



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

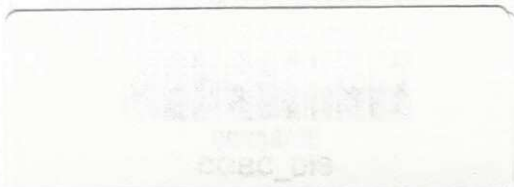
RANIERE HENRIQUE PEREIRA LIRA

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

TÍTULO:
AVALIAÇÃO DO PRÉ-TRATAMENTO DE UM SISTEMA DE
DESSALINIZAÇÃO PILOTO VIA OSMOSE INVERSA

Campina Grande – PB

Novembro – 2004



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

**“AVALIAÇÃO DO PRÉ-TRATAMENTO DE UM SISTEMA
DE DESSALINIZAÇÃO PILOTO VIA OSMOSE INVERSA”**

RANIERE HENRIQUE PEREIRA LIRA

Campina Grande – PB

Novembro – 2004

“AVALIAÇÃO DO PRÉ-TRATAMENTO DE UM SISTEMA DE DESSALINIZAÇÃO PILOTO VIA OSMOSE INVERSA”

Raniere Henrique Pereira Lira

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

Área de concentração: Operações e Processos

Orientador: Prof. Kepler Borges França (Ph.D)

Campina Grande – PB

Novembro – 2004



FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL DA UFCCG

L768a
2004

Lira, Raniere Henrique Pereira
Avaliação do pré-tratamento de um sistema de dessalinização piloto via
osmose inversa / Raniere Henrique Pereira Lira . — Campina Grande: UFCCG,
2004.

127p.: il.

Inclui Bibliografia

Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) — Centro de Ciências e
Tecnologia, Universidade Federal de Campina Grande.

1— Osmose Inversa — Pré-tratamento 2— Dessalinização I— Título

CDU 66.081.63

**“AVALIAÇÃO DO PRÉ-TRATAMENTO DE UM SISTEMA DE
DESSALINIZAÇÃO PILOTO VIA OSMOSE INVERSA”**

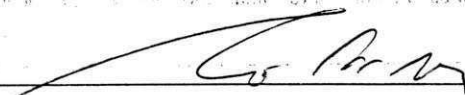
Dissertação aprovada, em 03 / 11 / 2004, pela banca examinadora
constituída dos seguintes professores:

BANCA EXAMINADORA




Prof. Dr. Kepler Borges França

(Orientador)



Prof. Dr. Cristiano Piacsek Borges

(Examinador externo)



Prof. Dr. Michel François Fossy

(Examinador interno)

AGRADECIMENTOS

A Deus que está ao nosso lado, nos protegendo e dando força para prosseguirmos na jornada, iluminando os nossos caminhos.

A minha família, pelo incentivo e atenção.

A minha noiva Janaina S. Santos, pelas palavras de apoio e atenção durante toda nossa caminhada.

Ao professor Kepler B. França, pela amizade, orientação e empenho durante a realização deste trabalho.

Aos amigos do Laboratório de Referência em Dessalinização, Aécio, Elói, René, Márcia Liana, Tony, Paulo Marcelo (Fox), Maurício, Damião, Osman, Tiago, Bruno, Francinaldo, Shefora, Arleide, pelo apoio e pela amizade.

Aos amigos Sidinei, Juliana e Joab pela valiosa colaboração nas análises laboratoriais.

A coordenação de Pós-graduação em Engenharia Química, nas pessoas do Coordenador professor Luiz Gonzaga S. Vasconcelos e da secretária Maricé Ferreira da Silva, pelo desempenho de suas funções, estando prontos a nos atender.

Ao professores de Mestrado em Engenharia Química pelos conhecimentos prestados durante as disciplinas.

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

Ao CNPq/Fundo Setorial de Recursos Hídricos – CT-Hidro pelo apoio financeiro.

A Prefeitura Municipal de Riacho de Santo Antônio – PB, pela colaboração no fornecimento da água de poço para realização dos experimentos.

A todos que colaboram pela realização deste trabalho.

RESUMO

O presente trabalho tem como objetivo a montagem e avaliação do pré-tratamento de um sistema de dessalinização piloto, composto com um sistema de limpeza química e um instrumento para determinar o índice de densidade de sedimentos. O sistema foi testado com a água salobra do poço da cidade de Riacho de Santo Antonio-PB com dois sistemas de pré-tratamento químicos, os quais foram tomados como base para avaliar as concentrações dos componentes presentes na água antes e após do processo de osmose inversa. A qualidade da água produzida em função dos sistemas utilizados com pré-tratamento, ácido e *Flocon*, ficou dentro dos padrões de potabilidade, apresentando valores negativos do Índice de Saturação de Langelier.

ABSTRACT

The present work has as objective of to set up and to evaluate a system of pilot desalination, composed with a system of chemical cleaning and an instrument to determine the silt density index. The system was tested with the brackish water of the well of Riacho de Santo Antonio city of the Paraiba state with two chemical pretreatment systems, which were taken as base to evaluate the concentrations of the present components in the water before and after of the process of reverse osmosis. As function of the of water quality, for both systems, acid and *Flocon*, were obtained potable standard showing Langelier Saruration Index with negatives values.

ÍNDICE

LISTA DE SÍMBOLOS.....	i
LISTA DE TABELAS.....	iv
LISTA DE FIGURAS.....	vi
CAPÍTULO I	
1. INTRODUÇÃO.....	1
CAPÍTULO II	
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	4
2.1 – Processo de Separação com Membranas.....	4
2.1.1 – Microfiltração.....	5
2.1.2 – Ultrafiltração.....	6
2.1.3 – Nanofiltração.....	6
2.1.4 – Osmose Inversa.....	6
2.2 – Filtração Frontal e Tangencial.....	7
2.3 – Principais Aplicações de Processos com Membranas.....	8
2.4 – Dessalinização Via Osmose Inversa.....	9
2.4.1 – Princípio Operacional da Osmose Inversa.....	10
2.5 – Classificação de Membranas.....	10
2.6 – Módulos Comerciais.....	12
2.6.1 – Módulos com Placas de Membranas.....	13
2.6.2 – Módulos Tubulares.....	13
2.6.3 – Módulos com Fibras Ocas.....	14
2.6.4 – Módulos Espirais.....	14
2.7 – Projeto e Instalação de Plantas de Dessalinização por Membranas.....	15
2.7.1 – Análise de Água.....	20
2.8 – Simulação de Processos por Osmose Inversa.....	20
2.9 – Precipitação de Solutos em Superfícies de Membranas.....	21
2.9.1 – Incrustações (<i>Fouling</i> s).....	22
2.9.1.1 – Depósitos Inorgânicos (<i>Scaling</i>).....	23
2.9.1.2 – Depósitos de Material Biológico (<i>Biofouling</i>).....	23

2.10 – Pré-tratamento.....	24
2.11 – Controle de incrustação	25
2.11.1 – Adição de Ácido	26
1.11.2 – Adição de Inibidor de Incrustação	26
2.11.3 – Filtração Multimeios (Filtro de Leito).....	27
2.11.4 – Filtro de Cartucho	27
2.11.5 – Controle do <i>Biofouling</i>	28
2.12 – Índice de Saturação de Langelier (ISL).....	28
2.13 – Indicadores de Incrustações.....	31
2.14 – Polarização de Concentração	33
2.15 – Limpeza Química.....	36
2.16 – Cuidados Durante a Operação de Sistemas de Membranas.....	38
2.17 – Principais Parâmetros do Processo de Osmose Inversa.....	39
2.17.1 – Fluxo do Permeado	39
2.17.2 – Pressão Osmótica.....	40
2.17.3 – Recuperação.....	41
2.17.4 – Percentual de Rejeição de Sais	41
2.17.5 – Balanço de Massa	42
2.17.6 – Percentual de Passagem de Sais (PS)	43
2.18 – Consumo de Energia.....	43

CAPÍTULO III

3. MATERIAIS E MÉTODOS.....	46
3.1 – Introdução	46
3.2 – Sistema de Dessalinização Piloto (SDP)	46
3.2.1 – Sistema do Índice de Densidade de Sedimentos.....	47
3.2.2 – Sistema de Limpeza Química (SLQ).....	48
3.3 – Operação do Sistema	49
3.3.1 – Fonte Hídrica	50
3.3.2 – Pré-tratamento.....	50
3.4 – Monitoramento.....	51
3.4.1 – Produtos Químicos.....	51
3.4.2 – Equipamentos de Apoio.....	52
3.5 – Desempenho do SDP em Função da Pressão Aplicado.....	52
3.6 – Sistema de Monitoramento Remoto do SDP	52

3.7 – Limpeza Química dos Elementos de Membranas.....	53
---	----

CAPÍTULO IV

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	55
4.1 – Recuperação do SDP em Função da Pressão.....	55
4.2 – Comportamento da Vazão do Permeado e do Concentrado em Função da Pressão...	56
4.3 – Análise Físico-química sem e com o Pré-tratamento.....	57
4.4 – Análise do Índice de saturação de Langelier (ISL) e Índice de Densidade de Sedimentos (IDS).....	59
4.5 – Análise Físico-química do Permeado em Função do Pré-tratamento.....	61
4.6 – Comportamento do Potencial Hidrogeniônico com o Tempo.....	63
4.7 – Limpeza Química das Membranas.....	65
4.8 – Monitoramento Remoto do SDP.....	66

CAPÍTULO V

5. CONCLUSÕES.....	71
--------------------	----

CAPÍTULO VI

6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	72
------------------------------------	----

CAPÍTULO VII

7. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	76
--	----

ANEXO – A

Estrutura metálica do SDP e do SLQ.....	77
---	----

ANEXO – B

Monitoramento do SDP.....	80
---------------------------	----

ANEXO – C

Análise físico-química das amostras de águas.....	86
---	----

ANEXO – D

Resultados das simulações.....	96
Dados técnicos das membranas e do <i>Flocon</i>	96

LISTA DE SÍMBOLOS

- a – constante (g/kgf.cm.s)
- A – área da membrana (cm²)
- c_i – concentração molar do soluto (mol/L)
- C_a – concentração de alimentação (mg/L)
- C_b – concentração na solução líquida (mg/L)
- C_c – concentração do concentrado (mg/L)
- C_p – concentração do permeado (mg/L)
- C_s – concentração na superfície da membrana (mg/L)
- D – coeficiente de difusão (cm²/s)
- D_r – razão de dessalinização
- ED – eletrodialise
- E_p – consumo de energia prático (kWh/m³)
- E_{emp} – energia empírica consumida (kWh/m³)
- H – altura do nível da coluna de alimentação (m)
- I – força iônica da solução
- IDS – Índice de Densidade de Sedimentos
- IFM – Índice de Incrustação Modificado (s/L²)
- ISL – Índice de Saturação de Langelier
- I_f – índice de *fouling* (L²/s)
- J_p – fluxo do permeado (L/m² h)
- J_s – fluxo mássico do soluto (kg/m² h)
- k_a – condutividade elétrica da alimentação (mS/cm)
- k_p – condutividade elétrica do permeado (mS/cm)
- k_c – condutividade elétrica do concentrado (mS/cm)
- k_i – coeficiente de transferência de massa (cm/s atm)
- k_{mep} – constante empírica
- K_a – coeficiente de permeação de água (L h atm/m²)
- K_s – coeficiente de permeação do soluto (m/s)
- MF – microfiltração
- MPFI – Fator Mínimo de Incrustação (L/s²)
- NF – nanofiltração

OI – osmose inversa
P – potência ativa consumida pelo sistema (W)
P1 – pressão de entrada dos filtros (kgf/cm²)
P2 – pressão de saída dos filtros (kgf/cm²)
P3 – pressão de entrada das membranas (kgf/cm²)
P4 – pressão de saída das membranas (kgf/cm²)
P_a – pressão de alimentação (kgf/cm²)
P_c – pressão do concentrado (kgf/cm²)
P_p – pressão do permeado (kgf/cm²)
P_f – pressão de filtração (kgf/cm²)
pH – potencial hidrogeniônico
pH_a – potencial hidrogeniônico da alimentação
pH_p – potencial hidrogeniônico do permeado
pH_c – potencial hidrogeniônico do concentrado
pH_s – potencial hidrogeniônico de saturação
PRS – percentual de rejeição de sais (%)
PS – percentual de passagem de sais (%)
Q' – fluxo determinado em intervalos de 30 segundos (m³/h)
Q_a – vazão de alimentação (m³/h)
Q_p – vazão de permeado (m³/h)
Q_c – vazão do concentrado (m³/h)
r – recuperação do sistema (%)
R – constante dos gases ideais (atm cm³/mol.K)
R_m – resistência da membrana (L⁻¹)
R_t – resistência da torta de filtro (L⁻¹)
SDP – sistema de dessalinização piloto
S&DSI – Índice de Estabilidade de Stiff e Davis
SLQ – sistema de limpeza química
STD – sólidos totais dissolvidos (mg/L)
t_i – tempo inicial (s)
t_f – tempo final (s)
t_e – tempo de espera (15 min)
T – temperatura absoluta (K)
UF – ultrafiltração

V – volume de permeado (L)
 δ – espessura da camada limite (cm)
 ΔP – gradiente de pressão hidráulica (kgf/cm²)
 $\Delta \pi$ – gradiente de pressão osmótica (kgf/cm²)
 ΔC – gradiente de concentração de sais (mg/L)
 π – pressão osmótica (kgf/cm²)
 π_a – pressão osmótica da alimentação (kgf/cm²)
 π_c – pressão osmótica do concentrado (kgf/cm²)
 π_p – pressão osmótica do permeado (kgf/cm²)
 v_i – n° de íons formados na dissociação do soluto
 μ – viscosidade absoluta (g/s.cm)
 η_b – eficiência da bomba (%)
 η_m – eficiência do motor (%)

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1: Exemplos de Aplicação de Processos com Membranas (Habert et al., 1997)....	9
Tabela 2.2: Relação entre porosidade de membranas, pressão de operação e rendimento total do processo (Schneider & Tsutiya, 2001).....	19
Tabela 2.3: Composto que oferecem risco para a formação de precipitados na superfície de membranas de OI e NF (Schneider & Tsutiya, 2001)	22
Tabela 4.1: Monitoramento da condutividade elétrica, vazão e pH do permeado do SDP, da água de Riacho de Santo Antônio – PB, para uma pressão de 14 kgf/cm ²	81
Tabela 4.2: Monitoramento da condutividade elétrica, vazão e pH do permeado do SDP, da água de Riacho de Santo Antônio – PB, para uma pressão de 16 kgf/cm ²	81
Tabela 4.3: Monitoramento da condutividade elétrica, vazão e pH do permeado do SDP, da água de Riacho de Santo Antônio – PB, para uma pressão de 18 kgf/cm ²	82
Tabela 4.4: Monitoramento da condutividade elétrica, vazão e pH do permeado do SDP, da água de Riacho de Santo Antônio – PB, para uma pressão de 20 kgf/cm ²	82
Tabela 4.5: Monitoramento da condutividade elétrica, vazão e pH do concentrado do SDP, da água de Riacho de Santo Antônio – PB, para uma pressão de 14 kgf/cm ²	83
Tabela 4.6: Monitoramento da condutividade elétrica, vazão e pH do concentrado do SDP, da água de Riacho de Santo Antônio – PB, para uma pressão de 16 kgf/cm ²	83
Tabela 4.7: Monitoramento da condutividade elétrica, vazão e pH do concentrado do SDP, da água de Riacho de Santo Antônio – PB, para uma pressão de 18 kgf/cm ²	84
Tabela 4.8: Monitoramento da condutividade elétrica, vazão e pH do concentrado do SDP, da água de Riacho de Santo Antônio – PB, para uma pressão de 20 kgf/cm ²	84

Tabela 4.9: Monitoramento do dessalinizador durante a limpeza química dos elementos de membranas.....	85
Tabela 4.10: Análise físico-química das amostras de águas coletadas do SDP, para a água de Riacho de Santo Antônio – PB.	87
Tabela 4.11: Análise físico-química das amostras de águas coletadas durante a limpeza química do SDP.	95

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1: Principais características das técnicas de separação com membranas que utilizam diferença de pressão como força motriz (Habert et al., 1997).....	5
Figura 2.2: Filtração frontal e tangencial (Dow Latin America, 1996).....	8
Figura 2.3: Elemento de membrana em espiral para o processo de osmose inversa (Silveira, 1999).....	15
Figura 2.4: Esquema geral de uma planta de dessalinização (Manual de Dessalinização para Planejadores, 1972).....	16
Figura 2.5: Processo básico de filtração de um sistema pressurizado (Schneider & Tsutiya, 2001).....	18
Figura 2.6: Arranjo 6;3;1 de módulos equipados com elementos espirais (Schneider & Tsutiya, 2001).....	18
Figura 2.7: Equipamento básico para medida do IDS (Amjad, 1992).....	32
Figura 2.8: Acumulo de material na superfície da membrana (Wiesner & Aptel, 1996)....	34
Figura 2.9: Representação das condições da camada limite na membrana/interface em relação ao fluxo de alimentação (Taylor & Jacobs, 1996).....	35
Figura 2.10: Porcentagem de custos de diferentes componentes de operação e manutenção de unidades de dessalinização de águas salobras (Filteau & Moss, 1997).....	44
Figura 3.1: Fluxograma do Sistema de Dessalinização Piloto.....	47
Figura 3.2: Sistema de Dessalinização Piloto.....	47

Figura 3.3: Equipamento para medir o IDS.....	48
Figura 3.4: Fluxograma do Sistema de Limpeza Química.....	49
Figura 3.5: Sistema de Limpeza Química dos elementos de membrana.....	49
Figura 4.1: Recuperação do sistema com a pressão, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, sob diferentes tipos de pré-tratamentos.....	55
Figura 4.2: Vazão do permeado e do concentrado em função da pressão, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, sob diferentes tipos de pré-tratamentos.....	56
Figura 4.3: Análise físico-química da água de alimentação antes e após o pré-tratamento com <i>Flocon</i> , do permeado e do concentrado, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, sob uma pressão de 16 kgf/cm ²	57
Figura 4.4: Análise físico-química da água de alimentação antes e após o pré-tratamento com HCl, do permeado e do concentrado, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, sob uma pressão de 16 kgf/cm ²	58
Figura 4.5: Análise físico-química da água de alimentação antes e após o pré-tratamento com <i>Flocon</i> + HCl, do permeado e do concentrado, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, sob uma pressão de 16 kgf/cm ²	58
Figura 4.6: Variação do ISL (Índice de Saturação de Langelier) em função da pressão, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, para o pré-tratamento com <i>Flocon</i>	59
Figura 4.7: Variação do ISL (Índice de Saturação de Langelier) em função da pressão, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, para o pré-tratamento com HCl.....	59
Figura 4.8: Variação do ISL (Índice de Saturação de Langelier) em função da pressão, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, para o pré-tratamento com <i>Flocon</i> + HCl.....	60

Figura 4.9: Medidas do IDS (Índice de Densidade de Sedimentos) durante as semanas de operação do SDP, para água de Riacho de Santo Antônio – PB.	60
Figura 4.10: Representação dos parâmetros físico-químicos do permeado do SDP, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, sob uma pressão de 14 kgf/cm ²	61
Figura 4.11: Representação dos parâmetros físico-químicos do permeado do SDP, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, sob uma pressão de 16 kgf/cm ²	62
Figura 4.12: Representação dos parâmetros físico-químicos do permeado do SDP, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, sob uma pressão de 18 kgf/cm ²	62
Figura 4.13: Representação dos parâmetros físico-químicos do permeado do SDP, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, sob uma pressão de 20 kgf/cm ²	63
Figura 4.14: Variação do pH do permeado em função do tempo, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, para uma pressão de operação de 16 kgf/cm ² , sob diferentes tipos de pré-tratamento.....	64
Figura 4.15: Variação do pH do concentrado em função do tempo, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, para uma pressão de operação de 16 kgf/cm ² , sob diferentes tipos de pré-tratamento.....	64
Figura 4.16: Variação do pH da solução de limpeza química em função do tempo.....	65
Figura 4.17: Variação da condutividade elétrica da solução de limpeza química em função do tempo	65
Figura 4.18: Análise físico-química da solução de limpeza química dos elementos de membranas do SDP.....	66
Figura 4.19: Variação da pressão de entrada dos filtros de cartucho do SDP para água de Riacho de Santo Antônio – PB	67

Figura 4.20: Variação da pressão de saída dos filtros de cartucho do SDP para água de Riacho de Santo Antônio – PB	67
Figura 4.21: Variação da pressão de entrada das membranas do SDP para água de Riacho de Santo Antônio – PB.....	68
Figura 4.22: Variação da pressão de saída das membranas do SDP para água de Riacho de Santo Antônio – PB	68
Figura 4.23: Variação da vazão de permeado do SDP para água de Riacho de Santo Antônio – PB	69
Figura 4.24: Variação da vazão de concentrado do SDP para água de Riacho de Santo Antônio – PB	69
Figura 4.25: Variação da temperatura da água de alimentação do SDP para água de Riacho de Santo Antônio – PB.....	70
Figura 4.26: Tabela de variáveis do SDP monitoradas.....	70
Figura 01-A: Estrutura metálica do SDP.	78
Figura 02-A: Estrutura metálica do SLQ.....	79

CAPÍTULO I

1. INTRODUÇÃO

As águas subterrâneas encontradas pelo homem nas regiões semi-áridas, normalmente apresentam um alto índice de cloreto de sódio, carbonatos e bicarbonatos. Em função da característica geológica do solo a água pode fluir e se armazenar no subsolo, gerando assim grandes potenciais hídricos. Considerando a geoquímica dos solos, os quais são constituídos de rochas cristalinas, a maioria das águas subterrâneas são salobras e impróprias para o consumo humano (Lira et al., 2003). No Nordeste existem aproximadamente 75.000 poços perfurados e 80% deles se encontram fechados devido à qualidade da água não se adequar às condições de uso. As águas que apresentam Sólidos Totais Dissolvidos (STD) na faixa de 1000 a 1200 mg/L ainda são consumidas para fins menos nobres (França, 2001). Uma alternativa para minimizar esta situação e melhor utilização dos volumes de águas disponíveis é a instalação de equipamentos de dessalinização.

A dessalinização é um processo contínuo e natural, sendo uma parte essencial do ciclo da água. A chuva cai no solo e depois corre até os mares. Quando a água se desloca pela terra, ela dissolve os sais minerais e outros materiais, tornando-se progressivamente salgada. Quando chega aos oceanos, uma parte desta água se evapora com a energia solar. Restam os sais, e o vapor d'água produzido forma às nuvens que produzem a chuva, dando continuidade ao ciclo (Buros, 1990).

O desenvolvimento relativamente recente de novas gerações de membranas, resistentes à ampla faixa de pH, altas temperaturas e à presença de produtos cáusticos, além de fluxos permeados mais elevados, ampliou o campo de aplicação da osmose inversa (OI). Assim, em adição à sua aplicação tradicional na dessalinização de águas salobras e do mar, a OI tem sido utilizada no tratamento de águas, na produção de água ultrapura, no tratamento de águas duras, na indústria alimentícia, etc. A OI pode também ser usada em combinação com a ultrafiltração, pervaporação, destilação e outros processos clássicos de separação, nos chamados processos híbridos de separação, mais eficientes do que cada uma dessas técnicas isoladamente (Habert et al., 1997).

As vantagens dos processos de separação com membranas, como a OI, incluem o baixo consumo energético, custos de capital e de operação relativamente baixos, necessidade de pequenos espaços e facilidades na construção, operação e manutenção, devido a natureza do processo e uma alta qualidade do produto final.

Tendo em vista a grande carência de água potável na região Nordeste, o Laboratório de Referência em Dessalinização (LABDES) da Universidade Federal de Campina Grande, com o apoio da Secretaria de Recursos Hídricos do Ministério do Meio Ambiente, vem desenvolvendo pesquisas e foi responsável pelos projetos e implantações de sistemas de dessalinização via osmose inversa para atender a pequenas e médias comunidades de vários estados do Nordeste. Considerando que atualmente o LABDES vem estudando casos e coordena tecnicamente o Programa Água Doce da Secretaria de Recursos Hídricos do Ministério do Meio Ambiente, se faz necessário o conhecimento prévio da qualidade da água a ser dessalinizada, sendo de fundamental importância a determinação de seus parâmetros físico-químicos. As análises físico-química e bacteriológica da água são os principais parâmetros na determinação do pré-tratamento necessário e na escolha dos tipos de elementos de membranas que irão operar durante o processo. O número de elementos de membranas depende do potencial hídrico e da demanda de água.

Através do acompanhamento periódico destes sistemas, tem-se detectado os principais problemas técnicos que afetam de forma direta o processo como um todo, a ponto de causar a paralisação da produção de água dessalinizada, dentre eles pode-se citar a falta de pré-tratamento da água bruta, manutenção preventiva, monitoramento adequado e de pessoal qualificado.

É essencial que os equipamentos de dessalinização instalados no campo tenham uma manutenção para que a vida útil seja maximizada. Uma forma de solucionar este problema é através da realização de atividades de gerência remota dos dessalinizadores economicamente viável, onde estes, dentro de intervalos de tempos pré-estabelecidos, iram coletar e armazenar informações das variáveis de medidas sobre seus componentes e, periodicamente, submeter informações obtidas nessas coletas para estações servidoras de gerência. Os dados coletados dos vários dessalinizadores distribuídos no campo poderão ser então tratados convenientemente. Um software nas estações gerentes poderia, por exemplo, verificar se as informações atingiram um valor crítico que pudesse gerar um funcionamento inadequado, ou mesmo danificar o dessalinizador, e avisaria ao responsável

pela administração para que as medidas cabíveis pudessem ser tomadas (França et al., 2003).

Neste sentido, o trabalho tem por objetivo projetar e montar um sistema de dessalinização piloto, e avaliar os tipos de pré-tratamentos empregados ao sistema. O sistema de dessalinização será composto com um sistema para medir o índice de densidade de sedimentos e um sistema de limpeza química dos elementos de membranas. O dessalinizador é provido ainda de um sistema de monitoração remota capaz de gerar informações em tempo real do comportamento das variáveis de medidas do equipamento. De posse das informações geradas, haverá condições de construir um banco de dados dos sistemas de dessalinização, e através de um monitoramento à distância, desenvolver um programa de gerenciamento e manutenção, visando maximizar a vida útil dos equipamentos de dessalinização instalados no campo e conseqüentemente reduzir o custo de água dessalinizada.

CAPÍTULO II

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 – Processo de Separação com Membranas

O desenvolvimento dos processos de separação por membranas e suas aplicações industriais podem ser considerados relativamente recentes, principalmente levando-se em conta que fenômenos envolvendo membranas vêm sendo estudados há mais de um século (Habert et al., 1997).

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 & Tsutiya, 2001).

A tecnologia de membranas foi inicialmente comercializada para dessalinização de água do mar, no início dos anos 60. Uma variante desta tecnologia que opera com pressões menores, a nanofiltração, começou a ser instalada em escala comercial para remoção de dureza de águas subterrâneas nos EUA na década de 80 (Schneider & Tsutiya, 2001).

O aumento de escala e o contínuo aprimoramento dos sistemas de membranas, são fatores importantes que viabilizam a construção de sistemas em escala sempre maiores. Em países desenvolvidos, sistemas de membranas estão sendo projetados para substituir sistemas convencionais de tratamento de águas em grande escala (Schneider & Tsutiya, 2001).

Membranas são meios de separação seletivos que purificam correntes fluidas (líquidas ou gasosas), sem mudança de fase. Até alguns anos atrás, as membranas eram unicamente aplicadas como barreiras, de poros bem definidos, pelas quais se obtinha a separação dos contaminantes em virtude do seu tamanho físico, porém, pesquisas tendo por finalidade a dessalinização da água do mar levaram a utilização de membranas em que o efeito de separação é baseado nas propriedades físico-químicas da solução e não apenas no tamanho físico das partículas (Dow Latin America, 1996).

Os processos que utilizam a tecnologia de membranas e o gradiente de pressão com força motriz são conhecidos como: microfiltração (MF), ultrafiltração (UF), nanofiltração

(NF) e osmose inversa (OI).

Embora recentes, os processos de separação com membranas têm encontrado um rápido desenvolvimento. A principal característica desses processos, está relacionada ao fato da maioria das separações ocorrerem sem mudança de fase, sendo, portanto, energeticamente mais vantajosos, quando comparadas com os processos térmicos tradicionais. Além disso, são processos que apresentam um baixo custo energético e um produto final de alta qualidade (Habert et al., 1997).

Na Figura 2.1 são apresentadas as principais características dos processos com membranas que utilizam a diferença de pressão como força motriz.

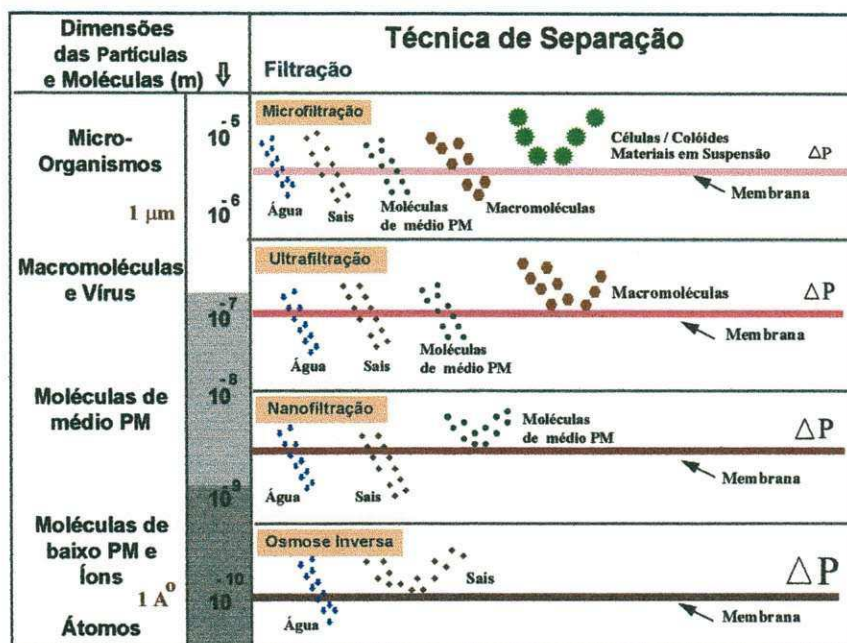


Figura 2.1: Principais características das técnicas de separação com membranas que utilizam diferença de pressão como força motriz (Habert et al., 1997).

Outro processo de separação por membrana é a eletrodialise (ED), que utiliza como força motriz o potencial elétrico. 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).

2.1.1 – Microfiltração

A MF remove partículas na faixa de 0,1 a 1μm. É o processo de separação que mais

se aproxima da filtração clássica. Geralmente, partículas suspensas e colóides são rejeitados enquanto macromoléculas e sólidos dissolvidos passam através da membrana. As suas aplicações principais incluem remoção de bactérias, materiais floculados ou sólidos suspensos (Habert et al., 1997).

2.1.2 – Ultrafiltração

A UF é o processo de separação por membranas utilizada quando se deseja purificar e fracionar soluções contendo macromoléculas. As membranas de UF apresentam poros na faixa entre 1 a 100nm. Os materiais rejeitados pela membrana incluem colóides, proteínas, contaminantes microbiológicos (como vírus e bactérias) e grandes moléculas orgânicas (Habert et al., 1997).

2.1.3 – Nanofiltração

A NF compreende um processo de membranas especial, no qual as partículas rejeitadas situam-se na faixa de 1 nanometro. Este processo atua no setor entre a UF e a OI. Todas as moléculas orgânicas com elevada massa molar são rejeitadas. Além disso, os sais dissolvidos constituídos por ânions monovalentes têm taxas de rejeição da ordem de 20 a 80%, enquanto que os constituídos por ânions bivalentes possuem taxas de rejeição da ordem de 90 a 98%. Algumas das aplicações típicas incluem a remoção de compostos orgânicos de águas superficiais, remoção de dureza de águas tratadas e redução de sólidos totais dissolvidos, especialmente em aplicações de tratamento de efluentes industriais (Habert et al., 1997).

2.1.4 – Osmose Inversa

A OI é o nível final de processos de filtração disponíveis. A membrana de OI atua como uma barreira a todos os sais dissolvidos e moléculas inorgânicas com massa molar acima de 100. As moléculas de água, por outro lado, permeiam preferencialmente através da membrana (Dow Latin America, 1996).

O processo de OI utiliza a pressão hidráulica para tirar água pura da água de abastecimento por intermédio de uma membrana. A exemplo da ED, ela usa energia em função da quantidade de sais a serem removidos, mas não em proporção direta (Manual de Dessalinização para Planejadores, 1972).

Este processo pode remover sais, dureza, microorganismos em geral e patogênicos em particular, turbidez, compostos orgânicos, pesticidas e a maioria dos contaminantes presentes na água. Mas muitos dos gases dissolvidos tais como hidrogênio sulfídrico e dióxido de carbono, irão passar através da membrana de osmose inversa (Taylor & Jacobs, 1996).

A abrangência de sua aplicação é bastante ampla. Além da dessalinização de águas, vem sendo empregada em recuperação de efluentes industriais, concentração de sucos, produtos farmacêuticos, processamento de alimentos e bebidas, soro do leite na fabricação do queijo, tratamento para diálises, obtenção de água ultrapura, produção de aminoácidos para bio-engenharia, etc (Brandt et al, 1993).

2.2 – Filtração Frontal e Tangencial

Uma das principais características dos processos de separação com membranas é que eles podem se operados em fluxo cruzado (tangencial) além da operação clássica (frontal). Na operação clássica, uma solução ou suspensão é pressionada contra a membrana. O permeado passa pela membrana e soluto ou materiais em suspensão são retidos, acumulando-se na interface membrana/solução, no fenômeno chamado polarização de concentração. Na filtração de fluxo cruzado a solução escoia paralelamente a superfície da membrana enquanto o permeado é transportado transversalmente a mesma. Neste caso é possível operar o sistema nas condições de regime estabelecido de transferência de massa. A polarização de concentração continua presente mas, neste caso, é possível minimizar o seu efeito, em particular alterando-se a hidrodinâmica de escoamento da corrente de alimentação (Habert et al., 1997). Como existe um fluxo contínuo junto à superfície da membrana, as partículas rejeitadas não se acumulam, são lavadas pela corrente que constitui o concentrado. Portanto, uma corrente de alimentação é dividida em duas correntes de saída: a solução que passou através da superfície da membrana (permeado) e a corrente concentrada remanescente (concentrado) (Dow Latin America, 1996). Na Figura 2.2 são apresentados esquematicamente os dois modos de filtração.

