

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**Aproveitamento de membranas de osmose inversa descartadas da
indústria para o reuso da purga de torres de resfriamento**

- Dissertação de Mestrado -

Débora Francesch da Rosa

Porto Alegre

2012

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

Aproveitamento de membranas de osmose inversa descartadas da
indústria para o reuso da purga de torres de resfriamento

Débora Francesch da Rosa

Dissertação de Mestrado apresentada como requisito parcial
para obtenção do título de Mestre em Engenharia
Área de concentração: Fenômenos de Transporte

Orientador:

Prof.^a Dr.^a Isabel Cristina Tessaro

Co-orientador:

Dr. Maurício Kipper da Silva

Porto Alegre

2012

Agradecimentos

À minha família pelo amor e incentivo.

À minha orientadora Isabel Tessaro pela orientação, compreensão e oportunidade de participar desse projeto.

Ao meu co-orientador Maurício Kipper da Silva pelas correções, questionamentos e esclarecimentos.

Ao meu bolsista Maurício Thomas da Silva pelo apoio na realização da parte experimental, especialmente nos últimos meses de projeto.

À área de SSMA da empresa Braskem pela convivência diária e oportunidade de aprendizado.

À engenheira Fabiani Vitt pelos conhecimentos transmitidos e amizade.

À todos os profissionais da Braskem que deixaram de lado suas atividades para auxiliar no sistema piloto, em especial à Wilson Pedroso, Luiz Dalpaz, João Carlos e Lina Marques.

Ao departamento de Engenharia Química e a Capes.

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

A Comissão Examinadora, abaixo assinada, aprova a Dissertação *Aproveitamento de membranas de osmose inversa descartadas da indústria para o reuso da purga de torres de resfriamento*, elaborada por Débora Francesch da Rosa, como requisito parcial para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia.

Comissão Examinadora:

Dr^a Liliane Damaris Pollo

Prof^a Liliana Amaral Féris

Dr^a Paula Bettio Staudt

Resumo

Plantas de osmose inversa utilizam membranas novas para produzir água desmineralizada. Após um período que pode variar entre três a cinco anos, as membranas são substituídas por novas, devido principalmente à redução do seu desempenho a níveis não adequados para a produção de água com as características desejadas. Este procedimento gera uma enorme quantidade de módulos rejeitados, ocasionando um problema ambiental. O presente trabalho tem como objetivo estudar o aproveitamento de membranas de osmose inversa descartadas dos processos de desmineralização de águas para o reuso no tratamento da corrente de purga de uma torre de resfriamento. O permeado produzido servirá como água de reposição para a mesma torre, localizada em uma empresa do Pólo Petroquímico. Para tanto, técnicas de limpeza química, conservação de membranas e dosagens de produtos químicos foram avaliadas em testes envolvendo um sistema piloto. Um módulo de membrana seca (sem conservação), um módulo conservado com uma solução biocida e um módulo retirado da unidade de desmineralização de água e imediatamente instalado na planta piloto foram testados. Observou-se a influência do tipo de conservação no fluxo permeado inicial apresentado pelos módulos. O módulo com membrana seca apresentou o pior fluxo permeado inicial, seguido pelo módulo que a membrana foi conservada com uma solução biocida. O maior fluxo permeado inicial foi obtido com o módulo coletado no momento do descarte e imediatamente instalado no sistema piloto. A utilização de ácido cítrico, hidróxido de sódio e bissulfito de sódio para a realização de limpezas químicas mostrou-se eficiente na remoção de incrustações e recuperação do fluxo permeado. Constatou-se que o pré-tratamento presente na planta piloto foi ineficiente para tratar a água de alimentação do sistema, comprometendo o tempo de vida útil das membranas e aumentando a frequência de limpezas químicas. Autópsias destrutivas nas membranas indicaram a formação de incrustações com altos teores de sílica e matéria orgânica. Análises laboratoriais indicaram que o permeado produzido possui qualidade superior ao da água clarificada produzida pela empresa que é atualmente utilizada como água de reposição para a torre de resfriamento. A reutilização de membranas descartadas em outras etapas do mesmo processo pode auxiliar na redução da geração de efluentes e redução de resíduos sólidos; além de diminuir a quantidade de água captada em processos industriais.

Abstract

Reverse osmosis plants use new membranes to produce demineralized water. After a period of three to five years, the membranes are replaced by new ones due to levels of treatment which are not suitable for production of water with the desired characteristics. This process generates a lot of rejected modules causing an environmental problem. The present work aims to study the use of reverse osmosis membranes disposed from demineralization water systems for the reuse in treatment of purge stream of a cooling tower. The permeate produced will be used as make-up water for the same tower in one petrochemical company. For this, chemical cleaning, preservation of membranes and dosages of chemicals were evaluated in tests involving a pilot system. One dry module (no storage), one module stored with biocide solution and one module installed in the pilot plant immediately were tested. Moreover, the influence of conservation in the initial permeate flux were observed. The dried membrane module had the lowest initial permeate flux, followed by the membrane module which was kept with a biocide solution. The higher initial permeate flux was obtained with the module collected at the time of disposal and immediately installed in the pilot system. The use of citric acid, sodium hydroxide and sodium bisulfate in chemical cleaning to remove fouling and recovery the permeate flux was efficient. A further result was that the pre-treatment present in the pilot plant was ineffective to treat feed water system. This compromises the life time of membranes and increases the frequency of chemical cleanings. Furthermore the destructive autopsy indicated the formation of fouling with high concentrations of silica and organic matter. Laboratory tests indicated that the produced permeate has higher quality than clarified water produced by the company and which is currently used as make-up water for the cooling tower. As a result it can be assumed that the reuse of membranes disposed at other stages of the same process can not only help to reduce the generation of effluents and waste, but also it can help to decrease the amount of water collected in industrial processes.

Sumário

Capítulo 1 - Introdução	1
Capítulo 2 – Fundamentos Teóricos	5
2.1 Processos de Separação por Membranas	5
2.1.1 Histórico	5
2.1.2 Membranas	7
2.1.3 Osmose inversa	11
2.1.4 Módulos espiral	12
2.1.5 Polarização por concentração e incrustações	16
2.1.6 A problemática da sílica	20
2.1.7 Degradação de membranas de OI	22
2.1.8 Modificação de membranas	23
2.1.9 Limpeza química de membranas de OI	24
2.1.10 Parâmetros que devem ser monitorados durante a operação de processos de OI	25
2.1.11 Autópsia de membranas	26
2.2 Reuso de Águas e Efluentes	27
2.3 Tratamento de Água em Indústrias Petroquímicas	28
2.3.1 Processos competitivos com OI na dessalinização de águas	30
2.3.2 Tratamentos de efluentes da indústria petroquímica	32
2.3.3 Tratamentos de efluentes da indústria petroquímica com membranas	33
2.4 Torres de Resfriamento	34
2.5 Pré-Tratamento para Sistemas de OI	36
Capítulo 3 – Descrição dos Processos da Empresa	41
3.1 Tratamento de Água	42
3.2 Torre de Resfriamento	43
3.3 Planta Piloto	44
Capítulo 4 – Metodologia de Trabalho	50
4.1 Conservação das Membranas	50
4.2 Informações dos Módulos Descartados e Caracterização das Membranas	52
4.3 Operação da Planta Piloto	54
4.4 Coleta de Dados Experimentais e Características das Águas de Alimentação	57
4.4.1 Características das correntes de alimentação durante testes com módulo A	58

4.4.2 Características das correntes de alimentação durante testes com a membrana retirada da unidade industrial – Módulo B	60
4.4.3 Características das correntes de alimentação durante testes com a membrana conservada – Módulo C	62
4.5 Produtos Químicos, Dosagens e Análises Laboratoriais	64
4.6 Metodologia Experimental.....	65
4.6.1 Determinação das condições operacionais da membrana	65
4.6.2 Avaliação da limpeza das membranas.....	67
4.6.3 Testes com a corrente de purga da torre de resfriamento	67
4.6.4 Testes com os módulos de membranas	68
Capítulo 5 – Resultados e Discussão	70
5.1 Primeira Limpeza Química e Caracterização	70
5.1.1 Módulo A	70
5.1.2 Módulo B	71
5.1.3 Módulo C	72
5.1.4 Comparação da análise de desempenho entre módulos após a primeira limpeza química	73
5.2 Testes com Corrente de Purga Após a Primeira Limpeza Química	75
5.2.1 Definição dos parâmetros de operação – Módulo A	75
5.2.2 Testes com o módulo B.....	82
5.2.3 Testes com o módulo C.....	84
5.2.4 Considerações sobre o desempenho dos módulos nos testes com a corrente de purga após a primeira limpeza química.....	89
5.3 Segunda Limpeza Química e Caracterização.....	89
5.3.1 Módulo A	89
5.3.2 Módulo B	91
5.3.3 Módulo C	92
5.3.4 Análise de Desempenho da Segunda Limpeza Química nos Módulos	93
5.4 Testes com Efluente Após a Segunda Limpeza Química.....	94
5.4.1 Módulo A	94
5.4.2 Módulo B	96
5.4.3 Módulo C	99
5.4.4 Análise de desempenho da membrana nos testes com efluente após a segunda limpeza química	103
5.5 Terceira Limpeza Química e Caracterização – Módulo B.....	103
5.6 Testes com Efluente Após a Terceira Limpeza Química – Módulo B.....	105
5.7 Testes de SDI.....	107

<i>5.8 Autópsia dos Módulos B e C</i>	<i>107</i>
<i>Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros</i>	<i>113</i>
<i>Apêndice A</i>	<i>123</i>
<i>Apêndice B</i>	<i>126</i>

