

UNIVERSIDADE FEDERAL DA PARAÍBA
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
CURSO DE MESTRADO EM ENGENHARIA QUÍMICA

ESTUDO E AVALIAÇÃO DE ALGUNS PARÂMETROS DE
DESSALINIZAÇÃO A PARTIR DE UM REATOR
ELETRODIALÍTICO VIA ELETRODIÁLISE

Severino Rodrigues de Farias Neto

Campina Grande - Paraíba

Fevereiro 1992

ESTUDO E AVALIAÇÃO DE ALGUNS PARÂMETROS DE
DESSALINIZAÇÃO A PARTIR DE UM REATOR
ELTRODIALÍTICO VIA ELETRODIÁLISE

Dissertação apresentada no curso de mestrado
em Engenharia Química da Universidade Federal
da Paraíba, como requisito à obtenção do
título de mestre.

Área de concentração: OPERACÕES E PROCESSOS
Professor orientador: Kepler Borges França (Ph.D)
Professor co-orientador: Eudésio Oliveira Vilar (Msc)

Campina Grande

1992



F224e Farias Neto, Severino Rodrigues de.
Estudo e avaliação de alguns parâmetros de
dessalinização a partir de um reator eletrodialítico via
eletrodialise / Severino Rodrigues de Farias Neto. -
Campina Grande, 1992.
121 f.

Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) -
Universidade Federal da Paraíba, Centro de Ciências e
Tecnologia, 1992.
Referências.
"Orientação : Prof. Dr. Kepler Borges França, Prof.
M.Sc. Eudésio Oliveira Vilar".

1. Dessalinização - Parâmetros. 2. Reator
Eletrodialítico. 3. Eletrodialise. 4. Dissertação -
Engenharia Química. I. França, Kepler Borges. II. Vilar,
Eudésio Oliveira. III. Universidade Federal da Paraíba -
Campina Grande (PB). IV. Título

CDU 66.065.31(043)

UNIVERSIDADE FEDERAL DA PARAÍBA
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

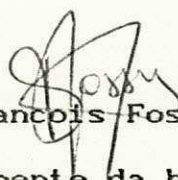
Dissertação aprovada em: 14 / 02 / 1992

BANCA EXAMINADORA:



Kepler Borges Franca (Dr.)

orientador



Michel Francois Fossy (Dr.)

componente da banca



Guillermo Nahui Palomino (Dr.)

componente da banca

DEDICATÓRIA

Aos meus pais, irmãos e parentes pelo
apoio à realização desta pesquisa.

AGRADECIMENTOS

A uma "Força Superior" que contribuiu na realização desta pesquisa.

Ao amigo e professor Kepler Borges França, coordenador do curso de pós-graduação em Engenharia Química, pela orientação e empenho ao desenvolvermos esta pesquisa.

Ao CNPq (Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico), pelo apoio financeiro para realização desta pesquisa.

A amiga e professora Eliane Bezerra Cavalcanti por sua atenção, companhia e apoio nos momentos oportunos.

Ao professor Eudésio Oliveira Vilar pelo apoio e orientação no decorrer da pesquisa.

Ao professor Michel F. Fossy, chefe do departamento de Engenharia Química pelo apoio prestado.

Ao professor Vicente Monteiro pela colaboração nas análises das águas.

A amiga e professora Líbia de S. Conrado e a todos os meus amigos pela dedicação e companhia.

A Maria José B. Cavalcanti e Maricé P. da Silva pela colaboração prestada e organização do curso.

RESUMO

O presente trabalho visa estudar a performance de um reator eletrodialítico em escala de bancada, o qual foi utilizado para investigar o processo de dessalinização via eletrodiálise. Foram estudados os seguintes parâmetros, com o objetivo de avaliar a performance do sistema: tensão aplicada aos elétrodos, concentração salina, densidade de corrente, resistência ôhmica, eficiência de corrente, consumo de energia e modelos de fluxo de alimentação. Também foi realizado um estudo preliminar de simulação do processo de dessalinização utilizando-se recursos computacionais. Os resultados obtidos desse estudo, foram obtidos a partir de soluções de cloreto de sódio, a diferentes concentrações e águas naturais provenientes dos seguintes municípios; Soledade - Pb e Petrolina - Pe. Os resultados demonstram que o sistema pode oferecer uma fração desmineralizada próxima a 90% para maioria das concentrações estudadas.

ABSTRACT

The present work has the objective to study the performance of the prototype electrodialytic reactor which was used to investigate the desalinization process by electrodialysis. In order to evaluate the performance of the system the following parameter were studied; applied tension on the electrodes, salt concentration, current density, ohmic resistance, consumption of energy and models of feed flow. A simulation of the process was also developed by using resource computational. The results from this study were obtained on the sodium chloride solution as well as brackish water from the of the Soledade - Pb and Petrolina - Pe villages at different concentrations. From the experimental results the system have showed the possibility to offer for the most of the concentration studies a conversion of the 90%.

ÍNDICE

Listas de Tabelas.....	i
Listas de Figuras.....	ii
Capítulo I - Introdução.....	1
Capítulo II - Fundamento Teorico.....	4
2.1 - Sistema eletrodialítico.....	5
2.2 - Eletrodos.....	6
2.3 - Membrana eletrodialítica.....	7
2.4 - Fluxo iônico e difusividade.....	8
2.5 - Densidade de corrente.....	10
2.6 - Eficiência de corrente.....	11
2.7 - Resistência ohmica.....	13
2.8 - Consumo de energia.....	15
2.9 - Polarização.....	16
Capítulo III - Material e Método.....	20
3.1 - Material utilizado.....	20
3.2 - Sistema eletrodialítico.....	20
3.2.1 - Fonte de alimentação.....	21
3.2.2 - Sistema hidráulico.....	21
3.2.3 - Reator de degaseificação.....	21
3.2.4 - Unidade de registro.....	22
3.2.5 - Reator eletrodialítico.....	22
3.3 - Metodologia.....	24
3.3.1 - Fluxo de lavagem.....	24
3.3.2 - Modélos de fluxo de alimentação....	25

3.3.3	- Dessalinização.....	26
3.3.4	- Leitura de dados experimentais.....	27
3.3.5	- Conversão da condutividade para concentração.....	28
3.3.6	- Densidade de corrente.....	29
3.3.7	- Resistência ôhmica.....	29
3.3.8	- Eficiência de corrente.....	30
3.3.9	- Consumo de energia.....	30
Capítulo IV	- Resultados e discussão.....	33
4.1	- Curvas de dessalinização.....	33
4.2	- Tempo de potabilidade.....	37
4.3	- Variação de concentração durante o processo de dessalinização.....	38
4.4	- Densidade de corrente.....	39
4.5	- Resistência ôhmica.....	41
4.5.1	- Resistência ôhmica versus tempo de dessalinização, fração desmineralizada e concentração inicial.....	41
4.5.2	- Resistência versus inverso da corrente.....	43
4.6	- Eficiência de corrente.....	44
4.7	- Polarização.....	45
4.8	- Consumo de energia.....	46
4.9	- Águas salobras.....	47
4.10	- Modêlos de fluxo de alimentação.....	49
4.11	- Simulação.....	51
Capítulo V	- Conclusão.....	102

Capítulo VI - Perspectivas.....	104
Bibliografia -.....	105
Apêndice I - Programa computacional.....	109
Apêndice II - Curva para a calibração dos condutivímetros.....	121

INDÍCE DE TABELAS

Tabela 3.1 - Características das membranas utilizadas do tipo homogênia.....	32
Tabela 3.2 - Parâmetros da Equação 3.2.....	28
Tabela 4.1 - Dados experimentais de dessalinização de uma solução de NaCl, com tensão constante.....	54
Tabela 4.2 - Dados experimentais de dessalinização de uma solução de NaCl, com concentração constante.....	55
Tabela 4.3 - Dados experimentais da concentração do afluente e efluente durante dessalinização de uma solução de NaCl.....	56
Tabela 4.4 - Dados experimentais do tempo de potabilidade da solução de NaCl.....	57
Tabela 4.5 - Dados experimentais do tempo de potabilidade de águas salobras.....	57
Tabela 4.6 - Dados experimentais do consumo de energia em função da concentração inicial.....	57
Tabela 4.7 - Dados experimentais da variação de concentração em função do tempo.....	58
Tabela 4.8 - Dados experimentais da densidade de corrente e da fração desmineralizada em função do tempo.....	59

Tabela 4.9	- Dados experimentais da densidade de corrente e da fração desmineralizada em função do tempo, com concentração maior que 7000 ppm.....	60
Tabela 4.10	-Dados experimentais da resistência ohmica e da fração desmineralizada em função do tempo.....	61
Tabela 4.11	-Dados experimentais da resistência ohmica e da fração desmineralizada em função do tempo com concentração maior que 7000 ppm.....	62
Tabela 4.12	-Dados experimentais da resistência ohmica em função do inverso da corrente.....	63
Tabela 4.13	-Dados experimentais da resistência ohmica em função do inverso da corrente, com concentração maior que 7000 ppm.....	64
Tabela 4.14	-Dados experimentais da resistência de um par de célula em função do inverso da corrente.....	65
Tabela 4.15	-Dados experimentais da eficiência de corrente em função da concentração do diluido.....	66
Tabela 4.16	-Dados experimentais da variação de concentração e da eficiência de corrente em função do tempo.....	67
Tabela 4.17	-Dados experimentais e simulados da concentração de dessalinização em função do tempo.....	68

Tabela 4.9	- Dados experimentais da densidade de corrente e da fração desmineralizada em função do tempo, com concentração maior que 7000 ppm.....	60
Tabela 4.10	-Dados experimentais da resistência ohmica e da fração desmineralizada em função do tempo.....	61
Tabela 4.11	-Dados experimentais da resistência ohmica e da fração desmineralizada em função do tempo com concentração maior que 7000 ppm.....	62
Tabela 4.12	-Dados experimentais da resistência ohmica em função do inverso da corrente.....	63
Tabela 4.13	-Dados experimentais da resistência ohmica em função do inverso da corrente, com concentração maior que 7000 ppm.....	64
Tabela 4.14	-Dados experimentais da resistência de um par de célula em função do inverso da corrente.....	65
Tabela 4.15	-Dados experimentais da eficiência de corrente em função da concentração do diluido.....	66
Tabela 4.16	-Dados experimentais da variação de concentração e da eficiência de corrente em função do tempo.....	67
Tabela 4.17	-Dados experimentais e simulados da concentração de dessalinização em função do tempo.....	68

INDÍCE DE FIGURAS

Figura 2.1 - Concentração e resistência nos compartimen - tos do sistema eletrodialítico.....	18
Figura 2.2 - Curva de polarização.....	19
Figura 3.1 - Modelo de fluxo de alimentação M1.....	31
Figura 3.2 - Modelo de fluxo de alimentação M2.....	31
Figura 3.3 - Modelo de fluxo de alimentação M3.....	31
Figura 4.1 - Dados experimentais de dessalinização de uma solução de NaCl, com a tensão constante...	78
Figura 4.2 - Dados experimentais de dessalinização de uma solução de NaCl, com a concentração constante.....	78
Figura 4.3 - Dados experimentais de dessalinização de uma solução de NaCl, para concentrações menores que 7002 ppm.....	79
Figura 4.4 - Dados experimentais de dessalinização de uma solução de NaCl, para concentrações acima de 7002 ppm.....	79
Figura 4.5 -Dados experimentais do afluente e do efluen- te da dessalinização de uma solução de NaCl para 820 ppm.....	80
Figura 4.6 -Dados experimentais do afluente e do efluen- te da dessalinização de uma solução de NaCl para 3765 ppm.....	80

Figura 4.7	-Dados experimentais do afluente e do efluente da dessalinização de uma solução de NaCl para 7002 ppm.....	81
Figura 4.8	-Dados experimentais do tempo de potabilização de uma solução de NaCl.....	81
Figura 4.9	-Dados experimentais da variação de concentração em função do tempo.....	82
Figura 4.10	-Dados experimentais da densidade de corrente em função do tempo.....	82
Figura 4.11	-Dados experimentais da densidade de corrente em função do tempo, para concentrações acima de 7002 ppm.....	83
Figura 4.12	-Dados experimentais da densidade de corrente e da fração desmineralizada.....	83
Figura 4.13	-Dados experimentais da densidade de corrente e da fração desmineralizada, para concentrações acima de 7002 ppm.....	84
Figura 4.14	-Dados experimentais da densidade de corrente em função da concentração inicial.....	84
Figura 4.15	-Dados experimentais da resistência ôhmica em função do tempo.....	85
Figura 4.16	-Dados experimentais da resistência ôhmica em função do tempo, para concentrações acima de 7002 ppm.....	85
Figura 4.17	-Dados experimentais da resistência ôhmica em função da fração desmineralizada.....	86

Figura 4.18	-Dados experimentais da resistência ôhmica em função da fração desmineralizada.....	86
Figura 4.19	-Dados experimentais da resistência ôhmica em função da concentração inicial.....	87
Figura 4.20	-Dados experimentais da resistência ôhmica em função da recíproca da corrente.....	87
Figura 4.21	-Dados experimentais da resistência ôhmica em função da recíproca da corrente, para concentrações acima de 7002 ppm.....	88
Figura 4.22	-Dados experimentais da eficiência de corrente em função da concentração do diluído...	88
Figura 4.23	-Dados experimentais da "Cx" e da "ε" em função do tempo, para concentração de 3765 ppm.....	89
Figura 4.24	-Dados experimentais da "Cx" e da "ε" em função do tempo, para concentração de 7002 ppm.....	89
Figura 4.25	-Dados experimentais da resistência de um par de célula em função da recíproca da corrente para uma concentração de 7002 ppm.....	90
Figura 4.26	-Dados experimentais da resistência de um par de célula em função da recíproca da corrente para uma concentração de 15630 ppm.....	90
Figura 4.27	-Dados experimentais da resistência de um par de célula em função da recíproca da corrente para uma concentração de 20352 ppm.....	91

Figura 4.28	-Dados experimentais e simulados para uma solução de NaCl, para uma concentração de 2433 ppm.....	91
Figura 4.29	-Dados experimentais e simulados para uma solução de NaCl, para uma concentração de 3765 ppm.....	92
Figura 4.30	-Dados experimentais e simulados para uma solução de NaCl, para uma concentração de 5160 ppm.....	92
Figura 4.31	-Dados experimentais de dessalinização de águas naturais.....	93
Figura 4.32	-Dados experimentais de dessalinização de água natural de poço, com concentração de 1534 ppm.....	93
Figura 4.33	-Dados experimentais de dessalinização de água natural de açude, com concentração de 2365 ppm.....	94
Figura 4.34	-Dados experimentais de dessalinização de água natural de poço, com concentração de 3272 ppm.....	94
Figura 4.35	-Dados experimentais de dessalinização de água natural de poço, com concentração de 4052 ppm.....	95
Figura 4.36	-Dados experimentais do tempo de potabilidade de águas naturais.....	95
Figura 4.37	-Dados experimentais da "Cx" em função do tempo.....	96

Figura 4.38	-Dados experimentais da densidade de corrente em função do tempo, para água natural.....	96
Figura 4.39	-Dados experimentais de densidade de corrente em função da fração desmineralizada, para água natural.....	97
Figura 4.40	-Dados experimentais da resistência ohmica em função do tempo, para água natural.....	97
Figura 4.41	-Dados experimentais de resistência ohmica em função da fração desmineralizada, para água natural.....	98
Figura 4.42	-Dados experimentais da "Cx" e da "ε" em função do tempo, para concentração de 2.25 g/l.....	98
Figura 4.43	-Dados experimentais da "Cx" e da "ε" em função do tempo, para concentração de 3.27 g/l.....	99
Figura 4.44	-Dados experimentais da "Cx" e da "ε" em função do tempo, para concentração de 4.05 g/l.....	99
Figura 4.45	-Dados experimentais de dessalinização de uma solução de NaCl a partir dos modelos M2 e M3 com concentrações de 3143 3226 ppm, respectivamente.....	100
Figura 4.46	-Dados experimentais da "Cx" e da "ε" em função do tempo, para concentração de 3.14 g/l.....	100

Figura 4.47 -Dados experimentais da "Cx" e da " ϵ " em
função do tempo, para concentração de
3.22 g/l.....101

SIMBOLOGIA

A_e	-	área efetiva (cm^2)
b	-	coeficiente linear
C	-	concentração a um dado instante t (ppm)
C_d	-	concentração do diluído (ppm)
C_e	-	concentração do afluente (ppm)
C_o	-	concentração inicial (ppm)
C_p	-	concentração de potabilidade (ppm)
C_s	-	concentração do efluente (ppm)
C_x	-	diferença entre C_e e C_s (ppm)
C_{exp}	-	Concentração experimental (ppm)
C_{sim}	-	Concentração simulada (ppm)
D_i	-	coeficiente de difusão do íon (cm^2/s)
E_1	-	consumo de energia (kw-h/1000 litros)
f	-	fração desmineralizada
i	-	corrente total do sistema (A)
I_L	-	corrente lida (A)
J	-	densidade de corrente (mA/cm^2)
J_{Lim}	-	densidade de corrente limite (mA/cm^2)
k	-	condutividade lida a temperatura ambiente (mS)
κ	-	condutividade elétrica (mho/cm)
$K^{25^\circ\text{C}}$	-	condutividade corrigida a 25°C (mS)
M_1	-	modelo 1 de fluxo de alimentação
M_2	-	modelo 2 de fluxo de alimentação
M_3	-	modelo 3 de fluxo de alimentação
m_1	-	coeficiente angular para a curva do tanque

diluido

- m₂ - coeficiente angular para a curva de "Cx" antes de atingir o ponto máximo
- m₃ - coeficiente angular para a curva de "Cx" após atingir o ponto máximo
- N_i - fluxo da espécie iônica (mol/cm².s)
- N_s - fluxo iônico seletivo
- N_{m+} - fluxo iônico na membrana aniônica
- N_{m-} - fluxo iônico na membrana catiônica
- N₊ - fluxo da espécie aniônica na solução
- N₋ - fluxo da espécie catiônica na solução
- n - número de pares de membranas no reator
- n - número de células unitárias no reator
- Q - taxa de fluxo do diluido (l/s)
- R - constante dos gases ideais (8.3143 J/K.mol)
- R_c - resistência ohmica da célula concentrada (ohm)
- R_d - resistência ohmica da célula diluida (ohm)
- R_{ma} - resistência específica da membrana aniônica(ohm)
- R_{mc} - resistência específica da membrana catiônica(ohm)
- R_p - resistência ohmica de um par de célula (ohm)
- R_s - resistência ohmica do reator (ohm)
- R_δ - resistência da camada limite
- t - tempo de dessalinização (min)
- T - Temperatura absoluta (K)
- T_p - tempo de potabilização (min)
- u_i - mobilidade iônica (mol.cm²/s)
- v - velocidade de escoamento (cm/s)

- V_a - tensão aplicada ao par de eletrodo (volt)
- V_p - tensão aplicada a um par de célula (volt)
- z_i - valência da espécie i
-
- α - coeficiente angular da Equação 3.2
- β - coeficiente linear da Equação 3.2
- ϵ - eficiência de corrente
- \mathcal{F} - constante de *Faraday* (96.500 C/eq-g)
- λ_i - condutância da espécie iônica i ($\text{cm}^2/\text{ohm. eq-g}$)
- ϕ - diâmetro do fio de platina (mm)

CAPÍTULO I

INTRODUÇÃO

A água é um dos componentes mais triviais no mundo. E, ainda, milhares de pessoas morrem todos os dias por não disporem da mesma ou por estarem contaminadas. Como isto pode acontecer, se no planeta tem estimado 1400 milhões de quilômetros cúbicos de água? (250000 milhões de litros para cada homem, mulher e criança). A origem do problema não é a carência da água, mas uma desigual distribuição. Então, onde está toda esta água?

Indiscultivelmente, a maior proporção está nos oceanos, os quais retém grosseiramente 1370 milhões de quilômetros cúbicos de água salgada e, a maior proporção da água potável encontra-se nas geleiras e nas neves nos cumes das montanhas (em especial na Antártica), retendo grosseiramente 30 milhões de quilômetros cúbicos de água. Rios, lagos, sob o solo e a atmosfera contém aproximadamente 200000 quilômetros cúbicos. Outro importante ponto de armazenamento d'água está por entre as rochas (por serem porosas e existirem espaços, como cavernas) onde armazenam a maior parte d'água, depois dos oceanos, com mais de 50 milhões de quilômetros cúbicos, dos quais menos de 4 milhões de quilômetros cúbicos são de águas potáveis (Price, 1991). Devido a porosidade ou não das rochas há uma formação de lençóis subterrâneos. As águas armazenadas nestes lençóis com o

decorrer do tempo, dissolveram quantidades mínimas de minerais os quais podem oferecer definidas características, como a dureza ou gosto. E, ainda, devido a este tempo de permanência nestes lençóis, as bactérias nocivas não conseguem sobreviver, assim, estas águas raramente necessitam de um tratamento biológico. Todavia, grande parte destas águas apresentam características salinas, tornando-as impróprias para o consumo humano e, em alguns casos, para animais e aves.

Visando a utilização destes manâncias de água como, por exemplo, as águas ultra-puras as quais são aplicadas em processos críticos, como a fabricação de produtos químicos, de produtos farmacêuticos e na produção de vapor de alta pressão para geração de energia elétrica. As águas ultra-puras são produzidas a partir do tratamento da água para reduzir a concentração de impurezas como as espécies orgânicas e inorgânicas, as partículas suspensas, a vida das bactérias nocivas, a sílica e os gases dissolvidos a uma faixa de ppm (partes por milhão) e ppb (partes por bilhão). O método para a sua obtenção inclui o uso de produtos químicos, de filtração e ultra-filtração baseados em membranas, da deionização por osmose reversa, de troca iônica, da deionização contínua e da *eletrodialise* (Parakh, 1991). Outro exemplo seria a obtenção de água potável a partir de águas salobras provenientes de açudes, dos rios, dos lagos, dos poços artesianos e do mar.

Com a finalidade de obter águas potáveis a partir de águas naturais oriundas de poços artesianos e açudes da Região

do Nordeste do Brasil, e dar uma contribuição ao conhecimento da eletrodialise, a qual se trata de um processo amplamente difundido mundialmente. Foi construído um protótipo eletrodialítico em escala de bancada apresentando um fluxo linear no interior do reator (Vilar & Franca, 1989). Logo, na presente pesquisa, foi construído um segundo protótipo, no qual foram realizadas modificações nos compartimentos de lavagem dos eletrodos, no tipo de espessadores e no percurso do fluxo de água no interior do mesmo. Foram estudados a influência de alguns parâmetros como a tensão aplicada aos eletrodos e a concentração nas taxas de dessalinização, a corrente obtida, além de outros parâmetros oriundos dos dados experimentais. Estudou-se com auxílio de um programa computacional um processo de simulação, objetivando obter as curvas de dessalinização em função da concentração da água a ser tratada.

CAPÍTULO II

FUNDAMENTO TEÓRICO

A difusão dialítica dos íons podem ser acelerados por intermédio da aplicação de uma força eletromotriz através de um conjunto de membranas proporcionando, assim, uma migração destes íons em direção ao eletrodo de carga oposta, este processo é designado por eletrodiálise (Berg, 1963). Embora exista uma semelhança entre a eletrodiálise e a diálise, eles se distinguem um do outro pelas diferenças no projeto do equipamento, nos objetivos e nas membranas requeridas. Na eletrodiálise a energia elétrica é fornecida ao sistema, o que proporciona um direcionamento dos eletrólitos a partir do diluído para o mais concentrado, enquanto que na diálise esta não é utilizada (Tuwiner, 1962). As aplicações industriais da eletrodiálise são, primariamente, a remoção de minerais a partir da água, dessalinização, ou para produzir soluções concentradas. A eletrodiálise é uma operação unitária na qual a separação parcial dos componentes de uma solução iônica é induzida por uma corrente elétrica (Shaffer & Mintz, 1966).

2.1 - SISTEMA ELETRODIALÍTICO

O reator eletrodialítico é um conjunto de membranas, aniônicas e catiônicas, separadas por espessadores e em cada uma das extremidades encontra-se um eletrodo, cátodo e ânodo. Os espessadores são utilizadas para manter o espaço entre as membranas e aumentar a turbulência no fluxo de água próxima a superfície da membrana. Estes espessadores devem apresentar a menor resistência possível para o fluxo e deve ser mantida a menor possível para minimizar a resistência elétrica (Hoive, 1974). Os materiais geralmente empregados são produtos poliméricos do tipo PVC, teflon e o neopreno, e os espessadores podem ser de dois tipos:

1 - Passo tortuoso, cujo "design" promove uma contínua limpeza da superfície da membrana e previne a formação da camada limite nas zonas desmineralizadas (Sweeney, 1985).

2 - Fluxo na forma de lâmina (Fluxo-lâmina), cujo fluxo da solução percorre os filamentos da malha dos espessadores, onde a ação de mistura ajuda na redução da espessura da camada limite na superfície da membrana.

A queda de pressão hidráulica através do reator de fluxo laminar, normalmente, é menor que àquela obtida com um reator utilizando-se um sistema de passo tortuoso, devido a baixa velocidade e menor comprimento de seu trajeto (Lacey, 1979).

A unidade repetida ou par de célula, é constituída de quatro partes: (vide Figura 2.1)

- 1 - Membrana aniônica
- 2 - Compartimento concentrado
- 3 - Membrana catiônica
- 4 - Compartimento diluído.

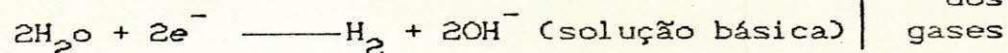
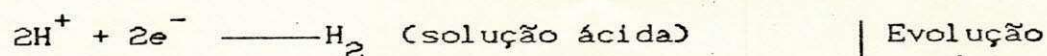
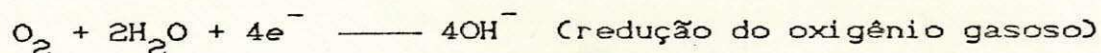
Quando o fluxo de alimentação e a ddp (diferença de potencial) são aplicados ao reator, os íons presentes no interior do mesmo movem-se através das membranas em direção ao eletrodo de carga oposta. O resultado desta migração de íons pelas membranas é a formação de fluxos, diluídos e concentrados, respectivamente (Mason & Judá, 1959).

2.2 - ELÉTRODOS

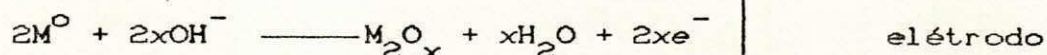
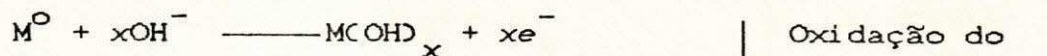
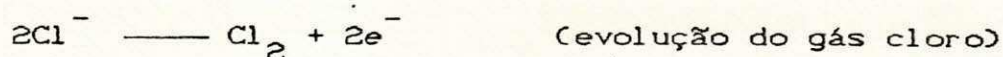
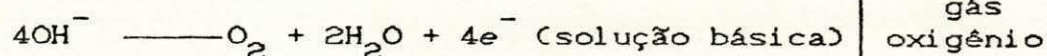
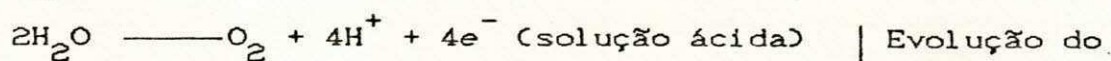
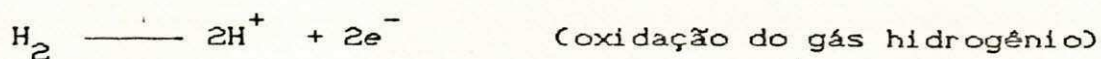
A distribuição da corrente elétrica sobre a área ativa da célula eletrodialítica é feita pelos eletrodos localizados nas extremidades do reator, os quais estão em contato com apenas uma percentagem da solução nos compartimentos que separam o conjunto de membranas o qual é chamado de compartimento de lavagem (Hoive, 1979). Esta solução é acidificada para se evitar a formação de carbonatos insolúveis ou compostos hidróxidos (Shaffer & Mintz, 1966), com um pH numa faixa de 1.5 a 2.0 (Shah & Scamehorn, 1987).

As seguintes reações são observadas nos eletrodos:

No cátodo



No ânodo



Os melhores materiais para o ânodo são a platina, tântalo ou titânio foleado com platina e, para o cátodo são o aço carbono, grafite ativado ou aço inoxidável (Lacey, 1979).

2.3 - MEMBRANA ELETRODIALÍTICA

Experimentos com eletrodialise foram realizadas por volta da mudança do século, mas a necessidade de membranas adequadas impedia o desenvolvimento. Durante a II Guerra Mundial, trabalhos sobre a tecnologia de troca iônica, conduziram para o desenvolvimento da resistência a alta capacidade sintética das membranas, o qual permite a realização do processo eletrodialítico nos dias de hoje (Applegate, 1984).

As principais características requisitadas a uma membrana para ser utilizada na eletrodialise são:

- 1 - Deve diferenciar entre os íons de cargas opostas,

2 - Deve conduzir eletricidade,

3 - Deve ter, também, baixa transferência d'água.

Além disso, a membrana deve ter uma boa durabilidade química e resistência a oxidação (Shaffer & Mintz, 1966). A membrana catiônica é constituída de um suporte polimérico e um grupo sulfônico (SO_3^-) ligado covalentemente a um suporte polimérico, formando sítios iônicos. Quando imersos em solução eletrolítica, os ânions externos da mesma são conhecidos como co-íons e os cátions, contra-íons. A membrana aniônica, também se constitui de um suporte polimérico e o grupo amônio quaternário (RNH_4^+), tendo como contra-íons os ânions e co-íons os cátions (Solt, 1971).

2.4 - FLUXO IÔNICO E DIFUSIVIDADE

Nas soluções eletrodialíticas, a migração das espécies oriundas devido a presença de um campo elétrico constitui um mecanismo do transporte de massa. O fluxo de uma espécie iônica N_i , em $\text{mol}/\text{cm}^2 \cdot \text{s}$, numa solução diluída, pode ser expresso pela seguinte equação: (Perry e Green, 1984)

$$N_i = -z_i \cdot u_i \cdot F \cdot C_i \cdot \nabla E - D_i \cdot \nabla C_i + C_i \cdot v \quad (2.1)$$

onde:

$-z_i \cdot u_i \cdot F \cdot C_i \cdot \nabla E$, corresponde ao termo de migração sob campo elétrico

$D_i \cdot \nabla C_i$, corresponde ao termo de difusão

$C_i \cdot v$, corresponde ao termo convectivo.

Quando as membranas ionicamente seletivas são dispostas em um meio eletródico, formando assim uma descontinuidade, os íons passam a moverem-se através destas, acompanhadas por um fluxo de calor e solvente. No entanto, pode-se assumir em uma análise mais geral, que apenas o fluxo iônico seletivo é dado pela diferença entre o fluxo da espécie iônica na membrana e na solução (Shaffer & Mintz, 1966).

$$N_s = N_{m+} - N_+ = N_{m-} - N_- \quad (2.2)$$

onde, N_s é o fluxo iônico seletivo; N_m é o fluxo iônico na membrana; N é o fluxo iônico na solução; +, - são as espécies catiônica e aniônica. Os termos de difusão e convecção da Equação 2.1, são os mesmos que na transferência de massa dos não eletrólitos. A mobilidade iônica " u_i " (velocidade média das partículas sob a ação de um campo elétrico unitário, mol.cm²/J.s), pode ser relacionada ao coeficiente de difusão do íon " D_i " (cm²/s) e a condutância iônica da espécie i , λ_i (cm²/ohm.eq-g), pela equação abaixo,

$$u_i = \frac{D_i}{RT} = \frac{\lambda_i}{|z_i| \cdot F^2} \quad (2.3)$$

onde, T é a temperatura absoluta (K) e R é a constante dos gases ideais (8.3143 J/K.mol). O coeficiente de difusão do eletrólito

é dado por:

$$D = \frac{z_+ u_+ D_- - z_- u_- D_+}{z_+ u_+ - z_- u_-} \quad (2.4)$$

que representa um compromisso entre os coeficientes de difusão dos dois íons (Perry & Green, 1984), onde, z corresponde a valência; u corresponde a velocidade média das partículas; D corresponde ao coeficiente de difusão; $+,-$ as espécies catiónicas e aniônicas.

2.5 - DENSIDADE DE CORRENTE

A densidade de corrente (A/cm^2) é provocada pelo movimento das espécies iônicas durante o processo de dessalinização o qual pode ser definida pela soma das parcelas correspondentes, conforme mostra a Equação 2.5, para todas as espécies,

$$J = \mathcal{F} \cdot \sum z_i \cdot N_i = k \cdot \nabla E - \mathcal{F} \cdot \sum z_i \cdot D_i \cdot \nabla C_i + \mathcal{F} \cdot v \cdot \sum z_i \cdot C_i \quad (2.5)$$

onde, k é a condutividade elétrica dada mho/cm.

$$k = \mathcal{F}^2 \cdot \sum z_i^2 \cdot u_i \cdot C_i \quad (2.6)$$

Segundo Perry e Green (1984), em soluções de composição

homogênia o último termo da Equação 2.5, que representa a contribuição dos efeitos da difusão, desaparece e o termo convectivo é nulo para uma solução eletricamente neutra. Logo a Equação 2.5, se reduz a *Lei de Ohm*.

Dados experimentais da densidade de corrente "J" (mA/cm²) são obtidos a partir da Equação 2.7

$$J = \frac{I_L}{A_e} \quad (2.7)$$

onde A_e é a área efetiva da membrana. A densidade de corrente na qual o efeito de polarização torna-se significativo num processo eletrodialítico é chamado de *densidade de corrente limite* (J_{lim}) (Mason & Kirkhan, 1959), ou seja, a corrente limite é aquela onde a concentração do íon na superfície da membrana dos compartimentos diluídos se aproximam de zero (Shah & Scamehorn, 1987). O efeito de polarização encontra-se mais detalhado no item 2.9, neste Capítulo.

2.6 - EFICIÊNCIA DE CORRENTE

A eficiência de corrente (ϵ) é definida como a fração de corrente que passa através de um par de célula na qual resulta na transferência de íons desejados a partir do fluxo diluído para o concentrado (Shah & Scamehorn, 1987). A eficiência de corrente está relacionada com a seletividade das membranas usadas, mas é também uma função da faixa de concentração da

solução (Mintz, 1963). Para fins práticos, a eficiência de corrente é determinada empiricamente por algum método de operação da "bateria" e o uso da seguinte correlação:

$$\epsilon = \frac{\mathcal{F} \cdot Q \cdot C_x}{n \cdot I_L} \quad (2.8)$$

onde, Q, corresponde a taxa de fluxo do diluído (l/s)

C_x , corresponde a diferença entre a concentração do afluente e efluente do reator (eq-g/l)

n, corresponde ao número de compartimentos ou células unitárias

I_L , corresponde a corrente lida nos eletrodos (A)

\mathcal{F} , corresponde a *Constante de Faraday* (96500 amp.seg/eq-g)

A eficiência de corrente é sempre menor que 100% devido

a:

1 - As membranas não são perfeitamente semipermeáveis, logo os co-íons (íons tendo a mesma carga da membrana) não são completamente rejeitados, particularmente para altas concentrações iniciais,

2 - Certa quantidade de água é transferida através das membranas por fluxo osmótico (Osmose),

3 - Certa quantidade de corrente elétrica flui através do reator eletrodialítico (Applegate, 1984).

Existem basicamente dois tipos de forças que impulsionam a transferência iônica de uma membrana ionicamente seletiva: o

gradiente de potencial elétrico e o gradiente de concentração formado entre as células. A diferença de potencial tende a acentuar a transferência de ambas as espécies iônicas (catiônica e aniônica), através da membrana, seja ela seletiva a cátions ou a ânions. Agora supondo que a célula concentrada possua, por exemplo, o triplo da concentração da célula diluída, este gradiente de concentração tenderá a reduzir a transferência iônica do íon selecionado pela membrana (contra-íon) e aumentará a transferência de outra espécie (co-íon). Como consequência a eficiência de corrente é reduzida (Shah & Scamehorn, 1978).