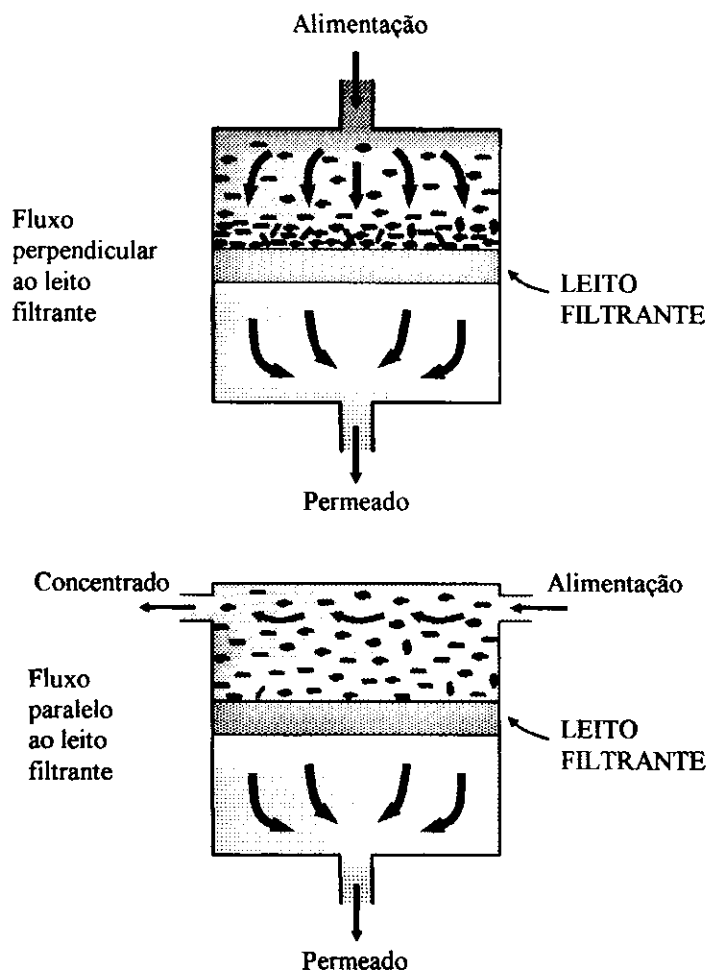


Figura 2.2: Filtração frontal e tangencial (Dow Latin America, 1996).

2.3 – 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 2.1 são apresentados exemplos de aplicação de processos com membranas em algumas das áreas acima mencionadas (Habert et. al.,1997).

Tabela 2.1: Exemplos de Aplicação de Processos com Membranas (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 • Desalcoolização 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 indigo - 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

2.4 – 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 por volta de 1960. Desde 1980 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 (Sousa, 2003).

A OI ou hiperfiltração tem a capacidade de separar microsolutos com diâmetros menores que $0,0001\mu\text{m}$, através do mecanismo solução-difusão. Para partículas com diâmetros superiores, o mecanismo de separação será determinado pelo tamanho das partículas presentes na solução e pelo diâmetro dos poros existentes nas membranas. As membranas de osmose inversa requerem uma pressão superior comparadas com os outros tipos de membranas por apresentarem poros mais fechados (Silveira, 1999).

2.4.1 – Princípio Operacional da Osmose Inversa

Quando dois compartimentos, cada um contendo águas com salinidades diferentes, são separados por uma membrana semi-permeável, uma quantidade de água relativamente pura sairá da solução diluída através da membrana para a solução mais concentrada, até que a formação de uma pressão no compartimento onde a concentração é mais elevada para este fluxo. Este fenômeno é denominado de *Osmose*. Quanto maior for a diferença da concentração inicial entre os dois compartimentos, maior será a pressão criada que impedirá o transporte osmótico da água através da membrana. Esta é a *Pressão Osmótica*.

Numa osmose normal a solução menos concentrada perde o seu volume, enquanto a mais concentrada ganha. Aplicando uma pressão superior à pressão osmótica, é possível inverter a direção do fluxo. A solução mais concentrada perde então seu volume, aumentando sua concentração. Simultaneamente, a solução diluída aumenta o seu volume pois ela recebe água pura através da membrana. Este processo é chamado de *Osmose Inversa* (Manual de Dessalinização para Planejadores, 1972).

2.5 – Classificação de Membranas

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 aplicado algum tipo de força externa. 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 & Tsutiya, 2001).

A estrutura da membrana é muito importante para a compreensão da separação e mecanismo de permeação de pequenas moléculas através da mesma. Em função das aplicações a que se destinam, as membranas apresentam diferentes estruturas. De um modo geral as membranas podem ser classificadas em duas grandes categorias: densas e porosas (Habert et al., 1997).

Em processos que utilizam membranas densas, como é o caso da osmose inversa, a capacidade seletiva depende da afinidade das diferentes espécies com o material da membrana e da difusão das mesmas através do filme polimérico. Neste caso, mais do que o tamanho da molécula, a natureza química e a estrutura do polímero que compõe a membrana são de fundamental importância (Habert et al., 1997).

As membranas densas são classificadas em simétricas, assimétricas integrais e de película fina composta. As membranas densas simétricas não apresentam nenhum interesse do ponto de vista comercial. São filmes poliméricos de espessura relativamente elevada e, por esse motivo, apresentam um fluxo do permeado muito baixo, fora da faixa de interesse comercial (Mulder, 1991).

As membranas densas assimétricas foram desenvolvidas com o objetivo de contornar o grande inconveniente apresentado pelas membranas densas simétricas que era o baixo fluxo do permeado (Habert et al., 1997). As membranas assimétricas integrais consistem de uma película fina de alta densidade e um substrato poroso do mesmo polímero, que oferecem um suporte e apresentam uma composição química idêntica. A película fina superficial possui a capacidade de rejeitar os sais dissolvidos da solução durante a dessalinização da água, enquanto que o substrato poroso tem o objetivo de oferecer a resistência física a membrana (Dow Latin America, 1996; Schneider & Tsutiya, 2001). A reduzida espessura da película filtrante, diminui consideravelmente a resistência à filtração, que é proporcional à espessura da membrana (Schneider & Tsutiya, 2001).

As membranas de película fina compostas, apresentam as mesmas características das membranas assimétricas, mas são formadas de materiais diferentes (Dow Latin America, 1996; Schneider & Tsutiya, 2001). Estes tipos de membranas oferecem melhores condições de controle para se atingir maiores valores para o permeado. O filme que

funciona como suporte, possui maior porosidade e resistência a compactação (Dow Latin America, 1996).

As membranas de acetato de celulose pertencem ao grupo de membranas assimétricas. As vantagens do uso deste tipo de membranas são: baixo custo de produção e resistência ao ataque por cloro; porém apresentam algumas desvantagens como: ocorrência de hidrólise proveniente da ação de ácidos e álcalis, biodegradação, baixas taxas de rejeição de sais, problemas decorrentes da compactação da membrana, baixo fluxo do permeado, o qual requer elevadas pressões de operação, estreita faixa de tolerância com relação a pH (5 a 8) e aos limites de temperatura de operação (0 a 35°C).

As membranas de poliamida aromática possuem diversas vantagens em relação às membranas de acetato de celulose, entre elas destacam-se as seguintes: taxas de rejeição de sais superiores, taxa superiores de rejeições a moléculas orgânicas, não são biodegradáveis, baixa taxa de compactação, limites de temperatura de operação superior (0 a 45°C) e elevada taxa de rejeição de sílica (98%). Porém, o problema do ataque do cloro à estrutura da membrana ainda é um fator importante, o que exige a sua total remoção da água de alimentação (Dow Latin America, 1996).

2.6 – Módulos Comerciais

As membranas são geralmente combinadas em módulos. A escolha do módulo da membrana depende do tipo de aplicação e dos componentes que se deseja separar no processo (Mallevalle et. al., 1996). O módulo é o elemento básico de um sistema de membrana que congrega todas as estruturas necessárias para viabilizar a operação da membrana como unidade de separação. O módulo contém os seguintes elementos (Schneider & Tsutiya, 2001):

- Membranas;
- Estrutura de suporte da pressão, do vácuo ou da corrente elétrica aplicados ao sistema;
- Canais de alimentação e remoção do permeado e do concentrado.

Os módulos são projetados com os seguintes objetivos:

- Limitar o acúmulo de material retido pela membrana através da otimização da circulação do fluido a ser tratado;

- Maximizar a superfície da membrana por volume de módulo;
- Evitar a contaminação do permeado com o material do concentrado.

O projeto dos módulos deve também atender os seguintes requisitos:

- Simplicidade de manuseio;
- Permitir limpeza eficiente da membrana;
- Volume mínimo retido no interior do módulo.

Os principais tipos de módulos comercializados no mercado são: módulos com placas, módulos tubulares, módulos com fibras ocas e módulos espirais (Schneider & Tsutiya, 2001; Mallevialle et. al., 1996).

2.6.1 – Módulos com Placas de Membranas

Placas de membranas são consideradas os módulos de desenho mais simples. Esses sistemas dominam o mercado de ED, mas são também comercializados para o tratamento de água por UF, OI e NF e empregados em reatores de membranas submersas para tratamento de esgoto. Em sistemas de ED, espaçadores são utilizados nos canais de permeado e concentrado, enquanto que, em outras aplicações, a circulação do líquido pelos canais do concentrado é livre (Schneider & Tsutiya, 2001).

2.6.2 – Módulos Tubulares

Neste tipo de módulo, um tubo é revestido internamente com a membrana. Para formar o módulo, tubos individuais ou conjunto de blocos com tubos são empacotados no interior de cilindros de suporte (Schneider & Tsutiya, 2001; Dow Latin America, 1996). Praticamente todas as membranas inorgânicas são acondicionadas em módulos tubulares. A grande desvantagem de módulos tubulares é a baixa área de membrana por volume do módulo, compensada em parte pelas altas velocidades de transporte do líquido no interior dos tubos. Este modo de operação aumenta muito o consumo de energia. Módulos tubulares não são utilizados no tratamento de água em grande escala (Schneider & Tsutiya, 2001).

2.6.3 – Módulos com Fibras Ocas

Módulos com fibras ocas são utilizados, principalmente para a produção de água em escala industrial por MF, UF e OI. Os sistemas utilizados na MF e UF são constituídos por fibras ocas que atravessam o módulo inteiro. O número de fibras por módulo varia de várias centenas a milhares, dependendo do fabricante. As fibras são fixadas nas duas extremidades de um tubo por meio de uma resina que também serve para a vedação e separação dos compartimentos de água de alimentação e permeado. Esses sistemas podem ser operados de duas maneiras. A água bruta pode ser bombeada pelo interior da fibra, sendo o permeado coletado do interior do cilindro. Na segunda alternativa, a água bruta é bombeada para dentro do tubo e o permeado é recolhido nas extremidades do cilindro depois da percolação pelo interior das fibras ocas (Schneider & Tsutiya, 2001).

Nos módulos de fibras ocas de OI, é inserida em tubos uma quantidade muito grande de fibras ocas extremamente finas na forma de U ou como pacotes de fibras paralelas, como exemplo podemos citar capilares com 41 μ m de diâmetro interno e 85 μ m de diâmetro externo e comprimento de 3,28m. A água é bombeada para o interior do tubo e o permeado coletado na extremidade após percolação pelo interior das fibras (Brandt et al., 1993).

2.6.4 – Módulos Espirais

O módulo espiral é o módulo mais utilizado em aplicações que demandam pressões altas e intermediárias, ou seja, na NF e na OI.

Cada elemento consiste de um pacote de membranas e espaçadores enrolados em volta de um tubo coletor de permeado central, mostrado na Figura 2.3. 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 lado aberto é inserido dentro do tubo coletor localizado no interior do elemento.

Os canais de água bruta permanecem abertos nas laterais do cilindro formado pelas membranas e permitem o livre acesso da água de alimentação, que percorre o módulo em direção paralela ao tubo coletor. 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 & Tsutiya, 2001).



Figura 2.3: Elemento de membrana em espiral para o processo de osmose inversa (Silveira, 1999).

Atualmente, os modelos de configurações geométricas mais utilizados são: o do elemento enrolado em espiral e o de fibra oca, por possuírem a melhor relação de área superficial do filme da membrana por unidade de volume ocupada pelo módulo. Estes modelos possuem custos de fabricação mais baixos e ainda possuem taxas de fluxo do permeado mais elevado (Habert et. al., 1997).

2.7 – Projeto e Instalação de Plantas de Dessalinização por Membranas

O projeto e a instalação de uma unidade de filtração por membranas deve ser precedido de análises detalhadas sobre os objetivos de qualidade de água a serem atingidos. A análise sobre o tipo de unidade de membrana que será utilizada, depende principalmente da avaliação detalhada da qualidade de água do manancial e de sua variabilidade ao longo do tempo. 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 & Tsutiya, 2001).

Um esquema geral ilustrando todos os componentes comuns aos processos de dessalinização é mostrado na Figura 2.4. A Figura apresenta as correntes de fluxo e os diversos componentes do sistema de dessalinização os quais operam nas correntes de fluxo.

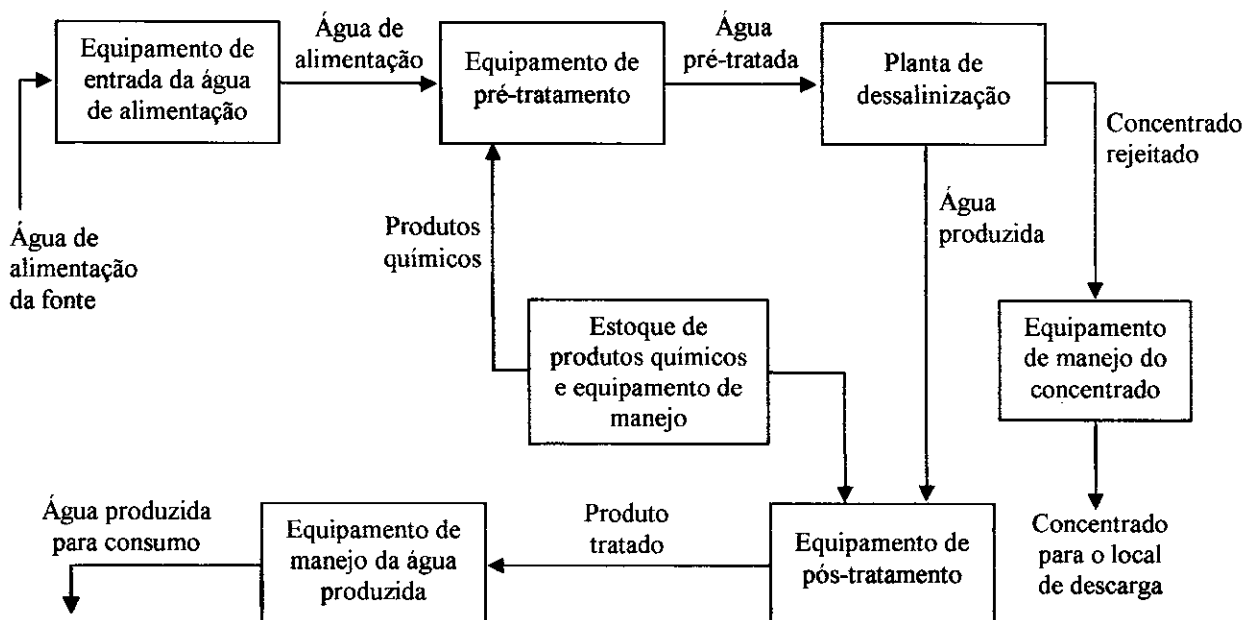


Figura 2.4: Esquema geral de uma planta de dessalinização (Manual de Dessalinização para Planejadores, 1972).

O equipamento de recepção da água opera na corrente de abastecimento a partir da fonte para produzir a água de alimentação. Os tratamentos indicados durante esta etapa são: a remoção de sólidos em suspensão e outros tratamentos mecânicos.

A água de alimentação é então tratada quimicamente para produzir a corrente de água pré-tratada. Na maioria dos casos um pré-tratamento é realizado para assegurar um desempenho mais eficaz e menos problemático da planta de dessalinização. O tipo e a extensão do pré-tratamento depende dos componentes da água de abastecimento e das características do processo de dessalinização utilizado.

A corrente da água de alimentação pré-tratada entra na planta de dessalinização para ser processada, formando duas correntes, a corrente de água produzida (permeado) e a corrente do concentrado.

A corrente de água produzida é então misturada com produtos químicos numa etapa de pós-tratamento, por exemplo, a correção e estabilização do pH. Em seguida, a água tratada é estocada ou transferida por um sistema de distribuição (Manual de Dessalinização para Planejadores, 1972).

As etapas mais importantes no projeto e implantação de unidade de dessalinização por membranas, são as seguintes (Schneider & Tsutiya, 2001):

- Definição precisa da qualidade de água almejada, com o estabelecimento de parâmetros e valores;
- Análise detalhada da qualidade da água de alimentação;
- Definição do tipo de unidade de membrana filtrante que permitirá atingir os valores de qualidade de água estipulada;
- Definição do porte da unidade de tratamento;
- Elaboração de pré-projetos;
- Avaliação dos projetos propostos e estabelecimento de plantas piloto;
- Operação das plantas piloto;
- Seleção da melhor proposta e elaboração do projeto definitivo;
- Construção e entrada em operação da planta;
- Acompanhamento contínuo de desempenho da planta pelos operadores, para otimização de processos e redução de custo operacional.

A determinação quantitativa dos componentes constituintes de uma amostra de água é de grande importância para o projeto e manutenção de um sistema de dessalinização. A água, na maioria dos casos não é encontrada em estado de absoluta pureza, em geral contém várias impurezas que vão desde alguns miligramas por litro na água de chuva a mais de 30 mil miligramas por litro na água do mar. A qualidade de uma água é definida por sua composição química, física e bacteriológica, sendo avaliada por um conjunto de parâmetros determinados por uma série de análise físicas, químicas e biológicas. Estas análises são importantes, pois dão condições de avaliar as fontes hídricas e seus potenciais. A partir das análises pode-se determinar o pré-tratamento das águas brutas, como também o tipo de membrana, arranjo e recuperação (França, 2001).

Além do módulo, os elementos básicos de um sistema de membranas incluem uma bomba para pressurizar o canal de alimentação, uma válvula instalada no canal do concentrado para regular a pressão no canal de alimentação, um canal de coleta do

permeado e um canal para coleta do concentrado, conforme mostra a Figura 2.5. (Schneider & Tsutiya, 2001).

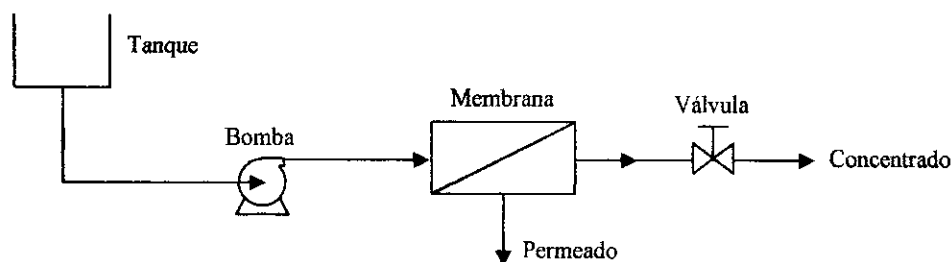


Figura 2.5: Processo básico de filtração de um sistema pressurizado.

O módulo (ou elemento, no caso de NF ou OI) é a unidade básica de filtração. O princípio da modularidade é seguido na construção de plantas com grandes vazões. Aumentos da recuperação em sistemas de OI e NF podem ser obtidos através da recirculação do concentrado. Uma segunda alternativa para o aumento de rendimento de NF/OI utilizada em todas as unidades de grande escala, é a instalação de elementos em série no interior dos vasos de pressão. O rendimento total por vaso de pressão será a soma dos rendimentos individuais de cada elemento. Rendimentos totais maiores em filtração contínua podem ser obtidos através de operação de dois ou mais vasos de pressão em série. Cada vaso de pressão operado em paralelo corresponde a um estágio. Unidades em grande escala são constituídas pela combinação de vários vasos de pressão em paralelo em cada estágio, formando bancos como mostra a Figura 2.6 (Schneider & Tsutiya, 2001).

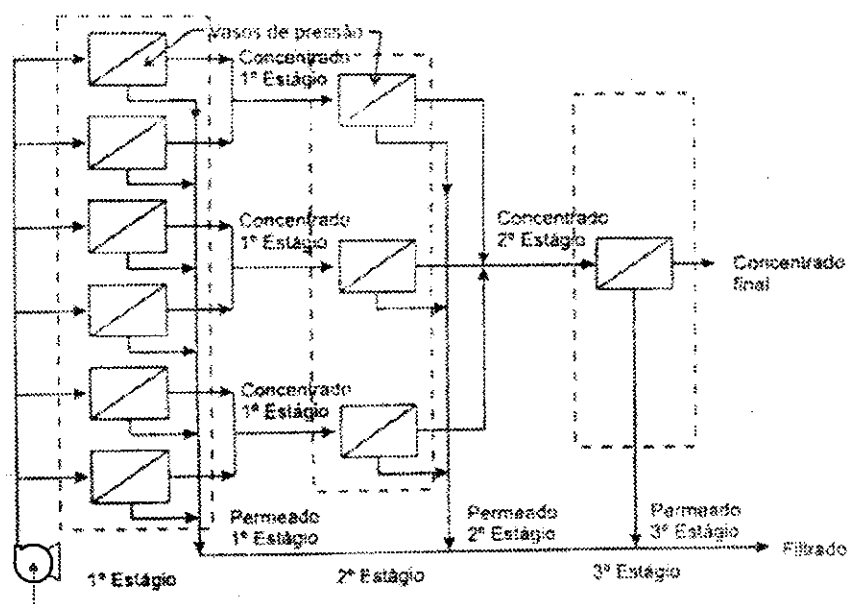


Figura 2.6: Arranjo 6:3:1 de módulos equipados com elementos espirais (Schneider & Tsutiya, 2001).

Um conjunto de bancos operando a partir de uma única bomba é denominado de arranjo. Os arranjos são classificados a partir do número de vasos de pressão em cada série. Por exemplo, um arranjo 6:3:1 (Figura 2.6) consiste de três estágios, sendo que há seis vasos de pressão em paralelo no banco do primeiro estágio, três vasos em paralelo no banco do segundo estágio e um vaso no terceiro estágio (Schneider & Tsutiya, 2001).

As recuperações típicas em sistemas de membranas filtrantes e suas respectivas pressões de operação estão indicados na Tabela 2.2. Conforme se observa, a pressão de operação aumenta com a diminuição da porosidade da membrana.

Tabela 2.2: Relação entre porosidade de membranas, pressão de operação e recuperação total do processo (Schneider & Tsutiya, 2001).

Membrana	Porosidade	Pressão (kgf/cm ²)	Recuperação
Microfiltração	0,05 µm – 5,0µm	< 2,0	90% – 100%
Ultrafiltração	3,0 nm – 50,0 nm	2,0 – 10,0	90%
Nanofiltração	1,0 nm – 4,0 nm	5,0 – 40,0	80% – 90%
Osmose Inversa	0,1 nm – 1,0 nm	8,0 – 200,0	Dessal. de água do mar: 25% – 50% Dessal. de água salobra: 65% – 85%

Em locais, como por exemplo o semi-árido nordestino, onde as águas subterrâneas ou superficiais são salobras, a potabilização poderá ser obtida através da aplicação da OI. Águas subterrâneas contaminadas com ânions ou cátions tóxicos também podem ser potabilizadas através da OI.

A grande vantagem de processos de membranas filtrantes sobre sistemas convencionais de filtração é a característica de barreira absoluta das membranas.

O projeto de um sistema de membrana filtrante, portanto, deve prever um sistema eficiente de averiguação da integridade dos módulos. A avaliação microbiológica da água tratada poderá ser garantida com testes eficientes de integridade (Schneider & Tsutiya, 2001).

2.7.1 – Análise de Água

Em todos os projetos de membranas filtrantes devem ser precedidos de uma análise completa da água de alimentação. Isto se aplica também a tecnologias de remoção de material particulado, que podem ser afetados por depósitos de sais nas membranas ou pela ação de oxidantes químicos (Schneider & Tsutiya, 2001).

Os principais parâmetros a serem analisados são os seguintes:

- Cátions: K^+ , Na^+ , Mg^{+2} , Ca^{+2} , Ba^{+2} , Sr^{+2} , Fe^{+2} , Mn^{+2} ;
- Ânions: Cl^- , NO_3^- , NO_2^- , SO_4^{-2} , PO_4^{-3} ;
- Colóides: SiO_2 (tot), Fe (tot);
- Um dos parâmetros de *fouling*: IDS, MFI;
- Temperatura;
- Condutividade elétrica;
- pH;
- Sólidos totais dissolvidos;
- Turbidez;
- Alcalinidade: alcalinidade total, alcalinidade de carbonatos, dureza total;
- Bactérias;
- Outros: cheiro, cor, etc.

2.8 – Simulação de Processos por Osmose Inversa

Um sistema de OI pode ser projetado com suficiente exatidão usando um programa de simulação em computador. Com a ajuda do simulador, resultados exatos podem ser obtidos muito rapidamente, de modo que possa ser usado para modificar e otimizar o projeto do sistema de dessalinização (FilmTec, 1995).

A Dow-Filmtec, Fluid Systems (atual Koch), Hydranautics, Osmonics e TriSep são algumas das empresas fabricantes de membranas espirais, que fornecem programas de computador para o desenvolvimento de projetos de plantas de dessalinização por OI. Esses programas são uma ferramenta para desenvolver e testar várias configurações de sistema. Os programas fornecem meios de estimar a qualidade e a produção da água a partir dos parâmetros dados (Taylor & Jacobs, 1996).

Em geral, os programas requerem alguns dados de entradas como: análise físico-química, pH, temperatura, da água de alimentação; recuperação do sistema; vazão de permeado, sendo possível determinar as melhores condições de operação da planta, com a escolha adequada do tipo de elemento utilizado, melhor arranjo, menor consumo de energia, etc. Em alguns casos, pode-se testar até que ponto o sistema irá operar sob condições extremas como a qualidade da água de alimentação desconhecida, exigências especiais na qualidade do permeado, recuperações elevadas.

2.9 – Precipitação de Sais em Superfícies de Membranas

A precipitação de sais em superfícies de membranas é um problema que ocorre com frequência na OI e NF, onde fatores como altos índices de rejeição de sais (até 99%), a concentração-polarização e a remoção de até 90% da água da solução aumentam a concentração de sais no concentrado e na superfície da membrana. Se a quantidade de sais na zona de concentração-polarização ultrapassar o limite de solubilidade os sais poderão precipitar na membrana. O controle dos processos de precipitação de sais é um dos principais condicionantes de projetos em sistemas de osmose inversa. Todo projeto de OI e NF deve ser precedido de uma análise dos componentes da água de alimentação que podem precipitar na superfície da membrana. A forma mais eficaz, para evitar a precipitação de sais, é a operação da membrana dentro de limites, que impedem que as concentrações de sais retidos atinjam valores próximos aos limites de solubilidade.

Os componentes que oferecem maior risco para a formação de precipitados na superfície de membranas estão indicados na Tabela 2.3. Mas na prática, os compostos mais críticos para membranas são: sílica, sulfato de cálcio, sulfato de estrôncio e sulfato de bário.

Um sal precipita quando a concentração dos seus componentes ultrapassa o valor limite correspondente ao produto de solubilidade (K_s). Em unidades de OI e NF, o maior risco de precipitação de sais ocorre nos elementos de membranas instalados na saída dos vasos de pressão localizados no último banco do sistema.

A avaliação do risco de formação de precipitados de carbonato de cálcio e de sílica é mais complexa, devido à influência do pH, na estrutura química dos componentes destes sais (Schneider & Tsutiya, 2001).

Tabela 2.3: Compostos que oferecem risco para a formação de precipitados na superfície de membranas de OI e NF (Schneider & 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.	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

2.9.1 – Incrustações (*Fouling*)

A formação indesejável de depósitos nas superfícies de membranas é chamada de *Fouling*. Isto ocorre quando os sólidos rejeitados não são transportados da superfície da membrana para a corrente do fluxo de alimentação. Em consequência, os sais dissolvidos, os sólidos suspensos e os microorganismos acumulam na superfície da membrana. Em

operações de OI, este processo tende a diminuir o desempenho dos elementos de membranas. Podem ser classificadas por quatro categorias: depósitos inorgânicos (*scaling*), colóides (*fouling* coloidal), sólidos em suspensão e material biológico (*biofouling*) (Amjad, 1992).

O *fouling* é consequência de um conjunto de fenômenos, capaz de provocar uma queda no fluxo do permeado e /ou o aumento da passagem de sais com o tempo, quando se trabalha com uma solução ou suspensão (Ghafour, 2002; Habert et al., 1997). A extensão do fenômeno do *fouling* depende da natureza da solução problema como também, e de maneira acentuada, das condições de operação do sistema de membrana (Habert et al., 1997).

2.9.1.1 – Depósitos Inorgânicos (*Scalings*)

Os depósitos inorgânicos (*scalings*) são sais normalmente solúveis na água, que precipitam e se cristalizam na superfície e dentro dos poros das membranas (Gwon et al., 2003). 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 (Sousa, 2003; Ghafour, 2002). Em casos extremos, o aumento na concentração de sal em sistemas de OI, devido a elevadas recuperações, pode conduzir ao limite de saturação de um ou mais componentes da solução, levando à formação de incrustações na superfície da membrana. Esta formação pode reduzir a eficácia da separação, separar os envelopes da membrana e causar uma redução na turbulência do fluxo, isto resulta em um aumento na polarização de concentração na superfície da membrana (Ghafour, 2002).

As incrustações podem aumentar os custos de operação da planta e comprometer a produção de água. Pode levar a uma troca prematura dos elementos de membrana. Incrustações inorgânicas são controladas geralmente com uso de um inibidor de incrustação, incrustação de material coloidal pode ser controlada com pré-tratamento (por exemplo UF) (Vrouwenvelder & Kooij, 2002).

2.9.1.2 – Depósitos de Material Biológico (*Biofouling*)

O *biofouling* é resultado da interação complexa entre o material da membrana, os parâmetros do processo (tais como substâncias dissolvidas, velocidade de alimentação,

pressão, etc.), e os microorganismos. O *biofouling* é basicamente um problema de crescimento do biofilme na superfície da membrana (Amjad, 1992).

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 vazão de permeado. Em casos extremos, o biofilme pode causar o colapso telescópico de elementos de membranas em espirais pelo deslocamento lateral de canais adjacentes. Bactérias geralmente predominam nos biofilmes de membranas e dos espaçadores dos canais do concentrado e do permeado. Os fungos são os principais biodegradadores das colas utilizadas para a vedação dos canais do permeado em elementos espirais utilizados na OI e NF (Schneider & Tsutiya, 2001).

2.10 – Pré-tratamento

As operações com membranas requerem alguma medida de pré-tratamento da água de alimentação do processo. O pré-tratamento é a primeira etapa para o controle de incrustações nas membranas. O pré-tratamento mais simples envolve uma micro-filtragem e nenhuma adição química. Entretanto, quando uma água de superfície é tratada, o procedimento de pré-tratamento pode ser complexo incluindo o ajuste do pH, cloração, adição de coagulantes, sedimentação, clareamento, absorção em carvão ativado, adição de complexantes, filtração e uma avaliação final (Taylor & Jacobs, 1996).

Para aumentar a eficiência e o tempo de vida do sistema de osmose inversa, se faz necessário um sistema de pré-tratamento da água de alimentação. A seleção do pré-tratamento apropriado deve ser de forma que maximize a eficiência e a vida da membrana e minimize a quantidade de sólidos suspensos na água de alimentação, a precipitação de sais solúveis como o Carbonato de Cálcio (CaCO_3) ou Sulfato de Bário (BaSO_4) e a degradação da membrana. O resultado será a otimização do fluxo de permeado, rejeição de sais, recuperação do produto e custo de operação (FilmTec, 1995).

Os fatores que devem ser levados em consideração quando o sistema necessita de um pré-tratamento são (Taylor & Jacobs, 1996):

- Material no qual é construída a membrana;
- Configuração do módulo;
- Qualidade da água de alimentação;
- Taxa de recuperação;

- Qualidade final da água do permeado.

O pré-tratamento da água de alimentação deve envolver uma operação contínua e de confiança, por exemplo: um sistema de clarificação projetado inadequadamente poderá resultar em um desgaste dos filtros por estarem operando além de seus limites. Tais pré-tratamentos inadequados resultam em freqüentes limpezas dos elementos para que possa restaurar a produtividade e a rejeição de sais. O custo da limpeza, o tempo de parada e desempenho perdido do sistema pode ser significativo.

O projeto apropriado para tratamento para a água de alimentação dependerá da fonte de água, composição e aplicação. Uma fonte de água é considerada boa quando o índice de densidade de sedimentos (IDS) é baixo (tipicamente <2), e uma baixa contagem de bactérias. Estas águas requerem tipicamente um sistema de pré-tratamento simples como a adição de ácido, adição de inibidor e um filtro de cartucho de $5\mu\text{m}$. Águas superficiais são caracterizadas por um IDS elevado e por ter uma contagem de microrganismos elevada. O pré-tratamento para este tipo de água é mais elaborado e requer etapas adicionais que incluem freqüentemente a adição de polímeros, clarificação e filtração em filtros multimeios. Uma vez que a fonte de água de alimentação foi determinada, uma análise completa e exata da água de ser feita, sendo de grande importância para o projeto do pré-tratamento apropriado e do sistema de osmose inversa, o tipo e a extensão do pré-tratamento dependerá da fonte de água (FilmTec, 1995).

