

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA
LABORATÓRIO DE REFERÊNCIA EM DESSALINIZAÇÃO**

**“NORMALIZAÇÃO DE SISTEMAS DE DESSALINIZAÇÃO
VIA OSMOSE INVERSA”**

SHEFORA ELISANGELA HENRIQUES DE SOUSA

Campina Grande – Paraíba
Setembro de 2003

“NORMALIZAÇÃO DE SISTEMAS DE DESSALINIZAÇÃO VIA OSMOSE INVERSA”

Shefora Elisangela Henriques de Sousa

Dissertação apresentada ao programa de
Pós-Graduação em Engenharia Química
da Universidade Federal de Campina
Grande, em cumprimento às exigências
para obtenção do grau de mestre.

Área de Concentração: Operações e Processos

Orientador: Prof. Kepler Borges França (PhD)

Campina Grande – Paraíba
Setembro de 2003



S725n
2003

Sousa, Shefora Elisangela Henriques de
Normalização de sistemas de dessalinização via
osmose inversa / Shefora Elisangela Henriques de
Sousa. – Campina Grande: UFCEG, 2003.
130p.: il.

Dissertação (Mestrado em Engenharia Química).
UFCEG/CCT/DEQ.
Inclui Bibliografia.

1. Osmose Inversa 2. Osmose Inversa – Normalização
3. Normalização

CDU: 66.081.63

UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA
LABORATÓRIO DE REFERÊNCIA EM DESSALINIZAÇÃO

**“NORMALIZAÇÃO DE SISTEMAS DE DESSALINIZAÇÃO VIA
OSMOSE INVERSA”**


Shefora Elisangela Henriques de Sousa

Campina Grande – Paraíba
Setembro de 2003

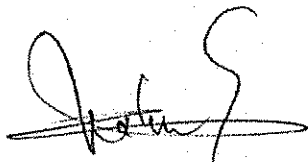
**“NORMALIZAÇÃO DE SISTEMAS DE DESSALINIZAÇÃO VIA
OSMOSE INVERSA”**

Dissertação aprovada em 05/ Setembro/ 2003

BANCA EXAMINADORA



Prof. Kepler Borges França - PhD
-orientador-



Prof. Dr. Alberto Cláudio Habert
-examinador externo-



Prof. Dr. Romildo Pereira Brito
-examinador interno-



Prof. Dr. Luis Gonzaga S. Vasconcelos
-examinador interno-

Dedicatória

Às pessoas que para mim foram mais que um exemplo de vida e traduziram o que seria o amor , a harmonia e a valorização do ser: Mamãe (in memorian) e Vovô Esmeraldino (in memorian), obrigada por tudo.

Agradecimentos

A Deus pela sua presença em todos os momentos, mim dando força e coragem para vencer.

Ao meu orientador Prof. Dr. Kepler Borges França, pela orientação, apoio e motivação prestados durante a realização deste trabalho.

A minha família pelo o amor, compreensão e carinho concedido, especialmente minha tia Fátima e meus irmãos Jocélio, João, Glaydson e América.

Ao meu noivo Evandro, pelas palavras de apoio e encorajamento durante toda nossa caminhada.

A Izabele, pela companhia e convivência harmoniosa.

A coordenação de Pós-Graduação em Engenharia Química, nas pessoas do Coordenador Luiz Gonzaga S. Vasconcelos e das secretárias Maria José B. Cavalcanti e Maricé Ferreira da Silva, pelo desempenho de suas funções, estando sempre prontos a nos atender.

Aos amigos especiais: Renata, Ester, Rucilana e Kleber, pelo auxílio dado sempre que precisei, pelas palavras de conforto, pelo apoio e pela nossa amizade verdadeira.

Aos amigos que conquistei aqui, Ribeiro, Andréa, Arleide, Aécio, Marina, Bianca, Alfredina, Juliana, pela amizade e convívio agradável.

A todos que fazem o Laboratório de Referência em Dessalinização, obrigada pela assistência dada sempre que precisei.

Aos professores do mestrado em Engenharia Química pelos conhecimentos transmitidos durante as disciplinas.

Ao CNPq pelo apoio financeiro.

E para finalizar, a todos aqueles que de alguma forma colaboraram para execução desse trabalho, e que porventura eu acabei omitindo, deixo-lhes aqui registrado os meus mais sinceros agradecimentos.

“Não que eu já tenha conquistado o prêmio ou que já tenha chegado a perfeição; apenas continuo correndo para conquistá-lo, não acho que eu já tenha alcançado o prêmio, mas uma coisa eu faço: esqueço-me o que fica para trás e avanço para o que está na frente. Lanço-me em direção à meta, em vista do prêmio do alto, que Deus nos chama a receber em Jesus Cristo.”

Filipenses 3.12-14

ÍNDICE GERAL

Índice de Figuras.....	i
Índice de Tabelas.....	iii
Simbologia.....	v

CAPÍTULO I

1- Introdução.....	1
--------------------	---

CAPÍTULO II

2 – Revisão Bibliográfica.....	6
2.1 – Histórico.....	6
2.2 – Processos de separação com membranas.....	7
2.2.1 – Principais aplicações de processos com membranas.....	8
2.2.2 – Processos de separação.....	10
2.3 – Dessalinização via osmose inversa.....	12
2.3.1 – Processo de osmose inversa.....	13
2.4 – Tipos de membranas existentes.....	15
2.5 – Especificação de dessalinizadores por osmose inversa.....	17
2.6 – Incrustações.....	19
2.6.1 – Tortas de filtro.....	20
2.6.2 – Tipos de incrustações (“Foulings”).....	20
2.6.2.1 – Depósitos inorgânicos (“Scalings”).....	21
2.6.2.2 - Depósito de material biológico (“Biofouling”).....	23
2.6.2.3 – Polarização de concentração.....	23
2.7 – Principais parâmetros do processo.....	26
2.7.1 – Rejeição de sais (RS).....	26
2.7.2 – Passagem de sais (PS).....	26
2.7.3 – Razão de recuperação.....	27
2.7.4 – Concentração de sais dissolvidos.....	27
2.7.5 – Fluxo do permeado.....	28
2.7.6 – Balanço de massa.....	28

2.7.7 - Pressão osmótica	29
2.8 – Pré- tratamento	29
2.8.1 – IDS e IFM	31
2.9 – Normalização do sistema de OI	33
2.9.1. Vazão normalizada	34
2.9.2. Sólidos totais dissolvidos (STD)	36
2.9.3. Passagem de sal normalizada	36
2.9.4. Coeficiente de transferência de massa normalizada (CTM)	37
2.9.5 – Cálculos para prevenção de incrustação	38
2.9.5.1. Prevenção de incrustação de CaCO_3	38
2.9.5.2. Prevenção de incrustação de CaSO_4 , BaSO_4 e SrSO_4	40
2.9.5.3. Prevenção de incrustação de sílica	41
2.10 – Limpeza química	41

CAPÍTULO III

3 - Materiais e métodos	44
3.1 – Introdução	44
3.2 – Sistema de dessalinização via OI	44
3.2.1 – Característica dos sistemas de dessalinização via OI	45
3.2.1.1 – Fonte hídrica	45
3.2.1.2 – Pré-tratamento	45
3.2.1.3 – Unidade de OI	46
3.3 – Funcionamento do sistema	48
3.4 – Monitoramento	49
3.5 – Análises físico-química	49
3.5.1 – Produtos químicos	52
3.5.2 – Equipamentos	52
3.6 – Normalização	53
3.7 – Cálculos para prevenção de incrustação (“Scaling”)	53
3.7.1 – Prevenção de incrustação de CaCO_3	54
3.7.2 - Prevenção de incrustação de CaSO_4 , BaSO_4 , SrSO_4	54
3.7.3 - Prevenção de incrustação de sílica	54

CAPÍTULO IV

4 - Resultados e discussões.....	55
4.1 – Estudo da qualidade da água em função do tempo	55
4.2 – Efeito da concentração de sais dissolvidos da água de alimentação na dessalinização	57
4.3 – Desempenho das membranas em função do tempo	58
4.4 – Normalização dos sistemas.....	61
4.4.1 – Vazão normalizada (QN)	62
4.4.2 – Sólidos totais dissolvidos (STD)	64
4.4.3 – Passagem de sal normalizada (PSN)	64
4.4.4 – Coeficiente de transferência de massa normalizada (CTM).....	66
4.5 – Cálculos para prevenção de incrustação (“scaling”) de CaCO_3	67
4.6 – Prevenção de incrustação de CaSO_4	67
4.7 – Prevenção de incrustação de sílica.....	68

CAPÍTULO V

5 – Conclusões.....	70
---------------------	----

CAPÍTULO VI

6 – Sugestões para trabalhos futuros.....	72
---	----

CAPÍTULO VII

7 – Referências bibliográficas	73
--------------------------------------	----

CAPÍTULO VIII

8 – Anexos.....	81
-----------------	----

RESUMO

O presente trabalho tem como objetivo estudar a normalização de dois sistemas de dessalinização via osmose inversa, instalados nas localidades de Riacho de Santo Antônio e Catingueira, ambos no Estado da Paraíba, alimentados com água de 13.665 mg/L e 945 mg/L de sólidos totais dissolvidos (STD), respectivamente. A partir dos dados das variáveis de medidas dos sistemas como : vazão, pressão, temperatura, condutividade e concentração, efetuou-se uma série de cálculos para observar o desempenho dos sistemas. Foram avaliados os seguintes parâmetros normalizados: vazão do permeado, gradiente de pressão efetiva média (NDP), STD do permeado, passagem e rejeição de sais e o coeficiente de transferência de massa (CTM). Após a normalização dos dados foi realizado um estudo dos tipos de incrustações que poderiam estar ocorrendo nos sistemas. O resultado para o sistema localizado em Catingueira-PB foi: diminuição de 13% na vazão do permeado; aumento de 16% na TDP; aumento no STD de 48%; aumento de 71% na passagem de sais; diminuição de 30% no CTM e os cálculos de prevenção de incrustações indicou uma tendência à incrustações de CaCO_3 e CaSO_4 . O resultado para o sistema localizado em Riacho de Santo Antônio-PB foi: diminuição de 7% na vazão do permeado; aumento de 7% na TDP; aumento no STD de 34%; aumento de 50% na passagem de sais; diminuição de 11% no CTM e os cálculos de prevenção de incrustações indicou uma tendência à incrustações de CaCO_3 .

ABSTRACT

The present work has as objective studies the normalization of two desalination systems via reverse osmosis, installed in the Riacho de Santo Antônio and Catingueira, both in the State of Paraíba, with feed water of 13.665 mg/L and 945 mg/L total of dissolved solids (TDS), respectively. Starting from the data of the variables of measures of the systems as: flow, pressure, temperature, conductivity and concentration, making a series of calculations to observe the performance of the systems. The evaluate parameters were: flow of the permeate, net driving pressure (NDP), TDS of the permeate, salt passage and salt rejection and the mass transfer coefficient (MTC). After the normalization was accomplished a study of the scalings types that could be happening in the systems. The result for the system of Catingueira-PB was: decrease of 13% in the flow of the permeate; increase of 16% in NDP; increase in TDS of 48%; increase of 71% in the salts passage ; decrease of 30% in MTC and the calculations of scalings prevention indicated a tendency to the scaling of CaCO_3 and CaSO_4 . The result for the system of Riacho de Santo Antônio-PB was: decrease of 7% in the flow of the permeate; increase of 7% in NDP; increase in TDS of 34%; increase of 50% in the salts passage; decrease of 11% in MTC and the calculations of scalings prevention indicated a tendency to the scaling of CaCO_3 .

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 – Gráfico comparativo dos processos de dessalinização	3
Figura 2.1 – Esquema básico de funcionamento de uma membrana	8
Figura 2.2 - Modelo de filtração de fluxo cruzado	12
Figura 2.3 - Representação do processo de osmose e osmose inversa	13
Figura 2.4 – Fatores operacionais que influenciam a rejeição de sais por membranas de OI..	14
Figura 2.5 – Elemento de membrana em espiral para processo de OI.....	18
Figura 2.6 - Fluxograma típico de um processo de dessalinização de água por OI	19
Figura 2.7 – Acumulação de material na superfície da membrana.....	24
Figura 2.8 – O fenômeno de polarização de concentração	24
Figura 2.9 – Equipamento básico para medida de IDS e IFM	32
Figura 3.1 – Esquema das unidades de osmose inversa, (a) <i>Sistema 1</i> ; (b) <i>Sistema 2</i>	47
Figura 4.1 – Representação da variação dos parâmetros físico-químico da água de alimentação em função do tempo (ano) para o <i>Sistema 1</i>	56
Figura 4.2 - Representação da variação dos parâmetros físico-químico da água de alimentação em função do tempo (ano) para o <i>Sistema 2</i>	56
Figura 4.3 - Variação da concentração de sais dissolvidos nas correntes de água de alimentação, permeada e concentrada em função do tempo para o <i>Sistema 1</i>	57
Figura 4.4 - Variação da concentração de sais dissolvidos nas correntes de água de alimentação, permeada e concentrada em função do tempo para o <i>Sistema 2</i>	57
Figura 4.5 - Estudo do desempenho das membranas em função do tempo para o <i>Sistema 1</i> ..	59

Figura 4.6 - Estudo do desempenho das membranas em função do tempo para o <i>Sistema 2</i> ..	60
Figura 4.7 – Resultados experimentais e simulados das análises físico-químicas da água proveniente de Catingueira, <i>Sistema 1</i>	61
Figura 4.8 – Resultados experimentais e simulados das análises físico-químicas da água proveniente de Riacho de Santo Antônio, <i>Sistema 2</i>	61
Figura 4.9 – Vazão normalizada do permeado, <i>Sistema 1</i>	62
Figura 4.10 – Vazão normalizada do permeado, <i>Sistema 2</i>	62
Figura 4.11 – Taxa diferencial de pressão, <i>Sistema 1</i>	62
Figura 4.12 – Taxa diferencial de pressão, <i>Sistema 2</i>	62
Figura 4.13 – Sólidos totais dissolvidos, <i>Sistema 1</i>	64
Figura 4.14 – Sólidos totais dissolvidos, <i>Sistema 2</i>	64
Figura 4.15 – Passagem e rejeição de sais normalizada, <i>Sistema 1</i>	65
Figura 4.16 – Passagem e rejeição de sais normalizada, <i>Sistema 2</i>	65
Figura 4.17 – Coeficiente de transferência de massa, <i>Sistema 1</i>	66
Figura 4.18 – Coeficiente de transferência de massa, <i>Sistema 2</i>	66

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 2.1: Principais eventos que contribuíram para o desenvolvimento da ciência e tecnologia de membranas	7
Tabela 2.2 - Exemplos de Aplicação de Processos com Membranas	9
Tabela 2.3 – Porosidade de membranas e pressão de operação usuais em PSM.....	10
Tabela 2.4 – Faixas de pressão de operação de sistemas de osmose inversa para águas com diferentes níveis de salinidade.	15
Tabela 2.5 – Composto que oferecem risco para a formação de precipitados na superfície de membranas de OI.	22
Tabela 2.6 – Valores limites para o ISL e S&DSI.....	40
Tabela 3.1 – Detalhes técnicos da unidade de OI para os <i>Sistemas 1 e 2</i>	46
Tabela 3.2 – Especificações das membranas de osmose inversa para os <i>Sistemas 1 e 2</i>	48
Tabela 4.1 – Análise físico-química da água de Catingueira (<i>Sistema 1</i>)/2001.....	84
Tabela 4.2 – Análise físico-química da água de Catingueira (<i>Sistema 1</i>)/2003.....	85
Tabela 4.3 – Análise físico-química da água de Riacho de Santo Antônio (<i>Sistema 2</i>)/2001 .	86
Tabela 4.4 – Análise físico-química da água de Riacho de Santo Antônio (<i>Sistema 2</i>)/2003 .	87
Tabela 4.5 – Monitoramento do desempenho do sistema de dessalinização de Catingueira (<i>Sistema 1</i>).....	88
Tabela 4.6 – Monitoramento do desempenho do sistema de dessalinização de Riacho de Santo Antônio (<i>Sistema 2</i>).....	90

Tabela 4.7 – Resultado experimental e simulado do permeado e concentrado, utilizando água proveniente de Catingueira (<i>Sistema 1</i>)	92
Tabela 4.8 – Resultado experimental e simulado do permeado e concentrado, utilizando água proveniente de Riacho de Santo Antônio (<i>Sistema 2</i>)	92
Tabela 4.9 – Resultado da normalização para o <i>Sistema 1</i>	93
Tabela 4.10 – Resultado da normalização para o <i>Sistema 2</i>	94
Tabela 4.11 – Resultado do ISL para os <i>Sistemas 1 e 2</i>	67
Tabela 4.12 – Resultado do cálculo de prevenção de incrustação de CaSO ₄ para os <i>Sistemas 1 e 2</i>	68
Tabela 4.13 – Resultado do cálculo de prevenção de incrustação de sílica para os <i>Sistemas 1 e 2</i>	68

SIMBOLOGIA

A	área da membrana (cm ²)
C _i	concentração molar do soluto (mol/L)
C _a	concentração da solução de alimentação (mg/L)
C _{ac}	relação da concentração alimentação-concentrado, mg/L
C _c	concentração do concentrado (mg/L)
C _p	concentração do permeado (mg/L)
C ₀	concentração do soluto no canal de concentrado (mg/L)
C _m	concentração do soluto na superfície da membrana (mg/L)
C	fator de correção da concentração de sólidos totais dissolvidos
c _{STD}	concentração de sólidos totais dissolvidos
CTM	coeficiente de transferência de massa, m/h.kgf/cm ²
D	coeficiente de difusão (cm ² /s)
FC	fator de concentração
FCT	fator de correção de temperatura
FC _{lm}	fator de concentração média logarítmica (adimensional)
IDS	índice de densidade de sedimentos
IFM	índice de "fouling" na membrana
ISL	Índice de Saturação de Langelier
I _{p_c}	produto iônico da H ₂ O do concentrado
i	índice de "fouling"
I	força iônica da solução
J	fluxo do permeado (L/m ² . h)
K	fator de correção da força iônica da solução
k _{emp}	constante empírica
k _{os}	constante osmótica
k _s	coeficiente de transferência de massa do soluto (cm/min)
K _w	coeficiente de permeação de água (L/m ² h atm)
K _{s_c}	produto de solubilidade do concentrado
NDP	Gradiente de pressão efetiva média (kgf/cm ²)

P_f	pressão de filtração
PS	taxa de passagem de sais
P_A	pressão de alimentação (kgf/cm ²)
P_s	pressão do concentrado (kgf/cm ²)
pHp	potencial hidrogeniônico do permeado
pHc	potencial hidrogeniônico do concentrado
pH _s	potencial hidrogeniônico no qual o concentrado fica saturado
pH _{corr}	correção do pHs
pCa	logaritmo negativo da concentração de Ca ⁺²
palc	logaritmo negativo da alcalinidade
PS _N	passagem de sal normalizada
Qa	vazão de alimentação (m ³ /h)
Qp	vazão do permeado (m ³ /h)
Qc	vazão do concentrado total (m ³ /h)
RS	taxa de rejeição de sais
r	recuperação do sistema (%)
R	constante dos gases ideais (kgf.L/cm ² .mol.K)
S&DSI	Índice de Estabilidade de Stiff e Davis
SiO _{2c}	teor de sílica no concentrado
SiO _{2corr}	solubilidade da sílica
SFCT	Fator de correção de temperatura para o transporte de sal
T	temperatura (°C)
t _i	primeiro intervalo para a coleta dos primeiros 500 mL da amostra (min)
t _r	segundo intervalo necessário para a coleta dos últimos 500 mL da amostra (min)
t _t	terceiro intervalo de tempo (min)
V	volume de permeado (cm ³)
y	coeficiente do soluto da membrana

Subscritos

r	referência
t	tempo atual

Letras gregas

$\Delta\pi$	gradiente de pressão osmótica (kgf/cm ²)
ΔP	gradiente de pressão (kgf/cm ²)
π	pressão osmótica (kgf/cm ²)
β	concentração de polarização
δ	espessura da camada limite (cm)
ν	nº de íons formados na dissociação do soluto
μ	viscosidade absoluta
γ	coeficiente de atividade

CAPÍTULO I

Introdução

A água é o constituinte mais característico da terra. Ingrediente essencial da vida, a água é talvez o recurso mais precioso que a terra fornece à humanidade. Embora se observe pelos países mundo afora tanta negligência e tanta falta de visão com relação a este recurso, é de se esperar que os seres humanos tenham pela água grande respeito, que procurem manter seus reservatórios naturais e salvaguardar sua pureza (Sabio).

Quase toda a água do planeta está concentrada nos oceanos. Apenas uma pequena fração (menos de 3%) está em terra e a maior parte desta está sob a forma de gelo e neve ou abaixo da superfície (água subterrânea). Só uma fração muito pequena (cerca de 1%) de toda a água terrestre está diretamente disponível ao homem e aos outros organismos, sob a forma de lagos e rios, ou como umidade presente no solo, na atmosfera e como componente dos mais diversos organismos (Sabio).

O Brasil detém 8% de toda água doce superficial do planeta. Essa água disponível é distribuída de forma extremamente desigual, existindo regiões em que ela é abundante e em outras sua ausência é sinônimo de pobreza e morte (França, 1998).

O perigo de escassez de água potável vem sendo debatido nos últimos anos em todo o mundo. Tanto as nações industrializadas quanto os países em desenvolvimento já se preocupam com essa questão, mas seus efeitos são mais sentidos nos últimos, onde a infraestrutura é deficiente. O problema é ainda maior nas regiões de clima árido ou semi-árido, muitas delas habitadas, presentes em todos os continentes. Para enfrentar esse perigo, a humanidade vem tentando explorar novas fontes de água potável. Entre as soluções em estudo, uma tem se destacado nas últimas décadas: a dessalinização de águas salobras e da água do mar. Essa alternativa é de grande interesse para o Nordeste brasileiro, composto

em sua maior parte por regiões semi-áridas, onde a água retirada do subsolo apresenta, na maioria dos poços, teores de sal acima dos padrões recomendados pela Organização Mundial de Saúde (OMS) para consumo. Dentro do Nordeste, a escassez de água é maior na área mais árida, o chamado, polígono da seca, com cerca de 950 mil km² (60% da superfície total da região). No sertão nordestino, as soluções tradicionais para resolver o problema da falta d'água são a construção de açudes, para armazenar a água superficial, e a perfuração de poços, para buscar a água subterrânea. Poderiam ser extraídos do subsolo da região, sem risco de esgotamento dos mananciais, pelo menos 19,5 bilhões de m³ de água por ano (40 vezes o volume explorado hoje), segundo estudos da Associação Brasileira de Águas Subterrâneas (Abas). O uso dessa água, porém, é limitado por um problema típico dos poços do interior nordestino: o teor de sal. Grande parte da região (788 mil km², ou 51% da área total do Nordeste) está situada sobre rochas cristalinas e o contato por longo tempo, no subsolo, entre a água e esse tipo de rocha leva a um processo de salinização. Com exceção do Piauí, todos os estados que fazem parte do polígono da seca situam-se sobre terreno cristalino. Sem opção, diversas comunidades rurais nordestinas consomem água com salinidade acima da recomendada pela OMS, que é de 500 partes por milhão (ppm). Nessas comunidades, a única fonte de água é o aquífero cristalino subterrâneo (Carvalho, 2000).

Para deixar a água salobra obtida no Nordeste em condições de uso é preciso tratá-la. Entre os processos de dessalinização hoje disponíveis, a osmose inversa (OI) tem ocupado posição cada vez mais importante. Osmose é o fenômeno que ocorre quando duas soluções, uma diluída e outra concentrada, são separadas apenas por uma membrana semipermeável (que deixa passar a água, mas não o sal): a solução diluída atravessa a membrana e dilui a concentrada. Se não existirem condições limitantes, a diluição continuará até que ocorra o equilíbrio osmótico. Surge assim uma diferença de pressão hidrostática entre os dois fluidos, chamada de pressão osmótica. Para dessalinizar a solução concentrada, porém, é preciso inverter esse processo. Isso ocorre quando se aumenta, por meios artificiais, a pressão a que a solução concentrada está submetida, até superar a diferença natural (a pressão osmótica). A pressão aplicada obriga a água a atravessar a membrana em direção à água pura (aumentando o teor de sal do lado da água salgada). Esse processo, chamado de osmose inversa, é hoje um dos mais usados para purificar água salobra ou do mar, substituindo os processos térmicos (Carvalho, 2000).

Atualmente, sistemas de dessalinização de diversas tecnologias vêm sendo empregados em mais de 120 países. Todavia tem-se observado que em função do desenvolvimento tecnológico, os processos térmicos, apesar de ainda serem bastante utilizados, vem sendo substituídos por processos com membranas, devido à complexidade de instalação, o alto custo energético e de manutenção dos mesmos (IDAE, 1995).

A Figura 1.1 mostra que mais da metade das instalações de dessalinização no mundo usam a OI. Esse destaque deve-se principalmente ao aperfeiçoamento das membranas, ao baixo consumo de energia, ao acionamento elétrico e à possibilidade de construção modular (Carvalho, 2000).

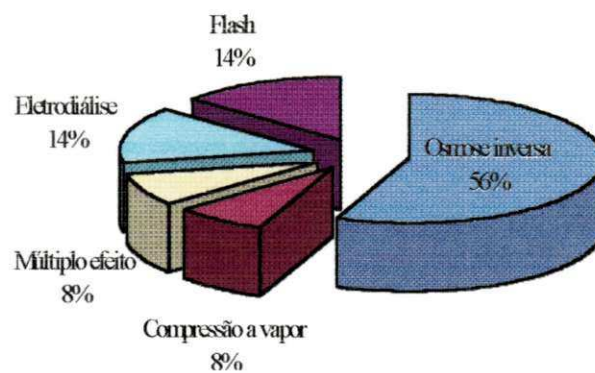


Figura 1.1 – Gráfico comparativo dos processos de dessalinização (Fonte: Carvalho, 2000).

A melhoria contínua da qualidade das membranas de OI, durante a década de 90, resultou em elementos que aliam fluxo alto, com rejeição de sais de até 99,7% (Wilf e Klinko, 1999). Esses elementos permitiram aumentar o rendimento das unidades, de 30 a 35%, para valores entre, 40 e 45%, com fluxos médios entre 11,0 e 13,5 L/m²h para águas de superfície e 16,8 L/m²h para águas subterrâneas. Rendimentos altos permitem obter a mesma produção com plantas menores, com considerável redução do custo de investimento. Inovações na área de membranas e módulos, também estão contribuindo para a diminuição dos custos de dessalinização de águas salinas. Esses avanços incluem: mais área de membrana, melhor rejeição de sais, aumento da resistência ao cloro, entre outros (Redondo, 1996; Redondo e Casanãs, 1999; Wilf e Klinko, 1999).

O projeto e a instalação de um sistema de separação por membrana deve ser precedido de análises detalhadas sobre os objetivos de qualidade de água ou de saneamento a serem atingidos. Apesar de aparentemente simples, a tecnologia de membranas filtrantes oferece muitas possibilidades de erros de projetos, principalmente nas etapas de pré-

tratamento e seleção de membranas, que podem comprometer a operação e a sua viabilidade econômica. Como a velocidade de inovação tecnológica na indústria de membranas filtrantes, ainda é muito grande, é imprescindível que as empresas selecionadas para projeto e construção de unidades de membranas filtrantes estejam atualizadas com os mais recentes avanços da tecnologia. Para projetos de médio e grande porte, é imprescindível que as soluções propostas pelas empresas do ramo sejam verificadas em plantas piloto. Um importante objetivo dos testes da planta piloto é verificar se os procedimentos de pré-tratamento adotados, para o controle de incrustações das membranas são eficazes e se podem ser otimizados. Uma vez que o sistema seja otimizado, a vida útil das membranas pode aumentar significativamente, um dos principais itens de custo operacional de plantas de membranas filtrantes (Schneider e Tsutiya, 2001).

Tendo em vista a grande carência de água potável na Região Nordeste, o Laboratório de Referência em Dessalinização (LABDES) do Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de Campina Grande, com apoio da Secretaria dos Recursos Hídricos do Ministério do Meio Ambiente, através do Programa Água Boa, vem desenvolvendo pesquisas e projetos sobre processos de dessalinização de águas salinas e salobras. Os trabalhos mais recentes realizados foram: o de Silveira (1999) avaliando um sistema híbrido para dessalinização de águas salinas via OI, Dias (1999) sobre o desempenho de um reator para dessalinização de soluções salinas via OI, Oliveira (2002) usando sistema de dessalinização via OI alimentados por painéis fotovoltaicos e Almeida (2003), comparando dois sistemas de dessalinização via OI e os efeitos da limpeza química dos elementos de membranas.

No Brasil, segundo levantamento do CTHidro, há cerca de 550 aparelhos dessalinizadores no Nordeste. Desses, devido a problemas diversos, normalmente relacionados à falta de manutenção, apenas 30% funcionam (Infomídia, 2003).

O presente trabalho tem o objetivo de propor a normalização de sistema de dessalinização via OI, com vista nos dados de projeto e os dados atuais como: vazão, pressão e concentração, efetuando uma série de cálculos para se observar o desempenho do sistema. Estas informações nos permitirão atribuir possíveis soluções como, por exemplo, desenvolver um programa de manutenção preventiva, visando aumentar a vida útil das membranas, otimizar o processo de dessalinização.

Segundo a ABNT (Associação Brasileira de Normas Técnicas) a normalização é uma atividade que estabelece, em relação a problemas existentes ou potenciais, prescrições

destinadas à utilização comum e repetitiva com vistas à obtenção do grau ótimo de ordem em um dado contexto. Ou seja é o processo de estabelecer e aplicar normas, a fim de abordar, ordenadamente, uma atividade específica para o benefício e, em particular, de promover a otimização da economia, levando em consideração as condições funcionais e as exigências de segurança.

Os sistemas escolhidos, que se encontra no campo funcionando, como a fonte de informações de dados foram o do município da Catingueira e o de Riacho de Santo Antônio.

Durante a operação de um sistema de OI, as condições de operação tais como a pressão de alimentação, a temperatura, a razão de recuperação e a concentração da alimentação podem variar, causando a mudança da passagem do sal no fluxo do permeado, sendo estes os principais parâmetros analisados.

CAPÍTULO II

Revisão Bibliográfica

2.1 – Histórico

Membranas filtrantes constituem, atualmente, a principal inovação tecnológica nos processos de tratamento de água, sendo a primeira grande inovação, desde o desenvolvimento das tecnologias convencionais de tratamento de água no início do século passado (Schneider e Tsutiya, 2001).

As membranas estão presentes em todos os sistemas biológicos, onde desempenham as mais variadas funções, tais como transportar nutrientes e água, estocar e converter energia, ou possibilitar a transferência de informação. Para exercer tal função a membrana necessita "distinguir" compostos, transportando-os seletivamente e em taxas controladas. Suas características principais estão associadas à especificidade e ao baixo consumo de energia no transporte das espécies entre duas fases. Estas membranas são denominadas naturais ou biológicas (Habert et al., 1997).

