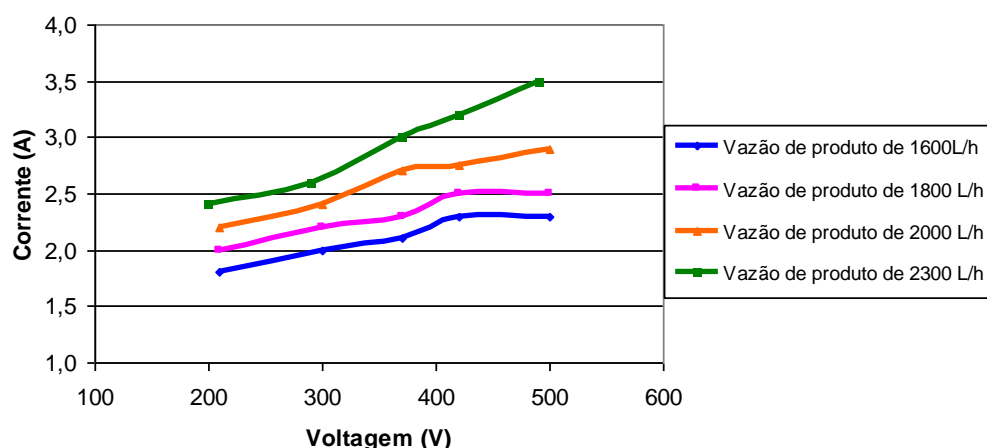


Figura 54- Gráfico corrente x voltagem para novo stack.

Pelo gráfico acima pode ser observado que para a vazão de 2.300 L/h não foi atingido o máximo da curva, o que poderá ser conseguido através de fornecimento de tensão externa.

Como havia limitação de vazão para alimentar a EDR piloto e na vazão de 2.300 L/h já está no limite de fornecimento, podendo a unidade parar freqüentemente por falta de água, foi escolhida a vazão de 2.000 L/h de produto o que equivale a velocidade de 0,23 m/s (dentro do especificado em projeto).

Na figura 55 é obtido a corrente e a voltagens limite para 2.000 L/h definido pela interseção das retas adjacentes a curva.

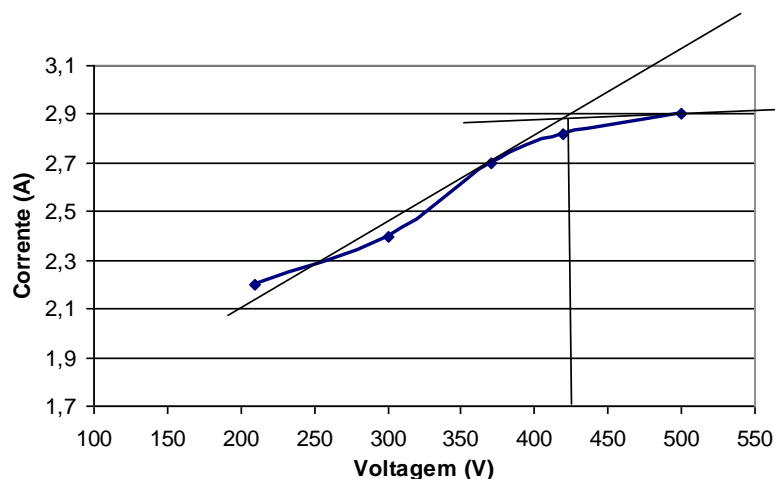


Figura 55- Corrente e voltagem limite para vazão de 2.000L/h de produto.

A voltagem limite para a unidade operando com 2.000 L/h de produto é 430V. Para trabalhar com 80% da voltagem limite e como o ajuste desta voltagem no *stack* não é uniforme, de 300 pula para 370 e depois para 420V, foi selecionada a voltagem de 370V.

A unidade operou nesta condição por 2 meses.

A partir deste período analisamos um procedimento técnico para a realização das limpezas químicas na unidade. Foi adotado como razoável a realização da limpeza quando houvesse a queda em 15% na taxa de remoção de TDS durante 3 dias consecutivos. Como a taxa varia em função das concentrações de entrada, o valor utilizado foi a taxa dividido pela concentração de TDS na entrada, não havendo mais a influência da variabilidade do efluente.

Em setembro de 2005 a tecnologia de fabricação das membranas russas foi transferida para uma empresa chinesa.

Com isso as membranas fornecidas pela Hidrodex passaram a ter origem chinesa e foi dada a codificação de HDX100 para as catiônicas e HDX200 para as aniônicas. Algumas características das membranas chinesas foram fornecidas pela Hidrodex e estão mostradas na tabela 71. (HIDRODEX, 2008)

Tabela 71- Características das membranas chinesas HDX100 e HDX200.

Parâmetro	Unidade	HDX100- Catiônica	HDX200- Aniônica
Contenção de Água	%	35-50	30-45
Capacidade de Troca	mol/kg (seca)	≥ 2.0	≥ 1.8
Resistência da Superf. da Membr. (0.1molNacl)	Ω .cm2	≤ 20	≤20
Penetração Seletiva (0.1molKcl/0.2molkcl)	%	≥ 90	≥ 89
Resistência de Ruptura	MPa	≥ 0,6	≥0,6
Grau de Expansão	%	≤ 2	≤ 2
Permeabilidade de Água	ml/h.cm2	≤ 0,1 (abaixo de 0,2 Mpa)	≤ 0,2 (abaixo de 0.035 Mpa)

As membranas são diferenciadas pela cor, as rosas são aniônicas e as verdes catiônicas como mostrado na figura 56.



Figura 56- Foto das membranas HDX100 e HDX200 tiradas da unidade-piloto na Regap.

Com isso as membranas do módulo da unidade-piloto foram substituídas pelas chinesas e foi feita uma análise comparativa operando o *stack* com as membranas novas por um período nas mesmas condições em que operavam as anteriores, 1 estágio, 2.000 L/h e 370V. Abaixo seguem as tabelas 72, 73 e 74 comparativas de vários parâmetros.

Tabela 72- Dados do monitoramento analítico durante operação com membranas russas e chinesas.

Parâmetro		MEMBRANAS RUSSAS			MEMBRANAS CHINESAS		
		Média	Máximo	Mínimo	Média	Máximo	Mínimo
pH	Ent.	7,2	7,8	6,7	7,1	7,4	6,8
	Saída	6,8	7,5	6,3	6,1	7,0	5,5
	Rejeito	7,9	8,3	7,0	8,7	8,8	8,6
Cloretos (mg/L)	Ent.	505,5	762,3	405,5	382,1	413,6	341,2
	Saída	142,9	221,5	85,4	89,6	131,7	70,5
	Rejeito	2691,4	5033,4	1288,4	2383,3	3013,2	1351,4
TDS (mg/L)	Ent.	1243,0	1570,0	1005,0	1203,3	1245,0	1145,0
	Saída	417,7	560,0	254,5	304,5	358,0	262,0
	Rejeito	5874,3	8945,0	2940,0	6065,8	8175,0	3495,0
Condutividade (mS/cm)	Ent.	2,5	3,1	2,0	2,4	2,5	2,3
	Saída	0,8	1,1	0,5	0,6	0,7	0,5
	Rejeito	11,7	17,9	5,9	12,1	16,4	7,0
Alcalinidade (mg/L)	Ent.	84,6	108,1	68,4	89,8	109,1	80,2
	Saída	36,2	56,6	21,2	17,6	23,5	8,5
	Rejeito	340,4	463,2	172,1	576,5	737,0	289,9
Amônia (mg/L)	Ent.	4,6	7,5	1,7	14,2	22,7	5,7
	Saída	1,9	3,7	0,7	2,6	3,2	2,0
	Rejeito	22,1	38,0	7,1	74,4	129,0	19,8
Cálcio (mg/L)	Ent.	53,4	66,4	42,0	43,0	43,0	43,0
	Saída	18,7	23,4	14,0	13,6	14,0	13,2
	Rejeito	179,3	403,0	74,0	255,3	373,3	137,2
Sulfato (mg/L)	Ent.	216,4	295,0	102,0	494,5	558,0	431,0
	Saída	90,8	119,0	40,0	181,0	262,0	100,0
	Rejeito	609,5	1278,0	196,0	2536,0	3124,0	1948,0
TOC (mg/L)	Ent.	8,4	13,8	3,4	9,1	12,4	6,3
	Saída	5,9	11,8	2,4	6,5	8,9	4,1
Dureza (mg/L)	Ent.	255,7	520,5	72,9	180,8	185,9	175,7
	Saída	71,4	136,8	43,2	36,3	42,3	30,3
	Rejeito	988,6	2394,3	248,6	1006,2	1426,9	585,5
Turbidez (NTU)	Ent.	0,5	0,7	0,3	0,5	0,7	0,4
	Saída	0,6	1,0	0,3	0,5	0,6	0,3
Cor (HAZEN)	Ent.	11,3	20,0	5,0	13,3	20,0	10,0
	Saída	8,7	15,0	5,0	10,0	10,0	10,0
Fósforo Solúvel (mg/L)	Ent.	1,17	2,38	0,85	0,87		
	Saída	1,00	1,60	0,59	0,56		
	Rejeito	2,44	4,02	0,15	1,55		
Sílica (mg/L)	Ent.	3,96	7,00	0,97	5,34	6,78	3,90
	Saída	4,00	6,80	0,51	4,64	5,97	3,30
	Rejeito	4,39	8,97	1,36	7,54	8,00	7,07

Observa-se que a água de alimentação mudou um pouco a caracterização quando operando com as duas membranas. Na operação com as membranas chinesas, todos os parâmetros na alimentação reduziram com exceção do TOC que permaneceu na mesma concentração e o sulfato que aumentou significativamente.

Nas tabelas abaixo foram calculadas as eficiências e as taxas de remoção.

Tabela 73- Eficiência de remoção para cada parâmetro utilizando membranas chinesas e russas.

Parâmetro	EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO (%)	
	MEMBRANAS RUSSAS	MEMBRANAS CHINESAS
Cloretos	71,8	76,2
TDS	66,5	74,7
Condutividade	66,5	74,7
Alcalinidade	57,5	80,6
Amônia	57,2	75,6
Cálcio	65,1	68,3
Sulfato	53,1	64,9
TOC	30,2	28,6
Dureza	64,5	79,8

Na tabela acima não foram inseridas as eficiências que foram baixas (remoção de cor) e dos compostos presentes em baixa concentração como fósforo e sílica.

Em termos de eficiência as membranas chinesas apresentaram um melhor desempenho em todos os parâmetros analisados, exceto para a remoção de carbono orgânico (TOC) que foi considerado igual.

Em geral é esperado que, quando reduz a concentração salina na alimentação é reduzida também a eficiência, já que uma maior quantidade de sais facilita a transferência iônica. Para a membrana chinesa era esperada uma eficiência menor, porém o resultado foi muito bom.

Na tabela abaixo seguem os valores calculados das taxas de remoção de alguns compostos.

Tabela 74- Valores das taxas de remoção para alguns parâmetros utilizando membranas chinesas e russas.

Parâmetro	TAXA DE REMOÇÃO (g/h/m ²)	
	MEMBRANAS RUSSAS	MEMBRANAS CHINESAS
Cloretos	9,6	7,8
TDS	22,0	23,9
Alcalinidade	1,3	1,9
Amônia	0,1	0,3
Cálcio	0,9	0,8
Sulfato	3,3	8,3
Dureza	4,9	3,8

As taxas de remoção variaram proporcionalmente as concentrações de entrada. Quando operando com as membranas chinesas:

- Taxa de remoção de cloretos reduziu porque a concentração de cloretos na alimentação também reduziu (de 505 ppm para 382 ppm) . O mesmo aconteceu com a dureza e amônia.

- Taxa de remoção de sulfato aumentou porque a concentração de sulfatos na alimentação também aumentou (de 216 ppm para 494 ppm).

A concentração de TDS na alimentação não variou e com as membranas chinesas a taxa de remoção foi ligeiramente maior.

Através do monitoramento da corrente ao longo do teste mostrado na tabela 9.3.1 do Anexo podemos calcular a densidade de corrente para cada condição:

$$\text{Membranas russas: } 4170/1566,8 = 2,66 \text{ mA/cm}^2$$

$$\text{Membranas chinesas: } 4890/1566,8 = 3,12 \text{ mA/cm}^2$$

Apesar da salinidade da água de alimentação da EDR ter sido reduzida quando operando com as membranas chinesas a densidade de corrente foi maior, indicando que a membrana chinesa possui uma menor resistência elétrica.

Com relação ao consumo energético para dessalinização segundo os valores abaixo, pode-se considerar que não houve diferença significativa (~ 8%).

Russas

$$\text{Corrente média} = 4,17 \text{ A}$$

$$\text{Volts} \times \text{A}/1000 = 1,54 \text{ KW}$$

$$\text{Remoção TDS (Kg/h)} = 1,65$$

$$\text{Consumo (KWh/Kg TDS removido)} = 0,93$$

Chinesas

$$\text{Corrente} = 4,89 \text{ A}$$

$$\text{Volts} \times \text{A}/1000 = 1,809 \text{ KW}$$

$$\text{Remoção TDS (Kg/h)} = 1,79$$

$$\text{Consumo (KWh/Kg TDS removido)} = 1,01$$

Para complementação do trabalho foi realizado em parceria com a Universidade Federal do Rio Grande do Sul (UFRGS), um estudo comparativo de membranas de ED incluindo as russas e chinesas. Foi avaliada eficiência de remoção, comportamento ao longo da operação e morfologia. Foram utilizadas amostras reais da REGAP.^[68, 69, 70]

Com relação a eficiência de remoção, as membranas comerciais avaliadas: Selemion da Asahi Glass Co., PCA da PCA GmbH, Nafion da DuPont, as russas e as chinesas os resultados obtidos foram similares.

Na figura 57 segue a análise morfológica por MEV das membranas chinesas.^[68]

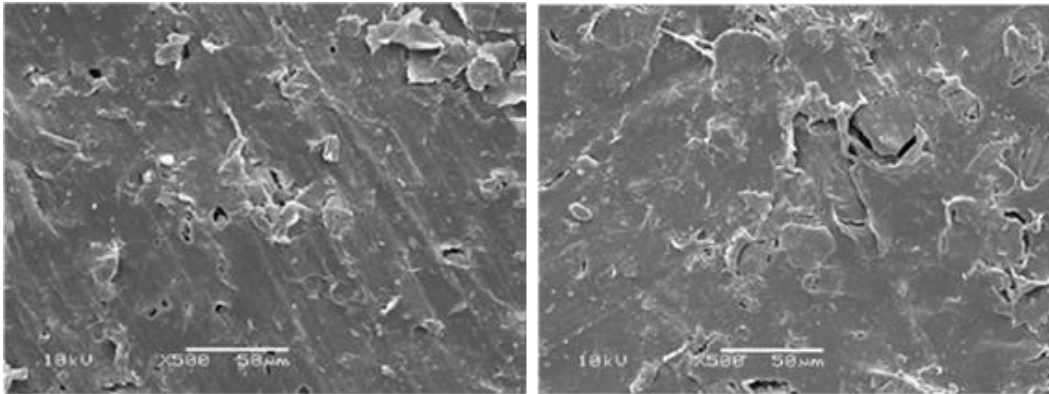


Figura 57- MEV das membranas chinesas catiônica e aniônica, respectivamente.

As membranas chinesas são heterogêneas e apresentam pontos de resina de troca iônica e falhas que, com a operação, não foram observados por exemplo indícios de passagem de água.

Foi feita análise de espectroscopia de energia dispersiva (EDS) nas membranas chinesas que são mostradas nos espectrogramas das figuras 58 e 59. [68]

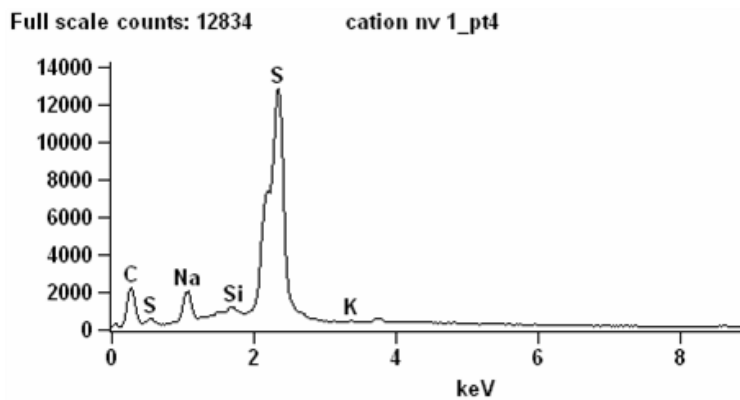


Figura 58- Espectrograma de energia dispersiva para membrana catiônica.

A membrana catiônica possui picos claros de carbono, sódio e enxofre, o que se pode concluir que o composto responsável por conferir carga na membrana é o sulfonato de sódio, comum em membranas catiônicas de eletrodialise em geral.

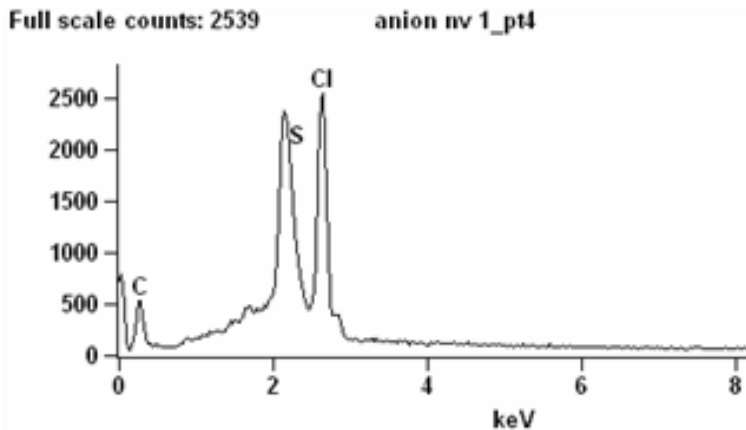


Figura 59- Espectrograma de energia dispersiva para membrana aniônica.

Pelo espectrograma da membrana aniônica aparecem picos de carbono, enxofre e cloro. A presença do enxofre indica que a base polimérica é de polisulfona. O cloro pode ser devido ao uso do cloreto de amônio como composto adicionado na estrutura polimérico para conferir carga positiva na membrana. O nitrogênio, que deverá estar presente não pode ser identificado por EDS, mas sim por espectroscopia de fotoelétrons emitidos por raios-X (XPS) por exemplo.

4.8.1. Conclusão Parcial (avaliação comparativa de membranas)

Analisando os resultados comparativos das membranas russas e chinesas podemos observar que a eficiência de remoção não está relacionada proporcionalmente a taxa de remoção. A eficiência com as membranas chinesas foi maior em todos os parâmetros, porém a taxa de remoção foi menor para a maioria dos compostos.

Utilizando as mesmas condições operacionais podemos dizer que a eficiência é característica inerente ao processo, que na eletrodialise é devido principalmente as membranas (composição e morfologia) e a taxa de remoção está relacionada proporcionalmente as variações da qualidade da água de entrada, com isso, quando foi realizado o teste com as membranas chinesas a água de entrada se encontrava com menores concentrações em vários parâmetros, o que, resultou em menores taxas de remoção.

A membrana chinesa mostrou, nas mesmas condições operacionais que as russas, uma menor resistência expressa na maior densidade de corrente, em torno de 15% a mais, e que não se transformou em um consumo energético proporcional, sendo de 8% a mais que com as membranas russas.

5. CONSIDERAÇÕES FINAIS

Na tabela 75 segue o resumo de alguns parâmetros dos testes realizados com a unidade-piloto de EDR na REGAP.

Tabela 75- Resumo dos testes realizados com a unidade –piloto de EDR na REGAP.

VAZÃO DE PRODUTO (L/h)	Nº ESTÁGIOS	VOLTAGEM (V)	VELOCIDADE (m/s)	EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO (%)		TAXA DE REMOÇÃO (g/h/m ²)	
				CLORETOS	TDS	CLORETOS	TDS
1024	1	200	0,15	81,4	77,4	5,6	13,7
1517	1	200	0,23	78,1	73,3	8,9	20,1
1745	1	200	0,27	65,6	68,3	10,2	26,6
1000	1	250	0,15	69,2	63,3	6,9	14,9
1504	1	250	0,23	64,5	56,9	8,5	17,8
1750	1	250	0,27	58,8	53,9	8,1	18,3
578	2	250	1° = 0,15 e 2° = 0,18	90	88,3	3,9	12,4
798	2	250	1° = 0,21 e 2° = 0,25	87,8	84,8	4,9	12,7
1000	2	250	1° = 0,26 e 2° = 0,32	77,3	68,9	7	14,7
1000 *	2	250	0,31	76,2	67,9	5,8	12,7
1100 *	2	250	0,34	75,8	68,3	6,2	12,7
1200 *	2	250	0,37	74,2	64,8	6,4	12
PRÉ-TRATAMENTO COM CARVÃO ATIVADO							
1100 *	2	275	0,34	70,2	63	5,1	11
PRÉ-TRATAMENTO SEM CARVÃO ATIVADO							
1100 *	2	275	0,34	72,7	63,4	4,1	8,6
NOVO STACK COM MEMBRANAS RUSSAS							
2000 *	1	370	0,23	71,8	66,5	9,6	22
NOVO STACK COM MEMBRANAS CHINESAS							
2000 *	1	370	0,23	76,2	74,4	7,8	23,9

1 estágio = 360 membranas

2 estágios = 385 membranas

Área 1 estágio = 56,5 m² e 2 estágios = 60,32 m²

* 2 Estágios de 180 membranas cada com área de 28,20 m²

* 1 Estágio com 480 membranas e área total de 75,21 m²

Pode-se observar que nas mesmas condições de estágio e voltagem, um aumento na vazão, com conseqüente aumento na velocidade e menor tempo de residência, resultou em uma menor eficiência na remoção da salinidade, porém com maiores valores de taxas de remoção. Isto fica bem claro para baixas voltagens (ex. 200V). Para voltagens maiores (ex. 250V) esta diferença tende a não ser tão significativa.

A eficiência na remoção de sais é um parâmetro ligado ao processo, a configuração operacional (estágios hidráulicos e elétricos, recuperação, recirculação de concentrado...) e aos constituintes internos como membranas e espaçadores, visto que não sofre alteração devido à variabilidade da água de alimentação, somente em casos de ocorrência de incrustações e depósitos.