2.11 – Controle de incrustação

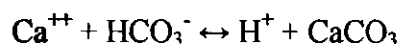
A incrustação (*Scaling*) de uma membrana de OI pode ocorrer quando os sais solúveis são concentrados dentro do elemento acima do seu limite de solubilidade. Por exemplo, se um sistema de OI operar com uma recuperação de 50%, a concentração do concentrado será o dobro da concentração na corrente da alimentação. Assim, com o aumento da recuperação, o risco de incrustação aumenta. Portanto, deve-se ter o cuidado para não exceder os limites de solubilidade dos sais poucos solúveis, pois a precipitação e a incrustação podem ocorrer.

Em um sistema de OI os sais solúveis mais comumente encontrados são CaSO_4 , CaCO_3 e a sílica. Outros sais que geram um problema potencial de incrustação são CaF_2 , BaSO_4 e SrSO_4 .

Para evitar a incrustação do carbonato de cálcio, CaCO_3 , este deve se dissolver na corrente do concentrado preferivelmente do que precipitar. Esta tendência pode ser expressa pelo Índice de Saturação de Langelier (ISL) para águas salobras. No pH de saturação (pH_s), o bicarbonato está em equilíbrio com o CaCO_3 (FilmTec, 1995).

2.11.1 – Adição de Ácido

A maior parte das águas naturais de superfície e as águas terrestres são saturadas com relação ao CaCO_3 . A solubilidade do CaCO_3 depende do pH, como pode ser visto na equação seguinte:



Por adição do H^+ do ácido, o equilíbrio pode ser deslocado para o lado esquerdo a fim de manter o carbonato do cálcio dissolvido. Os ácidos mais utilizados comumente são o ácido clorídrico e sulfúrico. O ácido sulfúrico é mais fácil de ser controlado e em muitos países mais disponível do que o ácido clorídrico, mas por outro lado, é adicionado sulfato na alimentação. Isto pode ser crítico com relação à incrustação do sulfato (FilmTec, 1995).

2.11.2 – Adição de Inibidor de Incrustação

Os anti-incrustantes podem ser usados para controlar a incrustação do carbonato, do sulfato e do fluoreto de cálcio. Os inibidores de incrustação impedem um crescimento maior e uma precipitação dos cristais. O inibidor mais usado é o hexametáfosfato de sódio (SHMP). Deve-se ter o cuidado de se evitar a hidrólise de SHMP no tanque de dosagem da alimentação. A hidrólise diminui não somente a eficiência da inibição de incrustantes, mas cria também um risco de incrustação do fosfato de cálcio.

Os inibidores orgânicos poliméricos de incrustação são mais eficazes do que o SHMP. Entretanto, reações de precipitação podem ocorrer com polieletrólitos catiônico ou cátions multivalentes, por exemplo, alumínio ou ferro. Os produtos resultantes da resina são muito difíceis de remover dos elementos da membrana.

As taxas de dosagem devem satisfazer recomendação dos fabricantes de anti-incrustantes, uma superdosagem deve ser evitada. Em plantas de OI operando com água do mar com STD na faixa de 35.000 mg/L, a incrustação não é um problema como em plantas

de águas de poço, pois a recuperação das plantas da água do mar é limitada pela pressão osmótica do concentrado a 30-45%.

Entretanto, por razões de segurança recomenda-se usar um inibidor de incrustação ao se operar acima de uma recuperação de 35% (FilmTec, 1995).

2.11.3 – Filtração Multimeios (Filtro de Leito)

A remoção de partículas em suspensão e colóides (*Fouling*) em filtros multimeios está baseada na deposição na superfície dos grãos do filtro, quando a água passa através das camadas dos grãos do filtro. A qualidade do filtrado depende do tamanho dos grãos e da geometria dos sólidos suspensos e dos grãos do filtro, da análise da água e dos parâmetros operacionais.

Os meios mais comuns do filtro no tratamento de água são areia e antracinto. O tamanho do grão eficaz para o filtro de areia fino está na escala de 0,35 a 0,5 mm, e 0,7 a 0,8 mm para o filtro de antracinto. Na comparação para escolher os meios do filtro de areia, os meios duplos permitem maior penetração da matéria suspensa nas camadas de filtro, assim tendo por resultado uma filtração mais eficiente e um funcionamento mais longo entre o período de limpeza.

Durante a operação, a água a ser filtrada entra no alto do filtro, filtra-se através das camadas de filtro, e é extraída através do sistema coletor no fundo. Periodicamente, quando o aumento da pressão diferencial entre a entrada e a saída do filtro é 4 a 9 psi (0,28 a 0,63 kgf/cm²), o filtro é lavado e retirada toda a matéria depositada (FilmTec, 1995).

2.11.4 – Filtro de Cartucho

Um pré-tratamento mínimo requerido para sistemas de OI é um filtro de cartucho com um tamanho de poro menor que 10µm. É um dispositivo de segurança para proteger as membranas e a bomba de alta pressão das partículas em suspensão. Geralmente é a última etapa de uma seqüência de pré-tratamento. É recomendado usar filtros com 5µm de porosidade ou menor. O filtro deve ser construído sob medida para uma vazão de acordo com a recomendada pelo fabricante e ser substituído antes que a pressão aumente além limite permitido. A leitura da variação de pressão é um indicio da extensão de sujeira na água.

Os filtros de cartucho devem ser confeccionados de um material não degradável sintético, por exemplo, nylon ou polipropileno. As inspeções regulares dos cartuchos usados fornecem informações úteis a respeito dos riscos de sujar os elementos de membranas. Se a diferença de pressão através dos filtros aumentar rapidamente, é uma indicação de problemas possivelmente na fonte da água de alimentação ou no processo de pré-tratamento. Os filtros fornecem um grau de proteção em curto prazo para as membranas (FilmTec, 1995).

2.11.5 – Controle do *Biofouling*

O controle do *biofouling* depende da interrupção de uma ou de várias etapas na formação do biofilme microbiano. As estratégias de controle do *biofouling* podem ser agrupadas nas seguintes categorias (Schneider & Tsutiya, 2001):

- Seleção e otimização de pré-tratamentos eficientes para a água de alimentação;
- Seleção de membranas apropriadas ao sistema;
- Otimização da pressão de filtração e do rendimento para minimizar os efeitos do *biofouling*;
- Aumento da velocidade de transporte do meio em direção paralela à membrana para diminuir a taxa de deposição de material particulado;
- Otimização dos procedimentos de limpeza química para remoção do biofilme de membrana.

O objetivo do pré-tratamento é reduzir ao máximo o risco de formação de biofilmes na superfície da membrana. As medidas mais eficazes incluem a remoção dos microorganismos da água de alimentação e a diminuição da matéria orgânica disponível para o crescimento dos microorganismos. A seleção de membranas deve ser feita especificamente para o tipo de água que será tratada (Schneider & Tsutiya, 2001).

2.12 – Índice de Saturação de Langelier (ISL)

O Índice de Saturação de Langelier (ISL), também chamado de Índice de Estabilidade de Langelier, é um número usado para prever a estabilidade do carbonato de

cálcio da água, isto é, se uma água irá precipitar, dissolver ou ficar em equilíbrio com o carbonato de cálcio (Edstrom, 2003).

A avaliação do 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 ISL, enquanto que, o Índice de Estabilidade de Stiff e Davis (S&DSI) é utilizado em água de salinidades altas (FilmTec, 1995; Schneider & Tsutiya, 2001). Os dois índices são calculados pela mesma fórmula (Equação 2.1), 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 (Schneider & Tsutiya, 2001).

$$ISL, S \& DSI = pH_c - pH_s \quad (2.1)$$

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 (Schneider & Tsutiya, 2001):

$$ISL : pH_s = pCa + palc + C(STD) \quad (2.2)$$

$$S \& DSI : pH_s = pCa + palc + K(I) \quad (2.3)$$

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.

O pH_s também pode ser calculado através da equação (Mindler & Epstein, 1986; Ning & Netwig, 2002):

$$pH_s = (9,3 + A + B) - (C + D) \quad (2.4)$$

onde:

$$A = \frac{(\text{Log}[STD]-1)}{10} \quad (2.5)$$

$$B = -13,12 * \text{Log}[\text{°C} + 273] + 34,55 \quad (2.6)$$

$$C = \text{Log}[Ca^{+2} \text{ como } CaCO_3] - 0,4 \quad (2.7)$$

$$D = \text{Log}[Alcalinidade \text{ como } CaCO_3] \quad (2.8)$$

Neste caso, *A* é um fator que depende da concentração total de sólidos dissolvidos, *B* depende da temperatura, o fator *C* depende da concentração de cálcio, e *D* é um fator que depende da alcalinidade (Mindler & Epstein, 1986).

Valores de ISL negativos indicam que não há potencial de precipitação de carbonato de cálcio. Se o ISL for positivo, indica que a precipitação do carbonato de cálcio poderá ocorrer, para valores de índice cada vez mais positivos, o potencial de precipitação aumenta (Ning & Netwig, 2002; Edstrom, 2003).

Para valores de ISL iguais a zero, não haverá potencial de precipitação do carbonato de cálcio, mas pequenas variações de concentração e temperatura podem mudar o índice (Edstrom, 2003).

Para evitar a precipitação de carbonato de cálcio, os índices ISL e S&DSI da água de alimentação devem ser negativos. Quando é feita correção de pH ou adição de anti-incrustante, os valores de ISL e S&DSI devem ficar abaixo dos valores estipulados para esses tratamentos, geralmente entre 1 e 1,5 (Schneider & Tsutiya, 2001). O ISL e o S&DSI são usados por alguns fabricantes de membranas de OI para auxiliar o uso de produtos químicos no pré-tratamento da água de alimentação (Ning & Netwig, 2002).

É importante ressaltar que o potencial de formação de precipitado químico na superfície da membrana não é condicionado somente pela composição química da água bruta. O uso de cloreto férrico ou sais de alumínio na etapa de coagulação em processos de pré-tratamento pode comprometer seriamente o fluxo das membranas de OI ou de NF pela formação de precipitados químicos (Schneider & Tsutiya, 2001).

2.13 – Indicadores de Incrustações

Uma consideração importante no projeto e na operação de sistemas de membranas é a tendência da água de alimentação de bloquear as membranas, sendo um dos parâmetros de projeto mais importantes. O desempenho dos sistemas de membranas, custo de operação, exigências de pré-tratamento, frequência de limpezas são afetados por estes bloqueios na membrana (Taylor & Jacobs, 1996).

A fonte dos sedimentos ou dos colóides na águas de alimentação de sistemas de OI é variada e incluem freqüentemente as bactérias, a argila, sílica coloidal, e os produtos da corrosão do ferro. Produtos químicos usados na clarificação de águas como alumínio, cloreto férrico, polieletrólitos catiônicos também podem causar incrustações nas membranas e não são removidos com filtração (FilmTec, 1995).

A tendência de bloqueio das membranas pode ser avaliada em testes específicos de determinação de índices de incrustação. Os índices mais utilizados são o IDS (Índice de Densidade de Sedimentos), o IFM (Índice de Incrustação Modificado) e o MPFI (Fator Mínimo de Incrustação). Todos os três índices são medidos com o mesmo tipo de equipamento, variando apenas a coleta de dados e a sua interpretação. O equipamento básico, conforme mostra a Figura 2.7 consiste de um sistema de filtração pressurizada equipado com filtros de 0,45µm de porosidade e diâmetro de 47mm. A amostra deve ser filtrada a uma pressão de 30 psig (2,1kgf/cm²) (Taylor & Jacobs, 1996).

O IDS é calculado a partir de três intervalos de tempo: o primeiro intervalo (t_i) é o tempo necessário para a coleta dos primeiros 500 mL de permeado, o segundo intervalo (t_f) é o tempo necessário para a coleta dos últimos 500 mL de permeado. 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 de permeado e o início da coleta dos segundos 500 mL de permeado. O tempo padrão para o t_i é 15 minutos. O IDS é determinado através da Equação 2.9 (Taylor & Jacobs, 1996):

$$IDS = \frac{100 \left[1 - \left(\frac{t_i}{t_f} \right) \right]}{t_t} \quad (2.9)$$

O teste do IDS é um teste de *fouling* por filtração frontal. Esse teste não reflete com exatidão as condições de acúmulo de material em sistemas operados por filtração tangencial, ou em sistemas de filtração frontal com retrolavagem periódica da membrana. (Schneider & Tsutiya, 2001).

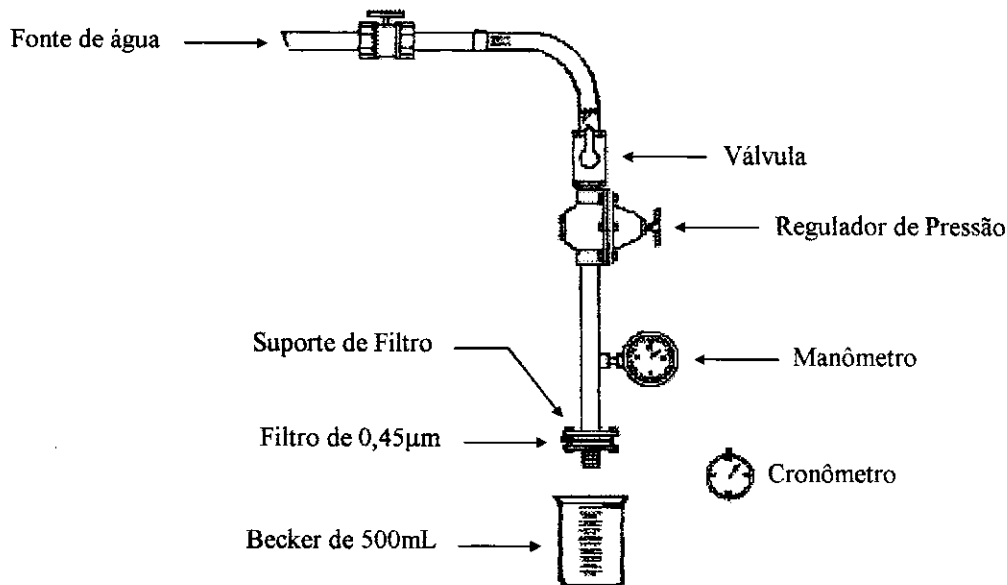


Figura 2.7: Equipamento básico para medida do IDS (Amjad, 1992).

Em geral, os sistemas de OI que operam com fontes de água de alimentação com valores do IDS menores que 1 funcionam por anos sem problemas, aqueles que operam com fontes que tem valores do IDS menores que 3 funcionam por meses sem necessidade da limpeza da membrana. Entretanto, os sistemas que operam em fontes de água com valores do IDS entre 3 e 5 são limpos regularmente e considerados sistemas problemáticos. Valores do IDS acima de 5 não são aceitáveis (Amjad, 1992).

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 (Schippers & Verdouw, 1980):

$$\frac{dV}{dt} = \frac{P_f A}{\mu(R_m + R_t)} \quad (2.10)$$

onde dV/dt : variação do volume do permeado com o tempo; P_f : pressão de filtração (kgf/cm^2); A : área da membrana (cm^2); μ : viscosidade absoluta (g/s.cm); R_m : resistência da membrana (L^{-1}); R_t : resistência da torta de filtro (L^{-1}).

A integração da equação acima resulta na seguinte equação, onde V: volume de permeado (L), I_f : índice de fouling (L²/s) (Taylor & Jacobs, 1996):

$$t = \frac{\mu V R_m}{P_f A} + \frac{\mu V^2 I_f}{2 P_f A^2} \quad (2.11)$$

A divisão da Equação 2.11 por (t), a substituição de V/t por Q (fluxo), de $\mu R_m/P_f A$ por a e $\mu I_f/2P_f A$ por IFM, resulta na seguinte equação, (Taylor & Jacobs, 1996):

$$\frac{1}{Q} = a + IFM.V \quad (2.12)$$

O MPFI é definido como o quociente instantâneo de fluxo por tempo e é determinado a partir de medições do volume do permeado em intervalos de 30 segundos (a : constante; Q' : fluxo determinado em intervalos de 30 segundos) (Taylor & Jacobs, 1996):

$$Q' = a + MPFI(t) \quad (2.13)$$

A determinação dos índices de *fouling* é essencial em todos os projetos de membranas, mas assume importância especial em sistemas de NF e OI, onde a qualidade da água de alimentação deve atender a valores máximos com respeito aos índices de *fouling* estipulados pelos fabricantes. Águas com índices excessivos de *fouling* podem causar o bloqueio irreversível de módulos espirais, e devem ser submetidas a algum tipo de pré-tratamento que produza um efluente com características adequadas, para processamento por membranas (Schneider & Tsutiya, 2001).

2.14 – Polarização de Concentração

A rejeição de espécies iônicas levadas em direção às membranas de OI e NF, está associada com a permeabilidade da água através da membrana, resultante do acúmulo das espécies próximo da membrana (Figura 2.8). A camada limite de concentração é função da

chegada dos íons e do transporte difusivo. Esta camada limite é chamada de *Polarização de Concentração* (Wiesner & Aptel, 1996).

A polarização de concentração refere-se ao fenômeno no qual a concentração de sais dissolvidos próximo à superfície da membrana é maior que a concentração média da água que flui mais distante da superfície da membrana. Devido a este fato a eficiência de separação da membrana diminui gradualmente a medida em que a camada de solução concentrada de sais vai aumentando de espessura. Acompanhando o aumento de sais dissolvidos na interface, há um aumento da pressão osmótica da solução, o que, por sua vez, diminui a pressão efetiva que dificulta a passagem da água através da membrana (Dow Latin America, 1996).

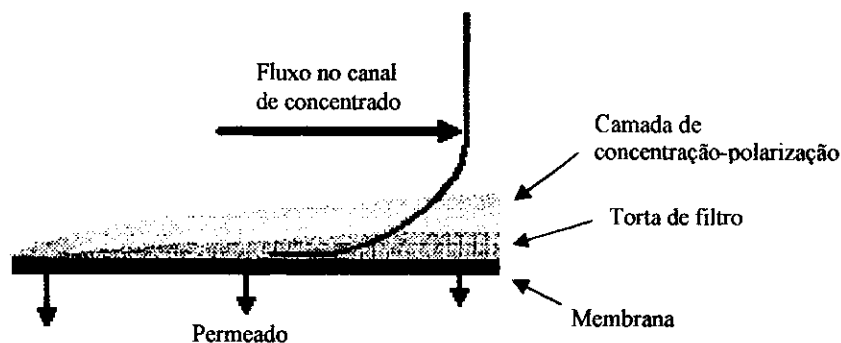


Figura 2.8: Acúmulo de material na superfície da membrana (Wiesner & Aptel, 1996).

A camada de sais dissolvidos 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 da água e a difusão dos sais para longe da membrana, provocada pelo gradiente estabelecido na vizinhança da fronteira das fases. A polarização por concentração é normalmente considerada pelos fabricantes de membranas e projetistas de sistemas quando estão avaliando a possibilidade de formação de incrustações (Dow Latin America, 1996).

Em operações com membranas de OI e NF, os solutos e outras espécies presentes na corrente de alimentação são transportados do seio da solução em direção a superfície da membrana através de um mecanismo de convecção. Devido a semipermeabilidade natural da membrana, o soluto presente na corrente de alimentação será retido na interface da membrana (Taylor & Jacobs, 1996).

Como pode ser observado na Figura 2.9, de acordo com uma teoria da película simples estagnada, haverá um gradiente da concentração sobre a espessura da película estagnada (δ) (Taylor & Jacobs, 1996).

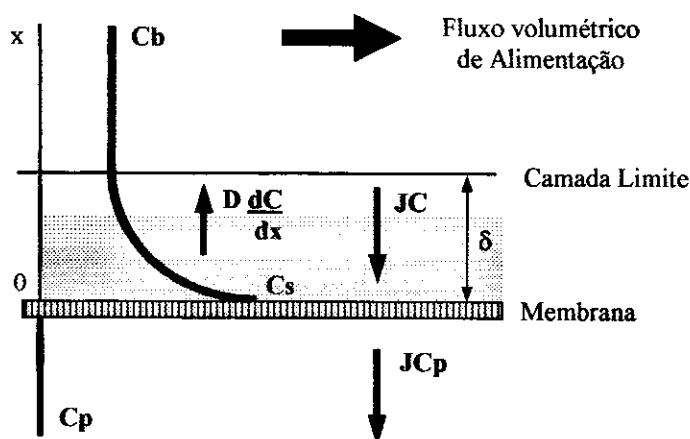


Figura 2.9: Representação das condições da camada limite na membrana/interface em relação ao fluxo de alimentação (Taylor & Jacobs, 1996).

Assim na superfície da membrana a concentração será mais elevada (C_s) e diminuirá a (C_b) na solução líquida. Isto causará uma difusão dos sólidos [$D(dC/dx)$] no sentido oposto ao fluxo principal (JC) (Taylor & Jacobs, 1996).

Fazendo um balanço na Figura 2.9, considerando o estado estacionário, o transporte convectivo do soluto para a membrana menos o transporte difusivo do soluto para o seio da solução será igual ao fluxo do permeado, conforme mostra a Equação 2.14 (Taylor & Jacobs, 1996).

$$JC - D \frac{dC}{dx} = JC_p \quad (2.14)$$

$$x = 0 \Rightarrow C = C_s$$

$$x = \delta \Rightarrow C = C_b$$

Integrando a Equação 2.14 resulta em:

$$\ln \frac{C_s - C_b}{C_b - C_p} = \frac{J\delta}{D} \quad (2.15)$$

que pode ser escrita

$$\frac{C_s - C_b}{C_b - C_p} = \exp\left(\frac{J}{k_i}\right) \quad (2.16)$$

O coeficiente de transferência de massa k_i é a razão entre o coeficiente de difusão D e a espessura da camada limite δ (Taylor & Jacobs, 1996):

$$k_i = \frac{D}{\delta} \quad (2.17)$$

A concentração de soluto na superfície da membrana pode ser calculada a partir da Equação 2.16, ou, de forma aproximada, pela seguinte relação (Wiesner & Aptel, 1996):

$$C_m = C_0 \exp(k_{mcp} y) \quad (2.18)$$

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

O processo de polarização de concentração é um fator importante de redução da eficiência de filtração de membranas de OI e NF. Os espaçadores nos canais de concentrado são projetados com o objetivo de aumentar a turbulência na superfície da membrana, e com isto, reduzir a espessura da camada de polarização de concentração (Schneider & Tsutiya, 2001).

2.15 – Limpeza Química

Os ciclos de limpeza química ocorrem em intervalos de semanas a meses, dependendo da gravidade do problema de incrustação. Cada ciclo demora entre 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 (Schneider & Tsutiya, 2001). Em sistemas de OI, os ciclos são iniciados quando for atingido um dos seguintes parâmetros (Schneider & Tsutiya, 2001; FilmTec, 1995):

- Diminuição do fluxo normalizado em cerca de 10%;
- Aumento da pressão 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 (Schneider & Tsutiya, 2001).

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.

Um protocolo típico para a limpeza de membranas de OI ou NF consiste das seguintes etapas (Schneider & Tsutiya, 2001):

- a) Lavagem inicial da membrana com permeado durante 10 a 20 minutos;
- b) Recirculação da solução de limpeza na pressão máxima de filtração, entre uma a várias horas a temperaturas elevadas (30°C a 40°C) sendo o material particulado removido por filtração da solução de limpeza;
- c) Deixar as membranas de molho com a solução de limpeza, por períodos que podem variar de uma hora a 12 horas;
- d) Recirculação final da solução de limpeza durante um período de 20 a 40 minutos;
- e) Lavagem final com permeado por 10 a 20 minutos;
- f) Reinício da operação normal do sistema.

A composição da solução de limpeza deve ser alterada, após vários ciclos, para evitar a seleção de organismos resistentes à solução. É importante comparar a eficácia da limpeza de membranas por diferentes soluções para otimizar o rendimento de um sistema de OI (Schneider & Tsutiya, 2001).

2.16 – Cuidados Durante a Operação de Sistemas de Membranas

Após a conclusão da fase de projeto e construção, inicia-se a fase operacional. Os dados de operação que descrevem o desempenho dos sistemas de RO/NF devem ser coletados rotineiramente durante o período de operação da planta. Estes dados, junto com análises de águas periódicas, fornecem subsídios necessário para a avaliação do desempenho da planta.

A definição dos objetivos operacionais nessa fase deve ser norteadada por duas considerações importantes (Schneider & Tsutiya, 2001):

- Produção de água na qualidade e nos volumes projetados;
- Maximização da vida útil das membranas.

O custo de reposição de membranas é um dos mais importantes componentes do custo operacional de uma planta de membrana, sua minimização depende de medidas que permitam prolongar ao máximo a vida útil das membranas. A maximização do período de uso de membranas, depende da adoção de uma série de medidas importantes, durante a operação do sistema (Schneider & Tsutiya, 2001):

- Monitoramento da qualidade da água de alimentação;
- Monitoramento dos parâmetros de operação das membranas;
- Planejamento adequado das medidas de intervenção (ciclos de limpeza química).

Há diversos parâmetros operacionais que podem ser monitorados para otimizar o desempenho total da planta.

Os parâmetros operacionais das membranas relacionados com o aumento da vida útil dos elementos do sistema, que devem ser analisados com frequência, são (Schneider & Tsutiya, 2001; Taylor & Jacobs, 1996):

- Pressão de operação;
- Perda de carga no módulo;
- Fluxo de permeado e de concentrado;
- Condutividade elétrica do permeado.

O conjunto destes fatores permite avaliar a perda de eficiência do sistema de filtração. O aumento da pressão de operação, ou a redução do fluxo através da membrana a

uma pressão constante, são indicadores claros da ocorrência de incrustações. Quando estes parâmetros atingem valores críticos, é necessário realizar um ciclo de limpeza química.

A degradação de membranas ocorre pela formação de biofilmes microbianos ou de camadas de material precipitados na sua superfície, como também, pela ação dos produtos de limpeza química. A maximização da vida útil da membrana, portanto, depende da minimização dos ciclos de limpeza química. A definição do ponto ideal para desencadeamento do processo de limpeza química não é uma atividade simples. Se a limpeza for desencadeada antes do ponto ideal, a vida útil da membrana poderá ser reduzida. Se o ciclo de limpeza for iniciado tardiamente, a membrana será desgastada com mais rapidez, devido à maior agressividade dos produtos necessários para remoção de camadas mais aderentes de sujeira (Schneider & Tsutiya, 2001).

2.17 – Principais Parâmetros do Processo de Osmose Inversa

2.17.1 – Fluxo do Permeado

Na OI os sais dissolvidos retidos na superfície da membrana causam o aumento da concentração próxima à superfície considerada. Este aumento de concentração causa um aumento no valor da diferença de pressão osmótica da solução, que tende reduzir o fluxo de permeado.

O fluxo do permeado através de uma membrana de osmose inversa é proporcional à diferença de pressão osmótica e hidráulica e pode ser representado pela Equação 2.19 (Taylor & Jacobs, 1996; Dow Latin America, 1996):

$$J_p = K_a(\Delta P - \Delta\pi) = \frac{Q_p}{A} \quad (2.19)$$

onde: J_p : fluxo do permeado ($L/m^2 h$); K_a : coeficiente de permeação de água ($L h atm/m^2$); ΔP : diferença de pressão hidráulica (kgf/cm^2); $\Delta\pi$: diferença de pressão osmótica (kgf/cm^2); Q_p : vazão de permeado e A : área ativa da membrana (m^2).

O transporte de sais através da membrana é proporcional a concentração ou diferença de potencial químico, depende da diferença de concentração e independe da pressão aplicada ao sistema, que pode ser representado pela seguinte Equação:

$$J_s = K_s \Delta C \quad (2.20)$$

onde: J_s : fluxo mássico do soluto ($\text{kg/m}^2 \text{ h}$); K_s coeficiente de permeação do soluto (m/s); ΔC : diferença de concentração de sais (mg/L).

ΔP , $\Delta \pi$ e ΔC são dados por:

$$\Delta P = \left[\frac{(P_a + P_c)}{2} - P_p \right] \quad (2.21)$$

$$\Delta \pi = \left[\frac{\pi_a + \pi_c}{2} - \pi_p \right] \quad (2.22)$$

$$\Delta C = \left[\frac{(C_a + C_c)}{2} - C_p \right] \quad (2.23)$$

na qual: P_a , P_c e P_p são as pressões de alimentação, do concentrado e do permeado, respectivamente (kgf/cm^2). π_a , π_c e π_p são as pressões osmóticas da alimentação, do concentrado e do permeado, respectivamente (kgf/cm^2). C_a , C_c e C_p são as concentrações da alimentação, do concentrado e do permeado, respectivamente (mg/L) (Taylor & Jacobs, 1996).

2.17.2 – Pressão Osmótica

A pressão osmótica depende da concentração de solutos, temperatura da solução e do tipo de íons presentes. Quanto maior for a concentração da solução, maior será o valor da pressão osmótica dessa solução. Para soluções diluídas, a pressão osmótica pode ser calculada pela equação de Van't Hoff (Equação 2.24) (Brandt et al., 1993).

$$\pi = \sum v_i c_i RT \quad (2.24)$$

onde: π : pressão osmótica da solução iônica (kgf/cm^2); v_i : nº de íons formados na dissociação do soluto; c_i : concentração molar do soluto (mol/L); R : constante dos gases ideais ($\text{atm cm}^3/\text{mol.K}$) e T : temperatura absoluta (K).

2.17.3 – Recuperação

A recuperação do sistema refere-se à percentagem da água de alimentação convertida em água permeada 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.

A recuperação de um sistema pode ser definida de acordo com a Equação 2.25 (Taylor & Jacobs, 1996).

$$r(\%) = \frac{Q_p}{Q_a} \times 100 = \frac{Q_p}{Q_p + Q_c} \times 100 \quad (2.25)$$

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

Combinando as Equações 2.19 e 2.25, obtém-se a seguinte equação:

$$r = \frac{K_a A (\Delta P - \Delta \pi)}{Q_a} \quad (2.26)$$

A equação acima mostra a relação da recuperação do sistema de membrana em função das diferenças de pressão (osmótica e hidráulica).

A recuperação máxima em qualquer instalação de OI, depende dos sais presentes na água de alimentação e de sua tendência a se precipitar na superfície da membrana. Com o aumento do nível de recuperação do sistema, mais água é convertida em produto, conseqüentemente, aumenta o valor da concentração de sais dissolvidos na corrente de rejeito, assim como a possibilidade de sua precipitação na superfície da membrana (Dow Latin America, 1996).

2.17.4 – Percentual de Rejeição de Sais

O percentual de rejeição de sais (PRS) fornece a capacidade da membrana de rejeitar os sais dissolvidos durante a permeação da água (Silveira, 1999) e pode ser definida como:

$$PRS(\%) = \frac{C_a - C_p}{C_a} \times 100 = \left(1 - \frac{C_p}{C_a}\right) \times 100 \quad (2.27)$$

onde: PRS: percentual de rejeição de sais (%), C_a : concentração de alimentação (mg/L) e C_p : concentração do permeado (mg/L).

O percentual de 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 íons existentes na água (Dow Latin Química, 1996).

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 e fatores hidrodinâmicos, que determinam a tensão de arraste e as forças de cisalhamento na superfície da membrana (Schneider & Tsutiya, 2001).

2.17.5 – Balanço de Massa

A Equação 2.28 apresenta o balanço de massa para um sistema de dessalinização.

$$Q_a C_a = Q_p C_p + Q_c C_c \quad (2.28)$$

onde: Q_a : vazão de alimentação (m^3/h); C_a : concentração inicial 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)

A concentração de sais dissolvidos na corrente do concentrado, é matematicamente estimada, a partir da Equação 2.28:

$$C_c = \frac{Q_a C_a - Q_p C_p}{Q_c} = \frac{C_a - r C_p}{Q_c / Q_a} \quad (2.29)$$

Logo, temos a concentração de sais na corrente do concentrado, estimada pela equação abaixo:

$$C_c = \frac{C_a - rC_p}{1 - r} \quad (2.30)$$

onde: C_c : concentração do concentrado (mg/L); C_a : concentração de alimentação (mg/L) e r : recuperação do sistema (%).

2.17.6 – Percentual de Passagem de Sais (PS)

Esta taxa é oposta ao percentual de rejeição e é a porcentagem do sal na água de alimentação que atravessa a membrana, ela é calculada de acordo com a Equação 2.31 (Brandt et al., 1993):

$$PS(\%) = \left(\frac{C_p}{C_a} \right) * 100 \quad (2.31)$$

onde: PS: percentual de 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).

2.18 – Consumo de Energia

O consumo de energia por m^3 de água filtrada foi reduzido consideravelmente a partir de 1995. Essa redução ocorreu, em parte pelo aumento da capacidade instalada por arranjo de membranas, que permitiu uma melhor otimização hidráulica da planta, e pelo aumento da eficiência energética do bombeamento, pela instalação de sistemas rotação variável em bombas de alta pressão (Höfert, 1999).

Inovações nas áreas de membranas e módulos estão contribuindo para a diminuição dos custos de dessalinização de águas marinhas. Esses avanços incluem (Redondo e Casañas, 1999; Wilf & Klinko, 1999):

- Redução dos custos de produção e melhoria da qualidade das membranas pela automação do processo de produção;
- Mais área de membrana por módulo;
- Aumento significativo da produtividade dos módulos;
- Melhor rejeição de sais;

- Aumento da resistência ao cloro;
- Operação estável a pressões mais elevadas.

O ciclo mais recente de inovação tecnológica é a introdução de membranas com alta resistência ao *biofouling* (Gerard et al., 1998).

O custo de energia elétrica para operação de membranas, é o elemento mais importante dos custos de operação e manutenção de sistemas de dessalinização de águas salobras, operadas com membranas convencionais. A Figura 2.10 mostra o percentual de custos de diferentes componentes de operação e manutenção de unidades de dessalinização de águas salobras (Filteau & Moss, 1997).

O consumo de energia está diretamente relacionado como nível de recuperação do sistema de dessalinização, a eficiência da bomba e do motor, como também o número de membranas envolvidas e das soluções de alimentação do dessalinizador (Oliveira, 2002).

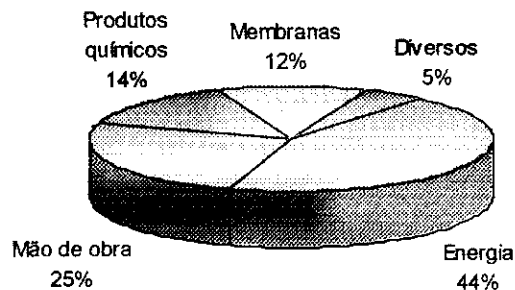


Figura 2.10: Porcentagem de custos de diferentes componentes de operação e manutenção de unidades de dessalinização de águas salobras (Filteau & Moss, 1997).