2.7 - RESISTÊNCIA OHMICA

A resistência ohmica de um par de célula, pode ser dividida em duas partes, a resistência da membrana e a resistência da solução. A resistência específica da membrana é uma função da natureza dos íons envolvidos, a concentração destes íons na solução em torno da membrana e a temperatura do sistema. Similarmente, a resistência específica da solução é uma função da natureza do soluto, da concentração do soluto e da temperatura (Winger, Bodamer, Kunin, Prizer & Harmon, 1954). Esta resistência é expressa pela soma dos seguintes fatores:

$$R_p = R_{mc} + R_{ma} + R_c + R_d + R_\delta \quad (2.9)$$

onde, R_{mc} e R_{ma} são as resistências específicas das membranas

catiônica e aniônica, R_c e R_d as resistências das células das células concentrada e diluída, e R_δ a resistência oferecida pela camada limite de difusão na interface da membrana (Shaffer & Mintz, 1966), conforme é representada pela Figura 2.1. A resistência total é obtida pelo produto da resistência em um par de célula pelo número de pares de células do reator (Mason & Kirkham, 1959).

A resistência de uma "bateria" eletrodialítica na verdade, é a soma de diversas resistências individuais como mostra a Figura 2.1, Shaffer e Mintz (1966). Portanto, a resistência global pode ser avaliada de maneira simplificada pela equação:

$$R_s = \frac{V_a}{i} \quad (2.10)$$

onde, V_a corresponde a tensão aplicada aos eletrodos e i a corrente total do sistema (Amper) obtida a partir da seguinte equação:

$$i = I_L \cdot n \quad (2.11)$$

onde, I_L corresponde a corrente lida no par de eletrodos e n o número de pares de célula da "bateria" eletrodialítica (Shah & Scamehorn, 1987).

2.8 - CONSUMO DE ENERGIA

Segundo Mason e Kirkham (1959), na eletrodialise a Lei de Faraday define uma relação entre a transferência de eletrolito através das membranas e a corrente elétrica obtida, esta relação pode ser expressa por:

$$Q \cdot n \cdot C_d \cdot f = \frac{J \cdot A_e \cdot \epsilon \cdot n}{1000 \cdot \mathcal{F}} = \frac{I_L \cdot \epsilon \cdot n}{\mathcal{F}} \quad (2.12)$$

onde,

$$f = 1 - \frac{C_d}{C_o} \quad (2.13)$$

A capacidade de remoção dos sais, é proporcional a fração desmineralizada, à dimensão da área efetiva de transferência iônica " $n \cdot A_e$ " (cm^2), à densidade de corrente utilizada da J (mA/cm^2) e a eficiência de corrente " ϵ " do sistema. A energia elétrica consumida por unidade da solução desmineralizada, é calculada pela expressão, E_1 (kw-h/1000 galões)

$$E_1 = 0.00105 \frac{R_s \cdot i}{Q \cdot n} = 0.00105 \frac{J^2 \cdot A_e^2 \cdot R_s}{10^6 \cdot Q \cdot n} \quad (2.14)$$

onde, " i " é a corrente total do sistema, " R_s " sua resistência, " Q " é o fluxo de alimentação, " n " número de pares de células, " J " a densidade de corrente e " A_e " a área efetiva de

transferência iônica.

De uma maneira geral, a energia elétrica é consumida de diversas formas: no trabalho de dissociação do eletrólito na solução, nas reações químicas de óxido-redução dos compartimentos eletródicos (que depende do material empregado, reações químicas envolvidas, concentração e composição iônica, densidade de corrente utilizada, bem como a velocidade de fluxo de lavagem), na compensação de eventuais vazamentos ou baixa seletividade das membranas, na dissipação térmica do *efeito Joule* por diversos componentes, nas bombas centrífugas e, finalmente, na conversão da corrente alternada para contínua pela fonte retificadora.

2.9 - POLARIZAÇÃO

De acordo com Hwang e Kammermeyer (1975), em um processo envolvendo fases líquidas, a polarização de concentração é um fator bastante importante no processo eletrodialítico. Quando um transporte de contra-íons através de uma membrana trocadora de íon a partir do fluxo diluído para o fluxo concentrado, o contra-íon é esgotado na interface membrana-solução no fluxo diluído, mas o co-íon é momentaneamente acumulado. Para se obter a condição de eletroneutralidade, o co-íon acumulado migra a partir da interface para ao seio da solução do fluxo diluído. Então, a concentração iônica total no compartimento diluído é esgotado em ambas as interfaces, como mostra a Figura 2.2. Por

outro lado, a concentração iônica total no compartimento concentrado é acumulada em ambas as interfaces por razões análogas. Como a polarização de concentração ocorre, o potencial de concentração através da membrana é elevado, e a perda difusional das espécies iônicas através das membranas aumenta na direção oposta para àquela da transferência elétrica. Entretanto, o transporte iônico é severamente retardado para um dado potencial elétrico.

Na presença de tal polarização de concentração, a queda de potencial ohmica no fluxo diluído também aumenta para uma considerável magnitude. Isto ocorre devido a resistência ohmica de uma solução eletrolítica se, em geral, inversamente proporcional à concentração iônica. Como um alto potencial elétrico externo é aplicado para se obter alta corrente elétrica, a concentração iônica do fluxo diluído é mais polarizada (Mason & Kirkham, 1959), frequentemente para tal amplitude a concentração iônica na interface é nula. Neste caso a água é eletrolizada, e os íons H^+ e OH^- competem com os contra-íons originais na sua transferência elétrica através das membranas. O fenômeno é chamado de *dissociação da água* (Lacey, 1979), o qual retarda o transporte das espécies iônicas presentes no meio. Esta dissociação induz uma mudança no valor do pH na interface. A membrana aniônica é propriamente instável a altos valores de pH, conseqüentemente, ocorre deterioração. Entretanto, esta é uma regra geral para tomar um cuidado especial para reduzir a polarização de concentração em torno da

membrana aniônica. O assíntoto da corrente elétrica na qual a concentração iônica na interface atingiria zero é chamada de corrente elétrica limite. A qual, Cowan e Brown (1959), obteve o seu valor experimentalmente através da intercessão da inclinação negativa com a inclinação positiva da curva obtida quando plotado V_p / I_L contra $1/I_L$, conforme mostra a Figura 2.3.

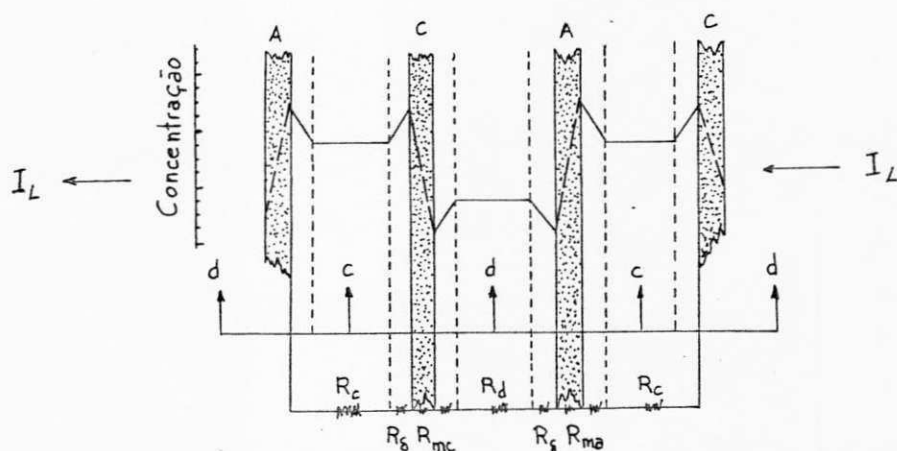


Figura 2.1 - Representação da resistência e da concentração nos compartimentos do sistema eletrodialítico.

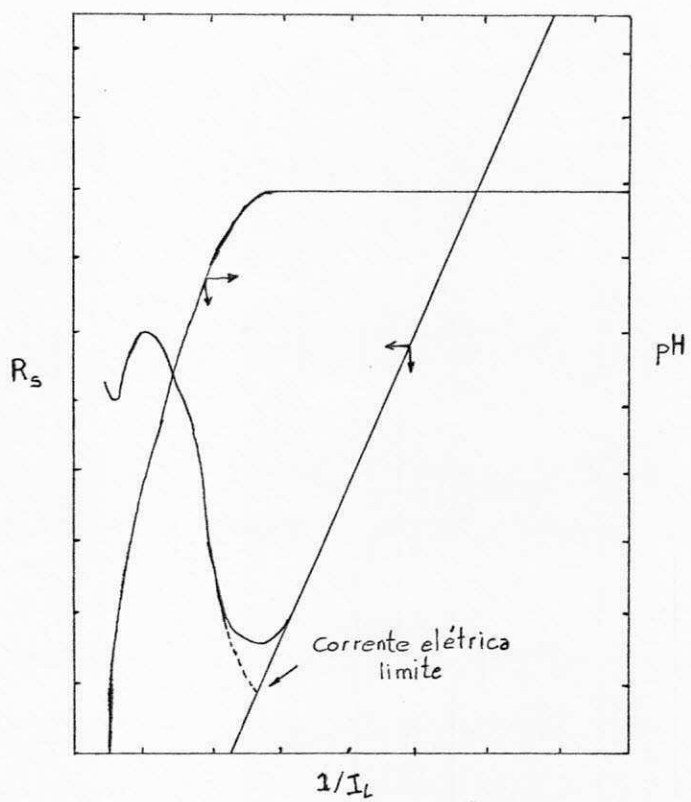


Figura 2.2 - Curva de Polarização (COWAN & BROWN, 1959)

CAPÍTULO III

MATERIAL E MÉTODO

3.1 - MATERIAL UTILIZADO

Produto Químico:

- Cloreto de sódio (NaCl) P. A.
- Ácido sulfúrico (H_2SO_4) P. A.

Água Natural:

Águas salobras provenientes dos açudes e poços artesianos das localidades de Petrolina - Pe e Soledade - Pb, com concentração salina entre 2000 e 5000 ppm em T.D.S..

3.2 - SISTEMA ELETRODIALÍTICO

O sistema eletrodialítico é composto por cinco unidades principais: Fonte de alimentação elétrica, sistema hidráulico, reator de degaseificação, unidades de registro e reator eletrodialítico.

3.2.1 - FONTE DE ALIMENTAÇÃO

Fonte retificadora chaveada modelo FA - 5000 da *ITALVOLT*, com ajuste de tensão de 0 a 110 volts, composta de um amperímetro com uma faixa de leitura de 0 a 10 amperes.

3.2.2 - SISTEMA HIDRAULICO

O circuito hidráulico é formado por válvulas de passagem *DECA* 1/2", tubos e conexões em PVC de 1/2", tubos plásticos e tubos látex em conjunto com: duas bombas centrífugas de 1/20 hp modelo 1.5 (*SULPLASTIC*), foram utilizadas na alimentação do reator eletrodialítico a partir de dois recipientes com capacidade de 20 litros. Uma bomba centrífuga de 1/200 hp modelo 1A - Md (*NEW PUMPS*), foi utilizada na lavagem dos compartimentos eletródicos através de uma solução de H_2SO_4 (10^{-3} M) advinda de um recipiente de 10 litros de capacidade.

3.2.3 - REATOR DE DEGASEIFICAÇÃO

Construído em PVC na forma cilíndrica com 32.5 cm de altura e 7.5 cm de diâmetro, composto com um recheio tipo sela, cuja finalidade é eliminar os gases de cloro e hidrogênio liberados nos compartimentos anódico e catódico, respectivamente.

3.2.4 - UNIDADE DE REGISTRO

Foram utilizadas cinco unidades de registro, conforme pode ser observado no Quadro 3.1, onde foi possível obter a leitura da condutividade, fluxo de alimentação, voltagem e corrente durante o experimento. Com auxílio de um agitador magnético modelo 258 da FANEN e uma célula de leitura na qual foi imerso um eletrodo do tipo CH-9100 HERISAU da METROHM, com o objetivo de registrar a condutividade durante o processo a partir do efluente do reator eletrodialítico. Outro eletrodo, Tipo OK-902 foi imerso no tanque diluído o que vinha gerar registros contínuos da solução a ser dessalinizada. Dois rotâmetros foram utilizados para registrar o fluxo de alimentação do diluído e do concentrado e, finalmente, dois multitestes foram conectados ao reator para informar com maior precisão a tensão aplicada ao reator, a leitura da tensão no par de célula e a leitura da corrente durante o processo.

3.2.5 - REATOR ELETRODIALÍTICO

O reator eletrodialítico é formado por um conjunto de 20 membranas catiônicas e aniônicas, cujas características encontram-se mostradas na Tabela 3.1, as quais são separadas através de dois tipos de espessadores, borracha sintética e malha de polietileno, sua área efetiva de transferência iônica é

de 124.24 cm² (18.5 x 11) cm com espessura de 0.12 cm. Nas extremidades opostas deste conjunto de membranas e espessadores há um compartimento de lavagem dos elétrodos de fluxo ascendente. O material utilizado pelos elétrodos são: níquel para o ânodo e aço inox (0.08% C, 10% Cr e 10% Ni) para o cátodo. Cada elátrodo encontra-se conectado a uma placa de PVC, com auxílio de parafusos rosqueados que pressionam todo o conjunto, de forma semelhante a um filtro prensa. É importante salientar que no trabalho anterior, o reator apresentava um fluxo interno linear (Vilar & Franca, 1989), o qual foi modificado visando aumentar o tempo de residência e melhorar o processo de dessalinização. Assim, o fluxo interno do reator passou a ter uma forma tortuosa.

Quadro 3.2 - Unidades de registro

Unidade	Tipo	Modelo	Fabricante
1	Condutivimetro	B-230	Micronal
2	Condutivimetro	OK-102/1	Radelkis
3	Medidor de fluxo	V-70-12	Hare
4	Multiteste	320-XB	Sanwa
5	Multiteste	TM-333TR-A	Taekwang

3.3 - METODOLOGIA

Antes das águas salobras passarem pelo processo de dessalinização via eletrodialise, foram realizados experimentos com soluções sintéticas de cloreto de sódio com concentração de 800 a 20000 ppm (mg/l), previamente preparadas com a finalidade de observar o comportamento do sistema, a princípio com um modelo de fluxo de alimentação (M1), para em seguida testar-se outros modelos (M2 e M3) e a partir desta avaliação investigar a performance do sistema com água natural.

3.3.1 - FLUXO DE LAVAGEM

Ao iniciar cada experimento tomou-se uma solução de H_2SO_4 (10^{-3} M), de forma a manter o pH numa faixa de 2 a 3 que previne a precipitação de $CaCO_3$ e $Mg(OH)_2$ no compartimento catódico (Applegate, 1984) e suprir os íons de hidrogênio para a redução com o gás hidrogênio sem requerer a decomposição eletródica da água (Hoive, 1974). A solução de ácido sulfúrico foi bombeada por um fluxo constante (1.2 l/min) sob recirculação contínua através dos compartimentos anódicos e catódicos.

3.3.2 - MODÉLOS DE FLUXO DE ALIMENTAÇÃO

Foram investigados três modelos de fluxo de alimentação nos quais foram utilizadas duas bombas centrífugas para alimentar o reator com uma vazão constante de 1.4×10^{-3} l/s, com soluções sintéticas de NaCl e/ou águas naturais, conforme descrito abaixo:

M1 - A Figura 3.1 mostra que o sistema apresenta uma recirculação contínua a partir dos tanques, diluído e concentrado, por meio de fluxos independentes. Cada tanque contendo cinco litros de solução a ser dessalinizada. Para se manter uma homogeneidade nestes tanques, utilizou-se de "bypass" em cada tanque durante o processo.

M2 - A partir da Figura 3.2 pode-se verificar que o modelo de fluxo de alimentação apresentado é semelhante ao descrito no modelo M1, todavia neste, apresenta-se um terceiro tanque, tanque de armazenamento, o qual é utilizado para coletar a água desmineralizada após o desvio realizado no fluxo diluído, quando esta atingir a potabilidade, ou seja, quando a sua concentração atingir 450 ppm (0.874 mS). Com este desvio a solução no tanque diluído se mantém com sua concentração constante, devido a não sofrer mais o processo de diluição.

M3 - A Figura 3.3, apresenta outra forma de alimentação do reator, este modelo foi estudado com o objetivo de dessalinizar uma solução sem que os efluentes do concentrado e do diluído retornassem aos seus tanques de origem.

3.3.3 - DESSALINIZAÇÃO

Antes de iniciar o processo de dessalinização a solução de cloreto de sódio foi recirculada pelo sistema sem aplicação do campo elétrico por um período de aproximadamente 20 minutos com o objetivo de se obter a estabilização em termos de condutividade e fluxos de alimentação. Já para as águas salobras, foi feito um pré-tratamento através de filtro de carvão ativado com a finalidade de remover substâncias orgânicas, as quais podem degradar as membranas, e reduzir a turbidez da água (Applegate, 1984). Para, em seguida, seguir a mesma metodologia aplicada às soluções de NaCl. Ao aplicar a tensão entre os eletrodos, advindas de uma fonte geradora de tensão, proporcionando a criação de um campo elétrico onde irá provocar a migração de íons em direção ao eletrodo de carga elétrica oposta a sua. Através da seletividade das membranas utilizadas, aniônicas e catiônicas, criou-se em seu interior fluxos com concentrações diferentes que ao deixarem de sofrer a influência do campo elétrico, ou seja, ao saírem do reator passam a ser denominadas de fluxo diluído e de fluxo concentrado, podendo ou não retornar aos tanques de origem de acordo com os modelos de fluxo de alimentação empregado. Para as águas salobras, tomou-se uma amostra no início e no final de cada batelada para serem analisadas, em termos de suas composições iônicas, conforme mostra a Tabela 4.26.

3.3.4 - LEITURA DE DADOS EXPERIMENTAIS

Durante a dessalinização foram realizadas leituras de corrente aplicada ao reator eletrodialítico e através destas obteve-se um melhor ajuste na tensão imposta. Por intermédio de um par de fios de platina ($\phi = 0.460$ mm) localizados no centro do reator e conectados a um multiteste, foram obtidos os valores das tensões no par de célula. O efluente diluído independente de retornar ou não ao tanque de origem, de acordo com o modelo de fluxo de alimentação utilizado, foram computados os dados da condutividade em mS a temperatura ambiente e bem como do afluente (obtidos diretamente no tanque diluído). Todos os dados foram tomados em períodos diferentes: nos 10 minutos iniciais, foram feitos a cada 2 minutos, entre os 10 e 60 minutos em intervalos de 5 minutos e, finalmente, entre 60 e 120 minutos a cada 10 minutos.

Todos os dados experimentais de condutividade foram corrigidos à temperatura constante de 25°C por intermédio da seguinte equação:

$$K^{25^{\circ}\text{C}} = \frac{k}{1 + 0.02(T - 25)} \quad (3.1)$$

a qual apresentou um erro relativo da ordem de 1% do valor real (Jones & Bradshaw, 1933).

3.3.5 - CONVERSÃO DA CONDUTIVIDADE PARA CONCENTRAÇÃO

Com a finalidade de se conhecer a concentração salina de uma solução aquosa de cloreto de sódio ou de uma água natural a partir da condutividade lida em mS, foram preparadas diversas amostras de soluções de concentrações conhecidas (100 a 15000 ppm) e obteve-se uma curva de calibração, conforme mostra a Figura 1 do Apêndice II. Com auxílio de um software de ajuste de curvas desenvolvido Zullo JR. e Arruda (1986) foi possível obter uma equação (Equação 3.2) que melhor representase estes dados:

$$C_s = \alpha \cdot k^\beta \quad (3.2)$$

onde os parâmetros α e β são específicos para cada condutivimetro utilizado, como mostra a Tabela 3.3..

Tabela 3.3 - Parâmetros da Equação 3.2

Condutivimetro	α	β
Micronal	518.7730	1.058010
Radelkis	466.9709	1.081693

3.3.6 - DENSIDADE DE CORRENTE

A partir da corrente lida (I_L) durante a dessalinização e com auxílio da Equação 3.3, obteve-se a densidade de corrente (mA/cm^2).

$$J = I_L / A_e \quad (3.3)$$

Onde, A_e representa a área específica de uma célula, cujo valor é de 124.24 cm^2 .

3.3.7 - RESISTÊNCIA OHMICA

A resistência ôhmica do reator (R_s) foi determinada a partir da Equação 2.10, conforme mencionado no item 2.7 do Capítulo 2. Os resultados encontram-se tabulados nas Tabelas 4.10 e 4.11. A resistência ôhmica de um par de célula, também, foi determinada a partir da Equação 2.10, neste caso a tensão e a corrente foram substituídas pela tensão e a corrente lidas durante o processo.

3.3.8 - EFICIÊNCIA DE CORRENTE

A eficiência de corrente de cada batelada, tanto para águas sintéticas como para águas naturais, foram calculadas através da Equação 2.8, onde "n" é igual a 19 células unitárias e Q é igual a 1.4×10^{-3} l/s. Os resultados obtidos estão mostrados nas Tabelas 4.15 e 4.16.

3.3.9 - CONSUMO DE ENERGIA

Combinando as Equações 2.10 e 2.14, as quais encontram-se descritas no itens 2.7 e 2.8 do Capítulo 2, pode-se obter a Equação.

$$E_1 = 0.2 V_a \cdot I_L \quad (3.4)$$

onde, a constante 0.2 representa uma conversão de unidade para kw-h/1000 l, V_a tensão aplicada ao reator e I_L a corrente lida no par de eletrodos. Através da Equação 3.4, pôde-se determinar o consumo de energia em kW-h/1000 l, utilizando uma vazão de 1.4×10^{-3} l/s. Os resultados encontram-se na Tabela 4.6.

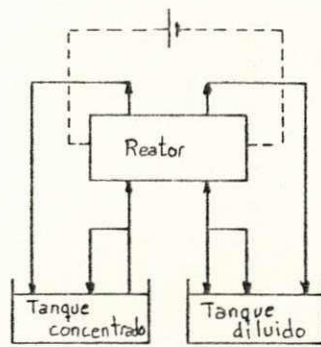


Figura 3.1 - Modelo de fluxo de alimentação M1.

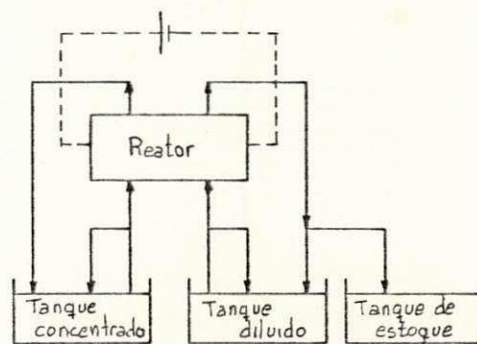


Figura 3.2 - Modelo de fluxo de alimentação M2.

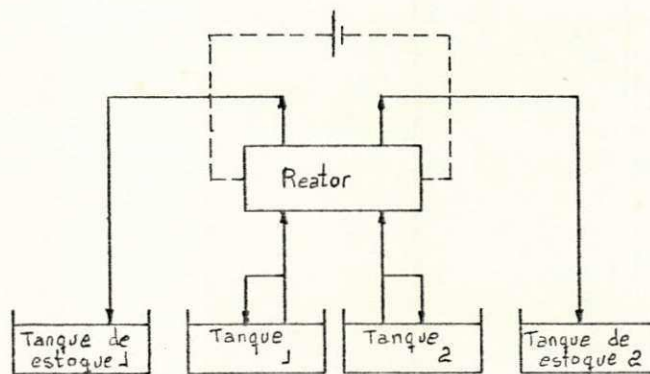


Figura 3.3 - Modelo de fluxo de alimentação M3.

Tabela 3.1 - Características das membranas utilizadas do tipo homogênea.

Características	Membranas	
	Catiônica	Aniônica
Grupo iônico	ácido sulfônico	amônio quaternário
Capacidade de transferência iônico (meq-g de memb. seca)	1.8 - 2.0	1.4 - 1.6
Resistência elétrica (ohm.cm ²)	1.8 - 2.3	3.6 - 4.2
Número de transporte	> 0.99	> 0.99
Tensão de ruptura (Kgf/mm ²)	2.5 - 3.4	2.6 - 3.8
Espessura (mm)	0.21 - 0.23	0.22 - 0.24

CAPÍTULO IV

RESULTADOS E DISCUSSÕES

Este capítulo apresenta resultados experimentais de dessalinização de soluções sintéticas e águas salobras provenientes de açudes e poços artesianos, utilizando-se os modelos mencionados no capítulo anterior, com o objetivo de estudar a performance do reator eletrodialítico.

4.1 - CURVAS DE DESSALINIZAÇÃO

A Tabela 4.1 e a Figura 4.1 apresentam dados experimentais para uma concentração (2433 ppm) e fluxo de alimentação (83 ml/min), variando a tensão aplicada ao reator. As curvas de dessalinização apresentam um perfil exponencial em função do tempo para todos os casos. Essa série de experimentos tiveram como objetivo estudar os efeitos da ddp aplicada em função do número de pares de células do reator. Comparando as curvas de dessalinização obtidas a 40 e 50 volts com as demais, observou-se que em termos de tempo de potabilidade as taxas de dessalinização foram satisfatórias para atingir as condições desejadas, as quais serão discutidas posteriormente. A taxa de dessalinização a 40 volts apresentou um valor praticamente igual àquele obtida com 50 volts até atingir o tempo de

dessalinização. Através dos resultados apresentados, escolheu-se a tensão de 40 volts a " tensão adequada de trabalho " para estudar a performance do reator para diferentes concentrações iniciais. A taxa e o tempo de dessalinização para as diferenças de potenciais acima de 40 volts, podem apresentar valores inferiores, todavia de grandezas insignificantes, levando assim um aumento no consumo energético do sistema. Neste capítulo serão discutidos com mais detalhes os efeitos da diferença de potencial versus concentração, através da densidade de corrente gerada durante o processo de dessalinização.

A Tabela 4.2 e a Figura 4.2 mostram dados experimentais para uma tensão aplicada (40 volts) e fluxo de alimentação (83 ml/min) constantes, variando a concentração inicial. As curvas de dessalinização apresentaram o mesmo comportamento mostrado pela Figura 4.1 (em função do tempo) com diferentes taxas de dessalinização e tempos de potabilidade. Esses resultados serão estudados através das Figuras 4.3 a 4.7 assim como segue:

As Figuras 4.3 e 4.4 apresentam os dados experimentais de concentração versus tempo para diferentes concentrações de uma solução aquosa de NaCl, conforme são mostrados na Tabela 4.2. Na Figura 4.3 pode-se observar com nitidez que as curvas de dessalinização para as três bateladas, apresentam diferentes valores de intercessão com uma função constante, a qual representa a concentração adequada de uma água potável (450 ppm). Essas intercessões geram os tempos de potabilidade diferentes em função da concentração da água a ser tratada. O

tempo de potabilidade é aquele obtido durante o processo de recirculação da água através do reator até atingir uma faixa de potabilidade de 450 ppm. A Figura 4.4 trata-se de bateladas a altas concentrações iniciais como pode-se observar o comportamento foi semelhante as curvas anteriores. Contudo, estas curvas não interceptam a função constante de potabilidade no intervalo de 120 minutos para cada batelada.

A Tabela 4.3 apresenta dados experimentais de dessalinização de uma solução de cloreto de sódio de diferentes concentrações. Essas informações encontram-se representadas nas Figuras 4.5 a 4.7. Cada Figura apresenta duas curvas de dessalinização, sendo que uma representa a concentração de entrada (C_e) no reator (curva superior) e a outra a concentração de saída (C_s) no reator. A diferença entre C_e e C_s representa a concentração de sal (C_x) removido durante o processo. Comparando o comportamento exponencial das duas curvas de concentração com o tempo, a curva do tanque diluído apresenta um decrescimento de concentração menos acentuado. Isso pode ser explicado pelo fato que o sistema encontra-se sob circulação contínua e o gradiente de concentração do tanque diluído "varia" em função da concentração de sal removido durante o processo de dessalinização. Na Figura 4.5 as curvas de desmineralização interceptam a função constante de potabilidade em dois pontos distintos, gerando assim, os tempos de potabilidade do tanque diluído e na célula de leitura. Na Figura 4.6 ambas as curvas interceptam a função constante de potabilidade, contudo com um

tempo de potabilidade maior do que os observados na Figura 4.5. Isto é devido a um aumento da concentração inicial. Na Figura 4.7 apenas os dados experimentais na saída (curva inferior) intercepta a função constante de potabilidade, no intervalo de 120 minutos para cada batelada.

Tomando a Figura 4.5 para representar genericamente estas curvas e dividindo-as em duas regiões, pode-se explicar o comportamento destas curvas, como descritas abaixo:

[1] - A concentração permanece constante nos 10 primeiros minutos,

[2] - Decrescimo exponencial pouco acentuado, decorrente da diluição pelo efluente do reator,

[3] - Decrescimo exponencial bastante acentuado, decorrente da alta transferência de íons dos compartimentos diluídos,

[4] - Decrescimo exponencial, porém, menos acentuado. Devido a estabilização ser alcançada pelo reator durante a dessalinização.

Na região I observa-se que os perfis das curvas [1] e [3] apresentam comportamentos diferenciados. Em [1] se mantém constante devido a quantidade de efluente, que retorna ao tanque diluído, não ser suficiente para diluir o volume total da solução a ser tratada e, ainda, por um ineficiente fator de mistura. O qual foi atenuado como mostram as Figuras 4.6 e 4.7. Estas Figuras mostram que ao atingir o tempo de potabilidade não é mais necessário que o efluente do reator retorne ao tanque

diluído, bastando apenas, que seja feito um desvio deste efluente para outro recipiente. Ao atingir a concentração desejada, a continuação do reciclo do diluído implicaria em consumo energético desnecessários para o tratamento. Por meios destas observações, gerou-se outros modelos de operações (ou fluxo de alimentação) os quais seram discutidos no item 4.10.

4.2 - TEMPO DE POTABILIDADE

Os dados do tempo potabilidade obtidos a partir das Figuras 4.3 a 4.7, encontram-se registradas na Tabela 4.4 e representados na Figura 4.8. Observa-se que o tempo de potabilidade em função da concentração inicial apresenta um comportamento linear, para o reator em estudo, operando sob as mesmas condições de fluxo de alimentação e tensão aplicada. Através da equação 4.1 gerada a partir desses resultados é possível prever qual seria o tempo necessário para uma dada concentração atingir uma concentração dentro dos padrões de potabilidade (250 a 450 ppm).

$$T_p = 0.0114 \cdot C_o + 6.5486 \quad (4.1)$$

4.3 - VARIACÃO DE CONCENTRAÇÃO DURANTE O PROCESSO DE DESSALINIZAÇÃO

Partindo da diferença de concentração entre C_e e C_s , conforme mencionado no item 4.1, foi possível gerar as curvas que representam a variação de concentração de íons transferidos do efluente diluído para o concentrado (C_x), durante o processo de desmineralização. A Figura 4.9 e a Tabela 4.7 descreve o comportamento destas curvas, de diferentes concentrações iniciais. Nos 10 a 15 minutos iniciais, observa-se uma súbita elevação na remoção dos íons até atingir um valor máximo. A partir de então, há uma mudança no comportamento das curvas que decrescem de forma menos pronunciada. Estas curvas são provenientes da transferência elétrica dos íons devido a ddp imposta aos eletrodos e a transferência de íons por difusão (Urano & Kawabata, 1979). Dividindo em duas regiões a Figura 4.9, a primeira ocorre uma rápida variação de concentração do efluente diluído para o efluente do concentrado em função da velocidade com que a solução de cloreto de sódio percorre o reator. Durante este intervalo de tempo o gradiente de concentração entre os efluentes é pequeno, o que proporciona uma baixa resistência do meio e praticamente constante, gerando assim uma alta taxa de dessalinização. A segunda região, a taxa de desmineralização vai diminuindo progressivamente, em decorrência de uma diminuição progressiva do gradiente de concentração entre os efluentes diluído e concentrado,

proporcionando um aumento na resistência elétrica do meio. As quais serão discutidas com maiores detalhes no item 4.5.

4.4 - DENSIDADE DE CORRENTE

As Figuras 4.10 a 4.11, e as 4.12 a 4.13 encontram-se representadas as curvas de densidade de corrente (J) em função dos seguintes parâmetros: tempo de dessalinização e fração de desmineralização (f), respectivamente. Estas curvas apresentam um comportamento semelhante para um limite de concentração de $800 < C < 7500$ e $7500 < C < 25000$ ppm. Sendo possível estudar a influência da densidade de corrente durante a transferência de íons do efluente diluído para o concentrado. A Figura 4.10 mostra que nos primeiros instantes da "batelada" as curvas apresentam um rápido decrescimento para, em seguida, manter um valor de " f " praticamente constante nos primeiros 40 minutos. Observando a Tabela 4.8 nota-se que neste mesmo período, a fração de desmineralização atingiu a ordem de 80% devido a transferência iônica, esse mesmo fato pode ser observado através da Figura 4.12, onde a densidade de corrente tende a ficar constante até o valor de " f " atingir 80%. Após esse intervalo de tempo, o valor de " J " diminui gradualmente, convergindo a um valor comum e, como consequência, a taxa de dessalinização apresenta-se inferior àquela obtida aos primeiros 40 minutos. Com exceção para concentração de 850 ppm (Figura 4.10) foi observado que para concentrações baixas, ou seja, próxima a

potabilidade a taxa de dessalinização apresenta valores de alta e baixa densidade de corrente, em decorrência da carência de eletrólitos no fluxo de alimentação.

Na Figura 4.11, as curvas de densidade de corrente apresentam comportamentos distintos entre si, o que leva a uma avaliação individual de cada uma das curvas, para então se estudar os efeitos das altas concentrações sob a densidade de corrente. Inicialmente, tomando-se a curva correspondente a 9748 ppm, observa-se que "J" se mantém constante até os 30 minutos iniciais proporcionando, assim, uma rápida transferência de íons do efluente diluído para o concentrado, resultando uma fração desmineralizada na ordem de 70% (Tabela 4.9), a partir de então, o fluxo concentrado encontra-se com uma concentração de eletrólitos superior a do fluxo diluído. Logo, o gradiente de concentração tende a reduzir a transferência dos co-íons (Shah & Scamehorn, 1987). Em consequência, há um decréscimo gradual do valor de "J" e uma redução acentuada na fração desmineralizada (Figura 4.13). A curva a 15630 ppm apresenta um comportamento semelhante, diferenciando no tempo necessário para atingir uma desmineralização na ordem de 70%, que foi aproximadamente de 55 minutos. A curva de 20352 ppm (Figura 4.11) por apresentar uma elevada concentração de eletrólitos no fluxo de alimentação proporciona um comportamento diferenciado das demais. Nos 30 minutos iniciais a densidade de corrente aumenta até atingir uma fração de desmineralização de 55%, decorrente de uma elevação na concentração de eletrólitos no fluxo concentrado promovendo

assim uma densidade de corrente alta. Logo após ocorre um decrescimento gradual na densidade de corrente o que proporciona uma redução no valor de "f", em função do tempo (Tabela 4.9). A Figura 4.14 apresenta valores das densidades de corrente inicial para cada batelada em função da concentração inicial da solução, observou-se que a "J" aumenta em função da concentração inicial quando o sistema é mantido sob uma tensão e fluxo de alimentação de 40 volts e 83 ml/min, respectivamente. Os resultados mostram que existe um relacionamento da densidade de corrente com a taxa de dessalinização e a concentração inicial da solução de cloreto de sódio (Lacey, 1979).

4.5 - RESISTÊNCIA OHMICA

4.5.1 - RESISTÊNCIA OHMICA VERSUS TEMPO DE DESSALINIZAÇÃO, FRACÃO DESMINERALIZADA E CONCENTRAÇÃO INICIAL

A resistência ohmica do reator ou resistência total da bateria (R_s), conforme definido no capítulo 2, encontra-se representadas pelas Figuras 4.15 e 4.16, e as 4.17 e 4.18 em função: do tempo de dessalinização e a fração desmineralizada (f), respectivamente. Estudando-as nos mesmos intervalos de concentração inicial citadas no item 4.4, observa-se que na Figura 4.15 e a Tabela 4.10 a resistência cresce gradativamente em função do tempo. Nota-se que nos primeiros 40 minutos a " R_s " apresenta-se praticamente constante. Isto também pode ser

observado na Figura 4.17, até atingir uma fração desmineralizada de 80%. A partir desse ponto "Rs" cresce em função do tempo e da fração desmineralizada, até atingir 98%. Estudando as Figuras 4.16 e 4.18 e a Tabela 4.11, observa-se que as curvas que correspondem as concentrações de 15630 e 20352 ppm, a "Rs" apresenta praticamente constante até atingir 75% de dessalinização, num intervalo de tempo de 60 minutos. Após este intervalo a resistência tende a crescer de forma exponencial, em decorrência de um decrescimento na concentração iônica do meio em função do tempo. Já a curva correspondente a concentração de 9748 ppm possui o mesmo comportamento das duas últimas, todavia o tempo (25 minutos) em que a "Rs" mostra-se constante é inferior, decorrente da transferência iônica apresentar uma grandeza de ordem superior, quando comparadas com as concentrações de 15630 e 20352 ppm.