Lista de Figuras

Figura 1: Desenho ilustrativo do funcionamento de OI.	11
Figura 2: Desenho esquemático de um módulo de membrana espiral.	13
Figura 3: Dispositivo antitelescópio na entrada e na saída de um módulo espiral de OI.	14
Figura 4: Efeito telescópio em um módulo espiral de OI.	14
Figura 5: Desenho esquemático da representação da posição dos módulos dentro do vaso de pressão.	15
Figura 6: Esquema da movimentação de íons na eletrodialise.	31
Figura 7: Esquema do funcionamento de uma torre de resfriamento do tipo tiragem induzida, corrente cruzada, com dupla distribuição.	35
Figura 8: Desenho esquemático do funcionamento de um filtro de areia.	39
Figura 9: Cartucho utilizado em filtros de cartucho.	40
Figura 10: Foto aérea da torre de refrigeração 48-TM-01.	43
Figura 11: Fotografia da unidade piloto de membranas na Braskem.	44
Figura 12: Fotografia da disposição de módulos descartados no pátio da empresa, membranas secas.	51
Figura 13: Fotografia do sistema de conservação das membranas.	52
Figura 14: Fluxograma da Planta Piloto. Fonte: Ambrosi, 2009.	56
Figura 15: Teor de cloro livre (ppm) presente nas águas de purga, filtrada e de reposição no período dos testes com o módulo A.	58
Figura 16: Valores de pH das águas de purga, filtrada e de reposição no período dos testes com o módulo A.	59
Figura 17: Valores de turbidez (NTU) das águas de purga, filtrada e de reposição no período dos testes com o módulo A.	59
Figura 18: Teor de cloro livre (ppm) presente nas águas de purga, filtrada e de reposição no período dos testes com o módulo B.	60
Figura 19: Valores de pH das águas de purga, filtrada e de reposição no período dos testes com o módulo B.	61
Figura 20: Valores de turbidez (NTU) das águas de purga, filtrada e de reposição no período dos testes com o módulo B.	61
Figura 21: Teor de cloro livre (ppm) presente nas águas de purga, filtrada e de reposição no período dos testes com o módulo C.	62

Figura 22: Valores de pH das águas de purga, filtrada e <i>make-up</i> no período dos testes com o módulo C.	63
Figura 23: Valores de turbidez (NTU) das águas de purga, filtrada e de reposição no período dos testes com o módulo C.	63
Figura 24: Permeabilidade hidráulica inicial e após primeira limpeza química do módulo A para pressão de 11 bar.	71
Figura 25: Permeabilidade hidráulica inicial e após a primeira limpeza química do módulo B para pressão de 9 bar.	72
Figura 26: Permeabilidade hidráulica inicial e após a primeira limpeza química do módulo C para pressão de 9 bar.	73
Figura 27: Permeabilidade hidráulica inicial e final (após limpeza química) para os módulos A (11 bar), B e C (9 bar).	74
Figura 28: Permeabilidade hidráulica média em função da pressão para a corrente de purga da torre de resfriamento, para o módulo A.	76
Figura 29: Permeabilidade hidráulica em função do tempo de operação, na pressão de 10 bar, para a corrente de purga da torre de resfriamento, para o módulo A (fases 3 e 6).	77
Figura 30: Permeabilidade hidráulica em função do tempo de operação, na pressão de 9 bar, para a corrente de purga da torre de resfriamento, para o módulo A (fases 4 e 5).	78
Figura 31: Retenção salina para as diferentes fases do teste com a corrente de purga da torre de resfriamento para o módulo A.	79
Figura 32: Permeabilidade média para as diferentes fases do teste com a corrente de purga da torre de resfriamento para o módulo A.	80
Figura 33: Fluxo permeado durante os testes com a corrente de purga do módulo A, na pressão de 9 bar e vazão de alimentação de $4 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	81
Figura 34: Fluxo de permeado em função do tempo de operação para a corrente de purga utilizando o módulo B, pressão de 9 bar e vazão de alimentação de $4 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	83
Figura 35: Percentual de recuperação versus tempo de operação para o módulo B ao longo do teste de permeação da corrente de purga, com pressão de 9 bar.	84
Figura 36: Fluxo permeado médio versus tempo de operação com a corrente de purga para o módulo C na pressão de 9 bar.	85
Figura 37: Retenção salina média versus tempo de operação com a corrente de purga para o módulo C, na pressão de 9 bar.	86

Figura 38: Percentual de recuperação média versus tempo de operação para os testes realizados com a corrente de purga para o módulo C, na pressão de 9 bar.	87
Figura 39: Fotografias de topo do filtro de areia: a) filtro de areia e b) superfície de topo do leito de areia.....	88
Figura 40: Permeabilidade hidráulica para o módulo A após os testes com a corrente de purga e após cada etapa da segunda limpeza química, para pressão de 9 bar.	90
Figura 41: Percentual de recuperação de fluxo permeado para o módulo A após cada etapa da segunda limpeza química, para pressão de 9 bar.	91
Figura 42: Permeabilidade hidráulica para o módulo B após os testes com a corrente de purga e após cada etapa da segunda limpeza química, para pressão de 9 bar.	92
Figura 43: Permeabilidade hidráulica para o módulo C após os testes com a corrente de purga e após cada etapa da segunda limpeza química, para pressão de 9 bar.	93
Figura 44: Fluxo permeado médio em função do tempo de operação para os testes com a corrente de purga após a segunda limpeza química, para pressão de 9 bar.....	95
Figura 45: Recuperação de permeado média em função do tempo de operação para os testes com a corrente de purga, após a segunda limpeza química, para pressão de 9 bar.	96
Figura 46: Fluxo permeado em função do tempo de operação para os testes com a corrente de purga, após a segunda limpeza química, para o módulo B na pressão de 9 bar.....	97
Figura 47: Recuperação de permeado média em função do tempo de operação para os testes com a corrente de purga, após a segunda limpeza química, para a pressão de 9 bar.	97
Figura 48: Fluxo permeado médio em função do tempo de operação, após a segunda limpeza química do módulo C, na pressão de 9 bar.....	101
Figura 49: Retenção salina média em função do tempo de operação, após a segunda limpeza química do módulo C, na pressão de 9 bar.....	102
Figura 50: Recuperação média em função do tempo de operação, após a segunda limpeza química do módulo C, na pressão de 9 bar.....	102
Figura 51: Permeabilidade hidráulica após a terceira limpeza química, para pressão de 9 bar.	104
Figura 52: Retenção salina após a primeira, segunda e terceira limpeza química apresentada pelo módulo B, para pressão de 9 bar.....	105
Figura 53: Fluxo de permeado da corrente de purga após a terceira limpeza química no módulo B, para pressão de 9 bar.....	105

Figura 54: Recuperação da corrente de purga após a terceira limpeza química no módulo B, para pressão de 9 bar.	106
Figura 55: Fotografia de uma membrana de microfiltração utilizada para o teste de SDI, para o módulo C.	107
Figura 56: Fotografias das membranas obtidas após corte transversal para realização de autópsia destrutiva, formação de lodo na superfície da membrana usada na planta piloto e sem formação de lodo na membrana usada apenas na unidade de desmineralização: a) módulo B e b) módulo C.	108
Figura 57: Imagem transversal da membrana do módulo B obtida a partir de análise MEV, detalhe da camada de lodo formada com 43 μm de espessura	110
Figura 58: Imagem transversal da membrana do módulo C obtida a partir de análise MEV, detalhe da camada de lodo formada com 24 a 33 μm de espessura.	111
Figura 59: Espectrograma obtido da análise EDS para a membrana do módulo B, durante a autópsia da membrana.	112
Figura 60: Espectrograma obtido da análise EDS para a membrana do módulo C, durante a autópsia da membrana.	112

Lista de Tabelas

Tabela 1 : Vantagens e desvantagens de módulos espiral.	15
Tabela 2: Processos de Tratamento de Efluentes Líquidos.	29
Tabela 3: Faixa de Concentração de Sólidos Dissolvidos para Diferentes Processos.....	30
Tabela 4: Características das membranas utilizadas fornecidas pelo fabricante.	49
Tabela 5: Informações de processo de desmineralização e conservação do módulo A.	53
Tabela 6: Informações de processo de desmineralização e conservação do módulo B.	53
Tabela 7: Informações de processo de desmineralização e conservação do módulo C.	53
Tabela 8: Descrição de marca e fabricantes dos produtos químicos utilizados.....	64
Tabela 9: Métodos de análise utilizados na caracterização das amostras da planta piloto.....	65
Tabela 10: Fases durante os testes de determinação da pressão de operação.....	76
Tabela 11: Resultados das análises para as correntes de permeado e de alimentação do módulo e da água clarificada.	82
Tabela 12: Médias diárias de fluxo permeado, retenção salina e recuperação nos testes com a corrente de purga para o módulo C.	85
Tabela 13: Média diária de fluxo permeado, de retenção salina, de recuperação e do tempo de operação para os testes com a corrente de purga utilizando o módulo A.....	94
Tabela 14: Resultados da análise das características de amostras das correntes de alimentação, concentrado e permeado do módulo de membranas e das correntes após os filtros de areia e cartucho da planta piloto – valores médios.	98
Tabela 15: Média diária do fluxo permeado, retenção e recuperação obtidos nos testes com a corrente de purga, após segunda limpeza química do módulo C.	100
Tabela 16: Resultados das análises para o lodo removido com ácido das membranas dos módulos B e C.	108
Tabela 17: Dados obtidos após calcinação de folhas de membranas dos módulos B e C, massa de lodo inicial e final e teor de matéria orgânica final.	110