As membranas sintéticas surgem como uma tentativa de se imitar as membranas naturais, em particular quanto as suas características únicas de seletividade e baixo consumo energético. Para tanto, houve a necessidade da observação e compreensão do fenômeno de permeação e do desenvolvimento de técnicas de preparo de membranas sintéticas. As primeiras observações metodológicas envolvendo permeação em membranas datam de meados do século XVIII, com os estudos de Nollet e Dutrochet sobre osmose, enquanto que a constatação de que as espécies permeantes podem apresentar taxas diferenciadas de permeação através de membranas, pode ser atribuída aos estudos de Fick e Graham em 1855 e 1866, respectivamente (Habert et al., 1997).

A Tabela 2.1 apresenta uma relação cronológica dos eventos que mais contribuíram para o desenvolvimento da tecnologia de membranas.

Tabela 2.1: Principais eventos que contribuíram para o desenvolvimento da ciência e tecnologia de membranas (Fonte: Habert et al., 1997).

1748	Nollet	Utilizou o termo <i>osmose</i> para descrever o transporte de água
1823	Dutrochet	Explicação sobre <i>osmose</i> e <i>diálise</i>
1840	Mitchell	Permeação H ₂ e CO ₂
1866	Graham	Mecanismo <i>solução-difusão</i> (O ₂ , N ₂ , NR)
1877	Traube e Pfeffer	Estudos quantitativos sobre <i>osmose</i>
1887	van 't Hoff	Comportamento de solução diluída
1906	Bechhold	Técnica de preparo <i>membranas microporosas</i> de nitrocelulose
1930	Sartorius	Utilização comercial de <i>membranas microporosas</i>
1944	Kolff	Desenvolvimento do primeiro <i>hemodializador</i>
1960	Loeb e Sourirajan, Riley, etc	Desenvolvimento da base para a tecnologia e ciência de membranas moderna. U.S. Department of Interior; Office of Saline Water.

2.2 – Processos de separação com membranas (PSM)

Uma membrana pode ser definida como um filme fino sólido que separa duas soluções e que atua como barreira seletiva para transporte de componentes destas soluções, quando aplicada algum tipo de força externa (Figura 2.1), essa força pode ser: pressão, sucção ou potencial elétrico. Após a passagem pela membrana o líquido é denominado permeado. Nos processos de separação com membranas não ocorre transformação química ou biológica de componentes durante a filtração (Schneider e Tsutiya, 2001).

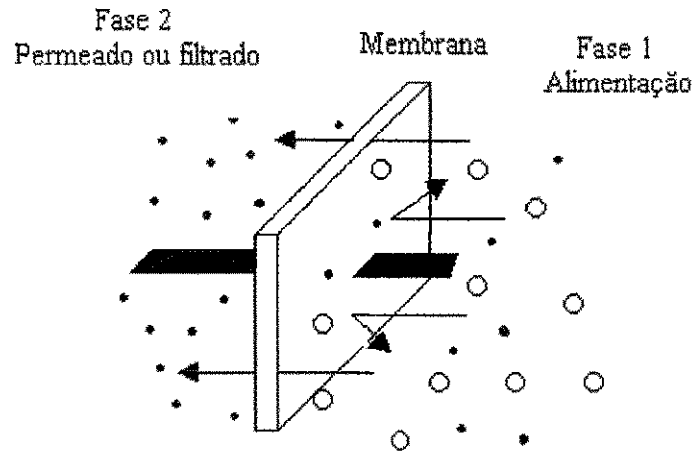


Figura 2.1 – Esquema básico de funcionamento de uma membrana (Fonte: Aptel e Buckley, 1996).

A tecnologia de membranas é um marco tecnológico que se tornou comercialmente viável nos últimos 20 anos. Os processos de separação por membranas atingiram o “status” de processos comerciais, apresentando uma série de vantagens que os permitem competir com as técnicas clássicas de separação (Habert et al., 1997).

Dentro das vantagens da utilização da OI podemos citar: seletividade, separação de termolábeis, baixo custo de produção de água, baixo consumo de energia comparado a processos de destilação (Bruggen e Vandecasteele, 2002). Os sistemas são modulares e os dados para o dimensionamento de uma planta podem ser obtidos a partir de equipamentos pilotos operando com módulos de membrana de mesma dimensão daqueles utilizados industrialmente. Além disso, a operação dos equipamentos com membranas é simples e não precisa de mão de obra especializada e intensiva (Habert et al., 1997).

A desvantagem da OI é a sensibilidade das membranas a incrustações através de sólidos suspensos, CaCO_3 , CaSO_4 e BaSO_4 e a sua degradação através de compostos oxidantes como o cloro ou óxido de cloro (Bruggen e Vandecasteele, 2002).

2.2.1 – Principais aplicações de processos com membranas

Os processos de separação por membranas têm sido utilizados nos mais diferentes setores de atividade como na indústria química, na área médica, passando pela biotecnologia, indústria alimentícia e farmacêutica e também tratamentos de águas

industriais e municipais. Na Tabela 2.2 são apresentados exemplos de aplicação de processos com membranas em algumas das áreas acima mencionadas (Habert et. al.,1997):

Tabela 2.2 - Exemplos de Aplicação de Processos com Membranas (Fonte: Habert et al., 1997).

ÁREA	APLICAÇÕES
QUÍMICA	<ul style="list-style-type: none"> • Quebra do azeótropo benzeno/hexano • Recuperação de H₂ - Síntese da Amônia • Fracionamento CO₂/CH₄ • Fracionamento do ar: obtenção de gás inerte e de corrente rica e oxigênio.
BIOTECNOLOGIA E FARMACÊUTICA	<ul style="list-style-type: none"> • Separação de substâncias termoláveis • Desidratação de etanol • Purificação de enzimas • Fracionamento de proteínas • Esterilização de meios de fermentação • Bio-reatores a membranas
ALIMENTÍCIA E BEBIDAS	<ul style="list-style-type: none"> • Concentração de leite • Concentração do soro de queijo • Concentração de sucos de fruta • Clarificação de vinhos e cervejas • Desalcoholização de vinhos e cervejas
TRATAMENTO DE ÁGUAS	<ul style="list-style-type: none"> • Dessalinização de águas • Eliminação de traços de orgânicos • Tratamento de esgotos municipais • Desmineralização de águas p/ caldeiras • Água ultrapura p/ indústria eletrônica
TRATAMENTO DE DESPEJOS INDUSTRIAIS	<ul style="list-style-type: none"> • Separação água/óleo • Recuperação de índigo - Têxtil • Recuperação de PVA - Têxtil • Recuperação de íons metálicos - Couro • Recuperação de proteínas - Laticínio • Tratamento águas - Papel e Celulose
MEDICINA	<ul style="list-style-type: none"> • Rim artificial - Hemodiálise • Pulmão artificial - Oxigenadores • Ar enriquecido em oxigênio • Esterilização de soluções injetáveis • Dosagem controlada de remédios

2.2.2 – Processos de separação

Os processos de separação com membranas com transporte de uma dada espécie, ocorrem devido à existência de uma força motriz. Nos processos de separação com membranas como microfiltração (MF), ultrafiltração (UF), nanofiltração (NF) e osmose inversa (OI), a força motriz é o gradiente de pressão.

A classificação da porosidade e pressão de operação das membranas citadas acima é apresentada na Tabela 2.3.

Existe outro processo de separação por membrana que utiliza como força motriz o potencial elétrico: é a *eletrodialise (ED)*. A ED é uma tecnologia de separação por membrana que leva em conta a troca de íons eletricamente conduzida da qual é capaz de separar, concentrar e purificar íons selecionados de misturas aquosas (Buros, 1990).

Tabela 2.3 – Porosidade de membranas e pressões de operação usuais em PSM (Fonte Schneider e Tsutiya, 2001; Habert et al., 1997).

Membrana	Porosidade	Pressão (kgf/cm ²)
Microfiltração	0,05 µm – 5,0µm	< 2,00
Ultrafiltração	3,0 nm – 50,0 nm	2,00 – 10,00
Nanofiltração	1,0 nm – 4,0 nm	5,00 – 41,00
Osmose Inversa	0,1 nm – 1,0 nm	8,00 – 204,00

A microfiltração é o processo de separação com membranas mais próximo da filtração clássica. Utiliza membranas porosas com poros na faixa entre 0,05 e 5,0 µm, são processos indicados para retenção de materiais em suspensão e emulsão. A pressão aplicada não ultrapassa 2,00 kgf/cm². Uma das aplicações da microfiltração é no pré-tratamento utilizado no processo de OI (Silveira, 1999).

A ultrafiltração é um processo de separação por membranas utilizado quando se deseja purificar e fracionar soluções contendo macromoléculas. As membranas de UF apresentam poros na faixa entre 3,0 a 50,0 nm. Soluções contendo solutos de peso molecular 10³ a 10⁶ Daltons¹, podem ser tratadas por este processo. Como os poros das membranas de UF são menores, então a diferença de pressão varia na faixa de 2,00 a 10,00

¹ Dalton, medida de peso molecular e corresponde ao peso de um átomo de hidrogênio.

kgf/cm². A UF tem uma relação muito grande com a osmose inversa, pois ambas necessitam de agitação na interface fluido/membrana, limitando a polarização do concentrado. A UF é largamente utilizada na indústria de alimentos, bebidas e laticínios, assim como em aplicações na biotecnologia e na área médica (Habert et. al., 1997).

A nanofiltração compreende um processo de membranas, no qual as partículas rejeitadas situam-se na faixa de 20 a 1000 Daltons. Este processo atua no setor entre a UF e a OI. Todas as moléculas orgânicas com elevado peso molecular são rejeitadas. Os sais dissolvidos constituídos por ânions monovalentes têm taxas de rejeição de 30 a 85%, muito inferiores aos das membranas de OI, tanto que a NF não é considerada uma tecnologia de dessalinização (Schneider e Tsutiya, 2001). A NF é empregada para: redução de dureza (Bergman, 1996, Mulford et al., 1999), remoção de cor (Lozier et al., 1997), purificação de enzimas entre outros.

A OI é uma operação unitária que através de membranas semipermeáveis e com auxílio de um gradiente de pressão, pode rejeitar sais inorgânicos de baixo peso molecular, como também pequenas moléculas orgânicas numa faixa menor que 200 Daltons (Ozaki e Li, 2002). As moléculas de água, por outro lado, passam livremente através da superfície da membrana, criando uma corrente de água purificada. A parcela restante da água de alimentação que não atravessa a membrana, conhecida como concentrado ou rejeito leva consigo os compostos rejeitados pela mesma. As rejeições típicas de sais dissolvidos atingem a marca de 95 a 99%. (Dow Latin Química, 1996; Hydranautics, 2002).

Em resumo, podemos dizer que a MF, a UF, a NF e a OI são processos de separação por membranas, os quais diferem entre si na dimensão física do material retido pela membrana.

Em função da natureza, do tipo de soluto e da presença ou não de partículas em suspensão, membranas com diferentes tamanhos e distribuição de poros ou mesmo densas são empregadas, caracterizando os processos acima.

Os sistemas de separação por membranas ocorrem através de um método denominado de fluxo cruzado e compreende a utilização de uma corrente de alimentação pressurizada fluindo paralelamente a superfície da membrana. Esta corrente de alimentação é dividida em duas correntes de saída; a solução que passou através da superfície da membrana (produto) e a corrente concentrada remanescente (concentrado) (Habert et al., 1997), como podemos observar na Figura 2.2.

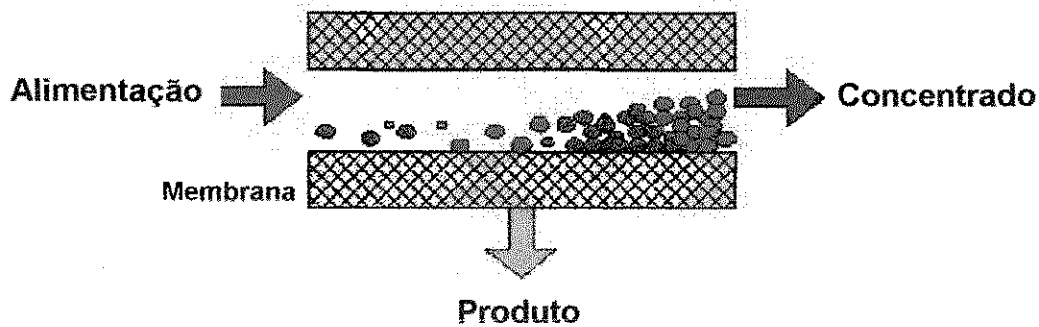


Figura 2.2 - Modelo de filtração de fluxo cruzado (Fonte: Sousa, 2001).

2.3 – Dessalinização via osmose inversa

A osmose inversa é um fenômeno conhecido dos cientistas desde o fim do século XIX, passou a ser aplicado em processos industriais na década de 60. Desde a década de 80 o emprego de membranas semipermeáveis sintéticas em aplicações industriais passou a se difundir, ampliando o campo de aplicação deste processo. Isto resulta em contínuas reduções de custo, não só pela maior escala de produção permitida como também pelo crescente conhecimento tecnológico adquirido. Nos anos recentes, os avanços científicos no campo de indústria de “microchips” e da biotecnologia provocaram uma demanda por água de elevada pureza. Por outro lado, a consciência de preservação do meio ambiente da sociedade implica também em tratamentos de rejeitos industriais mais sofisticados e de maior eficiência. Nestes campos a osmose inversa tem se desenvolvido bastante. A escassez de água potável em muitas regiões do planeta também determina uma demanda por processos de dessalinização seguros e econômicos. Assim, o processo de dessalinização por osmose inversa tem se difundido, seus custos vem decrescendo e sendo colocado até ao alcance do indivíduo, viabilizando muitos projetos antes impensáveis (Sousa, 2001).

2.3.1 – Processo de osmose inversa

Osmose é uma palavra adicionada aos nossos dicionários desde o final do século XIX. A palavra vem do grego (*osmós*) e significa "impulso". A osmose ocorre quando duas soluções salinas de concentrações diferentes encontram-se separadas por uma membrana semipermeável. Neste caso, a água (solvente) da solução menos concentrada tenderá a passar para o lado da solução de maior salinidade. Com isto, esta solução mais concentrada, ao receber mais solvente, se dilui, num processo impulsionado por uma grandeza chamada *pressão osmótica*, até que as duas soluções atinjam concentrações iguais (Joyce et al., 2001). Para melhor entender o fenômeno recorre-se a Figura 2.3.

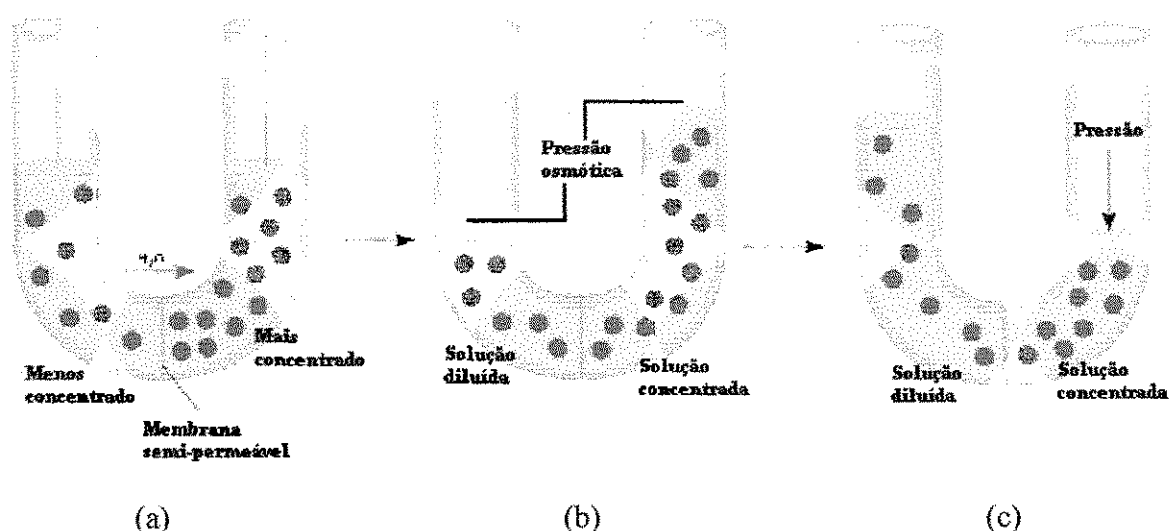


Figura 2.3 - Representação do processo de osmose e osmose inversa: (a) duas soluções, uma salina e outra sem sal, separadas por uma membrana semipermeável; (b) a água pura dilui a salgada até que seja atingido o equilíbrio osmótico; (c) a aplicação de uma pressão superior à diferença de pressão hidrostática inverte o processo. (Fonte: Kerr et al., 2001).

A OI é utilizada para dessalinizar águas salinas, salobras e de superfície, utilizando membranas semipermeáveis sintéticas. A pressão aplicada deve superar a pressão osmótica da solução para separar os sais da água (Figura 2.3). Na prática, a pressão de operação deve superar também a resistência da membrana, a resistência da zona de polarização de concentração e a resistência interna do equipamento. As pressões de operação reais são, portanto, mais elevadas do que a pressão osmótica da solução. A principal função das membranas é a rejeição de sais, que depende da temperatura, pressão, pH, concentração de

sal e rendimento (Schneider e Tsutiya, 2001), tais dependências podem ser vistas através da Figura 2.4.

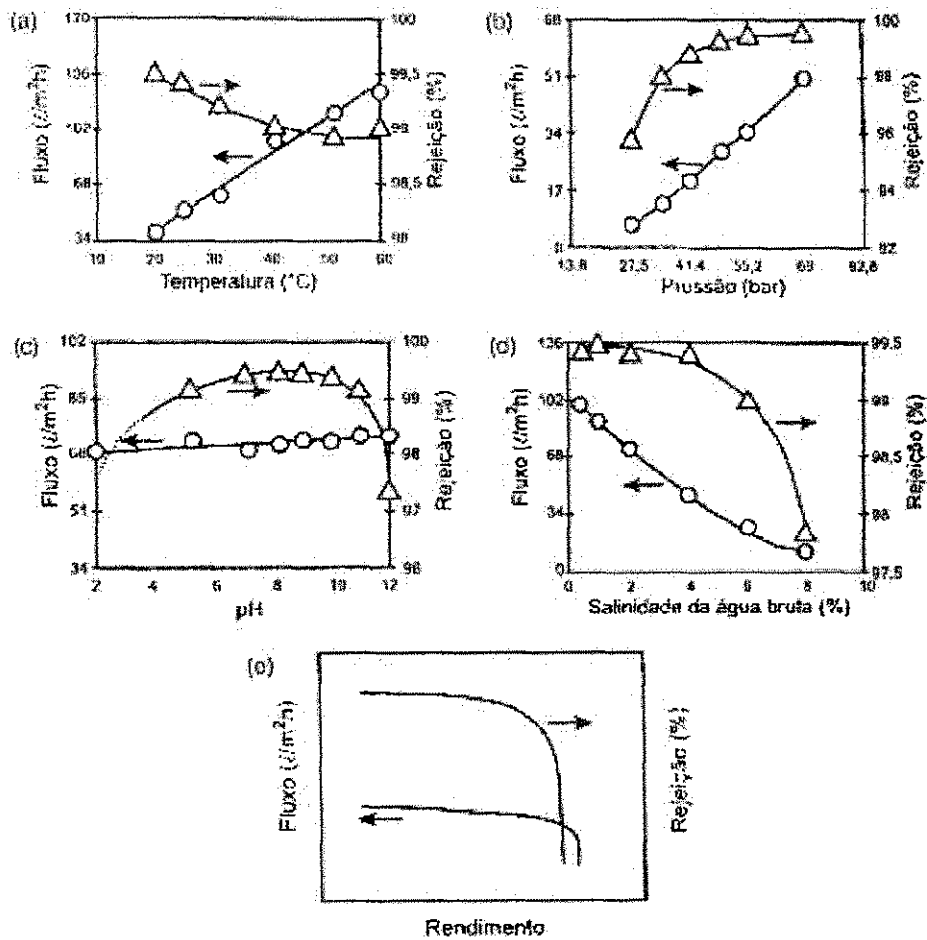


Figura 2.4 – Fatores operacionais que influenciam a rejeição de sais por membranas de OI: (a) temperatura; (b) pressão de filtração; (c) pH da solução; (d) concentração de sal e (e) efeito do rendimento. (Fonte: gráficos a-d: membrana FT30, FilmTec, 1995; gráfico e: manual Técnico, FilmTec, 1995).

As faixas de pressão de operação das membranas, para diferentes tipos de água tratada estão indicada na Tabela 2.4.

Tabela 2.4 – Faixas de pressão de operação de sistemas de osmose inversa para águas com diferentes níveis de salinidade (Fonte: Schneider e Tsutiya, 2001).

Tipo de água	Faixa de salinidade STD (mg/L)	Recuperação (%)	Pressão de operação (kgf/cm ²)
salobra	Até 10.000	Até 80	5,00 a 20,00
marinha	10.000 – 100.000	≤ 40	51,00 a 71,00
salmora	> 100.000	≤ 20	-

STD = Sólidos totais dissolvidos

2.4 – Tipos de membranas existentes

Em princípio, qualquer material que permita a síntese de filmes com porosidade controlada pode ser utilizado para fabricação de membranas. Na prática, entretanto, o mercado de tratamento de água é dominado por membranas fabricadas com polímeros orgânicos. O alto custo de fabricação ainda restringe o uso de membranas inorgânicas (cerâmicas de óxidos de zircônio, alumínio ou titânio, aço inoxidável) em nível de mercado que envolve tratamento de soluções agressivas (pH muito alto ou muito baixo), de temperaturas altas ou de valor agregado (Schneider e Tsutiya, 2001).

As membranas sintéticas comerciais, em sua grande maioria, são preparadas a partir de materiais poliméricos com características químicas e físicas as mais variadas.

A natureza química do material que constitui a membrana demonstra uma preferência à passagem de água e impede a passagem de sais dissolvidos por sua superfície. A passagem de moléculas de água através da estrutura da membrana ocorre tanto pela presença de poros existentes em sua superfície como pelo fenômeno da difusão destas moléculas pela estrutura interna do filme fino que constitui a superfície de filtração da membrana. Tanto a natureza física como química da membrana determinam sua capacidade de transportar moléculas de água e rejeitar partículas ou sais dissolvidos. De um modo geral as membranas podem ser classificadas em duas grandes categorias: densas e porosas (Habert et al., 1997).

As membranas orgânicas de primeira geração são membranas simétricas com poros regulares, quase cilíndricos que atravessam toda a espessura da membrana. A porosidade e

a produtividade dessas membranas são muito pequenas pela necessidade de limitar o volume ocupado pelos poros, para evitar o colapso das membranas quando pressurizadas (Schneider e Tsutiya, 2001). As membranas densas simétricas não apresentam nenhum interesse do ponto de vista comercial. São filmes poliméricos de espessura relativamente elevada e, por este motivo, apresentam um fluxo do permeado muito baixo, fora da faixa de interesse comercial (Mulder, 1991).

As membranas assimétricas da segunda geração são caracterizadas por um gradiente de porosidade interno, gerado pelo controle das condições de polimerização da membrana, onde a membrana na forma de uma fina película filtrante fica situada sobre uma estrutura mais grossa e bem mais porosa e resistente, responsável pela estabilidade mecânica do conjunto. A reduzida espessura da película filtrante, diminui consideravelmente a resistência à filtração, que é proporcional à espessura da membrana. As membranas assimétricas são constituídas de um único tipo de polímero (Schneider e Tsutiya, 2001). Um dos problemas que ocorre durante a utilização de tal tipo de membrana é a sua tendência a compactar-se em uma estrutura cada vez mais densa sob a aplicação de elevadas pressões de modo contínuo durante o regime de operação. Este fenômeno é conhecido como compactação da membrana e seus efeitos durante a vida útil da mesma devem ser levados em conta na fase do projeto do sistema (Habert et al., 1997).

O processo de construção de membranas assimétricas foi aperfeiçoado ainda mais com o desenvolvimento das membranas da terceira geração, as membranas compostas. Nesses sistemas, as membranas filtrantes são depositadas na forma de um filme fino sobre a estrutura de suporte, que geralmente é uma membrana assimétrica (Schneider e Tsutiya, 2001). O material utilizado na confecção do filme difere do polímero utilizado no suporte, este fato permite a obtenção de condições ótimas durante as etapas de produção, o que acaba por otimizar também a performance do conjunto como um todo. Assim são obtidas taxas de rejeição de sais e valores de fluxo do permeado mais elevados. Essas membranas propiciaram uma grande redução no custo operacional de sistemas de NF e OI (Habert et al., 1997).

Geralmente as membranas são combinadas em módulos. O módulo é uma unidade prática que contém uma série de membranas mais um suporte poroso. A escolha do módulo da membrana depende do tipo de aplicação e dos componentes que se deseja separar no processo. Os módulos de osmose inversa são disponíveis em quatro configurações: modelo tubular, modelo plano em quadro, modelo de fibra oca e modelo em

espiral. Cada modelo pode ser conectado em série ou em paralelo (Mallevalle et. al., 1996).

Na dessalinização de águas salobras e do mar as membranas mais utilizadas são as de fibra oca e espiral.

Membranas de fibra ocas é uma estrutura de fibra assimétrica e fina como um fio de cabelo, cerca de 42 μm (0.0016 pol.) de diâmetro interno, e 85 μm (0.0033 pol.) diâmetro externo. As fibras são montadas em comprimento de aproximadamente 120 cm. A água afluenta, sob alta pressão, corre sobre a superfície externa das fibras. A água permeada escoá para fora, através da base destas fibras, e é coletada como produto (Scott, 1997).

Já as membranas em modelo espiral (Figura 2.5), consistem de um pacote de membranas e espaçadores enrolados em volta de um tubo coletor de permeado central. Os canais de alimentação são delimitados por membranas dos dois lados, sendo que o canal de concentrado é mantido aberto por espaçadores no formato de telas. A superfície oposta das folhas de membrana onde fica localizada a estrutura porosa de suporte e por onde escorre o permeado é colocada em contato com um segundo espaçador formado por um tecido fino poroso, cuja função é manter aberto o canal de água filtrada. Este canal é vedado em três lados por linhas de cola. O módulo completo é envolto por uma manta para estabilizar o rolo de membranas e delimitado nas duas extremidades por discos de proteção antitelescópica e a função deles é evitar que diferenciais de pressão nos diferentes canais de alimentação causem o deslocamento longitudinal de pacotes de membranas (Schneider e Tsutiya, 2001).

Estas membranas operam com águas com altos teores de sólidos em suspensão (alta turbidez) comparada com as de fibra oca.

2.5 – Especificação de dessalinizadores por osmose inversa

O projeto e a instalação de uma unidade de dessalinização deve ser precedido de análises detalhadas sobre os objetivos de qualidade de água a serem atingidos. Apesar de aparentemente simples, a tecnologia de membranas filtrantes oferece muitas possibilidades de erros de projeto, principalmente nas etapas de pré-tratamento e seleção de membranas, que podem comprometer a operação e a sua viabilidade econômica (Schneider e Tsutiya, 2001).

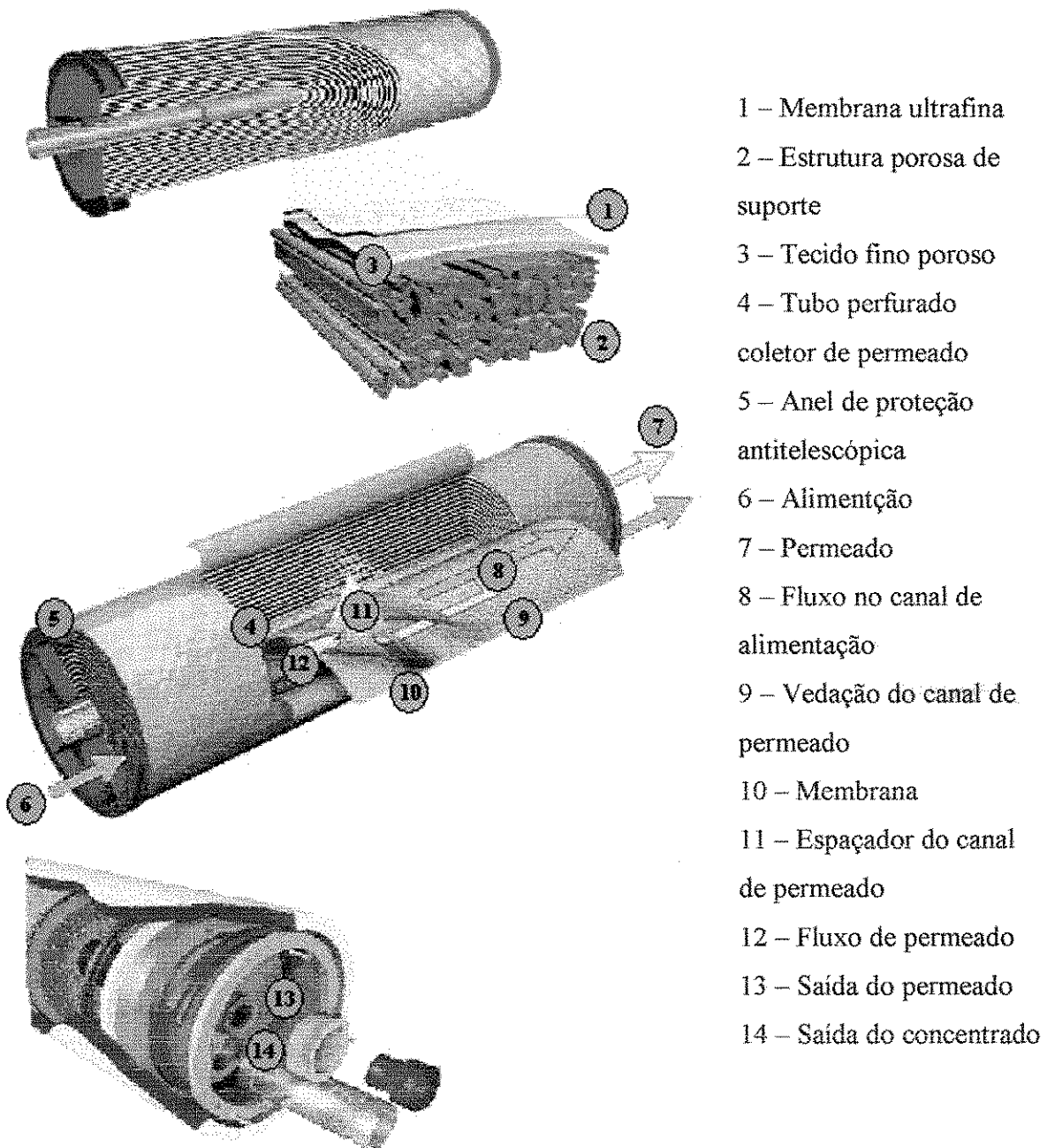


Figura 2.5 – Elemento de membrana em espiral para processo de OI (Fonte: Glegg, 2000)

Um fluxograma típico de um processo de dessalinização de água por OI é apresentado na Figura 2.6. Deve ser salientada a necessidade de pré-tratamentos de diversas naturezas, dependendo da origem da água. Além disso, como o não permeado (concentrada em sal) deixa a unidade de OI sob pressão, é necessária uma etapa de recuperação desta energia, sem a qual o processo torna-se economicamente inviável (Habert et al., 1997).