Já a taxa de remoção de sais sofre diretamente a influência das condições da água de entrada, aumentando quando se tem uma concentração maior de salinidade na água e vice-

versa. Quando entramos com uma água mais concentrada em cloretos através das membranas de EDR, neste mesmo tempo definido haverá uma maior quantidade de sais removida, ou seja, uma maior taxa de remoção.

Para o dimensionamento de uma unidade industrial de EDR, este dado da taxa de remoção é muito importante e complementa o dado da eficiência do processo. Tendo a caracterização da água de entrada e suas variabilidades pode-se calcular facilmente a área de membrana requerida para uma determinada remoção.

Quando comparando os testes na mesma vazão, quantidade de membranas, voltagem e número de estágios diferentes vimos que com 2 estágios a eficiência de remoção é maior se comparado a 1 estágio, porém a taxa de remoção foi levemente menor. Isto pode ser explicado pelo aumento da velocidade, o dobro do que quando operando com 1 estágio, e conseqüentemente menor tempo de contato do efluente com a superfície da membrana, levando a uma menor remoção por membrana.

Durante os testes foi verificado que dependendo das condições de operação e da variabilidade da água de entrada podem ocorrer precipitações e deposições nas membranas de EDR. Para o efluente da REGAP os principais parâmetros que podem causar danos nas membranas são o aumento da concentração de compostos orgânicos e aumento da salinidade. Compostos orgânicos causam danos irreversíveis nas membranas, pois geralmente possuem carga e são atraídos pelos eletrodos. Podem penetrar na superfície das membranas mas devido ao grande tamanho e/ou baixa carga não conseguem atravessar a membrana, bloqueando a passagem de íons. Quando se utiliza compostos como coagulantes e polieletrólitos no pré-tratamento do efluente, deve-se ter o controle rigoroso das dosagens para evitar que excessos cheguem as membranas de EDR.

O aumento da salinidade pode causar precipitações entre as membranas e espaçadores, diminuindo a área da superfície da membrana disponível para a penetração dos íons, podendo até bloquear o caminho do fluxo de água, levando a caminhos preferenciais. Ambos problemas causam uma baixa eficiência, aumento de energia e aumento de perda de carga no processo. Durante os testes ocorreu precipitação na condição de baixa velocidade (600 L/h de produto), observado no tanque de concentrado salino e entre as membranas de EDR. Após coleta de amostra e análise foi determinada a presença de 99,9% de carbonato de cálcio.

É conhecida a eficácia do uso de solução de ácido clorídrico na dissolução de carbonato de cálcio, portanto para o efluente da REGAP, a limpeza com solução de ácido clorídrico periodicamente com a unidade operando em condições otimizadas se torna eficiente.

Com relação ao teste com pré-tratamento da água com e sem carvão ativado vimos que a eficiência não foi significativamente alterada, porém a taxa de remoção sofreu alteração, diminuindo quando operando sem o filtro de carvão. A concentração de carbono orgânico no efluente, sem o filtro de carvão, aumentou de 12 para 19 ppm. Podemos concluir que para uma operação segura a concentração limite de TOC na água de entrada da EDR deve estar entre estes 2 valores, o que confere com o valor recomendado pela GE/Ionics e Hidrodex de 15 ppm de TOC.

Um aumento na concentração da carga orgânica por um tempo longo pode acarretar o crescimento microbiológico, diminuindo a eficiência de remoção, pois como não atravessa a membrana pode ficar retido entre os espaçadores e a superfície da membrana, e também sair no permeado, desenquadrando a qualidade da água para reuso.

Atualmente, com a unidade operando sem carvão ativado por um período de 25 meses, tem sido observada a diminuição da eficiência e a troca mais freqüente dos filtros de 10 μ m, utilizados como a última proteção para a EDR, devido a presença de biofilme. Neste período a concentração média de TOC na água de alimentação foi de 30 ppm chegando a picos de 60 ppm. Isto mostra a importância da utilização de um processo de remoção de compostos orgânicos no pré-tratamento deste efluente.

Considerando as variabilidades temporárias e permanentes que ocorreram no efluente durante o estudo, é importante que, para uma unidade industrial de EDR o sistema de pré-tratamento garanta uma qualidade da água na alimentação e que seja, realizado um monitoramento operacional e analítico de todo sistema periodicamente.

Nos testes de comparação de membranas (russas e chinesas), vimos que as chinesas tiveram um melhor desempenho com relação à eficiência e as taxas variaram de acordo com a variabilidade do efluente. Pelos valores de densidade de corrente foi constatado que a membrana chinesa, durante os testes, apresentou uma menor resistência elétrica, sendo este o principal fator para o resultado de maior eficiência de remoção de sal. Em geral, quando se tem uma menor resistência elétrica, há também um menor consumo energético do sistema. Foi verificado no trabalho, que, apesar de uma maior quantidade de corrente por área da membrana chinesa, o consumo de energia teve apenas um pequeno aumento.

Para a unidade otimizada operando com 275V, *stack* dividido em 2 estágios hidráulicos e vazão de produto de 1,1m³/h, o consumo energético calculado para dessalinização foi de 0,96 KWh/Kg TDS removido ou 0,54 KWh/m³ tratado, e o consumo total, incluindo bombeamento, foi de 3,4 KWh/Kg TDS removido ou 1,9 KWh/m³ tratado. Estes valores estão dentro dos limites para alguns autores e para outros um pouco acima. O consumo energético

de bombeamento para uma unidade industrial provavelmente será menor que na piloto, devido a critérios de projeto mais detalhados e controlados.

O procedimento de frequência de limpeza das membranas adotado após a aquisição da 2ª unidade de EDR foi considerado adequado, sendo realizado de acordo com os resultados de desempenho da unidade. A limpeza, a partir do uso deste procedimento foi realizada 1 vez ao mês. Anteriormente era feita a cada 20 dias. O fato de se realizar a limpeza em um menor período de tempo não causa danos aos componentes do módulo, porém há um maior consumo de produtos químicos e em uma unidade industrial se reflete também em menor produção de água, já que há mais paradas para limpeza.

Para o caso do efluente da REGAP, operando a EDR em condições adequadas não é necessária a dosagem contínua de ácido no concentrado para evitar precipitações.

6. CONCLUSÃO FINAL

Este estudo visou avaliar o uso do processo de eletrodialise reversa no tratamento de efluentes de refinaria para o reuso em sistemas de resfriamento. Esta aplicação da EDR é pioneira a nível mundial, sendo assim, de extrema importância a avaliação do processo em unidade piloto a fim de assegurar a eficiência desta rota de tratamento nas implantações em escala industrial. Os testes foram conduzidos de forma a obter a condição otimizada da unidade- piloto considerando a qualidade de água requerida para uso em reposição na torre de resfriamento da REGAP, no qual cloretos foi o principal parâmetro de controle monitorado, que para a torre do Coque, que trabalha com ciclo 5, o valor limite na água de reposição deve ser de 100 mg/L.

A utilização de uma unidade piloto de EDR e efluente real da REGAP foi fundamental, por considerar a variabilidade natural na composição e na concentração de compostos em um efluente de refinaria.

O monitoramento analítico e operacional foi indispensável para o levantamento de parâmetros, avaliação do desempenho e conhecimento do processo, levando as conclusões a seguir:

A realização de teste para obtenção da curva de corrente (ou densidade de corrente) x voltagem é necessária para obter o ponto ótimo de operação, assegurando a eficiência no uso da corrente, a redução da polarização por concentração e a otimização do consumo energético do sistema.

O consumo energético obtido na unidade piloto foi de 1,95 KWh/m³ de produto tratado, levemente acima do valor referenciado em literatura (1 a 1,5 KWh/m³), devido ao maior consumo em bombeamento.

Foi constatada através do estudo que a eficiência na remoção de sais (%) para o processo de EDR não está proporcionalmente relacionada à taxa de remoção de sais (g/h/m²). A eficiência mostrou estar ligada ao processo, configuração operacional e aos constituintes internos do módulo; e a taxa, à qualidade da água de alimentação. Ambos os parâmetros são importantes em um projeto de EDR e no seu dimensionamento. As eficiências avaliadas na piloto e as taxas de remoção de TDS ao longo dos testes variaram de 54% a 77% e 14 a 26 g/h/m² com a unidade configurada em 1 estágio; 64 a 88% e 12 a 15 g/h/m² em 2 estágios.

Considerando a qualidade requerida para o produto, reuso em sistema de resfriamento, e para o caso da REGAP, as condições otimizadas para a piloto de EDR foram: configuração em 2 estágios, vazão de 1,1 m³/h e voltagem de 275 V. O desempenho nestas condições foi:

eficiência na remoção de TDS e Cloretos de 63% e 70% e taxas de remoção de 11 e 5 g/h/m² respectivamente.

A velocidade do fluxo dentro do módulo de membranas é um fator que influencia fortemente no desempenho da EDR. Em uma mesma condição operacional, o aumento na vazão levou a menores eficiências de remoção de sais, porém a maiores taxas de remoção.

Na fase de estudos comparando a unidade operando em 1 e 2 estágios com mesma área total de membranas, quando operando em 2 estágios houve um aumento na eficiência de remoção de cloretos (69 para 76%) e TDS (63 para 68%), porém houve uma redução na taxa de remoção de cloretos (6,9 para 5,8 g/h/m²) e TDS (14,9 para 12,7 g/h/m²).

A velocidade a ser adotada, considerando o módulo de membranas da unidade piloto, deve estar acima de 0,2 m/s a fim de evitar problemas com precipitação de sais e deposições orgânicas, e abaixo de 0,4 m/s, no qual a perda de carga já é considerada alta e prejudicial ao processo. Durante os testes, quando operando em velocidades abaixo de 0,2 m/s, ocorreu a formação de incrustação na superfície das membranas. Esta incrustação foi devido a precipitação de sais no compartimento concentrado, sendo em sua totalidade constituída por carbonato de cálcio.

Como controle da qualidade do produto foi adotada limpeza química baseada na queda da taxa de remoção de sólidos dissolvidos em 15% durante 3 dias consecutivos. Considerando que o tipo de incrustação formado foi carbonato de cálcio, foi utilizada para a limpeza solução de ácido clorídrico 0,5%, a qual foi considerada eficiente. A unidade operou de forma estável demandando limpeza química a cada 30 dias.

A diferença de 12 a 19 ppm de TOC na água de alimentação da EDR não afetou a eficiência do processo durante o período de teste, porém reduziu a taxa de remoção. Podemos então, considerar a importância da utilização de um processo de remoção de carga orgânica no pré-tratamento.

Durante avaliação de membranas russas (MA40 e MK40) e chinesas (HDX100 e HDX200) foi constatado um melhor desempenho, maior eficiência na remoção de íons e menor resistência elétrica, com o uso das membranas chinesas.

Os resultados deste estudo mostraram que a eletrodialise reversa, utilizada na dessalinização de efluente final de refinarias para reuso em sistema de resfriamento é eficiente, robusta tecnicamente e com consumo operacional (energético e de produtos químicos) dentro do esperado.

Os resultados gerados por este trabalho serviu de base para dimensionamento de uma unidade protótipo de reuso de efluente final instalada na REGAP para produção de água de

reposição da torre de resfriamento da Unidade de Coque da refinaria. O tratamento terciário do efluente é composto de remoção de sólidos suspensos e turbidez através de clarificação de alta taxa, filtração em areia; remoção de compostos orgânicos refratários através de filtração em carvão ativado e como última etapa a remoção de sais por eletrodialise. A unidade protótipo irá fornecer 60 m³/h de água de reposição e a partida do sistema está prevista para janeiro de 2009.

7. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

- Desenvolver ou aprimorar um programa de simulação de condições operacionais de uma planta de eletrodialise reversa, que forneça a partir da caracterização da água de alimentação e eficiência desejada, parâmetros de projeto, possíveis problemas, limitações e vida-útil das membranas.
- Estudar a aplicação da EDR em tratamento de efluentes avaliando o desempenho e custos operacionais:
 - Tratamento de purga de torres de resfriamento visando o reuso da água como reposição no próprio sistema.
 - Como pré-tratamento de efluente que alimenta unidade de osmose inversa, permitindo maior continuidade operacional desta, quando utilizando efluentes críticos.
 - Tratamento do concentrado salino gerado nas unidades de dessalinização (eletrodialise reversa e osmose inversa) visando redução do volume de descarte.
- Avaliar outras rotas de tratamento do concentrado salino para redução do descarte, como a evaporação/cristalização, e alternativas do uso racional deste rejeito, como na agricultura.

8. PUBLICAÇÕES

Trabalhos publicados em anais de congressos

→ MACHADO, M.; SANTIAGO, V.; ALMEIDA, J.; IWANE, T. . Evaluation of Electrodialysis Reversal in Refinery Effluents Treatment for Reuse in Cooling Towers. In: International Congress on Membranes and Membrane Processes (ICOM), 2008, Honolulu, Hawaii USA

→ GONDRAN, Evandro ; MACHADO, M. B. ; SANTIAGO, V. ; RODRIGUES, M A S ; BERNARDES, A. M. ; ZOPPAS-FERREIRA, J. . Reuso de efluente em refinaria utilizando a técnica de eletrodialise. In: III Workshop sobre gestão e reuso de água na indústria, 2007, Florianópolis. III Workshop sobre gestão e reuso de água na indústria, 2007. v. 1.

→ MACHADO, M. B.; SANTIAGO, V.M.J. . Aplicação da Tecnologia de Eletrodialise Reversa Visando o Reuso de Efluentes. In: II Workshop sobre gestão e reuso de água na indústria, 2006, Florianópolis.

→ MACHADO, M. B.; SANTIAGO, V.M.J. . Aplicação da Tecnologia de Eletrodialise Reversa Visando o Reuso de Efluentes. In: VIII Congresso Brasileiro de Defesa do Meio Ambiente, 2005, Rio de Janeiro

Trabalhos publicados em Salões de Iniciação Científica

→ GONDRAN, E., RODRIGUES, M.A.S., SANTIAGO, V. M. J., MACHADO, M. B., FERREIRA, J.Z. Avaliação da morfologia de membranas de eletrodialise após tratamento de efluentes de refinaria. In: XIX Salão de Iniciação Científica, 2007, Porto Alegre.

→ GONDRAN, E., SOARES, L. A., RODRIGUES, M.A.S., SANTIAGO, V. M. J., MACHADO, M. B., FERREIRA, J.Z. Tratamento de efluente de refinaria por eletrodialise In: XVIII Salão de Iniciação Científica, 2006, Porto Alegre.

9. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ¹ DAEE-DEPARTAMENTO DE ÁGUA E ENERGIA ELÉTRICA. **Acervo e Pesquisa- Distribuição de Água no Planeta.** Disponível em <<http://www.dae.sp.gov.br/acervoepesquisa/distribuicao.htm>>. Acesso em: 8 mar. 2008.
- ² AGÊNCIA NACIONAL DE ÁGUAS, MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE. **Relatório GEO Brasil Recursos Hídricos:** componente da série de relatórios sobre o estado e perspectivas do meio ambiente no Brasil (2007)
- ³ MANCUSO, P. C. S.; SANTOS, H. F. **Reúso de Água.** Editora Manole, 1º edição (2003)
- ⁴ BRASIL. Lei nº 9433, de 08 de Janeiro de 1997. Institui a Política Nacional de Recursos Hídricos, cria o Sistema Nacional de Gerenciamento de Recursos Hídricos, regulamenta o inciso XIX do art. 21 da Constituição Federal, e altera o art. 1º da Lei nº 8.001, de 13 de março de 1990, que modificou a Lei nº 7.990, de 28 de dezembro de 1989. **Diário Oficial da República Federativa do Brasil.** Disponível em: <planalto.gov.br/CCIVIL/leis/L9433.htm> Acesso em: 13 dez. 2007.
- ⁵ BRASIL. Resolução nº 357, de 17 de março de 2005. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. **Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA,** Disponível em <mma.gov.br/port/conama/res/res05/res35705.pdf>. Acesso em: 26 dez. 2007.
- ⁶ PARKASH; S. **Refinery Water System.** Refining Processes Handbook, Chapter Nine. Editora Elsevier (2003)
- ⁷ KEMMER, F.N. **Petroleum Industry.** Nalco Water Handbook, Part 4- Specialized Water Treatment Technologies, Chapter 31, Editora McGraw-Hill 2º edição (1988)
- ⁸ KEMMER, F.N. **Cooling Water Treatment.** Nalco Water Handbook, Part 4- Specialized Water Treatment Technologies, Chapter 38, Editora McGraw-Hill 2º edição (1988)
- ⁹ CHEREMISINOFF, N. P.; HADDADIN, M. B. **Beyond Compliance- The Refinery Manager`s Guide to ISO 14001 Implementation.** Gulf Publishing Company, 2006
- ¹⁰ GENTIL, V. **Corrosão.** Editora LTC, 4º edição (2003)
- ¹¹ FIESP / CIESP (FEDERAÇÃO E CENTRO DAS INDÚSTRIAS DO ESTADO DE SÃO PAULO). **Conservação e Reuso de Água- Manual de orientações para o Setor Industrial** Volume 1 (2004)
- ¹² SOUZA, L.F.. Apresentação em PDF- Dessalinização como Fonte Alternativa de Água Potável. Disponível em <http://www.redenet.edu.br/publicacoes/arquivos/20070704_103510_008.pdf>. Acesso em: 22 mar. 2008.

-
- ¹³ MEHDIZADEH, H. **Membrane Desalination Plants from an Energy-Exergy Viewpoint.** Desalination 191 (2006) 200-209
- ¹⁴ WATSON, I. C.; MORIN, O.J.; HENTHORNE, L. **Desalination and Water Purification.** Desalting Handbook for Planners 3rd Edition, Research and Development Program, Report N° 72 (2003)
- ¹⁵ KAHRAMAN, N.; CENGEL, Y. A.; WOOD, B.; CERCI, Y. **Exergy analysis of a combined RO, NF, and EDR desalination plant.** Desalination 171 (2004) 217-232
- ¹⁶ RALUY, G.; SERRA, L.; UCHE, J. **Life Cycle Assessment of MSF, MED and RO Desalination Technologies.** Energy 31 (2006) 2361-2372
- ¹⁷ AWWA RESEARCH FOUNDATION, LYONNAISE DES EAUX-DUMEZ (FIRM), SOUTH AFRICA WATER RESEARCH COMMISSION **Electrodialysis.** Water Treatment Membrane Processes, Chapter 12, McGraw-Hill (1996)
- ¹⁸ PILAT, D. **A Case for Electrodialysis.** International Water Treatment, International Water & Irrigation
- ¹⁹ BAKER, R.W. **Membrane Separation Systems - Recent Developments and Future Directions.** William Andrew Publishing/Noyes (1991)
- ²⁰ BAKER, R.W. **Ion Exchange Membrane Processes- Electrodialysis.** Membrane Technology and Applications, Second Edition, John Wiley & Sons (2004)
- ²¹ STRATHMANN, H. **Electrodialysis.** Encyclopedia of separation science, Membrane Separations. Academic Press (2000), p 1707-1717
- ²² XU, T. **Ion Exchange Membranes: State of Their Development and Perspective.** Journal of Membrane Science 263 (2005) 1-29
- ²³ NAGARALE, R.K.; GOHIL, G.S.; SHAHI, V. K. **Recent developments on ion-exchange membranes and electro-membrane processes.** Advances in Colloid and Interface Science 119 (2006) 97 – 130
- ²⁴ PORTER, M.C. **Electrodialysis.** Handbook of Industrial Membrane Technology, Cap. 8, pg. 482-510 William Andrew Publishing/Noyes (1990)
- ²⁵ ROUSSEAU, R. W. **Handbook of Separation Process Technology.** John Wiley & Sons (1987)
- ²⁶ TSIAKIS, P.; PAPAGEORGIU, L. G. **Optimal Design of an Electrodialysis Brackish Water Desalination Plant.** Desalination 173 (2005) 173-186
- ²⁷ MELLER, F. H. **Electrodialysis (ED) & Electrodialysis Reversal (EDR) Technology.** Ionics Incorporated, march (1984).
- ²⁸ LEE, H. J.; SARFERT, F.; STRATHMANN, H.; MOON, S. H. **Designing of an Electrodialysis Desalination Plant.** Desalination 142 (2002) 267-286

-
- ²⁹ TANAKA, Y. **Water Dissociation in Ion-Exchange Membrane Electrodialysis.** Journal of Membrane Science 203 (2002) 227-244
- ³⁰ BALSTER, J.; PUNT, I.; STAMATIALIS, D. F.; WESSLING, M. **Multi-Layer spacer geometries with improved mass transport.** Journal of membrane Science xxx (2006) xxx-xxx
- ³¹ LEE, H. J.; STRATHMANN, H.; MOON, S. H. **Determination of the Limiting Current Density in Electrodialysis Desalination as an Empirical Function of Linear velocity.** Desalination 190 (2006) 43-50
- ³² TANAKA, Y. **Concentration Polarization in Ion-Exchange Membrane Electrodialysis – The Events Arising in an Unforced Flowing Solution in a Desalting Cell.** Journal of Membrane Science 244 (2004) 1-16
- ³³ CHANDRAMOWLEESWARAN, M.; PALANIVELU, K. **Treatability Studies on Textile Effluent for Total Dissolved Solids Reduction Using Electrodialysis.** Desalination 201 (2006) 164-174
- ³⁴ MENG, H.; DENG, D.; CHEN, S.; ZHANG, G. **A new Method to Determine the Optimal Operating Current in the Electrodialysis Process.** Desalination 181 (2005) 101-108
- ³⁵ ATAMANENKO, I.; KRYVORUCHKO, A.; YURLOVA L. **Study of the Scaling Process on Membranes.** Desalination 167 (2004) 327-334
- ³⁶ LINDSTRAND, V.; JONSSON, A. S.; SUNDSTROM, G. **Organic Fouling of Electrodialysis Membranes With and Without Applied Voltage.** Desalination 130 (2000) 73-84
- ³⁷ LINDSTRAND, V.; SUNDSTROM, G.; JONSSON, A. S. **Fouling of Electrodialysis Membranes by Organic Substances** Desalination 128 (2000) 91-102
- ³⁸ AYALA, E. B.; POURCELLY, G.; BAZINET L. **Nature Identification and Morphology Characterization of Cation- Exchange Membrane Fouling During Conventional Electrodialysis.** Journal of Colloid and Interface Science 300 (2006) 663- 672
- ³⁹ WALHA, K.; AMAR, R. B.; FIRDAOUS, L.; QUÉMÉNEUR, F.; JAOUEN, P. **Brackish Groundwater Treatment by Nanofiltration, Reverse Osmosis and Electrodialysis in Tunisia: Performance and Cost Comparison.** Desalination 207 (2007) 95-106
- ⁴⁰ LEITZ, F.B.; ACCOMAZZO, M. A.; MCRAE, W.A. **High Temperature Electrodialysis.** Desalination 14 (1974) 33-41
- ⁴¹ ALLEUCH, M.; SISTAT, P.; POURCELLY, G.; AMOR, M. B. **Brackish Water Desalination by Electrodialysis: Opposing Scaling.** Desalination 200 (2006) 752-753
- ⁴² ALLISON, R. P. **Electrodialysis Reversal in Water Reuse Applications.** Desalination 103 (1995) 11-18