Lista de Símbolos e Abreviações

ε	porosidade da membrana
τ	fator de tortuosidade dos poros
μ	viscosidade dinâmica do fluido (Pa.s)
Δx	espessura da membrana (m)
ΔP	variação de pressão (atm)
A	área (m ²)
C_c	condutividade elétrica no concentrado ($\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$)
C_p	condutividade elétrica no permeado ($\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$)
<i>EDS</i>	espectrômetro de dispersão de energia
J	fluxo (L.m ⁻² .h ⁻¹)
J_p	fluxo permeado (L.m ⁻² .h ⁻¹)
L_p	permeabilidade hidráulica (m.Pa ⁻¹ .s ⁻¹)
<i>MEV</i>	<i>microscopia eletrônica de varredura</i>
<i>NF</i>	nanofiltração
<i>OI</i>	osmose inversa
<i>PVA</i>	poli álcool vinílico

Q_f	taxa volumétrica da alimentação no módulo ($\text{m}^3.\text{h}^{-1}$)
Q_p	taxa volumétrica de permeado ($\text{m}^3.\text{h}^{-1}$)
R	coeficiente de rejeição
R_p	raio do poro (m)
S	recuperação (%)
SDI	índice de densidade de sedimentos (<i>silt density index</i>)
UF	ultrafiltração

Capítulo 1 - Introdução

O Conselho Mundial de Água prevê que a água disponível, em 2020, esteja 17% abaixo do necessário para sustentar a população mundial. Além disso, cerca de 1,7 bilhões de pessoas vivem em áreas em que atualmente já existe um elevado grau de escassez de água (World Water Council, 2012). A preocupação com água potável é um dos principais problemas mundiais influenciando a procura por métodos de recuperação e tratamento de águas em escala cada vez maior. Aliado a este fator, o crescente monitoramento de indicadores ambientais, por parte de órgãos ambientais, tem incentivado as indústrias a investirem em diversas áreas de pesquisas, como por exemplo, pesquisas sobre reuso de efluentes e de resíduos gerados.

Neste contexto, processos de separação por membranas ganham destaque em diversas áreas industriais, pois reduzem consideravelmente o consumo de energia em comparação com processos envolvendo separações com mudanças de fase. Além disso, as propriedades únicas de membranas de osmose inversa (OI) para rejeitar espécies inorgânicas, enquanto água relativamente pura é permeada, tem propagado o uso de processos com separação por membranas em diferentes tratamentos de água.

O efluente de torres de resfriamento, por exemplo, contém muitas partículas, colóides, microrganismos e sais que impossibilitam o reuso direto da água. Tratamentos convencionais como coagulação, sedimentação e filtração convencional não podem remover o alto teor de sais presente nesses efluentes. Com o desenvolvimento da tecnologia e estudos com membranas, sistemas de OI são indicados no tratamento desses efluentes.

As membranas de OI utilizadas em plantas de dessalinização de águas devem ser trocadas depois de algum tempo, geralmente em torno de três a cinco anos, devido à perda de

desempenho apresentada após esse período. Atualmente, esses módulos não são reciclados, pois existe uma grande dificuldade de abertura da camada externa de fibra de vidro para separação de seus componentes internos; sendo descartados em aterros sanitários. Assim, um número significativo de módulos rejeitados tem se acumulado ao longo dos anos, e seu reuso pode trazer benefícios ambientais e econômicos, atingindo não apenas um determinado setor industrial, mas a comunidade como um todo.

Este trabalho faz parte de um projeto que visa reutilizar membranas de OI descartadas de processos industriais no tratamento de correntes de outras etapas do mesmo processo, onde a qualidade desejada da corrente tratada seja inferior a obtida com o tratamento de membranas de OI novas.

O objetivo geral é realizar testes com membranas de OI descartadas do processo de desmineralização de águas de uma empresa, para o tratamento da corrente de purga de uma torre de resfriamento. O permeado produzido deve ser usado como água de reposição para a mesma torre de resfriamento, devendo ter qualidade superior a da água clarificada produzida na empresa, utilizada atualmente como água de reposição para esta torre. Assim, a água de purga tratada poderá retornar à bacia da torre de resfriamento servindo como água de reposição.

Com relação ao setor industrial, o reuso de resíduos e o tratamento de efluentes para reuso de correntes apresentam grandes benefícios econômicos. Pois atualmente, os custos do metro cúbico para o tratamento de efluentes inorgânicos no Sistema Integrado de Tratamento de Efluentes Líquidos (SITEL) é igual a R\$ 1,00 e do metro cúbico para disposição de resíduos em aterro sanitário no Sistema Centralizado de Controle de Resíduos Sólidos (SICECORS) é igual a R\$ 200,00; por exemplo. Além disso, em longo prazo, o uso do permeado como água de reposição melhoraria a qualidade da água da bacia da torre de resfriamento, diminuindo o volume de água captado, diminuindo as dosagens de produtos químicos necessárias para adequação dos parâmetros da água da torre e ainda aumentaria o tempo de vida útil dos equipamentos da empresa.

Para atingir os objetivos mencionados foram estudados os seguintes aspectos, em uma planta piloto situada no Pólo Petroquímico de Triunfo, RS:

- influência da posição dos módulos de OI no vaso de pressão, no período em que estavam em operação, anteriormente ao descarte;
- influência do tipo de conservação dos módulos desde o momento em que foram descartados até a reutilização, nos testes na unidade piloto;
- eficiência do sistema de pré-tratamento presente na planta piloto e a necessidade de alterações e/ou adaptações;
- eficiência e frequência de limpezas químicas nas membranas;
- tipos de produtos químicos e concentrações necessárias para garantir o bom funcionamento da unidade piloto;
- condições e tempo de operação dos módulos durante os testes com o efluente da purga da torre de resfriamento;
- análises de qualidade do permeado;
- autópsia destrutiva nas membranas reutilizadas.

O presente trabalho foi estruturado do modo descrito a seguir. O Capítulo 2 apresenta os fundamentos teóricos sobre processos de separação por membranas, além de uma breve revisão a respeito do desenvolvimento tecnológico que permitiu a passagem do uso de membranas da escala laboratorial para a escala industrial. São mencionados os tipos de membranas e módulos existentes, com enfoque em membranas de OI e módulos espirais. São expostos, também, os problemas que ocorrem frequentemente em sistemas de OI, como degradação de membranas, surgimento de incrustações por deposição e precipitação; além de parâmetros importantes que envolvem a operação de unidades de OI, como limpeza química, qualidade da água de alimentação, pré-tratamentos, fluxo permeado e retenção salina. Também é apresentada uma revisão sobre tratamentos de efluentes industriais envolvendo processos com membranas, destacando-se suas vantagens e desvantagens em relação a processos competitivos. Por fim, uma pequena revisão bibliográfica sobre torres de resfriamento é apresentada.

No Capítulo 3 estão descritos os processos presentes na empresa Braskem S.A, como o tratamento da água captada, características da torre de resfriamento existente na área de

utilidades e uma detalhada descrição do sistema piloto utilizado na parte experimental desse trabalho.

No Capítulo 4 tem-se a metodologia de trabalho adotada como caracterização dos módulos de membranas utilizados, operação da planta piloto utilizada e detalhes dos dados experimentais coletados durante os experimentos. São apresentados, ainda, parâmetros das águas de alimentação no período da realização dos testes. São descritos, também os diferentes módulos utilizados nos experimentos, o tipo de conservação empregado, bem como os produtos químicos utilizados durante os experimentos. Por fim, é detalhada a metodologia experimental adotada: condições operacionais da membrana e planta piloto, avaliação de limpezas químicas e descrição dos testes realizados.

Os resultados experimentais são apresentados e discutidos no Capítulo 5. Esta apresentação foi feita de maneira a facilitar a análise e comparação entre os módulos testados.

Finalmente, no Capítulo 6 estão as conclusões obtidas após este trabalho, além de sugestões para trabalhos futuros.

Capítulo 2 – Fundamentos Teóricos

Neste capítulo são apresentados os fundamentos teóricos dos tópicos envolvidos neste trabalho, sendo dividido em seis seções. Na primeira seção é feita uma revisão sobre processos de separação por membranas e sua evolução ao longo dos anos. Tem-se uma breve descrição de processos de separação por osmose inversa, fenômenos que ocorrem durante os processos contendo membranas, possíveis problemas e parâmetros que devem ser monitorados durante a operação desses sistemas. A segunda seção apresenta o reuso de águas e efluentes. A seção três discute o tratamento de efluentes na indústria petroquímica com enfoque em membranas de osmose inversa e comparação com processos competitivos. Na penúltima seção tem-se uma revisão sobre torres de resfriamento, apresentando como seria o balanço de massa para esse sistema. Na última seção é discutida a importância do pré-tratamento em sistemas envolvendo membranas de osmose inversa, além de apresentar alguns equipamentos comumente utilizados nesta etapa do processo.

2.1 Processos de Separação por Membranas

2.1.1 Histórico

Estudos envolvendo membranas são mencionados a partir do século dezoito por cientistas filósofos. Por exemplo, Abbé Nolet utilizou a palavra osmose para descrever a permeação de água através de um diafragma, em 1748. Durante o século XIX e início do século XX, membranas não tinham uso comercial ou industrial, mas eram usadas como ferramentas de laboratório para desenvolver teorias físicas e químicas. O conceito de membrana permeável semi-seletiva foi usado por Maxwell e outros, no desenvolvimento da

teoria cinética dos gases. As primeiras membranas eram feitas com bexigas e partes do intestino de animais. Mais tarde, membranas de nitro celulose eram preferidas, pois podiam ser reproduzidas.