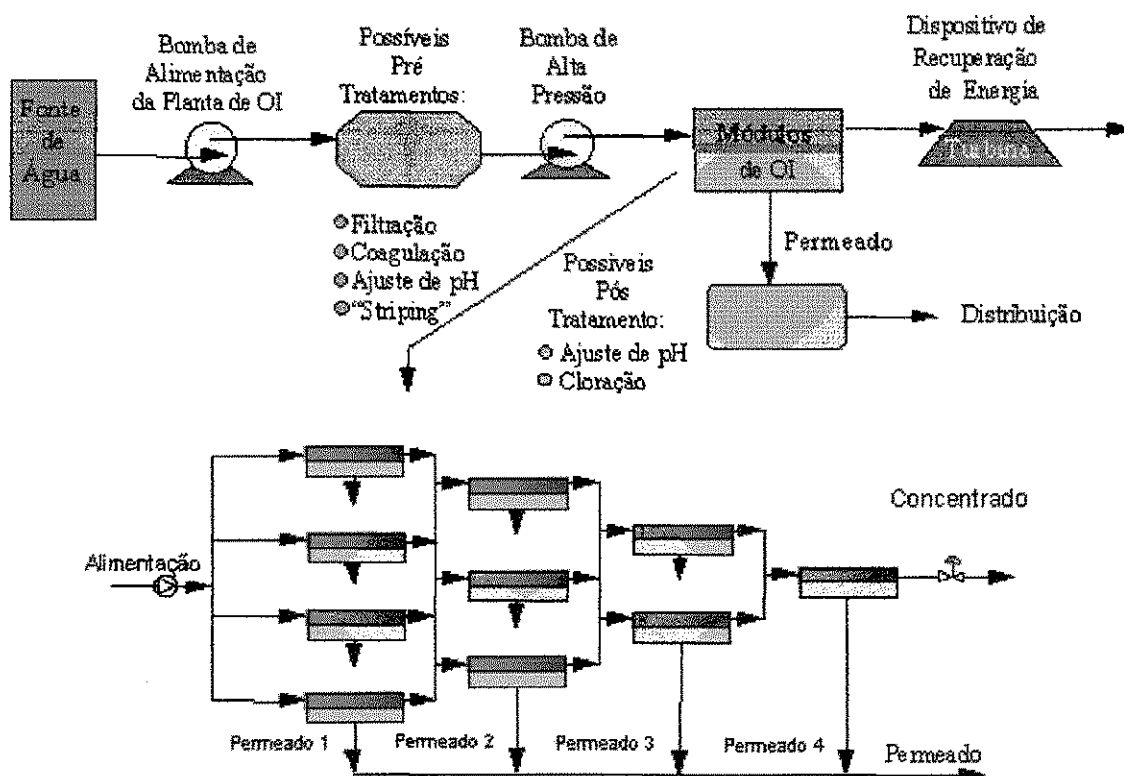


Figura 2.6 - Fluxograma típico de um processo de dessalinização de água por OI (Fonte: Habert et al., 1997).

As variáveis de projeto mais importantes são:

- Concentração da água a ser tratada;
- Qualidade de água produto requerida;
- Recuperação (em %);
- Pressão de operação.

Outras variáveis são dependentes destas. A recuperação e pressão de operação são dependentes de cálculo.

2.6 – Incrustações

Um dos problemas no uso da osmose inversa é a presença de certas substâncias na água de alimentação do processo que, sem a devida atenção, podem diminuir a produtividade, diminuindo o fluxo de água produzida, ou tornar a água permeada mais concentrada em sais, até torná-la imprópria para utilização. A pressão de operação tende

também a aumentar gradativamente, para superar a diminuição de área útil de permeação da membrana (Sousa, 2001).

Os três fatores, que individualmente ou em conjunto diminuem a eficiência do sistema de OI são (Schneider e Tsutiya, 2001):

- Compactação;
- Acúmulo reversível de material retido na superfície da membrana;
- Acúmulo irreversível de material na superfície da membrana.

2.6.1 – Tortas de filtro

A torta de filtro é formada pelo material, oriundo da água de alimentação, retido na superfície da membrana. Sua formação se inicia com a retenção de partículas com diâmetro maior do que o diâmetro dos poros. Após a formação da primeira camada, a torta passa a atuar como uma membrana adicional. A torta de filtro geralmente tem uma estrutura irregular e uma dinâmica de crescimento própria. A redução drástica do fluxo de filtração causada pela torta de filtro representa uma perda de eficiência muito grande para um sistema de filtração e pode agravar problemas de incrustações nas membranas (Schneider e Tsutiya, 2001).

Uma técnica alternativa desenvolvida recentemente para diminuir a perda de eficiência de filtração, causada pelo acúmulo da torta de filtro, é a cobertura deliberada de membranas com filmes de materiais que produzem tortas de filtro permeáveis. Esses filmes diminuem significativamente a compactação da torta de filtro, resultando na manutenção de taxas de fluxo mais elevadas durante a operação (Galjaard et al., 2001).

2.6.2 – Tipos de incrustações (“Foulings”)

As incrustações podem ser entendidas como todo o material em suspensão na água e que se deposita na superfície da membrana. Podem ser classificadas por quatro categorias: depósitos inorgânicos (“scaling”), colóides (“fouling” coloidal), sólidos em suspensão e material biológico (“biofouling”) (Amjad, 1992). Os colóides podem ser de origem mineral ou orgânica, e tendem a coalescer e se aglomerar na área próxima à

superfície da membrana depositando-se nela. Os sólidos em suspensão são partículas maiores de origens diversas e que tem tendência a se depositar. O depósito orgânico de origem biológica é constituído por fungos e bactérias e apresenta maiores problemas porque estão presentes em praticamente todas as águas e normalmente se multiplicam em determinadas condições (Sousa, 2001).

2.6.2 1 – Depósitos inorgânicos (“Scalings”)

Os depósitos inorgânicos (“scalings”) são sais normalmente solúveis na água e que precipitam e se cristalizam na superfície das membranas. Isso é facilmente entendido quando verificamos que na área externa próxima à membrana a concentração de sais é bem superior à concentração do sal na água de entrada, podendo atingir o limite de solubilidade e assim precipitando (Bennet et al., 1996).

A precipitação de sais em superfície de membranas é um problema que ocorre com frequência na OI, onde fatores como altos índices de rejeição de sais (até 99%), a polarização de concentração e a remoção de até 90% de sais da água, aumentam a concentração de sais no concentrado e na superfície da membrana. O controle dos processos de precipitação de sais é um dos principais condicionantes de projeto em sistemas de OI, onde deve ser precedido de uma análise dos componentes da água de alimentação que podem precipitar na superfície da membrana. Os componentes que oferecem maior risco para a formação de precipitados na superfície de membranas estão indicados na Tabela 2.5. Mas na prática, os compostos mais críticos para membranas são: sílica, sulfato de cálcio, estrôncio e bário. Um sal precipita quando a concentração dos seus componentes ultrapassa o valor limite correspondente ao produto de solubilidade (K_{ps}) e geralmente a precipitação ocorre nos elementos de membranas instalados na saída dos vasos de pressão localizados na última bancada do sistema (Schneider e Tsutiya, 2001).

Tabela 2.5 – Composto que oferecem risco para a formação de precipitados na superfície de membranas de OI (Schneider e Tsutiya, 2001).

Composto	Tipo de precipitado	Comentário	Controle
Cálcio	Carbonatos, fluoretos, sulfatos e hidróxidos	Principal fator limitante do rendimento de sistema de OI, junto com sílica	Remoção por pré-tratamento ou controle através de inibidores de cristalização
Magnésio	Silicatos, carbonatos e hidróxido		
Estrôncio	Carbonatos, sulfatos		
Bário	Carbonatos, sulfatos		
Alumínio	hidróxidos		
Manganês	Hidróxidos e óxidos		
Ferro	Hidróxidos e óxidos		
Sílica	SiO ₂ supersaturado polimeriza e pode formar um gel na superfície da membrana. SiO ₂ polimerizado na solução pode formar colóides.	Concentração máxima permissível: 150ppm. Junto com cálcio, um dos principais fatores que limitam o rendimento de sistema de OI. (Darton, 1999).	Remoção por pré-tratamento. A remoção de precipitados de sílica é difícil e depende do emprego de produtos altamente tóxicos.
Bicarbonato	Carbonatos	Pode ser convertido em carbonatos se o pH subir muito durante o processo	Controle do pH para evitar formação de carbonatos
Carbonato	Sais insolúveis com metais		Controle do pH
Hidróxido	Sais insolúveis com metais		Controle do pH
Fosfato	Sais insolúveis com metais		Remoção de cátions por pré-tratamento
Sulfato	Sais insolúveis com metais		Remoção de cátions por pré-tratamento
Gás sulfídrico	Grânulos de enxofre	Pode ser convertido em enxofre em muitos sistemas aquáticos	Oxidação na etapa de pré-tratamento

2.6.2.2 - Depósito de material biológico (“Biofouling”)

O depósito de material biológico (“Biofouling”) é definido como o acúmulo, crescimento e/ou depósito de biomassa na superfície da membrana, ocasionando problemas operacionais (Vrouwenvelder e Kooij, 2001).

O depósito de material biológico pode provocar os seguintes efeitos nos sistemas de OI (Al-Ahmad et al., 2000):

Redução do fluxo de operação das membranas: isto é devido a formação de um filme de baixa permeabilidade na superfície da membrana, o que aumenta a área da membrana necessária para a produção de um mesmo volume de produto;

Aumento da pressão diferencial e da pressão de alimentação: isto é resultado da resistência do filme de baixa permeabilidade.

Biodegradação da membrana: subprodutos tipicamente ácidos produzem microorganismos que se concentram na superfície da membrana onde eles podem causar o maior dano, reduzindo a vida útil das membranas.

Aumento da passagem de sal: os biofilmes aumentam o acúmulo de íons dissolvidos na membrana, aumentando o grau da polarização de concentração. Isto causa o aumento da passagem de sal pela membrana e reduz a qualidade da água do produto.

Aumento no consumo de energia: Isto está relacionado com o aumento da pressão para superar a resistência do biofilme e a redução do fluxo.

Na OI, a ocorrência de biofilme é indicada pela contínua redução do fluxo através das membranas ou pelo aumento da pressão de operação, necessária para manter uma determinada taxa de fluxo. Em casos extremos, o biofilme pode causar o colapso telescópico de elementos de membranas em espirais pelo deslocamento lateral de canais adjacentes (Schneider e Tsutiya, 2001).

2.6.2.3 – Polarização de concentração

A polarização de concentração refere-se ao fenômeno no qual a concentração local de sais dissolvidos próxima à superfície da membrana é maior do que a concentração média da água que flui em volta da superfície considerada (Figura 2.7). Devido a este fato, a eficiência separativa da membrana diminui gradualmente a medida em que a camada de

solução concentrada de sais vai paulatinamente aumentando de espessura. Acompanhando aumento de sal na interface, há um aumento da pressão osmótica da solução, o que, por sua vez, diminui a pressão que impele a água através da membrana. A concentração de polarização também leva à destruição das superfícies sensíveis da membrana. A camada de sal junto à superfície da membrana pode atingir uma espessura constante em consequência de um balanço entre dois fatores opostos: o transporte convectivo dos sais para a membrana pelo movimento global da água e a difusão dos sais para longe da membrana, provocada pelo gradiente estabelecido na vizinhança da fronteira das fases (Figura 2.8). Tipicamente a concentração de sais junto à superfície da membrana é aproximadamente de 1,2 a 1,4 vezes a concentração da corrente de alimentação (Sousa, 2001).

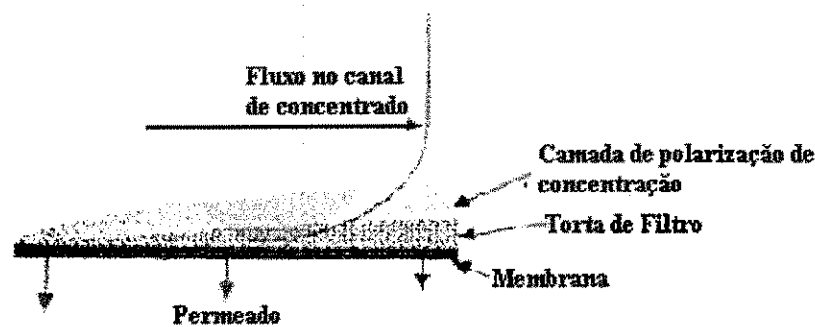


Figura 2.7 – Acumulação de material na superfície da membrana (Fonte: Wiesner e Aptel, 1996)

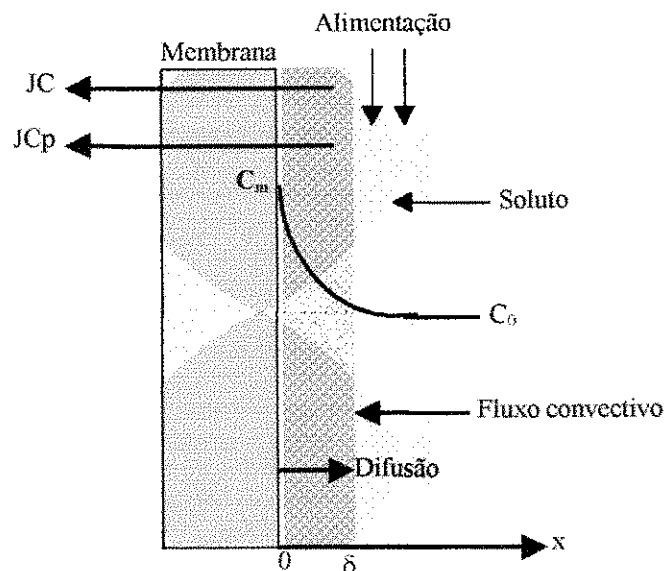


Figura 2.8 – O fenômeno de polarização de concentração (Fonte: Sablani et al., 2001).

No equilíbrio, a concentração de um soluto na zona de polarização de concentração, depende da taxa de transporte do soluto em direção à membrana, da taxa de difusão do soluto de volta ao meio e, do fluxo do soluto através da membrana:

$$JC_p = JC - D \frac{dC}{dx} \quad (2.1)$$

onde J: fluxo de permeado; C_p : concentração do soluto no permeado; C_0 : concentração do soluto no canal de concentrado; D: coeficiente de difusão do soluto; dC/dx : gradiente de concentração do soluto na zona de polarização de concentração

A integração da equação 2.1, respeitando as condições limite ($C = C_m$ para $x = 0$ e $C = C_0$ para $x = \delta$; D constante e C_m invariável ao longo da membrana) fornece a relação entre o fluxo através da membrana e as concentrações do soluto na superfície da membrana (C_m), no permeado (C_p) e no concentrado (C_0):

$$J(C - C_p) = D \frac{dC}{dx} \Rightarrow J \int_0^\delta dx = D \int_{C_m}^{C_0} \frac{dC}{(C - C_p)}$$

$$\frac{J\delta}{D} = \ln(C_0 - C_p) - \ln(C_m - C_p), \text{ então:}$$

$$J = k_s \ln \frac{(C_m - C_p)}{(C_0 - C_p)} \quad (2.2)$$

O fator k_s é o coeficiente de transferência da massa do soluto na zona de polarização de concentração (Schneider e Tsutiya, 2001):

$$k_s = \frac{D}{\delta} \quad (2.3)$$

onde D: coeficiente de difusão do soluto rejeitado e δ : espessura da camada limite hidráulica no canal de alimentação na superfície da membrana.

A concentração de soluto na superfície da membrana pode ser calculada a partir da Equação 2.2, ou, de forma aproximada, pela seguinte relação (Wiesner e Aptel, 1996):

$$C_m = C_0 \exp(k_{mep} y) \quad (2.4)$$

onde: $\exp(k_{mep} y)$: módulo de polarização de concentração com k_{mep} , constante empírica que varia entre 0,6 e 0,9 para módulos comerciais e y o coeficiente do soluto da membrana.

2.7 – Principais parâmetros do processo

2.7.1 – Rejeição de sais (RS)

Uma grande variedade de fatores influencia a rejeição de solutos por membranas: dimensões do soluto, morfologia dos componentes retidos pela membrana, tamanho dos poros da membrana, propriedades químicas da solução a ser filtrada. A eficácia de processos de separação é geralmente medida pelo parâmetro denominado rejeição (RS), é calculada de acordo com a Equação 2.5, (Wiesner e Buckley, 1996):

$$RS = \left(1 - \frac{C_p}{C_a} \right) * 100 \quad (2.5)$$

onde: C_a : concentração inicial de sais dissolvidos na corrente de alimentação (mg/l); C_p : concentração de soluto na corrente de permeado (mg/L).

A rejeição de sais indica a efetividade de remoção de sais e outras espécies químicas pela membrana, possuindo valores que variam de 90 a 99,8 % para a maioria dos ions existentes na água. (Hydranautics, 2002).

A determinação exata deste parâmetro em sistemas de membranas é praticamente impossível, pois seria necessário medir com precisão a concentração do soluto rejeitado na faixa da subcamada laminar em contato com a superfície da membrana. Além disso, o valor exato da rejeição varia ao longo do módulo, devido à contínua remoção de líquido do canal de alimentação e ao conseqüente aumento da concentração dos materiais retidos (Schneider e Tsutiya, 2001).

2.7.2 – Passagem de sais (PS)

É a oposta a rejeição e é a porcentagem do sal na água de alimentação que atravessa a membrana, ela é calculada de acordo com a Equação 2.6 (Brandt e Leitner, 1992):

$$PS(\%) = \left(\frac{C_p}{C_a} \right) * 100 \quad (2.6)$$

onde: PS: passagem de sais (%); C_a : concentração inicial de sais dissolvidos na corrente de alimentação (mg/L); C_p : concentração de soluto na corrente de permeado (mg/L).

2.7.3 – Razão de recuperação

A razão de recuperação do sistema refere – se à razão da água de alimentação convertida em água purificada e depende de vários fatores, como a formação de incrustação na superfície das membranas, a pressão osmótica e a qualidade da água de alimentação do sistema.

O nível de recuperação de um sistema pode ser definido de acordo com a Equação 2.7 (Taylor e Jacobs, 1996):

$$r = \frac{Q_p}{Q_a} * 100 = \frac{Q_p}{Q_p + Q_c} * 100 \quad (2.7)$$

onde: r: razão de recuperação (%); Q_p : vazão do produto (m^3/h); Q_a : vazão de alimentação (m^3/h) e Q_c : vazão do concentrado (m^3/h).

2.7.4 – Concentração de sais dissolvidos

A concentração de sais dissolvidos na corrente do concentrado é matematicamente estimado, baseando-se nos resultados analíticos obtidos das águas de alimentação, através da Equação 2.8 (El-Manharawy e Hafez, 2001):

$$C_c = \frac{C_a}{1-r} \quad (2.8)$$

onde: C_c : concentração de sais dissolvidos na corrente do concentrado (mg/L); C_a : concentração de sais dissolvidos na corrente de alimentação (mg/L) e R: nível de recuperação do sistema (%).

Obs: $FC = \frac{1}{1-r} \quad (2.9)$

é o fator de concentração (Bradley, 1992; Taylor e Jacobs, 1996; El-Manharawy e Hafez, 2001).

Esta expressão simplesmente significa que a concentração de um soluto no fluxo de alimentação dobrará, se a planta de membrana for operada a uma recuperação de 50 %, a Equação 2.9 é válida desde que seja assumido 100% de rejeição (quando $C_p = 0$), contudo alguns íons atravessarão o fluxo de produto (Taylor e Jacobs, 1996; El-Manharawy e Hafez, 2001).

2.7.5 – Fluxo do permeado

O fluxo do permeado através de uma membrana de osmose inversa é inversamente proporcional à área da membrana e proporcional à variação de pressão osmótica e hidráulica, e é dado pela Equação 2.10 (Taylor e Jacobs, 1996).

$$J_p = K_w * (\Delta P - \Delta \pi) = Q_p / A \quad (2.10)$$

onde: J_p : fluxo do permeado ($L/m^2 \text{ h}$); K_w : coeficiente de permeação de água ($L/m^2 \text{ h kgf/cm}^2$); A : área da membrana (m^2); ΔP : diferencial da pressão hidráulica (kgf/cm^2) e $\Delta \pi$: diferencial da pressão osmótica (kgf/cm^2).

2.7.6 – Balanço de massa

A Equação 2.11 apresenta o balanço de massa (em regime permanente) para um sistema de dessalinização.

$$Q_a C_a = Q_c C_c + Q_p C_p \quad (2.11)$$

onde: Q_a : vazão de alimentação (m^3/h); C_a : concentração de sais dissolvidos na corrente de alimentação (mg/L); Q_p : vazão do produto (m^3/h); C_p : concentração de sais dissolvidos na corrente de produto (mg/L); Q_c : vazão do concentrado (m^3/h) e C_c : concentração de sais dissolvidos na corrente de concentrado (mg/L).

As equações 2.8 e 2.9 podem ser obtidas através do balanço de massa, vejamos:

Das Equação 2.7 e 2.11 temos:

$$Q_a C_a = C_p r Q_a + \frac{C_c Q_p (1-r)}{r} \Rightarrow C_a = C_p r + C_c (1-r) \Rightarrow C_c = \frac{C_a - r C_p}{(1-r)}$$

Se $r C_p \ll C_a$ recaímos na Equação 2.8.

Se $C_p = 0$, teremos:

$$C_a Q_a = C_c Q_c \Rightarrow \frac{Q_a}{Q_c} = \frac{C_c}{C_a} = \frac{1}{(1-r)} = FC$$

2.7.7 - Pressão osmótica

A pressão osmótica é função da concentração de sais e do tipo das moléculas orgânicas contidas na água de alimentação. Quanto maior for a concentração da solução, maior será o valor da pressão osmótica dessa solução (Brandt et al., 1992). Ela pode ser calculada pela equação de Van't Hoff:

$$\pi = \sum v_i c_i RT \quad (2.12)$$

onde: π : pressão osmótica da solução iônica (kgf/cm²); v_i : n° de íons formados na dissociação do soluto; c_i : concentração molar do soluto (mol/L); R: constante dos gases (kgf.L/cm²mol.K) e T: temperatura (K).

A determinação da concentração de todos os íons em solução é demorada e cara. Na prática, a pressão osmótica pode ser aproximada a partir da concentração total de sais (totais de sólidos dissolvidos):

$$\pi = k_{os} R c_{STD} \quad (2.13)$$

onde k_{os} : constante osmótica; R: constante de gases e c_{STD} é a concentração de sólidos totais dissolvidos. O fator k_{os} varia entre 0,0063 e 0,0115 (Ko e Guy, 1998)

2.8 – Pré- tratamento

A utilização de um sistema de pré-tratamento em um processo de OI tem como objetivo reduzir o potencial de incrustação na água de alimentação, pela à remoção de partículas micropoluentes e microrganismos, bem como a prevenção da formação de incrustante inorgânico, melhorando assim a qualidade da água de alimentação para um nível que resultará numa maior segurança de operação para os sistemas de OI (Dudley e Darton, 1997).

O tipo de pré-tratamento a ser utilizado, irá depender da qualidade da água de alimentação, e esta é definida em termos de concentração de partículas suspensas e níveis de saturação de sais solúveis dispersos no meio. Alguns dos sais mais conhecidos são: sulfato de cálcio, fosfato de cálcio, fluoreto de cálcio, sulfato de bário e de estrôncio e sílica (Sudak, 1990). Mas o pré-tratamento pode envolver desinfecção, coagulação, floculação, filtração e ajustes nos parâmetros de solubilidade para evitar a precipitação de sais sobre as membranas (Isaias, 2001).

No pré-tratamento, há dois parâmetros que devem ser medidos, monitorados ou controlados, porque eles influenciam diretamente o desempenho da OI. Um parâmetro é o potencial de incrustação de cálcio, que envolve cálculos para determinar o grau de saturação do carbonato de cálcio ou o sulfato de cálcio através do Índice de Saturação de Langelier (ISL). O segundo parâmetro é o Índice de Densidade de Sedimentos (IDS), que envolve também, caracterizar o potencial de incrustação da água de alimentação (Mindler e Epstein, 1986).

Determinadas águas contêm freqüentemente constituintes incômodos tais como o estrôncio ou o bário, o sulfito de hidrogênio, ou níveis elevados da sílica. A medida e o controle destes são realizadas pela análise química e o controle é similar ao controle do cálcio.

Águas de subsolo estão geralmente biologicamente estabilizadas, ou seja, possuem baixa cargas de microrganismos formadores de biofilmes e baixa disponibilidade de compostos orgânicos utilizados por estes microrganismos. Estas águas podem ser bombeadas para o sistema de OI sem pré-tratamento, mas para garantir a operação segura do sistema pode-se fazer adição de anti-incrustantes, correção de pH e pré-filtração através de filtros cartucho de 5 μ m (Schneider e Tsutiya, 2001).

A dessalinização de águas de superfície por OI depende do pré-tratamento da água de alimentação para remover microrganismos causadores de biofilmes e reduzir a quantidade de matéria orgânica disponível para o crescimento destes organismos nos canais de alimentação no interior dos módulos de membranas. A alta propensidade de biofilmes das águas de superfície é evidenciada pelos altos valores dos índices de incrustação como IDS (índice de densidade de sedimentos) ou IFM (índice de "fouling" na membrana) destas águas (Ebrahimi et al., 1997; Marsh et al., 1999). O ideal seria que a água bruta tivesse valores de IDS e IFM o mais baixo possível (<1). O pré-tratamento convencional mais comum, neste caso, é a coagulação/floculação/filtração rápida em filtros de areia ou de areia/antracito, seguida de filtração por pressão em filtros de areia fina (Taniguchi et al., 1997).

A combinação desses processos, geralmente permite reduzir o valor do IDS da água de alimentação para níveis entre 2 e 4, que estão dentro da faixa de tolerância da maioria das membranas. O alto custo dos processos convencionais de pré-tratamento e a dificuldade em manter a qualidade da água tratada constante, independentemente das oscilações da qualidade da água bruta, está impulsionando a adoção de tecnologias de pré-

tratamento, baseados em membranas de microfiltração ou ultrafiltração (Rosberg, 1997; Ebrahim et al., 1997).

O uso de MF e UF, porém, só aperfeiçoa o pré-tratamento devido aos custos operacionais serem mais baixo. A introdução da NF como pré-tratamento, por outro lado, conduz uma inovação na aplicação de OI porque tem implicações no processo de dessalinização, e não só na qualidade da água de alimentação. Turbidez, microorganismos e dureza são retirados na unidade de NF, como também frações de sais dissolvidos. Os sais multivalentes são efetivamente afastado, e os monovalentes são reduzidos de 10-50%, dependendo da membrana de NF, isto resulta em uma diminuição significativa da pressão osmótica, de forma que a unidade de OI possa operar a pressões mais baixa (e requerendo assim menos energia) e uma recuperação mais alta (Bruggen e Vandecasteele, 2002). Os índices de IDS e IFM alcançados no pré-tratamento de águas de superfície por membranas são significativamente inferiores aos índices alcançados com tecnologias convencionais (Harris, 2001; Galloway e Minnery, 2001).

Uma forma alternativa de controlar a formação de biofilmes, é o tratamento da água bruta com radiação ultravioleta. Processos mais elaborados, como por exemplo, a combinação ozonização/filtração biológica com carvão granulado ou filtração lenta, dimensionados segundo critérios de remoção de matéria orgânica pela biodegradação nos filtros, produzem água de alimentação de ótima qualidade para tratamento por OI (Schneider e Tsutiya, 2001).

2.8.1 – IDS e IFM

A tendência da água de alimentação de bloquear membranas é um dos parâmetros de projeto mais importantes em sistemas de membrana. Essa tendência pode ser avaliada em testes específicos de determinação de índices de incrustação. Os índices mais utilizados são o IDS ou IFM. Os dois são medidos com o mesmo tipo de equipamento, variando apenas a coleta de dados e a sua interpretação (Taylor e Jacobs, 1996).

O índice de densidade de sedimentos (IDS) é um parâmetro largamente utilizado em projetos de sistema de dessalinização que mostre a qualidade da água que será dessalinizada. Através do valor do IDS pode-se escolher, ditado pelo prática, o tipo de membranas e/ou qualificar as condições do pré-tratamento atribuído à água bruta.

O IDS é calculado a partir de três intervalos de tempo: o primeiro intervalo (t_i) é o tempo, em minutos, necessário para a coleta dos primeiros 500 mL da amostra da água de alimentação, o segundo intervalo (t_f) é o tempo, em minutos, necessário para a coleta dos últimos 500 mL da amostra. O terceiro intervalo de tempo (t_t) varia de 5, 10 ou 15 minutos e é o intervalo de tempo entre o término da coleta dos primeiros 500 mL e o início da coleta dos segundos 500 mL. O tempo padrão para o t_t é 15 minutos. O IDS é determinado através da Equação 2.14 (Taylor e Jacobs, 1996):

$$IDS = 100 \left[\frac{\left(1 - \frac{t_i}{t_f} \right)}{t_t} \right] \quad (2.14)$$

O equipamento básico (Figura 2.9) consiste de um sistema de filtração pressurizada equipado com filtros de $0.45\mu\text{m}$ e diâmetro de 47mm. A amostra deve ser filtrada a uma pressão de $2,00 \text{ kgf/cm}^2$.

O IFM é medido com a mesma aparelhagem utilizada para determinação do IDS. O volume do permeado é medido a cada 30 segundos durante os primeiros 15 minutos de filtração. A equação de derivação do IFM é a seguinte:

$$IFM = \frac{\mu V^2 i}{2 P_f A^2} \quad (2.15)$$

onde: P_f : pressão de filtração; A : área da membrana; μ : viscosidade absoluta; V : volume de permeado e i : índice de “fouling” que varia de 0 a 2 (Schippers e Verdouw, 1980).