-
- ⁴³ SATO, K.; KOBAYASHI, S.; OKADO, S. **Desalination and Reuse of Industrial Waste Water by Electrodialysis.** Desalination 47 (1988) 363-373
- ⁴⁴ BROENS, L.; LIEBRAND, N.; FUTSELAAR, H.; TORRENT, J. C. A. **Effluent Reuse at Barranco Seco (Spain) : a 1.000 m³/h Case Study.** Desalination 167 (2004) 13-16
- ⁴⁵ GIOLI, P.; SILINGARDI, G. E.; GHIGLIO, G. **High Quality Water from Refinery Waste.** Desalination, 67 (1987) 271- 282
- ⁴⁶ PARULEKAR, S. J. **Optimal Current and Voltage Trajectories for Minimum Energy Consumption in Batch Electrodialysis.** Journal of Membrane Science 148 (1998) 91-103
- ⁴⁷ EBLE, K S.; FEATHERS, J. **Process Water Reuse- Conclusion Water Reuse Optimization Requires Knowledge of Cleanup Methods.** Oil & Gas Journal October 05, volume 90, issue 40 (1992)
- ⁴⁸ SOLT, G. **Early Days in Electrodialysis.** Desalination 100 (1995) 15-19
- ⁴⁹ REAHL, E. R. **Half a Century of Desalination With Electrodialysis.** GE Technical Paper (2006)
- ⁵⁰ CHEBI, P. B.; HAMANO, T. **Pilot Runs at the Santa Anna Watershed Project Authority Using Asahi Electrodialysis.** Desalination 103 (1995) 69-78
- ⁵¹ WERNER, T. E.; ANTONIA, J. M. V. G. **Five Billion Gallons Later- Operating Experience at City of Suffolk EDR Plant.** Ionics Technical Paper (1998)
- ⁵² DOBREVSKY, I.V.; PAVLOVA, S.T. **Organic Matter Removal from Natural Waters by Electrodialysis Demineralization.** Desalination 86 (1992) 43-48
- ⁵³ SLESARENKO, V. V. **Electrodialysis and Reverse Osmosis Membrane Plants at Power Stations.** Desalination 158 (2003) 303-311
- ⁵⁴ GOTOR, A. G.; BAEZ, S. O. P.; ESPINOZA, C. A.; BACHIR, S. I. **Membrane Processes for the recovery and reuse of wastewater in agriculture.** Desalination 137 (2001) 187-192
- ⁵⁵ PILAT, B. V. **Industrial Application of Electrodialysis Reversal Systems.** Desalination 158 (2003) 87-89
- ⁵⁶ REAHL, E. R **Waste Control- Reclaiming Reverse osmosis Wastewater.** Industrial Water Treatment, January/February (1992)
- ⁵⁷ TSAI, S. P.; DATTA, R.; FRANK, J. R.; LAWRENCE, L.; HAYES, T. D. **A Hybrid ED/RO Process for TDS Reduction of Produced Waters.** International Gas Research Conference (1995)
- ⁵⁸ GUNTIS, M. **Managing produced water.** Oil & Gas Journal September 03, volume 105, issue 33 (2007)

-
- ⁵⁹ SIRIVEDHIN, T.; MCCUE, J.; DALLBAUMAN, L. **Reclaiming Produced Water for Beneficial Use: Salt Removal by Electrodialysis.** *Journal of Membrane Science* 243 (2004) 335-343
- ⁶⁰ MOHAMMADI, T.; RAZMI, A.; SADRZADEH, M. **Effect of Operating Parameters on Pb²⁺ Separation From Wastewater Using Electrodialysis.** *Desalination* 167 (2004) 379-385
- ⁶¹ MOHAMMADI, T.; KAVIANI, A. **Water Shortage and Seawater Desalination by Electrodialysis.** *Desalination* 158 (2003) 267-270
- ⁶² RYABTSEV, A.D.; KOTSUPALO, N.P.; TITARENKO, V.I.; IGUMENOV, I.K., GELFOND, N.V.; FEDOTOVA, N.E.; MOROZOVA, N.B.; SHIPACHEV, V.A. **Set-Up Involving Electrodialysis for Production of Drinking-Quality Water from Artesian Waters With Salt Content Up to 8 Kg/m³ With Productivity Up to 1 m³/h.** *Desalination* 136 (2001) 333-336
- ⁶³ RYABTSEV, A. D.; KOTSUPALO, N. P.; TITARENKO, V. I.; IGUMENOV, I. K.; GELFOND, N. V.; FEDOTOVA, N. E.; MOROZOVA, N. B.; SGIPACHEV, V. A.; TIBILOV, A. S. **Development of a two-stage electrodialysis set-up for economical desalination of sea-type artesian and surface waters.** *Desalination* 137 (2001) 207-214
- ⁶⁴ SWAMI, M.S.R.; MURUGANANDAM, L.; MOHAN, V. **Recycle of Treated Refinery Effluents Using Electrodialysis- A Case Study.** *Indian J. Environmental Protection*, N^o, 4, Vol. 16 (1996)
- ⁶⁵ VAN DER HOEK J.P., RIJNBENDE D.O., LOKIN C.J.A., BONNÉ P.A.C., LOONEN M.T., HOFMAN J.A.M.H. **Electrodialysis as an alternative for Reverse Osmosis in an Integrated Membrane System.** *Desalination*, 117 (1998) 159-172
- ⁶⁶ LOZIER, C. J.; SMITH, G.; CHAPMAN, J. W.; GATTIS, D. E. **Selection, Design, and Procurement of a Demineralization System for a Surface Water Treatment Plant.** *Desalination*, 88 (1992) 3-31
- ⁶⁷ REYNOLDS, T. K.; LEITZ, F. **Two Years of Operating Experience at the Port Hueneme Brackish Water Reclamation Demonstration Facility.** Supplied by the British Library- "The world's knowledge" www.bl.uk
- ⁶⁸ MACHADO, M. B.; SANTIAGO V. M. J.. **Aplicação do Processo de Eletrodiálise no tratamento de Efluentes de Refinaria- Resultados dos Estudos Realizados pela UFRGS.** Relatório Técnico Petrobras/CENPES- referência RT BTA N^o 003 /2008.
- ⁶⁹ GONDRAN, E.; MACHADO, M. B.; SANTIAGO, V. M. J.; RODRIGUES, M. A. S.; BERNARDES, A. M.; FERREIRA, J. Z. **Reuso de Efluente em Refinaria Utilizando a Técnica de Eletrodiálise.** III Workshop sobre gestão e reuso de água na indústria, 2007, Florianópolis. III Workshop sobre gestão e reuso de água na indústria, 2007. v. 1
- ⁷⁰ GONDRAN, E.; RODRIGUES, M. A. S.; SANTIAGO, V. M. J.; MACHADO, M. B.; FERREIRA, J. Z. **Avaliação da Morfologia de Membranas de Eletrodiálise após**

Tratamento de Efluentes de Refinaria. XIX Salão de Iniciação Científica, 2007, Porto Alegre.

10. ANEXOS

10.1. Caracterização da água da entrada da EDR

pH	Alcalinidade (mg/L)	Amônia (mg/L)	TOC (mg/L)	Condutividade (mS/cm)	TDS (g/L)	Cloreto (mg/L)	Turbidez (NTU)	Cor Verdadeira (HAZEN)	Fósforo Solúvel (mg/L)	Silica (mg/L)	Ferro Total (mg/L)	Cálcio Total (mg/L)	Manganês Total (mg/L)	Sulfato (mg/L)	Dureza (mg/L)	DBO (mgO ₂ /L)	Óleo & Graxa (mg/L)	DQO Solúvel (mg/L)	DQO (mg/L)	Nitrito (mg/L)
8,2	183,6					576,3													65,0	
8,1	146,4		4,4		1,26	536,4	4,7		0,81							3,0	2,0	42,0	56,0	3,7
7,6	161,0			2,3	1,14	470,5														
7,6	158,4			2,3	1,16	452,1														
7,4			8,0	2,2	1,08	453,6														
7,2		13,4	5,2	2,1	1,07	452,8		15,0												
7,2			5,4	2,2	1,11	474,9		15,0												
7,0		20,3	3,8	2,2	1,11	506,0														
7,3			4,3	2,2	1,12	498,2														
7,0	122,0	15,8	6,7	2,0	0,98	508,0														
7,3	121,0		4,4	2,3	1,15	498,0		10,0												
7,4	94,6	13,3	6,2	2,1	1,03	426,9	0,2	15,0	<0,1											
6,9	111,8		9,3	1,9	0,97	361,8		30,0												
6,8			4,2	1,9	0,95	383,0														
6,8		9,3	6,5	1,7	0,87	387,6	0,4													
6,9			4,9	1,6	0,79	313,0	0,4			10,2	<0,05	61,0	0,09	174,2	168,1					
7,1			7,3	1,7	0,86	339,4		15,0												
7,1			5,6	2,0	1,02	422,8														
7,1			5,2	2,1	1,03	401,5														
7,5			7,1	2,2	1,12	449,7														
										9,6	0,06	61,1	0,05	215,6						
7,1	85,6		7,4	1,9	0,95	379,4														
6,8			7,8	1,9	0,95	367,6														
7,0			7,9	2,0	1,01	345,6	0,4													
6,8	76,5		10,6	2,0	1,00	386,4		30,0	0,27											
7,0		8,9	12,8	1,9	0,97	355,0	0,4			9,4	0,07	64,3	0,11							
6,9	111,8		9,3	1,9	0,97	361,8		30,0												
6,8			5,2	2,0	1,02	431,5	0,5													
7,2	103,0	15,6	6,1	2,2	1,08	444,7		20,0												
7,5	104,7	15,6	7,8	2,2	1,10	451,8	0,3			10,1	<0,05	72,8	0,09	171,1	253,0					
6,8			10,7	3,0	1,48	568,0		20,0												
										9,1	<0,05	78,6	0,09	121,5	238,1					

10.2. Monitoramento Analítico

Data	pH Entrada	pH Produto	pH Rejeito	Alcalinidade Entrada (ppm)	Alcalinidade Produto (ppm)	Alcalinidade Rejeito (ppm)	Amônia Entrada (ppm)	Amônia Produto (ppm)	Amônia Total Rejeito (ppm)	Amônia solúvel Rejeito (ppm)	DBO Entrada (mgO2/L)	DBO Saída (mgO2/L)	DQO Solúvel Entrada (ppm)	DQO Solúvel Saída	DQO Entrada (ppm)	DQO Saída (ppm)
1 ESTÁGIO, 200V E 1500 L/H																
3/12/03	8,18	6,56		183,60	58,22										65,00	56,00
4/12/03	8,13	6,77		146,40	44,36						3,00	2,50	42,00	29,00	56,00	28,00
9/12/03	7,55	6,90		161,00	62,00											
10/12/03	7,60	6,94		158,40	59,31											
11/12/03	7,37	6,72														
12/12/03	7,21	6,88					13,40	3,07								
15/12/03	7,20	7,00														
16/12/03	7,32	6,79		121,60	48,16											
17/12/03	7,01	6,55					20,30	4,68								
18/12/03	7,30	6,80														
22/12/03	7,00	6,50		122,00	44,30		15,80	4,60								
23/12/03	7,30	6,80		121,00	49,00											
22/1/04	6,92	6,28		111,80	33,38											
23/1/04	6,81	6,27														
26/1/04	6,79	6,13					9,30	1,75								
28/1/04	6,90	6,20														
29/1/04	7,10	6,50														
1 ESTÁGIO, 200V E 1000 L/H																
6/1/04	7,44	6,89		94,62	36,87		13,30	3,43								
7/1/04	7,13	6,10														
8/1/04	7,12	6,33														
9/1/04	7,50	7,13														
14/1/04																
15/1/04	7,09	6,74		85,62	10,40											
16/1/04	6,81	6,19														
19/1/04	6,98	6,62														
20/1/04	6,83	6,29		76,50	22,30											
21/1/04	7,00	6,55					8,86	2,73								
22/1/04	6,92	6,28		111,80	33,38											
1 ESTÁGIO, 200V E 1800 L/H																
2/2/04	6,84	6,48														
3/2/04	7,22	6,78		103,00	47,22		15,60	3,59								
4/2/04	7,48	6,77		104,70	46,30		15,60	3,59								
5/2/04	6,81	6,58														
10/2/04	7,05	6,16		108,70												
11/2/04																
2 ESTÁGIOS, 250V E 800 L/H																
15/6/04	7,53	5,95		227,50	25,10											
16/6/04	7,72	6,61														
17/6/04	7,59	6,45		221,80	45,97											
18/6/04	7,50	6,29		219,50	14,81											
21/6/04	7,61	6,60		220,40	47,10		15,20	1,30								
22/6/04	7,79	6,86		202,70	46,75											
23/6/04	7,50	6,50														
25/6/04	7,44	6,50														
28/6/04	7,35	6,64		166,80	32,70		11,40	1,20								
29/6/04	7,93	6,79		154,30	32,28											
30/6/04	7,90	6,80														
1/7/04	7,52	6,59		162,30	40,62											

2/7/04	7,67	6,70																		
5/7/04	7,47	6,40																		
2 ESTÁGIOS, 250V E 600 L/H																				
6/7/04	7,39	5,65		165,80	15,33															
7/7/04	7,40	5,70						10,40	0,90											
8/7/04	7,42	5,85	7,62	156,40	14,99	343,20														
9/7/04	7,30	6,10	7,90			245,00														
12/7/04	7,34	6,00	7,80			607,20				43,90	47,60									
13/7/04	7,50	6,71	7,76	155,00	49,30	331,08														
14/7/04	7,50	5,80	7,70			263,70		6,90	0,60											
2 ESTÁGIOS, 250V E 1000 L/H																				
21/7/04	7,50	6,70	8,23			482,30						30,70								
22/7/04	7,43	7,01	8,20	161,30	10,67	450,40				31,60	33,20									
23/7/04	7,42	6,94	8,13			465,00				18,40	18,00									
27/7/04	7,40	6,79	7,94	198,30	69,90	649,50														
28/7/04	7,41	6,98	7,97			683,50						24,70								
29/7/04	7,54	7,15	7,99	222,70	97,67	692,00														
30/7/04	7,85	7,46	8,00			583,00														
1 ESTÁGIO, 250V E 1000 L/H																				
20/8/04	7,53	6,93	7,84			699,50														
24/8/04	7,15	6,77	7,80	184,10	75,10	731,50														
25/8/04	7,19	6,71	7,76			780,00														
26/8/04	8,21	7,87	8,14	210,70	108,60	884,60														
27/8/04	7,97	7,44	8,03			686,90														
30/8/04	7,96	7,22	8,03			718,00	1,38	0,42												
31/8/04	7,80	7,43	8,02	180,30	88,37	637,70														
1/9/04	7,80	7,27	7,95			582,90														
2/9/04	7,73	7,28	7,87	161,80	81,10	557,10														
3/9/04	7,85	7,23	7,90			416,25														
8/9/04	7,47	7,05	7,84			528,80														
9/9/04	7,64	7,38	7,88	153,70	81,27	504,00														
10/9/04	7,53	6,98	7,84			614,00														
13/9/04	7,42	6,96	7,82			585,50	26,50	6,61												
14/9/04	7,67	7,13	7,88	103,80	45,62	343,25														
15/9/04	7,29	6,95	7,90			250,20														
17/9/04	7,37	6,75	7,83			435,20														
20/9/04	7,29	6,76	7,82			385,20	16,40	3,57												
1 ESTÁGIO, 250V E 1500L/H																				
20/9/04	7,29	6,76	7,82			385,20	16,40	3,57												
23/9/04	7,62	7,23	8,11	119,30	64,31	543,60														
24/9/04	7,28	7,00	7,96			485,60														
27/9/04	6,95	6,58	7,63			428,40	13,50	5,08												
28/9/04	6,90	6,58	7,69	103,90	40,34	370,52														
1/10/04	6,97	6,70	7,74			333,12														
4/10/04	7,21	6,86	7,78			551,60	21,00	7,79												
5/10/04	6,98	6,85	7,75	136,60	70,26	597,20														
6/10/04	7,28	6,88	7,82			450,80														
7/10/04	7,58	7,43	7,80	143,50	74,32	503,20														
8/10/04	7,33	6,99	7,80			500,80														
11/10/04	7,36	6,99	7,87			520,00	11,90	4,37												
13/10/04	7,24	6,98	7,81			498,10														
14/10/04	7,34	7,13	7,76	153,60	80,96	653,50														
15/10/04	6,78	7,05	7,73			114,50														
18/10/04	7,15	6,75	7,71			447,20	9,79	2,08												
20/10/04	6,94	6,68	7,69			445,80														
21/10/04	7,05	6,95	7,94	89,62	52,91	360,40														
22/10/04	7,02	6,98	7,73			462,45														
29/10/04	7,26	7,15	7,63			508,00														
1 ESTÁGIO, 250V E 1800L/H																				
3/11/04	7,03	6,78	7,57			561,00														
4/11/04	7,85	6,82	8,12	76,19	40,50	368,25														
5/11/04	7,11	7,01	8,09			387,10														

9/11/04	6,81	6,57	7,65	57,24	5,96	156,50	9,49	3,18											
10/11/04	7,28	6,79	7,95			387,65													
11/11/04																			
12/11/04																			
16/11/04	7,14	6,76	7,74	122,90	68,55	495,60													
17/11/04	7,25	6,98	7,79			273,45													
18/11/04	7,44	7,18	7,92	120,10	66,06	415,10	9,82	3,92											
2 ESTÁGIOS (180 membranas cada), 250V E 1000 L/H																			
26/11/04	7,40	6,81	7,88			539,45													
29/11/04	7,18	6,70	7,56			170,90	8,00	7,00	20,00										
30/11/04	7,13	6,85	7,58	109,70	50,56	232,70													
1/12/04	7,07	6,69	7,78			274,00													
2/12/04	6,97	6,76	7,70	97,90	46,92	277,85													
6/12/04	6,98	6,55	7,68			363,80	10,50	1,90											
7/12/04	7,22	6,73	7,90	106,90	13,68	449,80													
2 ESTÁGIOS (180 membranas cada), 250V E 1100 L/H																			
9/12/04	6,67	4,82	5,88	72,70	2,13	52,65													
10/12/04							10,00	1,99	28,60										
13/12/04	7,34	6,77	7,76			388,60	4,69	1,46											
14/12/04	7,56	6,96	8,06	107,10	14,22	346,70													
16/12/04	7,53	6,94	7,71	95,81	38,98	244,55													
17/12/04	7,60	6,75	7,63			237,05													
20/12/04	7,39	5,98	6,23				1,57	0,42											
2 ESTÁGIOS (180 membranas cada), 250V E 1200 L/H																			
23/12/04	7,19	7,14	7,62	120,00	60,53	393,50													
27/12/04	7,22	6,77	7,68			348,35	1,94	0,48											
28/12/04	7,94	7,38		128,80	66,70														
29/12/04	7,21	6,93	7,70			336,95						240,22	55,87						
30/12/04	7,20	6,70	7,69	105,20	44,13	273,05													
3/1/05	7,27	6,65	7,99			176,15	1,83	0,61											
4/1/05	7,18	6,81	7,45	79,72	33,05	157,00													
5/1/05	7,16	6,89	7,58			68,67						171,70	45,50						
6/1/05	7,18	6,87	7,85	72,38	33,94	240,15													
7/1/05	7,23	7,34	7,76			164,25													
10/1/05	6,95	5,95	6,57			178,15	2,58	0,65											
11/1/05	7,08	6,58	7,72	98,26	41,01	297,25													
12/1/05	7,01	6,54	7,48			229,85													
13/1/05	7,04	6,70	7,58	102,00	44,49	248,80													
2 ESTÁGIOS (180 membranas cada), 275V E 1100 L/H																			
18/1/05	7,65	7,18	7,86	127,80	59,61	291,85													
19/1/05	7,63	6,68	7,83			300,40													
20/1/05	7,52	6,99	7,93	132,00	53,96	362,95													
21/1/05	7,21	6,77	7,74			256,50													
24/1/05	7,18	6,80	7,69			356,05	1,26	0,40											
25/1/05	7,14	6,70	7,73	126,20	50,23	381,75													
26/1/05	7,12	6,87	7,72			501,50													
27/1/05	7,10	6,82	7,64	116,00	51,04	301,75													
28/1/05	6,95	6,76	7,55			355,25													
31/1/05	7,28	6,98	7,91			344,45	5,91	1,36	16,70										
1/2/05	7,65	7,45	8,00	133,70	68,86	494,25													
2/2/05	7,33	6,79	7,76			324,65													
3/2/05	7,46	6,84	7,68	127,30	63,97	465,00													
4/2/05	7,03	6,73	7,64			435,45													
11/2/05	6,88	6,66	7,38			364,15													
14/2/05	6,85	6,50	7,31			244,55	5,82	1,16	13,60										
15/2/05	7,84	7,63	7,98	144,10	76,62	526,50													
16/2/05	7,74	7,31	7,97			400,75													
17/2/05	7,55	7,32		125,10	74,10	396,00													
18/2/05	7,15	7,03	7,66			486,00													
22/2/05	7,39	6,08	6,77	121,90	16,10	61,30													
23/2/05	7,13	7,67	7,73			433,95													
24/2/05	7,37	7,11	7,66	114,00	45,68	258,60													
25/2/05	7,07	6,66	7,66			289,25													
28/2/05	7,40	6,71	7,75			363,15	3,57	1,41	19,12										
1/3/05	6,93	6,53	7,54	102,70	39,08	238,10													
2/3/05	7,06	6,68	7,72			333,90													
9/3/05	7,07	6,95	7,89			424,70													
10/3/05	7,23	6,83	7,58	109,20	45,56	208,60													
11/3/05	7,29	6,99	7,78			362,65													
14/3/05	7,49	6,90	7,55			195,00	1,38	0,21	1,32										
15/3/05	7,53	7,11	7,95	117,40	61,81	317,75													
16/3/05	7,35	6,85	8,09			433,45													