Novos colaboradores, principalmente Elford, Zsigmondy, Bachmann e Ferry melhoraram a técnica de Bechhold; e no início de 1930, membranas porosas de *colodium* (partes iguais de éter e álcool em solução de nitrato de celulose) eram fabricadas. Durante os próximos 20 anos, esta tecnologia inicial de microfiltração com membranas foi expandida para acetato de celulose e alguns outros polímeros. Membranas tiveram sua primeira aplicação durante a Segunda Guerra Mundial em testes com água potável. O abastecimento de água de comunidades da Alemanha e parte da Europa foi interrompido, e filtros para garantir a segurança da água eram necessários urgentemente. Mais tarde, esta tecnologia foi explorada pela *Millipore Corporation*, a primeira e ainda maior produtora de membranas de microfiltração dos Estados Unidos.

Em 1960, elementos mais modernos foram desenvolvidos, mas as membranas eram usadas apenas em poucos e pequenos laboratórios, especializados em aplicações industriais. Nenhuma membrana industrial significativa existia, e o total anual de vendas de membranas para indústria não excedia 20 milhões de dólares. Fatores como instabilidade, baixa produtividade e seletividade e alto investimento limitavam seu uso na indústria. Soluções para estes problemas foram desenvolvidas ao longo dos últimos 30 anos, e atualmente, processos com separação por membranas são comuns em indústrias. Estudos recentes indicam que o mercado internacional de membranas de osmose inversa movimentou um total de US\$ 1,9 bilhão, em 2005. Já no ano de 2009, houve um aumento de aproximadamente 37%, totalizando valores da ordem de US\$ 2,6 bilhões. Até 2014, projetam-se receitas próximas a US\$ 3,7 bilhões (Bisterso, 2010).

A descoberta que permitiu a passagem do uso laboratorial para industrial ocorreu no início de 1960, chamado de Processo de Loeb-Sourirajan; que eliminou os defeitos e aumentou o fluxo permeado de membranas de OI. As membranas possuem uma camada ultrafina e seletiva sobre um espesso, mas permeável suporte microporoso, que proporciona a resistência mecânica. O fluxo da primeira membrana de OI de Loeb-Sourirajan foi 10 vezes maior que qualquer outra membrana disponível na época; tornando processos de separação por membranas de OI um método prático e promissor na dessalinização de água.

No período entre 1960 e 1980, ocorreu uma profunda mudança na tecnologia de membranas. Outros processos de fabricação de membranas, incluindo polarização interfacial e composição multicamadas, foram desenvolvidos para aumentar o desempenho das membranas.

Atualmente, plantas de dessalinização de OI utilizam preferencialmente módulos do tipo espiral. Estes módulos apresentam uma boa relação em termos de permeabilidade, densidade de empacotamento, controle de incrustações e facilidade de operação.

2.1.2 Membranas

Membranas são definidas como barreiras seletivas, semipermeáveis, que separam duas fases e restringem, total ou parcialmente, o transporte de espécies presentes na corrente de alimentação; sendo que o transporte ocorre quando uma força motriz é aplicada sobre os componentes na alimentação (Ravanchi *et al.*, 2009).

As membranas podem ser classificadas em duas grandes categorias, com relação a sua morfologia: densas e porosas. As características da superfície da membrana, que está em contato com a solução a ser separada, irão influenciar na escolha do tipo de membrana. Tanto as membranas densas como as porosas podem ser isotrópicas ou anisotrópicas, ou seja, podem ou não apresentar as mesmas características morfológicas ao longo de sua espessura. As membranas anisotrópicas se caracterizam por uma região superior muito fina ($= 1 \mu\text{m}$), mais estreita (com poros ou não), chamada de pele; e suportadas em uma estrutura porosa. Porém, quando ambas as regiões são constituídas por um único material a membrana será do tipo anisotrópica integral (Habert *et al.*, 2006).

Para que ocorra o transporte de uma espécie através de uma membrana é necessária a existência de uma força motriz agindo sobre a mesma. Os processos comerciais de separação com membrana utilizam como força motriz o gradiente de potencial químico e/ou o gradiente de potencial elétrico. O gradiente de potencial químico pode ser expresso em termos de gradiente de pressão, de concentração e de temperatura. Em função da morfologia da membrana e do tipo de força motriz empregada, o transporte das diferentes espécies através da membrana pode ocorrer tanto pelo mecanismo de convecção, como pelo mecanismo de difusão. A morfologia da membrana define, também, os princípios em que se baseiam a sua capacidade seletiva. Em processos que utilizam membranas porosas a seletividade está diretamente associada à relação entre o tamanho das espécies presentes e o tamanho dos poros

da membrana. Este é o caso de processos com microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e diálise. Para membranas porosas, em função do tipo de força motriz aplicada, o transporte das espécies através da membrana pode ser tanto convectivo como difusivo. No caso da ultrafiltração, nanofiltração e microfiltração, para os quais a força motriz é o gradiente de pressão através da membrana, o fluxo permeado é fundamentalmente convectivo. Já no caso da diálise, a força motriz é o gradiente de concentração das espécies através da membrana e o fluxo permeado é de natureza difusiva (Habert *et al.*, 2006).

Processos que empregam membranas densas, compostas ou não, a seletividade depende da afinidade das diferentes espécies com o material da membrana (etapa de natureza termodinâmica) e da difusão das membranas através do filme polimérico (etapa de natureza cinética), como é o caso da osmose inversa, pervaporação e permeação de gases. O fluxo permeado é sempre de natureza difusiva, independente do tipo de força motriz aplicada, uma vez que a membrana não apresenta poros próximos à superfície que se encontra em contato com a solução a ser processada. A eletrodialise, diferentemente dos processos citados anteriormente, utiliza como força motriz o gradiente de potencial elétrico. Assim, só pode ser utilizada nos casos em que pelo menos uma das espécies apresente carga elétrica (Habert *et al.*, 2006).

As membranas sintéticas comerciais são produzidas a partir de duas classes distintas de material: materiais orgânicos, em sua maioria polímeros, e os inorgânicos, como metais e cerâmicos. Normalmente as membranas de natureza orgânica apresentam menor custo de produção do que as inorgânicas. No entanto, estas últimas apresentam uma maior vida útil e permitem limpezas mais eficientes (Habert *et al.*, 2006).

As membranas para microfiltração são consideradas filtros absolutos com diâmetro de poro variável entre 0,1 μm e 3 mm. Confeccionados em materiais metálicos, poliméricos ou cerâmicos, esses elementos apresentam elevada eficiência de separação quando submetidos a diferenciais de pressão entre 0,3 e 1,7 bar. Indicado para remoção de matéria coloidal, o processo de microfiltração pode ainda eliminar metais dissolvidos de soluções diluídas, quando implementado em associação com agentes complexantes de elevado peso molecular (Rebouças *et al.*, 1999).

As membranas de ultrafiltração apresentam diâmetro de poro inferior a 0,1 μm . Portanto, a pressão necessária para a obtenção de um fluxo permeado aceitável no interior do

equipamento deve situar-se dentro de uma faixa de operação entre 0,7 e 6,9 bar. Em termos de aplicação, a ultrafiltração mostra-se adequada para remoção de coloides e de compostos orgânicos de alto peso molar (Rebouças *et al.*,1999).

Os sistemas de nanofiltração são próprios à remoção de sais bivalentes e compostos orgânicos com massas moleculares entre 250 e 1000 g.mol⁻¹, operando com pressões superiores aquelas utilizadas pela ultrafiltração (Rebouças *et al.*,1999). São membranas que utilizam a pressão como força motriz e apresentam propriedades entre membranas de osmose inversa e ultrafiltração. Apresentam muitas vantagens como baixa pressão de operação em relação à osmose inversa, fluxo permeado elevado, alta retenção de sais e moléculas orgânicas em relação à ultrafiltração, custo de investimentos relativamente baixos e baixos custos de operação e manutenção (Hilal *et al.*, 2004).

Membranas de osmose inversa foram desenvolvidas como alternativa aos processos de troca iônica e de evaporação para o tratamento de efluentes cuja concentração de matéria dissolvida varia entre 5 e 34 mil mg.L⁻¹, operando com pressões que variam de 3,4 a 69 bar. Em termos de rendimento, a osmose inversa pode proporcionar a recuperação de volumes de água superiores a 90% do total de efluente alimentado no sistema. Além disso, a taxa de rejeição de sais supera, para muitos íons, o patamar de 99%. O processo de osmose inversa apresenta baixo consumo de energia e fácil operação do sistema (Rebouças *et al.*,1999).

O fluxo permeado (J_p) é definido como o volume que permeia através da membrana por unidade de tempo (Q_p) e unidade de área (A), conforme Equação 1.

$$J_p = \frac{Q_p}{A} \quad (1)$$

Admitindo-se que a membrana seja inerte em relação ao solvente e que não se deforme pela ação da pressão, para processos que utilizam o gradiente de pressão como força motriz, o fluxo permeado de um solvente puro é diretamente proporcional a pressão transmembrana e pode ser definido pela equação 2.