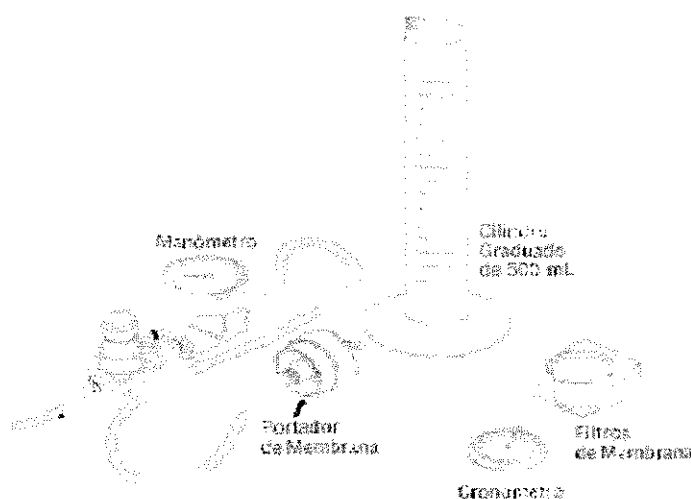


Figura 2.9 – Equipamento básico para medição de IDS e IFM (Fonte: Slovak, 2002)

2.9 – Normalização do sistema de OI

Durante a operação de um sistema de osmose inversa, as condições de operação tais como a pressão, a temperatura, a recuperação do sistema e a concentração de alimentação podem variar, causando variações na produtividade e na qualidade de água do produto. Por exemplo, uma diminuição da temperatura de alimentação de 4°C (8°F) causará uma diminuição no fluxo de permeado de aproximadamente 10%. Este é, entretanto, um fenômeno normal (Dow Latin América, 1996). Para avaliar eficazmente o desempenho do sistema, é necessário comparar o desempenho nas mesmas condições. Conseqüentemente é necessário converter os dados operacionais obtidos em circunstâncias reais a uma série de circunstâncias padrão selecionadas, normalizando desse modo os dados do desempenho (Huiting et.al, 2001).

A fim de acompanhar o desempenho de um sistema de membrana, recomenda-se que todos os dados relevantes sejam coletados e gravados. Uma vez que os dados são recolhidos, necessitam ser analisado para determinar como o desempenho do sistema de membrana muda com o tempo. O processo de analisar os dados do sistema é chamado de normalização (Dow Latin América, 1996).

A normalização é um processo que compara o desempenho da dessalinização calculado de hoje, com o desempenho da partida do sistema à uma base de referência determinada previamente, considerando tempo e parâmetros operacionais. A normalização é realizada para ler tendências periódicas para qualidade e quantidade de produto, e não valores diários isolados do sistema. Pode responder se o sistema de osmose inversa está operando corretamente, podendo nos auxiliar na resolução de problemas (Dow Latin América, 1996).

Os parâmetros requeridos para a normalização de um sistema de dessalinização via osmose inversa são:

- Número de estágio do sistema;
- Tempo de operação (tempo de operação total excluindo paradas programadas do sistema de membrana);
- Temperatura e pressão de alimentação;
- Salinidade da alimentação ou condutividade elétrica;
- Diferencial de Pressão (perda de carga: diferencial de pressão de alimentação e concentrado);

- Pressão do permeado, se o valor final disponível for adequado;
- Fluxo final do concentrado (saída do último estágio);
- Fluxo de permeado (saída de cada estágio);
- Número de vasos de pressão (por estágio);
- Número de membranas por vasos de pressão (por estágio);

Com a normalização os dados do desempenho do sistema de OI são convertidos a:

- Fluxo normalizado da água (expresso como CTM, coeficiente de transferência de massa);
- O gradiente médio de pressão efetivo da membrana, NDP, do inglês “net driving pressure”;
- A passagem de sal normalizada (PSN).

As mudanças nos parâmetros normalizados indicam um possível problema na operação da planta. Com uma normalização apropriada pode ser detectada onde e quando o problema pode ocorrer (Huiting et.al, 2001).

2.9.1. Vazão normalizada (QN)

O gradiente médio de pressão efetivo da membrana (NDP) e a temperatura influenciam na permeabilidade da membrana. O NDP é função da pressão de alimentação, diferença de pressão, pressão osmótica e pressão do permeado. Com aumentos no valor do NDP, a membrana produzirá menos água. Com aumentos de temperatura, a membrana fica mais permeável, e aumenta a vazão. O fator de correção de temperatura (FCT) correlata à mudança na vazão. A vazão normalizada é encontrada através da seguinte equação (Hydranautics, 1998):

$$Q_N = Q_t * \left(\frac{NDP_r}{NDP_t} \right) * \left(\frac{FCT_r}{FCT_t} \right) \quad (2.16)$$

Onde:

Q = Vazão do permeado para num instante t, m³/h;

NDP= Gradiente médio de pressão efetivo da membrana (unidade de pressão);

FCT = Fator de correção de temperatura (adimensional);

Subscrito N = Indica condição normalizada;

Subscrito r = Indica condição de referência, ou seja, condição de projeto;

Subscrito t = Indica condição atual, ou seja, condição de operação;

A Equação 2.17 mostra como pode ser determinado o valor do NDP. Todas as unidades são unidades de pressão (kgf/cm², por exemplo) (van de Lisdonk et.al., 2000 e Hydranautics, 2002).

$$NDP = P_a - \frac{\Delta P}{2} - \left(\frac{\pi_a + \pi_c}{2} \right) - P_p + \pi_p \quad (2.17)$$

Onde:

P_a = Pressão de alimentação;

ΔP = Diferencial de pressão (é a queda de pressão da corrente de água que passa sobre a membrana);

π_a = pressão osmótica da alimentação;

π_p = pressão osmótica do permeado;

π_c = pressão osmótica do concentrado;

P_p = Pressão de permeado.

A pressão osmótica pode ser estimada pela medida da condutividade elétrica e temperatura da água, mas existem fórmulas diferentes disponíveis na literatura. Uma aproximação válida e prática, dada em kgf/cm², é (Hydranautics, 2002):

$$\pi = \frac{C_{ac} * (T + 320)}{491000} * 1,019716 \quad \text{para } C_{ac} < 20000 \text{ mg/L} \quad (2.18)$$

e

$$\pi = \frac{(0,0117 * C_{ac}) - 34}{14,23} * \frac{(T + 320)}{345} * 1,019716 \quad \text{para } C_{ac} > 20000 \text{ mg/L} \quad (2.19)$$

onde:

$C_{ac} = C_a * FC_{lm}$ é a média da concentração alimentação-concentrado, mg/L

FC_{lm} = Fator de concentração média logarítmica (adimensional)

T = Temperatura, em °C

1,019716 = Fator de conversão para a pressão, de bar para kgf/cm².

O fator de concentração média logarítmica (FC_{lm}) é determinada pela Equação 2.20 (Hydranautics, 2002):

$$FC_{lm} = \frac{\ln \frac{1}{(1-r)}}{r} \quad (2.20)$$

Onde:

r = razão de recuperação do sistema ($r = Q_p/Q_a$).

Finalmente, o fator de correlação de temperatura é dado pelas Equações 2.21 (Taylor e Jacobs, 1996; Hydranautics, 2002; van de Lisdonk et al., 2000):

$$FCT = \exp \left[U * \left(\frac{1}{T + 273} - \frac{1}{T_{ref} + 273} \right) \right] \quad (2.21)$$

Onde U é o fator de temperatura que depende do tipo de membrana, para $T_{ref} \geq 25^\circ\text{C}$ U será igual à 2.640 e $T_{ref} \leq 25^\circ\text{C}$ U será 3.480.

2.9.2. Sólidos totais dissolvido (STD)

O STD normalizado pode ser determinado através da Equação 2.22, onde o C_p é a concentração do permeado em mg/L e π_p a pressão osmótica do permeado em kgf/cm^2 (Filmtec, 1995).

$$C_{pN} = C_{pr} \frac{NDP_t + \pi_{pt} * C_{acr}}{NDP_r + \pi_{pr} * C_{act}} \quad (2.22)$$

2.9.3. Passagem de sal normalizada (PSN)

A passagem de sal de um sistema pode ser normalizada pela equação seguinte (Hydranautics, 2002):

$$\%PS_N = \left(\frac{J_{pt}}{J_{pr}} \right) * \left(\frac{SFCT_r}{SFCT_t} \right) * \%PS_t \quad (2.23)$$

Onde:

$\%PS$ = Porcentagem da passagem de sal;

J_p = fluxo do permeado;

SFCT = Fator de correção de temperatura para o transporte de sal;

Subscrito N = Indica condição normalizada;

Subscrito r = Indica condição de referência, ou seja, condição de projeto;

Subscrito t = Indica condição atual, ou seja, condição de operação;

A passagem de sal para a condição atual do sistema é determinada através de Equação (2.24) (Hydranautics, 2002):

$$\%PS_i = \frac{C_p}{C_a * FC_{lm}} \quad (2.24)$$

O Fator de correção de temperatura para o transporte de sal é determinado pelo fabricante dos elementos de membrana. Se o fator for indisponível, pode-se substituir pelo FCT (Equação 2.21) (Hydranautics, 2002).

2.9.4 - Coeficiente de transferência de massa normalizada (CTM)

Um dos métodos de monitoramento da produtividade de água está no acompanhamento do coeficiente de transferência de massa (CTM), que às vezes é definido como o fluxo específico, pois é definido como a relação do fluxo com a perda de pressão através da membrana (Taylor e Jacobs, 1996). O coeficiente de transferência de massa normalizado representa o fluxo corrigido para a variação da temperatura e da queda de pressão normalizada. Quando a incrustação ocorre o fluxo de produto diminuirá e/ou a pressão requerida de alimentação aumentará causando uma queda no CTM (van de Lisdonk et al., 2000). Está definido como:

$$CTM = \frac{Q_p * FCT}{A * NDP} \quad (2.25)$$

Podemos dizer que as incrustações ocorrerão quando (Huiting et al., 2001):

- O gradiente médio de pressão efetivo da membrana (NDP) aumentar 10-15%;
- A passagem de sal normalizada (PS_N) ter aumento significativo ao longo do tempo;
- O coeficiente de transferência massa (CTM) diminuir 10-15%,

Isso em relação aos dados de partida da planta ou aos dados de referência, previamente escolhidos.

2.9.5 – Cálculos para prevenção de incrustação

O controle dos processos de precipitação de sais é um dos principais condicionantes de projeto em sistemas de OI. Os cálculos de formação de incrustação têm que ser realizados, a fim de determinar se um sal solúvel apresenta algum potencial de incrustação em um sistema de OI. A avaliação do risco de formação de precipitados de carbonato de cálcio e de sílica é mais complexa, devido a influência do pH, na estrutura química dos componentes destes sais.

Os índices de saturação são usados extensamente pelo pessoal do tratamento de água na predição da formação de incrustação e como base de ajuste para as condições e controle de operação, tais como o pH e o pré-tratamento. Estes índices incluem o Índice de Saturação de Langelier (ISL), o Índice de Estabilidade de Ryznar (IER), e o Índice de Saturação de Stiff-Davis (S&DSI) para a predição de incrustação do carbonato de cálcio. Outros índices foram introduzidos mais tarde para outros tipos de incrustações mais comuns (Sulfato de Ca, Ba, Sr e sílica) que são baseados na solubilidade específica (El-Manharawy e Hafez, 2001).

2.9.5.1. Prevenção de incrustação de CaCO_3

O risco de formação de precipitados de carbonato de cálcio em águas salobras com STD até 10.000 mg/L é avaliado através do valor do Índice de Saturação de Langelier (ISL), enquanto que, o Índice de Estabilidade de Stiff e Davis (S&DSI) é utilizado em água de salinidades altas. Os dois índices são calculados pela mesma fórmula (Equação 2.26), mas diferem no fator de correção da salinidade, que no ISL é baseado no STD da solução e no S&DSI, no poder iônico da solução.

$$ISL = pH_c - pH_s \quad (2.26a)$$

$$S \ \& \ DSI = pH_c - pH_s \quad (2.26b)$$

onde ISL: Índice de Saturação de Langelier; S&DSI: Índice de Estabilidade de Stiff e Davis; pH_c : pH do concentrado; pH_s : pH no qual o concentrado fica saturado com CaCO_3 . O pH_s é calculado pelas seguintes equações:

$$ISL: pH_s = pCa + palc + C(STD) \quad (2.27)$$

$$S \& DSI: pH_s = pCa + palc + K(I) \quad (2.28)$$

onde pCa e palc são os logaritmos negativos da concentração de Ca^{+2} e da alcalinidade (na forma de $CaCO_3$), respectivamente. O fator de correção C é calculado a partir da concentração de sólidos totais dissolvidos (STD), enquanto que o fator de correção K é determinado a partir da força iônica I da solução. Os fatores de correção C e K podem ser obtidos a partir de gráficos com base no cálculo das concentrações dos componentes no concentrado ou na superfície da membrana (Schneider e Tsutiya, 2001).

Outra forma de calcular o pH_s é pela seguinte equação (Mindler e Epstein, 1986; Ning e Netwig, 2002):

$$pH_s = (9,3 + A + B) - (C + D) \quad (2.29)$$

Onde:

$$A = \frac{(\text{Log}[STD] - 1)}{10} \quad (2.30)$$

$$B = -13,12 * \text{Log}[^{\circ}C + 273] + 34,55 \quad (2.31)$$

$$C = \text{Log}[Ca^{+2} \text{ como } CaCO_3] - 0,4 \quad (2.32)$$

$$D = \text{Log}[Alcalinidade \text{ como } CaCO_3] \quad (2.33)$$

Para evitar a precipitação de carbonato de cálcio, os índices ISL e S&SDI da água de alimentação devem ser negativos. Quando é feita correção de pH ou adição de anti-incrustante, os valores de ISL e S&SDI devem ficar abaixo dos valores estipulados para esses tratamentos, geralmente entre 1 e 1,5 (Schneider e Tsutiya, 2001).

OBSERVAÇÃO:

Valores de ISL positivo indica água "sem pré-tratamento" (com tendência de precipitação do $CaCO_3$).

Para controlar o "scaling" de $CaCO_3$, o ISL tem que ser ajustado a um valor negativo (tendência de dissolução).

O ISL igual a zero não haverá precipitação nem dissolução do $CaCO_3$.

Quando o ISL for positivo, algum método de controle de incrustação, por exemplo, a dosagem de anti-incrustante, deve ser utilizado. Se já for utilizado então se deve fazer um ajuste na dosagem do anti-incrustante (FilmTec, 1995).

O ISL e o S&SDI são usados por alguns fabricantes de membranas de OI para guiar o uso de produtos químicos no pré-tratamento da água de alimentação como mostrado na Tabela 2.6.

Tabela 2.6 – Valores limites para o ISL e S&DSI (Ning e Netwig, 2002).

	Hydranautics	Permasep	FilmTec
ISL e S&DSI, água sem inibidor de incrustação	< - 0,2	< 0,0	< 0,0
ISL e S&DSI, água com inibidor SHMP*	≤ 0,5	< 1,0	< 1,0
ISL e S&DSI, água com inibidor orgânico	≤ 1,8	< 2,3	< 1,8

- SHMP = inibidor de incrustação a base de hexametáfosfato de sódio

2.9.5.2. Prevenção de incrustação de CaSO_4 , BaSO_4 e SrSO_4

Para determinar o potencial de incrustação de CaSO_4 temos que comparar o valor do produto iônico da H_2O do concentrado I_{p_c} , com o produto de solubilidade, K_{s_c} , do concentrado nas mesmas condições. Utilizam-se as seguintes equações (FilmTec, 1995; Kim et al., 2002):

$$I_{p_c} = \left[(\text{Ca}^{+2})_a * (\text{SO}_4^{-2})_a \right] * FC \quad (2.34)$$

$$K_{s_c} = \gamma_{\text{Ca}} \left[\text{Ca}^{+2} \right] * \gamma_{\text{SO}_4} \left[\text{SO}_4^{-2} \right] \quad (2.35)$$

onde: $[\text{Ca}^{+2}]$ e $[\text{SO}_4^{-2}]$: concentração molar do respectivo componente; γ : coeficiente de atividade dos componentes do sal na solução e FC: fator de concentração (Equação 2.9).

Os coeficientes de atividade γ são unitários para solução com baixas concentrações de sais (água doce). Em águas salobras e salinas, estes coeficientes devem ser corrigidos, por exemplo, através da fórmula de Debye-Hückel, que determina a relação entre o logaritmo do coeficiente de atividade, as cargas elétricas dos componentes do sal (z,y) e a força iônica da solução (I) (Stumm e Morgan, 1996; Lisdonk, 2000).

$$\log \gamma_{\text{ab}} = -0,509zy\sqrt{I} \quad (2.36)$$

$$I = \frac{1}{2} \sum (m_i z^2) \quad (2.37)$$

Se $I_{p_c} \geq K_{s_c}$, ocorre formação de incrustação e um ajuste é requerido.

O cálculo do potencial de incrustação de sulfato bário e sulfato de estrôncio é análogo ao procedimento escrito para o sulfato cálcio

Para o sulfato de estrôncio se o $I_{p_c} \geq 0,8K_{s_c}$, ocorre formação de incrustação e um ajuste é requerido.

2.9.5.3. Prevenção de incrustação de Sílica

A sílica foi descrita como um incrustante mais problemático em unidades de OI e sua redução é considerada uma importante fase do pré-tratamento. A sílica existe em muitas formas cristalinas e amorfas (Sheikholeslami e Bright, 2002).

A incrustação de sílica nas membranas pode ocorrer por um dos três mecanismos: deposição monomérica na superfície da membrana, deposição coloidal por meio de colóides que se formam na solução e se acumulam na superfície da membrana, e sílica amorfa biogênica (Sheikholeslami e Bright, 2002).

A presença de certos metais, por exemplo, Al^{+3} , pode alterar significativamente a solubilidade de SiO_2 por formação de silicatos de metal insolúvel. A ocorrência de incrustação de sílica está principalmente correlacionada com a ocorrência de alumínio ou ferro (FilmTec, 1995).

A SiO_2 supersaturada pode polimerizar para dar forma ao silicone ou ao gel de silicone coloidal insolúvel, que podem causar incrustação na membrana. A concentração máxima permissível de SiO_2 no concentrado é baseada na sua solubilidade.

Faz-se uma análise do concentrado para saber o teor de sílica e em seguida compara com o valor da solubilidade da sílica dada por:

$$SiO_{2corr} = Ks_{SiO_2} * pH_{corr} \quad (2.38)$$

onde o pH_{corr} é a correção do pHs, que é o pH do concentrado, para SiO_2 e é determinado através de gráficos encontrados em manuais de membranas (FilmTec, 1995).

Se $SiO_{2c} > SiO_{2corr}$, ocorrerá incrustação de sílica e um ajuste é requerido.

2.10 – Limpeza química

Um dos problemas no uso da osmose inversa é a presença de certas substâncias na água de alimentação do processo que, sem a devida atenção, podem diminuir a produtividade, diminuindo o fluxo de água produzida, ou tornar o produto mais concentrado em sais, até torná-la imprópria para consumo. A pressão de operação tende também a aumentar gradativamente, para superar a diminuição de área útil de permeação da membrana (Aquanet).

Os ciclos de limpeza química ocorrem em intervalos de semanas a meses, dependendo da gravidade do problema de incrustação. A limpeza química pode levar de 45 minutos a 24 horas, dependendo da dificuldade de remoção do biofilme e/ou do material precipitado, e normalmente, restaura o fluxo das membranas para valores próximos do fluxo inicial. Um ciclo de limpeza química é desencadeado quando os parâmetros de operação (fluxo ou pressão) atingem valores pré-determinados. Os ciclos são iniciados quando for atingido um dos seguintes parâmetros:

- Diminuição do fluxo normalizado em cerca de 10%;
- Aumento da pressão de alimentação em 15%;
- Aumento da passagem de sais normalizada em 5%.

A aplicação de ciclos de limpeza química, em intervalos adequados, impede o comprometimento irreversível da membrana e o crescimento excessivo de biofilmes. A efetividade do processo de limpeza depende da formulação da solução de limpeza, da frequência de aplicação e do protocolo de aplicação. A limpeza ácida é geralmente empregada para a remoção de depósitos inorgânicos, enquanto que, depósitos orgânicos e biofilmes são removidos com formulações alcalinas.

O pH da solução de limpeza deve ser compatível com a faixa de pH da membrana. A temperatura da solução de limpeza é outro fator importante a ser considerado no processo. Soluções com temperaturas mais elevadas são geralmente mais eficientes para a limpeza de membranas.

O procedimento de limpeza é realizado de acordo com a seqüência abaixo (Sousa, 2001):

- Para a limpeza química utiliza-se duas soluções; primeiramente o ácido cítrico e ao término deste faz-se o uso da soda cáustica.
- Os elementos de membranas que compõem o dessalinizador são embebidos por uma solução de ácido cítrico a 10% (pH = 3,0) durante 1 a 12 hr. Convém salientar que a solução ácida deverá ser preparada com água dessalinizada (esse passo só deverá ser realizado quando as membranas se encontrarem muito sujas).
- Após o tempo de contato com a solução de ácido cítrico, faz-se um “flushing”, para retirar o excesso de ácido cítrico, deixando-se a válvula do concentrado completamente aberta, até que o pH da água no tanque de limpeza fique neutralizado.

- Deixa circulando por 2 horas uma solução de ácido cítrico de pH igual a 3,0. Ao final deste tempo faz-se a drenagem da solução de limpeza e em seguida um enxágüe com água permeada.
- Circula-se uma solução de soda cáustica de pH 11, também por 2 horas. Ao final deste tempo faz-se a drenagem da solução de limpeza e em seguida um enxágüe com água permeada.
- Deve-se acompanhar as leituras do pH das soluções de limpeza ácida, o ácido é consumido quando dissolve precipitantes inorgânicos, assim se o pH aumentar mais de 0,5 adiciona-se mais solução de ácido cítrico até o pH voltar ao valor inicial.
- Se a solução alcalina, no caso da solução de soda cáustica, ficar turva deve-se preparar uma nova solução, isso significa a presença de substância de natureza orgânica.
- Ao término dos procedimentos da limpeza química alinha-se o sistema e faz-se o “start-up”. Observa-se os valores de todos os parâmetros

Obs.: O sentido do fluxo da solução de limpeza deverá ser igual ao sentido do fluxo de funcionamento do dessalinizador.

É importante comparar a eficácia da limpeza de membranas por diferentes soluções para otimizar o rendimento de um sistema de OI (Schneider e Tsutiya, 2001).

CAPÍTULO III

Materiais e métodos

3.1 – Introdução

Este capítulo trata da descrição dos materiais e equipamentos utilizados na parte experimental deste trabalho.

Este trabalho foi desenvolvido no Laboratório de Referência em Dessalinização (LABDES) do Departamento de Engenharia Química do Centro de Ciências e Tecnologia da Universidade Federal de Campina Grande. A idéia foi estudar a normalização de dois sistemas de dessalinização de pequeno porte, localizados nos municípios de Catingueira e Riacho de Santo Antônio, ambos no estado da Paraíba.

3.2 – Sistema de dessalinização via OI

Uma das etapas da realização deste trabalho foi a escolha dos sistemas a serem estudados. O critério para essa escolha foi o monitoramento atualizado destes sistemas, ou seja, os dados das pressões e vazões terem sido coletadas periodicamente desde a partida das plantas, outro critério foi a salinidade (concentração) da água de alimentação, bem como a localização de cada sistema (locais com poucas chuvas e locais chuvosos). Com esses critérios definidos foram feitos levantamentos dos dessalinizadores do Projeto Água Boa instalados na Paraíba que se enquadrassem nos requisitos acima mencionados. Então os sistemas escolhidos foram:

- Sistema de Dessalinização da Vila de Itajubatiba (Mina do Ouro) Catingueira – PB (*Sistema 1*);
- Sistema de Dessalinização do Município de Riacho de Santo Antônio – PB (*Sistema 2*).

3.2.1– Característica dos sistemas de dessalinização via OI

3.2.1.1 – Fonte hídrica

Para o sistema de dessalinização da Vila de Itajubatiba (Mina do Ouro) Catingueira–PB, onde são beneficiadas 1240 pessoas, a água é proveniente de um poço tubular profundo, com uma vazão de 1,2 m³/h, estando a água com uma concentração de sólidos totais dissolvidos (STD) de 816,84 mg/L (Fonte: LABDES, 2001). Esta água é bombeada para o sistema de pré-tratamento que é composto por dosagem de anti-incrustante e por uma unidade de filtro de cartucho.

Para o sistema de dessalinização do Município de Riacho de Santo Antônio – PB, onde são beneficiadas 1200 pessoas, a água é proveniente de um poço tubular profundo, com uma vazão de 2,3 m³/h, estando a água com uma concentração de STD de 13.664,63 mg/L (Fonte: LABDES, 2001). Esta água é bombeada para o sistema de pré-tratamento, que é composto por dosagem de ácido clorídrico, anti-incrustante e filtros de cartucho.

3.2.1.2 – Pré-tratamento

O sucesso do processo de dessalinização de águas via OI depende muito do tipo do pré-tratamento aplicado a água bruta. Como o processo de OI tornou-se nos últimos anos um dos mais utilizados em sistemas de produção de água de boa qualidade, os requisitos básicos de pré-tratamento devem ser cuidadosamente avaliados, e esta etapa do processo global de dessalinização deve ser considerada como o sub-sistema de maior importância dentro do sistema que constitui a instalação completa. Assim sendo, esta etapa do trabalho focaliza os requisitos básicos de pré-tratamento para o sistema de OI.

O pré-tratamento deverá prevenir sólidos suspensos, contaminação orgânica (controle microbiológico), formação de incrustação por sólidos suspensos, degradação da membrana (cloro, ferro, alumínio, bário) e para tal, segue-se o seguinte pré-tratamento:

Sistema 1: É realizado uma dosagem de anti-incrustante, FLOCON 100, com o objetivo de evitar a incrustação de sais saturados na superfície das membranas e logo após a água passa por um sistema de filtro de cartucho de 5 μ m contendo 4 elementos filtrante de acetato de celulose de resina melamínica, operando a uma pressão de 1,6 Kgf/cm².

Sistema 2: É realizada uma dosagem de ácido clorídrico 1N na água de alimentação para prevenir a formação de cristais de sais, e logo após é utilizado o anti-incrustante FLOCON 100 com o objetivo de evitar a incrustação de sais saturados na superfície das membranas, em seguida a água passa por um sistema de filtro de cartucho de 5 μ m contendo 4 elementos filtrantes de acetato de celulose de resina melamínica, operando a uma pressão de 1,2 Kgf/cm².

Normalmente a troca dos filtros ocorre quando a diferença de pressão é de 0,2 Kgf/cm².

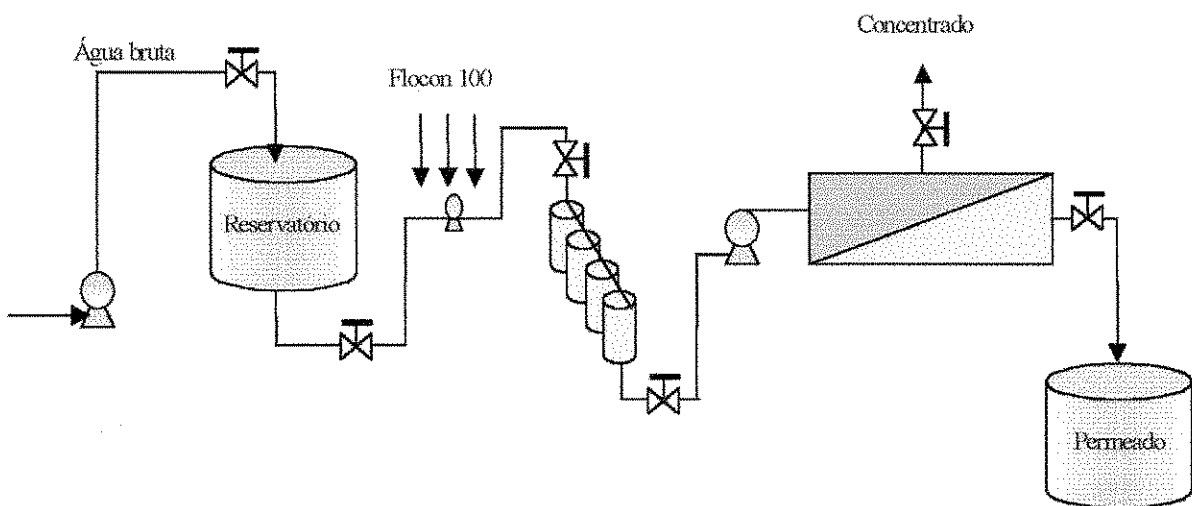
3.2.1.3 – Unidade de OI

A unidade de OI, é constituída por um conjunto motobomba de alta pressão que alimenta um vaso permeador (vaso de alta pressão) com três membranas com alta capacidade de rejeição, que realizam o processo de separação de sais dissolvidos presentes na água bruta, gerando uma corrente de água permeada e outra de água concentrada, conforme mostra a Figura 3.1. Os detalhes técnicos da unidade de OI para os *Sistemas 1 e 2* estão na Tabela 3.1.

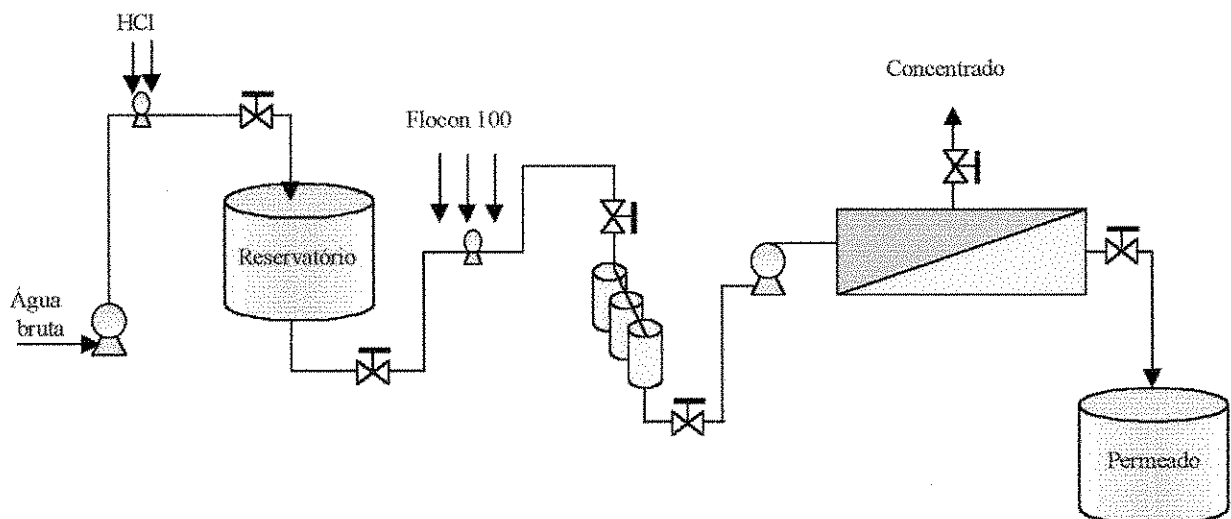
Tabela 3.1 – Detalhes técnicos da unidade de OI para os *Sistemas 1 e 2*.

Informações	<i>Sistema 1</i>	<i>Sistema 2</i>
	Valores	Valores
Capacidade	0,6 m ³ /h	0,6 m ³ /h
Bomba de auxílio	1 (1CV)	1 (1CV)
Bomba de limpeza química	1 (1/3CV)	1 (1/3CV)

Bomba de alta pressão	1(3,0 CV)	1(3,0 CV)
Pressão de operação	7,14 (Kgf/cm ²)	18,35 (Kgf/cm ²)
Filtro de cartucho	4 com 1 elemento de 5 μ de acetato de celulose de resina melamínica	3 com 1 elemento de 5 μ de acetato de celulose de resina melamínica
Módulo de OI	1 vaso de pressão (10,16 cm de diâmetro)	1 vaso de pressão (10,16 cm de diâmetro)
Configuração	Espiral	Espiral
Número de elementos	3 (101,6 cm x 10,16 cm)	3 (101,6 cm x 10,16 cm)
Membranas	Filmtec, BW30HP 4040	Hydranautics, 4040-LHA-CPA2
Recuperação	39,1 %	40 %



(a)



(b)

Figura 3.1 – Esquema das unidades de osmose inversa, (a) Sistema 1; (b) Sistema 2.