Através destas Figuras, nota-se que a resistência ôhmica do reator varia em função do tempo de dessalinização para uma dada concentração inicial, ou seja, durante o processo de dessalinização o compartimento diluído vem contribuir favoravelmente para a "Rs". A resistência decresce com o aumento de eletrólitos no compartimento diluído e, também, no concentrado. O aumento na concentração iônica no concentrado não é, provavelmente, o mais importante contribuidor na redução da "Rs", uma vez que seu valor é bastante pequeno, mas sim pelo decrescimento na resistência da membrana, devido a um aumento de íons adsorvidos durante o processo na membrana (Shah &

Scamehorn, 1987).

4.5.2 - RESISTÊNCIA VERSUS INVERSO DA CORRENTE

Durante a dessalinização foi investigada a resistência elétrica, tomando-se a leitura da corrente nos eletrodos sob uma tensão constante. Observou-se que para cada batelada a resistência manteve-se constante durante um dado intervalo de tempo e a corrente apresentou uma oscilação crescente e/ou decrescente. Portanto para intervalos onde a resistência apresentava-se constante, toma-se seu respectivo valor e a média aritimetica da corrente dentro desse intervalo, com o objetivo de estudar a variação da resistência ao longo da batelada. As Figuras 4.20 e 4.21 e as Tabelas 4.12 e 4.13, apresentam os resultados para concentrações de águas acima de 3000 ppm. Os resultados gerados desta investigação apresentaram um comportamento linear com o inverso da corrente. Isso comprova que a performance do reator durante a dessalinização, vem satisfazer a *Lei de Ohm* (Mason & Kirkhan, 1966) mais uma vez pode-se observar que a resistência varia no sentido crescente a medida que a concentração eletrolítica do meio decresce em função do tempo.

4.6 - EFICIÊNCIA DE CORRENTE

A Figura 4.22 e a Tabela 4.15 mostram o comportamento da eficiência de corrente (ϵ) em função da concentração do meio no fluxo diluído. A partir da direita da Figura 4.22 observa-se que a eficiência de corrente aumenta a medida que a concentração do diluído diminui, atingindo um ponto máximo onde a eficiência de corrente apresenta um valor de 76%, independente da concentração num dado instante "t" (15 minutos). A qual encontra-se numa faixa satisfatória, tendo em vista que algumas plantas operarem com valores de " ϵ " abaixo de 70% (Hoive, 1974). A fração desmineralizada, neste intervalo de tempo, apresenta um valor médio de 72%. A partir deste estágio a eficiência de corrente, para ambas as concentrações, tende a diminuir até atingir o valor da " ϵ " em torno de 60%, onde a concentração do efluente encontra-se dentro da faixa de potabilidade. Esses resultados demonstram que a eficiência de corrente está relacionada diretamente com a concentração iônica presentes dentro do reator, e conseqüentemente poderá informar o consumo energético necessário para alcançar a potabilidade de uma dada concentração (Winger et alii, 1954).

A título de confirmar os fatos expostos, as Figuras 4.23 e 4.24 apresentam o comportamento para eficiência de corrente e a variação de concentração do diluído ($C_x = C_e - C_s$) em função do tempo (Tabela 4.16). Ambas Figuras apresentam um comportamento semelhante, em termos de eficiência e

concentração, para os primeiros 15 minutos da batelada. No que diz respeito a eficiência de corrente, a concentração do meio mostra-se ser um parâmetro predominante em função do tempo, ou seja, a eficiência pode ou não diminuir em função da concentração de íons presentes no reator, contando também com a possível presença de outros íons do tipo H^+ e OH^- provenientes da dissociação da água, os quais normalmente são oriundos do efeito de polarização (Applegate, 1984), sendo este discutido no item 4.7.

4.7 - POLARIZAÇÃO

O Fenômeno de Polarização normalmente num processo eletroquímico pode acarretar vários tipos de problemas. No caso da eletrodialise, a eficiência do reator pode ser afetada em função da concentração, das condições hidrodinâmica do próprio reator, da diferença de potencial utilizada, da resistência e da densidade de corrente.

O reator em estudo não foi projetado para realizar experiências sobre polarização, todavia, conforme encontra-se mencionado no capítulo 3, introduziu-se dois eletrodos de platina num par de célula do reator, localizado no centro do mesmo, com o objetivo de averiguar a possibilidade de efeitos de polarização. As Figuras 4.25 a 4.27 e Tabela 4.14 mostram o comportamento da resistência ôhmica de um par de célula (R_p) do reator em função da recíproca da corrente (I) para

concentrações acima de 7000 ppm. Observa-se que as curvas apresentam um perfil semelhante as curvas obtidas por Cowan e Brown (1959), num trabalho realizado com um reator eletrodialítico, para estudar o efeito de polarização, conforme encontra-se relatado no Capítulo 2. No lado esquerdo destas Figuras, nota-se que os valores atingem um máximo e um mínimo, onde fica evidenciado pela mudança da inclinação das curvas. O ponto no qual a inclinação negativa intercepta o prolongamento da inclinação positiva, segundo os autores mencionados acima, essa inclinação é designada de "densidade de corrente limite". A medida que a recíproca da corrente aumenta, também aumentar o valor da "Rp", proporcionado pelo transporte dos contra-íons através da membrana a partir do diluído para o concentrado, reduzindo assim o transporte iônico (Hwang & Kammermeyer, 1975).

4.8 - CONSUMO DE ENERGIA

O consumo de energia (E_1) foi estudado com auxílio da Equação 3.4, cujos resultados encontram-se na Tabela 4.6. Para uma tensão constante, obteve-se a média logarítmica da corrente lida até atingir a concentração de potabilidade. Determinou-se assim o consumo de energia em função da concentração iônica do meio. Como a densidade de corrente aumenta com a concentração inicial (Figura 4.14) e, esta por sua vez apresenta uma relação diretamente proporcional com a taxa de dessalinização para um dado número de membranas (Masson & Kirkhan, 1959), isso vem

apresentar um relacionamento direto do consumo de energia com a corrente obtida durante o processo de dessalinização.

4.9 - ÁGUAS SALOBRAS

Foram estudadas águas salobras provenientes de poços artesianos e açudes do estado da Paraíba e Pernambuco, assim como segue:

Quadro 4.1 - Amostra de águas salobras.

Amostras	Concentração inicial(ppm)	Fonte	localidade
A1	3272	Poço artesiano	Petrolina-Pe
A2	4052	Poço artesiano	Petrolina-Pe
A3	2365	Açude de Soledade	Soledade -Pb
A4	4052	Poço artesiano	Petrolina-Pe

Conforme mostra o Quadro acima, as águas salobras apresentam concentrações iniciais diferentes, sob as condições atribuídas para as soluções aquosas de cloreto de sódio, em termos de diferença de potencial aplicada, fluxo de alimentação e temperatura, também foi estudada a performance do reator para os mesmos parâmetros observados com as amostras de águas sintéticas

a diferentes concentrações à título de comparação de resultados. A importância desta comparação vem fundamentar a presença de outros íons presentes no meio, os quais podem ou não, a nível de concentração, serem alterados.

Em termos de dessalinização em função do tempo, a Figura 4.31 e a Tabela 4.18 apresenta o mesmo comportamento obtido para as soluções de cloreto de sódio a diferentes concentrações, embora exista a presença de outros íons, tais como: Ca^+ , Na^+ , Mg^{++} , K^+ , CO_3^{--} , HCO_3^- , Cl^- , SO_4^{--} . Conforme mostram as Figuras 4.32 a 4.35 e Tabela 4.19, nota-se que apesar do comportamento das curvas serem semelhantes as das Figuras 4.2 a 4.7, o tempo de potabilidade das experiências realizadas com águas salobras apresentou-se com valores diferentes quando comparadas com aqueles obtidos para soluções sintéticas de concentrações aproximadas, conforme pode ser observado através da Tabela 4.5 e Figura 4.36. Observa-se ainda que, cada experimento (Figuras 4.32 a 4.35), mesmo apresentando concentrações próximas a 3765 ppm (água sintética, Figura 4,6), a concentração iônica no tanque diluído não chegou atingir a potabilidade antes do tempo atribuído para cada batelada (120 minutos). A Tabela 4.26, apresenta os dados de quatro bateladas com águas salobras observa-se que além dos íons monovalentes terem sido removidos durante a desmineralização, apresenta também, uma taxa de dessalinização dos íons bivalentes dentro de uma faixa aproximada de 80% no que diz respeito à fração desmineralizada.

Comparando os dados experimentais obtidos a partir das águas, Tabelas 4.19 a 4.23, onde estão representadas respectivamente a variação de concentração, densidade de corrente, resistência ôhmica do reator e a eficiência de corrente (os quais estão representados pelas Figuras 4.37 a 4.47), com os dados obtidos para as águas sintéticas, pode-se notar que as curvas obtidas para as águas salobras apresentam perfis semelhantes às águas sintéticas. É importante ressaltar que as curvas obtidas para todos os parâmetros estudados apresentaram um comportamento semelhante com aquelas obtidas para soluções de cloreto de sódio, mesmo com a presença de íons diferentes de Na^+ e Cl^- .

4.10 - MODÉLOS DE FLUXO DE ALIMENTAÇÃO

Conforme encontra-se mencionado no capítulo 4, estudou-se outros modelos M2 e M3 (Figura 3.2 e 3.3). Na Tabela 4.24 encontram-se os dados experimentais para estes dois últimos modelos e por intermédio da Figura 4.45 é possível observar o comportamento das curvas de dessalinização. Para o M2 a curva intercepta a função constante de potabilidade (instante no qual foi feito o desvio do fluxo de alimentação do diluído para um outro recipiente). A partir deste instante, a concentração no tanque diluído se mantém constante (veja Tabela 4.24) por não sofrer mais o processo de diluição com o efluente do reator. O que proporcionou uma fração média de desmineralização na ordem

de 82%, mostrando-se ser a taxa máxima de transferência dos íons a partir do fluxo diluído para o concentrado. Já o modelo M3, apesar das concentrações serem de valores aproximados ao do modelo M2, verifica-se que a curva não chegou a interceptar a função constante de potabilidade. Observando na Tabela 4.25 o valor da concentração no tanque do diluído (2487 ppm) para o modelo M2, no momento em que a concentração de saída (C_s) do reator se encontrava potável. Esse valor de concentração representa um dado onde o reator possui condições de atingir a potabilidade diretamente sem retorno de seu efluente ao tanque de origem. Isso vem justificar porque o modelo M3, apesar de apresentar uma fração de desmineralização em torno de 80%, não apresenta condições de atingir a potabilidade, devido a concentração de entrada (C_e) ser superior a 2487 ppm. Logo, através dessa comparação de modelos conclui-se que o modelo M2, apresentou resultados que vem comprovar que a taxa máxima de transferência iônica encontra-se em torno de 80%.

As Figuras 4.46 e 4.47 mostram a variação de concentração (diferença entre as concentrações do afluente e efluente do reator) e a eficiência de corrente em função do tempo, ambas apresentaram um perfil semelhante. Ao comparar estas Figuras com as obtidas pelo modelo M1, Figura 4.21, percebe-se que após os 15 minutos iniciais, nos modelos M2 e M3, existe uma tendência das curvas de se manterem constantes os valores da variação de concentração e eficiência de corrente, o que não é observado no modelo M1, decorrente da resistência

ohmica no reator se manter constante, conforme mostra a Tabela 4.25.

4.11 - SIMULAÇÃO DAS CURVAS DE DESSALINIZAÇÃO

Com o objetivo de obter o perfil das curvas de dessalinização, para uma dada concentração inicial, e o tempo necessário para atingir a potabilidade de uma dada solução sem que seja preciso recorrer a um experimento em laboratório. Então, foi realizada um estudo de simulação para se obter estes dados, através do auxílio de um programa computacional, utilizando-se a linguagem *FORTRAN* e, ainda, seguindo o diagrama de blocos onde mostra a sequência utilizada para se obter as curvas simuladas (Apêndice I), como vem descrito a seguir: Tomou-se como ponto de partida os dados experimentais para diferentes concentrações, a partir do tanque diluído e da célula de leitura. Inicialmente, observando as Figuras 4.5 a 4.7, notou-se que as curvas que representam o comportamento da dessalinização no tanque diluído, poderiam ser tomadas como sendo lineares. Assim, foram tomadas as inclinações destas retas de diferentes concentrações e, em seguida, foi plotado os valores destas inclinações em função da concentração inicial, com o objetivo de se verificar como é seu comportamento. A Figura 1 do Apêndice I, apresentou um comportamento linear (Equação 4.2), onde é possível determinar o perfil da curva de concentração do tanque diluído para qualquer concentração

inicial

$$m1 = -0.007 C_o - 201606 \quad (4.2)$$

Com as curvas que representam os dados experimentais obtidos a partir da célula de leitura e do tanque diluído, conforme mostra Figura 4.5, obteve-se uma nova curva conforme encontra-se mencionada no Itém 4.3, Capítulo 4 a qual representa o perfil da curva de concentração de eletrolitos removido pelo reator (Cx) em função do tempo de dessalinização (Figura 4.9), conforme sua representação foi possível ser estudada através de duas retas (uma antes e a outra após atingir o ponto máximo da curva). Logo, partindo do mesmo procedimento adotado para o tanque diluído, obteve-se o perfil do coeficiente angular em função da concentração inicial. As Figuras 2 e 3 do Apêndice I, apresenta um comportamento linear (Equações 4.3 e 4.4).

$$m2 = 0.0567 C_o + 16.8911 \quad (4.3)$$

$$m3 = -0.0064 C_o - 2.4411 \quad (4.4)$$

Foram, também, plotados os valores das ordenadas das retas (de Cx) em função da concentração inicial, mostrando-se ser linear (Equação 4.5), conforme mostram as Figuras 3 do Apêndice I. Com estes resultados foi possível simular a curva Cx* em função do tempo. Através da definição de "Cx" (Cx = Ce - Cs)

pôde-se obter a concentração na saída do reator ($C_s^* = C_e^* - C_x^*$) e, então, plotando estes valores em função do tempo de dessalinização, resulta uma curva simulada de dessalinização que representa o perfil de concentração do efluente do reator. Nas Figuras 4.28 a 4.30 estão representadas a comparação entre os perfis das curvas obtidas experimentalmente e das simuladas, Estas Figuras e Tabela 4.17 mostram que os resultados foram satisfatórios. Para concentrações superiores, observa-se que a curva de dessalinização não apresenta um perfil semelhante aos de concentrações baixas, tornando assim necessário maior investigação para se obter dados simulados que venham satisfazer os dados experimentais.

$$b = 0.6884 C_o + 65.3818 \quad (4.5)$$

Onde, m_1, m_2 e m_3 são os coeficientes angulares das retas obtidas; b é a ordenada; C_o é a concentração inicial.

Tabela 4.1 - Dados experimentais de dessalinização a partir de uma solução aquosa de NaCl, sendo aplicado diferentes tensões sob as seguintes condições: $Q = 83 \text{ ml/min}$; $T = 25^\circ\text{C}$.

$C_0 = 2400 \text{ ppm}$					
Tempo (min)	Tensão aplicada				
	10 V	20 V	30 V	40 V	50 V
0	2368	2457	2451	2433	2427
2	2290	2320	2248	2130	2165
4	2106	2011	1852	1611	1635
6	1976	1776	1547	1246	1246
8	1875	1600	1327	983	960
10	1805	1466	1177	791	757
15	1682	1223	909	518	453
20	1611	1125	763	372	302
25	1553	1085	662	302	212
30	1495	1017	574	254	165
35	1454	949	529	217	135
40	1414	881	478	186	114
45	1356	808	431	160	99
50	1309	729	393	140	84
55	1252	673	361	135	74
60	1200	618	329	119	69
70	1103	524	281	99	55
80	1000	442	217	79	40
90	909	366	165	65	31
100	824	307	119	50	26
110	735	254	94	36	22
120	657	202	79	26	17

Tabela 4.2 - Dados experimentais de dessalinização a partir de uma solução aquosa de NaCl com diferentes concentrações iniciais, sob as seguintes condições: V = 40V; Q = 83 ml/min; T = 25°C.

V = 40 Volts							
Tempo (min)	Concentração (ppm)						
0	2433	3765	5160	7002	9747	15630	20351
2	2130	3311	4725	6329	9245	14805	19792
4	1611	2500	3563	5009	7723	13708	18260
6	1246	1919	3083	4065	6463	12343	16666
8	983	1522	2553	3363	5515	11190	15492
10	791	1239	2154	2880	4768	10447	14256
15	518	827	1548	2175	3654	8837	12343
20	372	640	1223	1805	3101	7971	11055
25	302	548	1017	1576	2775	7242	10043
30	254	479	853	1368	2463	6649	9104
35	217	419	746	1198	2177	6255	8770
40	186	390	657	1087	1928	5863	7706
45	160	347	580	973	1705	5342	7110
50	140	312	519	846	1501	5017	6452
55	135	283	459	737	1309	4630	5928
60	119	255	415	643	1188	4244	5342
70	99	209	323	505	943	3733	4372
80	79	187	265	381	768	3288	3478
90	65	154	207	309	623	2634	2910
100	50	128	155	238	491	2236	2298
110	36	104	130	191	366	1866	1854
120	26	82	104	155	291	1476	1518

Tabela 4.3 - Dados experimentais de dessalinização a partir de uma solução de NaCl, sob as seguintes condições: V = 40 V; Q = 83 ml/min; T = 25°C.

Tempo (min)	820 ppm		3765 ppm		7002 ppm	
	Ce	Cs	Ce	Cs	Ce	Cs
0	820	820	3765	3765	7002	7002
2	820	723	3700	3311	7002	6329
4	820	517	3635	2500	7002	5009
6	820	375	3602	1919	7002	4065
8	815	279	3504	1522	7002	3363
10	809	213	3438	1239	7002	2880
15	729	125	3178	827	6600	2174
20	647	88	2885	640	6168	1805
25	585	71	2694	549	5835	1576
30	544	61	2487	479	5437	1367
35	487	53	2238	419	5108	1198
40	447	48	2114	390	4714	1087
45	406	43	1920	347	4388	973
50	366	38	1737	312	3999	846
55	332	33	1647	283	3698	737
60	293	29	1556	254	3382	643
70	-	-	1317	209	2922	504
80	-	-	1023	186	2430	381
90	-	-	839	154	2065	308
100	-	-	615	128	1727	238
110	-	-	505	104	1433	191
120	-	-	396	82	1183	155

Tabela 4.4 - Dados experimentais do tempo de potabilização de solução de cloreto de sódio, obtidos sob as seguintes condições: $V = 40$ volts, $Q = 83$ ml/min e $T = 25^{\circ}\text{C}$.

Concentração inicial (ppm)	820	2433	3765	5160	7002	9748
Tempo (min)	4.95	17.34	32.57	55.98	74.41	103.28

Tabela 4.5 - Dados experimentais do tempo de potabilização de águas naturais, obtidos sob as seguintes condições: $V = 40$ volts, $Q = 83$ ml/min e $T = 25^{\circ}\text{C}$.

Concentração inicial (ppm)	1534	2365	3272	4052
Tempo (min)	13.69	23.42	57.96	63.40

Tabela 4.6 - Dados experimentais do consumo de energia (E_1) em função da concentração inicial (C_0), sob as seguintes condições: $V = 40$ volts; $Q = 83$ ml/min; $T = 25^{\circ}\text{C}$.

C_d (ppm)	3765	5160	7002	9748
E_1 (kw-h/1000l)	3.806	4.616	5.238	6.117

Tabela 4.7 - Dados experimentais da variação de concentração (Cx) em função do tempo, sob as seguintes condições: V = 40 volts, Q = 83 ml/min e T = 25°C.

Tempo (min)	Concentração (ppm)		
	820	3765	7002
0	0	0	0
2	97	389	931
4	303	1134	2251
6	445	1682	3195
8	535	1981	3710
10	596	2199	4125
15	604	2351	4426
20	560	2245	4363
25	514	2145	4259
30	483	2008	4070
35	434	1818	3910
40	398	1724	3627
45	364	1572	3415
50	328	1425	3153
55	298	1363	2961
60	263	1301	2739
70	-	1108	2417
80	-	836	2049
90	-	685	1756
100	-	487	1489
110	-	401	1241
120	-	315	1028

Tabela 4.8 - Dados experimentais da densidade de corrente e da fração desmineralizada, sob as seguintes condições: V 40 volts; Q = 83 ml/min; T = 25°C.

Tempo (min)	Concentração inicial							
	820		3765		5160		7002	
	<i>J</i>	<i>f</i>	<i>J</i>	<i>f</i>	<i>J</i>	<i>f</i>	<i>J</i>	<i>f</i>
0	0.808	0.0	4.83	0.0	6.44	0.0	8.05	0.0
2	0.808	17.7	3.22	12.1	5.63	8.4	6.44	9.6
4	0.808	41.1	3.22	33.6	5.63	30.9	6.03	28.5
6	0.808	57.3	3.22	49.0	5.63	40.3	5.63	41.9
8	0.403	68.2	3.22	59.6	5.63	50.5	5.63	52.0
10	0.403	75.7	3.22	67.1	5.63	58.3	5.63	58.9
15	0.403	85.7	3.05	78.0	5.23	70.0	5.63	68.9
20	0.403	90.0	3.05	83.0	5.23	76.3	5.63	74.2
25	0.403	91.9	3.05	85.4	4.83	80.3	5.63	77.5
30	0.403	93.1	3.05	87.3	4.83	83.5	5.63	80.5
35	0.403	93.9	2.97	88.9	4.83	85.5	5.63	82.9
40	0.403	94.5	2.97	89.6	4.66	87.3	5.23	84.5
45	0.403	95.1	2.81	90.8	4.42	88.8	4.83	86.1
50	0.322	95.7	2.41	91.7	4.02	89.9	4.83	87.9
55	0.322	96.2	2.41	92.5	3.62	91.1	4.02	89.5
60	0.322	96.6	2.41	93.2	3.22	92.0	3.62	90.8
70	-	-	2.41	94.4	3.22	93.7	3.22	92.8
80	-	-	2.41	95.0	2.81	94.9	3.22	94.6
90	-	-	2.01	95.9	2.57	96.0	2.82	95.6
100	-	-	2.01	96.6	2.01	97.0	2.41	96.6
110	-	-	1.61	97.2	1.77	97.5	2.01	97.3
120	-	-	1.61	97.8	1.61	98.0	1.61	97.8

J densidade de corrente (mA/cm²)

f fração desmineralizada (%)

Tabela 4.9 - Dados experimentais de densidade de corrente e da fração desmineralizada, sob as seguintes condições: V = 40 volts; Q = 83 ml/min; T = 25°C.

Tempo (min)	Concentração inicial					
	9748		15630		20352	
	<i>J</i>	<i>f</i>	<i>J</i>	<i>f</i>	<i>J</i>	<i>f</i>
0	9.66	0.0	10.06	0.0	13.28	0.0
2	9.66	5.2	10.06	5.3	12.88	2.7
4	9.66	20.8	10.06	12.3	12.88	10.3
6	9.66	33.7	10.06	21.0	13.28	18.1
8	9.66	43.4	10.06	28.4	13.28	23.9
10	9.66	51.1	10.06	33.2	13.68	30.0
15	9.66	62.5	10.06	43.5	14.48	39.3
20	9.66	68.2	10.04	49.0	14.89	45.7
25	9.66	71.5	10.04	53.7	15.69	50.6
30	9.25	74.7	10.06	57.5	15.69	55.3
35	8.85	77.7	10.06	60.0	15.29	56.9
40	8.45	80.2	10.06	62.5	15.29	62.1
45	8.05	82.5	9.90	65.8	15.29	65.1
50	8.05	84.6	9.90	67.9	14.89	68.3
55	7.88	86.6	9.90	70.4	14.48	70.9
60	6.84	87.8	9.66	72.8	14.48	73.8
70	6.03	90.3	9.66	76.1	13.28	78.5
80	5.23	92.1	8.85	79.0	12.87	82.9
90	4.83	93.6	8.45	83.1	12.07	85.7
100	4.27	95.0	8.05	85.7	10.86	88.7
110	3.62	96.2	7.24	88.1	9.66	90.9
120	3.22	97.0	6.84	90.6	8.54	92.5

J densidade de corrente (mA/cm²)

f fração desmineralizada (%)

Tabela 4.10 - Dados experimentais da resistência ôhmica e da fração desmineralizada, sob as seguintes condições: V 40 volts; Q = 83 ml/min; T = 25°C.

Tempo (min)	Concentração inicial							
	820		3765		5160		7002	
	R_s	f	R_s	f	R_s	f	R_s	f
0	40.0	0.0	6.66	0.0	5.00	0.0	4.00	0.0
2	40.0	17.7	10.00	12.1	5.71	8.4	5.00	9.6
4	40.0	41.1	10.00	33.6	5.71	30.9	5.33	28.5
6	40.0	57.3	10.00	49.0	5.71	40.3	5.71	41.9
8	80.0	68.2	10.00	59.6	5.71	50.5	5.71	52.0
10	80.0	75.7	10.00	67.1	5.71	58.3	5.71	58.9
15	80.0	85.7	10.52	78.0	6.15	70.0	5.71	68.9
20	80.0	90.0	10.52	83.0	6.15	76.3	5.71	74.2
25	80.0	91.9	10.52	85.4	6.67	80.3	5.71	77.5
30	80.0	93.1	10.52	87.3	6.67	83.5	5.71	80.5
35	80.0	93.9	10.81	88.9	6.67	85.5	5.71	82.9
40	80.0	94.5	10.81	89.6	6.67	87.3	6.15	84.5
45	80.0	95.1	11.43	90.8	7.27	88.8	6.67	86.1
50	100.0	95.7	13.33	91.7	8.00	89.9	6.67	87.9
55	100.0	96.2	13.33	92.5	8.89	91.1	8.00	89.5
60	100.0	96.6	13.33	93.2	10.00	92.0	8.89	90.8
70	-	-	13.33	94.4	10.00	93.7	10.00	92.8
80	-	-	13.33	95.0	11.43	94.9	10.00	94.6
90	-	-	16.00	95.9	12.50	96.0	11.43	95.6
100	-	-	16.00	96.6	16.00	97.0	13.33	96.6
110	-	-	20.00	97.2	18.18	97.5	16.00	97.3
120	-	-	20.00	97.8	20.00	98.0	20.00	97.8

R_s resistência ôhmica (ohm)
 f fração desmineralizada (%)

Tabela 4.11 - Dados experimentais de resistência ôhmica e da fração desmineralizada, sob as seguintes condições: V = 40 volts; Q = 83 ml/min; T = 25°C.

Tempo (min)	Concentração inicial					
	9748		15630		20352	
	R _s	f	R _s	f	R _s	f
0	3.33	0.0	3.20	0.0	2.42	0.0
2	3.33	5.2	3.20	5.3	2.50	2.7
4	3.33	20.8	3.20	12.3	2.42	10.3
6	3.33	33.7	3.20	21.0	2.42	18.1
8	3.33	43.4	3.20	28.4	2.35	23.9
10	3.33	51.1	3.20	33.2	2.22	30.0
15	3.33	62.5	3.20	43.5	2.16	39.3
20	3.33	68.2	3.07	49.0	2.05	45.7
25	3.33	71.5	3.07	53.7	2.05	50.6
30	3.47	74.7	3.20	57.5	2.10	55.3
35	3.63	77.7	3.20	60.0	2.10	56.9
40	3.81	80.2	3.20	62.5	2.10	62.1
45	4.00	82.5	3.25	65.8	2.16	65.1
50	4.00	84.6	3.25	67.9	2.22	68.3
55	4.08	86.6	3.25	70.4	2.22	70.9
60	4.70	87.8	3.33	72.8	2.42	73.8
70	5.33	90.3	3.33	76.1	2.50	78.5
80	6.15	92.1	3.63	79.0	2.66	82.9
90	6.67	93.6	3.81	83.1	2.96	85.7
100	7.27	95.0	4.00	85.7	3.33	88.7
110	8.89	96.2	4.44	88.1	3.63	90.9
120	10.00	97.0	4.70	90.6	8.54	92.5

R_s resistência ôhmica (ohm)
f fração desmineralizada (%)

Tabela 4.12 - Dados experimentais da resistência ôhmica (R_s) em função do inverso da corrente ($1/I_L$), sob as seguintes condições: $V = 40$ volts; $Q = 83$ ml/min; $T = 25^\circ\text{C}$.

Concentração inicial (ppm)					
3765		5160		7002	
R_s	$1/I_L$	R_s	$1/I_L$	R_s	$1/I_L$
6.67	1.67	5.00	1.25	4.00	1.00
10.00	2.50	5.71	1.43	5.00	1.25
10.52	2.63	6.15	1.54	5.33	1.33
10.81	2.70	6.67	1.67	5.71	1.43
11.43	2.86	6.89	1.72	6.15	1.54
13.33	3.33	7.27	1.82	6.67	1.67
16.00	4.00	8.00	2.00	8.00	2.00
20.00	5.00	8.89	2.22	8.89	2.22
-	-	10.00	2.50	10.00	2.50
-	-	11.43	2.86	11.43	2.86
-	-	12.50	3.13	13.33	3.33
-	-	16.00	4.00	16.00	4.00
-	-	18.18	4.55	20.00	5.00
-	-	20.00	5.00	-	-

Tabela 4.13 - Dados experimentais da resistência ohmica (R_s) em função do inverso da corrente ($1/I_L$), sob as seguintes condições: $V = 40$ volts; $Q = 83$ ml/min; $T = 25^\circ\text{C}$.

Concentração inicial (ppm)					
9748		15630		20352	
R_s	$1/I_L$	R_s	$1/I_L$	R_s	I_L
5.00	1.25	3.20	0.67	2.05	0.51
5.71	1.43	3.07	0.77	2.10	0.53
6.15	1.54	3.25	0.81	2.22	0.56
6.67	1.67	3.33	0.83	2.35	0.59
6.89	1.72	3.63	0.91	2.42	0.62
7.273	1.82	3.91	1.00	2.50	0.63
8.00	2.00	4.44	1.11	2.96	0.74
8.89	2.22	4.70	1.18	3.33	0.83
10.00	2.50	-	-	3.63	0.91
11.43	2.86	-	-	-	-
12.50	3.13	-	-	-	-
16.00	4.00	-	-	-	-
18.18	4.55	-	-	-	-
20.00	5.00	-	-	-	-

Tabela 4.14 - Dados experimentais da resistência de um par de célula (R_p) em função do inverso da corrente ($1/I_L$), sob as seguintes condições: $V = 40$ volts; $Q = 83$ ml/min; $T = 25^\circ\text{C}$.

		Concentração inicial (ppm)							
		3765		7002		15630		20352	
R_p	$1/I_L$	R_p	$1/I_L$	R_p	$1/I_L$	R_p	$1/I_L$	R_p	$1/I_L$
3.83	1.67	4.60	1.00	3.83	0.67	0.53	0.51		
5.15	2.50	5.50	1.25	3.77	0.77	0.62	0.53		
4.80	2.63	5.86	1.33	3.85	0.81	0.61	0.56		
3.78	2.70	5.91	1.43	3.83	0.83	0.55	0.59		
3.43	2.86	5.69	1.54	3.91	0.91	0.60	0.61		
3.60	3.33	5.60	1.67	4.15	1.00	0.60	0.63		
2.80	4.00	6.40	2.00	4.33	1.11	0.74	0.74		
-	-	7.11	2.22	4.35	1.18	0.75	0.83		
-	-	7.75	2.50	-	-	0.80	0.91		
-	-	8.28	2.86	-	-	-	-		
-	-	9.33	3.33	-	-	-	-		
-	-	10.00	4.00	-	-	-	-		
-	-	12.00	5.00	-	-	-	-		

Tabela 4.15 - Dados experimentais de eficiência de corrente (ϵ) em função da concentração do diluído (C_d) com o tempo, sob as seguintes condições: $V = 40$ volts; $Q = 83$ ml/min; $T = 25^\circ\text{C}$.

Tempo (min)	Concentração inicial (eq-g/l)			
	0.064		0.120	
	C_d	ϵ (%)	C_d	ϵ (%)
0	0.064	0.0	0.120	0.0
2	0.057	11.8	0.108	14.1
4	0.043	34.5	0.086	36.5
6	0.033	51.1	0.069	55.5
8	0.026	60.2	0.057	64.4
10	0.021	66.8	0.049	71.6
15	0.014	75.2	0.037	76.8
20	0.011	71.8	0.031	75.7
25	0.009	68.6	0.027	73.9
30	0.008	64.2	0.023	70.7
35	0.007	59.7	0.020	67.9
40	0.007	56.6	0.019	67.8
45	0.006	54.6	0.017	69.2
50	0.005	57.7	0.014	63.9
55	0.005	55.2	0.013	72.0
60	0.004	52.7	0.011	74.0
70	0.004	44.9	0.009	73.5
80	0.003	33.9	0.007	62.2
90	0.003	33.3	0.005	61.0
100	0.002	23.7	0.004	60.3
110	0.002	24.4	0.003	60.4
120	0.001	19.1	0.003	62.5

Tabela 4.16 - Dados experimentais da variação de concentração (Cx) e da eficiência de corrente (ϵ) em função do tempo de solução de NaCl, sob as seguintes condições: V = 40 volts; Q = 83 ml/min; T = 25°C.

Tempo (min)	Concentração inicial (ppm)			
	3765		7002	
	Cx	ϵ (%)	Cx	ϵ (%)
0	0	0.0	0	0.0
2	389	11.8	931	14.1
4	1134	34.5	2251	36.5
6	1682	51.1	3195	55.5
8	1981	60.2	3710	64.4
10	2199	66.8	4125	71.6
15	2350	75.2	4425	76.8
20	2245	71.8	4363	75.7
25	2145	68.6	4259	73.9
30	2008	64.2	4069	70.7
35	1818	59.7	3909	67.9
40	1723	56.6	3626	67.8
45	1572	54.6	3415	69.2
50	1425	57.7	3153	63.9
55	1363	55.2	2961	72.0
60	1301	52.7	2739	74.0
70	1108	44.9	2417	73.5
80	836	33.9	2048	62.2
90	685	33.3	1756	61.0
100	487	23.7	1489	60.3
110	400	24.4	1241	60.4
120	315	19.1	1028	62.5

Tabela 4.17 - Dados experimentais e simulados da concentração de dessalinização em função do tempo, sob as seguintes condições: V = 40 volts; Q = 83 ml/min; T = 25°C.

Tempo (min)	Concentração inicial (ppm)					
	2433		3765		5160	
	C _{exp}	C _{sim}	C _{exp}	C _{sim}	C _{exp}	C _{sim}
0	2433	2433	3765	3765	5160	5160
2	2130	2174	3311	3415	4725	4678
4	1612	1830	2500	2894	3563	3982
6	1246	1486	1919	2377	3083	3287
8	983	1486	1522	1859	2553	2591
10	791	798	1239	1341	2153	1896
20	372	261	640	350	1223	441
30	254	248	479	328	853	410
40	186	235	390	306	657	379
50	140	222	312	284	518	347
60	119	209	254	262	415	316
70	99	196	209	240	323	285
80	79	183	186	218	265	253
90	65	170	154	196	207	222
100	50	157	128	174	155	191
120	26	145	81	152	104	160

C_{exp} - concentração experimental

C_{sim} - concentração simulada

Tabela 4.18 - Dados experimentais de dessalinização a partir de uma água natural proveniente de açudes e poços artesianos, sob as seguintes condições: V = 40 volts; Q = 83 ml/min; T = 25°C.

V = 40 volts				
Tempo (min)	Concentração inicial (ppm)			
	1534	2365	3272	4052
0	1534	2365	3272	4052
2	1355	2081	2912	3765
4	1061	1627	2299	3160
6	844	1292	1864	2775
8	683	1049	1564	2273
10	577	854	1324	2000
15	406	599	1016	1591
20	330	474	877	1373
25	286	397	790	1217
30	255	348	730	1098
35	228	312	672	991
40	210	285	603	896
45	184	257	557	802
50	164	237	510	715
55	147	215	466	628
60	130	192	425	539
70	124	156	343	404
80	98	126	273	306
90	77	102	221	236
100	-	88	176	179
110	-	73	138	143
120	-	63	110	116

Tabela 4.19 - Dados experimentais de dessalinização a partir de uma água natural, sob as seguintes condições: $V = 40 \text{ V}$; $Q = 83 \text{ ml/min}$; $T = 25^\circ\text{C}$.