Data	TOC Entrada (ppm)	TOC Produto (ppm)	Condutividade Entrada (mS/cm)	Condutividade Produto (mS/cm)	Condutividade Rejeito (mS/cm)	Sólidos Totais Dissolvidos Entrada (a/L)	Sólidos Totais Dissolvidos Produto (a/L)	Sólidos Totais Dissolvidos Rejeito (g/L)	TSS Rejeito (ppm)	Cloreto Entrada (ppm)	Cloreto Produto (ppm)	Cloreto Rejeito (ppm)	Turbidez Entrada (NTU)	Turbidez Produto (NTU)	Cor Verdadeira Entrada (Hazen)	Cor Verdadeira Produto (Hazen)
1 ESTÁGIO, 200V E 1500 L/H																
3/12/03										576,3	148,1					
4/12/03	4,44	1,49			11,90	1,260	0,321			536,40	127,80		4,68	4,20		
9/12/03	2,76	1,77	2,28	0,594	8,95	1,140	0,297			470,5	103,2					
10/12/03			2,32	0,668	8,57	1,160	0,334			452,10	116,50					
11/12/03	8,01	8,11	2,16	0,632	10,84	1,080	0,316			453,60	109,50					
12/12/03	5,16	4,67	2,13	0,65	8,59	1,065	0,324			452,80	106,00				15,00	10,00
15/12/03	5,39	5,24	2,22	0,69	8,88	1,110	0,346			474,90	112,80				15,00	10,00
16/12/03	5,23	6,61	2,29	0,60	8,77	1,145	0,298			492,70	100,60				10,00	10,00
17/12/03	3,83	4,18	2,22	0,59	8,34	1,110	0,295			506,00	103,80					
18/12/03	4,29	4,08	2,24	0,64	9,24	1,120	0,322			498,20	117,10					
22/12/03	6,74	5,80	1,96	0,59	5,85	0,980	0,295			508,00	101,80					
23/12/03	4,36	6,00	2,30	0,59	7,69	1,150	0,293			498,00	100,60				10,00	10,00
22/1/04	9,28	8,72	1,95	0,51	7,48	0,973	0,256			361,80	71,00				30,00	20,00
23/1/04	4,16	4,62	1,90	0,62	8,12	0,949	0,310			383,00	105,40					
26/1/04	6,54	6,84	1,74	0,50	7,24	0,869	0,251			387,60	95,20		0,40	0,30		
28/1/04	4,93	3,32	1,59	0,58	8,73	0,794	0,288			313,00	97,40		0,36	0,32		
29/1/04	7,32	7,31	1,73	0,59	8,58	0,863	0,297			339,40	97,90				15,00	10,00
1 ESTÁGIO, 200V E 1000 L/H																
6/1/04	6,22	7,04	2,06	0,56	8,80	1,030	0,278			426,90	92,60		0,18	0,10	15,00	10,00
7/1/04	5,56	5,79	2,04	0,40	9,58	1,020	0,201			422,80	67,20					
8/1/04	5,21	6,88	2,05	0,40	9,65	1,03	0,20			401,50	50,60					
9/1/04	7,13	7,49	2,23	0,45	9,10	1,115	0,226			449,70	78,20					
15/1/04	7,41	8,50	1,90	0,47	4,25	0,950	0,237			379,40	74,20					
16/1/04	7,80	8,61	1,90	0,44	7,68	0,950	0,220			367,60	72,30					
19/1/04	7,90	7,59	2,01	0,40	8,12	1,005	0,202			345,60	62,10		0,41	0,33		
20/1/04	10,56	7,76	1,99	0,49	7,62	0,996	0,245			386,40	97,60				30,00	20,00
21/1/04	12,75	11,10	1,94	0,49	6,95	0,971	0,245			355,00	70,80		0,39	0,25		
22/1/04	9,28	8,72	1,95	0,51	7,48	0,973	0,256			361,80	71,00				30,00	20,00
1 ESTÁGIO, 200V E 1800 L/H																
2/2/04	5,19	6,74	2,04	0,75	5,74	1,020	0,376			431,50	132,80		0,45	0,40		
3/2/04	6,14	6,14	2,16	0,83	5,68	1,080	0,416			444,70	145,70				20,00	20,00
4/2/04	7,78	7,15	2,20	0,85	6,48	1,100	0,427			451,80	155,60		0,33	0,18		
5/2/04	10,67	10,71	2,96	0,66	10,77	1,480	0,330			568,00	202,00				20,00	20,00
10/2/04	11,63	10,73	2,01	0,86	7,95	1,005	0,430			454,40	163,10				20,00	20,00
2 ESTÁGIOS, 250V E 800 L/H																
15/6/04			2,07	0,23	8,12	1,04	0,12	4,060		428,13	40,40				10,0	10,0
16/6/04	7,40	8,19	2,10	0,23	8,12	1,05	0,12	4,060		411,58	42,56		0,30	0,27		
17/6/04	5,53	5,16	2,19	0,35	7,39	1,10	0,18	3,695		379,12	55,52				20,0	10,0
18/6/04	5,12	5,21	2,27	0,30	6,62	1,14	0,15	3,310		458,50	44,90		0,28	0,27		
21/6/04	6,96	6,11	2,25	0,36	6,62	1,13	0,18	3,310		468,50	57,20		0,65	0,54		
22/6/04	9,47	8,96	2,22	0,36	4,15	2,08	0,18	2,075		457,65	52,95				20,0	10,0
23/6/04	8,91	6,58	2,13	0,36	7,17	1,07	0,18	3,585		435,80	55,30		0,38	0,28		
25/6/04	7,29	5,75	2,05	0,37	7,04	1,03	0,19	3,520		421,70	50,10		0,49	0,39		
28/6/04	0,54	2,22	2,03	0,32	6,67	1,02	0,16	3,335		403,90	49,70		0,14	0,12		
29/6/04	2,05	4,14	2,00	0,33	4,01	1,00	0,17	2,005		354,37	46,03				15,0	10,0
30/6/04			2,00	0,37	6,08	1,00	0,19	3,040		394,00	55,20		0,21	0,23		
1/7/04	5,18	6,12	2,15	0,43	7,66	1,08	0,22	3,830		421,41	56,44				15,0	10,0
2/7/04	2,67	2,88	2,10	0,38	7,27	1,05	0,19	3,635		444,72	56,86		0,29	0,29		
5/7/04	7,36	6,00	2,16	0,40	7,34	1,08	0,20	3,670		427,96	58,08		0,28	0,22		
2 ESTÁGIOS, 250V E 600 L/H																
6/7/04	7,43	6,75	2,23	0,25	9,03	1,12	0,13	4,515		437,53	56,78				20	10
7/7/04	9,25	4,96	2,25	0,25	7,62	1,125	0,125	3,810		442,46	41,96		0,25	0,22		
8/7/04	5,23	3,84	2,15	0,25	6,78	1,08	0,13	3,390		424,04	40,52	1398,74			20	10
9/7/04	4,77	3,59	2,19	0,26	8,26	1,1	0,13	4,130		412,04	39,25	1900,66	0,20	0,19		
12/7/04	6,53	7,74	2,35	0,30	10,50	1,18	0,15	5,250		482,90	44,18	2533,00	0,27	0,25		
13/7/04	9,42	7,75	2,37	0,73	6,36	3,18	0,37	3,180		477,93	114,40	1510,25			30,00	10,00
14/7/04	8,05	6,53	2,24	0,25	5,10	1,12	0,13	2,550		420,29	42,51		0,30	0,22		

2 ESTÁGIOS, 250V E 1000 L/H																
21/7/04	7,41	6,55	2,28	0,46	6,53	1,14	0,228	3,265		470,54	70,98	1492,90	0,21	0,20		
22/7/04	6,08	7,13	2,25	0,75	6,73	1,13	0,38	3,365	2	466,2	71,00	1619,40			10	5
23/7/04	7,48	7,29	2,24	0,68	7,83	1,12	0,34	3,915	<1	464,3	109,10	1902,40				
27/7/04	9,27	9,85	2,77	0,74	9,94	1,39	0,37	4,970	<1	590,58	120,50	2484,02			20	10
28/7/04	11,12	8,61	2,82	0,86	9,27	1,41	0,43	4,635		601,60	142,70		0,26	0,25		
29/7/04	8,78	8,82	2,82	0,96	7,99	1,41	0,48	3,995		612,80	158,60	2418,40			30,00	20,00
30/7/04	4,80	6,47	2,84	1,14	8,23	1,42	0,57	4,115		623,20	195,70					
1 ESTÁGIO, 250V E 1000 L/H																
20/8/04	10,13	9,35	2,69	1,00	11,16	1,345	0,500	5,580	2,00	580,30	174,00					
24/8/04	<0,1	0,12	2,67	0,85	11,32	1,335	0,425	5,660	4,00	591,10	178,40				5,00	5,00
25/8/04	0,32	1,55	2,67	0,90	12,33	1,335	0,450	6,165	4,00	578,70	164,10		0,21	0,19		
26/8/04	0,69	1,96	2,71	1,06	12,13	1,360	0,530	6,070	<1	584,10	187,10				5,00	5,00
27/8/04	0,89	2,31	2,65	1,01	9,98	1,325	0,505	4,990	3,00	573,40	183,30					
30/8/04	2,75	2,99	2,58	0,92	11,19	1,290	0,460	5,595	4,00	513,40	172,10		0,27	0,54		
31/8/04	5,69	6,37	2,58	1,02	10,20	1,290	0,510	5,100	<1	565,90	200,80				20,00	10,00
1/9/04	6,03	6,10	2,58	0,93	10,23	1,290	0,465	5,115	6,00	571,40	172,90		0,22	0,23		
2/9/04	7,74	6,45	2,60	1,06	10,25	1,300	0,530	5,130	2,02	582,10	196,60				20,00	10,00
3/9/04	8,24	8,49	2,63	0,99	8,30	1,315	0,495	4,150	13,00	597,70	184,40					
8/9/04	4,89	6,04	2,83	1,05	10,49	1,415	0,525	5,245	2,00	573,80	186,50		0,24	0,60		
9/9/04	8,86	11,34	2,85	1,19	10,70	1,430	0,600	5,350	5,60	598,10	200,80				20,00	10,00
10/9/04	9,69	9,88	2,86	1,09	1,09	1,430	0,545	7,240	3,00	598,20	187,30					
13/9/04	7,90	8,87	3,04	1,15	11,15	1,520	0,575	5,575	5,00	573,80	203,70		0,18	0,50		
14/9/04	11,45	9,23	3,05	1,06	10,10	1,525	0,530	5,050	4,40	641,70	191,20				10,00	5,00
15/9/04	8,92	7,03	2,08	0,73	6,78	1,040	0,365	3,390	<1	466,20	117,60		0,31	0,30		
17/9/04	6,75	4,84	2,33	0,77	9,76	1,165	0,385	4,880	1,00	486,80	100,40					
20/9/04	3,83	3,91	2,55	0,80	8,43	1,275	0,400	4,215	1,00	538,60	142,50		0,36	0,37		
1 ESTÁGIO, 250V E 1500L/H																
20/9/04	3,83	3,91	2,55	0,80	8,43	1,275	0,400	4,215	1,00	538,60	142,50		0,36	0,37		
23/9/04	9,43	9,32	2,45	1,08	12,67	1,230	0,540	6,340	2,00	549,80	198,10				20,00	15,00
24/9/04	10,89	10,79	2,43	0,98	9,60	1,215	0,490	4,800	2,00	479,20	177,70					
27/9/04	11,26	9,49	2,37	1,05	10,74	1,185	0,525	5,370	<1	502,10	172,10		0,45	0,53		
28/9/04	8,73	7,88	2,32	0,75	9,27	1,160	0,375	4,635	3,60	478,50	123,30				10,00	10,00
1/10/04	10,30	10,54	2,33	0,94	8,57	1,165	0,470	4,285	1,00	537,90	186,50					
4/10/04	10,28	9,64	2,58	1,11	10,92	1,290	0,555	5,460	1,00	502,10	194,60		0,30	0,30		
5/10/04	10,01	9,45	2,38	0,99	12,21	1,190	0,495	6,105	< 1,00	488,90	171,70	2976,20			20,00	20,00
6/10/04	12,73	11,97	2,30	1,04	8,86	1,150	0,520	4,430		537,90	172,10	2206,20	0,57	0,56		
7/10/04	4,81	5,95	2,34	1,00	9,24	1,170	0,500	4,620		492,20	172,10	2285,90			10,00	5,00
8/10/04	9,75	10,20	2,34	1,04	9,29	1,170	0,520	4,645	2,00	502,10	172,10	2266,40				
11/10/04	9,29	12,36	2,34	1,11	9,84	1,170	0,554	4,920	3,90	471,70	185,70		0,16	0,16		
13/10/04	13,75	17,50	2,22	0,99	9,53	1,110	0,497	4,765	3,00	471,60	170,50		0,21	0,26		
14/10/04	8,97	6,82	2,27	0,99	10,45	1,135	0,496	5,225	2,90	447,20	161,40	2747,80			20,00	10,00
15/10/04	11,56	10,53	2,26	1,03	11,14	1,130	0,517	5,570	5,00	466,80	177,50	2913,40				
18/10/04	10,27	9,96	2,23	0,88	9,56	1,115	0,440	4,780	4,50	474,80	159,60		0,42	0,33		
20/10/04	11,28	10,14	2,38	1,02	10,24	1,190	0,512	5,120	6,00	523,00	159,70	2738,70	0,29	0,22		
21/10/04	9,34	9,99	2,15	1,02	10,84	1,075	0,512	5,420	6,30	465,50	189,10	2887,00			20,00	20,00
22/10/04	2,76	4,93	2,40	1,14	11,90	1,200	0,571	5,950	4,00	525,10	216,00	3262,90				
29/10/04	13,67	12,49	2,38	1,30	11,17	1,19	0,65	5,59	4,00	504,00	230,10	2902,30				
1 ESTÁGIO, 250V E 1800L/H																
3/11/04	8,68	8,51	2,32	1,07	9,65	1,160	0,535	4,825		491,40	235,90	2426,40				
4/11/04	11,01	10,94	1,94	0,93	9,44	0,970	0,465	4,720		397,50	166,60	2377,10			20,00	20,00
5/11/04	12,30	11,02	2,10	1,00	8,62	1,050	0,500	4,310		378,30	175,80	2100,00				
9/11/04	8,16	5,68	2,05	0,83	5,34	1,025	0,415	2,670		414,40	147,40					
10/11/04	10,58	8,59	2,12	0,92	12,15	1,060	0,460	6,075		437,20	179,00		0,34	0,32		
11/11/04			2,15	0,98	9,16	1,075	0,490	4,580		446,20	177,00	2206,20				
12/11/04			2,21	1,05	6,89	1,105	0,525	3,445		445,80	184,10	1674,90				
16/11/04	13,62	11,78	2,20	1,09	9,47	1,100	0,545	4,735								
17/11/04	15,22	11,62	2,11	0,96	5,99	1,055	0,480	2,995		428,50	151,30		0,45	0,40		
18/11/04	14,60	12,43	2,11	1,00	8,43	1,055	0,500	4,215								
2 ESTÁGIOS (180 membranas cada), 250V E 1000 L/H																
26/11/04	15,70	10,73	2,05	0,75	8,69	1,025	0,375	4,345	< 1,0	408,20	109,20	2080,40				
29/11/04	10,10	7,73	2,07	0,46	3,83	1,035	0,230	1,915	< 1,0	378,30	54,00	807,70	0,41	0,29		
30/11/04	12,82	10,30	2,11	0,74	4,31	1,055	0,370	2,155		416,10	111,90	972,70			20,00	15,00
1/12/04	9,00	9,50	2,13	0,69	5,83	1,065	0,345	2,915	< 1,0	424,10	113,50	1371,10				
2/12/04	18,32	14,66	2,12	0,68	5,98	1,060	0,340	2,990		461,30	100,30	1355,00	0,48	0,41	25,00	20,00
6/12/04	14,89	11,02	2,19	0,68	6,99	1,095	0,340	3,495	< 1,0	448,60	107,00	1513,00				
7/12/04	12,56	12,25	2,15	0,76	8,22	1,075	0,380	4,110		462,50	119,10	2057,40			30,00	20,00

2 ESTÁGIOS (180 membranas cada), 250V E 1100 L/H																
9/12/04	7,69	3,70	2,09	0,47	6,49	1,045	0,235	3,245		449,90	93,90	1827,20			10,00	5,00
10/12/04	8,19	5,49	2,06	0,65	5,55	1,030	0,325	2,775		415,32	100,90	1350,62	0,19	0,16		
13/12/04	11,26	7,79	1,71	0,63	7,05	0,855	0,315	3,525		377,10	100,30	1756,10	0,44	0,35		
14/12/04	15,42	11,19	1,85	0,64	6,30	0,925	0,320	3,150		413,90	101,30	1470,70			20,00	10,00
16/12/04	14,82	10,85	1,82	0,62	4,98	0,910	0,310	2,490		385,30	97,60	1154,80			20,00	15,00
17/12/04	12,01	8,49	1,88	0,67	4,65	0,940	0,334	2,325		398,40	113,50	1142,50	0,35	0,29		
20/12/04			1,97	0,56	7,60	0,985	0,280	3,800		498,15	103,16	2165,64				
2 ESTÁGIOS (180 membranas cada), 250V E 1200 L/H																
23/12/04	11,16	7,83	1,82	0,75	6,72	0,910	0,374	3,360		446,50	123,40	1596,40	0,30	0,28	10,00	10,00
27/12/04	26,16	4,52	1,69	0,58	4,86	0,845	0,290	2,430	< 1,0	341,10	89,10	1128,10	0,43	0,36		
28/12/04	18,11	10,91	1,64	0,73	6,55	0,820	0,367	3,275		414,80	124,80	1392,50	0,35	0,49	15,00	10,00
29/12/04	12,55	10,46	1,64	0,60	4,97	0,820	0,300	2,485		383,26	100,41	1158,89	0,23	0,23		
30/12/04	10,69	9,52	1,62	0,57	4,31	0,810	0,283	2,155		382,30	85,30	896,80			10,00	10,00
3/1/05	10,46	8,13	1,72	0,53	3,32	0,860	0,265	1,660		465,50	75,70	644,00	0,27	0,29		
4/1/05	12,96	9,48	1,71	0,52	3,33	0,855	0,261	1,665		334,00	94,60	706,10	0,18	0,18	10,00	10,00
5/1/05	11,60	10,27	1,68	0,70	7,69	0,840	0,352	3,845		389,85	113,50	1973,72				
6/1/05	11,78	9,72	1,71	0,62	6,08	0,855	0,309	3,040		403,40	118,60	1550,80			10,00	10,00
7/1/05	10,64	8,20	1,67	0,55	4,24	0,835	0,273	2,120	2,40	456,90	91,60	964,90	0,26	0,26		
10/1/05	11,30	12,49	1,78	0,51	4,22	0,890	0,257	2,110		402,90	95,90	1775,60	0,28	0,36		
11/1/05	14,73	10,88	1,81	0,60	5,96	0,905	0,300	2,980		405,20	109,20	1236,60			15,00	10,00
12/1/05	11,89	10,57	1,88	0,63	4,73	0,940	0,313	2,365	< 1,0	403,71	108,57	1144,65	0,35	0,33		
13/1/05	14,52	11,13	1,95	0,67	4,96	0,975	0,334	2,480		449,20	132,40	1254,20			10,00	10,00
2 ESTÁGIOS (180 membranas cada), 275V E 1100 L/H																
18/1/05	7,77	6,21	1,97	0,72	4,95	0,985	0,359	2,475		502,60	131,00	1199,30			5,00	5,00
19/1/05	8,95	5,18	1,89	0,54	5,44	0,945	0,270	2,720	< 1,0	397,12	86,87	1373,44	0,28	0,31		
20/1/05	8,32	8,06	1,88	0,59	5,73	0,940	0,296	2,865		406,20	96,80	1390,50			10,00	5,00
21/1/05	17,57	13,70	1,88	0,57	3,72	0,940	0,287	1,860		454,00	96,20	857,10	0,36	0,34		
24/1/05	19,65	16,45	1,69	0,58	5,53	0,845	0,289	2,765		411,60	90,00	1284,40	0,30	0,31		
25/1/05	21,21	16,74	1,68	0,55	6,03	0,840	0,275	3,015		337,90	83,90	1464,60			20,00	10,00
26/1/05	12,35	11,63	1,64	0,70	6,27	0,820	0,350	3,135		315,64	104,05	1491,78	0,46	0,60		
27/1/05	22,16	16,59	1,57	0,57	4,33	0,786	0,287	2,165		185,20	82,20	954,60			20,00	15,00
28/1/05	8,45	8,27	1,46	0,698	5,83	0,730	0,349	2,915	2,00	236,00	82,10	1255,50	0,41	0,90		
31/1/05	7,19	5,76	1,56	0,535	4,02	0,782	0,268	2,010	< 1,0	287,00	69,90	809,20	0,34	0,32		
1/2/05	10,15	8,61	1,59	0,604	6,46	0,795	0,302	3,230		288,70	98,70	1445,90			20,00	20,00
2/2/05	11,55	10,58	1,60	0,54	4,44	0,800	0,268	2,220	< 1,0	302,60	80,03	956,19	0,40	0,50		
3/2/05	14,82	13,56	1,67	0,69	6,43	0,835	0,345	3,215		322,30	108,40	1506,30			20,00	20,00
4/2/05	14,05	12,33	1,77	0,63	5,40	0,883	0,314	2,700		337,00	101,70	1192,20				
11/2/05	6,21	5,58	2,06	0,66	5,88	1,030	0,331	2,940	< 1,0	459,60	113,40	1463,90				
14/2/05	6,17	7,41	2,05	0,63	4,22	1,025	0,314	2,110		470,50	119,50	1035,40	0,84	0,73		
15/2/05	8,40	7,97	2,02	0,83	7,98	1,010	0,416	3,990		452,80	176,00	2074,30			10,00	5,00
16/2/05	8,71	9,40	1,98	0,77	6,26	0,990	0,383	3,130	<1,0	428,42	151,39	1461,94	0,36	0,32		
17/2/05	14,56	14,36	1,93	0,92	6,80	0,963	0,458	3,400		410,30	163,10	1717,80			15,00	10,00
18/2/05	11,22	10,62	1,92	0,92	7,60	0,962	0,462	3,800	1,00	394,90	170,10	1877,20				
22/2/05	21,47	13,54	1,66	0,37	6,12	0,831	0,185	3,060		340,70	75,60	1847,60				
23/2/05	21,90	21,13	1,60	0,57	6,57	0,800	0,284	3,285		307,15	87,94	1514,62	0,40	0,49		
24/2/05	19,53	15,84	1,56	0,49	3,70	0,780	0,247	1,850		301,40	84,40	610,20			40,00	30,00
25/2/05	16,86	14,13	1,50	0,53	4,37	0,751	0,264	2,185	< 1,0	276,60	80,40	938,80				
28/2/05	15,80	14,11	1,30	0,45	4,68	0,650	0,226	2,340	< 1,0	243,50	66,10	1002,90	0,40	0,78		
1/3/05	15,57	11,66	1,19	0,39	2,82	0,595	0,193	1,410		289,30	53,60	555,20			35,00	30,00
2/3/05	15,38	12,36	1,14	0,44	4,43	0,571	0,219	2,215		218,14	50,43	960,07	0,35	0,40		
9/3/05	19,71	18,52	1,28	0,57	5,09	0,638	0,286	2,545								
10/3/05	19,07	16,49	1,28	0,41	2,60	0,638	0,207	1,300							35,00	40,00
11/3/05	14,86	12,10	1,31	0,54	4,77	0,657	0,268	2,385								
14/3/05	22,38	19,34	1,44	0,48	2,46	0,721	0,239	1,230		270,40	72,00	474,20	0,86	0,74		
15/3/05	15,79	13,58	1,66	0,67	5,34	0,830	0,335	2,670		326,70	114,70	1192,40			40,00	30,00
16/3/05	23,46	15,48	1,43	0,58	6,37	0,713	0,288	3,185		339,20	92,11	1378,50	0,53	0,36		