As características específicas das membranas dos sistemas encontram-se na Tabela 3.2.

Tabela 3.2 – Especificações das membranas de osmose inversa para os *Sistemas 1 e 2* (Anexo 1).

	<i>Sistema 1</i>	<i>Sistema 2</i>
Material	Compósito de poliamida	Compósito de poliamida
Tipo	BW 30HP - 4040	CPA2 - 4040
Configuração	Enrolado em espiral	Enrolado em espiral
Pressão máxima aplicada	42,18 kgf/cm ²	42,18 kgf/cm ²
Vazão máxima de alimentação	3,6 m ³ /h	3,6 m ³ /h
Vazão nominal do permeado	8,3 m ³ /d	8,5 m ³ /d
Temperatura máxima de operação	45°C	45°C
pH	2,0 – 11,0	3,0 – 10,0
Área nominal da membrana	7,6 m ²	7,89 m ²
Rejeição de sais (totais)	99 %	99,2 %
Vida útil	≅ 3 anos	≅ 3 anos

3.3 – Funcionamento do Sistema

O desempenho bem sucedido em longo prazo do sistema de osmose inversa depende da operação apropriada e da manutenção do sistema. Isto inclui obviamente o projeto inicial do sistema, e a programação de partidas e paradas do sistema. As incrustações nas membranas não são somente um problema do projeto do sistema, mas também um problema de operação apropriada. Antes de iniciar o funcionamento da unidade de osmose inversa, deve se certificar de que a seção do pré-tratamento está operando de acordo com as especificações.

A entrada da água bruta deve ser estável com respeito a fluxo, IDS, turbidez, temperatura, pH, condutividade, bactérias (contagem de placa padrão).

Após 24 a 48 horas de operação, observa-se o comportamento do desempenho do sistema através das variáveis de medidas, tais como a pressão de alimentação, o diferencial de pressão, os fluxos, a temperatura, a recuperação e as leituras da condutividade. Essas

informações servirão de referência para o desempenho futuro do sistema e para programar o cronograma de limpeza química.

3.4 – Monitoramento

Com o objetivo de estudar o desempenho de um sistema de osmose inversa, é necessário que todos os dados relevantes sejam coletados e mantidos arquivados.

Os seguintes dados devem ser registrados:

- Data e horas de operação.
- Pressão de alimentação, permeado e concentrado.
- Vazão do permeado e do concentrado.
- A condutividade da alimentação, do permeado e do concentrado.
- STD da alimentação, do permeado e do concentrado.
- pH da alimentação, do permeado e do concentrado.
- IDS ou a turbidez da corrente da alimentação, ou ambos.
- Temperatura da água da corrente da alimentação.
- Análise de ferro-total e cloro-livre nas correntes de alimentação e permeado.
- Índice de Saturação de Langelier (ISL) da corrente do concentrado.
- Algum incidente incomum, por exemplo, viradas no IDS, pH, pressão e paradas programadas.
- Análise completa da alimentação, da corrente do permeado e do concentrado e da água bruta, periodicamente.

3.5 – Análises físico-química

A análise físico – química da água incluirá:

Cálcio, magnésio, sódio, potássio, estrôncio, bário, ferro (total, dissolvido e ferroso), alumínio (total e dissolvido), bicarbonato, sulfato, cloreto, nitrato, nitrito, fosfato (total), sílica (dissolvida), STD, condutividade, pH.

O procedimento experimental para análises físico-químicas dos sais presentes em cada amostra de água se encontra descritos assim como segue:

- **Turbidez**

Foi tomada 10 ml da amostra a ser analisada em uma cubeta. Foi colocado a cubeta no turbidímetro e realizou-se a leitura.

- **Cálcio (Ca^{++})**

Foi tomada 25 ml da amostra a ser analisada em um erlenmeyer. A esta amostra adicionou-se 2 ml de NaOH 1N para alcalinizar a solução e uma pitada do indicador murexida. A bureta foi zerada com o reagente EDTA 0,025 N. Iniciou-se a titulação até o ponto final de virada que foi indicado por uma mudança de coloração de rosa para lilás.

- **Magnésio (Mg^{++})**

Primeiramente tomou-se cerca de 25 ml da amostra a ser analisada em um erlenmeyer. A esta amostra adicionou-se 1 ou 2 ml da solução tampão de amônia pH 10 e 1 pitada do indicador negro de eriocromo-T. A bureta foi zerada com o reagente EDTA 0,025N. Iniciou-se a titulação até o ponto de virada que foi indicado por uma mudança de coloração para azul.

- **Cloreto(Cl)**

Primeiramente pipetou-se uma alíquota de 25 ml da amostra a ser analisada e transferiu-se para um erlenmeyer de 250 ml. Adicionou-se 2 gotas do indicador cromato de potássio a 5%. A bureta foi zerada com o reagente AgNO_3 0,05N. Iniciou-se a titulação até o ponto de virada que foi indicado por uma mudança de coloração de laranja para vermelho - alaranjado.

- **Alcalinidade**

Pipetou-se 25 ml da amostra a analisar e transferiu-se para um erlenmeyer de 250 ml. Adicionou-se 2 gotas de fenolftaleína. A bureta foi zerada com o reagente H_2SO_4 0,02N e iniciou-se a titulação até o ponto de virada, que foi indicado por um descoramento do indicador. Este procedimento indica a presença do carbonato, mas em todas as amostras coletadas o carbonato estava ausente. Ainda neste mesmo erlenmeyer, adicionou-se 2 gotas do indicador alaranjado de metila e continuou-se a titulação até o ponto final de virada que foi indicado por uma mudança de coloração de laranja para laranja avermelhado. Este procedimento indica a presença do bicarbonato na amostra.

- **Silica (SiO_2)**

Colocou-se cerca de 10 ml da amostra na cubeta e adicionou-se 20 gotas do reagente Si-S1, agitou-se e aguardou-se 5 minutos. Após este tempo, adicionou-se 4 gotas do

reagente Si-S2, agitou-se e aguardou-se 1 minuto. Foi colocado a cubeta com a reação no equipamento e realizou-se a leitura.

- **Ferro Total**

Colocou-se na cubeta do colorímetro 10 ml da amostra e adicionou-se 2 gotas do reagente Fe-S1. Agitou-se levemente, esperou-se 5 minutos e efetuou-se a leitura.

- **Sulfato (SO_4^-)**

Colocou-se na cubeta do colorímetro 10 ml da amostra e adicionou-se 5 gotas do reagente STF-S1 e agitou-se. Posteriormente adicionou-se 5 gotas do reagente STF-S2 e agitou-se. Adicionou-se 1 medida do reagente STF-S3 (cloreto de bário, cristais), fechou-se a cubeta e agitou-se por inversão até total dissolução dos cristais. Deixou-se a cubeta em repouso por 5 minutos, colocou-a no equipamento e realizou-se a leitura.

- **Nitrato (NO_3^-)**

Colocou-se na cubeta do colorímetro 10 ml da amostra e adicionou-se 4 gotas do reagente NTA-S1 e agitou-se. Posteriormente adicionou-se 2 gotas do reagente NTA-S2 e agitou-se e aguardou-se 5 minutos. Adicionou-se depois, 5 gotas do reagente NTA-S3, agitou-se e aguardou-se mais 5 minutos. Adicionou-se novamente 4 gotas do reagente NTA-S4, agitou-se vigorosamente e aguardou-se 15 minutos. A cubeta foi colocada no equipamento e efetuou-se a leitura.

- **Nitrito (NO_2^-)**

Colocou-se 10 ml da amostra na cubeta do colorímetro e adicionou-se 4 gotas do reagente NTI-S1. Agitou-se e aguardou-se 5 minutos. Adicionou-se 4 gotas do reagente NTI-S2, agitou-se e aguardou-se 10 minutos (até que se dê desenvolvimento completo da reação). A cubeta foi colocada no equipamento e efetuou-se a leitura.

- **Sódio e Potássio (Na^+ e K^+)**

Após o aparelho estar ligado e ajustado, mergulhou-se o cateter do fotômetro de chama no becker contendo água destilada e ajustou-se o zero para sódio e potássio (que são os elementos analisados neste aparelho), utilizando para isto o controle do zero. Em seguida, mergulhou-se o cateter em um becker contendo o padrão de calibração e ajustou-se com o controle de padrão, para o valor do devido padrão. Mergulhou-se o cateter em um becker contendo a amostra desejada e efetuou-se a leitura diretamente no display.

Em todas as análises para a água do concentrado foi realizada uma diluição na amostra.

3.5.1 - Produtos químicos

- Cloreto de Sódio NaCl (Chemco P.A.)
- Ácido Sulfúrico (H₂SO₄) 0,02 N (Reagen P.A.)
- Ácido Cítrico C₆H₈O₇ (Chemco P.A.)
- Hidróxido de Amônia (NH₄OH), pH = 10
- Murexida
- Metilorange 0,4 %
- Fenolftaleína
- Cromato de Potássio 5,0 % (Reagen P.A.)
- Negro de Eriocromo-T
- Ácido Etilenodiaminotetracético (EDTA) 0,025 N (Vetec P.A.)
- Nitrato de Prata (AgNO₃) 0,05 N
- Hidróxido de Sódio 1N
- Kits da PoliControl para análises de: Ferro, Nitrato, Nitrito, Sulfato e Sílica.

3.5.2 - Equipamentos

- pHmetro digital da HANNA INSTRUMENTS
- Condutivímetro – 600 ANALYSER
- Colorímetro digital da SMART
- Turbidímetro da HANNA INSTRUMENTS
- Fotômetro de Chama da ANALYSER

As análises físico-químicas para a água de alimentação, permeada e concentrada foram realizadas no LABDES com as amostra coletadas mediante visitas técnicas aos sistemas em estudo, com o objetivo de averiguar a qualidade da água em função do tempo.(água de alimentação) e estudar o efeito da dessalinização dos sais dissolvidos na água permeada e concentrada investigando quais os íons que mais afetam as membranas. As outras variáveis de medida como pressão de alimentação, vazões e recuperação foram coletadas mensalmente. Com auxílio destes dados gerou-se gráficos para estudar o desempenho das membranas em função do tempo e ainda procurou-se estudar, através das

equações que regem o processo, a normalização dos sistemas e a possibilidade de formação de incrustações na superfície das membranas.

Todos os dados acima se encontra em forma de tabela no Anexo 2 .

3.6 – Normalização dos sistemas

Com os resultados das análises físico-química da água de alimentação, foram desenvolvidas simulações de operação de um sistema de dessalinização, ou seja, foram pré-determinados os valores das variáveis de medidas, por exemplo: pressão osmótica, concentração de cada componente presente no permeado e concentrado, pressões de operação, potencial hidrogeniônico e as condições limites de operação dos elementos. Estas simulações foram realizadas através dos “*softwares*” dos fabricantes das membranas, o ROSA (Dow, 2000) para o sistema 1 e o RO System (Hydranautics, 2002) para o sistema 2. Os resultados estão no Anexo 4.

Para realizar a simulação, em ambos os “*softwares*”, as seguintes informações foram necessárias: origem da água, temperatura, composição química da água de alimentação, vazão desejada para o permeado e concentrado, número de vasos de pressão e de membranas, tipo de membranas, configuração do sistema, recuperação desejada para o sistema, necessidade de pré-tratamento.

A fim de verificar o desempenho dos sistemas de OI, com os dados relevantes (vazão e pressão de alimentação, permeado e concentrado, pH, condutividade e concentração da alimentação, concentração do permeado e concentrado), foram realizados os cálculos de normalização através das Equações 2.16 a 2.25, comparando o desempenho da dessalinização de hoje com o da partida dos sistemas.

3.7 – Cálculos para prevenção de incrustação (“Scaling”)

Através dos resultados das análises físico-química do permeado e do concentrado, foram investigados quais os íons que poderiam está afetando as membranas. Os cálculos de formação de incrustação têm que ser realizados, a fim de determinar se um sal solúvel apresenta algum potencial de incrustação em um sistema de OI.

3.7.1 - Prevenção de incrustação de CaCO_3

Para água com $\text{STD} < 10.000 \text{ mg/L}$ na corrente do concentrado, a formação de precipitado é avaliada através do Índice de Saturação de Langelier (ISL), enquanto que para STD com valores maiores é utilizada o índice de estabilidade de Stiff e Davis (S&DSI). Os cálculos foram realizados através das Equações 2.26, 2.29 a 2.33 do Capítulo II, para as águas do concentrado dos *Sistemas 1 e 2*.

Os dados a seguir foram utilizados para calcular o valor do ISL na corrente do concentrado (ISL_c).

Concentração de cálcio na alimentação, mg/L .

Totais de sólidos dissolvidos na Alimentação, mg/L .

Alcalinidade na alimentação, mg/L .

pH na alimentação.

Temperatura da água de alimentação, $^\circ\text{C}$.

3.7.2 - Prevenção de incrustação de CaSO_4 , BaSO_4 e SrSO_4

Para determinar o potencial de incrustação de CaSO_4 , BaSO_4 e SrSO_4 compara-se o valor do produto iônico do CaSO_4 na H_2O do concentrado (Ip_c), com o produto de solubilidade (Ks_c) do mesmo nas mesmas condições. Os cálculos foram realizados com auxílio das Equações 2.34 a 2.37, do Capítulo II.

3.7.3 - Prevenção de incrustação de sílica

O teor de sílica foi determinado através das análises do concentrado e em seguida foi comparado com o valor da sua solubilidade corrigida, dada pela Equação 2.38, do Capítulo II, e os valores do pH_{corr} e do Ks_{SiO_2} foram determinados através dos gráficos que se encontram no Anexo 3.

CAPÍTULO IV

Resultados e discussões

Neste capítulo são avaliados e discutidos os resultados obtidos na fase experimental deste trabalho.

Para análise destes resultados foi necessária a utilização de gráficos e tabelas relacionados com o comportamento dos parâmetros do processo de OI. As figuras se encontram no corpo do capítulo e todas as Tabelas, 4.1 a 4.10, referentes as figuras se encontram no Anexo 2.

Este trabalho de pesquisa foi realizado para dois sistemas:

- Sistema de Dessalinização da Vila de Itajubatiba (Mina do Ouro) Catingueira – PB (*Sistema 1*);
- Sistema de Dessalinização do Município de Riacho de Santo Antônio – PB (*Sistema 2*).

4.1 – Estudo da qualidade da água em função do tempo

Conforme citado no Capítulo III, foram coletadas amostras da água de alimentação, permeada e concentrada para os dois sistemas em estudo. Nas Figuras 4.1 e 4.2 estão representadas as qualidades físico-químicas das águas de alimentação para os anos de 2001 (mês de agosto para o *Sistema 1* e abril para o *Sistema 2*) e 2003 (mês de janeiro para o *Sistema 1* e fevereiro para o *Sistema 2*).

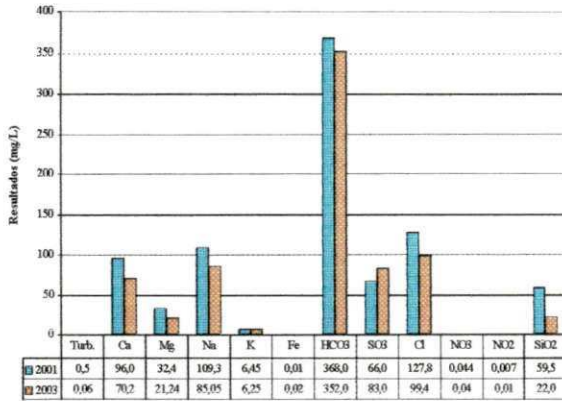


Figura 4.1 – Representação da variação dos parâmetros físico-químico da água de alimentação em função do tempo (ano) para o *Sistema 1*.

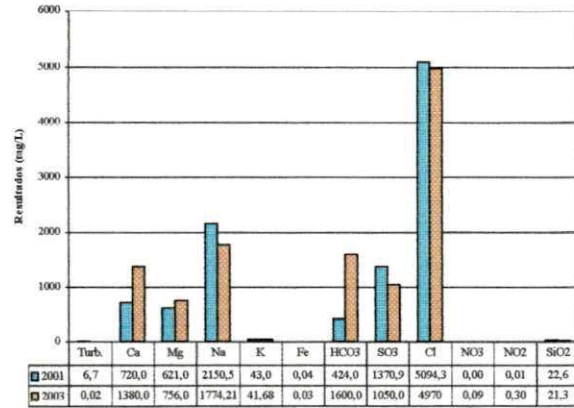


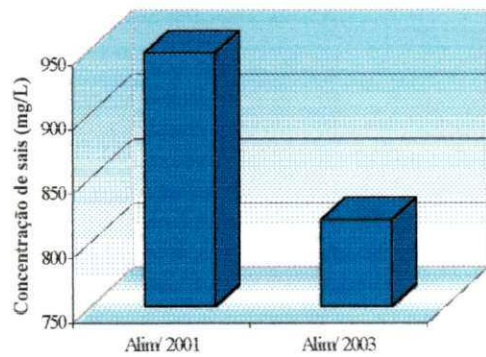
Figura 4.2 - Representação da variação dos parâmetros físico-químico da água de alimentação em função do tempo (ano) para o *Sistema 2*.

Diante das figuras observa-se que existe uma estabilidade nos resultados no que diz respeito a potássio, ferro, nitrato e nitrito, para ambos os sistemas. Para o *Sistema 2*, observou-se também uma estabilidade na sílica. Para o *Sistema 1* observou-se uma diminuição nos valores do cálcio, magnésio, bicarbonato, cloreto, sílica e sódio, que pode ser explicada pela diminuição da condutividade, ou seja, pela diluição da água do poço através de chuvas ocorridas. O aumento nos valores de cálcio, magnésio e bicarbonato para o *Sistema 2*, pode ter sido ocasionado pela escassez de chuvas na região ou elevação da temperatura.

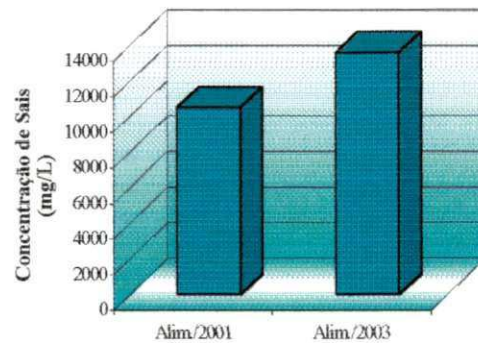
No geral para ambos os sistemas, observou-se uma mudança na concentração da água de alimentação, todavia esses valores ainda se encontram dentro dos padrões de tolerância para os elementos de membranas utilizadas (Filmtec e Hydranautics). Mas para o estudo de potencial de incrustações este fato deve ser levado em consideração, pois a forma mais eficaz para evitar a precipitação de sais na membrana, é a operação do sistema dentro de limites que impeçam que as concentrações de sais retidos atinjam valores próximos aos limites de solubilidade (Schneider e Tsutiya, 2001).

4.2 – Efeito da concentração de sais dissolvidos da água de alimentação na dessalinização

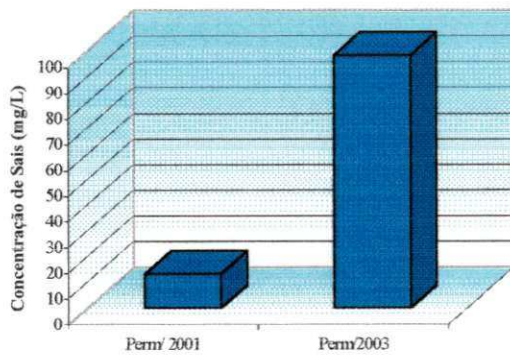
As Figuras 4.3 e 4.4 mostram a variação da concentração de sais dissolvidos nas correntes de água de alimentação, permeada e concentrada, em função do tempo.



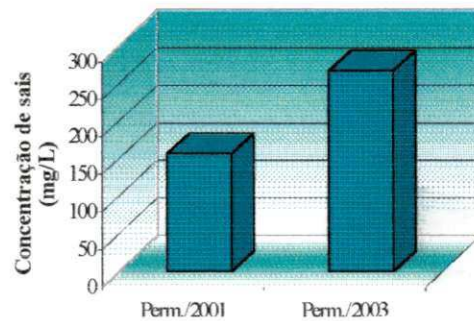
(a)



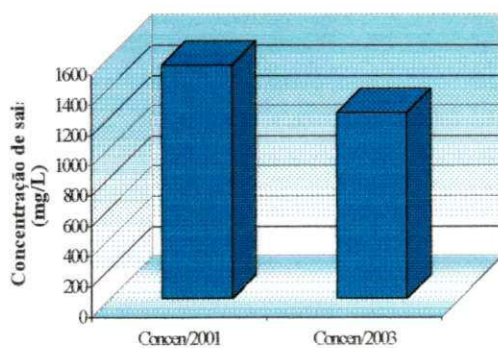
(a)



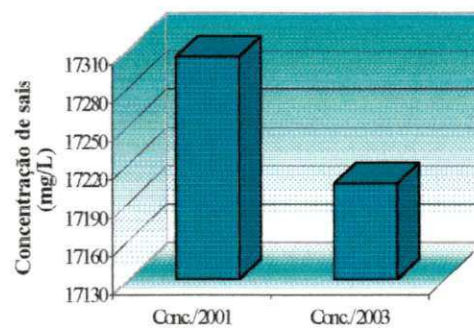
(b)



(b)



(c)



(c)

Figura 4.3 - Variação da concentração de sais dissolvidos nas correntes de água de (a) alimentação, (b) permeada e (c) concentrada em função do tempo para o Sistema 1.

Figura 4.4 - Variação da concentração de sais dissolvidos nas correntes de água de (a) alimentação, (b) permeada e (c) concentrada em função do tempo para o Sistema 2.

Analisando as Figuras 4.3 e 4.4, observa-se que ocorre um pequeno aumento na concentração de sais dissolvidos na água permeada, relacionando os anos de 2001 e 2003, ficando em torno de 98,0 ppm para o *Sistema 1* e de 255,0 ppm para o *Sistema 2*. O fato do aumento da concentração do permeado ao longo do tempo, demonstra que as membranas podem se encontrar em fase de incrustações. A corrente de permeado sai praticamente isenta de sais dissolvidos aumentando a concentração na corrente do concentrado de aproximadamente 1.230 ppm (*Sistema 1*) e 17.230 ppm (*Sistema 2*). Isso significa que os sistemas operaram dentro de uma faixa, onde os parâmetros de medida como pressão, concentração e recuperação permaneceram constantes.

Analisando a rejeição dos íons, Tabelas 4.1 a 4.4 Anexo 1, observa-se a rejeição média de 80% para o *Sistema 1* e 96,9% para o *Sistema 2*, ambos abaixo dos valores estipulados pelo o fabricante das membranas (Tabela 3.2) que é de 99%, desta forma, as membranas podem se encontrar em fase de incrustações, como foi mencionado anteriormente.

4.3 – Desempenho das membranas em função do tempo

As variáveis de medida como pressão de alimentação e vazões foram coletadas mensalmente e com auxílio destes dados geraram-se gráficos. As Figuras 4.5 e 4.6, mostra o desempenho das membranas para os anos de 2001/2002 e Jan/Fev-2003.

A Figura 4.5 mostra o comportamento da variação da pressão de alimentação (P_A) e pressão de saída (P_s) e das vazões do permeado e do concentrado. O perfil da variação de P_A e P_s ao longo dos anos, mostra que a P_A ficou entre $6,5 \text{ kgf/cm}^2$ a 8 kgf/cm^2 , a qual não se distanciou do valor encontrado na simulação que foi de $7,5 \text{ kgf/cm}^2$. O mesmo comportamento foi observado para P_s , onde ocorreu uma oscilação entre $6,0 \text{ kgf/cm}^2$ e $7,0 \text{ kgf/cm}^2$, a qual não se distanciou de $6,5 \text{ kgf/cm}^2$ obtida na simulação. Para essa faixa de pressão é de se esperar que os elementos de membranas apresentem um valor de $0,6 \text{ m}^3/\text{h}$ para o permeado e $0,9 \text{ m}^3/\text{h}$ para o concentrado. Os valores obtidos a partir das Figuras 4.5a e 4.5b mostram que as vazões atenderam as expectativas. Todavia após um ano de operação a vazão do permeado começou a diminuir, onde foi realizada uma limpeza química e em seguida a vazão voltou a atingir a vazão de projeto ($0,6 \text{ m}^3/\text{h}$). Esse fato pode ser observado no ponto de inflexão na Figura 4.5a.

concentração da alimentação, concentração do permeado e concentrado), foram realizados os cálculos de normalização através das Equações 2.16 a 2.25, comparando o desempenho atual com o da partida dos sistemas.

4.4.1 – Vazão normalizada (QN)

A vazão normalizada foi calculada através das Equações 2.16 a 2.21, do Capítulo II. As Figuras 4.9 e 4.10 apresentam os comportamentos da variação da vazão do permeado normalizada para os dois sistemas estudados. As Figuras 4.11 e 4.12 representam os valores do NDP para os dois sistemas.

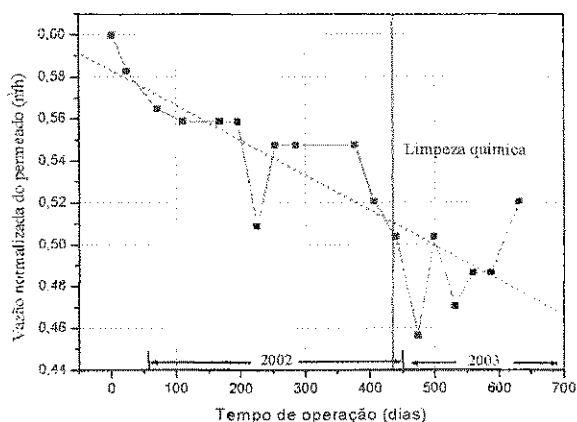


Figura 4.9 – Vazão normalizada do permeado, Sistema 1.

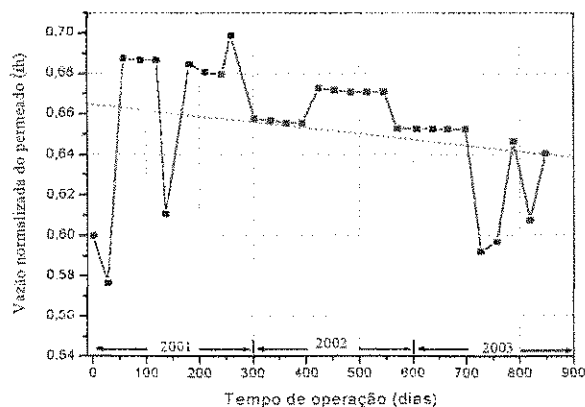


Figura 4.10 – Vazão normalizada do permeado, Sistema 2.

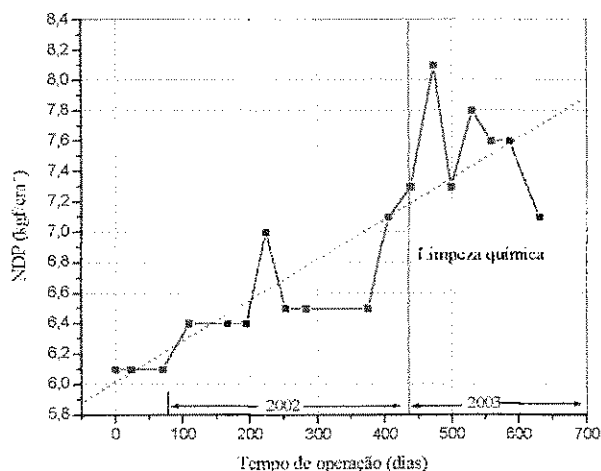


Figura 4.11 – Gradiente de pressão efetiva média, Sistema 1.

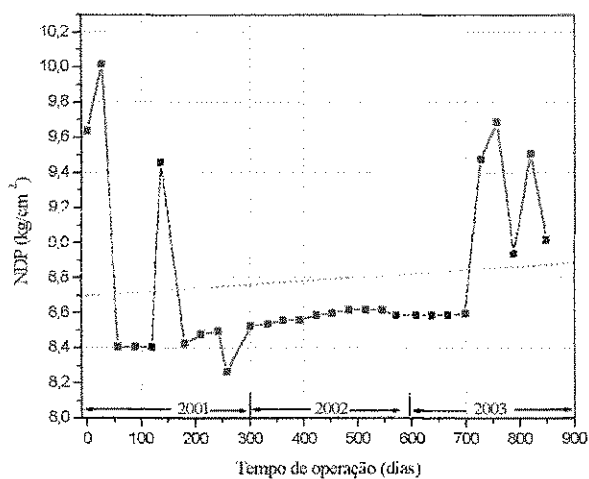


Figura 4.12 – Gradiente de pressão efetiva média, Sistema 2.

A linha tracejada nas figuras representam o comportamento (tendência) dos dados.

Após a instalação os sistemas de OI, levam normalmente de 2 dias a 1 semana para entrar em regime de estabilização. Foi observado que o desempenho do *Sistema 1* manteve-se constante desde o dia da sua partida. Enquanto que o *Sistema 2* sofreu variações ao longo do primeiro mês de operação. Nesse caso, foi tomado os dados do terceiro mês, conforme mostra Tabela 4.6, como referência para estudar o efeito da normalização.

Os perfis das curvas da vazão normalizada do permeado e a NDP para os *Sistemas 1 e 2* mostram que, quando a vazão diminui a NDP aumenta nos elementos de membranas. Isso demonstra que a vazão esta diretamente relacionada com a variação de pressão dos sistemas, a qual também depende da concentração dos componentes presentes na água de alimentação e da temperatura. Esses parâmetros estão sujeitos a variar em função das condições climáticas onde se encontram instalados os sistemas de OI. Considerando a faixa de tolerância de 10 a 15% (início do processo de incrustação na superfície das membranas) atribuída pela literatura (Huiting et.al, 2001; Hydranautics, 2002; FilmTec, 1995), tanto para a diminuição da vazão como para o aumento da pressão, o *Sistema 1* mostra que a vazão do permeado normalizada diminuiu 13,0%, e a NDP aumentou 16,0%. Neste caso, segundo Huiting et al., 2001 um rápido aumento na NDP poderá indicar a presença de incrustações de óxidos de metais nas primeiras membranas ou depósitos de materiais biológicos, diminuindo a vazão de produção; as membrana se encontram em fase de limpeza química.