Tempo (min)	Concentração (ppm)							
	Ce	Cs	Ce	Cs	Ce	Cs	Ce	Cs
0	1567	1534	2363	2365	3280	3272	4129	4052
2	1567	1355	2363	2081	3280	2911	4129	3765
4	1550	1062	2363	1626	3280	2299	4129	3130
6	1538	844	2357	1392	3280	1864	4129	2778
8	1520	683	2351	1049	3249	1547	4067	2273
10	1480	577	2393	854	3218	1324	4036	2001
15	1416	405	2189	599	3094	1016	3881	1591
20	1335	329	2079	474	2939	877	2696	1373
25	1263	286	1947	397	2733	790	3543	1217
30	1173	255	1846	348	2572	723	3268	1098
35	1100	227	1745	312	2421	671	3146	991
40	1038	209	1626	285	2241	603	2934	896
45	977	184	1509	257	2125	557	2783	802
50	921	164	1415	237	2066	510	2603	715
55	855	147	1322	215	1880	466	2453	628
60	807	130	1229	192	1764	423	2316	539
70	699	124	1101	156	1526	343	1980	404
80	675	98	904	126	1320	272	1729	306
90	584	77	793	101	1140	221	1486	236
100	-	-	678	88	977	176	1230	179
110	-	-	586	73	824	138	1008	143
120	-	-	500	63	700	110	762	116

Ce - concentração de entrada no reator (ppm)

Cs - concentração de saída no reator (ppm)

Tabela 4.20 - Dados experimentais variação de concentração (Cx) em função do tempo de dessalinização, sob as seguintes condições: V = 40 volts; Q = 83 ml/min; T = 25°C.

Tempo (min)	Concentração inicial (ppm)			
	1534	2365	3272	4052
0	0	0	0	0
2	212	283	369	364
4	488	737	981	998
6	693	1065	1416	1350
8	837	1302	1702	1793
10	902	1439	1894	2034
15	1011	1590	2078	2289
20	1006	1605	2062	2322
25	977	1550	1933	2325
30	918	1498	1842	2169
35	872	1433	1749	2155
40	828	1340	1638	2037
45	793	1251	1567	1980
50	757	1177	1555	1888
55	708	1106	1414	1825
60	677	1037	1339	1777
70	575	945	1183	1576
80	578	777	1047	1423
90	506	691	918	1250
100	-	590	800	1050
110	-	513	685	864
120	-	437	590	646

Tabela 4.21 - Dados experimentais da variação de concentração (Cx) e fração desmineralizada (f), em função do tempo, sob as seguintes condições: V = 40 volts; Q = 83 ml/min; T = 25°C.

Tempo (min)	Concentração inicial (ppm)					
	2365		3272		4052	
	Cx	f(%)	Cx	f(%)	Cx	f(%)
0	0	0.0	0	0	0	0
2	283	9.8	369	11.2	364	14.7
4	737	25.6	981	29.8	998	40.4
6	1065	37.0	1416	43.0	1350	54.7
8	1302	45.2	1702	51.7	1793	72.6
10	1439	50.0	1894	57.5	2034	82.4
15	1590	64.4	2078	63.1	2289	92.8
20	1605	65.0	2062	62.7	2322	100.8
25	1550	62.8	1933	58.7	2325	100.9
30	1498	60.7	1842	56.0	2169	94.2
35	1433	58.1	1749	53.1	2155	104.8
40	1340	54.3	1638	49.8	2037	99.0
45	1251	50.7	1567	47.6	1980	96.3
50	1177	47.7	1555	47.3	1888	91.8
55	1106	44.8	1414	45.2	1825	88.7
60	1037	42.0	1339	46.5	1777	98.2
70	945	38.3	1183	41.1	1576	95.8
80	777	31.5	1047	42.4	1423	86.5
90	691	28.0	918	44.7	1250	76.0
100	590	28.7	800	38.9	1050	70.9
110	513	28.3	685	41.7	864	58.4
120	437	26.6	590	35.9	646	52.4

Tabela 4.22 - Dados experimentais de resistência ôhmica (R_s) e da fração desmineralizada (f) de águas naturais em função do tempo, sob as seguintes condições: $V = 40$ volts; $Q = 83$ ml/min; $T = 25^\circ\text{C}$.

Tempo (min)	Concentração inicial					
	2365		3272		4052	
	R_s	$f(\%)$	R_s	$f(\%)$	R_s	$f(\%)$
0	9.52	0.0	8.89	0.0	11.43	0.0
2	11.43	12.0	10.00	11.0	13.33	7.1
4	11.43	31.2	10.00	29.7	13.33	22.7
6	11.43	45.4	10.00	43.0	13.33	31.4
8	11.43	55.6	10.00	52.7	13.33	43.9
10	11.43	63.9	1.00	59.5	13.33	50.6
15	13.33	13.3	10.00	68.9	13.33	60.7
20	13.33	79.9	10.00	73.2	14.28	66.1
25	13.33	83.2	10.00	75.9	14.28	70.0
30	13.33	85.3	10.00	77.7	14.28	72.9
35	13.33	13.3	10.00	79.5	16.00	75.5
40	13.33	87.9	10.00	81.6	16.00	77.9
45	13.33	89.1	10.00	83.0	16.00	80.2
50	13.33	90.0	10.00	84.4	16.00	82.4
55	13.33	90.9	10.52	85.7	16.00	84.5
60	13.33	91.9	11.43	87.0	18.18	86.7
70	13.33	93.4	11.43	89.5	20.00	90.0
80	13.33	94.6	13.33	91.7	20.00	92.4
90	13.33	95.7	16.00	93.2	20.00	94.2
100	16.00	16.0	16.00	94.6	22.22	95.6
110	18.18	18.2	20.00	95.8	22.22	96.5
120	20.00	97.3	20.00	96.6	26.67	97.1

Tabela 4.23 - Dados experimentais de densidade de corrente (J) e da fração desmineralizada (f) de águas naturais em função do tempo, sob as seguintes condições: $V = 40$ Q = 83 ml/min; $T = 25^{\circ}\text{C}$.

Tempo (min)	Concentração inicial					
	2365		3272		4052	
	J	$f(\%)$	J	$f(\%)$	J	$f(\%)$
0	3.38	0.0	3.63	0.0	2.83	0.0
2	2.82	12.0	3.22	11.0	2.42	7.1
4	2.82	31.2	3.22	29.7	2.42	22.7
6	2.82	45.4	3.22	43.00	2.42	31.4
8	2.82	55.6	3.22	52.7	2.42	43.9
10	2.82	63.9	3.22	59.5	2.42	50.6
15	2.42	74.7	3.22	68.9	2.42	60.7
20	2.42	79.9	3.22	73.2	2.26	66.1
25	2.42	83.2	3.22	75.9	2.26	70.0
30	2.42	85.3	3.22	77.7	2.26	72.9
35	2.42	86.8	3.22	79.5	2.01	75.5
40	2.42	87.9	3.22	81.6	2.01	77.9
45	2.42	89.1	3.22	83.0	2.01	80.2
50	2.42	90.0	3.22	84.4	2.01	82.4
55	2.42	90.9	3.06	85.7	2.01	84.5
60	2.42	91.9	2.82	87.0	1.77	86.7
70	2.42	93.4	2.82	89.5	1.61	90.0
80	2.42	94.6	2.42	91.7	1.61	92.4
90	2.42	95.7	2.01	93.2	1.61	94.2
100	2.01	96.3	2.01	94.6	1.45	95.6
110	1.77	96.9	1.61	95.8	1.45	96.5
120	1.61	97.3	1.61	96.6	1.21	97.3

J densidade de corrente (mA/cm^2)

f fração desmineralizada (%)

Tabela 4.24 - Dados experimentais de dessalinização de uma solução de NaCl a partir de dois modelos de fluxo de alimentação, M2 e M3, sob as seguintes condições: V = 40 volts; Q = 83 ml/min; T = 25°C.

Tempo (min)	Concentração (ppm)			
	Ce (M2)	Cs (M2)	Ce (M3)	Cs (M3)
0	3143	3143	3226	3226
2	3143	2684	3226	2800
4	3143	1983	3226	2120
6	3085	1525	3226	1653
8	3024	1217	3226	1322
10	2964	1014	3226	1119
15	2843	732	3226	835
20	2663	599	3198	734
25	2543	530	3198	723
30	2487	468	3198	728
35	2487	446	3198	723
40	2545	435	3198	717
45	2545	429	3198	734
50	2545	424	3198	739
55	2517	397	3198	750
60	2517	332	3198	772
65	-	-	3198	802
70	2517	294	-	-
80	2517	278	-	-

Ce - concentração de entrada no reator

Cs - concentração de saída no reator

Tabela 4.25 - Dados experimentais da variação de concentração (Cx) e da eficiência de corrente (ϵ) em função d tempo para os modelos M2 e M3, sob as seguintes condições: V = 40 volts; Q = 83 ml/min; T = 25°C.

Tempo (min)	Concentração inicial (ppm)			
	3143 (M2)		3226 (M3)	
	Cx	ϵ (%)	Cx	ϵ (%)
0	0	0.0	0	0.0
2	460	12.5	430	13.1
4	1170	31.4	1111	35.5
6	1560	42.1	1579	50.5
8	1800	54.9	1910	58.0
10	1950	59.2	2112	64.2
15	2110	64.1	2396	72.8
20	2060	62.7	2464	71.3
25	2012	61.2	6474	75.2
30	2018	61.3	2469	75.0
35	2040	62.0	2474	75.2
40	2110	67.5	2480	75.4
45	2115	67.7	2464	74.9
50	2120	73.7	2458	74.7
55	2120	64.4	2447	74.4
60	2180	66.4	2425	73.7
65	-	-	2493	-
70	2220	67.5	-	73.7
80	2220	68.0	-	73.8

Tabela 4.25 - Dados experimentais de dessalinização via eletrodialise obtidos a partir na análise da água antes e após a realização do experimento para quatro amostras de águas naturais de concentrações diferentes.

Amostras	A1			A2		
Íons	Antes (meq/l)	Após (meq/l)	f(%)	Antes (meq/l)	Após (meq/l)	f
Ca ⁺⁺	21,67	3,27	84,91	18,10	2,60	85,64
Mg ⁺⁺	22,00	5,52	74,91	33,50	6,97	79,19
Na ⁺	14,20	2,75	80,63	20,55	2,75	86,62
K ⁺	0,40	0,06	85,00	0,27	0,06	77,78
Cl ⁻	55,50	10,80	80,54	71,00	12,14	82,90
CO ₃ ⁻⁻	0,00	0,48	-	0,64	0,00	100,00
HCO ₃ ⁻	2,67	0,10	96,25	1,73	0,57	67,05
SO ₄ ⁻⁻	0,31	0,10	67,77	0,04	0,02	50,00

Amostras	A3			A4		
Íons	Antes (meq/l)	Após (meq/l)	f(%)	Antes (meq/l)	Após (meq/l)	f(%)
Ca ⁺⁺	3,43	0,68	80,17	5,66	1,30	77,03
Mg ⁺⁺	10,47	2,52	75,93	10,83	4,12	61,96
Na ⁺	27,90	5,35	80,82	10,70	3,35	68,69
K ⁺	0,32	0,06	81,25	0,19	0,06	33,33
Cl ⁻	37,50	7,42	80,21	24,40	8,09	66,84
CO ₃ ⁻⁻	0,58	0,28	51,72	0,15	0,00	100,00
HCO ₃ ⁻	3,38	0,71	78,99	1,07	0,46	57,01
SO ₄ ⁻⁻	0,91	0,20	78,02	0,12	0,07	41,67

Figura 4.1 - Dados experimentais de dessalinização por eletrodialise a partir de uma solução aquosa de NaCl de concentração fixa de 2433 ppm, sob as seguintes condições: Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25 C.

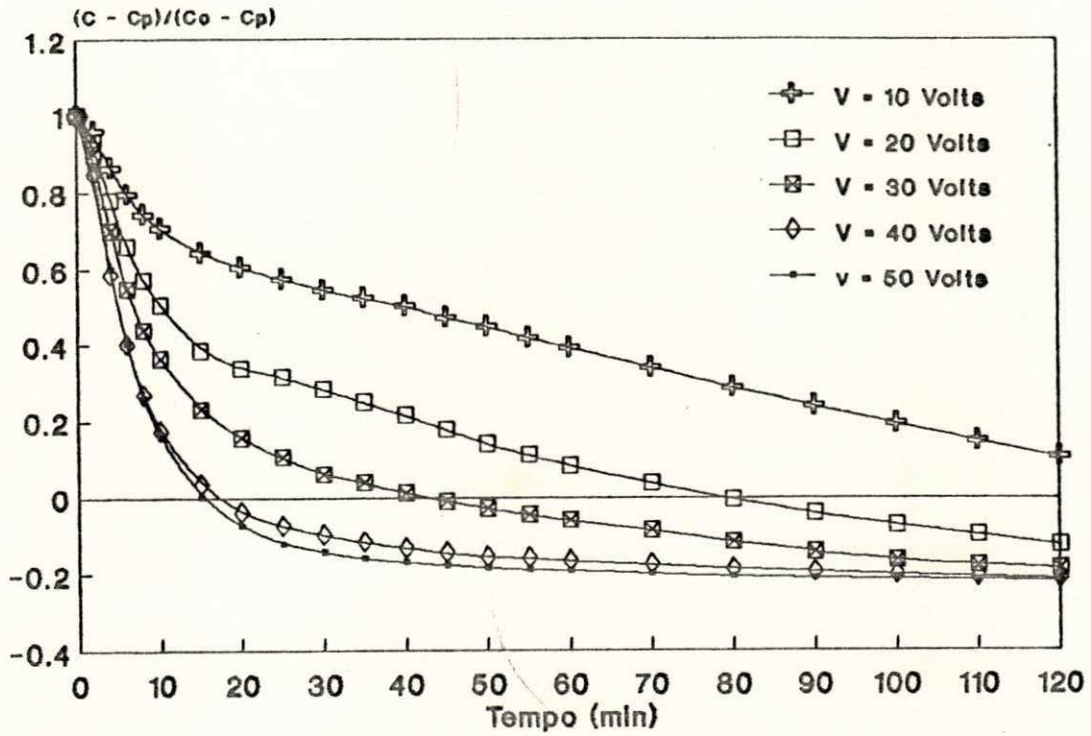


Figura 4.2 - Dados experimentais de dessalinização por eletrodialise a partir de uma solução aquosa de NaCl de diferentes concentrações iniciais, sob as seguintes condições: Tensão: 40 V; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25 C.

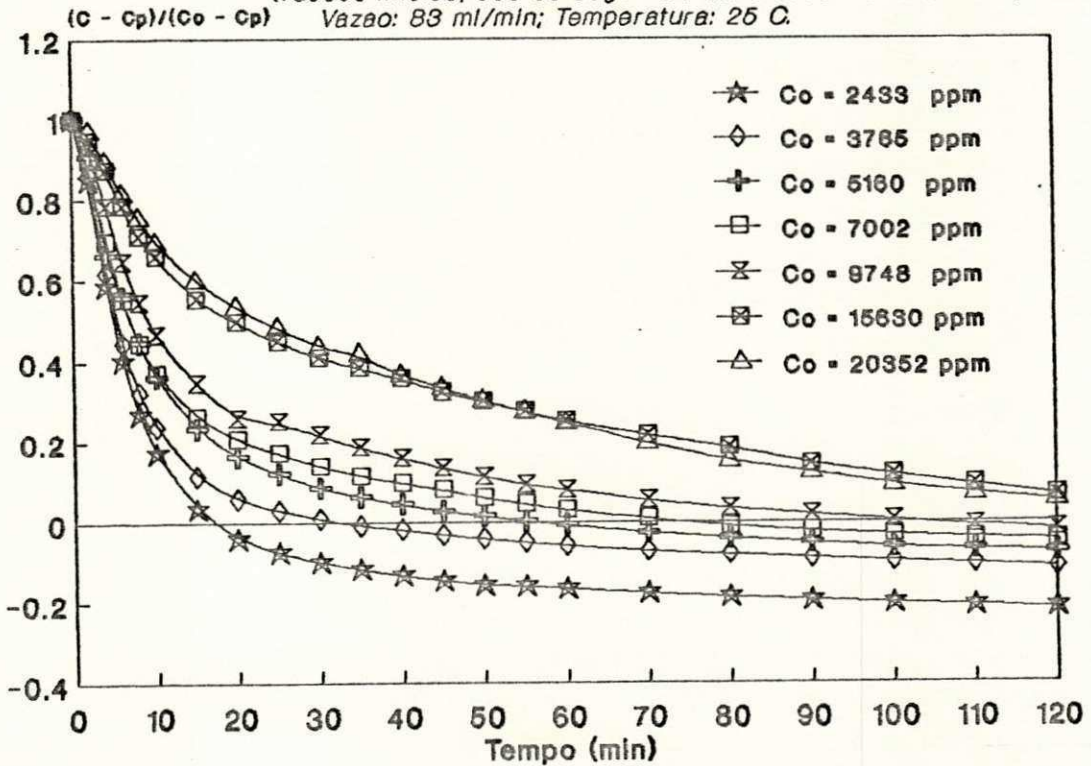


Figura 4.3 - Dados experimentais de dessalinização por eletrodialise a partir de uma solução aquosa de NaCl, sob as seguintes condições: Tensão: 40V; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C

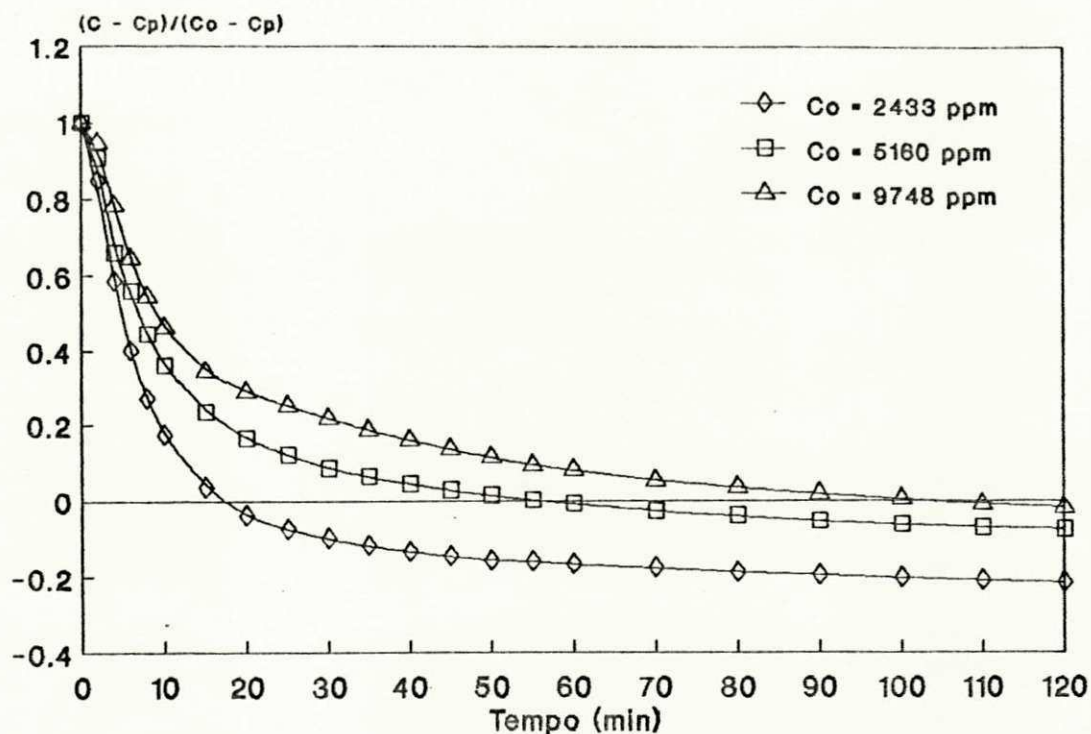


Figura 4.4 - Dados experimentais de dessalinização por eletrodialise a partir de uma solução aquosa de NaCl, sob as seguintes condições: Tensão: 40V; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C;

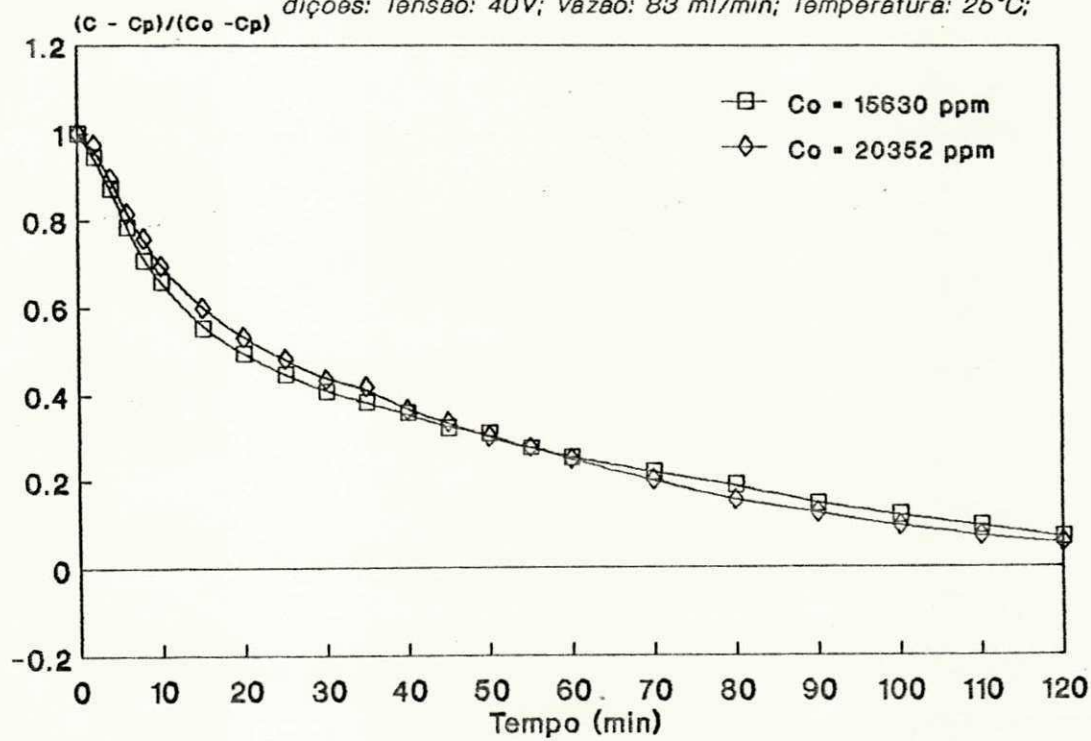


Figura 4.5 - Dados experimentais de dessalinização por eletrodialise a partir de uma solução aquosa de NaCl, sob as seguintes condições: Tensão: 40 V; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C; Concentração inicial: 820 ppm.

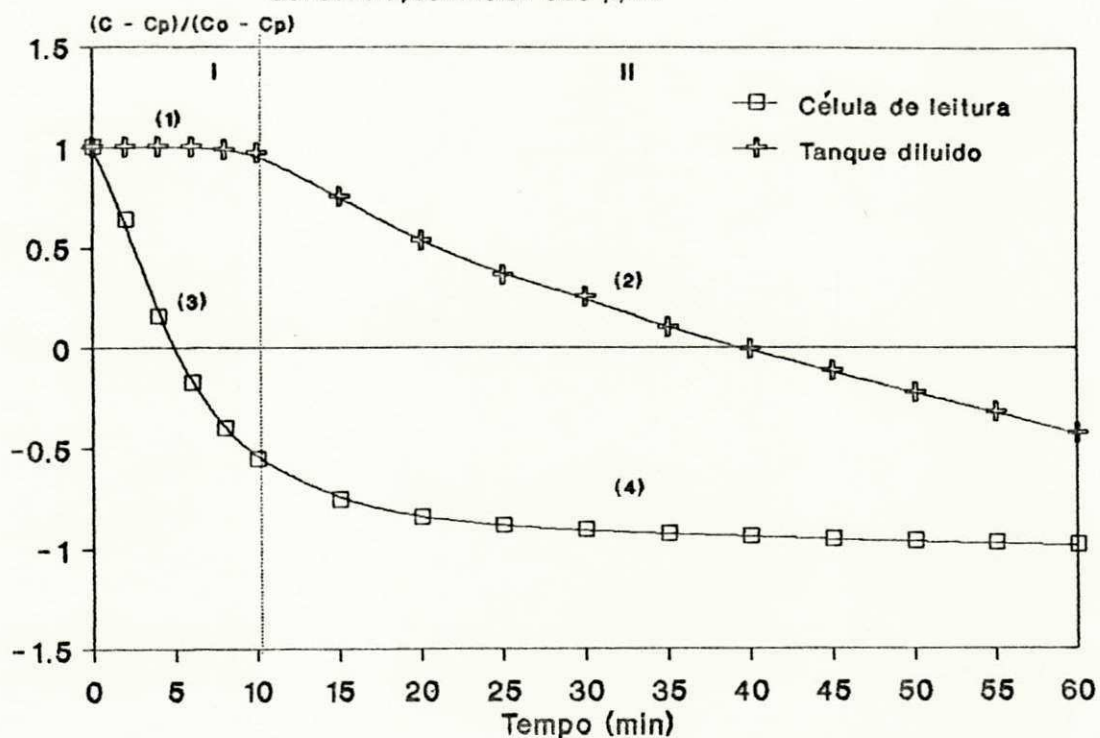


Figura 4.8 - Dados experimentais de dessalinização via eletrodialise a partir de uma solução de NaCl, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C; concentração inicial: 3765 ppm.

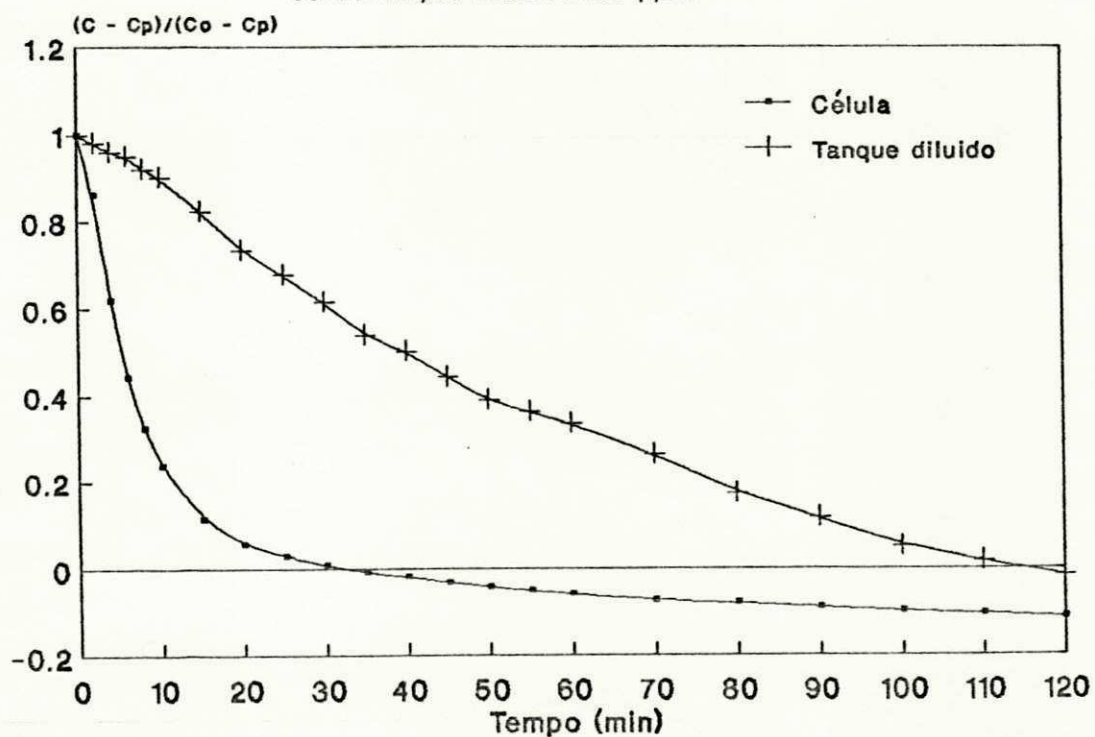


Figura 4.7 - Dados experimentais de dessalinizaco por eletrodialise a partir de uma soluo aquosa de NaCl, sob as seguintes condioes: Tenso: 40 V; Vazo: 83 ml/min; Temperatura: 25 C
Concentraco inicial: 7002 ppm

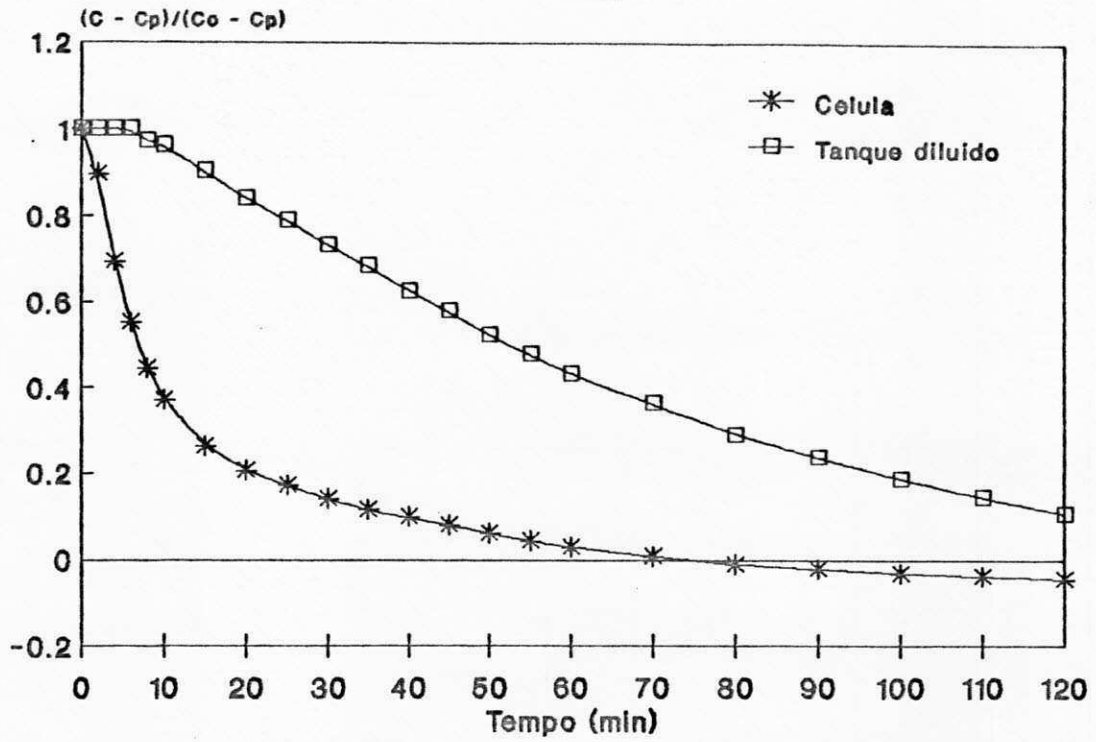


Figura 4.8 - Dados experimentais do tempo de potabilidade obtidas para valores de concentraoes iniciais (C_o) diferentes sob as seguintes condioes: Tenso: 40 Volts; Vazo: 83 ml/min; Temperatura: 25 C.

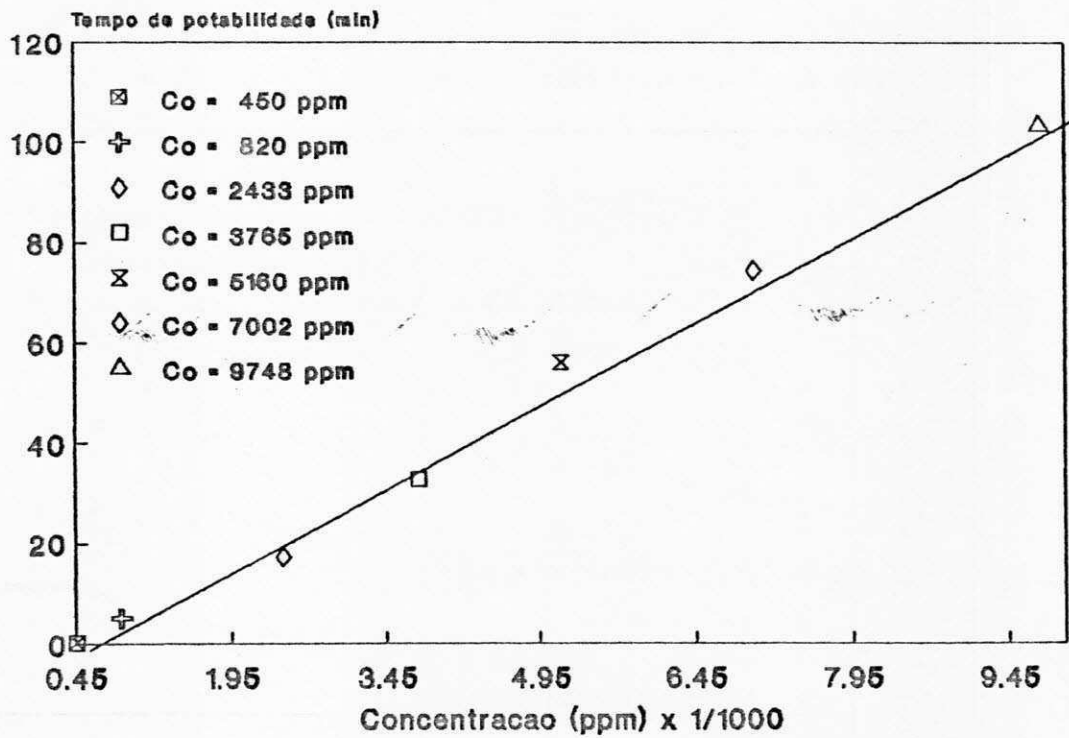


Figura 4.9 - Dados experimentais da diferença de concentração do influente e efluente do reator (C_x) a diferentes concentrações, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura 25 C.

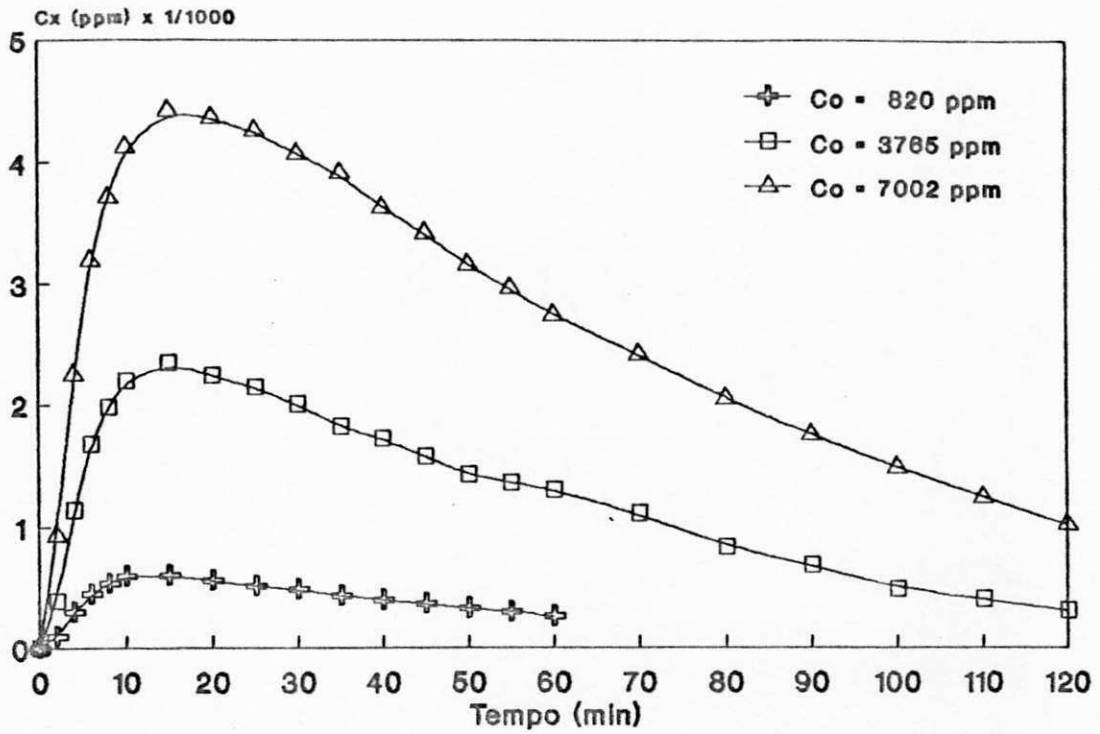


Figura 4.10 - Dados experimentais de densidade de corrente (J) para dessalinização de uma solução de NaCl de diferentes concentrações, sob as seguintes condições: Tensão: 40 V; Vazão de 83 ml/min; Temperatura: 25 C.