Data	Cor Verdadeira Entrada (Hazen)	Cor Verdadeira Produto (Hazen)	Fósforo Solúvel Entrada (ppm)	Fósforo Solúvel Produto (ppm)	Fósforo Solúvel Rejeito (ppm)	Sílica Entrada (ppm)	Sílica Produto (ppm)	Sílica Rejeito (ppm)	Ferro Total Entrada (ppm)	Ferro Total Produto (ppm)	Ferro Total Rejeito (ppm)	Cálcio Total Entrada (ppm)	Cálcio Total Produto (ppm)	Cálcio Total Rejeito (ppm)	Manganês Total Entrada (ppm)	Manganês Total Produto (ppm)
1 ESTÁGIO, 200V E 1500 L/H																
4/12/03			0,81	0,51												
12/12/03	15,00	10,00														
15/12/03	15,00	10,00														
16/12/03	10,00	10,00														
23/12/03	10,00	10,00														
22/1/04	30,00	20,00														
28/1/04						10,16	10,02	9,47	<0,05	<0,05	<0,05	61,00	86,50	370,5	0,09	<0,05
29/1/04	15,00	10,00														
1 ESTÁGIO, 200V E 1000 L/H																
6/1/04	15,00	10,00	<0,1	<0,1												
14/1/04						9,58	9,48	9,56	0,06	<0,05	<0,05	61,14	12,80	106,5	0,05	<0,05
20/1/04	30,00	20,00	0,27	0,17												
21/1/04						9,40	9,62	9,51	0,07	<0,05	<0,05	64,30	14,14	284,0	0,11	<0,05
22/1/04	30,00	20,00														
1 ESTÁGIO, 200V E 1800 L/H																
3/2/04	20,00	20,00														
4/2/04						10,10	9,69	11,14	<0,05	<0,05	<0,05	72,80	27,00	225,0	0,09	<0,05
5/2/04	20,00	20,00														
10/2/04	20,00	20,00														
11/2/04						9,11	8,68	9,03	<0,05	<0,05	<0,05	78,63	26,45	269,0	0,09	<0,05
2 ESTÁGIOS, 250V E 800 L/H																
15/6/04	10,0	10,0	0,33	0,25												
16/6/04						16,34	15,46	18,29	0,05	0,05	0,05	82	8,44	315,5		0,05
17/6/04	20,0	10,0														
22/6/04	20,0	10,0	0,54	0,45												
23/6/04						16,4	15,87	19,82	0,05	0,05	0,05	81	10,23	297,0		0,05
29/6/04	15,0	10,0	0,79	0,45												
30/6/04						14,56	13,93	14,48	0,05	0,05	0,05	63	8,8	150,0		0,05
1/7/04	15,0	10,0														
2 ESTÁGIOS, 250V E 600 L/H																
6/7/04	20	10	0,59	0,29												
7/7/04						14,48	13,19	15,13	0,05	0,05	0,05	85,5	6,41	277,0	0,05	0,05
8/7/04	20	10														
13/7/04	30,00	10,00	0,43	0,33												
14/7/04														386,0		
2 ESTÁGIOS, 250V E 1000 L/H																
21/7/04																137,0
22/7/04	10	5														256,0
23/7/04																236,0
27/7/04	20	10	0,69	0,46												
29/7/04	30,00	20,00														
1 ESTÁGIO, 250V E 1000 L/H																
24/8/04	5,00	5,00	0,68	0,50												
26/8/04	5,00	5,00														
31/8/04	20,00	10,00	0,38	0,48												
2/9/04	20,00	10,00														
9/9/04	20,00	10,00														
14/9/04	10,00	5,00	<0,1	0,36												
1 ESTÁGIO, 250V E 1500L/H																
20/9/04									< 0,05	< 0,05	0,06					263,00
23/9/04	20,00	15,00														
28/9/04	10,00	10,00	0,21	0,16												
1/10/04									< 0,05	< 0,05	0,06					
5/10/04	20,00	20,00	0,21	0,14												
7/10/04	10,00	5,00							0,05	0,07	0,08					
14/10/04	20,00	10,00														
21/10/04	20,00	20,00														
29/10/04														680,00		

1 ESTÁGIO, 250V E 1800L/H																	
3/11/04						7,46	7,14	8,25					66,70	28,61	445,00	0,08	0,05
4/11/04	20,00	20,00															
10/11/04						8,25	8,25	8,28					65,50	27,00	598,00	0,07	< 0,05
17/11/04						3,00	5,18	3,93					74,40	37,00	224,00	0,06	< 0,05
2 ESTÁGIOS (180 membranas cada), 250V E 1000 L/H																	
30/11/04	20,00	15,00															
2/12/04	25,00	20,00															
7/12/04	30,00	20,00															
2 ESTÁGIOS (180 membranas cada), 250V E 1100 L/H																	
9/12/04	10,00	5,00															
14/12/04	20,00	10,00															
16/12/04	20,00	15,00															
2 ESTÁGIOS (180 membranas cada), 250V E 1200 L/H																	
23/12/04	10,00	10,00															
28/12/04	15,00	10,00	0,24	0,14													
29/12/04										6,51	6,30	6,73	0,05	0,05	0,05	89,00	24,00
30/12/04	10,00	10,00															
4/1/05	10,00	10,00	0,08	0,09		2,76	< 0,1	2,29									
5/1/05									6,78	7,00	5,86	< 0,05	< 0,05	0,21	37,00	30,30	
6/1/05	10,00	10,00				2,10	< 0,1	1,37									
10/1/05						4,39	2,42	3,34									
11/1/05	15,00	10,00															
12/1/05						4,48	3,40	3,15					0,10	< 0,05	< 0,05	50,20	17,00
13/1/05	10,00	10,00															
2 ESTÁGIOS (180 membranas cada), 275V E 1100 L/H																	
18/1/05	5,00	5,00															
19/1/05						6,78	3,60	7,03	< 0,05	< 0,05	< 0,05	90,41	24,20	87,00	< 0,05	< 0,05	
20/1/05	10,00	5,00	0,40	0,23													
25/1/05	20,00	10,00															
27/1/05	20,00	15,00															
28/1/05			0,37	0,33	0,84												
1/2/05	20,00	20,00	0,47	0,33	0,70												
2/2/05						12,00	10,62	11,08	0,10	< 0,05	0,06	82,00	23,51	387,30	< 0,05	< 0,05	
3/2/05	20,00	20,00															
15/2/05	10,00	5,00	0,62	0,38	1,73												
16/2/05						11,62	8,28	11,68	< 0,05	< 0,05	0,08	83,00	24,00	514,00	< 0,05	< 0,05	
17/2/05	15,00	10,00															
23/2/05						11,82	11,60	13,01	0,07	0,06	0,09	81,70	22,90	193,90	< 0,05	< 0,05	
24/2/05	40,00	30,00															
1/3/05	35,00	30,00															
10/3/05	35,00	40,00															
15/3/05	40,00	30,00															

Data	Ferro Solúvel Entrada (ppm)	Ferro Solúvel Permeado (ppm)	Ferro Solúvel Concentrado (ppm)	Manganês Solúvel Entrada (ppm)	Manganês Solúvel Permeado (ppm)	Manganês Solúvel Concentrado (ppm)	Ortofosfato Entrada (ppm)	Ortofosfato Produto (ppm)	Ortofosfato Rejeito (ppm)	Fluoreto Entrada (ppm)	Fluoreto Produto (ppm)	Fluoreto Rejeito (ppm)	Nitrato Entrada (ppm)	Nitrato Produto (ppm)	Nitrato Rejeito (ppm)	Nitrato Entrada (ppm)	Nitrato Saída (ppm)	
1 ESTÁGIO, 200V E 1500 L/H																		
4/12/03																	3,70	0,91
1 ESTÁGIO, 200V E 1000 L/H																		
14/1/04	<0,05	<0,05	<0,05	0,05	<0,05	0,08												
2 ESTÁGIOS (180 membranas cada), 275V E 1100 L/H																		
26/1/05	< 0,05	0,06	0,06	< 0,05	< 0,05	0,07	1,21	0,83	2,10	1,50	1,40	2,90	24,20	1,70	< 0,1			

Data	Bário Entrada (ppm)	Bário Produto (ppm)	Bário Rejeito (ppm)	Cálcio Entrada (ppm)	Cálcio Produto (ppm)	Cálcio Rejeito (ppm)	Magnésio Entrada (ppm)	Magnésio Produto (ppm)	Magnésio Rejeito (ppm)	Potássio Entrada (ppm)	Potássio Produto (ppm)	Potássio Rejeito (ppm)	Sódio Entrada (ppm)	Sódio Produto (ppm)	Sódio Rejeito (ppm)	Estrôncio Entrada (ppm)	Estrôncio Produto (ppm)	Estrôncio Rejeito (ppm)
2 ESTAGIOS (180 membranas cada), 275V E 1100 L/H																		
26/1/05	0,32	0,076	0,6	82	19	223	5,7	1,3	17	8,4	1,3	22	198	64	678	1,9	0,53	6,7

Análises feitas na REGAP

Análises feitas na UFF

10.2.1. Monitoramento analítico com e sem o uso do carvão ativado no pré-tratamento do efluente

Data	pH Entrada	pH Produto	pH Rejeito	Alcalinidade Entrada (ppm)	Alcalinidade Produto (ppm)	Alcalinidade Rejeito (ppm)	Amônia Entrada (ppm)	Amônia Produto (ppm)	Amônia Rejeito (ppm)	TOC Entrada (ppm)	TOC Produto (ppm)	Conductividade Entrada (mS/cm)	Conductividade Produto (mS/cm)	Conductividade Rejeito (mS/cm)	Sólidos Totais Dissolvidos Entrada (g/L)	Sólidos Totais Dissolvidos Produto (g/L)	Sólidos Totais Dissolvidos Rejeito (g/L)	Cloro Entrada (ppm)	Cloro Produto (ppm)	Cloro Rejeito (ppm)	Turbidez Entrada (NTU)	Turbidez Produto (NTU)	
OPERAÇÃO COM CARVAO ATIVADO																							
18/1/05	7,7	7,2	7,9	127,8	59,6	291,9				7,8	6,2	1,97	0,72	4,95	0,99	0,36	2,48	502,6	131,0	1199,3			
19/1/05	7,6	6,7	7,8			300,4				9,0	5,2	1,89	0,54	5,44	0,95	0,27	2,72	397,1	86,9	1373,4	0,28	0,31	
20/1/05	7,5	7,0	7,9	132,0	54,0	363,0				8,3	8,1	1,88	0,59	5,73	0,94	0,30	2,87	406,2	96,8	1390,5			
21/1/05	7,2	6,8	7,7			256,5				17,6	13,7	1,88	0,57	3,72	0,94	0,29	1,86	454,0	96,2	857,1	0,36	0,34	
24/1/05	7,2	6,8	7,7			356,1	1,3	0,4		19,7	16,5	1,69	0,58	5,53	0,85	0,29	2,77	411,6	90,0	1284,4	0,30	0,31	
25/1/05	7,1	6,7	7,7	126,2	50,2	381,8				21,2	16,7	1,68	0,55	6,03	0,84	0,28	3,02	337,9	83,9	1464,6			
26/1/05	7,1	6,9	7,7			501,5				12,4	11,6	1,64	0,70	6,27	0,82	0,35	3,14	315,6	104,1	1491,8	0,46	0,60	
27/1/05	7,1	6,8	7,6	116,0	51,0	301,8				22,2	16,6	1,57	0,57	4,33	0,79	0,29	2,17	185,2	82,2	954,6			
28/1/05	7,0	6,8	7,6			355,3				8,5	8,3	1,46	0,70	5,83	0,73	0,35	2,92	236,0	82,1	1255,5	0,41	0,90	
31/1/05	7,3	7,0	7,9			344,5	5,9	1,4	16,7	7,2	5,8	1,56	0,54	4,02	0,78	0,27	2,01	287,0	69,9	809,2	0,34	0,32	
1/2/05	7,7	7,5	8,0	133,7	68,9	494,3				10,2	8,6	1,59	0,60	6,46	0,80	0,30	3,23	288,7	98,7	1445,9			
2/2/05	7,3	6,8	7,8			324,7				11,6	10,6	1,60	0,54	4,44	0,80	0,27	2,22	302,6	80,0	956,2	0,40	0,50	
3/2/05	7,5	6,8	7,7	127,3	64,0	465,0				14,8	13,6	1,67	0,69	6,43	0,84	0,35	3,22	322,3	108,4	1506,3			
4/2/05	7,0	6,7	7,6			435,5				14,1	12,3	1,77	0,63	5,40	0,88	0,31	2,70	337,0	101,7	1192,2			
11/2/05	6,9	6,7	7,4			364,2				6,2	5,6	2,06	0,66	5,88	1,03	0,33	2,94	459,6	113,4	1463,9			
14/2/05	6,9	6,5	7,3			244,6	5,8	1,2	13,6	6,2	7,4	2,05	0,63	4,22	1,03	0,31	2,11	470,5	119,5	1035,4	0,84	0,73	
15/2/05	7,8	7,6	8,0	144,1	76,6	526,5				8,4	8,0	2,02	0,83	7,98	1,01	0,42	3,99	452,8	176,0	2074,3			
16/2/05	7,7	7,3	8,0			400,8				8,7	9,4	1,98	0,77	6,26	0,99	0,38	3,13	428,4	151,4	1461,9	0,36	0,32	
17/2/05	7,6	7,3		125,1	74,1	396,0				14,6	14,4	1,93	0,92	6,80	0,96	0,46	3,40	410,3	163,1	1717,8			
18/2/05	7,2	7,0	7,7			486,0				11,2	10,6	1,92	0,92	7,60	0,96	0,46	3,80	394,9	170,1	1877,2			
OPERAÇÃO SEM CARVAO ATIVADO																							
22/2/05	7,4	6,1	6,8	121,9	16,1	61,3				21,5	13,5	1,66	0,37	6,12	0,83	0,19	3,06	340,7	75,6	1847,6			
23/2/05	7,1	7,7	7,7			434,0				21,9	21,1	1,60	0,57	6,57	0,80	0,28	3,29	307,2	87,9	1514,6	0,40	0,49	
24/2/05	7,4	7,1	7,7	114,0	45,7	258,6				19,5	15,8	1,56	0,49	3,70	0,78	0,25	1,85	301,4	84,4	610,2			
25/2/05	7,1	6,7	7,7			289,3				16,9	14,1	1,50	0,53	4,37	0,75	0,26	2,19	276,6	80,4	938,8			
28/2/05	7,4	6,7	7,8			363,2	3,6	1,4	19,1	15,8	14,1	1,30	0,45	4,68	0,65	0,23	2,34	243,5	66,1	1002,9	0,40	0,78	
1/3/05	6,9	6,5	7,5	102,7	39,1	238,1				15,6	11,7	1,19	0,39	2,82	0,60	0,19	1,41	289,3	53,6	555,2			
2/3/05	7,1	6,7	7,7			333,9				15,4	12,4	1,14	0,44	4,43	0,57	0,22	2,22	218,1	50,4	960,1	0,35	0,40	
9/3/05	7,1	7,0	7,9			424,7				19,7	18,5	1,28	0,57	5,09	0,64	0,29	2,55						
10/3/05	7,2	6,8	7,6	109,2	45,6	208,6				19,1	16,5	1,28	0,41	2,60	0,64	0,21	1,30						
11/3/05	7,3	7,0	7,8			362,7				14,9	12,1	1,31	0,54	4,77	0,66	0,27	2,39						
14/3/05	7,5	6,9	7,6			195,0	1,4	0,2	1,3	22,4	19,3	1,44	0,48	2,46	0,72	0,24	1,23	270,4	72,0	474,2	0,86	0,74	
15/3/05	7,5	7,1	8,0	117,4	61,8	317,8				15,8	13,6	1,66	0,67	5,34	0,83	0,34	2,67	326,7	114,7	1192,4			
16/3/05	7,4	6,9	8,1			433,5				23,5	15,5	1,43	0,58	6,37	0,71	0,29	3,19	339,2	92,1	1378,5	0,53	0,36	

Data	Cor Verdadeira Entrada (Hazen)	Cor Verdadeira Produto (Hazen)	Fósforo Solúvel Entrada (ppm)	Fósforo Solúvel Produto (ppm)	Fósforo Solúvel Rejeito (ppm)	Silica Entrada (ppm)	Silica Produto (ppm)	Silica Rejeito (ppm)	Ferro Total Entrada (ppm)	Ferro Total Produto (ppm)	Ferro Total Rejeito (ppm)	Cálcio Total Entrada (ppm)	Cálcio Total Produto (ppm)	Cálcio Total Rejeito (ppm)	Manganês Total Entrada (ppm)	Manganês Total Produto (ppm)	Manganês Total Rejeito (ppm)	Sulfato Entrada (ppm)	Sulfato Produto (ppm)	Sulfato Rejeito (ppm)	Dureza Entrada (ppm)	Dureza Produto (ppm)	Dureza Rejeito (ppm)	
OPERAÇÃO COM CARVAO ATIVADO																								
18/1/05	5	5																						
19/1/05						6,78	3,60	7,03	< 0,05	< 0,05	< 0,05	90,4	24,2	87,0	< 0,05	< 0,05	< 0,05	153,0	85,0	142,0	168,4	52,6	157,4	
20/1/05	10	5	0,40	0,23																				
21/1/05																								
24/1/05																								
25/1/05	20	10																						
26/1/05																								
27/1/05	20	15																						
28/1/05			0,37	0,33	0,84																			
31/1/05																								
1/2/05	20	20	0,47	0,33	0,70																			
2/2/05						12,00	10,62	11,08	0,10	< 0,05	0,06	82,0	23,5	387,3	< 0,05	< 0,05	0,13	129,0	68,0	396,0	216,2	54,1	821,6	
3/2/05	20	20																						
4/2/05																								
11/2/05																								
14/2/05																								
15/2/05	10	5	0,62	0,38	1,73																			
16/2/05						11,62	8,28	11,68	< 0,05	< 0,05	0,08	83,0	24,0	514,0	< 0,05	< 0,05	0,14	133,0	96,0	497,0	240,6	68,4	1657,7	
17/2/05	15	10																						
18/2/05																								
OPERAÇÃO SEM CARVAO ATIVADO																								
22/2/05																								
23/2/05						11,82	11,60	13,01	0,07	0,06	0,09	81,7	22,9	193,9	< 0,05	< 0,05	0,09	93,0	37,0	213,0	198,4	47,8	489,1	
24/2/05	40	30																						
25/2/05																								
28/2/05																								
1/3/05	35	30																						
2/3/05																								
9/3/05																								
10/3/05	35	40																						
11/3/05																								
14/3/05																								
15/3/05	40	30																						
16/3/05																								