Após um ano e dois meses foi realizada uma limpeza química, os dados normalizados da vazão aumentaram e do NDP diminuíram. Esse efeito também pode ser observado na Figura 4.5. De acordo com a variação da vazão e NDP, o *Sistema 1* deveria ter passado por limpezas químicas pelo menos a cada três meses de operação. Enquanto que o *Sistema 2*, a vazão oscilou 7,0%. Um comportamento oposto foi observado para a TDP, onde ocorreu um aumento moderado em torno de 7,0%. Também segundo Huiting et al., 2001, aumentos moderados na TDP poderá indicar depósitos inorgânicos como: carbonatos, sulfatos, etc. nos últimos elementos, e /ou colóides/sílica e depósitos orgânicos nos primeiros elementos. Para esses casos recomenda-se uma limpeza química, acompanhada de uma análise físico-química da solução de limpeza, para saber que tipos de componentes podem estar fornecendo à incrustação nas membranas.

4.4.2. Sólidos totais dissolvidos (STD)

O STD normalizado, para o permeado, foi determinado através da Equação 2.22, que se encontra do capítulo II, podemos observar os resultados através das Figuras 4.13 e 4.14.

A Figura 4.13 nos mostra a concentração do permeado para o *Sistema 1*, podemos observar que houve um aumento em torno de 48,9%, comportamento parecido foi observado na Figura 4.3b. Já a Figura 4.14 nos mostra um aumento em torno de 34,0% na concentração do permeado para o *Sistema 2*. A variação do STD normalizado para os dois sistemas, mostra que a concentração de sais aumenta em função do tempo. Esse aumento se encontra relacionado com o percentual da passagem de sais para o permeado durante o processo.

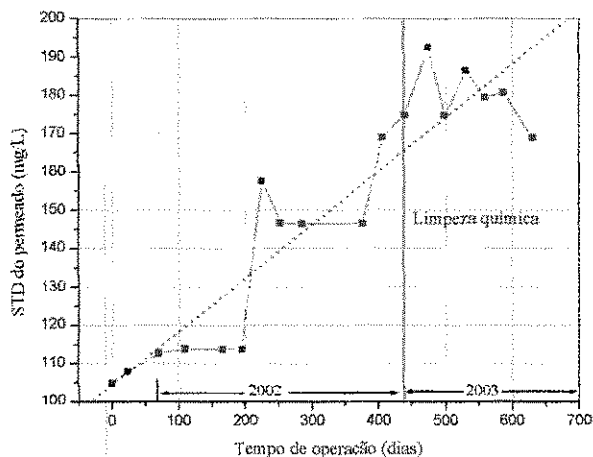


Figura 4.13 – Sólidos totais dissolvido do permeado, *Sistema 1*.

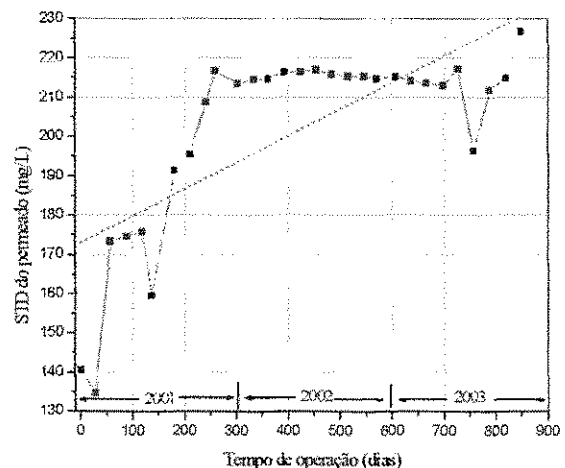


Figura 4.14 – Sólidos totais dissolvido do permeado, *Sistema 2*.

4.4.3. Passagem de sal normalizada (PSN)

A passagem e rejeição de sais dos sistemas foi normalizada pelas Equações 2.23 e 2.24 do capítulo II. As Figuras 4.15 e 4.16 apresentam os seus comportamentos em função do tempo para os dois sistemas.

A passagem de sais através das membranas para os dois sistemas, teve um aumento de 71% e 50%, respectivamente para os *Sistema 1* e *2* e, conseqüentemente, uma diminuição na rejeição de sais pela membrana.

A passagem de sais indica quanto a qualidade do permeado diminui ao longo da vida útil da membrana. Alguns fabricantes de membranas estimam que ocorre uma queda de aproximadamente de 10% no fluxo de permeado após um ano de operação, devido a taxa de incrustações de sais na superfície da membrana, a qual torna-se uma fonte de alimentação de sais para o permeado (Hydranautics, 2002; Filmtec, 1995) Isto pode justificar os aumentos da concentração no permeado, visto no item anterior.

Huiting et al., 2001 descreve em seu artigo que aumentos na passagem de sais indicará a presença de depósitos inorgânicos e/ou óxidos de metais e /ou colóide/sílica, de acordo com o que foi dito para o aumento da TDP e a vazão do permeado. E segundo Sridhar et al., 2002 a diminuição da rejeição de sais é devido ao aumento da polarização de concentração do soluto, que aumenta a pressão osmótica na superfície da membrana e causa uma perda da pressão efetiva transmembrana. Mais uma vez, a indicação é uma limpeza química das membranas.

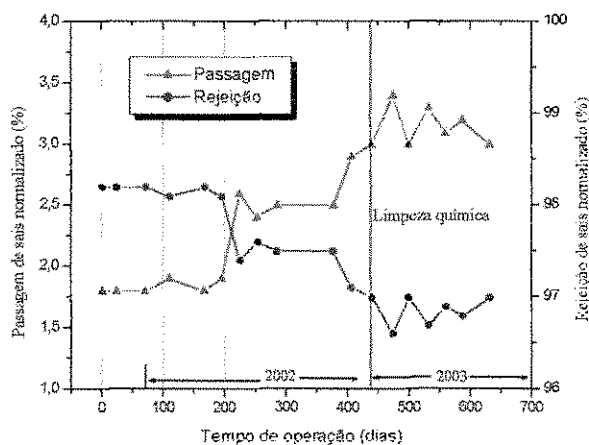


Figura 4.15 – Passagem e rejeição de sais normalizada, *Sistema 1*

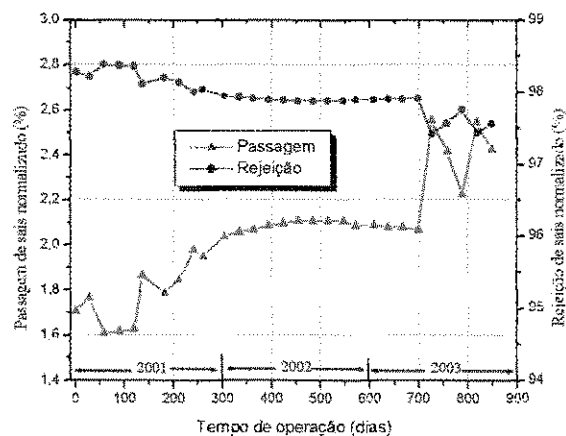


Figura 4.16 – Passagem e rejeição de sais normalizada, *Sistema 2*

4.4.4 - Coeficiente de transferência de massa normalizada (CTM)

O coeficiente de transferência de massa (CTM) foi determinado através da Equação 2.25, do Capítulo II, e está representado através das Figuras 4.17 e 4.18.

As Figuras 4.17 e 4.18 nos mostra o CTM para os dois sistemas. Observamos que para o *Sistema 1* o CTM diminuiu significativamente 30% e segundo Huiting et al., 2001, há indicação de depósitos de óxidos de metais e/ou presença de depósitos orgânicos nos primeiros elementos de membrana Fato deste tipo também foi observado por Suratt et al., 2000, que aduziu em seu trabalho que a presença de incrustações orgânicas causam uma diminuição do CTM. O *Sistema 2* apresentou uma diminuição moderada de 11,0%, que pode indicar a existência de incrustação de sais inorgânicos nos últimos elementos de membrana, de acordo com Huiting et al., 2001.

Song et al., 2003 em seu trabalho diz que o CTM também pode ser significativamente reduzido pelo desenvolvimento da polarização de concentração.

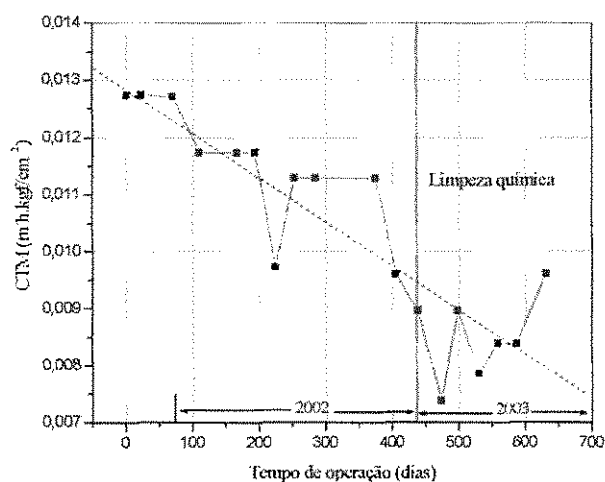


Figura 4.17 – Coeficiente de transferência de massa normalizada, *Sistema 1*.

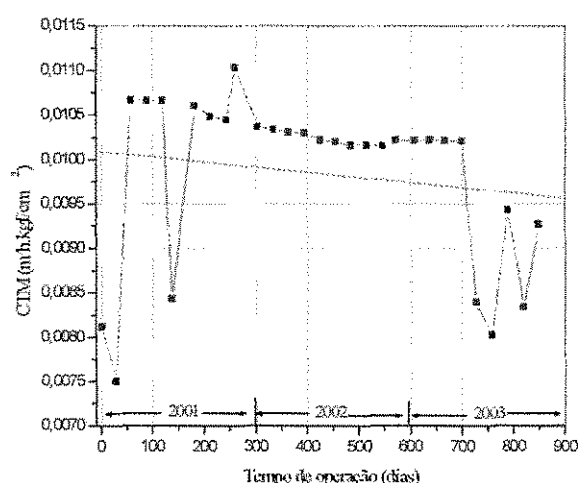


Figura 4.18 – Coeficiente de transferência de massa normalizada, *Sistema 2*.

Os cálculos para a normalização foram realizados seguindo a seqüência de equações que descrevem o processo de OI e estão apresentadas no Anexo 5.

4.5 - Cálculos para prevenção de incrustação (“scaling”) de CaCO_3

Através dos resultados das análises físico-químicas da água da alimentação, do permeado e do concentrado, foram investigados quais os íons que poderiam está afetando as membranas e através das equações que regem o processo foi avaliado a possibilidade de formação de incrustações na superfície das membranas. A formação de precipitado de CaCO_3 foi avaliada através do Índice de Saturação de Langelier (ISL). Os cálculos foram realizados através das equações 2.26, 2.29 a 2.33 do Capítulo II, para a água da alimentação dos *Sistemas 1 e 2* e os resultados estão na Tabela 4.11 para os respectivos sistemas.

Tabela 4.11 – Resultado do ISL para os *Sistemas 1 e 2*.

	T (°C)	A	B	C	D	pH	pHs	ISL
<i>Sistema 1</i>	26	0,19	2,07	1,84	2,55	7,68	7,17	0,51
<i>Sistema 2</i>	26	0,32	2,07	3,21	3,48	7,03	5,01	2,02

Como podemos observar, para os dois casos, os valores do ISL foram positivos e segundo a literatura, os valores de ISL positivo indica água "sem pré-tratamento" com tendência de precipitação do CaCO_3 . Para controlar a incrustação de CaCO_3 , o ISL tem que ser ajustado a um valor negativo (tendência de dissolução), e para isso algum método de controle de incrustação, por exemplo a dosagem de anti-incrustante, deve ser utilizado. Todavia, os *Sistemas 1 e 2* já possuem um pré-tratamento, como foi descrito no Capítulo III, o que indica necessidade de um ajuste na dosagem do anti-incrustante, pois os valores do ISL devem ficar abaixo dos valores estipulados para esses tratamentos, geralmente entre 1 e 1,5 (Schneider e Tsutiya, 2001).

4.6 - Prevenção de incrustação de CaSO_4

Os cálculos foram realizados com auxílio das Equações 2.34 a 2.37, que se encontram no Capítulo II e os resultados estão na Tabela 4.12 para os dois sistemas.

Para determinar o potencial de incrustação de CaSO_4 comparou-se o valor do produto iônico do CaSO_4 na H_2O do concentrado (I_{p_c}), com o produto de solubilidade do mesmo nas mesmas condições (K_{s_c}).

Tabela 4.12 – Resultado do cálculo de prevenção de incrustação de CaSO_4 para os *Sistemas 1 e 2*.

	I_{pc}	I_{ca}	I_{SO_4}	γ_{ca}	γ_{SO_4}	$[\text{Ca}^{+2}]$	$[\text{SO}_4^{-2}]$	K_{sc}
<i>Sistema1</i>	$4,21 \cdot 10^{-06}$	0,0036	0,0018	1,325	1,2200	0,0018	0,0009	$2,62 \cdot 10^{-06}$
<i>Sistema2</i>	$9,30 \cdot 10^{-4}$	0,0890	0,0208	4,050	1,9600	0,0445	0,0104	$3,60 \cdot 10^{-3}$

Se $I_{\text{pc}} \geq K_{\text{sc}}$, ocorre formação de incrustações (“scaling”) e um ajuste é requerido, como foi dito no Capítulo II. Analisando os valores na tabela acima temos que para o *Sistema 1* o $I_{\text{pc}} > K_{\text{sc}}$, indicando a necessidade de ações corretivas, na forma de inibidores de cristalização ou anti-incrustantes na água de alimentação. Para o *Sistema 2* o $I_{\text{pc}} < K_{\text{sc}}$, não havendo risco de precipitação do sal na membrana, ou o risco de precipitação será muito pequeno.

Através destes resultados pode-se observar que o *Sistema 1* se encontra mais propenso à incrustações do que o *Sistema 2*. O Sistema 2 além de possuir um pré-tratamento com Flocon 100 (anti-incrustante), existe na adutora que liga o poço ao tanque de alimentação uma injeção de HCl 1N, conforme mencionado no Capítulo III, a qual contribui para diluir a concentração de carbonatos e bicarbonatos que existem na água. Esse pré-tratamento protege mais as membranas contra a formação de incrustações.

4.7 - Prevenção de incrustação de sílica

O teor de sílica foi determinado através das análises do concentrado e em seguida foi comparado com o valor da sua solubilidade corrigida pela Equação 2.38, do Capítulo II. Os gráficos que se encontram no Anexo 3 foram utilizados para determinar os valores do pH_{corr} e do K_{SiO_2} , estando os resultados na Tabela 4.13.

Tabela 4.13 – Resultado do cálculo de prevenção de incrustação de sílica para os *Sistemas 1 e 2*.

	pH_s	pH_{corr}	K_{SiO_2}	SiO_{2c}	$\text{SiO}_{2\text{corr}}$
<i>Sistema 1</i>	7,17	1,00	131,0	23,3	131,00
<i>Sistema 2</i>	5,05	1,25	131,0	25,4	163,75

De acordo com a literatura, se $\text{SiO}_{2c} > \text{SiO}_{2\text{corr}}$, ocorrerá incrustação de sílica e um ajuste será requerido. Com os resultados acima podemos observar que para os dois sistemas a concentração de sílica no concentrado (SiO_{2c}) foi menor que a solubilidade da sílica corrigida ($\text{SiO}_{2\text{corr}}$), fato que nos leva a dizer que não há risco de precipitação da sílica sobre as membranas.

Os cálculos para a determinação do potencial de incrustação foram realizados através de planilhas, que estão apresentadas no Anexo 5.

CAPÍTULO V

Conclusões

Para as águas de alimentação estudadas, observou-se que houve uma mudança nas suas concentrações devido a mudanças climáticas, todavia as águas ainda se encontram dentro dos padrões de tolerância para os elementos de membranas utilizadas.

As análises físico-químicas dos dois sistemas estudados nos mostrou que a concentração de sais no permeado aumentou durante o período de 2001 a 2003 e conseqüentemente a qualidade do concentrado obtido mostra que há uma tendência de formação de incrustações nas superfícies de membranas.

Quanto ao desempenho das membranas em função do tempo, observou-se para os dois sistemas que as pressões P_A e P_s estão dentro das faixas de pressões obtidas na simulação e as vazões Q_p e Q_c se encontraram dentro da margem de produção simulada. Todavia deve-se considerar que os instrumentos de medidas dos dessalinizadores são também fontes de erros, haja visto não passar por uma calibração periódica.

Com a normalização observou-se para o sistema localizado em Catingueira-PB uma diminuição de 13,3% na vazão do permeado; aumento de 16% na TDP, aumento no STD de 48%; aumento de 71% na passagem de sais e diminuição de 30% no CTM. O de Riacho de Santo Antônio-PB uma diminuição de 7% na vazão do permeado; aumento de 7% na TDP; aumento no STD de 34%; aumento de 50% na passagem de sais e diminuição de 11% no CTM. Os dados normalizados descrevem o fato real do processo em função das análises físico-químicas dos afluentes e efluentes do sistema, os quais estão sujeitos a alterações em função do tempo.

O valor do ISL foi positivo para ambos os sistemas, indicando uma água com tendência à precipitação de $CaCO_3$. O sistema de Catingueira se encontrou dentro da faixa

de tolerância, enquanto que para o de Riacho de Santo Antônio o ISL foi acima de 1,8; nesse caso, a formação de incrustações será mais pronunciada.

O sistema de Catingueira apresentou uma tendência à incrustação de CaSO_4 , pois o $I_{pc} > K_{sc}$, indicando a necessidade de ações corretivas.

Os dois sistemas não apresentaram riscos de incrustação de sílica sobre as membranas, pois $\text{SiO}_{2c} < \text{SiO}_{2corr}$.

Na simulação realizada, a título de comparação, observou-se pequena diferença entre os resultados simulados e os experimentais para alguns íons e para outros essa diferença foi acentuada, todavia os resultados foram satisfatório em termos de qualidade e quantidade.

O monitoramento do desempenho do sistema de OI demonstrou ser uma ferramenta para descobrir possíveis problemas de formação de incrustações nas membranas. A normalização dos dados operacionais nos deu condições de prever a formação de incrustações e através dos cálculos identificar a sua natureza, sem a necessidade de interromper a operação do sistema. Com a normalização podem-se otimizar as condições de operação, os procedimentos e a frequência de limpeza química.

CAPÍTULO VI

Sugestões para trabalhos futuros

Considerando que o Laboratório de Referência em Dessalinização (LABDES) da UFCG possui um acervo dos sistemas de dessalinização implantados através do Programa Água Boa da SRH/MMA, esse trabalho oferece margem para o desenvolvimento de monitoração dos sistemas via telemetria, fazendo uso de um “software” para normalizar, gerenciar e armazenar as variáveis de medidas dos sistemas de dessalinização.

Considerando que a maior parte das águas subterrâneas no polígono da seca se encontrar em rochas cristalinas, seria interessante estudar o desempenho dos pré-tratamentos, químicos e físicos. Como exemplo, desenvolver pesquisa para novos anti-incrustantes e aplicar o uso de membranas ocas poliméricas e/ou cerâmicas nos sistemas de dessalinização.

CAPÍTULO VII

Referências bibliográficas

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS – ABNT-[21/09/2003],
http://www.abnt.org.br/normal_oque.htm

AL-AHMAD, M., ALEEM, F. A. A., MUTRI, A. and UBAISY, A., *Biofouling in RO membrane systems Part: Fundamentals and control*, Desalination, vol. 132, pp. 173-179, 2000.

ALMEIDA, E. P., *Comparação de dois sistemas de dessalinização via osmose inversa e os efeitos da limpeza química dos elementos de membranas*. Campina Grande – PB, 2003. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), UFCG.

AMJAD, Z., *Reverse Osmosis: Membrane Technology, water Chemistry & Industrial Applications*, Van Nostrand-Reinhold, New York, 1992.

APTEL, P. and BUCKEY, C. A., *Categories of membrane operations*, In: *Water Treatment Membrane Processes* (MALLEVIALLE, J.; ODENDAAL, P. E. and WIESNER, M. R., eds.) pp. 2.1-2.24. McGraw Hill, New York, 1996.

AQUANET, <http://www.aquanet2000.com.br/tech/limpeza.htm>

BENNETT, P. B., *Scale and deposit control for reverse osmosis systems*, Membrane Technology Conference Proceedings, AWWA, New Orleans, LA, pp. 691-693, 1996.

BERGMAN, R.A., Cost of membrane softening in Florida. J. AWWA, vol. 88, pp. 32-43, 1996.

BRADLEY, R., *Design considerations for reverse osmosis systems*, In Zahid Amjad (ed.), Reverse Osmosis – Membrane Technology, Water Chemistry and Industrial Applications, Van Nostrand-Reinhold, New York, 1992

BRANDT, D.C., LEITNER, G.F and LEITNER, W.E., *Reverse osmosis membrane states of the art*, In Zahid Amjad (ed.), Reverse Osmosis – Membrane Technology, Water Chemistry and Industrial Applications, Van Nostrand-Reinhold, New York, 1992

BRUGGEN, B. V. and VANDECASTEELE, C., *Distillation vs. membrane filtration: overview of process evaluations in seawater desalination*, Desalination, vol. 143, pp. 207-218, 2002.

BUROS, O. K., *The Desalting ABC's / o ABC da dessalinização*. Associação Internacional de Dessalinização, Topsfield, Massachusetts, U. S. A (tradução por Barros, A. F.), 1990.

CARVALHO, P., Água potável via energia solar. Revista Ciência Hoje, vol. 27 nº 158 pp. 72-74, março, 2000.

DIAS, A.B.S., *Estudo e desempenho de um protótipo de um reator para dessalinização de soluções salinas via osmose inversa*. Campina Grande – PB, 1999. Dissertação (Mestrado em engenharia química), UFPB.

DOW LATIM AMERICAN, *A Tecnologia de Membrana de Osmose Inversa*, boletim técnico, 1996.

DUDLEY, L. Y. and DARTON, E.G., *Pretreatment procedures to control biogrowth and scale formation in membrane systems*, Desalination, vol. 110, pp. 11-20, 1997.

EBRAHIM, S., BOU-HAMED, S., ABDEL-JAWAD, M. and BURNEY, N., *Microfiltration system as a pretreatment for RO units technical and economic assessment*. Desalination, vol. 109, pp.165-175, 1997.

EL-MANHARAWY, S. and HAFEZ, A., *Molar ratios as a useful tool for predictions of scaling potencial incide RO systems*. Desalination, vol. 136, pp.243-254, 2001.

FILMTEC, *Manual Técnico*, 1995.

FRANÇA, D., *O planeta água está secando*, Globo Ciência, vol. 85, pp.54-61, 1998.

GALJAARD, G., BUIJS, P., BEEREN DONK, E., SCHOONEWBERG, F. and SCHIPPERS, J.C., *Pre-coating (EPCE[®]) UF membranes for direct treatment of surface water*. In: Proc AWWA Membrane Technology Conf., San Antonio, pp.15, 2001.

GALLOWAY, M. A. and MINNERY, J. G., *Ultrafiltration as pretreatment to seawater reverse osmosis*. In: Proc. AWWA Membrane Technology Conf., San Antonio, pp.10, 2001.

GLEGG, <http://www.glegg.com>

HABERT, A. C., BORGES, C. P. e NÓBREGA, R., *Processos de separação com membranas*, Escola Piloto em Engenharia Química, COPPE/UFRJ – Programa de Engenharia Química, 1997.

HARRIS, C., *Membrane integration for seawater desalting*. In: Proc AWWA Membrane Technology Conf., San Antonio, pp.7, 2001.

HUITING, H., KAPPELHOF, J.W.N.M. and BOSKLOPPER, Th.G. J., *Operation of NF/RO plant: from reactive to proactive*. Desalination, vol. 139, pp.183-189, 2001.

HYDRANAUTICS. *Membrane System Design Software, RO System Design*. Version 800©, 2002.

HYDRANAUTICS. PRODUCTS. http://www.membranes.com/main_nav.htm

HYDRANAUTICS. Technical Service Bulletin, 2002.

IDEA – Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía. Manuales de Energías Renovables, *Energia solar fotovoltaica*. Edição especial Cinco dias vol.6. Gráfica Internacional, S. A. Espanha, 1995.

INFOMIDIA. [9/09/2003] <http://www.infomidia.com/variados/especiais1.html>

ISAIAS, N. P., *Experience in reverse osmosis pretreatment*. Desalination, vol. 139, pp. 57-64, 2001.

JOYCE, A., LOUREIRO, D., RODRIGUES, C. and CASTRO, S., *Small reverse osmosis units Pv systems for water purification in rural places*. Desalination, vol. 0137, pp. 39-44, 2001.

KERR, T. J. and McHALE, B. B., *Applications in general microbiology: A laboratory manual*. 6th ed., Hunter Textbooks Inc., Winston-Salem, 2001

KIM, C. G., YOON, T. I. and LEE, M. J., *Characterization and control of foulants occurring from RO disc-tube-type, membrane treating, fluorine manufacturing, process wastewater*. Desalination, vol. 151, pp.283-292, 2002.

KO, A. and GUY, D. B., *Brackish and seawater desalting*. In: Reverse Osmosis Technology: applications for high purity water production (PAREKH, B. S. ed.), Marcel Dekker inc., New York, pp. 185-278, 1998.

LOZIER, J. C., JONES, G. and BELLAMY, W., *Integrated membrane treatment in Alaska*. J. AWWA, vol. 89, pp. 50-64, 1997.

MALLEVIALLE, J., ODENDAAL, P.E. and WIESNER, M.R., *Water Treatment Membrane Processes*. American Water Works Association Research Foundation;

Lyonnaise des Eaux; Water Research Commission of South Africa. McGraw-Hill. Washington, DC, USA, 1996.

MARSH, N., HOWARD, J., FINLAYSON, F. and RYBAR, S., *SWRO-the largest plant in British waters*. Desalination, vol. 125, pp.25-36, 1999.

MINDLER, A. B. and EPSTEIN, A. C., *Measurements and control in reverse osmosis desalinations*. Desalination, vol.59, pp. 343-379, 1986.

MULDER, M., *Basic principle of membrane technology*. Kluwer Academic Publishers, Dordrecht The Netherlands, 1991.

MULFORD, L. A., TAYLOR, J. S., NICKERSON, D. M. and CHEN, S. S., *NF performance at full and pilot scale*. J. AWWA, vol. 91, pp. 64-75, 1999.

NING, R. Y. and NETWIG, J. P., *Complete elimination of acid injection in reverse osmosis plants*. Desalination, vol.143, pp. 29-34, 2002.

OLIVEIRA, A. R., *Desempenho de um sistema de dessalinização via osmose inversa, em escala piloto, alimentados por painéis fotovoltaicos*. Campina Grande-PB, 2002. Dissertação (Mestrado em engenharia química), UFCG.

OZAKI, H. and LI, H., *Rejection of organic compounds by ultra-low pressure reverse osmosis membrane*. Water Research, vol. 36, pp. 123-130, 2002.

REDONDO, J. A., *Development and experience with new FILMTEC reverse osmosis membrane elements for water treatment*. Desalination, vol.108, pp.59-66, 1996.

REDONDO, J. A. and CASANÃS, A., *Mature and novel desalination experience with new FILMTEC SW30HR-380 and SW30HR-320 elements*. Desalination, vol.125, pp.1-8, 1999.

ROSA – *Reverse Osmosis System Analysis*. Version 4.30 for Windows, 2000.

ROSBERG, R., *Ultrafiltration (new technology) aviable cost-saving pretreatment for reverse osmosis and nanofiltration – a new approach to reduce costs*. Desalination, vol. 110, pp.107-114, 1997.

SABIO – Sociedade Amigos do Instituto Biológico,
<http://www.geocities.com/~esabio/agua/agua.htm>

SABLANI, S. S., GOOSEN, M. F. A., AL-BELUSHI, R. and WILF, M., *Concentration polarization in ultrafiltration and reverse osmosis: a critical review*. Desalination, vol. 141, pp. 269-289, 2001.

SCHIPPERS, J.C. and VERDOUW, J., *The modified fouling index, a method for determining the fouling characteristics of water*. Desalination, vol.32, pp. 137-148, 1980.

SCHNEIDER, R. P., and TSUTIYA, M. T., *Membranas filtrantes para o tratamento de água, esgoto e água de reuso*. ABES, 1ª ed, São Paulo, 2001.

SCOTT, K., *Handbook of industrial membranes*. Elsevier Advanced Technology, 1ª ed., 1997.

SHEIKHOESLAMI, R. & BRIGHT, J., *Silica and metals removal by pretreatment to prevent fouling of reverse osmosis membranes*. Desalination, vol. 143, pp.255-267, 2002.

SILVEIRA, M.C., *Avaliação de sistema híbrido para dessalinização de águas salinas pelo processo de osmose inversa*. Campina Grande-PB, 1999. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), UFPB.

SLOVAK, R. *Quanto tempo devem durar minhas membranas de OR ? Incrustação e bom senso*. ÁGUA LATINOAMÉRICA. La Revista de Comercio, Tecnología y Aplicación Del Tratamiento de Agua. Enero/Febrero, pp. 36, 2002.

SONG, L., HU, J. Y., ONG, S. L., NG, W. J., ELIMELECH, M. and WILF, M., *Emergence of thermodynamic restriction and its implications for full-scale reverse osmosis processes*. Desalination, vol. 155, pp. 213-228, 2003.

SOUSA, S. E. H., *Monitoramento e desempenho do sistema de dessalinização via osmose inversa da Cia. De Tecidos Norte de Minas-COTEMINAS-CG*. Relatório de defesa de estágio do curso de Engenharia Química da UFPB, 2001.

SRHDHAR, S., KALE, A. and KHAN, A. A., *Reverse osmosis of edible vegetable oil industry effluent*. Journal of Membrane Science, vol. 205, pp. 83-90, 2002.

STUMM, W. and MORGAN, J. J., *Aquatic Chemistry*. Wiley-Interscience, New York, 1996.

SUDAK, R.G., *Reverse osmosis in porters*, M. C. (ed.), Handbook of Industrial Membrane Technology, Noyel Publications, New Jersey, 1990.

TANIGUCHI, Y., *An overview of pretreatment technology for reverse osmosis desalination plants in Japan*. Desalination, vol. 110, pp. 21-36, 1997.

TAYLOR, J.P. and JACOBS, E.P., *Reverse osmosis and nanofiltration*, In Joel Mallevialle et al (eds), water Treatment membrane process, Mc Graw-Hill, New York, 1996.

VAN DE LISDONK, C.A.C., VAN PAASSEN J.A.M. and SCHIPPERS, J.C., *Monitoring scaling in nanofiltration and reverse osmosis membrane systems*. Desalination, vol. 132, pp.101-108, 2000.

VROUWENVELDER, J.S. and KOOIJ, D. Van der, *Diagnosis, prediction and prevention of biofouling of NF and RO membranes*. Desalination, vol. 139, pp.65-71, 2001.

WIESNER, M. R. and APTEL, P., *Mass transport and permeate flux and fouling in pressure-driven processes*. In: Water Treatment Membrane Processes (MALLEVIALLE,

J., ODENDAAL, P.E. & WIESNER, M.R., eds), pp. 4.1-4.30. McGraw-Hill, New York, 1996.