A equação empírica geralmente usada para calcular a energia gasta durante o processo de dessalinização é dada por (Taylor & Jacobs, 1996):

$$E_{emp} = \frac{H \cdot (0.00315)}{r \cdot \eta_b \cdot \eta_m} \quad (2.32)$$

onde: E_{emp} : energia empírica consumida (kWh/m^3); H : altura do nível da coluna de alimentação (m); r : recuperação do sistema (%); η_b : eficiência da bomba (%); η_m : eficiência do motor (%); (0.003150): fator de conversão de energia para plantas de osmose inversa para kWh/m^3 (Taylor & Jacobs, 1996).

Na prática, o consumo de energia é dado pela razão entre a potência consumida pela bomba e a vazão do permeado (Oliveira, 2002):

$$E_p = \frac{P}{Q_p} \quad (2.33)$$

onde: E_p : consumo de energia prático (kWh/m³); P : potência ativa consumida pelo sistema (W); Q_p : vazão de permeado (m³/h).

CAPÍTULO III

3. MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 – Introdução

Este capítulo trata dos materiais, instrumentação e equipamentos projetados e construídos para o desenvolvimento deste trabalho.

Foram construídos e testados no LABDES as seguintes unidades:

- Sistema de Dessalinização Piloto (SDP);
- Índice de Densidade de Sedimentos (IDS);
- Sistema de Limpeza Química (SLQ).

3.2 – Sistema de Dessalinização Piloto (SDP)

Uma das etapas da realização deste trabalho foi a montagem do Sistema de Dessalinização Piloto (SDP). Inicialmente foi elaborado o projeto da estrutura metálica do SDP e sua confecção, conforme se encontra no Anexo-A. O equipamento é composto com 3 elementos de membranas ligados em série, capaz de operar com água salobra de concentração entre 1.000mg/L a 10.000 mg/L, e com capacidade máxima de produção média de 600 L/h de permeado, conforme mostra a Figura 3.2.

Os materiais utilizados na montagem do SDP estão descritos abaixo:

- Estrutura metálica;
- Tanque de plástico (para a água bruta);
- Motor bomba de alta pressão de 1,5 CV, 1750 rpm, monofásica;
- 3 Permeadores (vaso de alta pressão);
- 3 Elementos de Membranas do tipo BW30-4040;
- Sistema de lavagem dos elementos de membranas;

- Pré-tratamento: Bomba dosadora da solução anti-incrustante; Filtros de acetato de celulose;
- Instrumentos de medidas: Rotômetros; Manômetros; Sensores para pressão e vazão;
- Válvulas e registros;
- Linha hidráulica de baixa e alta pressão.

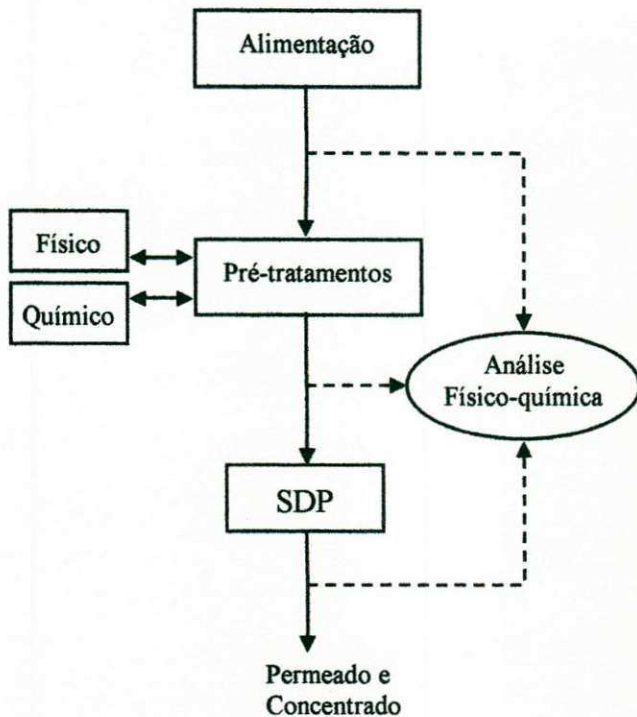


Figura 3.1: Fluxograma do Sistema de Dessalinização Piloto.



Figura 3.2: Sistema de Dessalinização Piloto.

3.2.1 – Sistema do Índice de Densidade de Sedimentos (IDS)

Considerando que a maioria das águas subterrâneas apresentam a presença de materiais suspensos, foi desenvolvido um instrumento de medida que possa avaliar a qualidade da água de alimentação de um sistema de dessalinização. O referido instrumento é conhecido como o Índice de Densidade de Sedimentos (IDS). A Figura 3.3 apresenta uma fotografia do instrumento e sua descrição.

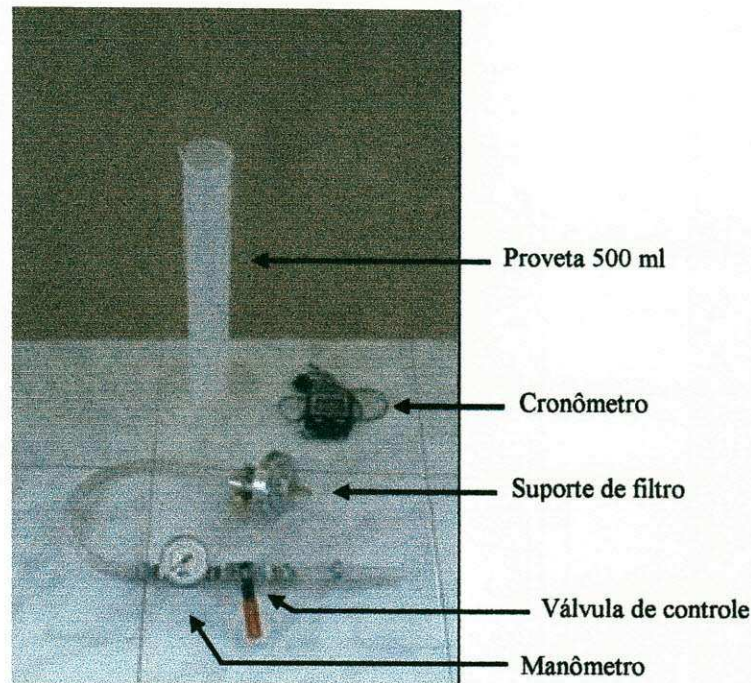


Figura 3.3: Equipamento para medir o IDS.

3.2.2 – Sistema de Limpeza Química (SLQ)

O Sistema de Limpeza Química (SLQ) de elementos de membranas é composto assim como segue:

- 2 tanques de PVC;
- Motor bomba de 1/3 CV, 1750 rpm, monofásica;
- 1 filtro de acetato de celulose de 5 μ m;
- Resistência elétrica (2000 W) de aço inox;
- Agitador (motor monofásico de 1/2 CV, 1610 rpm da Weg);
- Instrumentos de medidas: rotâmetro; manômetro; sensor de temperatura;
- 3 válvulas esféricas de 25 mm.

A Figura 3.4 apresenta um fluxograma de operação do sistema de limpeza. A Figura 3.5 mostra uma fotografia do SLQ. O projeto da estrutura metálica com suas respectivas dimensões se encontra no Anexo-A.

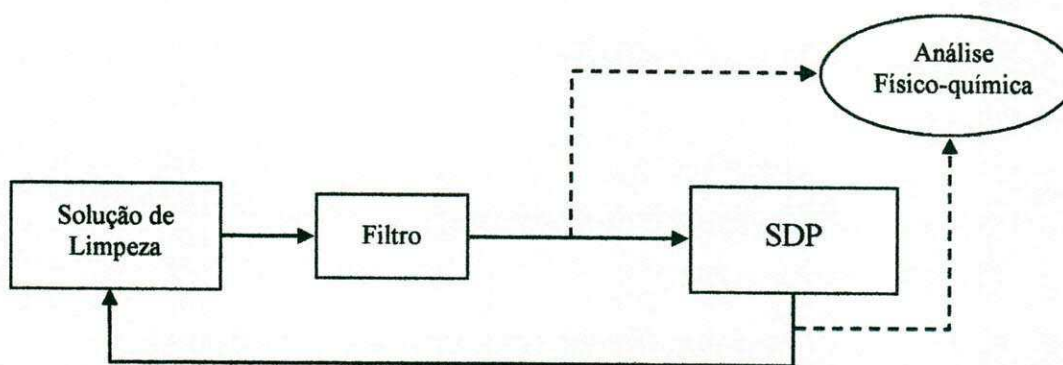


Figura 3.4: Fluxograma do Sistema de Limpeza Química.



Figura 3.5: Sistema de Limpeza Química dos elementos de membrana.

3.3 – Operação do Sistema

Com o objetivo de operar com uma água “*in natura*” de um poço tubular, foram coletadas várias amostras de águas do poço da cidade de Riacho de Santo Antônio, localizado no Cariri do estado da Paraíba. Nesse sentido, o SDP operou sob efeito contínuo com o reciclo do permeado e do concentrado para o tanque de alimentação de 200 litros.

Considerando que a concentração do tanque de alimentação varia em função do retorno do permeado e do concentrado, foram realizadas análises físico-químicas da água de alimentação para cada experimento.

O SDP operou sob as seguintes condições:

- Faixa de pressão de operação: 14 kgf/cm² a 20 kgf/cm²;
- Sem e com, pré-tratamento químico.

Os dados experimentais dos pré-tratamentos foram comparados com o propósito de avaliar os seus efeitos.

Durante 1 h de experimento, foram coletadas amostras de 200 ml do permeado e do concentrado em intervalos de tempo de 5 minutos. As variáveis de medidas monitoradas durante cada experimento foram as seguintes:

- Condutividade elétrica e pH da alimentação, do permeado e do concentrado;
- Pressões de entrada e saída dos filtros de cartucho e dos elementos de membranas;
- Vazões do permeado e do concentrado.

3.3.1 – Fonte Hídrica

O sistema foi testado com água salobra de poço tubular, com uma concentração média de totais de sólidos dissolvidos de 9.000 mg/L, do município de Riacho de Santo Antônio – PB.

3.3.2 – Pré-tratamento

O pré-tratamento do SDP foi composto da seguinte forma:

- Três filtros de acetato de celulose de 5 µm, de 25 cm de comprimento e 6,5 cm de diâmetro;
- Dois pré-tratamentos químicos compostos da seguinte forma:
 - a) Bomba dosadora da Prominent do tipo GALA 1602, para o produto *Flocon* da BioLab, conforme informações técnicas encontradas no Anexo-D.
 - b) Bomba dosadora Tech-Dose do tipo ETATRON D. S. para solução de HCl de concentração 1.0 N.

Condições de operação dos sistemas de injeção:

- Injeção de *Flocon*: 0,12 L/h a uma concentração de 6,0 mg/L;

- Injeção de HCl: 0,005L/h a 1,0 N;
- Injeção de *Flocon* + HCl: 0,02 L/h de *Flocon* e 0,005L/h de HCl a 1,0 N.

A dosagem dos produtos químicos aplicados no pré-tratamento, foi calculada com o auxílio de simuladores do tipo *Ropro 7.0* e *Rosa 4.3* para o HCl e o *FlowDose 3.1* para o *Flocon*, conforme mostra os resultados simulados no Anexo-D.

Com os resultados obtidos a partir dos pré-tratamentos foi avaliado o desempenho do SDP.

3.4 – Monitoramento

O monitoramento do SDP foi realizado com auxílio dos seguintes parâmetros:

- Pressões de entrada e saída do sistema;
- Vazão do permeado e concentrado;
- Condutividade elétrica da alimentação do permeado e do concentrado;
- STD da alimentação, do permeado e do concentrado;
- pH da alimentação, do permeado e do concentrado;
- IDS da alimentação;
- Temperatura da corrente de alimentação;
- Análise físico-química da alimentação do permeado e do concentrado, antes e após o pré-tratamento.

As análises físico-químicas das amostras de águas de alimentação, permeado e concentrado, coletadas durante os experimentos, foram realizadas no LABDES obedecendo ao *The Standard Methods* (Clesceri, 1998). As outras variáveis de medida como pressão, vazão, recuperação e IDS foram coletadas no decorrer dos experimentos. A partir destes parâmetros foi possível estudar o desempenho dos elementos de membranas em função do tipo de pré-tratamento aplicado ao sistema.

3.4.1 – Produtos Químicos

- Ácido clorídrico (HCl) (Chemco P.A.);
- Ácido cítrico ($C_6H_8O_7 \cdot H_2O$) (Vetec P.A.);

- Hidróxido de sódio (NaOH) (Vetec P.A.);
- *Flocon* 100 (Biolab);
- Água deionizada.

3.4.2 – Equipamentos de Apoio

- pHmetro digital da HANNA INSTRUMENTS;
- Condutivímetro – 600 ANALYSER;
- Cronômetro.

3.5 – Desempenho do SDP em Função da Pressão Aplicado

Considerando que os três elementos de membranas, de acordo com os projetos simulados com auxílio dos programas (*Ropro 7.0* e *Rosa 4.3*), o SDP foi testado com águas de poço de Riacho de Santo Antônio sob os seguintes efeitos de pressão: 14 kgf/cm², 16 kgf/cm², 18 kgf/cm² e 20 kgf/cm².

Foram realizados experimentos sem pré-tratamento, com pré-tratamento de anti-incrustante, com pré-tratamento ácido e com ambos simultaneamente para as referidas pressões.

3.6 – Sistema de Monitoramento Remoto do SDP

O sistema de monitoração remota do SDP consiste em monitorar as pressões de entrada (P1) e saída (P2) dos filtros, pressões de entrada (P3) e saída (P4) das membranas, as vazões do permeado (Q_p) e do concentrado (Q_c), e temperatura de água de alimentação do sistema (T).

O sistema de monitoramento é composto por um conjunto de sensores que enviam os dados com auxílio de um microprocessador para um computador servidor através da linha telefônica.

Durante este trabalho, em paralelo, outro aluno de mestrado desenvolveu um programa de computador, na linguagem *JAVA*, que tem o potencial de armazenar e

normalizar todos os dados do SDP em tempo real. Este programa em função das perturbações ocorridas durante o processo pode gerar alarmes de atenção e diagnósticos em prol do SDP.

O pré-tratamento utilizado durante a fase de monitoramento remoto foi composto de três filtros de acetato de celulose de 5 μm e dois sistemas de injeções químicas: anti-incrustante e ácido clorídrico, sob as condições descritas no item 3.3.2.

Todavia, para dar início a essa fase foi realizada uma limpeza química no SDP, visando a partir deste momento operar com o sistema isento de possíveis interferências dos experimentos anteriores.

3.7 – Limpeza Química dos Elementos de Membranas

A limpeza química foi realizada com o auxílio do SLQ, conforme descrito no item 3.2.2. O procedimento da limpeza ocorreu da seguinte forma (França, 2004):

- a) As membranas foram lavadas com água permeada a 30°C, durante 15 minutos sob uma pressão de 3,0 kg/cm². No final dos 15 minutos as membranas foram embebidas com água permeada a 30°C durante 15 minutos e em seguida foi descartada (observou-se a coloração da água).
- b) Preparou-se a solução de limpeza com ácido acético de pH 3,0 a uma temperatura de 30°C, dentro do limite máximo estabelecido pelo fabricante das membranas.
- c) Com ajuda de uma bomba passou-se a solução de limpeza através dos elementos de membranas durante 1 a 2 minutos descartando-a. Desligou-se a bomba e todas as válvulas foram fechadas durante 30 minutos.
- d) Reciclou-se o concentrado para o tanque da solução de limpeza durante 45 minutos monitorando a temperatura e o pH da solução. Procurou-se manter a temperatura constante durante a limpeza. Quanto o pH, este variará em função do tipo de material que esta sendo usado na limpeza. Para soluções ácidas o pH tende a subir, para soluções alcalinas o pH tende a diminuir. Em ambas situações no final da limpeza química o pH tende a ficar constante.
- e) Quando o pH da solução de limpeza apresentou uma tendência a se manter constante, a solução de limpeza foi descartada. (Em caso de repetir a limpeza recomenda-se coletar amostras da solução anterior e a nova com o propósito de avaliar a taxa de remoção de impurezas a partir das análises físico-química).

f) Toda a tubulação hidráulica do sistema de dessalinização foi lavada com uma solução de ácido clorídrico de pH 4,0.

g) Em seguida as membranas e toda tubulação hidráulica foram lavadas com água permeada durante 15 minutos sob um fluxo moderado a $3,0 \text{ kg/cm}^2$ e a uma temperatura de 30°C . Após esta operação as membranas foram lavadas com uma solução de hidróxido de sódio de pH 10 durante 15 minutos e em seguida com água permeada durante 15 minutos sob um fluxo moderado a $3,0 \text{ kg/cm}^2$ e a uma temperatura de 30°C . No final desta operação o pH ficou próximo do valor do pH da água permeada.

Durante a limpeza química dos elementos de membranas, foram coletadas amostras da solução de limpeza inicial, após 70 minutos de recirculação e da solução de limpeza final. Os resultados das análises encontram-se no Anexo-C.

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

O presente capítulo apresenta todos os dados obtidos na fase experimental e suas avaliações.

As tabelas contendo os dados pertinentes aos experimentos, limpeza química dos elementos de membranas e as análises físico-químicas encontram-se nos Anexos B e C, respectivamente. Os parâmetros estudados durante o processo foram os seguintes:

4.1 – Recuperação do SDP em Função da Pressão

A Figura 4.1 apresenta o comportamento da recuperação do sistema em função da pressão de operação. Observou-se que ocorre um comportamento linear para todas as combinações de pré-tratamentos estudados. Esse comportamento está relacionado com a Equação 2.26, o qual a variação dos gradientes de pressão e da pressão osmótica podem variar em função do tempo.

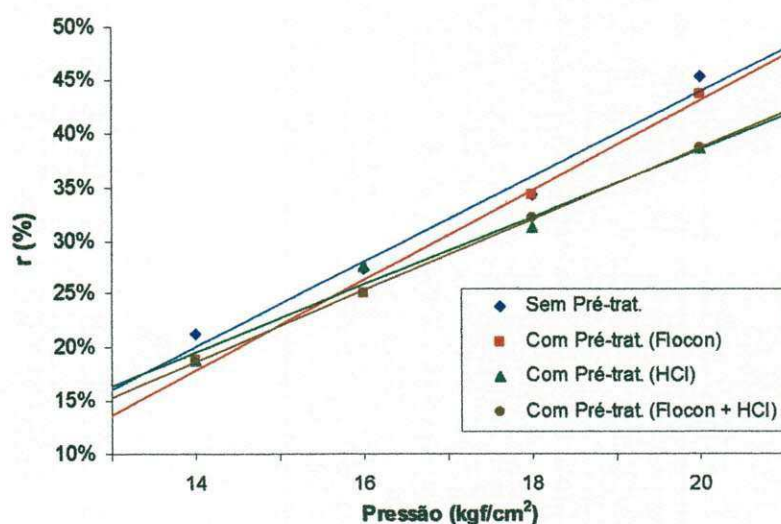


Figura 4.1: Recuperação do SDP em função da pressão de operação, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, sob diferentes tipos de pré-tratamentos.

Para a recuperação de 30%, entre os simuladores dos fabricantes de membranas, somente o *Rosa 4.3* se aproxima com as curvas apresentadas na Figura 4.1, o qual era de se esperar considerando que as membranas que se encontram encapsuladas nos tubos de alta pressão são da *FilmTec*.

4.2 – Comportamento da Vazão do Permeado e do Concentrado em Função da Pressão

A Figura 4.2 apresenta o comportamento da vazão do permeado e do concentrado em função da pressão de operação. Observa-se que a medida que a pressão aumenta a vazão de permeado aumenta e a vazão do concentrado diminui, de forma proporcional para ambos os casos. O mesmo comportamento foi verificado para os experimentos realizados com os diferentes tipos de pré-tratamento.

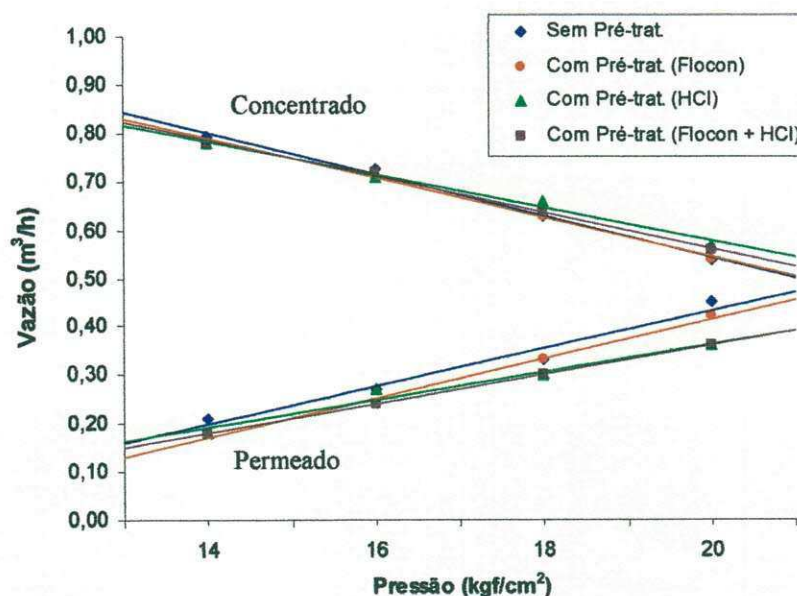


Figura 4.2: Vazão do permeado e do concentrado do SDP em função da pressão, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, sob diferentes tipos de pré-tratamentos.

Durante o período de tempo de 1 hora de operação não foi observado uma variação significativa das vazões, independente do tipo de pré-tratamento.

4.3 – Análise Físico-química sem e com o Pré-tratamento

As Figuras 4.3 a 4.5, apresentam os resultados comparativos das análises físico-químicas da alimentação do SDP sem e com o pré-tratamento (com *Flocon*, HCl e *Flocon* + HCl), permeado e concentrado, sob o efeito da pressão de 16 kgf/cm². A Figura 4.3 mostra que após o pré-tratamento ocorreu uma diminuição nos valores do cálcio, sódio e do sulfato, que pode ser explicado pela ação do anti-incrustante, diminuindo o risco de precipitação destes sais na superfície da membrana.

A Figura 4.4 mostra um aumento nos valores do cálcio, sódio, sulfato e cloreto, e uma diminuição da alcalinidade, após o pré-tratamento da água “*in natura*”. Esse efeito foi em consequência da adição do HCl que proporcionou uma dissolução do carbonato de cálcio, deixando o cálcio dissolvido que conseqüentemente será dirigida para a corrente do concentrado. Observa-se que alguns valores no gráfico não aparecem pelo fato de serem muito pequenos, todavia estes podem ser vistos na Tabela 4.9 no Anexo-C.

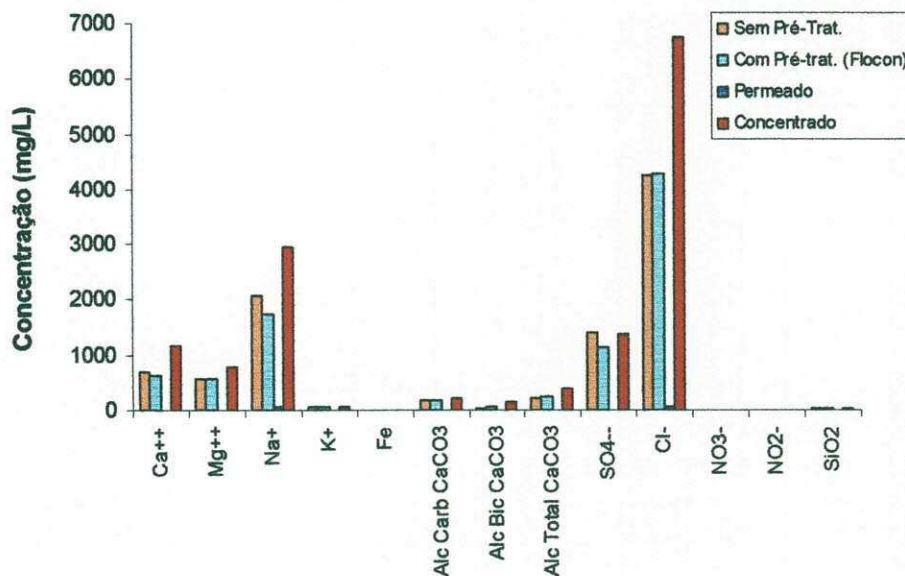


Figura 4.3: Análise físico-química da água de alimentação antes e após o pré-tratamento com *Flocon*, do permeado e do concentrado, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, sob uma pressão de 16 kgf/cm².

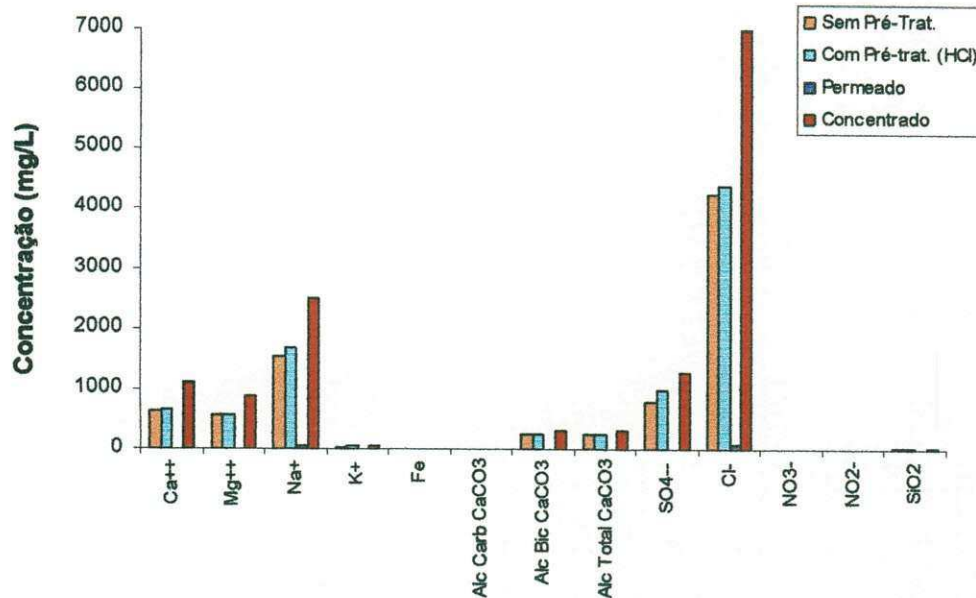


Figura 4.4: Análise físico-química da água de alimentação antes e após o pré-tratamento com HCl, do permeado e do concentrado, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, sob uma pressão de 16 kgf/cm².

As variações nas concentrações dos íons mostrados na Figura 4.5 estão relacionadas com a aplicação do pré-tratamento empregado simultaneamente (*Flocon* + HCl). Com a presença da injeção dos dois anti-incrustantes ao mesmo tempo não foi observado variações significativas após o pré-tratamento.

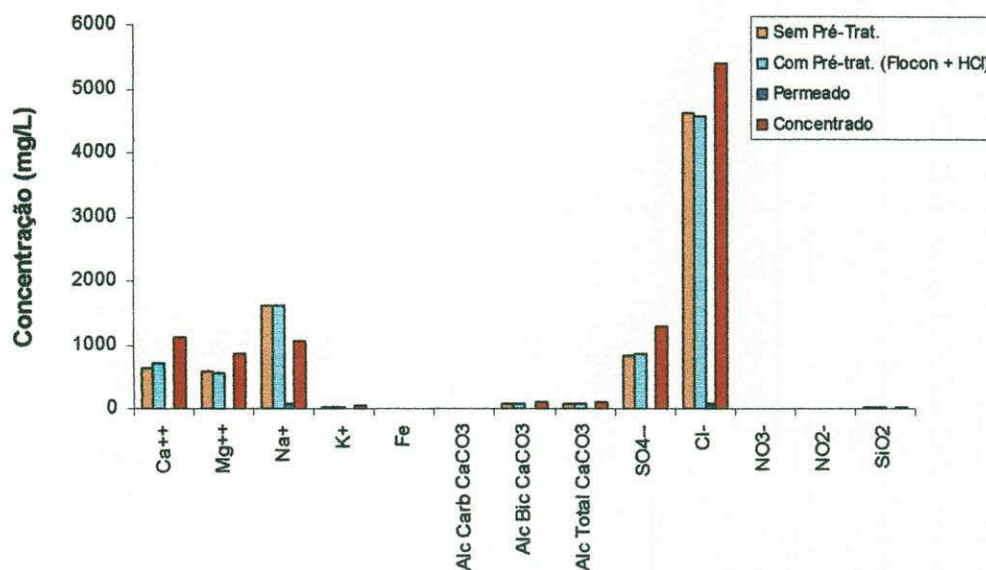


Figura 4.5: Análise físico-química da água de alimentação antes e após o pré-tratamento com *Flocon* + HCl, do permeado e do concentrado, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, sob uma pressão de 16 kgf/cm².

4.4 – Análise do Índice de Saturação de Langelier (ISL) e Índice de Densidade de Sedimentos (IDS)

Conforme apresentado no Capítulo II, o ISL indica o grau de incrustação de componentes presentes na água de alimentação do sistema. Através dos resultados das análises físico-químicas da água da alimentação, foram investigados quais os íons que poderiam estar afetando as membranas. Através das equações foi avaliada a possibilidade de formação de incrustação na superfície das membranas. A formação de precipitado de CaCO_3 foi avaliada através do ISL. Os cálculos foram realizados através das Equações 2.1, 2.4 a 2.8 apresentadas no Capítulo II. Os resultados estão mostrados na Figuras 4.6, 4.7 e 4.8, que mostram a variação do ISL em função da pressão para os três tipos de pré-tratamentos empregados, *Flocon*, HCl e *Flocon* + HCl, respectivamente.

Observa-se que em todos os casos, os valores do ISL da água de alimentação sem o pré-tratamento, foram positivos. Segundo a literatura, valores de ISL positivo indicam que a água possui uma tendência de precipitação de CaCO_3 . Para controlar este tipo de incrustação, deve-se ajustar o ISL a um valor negativo.

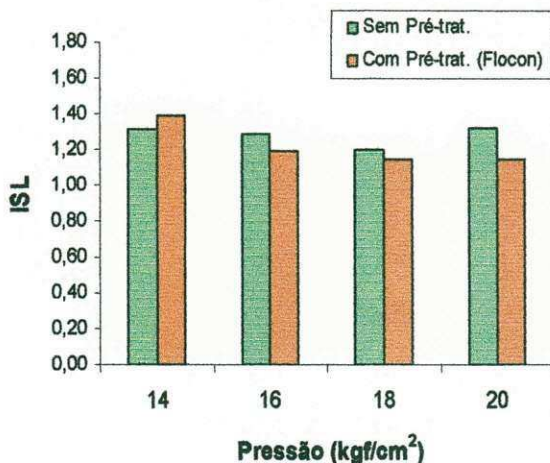


Figura 4.6: Variação do ISL (Índice de Saturação de Langelier) em função da pressão, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, para o pré-tratamento com *Flocon*.

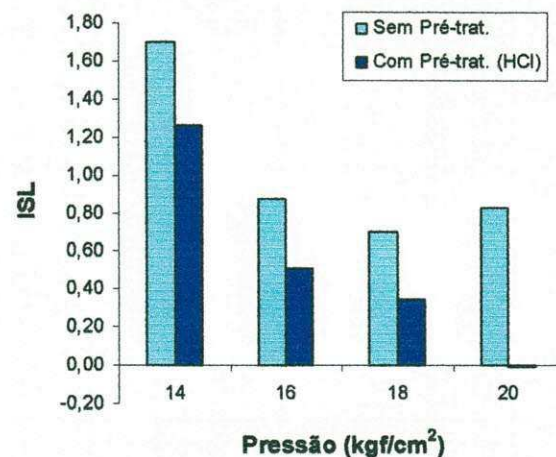


Figura 4.7: Variação do ISL (Índice de Saturação de Langelier) em função da pressão, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, para o pré-tratamento com HCl.

Nos casos estudados, observa-se que a utilização do *Flocon* + HCl como pré-tratamento apresentou melhores resultados com valores de ISL abaixo de 0 (zero) para todas as pressões trabalhadas, conforme mostra Figura 4.8.

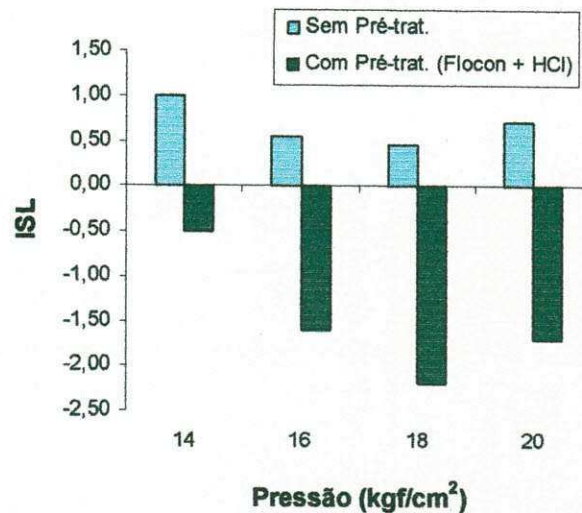


Figura 4.8: Variação do ISL (Índice de Saturação de Langelier) em função da pressão, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, para o pré-tratamento com *Flocon* + HCl.

Com relação ao IDS, a Figura 4.9 mostra que o índice se manteve praticamente constante durante o período de operação do sistema, com um valor médio de 5,5, acima do limite indicado pelo fabricante da membrana. Sabe-se que, de acordo com o boletim técnico das membranas *FilmTec*, o limite máximo de operação para o IDS é igual a 5,0. Neste caso, há uma tendência de incrustação na superfície das membranas devido ao alto valor do IDS.