10.2.2. Monitoramento analítico utilizando membranas russas e chinesas

Data	pH Entrada	pH Produto	pH Rejeito	Alcalinidade Entrada (ppm)	Alcalinidade Produto (ppm)	Alcalinidade Rejeito (ppm)	Amônia Entrada (ppm)	Amônia Produto (ppm)	Amônia Rejeito (ppm)	TOC Entrada (ppm)	TOC Produto (ppm)	Condutividade Entrada (mS/cm)	Condutividade Produto (mS/cm)	Condutividade Rejeito (mS/cm)	Sólidos Totais Dissolvidos Entrada (g/L)	Sólidos Totais Dissolvidos Produto (g/L)	Sólidos Totais Dissolvidos Rejeito (g/L)	Cloreto Entrada (ppm)	Cloreto Produto (ppm)	Cloreto Rejeito (ppm)	Turbidez Entrada (NTU)	Turbidez Produto (NTU)
MEMBRANAS RUSSAS																						
24/8/05	7,2	7,2	7,8			316,4				8,1	5,8	2,32	0,85	9,04	1,16	0,43	4,52	435,9	141,8	1957,5	0,32	0,34
25/8/05	7,1	7,2	7,7	108,1	56,6	454,6	7,0	3,0	38,0	11,2	7,6	2,39	1,06	11,15	1,20	0,53	5,58	425,0	170,9	2527,3		
26/8/05	7,1	6,8	7,8			309,2				10,5	6,9							445,9	132,7	1847,6		
29/8/05	6,8	6,3	7,0			218,4	7,1	2,7	19,2	13,2	9,6	2,42	0,84	8,90	1,21	0,42	4,45	457,6	124,8	2156,4	0,44	0,40
30/8/05	7,1	6,4	7,4	96,0	21,2	199,6				6,8	4,8	2,52	0,89	13,74	1,26	0,44	6,87	471,1	139,4	2966,9		
31/8/05	7,8	7,5	8,3			358,4				7,5	4,3	2,59	0,77	9,49	1,30	0,39	4,75	478,1	126,6	2080,5		
1/9/05	7,6	7,2	8,1	91,6	42,3	330,2				7,8	5,6	2,57	0,87	9,42	1,29	0,44	4,71	477,8	129,2	2021,3		
2/9/05	7,0	6,7	7,9			314,4				7,7	5,0	2,61	0,90	10,14	1,31	0,45	5,07	412,4	134,4	2072,1	0,61	0,60
5/9/05	6,8	6,6	7,9			414,8	5,2	2,3	27,6	8,6	5,0	2,47	0,87	12,47	1,24	0,44	6,24	435,2	119,9	2638,8	0,40	0,48
6/9/05	7,0	6,7	7,7	82,2	35,3	319,8				7,2	6,5	2,44	0,85	9,59	1,22	0,43	4,80	442,2	121,0	1953,4		
7/9/05	6,9	6,7	7,9			400,6				7,1	4,8	2,50	1,00	11,43	1,25	0,50	5,72	445,6	140,7	2333,5	0,59	0,49
8/9/05	6,9	6,8	7,8	74,2	29,3	321,6				7,9	6,4	2,42	0,79	1,56	1,21	0,40	0,78	416,5	119,6	2230,5		
9/9/05	6,7	6,5	7,7			358,0				8,5	6,4	2,42	0,88	11,68	1,21	0,44	5,84	416,2	117,9	2437,4		
MEMBRANAS CHINESAS																						
2/12/05	6,7	5,7	8,6			307,8				5,9	5,2	2,50	0,55	10,83	1,25	0,28	5,42	561,9	48,9	2608,3	1,11	0,71
5/12/05	7,6	5,8	9,1			376,0				8,8	8,4	1,49	0,39	7,20	0,75	0,20	3,60	284,5	62,3	1663,2	1,02	0,79
6/12/05	7,2	6,0	8,8	61,7	11,8	396,3	7,4	1,7	43,9	9,7	10,2	1,50	0,44	8,89	0,75	0,22	4,45	334,7	62,4	1838,3		
7/12/05	6,8	5,6	8,9			292,0				9,4	7,2	1,24	0,32	6,20	0,62	0,16	3,10	215,7	56,8	1244,5	0,60	0,83
8/12/05	6,6	4,6	8,9	35,7	12,8	232,2				10,9	10,8	1,44	0,43	6,72	0,72	0,21	3,36	242,3	56,3	1339,7		
9/12/05	6,4	3,9	8,7			248,2				12,1	10,3	1,52	0,49	7,85	0,76	0,25	3,93	256,7	64,4	1513,5	1,14	0,84
12/12/05	6,2	3,6	7,8			198,5	3,7	1,5	49,9	6,5	5,2	1,61	0,47	6,27	0,81	0,24	3,14	233,3	55,9	961,9	0,77	0,95
13/12/05	6,9	6,2	9,0	43,0	13,4	240,4				9,4	9,5	1,62	0,48	6,51	0,81	0,24	3,26	220,1	57,5	1134,4		
14/12/05	6,6	5,9	8,7			205,0				6,8	6,5	1,55	0,45	4,84	0,78	0,23	2,42	231,9	55,4	827,7	0,55	0,87
15/12/05	6,7	6,4	8,7	51,7	21,7	211,6				7,5	7,3	1,51	0,50	4,65	0,76	0,25	2,33	219,3	54,1	742,4		
16/12/05	7,1	6,8	8,8			238,6				7,2	7,8	1,48	0,49	4,71	0,74	0,25	2,36	217,7	58,3	806,8		

Data	Cor Verdadeira Entrada (Hazen)	Cor Verdadeira Produto (Hazen)	Fósforo Solúvel Entrada (ppm)	Fósforo Solúvel Produto (ppm)	Fósforo Solúvel Rejeito (ppm)	Silica Entrada (ppm)	Silica Produto (ppm)	Silica Rejeito (ppm)	Ferro Total Entrada (ppm)	Ferro Total Produto (ppm)	Ferro Total Rejeito (ppm)	Cálcio Total Entrada (ppm)	Cálcio Total Produto (ppm)	Cálcio Total Rejeito (ppm)	Manganês Total Entrada (ppm)	Manganês Total Produto (ppm)	Manganês Total Rejeito (ppm)	Sulfato Entrada (ppm)	Sulfato Produto (ppm)	Sulfato Rejeito (ppm)	Dureza Entrada (ppm)	Duraze Produto (ppm)	Dureza Rejeito (ppm)
MEMBRANAS RUSSAS																							
24/8/05			0,87	0,65	2,90	6,01	5,02	6,62	< 0,05	< 0,05	0,11	59,4	22,4	74,0	< 0,05	< 0,05	0,06	265,0	119,0	1278,0	205,4	78,9	1005,3
25/8/05	15	10																					
26/8/05																							
29/8/05																							
30/8/05	10	5	0,97	0,59	3,14																		
31/8/05						1,59	1,59	2,00	< 0,05	< 0,05	0,05	59,2	20,3	121,0	0,06	< 0,05	0,16	295,0	114,0	778,0	162,2	43,2	356,7
1/9/05	10	10																					
2/9/05																							
5/9/05																							
6/9/05	10	5																					
7/9/05			2,38	1,60	4,02																		
8/9/05	10	5																					
9/9/05																							
MEMBRANAS CHINESAS																							
2/12/05																							
5/12/05																							
6/12/05	10	10																					
7/12/05			0,96	0,88	2,06	4,60	6,69	4,01	0,02	0,02	0,01	24,0	13,1	174,0	0,04	0,02	0,11	206,0	95,0	872,0	134,1	43,2	778,4
8/12/05																							
9/12/05																							
12/12/05																							
13/12/05	10	10																					
14/12/05						9,84	7,24	9,43	0,04	0,03	0,06	38,2	8,5	41,7	0,03	0,02	0,05	183,0	103,0	592,0	160,0	49,2	328,2
15/12/05	10	10	0,85	0,79	1,98																		
16/12/05																							

10.3. Monitoramento Operacional

Data	Hora	Início/Término	Condutividade Produto (mS/cm)	Vazão Produto (L/h)	Vazão Rejeito (L/h)	Pressão Produto (bar)	Pressão Rejeito (bar)	Corrente (A)	Volts (VDC)	Ciclo	Temperatura Rejeito (°C)
9/12/2003	10:30		770	1500	160	1,80	1,80	3,75			
9/12/2003	15:15		950	1650	160	1,80	1,80	3,75			
9/12/2003	16:00		850	1500	150	1,80	1,80	3,50			
10/12/2003	10:00		820	1500	160	1,70	1,60	3,75			
10/12/2003	15:20		795	1400	160	1,60	1,70	3,50			
10/12/2003	16:40		920	1450	15	1,70	1,70	3,50			
11/12/2003	10:00		840	1650	160	1,80	1,60	4,00			
11/12/2003	14:10	parou	783	1650	160	1,80	1,60	4,00			
12/12/2003	9:30	início	835	1650	170	1,80	1,60	4,00			
12/12/2003	15:30	parou	1000	1550	170	1,70	1,70	3,75			
15/12/2003	9:00	início	805	1550	150	1,70	1,60	4,00			
	12:00	parou									
16/12/2003	9:30	início	810	1550	160	1,80	1,60	4,00			
	12:00	parou									
17/12/2003	11:20	início	1900	1600	150	1,70	1,70	4,00		par	
17/12/2003	15:10		810	1550	150	1,80	1,50	4,50		ímpar	
17/12/2003	15:30		1600	1550	160	1,70	1,70	4,50		par	
	16:00	parou									
18/12/2003	10:00	início	950	1600	150	1,80	1,70	4,00		par	
	16:00	parou									
22/12/2003	9:30	início	900	1650	150	1,80	1,80	3,50		par	
22/12/2003	14:35	parou	732	1500	160	1,80	1,70	4,00			
23/12/2003	9:30	início	670	1450	160	1,60	1,50	3,50			
23/12/2003	9:30	início									
23/12/2003	15:30	parou	920	1500	150	1,70	1,60	4,00		par	
6/1/2004	10:55		569	1500	150	1,80	1,80	3,80		ímpar	
7/1/2004	9:50	início	375	1100	110	1,50	1,50	2,50		ímpar	
7/1/2004	16:00		400	1100	110	1,50	1,50	2,50		ímpar	
8/1/2004	9:20		402	1100	110	1,50	1,50	2,50			
8/1/2004	10:55		469	1100	110	1,50	1,50	2,50			
9/1/2004	10:00	início	482	1000	100	1,50	1,50	2,60			
9/1/2004	13:40		534	1000	110	1,40	1,40	2,50			
	16:30	parou	560	1000	100	1,50	1,40	2,75		ímpar	
12/1/2004											
14/1/2004	13:00	início									
14/1/2004	15:40		570	1000	110	1,40	1,40	2,50		par	
15/1/2004	9:10		520	1000	100	1,40	1,40	2,50		par	
15/1/2004	15:20		451	1000	100	1,40	1,40	2,50		ímpar	
16/1/2004	10:50		520	1000	50	1,30	1,20	2,50		ímpar	
16/1/2004	14:40		770	1050	130	1,40	1,40	2,75			
16/1/2004	16:00	parou									
19/1/2004	10:00	início									
19/1/2004	12:00		470	1000	90	1,40	1,50	2,25			
19/1/2004	16:20		570	1050	90	1,40	1,30	2,50		ímpar	
20/1/2004	9:00		550	1000	100	1,40	1,40	2,50		par	
20/1/2004	16:00		640	1000	100	1,40	1,40	2,50		par	
21/1/2004	10:00		610	1000	110	1,30	1,20	2,25		ímpar	
21/1/2004	16:00		675	1000	100	1,40	1,40	2,50		par	
22/1/2004	8:50		693	950	100	1,40	1,40	2,25		par	

22/1/2004	12:08		807	1500	150	1,50	1,60	2,50		par	
23/1/2004	10:45		860	1500	150	1,70	1,70	2,50		par	
26/1/2004	14:30		750	1500	170	1,70	1,60	3,00		ímpar	
27/1/2004											
28/1/2004	9:00	início									
28/1/2004	14:35		790	1500	150	1,70	1,70	2,75		par	
29/1/2004	14:25		790	1500	150	1,70	1,70	3,00			
2/2/2004	10:00	início									
2/2/2004	14:45		890	1750	230	1,90	1,70	3,50		ímpar	
2/2/2004	16:25		930	1750	170	1,90	1,80	3,00		par	
3/2/2004	10:00		1131	1800	190	1,80	1,80	3,25		par	
3/2/2004	16:20		1152	1800	180	1,80	1,80	3,50		par	
4/2/2004	9:50		1176	1800	200	1,90	1,70	3,50		par	
4/2/2004	16:30		1300	1750	190	1,80	1,70	4,00			
10/2/2004	10:25		1034	1800	180	1,80	1,50	3,50		ímpar	
10/2/2004	13:32		1090	1700	160	1,90	1,60	3,50		ímpar	
11/2/2004	9:34		116	1700	190	1,80	1,70	3,50		ímpar	
11/2/2004	16:57		1300	1600	160	1,80	1,70	4,00		par	
17/2/2004	16:00		646	1600	160	1,70	1,60	3,00		par	
18/2/2004	9:57		1045	1550	150	1,60	1,40	3,50		ímpar	
5/3/2004	14:10		272	1000	100	2,70	2,70	2,00		ímpar	
8/3/2004	10:13	início	490	1000	100	2,80	2,80	3,00		par	
8/3/2004	15:40	05:00	290	1000	100	2,70	2,70	2,00		ímpar	
9/3/2004	8:38	22:00	277	1000	110	2,70	2,70	2,00		ímpar	
9/3/2004	15:10		335	1000	90	2,70	2,70	2,50		par	
10/3/2004	9:00		10269	1100	110	2,80	2,70	2,00	250	par	
11/3/2004	10:00		260	1000	100	2,70	2,60	2,00	250	par	
11/3/2004	10:35		365	750	330	2,70	2,60	2,50		ímpar	
12/3/2004	9:10		470	950	100	2,80	2,80	3,00		ímpar	
22/3/2004	10:22	início	498	1150	100	2,70	2,70	3,00	260	ímpar	
22/3/2004	14:10		426	1000	100	2,60	2,60	2,50	260	ímpar	
23/3/2004	9:08	início	577	1000	100	2,80	2,80	3,00	250	ímpar	
23/3/2004	14:26		435	1000	110	2,70	2,70	2,75	255	ímpar	
25/3/2004	9:50		342	1100	100	2,80	2,70	2,50	255	ímpar	
25/3/2004	15:30		530	1100	110	2,70	2,60	3,50	260	par	
26/3/2004	9:15		415	1100	110	2,70	2,70	2,50	260	ímpar	
26/3/2004	16:15		440	110	120	2,70	2,60	2,50	260	par	
29/3/2004	9:30		330	110	100	2,70	2,70	2,00	260	ímpar	
29/3/2004	16:10		471	1100	110	2,60	2,60	2,75	260	par	
30/3/2004	9:30	início	381	1000	110	2,70	2,70	2,00	260	ímpar	
30/3/2004	13:30		330	1100	110	2,70	2,70	2,00		ímpar	
30/3/2004	16:50		420	1100	100	2,70	2,60	3,00		par	
31/3/2004	10:00	início	550	1100	100	2,70	2,60	2,00	260	ímpar	
1/4/2004	15:00		378	1100	110	2,60	2,60	2,50	260	ímpar	
1/8/2004	16:45		410	1100	120	2,60	2,60	2,50	260	par	
2/4/2004	8:40		317	1100	100	2,70	2,70	2,00	260	ímpar	
2/4/2004	16:10		452	1100	120	1,70	2,60	2,25		par	
5/4/2004	9:40		310	1100	110	2,70	2,70	2,00		ímpar	
6/4/2004	9:00		384	1100	100	2,70	2,70	2,00		ímpar	
7/4/2004	8:33		380	1100	110	2,80	2,70	2,00		ímpar	
7/4/2004	15:40		420	1150	110	2,70	2,60	2,25		par	
8/4/2004	9:30		407	1100	120	2,70	2,70	2,25		par	
8/4/2004	16:00		334	1100	100	2,60	2,50	2,25		ímpar	
13/4/2004	11:10		325	950	100	2,80	2,80	2,25	260	ímpar	
13/4/2004	16:00		380	950	100	2,80	2,80	2,25		ímpar	
15/6/2004	14:10	início	302	800	80	2,40	2,40	2,00	260	par	

15/6/2004	16:50		310	800	80	2,30	2,30	2,00	260	impar	
16/6/2004	9:30		347	750	80	2,30	2,30	2,00	260	par	
16/6/2004	16:30		348	800	80	2,30	2,30	2,25	260	impar	
16/6/2004	22:00	término									
17/6/2004	9:20	início	382	800	80	2,40	2,40	2,25	260	impar	
17/6/2004	12:00	término									
18/6/2004	13:00	início									
18/6/2004	16:30	término	436	800	80	2,30	2,30	2,25	260	par	
21/6/2004	9:00	início	446	800	80	2,40	2,40	2,25	260	par	
21/6/2004	16:30		408	800	80	2,40	2,40	2,50	260	impar	
22/6/2004	10:19		499	800	80	2,40	2,40	2,00	260	par	
22/6/2004	15:23		403	800	80	2,40	2,40	2,20	260	impar	
22/6/2004	23:00	término									
23/6/2004	9:00	início	440	800	80	2,40	2,40	2,00	260	impar	
23/6/2004	16:30		370	800	80	2,40	2,40	2,00	260		
23/6/2004	23:00	término									
25/6/2004	9:30	início	403	800	80	2,40	2,40	2,00	260	impar	
25/6/2004	16:30	término	430	800	80	2,40	2,40	2,25	260	impar	
28/6/2004	9:30	início	354	800	80	2,40	2,40	2,00	260	impar	
28/6/2004	16:20		409	800	80			2,25		impar	
29/6/2004	8:37		529	800	80	2,40	2,40	2,00	260	par	
29/6/2004	16:30		477	800	80	2,40	2,40	2,00	260	impar	
30/6/2004	9:25		513	800	80	2,40	2,40	2,00	260	par	
30/6/2004	16:15		453	800	80	2,40	2,40	2,25	260	impar	
1/7/2004	0:00	Término									
1/7/2004	9:00	início	501	800	80	2,40	2,40	2,25	260	impar	
1/7/2004	11:30	término									
1/7/2004	14:00	início									
1/7/2004	16:20		570	800	80	2,40	2,40	2,25	260	par	
1/7/2004	22:00	término									
2/7/2004	9:00	início	560	800	80	2,40	2,40	2,25	260	impar	
2/7/2004	10:00	término									
5/7/2004	9:00	início	476	800	80	2,40	2,40	2,25	260	impar	
5/7/2004	13:30	término	520	800	80	2,40	2,40	2,25	260	par	
Mudança de Condição: produto = 600 L/h rejeito = 60L/h											
6/7/2004	10:00	início	280	600	60	1,00	0,90	1,50	260	impar	
6/7/2004	16:30										
7/7/2004	9:00	início	330	600	60	1,30	1,20	1,75	260	par	
7/7/2004	13:35			400	200	1,10	1,00	1,25	260	impar	
7/7/2004	14:16			600	<50	1,40	1,40	1,50	260	impar	
7/7/2004	16:30	término									
8/7/2004	9:00	início		600	60	1,10	1,00	1,75	260	impar	
8/7/2004	11:00	término									
9/7/2004	8:30	início									
9/7/2004	9:30	término		600	60	1,00	0,90	1,75	260	impar	
12/7/2004	9:00	início		600	60	1,00	0,90	1,75	260	impar	
12/7/2004	10:00	término									
13/7/2004	10:00	início		600	60	1,20	1,20	1,75	260	impar	
13/7/2004	11:00	término									
14/7/2004	10:20	início		600	60	1,40	1,40	1,75	260	impar	
14/7/2004	11:20	término									
Mudança de Condição: produto = 800 L/h rejeito = 80L/h											
19/7/2004	10:42	início	512	800	80	1,20	1,30	2,00	260	impar	
19/7/2004	14:36		277	800	80	1,10	1,20	2,00	260	par	
19/7/2004	21:00	término									
20/7/2004	16:34	início	395	800	80	1,30	1,20	2,00	260	par	

21/7/2004	15:18		676	1000	100	1,60	1,40	2,50	260	impar	
22/7/2004	1:00	término									
22/7/2004	9:39	início	489	1000	100	1,60	1,40	2,00	260	impar	19
22/7/2004	16:45		1995	1000	100	1,60	1,30	2,00	260	par	
22/7/2004	20:18	término									
23/7/2004	8:43	início	674	1000	100	1,60	1,40	2,00	260	impar	18
23/7/2004	14:58	término	1245	1000	100	1,50	1,30	3,00	270	par	
27/7/2004	14:55	início	860	1000	100	1,60	1,40	3,00	270	impar	21
27/7/2004	20:10	término									
28/7/2004	10:00	início	900	1000	100	1,60	1,40	2,50	270	impar	19,7
28/7/2004	16:22		1077	1000	100	1,50	1,20	3,00	270	par	
29/7/2004	8:46		717	1000	100	1,50	1,30	3,00	260	impar	18,6
29/7/2004	15:55		609	1000	100	1,40	1,20	3,00	270	impar	
30/7/2004	10:20	término	711	1000	90	13,60	1,40	3,00	270	impar	19,5
Limpeza Química											
3/8/2004	16:26	início	1175	1000	100	1,00	1,60	4,00	270	impar	
4/8/2004	8:50	início	1163	1000	100	1,00	0,80	3,00	250	par	21,4
4/8/2004	16:04		836	1000	100	0,80	0,60	3,00	250	par	
5/8/2004	9:40		1100	1000	100	0,80	0,70	3,25	260	par	21
5/8/2004	16:00		900	1000	100	0,80	0,70	3,50	260	impar	
6/8/2004	9:10		1160	1000	100	0,80	0,70	3,25	260	impar	21
6/8/2004	10:00	término									
6/8/2004	14:00	início	1050	1000	100	0,80	0,70	3,25	260	impar	
6/8/2004	16:40	término									
9/8/2004	8:50	início	980	1000	100	0,90	0,80	3,25	260	impar	20,5
9/8/2004	16:30		930	1000	100	0,90	0,80	3,25	260	par	
10/8/2004	8:30		1005	1000	100	0,90	0,80	3,00	260	par	
10/8/2004	16:30	término	960	1050	100	0,90	0,80	3,25	260	impar	20
11/8/2004	8:30	início	1100	1000	100	0,90	0,80	3,00	260	impar	
11/8/2004	16:30	término	1300	1000	100	0,90	0,80	3,00	260	par	20
12/8/2004	9:30	início	1100	1000	100	0,90	0,80	3,00	260	impar	
12/8/2004	12:00	término									
13/8/2004	9:30	início	1200	1000	100	0,90	0,80	3,00	260	impar	20
Mudança de condição: Produto = 1800 L/h Rejeito = 180 L/h											
13/8/2004	15:50	início	1640	1800	180	1,40	1,20	3,75	260	par	
16/8/2004	9:20	início	1566	1800	180	1,60	1,50	3,50	260	impar	20,5
16/8/2004	16:10		1509	1800	200	1,40	1,20	4,00	260	par	
17/8/2004	9:30		1650	1800	180	1,40	1,20	3,75	260	impar	20
17/8/2004	16:20		1713	1850	190	1,40	1,20	3,75	260	impar	
18/8/2004	8:50		1850	1800	180	1,50	1,30	4,00	260	impar	20
18/8/2004	10:00	término									
Mudança de condição: Produto = 1000 L/h Rejeito = 100 L/h											
20/8/2004	9:05	início		1000	100	1,60	1,60	3,00	250	par	
20/8/2004	10:05	término									
24/8/2004	14:00	início	980	1000	100	1,40	1,20	3,00	260	impar	26
24/8/2004	16:00	término									
25/8/2004	9:00	início	920	1000	100	1,40	1,30	3,25	260	impar	24
25/8/2004	16:35		977	1000	100	1,40	1,20	300,00	260	par	
26/8/2004	8:35		1110	1000	100	1,40	1,20	3,00	260	impar	24
26/8/2004	11:30	término									
27/8/2004	8:30	início	1130	1000	100	1,40	1,20	3,00	260	impar	24,5
27/8/2004	16:30	término	1145	1000	100	1,40	1,20	3,00	260	impar	
30/8/2004	11:20	início									