WILF, M. and KLINKO, K. *Effective new pretreatment for seawater reverse osmosis systems*. Water Supply, vol.17, pp.117-125, 1999.

Dados técnicos das membranas



FILMTEC Membranes

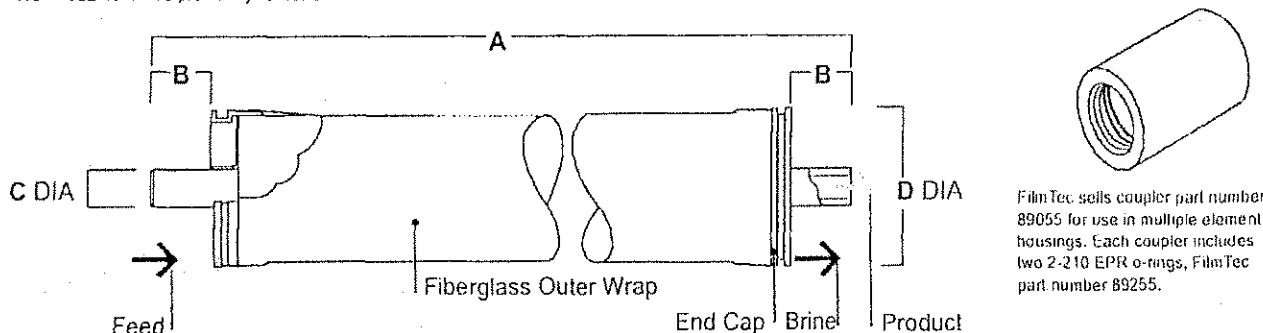
FILMTEC Fiberglassed Elements for Light Industrial Systems

FILMTEC® fiberglassed brackish water elements consistently provide outstanding system performance. Fiberglassed elements are recommended for multiple-element housings containing three or more membrane elements as they are designed to withstand higher pressure drops. BW30 elements are designed for systems requiring the highest possible rejection. BW30LE elements are designed for customers wanting savings from lower energy requirements.

Product Specifications

Product	Part Number	Active Area ft ² (m ²)	Applied Pressure psig (bar)	Permeate Flow Rate gpd (m ³ /d)	Stabilized Salt Rejection (%)
BW30-2540	80766	28 (2.6)	225 (15.5)	750 (2.8)	99.5
BW30-4040	80783	82 (7.6)	225 (15.5)	2200 (8.3)	99.5
BW30LE-4040	80604	82 (7.6)	150 (10.3)	2000 (7.7)	99.0

1. Permeate flow and salt rejection based on the following test conditions: 2000 ppm NaCl, 77°F (25°C) and 15% recovery.
2. Permeate flows for individual elements may vary +/-20%.
3. Minimum initial salt rejection is 98.0%.
4. Product specifications may vary slightly as improvements are implemented.
5. BW30LE-4040 was previously named BW30HP-4040.



Product	Maximum Feed Flow Rate, gpm (m ³ /h)	Typical Recovery Rate (%)	Dimensions - Inches (mm)			
			A	B	C	D
BW30-2540	6 (1.4)	15	40.0 (1016)	1.19 (30.2)	0.75 (19)	2.4 (61)
BW30-4040	16 (3.6)	15	40.0 (1016)	1.05 (26.7)	0.75 (19)	3.9 (99)
BW30LE-4040	16 (3.6)	15	40.0 (1016)	1.05 (26.7)	0.75 (19)	3.9 (99)

1. Typical recovery rate shown is for a single element. Recovery rate is calculated by dividing permeate flow rate by feed flow rate. 1 inch = 25.4 mm
2. Refer to FilmTec Design Guidelines for multiple-element systems.
3. BW30-2540 elements fit nominal 2.5-inch I.D. pressure vessel. BW30-4040 and BW30LE-4040 elements fit nominal 4-inch I.D. pressure vessel.

Operating Limits

Membrane Type Polyamide Thin-Film Composite
 Maximum Operating Temperature 113°F (45°C)
 Maximum Operating Pressure 600 psig (41 bar)
 Maximum Pressure Drop 15 psig (1.0 bar)
 pH Range, Continuous Operation^a 2-11
 pH Range, Short-Term Cleaning (30 min.)^b 1-12
 Maximum Feed Silt Density Index (SDI) SDI 5
 Free Chlorine Tolerance^c <0.1 ppm

^a Maximum temperature for continuous operation above pH 10 is 95°F (35°C).
^b Refer to Cleaning Guidelines in specification sheet 609-23010/CH 172-086-E.
^c Under certain conditions, the presence of free chlorine and other oxidizing agents will cause premature membrane failure. Since oxidation damage is not covered under warranty, FilmTec recommends removing residual free chlorine by pretreatment prior to membrane exposure. Please refer to technical bulletin 609-22010/CH 172-144-E for more information.

*Trademark of The Dow Chemical Company

FILMTEC Membranes • FilmTec Corporation is a wholly owned subsidiary of The Dow Chemical Company.

CPA2-4040



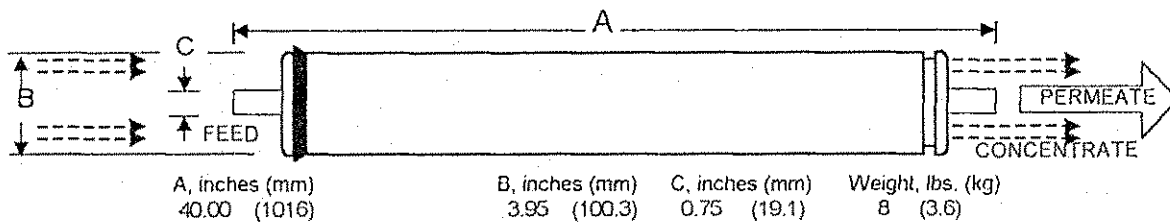
HYDRANAUTICS

Membrane Element		CPA2-4040
Performance:	Permeate Flow:	2,250 gpd (8.5 m3/d)
	Salt Rejection:	
	Average:	99.3 %
	Minimum:	99.2 %
Type	Configuration:	Spiral Wound
	Membrane Polymer:	Composite Polyamide
	Nominal Membrane Area:	85 ft2
Application Data	Maximum Applied Pressure:	600 psig (4.16 MPa)
	Maximum Chlorine Concentration:	< 0.1 PPM
	Maximum Operating Temperature:	113 °F (45 °C)
	Feedwater pH Range:	3.0 - 10.0
	Maximum Feedwater Turbidity:	1.0 NTU
	Maximum Feedwater SDI (15 mins):	5.0
	Maximum Feed Flow:	16 GPM (3.6 m3/h)
	Minimum Ratio of Concentrate to Permeate Flow for any Element:	5:1
Maximum Pressure Drop for Each Element:	10 psi	

Test Conditions

The stated performance is initial (data taken after 30 minutes of operation), based on the following conditions:

- 1500 PPM NaCl solution
- 225 psi (1.55 MPa) Applied Pressure
- 77 °F (25 °C) Operating Temperature
- 15% Permeate Recovery
- 6.5 - 7.0 pH Range



Core tube extension = 1.05" (26.7 mm)

Notice: Permeate flow for individual elements may vary + or - 15 percent. All membrane elements are supplied with a brine seal, interconnector, and o-rings. Elements are enclosed in a sealed polyethylene bag containing less than 1.0% sodium meta-bisulfite solution and 10% propylene glycol, and then packaged in a cardboard box.

Hydranautics believes the information and data contained herein to be accurate and useful. The information and data are offered in good faith, but without guarantee, as conditions and methods of use of our products are beyond our control. Hydranautics assumes no liability for results obtained or damages incurred through the application of the presented information and data. It is the user's responsibility to determine the appropriateness of Hydranautics' products for the user's specific end uses.

2/14/01

Análises físico-química das águas

Monitoramento dos sistemas

Resultados das simulações

Resultados da normalização

Tabela 4.1 – Análise físico-química da água de Catingueira (Sistema 1)/2001.

Parâmetros	VMP (*)	Alimentação	Permeado	Concentrado	Rejeição
Condutividade elétrica, umh/cm a 25°C		1.188,0	21,80	1.355,00	
Potencial Hidrogeniônico, pH	6,5 a 8,5	7,21	6,0	7,78	
Turbidez, (uT)	1,0 a 5,0	0,50	0,05	0,050	
Cor	Não objetável	Não objetável	Não objetável	Não objetável	
Odor	Não objetável	Não objetável	Não objetável	Não objetável	
Sabor	Não objetável	Objetável	Objetável	Objetável	
Dureza em Cálcio, mg/L Ca ⁺⁺		96,00	0,90	157,00	99,06
Dureza em Magnésio, mg/L Mg ⁺⁺		32,40	0,40	52,90	98,77
Dureza Total, mg/L CaCO ₃	500,0	375,00	5,00	495,00	98,67
Sódio, mg/L Na ⁺		109,30	1,60	178,40	98,54
Potássio, mg/L K ⁺		6,45	0,10	10,50	98,44
Estrôncio, mg/L Sr ⁺⁺					
Bário, mg/L Ba ⁺⁺	1,0				
Ferro Total, mg/L Fe	0,3	0,01	0,04	0,04	
Manganês, mg/L Mn ⁺⁺	0,05	0	0	0	
Alcalinidade em Hidróxidos, mg/L CaCO ₃		0	0	0	
Alcalinidade em Carbonatos, mg/L CaCO ₃		0,00	0,00	0,00	
Alcalinidade em Bicarbonatos, mg/L CaCO ₃		368,00	6,40	732,70	98,26
Alcalinidade Total, mg/L CaCO ₃		368,00	6,40	732,70	98,26
Sulfato, mg/L SO ₄ ⁻	400,0	66,00	0,50	108,00	99,24
Cloreto, mg/L Cl ⁻	250,0	127,80	1,20	209,80	99,06
Nitrato, mg/L NO ₃ ⁻	10,0	0,044	0,000	0,100	100
Nitrito, mg/L NO ₂ ⁻	1,0	0,007	0,007	0,007	0
Silica, mg/L SiO ₂		59,50	1,60	96,60	97,31
Total de Sólidos Dissolvidos, mg/L	1000,0	946,5	13,00	1546,0	98,63

(*)VMP-Valor Máximo Permissível ou recomendável pela Legislação Brasileira (PORTARIA 36/90MS)

Tabela 4.2 – Análise físico-química da água de Catingueira (Sistema 1)/2003.

Parâmetros	VMP (*)	Alimentação	Permeado	Concentrado	Rejeição %
Condutividade elétrica, umh/cm a 25°C		865,00	21,80	1.355,00	
Potencial Hidrogeniônico, pH	6,5 a 8,5	7,68	6,0	7,78	
Turbidez, (uT)	1,0 a 5,0	0,06	0,03	0,046	
Cor	Não objetável	Não objetável	Não objetável	Não objetável	
Odor	Não objetável	Não objetável	Não objetável	Não objetável	
Sabor	Não objetável	Objetável	Objetável	Objetável	
Dureza em Cálcio, mg/L Ca ⁺⁺		70,20	0,60	74,00	99,15
Dureza em Magnésio, mg/L Mg ⁺⁺		21,24	1,20	96,96	94,35
Dureza Total, mg/L CaCO ₃	500,0	264,00	6,50	589,00	97,54
Sódio, mg/L Na ⁺		85,05	9,21	177,78	89,17
Potássio, mg/L K ⁺		6,25	0,79	11,02	87,36
Ferro Total, mg/L Fe	0,3	0,02	0,02	0,02	0
Alcalinidade em Hidróxidos, mg/L CaCO ₃		0	0	0	
Alcalinidade em Carbonatos, mg/L CaCO ₃		0,00	0,00	0,00	
Alcalinidade em Bicarbonatos, mg/L CaCO ₃		352,00	16,00	588,00	95,45
Alcalinidade Total, mg/L CaCO ₃		352,00	16,00	588,00	95,45
Sulfato, mg/L SO ₄ ⁻	400,0	83,00	57,00	60,00	31,33
Cloreto, mg/L Cl ⁻	250,0	99,40	7,10	156,00	92,86
Nitrato, mg/L NO ₃ ⁻	10,0	0,040	1,33	0,044	
Nitrito, mg/L NO ₂ ⁻	1,0	0,010	0,01	0,019	0
Sílica, mg/L SiO ₂		22,00	0,70	23,30	96,82
Total de Sólidos Dissolvidos, mg/L	1000,0	816,84	98,37	1316,73	87,96

(*)VMP-Valor Máximo Permissível ou recomendável pela Legislação Brasileira (PORTARIA 36/90MS)

Tabela 4.3 – Análise físico-química da água de Riacho de Santo Antônio (Sistema 2)/2001.

Parâmetros	VMP (*)	Alimentação	Permeado	Concentrado	Rejeição %
Condutividade elétrica, umh/cm a 25°C		14.800,00	295,00		
Potencial Hidrogeniônico, pH	6,5 a 8,5	7,04	5,5	7,3	
Turbidez, (uT)	1,0 a 5,0	6,7	0,02	0,010	
Cor	Não objetável	Não objetável	Não objetável	Não objetável	
Odor	Não objetável	Não objetável	Não objetável	Não objetável	
Sabor	Não objetável	Objetável	Objetável	Objetável	
Dureza em Cálcio, mg/L Ca ⁺⁺		720,00	3,50	1197,70	99,51
Dureza em Magnésio, mg/L Mg ⁺⁺		621,00	3,00	1033,0	99,52
Dureza Total, mg/L CaCO ₃	500,0	4.387,5	375,0	111535	91,45
Sódio, mg/L Na ⁺		2.150,5	49,5	3550,3	97,70
Potássio, mg/L K ⁺		43,0	1,20	70,8	97,21
Ferro Total, mg/L Fe	0,3	0,04	0,00	0,02	100
Alcalinidade em Hidróxidos, mg/L CaCO ₃		0	0	0	
Alcalinidade em Carbonatos, mg/L CaCO ₃		0,00	0,00	0,00	
Alcalinidade em Bicarbonatos, mg/L CaCO ₃		424,0	12,10	698,60	97,15
Alcalinidade Total, mg/L CaCO ₃		424,0	12,10	698,60	97,15
Sulfato, mg/L SO ₄ ⁻	400,0	1.370,9	5,5	2279,7	99,60
Cloreto, mg/L Cl ⁻	250,0	5.094,3	81,20	8436,4	98,41
Nitrato, mg/L NO ₃ ⁻	10,0	0,000	0	0	
Nitrito, mg/L NO ₂ ⁻	1,0	0,02	0,03	0,2	85,71
Silica, mg/L SiO ₂		22,6	0,20	37,50	99,12
Total de Sólidos Dissolvidos, mg/L	1000,0	10.539,6	156,00	17304,4	98,52

(*)VMP-Valor Máximo Permissível ou recomendável pela Legislação Brasileira (PORTARIA 36/90MS)

Tabela 4.4 – Análise físico-química da água de Riacho de Santo Antônio (Sistema 2)/2003.

Parâmetros	VMP (*)	Alimentação	Permeado	Concentrado	Rejeição %
Condutividade elétrica, umh/cm a 25°C		14.480,00	370,00	18.260,00	
Potencial Hidrogeniônico, pH	6,5 a 8,5	6,69	5,6	7,03	
Turbidez, (uT)	1,0 a 5,0	0,02	0,02	0,010	
Cor	Não objetável	Não objetável	Não objetável	Não objetável	
Odor	Não objetável	Não objetável	Não objetável	Não objetável	
Sabor	Não objetável	Objetável	Objetável	Objetável	
Dureza em Cálcio, mg/L Ca ⁺⁺		1780,00	2,20	1620,00	99,88
Dureza em Magnésio, mg/L Mg ⁺⁺		1116,00	1,56	1308,00	99,86
Dureza Total, mg/L CaCO ₃	500,0	9100,00	12,00	9500,00	99,87
Sódio, mg/L Na ⁺		1806,04	64,35	2379,88	96,44
Potássio, mg/L K ⁺		40,25	1,74	51,25	95,68
Ferro Total, mg/L Fe	0,3	0,02	0,02	0,02	0
Alcalinidade em Hidróxidos, mg/L CaCO ₃		0	0	0	
Alcalinidade em Carbonatos, mg/L CaCO ₃		0,00	0,00	0,00	
Alcalinidade em Bicarbonatos, mg/L CaCO ₃		2400,00	24,00	3000,00	99,00
Alcalinidade Total, mg/L CaCO ₃		2400,00	24,00	3000,00	99,00
Sulfato, mg/L SO ₄ ⁻	400,0	1000,00	62,00	1060,00	93,80
Cloroto, mg/L Cl ⁻	250,0	4970,00	99,40	7100,00	98,00
Nitrato, mg/L NO ₃ ⁻	10,0	0,000	6,38	0,133	
Nitrito, mg/L NO ₂ ⁻	1,0	0,210	0,03	0,299	85,71
Sílica, mg/L SiO ₂		21,10	0,30	25,40	98,58
Total de Sólidos Dissolvidos, mg/L	1000,0	13664,63	267,25	17204,98	98,04

(*)VMP-Valor Máximo Permissível ou recomendável pela Legislação Brasileira (PORTARIA 36/90MS)

Tabela 4.5 – Monitoramento do desempenho do sistema de dessalinização de Catingueira
(Sistema I).

Meses	P1(kgf/cm ²)	P2(kgf/cm ²)	Pa(kgf/cm ²)	Ps(kgf/cm ²)	Pp(kgf/cm ²)	Qc(m ³ /h)	Qp(m ³ /h)
31/10/01	1,6	1,0	6,5	6,5	0,0	0,84	0,6
24/11/01	1,6	1,6	6,5	6,5	0,0	0,84	0,6
10/01/02	1,8	1,4	7,0	6,5	0,0	0,9	0,6
18/02/02	1,2	1,7	7,0	7,0	0,0	0,9	0,6
16/04/02	1,2	1,4	7,0	7,0	0,0	0,9	0,6
14/05/02	1,4	1,4	7,0	7,0	0,0	0,9	0,6
13/06/02	1,4	1,2	8,0	7,0	0,0	0,9	0,6
11/07/02	1,4	1,2	7,0	7,0	0,0	0,9	0,6
12/08/02	1,4	1,2	7,0	7,0	0,0	0,9	0,6
11/11/02	1,2	1,1	7,0	7,0	0,0	0,9	0,6
11/12/02	1,4	1,4	8,0	7,0	0,0	0,9	0,6
13/01/03	1,4	1,2	8,0	7,0	0,0	0,9	0,54
17/02/03	1,6	1,5	8,0	7,5	0,0	0,9	0,6
14/03/03	1,6	1,5	8,0	7,5	0,0	0,9	0,6
15/04/03	1,4	1,4	8,5	8,0	0,0	0,9	0,6
13/05/03	1,4	2,0	9,0	7,0	0,0	0,84	0,6
10/06/03	1,6	1,5	9,0	7,0	0,0	0,9	0,6
24/07/03	1,4	1,4	9,0	6,0	0,0	0,9	0,6

Tabela 4.5 (continuação) – Monitoramento do desempenho do sistema de dessalinização de Catingueira (*Sistema I*).

Data	STD da alimentação (calculado)	Condut. da alimentação (umh/cm)	STD da alimentação	STD Calculado do Permeado	Condut. do permeado (umh/cm)	Temperatura (°C)
10/2001	587,2	1188,0	946,5	10,3	22,0	26,0
11/2001	586,7	1187,0	946,5	10,2	21,8	27,0
01/2002	586,6	1186,7	946,5	10,2	21,8	28,0
02/2002	586,7	1187,0	947,7	10,2	21,8	27,0
04/2002	587,1	1187,8	946,5	10,2	21,8	27,0
05/2002	587,0	1187,6	946,5	10,2	21,8	27,0
06/2002	464,5	946,5	816,8	10,3	21,8	27,0
07/2002	464,5	946,5	816,8	10,3	21,8	27,0
07/2002	464,5	946,5	816,8	10,6	22,6	27,0
11/2002	464,5	946,6	816,8	10,6	22,6	27,0
12/2002	423,3	865,0	816,8	10,6	22,6	26,0
01/2003	423,4	865,0	816,8	10,6	22,6	26,0
02/2003	423,4	865,0	816,8	10,6	22,6	26,0
03/2003	423,4	865,1	816,8	10,6	22,6	26,0
04/2003	423,4	865,2	816,8	10,6	22,6	26,0
05/2003	423,5	865,2	816,8	10,6	22,6	26,0
06/2003	423,5	865,3	816,8	10,6	22,6	26,0
07/2003	423,5	865,3	816,8	10,7	22,8	26,0

Tabela 4.6 – Monitoramento do desempenho do sistema de dessalinização de Riacho de Santo Antônio (Sistema 2).

Meses	P1(kgf/cm ²)	P2(kgf/cm ²)	Pa(kgf/cm ²)	Ps(kgf/cm ²)	Pp(kgf/cm ²)	Qc(m ³ /h)	Qp(m ³ /h)
29/03/01	1,4	1,4	19,0	18,0	0,4	0,9	0,6
26/04/01	1,4	1,4	19,2	18,5	0,3	0,9	0,6
25/05/01	1,2	1,2	17,0	16,0	0,2	1,44	0,6
26/06/01	1,2	1,2	17,0	16,0	0,2	1,44	0,6
26/07/01	1,2	1,2	17,0	16,0	0,2	1,44	0,6
13/08/01	1,4	1,4	18,0	17,0	0,2	1,5	0,6
26/09/01	1,2	1,2	17,0	16,0	0,2	1,44	0,6
26/10/01	1,2	1,2	17,0	16,0	0,2	1,44	0,6
26/11/01	1,2	1,2	17,0	16,0	0,2	1,44	0,6
13/12/01	1,3	1,3	16,5	18,0	0,2	1,44	0,6
26/01/02	1,2	1,2	17,0	16,0	0,2	1,44	0,6
26/02/02	1,2	1,2	17,0	16,0	0,2	1,44	0,6
26/03/02	1,2	1,2	17,0	16,0	0,2	1,44	0,6
26/04/02	1,2	1,2	17,0	16,0	0,2	1,44	0,6
27/05/02	1,2	1,2	17,0	16,0	0,2	1,44	0,6
26/06/02	1,2	1,2	17,0	16,0	0,2	1,44	0,6
26/07/02	1,2	1,2	17,0	16,0	0,2	1,44	0,6
26/08/02	1,2	1,2	17,0	16,0	0,2	1,44	0,6
26/09/02	1,2	1,2	17,0	16,0	0,2	1,44	0,6
21/10/02	1,2	1,2	17,0	16,0	0,2	1,44	0,6
26/11/02	1,2	1,2	17,0	16,0	0,2	1,44	0,6
26/12/02	1,2	1,2	17,0	16,0	0,2	1,44	0,6
24/01/03	1,2	1,2	17,0	16,0	0,2	1,44	0,6
26/02/03	1,2	1,2	17,0	16,0	0,2	1,44	0,6
26/03/03	1,2	1,2	17,0	16,0	0,2	1,44	0,6
25/04/03	1,2	1,2	18,5	16,0	0,2	1,44	0,6
26/05/03	1,2	1,2	18,0	15,0	0,2	1,44	0,6
26/06/03	1,2	1,2	18,0	15,0	0,2	1,44	0,6
25/07/03	1,2	1,2	18,0	14,0	0,2	1,44	0,6

Tabela 4.6 (continuação) – Monitoramento do desempenho do sistema de dessalinização de Riacho de Santo Antônio (*Sistema 2*).

Data	STD da alimentação (calculado)	Condut. da alimentação (umh/cm)	STD da alimentação	STD Calculado do Permeado	Condut. do permeado (umh/cm)	Temp. Calculada (°C)
26-abr-2001	8283,55	14800	10709,60	141,209	296	26,0
25-mai-2001	8283,55	14800	10709,60	141,695	297	26,0
26-jun-2001	8282,35	14798	10709,60	142,667	299	26,0
26-jul-2001	8282,95	14799	10709,60	143,639	301	26,0
13-ago-2001	8282,35	14798	10540,60	145,583	305	26,0
26-set-2001	8268,56	14775	10540,60	156,778	328	26,0
26-out-2001	8221,21	14696	10540,60	160,189	335	26,0
26-nov-2001	8215,22	14686	10540,60	171,414	358	26,0
13-dez-2001	8197,85	14657	10540,60	172,880	361	26,0
26-jan-2002	8161,31	14596	10540,60	174,834	365	27,0
26-fev-2002	8150,53	14578	10540,60	175,812	367	27,0
26-mar-2002	8133,17	14549	10540,60	175,812	367	27,0
26-abr-2002	8131,97	14547	13661,63	177,279	370	27,0
27-mai-2002	8125,39	14536	13661,63	177,768	371	26,0
26-jun-2002	8118,20	14524	13661,63	178,257	372	26,0
26-jul-2002	8099,05	14492	13661,63	177,279	370	26,0
26-ago-2002	8098,45	14491	13661,63	176,790	369	26,0
26-set-2002	8097,26	14489	13661,63	176,790	369	26,0
21-out-2002	8096,66	14488	13661,63	175,812	367	27,0
26-nov-2002	8096,06	14487	13661,63	176,301	368	27,0
26-dez-2002	8095,46	14486	13661,63	175,323	366	27,0
24-jan-2003	8094,26	14484	13661,63	174,834	365	27,0
26-fev-2003	8091,87	14480	13661,63	174,346	364	27,0
26-mar-2003	7191,30	12968	13661,63	173,857	363	27,0
25-abr-2003	7763,29	13930	13661,63	173,368	362	26,0
26-mai-2003	7763,29	13930	13661,63	172,880	361	26,0
26-jun-2003	7180,63	12950	13661,63	172,391	360	26,0
25-jul-2003	7168,78	12930	13661,63	172,391	360	26,0

Tabela 4.7 – Resultado experimental e simulado do permeado e concentrado, utilizando água proveniente de Catingueira (*Sistema 1*).

	Permeado Simulado	Permeado Real	Concentrado Simulado	Concentrado Real
K ⁺	0,1	0,79	10,2	10,56
Na ⁺	2,1	9,21	232,2	157,92
Mg ⁺²	0,2	1,2	34,8	69,72
Ca ⁺²	0,6	0,6	115	108,2
HCO ₃ ⁻	6,3	16	702	536
NO ₃ ⁻	0	1,33	0,1	0
Cl ⁻	0,9	7,1	162,8	142
SO ₄ ⁻	0,7	57	136	63
SiO ₂	0,6	0,7	35,8	23,1

Tabela 4.8 – Resultado experimental e simulado do permeado e concentrado, utilizando água proveniente de Riacho de Santo Antônio (*Sistema 2*).

	Permeado Simulado	Permeado Real	Concentrado Simulado	Concentrado Real
K ⁺	2,46	1,84	67,7	55,09
Na ⁺	83,94	61,27	2900,7	2246,6
Mg ⁺²	7,49	0,36	1255	1260
Ca ⁺²	13,68	5,4	2290	2060
HCO ₃ ⁻	86,33	16	3195,8	2400
NO ₃ ⁻	0,02	5,23	0,2	0,044
Cl ⁻	122,67	99,4	8201,6	8520
SO ₄ ⁻	6,51	62	1745,7	1130
SiO ₂	0,52	0	35,2	26,1

Tabela 4.9 – Resultado da normalização para o Sistema 1

Dias	Vazão (m ³ /h)	Passagem de Sais (%)	Rejeição de Sais (%)	TDP (kgf/cm ²)	CTM (m/h.kgf/cm ²)	STD (mg/L)
1	0,6	1,8	98,2	6,1	0,01275	104,902
24	0,583	1,8	98,2	6,1	0,01276	108,064
71	0,565	1,8	98,2	6,1	0,01273	112,792
110	0,559	1,9	98,1	6,4	0,01175	113,989
167	0,559	1,8	98,2	6,4	0,01175	113,901
195	0,559	1,9	98,1	6,4	0,01175	113,918
225	0,509	2,6	97,4	7,0	0,00975	157,852
253	0,548	2,4	97,6	6,5	0,01130	146,776
285	0,548	2,5	97,5	6,5	0,01130	146,707
376	0,548	2,5	97,5	6,5	0,01130	146,702
406	0,521	2,9	97,1	7,1	0,00962	169,217
439	0,504	3,0	97,0	7,3	0,00898	175,086
474	0,457	3,4	96,6	8,1	0,00739	192,682
499	0,504	3,0	97,0	7,3	0,00898	175,063
531	0,471	3,3	96,7	7,8	0,00787	186,788
559	0,487	3,1	96,9	7,6	0,00840	179,709
587	0,487	3,2	96,8	7,6	0,00840	180,894
631	0,521	3,0	97,0	7,1	0,00962	169,115

Tabela 4.10 – Resultado da normalização para o Sistema 2.