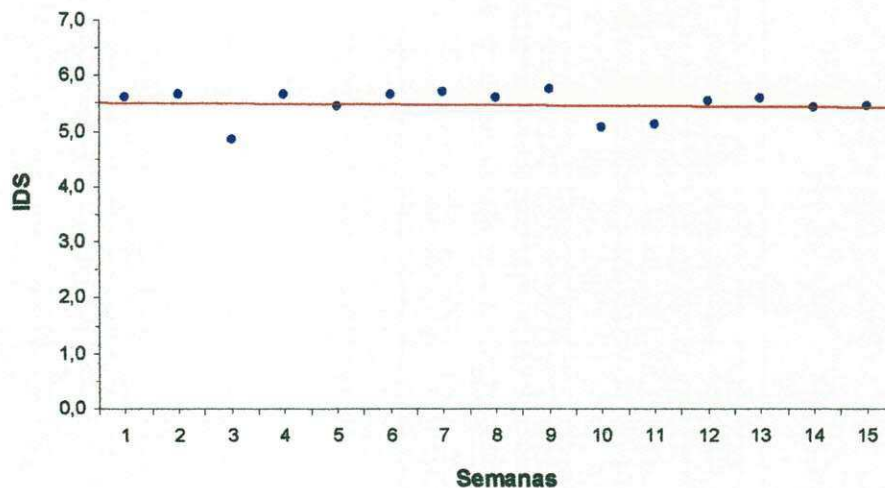


Figura 4.9: Medidas do IDS (Índice de Densidade de Sedimentos) durante as semanas de operação do SDP, para água de Riacho de Santo Antônio – PB.

Para minimizar esse tipo de problema seria interessante aumentar o número de filtros de cartucho e/ou diminuir sua porosidade e conseqüentemente seu arranjo.

4.5 – Análise Físico-química do Permeado em Função do Pré-tratamento

O resultado das análises físico-químicas do permeado do SDP em função do pré-tratamento, está mostrado nas Figuras 4.10 a 4.13, para as pressões de 14 kgf/cm² a 20 kgf/cm², respectivamente.

Observa-se, em todos os casos, pequenas variações na concentração dos íons, estas variações são decorrência dos tipos de pré-tratamentos empregados, mudanças de temperatura, pressões trabalhadas, e da própria dinâmica do processo de separação dos sais através das membranas.

Em todos os experimentos realizados, a qualidade da água produzida sempre se apresentou dentro dos padrões de potabilidade para o consumo humano. Por exemplo: para a pressão de 18 kgf/cm², a concentração média de STD foi 125,1 mg/L, verificado na tabela 4.10 do Anexo-C.

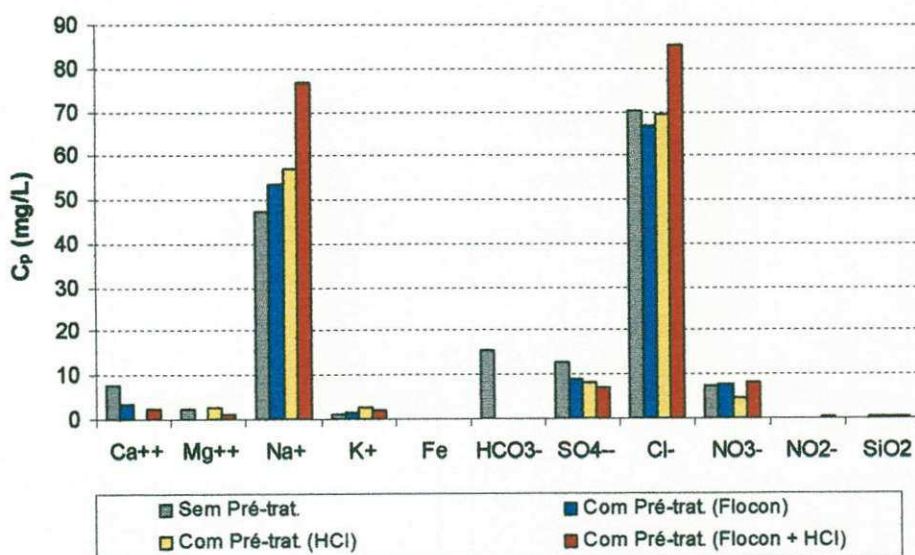


Figura 4.10: Representação dos parâmetros físico-químicos do permeado do SDP, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, sob uma pressão de 14 kgf/cm².

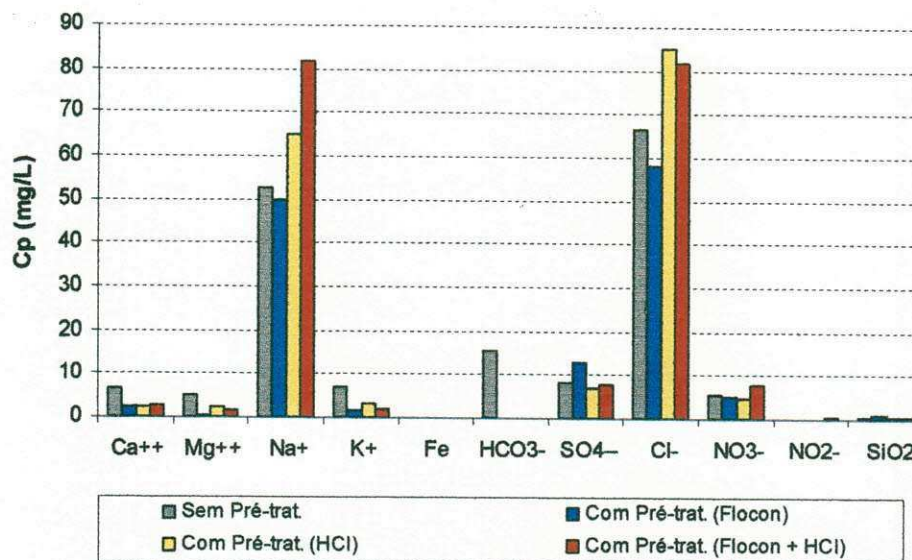


Figura 4.11: Representação dos parâmetros físico-químicos do permeado do SDP, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, sob uma pressão de 16 kgf/cm².

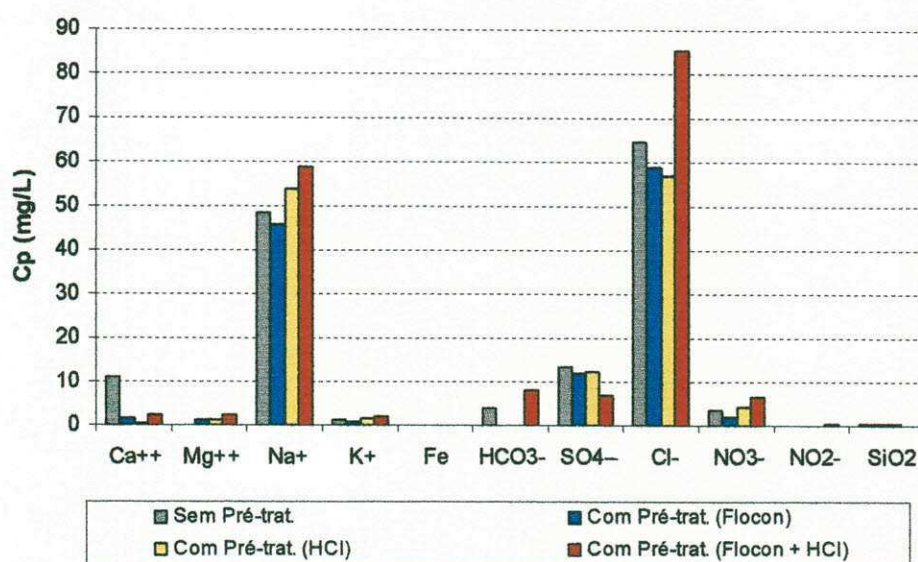


Figura 4.12: Representação dos parâmetros físico-químicos do permeado do SDP, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, sob uma pressão de 18 kgf/cm².

Observando as variações da concentração do permeado para as condições de pressões empregadas durante o processo, nota-se que a concentração iônica da maioria dos íons analisados após o pré-tratamento com HCl e/ou *Flocon* + HCl diminuíram. Todavia, para os íons mais predominantes como o Na⁺ e o Cl⁻, suas concentrações aumentaram com

os pré-tratamentos, o que era de se esperar, uma vez que foi adicionado HCl e um anti-incrustante a base de hexametáfosfato de sódio (FilmTec, 1996).

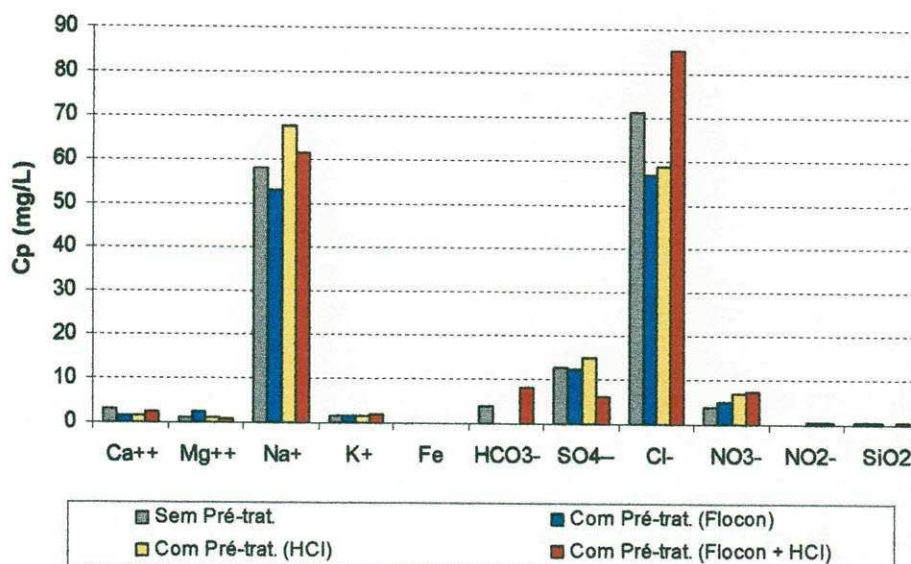


Figura 4.13: Representação dos parâmetros físico-químicos do permeado do SDP, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, sob uma pressão de 20 kgf/cm².

4.6 – Comportamento do Potencial Hidrogeniônico com o Tempo

Para estudar o efeito dos pré-tratamentos em relação às variações dos pH's em função do tempo foi tomado como exemplo o experimento com a pressão de 16 kgf/cm², conforme mostra as Figuras 4.14 e 4.15.

Os dados pertinentes a esse estudo se encontram nas tabelas 4.1 a 4.8 do Anexo-B.

Analisando o comportamento das curvas, observa-se que durante o tempo de operação ocorreram pequenas variações do pH para o permeado e o concentrado. Os valores do pH do permeado para os casos estudados foram inferiores aos do concentrado. Esse fato ocorre devido à separação dos sais dissolvidos na corrente de alimentação do sistema, isto é, a ausência de carbonatos e bicarbonatos no permeado faz o pH diminuir, a presença destes no concentrado eleva o pH. As demais pressões trabalhadas tiveram comportamentos semelhantes.

Segundo Silveira (1999), a variação do pH entre o permeado e o concentrado, depende de diversos fatores como: tipo de elemento de membrana, pressão de operação do sistema, pressão osmótica, temperatura da solução de alimentação e outras substâncias de gênero coloidal.

Os dados mostram que a predominância da presença do íon H^+ do pré-tratamento com HCl (sozinho) e HCl + *Flocon* fez com que o pH do permeado e concentrado se tornasse menores do que as demais situações. Já o pré-tratamento com o *Flocon* tende a aumentar o pH para ambos os casos permeado e concentrado.

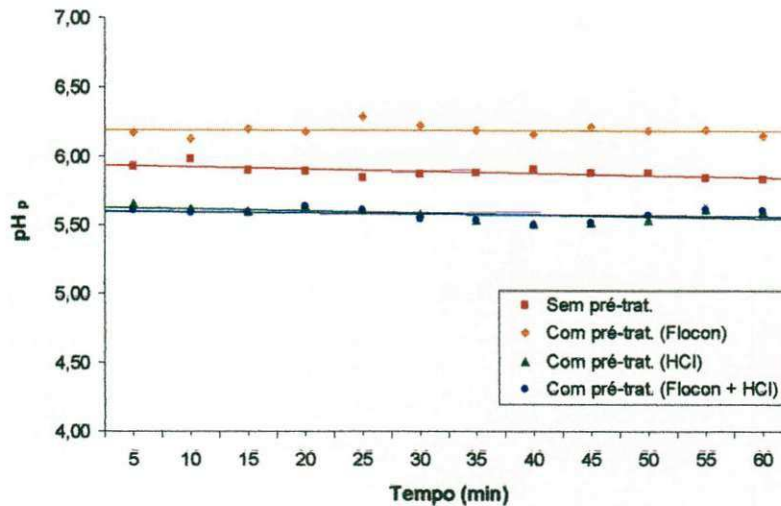


Figura 4.14: Variação do pH do permeado em função do tempo, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, para uma pressão de operação de 16 kgf/cm^2 , sob diferentes tipos de pré-tratamento.

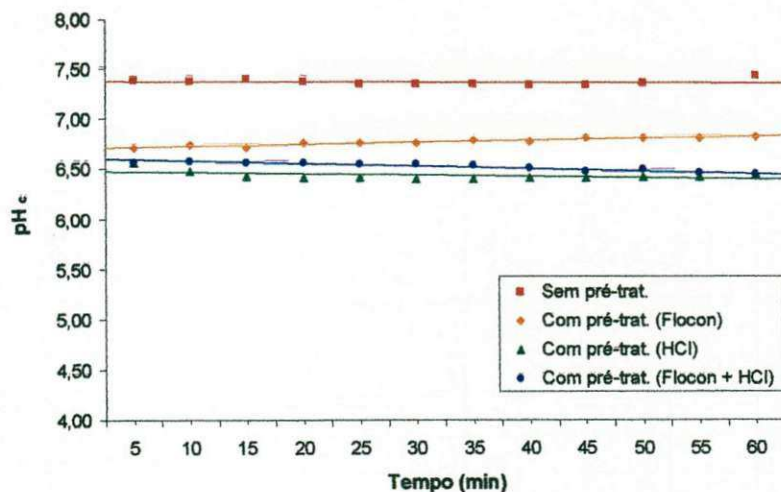


Figura 4.15: Variação do pH do concentrado em função do tempo, para água de Riacho de Santo Antônio – PB, para uma pressão de operação de 16 kgf/cm^2 , sob diferentes tipos de pré-tratamento.

4.7 – Limpeza Química das Membranas

As Figuras 4.16 e 4.17 representam o comportamento da variação do pH e da condutividade elétrica da solução durante a limpeza química dos elementos de membranas. Observa-se que durante o tempo de limpeza o pH e a condutividade elétrica da solução elevam-se até apresentar uma tendência de permanecer constante, indicando que a extração de sais da superfície das membranas foi realizada.

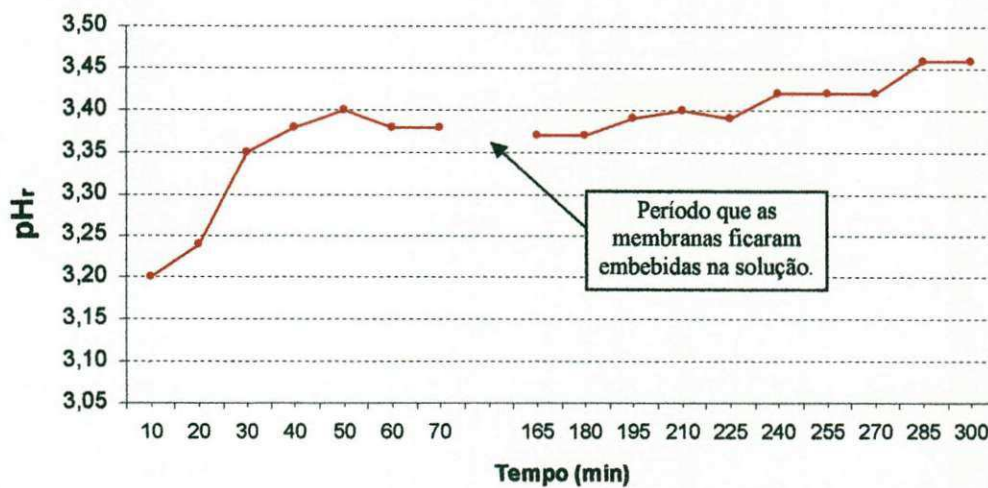


Figura 4.16: Variação do pH da solução de limpeza química em função do tempo.

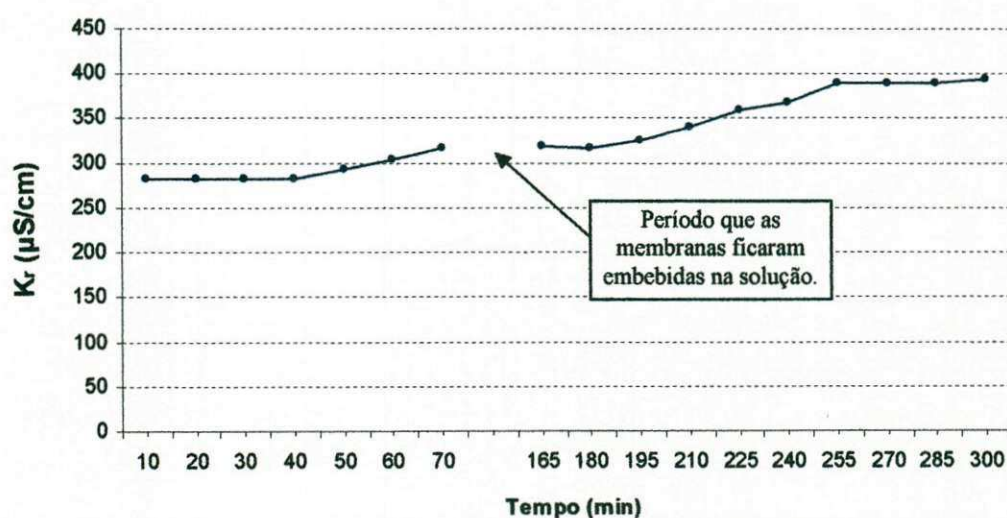


Figura 4.17: Variação da condutividade elétrica da solução de limpeza química em função do tempo.

A Figura 4.18 apresenta os resultados da concentração dos íons da solução de limpeza inicial, após 70 minutos de circulação e da solução de limpeza final.

A variação da concentração iônica para todos os casos aumentou durante o processo de limpeza.

Os resultados das análises comprovam que a limpeza química dos elementos de membranas foi bem sucedida, deixando as membranas aptas a trabalhar por um período de tempo mais prolongado, mantendo a produção e qualidade do permeado.

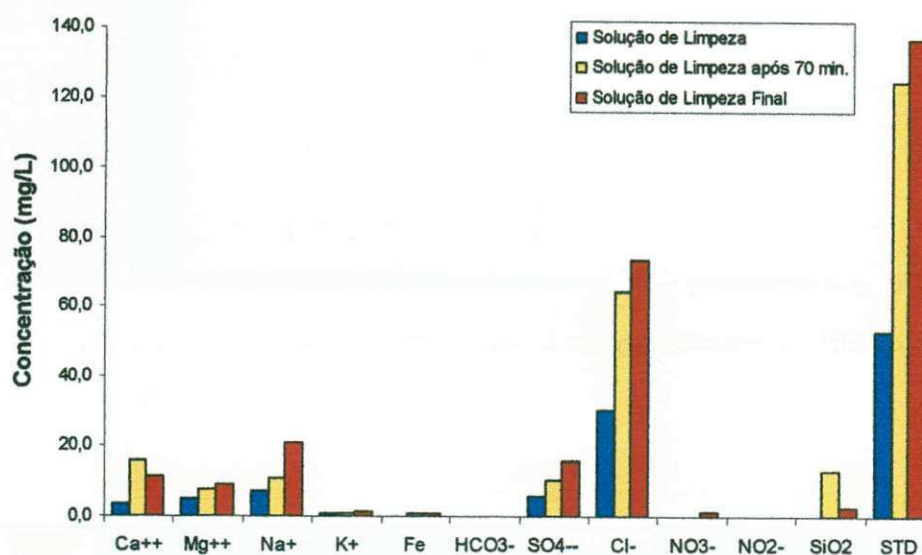


Figura 4.18: Análise físico-química da solução de limpeza química dos elementos de membranas do SDP.

4.8 – Monitoramento Remoto do SDP

Após a fase inicial de testes do SDP, conforme descrito no item 3.5, o monitoramento remoto foi atribuído para a pressão de 16 kgf/cm². Observou-se que em função dos resultados obtidos, a pressão “média” de 16 kgf/cm², poderia ser utilizada para estudar o desempenho do SDP.

A título de ilustração as Figuras 4.19 a 4.26 apresentam o desempenho do SDP mostrando o comportamento das pressões, das vazões, temperatura e uma planilha de consulta das variáveis monitoradas disponíveis no programa de monitoramento.

Com essas informações se pode dimensionar um programa inteligente de manutenção de sistemas de dessalinização instalados no campo.

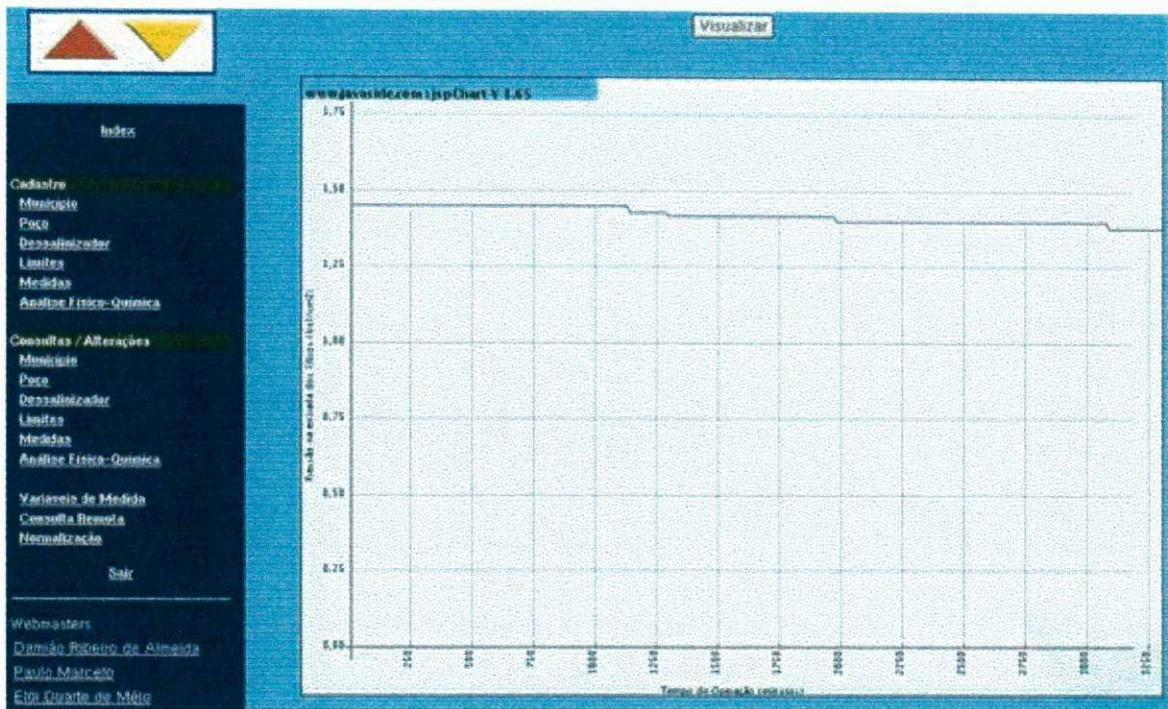


Figura 4.19: Variação da pressão de entrada dos filtros de cartucho do SDP para água de Riacho de Santo Antônio – PB.

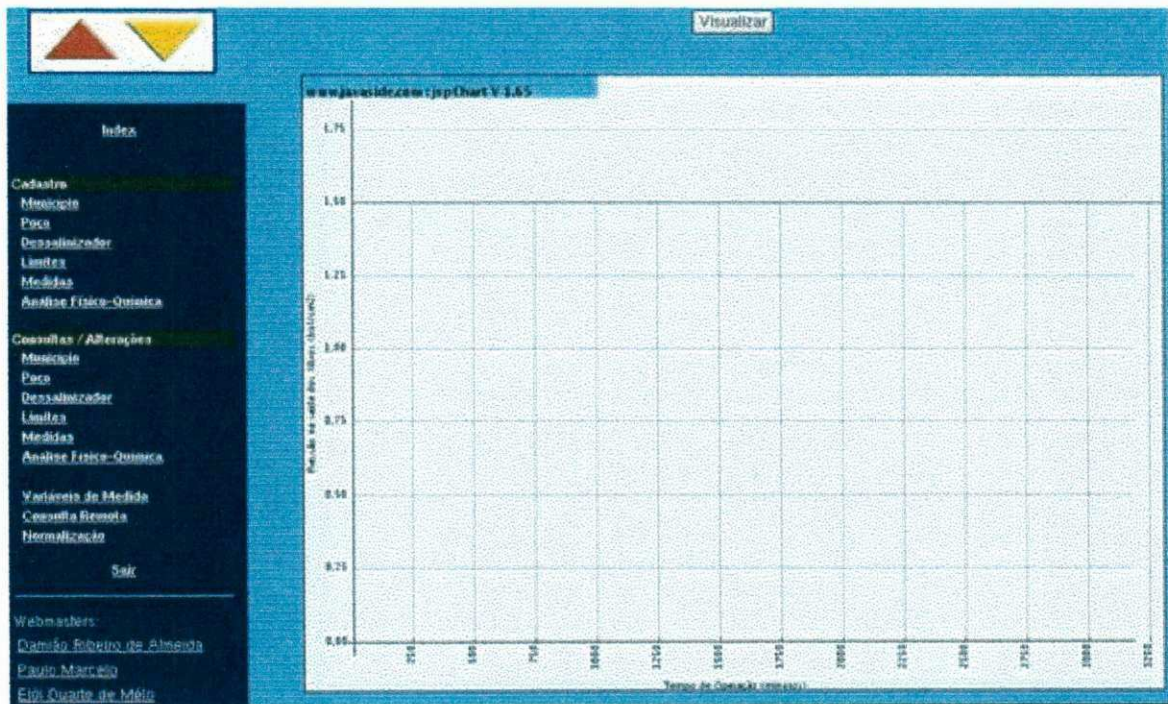


Figura 4.20: Variação da pressão de saída dos filtros de cartucho do SDP para água de Riacho de Santo Antônio – PB.

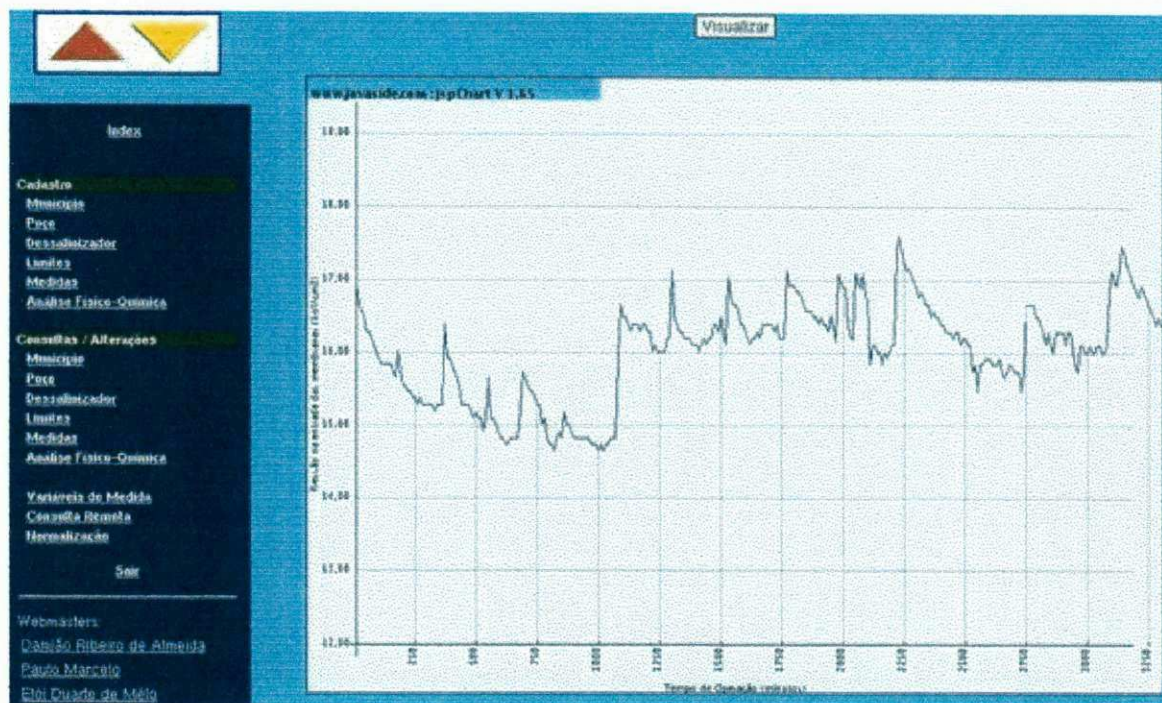


Figura 4.21: Variação da pressão de entrada das membranas do SDP para água de Riacho de Santo Antônio – PB.

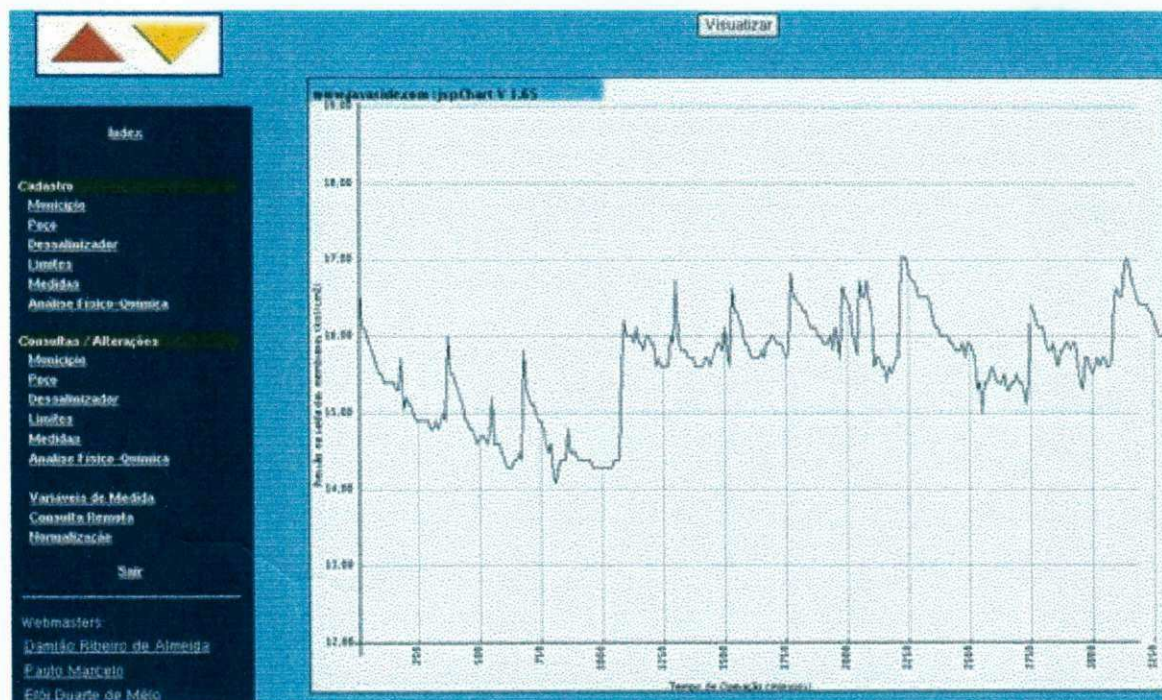


Figura 4.22: Variação da pressão de saída das membranas do SDP para água de Riacho de Santo Antônio – PB.

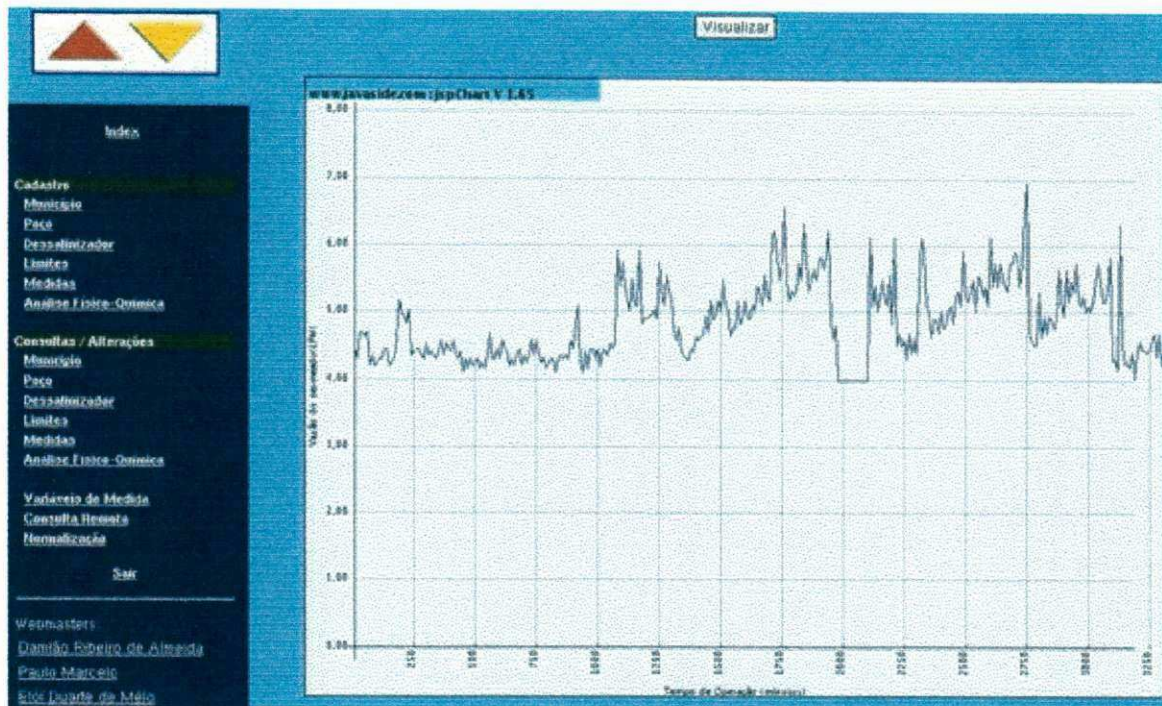


Figura 4.23: Variação da vazão de permeado do SDP para água de Riacho de Santo Antônio – PB.