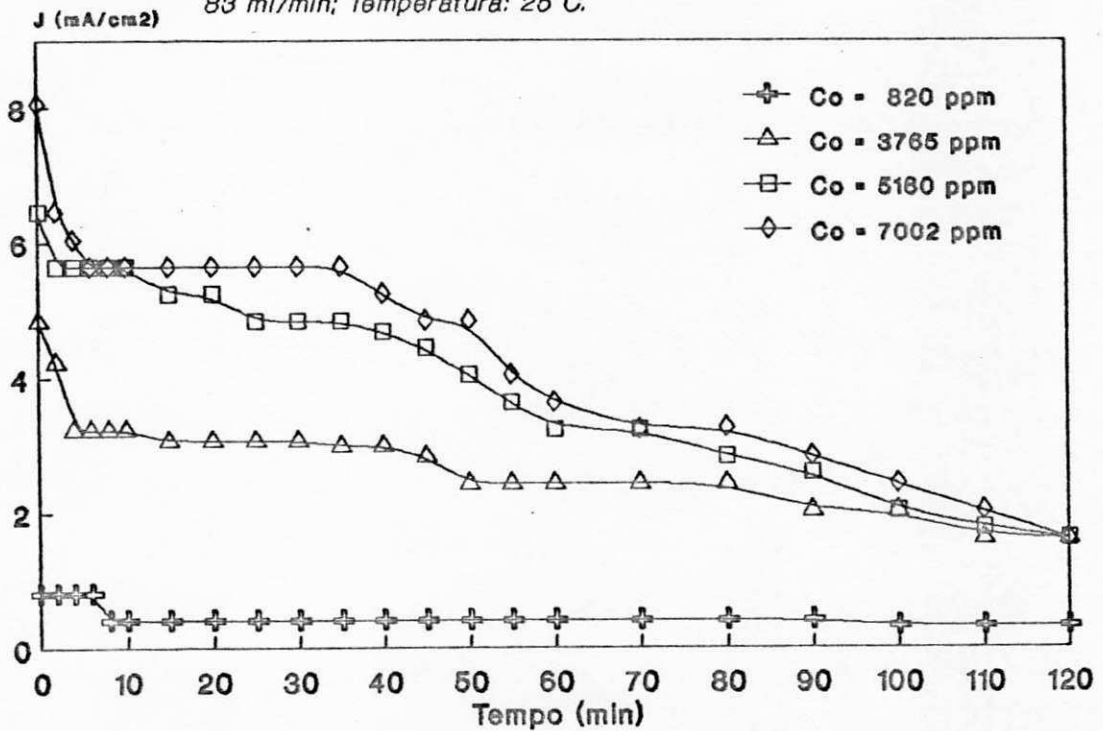


Figura 4.11 - Dados experimentais de densidade de corrente (J) para dessalinização de uma solução de NaCl de diferentes concentrações, sob as seguintes condições: Tensão : 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C.

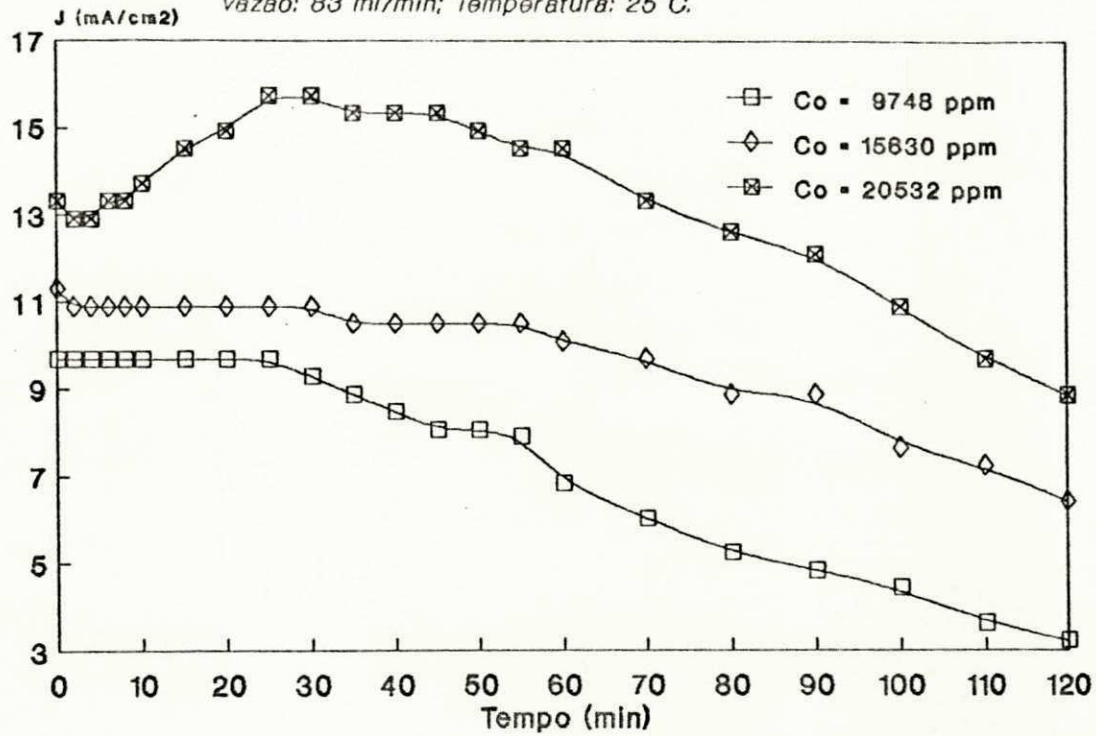


Figura 4.12 - Dados experimentais de densidade de corrente (J) em função da fração desmineralizada (f) para uma solução de NaCl, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C.

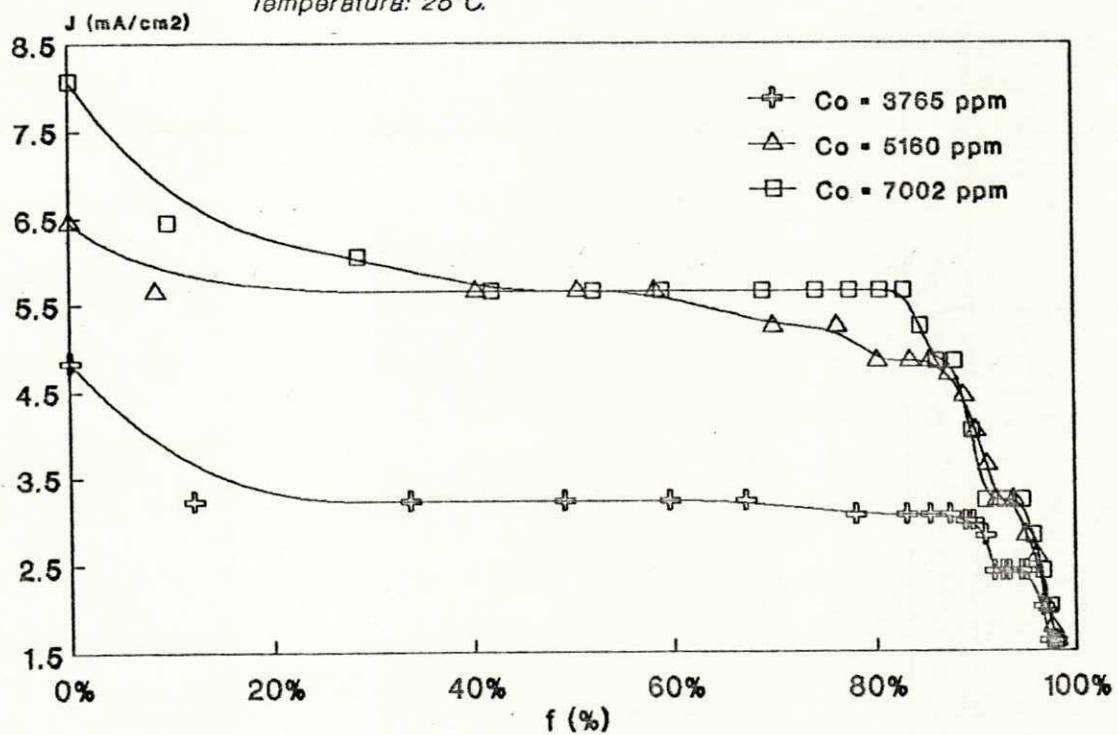


Figura 4.13 - Dados experimentais de densidade de corrente (J) em funcao da fracao desmineralizada (f) para dessalinizacao de uma solucao de NaCl, sob as seguintes condicoes: Tensao: 40 V; Vazao: 83 ml/min; Temperatura: 25 C.

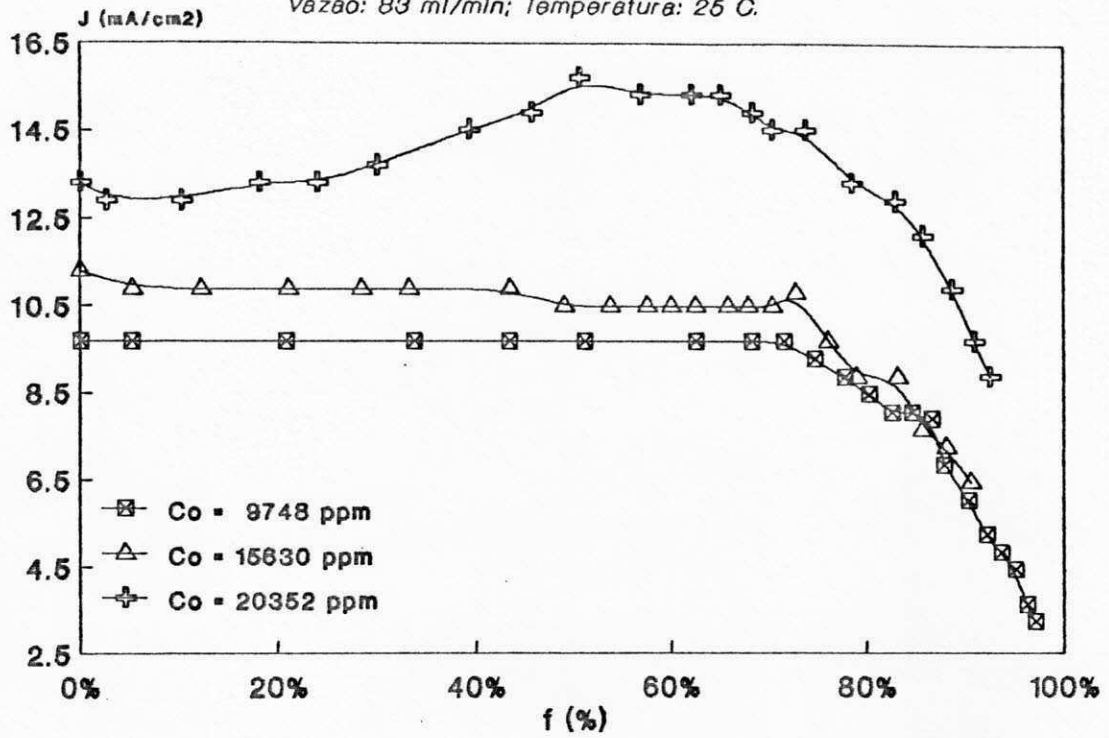


Figura 4.14 - Dados experimentais de densidade de corrente (J) inicial em funcao da concentracao inicial (C_o), sob as seguintes condicoes: Tensao: 40 V; Vazao: 83 ml/min; Temperatura: 25 C.

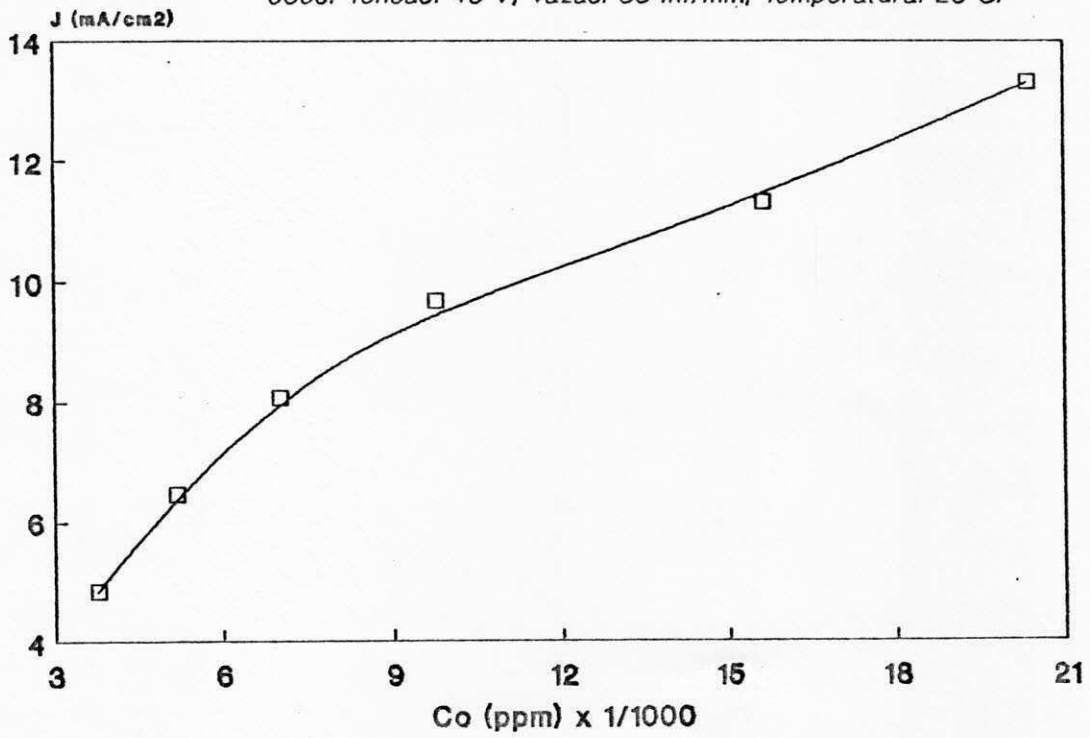


Figura 4.15 - Dados experimentais da resistência ôhmica (R_s) em função do tempo para uma solução de NaCl, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C.

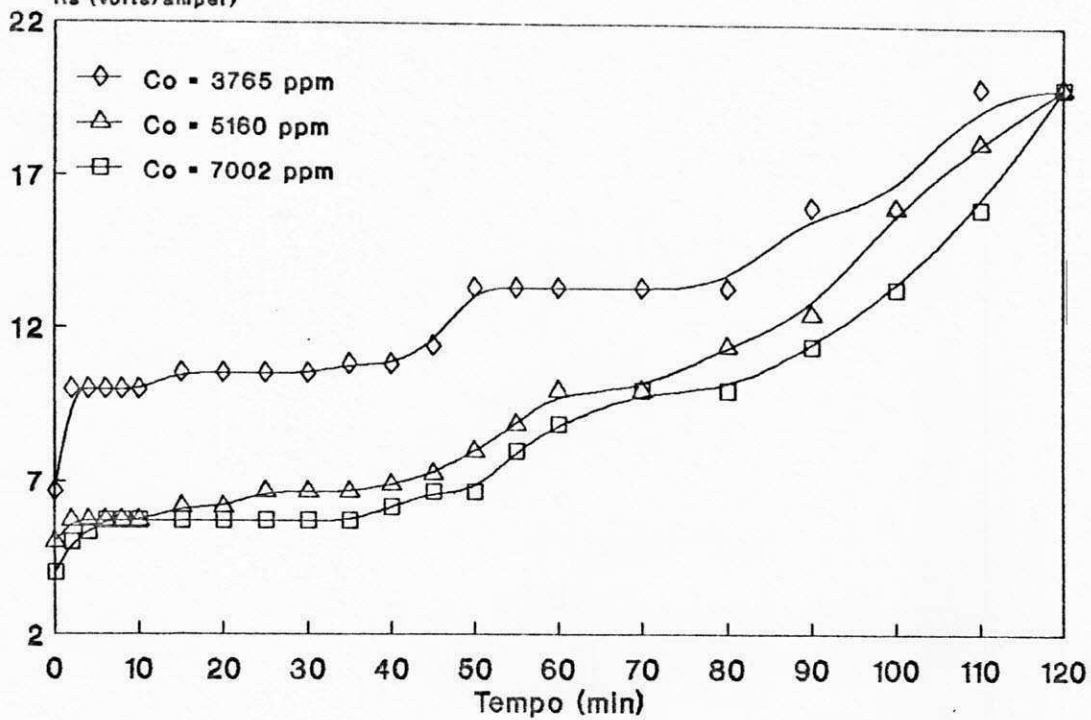


Figura 4.16 - Dados experimentais da resistência ôhmica (R_s) em função do tempo para uma solução de NaCl, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C.

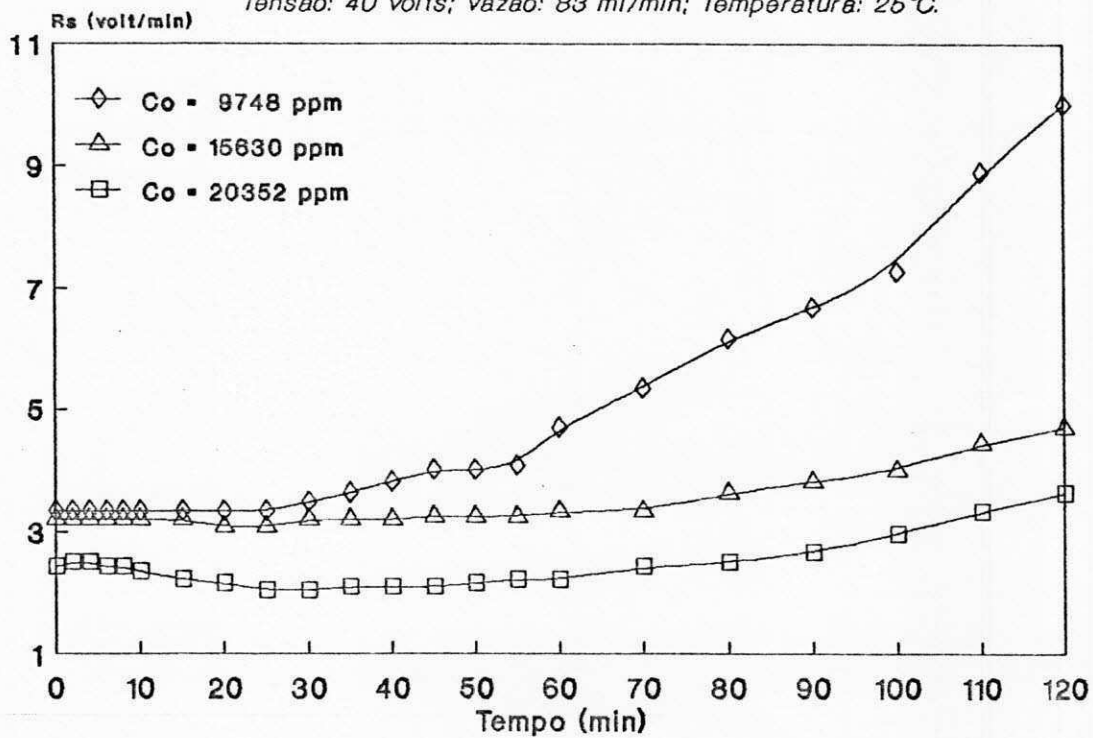


Figura 4.17 - Dados experimentais da resistencia ohmica (R_s) em funcao da fracao desmineralizada (f) para uma solucao de NaCl, sob as seguintes condicoes: Tensao: 40 volts; Vazao: 83 ml/min; Temperatura: 25 C.

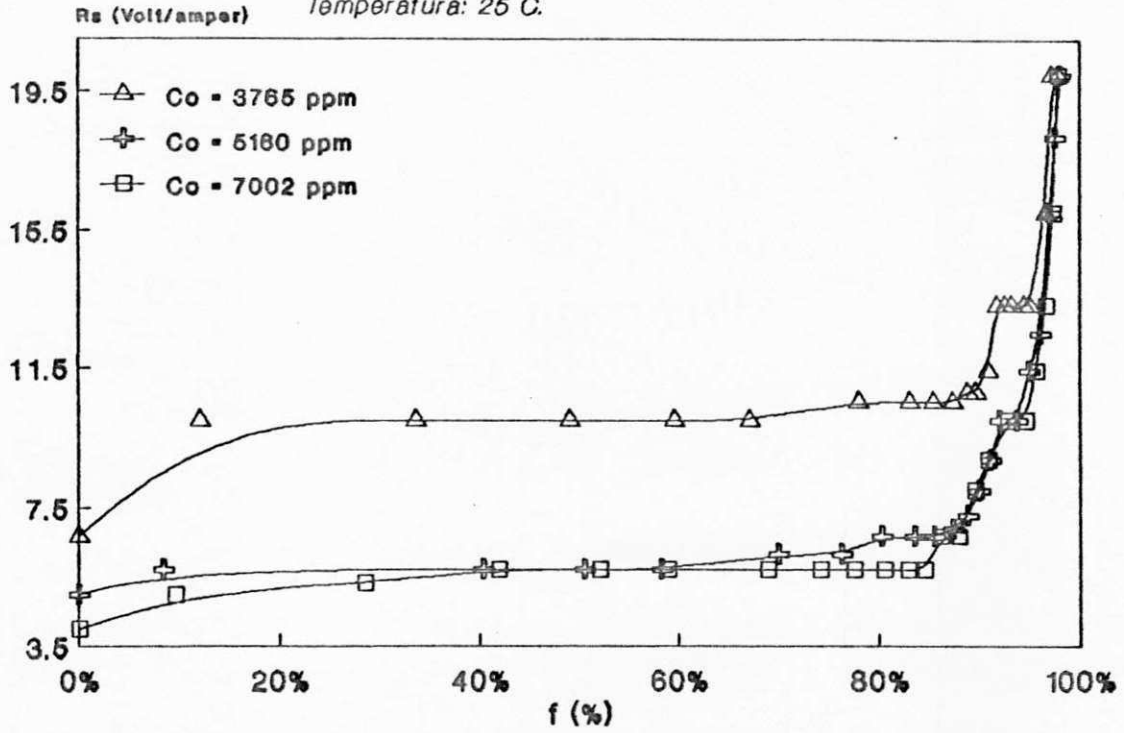


Figura 4.18 - Dados experimentais da resistencia ohmica (R_s) em funcao da fracao desmineralizada (f) para uma solucao de NaCl, sob as seguintes condicoes: Tensao: 40 volts; Vazao: 83 ml/min; Temperatura: 25 C.

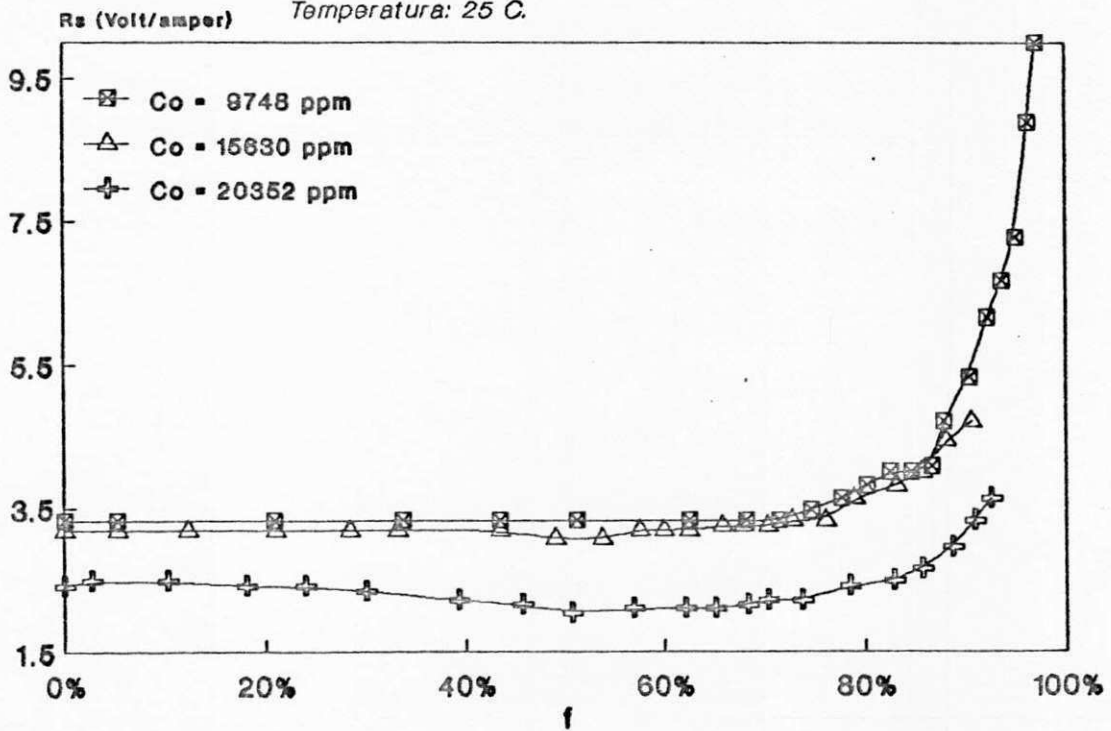


Figura 4.19 - Dados experimentais da resistencia ohmica (R_s) inicial em funcao da concentracao inicial (C_0) para uma solucao de NaCl sob as seguintes condicoes: Tensao: 40 volts; Vazao: 83 ml/min; Temperatura: 25 C.

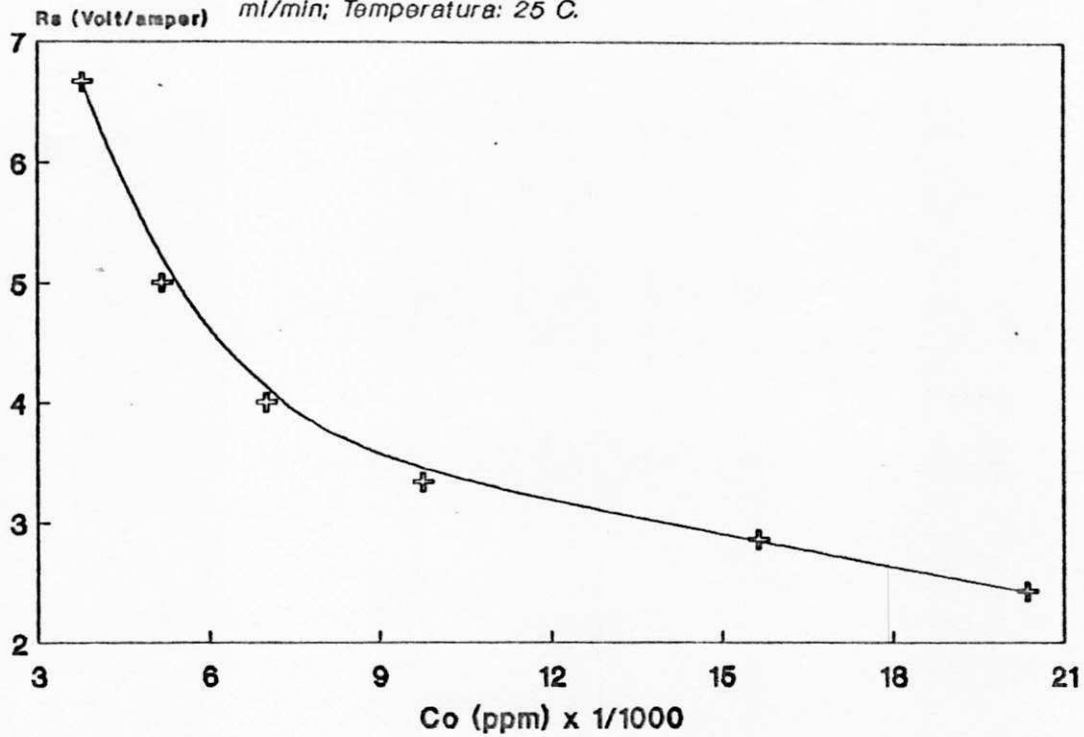


Figura 4.20 - Dados experimentais da resistencia ohmica (R_s) em funcao da reciproca da corrente ($1/I$) para uma solucao de NaCl, sob as seguintes condicoes: Tensao: 40 volts; Vazao: 83 ml/min; Temperatura: 25 C.

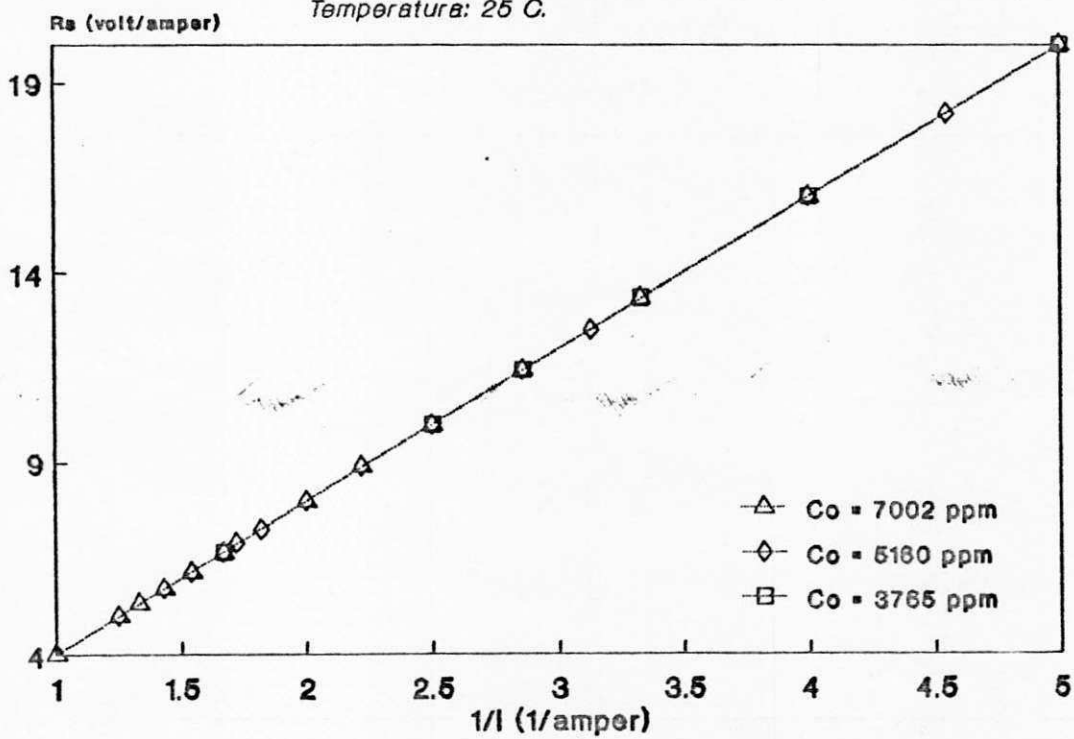


Figura 4.21 - Dados experimentais da resistência ôhmica (R_s) em função da recíproca da corrente para uma solução de NaCl, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C.

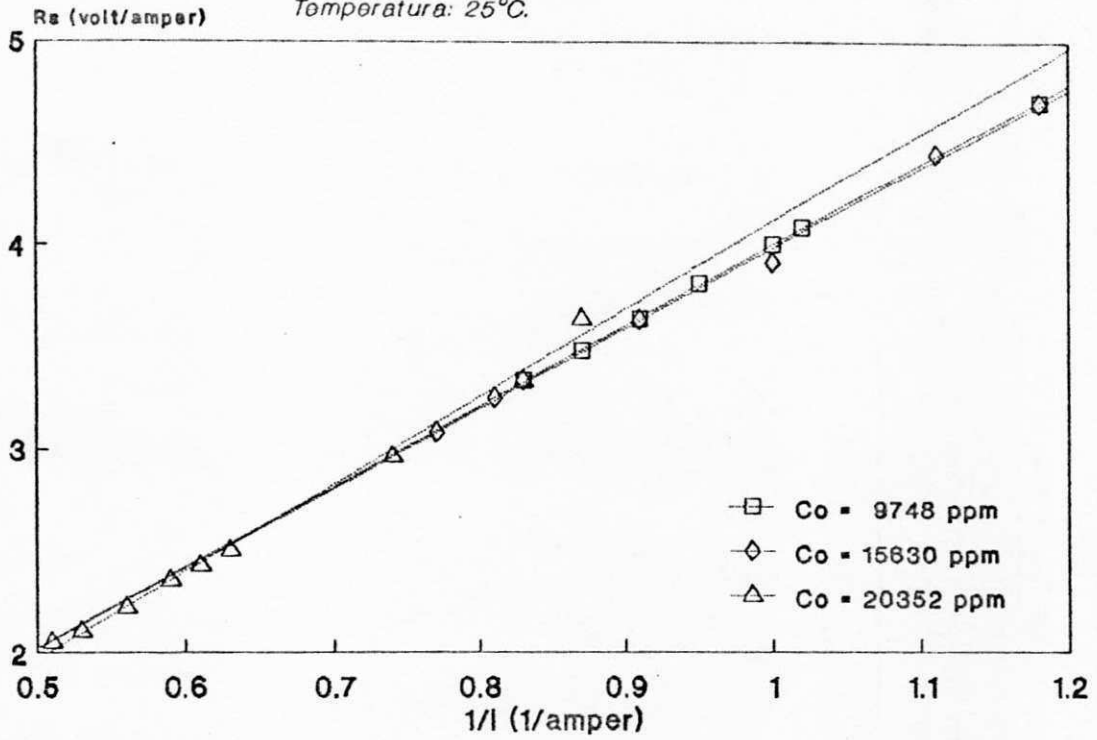


Figura 4.22 - Dados experimentais da eficiência de corrente (E) em função da concentração do diluído (C_d) para uma solução de NaCl, sob as seguintes condições: Tensão: 40 Volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura 25°C.

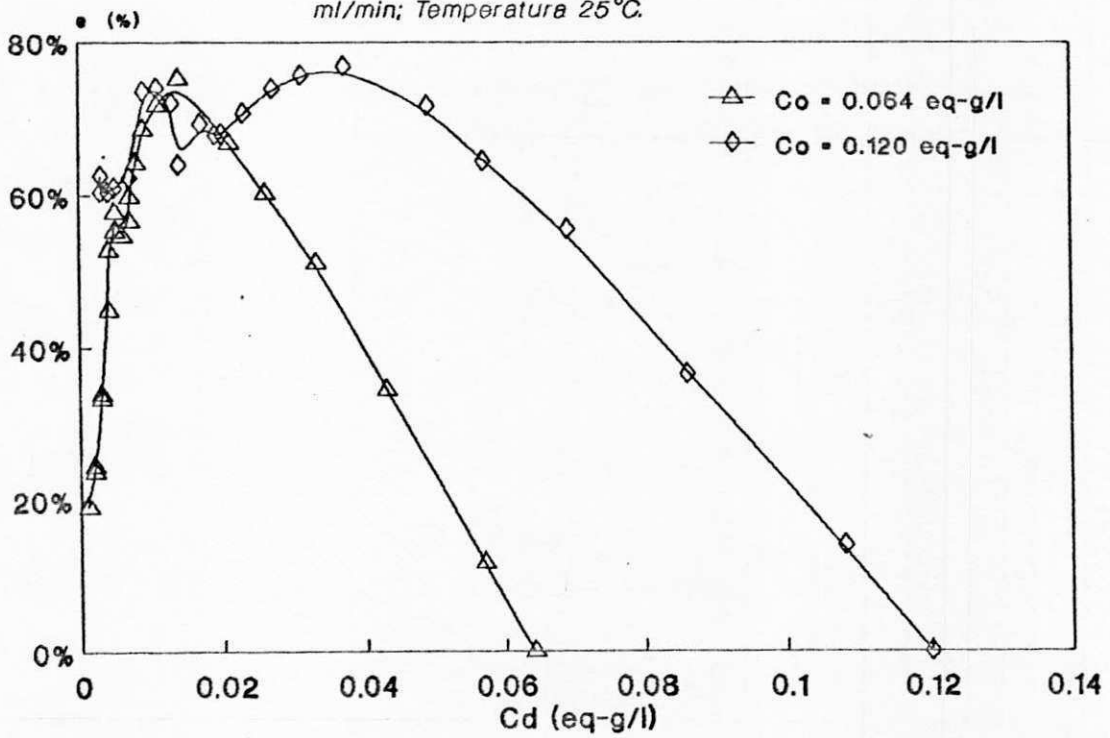


Figura 4.23 - Dados experimentais da "Cx" e da "ε" em função do tempo para uma solução de NaCl, sob as seguintes condições: tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C.