30/8/2004	16:30		1160	1000	100	1,40	1,20	2,75	260	par	25
31/8/2004	9:00		1160	1000	100	1,40	1,20	2,75	260	impar	24
31/8/2004	16:30		1280	1000	100	1,40	1,20	3,00	260	par	
31/8/2004	18:00	término									
1/9/2004	11:20	início	1210	1000	100	1,40	1,20	2,75	260	par	
1/9/2004	16:40		1320	1000	100	1,40	1,20	2,75	260	par	26
2/9/2004	8:40		1180	1000	100	1,40	1,20	2,75	260	impar	23
2/9/2004	15:30		1090	1000	100	1,40	1,20	3,00	260	impar	
3/9/2004	10:00		1350	1000	100	1,40	1,20	2,75	260	par	24,5
3/9/2004	14:30	Término	1390	1000	100	1,40	1,20	2,75	260	par	
8/9/2004	13:00	início	1320	1000	100	1,40	1,20	2,75	260	impar	24,5
9/9/2004	5:00	Término									
9/9/2004	9:00	início	1290	1000	100	1,40	1,20	3,00	260	impar	24,5
9/9/2004	11:00	Término									
10/9/2004	10:00	início	1330	1000	100	1,40	1,20	3,00	260	impar	24,5
10/9/2004	16:00	término	1200	1000	100	1,40	1,20	3,00	260	impar	
13/9/2004	10:00	início	1370	1000	100	1,40	1,30	3,25	260	impar	23
13/9/2004	15:39		1516	1000	100	1,40	1,30	3,25	260	impar	
13/9/2004	22:00	término									
14/9/2004	9:00	início									
14/9/2004	11:00		1200	1000	100	1,40	1,20	3,25	260	impar	23
14/9/2004	16:00		810	1000	100	1,40	1,20	2,50	260	par	
15/9/2004	9:52		946	1000	100	1,40	1,30	2,25	260	par	21,5
16/9/2004	6:00	término									
17/9/2004	8:30	início	820	1000	100	1,40	1,20	2,50	260	impar	24
17/9/2004	16:00	término	920	1000	100	1,40	1,20	3,00	260	impar	
20/9/2004	9:00	início	830	1000	100	1,40	1,20	2,75	260	impar	23,5
Mudança de condição: Produto = 1500 L/h Rejeito = 150 L/h											
20/9/2004	15:30	início	1140	1500	100	1,60	1,30	3,50	260	impar	
20/9/2004	23:30										
22/9/2004	14:00	início	1230	1500	130	1,60	1,30	3,50	260	par	
23/9/2004	8:40		1300	1500	150	1,60	1,30	3,50	260	impar	23
23/9/2004	16:50		1680	1500	150	1,60	1,30	3,50	260	par	
24/9/2004	9:47		1330	1400	140	1,60	1,40	3,00	260	impar	22,6
24/9/2004	15:45	término	1357	1500	150	1,60	1,30	3,40	260	impar	
27/9/2004	9:00	início	1400	1500	150	1,60	1,40	3,00	260	impar	24
27/9/2004	10:30										
28/9/2004	14:06	início	1010	1350	120	1,80	1,80	3,50	260	impar	27,5
28/9/2004	16:00		1140	1500	150	2,00	2,00	3,75	260	impar	
29/9/2004	2:00	término									
29/9/2004	8:30	início		1500	150	2,00	2,00	3,50	250	impar	
29/9/2004	14:06	término									
30/9/2004	16:00	início	1350	1500	150	2,00	2,00	3,60	250		
1/10/2004	2:00	término									
1/10/2004	8:50	início	1190	1500	150	2,00	2,00	3,40	250	impar	23,5
1/10/2004	16:00	término	1300	1500	150	2,00	2,00	3,50	250		
4/10/2004	9:30	início	1390	1500	150	2,10	2,10	3,80	250	impar	24
4/10/2004	10:30	término									
5/10/2004	13:00	início	1330	1500	150	2,00	2,00	3,40	250	impar	26
	15:50		1170	1500	150	2,00	2,00	3,40	250	impar	
6/10/2004	8:50		1160	1500	150	2,00	2,00	3,40	250	impar	24
	15:45		1190	1500	150	2,00	2,00	3,40	250	impar	
7/10/2004	10:30		1320	1500	150	2,10	2,10	3,20	250	par	24
	15:40		1340	1500	150	2,00	2,00	3,20	250	par	
8/10/2004	9:30		1240	1500	150	2,00	2,00	3,40	250	impar	23,5
	13:00	término	1290	1500	150	2,10	2,10	3,40	250	impar	

11/10/2004	10:00	início	1274	1500	150	2,30	2,20	3,40	250	ímpar	22,1
	16:00	término	1190	1500	150	2,20	2,10	3,40	250	par	
13/10/2004	9:00	início	1237	1500	150	2,10	2,10	3,20	250	ímpar	
	15:45		1250	1500	150	2,10	2,10	3,00	250	par	
14/10/2004	9:30		1260	1500	150	2,10	2,10	3,20	250	ímpar	25,5
	16:00		1360	1500	150	2,10	2,10	3,20	250	par	
15/10/2004	10:00		1320	1900	150	2,00	2,00	3,20	250	ímpar	26,5
	16:00	término	1240	1500	150	2,00	2,00	3,40	250	ímpar	
18/10/2004	11:00	início	1400	1500	150	2,00	2,00	3,20	250	ímpar	
	17:00	término									
19/10/2004	10:00	início									
	11:20		1340	1500	150	2,00	2,00	3,50	250	ímpar	
	16:00		1360	1500	150	2,00	2,00	3,70	250	ímpar	
20/10/2004	8:50		1310	1500	150	2,00	2,00	3,50	250	ímpar	26,5
	16:00		1220	1450	150	2,00	2,00	3,50	250	ímpar	
21/10/2004	10:10		1309	1500	150	2,00	2,00	3,10	250	ímpar	25,5
	16:00		1395	1500	150	2,00	2,00	3,30	250	par	
	19:30	término									
22/10/2004	8:30	início	1400	1500	150	2,00	2,00	3,30	250	ímpar	24,5
	15:30	término	1280	1500	150	2,00	2,00	3,50	250	ímpar	
27/10/2004	15:00	início	1530	1500	150	2,00	1,90	3,40	250	par	
	21:00	término									
28/10/2004	13:00	início									
	16:00		1302	1500	150	2,00	2,00	3,20	250	ímpar	
29/10/2004	9:00		1560	1550	150	2,00	1,90	3,20	250	par	
25/11/04	15:30	início	847	1000	100	3,80	3,80	2,60	250	par	
26/11/04	9:15		817	1000	100	3,80	3,80	2,60	250	par	
26/11/04	10:30	Término									
29/11/04	10:30	início	692	1000	100	3,80	3,80	2,50	250	ímpar	
29/11/04	16:00		820	1000	100	3,80	3,80	2,50	250	ímpar	25,4
30/11/04	10:13		720	1000	100	3,80	3,80	2,50	250	ímpar	
30/11/04	15:40		933	1000	100	3,80	3,80	2,50	250	par	24,5
30/11/04	21:00	Término									
01/12/04	9:00	início	881	1000	100	3,80	3,80	2,50	250	ímpar	26
02/12/04	9:10		1043	1000	100	3,80	3,80	2,50	250	par	25
02/12/04	15:45		1044	1000	100	3,80	3,80	2,50	250	par	
06/12/04	9:40	início	976	1000	100	3,80	3,80	2,50	250	par	28
06/12/04	15:40		961	1000	100	3,80	3,80	2,50	250	par	
07/12/04	9:16		994	1000	100	3,80	3,80	2,50	250	par	29
07/12/04	15:30	término	992	1000	100	3,80	3,80	2,50	250	ímpar	
09/12/04	14:40	início	753	1100	110	4,50	4,50	2,90	250	par	28
10/12/04	9:15		942	1100	110	4,50	4,50	2,50	250	par	27
10/12/04	15:30	término									
13/12/04	14:30	início	901	1100	110	4,50	4,50	2,50	250	ímpar	27
13/12/04	15:55		810	1100	110	4,50	4,50	2,50	250	par	
14/12/04	8:50		863	1100	110	4,50	4,50	2,50	250	ímpar	
14/12/04	16:00	término									
15/12/04	8:20		970	1100	110	4,50	4,50	2,50	250	ímpar	
16/12/04	8:40		840	1100	110	4,50	4,50	2,50	250	ímpar	27
16/12/04	15:50		770	1100	110	4,50	4,50	2,50	250	par	
17/12/04	8:30		1013	1100	110	4,50	4,50	2,50	250	par	27
20/12/04	15:30	início	887	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	par	27
21/12/04	9:00		1020	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	par	26
21/12/04	15:25		791	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	ímpar	
22/12/04	8:30		1058	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	ímpar	25
22/12/04	15:45	início	776	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	ímpar	

23/12/04	9:30	término	900	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	ímpar	24
27/12/04	10:22	início	739	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	ímpar	27
27/12/04	15:48		914	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	ímpar	
28/12/04	8:40		889	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	ímpar	28
28/12/04	15:50		870	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	ímpar	
29/12/04	8:40		976	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	par	27
29/12/04	15:10	início		1200	120	4,70	4,70	2,50	250		
30/12/04	10:00		652	1200	120	4,70	4,70	2,50	250		27
30/12/04	15:20	término	950	1200	120	4,70	4,70	2,50	250		
03/01/05	9:30	início	970	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	par	26
03/01/05	16:45		937	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	par	
04/01/05	9:20		922	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	ímpar	26
04/01/05	16:35		947	1200	120	4,80	4,80	2,50	250	ímpar	
05/01/05	14:00	início	804	1200	120	4,80	4,80	2,50	250	par	26
06/01/05	8:40		863	1200	120	4,80	4,80	2,00	250	ímpar	27
06/01/05	16:25		1069	1200	120	4,80	4,80	2,00	250	par	
07/01/05	9:50		936	1200	120	4,00	4,80	2,00	250	par	27
10/01/05	10:00	início	871	1200	120	4,00	4,80	2,00	250	ímpar	28
10/01/05	16:20		847	1200	120	4,00	4,80	2,00	250	ímpar	
11/01/05	8:40		880	1200	120	4,00	4,80	2,00	250	ímpar	
11/01/05	16:40		886	1200	120	4,00	4,80	2,00	250	par	
12/01/05	8:45		882	1200	120	4,00	4,80	2,00	250	par	27
12/01/05	16:10		970	1200	120	4,00	4,80	2,00	250	par	
13/01/05	8:50		1070	1200	120	4,00	4,80	2,50	250	par	28
13/01/05	16:20		1021	1200	120	4,00	4,80	2,50	250	par	
14/01/05	8:40	início	903	1200	120	4,00	4,80	2,50	250	ímpar	28
14/01/05	16:10	término	862	1200	120	4,00	4,80	2,50	250	ímpar	
17/01/05	13:30	início	1019	1200	120	4,00	4,80	2,50	250	par	28
17/01/05	16:10		813	1200	120	4,00	4,80	2,50	250	ímpar	
18/01/05	8:40		1210	1200	120	4,00	4,80	2,00	250	par	27
18/01/05	9:40	término									
18/01/05	16:30	início	880	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	par	
19/01/05	10:30	início								ímpar	27
19/01/05	16:30		727	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	ímpar	
20/01/05	9:00		993	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	ímpar	27
20/01/05	16:45		692	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	ímpar	
21/01/05	8:50		907	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	par	
21/01/05	16:40	término									
24/01/05	10:00	início	906	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	ímpar	31
24/01/05	16:35	término	836	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	par	
25/01/05	9:30	início	1017	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	ímpar	27
25/01/05	16:30		663	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	par	
26/01/05	8:40		876	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	ímpar	28
26/01/05	16:30		989	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	par	
27/01/05	8:40		927	1100	110	4,60	4,60	1,50	275	par	27
27/01/05	16:40		760	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	ímpar	
28/01/05	8:50		788	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	ímpar	27
28/01/05	11:50	término									
31/01/05	10:10	início	826	1100	110	4,60	4,60	1,50	275	par	28
31/01/05	15:45		1120	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	par	
01/02/05	9:10		826	1100	110	4,60	4,60	1,50	275	ímpar	27
01/02/05	15:40		731	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	ímpar	
02/02/05	9:00		710	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	par	
02/02/05	15:50		907	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	ímpar	
03/02/05	9:00		1014	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	par	27
03/02/05	15:40		761	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	ímpar	

23/12/04	9:30	término	900	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	ímpar	24
27/12/04	10:22	início	739	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	ímpar	27
27/12/04	15:48		914	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	ímpar	
28/12/04	8:40		889	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	ímpar	28
28/12/04	15:50		870	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	ímpar	
29/12/04	8:40		976	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	par	27
29/12/04	15:10	início		1200	120	4,70	4,70	2,50	250		
30/12/04	10:00		652	1200	120	4,70	4,70	2,50	250		27
30/12/04	15:20	término	950	1200	120	4,70	4,70	2,50	250		
03/01/05	9:30	início	970	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	par	26
03/01/05	16:45		937	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	par	
04/01/05	9:20		922	1200	120	4,70	4,70	2,50	250	ímpar	26
04/01/05	16:35		947	1200	120	4,80	4,80	2,50	250	ímpar	
05/01/05	14:00	início	804	1200	120	4,80	4,80	2,50	250	par	26
06/01/05	8:40		863	1200	120	4,80	4,80	2,00	250	ímpar	27
06/01/05	16:25		1069	1200	120	4,80	4,80	2,00	250	par	
07/01/05	9:50		936	1200	120	4,00	4,80	2,00	250	par	27
10/01/05	10:00	início	871	1200	120	4,00	4,80	2,00	250	ímpar	28
10/01/05	16:20		847	1200	120	4,00	4,80	2,00	250	ímpar	
11/01/05	8:40		880	1200	120	4,00	4,80	2,00	250	ímpar	
11/01/05	16:40		886	1200	120	4,00	4,80	2,00	250	par	
12/01/05	8:45		882	1200	120	4,00	4,80	2,00	250	par	27
12/01/05	16:10		970	1200	120	4,00	4,80	2,00	250	par	
13/01/05	8:50		1070	1200	120	4,00	4,80	2,50	250	par	28
13/01/05	16:20		1021	1200	120	4,00	4,80	2,50	250	par	
14/01/05	8:40	início	903	1200	120	4,00	4,80	2,50	250	ímpar	28
14/01/05	16:10	término	862	1200	120	4,00	4,80	2,50	250	ímpar	
17/01/05	13:30	início	1019	1200	120	4,00	4,80	2,50	250	par	28
17/01/05	16:10		813	1200	120	4,00	4,80	2,50	250	ímpar	
18/01/05	8:40		1210	1200	120	4,00	4,80	2,00	250	par	27
18/01/05	9:40	término									
18/01/05	16:30	início	880	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	par	
19/01/05	10:30	início								ímpar	27
19/01/05	16:30		727	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	ímpar	
20/01/05	9:00		993	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	ímpar	27
20/01/05	16:45		692	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	ímpar	
21/01/05	8:50		907	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	par	
21/01/05	16:40	término									
24/01/05	10:00	início	906	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	ímpar	31
24/01/05	16:35	término	836	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	par	
25/01/05	9:30	início	1017	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	ímpar	27
25/01/05	16:30		663	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	par	
26/01/05	8:40		876	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	ímpar	28
26/01/05	16:30		989	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	par	
27/01/05	8:40		927	1100	110	4,60	4,60	1,50	275	par	27
27/01/05	16:40		760	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	ímpar	
28/01/05	8:50		788	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	ímpar	27
28/01/05	11:50	término									
31/01/05	10:10	início	826	1100	110	4,60	4,60	1,50	275	par	28
31/01/05	15:45		1120	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	par	
01/02/05	9:10		826	1100	110	4,60	4,60	1,50	275	ímpar	27
01/02/05	15:40		731	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	ímpar	
02/02/05	9:00		710	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	par	
02/02/05	15:50		907	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	ímpar	
03/02/05	9:00		1014	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	par	27
03/02/05	15:40		761	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	ímpar	

04/02/05	9:00		914	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	par	28
04/02/05	15:20	Término	997	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	par	
11/02/05	11:30	início	1016	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	par	28
11/02/05	15:50	Término	1131	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	par	
14/02/05	9:00	início	775	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	impar	27
14/02/05	15:50		802	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	impar	
14/02/05	21:00	Término									
15/02/05	9:00	início	1013	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	impar	26
16/02/05	8:30		942	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	impar	28
16/02/05	15:50		901	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	par	
17/02/05	8:30		690	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	impar	28
17/02/05	15:45		792	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	impar	
18/02/05	9:00		1107	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	par	28
18/02/05	14:00	término	1066	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	par	
22/02/05	9:00	início	546	1100	110	4,60	4,60	2,25		par	
22/02/05	15:40		731	1100	110	4,60	4,60	2,10		impar	27,5
23/02/05	9:00		733	1100	110	4,60	4,60	2,50		impar	28
23/02/05	15:40		813	1100	110	4,60	4,60	2,50		par	
24/02/05	11:00		942	1100	110	4,60	4,60	2,00		impar	29
24/02/05	15:40		712	1100	110	4,60	4,60	2,00		par	
25/02/05	8:30		692	1100	110	4,60	4,60	2,50		par	28
25/02/05	15:50		732	1100	110	4,60	4,60	2,00		impar	
25/02/05	16:00	término		1100	110	4,60	4,60				
28/02/05	9:00	início	717	1100	110	4,60	4,60	2,00		par	30
01/03/05	9:00		637	1100	110	4,60	4,60	1,00		par	29
01/03/05	15:50		577	1100	110	4,60	4,60	1,50		par	
02/03/05	9:00	término	689	1100	110	4,60	4,60	1,00		par	27
09/03/05	9:00	início		1100	110	4,60	4,60			impar	30
09/03/05	15:50		616	1100	110	4,60	4,60	1,50		impar	
10/03/05	9:00		610	1100	110	4,60	4,60	1,50		impar	28
10/03/05	15:50		706	1100	110	4,60	4,60	1,50		par	
11/03/05	9:10		677	1100	110	4,60	4,60	1,50		par	28
11/03/05	15:50	término	770	1100	110	4,60	4,60	1,50		impar	
14/03/05	8:40	início	701	1100	110	4,60	4,60	1,50		impar	28
14/03/05	15:50		870	1100	110	4,60	4,60	1,50		par	
15/03/05	9:30		782	1100	110	4,60	4,60	1,50		impar	28
15/03/05	15:50	término	758	1100	110	4,60	4,60	1,50		impar	
Unidade parada devido à problemas na Memcor											
20/05/05	9:00	início	465	1100	110	4,60	4,60	1,00	275	impar	
20/05/05	15:00	término									
23/05/05	Realizada limpeza química com 3 L de ácido clorídrico.										
23/05/05	14:00	início	530	1100	110	4,40	4,40	1,00	275	par	
24/05/05	8:40		509	1100	110	4,40	4,40	1,00	275	impar	24
24/05/05	15:40		421	1100	110	4,40	4,40	1,00	275	impar	
25/05/05	8:40		520	1100	110	4,40	4,40	1,00	275	par	24
25/05/05	15:40		529	1100	110	4,40	4,40	1,00	275	par	
27/05/05/	8:40		553	1100	110	4,40	4,40	1,00	275	impar	22
27/05/05	13:30		721	1100	110	4,40	4,40	1,00	275	par	
27/05/05	13:35	término									

10.3.1. Monitoramento operacional com e sem o uso do carvão ativado no pré-tratamento do efluente

Data	Condutividade Água Produto (mS/cm)	Vazão Produto (L/h)	Vazão Rejeito (L/h)	Pressão Produto (bar)	Pressão Rejeito (bar)	Amperímetro ED (A)	Voltímetro ED (V)	Temperatura Rejeito (°C)
OPERAÇÃO COM CARVÃO ATIVADO								
18/01/05	880	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	
19/01/05	727	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	
20/01/05	993	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	27
20/01/05	692	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	
21/01/05	907	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	
24/01/05	906	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	31
24/01/05	836	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	
25/01/05	1017	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	27
25/01/05	663	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	
26/01/05	876	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	28
26/01/05	989	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	
27/01/05	927	1100	110	4,60	4,60	1,50	275	27
27/01/05	760	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	
28/01/05	788	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	27
31/01/05	826	1100	110	4,60	4,60	1,50	275	28
31/01/05	1120	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	
01/02/05	826	1100	110	4,60	4,60	1,50	275	27
01/02/05	731	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	
02/02/05	710	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	
02/02/05	907	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	
03/02/05	1014	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	27
03/02/05	761	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	
04/02/05	914	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	28
04/02/05	997	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	
11/02/05	1016	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	28
11/02/05	1131	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	
14/02/05	775	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	27
14/02/05	802	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	
15/02/05	1013	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	26
16/02/05	942	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	28
16/02/05	901	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	
17/02/05	690	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	28
17/02/05	792	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	
18/02/05	1107	1100	110	4,60	4,60	2,50	275	28
18/02/05	1066	1100	110	4,60	4,60	2,00	275	
OPERAÇÃO SEM CARVÃO ATIVADO								
22/02/05	546	1100	110	4,60	4,60	2,25		
22/02/05	731	1100	110	4,60	4,60	2,10		27,5
23/02/05	733	1100	110	4,60	4,60	2,50		28,0
23/02/05	813	1100	110	4,60	4,60	2,50		
24/02/05	942	1100	110	4,60	4,60	2,00		29,0
24/02/05	712	1100	110	4,60	4,60	2,00		
25/02/05	692	1100	110	4,60	4,60	2,50		28,0
25/02/05	732	1100	110	4,60	4,60	2,00		
25/02/05		1100	110	4,60	4,60			
28/02/05	717	1100	110	4,60	4,60	2,00		30,0
01/03/05	637	1100	110	4,60	4,60	1,00		29,0
01/03/05	577	1100	110	4,60	4,60	1,50		
02/03/05	689	1100	110	4,60	4,60	1,00		27,0
09/03/05		1100	110	4,60	4,60			30,0
09/03/05	616	1100	110	4,60	4,60	1,50		
10/03/05	610	1100	110	4,60	4,60	1,50		28,0
10/03/05	706	1100	110	4,60	4,60	1,50		
11/03/05	677	1100	110	4,60	4,60	1,50		28,0
11/03/05	770	1100	110	4,60	4,60	1,50		
14/03/05	701	1100	110	4,60	4,60	1,50		28,0
14/03/05	870	1100	110	4,60	4,60	1,50		
15/03/05	782	1100	110	4,60	4,60	1,50		28,0
15/03/05	758	1100	110	4,60	4,60	1,50		