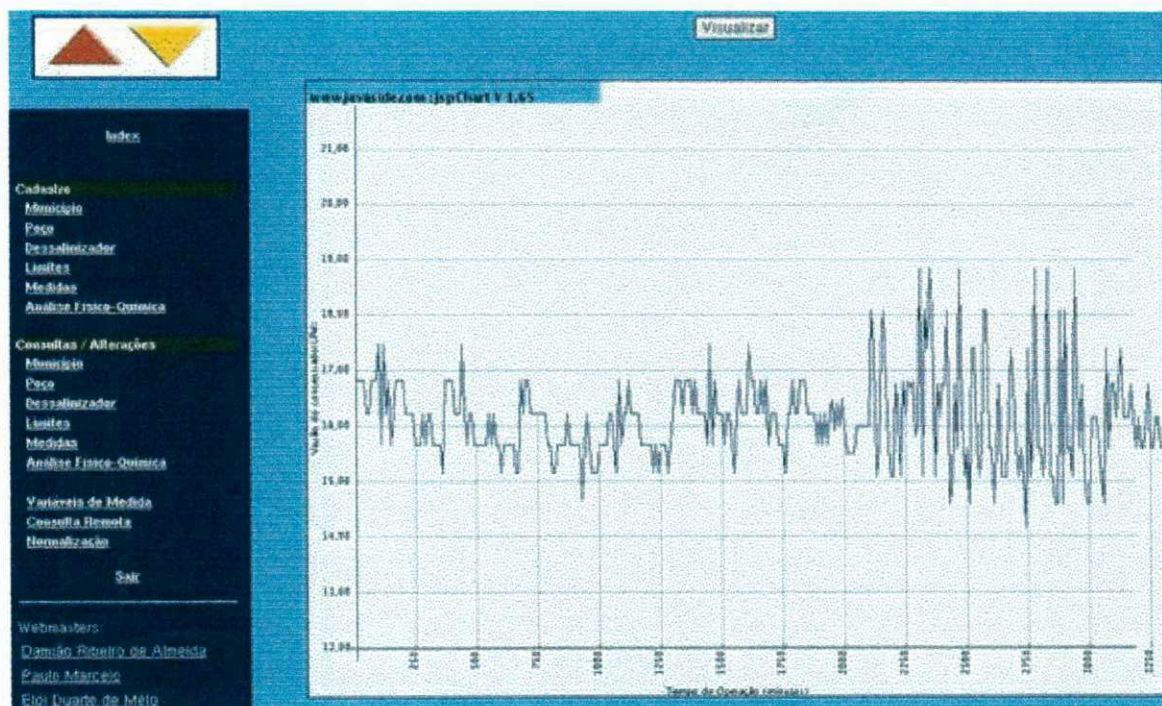


Figura 4.24: Variação da vazão de concentrado do SDP para água de Riacho de Santo Antônio – PB.

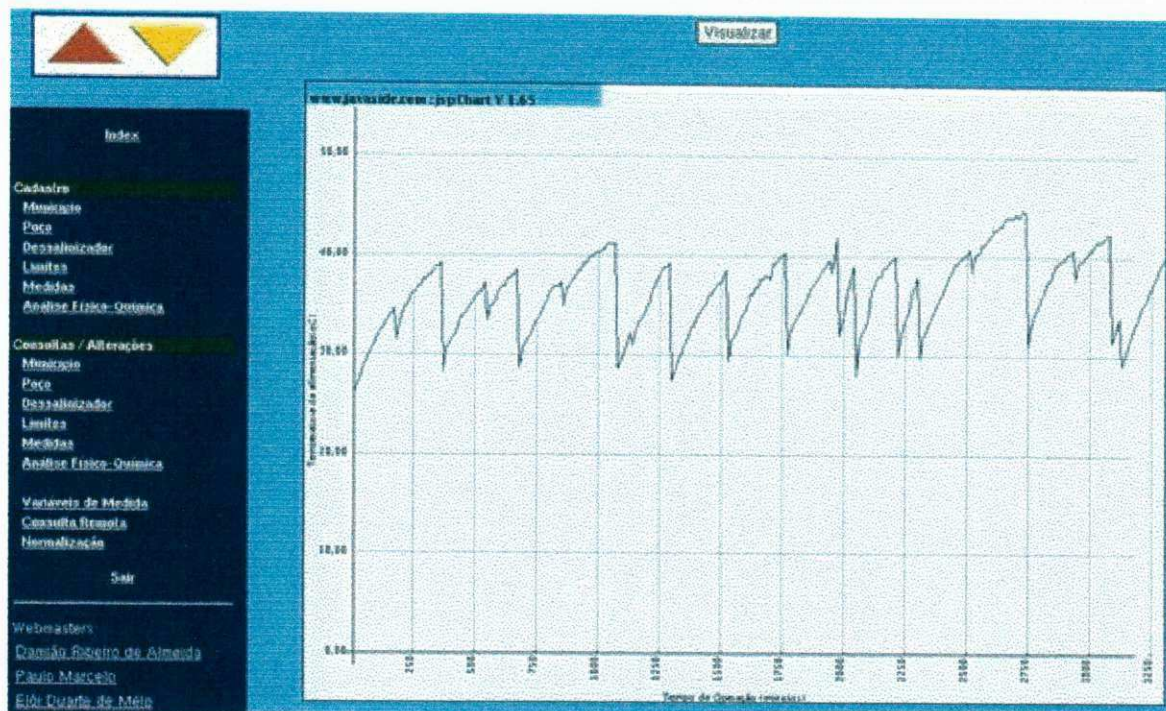


Figura 4.25: Variação da temperatura da água de alimentação do SDP para água de Riacho de Santo Antônio – PB.

Localização:

Município: Campina Grande - PB

Poço: LABDES

ID: 40

Exibir gráficos das variáveis

Apagar	Data			(kg/cm^2)				(LPM)		T (°C)	pH	TDS (mg/l)
	Dia	Mes	Ano	P1	P2	P3	P4	Q1	Q2			
<input type="checkbox"/>	18	8	2004	1,45	1,5	16,93	16,83	16,83	4,46	25,87	7,66	10267,
<input type="checkbox"/>	18	8	2004	1,45	1,5	16,96	16,12	16,83	4,3	27,05	7,66	10267,
<input type="checkbox"/>	18	8	2004	1,45	1,5	16,57	16,12	16,83	4,7	27,44	7,66	10267,
<input type="checkbox"/>	18	8	2004	1,45	1,5	16,48	16,01	16,83	4,7	26,22	7,66	10267,
<input type="checkbox"/>	18	8	2004	1,45	1,5	16,29	15,91	16,23	4,64	29,01	7,66	10267,
<input type="checkbox"/>	18	8	2004	1,45	1,5	16,29	15,81	16,23	4,7	29,4	7,66	10267,
<input type="checkbox"/>	18	8	2004	1,45	1,5	16,2	15,71	16,83	4,2	30,16	7,76	10267,
<input type="checkbox"/>	18	8	2004	1,45	1,5	16,11	15,61	16,83	4,36	30,56	7,76	10267,
<input type="checkbox"/>	18	8	2004	1,45	1,5	16,02	15,5	16,83	4,2	30,97	7,76	10267,
<input type="checkbox"/>	18	8	2004	1,45	1,5	15,93	15,5	17,48	4,25	31,75	7,76	10267,
<input type="checkbox"/>	18	8	2004	1,45	1,5	15,84	15,4	15,67	4,3	32,14	7,76	10267,
<input type="checkbox"/>	18	8	2004	1,45	1,5	15,84	15,4	17,48	4,3	32,54	7,76	10267,
<input type="checkbox"/>	18	8	2004	1,45	1,5	15,84	15,4	16,23	4,46	32,93	7,66	10267,
<input type="checkbox"/>	18	8	2004	1,45	1,5	15,84	15,4	16,83	4,46	33,32	7,66	10267,
<input type="checkbox"/>	18	8	2004	1,45	1,5	15,84	15,4	15,67	4,2	33,71	7,66	10267,
<input type="checkbox"/>	18	8	2004	1,45	1,5	15,74	15,3	16,23	4,25	34,1	7,66	10267,
<input type="checkbox"/>	18	8	2004	1,45	1,5	15,65	15,3	16,83	4,3	34,5	7,66	10267,
<input type="checkbox"/>	18	8	2004	1,45	1,5	16,02	15,71	16,83	4,58	31,36	7,66	10267,

Índice

- Cadastro
- Município
- Poço
- Dessalinizador
- Limites
- Medidas
- Análise Físico-Química
- Consultas / Alterações
- Município
- Poço
- Dessalinizador
- Limites
- Medidas
- Análise Físico-Química
- Variáveis de Medida
- Consulta Simples
- Normalização
- Sair

Webmasters

Damião Ribeiro de Almeida

Paulo Marcelo

Eliú Duarte de Melo

Figura 4.26: Tabela de variáveis do SDP monitoradas.

5. CONCLUSÕES

- A recuperação do sistema aumentou de forma linear com o aumento da pressão de operação, mantendo o mesmo comportamento para os diferentes tipos de pré-tratamento.
- A adição de HCl junto com o *Flocon*, proporcionou uma diminuição no risco de incrustação do carbonato de cálcio, o qual foi observado através dos Índices de Saturação de Langelier.
- O pré-tratamento com adição do HCl aumentou a concentração do íons Cl^- na alimentação enquanto que sua adição junto como *Flocon* observou-se uma diminuição.
- Em função das análises físico-químicas do permeado pode-se observar melhor o efeito dos pré-tratamentos, assim como segue: a concentração dos íons divalentes diminuíram com a adição do *Flocon*, HCl e *Flocon* + HCl juntos. Mas para o caso dos íons monovalentes Na^+ e Cl^- diminuíram com a adição do *Flocon* e aumentaram com a adição do HCl e *Flocon* + HCl.
- Para o pré-tratamento com *Flocon* + HCl os íons também aumentaram em relação as suas concentrações sem pré-tratamento. Todavia a somatória da concentração iônica da água permeada permaneceu dentro dos padrões de potabilidade.
- O pré-tratamento com HCl e *Flocon* + HCl tornou o pH do permeado e do concentrado menor do que as demais situações estudadas. No pré-tratamento com o *Flocon* houve uma tendência de aumento do pH tanto do permeado como do concentrado.
- A limpeza química dos elementos de membranas mostrou-se como uma ferramenta importante para o aumento do tempo de vida útil das membranas.
- Conclui-se em função do presente trabalho é interessante estudar a qualidade da água de alimentação para se determinar um pré-tratamento adequado a favor do desempenho das membranas.

CAPÍTULO VI

6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

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

AMJAD, Z., Reverse Osmosis: Membrane Technology, Water Chemistry & Industrial Applications, Van Nostrand-Reinold, New York, 1993.

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 & Industrial Applications, Van Nostrand-Reinold, New York, 1993.

BUROS, O.K., O ABC da Dessalinização. Associação Internacional de Dessalinização (IDA), Massachusetts, 1990.

CLESCERI, L. S., GREENBERG, A. E., EATON, A. D., Standard Methods – For the Examination of Water end Wastewater, 20 Ed. EUA, 1998.

DOW LATIN AMERICA, A tecnologia de membrana de osmose reversa. Boletim Técnico, 1996.

EDSTROM. http://www.edstrom.com/Resoirces.cfm?doc_id=161, 2003

FILHO, A. B. L., Estudo e desenvolvimento de um sistema de dessalinização via osmose inversa para pequenas comunidades, fazendo uso de painéis fotovoltaicos. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), UFPB, Campina Grande – PB, 2000.

FILMTEC, Tech Manual, Dow Chemical Company, 1995.

FILTEAU, G. & MOSS, P., Ultra-low pressure RO membranes: an analysis of performance and cost. *Desalination* 113: 147-152, 1997.

FLOWDOSE, Version 3.1, By BioLab Water Additives, 1999.

FRANÇA, K. B., Aumento da Vida Útil de Sistemas de Dessalinização no Campo: Análise, e Manutenção Remota, Projeto CT-Hidro 01/2001-CNPq, 2001.

FRANÇA, K. B., FORMIGA, M. M., ALMEIDA, D. R., VASCONCELOS, W. R., FILHO, W. C. C., BRASILEIRO, F. V., Desenvolvimento de um sistema de monitoração remota de dessalinizadores. In: 4º CITEM – Congresso Ibero-americano em Ciência e Tecnologia de Membranas, pp. 681-686, Florianópolis – SC, 2003.

FRANÇA, K. B., Curso de limpeza química de membranas de sistemas de dessalinização via osmose inversa. Laboratório de Referência em Dessalinização - LABDES, Campina Grande – PB, 2004.

GERARD, R., HACHISUKA, H., HIROSE, M., New membrane developments expanding the horizon for the application of reverse osmosis technology. *Desalination* 119: 47-55, 1991.

GHAFOUR, E. E. A., Enhancing RO system performance utilizing antiscalants. *Desalination* 153: 149-153, 2002.

GWON, E., YU M., OH H., YLEE Y., Fouling characteristics of NF and RO operated for removal of dissolved matter from groundwater. *Water Research* 37: 2989-2997, 2003.

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.

HÖFERT, R., Variable speed turbo couplings used as pump drive in desalination plants. *Desalination* 125: 181-189, 1999.

LIRA, R.H.P., MÉLO E.D., SILVA S.K., FRANÇA K. B., Desempenho de um protótipo de equipamento de dessalinização via osmose inversa para águas salobras de poços tubulares. In: 4º CITEM – Congresso Ibero-americano em Ciência e Tecnologia de Membranas, pp. 256-261, Florianópolis – SC, 2003.

MANUAL DE DESSALINIZAÇÃO PARA PLANEJADORES, Secretaria de Recuperação, Engenharia e Centro de Pesquisas de Denver, Colorado, EUA. Primeira Edição, 1972.

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

MALLEVIALLE, J., ODENDAAL, P.E. & WIESNER, M.R., The emergence of membranes in water and wastewater treatment. In: Joel Mallevalle et al (eds), Water Treatment Membrane Processes, pp. 1.1-1.10. McGraw Hill, New York, 1996.

OLIVEIRA, A. R., Desempenho de um sistema de dessalinização via osmose inversa, em escala piloto, alimentado por painéis fotovoltaicos. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), UFCG, Campina Grande – PB, 2002.

REDONDO, J. A. & CASAÑAS, A., Mature and novel desalination experiences with the FILMTEC SW30HR-380 and SW30HR-320 elements. Desalination 125: 1-8, 1999.

ROPRO, Reverse Osmosis System Projection, Version 7.0, Koch Membrane Systems, 2001.

ROSA, Reverse Osmosis System Analysis, Version 4.30, Dow Chemical Company, 2000.

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

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

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

SOUSA, S. E. H., Normalização de sistemas de dessalinização via osmose inversa. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), UFCG, Campina Grande – PB, 2003.

TAYLOR, J. S. & JACOBS, E.P., Reverse osmosis and nanofiltration. In: Joel Mallevalle et al (eds), Water Treatment Membrane Processes, pp. 9.1-9.70. McGraw Hill, New York, 1996.

VROUWENVELDER, J.S. & KOOIJ, D. van der, Diagnosis of fouling problems of NF and RO membrane installations by a quick scan. Desalination 153: 121-124, 2002.

WIESNER, M. R. & APTEL, P., Mass transport and permeate flux and fouling in pressure-driven processes. In: Joel Mallevalle et al (eds), Water Treatment Membrane Processes, pp. 4.1-4.30. McGraw Hill, New York, 1996.

WILL, M. & KLINKO, K., Improved performance and cost reduction of RO seawater systems using pretreatment. Membrane Technology 113: 5-8, 1999.

CAPÍTULO VII

7. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

O desenvolvimento deste trabalho mostrou uma grande variedade de perspectivas a serem estudadas com o propósito de manter a qualidade da água permeada e proteger as membranas contra incrustações.

Considerando que a região do Semi-árido do nordeste apresenta na sua maioria águas carbonatadas, poder-se-ia desenvolver um estudo para avaliar o pré-tratamento com HCl, incluindo também o uso de outros tipos de anti-incrustantes.

Desenvolver um estudo para gerenciar o custo do consumo destes pré-tratamentos em função da concentração iônica e de outros componentes presentes na água de alimentação.

- **Estrutura Metálica do SDP e do SLQ**

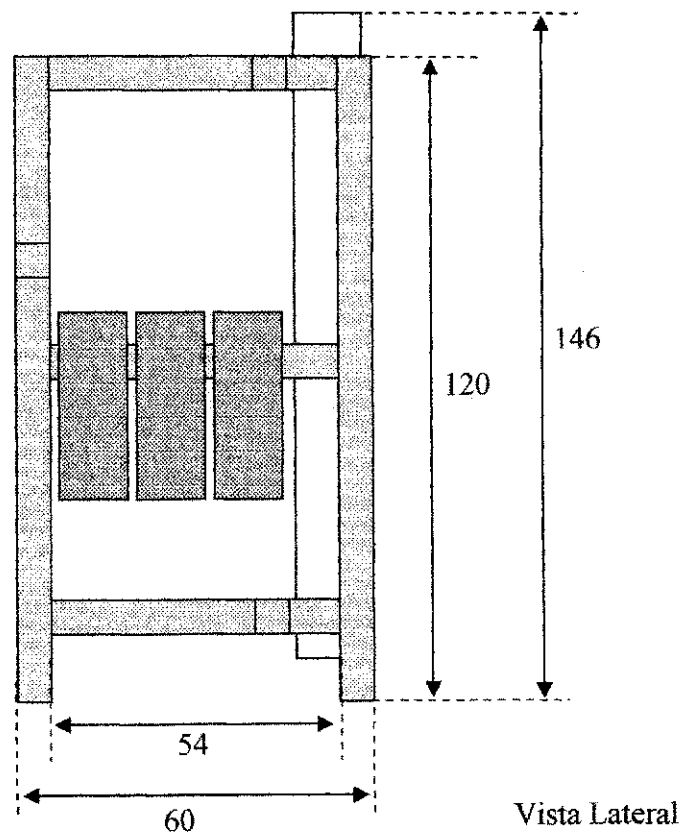
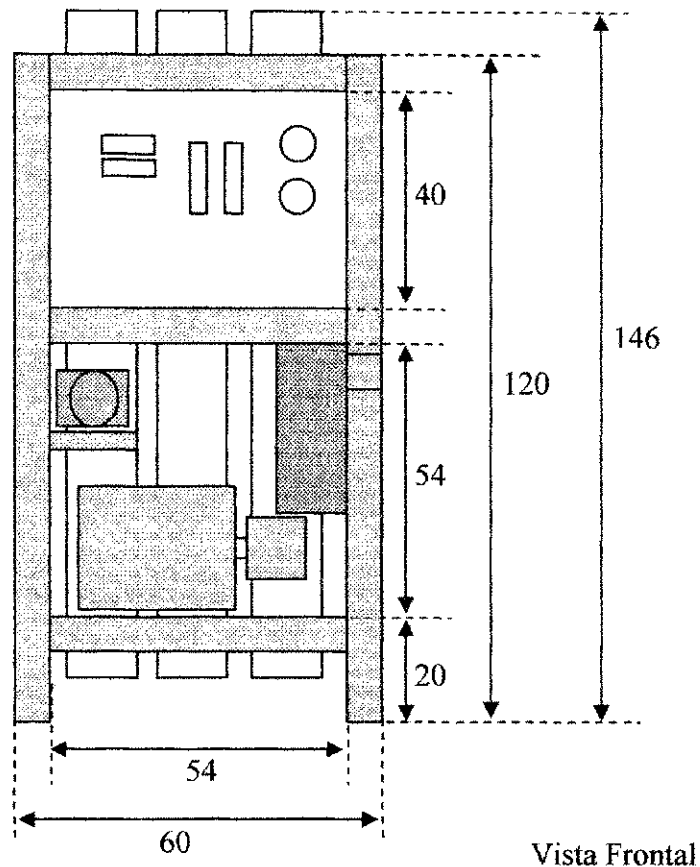


Figura 01-A – Estrutura metálica do SDP.

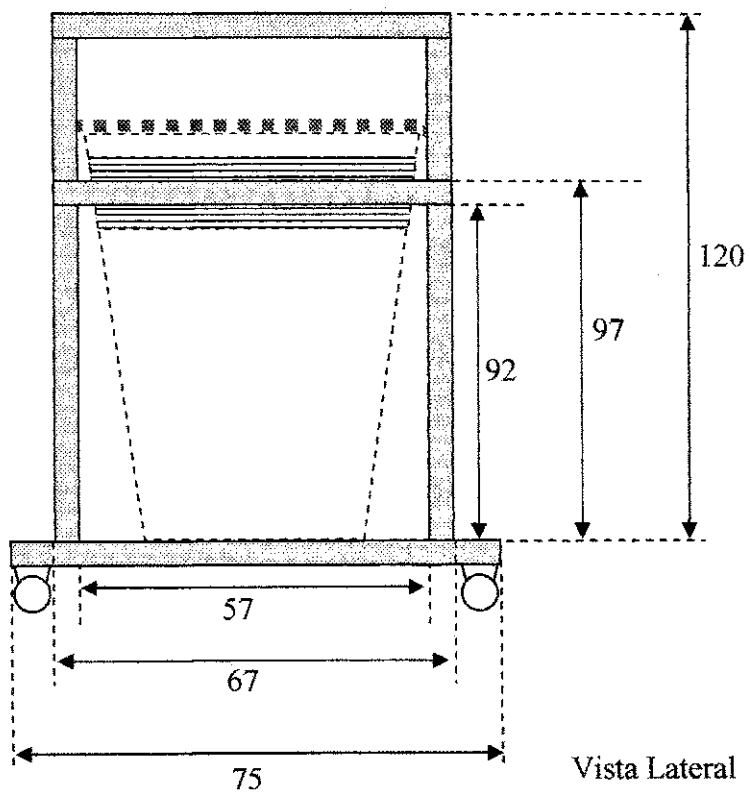
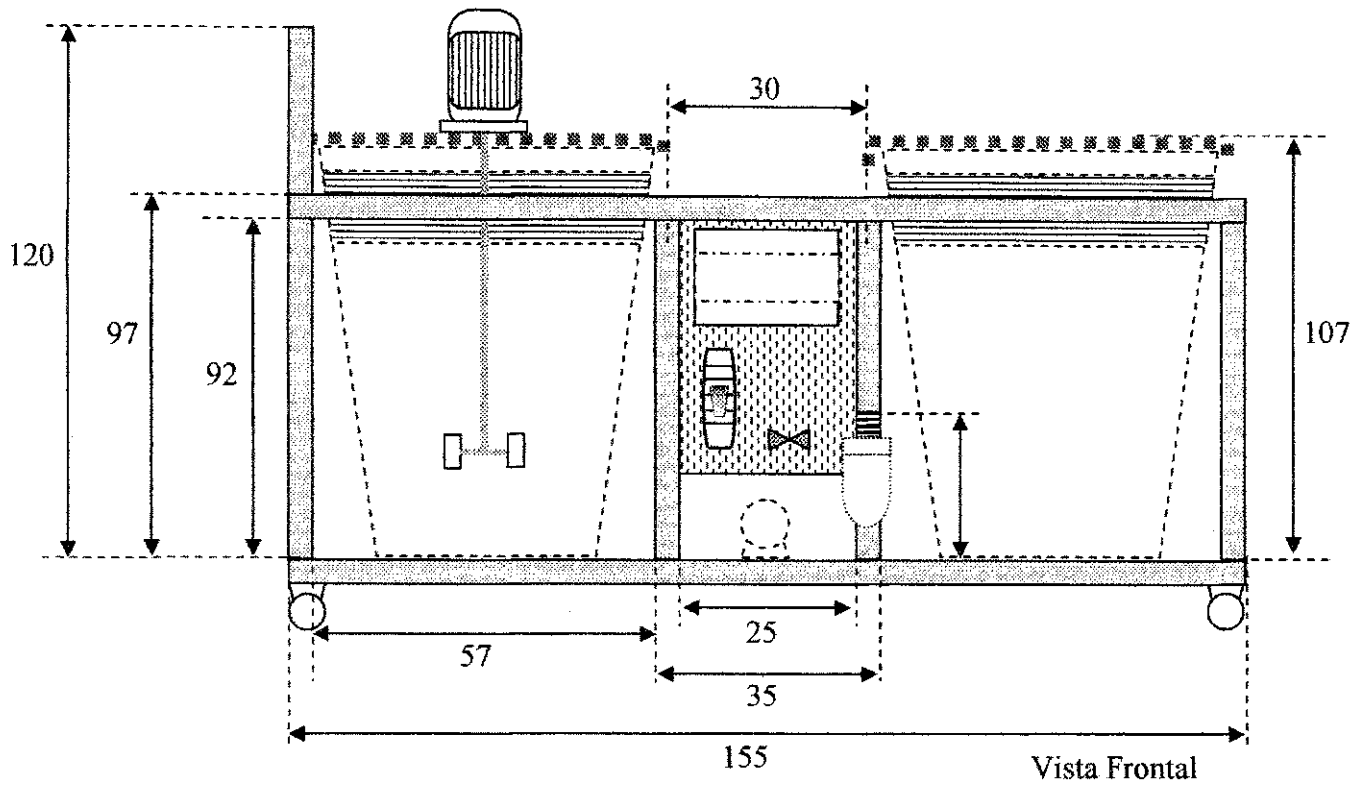


Figura 02-A – Estrutura metálica do SLQ.

- **Monitoramento do SDP**

Tabela 4.1: Monitoramento da condutividade elétrica, vazão e pH do permeado do SDP, da água de Riacho de Santo Antônio – PB, para uma pressão de 14 kgf/cm².

k _a =	13,40 mS/cm	13,56 mS/cm	13,25 mS/cm	13,37 mS/cm	Q _p (LPM)			
t (min)	k _p (mS/cm)				Sem pré-trat.	Com pré-trat. (Flocon)	Com pré-trat. (HCl)	Com pré-trat. (Flocon + HCl)
	Sem pré-trat.	Com pré-trat. (Flocon)	Com pré-trat. (HCl)	Com pré-trat. (Flocon + HCl)				
5	0,264	0,289	0,266	0,304	3,5	3	3	3
10	0,266	0,280	0,262	0,300	3,5	3	3	3
15	0,270	0,282	0,260	0,306	3,5	3	3	3
20	0,271	0,283	0,265	0,309	3,5	3	3	3
25	0,280	0,278	0,267	0,318	3,5	3	3	3
30	0,252	0,273	0,270	0,334	3,5	3	3	3
35	0,251	0,271	0,274	0,342	3,5	3	3	3
40	0,267	0,274	0,272	0,345	3,5	3	3	3
45	0,278	0,275	0,280	0,357	3,5	3	3	3
50	0,275	0,279	0,284	0,368	3,5	3	3	3
55	0,280	0,275	0,286	0,380	3,5	3	3	3
60	0,283	0,276	0,290	0,380	3,5	3	3	3
pH	5,85	6,43	6,63	5,73	r = 21,21%	18,75%	18,75%	18,75%

Tabela 4.2: Monitoramento da condutividade elétrica, vazão e pH do permeado do SDP, da água de Riacho de Santo Antônio – PB, para uma pressão de 16 kgf/cm².

k _a =	14,14 mS/cm	13,30 mS/cm	13,41 mS/cm	13,42 mS/cm	Q _p (LPM)			
t (min)	k _p (mS/cm)				Sem pré-trat.	Com pré-trat. (Flocon)	Com pré-trat. (HCl)	Com pré-trat. (Flocon + HCl)
	Sem pré-trat.	Com pré-trat. (Flocon)	Com pré-trat. (HCl)	Com pré-trat. (Flocon + HCl)				
5	0,271	0,248	0,274	0,349	4,5	4	4,5	4
10	0,261	0,249	0,276	0,365	4,5	4	4,5	4
15	0,266	0,255	0,279	0,363	4,5	4	4,5	4
20	0,264	0,254	0,279	0,365	4,5	4	4,5	4
25	0,266	0,257	0,282	0,369	4,5	4	4,5	4
30	0,269	0,259	0,283	0,375	4,5	4	4,5	4
35	0,269	0,258	0,287	0,380	4,5	4	4,5	4
40	0,273	0,258	0,293	0,387	4,5	4	4,5	4
45	0,272	0,259	0,293	0,388	4,5	4	4,5	4
50	0,273	0,260	0,295	0,389	4,5	4	4,5	4
55	0,273	0,290	0,300	0,399	4,5	4	4,5	4
60	0,273	0,261	0,302	0,399	4,5	4	4,5	4
pH	5,87	6,20	5,58	5,61	r = 27,27%	25,00%	27,61%	25,00%

Tabela 4.3: Monitoramento da condutividade elétrica, vazão e pH do permeado do SDP, da água de Riacho de Santo Antônio – PB, para uma pressão de 18 kgf/cm².

k _a =	13,88 mS/cm	12,35 mS/cm	13,20 mS/cm	13,64 mS/cm	Q _p (LPM)			
t (min)	k _p (mS/cm)				Sem pré-trat.	Com pré-trat. (Flocon)	Com pré-trat. (HCl)	Com pré-trat. (Flocon + HCl)
	Sem pré-trat.	Com pré-trat. (Flocon)	Com pré-trat. (HCl)	Com pré-trat. (Flocon + HCl)				
5	0,252	0,254	0,258	0,337	5,5	5,5	5	5
10	0,257	0,256	0,260	0,387	5,5	5,5	5	5
15	0,259	0,255	0,263	0,392	5,5	5,5	5	5
20	0,258	0,256	0,264	0,398	5,5	5,5	5	5
25	0,259	0,256	0,265	0,405	5,5	5,5	5	5
30	0,257	0,257	0,265	0,410	5,5	5,5	5	5
35	0,257	0,256	0,272	0,421	5,5	5,5	5	5
40	0,261	0,257	0,275	0,429	5,5	5,5	5	5
45	0,259	0,258	0,275	0,425	5,5	5,5	5	5
50	0,262	0,257	0,276	0,398	5,5	5,5	5	5
55	0,265	0,258	0,277	0,399	5,5	5,5	5	5
60	0,266	0,257	0,279	0,400	5,5	5,5	5	5
pH	5,89	6,17	5,59	5,58	r = 34,38%	34,38%	31,25%	32,26%

Tabela 4.4: Monitoramento da condutividade elétrica, vazão e pH do permeado do SDP, da água de Riacho de Santo Antônio – PB, para uma pressão de 20 kgf/cm².

k _a =	13,21 mS/cm	11,89 mS/cm	13,4 mS/cm	13,71 mS/cm	Q _p (LPM)			
t (min)	k _p (mS/cm)				Sem pré-trat.	Com pré-trat. (Flocon)	Com pré-trat. (HCl)	Com pré-trat. (Flocon + HCl)
	Sem pré-trat.	Com pré-trat. (Flocon)	Com pré-trat. (HCl)	Com pré-trat. (Flocon + HCl)				
5	0,279	0,265	0,277	0,354	7,5	7	6	6
10	0,290	0,266	0,277	0,360	7,5	7	6	6
15	0,298	0,268	0,279	0,364	7,5	7	6	6
20	0,300	0,268	0,284	0,372	7,5	7	6	6
25	0,303	0,269	0,285	0,371	7,5	7	6	6
30	0,307	0,270	0,289	0,376	7,5	7	6	6
35	0,302	0,268	0,292	0,384	7,5	7	6	6
40	0,303	0,270	0,295	0,385	7,5	7	6	6
45	0,304	0,268	0,298	0,386	7,5	7	6	6
50	0,302	0,268	0,302	0,392	7,5	7	6	6
55	0,304	0,270	0,303	0,395	7,5	7	6	6
60	0,305	0,271	0,303	0,394	7,5	7	6	6
pH	5,79	6,15	5,71	5,80	r = 45,45%	43,75%	38,71%	38,71%

Tabela 4.5: Monitoramento da condutividade elétrica, vazão e pH do concentrado do SDP, da água de Riacho de Santo Antônio – PB, para uma pressão de 14 kgf/cm².

k _s =	13,40 mS/cm	13,56 mS/cm	13,25 mS/cm	13,37 mS/cm	Q _c (LPM)			
t (min)	k _c (mS/cm)				Sem pré-trat.	Com pré-trat. (Flocon)	Com pré-trat. (HCl)	Com pré-trat. (Flocon + HCl)
	Sem pré-trat.	Com pré-trat. (Flocon)	Com pré-trat. (HCl)	Com pré-trat. (Flocon + HCl)				
5	20,36	18,54	18,38	18,65	13	13	13	13
10	20,60	18,25	18,64	18,48	13	13	13	13
15	21,00	18,17	18,38	18,70	13	13	13	13
20	21,10	18,18	18,43	18,48	13	13	13	13
25	21,10	18,19	18,44	18,64	13	13	13	13
30	19,08	18,21	18,41	18,78	13	13	13	13
35	19,50	18,20	18,51	18,84	13	13	13	13
40	20,90	18,24	18,31	18,77	13	13	13	13
45	20,90	18,29	18,59	18,77	13	13	13	13
50	20,90	18,34	18,55	18,86	13	13	13	13
55	21,20	18,25	18,50	18,90	13	13	13	13
60	21,10	18,24	18,57	18,72	13	13	13	13
pH	7,34	6,78	6,80	6,78				

Tabela 4.6: Monitoramento da condutividade elétrica, vazão e pH do concentrado do SDP, da água de Riacho de Santo Antônio – PB, para uma pressão de 16 kgf/cm².

k _s =	14,14 mS/cm	13,30 mS/cm	13,41 mS/cm	13,42 mS/cm	Q _c (LPM)			
t (min)	k _c (mS/cm)				Sem pré-trat.	Com pré-trat. (Flocon)	Com pré-trat. (HCl)	Com pré-trat. (Flocon + HCl)
	Sem pré-trat.	Com pré-trat. (Flocon)	Com pré-trat. (HCl)	Com pré-trat. (Flocon + HCl)				
5	23,50	20,50	20,80	21,20	12	12	11,8	12
10	23,00	20,50	21,10	20,80	12	12	11,8	12
15	23,20	20,40	20,70	21,20	12	12	11,8	12
20	23,00	20,70	20,70	21,00	12	12	11,8	12
25	23,10	20,90	21,00	21,10	12	12	11,8	12
30	23,40	20,90	20,80	21,00	12	12	11,8	12
35	23,20	20,80	21,00	21,20	12	12	11,8	12
40	23,30	20,70	21,30	21,30	12	12	11,8	12
45	23,50	20,80	21,00	21,20	12	12	11,8	12
50	23,30	20,70	21,30	21,20	12	12	11,8	12
55	23,20	20,80	21,50	21,20	12	12	11,8	12
60	23,10	20,80	21,60	21,20	12	12	11,8	12
pH	7,37	6,78	6,44	6,53				

Tabela 4.7: Monitoramento da condutividade elétrica, vazão e pH do concentrado do SDP, da água de Riacho de Santo Antônio – PB, para uma pressão de 18 kgf/cm².

k _a =	13,88 mS/cm	12,35 mS/cm	13,20 mS/cm	13,64 mS/cm	Q _c (LPM)			
t (min)	k _c (mS/cm)				Sem pré-trat.	Com pré-trat. (Flocon)	Com pré-trat. (HCl)	Com pré-trat. (Flocon + HCl)
	Sem pré-trat.	Com pré-trat. (Flocon)	Com pré-trat. (HCl)	Com pré-trat. (Flocon + HCl)				
5	25,90	23,30	22,50	23,50	10,5	10,5	11	10,5
10	25,50	23,50	22,60	23,40	10,5	10,5	11	10,5
15	26,00	23,50	22,60	23,60	10,5	10,5	11	10,5
20	25,70	23,30	22,60	23,50	10,5	10,5	11	10,5
25	25,80	23,30	22,40	23,50	10,5	10,5	11	10,5
30	25,50	23,50	22,40	23,60	10,5	10,5	11	10,5
35	25,60	23,30	22,70	23,50	10,5	10,5	11	10,5
40	26,20	23,40	22,60	23,50	10,5	10,5	11	10,5
45	26,10	23,50	22,70	23,60	10,5	10,5	11	10,5
50	26,00	23,40	22,70	23,40	10,5	10,5	11	10,5
55	26,00	23,40	22,80	23,50	10,5	10,5	11	10,5
60	26,10	23,20	22,80	23,60	10,5	10,5	11	10,5
pH	7,38	6,83	6,39	6,14				

Tabela 4.8: Monitoramento da condutividade elétrica, vazão e pH do concentrado do SDP, da água de Riacho de Santo Antônio – PB, para uma pressão de 20 kgf/cm².

k _a =	13,21 mS/cm	11,89 mS/cm	13,4 mS/cm	13,71 mS/cm	Q _c (LPM)			
t (min)	k _c (mS/cm)				Sem pré-trat.	Com pré-trat. (Flocon)	Com pré-trat. (HCl)	Com pré-trat. (Flocon + HCl)
	Sem pré-trat.	Com pré-trat. (Flocon)	Com pré-trat. (HCl)	Com pré-trat. (Flocon + HCl)				
5	29,20	25,80	25,30	25,70	9	9	9,5	9,5
10	29,60	25,80	25,50	25,80	9	9	9,5	9,5
15	30,00	25,90	25,30	26,00	9	9	9,5	9,5
20	30,10	25,80	25,40	26,10	9	9	9,5	9,5
25	30,30	25,90	25,30	26,10	9	9	9,5	9,5
30	30,20	25,90	25,40	26,10	9	9	9,5	9,5
35	30,20	26,00	25,60	26,30	9	9	9,5	9,5
40	30,10	26,00	25,60	26,10	9	9	9,5	9,5
45	29,90	25,90	25,60	26,20	9	9	9,5	9,5
50	30,10	26,10	25,70	26,00	9	9	9,5	9,5
55	29,90	26,00	25,60	26,00	9	9	9,5	9,5
60	30,40	26,10	25,70	26,00	9	9	9,5	9,5
pH	7,26	6,67	6,32	5,90				

Tabela 4.9: Monitoramento do dessalinizador durante a limpeza química dos elementos de membranas.