O fluxo permeado representa a vazão (volumétrica, mássica ou molar) de permeado por unidade de área da membrana e é determinado pela força motriz aplicada e pela resistência apresentada pela membrana (ou por sua permeabilidade), que muitas vezes, são proporcionais. O volume que escoar através da membrana pode ser descrito pela Lei de Darcy,

sendo o fluxo através da membrana (J) diretamente proporcional à pressão aplicada (Δp), segundo Equação 2 (Silva, 2009):

$$J = L_p \cdot \Delta P \quad (2)$$

onde:

Δp é a pressão transmembrana;

L_p é a permeabilidade hidráulica da membrana ao solvente em questão.

A permeabilidade hidráulica pode ser obtida a partir do fluxo médio em diferentes pressões ou a partir da equação de Hagen-Poiseuille, segundo Equação 3:

$$L_p = \frac{J}{\Delta p} = \frac{\varepsilon \cdot R_p^2}{8 \cdot \mu \cdot \tau \cdot \Delta x} \quad (3)$$

onde:

ε é a porosidade da membrana;

τ é o fator de tortuosidade dos poros;

μ é a viscosidade dinâmica do fluido;

Δx é a espessura da membrana;

R_p é o raio do poro;

L_p é a permeabilidade hidráulica.

O fluxo através da membrana é fortemente influenciado pela temperatura da solução de alimentação, uma vez que o fluxo permeado é função da viscosidade dinâmica da solução que, por sua vez, é função da temperatura. A velocidade de escoamento também influencia no fluxo permeado, pois o aumento da velocidade provoca um aumento da turbulência do escoamento, ocorrendo a diminuição da camada polarizada (Diel, 2010).

2.1.3 Osmose inversa

A OI baseia-se na semipermeabilidade presente em alguns polímeros, os quais são muito permeáveis para água enquanto sua permeabilidade para substâncias dissolvidas é baixa (Fritzmann *et al.*, 2007).

A OI é definida como um processo no qual uma pressão maior que a pressão osmótica é aplicada no compartimento que contém a solução com alta concentração; esta pressão força a água a passar através da membrana na direção inversa a da osmose. O processo de OI está apresentado, de forma esquemática, na Figura 1.

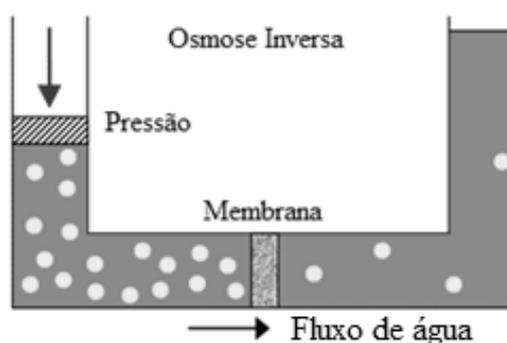


Figura 1: Desenho ilustrativo do funcionamento de OI.

Fonte: Water quality association, 2010.

A água move-se do compartimento de alta concentração para o de baixa concentração. Desta maneira, água relativamente pura passa através da membrana enquanto no outro compartimento os sólidos dissolvidos são retidos. Portanto, a água de um compartimento é chamada de desmineralizada e do outro de concentrada.

O mercado de membranas de OI é dominado por membranas de filmes de poliamida composto de três camadas: um suporte de poliéster para fornecer resistência mecânica, seguida de uma camada microporosa para sustentação da camada seletiva e uma camada seletiva ultrafina na superfície da estrutura. O suporte de poliéster não pode servir como base direta para a camada seletiva porque é muito irregular e poroso. Por isso é intercalado uma camada microporosa de polímero polissulfônico para suportar a camada seletiva em altas pressões de compressão (Lee *et al.*, 2011). A estrutura, o material e a morfologia de membranas de OI têm sido modificados ao longo dos anos; visando melhorar a funcionalidade (permeabilidade e seletividade) e aplicabilidade. Para um bom funcionamento

de sistemas contendo membranas de OI, alguns parâmetro (como turbidez, SDI e pH) devem ser controlados e costumam ser indicados pelos fabricantes.

Membranas de OI são usadas para purificar água ou para concentrar e recuperar sólidos dissolvidos na água de alimentação. Algumas aplicações comuns podem ser citadas:

- dessalinização da água do mar e água salobra para uso potável;
- geração de água ultrapura para indústria microeletrônica;
- geração de água com alta pureza para indústria farmacêutica;
- geração de água de processo para produção de refrigerantes;
- processamento de produtos laticínios;
- concentração de adoçantes a base de milho;
- tratamento de efluentes para recuperação de materiais de processo;
- água de recuperação municipal e de efluentes industriais;
- água ultrapura para geração de vapor.

Plantas industriais muitas vezes requerem centenas de metros quadrados de área de membranas para atingirem o fluxo desejado. As membranas são geralmente empacotadas para diminuir o espaço necessário, minimizar perdas de pressão hidráulica e garantir velocidade suficiente para manter a superfície da membrana limpa da concentração de sais e matéria orgânica o maior tempo possível. Existem quatro configurações básicas de módulos usados comercialmente: tubular, placa e quadro, fibra-oca e espiral. Este último será abordado com mais detalhes, pois é o mais utilizado nos processos de OI.

2.1.4 Módulos espiral

Módulos espiral são os módulos mais comumente usados em OI. A maior vantagem está na sua alta densidade de empacotamento, superior a módulos tubulares ou placa e quadro. Estes módulos são relativamente caros, devido à tecnologia e engenharia envolvidas. Entretanto, o custo da membrana por unidade de área é relativamente baixo. Segundo Kucera (2010) módulos espiral são difíceis de limpar, devido a espaços mortos dentro do módulo,

onde a alta velocidade não pode limpar a superfície da membrana e soluções de limpeza não removem a matéria acumulada.

Módulos espiral consistem em muitas membranas de folhas planas, coladas em conjuntos de dois, sendo separadas por espaçadores. Cada conjunto é ligado a um tubo coletor de permeado, com uma extremidade aberta. Os conjuntos são enrolados no tubo coletor de permeado, sendo cada conjunto separado por um espaçador de alimentação. Assim, alternando alimentação e permeado, canais são criados. A alimentação entra no módulo e é forçada a passar pela membrana, sendo o permeado coletado no tubo de permeado; enquanto concentrado deixa o módulo pelo lado oposto ao da alimentação. A Figura 2 apresenta o desenho esquemático de um módulo espiral. Além de criarem um caminho para a alimentação, espaçadores podem gerar movimentos que reduzem a polarização por concentração, aumentando o fluxo através da membrana. Tipicamente, um único elemento opera com recuperação em torno de 5 e 15% (Baker, 2004).

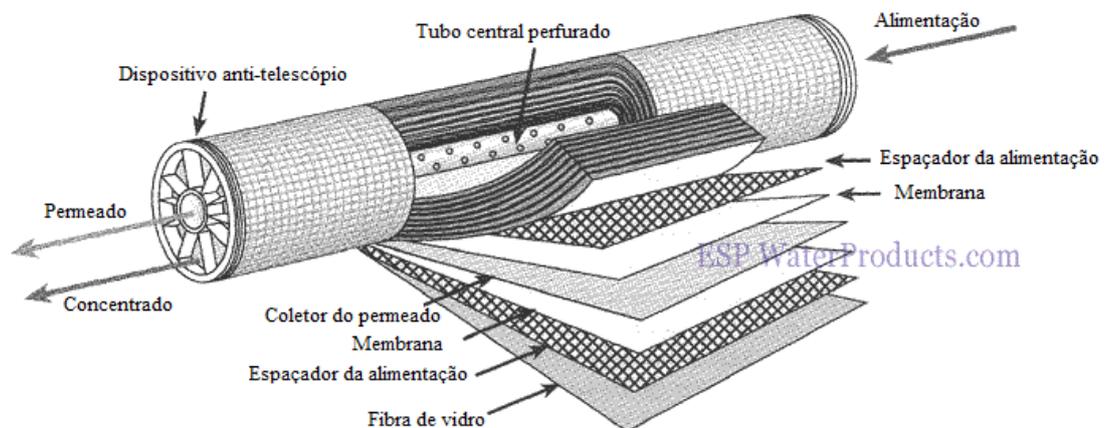


Figura 2: Desenho esquemático de um módulo de membrana espiral.

Fonte: ESP Water Products.

Módulos espiral são tipicamente revestidos por fibra de vidro, para proteger os envelopes de membranas. Estão dispostos em série dentro de um vaso de pressão e são conectados entre si por um dispositivo antitelescópico. O propósito deste dispositivo, apresentado na Figura 3, é prevenir que membranas e espaçadores se desloquem, conforme mostrado na Figura 4, danificando o módulo.

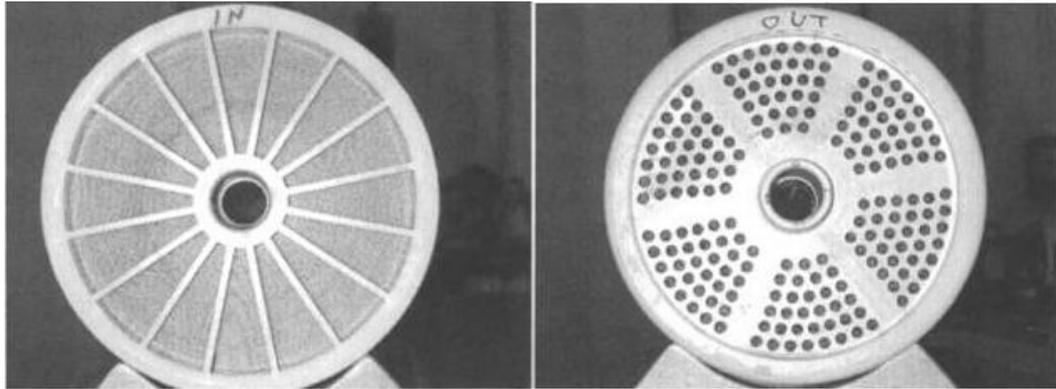


Figura 3: Dispositivo antitelescópico na entrada e na saída de um módulo espiral de OI.
Fonte: Kucera, 2010.