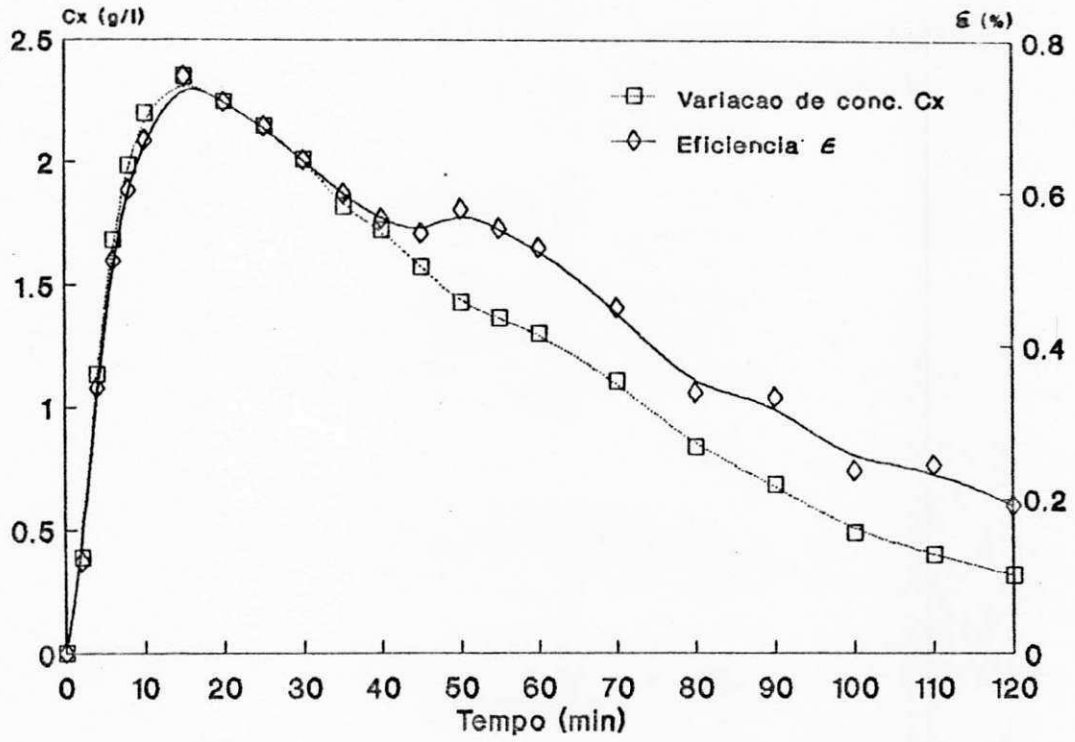


Figura 4.24 - Dados experimentais da "Cx" e da "ε" em função do tempo, para uma solução de NaCl, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C.

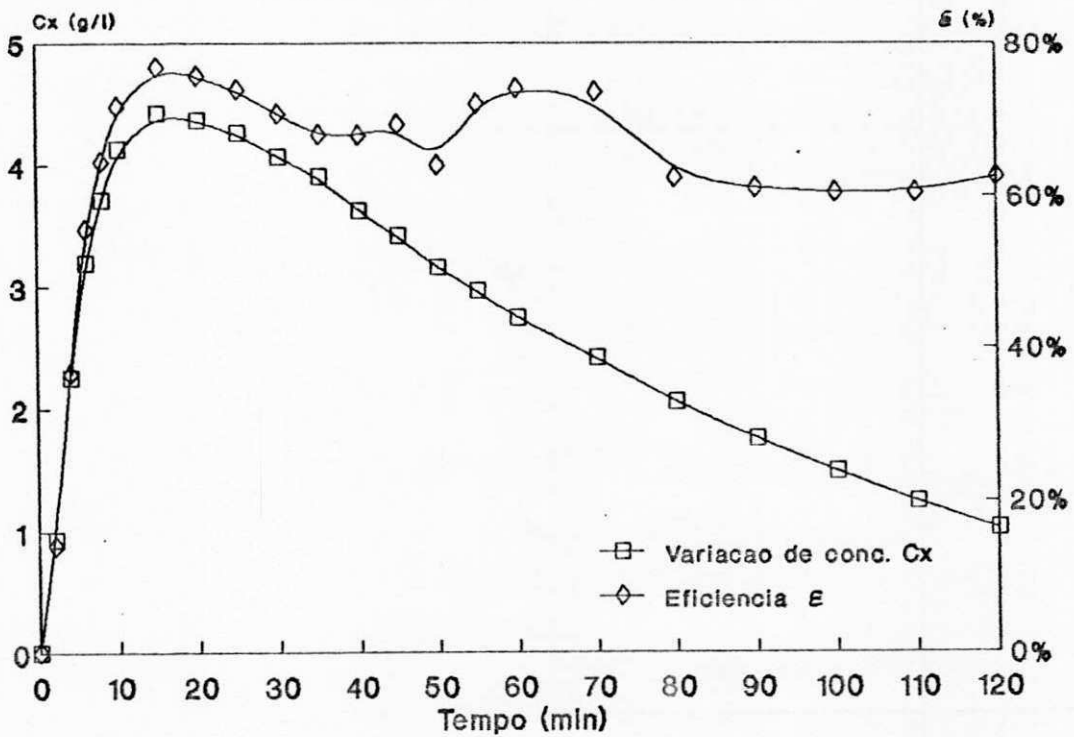


Figura 4.25 - Dados experimentais da resistência de um par de célula (R_p) em função da recíproca da corrente ($1/I$) para uma solução de NaCl, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C.

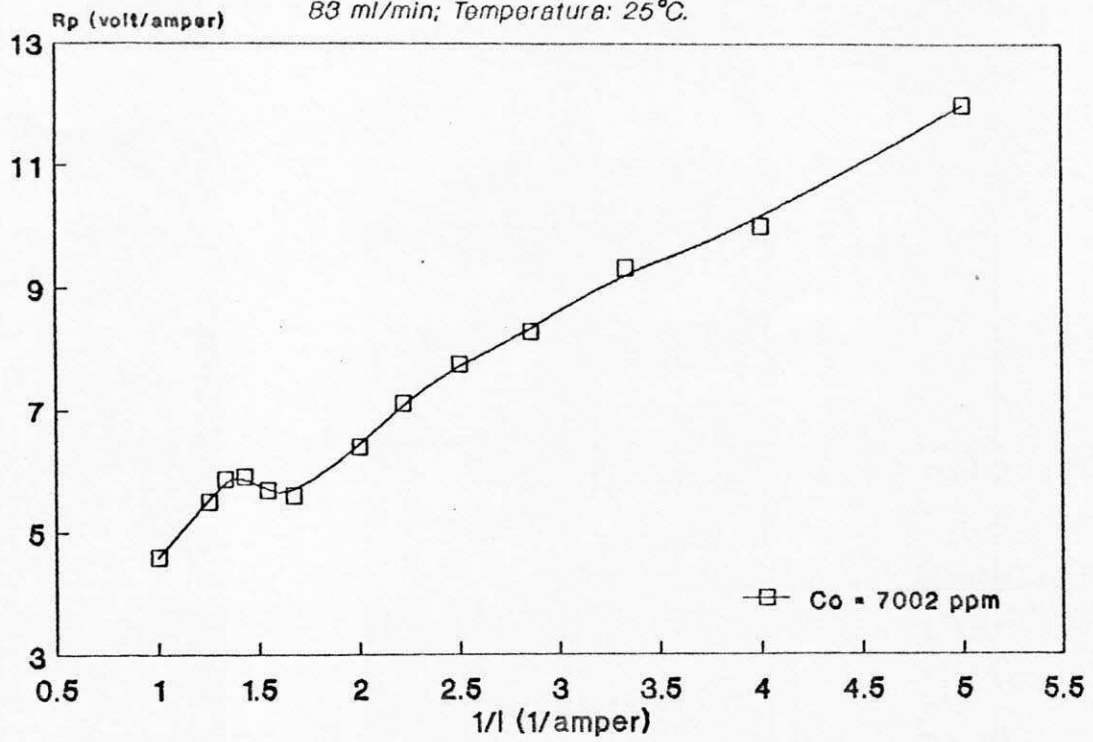


Figura 4.26 - Dados experimentais da resistência de um par de célula (R_p) em função da recíproca da corrente ($1/I$) para uma solução de NaCl, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C.

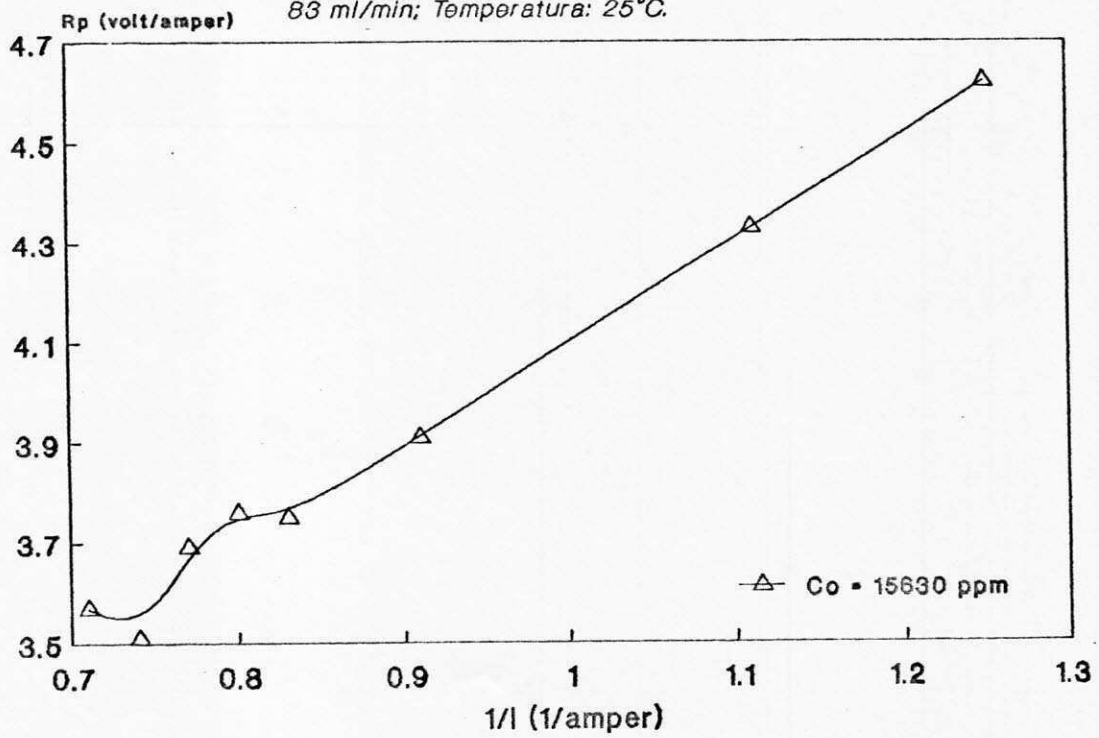


Figura 4.27 - Dados experimentais da resistência de um par de célula (R_p) em função da recíproca da corrente ($1/I$) para uma solução de NaCl, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C.

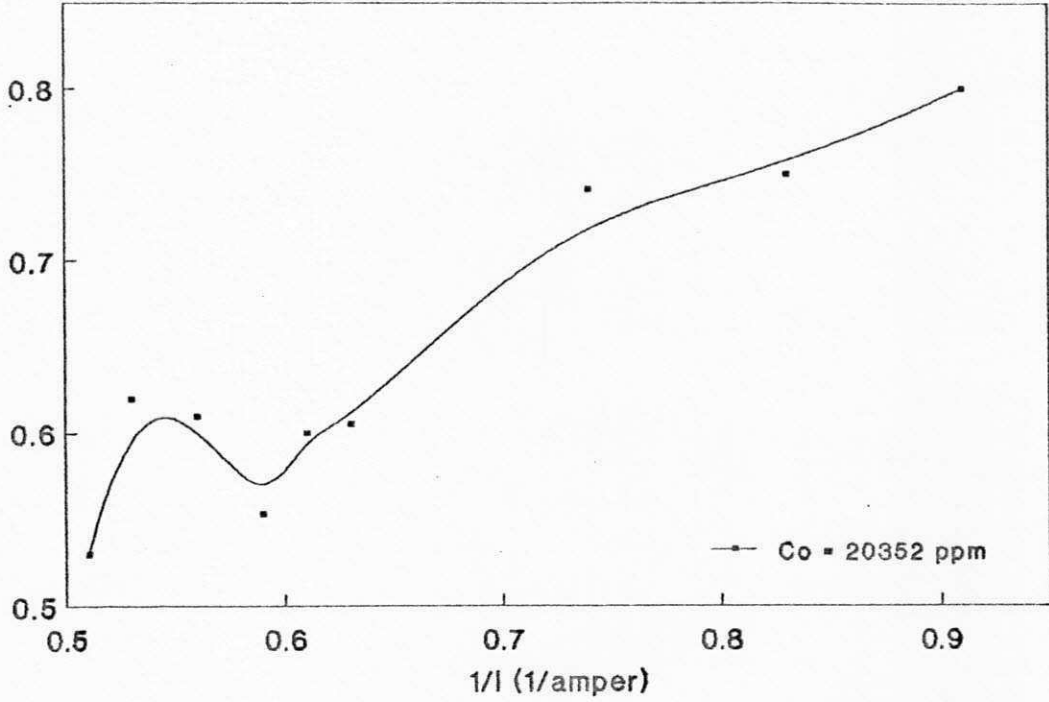


Figura 4.28 - Dados experimentais e simulados da dessalinização de uma solução de NaCl, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C; concentração: 2433 ppm.

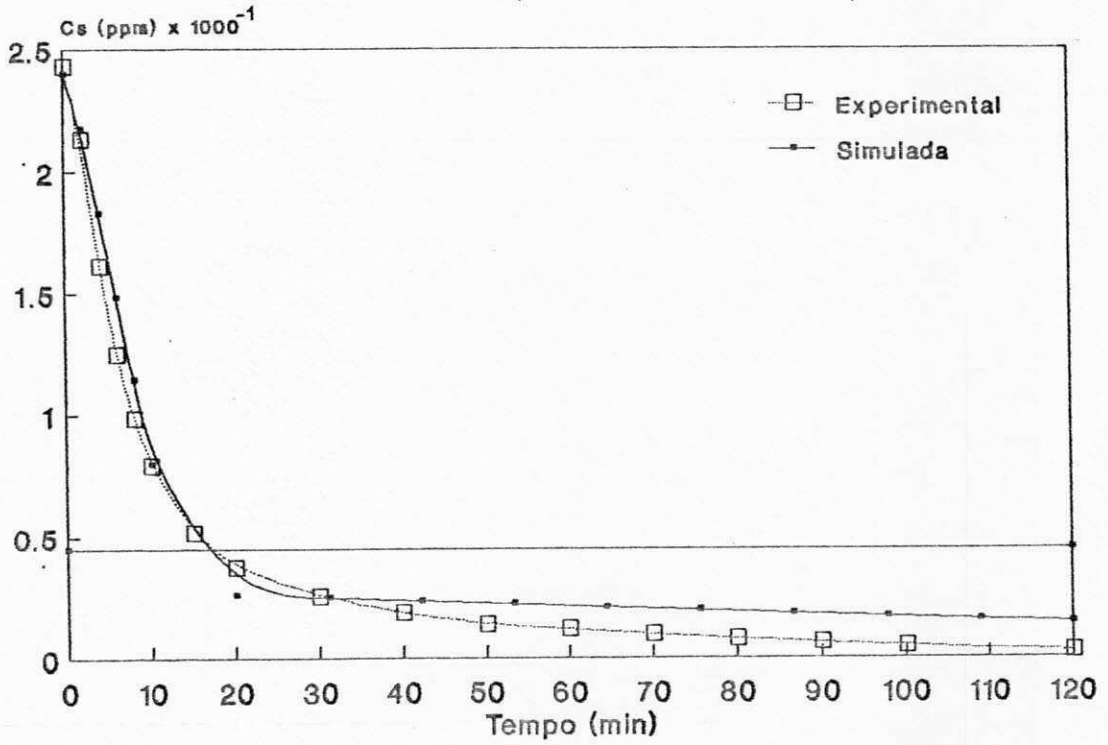


Figura 4.29 - Dados experimentais e simulados da dessalinização de uma solução de NaCl, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C; Concentração: 3765 ppm.

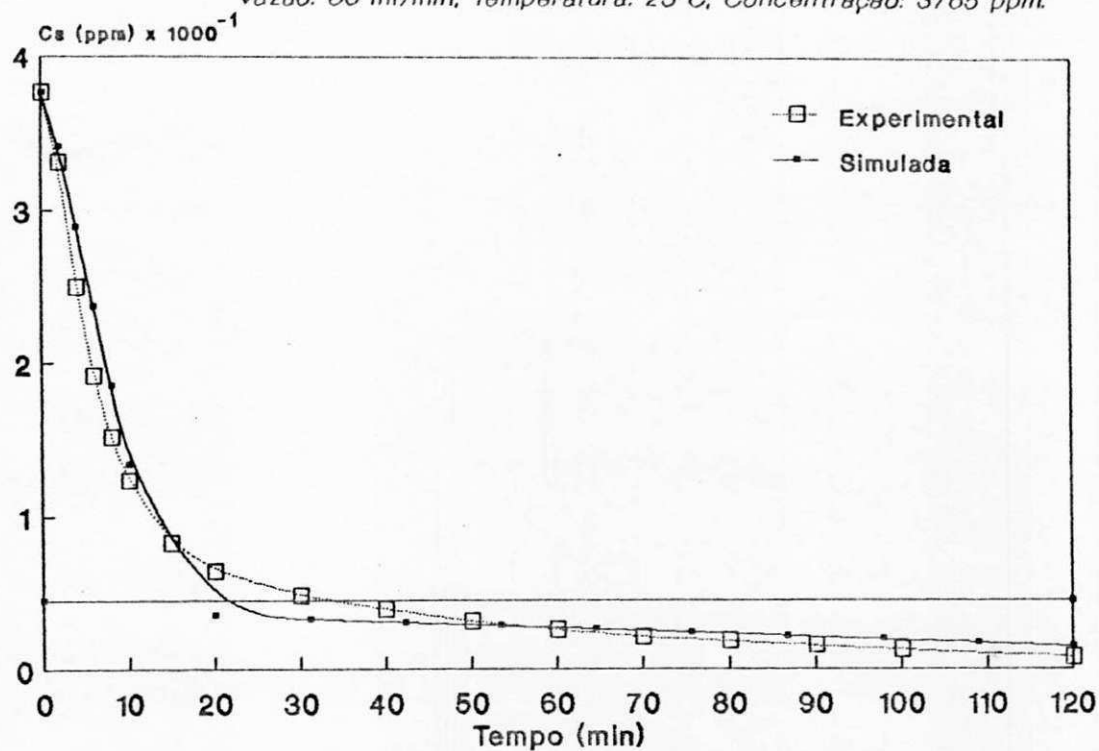


Figura 4.30 - Dados experimentais e simulada da dessalinização de uma solução de NaCl, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C; Concentração: 5160 ppm.

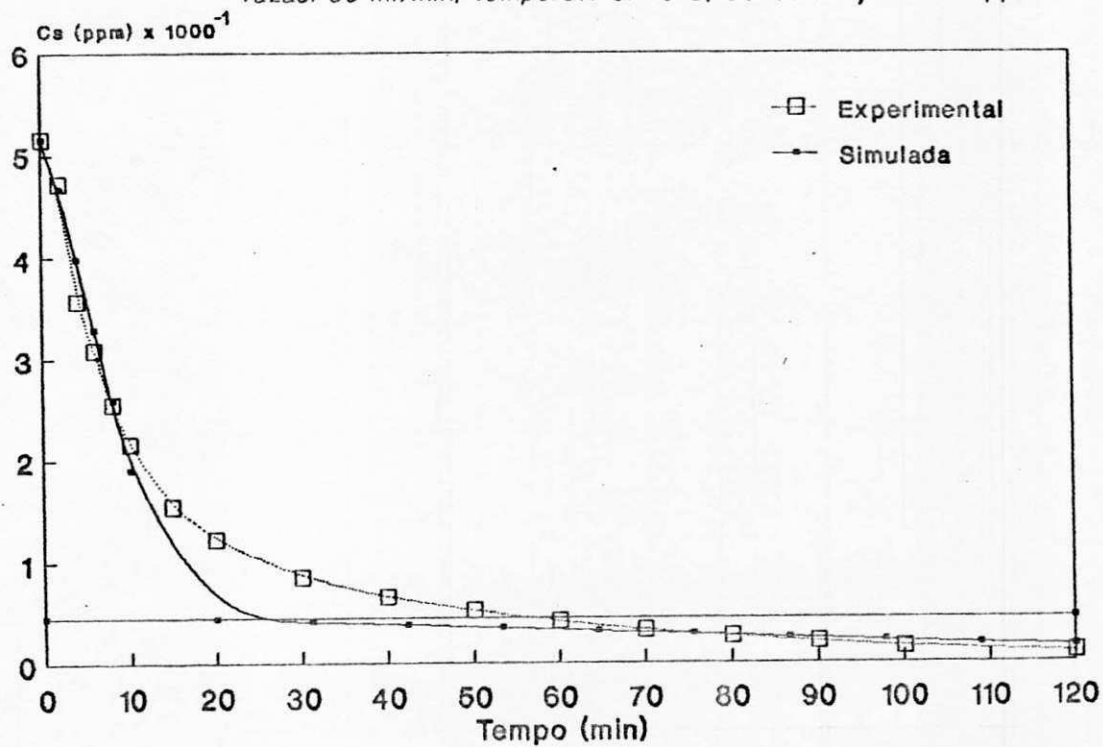


Figura 4.31 - Dados experimentais de dessalinização por eletrodialise a partir de águas naturais provenientes do interior da Pb e Pe sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C.

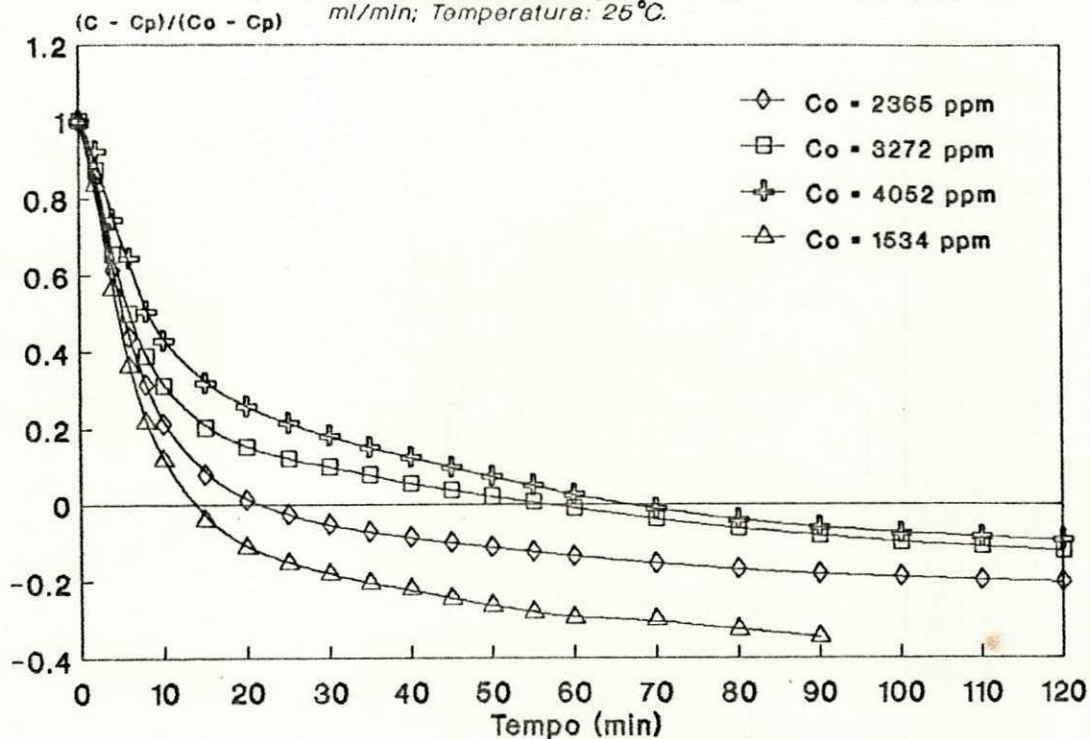


Figura 4.32 - Dados experimentais de dessalinização por eletrodialise a partir de água salobra proveniente Petrollina - Pe, sob as seguintes condições: Tensão: 40 V; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C; Concentração inicial: 1534 ppm.

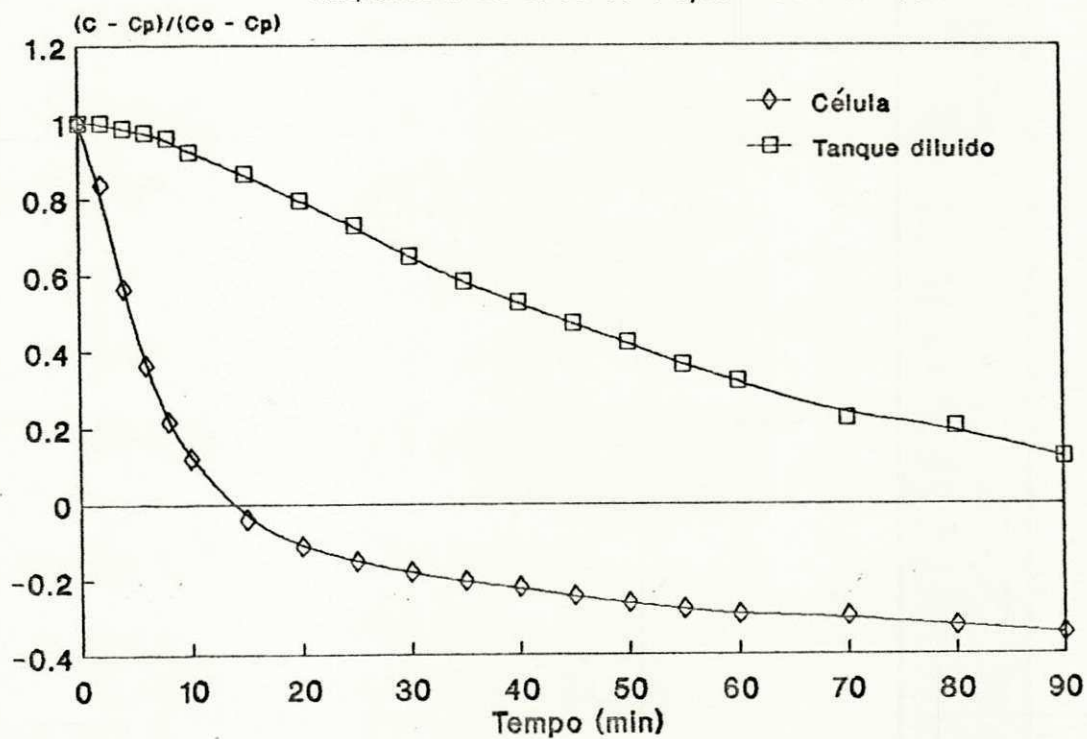


Figura 4.33 - Dados experimentais de dessalinização por eletrodialise a partir de água salobra proveniente do açude de Soledade-Pb, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C; Concentração: 2365 ppm.

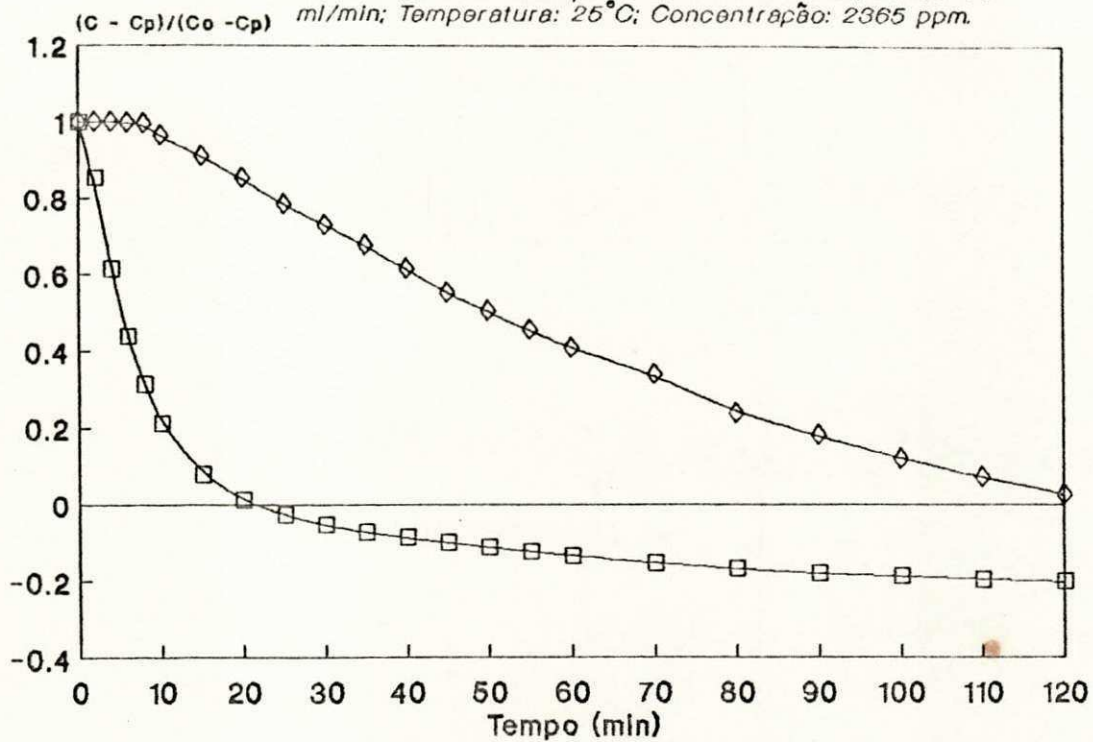


Figura 4.34 - Dados experimentais de dessalinização por eletrodialise a partir de água salobra proveniente de Petrolina-Pe, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C; concentração: 3272 ppm.

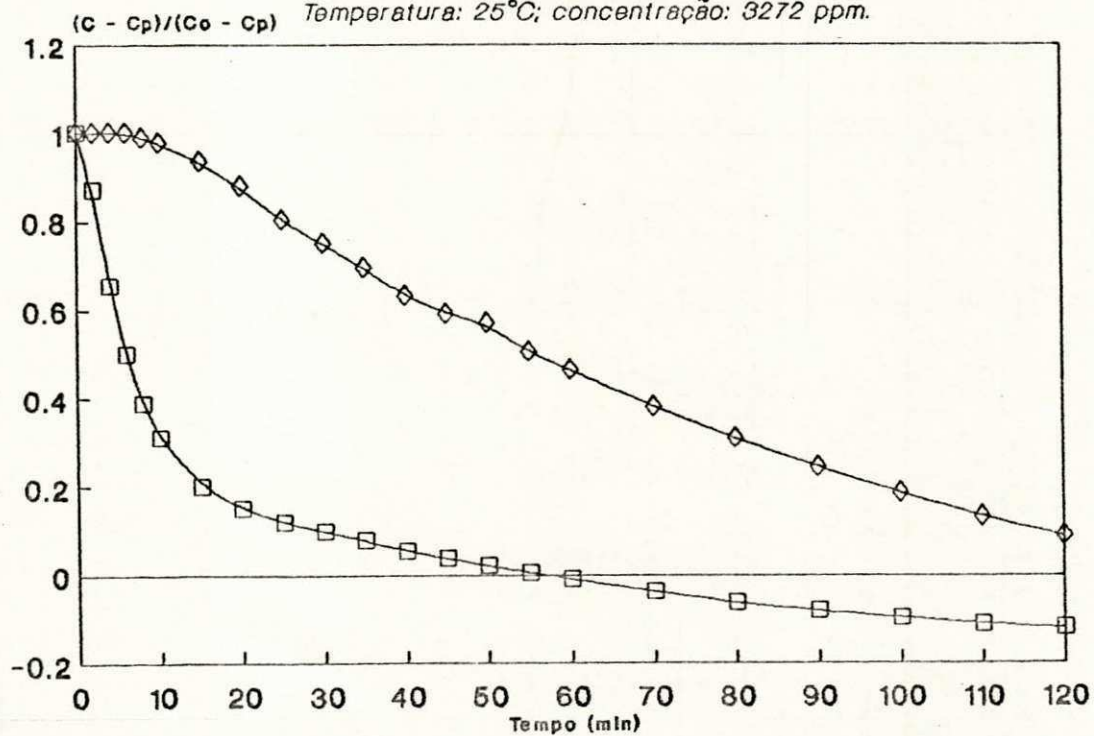


Figura 4.35 - Dados experimentais de dessalinização por eletrodialise a partir de água salobra proveniente de Petrolina-Pe sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C; concentração: 4052 ppm.

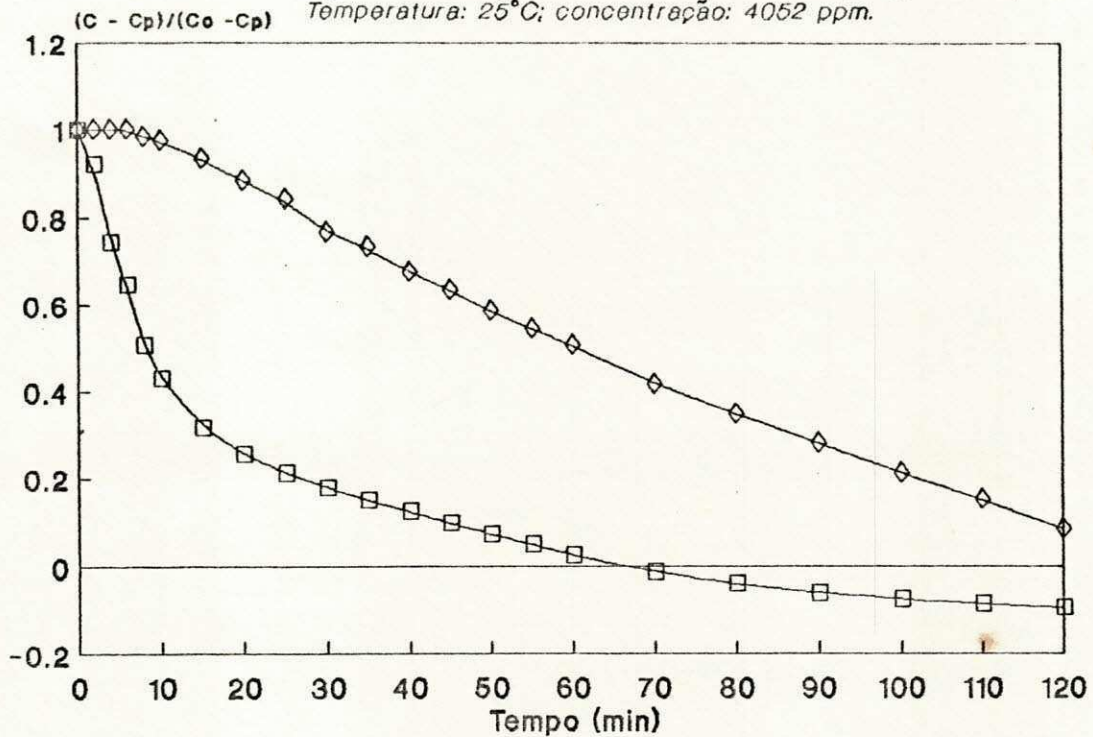


Figura 4.36 - Dados experimentais do tempo de potabilidade obtido para para valores de concentrações iniciais diferentes de águas naturais, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C.