PLANILHA DE MONITORAMENTO DO DESSALINIZADOR DURANTE A LIMPEZA QUÍMICA

Tempo	Kp (mS)	Kr (mS)	K água bruta (mS)	pH p	pH r	pH bruta
Antes da limpeza	0,09	1,20	0,745	6,98	8,01	8,05
P1 (Kgf/cm ²)	P2 (Kgf/cm ²)	P3 (Kgf/cm ²)	P4 (Kgf/cm ²)	P5 (Kgf/cm ²)	Qp L/min	Qc L/min
		10,34	8,97		3	14

Tempo	Kp (mS)	Kr (mS)	K água bruta (mS)	pH p	pH r	pH bruta
Após a limpeza	0,04	0,898	0,707	6,50	7,85	7,65
P1 (Kgf/cm ²)	P2 (Kgf/cm ²)	P3 (Kgf/cm ²)	P4 (Kgf/cm ²)	P5 (Kgf/cm ²)	Qp L/min	Qc L/min
		10,50	10,00		3,5	14

Durante a limpeza	Kr (μS)	pH r	Durante a limpeza	Kr (μS)	pH r
10	282	3,20	15	359	3,39
20	282	3,24	30	368	3,42
30	282	3,35	45	389	3,42
40	282	3,38	60 (2 h)	389	3,42
50	292	3,40	15	390	3,46
60	304	3,38	30	393	3,46
70	316	3,38	45	--	--
1,5 h	Espera (memb. de molho)		60 (3 h)	--	--
15	319	3,37	15	--	--
30	317	3,37	30	--	--
45	325	3,39	45	--	--
60 (1 h)	341	3,40	60 (4 h)	--	--

- **Análises físico-química das amostras de águas**

Tabela 4.10: Análise físico-química das amostras de águas coletadas do SDP, para a água de Riacho de Santo Antônio – PB.

Parâmetros	VMP *	Sem Pré-trat.			Sem Pré-trat.		
		P= 14 kgf/cm ²			P= 16 kgf/cm ²		
		Alim 1	Perm 1	Conc 1	Alim 2	Perm 2	Conc 2
Condutividade elétrica, µmho/cm a 25°C		12930,0	281,0	16250,0	11010,0	285,0	18640,0
Potencial Hidrogeniônico, pH	6,5 a 8,5	7,1	6,4	7,7	7,6	6,3	7,6
Turbidez, (uT)	1,0 a 5,0	0,7	0,4	0,0	0,2	0,0	0,1
Cor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Odor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Sabor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Dureza em Cálcio, mg/L Ca ⁺⁺		780,5	7,6	1115,5	682,0	6,6	1237,0
Dureza em Magnésio, mg/L Mg ⁺⁺		589,8	2,3	791,4	552,9	4,9	947,1
Dureza Total, mg/L CaCO ₃	500	4408,8	28,5	6086,3	4008,8	37,0	7038,8
Sódio, mg/L Na ⁺		887,1	47,4	2404,5	1619,5	52,5	3020,1
Potássio, mg/L K ⁺		20,5	1,3	55,9	38,1	7,1	63,8
Ferro Total, mg/L	0,3	0,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Manganês, mg/L Mn ⁺⁺	0,05	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Hidróxidos, mg/L CaCO ₃		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Carbonatos, mg/L CaCO ₃		0,0	0,0	338,0	188,0	0,0	202,0
Alcalinidade em Bicarb., mg/L CaCO ₃		490,0	15,6	212,0	177,0	15,6	568,0
Alcalinidade Total, mg/L CaCO ₃		490,0	15,6	550,0	365,0	15,6	770,0
Sulfato, mg/L SO ₄ ⁻	400,0	420,0	12,9	1600,0	1180,0	8,0	1880,0
Cloreto, mg/L Cl ⁻	250,0	3940,5	70,3	6441,5	4194,3	66,7	7597,0
Nitrato, mg/L NO ₃ ⁻	10,0	0,2	7,5	0,4	0,2	5,6	0,4
Nitrito, mg/L NO ₂ ⁻	1,0	0,1	0,0	0,2	0,1	0,0	0,2
Sílica, mg/L SiO ₂		14,8	0,0	15,6	13,4	0,2	14,5
Sólidos Totais Dissolvidos, mg/L	1000,0	9705,0	334,0	13420,0	8996,0	281,0	15294,0
ISL		1,07	-3,01	1,79	1,37	-3,16	1,94

* VMP - Valor Máximo Permissível ou recomendável pela Legislação Brasileira (PORTARIA 1469/00 MS)

Tabela 4.10: Continuação

Parâmetros	VMP *	Sem Pré-trat.			Sem Pré-trat.		
		P= 18 kgf/cm ²			P= 20 kgf/cm ²		
		Alim 3	Perm 3	Conc 3	Alim 4	Perm 4	Conc 4
Condutividade elétrica, $\mu\text{mho/cm}$ a 25°C		12010,0	281,0	21400,0	11640,0	341,0	25800,0
Potencial Hidrogeniônico, pH	6,5 a 8,5	7,8	6,5	7,5	7,7	6,3	7,4
Turbidez, (uT)	1,0 a 5,0	0,1	0,0	0,3	0,0	0,2	0,0
Cor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Odor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Sabor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Dureza em Cálcio, mg/L Ca ⁺⁺		692,0	11,0	1696,5	650,0	3,2	1920,0
Dureza em Magnésio, mg/L Mg ⁺⁺		531,6	0,1	898,8	521,1	1,3	1138,8
Dureza Total, mg/L CaCO ₃	500	3945,0	28,0	7986,3	3796,3	13,5	9545,0
Sódio, mg/L Na ⁺		1559,6	48,6	3007,7	1589,4	57,8	1559,6
Potássio, mg/L K ⁺		39,5	1,3	72,2	39,5	1,5	38,1
Ferro Total, mg/L	0,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,1	0,1
Manganês, mg/L Mn ⁺⁺	0,05	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Hidróxidos, mg/L CaCO ₃		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Carbonatos, mg/L CaCO ₃		124,0	0,0	316,0	228,0	0,0	560,0
Alcalinidade em Bicarb., mg/L CaCO ₃		193,0	4,0	140,0	67,0	4,0	40,0
Alcalinidade Total, mg/L CaCO ₃		317,0	4,0	456,0	295,0	4,0	600,0
Sulfato, mg/L SO ₄ ²⁻	400,0	1048,1	13,6	1876,8	935,7	12,7	1019,9
Cloreto, mg/L Cl ⁻	250,0	4295,5	64,6	8654,9	4086,1	71,0	11232,2
Nitrato, mg/L NO ₃ ⁻	10,0	0,3	3,3	0,7	0,3	3,9	0,6
Nitrito, mg/L NO ₂ ⁻	1,0	0,1	0,0	0,2	0,1	0,0	0,3
Sílica, mg/L SiO ₂		15,6	0,3	18,1	15,2	0,5	19,6
Sólidos Totais Dissolvidos, mg/L	1000,0	8729,0	169,0	16740,0	8540,0	276,0	20312,0
ISL		1,44	-3,29	1,74	1,32	-4,05	1,81

*VMP - Valor Máximo Permissível ou recomendável pela Legislação Brasileira (PORTARIA 1469/00 MS)

Tabela 4.10: Continuação

Parâmetros	VMP *	Com Pré-trat. (Flocon)				Com Pré-trat. (Flocon)			
		P= 14 kgf/cm ²				P= 16 kgf/cm ²			
		Alim 5	Alim. 5 após Pré-T	Perm 5	Conc 5	Alim 6	Alim. 6 após Pré-T	Perm 6	Conc 6
Condutividade elétrica, µmho/cm a 25°C		11897,5	11740,0	311,0	15440,0	11630,0	11640,0	247,0	16770,0
Potencial Hidrogeniônico, pH	6,5 a 8,5	7,5	7,8	6,8	7,7	7,8	7,7	6,8	7,6
Turbidez, (uT)	1,0 a 5,0	0,2	0,3	0,1	0,1	0,1	0,3	0,3	0,3
Cor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Odor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Sabor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Dureza em Cálcio, mg/L Ca ⁺⁺		701,1	662,5	3,6	926,0	676,5	641,5	2,2	1168,0
Dureza em Magnésio, mg/L Mg ⁺⁺		548,9	562,5	0,2	785,4	558,0	558,6	4,7	792,9
Dureza Total, mg/L CaCO ₃	500	4039,7	4000,0	10,0	5587,5	4016,3	3931,3	25,0	6223,8
Sódio, mg/L Na ⁺		1413,9	1753,2	53,7	2454,2	2071,3	1742,7	49,7	2955,7
Potássio, mg/L K ⁺		34,4	44,6	1,4	68,8	53,5	49,7	1,4	59,8
Ferro Total, mg/L	0,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Manganês, mg/L Mn ⁺⁺	0,05	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Hidróxidos, mg/L CaCO ₃		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Carbonatos, mg/L CaCO ₃		135,0	148,0	0,0	270,0	192,0	174,0	0,0	218,0
Alcalinidade em Bicarb., mg/L CaCO ₃		231,8	124,0	0,0	28,0	21,0	52,0	0,0	163,0
Alcalinidade Total, mg/L CaCO ₃		366,8	272,0	0,0	298,0	213,0	226,0	0,0	381,0
Sulfato, mg/L SO ₄ ²⁻	400,0	895,9	985,5	8,9	1628,8	1400,0	1146,3	12,9	1383,3
Cloreto, mg/L Cl ⁻	250,0	4129,1	4343,4	66,7	6029,7	4274,2	4309,7	58,2	6745,0
Nitrato, mg/L NO ₃ ⁻	10,0	0,2	0,9	7,7	1,0	0,9	0,7	4,9	1,2
Nitrito, mg/L NO ₂ ⁻	1,0	0,1	0,3	0,0	0,4	0,3	0,3	0,0	0,4
Sílica, mg/L SiO ₂		14,8	15,6	0,4	19,0	16,3	16,6	0,7	20,6
Sólidos Totais Dissolvidos, mg/L	1000,0	8992,5	9605,0	187,0	12109,5	9242,0	8603,0	229,0	14044,0
ISL		1,31	1,39		1,45	1,29	1,19		1,61

* VMP - Valor Máximo Permissível ou recomendável pela Legislação Brasileira (PORTARIA 1469/00 MS)

Tabela 4.10: Continuação

Parâmetros	VMP *	Com Pré-trat. (Flocon)				Com Pré-trat. (Flocon)			
		P= 18 kgf/cm ²				P= 20 kgf/cm ²			
		Alim 7	Alim. 7 após Pré-T	Perm 7	Conc 7	Alim 8	Alim. 8 após Pré-T	Perm 8	Conc 8
Condutividade elétrica, µmho/cm a 25°C		11360,0	11330,0	289,0	18440,0	11350,0	11300,0	320,0	21000,0
Potencial Hidrogeniônico, pH	6,5 a 8,5	7,7	7,7	6,7	7,8	7,8	7,7	6,6	7,6
Turbidez, (uT)	1,0 a 5,0	0,2	0,6	0,0	0,2	0,0	0,0	0,1	0,2
Cor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Odor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Sabor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Dureza em Cálcio, mg/L Ca ⁺⁺		626,5	642,5	1,6	1203,5	665,5	650,0	1,6	1372,0
Dureza em Magnésio, mg/L Mg ⁺⁺		566,1	549,9	1,3	978,6	538,2	537,9	2,3	1111,5
Dureza Total, mg/L CaCO ₃	500	3925,0	3897,5	9,5	7086,3	3906,3	3866,3	13,5	8061,3
Sódio, mg/L Na ⁺		2234,7	1980,8	45,9	3173,1	1958,5	1958,5	52,9	3801,0
Potássio, mg/L K ⁺		51,3	40,3	0,9	77,3	48,2	41,7	1,5	80,8
Ferro Total, mg/L	0,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Manganês, mg/L Mn ⁺⁺	0,05	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Hidróxidos, mg/L CaCO ₃		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Carbonatos, mg/L CaCO ₃		142,0	192,0	0,0	308,0	140,0	192,0	0,0	278,0
Alcalinidade em Bicarb., mg/L CaCO ₃		77,0	1,0	0,0	75,0	95,0	13,0	0,0	184,0
Alcalinidade Total, mg/L CaCO ₃		219,0	189,0	0,0	383,0	235,0	205,0	0,0	462,0
Sulfato, mg/L SO ₄ ⁼⁼	400,0	1002,4	821,8	12,0	1820,0	1800,0	1640,0	12,4	3340,0
Cloreto, mg/L Cl ⁻	250,0	4348,8	4229,8	58,9	7648,5	4279,5	4222,7	56,8	8520,0
Nitrato, mg/L NO ₃ ⁻	10,0	0,8	0,8	1,8	1,6	0,9	0,8	4,9	1,5
Nitrito, mg/L NO ₂ ⁻	1,0	0,3	0,2	0,0	0,4	0,3	0,2	0,0	0,4
Sílica, mg/L SiO ₂		16,3	16,3	0,5	21,2	16,5	16,5	0,4	22,7
Sólidos Totais Dissolvidos, mg/L	1000,0	8595,0	8879,0	93,0	15201,0	9353,0	9286,0	134,0	19012,0
ISL		1,20	1,15		1,74	1,32	1,15		1,74

*VMP - Valor Máximo Permissível ou recomendável pela Legislação Brasileira (PORTARIA 1469/00 MS)

Tabela 4.10: Continuação

Parâmetros	VMP *	Com Pré-trat. (HCl)				Com Pré-trat. (HCl)			
		P= 14 kgf/cm ²				P= 16 kgf/cm ²			
		Alim 9	Alim. 9 após Pré-T	Perm 9	Conc 9	Alim 10	Alim. 10 após Pré-T	Perm 10	Conc 10
Condutividade elétrica, µmho/cm a 25°C		11570,0	11830,0	304,0	15900,0	11770,0	12060,0	311,0	17640,0
Potencial Hidrogeniônico, pH	6,5 a 8,5	8,0	7,6	6,1	7,2	7,3	7,0	5,9	6,8
Turbidez, (uT)	1,0 a 5,0	0,1	0,0	0,0	0,2	0,2	0,0	0,0	0,0
Cor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Odor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Sabor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Dureza em Cálcio, mg/L Ca ⁺⁺		643,0	650,5	0,0	941,0	627,0	649,0	2,2	1056,0
Dureza em Magnésio, mg/L Mg ⁺⁺		542,1	580,2	2,6	789,0	560,1	565,2	2,2	882,9
Dureza Total, mg/L CaCO ₃	500	3866,3	4043,8	11,0	5640,0	3901,3	3977,5	14,5	6318,8
Sódio, mg/L Na ⁺		1690,8	1742,7	57,0	2343,1	1540,0	1680,5	65,2	2504,5
Potássio, mg/L K ⁺		39,5	41,0	2,9	54,3	29,4	43,1	3,1	59,0
Ferro Total, mg/L	0,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Manganês, mg/L Mn ⁺⁺	0,05	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Hidróxidos, mg/L CaCO ₃		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Carbonatos, mg/L CaCO ₃		58,0	40,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Bicarb., mg/L CaCO ₃		286,0	245,0	0,0	395,0	268,0	243,0	0,0	327,0
Alcalinidade Total, mg/L CaCO ₃		344,0	285,0	0,0	395,0	268,0	243,0	0,0	327,0
Sulfato, mg/L SO ₄ ⁻	400,0	974,4	995,3	8,0	1433,0	805,6	993,2	7,0	1276,7
Cloreto, mg/L Cl ⁻	250,0	4236,9	4441,1	69,6	6169,9	4274,2	4396,7	85,2	7023,7
Nitrato, mg/L NO ₃ ⁻	10,0	1,2	1,2	4,5	1,6	1,2	1,2	4,5	2,0
Nitrito, mg/L NO ₂ ⁻	1,0	0,4	0,4	0,0	0,6	0,4	1,2	0,0	0,7
Sílica, mg/L SiO ₂		20,0	20,4	0,3	27,7	14,8	20,6	0,2	30,2
Sólidos Totais Dissolvidos, mg/L	1000,0	8517,0	8761,0	205,0	12451,0	8539,0	9117,0	169,7	14305,0
ISL		1,70	1,26		1,09	0,87	0,51		0,69

*VMP - Valor Máximo Permissível ou recomendável pela Legislação Brasileira (PORTARIA 1469/00 MS)

Tabela 4.10: Continuação

Parâmetros	VMP *	Com Pré-trat. (HCl)				Com Pré-trat. (HCl)			
		P= 18 kgf/cm ²				P= 20 kgf/cm ²			
		Alim 11	Alim. 11 após Pré-T	Perm 11	Conc 11	Alim 12	Alim. 12 após Pré-T	Perm 12	Conc 12
Condutividade elétrica, µmho/cm a 25°C		11940,0	12150,0	299,0	18970,0	11855,0	12260,0	326,0	2220,0
Potencial Hidrogeniônico, pH	6,5 a 8,5	7,0	6,6	5,8	6,6	7,1	6,4	5,9	6,4
Turbidez, (uT)	1,0 a 5,0	0,2	0,2	0,0	0,1	0,2	0,1	0,0	0,1
Cor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Odor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Sabor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Dureza em Cálcio, mg/L Ca ⁺⁺		646,0	650,5	0,2	1139,5	636,5	645,0	1,6	1300,0
Dureza em Magnésio, mg/L Mg ⁺⁺		540,9	558,6	1,3	946,2	550,5	552,0	1,0	1107,9
Dureza Total, mg/L CaCO ₃	500	3868,8	3953,8	6,0	6791,3	3885,0	3912,5	8,0	7866,3
Sódio, mg/L Na ⁺		1742,7	1639,7	54,5	3151,0	1641,3	1629,6	67,5	3491,3
Potássio, mg/L K ⁺		153,2	40,3	1,5	55,9	91,3	39,5	1,7	72,2
Ferro Total, mg/L	0,3	0,0	0,1	0,0	0,1	0,0	0,1	0,0	0,1
Manganês, mg/L Mn ⁺⁺	0,05	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Hidróxidos, mg/L CaCO ₃		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Carbonatos, mg/L CaCO ₃		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Bicarb., mg/L CaCO ₃		455,0	355,0	0,0	490,0	361,5	250,0	0,0	360,0
Alcalinidade Total, mg/L CaCO ₃		455,0	355,0	0,0	490,0	361,5	250,0	0,0	360,0
Sulfato, mg/L SO ₄ ⁻	400,0	500,0	1030,7	12,5	1868,1	652,8	1009,9	13,1	2175,6
Cloreto, mg/L Cl ⁻	250,0	6212,5	4428,6	56,8	7668,0	5243,4	4419,8	58,9	8786,3
Nitrato, mg/L NO ₃ ⁻	10,0	1,7	1,4	4,4	2,1	1,5	1,5	6,8	2,5
Nitrito, mg/L NO ₂ ⁻	1,0	0,4	0,4	0,1	0,7	0,4	0,4	0,1	0,7
Sílica, mg/L SiO ₂		16,2	16,1	0,2	20,7	15,5	15,5	0,1	22,0
Sólidos Totais Dissolvidos, mg/L	1000,0	8680,0	9418,0	64,0	14743,0	8609,5	8637,0	157,0	16845,0
ISL		0,77	0,35		0,72	0,83	-0,01		0,42

*VMP - Valor Máximo Permissível ou recomendável pela Legislação Brasileira (PORTARIA 1469/00 MS)

Tabela 4.10: Continuação

Parâmetros	VMP *	Com Pré-trat. (Flocon + HCl)				Com Pré-trat. (Flocon + HCl)			
		P= 14 kgf/cm ²				P= 16 kgf/cm ²			
		Alim 13	Alim. 13 após Pré-T	Perm 13	Conc 13	Alim 14	Alim. 14 após Pré-T	Perm 14	Conc 14
Condutividade elétrica, µmho/cm a 25°C		11710,0	12360,0	394,0	16330,0	12420,0	12380,0	402,0	17810,0
Potencial Hidrogeniônico, pH	6,5 a 8,5	7,7	6,3	6,2	6,0	7,5	5,4	6,1	5,7
Turbidez, (uT)	1,0 a 5,0	0,0	0,1	0,8	0,3	0,1	0,3	0,0	0,2
Cor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Odor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Sabor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Dureza em Cálcio, mg/L Ca ⁺⁺		696,5	685,5	2,2	952,0	640,0	707,0	2,8	1102,5
Dureza em Magnésio, mg/L Mg ⁺⁺		522,9	573,9	1,2	787,8	589,8	561,9	1,4	864,9
Dureza Total, mg/L CaCO ₃	500	3920,0	4105,0	10,5	5662,5	4057,5	4108,8	13,0	6360,0
Sódio, mg/L Na ⁺		1629,6	1396,5	77,0	2331,0	1619,5	1629,6	82,0	1054,9
Potássio, mg/L K ⁺		35,7	37,4	1,9	55,1	36,9	37,8	2,1	60,6
Ferro Total, mg/L	0,3	0,1	0,1	0,0	0,1	0,1	0,1	0,0	0,1
Manganês, mg/L Mn ⁺⁺	0,05	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Hidróxidos, mg/L CaCO ₃		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Carbonatos, mg/L CaCO ₃		84,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Bicarb., mg/L CaCO ₃		45,0	102,0	0,0	79,0	77,0	64,0	0,0	108,0
Alcalinidade Total, mg/L CaCO ₃		129,0	102,0	0,0	79,0	77,0	64,0	0,0	108,0
Sulfato, mg/L SO ₄ ⁻	400,0	815,5	826,1	7,0	1237,0	835,8	867,7	7,9	1281,4
Cloreto, mg/L Cl ⁻	250,0	4449,9	4437,5	85,2	6441,5	4625,7	4590,2	81,7	5413,8
Nitrato, mg/L NO ₃ ⁻	10,0	1,4	1,9	8,0	1,9	1,6	1,8	7,9	1,9
Nitrito, mg/L NO ₂ ⁻	1,0	0,5	0,5	0,2	0,6	0,5	0,5	0,4	0,5
Sílica, mg/L SiO ₂		19,2	20,1	0,3	26,8	19,7	19,8	0,3	29,6
Sólidos Totais Dissolvidos, mg/L	1000,0	9004,0	9463,0	183,1	13031,0	9325,0	8899,0	186,5	14358,0
ISL		1,00	-0,51		-0,82	0,54	-1,57		-0,86

*VMP - Valor Máximo Permissível ou recomendável pela Legislação Brasileira (PORTARIA 1469/00 MS)

Tabela 4.10: Continuação

Parâmetros	VMP *	Com Pré-trat. (Flocon + HCl)				Com Pré-trat. (Flocon + HCl)			
		P= 18 kgf/cm ²				P= 20 kgf/cm ²			
		Alim 15	Alim. 15 após Pré-T	Perm 15	Conc 15	Alim 16	Alim. 16 após Pré-T	Perm 16	Conc 16
Condutividade elétrica, µmho/cm a 25°C		11850,0	12240,0	417,0	19170,0	11993,3	12090,0	447,0	21500,0
Potencial Hidrogeniônico, pH	6,5 a 8,5	7,6	5,2	6,1	5,4	7,6	5,5	6,1	5,2
Turbidez, (uT)	1,0 a 5,0	0,1	0,1	0,0	0,2	0,1	0,1	0,0	0,1
Cor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Odor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Sabor	Não objetável	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Dureza em Cálcio, mg/L Ca ⁺⁺		681,0	710,0	2,4	1194,5	672,5	692,5	2,2	1430,0
Dureza em Magnésio, mg/L Mg ⁺⁺		562,5	504,0	2,2	1008,3	558,4	572,7	0,6	1091,4
Dureza Total, mg/L CaCO ₃	500	4046,3	3875,0	15,0	7187,5	4007,9	4117,5	8,0	8122,5
Sódio, mg/L Na ⁺		1296,0	1443,5	58,7	2517,1	1515,0	1377,9	61,3	2632,3
Potássio, mg/L K ⁺		41,0	43,1	2,0	68,8	37,8	42,4	1,9	73,0
Ferro Total, mg/L	0,3	0,1	0,1	0,0	0,1	0,1	0,1	0,0	0,2
Manganês, mg/L Mn ⁺⁺	0,05	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Hidróxidos, mg/L CaCO ₃		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Carbonatos, mg/L CaCO ₃		0,0	0,0	0,0	0,0	28,0	0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Bicarb., mg/L CaCO ₃		48,0	24,8	8,0	52,0	56,7	40,4	8,0	55,2
Alcalinidade Total, mg/L CaCO ₃		48,0	24,8	8,0	52,0	84,7	40,4	8,0	55,2
Sulfato, mg/L SO ₄ ⁻	400,0	410,9	405,1	6,9	1281,4	687,4	379,0	6,1	1540,2
Cloreto, mg/L Cl ⁻	250,0	4494,3	4544,0	85,2	7872,1	4523,3	4607,9	85,2	9043,6
Nitrato, mg/L NO ₃ ⁻	10,0	1,0	1,2	6,7	1,5	1,3	1,5	7,2	1,5
Nitrito, mg/L NO ₂ ⁻	1,0	0,5	0,4	0,4	0,5	0,5	0,4	0,4	0,5
Sílica, mg/L SiO ₂		19,8	20,5	0,0	126,0	19,6	20,8	0,2	136,0
Sólidos Totais Dissolvidos, mg/L	1000,0	9024,0	9586,0	174,3	16063,0	9117,7	9466,0	174,9	18095,0
ISL		0,46	-2,24		-1,48	0,71	-1,75		-1,55

*VMP - Valor Máximo Permissível ou recomendável pela Legislação Brasileira (PORTARIA 1469/00 MS)

Tabela 4.11: Análise físico-química das amostras de águas coletadas durante a limpeza química do SDP.

Parâmetros	VMP *	Solução de Limpeza inicial	Solução de Limpeza após 70 min.	Solução de Limpeza Final
Condutividade elétrica, $\mu\text{mho/cm}$ a 25°C		177,0	117,0	280,0
Potencial Hidrogeniônico, pH	6,5 a 8,5	3,3	4,3	3,4
Turbidez, (uT)	1,0 a 5,0	0,3	1,1	1,1
Cor	Não objetável	0,0	0,0	0,0
Odor	Não objetável	0,0	0,0	0,0
Sabor	Não objetável	0,0	0,0	0,0
Dureza em Cálcio, mg/L Ca^{++}		3,6	16,0	11,4
Dureza em Magnésio, mg/L Mg^{++}		4,9	7,8	9,0
Dureza Total, mg/L CaCO_3	500	29,5	72,5	66,0
Sódio, mg/L Na^+		7,2	11,1	21,1
Potássio, mg/L K^+		0,7	1,1	1,2
Ferro Total, mg/L	0,3	0,2	0,7	1,1
Manganês, mg/L Mn^{++}	0,05	0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Hidróxidos, mg/L CaCO_3		0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Carbonatos, mg/L CaCO_3		0,0	0,0	0,0
Alcalinidade em Bicarb., mg/L CaCO_3		0,0	0,0	0,0
Alcalinidade Total, mg/L CaCO_3		0,0	0,0	0,0
Sulfato, mg/L SO_4^-	400,0	6,0	10,3	15,9
Cloreto, mg/L Cl^-	250,0	30,5	64,6	73,8
Nitrato, mg/L NO_3^-	10,0	0,0	0,1	1,3
Nitrito, mg/L NO_2^-	1,0	0,0	0,0	0,0
Sílica, mg/L SiO_2		0,1	13,2	2,7
Sólidos Totais Dissolvidos, mg/L	1000,0	53,3	125,0	137,4

*VMP - Valor Máximo Permissível ou recomendável pela Legislação Brasileira (PORTARIA 1469/00 MS)

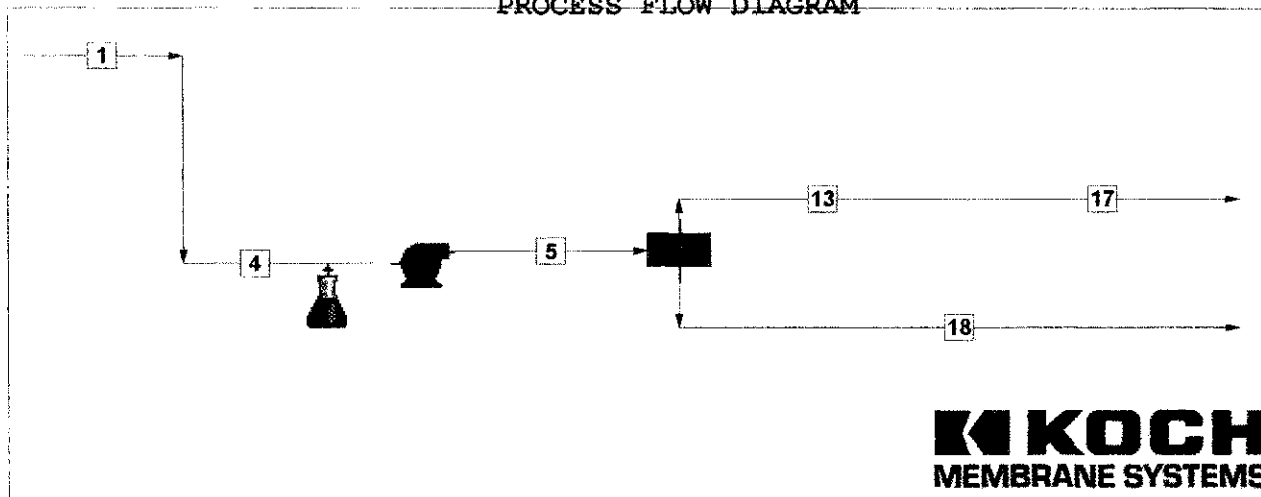
- **Resultados das simulações**
- **Dados técnicos das membranas e do *Flocon***

Project: Riacho de Santo Antônio
 SDP
 Prepared By: Raniere Henrique
 Design

Description: Experimentos -
 Type: Single Pass

PROJECT SUMMARY

PROCESS FLOW DIAGRAM



RO Recovery $[13/4] = 30,0\%$
 30,0%
 Design Temperature = 25,0 Deg C

Overall System Rec $[17/(4+15)] =$

PASS 1
 Array Recovery $[13/4] = 30,0\%$
 Element Age = 0,00 Years
 Fouling Allowance (FA) = 0,0%

Bank	Element Type	Tubes /Bank	Elms /Tube	Avg Flux (LMH)
1	4040HR	1	1	30,4
2	4040HR	1	1	27,3
3	4040HR	1	1	24,1
System/Pass Total				27,3

Stream	Pressure with FA (Kg/cm2)	Flow Rate (m3/Hr)	TDS 180C (mg/L)	Hardness (CaCO3) (mg/L)	Chloride (mg/L)
1	0,0	2,0	7240,69	4378,0	3940,5
4	0,0	2,0	7240,69	4378,0	3940,5
5	14,6	2,0	7320,92	4378,0	4456,3
13	0,0	0,6	131,43	44,5	76,2
17	0,0	0,6	131,43	44,5	76,2
18	14,1	1,4	10402,52	6235,1	6333,5

Project: Riacho de Santo Antônio
 SDP
 Prepared By: Raniere Henrique
 Design

Description: Experimentos -
 Type: Single Pass

ARRAY SUMMARY - PASS 1

Permeate Flow 0,6 m3/Hr Temp (Design/Avg) 25,0/ 25,0 Deg C
 Pass Recovery 30,0 % Fouling Allowance (FA) 0,0 %
 Inlet Pres w/o FA 14,6 Kg/cm2 Conc. Pres w/o FA 14,1 Kg/cm2
 Inlet Pres w/FA 14,6 Kg/cm2

Bank	Element Type	Tubes /Bank (#)	Elems /Tube (#)	Elems /Bank (#)	Elem Age (Yr)	Boost Pressure (Kg/cm2)	Manifold Loss (Kg/cm2)	Perm Back Pressure (Kg/cm2)
1	4040HR	1	1	1	0,00	0,0	0,0	0,0
2	4040HR	1	1	1	0,00	0,0	0,0	0,0
3	4040HR	1	1	1	0,00	0,0	0,0	0,0

Bank	Total Feed (m3/Hr)	Tube Feed (m3/Hr)	Total Conc. (m3/Hr)	Tube Conc. (m3/Hr)	Avg Flux (LMH)	Inlet Pres (Kg/cm2)	Avg NDP (Kg/cm2)	Bank DP (Kg/cm2)	Final Element Beta
1	2,0	2,0	1,8	1,8	30,4	14,6	9,4	0,2	1,080
2	1,8	1,8	1,6	1,6	27,3	14,4	8,6	0,1	1,081
3	1,6	1,6	1,4	1,4	24,1	14,2	7,8	0,1	1,080
System					27,3				

Stream Number	Net Feed (mg/L)	RO Inlet (mg/L)	Conc. (mg/L)	Permeate (mg/L)
Concentration	4	5	18	13
Ca++	780,50	780,50	1111,60	7,94
Mg++	589,80	589,80	840,00	6,00
Na+	887,10	887,10	1253,65	31,82
K+	20,50	20,50	28,89	0,92
NH4+	0,00	0,00	0,00	0,00
Sr++	0,00	0,00	0,00	0,00
Ba++	0,00	0,00	0,00	0,00
Fe++	0,10	0,10	0,14	0,00
Mn++	0,00	0,00	0,00	0,00
CO3--	293,78	0,03	0,04	0,00
HCO3-	597,36	308,65	437,11	10,75
SO4--	420,00	420,00	598,76	2,88
Cl-	3940,50	4456,29	6333,46	76,23
NO3-	0,20	0,20	0,28	0,01
F-	0,00	0,00	0,00	0,00
SiO2	14,80	14,80	20,99	0,35
CO2	77,02	501,00	500,97	499,74
Sum of Ions	7544,64	7477,97	10624,93	136,90
TDS (180 C)	7240,69	7320,92	10402,52	131,43
pH	9,43	6,00	6,15	4,54
Hardness (as CaCO3)	4377,95	4377,95	6235,14	44,51
Osm Pressure (Kg/cm2)	4,72	4,88	6,93	0,10
Langlier Index	3,74	-0,16	0,30	-5,21
Stiff-Davis Index	3,16	-0,72	-0,41	---

Membrane data file version: jul-27-2001

Please review the Design Notes & Warnings page attached.
 Concentrate exceeds solubility limit - see warnings sheet.