Dias	Vazão (m ³ /h)	Passagem de Sais (%)	Rejeição de Sais (%)	TDP (kgf/cm ²)	CTM (m/h.kgf/cm ²)	STD (mg/L)
1	0,6	1,71	98,29	9,64	0,00813	140,724
28	0,577	1,77	98,23	10,02	0,00751	134,828
57	0,688	1,61	98,39	8,41	0,01068	173,542
89	0,687	1,62	98,38	8,41	0,01067	174,702
119	0,687	1,63	98,37	8,41	0,01067	175,859
137	0,611	1,87	98,13	9,46	0,00844	159,616
181	0,685	1,79	98,21	8,43	0,01061	191,486
211	0,681	1,85	98,15	8,48	0,01049	195,598
242	0,68	1,98	98,02	8,5	0,01045	208,874
259	0,699	1,95	98,05	8,27	0,01104	216,9
303	0,658	2,04	97,96	8,53	0,01038	213,64
334	0,657	2,06	97,94	8,54	0,01035	214,818
362	0,656	2,07	97,93	8,56	0,01031	214,856
393	0,656	2,09	97,91	8,56	0,0103	216,592
424	0,673	2,1	97,9	8,59	0,01023	216,556
454	0,672	2,11	97,89	8,6	0,01021	217,15
484	0,671	2,11	97,89	8,62	0,01017	216,046
515	0,671	2,11	97,89	8,62	0,01017	215,471
546	0,671	2,11	97,89	8,62	0,01016	215,475
571	0,653	2,09	97,91	8,59	0,01022	214,941
607	0,653	2,09	97,91	8,59	0,01022	215,521
637	0,653	2,08	97,92	8,59	0,01022	214,366
666	0,653	2,08	97,92	8,59	0,01022	213,791
699	0,653	2,07	97,93	8,6	0,01022	213,218
727	0,592	2,56	97,44	9,48	0,00841	217,356
757	0,597	2,42	97,58	9,69	0,00804	196,401
788	0,647	2,23	97,77	8,94	0,00944	212,042
819	0,608	2,55	97,45	9,51	0,00835	215,166
848	0,641	2,43	97,57	9,02	0,00928	227,016

Gráficos para determinar o teor de sílica

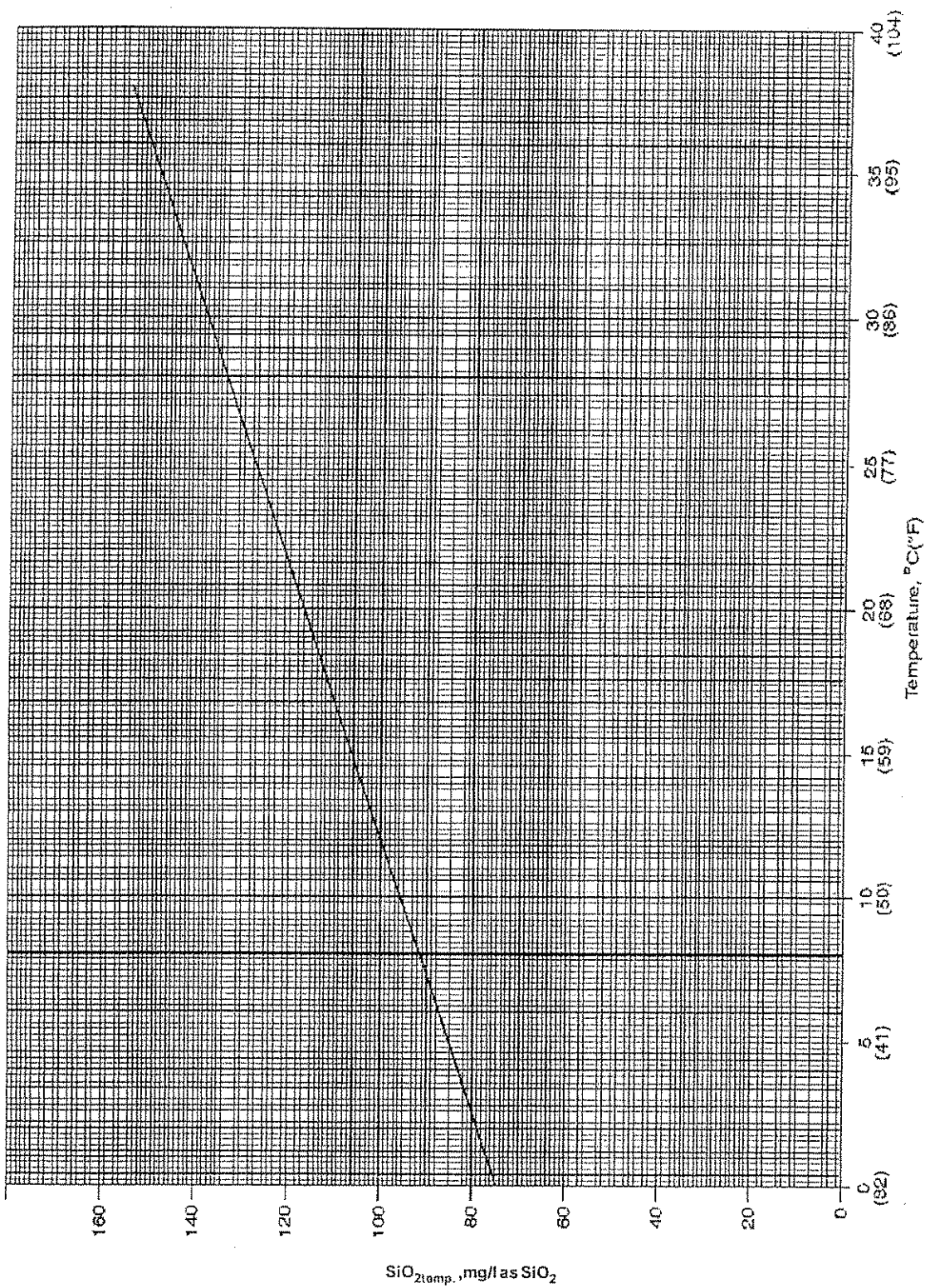


Figure 9: Solubility of SiO₂ versus Temperature²⁹⁾

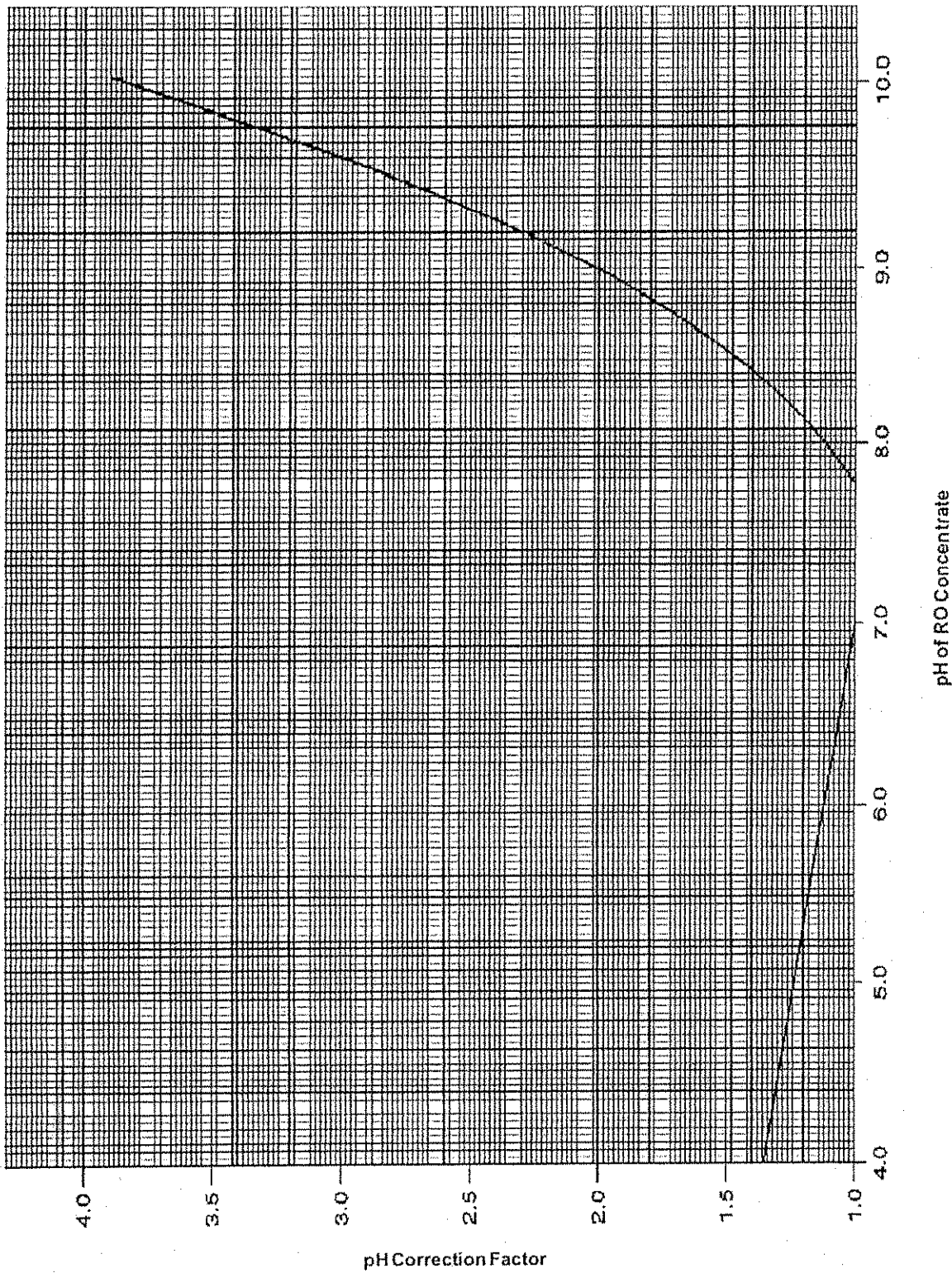


Figure 10: SiO₂ pH Correction Factor ⁽²⁾

ANEXO 4

Simulações

FilmTec Reverse Osmosis System Analysis, July 2000 Version 4.30 for Windows

Prepared For: Shefora Henriques
 Analysis by: The Dow Chemical Company

Date: 02-23-2003

File Name: C:\Shefora\Mestrado\Pesquisa\Dados catngueira\Catingueira.rod

Feed: 1,53 M3/H, 874 MG/L, 27,0 Deg C
 Recovery: 39,2 Percent

Array: 1
 No.of PV: 1
 Element: BW-4040-HP
 No.El/PV: 3
 El.Total: 3
 BackP (BAR): 0,0

Fouling Factor: 0,85

	FEED	REJECT	AVERAGE
Pressure (BAR)	7,0	6,1	6,4
Osmotic Pressure (BAR)	0,5	0,8	0,6
NDP (Mean) =	5,7 BAR		
Average Permeate Flux =	26,3 L/M2/H, Permeate Flow =		0,60 M3/H

Array El.No.	Recovery (Perm/Feed)	Permeate M3/D	MG/L	Feed M3/H	Feed MG/L	Feed PRESS (BAR)
1 1	,137	5,06	9	1,5	874	6,7
2	,151	4,80	11	1,3	1011	6,4
3	,169	4,57	15	1,1	1189	6,3

Array:	Total	Array 1
Reject (M3/H):		0,9
Reject (MG/L):		1429
Perm (M3/D):	14	14
Perm (MG/L):	12	12

Permeate, (MG/L as Ion)

Array:	Total	Array 1
NH4	0,0	0,0
K	0,1	0,1
Na	2,1	2,1
Mg	0,2	0,2
Ca	0,6	0,6
Sr	0,0	0,0
Ba	0,0	0,0
HCO3	6,3	6,3
NO3	0,0	0,0
Cl	0,9	0,9
F	0,0	0,0
SO4	0,7	0,7
SiO2	0,6	0,6

FilmTec Reverse Osmosis System Analysis, July 2000 Version 4.30 for Windows

Prepared For: Shefora Henriques

Analysis by: The Dow Chemical Company

Date: 02-23-2003

File Name: C:\Shefora\Mestrado\Pesquisa\Dados\catngueira\Catingueira.rod

Feed/Reject, (MG/L as Ion)

	Feed	Reject 1
NH4	0,0	0,0
K	6,3	10,2
Na	142,1	232,2
Mg	21,2	34,8
Ca	70,2	115,0
Sr	0,0	0,0
Ba	0,0	0,0
HCO3	429,4	702,0
NO3	0,0	0,1
Cl	99,4	162,8
F	0,0	0,0
SO4	83,0	136,0
SiO2	22,0	35,8

To Balance 57,0 MG/L Sodium and 0,0 MG/L Chloride added to feed.

Feed water is Well or Softened Water (BW) SDI < 3

DISCLAIMER: NO WARRANTY, EXPRESSED OR IMPLIED, AND NO WARRANTY OF MERCHANTABILITY OR FITNESS, IS GIVEN. Neither FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company assume liability for results obtained or damages incurred from the application of this information. Any final design should be reviewed by the appropriate applications engineering personnel.

BASIC DESIGN

RO program licensed to:

Calculation created by: Shefora Henriques

Project name: Riacho de Santo Antônio Permeate flow: 0,6 m3/hr

HP Pump flow: 1,5 m3/hr Raw water flow: 1,5 m3/hr

Recommended pump press.: 19,8 bar

Feed pressure: 18,7 bar Permeate recovery ratio: 40,0 %

Feedwater Temperature: 27,0 C(81F)

Raw water pH: 6,68 Element age: 0,0 years

Acid dosage, ppm (100%): 0,0 H2SO4 Flux decline % per year: 7,0

Acidified feed CO2: 487,7 Salt passage increase, %/yr: 10,0

Average flux rate: 25,3 l/m2-hr Feed type: Well Water

Stage	Perm. Flow	Flow/Vessel Feed	Flux Conc	Beta	Conc.&Throt. Pressures	Element Type	Elem. Array No.
	m3/hr	m3/hr	m3/hr l/m2-hr		bar bar		
1-1	0,6	1,5	0,9	25,3	1,15	18,2 0.0	CPA2-4040 3 1x3

	Raw water		Feed water		Permeate		Concentrate	
Ion	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l	mg/l	meq/l
Ca	1380,0	68,8	1380,0	68,8	13,68	0,7	2290,9	114,3
Mg	756,0	62,2	756,0	62,2	7,49	0,6	1255,0	103,3
Na	1774,0	77,1	1774,0	77,1	83,94	3,6	2900,7	126,1
K	41,6	1,1	41,6	1,1	2,46	0,1	67,7	1,7
NH4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,00	0,0	0,0	0,0
Ba	0,000	0,0	0,000	0,0	0,000	0,0	0,000	0,0
Sr	0,000	0,0	0,000	0,0	0,000	0,0	0,000	0,0
CO3	1,8	0,1	1,8	0,1	0,00	0,0	3,0	0,1
HCO3	1952,0	32,0	1952,0	32,0	86,33	1,4	3195,8	52,4
SO4	1050,0	21,9	1050,0	21,9	6,51	0,1	1745,7	36,4
Cl	4970,0	140,2	4970,0	140,2	122,67	3,5	8201,6	231,4
F	0,0	0,0	0,0	0,0	0,00	0,0	0,0	0,0
NO3	0,1	0,0	0,1	0,0	0,02	0,0	0,2	0,0
SiO2	21,3		21,3		0,52		35,2	
TDS	11946,8		11946,8		323,6		19695,6	
pH	6,7		6,7		5,4		7,1	

	Raw water	Feed water	Concentrate
CaSO4 / Ksp * 100:	54%	54%	102%
SrSO4 / Ksp * 100:	0%	0%	0%
BaSO4 / Ksp * 100:	0%	0%	0%
SiO2 saturation:	15%	15%	24%
Langelier Saturation Index	1,47	1,47	2,26
Stiff & Davis Saturation Index	0,84	0,84	1,42
Ionic strength	0,28	0,28	0,46
Osmotic pressure	7,8 bar	7,8 bar	12,8 bar

These calculations are based on nominal element performance when operated on a feed water of acceptable quality. No guarantee of system performance is expressed or implied unless provided in writing by Hydranautics.

Hydranautics (USA) Ph:(760)901-2500 Fax:(760)901-2578 info@hydranautics.com

Hydranautics (Europe) Ph: 31 5465 88355 Fax: 31 5465 73288

(10)

BASIC DESIGN

RO program licensed to:

Calculation created by: Shefora Henriques

Project name: Riacho de Santo Antônio Permeate flow: 0,6 m3/hr
 HP Pump flow: 1,5 m3/hr Raw water flow: 1,5 m3/hr
 Recommended pump press.: 19,8 bar
 Feed pressure: 18,7 bar Permeate recovery ratio: 40,0 %
 Feedwater Temperature: 27,0 C(81F)
 Raw water pH: 6,68 Element age: 0,0 years
 Acid dosage, ppm (100%): 0,0 H2SO4 Flux decline % per year: 7,0
 Acidified feed CO2: 487,7 Salt passage increase, %/yr: 10,0
 Average flux rate: 25,3 l/m2-hr Feed type: Well Water

Stg	Elem no.	Feed pres bar	Pres drop bar	Perm flow m3/hr	Perm Flux lm2hr	Beta	Perm sal TDS	Conc osm pres	Concentrate CaSO4	SrSO4	BaSO4	saturation SiO2	level Lang.
1-1	1	18,7	0,2	0,2	30,7	1,17	240,5	9,2	67	0	0	18	1,7
1-1	2	18,5	0,2	0,2	25,2	1,17	279,1	10,9	83	0	0	21	1,9
1-1	3	18,3	0,1	0,2	19,3	1,15	335,4	12,7	101	0	0	24	2,1

These calculations are based on nominal element performance when operated on a feed water of acceptable quality. No guarantee of system performance is expressed or implied unless provided in writing by Hydranautics.

Hydranautics (USA) Ph: (760)901-2500 Fax: (760)901-2578 info@hydranautics.com

Hydranautics (Europe) Ph: 31 5465 88355 Fax: 31 5465 73288

(10)

RO program licensed to:

Calculation created by: Shefora Henriques

Project name: Riacho de Santo Antônio	Permeate flow:	0,6 m3/hr
HP Pump flow: 1,5 m3/hr	Raw water flow:	1,5 m3/hr
Recommended pump press.: 19,8 bar		
Feed pressure: 18,7 bar	Permeate recovery ratio:	40,0 %
Feedwater Temperature: 27,0 C (81F)		
Raw water pH: 6,68	Element age:	0,0 years
Acid dosage, ppm (100%): 0,0 H2SO4	Flux decline % per year:	7,0
Acidified feed CO2: 487,7	Salt passage increase, %/yr:	10,0
Average flux rate: 25,3 l/m2-hr	Feed type:	Well Water

 *** THE FOLLOWING PARAMETERS EXCEED HYDRANAUTICS DESIGN LIMITS: ***

Concentrate Langelier Saturation Index too high (2,26)

The following are recommended general guidelines for designing a reverse osmosis system using Hydranautics membrane elements. Please consult Hydranautics for specific recommendations for operation beyond the specified guidelines.

Feed and Concentrate flow rate limits

Element diameter	Maximum feed flow rate	Minimum concentrate rate
2.5 inches	6 gpm (22.7 lpm)	1.5 gpm (5.7 lpm)
4.0 inches	16 gpm (60.6 lpm)	3 gpm (11.3 lpm)
6.0 inches	30 gpm (113.5 lpm)	7 gpm (26.5 lpm)
8.0 inches	75 gpm (283.9 lpm)	12 gpm (45.4 lpm)
8.5 inches	85 gpm (321.7 lpm)	14 gpm (53.0 lpm)

Concentrate polarization factor (beta) should not exceed 1.2

Saturation limits for sparingly soluble salts in concentrate

Soluble salt	Saturation
BaSO4	6000%
CaSO4	230%
SrSO4	800%
SiO2	100%

Langelier Saturation Index for concentrate should not exceed 1,8

The above saturation limits only apply when using effective scale inhibitor. Without scale inhibitor, concentrate saturation should not exceed 100%.

Cálculos

Normalização dos dados operacionais para sistemas de dessalinização via OI

Identificação do sistema: Catingueira

Partida do sistema: 31/10/2001

Dados de operação - REFERÊNCIA:

$$\begin{aligned} Q_{ar} &:= 1.44 \text{ m}^3/\text{h} & P_{ar} &:= 6.5 \text{ kgf/cm}^2 \\ Q_{pr} &:= 0.6 \text{ m}^3/\text{h} & P_{sr} &:= 6.5 \text{ kgf/cm}^2 \\ Q_{cr} &:= 0.84 \text{ m}^3/\text{h} & P_{pr} &:= 0.0 \text{ kgf/cm}^2 & \Delta P &:= P_{sr} - P_{ar} \end{aligned}$$

Dados de entrada - REFERÊNCIA:

$$\begin{aligned} T_r &:= 25.0 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{pH}_{ar} &:= 7.21 & C_{ar} &:= 946.5 \text{ mg/L} & \text{Cond}_{ar} &:= 1188.0 \text{ umh/cm} \\ \text{pH}_{pr} &:= 5.5 & C_{pr} &:= 106.20 \text{ mg/L} & \text{Cond}_{pr} &:= 25.6 \text{ umh/cm} \\ \text{pH}_{cr} &:= 7.30 & C_{cr} &:= 1730.40 \text{ mg/L} & \text{Cond}_{cr} &:= 1536.0 \text{ umh/cm} \end{aligned}$$

Dados de operação - OPERAÇÃO:

$$\begin{aligned} Q_{at} &:= 1.5 \text{ m}^3/\text{h} & P_{at} &:= 8.0 \text{ kgf/cm}^2 \\ Q_{pt} &:= 0.6 \text{ m}^3/\text{h} & P_{st} &:= 7.5 \text{ kgf/cm}^2 \\ Q_{ct} &:= 0.9 \text{ m}^3/\text{h} & P_{pt} &:= 0.0 \text{ kgf/cm}^2 & \Delta P_t &:= P_{st} - P_{at} \end{aligned}$$

Dados de entrada - OPERAÇÃO:

$$\begin{aligned} T_t &:= 26.0 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{pH}_{at} &:= 7.68 & C_{at} &:= 816.64 \text{ mg/L} & \text{Cond}_{at} &:= 865.0 \text{ umh/cm} \\ \text{pH}_{pt} &:= 6.0 & C_{pt} &:= 98.37 \text{ mg/L} & \text{Cond}_{pt} &:= 21.80 \text{ umh/cm} \\ \text{pH}_{ct} &:= 7.78 & C_{ct} &:= 1316.73 \text{ mg/L} & \text{Cond}_{ct} &:= 1355.0 \text{ umh/cm} \end{aligned}$$

Cálculo dos principais parâmetros do processo:

$$RS\% := \left(1 - \frac{C_{pr}}{C_{ar}}\right) \cdot 100 \quad \boxed{RS\% = 88.78} \quad \dots \text{Rejeição de sais (Wiesner e Buckey, 1996)}$$

$$PS\% := \left(\frac{C_{pr}}{C_{ar}}\right) \cdot 100 \quad \boxed{PS\% = 11.22} \quad \dots \text{Passagem de sais (Brandt e Leitner, 1992)}$$

$$r\% := \frac{Q_{pr}}{Q_{ar}} \cdot 100 \quad r\% = 41.667 \quad r := \frac{r\%}{100} \quad \dots \text{Recuperação (Taylor e Jacobs, 1996)}$$

Normalização

Fator de concentração média logarítmica (Hydranautics, 2002; FilmTec, 1995):

$$FC_{lm} := \frac{\ln\left(\frac{1}{1-r}\right)}{r} \quad FC_{lm} = 1.294$$

Razão de Concentração (Hydranautics, 2002; FilmTec, 1995):

$$FC_{acr} := C_{ar} \cdot FC_{lm} \quad FC_{act} := C_{at} \cdot FC_{lm}$$

$$FC_{acr} = 1.224 \times 10^3 \quad FC_{act} = 1.056 \times 10^3$$

$$FC_{pcr} := C_{pr} \cdot FC_{lm} \quad FC_{pct} := C_{pt} \cdot FC_{lm}$$

$$FC_{pcr} = 137.379 \quad FC_{pct} = 127.251$$

$$FC_{ccr} := C_{cr} \cdot FC_{lm} \quad FC_{cct} := C_{ct} \cdot FC_{lm}$$

$$FC_{ccr} = 2.238 \times 10^3 \quad FC_{cct} = 1.703 \times 10^3$$

Pressão osmótica, para $FC_{lm} < 20000$ (Hydranautics, 2002; FilmTec, 1995)

$$\pi_{ar} := \frac{FC_{acr} \cdot (T_r + 320)}{491000} \cdot 1.019716$$

$$\pi_{ar} = 0.877$$

$$\pi_{at} := \frac{FC_{act} \cdot (T_t + 320)}{491000} \cdot 1.019716$$

$$\pi_{at} = 0.759$$

$$\pi_{pr} := \frac{FC_{pcr} \cdot (T_r + 320)}{491000} \cdot 1.019716$$

$$\pi_{pr} = 0.098$$

$$\pi_{pt} := \frac{FC_{pct} \cdot (T_t + 320)}{491000} \cdot 1.019716$$

$$\pi_{pt} = 0.091$$

$$\pi_{cr} := \frac{FC_{ccr} \cdot (T_r + 320)}{491000} \cdot 1.019716$$

$$\pi_{cr} = 1.604$$

$$\pi_{ct} := \frac{FC_{cct} \cdot (T_t + 320)}{491000} \cdot 1.019716$$

$$\pi_{ct} = 1.224$$

.... em kgf/cm²

Taxa diferencial de pressão (van de Lisdonk et al, 2000; Hydranautics, 2002)

$$NDPr := P_{ar} - \frac{\Delta P}{2} - \left(\frac{\pi_{ar} + \pi_{cr}}{2} \right) - P_{pr} + \pi_{pr}$$

$$NDPr = 5.358$$

$$NDPt := P_{at} - \frac{\Delta Pt}{2} - \left(\frac{\pi_{at} + \pi_{ct}}{2} \right) - P_{pt} + \pi_{pt}$$

$$NDPt = 7.35$$

Fator de correção de temperatura (Taylor e Jacobs, 1996; Hydranautics, 2002; van de Lisdonk et al, 2000):

$$U := 2640$$

$$FCT_r := e^{U \cdot \left(\frac{1}{298} - \frac{1}{T_r + 273} \right)}$$

$$FCT_r = 1$$

$$FCT_t := e^{U \cdot \left(\frac{1}{298} - \frac{1}{T_t + 273} \right)}$$

$$FCT_t = 1.03$$

Vazão Normalizada - Permeado (Hydranautics, 2002):

$$Q_N := Q_{pr} \cdot \left(\frac{NDPr}{NDPt} \right) \cdot \left(\frac{FCT_r}{FCT_t} \right) \quad \boxed{Q_N = 0.425}$$

Sólidos totais dissolvidos (FilmTec, 1995):

$$C_{pN} := C_{pr} \cdot \frac{NDPt + \pi_{pt}}{NDPr + \pi_{pr}} \cdot \frac{FC_{acr}}{FC_{act}} \quad \boxed{C_{pN} = 167.868}$$

Passagem de sal normalizada (Hydranautics, 2002):

$$PS_N := \frac{C_{pt}}{C_{at}} \cdot \frac{(Q_{pr} \cdot FCT_r \cdot FC_{acr} \cdot C_{at})}{(Q_N \cdot FCT_t \cdot FC_{act} \cdot C_{ar})} \cdot 100$$

$$\boxed{PS_N = 16.524}$$

Coefficiente de transferência de massa (van de Lisdonk et.al, 2000):

$A := 7.6$... Área da membrana em m^2

$$CTMr := \frac{Q_{pr} \cdot FCT_r}{A \cdot NDPr} \quad \boxed{CTMr = 0.015}$$

$$CTMt := \frac{Q_{pt} \cdot FCT_t}{A \cdot NDPt} \quad \boxed{CTMt = 0.011}$$

Observação: Se o $FC_{lm} > 20000$, a pressão osmótica será dada por:

$$\pi_{cr1} := \frac{(0.0117 \cdot FC_{ccr}) - 34}{14.23} \cdot \frac{(T_r + 320)}{345}$$

Controle de Incrustações

Análise Físico - Química da Água do concentrado

Localidade: Riacho de Sto. Antônio

Íons	Valores	
Cálcio (Ca^{++}) =	1520,00	mg/L
Magnésio (Mg^{++}) =	1308	mg/L
Sódio (Na^+) =	2379,9	mg/L
Potássio (K^+) =	51,23	mg/L
Ferro (Fe^{++}) =	0,0	mg/L
Bário (Ba^{++}) =	0,00	mg/L
Alumínio (Al^{3+}) =	0,00	mg/L
Cloreto (Cl^-) =	7100,0	mg/L
Carbonato (CO_3^{2-}) =	0,0	mg/L
Bicarbonato (HCO_3^-) =	3000,0	mg/L
Sulfato (SO_4^{2-}) =	1060,0	mg/L
Nitrito (NO_2^-) =	0,3	mg/L
Nitrato (NO_3^-) =	0,1	mg/L
Sílica (SiO_2) =	25,4	mg/L
STD =	17204,98	mg/L
TOC =		mg/L
pH =	7,03	
Condutividade =	1826	ms/cm
Temperatura =	26	°C
Turbidez =	0,02	NTU

Cálculos para prevenção de Incrustações

Procedimentos de Cálculos

1. Prevenção de incrustação de CaCO_3

$$\text{ISI} = \text{pHc} - \text{pHs} \quad \text{Eq. 2.26}$$

$$\text{pHs} = (9,3 + \text{A} + \text{B}) - (\text{C} + \text{D}) \quad \text{Eq. 2.29}$$

$$\text{A} = (\log[\text{STD}] - 1) / 10 \quad \text{Eq. 2.30}$$

$$\text{B} = -1312 * \log[^\circ\text{C} + 273] + 34,33 \quad \text{Eq. 2.31}$$

$$\text{C} = \log[\text{Ca}^{+2}] - 0,4 \quad \text{Eq. 2.32}$$

$$\text{D} = \log[\text{Alcalinidade}] \quad \text{Eq. 2.33}$$

$$\text{A} = 0,3235654$$

$$\text{B} = 2,0663362$$

$$\text{C} = 3,207455$$

$$\text{D} = 3,4771213$$

$$\text{pHs} = 5,0053354$$

$$\text{ISI} = 2,0246746$$

2. Prevenção de scaling de CaSO_4 :

Dados necessários:

$$\text{Recuperação, r} = 0,4$$

$$\text{FC} = 1,6666667 \quad \text{Eq. 2.9}$$

Massa Molecular dos íons investigados na H₂O de alimentação:

Íons	PM
Cálcio (Ca ⁺⁺) =	40,0
Magnésio (Mg ⁺⁺) =	24,3
Sódio (Na ⁺) =	23,0
Potássio (K ⁺) =	39,1
Ferro (Fe ⁺⁺) =	55,8
Bário (Ba ⁺⁺) =	137,3
Alumínio (Al ⁺⁺⁺) =	27,0
Cloreto (Cl ⁻) =	35,5
Bicarbonato (HCO ₃ ⁻) =	61,0
Sulfato (SO ₄ ⁻²) =	96,0
Nitrito (NO ₂ ⁻²) =	46,0
Nitrato (NO ₃ ⁻) =	62,0
Sílica (SiO ₂) =	60,0

2.1 - Cálculo da Concentração molar :

$$m_i = C_i / 1000 * PM$$

Íons	mg/l	mol/l
Cálcio (Ca ⁺⁺) =	1620,0	0,0405
Magnésio (Mg ⁺⁺) =	1308	0,0538
Sódio (Na ⁺) =	2370,88	0,103473
Potássio (K ⁺) =	51,23	0,0013
Ferro (Fe ⁺⁺) =	0,02	3,583E-07
Bário (Ba ⁺⁺) =	0	0
Alumínio (Al ⁺⁺⁺) =	0	0
Cloreto (Cl ⁻) =	7100,0	0,2000
Bicarbonato (HCO ₃ ⁻) =	3000,0	0,0492
Sulfato (SO ₄ ⁻²) =	1060,0	0,0110
Nitrito (NO ₂ ⁻²) =	0,299	0,0000065
Fosfato (PO ₄ ⁻³) =	0,133	2,145E-06
Sílica (SiO ₂) =	25,4	0,0004

$$I_i = 1/2S(m_i \times z_i^2)$$

Eq. 2.34 a 2.37

Onde Zi é a carga iônica do íon i

$$I_{Ca} = 0,0810$$

$$-0,579456 \quad 0,5794558 \quad -0,302559 \quad 0,302559$$

$$I_{SO_4} = 0,0221$$

$$y_{Ca} = 0,2369797$$

$$I_{PC} = 0,000745$$

$$y_{SO_4} = 0,5191899$$

$$K_s = 0,000055$$

Prevenção de Incrustação de Sílica:

$$pH_c = 7,03$$

Cálculo da solubilidade da sílica:

Através do gráfico 9 (Solubilidade x Temperatura) Anexo 3, é obtida a solubilidade em função da temperatura

$$K_{SiO_2} = 131,0$$

Cálculo do fator de Correção do pHs, pH_{corr}:

Através do Gráfico 10 (correção do pH para SiO₂), o pH_{corr} é determinada.

$$pH_{corr} = 1,3$$

Cálculo da correção da solubilidade da sílica:

$$SiO_{2corr} = S_{SiO_2} \times pH_{corr}$$

Eq. 2.38

$$SiO_{2corr} = 163,75$$