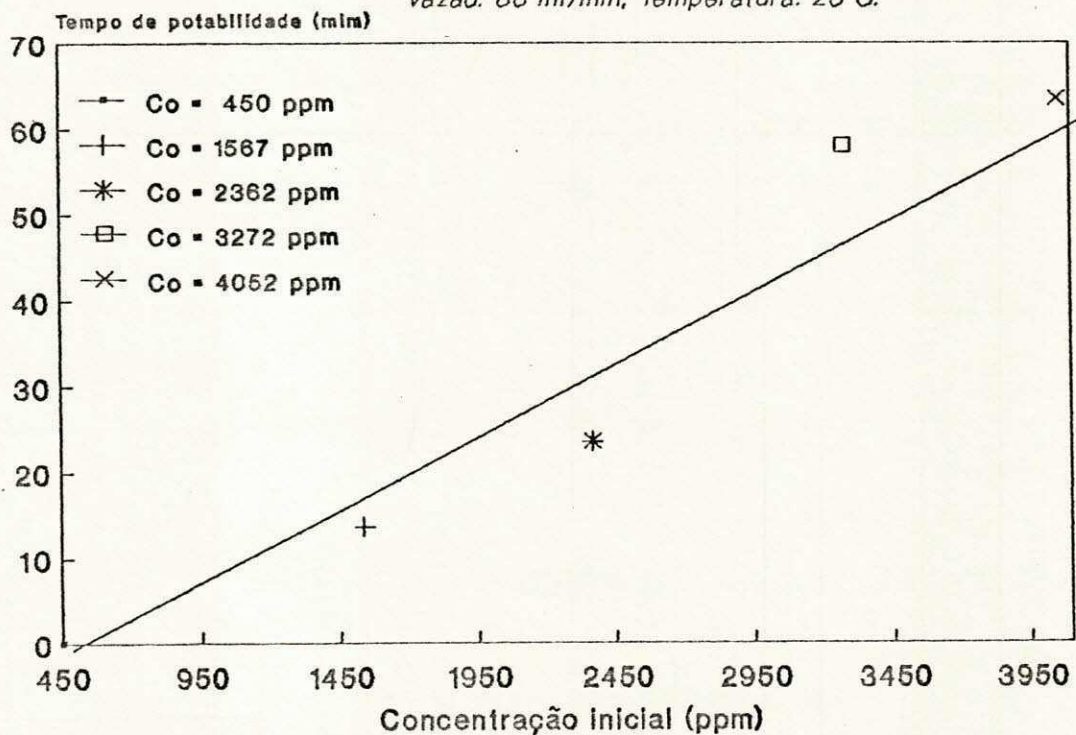


Figura 4.37 - Dados experimentais da diferença de concentração do influente e efluente do reator (C_x) a diferentes concentrações, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C.

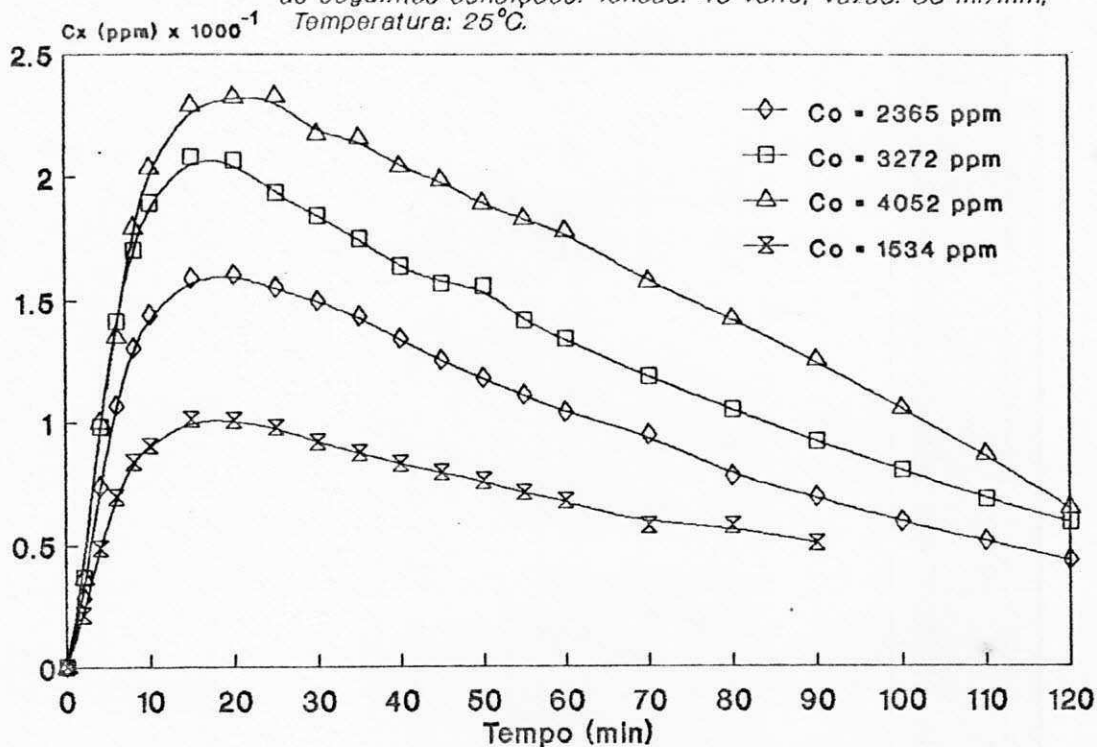


Figura 4.38 - Dados experimentais de densidade de corrente (J) em relação com tempo de dessalinização a partir de águas salobras, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C.

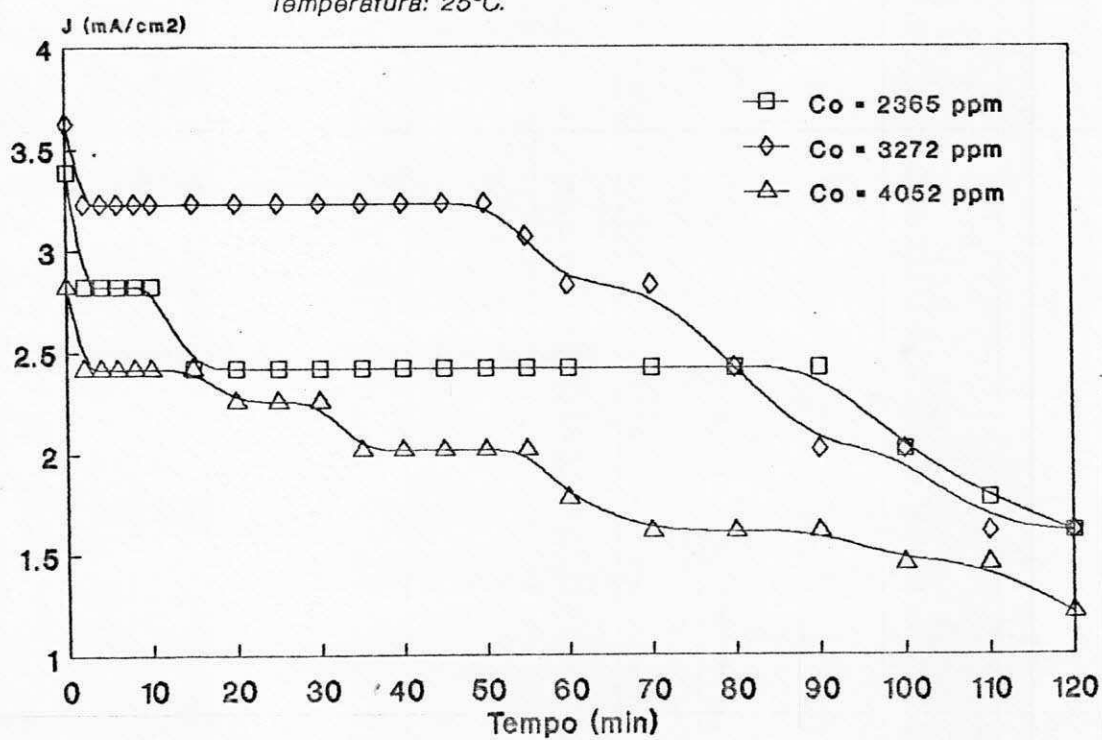


Figura 4.39 - Dados experimentais de densidade da corrente (J) em função da fração desmineralizada (f) a partir de águas salobras, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C.

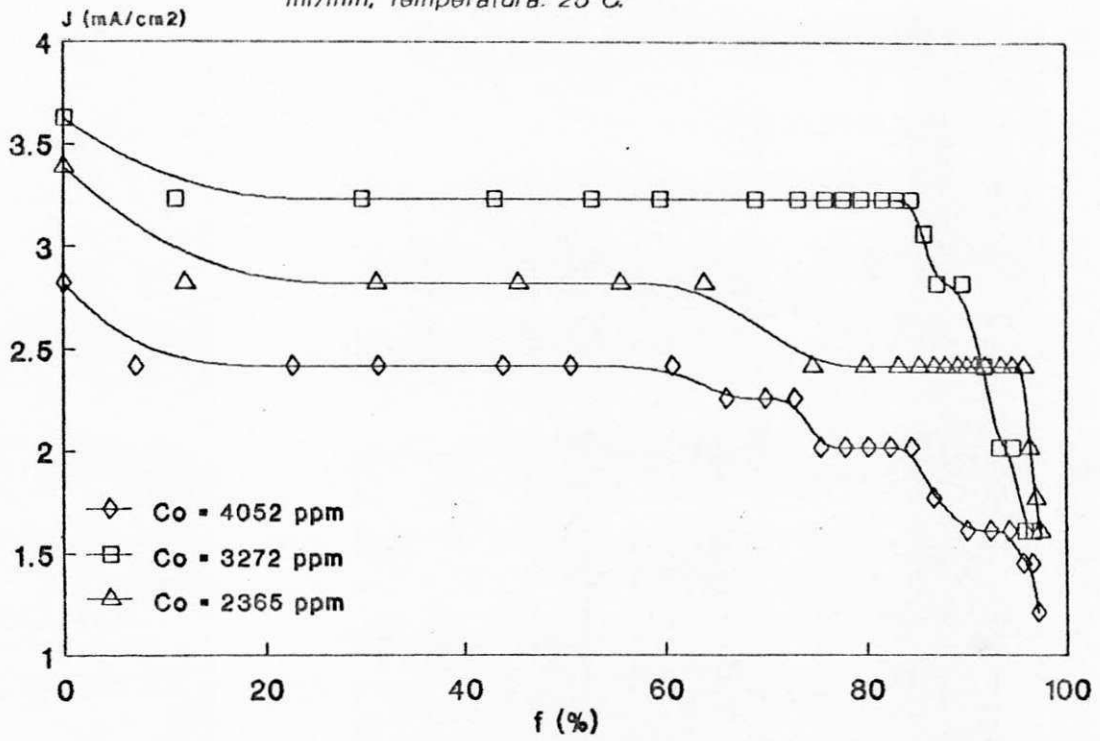


Figura 4.40 - Dados experimentais da resistência ôhmica (R_s) em função do tempo para águas naturais, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C.

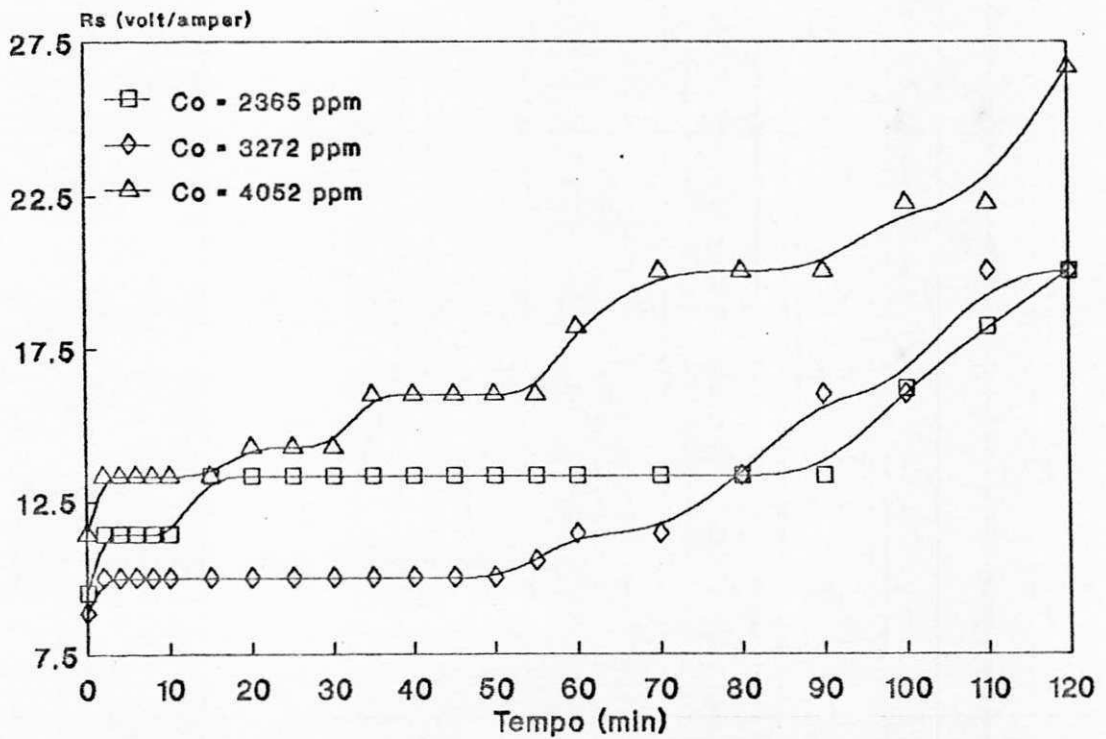


Figura 4.41 - Dados experimentais da resistência do sistema (R_s) em função da fração desmineralizada (f) a partir de águas salobras, sob as seguintes condições: Tensão 40 volts; Vazão 83 ml/min; Temperatura: 25°C.

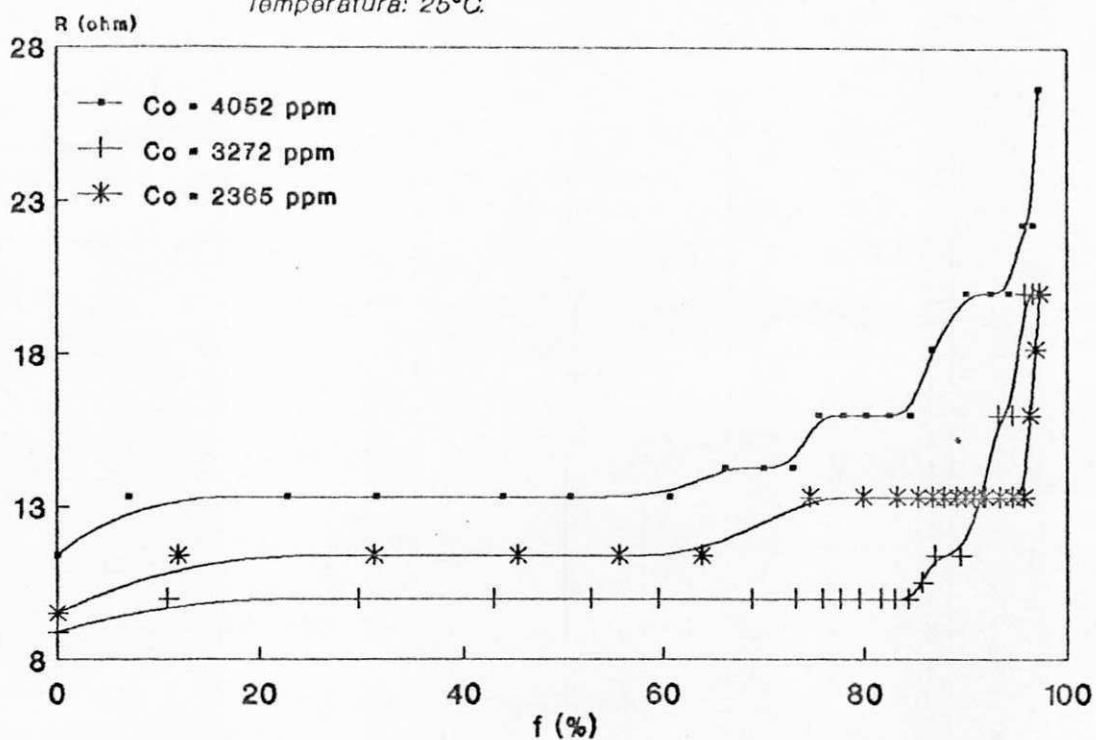


Figura 4.42 - Dados experimentais da " C_x " e da " ϵ " em função do tempo para água natural, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C; Concentração: 2.25 g/l.

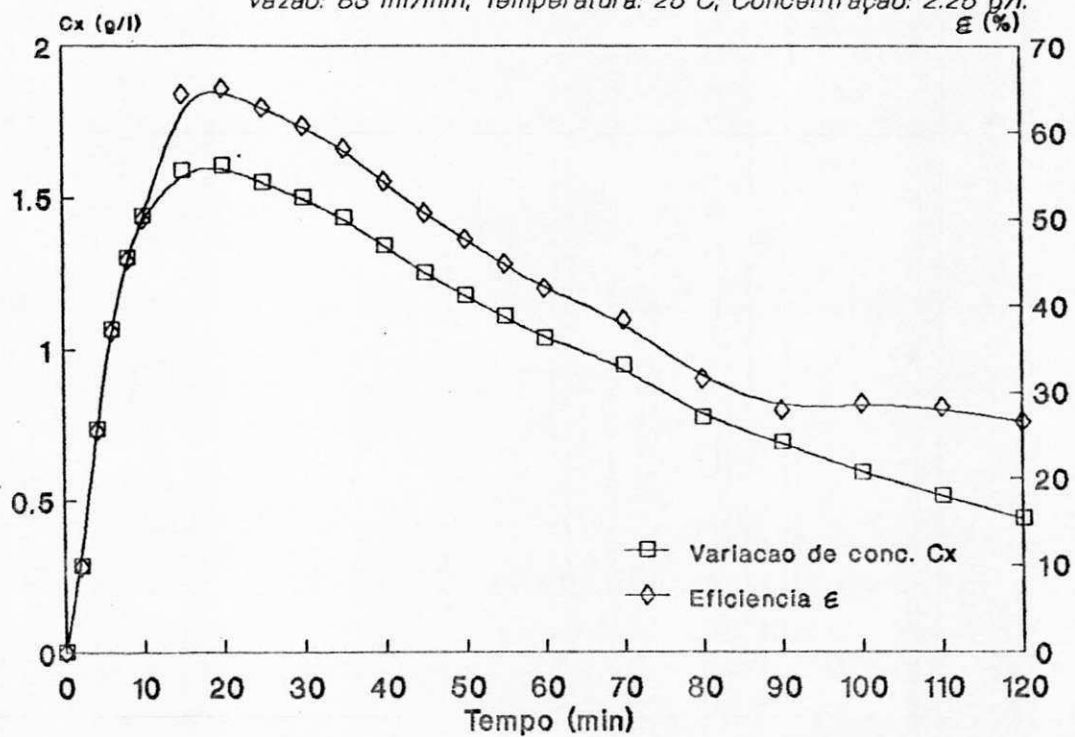


Figura 4.43 - Dados experimentais da "Cx" e da "ε" em função do tempo, água natural, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C; Concentração: 3.27 g/l.

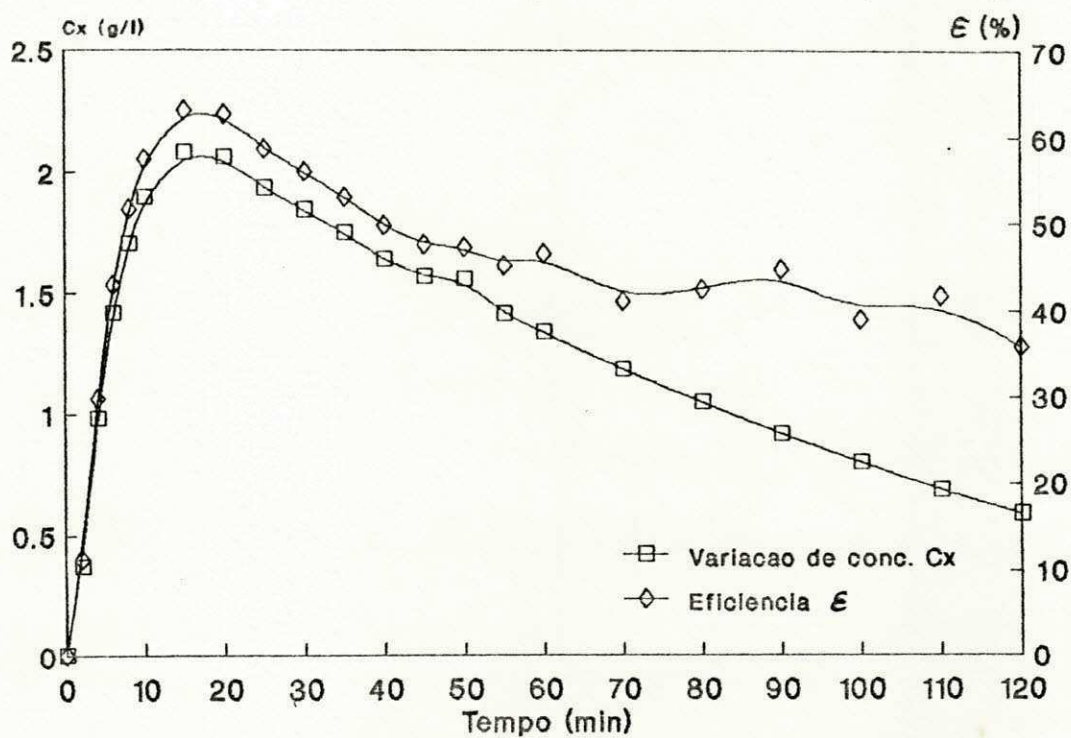


Figura 4.44 - Dados experimentais da "Cx" e da "ε" em função do tempo para água natural, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25 C; Conc.: 4.05 g/l.

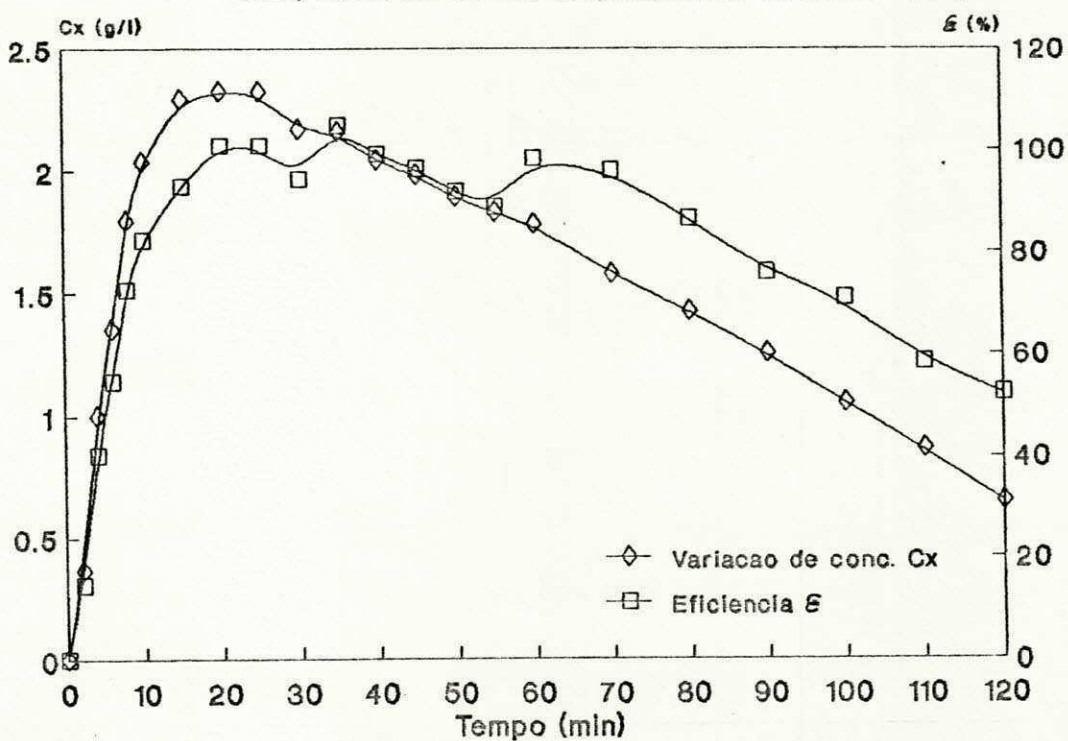


Figura 4.45 - Dados experimentais de dessalinização por os modelos M2 e M3 a partir de uma solução de NaCl, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C.

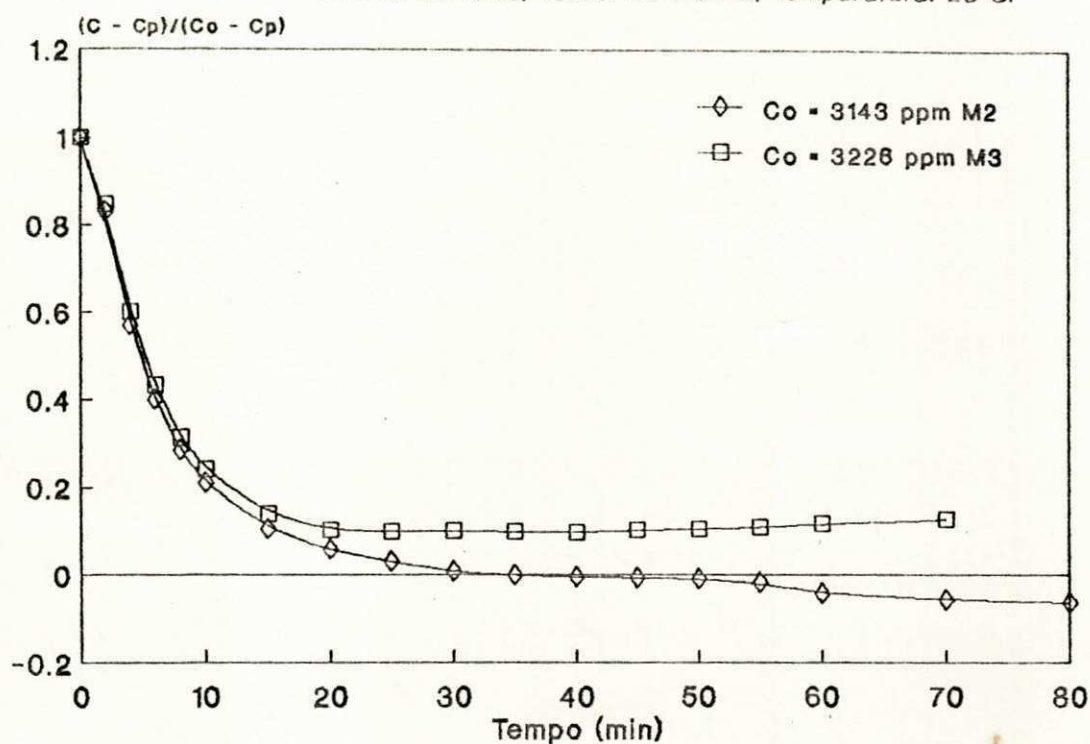


Figura 4.46 - Dados experimentais da "Cx" e da "ε" em função do tempo para o modelo M2, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts; Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C; Concentração: 3.14 g/l.

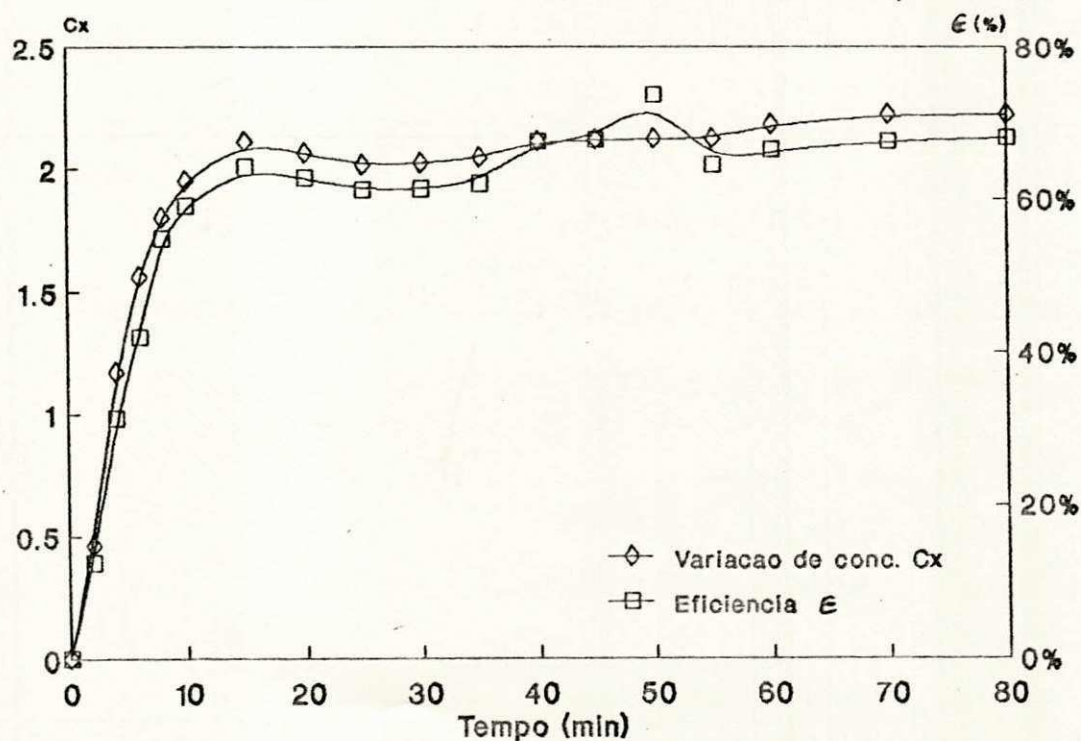
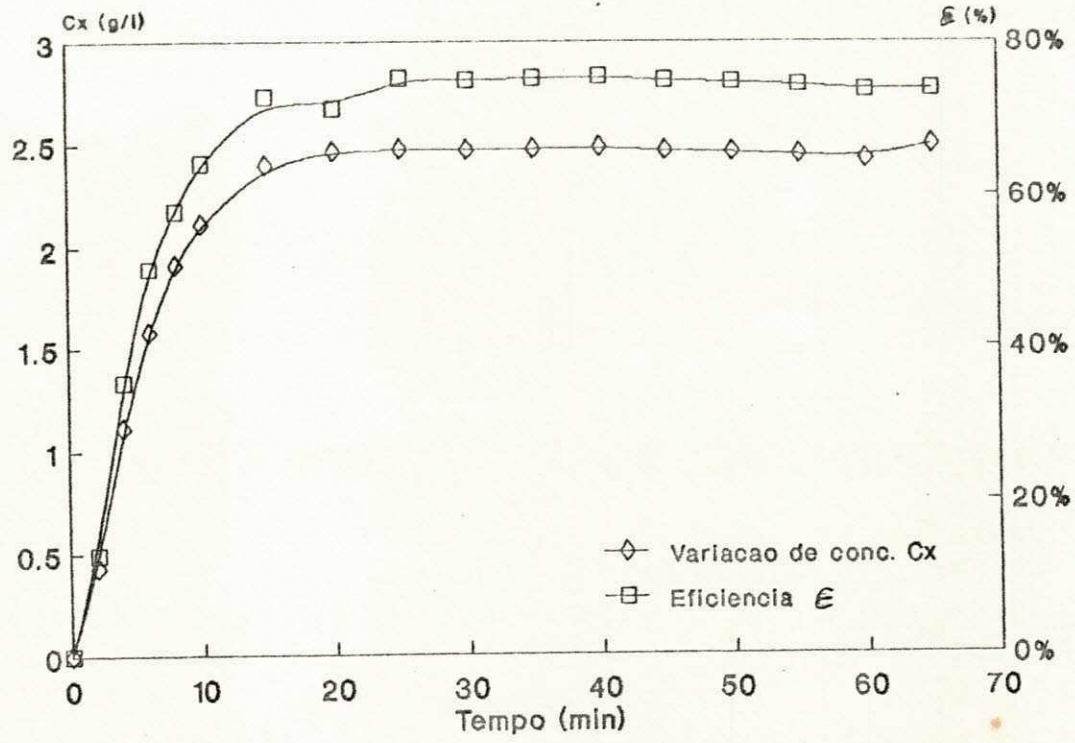


Figura 4.47 - Dados experimentais da "Cx" e da "ε" em função do tempo para o modelo M3, sob as seguintes condições: Tensão: 40 volts
Vazão: 83 ml/min; Temperatura: 25°C; Concentração: 3.22 g/l.



CAPÍTULO V

CONCLUSÃO

Com os resultados experimentais obtidos durante o processo de dessalinização com o reator em estudo, conclui-se que:

1 - Para este tipo de reator os resultados de dessalinização apresentaram uma função exponencial para a maioria dos casos estudados em função do tempo. Observou-se que o tempo de potabilidade pode variar em função da tensão aplicada ao reator a uma concentração constante. Apresentando-se o mesmo comportamento funcional quando varia a concentração inicial da solução a uma tensão constante.

2 - Ao atingir o tempo de potabilidade os dados experimentais mostram que não há necessidade que o efluente do reator retorne para o tanque diluído.

3 - A densidade de corrente está relacionada com a tensão aplicada, a concentração e composição iônica da água. A densidade de corrente começa a decrescer quando a fração desmineralizada atinge um valor médio de 75%.

4 - A resistência ôhmica depende da concentração iônica do meio e do regime hidrodinâmico interno do reator.

5 - A eficiência de corrente está diretamente relacionada com a concentração iônica presente no meio durante o processo.

6 - O consumo de energia encontra-se diretamente relacionada com a tensão aplicada e a concentração do meio, o qual varia conforme o "design" do reator.

7 - Os resultados obtidos a partir do tratamento com águas salobras demonstram que, mesmo na presença de outros íons, conseguem atingir uma faixa aproximada de 80%, no que diz respeito a fração desmineralizada.

8 - Comparando os modelos estudados, o modelo M2 apresentou melhor performance, devido ao desvio do efluente diluído do reator no tempo de potabilidade.

CAPÍTULO VI

PERSPECTIVAS

1 - Explorar a possibilidade de aumentar a vazão do sistema.

2 - Projetar um reator de forma que ofereça condições de estudar os seguintes parâmetros: polarização e camada limite.

3 - Obter as equações que representam as curvas de dessalinização, as quais favorecerão estudar mais profundamente a simulação do processo.

4 - Investir nos modelos de fluxo de alimentação a título de minimizar o custo energético.

5 - Desenvolver um sistema de controle "Feedback" com o objetivo de controlar a vazão e a tensão durante o processo de dessalinização.

6 - Investigar com mais detalhes os modelos de fluxo de alimentação estudados neste trabalho.

BIBLIOGRAFIA

- 1 - APPLGATE, L.. *Electrodialisis*. Chemical Engineering, 21 (12), 77-88, junho, 1984.
- 2 - BERG, Eugene W.. *Physical and chemical methods of separation*. New York: Mc Graw-Hill Book Company, 242-249, 1963.
- 3 - COWAN, Donald A. & BROWN, Jerry H.. *Effect of turbulence on limiting current in electrodialysis cells*. Industrial and Eng. Chemistry. 51 (12): 1445-1448, 1959.
- 4 - HOIVE, E. D.. *Fundamentals of water desalination*. Environmental Science and Technology Series. New York: Marcel Dek Ker, 1974, 271p.
- 5 - HWANG, Sun-Tok & KAMMERMEYER, Karl. *Membranes in separations*. New York ,190 - 239, 1975.
- 6 - JONES, G & BRADSHAW, B. C.. *The measurement of the conductance of electrolytes*. J. Amer. Chem. Sec. 55: 1780, 1933.

- 7 - LACEY, Robert E. *Handbook of separation technics for chemical engineers*. New York: Mc Graw-Hill Book Company, 1979, 1449p.
- 8 - MASON, E. A. & JUDÁ, Walter. *Applications of ion exchang membrane in electrodialysis*. Chemical Engineering Process, Symposium Series, 24:191-197, 1959.
- 9 - MASON, E. A. & KIRKHAN, T. A. . *Disign of electrodialysis equipment*. Chemical Eng. Process, Symposium Series, 55 (24): 173-189, 1959.
- 10 - MINTZ, M. S.. *Electrodialys principles of process design*. Industrial and Engineering Chemistry, 55 (18): 18-28, 1963.
- 11 - PARAKH, Bipin S.. *Get your process water to come clean*. Chemical Engineering, 98 (1): 70-85, January, 1991.
- 12 - PERRY, Robert H. & GREEN, Down W.. *Chemical Engineer's Handbook*, 6^o ed., sec 17: 36-45, 1984.
- 13 - PRICE, Michael. *Water from the ground*. New Scientist, 42: 1-4, 1991.