Project: Riacho de Santo Antônio

Description: Experimentos -

SDP

Prepared By: Raniere Henrique
Design

Type: Single Pass

CHEMICAL ADDITION

68,7 kg/day of 37% Hydrochloric Acid (HCl) is required to achieve the target pH in stream [5].

CONCENTRATE SATURATION DATA - STREAM 18

Langlier Index = 0,299 <== Warning: Scaling Potential
Stiff-Davis Index = -0,412 <== Warning: Scaling Potential

DESIGN WARNINGS - PASS 1: None

APPROXIMATE PUMPING POWER REQUIREMENTS (kW)

Feed pumping power (w/FA) @65,0% efficiency	1,22
Interbank pumping power @65,0% efficiency	0,00

NOTE

This projection is the anticipated performance and is based on nominal properties of the elements, with manifold losses as included.

The fouling allowance option (if included) increases the required 'clean water' net driving pressure by the stated percentage. Program default values are estimates only, and may not be representative of the actual fouling potential of the water source.

This software is provided by Koch Membrane Systems, Inc as a service. The projections are based upon input by the User, and assume that sound engineering principles and practices have been followed.

This printout should not be considered a warranty or guarantee unless accompanied by a statement to that effect from Koch Membrane Systems, Inc.

Project: Riacho de Santo Antônio

Description: Experimentos -

SDP

Prepared By: Raniere Henrique
Design

Type: Single Pass

FEED STREAM SUMMARY

Stream Name	Type	Percent of Total	Stream Flow Rate (m3/Hr)	Temperature Design (Deg C)	Temperature Average (Deg C)
1 Feed 1	Other	100,0	2	25,0	25,0
2 Feed 2	Other	0,0	0	25,0	25,0
3 Feed 3	Other	0,0	0	25,0	25,0
4 Net Feed	Other	100,0	2	25,0	25,0
5 Treated Feed	Other	100,0	2	25,0	25,0

CHEMICAL ADDITION

To achieve the target pH in stream [5], 151,4 lb/day of 37% Hydrochloric Acid (HCl) is required.

FEED STREAM COMPOSITIONS

Stream Number	1	2	3	4	5
Concentration	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)
Ca++	780,50	0,00	0,00	780,50	780,50
Mg++	589,80	0,00	0,00	589,80	589,80
Na+	887,10	0,01	0,01	887,10	887,10
K+	20,50	0,00	0,00	20,50	20,50
NH4+	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sr++	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ba++	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fe++	0,10	0,00	0,00	0,10	0,10
Mn++	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO3--	293,78	0,00	0,00	293,78	0,03
HCO3-	597,36	0,01	0,01	597,36	308,65
SO4--	420,00	0,00	0,00	420,00	420,00
Cl-	3940,50	0,00	0,00	3940,50	4456,29
NO3-	0,20	0,00	0,00	0,20	0,20
F-	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SiO2	14,80	0,00	0,00	14,80	14,80
CO2	77,02	0,00	0,00	77,02	501,00
Sum of Ions	7544,64	0,02	0,02	7544,64	7477,97
TDS (180 C)	7240,69	0,01	0,01	7240,69	7320,92
pH	7,10	7,00	7,00	9,43	6,00
Hardness (as CaCO3)	4377,95	0,00	0,00	4377,95	4377,95
Osm Pressure (Kg/cm2)	4,72	0,00	0,00	4,72	4,88
Langlier Index	1,41	-7,00	-7,00	3,74	-0,16
Stiff-Davis Index	0,83	---	---	3,16	-0,72

Project: Riacho de Santo Antônio
SDP

Description: Experimentos -

Prepared By: Raniere Henrique
Design

Type: Single Pass

BYPASS STREAM SUMMARY

Stream Name	Type	Percent of Total	Stream Flow Rate (m3/Hr)	Temperature Design (Deg C)	Average (Deg C)
1A Feed 1 Bypass	Other	---	0	25,0	25,0
2A Feed 2 Bypass	Other	---	0	25,0	25,0
3A Feed 3 Bypass	Other	---	0	25,0	25,0
15 Feed Bypass	Other	---	0	25,0	25,0

BYPASS STREAM COMPOSITIONS

Stream Number Concentration	1A (mg/L)	2A (mg/L)	3A (mg/L)	15 (mg/L)
Ca++	780,50	0,00	0,00	0,00
Mg++	589,80	0,00	0,00	0,00
Na+	887,10	0,01	0,01	0,00
K+	20,50	0,00	0,00	0,00
NH4+	0,00	0,00	0,00	0,00
Sr++	0,00	0,00	0,00	0,00
Ba++	0,00	0,00	0,00	0,00
Fe++	0,10	0,00	0,00	0,00
Mn++	0,00	0,00	0,00	0,00
CO3--	293,78	0,00	0,00	0,00
HCO3-	597,36	0,01	0,01	0,00
SO4--	420,00	0,00	0,00	0,00
Cl-	3940,50	0,00	0,00	0,00
NO3-	0,20	0,00	0,00	0,00
F-	0,00	0,00	0,00	0,00
SiO2	14,80	0,00	0,00	0,00
CO2	77,02	0,00	0,00	0,00
Sum of Ions	7544,64	0,02	0,02	0,00
TDS (180 C)	7240,69	0,01	0,01	0,00
pH	7,10	7,00	7,00	7,00
Hardness (as CaCO3)	4377,95	0,00	0,00	0,00
Osm Pressure (Kg/cm2)	4,72	0,00	0,00	0,00
Langlier Index	1,41	-7,00	-7,00	-7,00
Stiff-Davis Index	0,83	---	---	---

Project: Riacho de Santo Antônio

Description: Experimentos -

SDP

Prepared By: Raniere Henrique
Design

Type: Single Pass

PRODUCT STREAM SUMMARY

Stream Name	Stream Flow Rate (m3/Hr)	Temperature	
		Design (Deg C)	Average (Deg C)
13 Permeate	1	25,0	25,0
14 Stripped Permeate	1	25,0	25,0
15 Feed Bypass	0	25,0	25,0
16 Blended Product	1	25,0	25,0
17 Treated Product	1	25,0	25,0

CHEMICAL ADDITION

No Chemical Treating

PRODUCT STREAM COMPOSITIONS

Stream Number	13	14	15	16	17
Concentration	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)
Ca++	7,94	7,94	0,00	7,94	7,94
Mg++	6,00	6,00	0,00	6,00	6,00
Na+	31,82	31,82	0,00	31,82	31,82
K+	0,92	0,92	0,00	0,92	0,92
NH4+	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sr++	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ba++	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fe++	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Mn++	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO3--	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HCO3-	10,75	10,75	0,00	10,75	10,75
SO4--	2,88	2,88	0,00	2,88	2,88
Cl-	76,23	76,23	0,00	76,23	76,23
NO3-	0,01	0,01	0,00	0,01	0,01
F-	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SiO2	0,35	0,35	0,00	0,35	0,35
CO2	499,74	499,74	0,00	499,74	499,74
Sum of Ions	136,90	136,90	0,00	136,90	136,90
TDS (180 C)	131,43	131,43	0,00	131,43	131,43
pH	4,54	4,54	7,00	4,54	4,54
Hardness (as CaCO3)	44,51	44,51	0,00	44,51	44,51
Osm Pressure (Kg/cm2)	0,10	0,10	0,00	0,10	0,10
Langlier Index	-5,21	-5,21	-7,00	-5,21	-5,21
Stiff-Davis Index	---	---	---	---	---

Project: Riacho de Santo Antônio

Description: Experimentos -

SDP

Prepared By: Raniere Henrique
Design

Type: Single Pass

ELEMENT BY ELEMENT DATA - PASS 1

Bank	Element	Inlet Pressure (Kg/cm ²)	Diff Pressure (Kg/cm ²)	NDP (Kg/cm ²)	Element Flux LMH	m Value	Beta	Permeate TDS (mg/L)
1	1	14,6	0,2	9,0	30,4	-0,022	1,080	104,1
	Avg			9,4	30,4	-0,022	1,080	104,1
2	1	14,4	0,1	8,2	27,3	-0,022	1,081	134,0
	Avg			8,6	27,3	-0,022	1,081	134,0
3	1	14,2	0,1	7,4	24,1	-0,022	1,080	175,7
	Avg			7,8	24,1	-0,022	1,080	175,7

Prepared For: Labdes - Riacho Santo Antônio

Analysis by: Raniere H P Lira

Date: 05-25-2004

File Name: Proj_riacho.rod

Feed: 2,00 M3/H, 7161 MG/L, 27,0 Deg C

Recovery: 30,1 Percent

Array:	1	2	3
No.of PV:	1	1	1
Element:	BW30-4040	BW30-4040	BW30-4040
No.El/PV:	1	1	1
El.Total:	1	1	1
BackP (BAR):	0,0	0,0	0,0

Fouling Factor: 0,85

FEED REJECT AVERAGE

Pressure(BAR) 17,8 15,8 16,6

Osmotic Pressure(BAR) 4,9 7,1 6,4

NDP(Mean)= 10,2 BAR

Average Permeate Flux= 26,4 L/M2/H, Permeate Flow= 0,60 M3/H

Array El.No.	Recovery (Perm/Feed)	Permeate M3/D	Feed MG/L	Feed M3/H	Feed MG/L	Feed PRESS(BAR)
1 1	,117	5,62	65	2,0	7162	17,5
2 1	,113	4,80	81	1,8	8103	16,7
3 1	,108	4,05	100	1,6	9126	16,1

Array:	Total	Array 1	Array 2	Array 3
Reject (M3/H):		1,8	1,6	1,4
Reject (MG/L):		8103	9126	10216
Perm (M3/D):	14	6	5	4
Perm (MG/L):	80	65	81	100

Permeate, (MG/L as Ion)

Array:	Total	Array 1	Array 2	Array 3
NH4	0,0	0,0	0,0	0,0
K	0,4	0,3	0,4	0,5
Na	14,0	11,2	14,1	17,7
Mg	5,5	4,5	5,5	6,8
Ca	7,1	5,8	7,1	8,7
Sr	0,0	0,0	0,0	0,0
Ba	0,0	0,0	0,0	0,0
HCO3	3,5	2,8	3,5	4,4
NO3	0,0	0,0	0,0	0,0
Cl	45,8	37,2	46,1	57,2
F	0,0	0,0	0,0	0,0
SO4	3,4	2,9	3,5	4,2
SiO2	0,5	0,3	0,5	0,6

Feed/Reject, (MG/L as Ion)

	Feed	Reject 1	Reject 2	Reject 3
NH4	0,0	0,0	0,0	0,0
K	20,5	23,2	26,1	29,2
Na	958,5	1084,2	1220,8	1366,1
Mg	589,8	667,4	751,9	841,9
Ca	780,5	883,2	995,0	1114,2
Sr	0,0	0,0	0,0	0,0
Ba	0,0	0,0	0,0	0,0
HCO3	227,1	256,9	289,2	323,6
NO3	0,2	0,2	0,3	0,3
Cl	4150,0	4695,4	5288,8	5920,6
F	0,0	0,0	0,0	0,0
SO4	420,0	475,3	535,5	599,7
SiO2	14,8	16,7	18,8	21,0

FilmTec Scaling Calculations

	Feed	Adjusted Feed	Reject
pH:	7,10	6,00	6,15
LSI:	1,14	-0,37	0,04
Stiff & Davis Index:	0,68	-0,83	-0,51
Ionic Strength (Molal):	0,177	0,177	0,253
TDS (Mg/L):	7311,6	7158,6	10216,4
HCO3 (Mg/L):	586,8	227,1	323,6
CO2 (Mg/L):	105,7	365,6	365,6
CO3 (Mg/L):	0,4	0,1	0,1
CaSO4 (% Saturation):	19,1	19,1	30,3
BaSO4 (% Saturation):	0,0	0,0	0,0
SrSO4 (% Saturation):	0,0	0,0	0,0
CaF2 (% Saturation):	0,0	0,0	0,0
SiO2 (% Saturation):	11,5	11,1	15,8

HCl Consumption (KG/Day, 100%) = 10,3

Estimated Permeate pH is 4,2

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

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

Electrical Requirements

Kilowatt-Hours Per Day: 31,7

Electric Cost Per Day: \$0,13

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.

Program Version: 3,1
 Project: Riacho de Santo Antônio
 Project File: projeto_Riacho.bio
 Engineer: Raniere Henrique

BioLab File version: 1,38
 Print Date: 20/dez/04
 Analysis File:
 Client: Labdes

User Selection: FLOCON 100

Recommended Dose Rates: 6,2 mg/l - Feed, 8,8 mg/l - Concentrate
 Est. FLOCON 100 usage (100%) 0,30 kgs/day 0,108 mt/yr

No acid dosing was specified.

System Information Flow Units: m3/hr

Feedwater Type: Well or Ground Water
 Feedwater Flow: 2,0 Concentrate Flow: 1,4
 Permeate Flow: 0,6 Recycle Flow: 0,0
 System Recovery: 30,00% RO Recovery: 30,00%
 RO Membrane Type: Thin Film High Rejection Membrane Rejection: 99,22%

mg/l, 27,0 C	Raw Feed	Treated Feed	Average Feed	Product	Concentrate
Ca++	780,50	780,50	926,23	1,48	1.101,09
Mg++	589,80	589,80	699,91	1,17	832,03
Na+	887,10	887,10	1.051,63	5,70	1.248,99
K+	20,50	20,50	24,30	0,14	28,86
NH4+	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ba++	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sr++	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fe2+/3+	0,10	0,10	0,12	0,00	0,14
Al+++	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HCO3-	597,36	597,36	707,73	5,07	839,85
Cl-	3.940,50	3.940,50	4.672,01	28,06	5.548,79
SO4--	420,00	420,00	498,47	0,96	592,55
F-	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NO3-	0,20	0,20	0,24	0,00	0,28
PO4---	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SiO2	14,80	14,80	17,76	0,10	21,10
CO3--	1,15	1,15	1,71	0,00	2,55
CO2	55,96	55,96	55,48	55,91	55,85
TDS	7.252,01	7.252,01	8.702,88	42,68	10.216,22
Ionic Strength	0,18	0,18	0,21	0,00	0,25
pH	7,10	7,10	7,17	5,26	7,24

Saturation Index (SI)	Raw Feed	Treated Feed	Concentrate	% Max SI FLOCON 100
LSI	0,951	0,951	1,349	51,90%
SDSI	0,762	0,762	1,035	41,39%
CaSO4	0,193	0,193	0,291	7,28%
BaSO4	0,000	0,000	0,000	0,00%
SrSO4	0,000	0,000	0,000	0,00%
CaF2	0,000	0,000	0,000	0,00%
SiO2	0,115	0,115	0,164	16,36%
Iron	2,000	2,000	2,821	70,53%
Aluminum	0,000	0,000	0,000	0,00%

No Warnings Noted provided FLOCON 100 dosing is maintained.

Program Version: 3,1
Project: Riacho de Santo Antônio
Project File: projeto_Riacho.bio
Engineer: Raniere Henrique

BioLab File version: 1,38
Print Date: 20/dez/04
Analysis File:
Client: Labdes

FLOCON 100
Day Tank and Dosing Pump Design and Information

Note: The dose and tank data is User input data.
It may not match the FLOCON 100 Summary Data on Page 1.

Feed Dose:	6,16	ppm
Concentrate Dose:	8,8	ppm
System Feed Flow:	2,0	m3/hr
Mass Flow of FLOCON 100:	0,3	kg/day
% Active FLOCON 100:	100,00%	
Dose Pump Rate:	0,12	Liter/hr
Day Tank Volume:	60,0	liter
Day Tank Volume:	21,2	Days of storage
% Active in Day Tank	10,28%	
Volume Water to Fill Day Tank:	54,6	liter
Mass Chemical to Fill Day Tank:	6,25	kg
Volume Chemical to Fill Day Tank:	5,42	liter

Program Version: 3,1
 Project: Riacho de Santo Antônio
 Project File: projeto_Riacho_HCl.bio
 Engineer: Raniere Henrique

BioLab File version: 1,38
 Print Date: 20/dez/04
 Analysis File:
 Client: Labdes

User Selection: FLOCON 100

Recommended Dose Rates: 1,0 mg/l - Feed, 1,4 mg/l - Concentrate
 Est. FLOCON 100 usage (100%) 0,05 kgs/day 0,0175 mt/yr

Est. Acid Dose (100%): Hydrochloric Acid 205,0 ppm - Feed
 pH Control Method: You specified a Feed pH of: 6,0
 Est. Acid usage (100%): 9,84 kgs/day 3,5937 mt/yr

System Information Flow Units: m3/hr

Feedwater Type: Well or Ground Water
 Feedwater Flow: 2,0 Concentrate Flow: 1,4
 Permeate Flow: 0,6 Recycle Flow: 0,0
 System Recovery: 30,00% RO Recovery: 30,00%
 RO Membrane Type: Thin Film High Rejection Membrane Rejection: 99,22%

mg/l, 27,0 C	Raw Feed	Treated Feed	Average Feed	Product	Concentrate
Ca++	780,50	780,50	926,24	1,49	1.101,12
Mg++	589,80	589,80	699,92	1,17	832,05
Na+	887,10	887,10	1.051,64	5,73	1.249,03
K+	20,50	20,50	24,30	0,14	28,86
NH4+	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ba++	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sr++	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fe2+/3+	0,10	0,10	0,12	0,00	0,14
Al+++	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HCO3-	597,36	256,67	304,23	2,19	361,23
Cl-	3.940,50	4.139,80	4.908,36	29,57	5.829,60
SO4--	420,00	420,00	498,48	0,96	592,57
F-	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NO3-	0,20	0,20	0,24	0,00	0,28
PO4---	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SiO2	14,80	14,80	17,76	0,10	21,10
CO3--	1,15	0,04	0,06	0,00	0,09
CO2	55,96	302,70	298,32	302,42	302,41
TDS	7.252,01	7.109,51	8.532,03	41,35	10.016,06
Ionic Strength	0,18	0,18	0,21	0,00	0,25
pH	7,10	6,00	6,07	4,16	6,14

Saturation Index (SI)	Raw Feed	Treated Feed	Concentrate	% Max SI FLOCON 100
LSI	0,951	-0,516	-0,118	0,00%
SDSI	0,762	-0,707	-0,434	0,00%
CaSO4	0,193	0,193	0,291	7,29%
BaSO4	0,000	0,000	0,000	0,00%
SrSO4	0,000	0,000	0,000	0,00%
CaF2	0,000	0,000	0,000	0,00%
SiO2	0,115	0,102	0,148	14,82%
Iron	2,000	2,000	2,821	70,53%
Aluminum	0,000	0,000	0,000	0,00%

No Warnings Noted provided FLOCON 100 dosing is maintained.

Program Version: 3,1
Project: Riacho de Santo Antônio
Project File: projeto_Riacho_HCl.bio
Engineer: Raniere Henrique

BioLab File version: 1,38
Print Date: 20/dez/04
Analysis File:
Client: Labdes

FLOCON 100
Day Tank and Dosing Pump Design and Information

Note: The dose and tank data is User input data.
It may not match the FLOCON 100 Summary Data on Page 1.

Feed Dose:	1,0	ppm
Concentrate Dose:	1,43	ppm
System Feed Flow:	2,0	m3/hr
Mass Flow of FLOCON 100:	0,048	kg/day
% Active FLOCON 100:	100,00%	
Dose Pump Rate:	0,0192	Liter/hr
Day Tank Volume:	60,0	liter
Day Tank Volume:	130,3	Days of storage
% Active in Day Tank	10,28%	
Volume Water to Fill Day Tank:	54,6	liter
Mass Chemical to Fill Day Tank:	6,25	kg
Volume Chemical to Fill Day Tank:	5,42	liter



FILMTEC Membranes

FILMTEC Fibreglassed Elements for Light Industrial Systems

Features

FILMTEC™ brackish water reverse osmosis membrane elements provide consistent, outstanding system performance in light industrial applications.

- FILMTEC BW30LE-4040 delivers highest performance at lowest pressure resulting in less energy usage and lower costs.
- FILMTEC BW30-4040 is the industry standard for reliable operation and production of the highest quality water.
- FILMTEC BW30-2540 elements are designed for systems smaller than 1 gpm (0.2 m³/h) offering a hard shell exterior for extra strength.

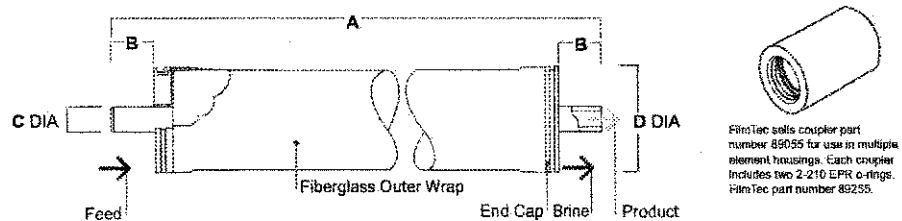
Elements with a hard shell exterior are recommended for systems with multiple-element housings containing three or more membranes, as they are designed to withstand higher pressure drops.

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 (%)
BW30LE-4040	80604	82 (7.6)	150 (10.3)	2,300 (8.7)	99.2
BW30-4040	80783	82 (7.6)	225 (15.5)	2,400 (9.1)	99.5
BW30-2540	80766	28 (2.6)	225 (15.5)	850 (3.2)	99.5

1. Permeate flow and salt rejection based on the following test conditions: 2,000 ppm NaCl, pressure specified above, 77°F (25°C) and 15% recovery.
2. Permeate flows for individual elements may vary +/-20%.
3. For the purpose of improvement, specifications may be updated periodically.
4. BW30LE-4040 was previously named BW30HP-4040.

Figure 1



Dimensions – Inches (mm)

Product	A	B	C	D
BW30LE-4040	40.0 (1,016)	1.05 (26.7)	0.75 (19)	3.9 (99)
BW30-4040	40.0 (1,016)	1.05 (26.7)	0.75 (19)	3.9 (99)
BW30-2540	40.0 (1,016)	1.19 (30.2)	0.75 (19)	2.4 (61)

1. Refer to FilmTec Design Guidelines for multiple-element systems.
2. BW30-2540 elements fit nominal 2.5-inch I.D. pressure vessel. BW30LE-4040 and BW30-4040 elements fit nominal 4-inch I.D. pressure vessel.

1 inch = 25.4 mm

Operating Limits

• Membrane Type	Polyamide Thin-Film Composite
• Maximum Operating Temperature	113°F (45°C)
• Maximum Operating Pressure	600 psi (41 bar)
• Maximum Feed Flow Rate - 4040 elements	16 gpm (3.6 m ³ /h)
• - 2540 elements	6 gpm (1.4 m ³ /h)
• Maximum Pressure Drop	15 psig (1.0 bar)
• pH Range, Continuous Operation ^a	2 – 11
• pH Range, Short-Term Cleaning ^b	1 – 12
• Maximum Feed Silt Density Index	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.

^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 for more information.

Important Information

Proper start-up of reverse osmosis water treatment systems is essential to prepare the membranes for operating service and to prevent membrane damage due to overfeeding or hydraulic shock. Following the proper start-up sequence also helps ensure that system operating parameters conform to design specifications so that system water quality and productivity goals can be achieved.

Before initiating system start-up procedures, membrane pretreatment, loading of the membrane elements, instrument calibration and other system checks should be completed.

Please refer to the application information literature entitled "Start-Up Sequence" (Form No. 609-00298) for more information.

Operation Guidelines

Avoid any abrupt pressure or cross-flow variations on the spiral elements during start-up, shutdown, cleaning or other sequences to prevent possible membrane damage. During start-up, a gradual change from a standstill to operating state is recommended as follows:

- Feed pressure should be increased gradually over a 30-60 second time frame.
- Cross-flow velocity at set operating point should be achieved gradually over 15-20 seconds.
- Permeate obtained from first hour of operation should be discarded.

General Information

- Keep elements moist at all times after initial wetting.
- If operating limits and guidelines given in this bulletin are not strictly followed, the limited warranty will be null and void.
- To prevent biological growth during prolonged system shutdowns, it is recommended that membrane elements be immersed in a preservative solution.
- The customer is fully responsible for the effects of incompatible chemicals and lubricants on elements.
- Maximum pressure drop across an entire pressure vessel (housing) is 50 psi (3.4 bar).
- Avoid static permeate-side backpressure at all times.

FILMTEC Membranes

For more information about FILMTEC membranes, call the Dow Liquid

Separations business:

North America: 1-800-447-4369
Latin America: (+55) 11-5188-9277
Europe: (+32) 3-450-2240
Japan: (+81) 3-5460-2100
Australia: (+61) 3-9226-3545
<http://www.filmtec.com>

Notice: The use of this product in and of itself does not necessarily guarantee the removal of cysts and pathogens from water. Effective cyst and pathogen reduction is dependent on the complete system design and on the operation and maintenance of the system.

Notice: No freedom from any patent owned by Seller or others is to be inferred. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, Customer is responsible for determining whether products and the information in this document are appropriate for Customer's use and for ensuring that Customer's workplace and disposal practices are in compliance with applicable laws and other governmental enactments. Seller assumes no obligation or liability for the information in this document. NO WARRANTIES ARE GIVEN; ALL IMPLIED WARRANTIES OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE ARE EXPRESSLY EXCLUDED.





BioLab Water Additives
A Subsidiary of
Great Lakes Chemical Corporation
Tenax Road, Trafford Park
Manchester M17 1WT United Kingdom
Phone +(44) 161 875 3875
Fax +(44) 161 875 3175

Product Information

Flocon® 100 Antiscalant for reverse osmosis systems

December 1999
F100gpi

General Product Information

Flocon 100 is a general antiscalant for reverse osmosis systems, highly effective in controlling the deposition of inorganic scale forming salts on membrane surfaces.

Flocon 100 is an aqueous solution of a polycarboxylic acid. It is compatible in use with all major reverse osmosis membranes.

Flocon 100 will control CaCO_3 , CaSO_4 , BaSO_4 , SrSO_4 and CaF_2 scale deposition.

Flocon 100 is certified to ANSI / NSF Standard 60 for use in reverse osmosis systems producing potable water.

Product Properties

The following are typical properties for Flocon 100 and should not be regarded as specification limits for the product. A product specification is available on request.

appearance	pale yellow liquid
odour	slight
pH	3.0 to 4.0
solids content	33 to 37% w/w
specific gravity at 20/20°C	1.15 to 1.20
boiling point range	100 to 103 °C
freezing point range	0 to -3 °C

Chemical Reactivity

Flocon 100 is not affected by chlorine or other oxidising biocides under normal conditions of use. Flocon 100 may be used in membrane systems using chlorine and sodium metabisulphite.

Flocon 100 is hydrolytically stable. It does not form insoluble sodium or potassium salts.

Application and Dose Level

Flocon 100 is an aqueous solution of an organic acid and as such is corrosive in its concentrated form. Corrosion resistant dosing equipment must therefore be used. Examples of suitable materials are 316L stainless steel, or plastics such as GRP, PVC and PE.

The recommended injection point is into the feedwater downstream of any filtration equipment and cartridge filters.

The information contained in this product sheet is based on data available to Bio-Lab Inc., BioLab Water Additives and is thought to be correct. Since Bio-Lab, Inc. has no control over the use of this information by others, Bio-Lab, Inc. does not guarantee the same results described herein will be obtained, and makes no warranty of merchantability or fitness for a particular purpose or any express or implied warranty. This information is intended for use by technically trained personnel at their discretion and risk. Rev. 3/00

Flocon 100 is miscible with water in all proportions. It may be applied as the neat product, or as a solution in permeate. A minimum dosing solution strength of 10% w/w is recommended. Flocon 100 should be dosed continuously, and proportionately to the feed water flow, to maintain the recommended dose level.

The dose level required is dependent on the quality of the feedwater and the saturation indices of the various scale forming species present in the concentrated brine. Proprietary computer software is used to calculate scaling indices and calculate optimum system recovery. Dose level projections and recommendations are available on request.

Health and Safety

Flocon 100 is an aqueous solution containing a polycarboxylic acid. From results of acute studies it is classed as non-toxic. Further details on safety and handling for this product are given in the Material Safety Data Sheet which is available on request.

Regulatory

Flocon 100 is certified to ANSI / NSF Standard 60 and by the UK Drinking Water Inspectorate (DWI) and the Netherlands KIWA-ATA for use in reverse osmosis systems producing potable water.

Toxicology Data

acute oral LD ₅₀ (rats)	>5000 mg/kg
eye irritation (rabbits)	non-irritant (EEC guidelines)
skin irritation (rabbits)	non-irritant (EEC guidelines)

Ecological Data

96-hr LC ₅₀ (sheepshead minnow)	600 mg/l
96-hr LC ₅₀ (bluegill)	1000 mg/l

Logistics

classification	non-hazardous for conveyance non-irritant for supply
packaging	HDPE 220L XL-ring Mauser drum 932x580 mm height x diameter net weight 230 kg gross weight 238.5 kg

Flocon 100 is also available in bulk, semi-bulk and 25 kg net containers. Details are available on request.



Patents

Great Lakes Chemical Corporation (GLCC) owns or is the licensee of patents and patent applications which may cover the products and/or uses described in this brochure.

The following are trademarks of GLCC

Flocon, BioLab Water Additives logo, Waterflow logo

® Registered US Patent and Trademark Office

© 1999 GLCC
All rights reserved

BioLab Water Additives
Tenax Road, Trafford Park
Manchester M17 1WT
United Kingdom
Telephone +44 0161 875 3875
Telex 666177
Fax +44 0161 875 3175

BioLab Water Additives
PO Box 1489
Decatur
GA 30031 - 1489
USA
Telephone +1 404 378 8585 / 800 600 4523
Fax +1 404 508 8814

Visit our website at: www.wateradditives.com

The information contained in this product sheet is based on data available to Bio-Lab Inc., BioLab Water Additives and is thought to be correct. Since Bio-Lab, Inc. has no control over the use of this information by others, Bio-Lab, Inc. does not guarantee the same results described herein will be obtained, and makes no warranty of merchantability or fitness for a particular purpose or any express or implied warranty. This information is intended for use by technically trained personnel at their discretion and risk. Rev. 3/00