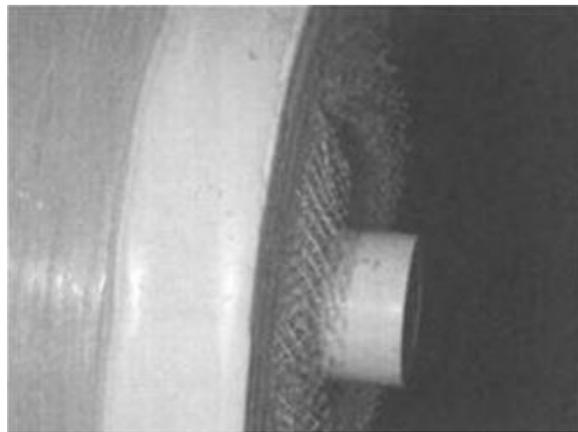


Figura 4: Efeito telescópico em um módulo espiral de OI.

Fonte: Kucera, 2010.

Módulos espiral de poliamida dominam 91% do mercado de NF e OI, módulos fibra-
oca de acetato de celulose ocupam o segundo lugar. Entretanto, os últimos apresentam maior
resistência ao cloro, desta forma a prevenção do crescimento de microrganismos e algas pode
ser feita via injeção de cloro. As principais vantagens e desvantagens de módulos espiral estão
apresentadas na Tabela 1.

Tabela 1 : Vantagens e desvantagens de módulos espiral.

Vantagens	Desvantagens
Baixo custo e relativa facilidade de operação	Alta perda de pressão do lado da alimentação
Alta densidade de empacotamento	Suscetível a incrustações
Alta razão de transferência de massa	Difícil limpeza

Fonte: Kucera, 2010.

Influência da posição dos módulos no vaso de pressão

A posição dos módulos dentro do vaso de pressão é um parâmetro importante, pois influencia nas características dos módulos que serão reutilizados. A corrente de alimentação, inicialmente, contém mais impurezas e à medida que escoar ao longo do vaso de pressão tem sua concentração de sais aumentada devido à permeação. Assim, os primeiros módulos são mais suscetíveis a incrustações (devido à presença das impurezas). Segundo Silva (2001), a precipitação de sais e de sílica ocorre nos módulos localizados nos últimos estágios de permeação, quando é excedido o limite de solubilidade na região próxima à superfície da membrana.

A Figura 5 ilustra a nomenclatura comumente utilizada para identificação da posição (M_{ij}) dos módulos, sendo i o número do estágio e j a posição da membrana no vaso de pressão.

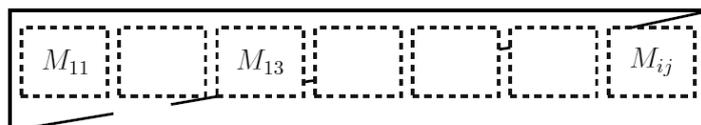


Figura 5: Desenho esquemático da representação da posição dos módulos dentro do vaso de pressão.

Medidas de SDI

Medidas do índice de densidade de lodo ou índice de sedimentação de colóides (SDI) são utilizadas para avaliar a tendência de formação de incrustações de águas de alimentação em membranas, sendo essencial para controlar o potencial de contaminação de água. Em comparação com outros parâmetros, como turbidez, o SDI é mais sensível; no entanto, não

identifica todos os tipos de incrustações como ferro dissolvido, por exemplo (Mosset *et al.*, 2007). Não há correlação direta entre a turbidez e SDI, porém, sabe-se que águas contendo altos teores de sólidos suspensos apresentarão altos valores de turbidez e SDI.

O índice é definido conforme a Equação 4, utilizando uma membrana com tamanho de poros nominal igual a 0,45 μm e pressão de 2 bar (30 psig) de acordo com Standard Methods ASTM D4189 -07 (2007).

$$SDI = [100 \cdot (1 - t_1/t_2)]/15 \quad (4)$$

sendo:

t_1 : o tempo inicial necessário para coletar 0,5 L de água de alimentação;

t_2 : o tempo necessário para coletar 0,5 L de água de alimentação após 15 min de filtragem.

Para módulos espiral de membranas de OI o valor recomendado para este índice deve ser menor que 5, conforme fabricante.

2.1.5 Polarização por concentração e incrustações

Processos envolvendo separação por membranas devem garantir alto fluxo permeado e alta rejeição de soluto com mínimos custos operacionais. Desta forma, é desejável que o tempo de vida útil das membranas seja o maior possível. O tempo de vida útil e fluxo permeado são diretamente afetados pelos fenômenos de polarização por concentração e incrustações.

À medida que o processo ocorre, o solvente permeia através da membrana enquanto o soluto fica retido. Após um determinado tempo ocorre um acúmulo de solutos próximo à superfície da membrana, fenômeno chamado de polarização por concentração. Durante o período inicial de operação, dentro de um ciclo, a polarização por concentração é um dos principais responsáveis pelo declínio do fluxo permeado. Apesar de ser um fenômeno reversível e inerente ao processo, provoca diversas alterações no sistema, tais como:

- resistência adicional à transferência de massa do solvente através da membrana;
- declínio do fluxo permeado;

- aumento do fluxo de soluto através da membrana;
- diminuição da qualidade do permeado, devido ao aumento do fluxo de soluto;
- precipitação do soluto se a concentração na superfície exceder o limite de solubilidade;
- mudanças nas propriedades de separação da membrana (Sablani, 2001).

A fim de minimizar a polarização por concentração é usado escoamento cruzado ou tangencial na membrana. Assim, os solutos concentrados pelo processo de separação são diluídos pelo escoamento tangencial do solvente. Em módulos espirais, este efeito de diluição é reforçado pela turbulência criada pelos espaçadores.

Incrustação é o processo indesejado que resulta na perda do desempenho da membrana devido à adesão de substâncias dissolvidas ou suspensas na superfície da membrana. Várias espécies presentes na alimentação, como matéria orgânica e inorgânica, incrustações biológicas, sólidos suspensos, coloides e óxidos metálicos podem causar incrustações. Esta camada de incrustação regula a permeabilidade e a seletividade da membrana, alterando suas propriedades; geralmente aumentando a perda de carga e diminuindo a permeabilidade. Este fenômeno é muito complexo e difícil de ser descrito teoricamente. O aparecimento de incrustações irá depender de parâmetros físicos e químicos como concentração, temperatura, pH, força iônica e interações específicas (Mulder, 1996).

Os sistemas respondem de maneira inespecífica aos diferentes tipos de incrustações. Os quatro mais importantes tipos de incrustações são:

- incrustação mineral - deposição de minerais quando atingirem o limite de solubilidade;
- incrustação orgânica - deposição de ácido húmico, óleos e graxas dissolvidos;
- incrustação coloidal - deposição de argila e lodo;
- incrustação microbiológica - adesão e acumulação de microrganismos no sistema.

Incrustação microbiológica

Microrganismos estão presentes em praticamente todos os sistemas com água. Eles tendem a aderir nas superfícies e crescer devido aos nutrientes presentes na água. Os

microrganismos aderem devido a substâncias poliméricas extracelulares excretadas, formando o biofilme. Este fenômeno é bem conhecido em tratamentos de água e é chamado de incrustação microbiológica.

Muitos métodos são estudados na tentativa de inativar a biomassa durante a limpeza e dosagem de biocida. Porém, muitas vezes, apenas a dosagem de biocida não é suficiente para o controle, pois não são totalmente removidos por limpeza química (Cornelissen *et al.*, 2006). Incrustação microbiológica é um fenômeno difícil de ser controlado pela redução de microrganismos, pois estes podem se multiplicar mesmo em números reduzidos. Além disso, novos microrganismos sempre podem invadir sistemas esterilizados.

No caso de membranas, o biofilme funciona como uma membrana secundária que participa no processo de separação. Devido a suas características, o biofilme exerce uma resistência ao transporte de massa por difusão prevalece sobre o transporte de massa por convecção, que tende a aumentar a polarização por concentração na membrana. Em alguns casos, o biofilme cresce nos espaços existentes nos espaçadores acabando com a função hidráulica de criar turbulência e diminuir os efeitos da polarização por concentração.

Algumas consequências do desenvolvimento do biofilme em sistemas com membranas são citadas a seguir.

- Aumento da resistência da membrana pelo biofilme:

- * diminuição da produção de permeado;
- * aumento do consumo de energia;
- * aumento do ΔP através da membrana.

- Formação de fase gel entre a água e a superfície da membrana:

- * aumento da resistência ao arraste em relação ao fluxo tangencial sobre a membrana;
- * inibição do transporte convectivo próximo à superfície da membrana;
- * aumento da polarização por concentração, devido à ineficiência do escoamento tangencial;
- * diminuição da rejeição de sal.

- Danos na planta e prejuízos à produção:

- * eventual ataque microbiano nas membranas;
- * contaminação microbiana no permeado devido à degradação das membranas;
- * diminuição do tempo de vida do módulo devido ao maior número de procedimentos de limpeza.

- Aumento de custos:

- * diminuição de produção (diminuição do permeado);
- * aumento dos custos de energia;
- * aumento da demanda com limpezas;
- * aumento de custos com substituição de módulos.