- 14 - SHAFFER, L. H. & MINTZ, M. S.. *Electrodialysis in principle of desalination*. New York: Ed. Spiegle, 199-289, 1966.
- 15 - SHAH, Pankaj M. & SCAMEHORN, John F. *Use of electrodialysis to deionize acidic waste water streams*. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 26: 269-277, 1987.
- 16 - SOLT, G. S.. *Electrodialysis*. Industrial Electrochemical Process, Ed. Kurn A. T., Elsevier Publishing Co., Amsterdam, 1971.
- 17 - SWEENEY, Michael J.. *Membrane-based liquid separation system*. *Chemical Engineering Process*, 80 (1): 32-35, January, 1985.
- 18 - TUWINER, Sidney B.. *Diffusion and membrane technology*. New York: Reinhold Publishing Corporation, n^o 156, 1962, 237p.
- 19 - VILAR, Eudésio O. & FRANÇA, Kepler B.. *Avaliação de um reator eletrodialítico para dessalinização de águas salobras*. (Dissertação de Mestrado) Campina Grande-Pb: Universidade Federal da Paraíba, 1989.

20 - WINGER, G. W.; BODAMER, R. K.; PRINER, C. J. & HARMON, G. W.. *Electrodialysis of water using a multiple membrane cells.* Industrial and Engineering Chemistry, 47 (1): 50-60, March, 1954.

21 - ZULLO JR., J. & ARRUDA, T. B.. *Programa computacional para ajuste de equações em dados experimentais.* Campinas, Instituto Agronômico, 1986. 23p (Boletim técnico n.113).

APÊNDICE I

Figura 1 - Coeficiente angular (m_1) em funcao da concentracao inicial.

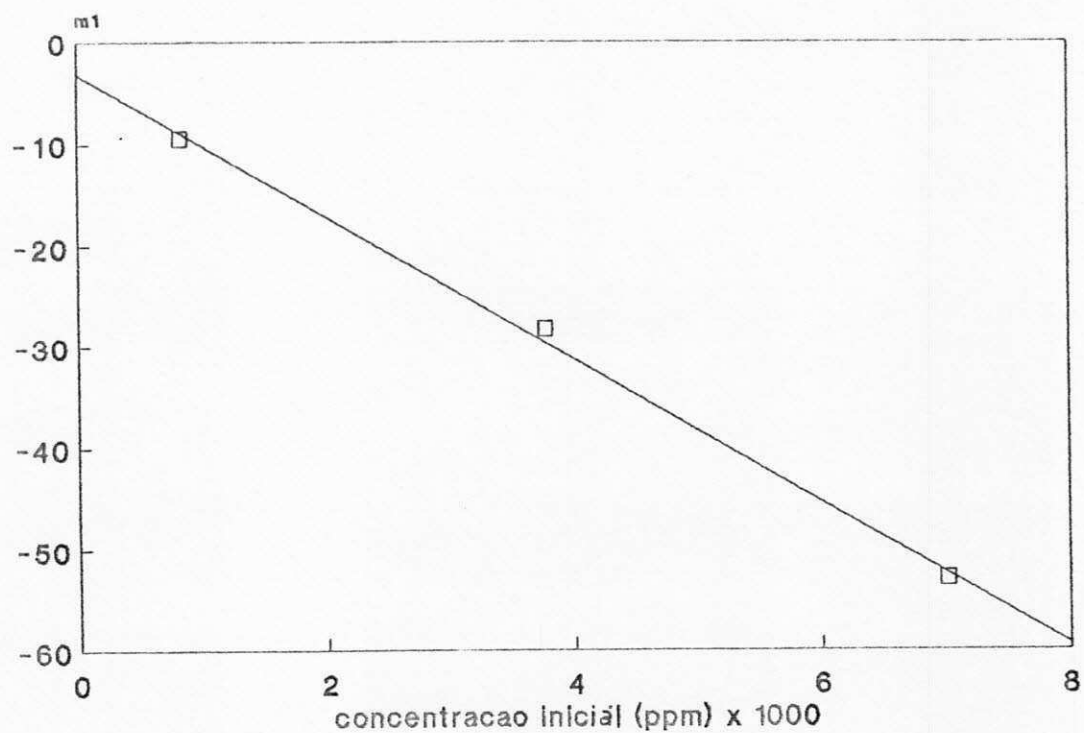


Figura 2 - Coeficiente angular (m_2) em funcao da concentracao inicial

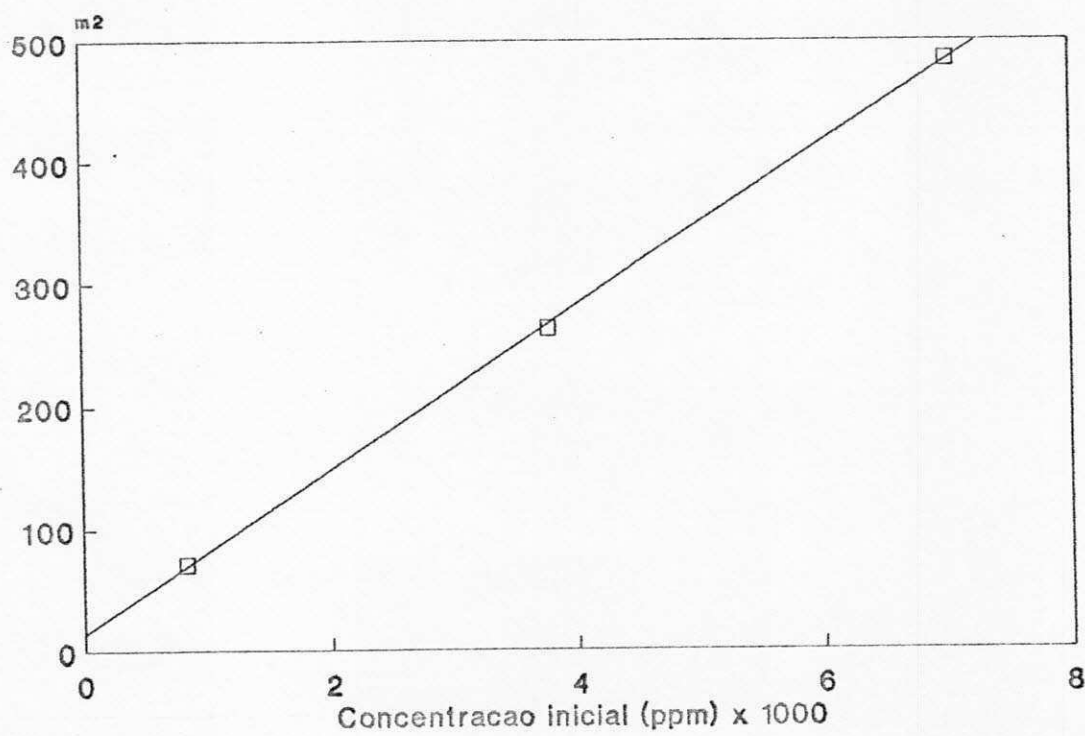


Figura 3 - Coeficiente angular (m_3) em funcao da concentracao inicial.

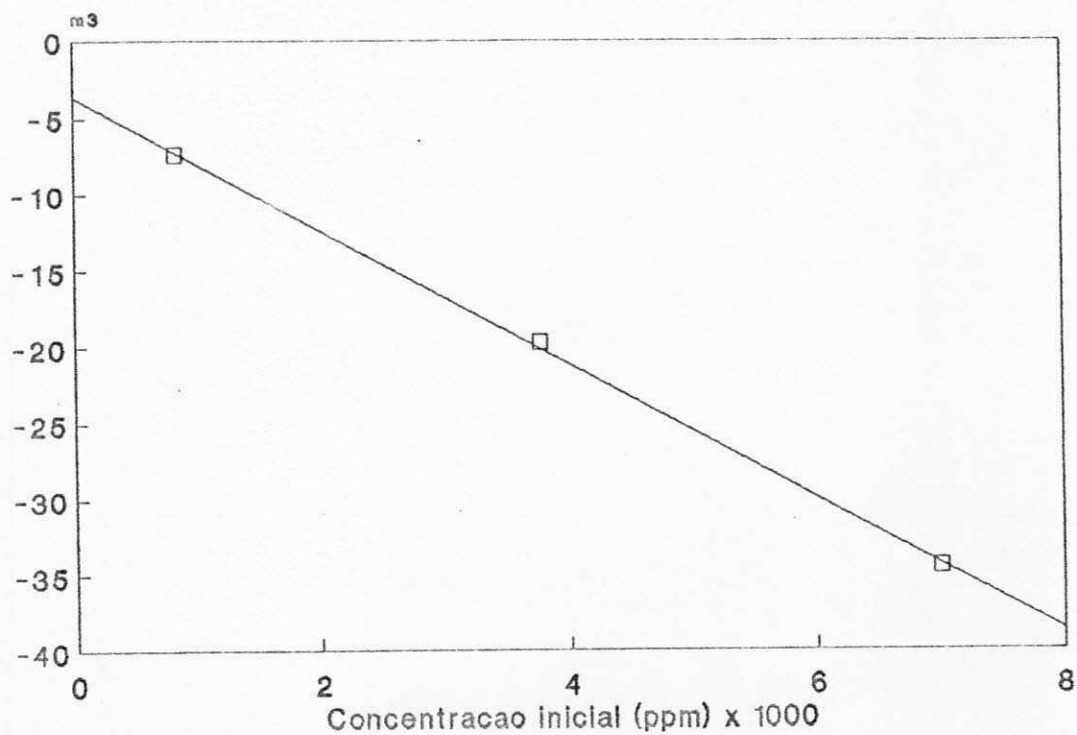
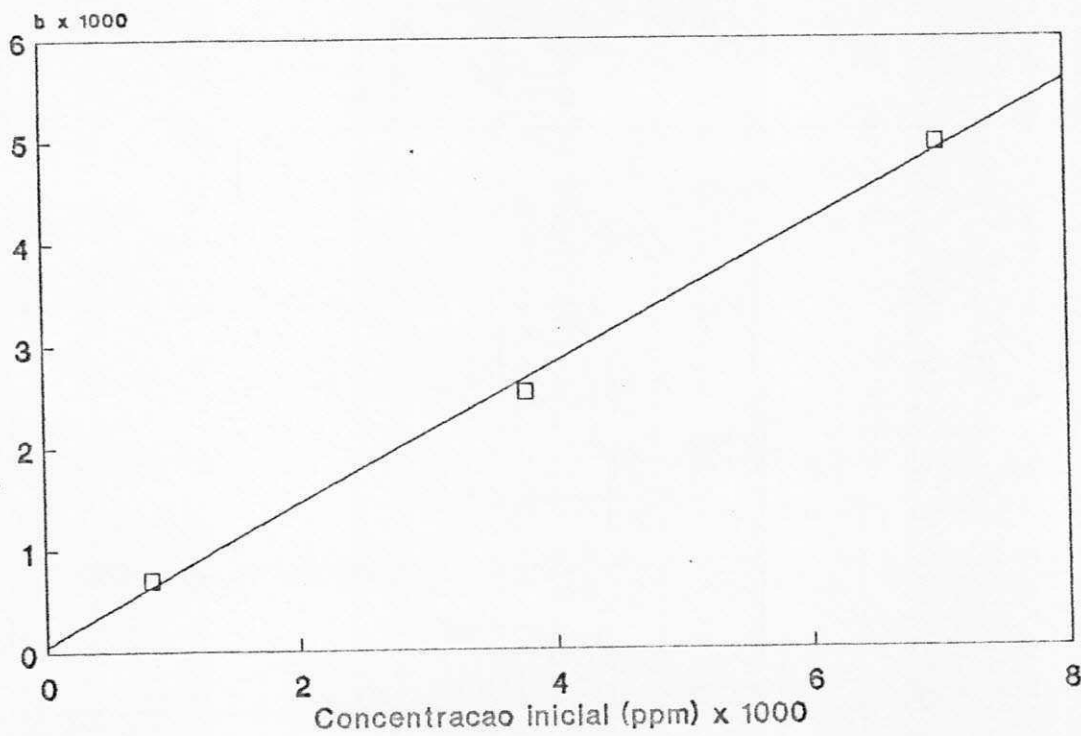


Figura 4 - Coeficiente linear (b) em funcao da concentracao inicial.



PROGRAMA COMPUTACIONAL - ELECTRODIALISIS

Este programa tem como objetivo auxiliar nas resoluções de equações pertinentes a pesquisa, tais como densidade de corrente, eficiência de corrente, resistência ôhmica, consumo de energia, além dos calculos da adimensionalização das concentrações do diluido e do concentrado. Ainda é possível, neste programa obter-se curvas simuladas satisfatórias tanto para as curvas que representam o tanque diluido como para as curva de dessalinização do efluente do reator.

\$DEBUG

```

PROGRAM ELECTRODIALYSIS
  INTEGER N,N1,I,CONT,IMP,SALT1,SALT2,JJ
  REAL Z(25),K(25),T(25),HI(25),V(25),KC(25),KCE(25),CS(25),F,
#TS(25),HIS,CTEA,CTED,NP,VD,TSA,KT(25),AREA,KTC(25),KTCE(25)
  REAL CE(25),TE(25),Y,CX(25),CXA(25),IM,RES(25),J(25),IS(25),
#RESS(25),ENEG(25),EFIC(25),RESST(25),CONVR(25),JC(25)
  REAL S,P,ALT,COMP,LARG,DH,VEL,RE,VISC,CAMD,NE(25),DIF,HII(25),
#POL,JLIM,NS(25),KTE,EFICM,LN,WATT1(25),RESM,ENERGM
  COMMON Y(100)
  CHARACTER*1 OPT,ARQV*15(10)
  IMP = 0
  CALL NPAGE
  WRITE(IMP,2)
  PAUSE          Tecle <ENTER> para continuar
5 CALL NPAGE
  IMP = 0
  WRITE(IMP,15)
  WRITE(IMP,'(//20X,A\)' ) ESCOLHA SUA OPCAO ===>
  READ(*,*) N
  WRITE(IMP,'(//20X,A\)' ) CONFIRME: Y/N? ===>
  READ(*,150) OPT
  IF(OPT.EQ.'N'.OR.OPT.EQ.'n') GOTO 5
  GO TO(20,30,40,50,60,70) N
60 CALL SIMULAR
  GOTO 5
20 CALL NPAGE
  CONT = 1
  WRITE(IMP,'(///// ,15X,A\)' ) 'NOME DO ARQUIVO ===>'
  READ(*,270) ARQV(CONT)
  WRITE(IMP,'(//15X,A\)' ) 'DIGITE O NUMERO DE PONTOS ===>'
  READ(*,*) N1
52 DO 21 I = 1,N1
  . WRITE(IMP,'(20X,A\)' ) 'Tempo (min) ===>'
  . READ(*,*) Z(I)
21 CONTINUE
  WRITE(IMP,'(//20X,A\)' ) CONFIRME: Y/N? ===>
  READ(*,150) OPT
  IF(OPT.EQ.'N'.OR.OPT.EQ.'n') GOTO 52
53 WRITE(IMP,'(//20X,A\)' ) 'Deseja entrar c/ K (ms) de saida: Y/N?

```

```

READ(*,150) OPT
IF(OPT.EQ.'Y'.OR.OPT.EQ.'y') THEN
  DO 22 I = 1,N1
    WRITE(IMP,'(20X,A\)' ) 'K (ms) ===>'
    READ(*,*) K(I)
22  CONTINUE
ELSE
  DO 23 I = 1,N1
    K(I) = .0
23  CONTINUE
ENDIF
WRITE(IMP,'(//20X,A\)' ) 'CONFIRME: Y/N? ===>'
READ(*,150) OPT
IF(OPT.EQ.'N'.OR.OPT.EQ.'n') GOTO 53
54 WRITE(IMP,'(/20X,A\)' ) 'Deseja entrar c/ K (ms) de entrada: Y/N?'
READ(*,150) OPT
IF(OPT.EQ.'Y'.OR.OPT.EQ.'y') THEN
  DO 24 I = 1,N1
    WRITE(IMP,'(20X,A\)' ) 'Ktd (ms) ===>'
    READ(*,*) KT(I)
24  CONTINUE
ELSE
  DO 25 I = 1,N1
    KT(I) = .0
25  CONTINUE
ENDIF
WRITE(IMP,'(//20X,A\)' ) 'CONFIRME: Y/N? ===>'
READ(*,150) OPT
IF(OPT.EQ.'N'.OR.OPT.EQ.'n') GOTO 54
55 DO 26 I = 1,N1
  WRITE(IMP,'(20X,A\)' ) 'Temperatura ( C) ===>'
  READ(*,*) T(I)
26 CONTINUE
WRITE(IMP,'(//20X,A\)' ) 'CONFIRME: Y/N? ===>'
READ(*,150) OPT
IF(OPT.EQ.'N'.OR.OPT.EQ.'n') GOTO 55
56 WRITE(IMP,'(/20X,A\)' ) 'Deseja entrar c/ I (A) de entrada: Y/N?'
READ(*,150) OPT
IF(OPT.EQ.'Y'.OR.OPT.EQ.'y') THEN
  DO 27 I = 1,N1
    WRITE(IMP,'(20X,A\)' ) 'I (amper) ===>'
    READ(*,*) HI(I)
27  CONTINUE
ELSE
  DO 28 I = 1,N1
    HI(I) = .0
28  CONTINUE
ENDIF
WRITE(IMP,'(//20X,A\)' ) 'CONFIRME: Y/N? ===>'
READ(*,150) OPT
IF(OPT.EQ.'N'.OR.OPT.EQ.'n') GOTO 56
57 WRITE(IMP,'(/20X,A\)' ) 'Deseja entrar c/ V (V) de entrada: Y/N?'
READ(*,150) OPT
IF(OPT.EQ.'Y'.OR.OPT.EQ.'y') THEN
  DO 29 I = 1,N1

```



```

        WRITE(IMP, '(20X,A\)' ) ' V (volts) ==>'
        READ(*,*) V(I)
29  CONTINUE
    ELSE
        DO 31 I = 1,N1
            V(I) = .0
31  CONTINUE
    ENDIF
    WRITE(IMP, '(//20X,A\)' ) ' CONFIRME: Y/N? ==>'
    READ(*,150) OPT
    IF(OPT.EQ.'N'.OR.OPT.EQ.'n') GOTO 57
    OPEN(15,FILE=ARQV(CONT),STATUS='NEW')
    DO 32 I = 1,N1
        WRITE(15,100) Z(I),K(I),KT(I),T(I),HI(I),V(I)
32 CONTINUE
    CLOSE(15)
    CONT = CONT + 1
    GOTO 5
30 CALL NPAGE
    CONT = 1
    WRITE(IMP, '(/////15X,A\)' ) ' NOME DO ARQUIVO ==>'
    READ(*,270) ARQV(CONT)
    OPEN(15,FILE=ARQV(CONT),STATUS='OLD')
    WRITE(IMP, '(//15X,A\)' ) ' DIGITE O NUMERO DE PONTOS ==>'
    READ(*,*) N1
    DO 96 I = 1,N1
        READ(15,100) Z(I),K(I),KT(I),T(I),HI(I),V(I)
96 CONTINUE
    CLOSE(95)
    CONT = CONT + 1
    GOTO 5
40 CALL NPAGE
    WRITE(IMP,140)
    WRITE(IMP, '(//15X,A\)' ) ' ESCOLHA SUA OPCAO ==>'
    READ(*,*) N
    WRITE(IMP, '(//15X,A\)' ) ' CONFIRME: Y/N? ==>'
    READ(*,150) OPT
    IF(OPT.EQ.'N'.OR.OPT.EQ.'n') GOTO 40
    GO TO(170,180,5) N
170 CALL NPAGE
    WRITE(IMP,240)
    WRITE(IMP, '(//15X,A\)' ) ' ESCOLHA SUA OPCAO ==>'
    READ(*,*) N
    WRITE(IMP, '(//15X,A\)' ) ' CONFIRME: Y/N? ==>'
    READ(*,150) OPT
    IF(OPT.EQ.'N'.OR.OPT.EQ.'n') GOTO 170
    GO TO(210,41) N
210 CALL NPAGE
    SALT1 = 3
    SALT2 = 3
    IF(KT(1).EQ..0) THEN
        SALT2 = 1
    ENDIF
    IF(HI(1).EQ..0) THEN
        SALT1 = 1

```



```

ENDIF
WRITE(IMP, '(//15X,A\)' ) 'TENSAO APLICADA (Volts) =====>'
READ(*,*) TSA
WRITE(IMP, '(//15X,A\)' ) 'FLUXO (litros/seg) =====>'
READ(*,*) F
WRITE(IMP, '(//15X,A\)' ) 'VOLUME DO DILUIDO (litros) =====>'
READ(*,*) VD
WRITE(IMP, '(//15X,A\)' ) 'AREA EFETIVA (cm2) =====>'
READ(*,*) AREA
WRITE(IMP, '(//15X,A\)' ) 'PARES DE CELULA =====>'
READ(*,*) NP
WRITE(IMP, '(//15X,A\)' ) 'ALTURA, COMPRIM., LARGURA [reator(cm)]'
READ(*,*) ALT,COMP,LARG
WRITE(IMP, '(//15X,A\)' ) 'VISCOSIDADE CINEMATICA (cm2/S) =====>'
READ(*,*) VISC
41 CTEA = .8
CTED = .73
HIS = 0.0
DIF = .000013
JJ = 0
S = COMP*LARG
P = 2*COMP + 2*LARG
DH = 4*S/P
VEL = 1000*F/S
RE = DH*VEL/VISC
KTE = DIF*DH*ALT/VEL
CAMD = KTE**(.3333333) * .54
POL = DIF*96500/(CAMD*(.99 - .61))
FIM = 3
DO 230 I = 1,N1
  KC(I) = K(I)/(1 + .02*(T(I) - 25))
  KCE(I) = KC(I)*CTED
  IF(SALT1.EQ.3) THEN
    IS(I) = NP*HI(I)
    RESS(I) = TSA/IS(I)
    RES(I) = V(I)/HI(I)
  ENDIF
  RESSt(I) = RES(I)*NP/AREA
  J(I) = 1000 * HI(I)/AREA
  CS(I) = 518.733 * (KC(I)**1.05801)
  TS(I) = (CS(I) - 450)/(CS(1) - 450)
  CONVR(I) = (CS(1) - CS(I))/CS(1)
  IF(TS(I).LE..0) THEN
    JJ = JJ + 1
    HII(JJ) = HI(I)
  ENDIF
230 CONTINUE
  IF(SALT2.EQ.3) THEN
    DO 235 I = 1,N1
      KTC(I) = KT(I)/(1 + .02*(T(I) - 25))
      KTCE(I) = KTC(I)*CTEA
      CE(I) = 466.9709 * (KTC(I)**1.081693)
      TE(I) = (CE(I) - 450)/(CE(1) - 450)
235 CONTINUE
ELSE

```

```

        DO 237 I = 1, N1
            CE(I) = .0
            TE(I) = .0
237    CONTINUE
        ENDIF
        IF(SALT2.EQ.3) THEN
            CX(1) = CE(1) - CS(1)
            DO 236 I = 1, N1
                CX(I) = (CE(I) - CS(I)) - CX(1)
                CXA(I) = TE(I) - TS(I)
236    CONTINUE
        ENDIF
        DO 350 I = 1, N1
            IF(SALT2.EQ.3) THEN
                NE(I) = CE(I)/58500.
            ENDIF
            NS(I) = CS(I)/58500.
            JC(I) = J(I)/NS(I)
            IF(I.EQ.1) THEN
                EFIC(I) = .0
            ELSE
                IF(SALT1.EQ.3) THEN
*           Cte na eficiencia de corrente e: Cte de Faraday (26,8 Ah/eq-g)
*           mutiplicado pelo fator de correcao dividido pelo numero de
*           celulas do reator (19).
                EFIC(I) = 5077.89*F*(NE(I) - NS(I))/HI(I)
                WATT1(I) = 0.2*TSA*HI(I)
            ENDIF
        ENDIF
350    CONTINUE
*
*           Densidade de corrente limite (mA/eq-g).
*
        JLIM = POL * NS(1)
*
*           Consumo de energia até atingir a potabilidade.
*
        IF(JJ.NE.0) THEN
            LN = (HI(1) - HII(1))/ALOG(HI(1)/HII(1))
            RESM = TSA/LN
            EFICM = 5077.89*F*((NS(1) - .00769)/ALOG(NS(1)/.00769))/LN
            ENERGM = 0.2*TSA*LN
        ELSE
            ENERGM = -1.
        ENDIF
        GOTO 40
180    IF(SALT2.EQ.3) THEN
        WRITE(IMP,80)
        DO 260 I = 1, N1
            WRITE(IMP,90) Z(I),KTC(I),KC(I),CE(I),CS(I),CX(I),TE(I),TS(I),
#CXA(I)
260    CONTINUE
        ELSE
            WRITE(IMP,120)
            DO 125 I = 1, N1

```

```

        WRITE(IMP,127) Z(I),KC(I),CS(I),TS(I)
125  CONTINUE
    ENDIF
    WRITE(IMP,'(///15X,A\)' ) 'Deseja abrir arquivo p/resultados:Y/N?'
    READ(*,150) OPT
    IF(OPT.EQ.'N'.OR.OPT.EQ.'n') GOTO 40
    WRITE(IMP,'(/////15X,A\)' ) 'NOME DO ARQUVO DE RESULTADOS ===> '
    READ(*,270) ARQV(CONT)
    OPEN(181,FILE=ARQV(CONT),STATUS='NEW')
    IF(KT(1).NE..0) THEN
        WRITE(181,80)
        DO 265 I = 1,N1
            WRITE(181,90) Z(I),KTC(I),KC(I),CE(I),CS(I),CX(I),TE(I),TS(I),
#CXA(I)
265  CONTINUE
        ELSE
            WRITE(IMP,120)
            DO 266 I = 1,N1
                WRITE(IMP,127) Z(I),KC(I),CS(I),TS(I)
266  CONTINUE
        ENDIF
        GOTO 40
*
*   Impressao dos resultados.
*
    50 CALL IMPRES (IMP)
    330 CALL NPAGE
        WRITE(*,400)
        WRITE(*,'(//15X,A\)' ) 'ESCOLHA OPCAO DE IMPRESSAO =====> '
        READ(*,*) N
        GO TO(340,380,390,5) N
    340 WRITE(IMP,80)
        DO 280 I = 1,N1
            WRITE(IMP,90) Z(I),KTC(I),KC(I),CE(I),CS(I),CX(I),TE(I),TS(I),
#CXA(I)
    280 CONTINUE
        GOTO 330
    380 WRITE(IMP,300)
        DO 310 I = 1,N1
            WRITE(IMP,320) RES(I),J(I),IS(I),RESS(I),WATT1(I),EFIC(I),
#CONVR(I)
    310 CONTINUE
        GOTO 330
    390 WRITE(*,'(///10X,A\)' ) 'IMPRIME APENAS VALORES MEDIOS ? (Y/N) '
        READ(*,150) OPT
        IF(OPT.EQ.'Y'.OR.OPT.EQ.'y') GOTO 500
        WRITE(IMP,410)
        DO 315 I = 1,N1
            WRITE(IMP,360) JC(I),NE(I),NS(I)
    315 CONTINUE
    500 WRITE(IMP,430)
        WRITE(IMP,420) NS(1),RE,CAMD,POL,JLIM,EFICM,ENERGM
        GOTO 330
        GOTO 5
    2  FORMAT(///// ,25X, '***** ELETRODIALISIS *****',///,15X,

```

```

# Este programa tem por finalidade facilitar os
#/,10X,'calculos para diferentes bateladas dos seguintes',/,
#10X,'parametros abaixo:',///,15X,
# 1 - Concentracao de entrada e saida em ppm',/,15X,
# 2 - Concentracao adimensional de entrada e saida',/,15X,
# 3 - Diferenca entre a conc. de entrada e saida',/,15X,
# 4 - Simulacao das curvas do tanque diluido e celula',/,15X,
#####)
15 FORMAT(///,10X, '***** MENU PRINCIPAL *****',///,20X,
# [1] ABRIR ARQUIVO',/,20X, '[2] LER ARQUIVO',/,20X,
# [3] EXECUTAR O PROGRAMA',/,20X, '[4] IMPRIMIR RESULTADOS',/,
#20X, '[5] SIMULAR A CURVA',/,20X, '[6] RETORNAR AO DOS')
80 FORMAT(///,80(' '),/,1X, 't(min)',2X, 'ke(ms)',2X, 'ks(ms)',1X,
# 'Ce(ppm)',3X, 'Cs(ppm)',3X, 'Cx(ppm)',3X, 'Cae',6X, 'Cas',6x, 'Cxa',
#/,80(' '))
90 FORMAT(2X,F5.1,2(2X,F5.2),3(2X,F8.2),3(2X,F7.4),/,80(' '))
120 FORMAT(///,60(' '),/,5X, 'T(min)',2X, 'ks(ms)',1X, 'Cs(ppm)',3X,
# 'Cas',/,60(' '))
127 FORMAT(7X,F5.1,2X,F5.2,2X,F8.2,2X,F7.4,/,60(' '))
100 FORMAT(2X,6F10.4)
140 FORMAT(///,10X, 'RESULTADOS:',///,15X, '[1] INICIAR',/,15X,
# '[2] IMPRESSAO NA TELA',/,15X, '[3] MENU PRINCIPAL')
150 FORMAT(A1)
160 FORMAT(5X,F5.1,2X,F5.2,2X,F5.1,2X,F8.3,2X,F8.3)
240 FORMAT(///,10X, 'DADOS:',///,15X, '[1] ENTRADA',/,15X,
# '[2] EXECUTAR')
270 FORMAT(A15)
300 FORMAT(///// ,10X,80(' '),/,10X, 'RES. (ohm)',3X, 'J. (mA/cm2)',
#2X, 'I SIST. (A)',2X, 'R. SIST(ohm)',2X, 'C. ENERG.',2X,
# 'EFIC.',2X, 'CONV.',/,13X,80(' '))
320 FORMAT(10X,F7.3,4X,F7.3,5X,F6.2,5X,F8.3,6X,F7.3,2X,F6.3,2X,
#F6.3,/,13X,80(' '))
360 FORMAT(15X,40(' '),/,15X,3(F10.3,5X))
400 FORMAT(///// ,15X, '[1] RESULTADOS 1',/,15X, '[2] RESULTADOS 2',/,
#15X, '[3] RESULTADOS 3',/,15X, '[4] MENU PRINCIPAL')
410 FORMAT(//,15X, 'J/Cd (mA.l/g.cm2)',2X, 'Ce (eq-g/l)',4X,
# 'Cs (eq-g/l)')
420 FORMAT(/,12X,F10.3,2X,6(F9.4,4X))
430 FORMAT(/,10X,80(' '),/,10X, 'Ns(eq-g/l)',2X, ' Re ',2X,
# 'Camada(cm)',1X, 'Pol.(mA.l/eq-g.cm2)',1X, 'Jlim (mA/cm2)',2X,
# 'Efic. media',1X, 'Energia (kW-h/1000 l)')
70 STOP
END

```

```

*
*****
*

```

Sub-rotina "Simular", esta tem como objetivo fazer uma simulaco preliminar das curvas de dessalinizaco do influente e efluente do reator.

```

SUBROUTINE SIMULAR
INTEGER IMP,I,J
INTEGER*2 NCOU,NPT,NTOT,NCLE,NDEL,N1,NP
REAL DES(500,10),CX1(200),CX2(200)
REAL A,T(200),CI,Y1(200),TEMPO,N2,Y2(200),Y3(200),M1,M2,B1,B2

```



```

COMMON Y1
CHARACTER*1 OPT,NOME*15,NOME1*15,OPT1*1,ESC*1
CALL NPAGE
IMP = 0
NP = 0
60 WRITE(IMP,'(/////15X,A\)' ) 'ABRE ARQUIVO GRAFICO: Y/N? '
READ(*,55) OPT
IF(OPT.EQ.'N'.OR.OPT.EQ.'n') GOTO 65
WRITE(IMP,'(/15X,A\)' ) ' (nome.DES) ? =====> '
READ(*,50) NOME1
OPEN(10,FILE=NOME1,STATUS='NEW',ACCESS='DIRECT',RECL=10)
65 WRITE(IMP,'(/15X,A\)' ) 'Concentracao inicial (ppm) ===> '
READ(*,*) CI
WRITE(IMP,'(/15X,A\)' ) 'Tempo da batelada (min) =====> '
READ(*,*) TEMPO
WRITE(IMP,'(/15X,A\)' ) 'Numero de pontos =====> '
READ(*,*) N1
T(1) = .0
Y1(1) = CI
Y2(1) = CI
CX1(1) = .0
CX2(1) = .0
N2 = (TEMPO - 20)/(N1 - 7)
A = -.007*CI - 2.1606
M1 = 16.8911 +.0567*CI
M2 = -2.4411 - .0064*CI
B1 = -34.3139 - .0348*CI
B2 = -98.4794 + .9226*CI
WRITE(IMP,'(/15X,A\)' ) 'RESULTADOS IMPRESSORA/MONITOR: I/M ?'
READ(*,55) ESC
IF(ESC.EQ.'M'.OR.ESC.EQ.'m') GOTO 70
CALL IMPRES(IMP)
70 DO 25 I = 1,N1
    J = I + 1
    IF(T(I).LT.10) THEN
        T(J) = T(I) + 2
        Y1(J) = A*T(J) + CI
        CX1(J) = M1*T(J) + B1
        Y2(J) = Y1(J) - CX1(J)
    ELSE IF(T(I).LT.20) THEN
        T(J) = 20.0
        Y1(J) = A*T(J) + CI
        CX2(J) = M2*T(J) + B2
        Y2(J) = Y1(J) - CX2(J)
    ELSE
        T(J) = T(I) + N2
        Y1(J) = A*T(J) + CI
        CX2(J) = M2*T(J) + B2
        Y2(J) = Y1(J) - CX2(J)
    ENDIF
    Y3(I) = 2*CI-Y1(I)
    DES(I,1) = T(I)
    DES(I,2) = Y1(I)
    DES(I,3) = Y2(I)
    DES(I,4) = Y3(I)

```



```

        NP = NP + 1
25  CONTINUE
        DO 35 I = 1,N1
            WRITE(IMP, '(4F10.2)') T(I),Y1(I),Y2(I),Y3(I)
35  CONTINUE
        IMP = 0
        WRITE(IMP, '(//15X,A\)' ) 'ABRE ARQUIVO SIMULADO: Y/N? '
        READ(*,55) OPT1
        IF(OPT1.EQ.'N'.OR.OPT1.EQ.'n') GOTO 68
        WRITE(IMP, '(//15X,A\)' ) ' (nome.DYA) ? ==>'
        READ(*,50) NOME
        OPEN (2,FILE = NOME,STATUS='NEW')
            DO 30 I = 1,N1
                WRITE(2, '(4F10.2)') T(I),Y1(I),Y2(I),Y3(I)
30  CONTINUE
        CLOSE(2)
68  IF(OPT.EQ.'N'.OR.OPT.EQ.'n') GOTO 66
        NCOU = 3
        NPT = NP
        NCLE = 0
        NDEL = 1
        NTOT = NPT
        WRITE (10,REC=1)NCLE,NCOU,NPT,NDEL,NTOT
        CLOSE(10)
        NACE = NPT*4
        OPEN(10,FILE = NOME1,STATUS='OLD',ACCESS='DIRECT',RECL=NACE)
        WRITE(10,REC=2)(DES(J,1),J=1,NP)
        WRITE(10,REC=3)(DES(J,2),J=1,NP)
        WRITE(10,REC=4)(DES(J,3),J=1,NP)
        WRITE(10,REC=5)(DES(J,4),J=1,NP)
        CLOSE(10)
66  CALL NPAGE
        PAUSE '                Tecle <ENTER> para continuar '
        WRITE(IMP, '(/////15X,A\)' ) 'CONTINUA A SIMULACAO Y/N?: '
        READ(*,55) OPT
        IF(OPT.EQ.'Y'.OR.OPT.EQ.'y') GOTO 60
20  FORMAT(F7.2,3X,F9.4)
50  FORMAT(A15)
55  FORMAT(A1)
        RETURN
        END

```

*

 *

Sub-rotina "Impres", utilizada para modificar o comando de impressão em tela para a impressão dos resultados obtidos diretamente na impressora.

```

SUBROUTINE IMPRES (IMP)
INTEGER IMP
IMP = 6
OPEN(IMP,FILE='PRN')
RETURN
END

```