10.3.2. Monitoramento operacional utilizando membranas russas e chinesas

Data	Condutividade Água Entrada (mS/cm)	Condutividade Água Produto (mS/cm)	Condutividade Água Rejeito (mS/cm)	Vazão Produto (L/h)	Vazão Rejeito (L/h)	Pressão Produto (bar)	Pressão Rejeito (bar)	Amperímetro ED (A)	Voltímetro Geral (V)	Voltímetro ED (V)	Temperatura Rejeito (°C)
MEMBRANAS RUSSAS											
14/07/05	2440	726	9300	2000	200	0,90	0,90	3,50	210	370	23,5
14/07/05	2570	727	9480	2000	200	0,90	0,90	3,50	210	370	
15/07/05	2490	707	9300	2000	200	0,90	0,90	3,50	210	370	
18/07/05	2680	759	9610	2000	200	0,90	0,90	3,50	210	370	24,5
18/07/05	2830	764	10520	2000	200	0,90	0,90	3,50	210	370	
19/07/05	2660	811	10830	2000	200	0,90	0,90	3,50	210	370	23,7
19/07/05	2700	807	11020	2000	200	0,90	0,90	3,50	210	370	
20/07/05	2710	780	10010	2000	200	0,90	0,90	3,50	210	370	
20/07/05	2800	817	10250	2000	200	0,90	0,90	3,50	210	370	24
21/07/05	2440	862	9900	2000	200	0,90	0,90	3,50	210	370	24,5
21/07/05	2650	819	10530	2000	200	0,90	0,90	3,50	210	370	
22/07/05	2240	822	9720	2000	200	0,90	0,90	3,50	210	370	
25/07/05	2310	821	10650	2000	200	0,90	0,90	3,50	210	370	24
25/07/05	3190	1015	13140	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	
26/07/05	3370	1048	13810	2000	200	0,90	0,90	5,00	210	370	24,5
27/07/05	2990	969	12480	2000	200	0,90	0,90	5,00	210	370	24,6
27/07/05	3140	966	10120	2000	200	0,90	0,90	5,00	210	370	
28/07/05	3230	1006	13360	2000	200	0,90	0,90	4,80	210	370	28
28/07/05	3180	1059	13930	2000	200	0,90	0,90	4,80	210	370	
29/07/05	2990	986	13210	2000	200	0,90	0,90	5,00	210	370	26,5
01/08/05	3010	1034	13330	2000	200	0,90	0,90	5,00	210	370	25
01/08/05	3180	1101	12690	2000	200	0,90	0,90	5,00	210	370	
02/08/05	3250	1273	13980	2000	200	0,90	0,90	5,00	210	370	
03/08/05	3340	1202	12990	2000	200	0,90	0,90	5,00	210	370	
03/08/05	3220	1233	14240	2000	200	0,90	0,90	5,00	210	370	
04/08/05	2980	1100	13720	2000	200	0,90	0,90	5,00	210	370	
05/08/05	3050	1291	13980	2000	200	0,90	0,90	5,00	210	370	25
08/08/05	2920	1320	14110	2000	200	0,90	0,90	5,00	210	370	23,5
08/08/05	2810	1213	14710	2000	200	0,90	0,90	4,50	210	370	
09/08/05	2560	1140	12530	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	23,5
09/08/05	2690	1210	13410	2000	200	0,90	0,90	4,50	210	370	
10/08/05	2570	1007	9520	2000	200	0,90	0,90	4,50	210	370	
11/08/05	2470	1080	11270	2000	200	0,90	0,90	4,50	210	370	
12/08/05	2490	1040	11350	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	
16/08/05	2330	1030	8110	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	
16/08/05	2290	1010	10870	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	24,5
17/08/05	2430	1209	10540	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	
17/08/05	2310	1110	10190	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	26
18/08/05	2520	1129	11430	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	
18/08/05	2390	1180	10900	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	26,5
23/08/05	2480	871	9340	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	28
24/08/05	2260	971	8630	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	26,8
24/08/05	2530	1148	11700	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	
25/08/05	2370	1106	8040	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	26
25/08/05	2390	1114	8340	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	
26/08/05	2620	1110	8980	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	25,5
30/08/05	3520	969	15130	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	26,5
30/08/05	3540	966	14840	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	
31/08/05	3270	1080	13450	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	25,6
31/08/05	3450	1056	13610	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	
01/09/05	3250	1066	11740	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	
02/09/05	3240	1283	12560	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	
05/09/05	2960	1108	11350	2000	200	0,90	0,90	4,50	210	370	
05/09/05	3120	1001	11470	2000	200	0,90	0,90	4,50	210	370	26,8
06/09/05	2900	1239	13120	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	
06/09/05	3190	1169	11590	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	
07/09/05	3070	1151	10300	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	25,7
07/09/05	3110	1172	10100	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	
08/09/05	3410	1093	10220	2000	200	0,90	0,90	4,00	210	370	25,5
MEMBRANAS CHINESAS											
20/09/05	2910	754	9180	2000	200	1,10	1,10	5,00	210	370	
20/09/05	3080	714	10170	2000	200	1,10	1,10	5,00	210	370	25,0
21/09/05	2900	808	7870	2000	200	1,10	1,10	5,00	210	370	26,4
21/09/05	3090	819	9900	2000	200	1,10	1,10	5,00	210	370	
22/09/05	2880	866	8560	2000	200	1,10	1,10	5,00	210	370	
22/09/05	3280	840	5580	2000	200	1,10	1,10	5,00	210	370	26,0
26/09/05	2920	792	8100	2000	200	1,10	1,10	5,00	210	370	25,5
28/09/05	2690	789	5940	2000	200	1,10	1,10	4,50	210	370	
29/09/05	2540	737	5580	2000	200	1,10	1,10	4,50	210	370	

10.4. Relatório de Ocorrências Diárias

Data	OCORRÊNCIAS
03/12/03	Partida da planta por técnicos da Hidrodex. Limpeza da planta com HCl.
04/12/03	Planta alimentada apenas pela Memcor.
05/12/03	Parada devido à limpeza química da Memcor.
05/12/03	Fabrício, Rodrigo e Sabóia treinados por técnico da Hidrodex (Daniel) para operar a planta.
10/12/03	Parada devido a presença de ar nas válvulas solenóides. Realizada purga para retirada do ar nas solenóides, de acordo com orientação de Daniel.
16/12/03	Parada devido a problemas na Memcor.
17/12/03	Verificada variação de fluxo de rejeito nas mudanças de ciclo.
19/12/03	Não operou devido a festa de fim de ano da REGAP.
06/01/04	Troca de refil dos filtros de cartucho. Limpeza dos rotômetros que apresentavam presença de algas verdes
06/01/04	Início de limpeza com HCl
07/01/04	Término da limpeza com HCl.
07/01/04	Mudança de fluxo de produto de 1500 para 1100 l/min mantendo 90% de recuperação.
09/01/04	Realizado teste alimentando a planta com mistura dos produtos das 3 U.F.'s
12/01/04	Parada devido a alta pressão nas bombas. Solicitada vinda de Daniel
14/01/04	Daniel constatou que haviam duas válvulas solenóides queimadas (1 e 8) Troca das válvulas realizada Unidade começa a operar com mistura das águas das U.F.'s
22/01/04	Mudança de fluxo de 1100 para 1500 l/h de permeado. Feita recirculação de produto e rejeito
26/01/04	Alimentação feita com mistura da Kubota e da Memcor.
27/01/04	Parada pois Fabrício montava a Zenon como MBR.

30/01/04	Fora de operação devido a parada do biodisco.
02/02/04	Mudança de fluxo de permeado para 1800 l/h.
04/02/04	Parada pois Fabrício ajustava a Zenon.
05/02/04	Parada com suspeita de solenóide em curto.
06/02/04	Troca da solenóide feita por instrumentista da REGAP. Parada devido à regeneração do filtro de carvão.
09/02/04	Parada devido à limpeza química da Memcor.
12/02/04	Limpeza com HCl. Alteração da voltagem da membrana de 200 para 250V. Alteração da vazão de 1800 para 1500 l/h de permeado.
13/02/04	Unidade parada para limpeza da Actiflo.
16/02/04	Parada devido à manutenção do Biodisco.
17/02/04	Unidade partiu com água da Kubota e da Memcor
18/02/04	Válvula solenóide queimada
19/02/04	Entramos em contato com Daniel
20/02/04	Realizado procedimento conforme orientação do Daniel e constatou-se que válvula solenóide 7 estava queimada
01/03/04	Implantação do segundo estágio adicionando mais 25 membranas (1 ^o – 210 2 ^o – 175) Mudança de fluxo de permeado para 1000 l/h e concentrado para 100 l/h Troca das válvulas solenóides
05/03/04	Fim das mudanças iniciadas dia 01/03/04
10/03/04	Verificou-se variação no fluxo de concentrado quando havia mudança de ciclo
11/03/04	Realizamos o seguinte procedimento passado pelo Daniel: Desligar a ED, abrir todas as válvulas solenóides e a válvula manual 4, ligar as bombas e deixar a água circulando por 20 min. Mas a variação de fluxo entre os ciclos continuou.
12/03/04	Operou apenas para amostragem
15/03/04	Presença de Daniel que constatou válvula 6 estava com incrustação de carbonato ou cloreto o que provoca mal funcionamento da unidade

16/03/04	Verificou-se que, quando há recirculação total da água da hidrodex e não há alimentação da Memcor, a água tende a aquecer (~42°C) o que pode prejudicar a membrana e acarretar a formação de sais. Unidade não trabalhará mais a noite
29/03/04	Começou a operar as 9:00 hs e foi verificado que a amperagem do ED e a condutividade do produto apresentavam valores baixos
30/03/04	Realizada limpeza química da unidade com 3 litros de HCl 36%
31/03/04	Unidade parou as 14:00 hs devido a parada da Memcor
01/04/06	Começou a operar as 13:00.
06/04/04	Unidade foi parada as 10:00 hs para mudança de alinhamento da Memcor.
13/04/04	Fim da fase atual de testes.
05/05/04	Realizada pintura dos suportes do pré-filtro para evitar a formação de algas. Troca dos filtros por outros antigos porém em melhor estado
06/05/04	Realizada limpeza química da Hidrodex.
15/06/04	Trocados os pre-filtros e a unidade partiu com vazão de 800 litros/h de produto e 80 litros/h de rejeito. Está sendo colocada para operar 24h por dia.
17/06/04	Unidade parou de operar durante a noite devido à parada da Memcor. Parou novamente por volta de 12hs pela mesma razão
18/06/04	Unidade partiu as 13hs, após o término da limpeza da Memcor.
23/06/04	Unidade parou por volta de 23 hs do dia 22/06 devido à parada da Memcor. Partiu novamente às 9:00 hs.
24/06/04	Unidade parou durante a noite devido à parada da Memcor. Não porque a Memcor estava sofrendo limpeza ácida e Memclean
28/06/04	Unidade começou a funcionar alimentada pelo filtro de carvão B
01/07/04	Unidade parou por volta das 0hs do dia 1/7 devido a parada da Memcor. Unidade parou de 11:30 a 14:00 hs devido a parada da Memcor.
05/07/04	Unidade completou 175 hs operando na condição de 800 L/h de produto e 80 L/h de rejeito. Realizada limpeza química. Para teste em nova condição

06/07/04	Iniciado teste com vazão de 600L/h de produto e 60L/h de rejeito. Verificado que o tipo de válvula instalado na unidade compromete o ajuste de vazões na faixa das desejadas. Relé de falta de fase atuou por duas vezes durante partida. Condutímetro marcou valores de condutividade acima de 2000 μ S/cm. Normalizou após certo tempo de operação. Comparando os resultados de condutividade do analisador em linha e o do laboratório conclui-se que o analisador em linha está descalibrado. A unidade não operou a noite.
07/07/04	Novamente o relé de falta de fase atuou. Após algum tempo foi possível alterar a vazão. Hidrodex autorizou-nos a trocar as válvulas de ajuste por válvulas globo. Feito pedido de material. Novamente houve dificuldade para ajustar as vazões e estas continuaram variando
08/07/04	Novamente houve problemas nos ajustes das vazões. Unidade operou apenas para amostragem.
09/07/04	Unidade operou apenas para amostragem.
12/07/04	Unidade operou apenas para amostragem.
13/07/04	Unidade operou apenas para amostragem.
14/07/04	Unidade operou apenas para amostragem.
15/07/04	Decidido que a unidade não fará o teste com 600 L/h de produto. Unidade não operou pois Kevin ajustava a Memcor
19/07/04	Unidade parou por 1 hora pois Memcor parou. Trabalhando com 800 L/h de produto.
20/07/04	Unidade parou por volta das 21hs do dia 19/07/04.
21/07/04	Parou por 1 hora em função da Memcor . Unidade começou a operar com 1000 L/h de produto.
22/07/04	Unidade parou por volta de 1:00h
23/07/04	Unidade parou durante a noite devido a parada da Memcor. Condutividade muito alta principalmente no ciclo par.
28/07/04	Parou durante a noite.
30/07/04	Grande variação de vazões entre os ciclos.
02/08/04	Presença de Daniel para retirar 25 membranas e colocar apenas 1 estágio.

03/08/04	Presença de Daniel e Mariano da Hidrodex para verificação das válvulas solenóides
04/08/04	Unidade parou durante a noite devido a parada do filtro de carvão.
06/08/04	Verificação de grande variação de fluxo após a mudança de ciclo. Unidade parou de 10:00 às 14:00 hs devido a manutenção no biodisco industrial.
09/08/04	Unidade parou de apresentar variação de vazão com a mudança de ciclo.
10/08/04	Unidade parou de 11:00 as 15:00 hs devido à montagem na bomba de alimentação do filtro de carvão
11/08/04	Unidade parou as 20:00 hs devido a parada da memcor
12/08/04	Unidade parou as 21:00 hs devido à parada na Memcor. Unidade voltou a apresentar variação Nas suas vazões. Corrente variando também de 2 para 4A do ciclo par para o ímpar. Realizada limpeza química com ácido muriático 30%.
13/08/04	Unidade ainda apresentando variação de fluxo com a mudança de ciclo. Realizado teste com vazão de 1800 L/h de produto. Variação de vazão cessou.
16/08/04	Unidade começou a operar com 1800 L/h de produto mas voltou a apresentar variação de Vazão.
17/08/04	Apresentando pequena variação na vazão de rejeito.
18/08/04	Pela manhã foi verificada grande variação nas vazões de produto e rejeito. Realizado o teste de ligar as bombas com o ED desligado e abrir e fechar as solenóides várias vezes. Após o teste verificamos que a unidade voltou a funcionar normalmente. Fomos orientados a parar a unidade até a vinda do Daniel.
19/08/04	Realizada troca de todas as válvulas solenóides por válvulas da marca Rain Bird.
20/08/04	Partida da unidade com as novas solenóides. Presença de Daniel.
23/08/04	Memcor parada.
24/08/04	Operação unidade de 14:00 às 16:00 hs porque a energia elétrica foi cortada para montagem do transformador da Seghers
25/08/04	Partida as 9:00 hs.

26/08/04	Paramos a unidade às 11:30 para realização de limpeza química na Memcor.
30/08/04	Partimos a unidade às 11:20 devido a problemas na Memcor.
01/09/04	Unidade parou devido a queda da Memcor por volta das 18 hs do dia 31/08
02/09/04	Realizada troca de torneiras de amostragem devido a formação de algas nas antigas.
09/09/04	Unidade parou por volta das 5:00 hs do dia 09/09 devido a parada da Memcor. Unidade operou apenas para amostragem
16/09/04	Unidade parou por volta das 6:00 hs devido a problemas na bomba de alimentação da Memcor.
17/09/04	Partida da unidade as 8:30. Verificada formação de sal precipitado no fundo dos tanques de produto e rejeito
20/09/04	Realizado o levantamento do total de horas que a unidade operou na atual condição = 207 h. Realizada limpeza química e mudança de condição para vazão de 1500 L/h de produto.
27/09/04	Unidade operou apenas para amostragem. Memcor em limpeza química.
28/09/04	Presença de Daniel para instalação de válvulas solenóides que vão separar a água de mudança de ciclo do rejeito e produto
29/09/04	Unidade parou por volta de 14:00 hs devido a parada da Memcor. Realizado teste em várias vazões e tensões para medir condutividade, corrente e cloreto na saída.
30/09/04	Término do teste.
01/10/04	Unidade parou por volta das 14:00 hs devido a parada da Memcor.
04/10/04	Unidade operada apenas para realização de amostragem. MEMCOR em processo de limpeza química.
06/10/04	Unidade alinhada com o filtro B.
19/10/04	Unidade parada em 17:00 horas do dia 18/10, devido à alarme da MEMCOR.
21/10/04	Realizada a troca dos pré-filtros, pois a unidade apresentou baixa vazão, indicando provável saturação dos mesmos. Solicitada à Mara, a compra de 8 unidades de pré-filtros.

22/10/04	Unidade parou por volta de 19:30 do dia anterior, devido à parada da MEMCOR.
25/10/04	Realização do teste de voltagem na HIDRODEX.
26/10/04	Realização do teste de voltagem na HIDRODEX.
27/10/04	Realização do teste de voltagem na HIDRODEX. Início da operação normal às 15:00 h.
28/10/04	Unidade parou ontem, por volta de 21:00 horas, devido à parada da MEMCOR. Retorno à operação às 13:00 horas, após resolução de problemas na MEMCOR. Não foi possível amostragem devido à realização de simulado de emergência da REGAP (evacuação da área), no período da tarde.
29/10/04	Impossibilidade de operação da HIDRODEX, devido à baixa vazão da MEMCOR.
03/11/04	Realizada a limpeza química com 3 litros de HCl à 30% (ácido muriático). Mudança no fluxo para 1800 l/h de produto e 180 L/h de rejeito.
04/11/04	Memcor trabalhando com vazão insuficiente para alimentar a unidade com 1980 L/h, então entramos em contato com a Mara e esta solicitou que se trabalhe com a vazão máxima permitida. Realizado ajuste para 1750 L/h de produto e 175 L/h de rejeito.
08/11/04	Unidade parada devido à limpeza química da Memcor.
17/11/04	Unidade parou por volta das 5:00, devido à parada da Memcor. Partimos unidade às 9:57. Unidade parou por volta das 22:30, devido à parada da Memcor.
18/11/04	Devido à limpeza química da Memcor partimos unidade às 15:00.
19/11/04	Completadas 183 horas de operação com fluxo em 1750L/h de produto e 175 de rejeito, término do teste neste fluxo.
22/11/04	Presença do Daniel para a montagem de segundo estágio na unidade, sendo que cada estágio terá 180 membranas. Identificado precipitação de sais no topo do ED junto ao eletrodo superior, realizada amostragem deste material e registro fotográfico.
23/11/04	Realizada limpeza ácida com 8 litros de ácido clorídrico, devido a grande quantidade de incrustação nas membranas. Início do teste de voltagem com dois estágios 250 V à 440V.
24/11/04	Continuação do teste de voltagem.

25/11/04	Presença do Daniel pela manhã para verificação da unidade. Partida da unidade na parte da tarde.
26/11/04	Paramos unidade às 10:30, para realização de limpeza química na Memcor.
01/12/04	Unidade parou durante a noite passada por volta de 21:00, devido à parada da Memcor.
03/12/04	Unidade parada devida à limpeza Memcor.
09/12/04	Realizada limpeza com 3 litros de ácido clorídrico à 36%. Mudança de fluxo para 1100 l/h de produto e 110 L/h de rejeito.
16/12/04	Parada de 12:00 às 13:00 devido à troca do filtro de carvão.
20/12/04	Realizada limpeza com 3 L de HCl à 36%. Mudança de fluxo para 1200 l/h de produto e 120 l/h de rejeito.
22/12/04	Unidade parada de 13:00 às 15:30 devido à troca do filtro de carvão.
23/12/04	Unidade parada devido à limpeza química da Memcor.
29/12/04	Unidade parada durante a tarde devido troca de filtro de carvão.
05/01/05	Unidade parada devido à limpeza química da Memcor.
07/01/05	Realizada limpeza com 3 L de HCl à 36%.
14/01/05	Unidade parou durante a noite devido a queda de nível do tanque de permeado da Memcor.
18/01/05	Realizada limpeza com 3 L de HCl à 36%. Realizada mudança na voltagem para 275 Volts. Mudança de fluxo para 1100 l/h de produto e 110 l/h de rejeito.
19/01/05	Unidade parada pela manhã devido a parada da memcor
25/01/05	Unidade parou à noite devido à queda da memcor.
10/02/05	Unidade parada devido à limpeza química da memcor.
11/02/05	Partida da unidade às 11:30.
15/02/05	Unidade parou à noite devido queda da bomba do filtro de carvão, problema de ajuste do nível do tanque de permeado da memcor.
21/02/05	Realizada limpeza ácida da unidade com 3,6 litros de HCl à 30% (ácido muriático da Sulfal). Realizado teste de pH na solução final dentro do tanque de produto químico e o resultado foi 0,5.

22/02/05	Partida da unidade.
23/02/05	Unidade parou durante a noite.
08/03/05	Unidade parada devido à problemas na memcor.
09/03/05	Partida da unidade às 11:00. Foi necessário novo ajuste de vazão após a partida da unidade, realizamos coleta à tarde e feita preservação das mesmas para análise posterior.
10/03/05	Unidade parou à noite.
15/03/05	Unidade parou devido à queda da Memcor.
16/03/05	Unidade parou devido à queda da Memcor. Paramos a unidade definitivamente até resolução do problema do compressor da Memcor.
21/03/05	Unidade parada até a resolução do problema da Memcor.
12/04/05	Passamos água de serviço no tanque e membranas de forma que a unidade fique parada com água limpa.
16/05/05	Unidade parada até a resolução do problema da Memcor.
17/05/05	Realizada passagem de água de serviço nas membranas.
19/05/05	Realizada preparação da unidade para partida em breve, realizada drenagem das válvulas solenóides e regulagem de vazão.
20/05/05	Partida da unidade às 9:00, vazão de produto em 1100 L/h e rejeito em 110 L/h.
23/05/05	Realizada limpeza com ácido clorídrico, foram utilizados 3 litros, partida da unidade às 14:00.
25/05/05	Recebemos a nova unidade da hidrodex adquirida pelo Cenpes.
27/05/05	Devido a previsão de instalação da nova unidade paramos a unidade definitivamente.
27/05/05	Realizada passagem de água no ED de forma a promover sua limpeza para que possamos parar a unidade.
30/05/05	Realizado desligamento da alimentação elétrica da unidade antiga, e sua retirada para posicionamento da nova unidade no galpão.