O grande efeito provocado pelo biofilme sobre os sistemas com membranas é atribuído às propriedades físicas das substâncias poliméricas extracelulares excretadas, tais características são:

- a estrutura gel que reduz a eficiência dos processos de convecção, prevalecendo a transferência de massa por difusão;
- a porosidade do gel que controla a razão de permeação de água através do biofilme.

É muito provável que todos os sistemas não esterilizados possuam uma camada microbiana que participa dos processos de separação, afetando o desempenho dos parâmetros de uma maneira indeterminada. É importante salientar que esta interferência não ocorre de maneira súbita e sim de maneira gradual.

Qualquer estratégia antincrustação deve ser acompanhada do monitoramento de parâmetros do sistema que indiquem sua eficiência. Remover as camadas de incrustação biológica é mais importante que matar as células e deixá-las no lugar. A mais frequente resposta para a incrustação biológica são os biocidas, porém, pode ser mais efetivo limitar os nutrientes presentes na água. Detectar o biofilme na fase inicial depende do monitoramento adequado do sistema (Flemming, 1997).

Precipitação de sais

À medida que água é recuperada, a concentração de espécies inorgânicas próximas à superfície da membrana aumenta, podendo exceder o limite de solubilidade de sais minerais. Como consequência, ocorre a precipitação de sais, depósitos de sais minerais, reduzindo a produtividade e eficiência do processo (Gabelich *et al.*, 2007). Mesmo que a precipitação de sais de alguns compostos possa ser removida da membrana via lavagem com solução ácida, na prática, não é possível retirar completamente o precipitado da superfície das membranas, especialmente em módulos espiral. Assim, pré-tratamentos são utilizados para a estabilização de substâncias que podem causar precipitação de sais, tais como ajuste de pH e o uso de antiincrustantes para inibir a precipitação de sais (Fritzmann *et al.*, 2007). As substâncias presentes em águas e efluentes que mais contribuem para a formação desse tipo de incrustação são CaCO_3 , CaSO_4 , BaSO_4 , fosfatos e sílica.

Quando a precipitação de sais em membranas é formado por sílica, este é praticamente impossível de ser removido. A solubilidade da sílica varia muito devido às diferentes formas presentes na natureza e das características do meio. Pesquisas mostraram que a sílica é um forte agente incrustante e grande redutor do desempenho de sistemas de OI (Weng, 1995). O nível de solubilidade em efluentes contendo altos níveis de sílica é excedido rapidamente na corrente de concentrado de sistemas de OI.

Para restaurar o desempenho e evitar danos permanentes, a camada de sais formada deve ser removida. Limpezas químicas são necessárias quando o fluxo de permeado diminui em 10%, a perda de carga na alimentação aumenta em 15% e a rejeição aumenta em 1% (Fritzmann, 2007).

2.1.6 A problemática da sílica

Sílica, com fórmula molecular SiO_2 , é um dos minerais mais abundantes na terra, tendo muitas formas cristalinas e amorfas. Sílica cristalina geralmente toma a forma de quartzo, tridimita ou cristobalita; tendo baixa solubilidade em água, na ordem de 6 ppm SiO_2 . Sílica amorfa tem solubilidade entre 100 e 140 ppm SiO_2 . A dissolução da sílica envolve uma reação química que pode ser representado segundo a Equação 5:



Assim, a forma solúvel de sílica é inicialmente monomérica, pois ela contém apenas um átomo de silício, muitas vezes chamada de ácido mono-sílico. Ácido mono-sílico é geralmente deionizado, em pH neutro. Em pH próximo a 8; apenas 10% do ácido mono-sílico é ionizado e em pH 10, 50% do ácido é ionizado. A polimerização do ácido mono-sílico é iniciada na presença de grupos hidroxila quando existe apenas ionização fracionária. Quanto maior o grau de ionização, menor a fração polimerizada. Em concentrações mais elevadas, o ácido mono-sílico polimeriza rapidamente, inicialmente para formar ácidos polisílicos de baixa massa molar. Após, transforma-se em espécies poliméricas maiores, na forma coloidal. A espécie coloidal também pode ser formada pela união de sílica livre com compostos orgânicos e inorgânicos, geralmente de alumínio e óxido de cálcio. As definições utilizadas para diferentes formas de sílica são descritas a seguir:

- sílica (SiO_2): em qualquer de suas formas, cristalina ou amorfa;
- sílica cristalina: quartzo, tridimita, ou cristobalita;
- sílica amorfa: termo geral para qualquer sílica sem estrutura cristalina;
- sílica dissolvida: sílica na forma de ácido mono-sílico;
- ácido mono-sílico $\text{Si}(\text{OH})_4$: principal forma de sílica encontrada em soluções diluídas (menos de 100 ppm) e em soluções recentemente preparadas de concentrações mais elevadas;
- ácido poli-sílico: ácido contendo dois ou mais átomos de sílica por molécula. Esses ácidos reagem lentamente com molibdato de amônio e possuem diâmetro, geralmente, menores que 50 Å;
- sílica coloidal: espécies ou partículas maiores, com diâmetro de 50 Å;
- partículas de sílica: sílica com tamanho maior do que a coloidal, tais como areia (Sheikholeslami & Tan, 1999).

A sílica dissolvida em água, normalmente é medida em termos de SiO_2 , pois a quantidade exata de sílica dissolvida não é conhecida. A faixa de concentração média de sílica em água natural é de 1,0 a 30,0 mg.L^{-1} . Sendo a solubilidade limite de sílica em água de aproximadamente 120 mg.L^{-1} a 25°C (Al-Rehaili, 2003). O pH também exerce efeito sobre a solubilidade da sílica.

O controle do nível de sílica na água de alimentação de sistemas de OI é extremamente importante para evitar a precipitação de sais membranas. Precipitação de sais provocados por sílica é de difícil remoção através de limpezas químicas periódicas, levando a redução do desempenho e aumentando as trocas de membranas.

Durante a filtração, o teor de sílica aumenta no concentrado, e juntamente com o efeito de polarização por concentração, irá resultar em acúmulo de sílica e coloides na superfície da membrana. Isto explica a necessidade de remoção de sílica em muitos tratamentos de água (Bremere *et al.*, 2000).

Estudos têm mostrado que a precipitação de sílica é afetada pela presença de outras espécies, tais como cálcio, magnésio, alumínio, ferro e manganês. Em altos valores de pH, na presença de metais, sílica precipita como silicato, tornando-se mais viscosa e aderindo como cimento à superfície da membrana (Sheikholeslami *et al.*, 2002).

Incrustações de sílica em membranas podem ocorrer por um dos três mecanismos: deposição monomérica na superfície da membrana, deposição coloidal, no qual os colóides formados na solução acumulam-se na superfície da membrana e sílica amorfa, formada por organismos vivos (Sheikholeslami & Bright, 2002).

Para evitar incrustações permanentes por sílica é aconselhado trabalhar em condições de operação suaves (pressões baixas e altas velocidades de escoamento), além de observar rigorosamente as condições de pH, temperatura e concentração da corrente de alimentação e se certificar das condições de solubilidade deste composto.

2.1.7 Degradação de membranas de OI

As membranas de OI são muito suscetíveis à degradação o que exige um pré-tratamento adequado da corrente de alimentação para aumentar a vida útil das membranas. Vários produtos químicos podem danificar as membranas, causando alterações da capacidade de rejeição, além de danos irreversíveis. Quando desinfetantes ou agentes de limpeza entram em contato com membranas de poliamida, pode ocorrer hidrólise e/ou oxidação, alterando as propriedades da superfície (Soice *et al.*, 2004). Vestígios desses produtos durante o processo podem danificar a superfície da membrana e a camada seletiva. Membranas poliméricas, em geral, são suscetíveis a valores muito altos e/ou muito baixos de pH. Assim, o ajuste e controle de pH é necessário para garantir a estabilidade da operação (Fritzmann *et al.*, 2007).

A maior preocupação com o uso de membranas é em relação à perda de desempenho quando expostas a agentes oxidantes, como o cloro, utilizados na limpeza de membranas e desinfecção de águas. Soice *et al.* (2004) estudaram as mudanças no comportamento de membranas de poliamida provocadas pelo contato com cloro. O rompimento da cadeia do filme de poliamida ocorreu com exposição ao cloro em pH baixo seguido de pH superior a 11. Situações semelhantes, de alteração de valores de pH, são comuns na etapa de limpeza química em vários processos envolvendo membranas de OI.

2.1.8 Modificação de membranas

As propriedades da superfície seletiva das membranas afetam não apenas o desempenho da separação, mas a resistência a incrustações. Algumas vezes, deseja-se melhorar as propriedades da superfície das membranas, sem prejudicar suas características de transporte e sem a necessidade de grandes mudanças no processo de produção. A modificação da superfície de membranas comerciais de OI é considerada uma alternativa eficiente e relativamente econômica. Pesquisas demonstram que a ação de agentes oxidantes em membranas de poliamida resulta na remoção de átomos de hidrogênio. Assim, considera-se a adição de produtos químicos e o enxerto de radicais, um caminho possível para modificação de superfícies de membrana (Belfer *et al.*, 1998).

Na tentativa de avaliar os efeitos do envelhecimento e do contato com substâncias químicas, Benavente e Vázquez (2004) trataram quimicamente membranas de poliamida com soluções de HCl, HNO₃ e NaOH; separadamente. A estrutura das membranas foi modificada, provocando variações nos parâmetros de transporte. Estas variações foram atribuídas à oxidação da poliamida.

Kulkarni *et al.* (2006) modificaram membranas de poliamida de OI utilizando soluções binárias de ácidos em água, álcool em água, ácido hidrofúorídrico e soluções ternárias de ácido, álcool e água. Foi observado que melhorias no desempenho das membranas dependem da solução, da concentração e do tempo de exposição utilizados. Além disso, foi demonstrado que é possível aumentar o fluxo de permeado sem a necessidade de aumento da área disponível.

O poli álcool vinílico (PVA) também é utilizado por alguns pesquisadores na modificação da superfície de membranas, com o objetivo de torná-las menos rugosas, mais

hidrofílicas e mais resistentes a incrustações (Na *et al.*, 2000). Devido à alta solubilidade do PVA em água, são promovidas reações de reticulação para aumentar a estabilidade dos filmes de PVA em água. A reticulação polimérica é um processo que ocorre quando cadeias poliméricas lineares ou ramificadas são interligadas por ligações covalentes. Com o aumento da reticulação, a estrutura torna-se mais rígida. De um modo geral, quando uma membrana polimérica é reticulada com um agente químico, à medida que a densidade de reticulação aumenta, a estrutura da rede da membrana se torna mais compacta, reduzindo a mobilidade das cadeias, o volume livre e o grau de inchamento das membranas (Praptowidoo, 2005).

2.1.9 Limpeza química de membranas de OI

Depósitos formados na superfície de membranas durante a operação são removidos periodicamente através da execução de rotinas de limpeza química, processo no qual uma solução química circula pelos vasos eliminando parte da incrustação.

A limpeza é uma etapa essencial para manter a seletividade e a permeabilidade das membranas. Limpeza pode ser definida como o processo cujo efeito da substância que não é parte integrante da membrana é mitigado. Este processo deve remover depósitos e restaurar a capacidade normal e características de separação do sistema.

O método de limpeza depende da configuração do módulo, resistência da membrana e natureza da matéria depositada. Produtos químicos devem soltar e dissolver os depósitos na solução e evitar que novas substâncias ataquem a membrana. Um grande número de produtos químicos para limpeza está disponível no mercado. Os principais fatores na escolha de um agente de limpeza são: habilidade de limpeza, custo, segurança, afinidade entre depósito e agente químico, entre outros (Hoof *et al.*, 1999).

Uma das deficiências da limpeza química é a degradação da superfície das membranas, reduzindo sua vida útil. Algumas vezes, quando a camada de depósito sobre as membranas é muito espessa ou de composição muito complexa, os procedimentos de limpeza química não permitem a remoção completa do depósito (Oristanio *et al.*, 2006).

O maior problema com plantas de dessalinização de OI e com a limitação de sua aplicação é a suscetibilidade das membranas a formação de incrustação, seguida por contaminação biológica e nível de saturação salina. Estes parâmetros devem ser controlados com dosagens de biocidas e antiincrustantes para evitar a necessidade de limpezas

frequentes. Limpezas consomem tempo de operação e geram custos, pois 5 a 20% do custo de operação são devidos a custos de limpeza (Durham & Walton, 1999).

Madaeni *et al.* (2001) compararam a eficiência de agentes químicos; como ácidos, bases, surfactantes e detergentes, na limpeza de membranas de poliamida de OI. Análises indicaram que cerca de 90% das incrustações presentes são sulfato de cálcio e o restante fosfato de cálcio. Os autores concluíram que ácidos foram os agentes de limpeza mais fracos para as condições experimentais; bases obtiveram efeito moderado, sendo que combinações de agentes quelantes e surfactantes com bases proporcionaram maior eficiência de limpeza.

2.1.10 Parâmetros que devem ser monitorados durante a operação de processos de OI

O primeiro fator importante a ser observado durante a operação de sistemas de OI é a água de alimentação do sistema. Alguns fatores como variações dos parâmetros de águas de rios, estações do ano, índice de chuva; alteram a qualidade da água. Algumas justificativas, para salientar a importância desse monitoramento, podem ser citadas:

- o cloro livre é um forte oxidante que pode danificar a membrana;
- o valor do pH determina a porcentagem de carbono que está na forma CO_2 , bicarbonato ou carbonato; esses compostos podem se combinar com outros cátions e formar sais insolúveis;
- para membranas de poliamida, as concentrações permitidas de cloro devem ser inferiores a $0,01 \text{ mg.L}^{-1}$ para a faixa de pH entre 4 e 11;
- a turbidez deve ser menor do que 1 NTU para correntes de alimentação de sistemas de OI, sendo um indicativo de incrustação.

Durante o processo de filtração, parâmetros como retenção salina, recuperação de água e fluxo de permeado, são monitorados. Estes valores ajudam na decisão da realização de limpezas químicas e, em alguns casos, em alterações necessárias no sistema de pré-tratamento do processo.

Conforme Kucera (2010), a retenção é um termo usado para descrever qual a porcentagem de sal contida no efluente é retida pela membrana. Por exemplo, 98% de

retenção de sílica significa que a membrana irá reter 98% da sílica presente e que apenas 2% da sílica irá permear através da membrana.

A seletividade de membranas para um dado soluto é expressa pelo coeficiente de retenção ou coeficiente de rejeição (R), segundo Equação 6. Sendo C_p a concentração do permeado e C_c a concentração concentrado.

$$R = \left(1 - \frac{C_p}{C_c}\right) * 100 \quad (6)$$

A recuperação (S) é definida como a fração da alimentação que passa através da membrana, sendo que este parâmetro pode variar de 0 a 1. Quanto mais alta a recuperação, mais alta será a concentração dos solutos rejeitados pela membrana na corrente do concentrado, aumentando o potencial para a formação de incrustações (Oliveira, 2007).

O valor da recuperação é obtido através da Equação 7, sendo Q_p a taxa volumétrica de permeado e Q_f a taxa volumétrica de alimentação do módulo.

$$S = \frac{Q_p}{Q_f} \quad (7)$$

2.1.11 Autópsia de membranas

Quando fenômenos são mal compreendidos, a autópsia de membranas é uma poderosa ferramenta de diagnósticos que pode ajudar, futuramente, na realização de melhorias do sistema. O conceito de autópsia de membranas é tão antigo quanto o de membranas em si. Pois, sempre existiu a ideia de que a única maneira de saber o que está ocorrendo dentro de um módulo de membrana é abri-lo para analisar a membrana no seu interior. Nos últimos anos, o desenvolvimento de novas tecnologias, permitiu a redução do custo e do tempo, além de fornecer análises mais precisas.

Atualmente, para o usuário é aceitável disponibilizar módulos de membranas para autópsias, conhecido como um método destrutivo (Darton *et al.*, 2004). Existe, também, a possibilidade de desenvolver ferramentas, no local, que realizem autópsias não destrutivas nos materiais da membrana, como medidas de permeabilidade hidráulica ou de fluxos principais (Thekkedath, 2007). Dahmani *et al.* (2008) descreveram métodos e estratégias para o diagnóstico de incrustações, permitindo a prevenção, a previsão e o controle de incrustações.

utilizando análises de espectroscopia infravermelho, realizaram autópsias não destrutivas em membranas de OI.

A autópsia pode incluir análises químicas, microbiológicas e microscópicas. As análises mais utilizadas são espectroscopia de infravermelho com transformada de Fourier, espectroscopia foto eletrônica de raios-x, microscopia eletrônica de varredura (MEV), espectrômetro de dispersão de energia (EDS), espectroscopia de fluorescência de raios-x, difração de raios-x e espectroscopia de emissão atômica por acoplamento (Darton *et al.*, 2004).

O objetivo da análise SEM associada à EDS, por exemplo, é fazer uma avaliação qualitativa dos tipos de incrustações sobre as fibras da membrana. Geralmente, a investigação combinada SEM/EDS possibilita obter uma perspectiva da extensão e da natureza de incrustações em toda a superfície da membrana (Butt *et al.*, 1995).

2.2 Reuso de Águas e Efluentes

O reuso de águas e efluentes tornou-se muito popular em todo o mundo, sendo utilizado para diferentes aplicações, desde aplicações industriais até água potável. Em ambos os casos, o reuso de águas requer a adequação de parâmetros de qualidade específicos (Madwar & Tarazi, 2002).

A água tem papel fundamental em praticamente todos os produtos que são fabricados pela indústria. Como é utilizada para diversas aplicações, ocorrem alterações de qualidade, devido à introdução de contaminantes. Processos industriais, muitas vezes, utilizam a água uma vez e a descartam para o meio ambiente como efluente. No entanto, devido à escassez de recursos hídricos e consequente aumento de custos associados à captação e ao despejo de água, cresce o interesse da indústria na reutilização de águas residuais (Feng & Chu, 2004).

Ciardelli *et al.* (2000) trataram efluentes de indústrias têxteis em uma planta piloto de OI, visando sua reutilização no processo produtivo. O sistema de pré-tratamento foi composto de um filtro de areia e membranas de UF. O processo mostrou-se eficiente no tratamento, com permeado de alta qualidade e redução do teor de sais próximo a 95%.

Dessalinização é um dos principais tratamentos não convencionais para obtenção de água, potável ou industrial em muitos países, especialmente onde existe escassez de fontes de

água doce. Combinando estratégias de reutilização e tecnologia de dessalinização, é possível converter águas residuais em águas de alta qualidade, tendo várias aplicações industriais (Madwar & Tarazi, 2002).

Coskun *et al.* trataram o efluente de um moinho de olivas utilizando processos de separação por membranas. O efluente foi centrifugado e filtrado com membranas de UF, seguido por membranas de NF e OI. O sistema mostrou eficiência de 97,5% na redução da demanda química de oxigênio.

Chon *et al.* utilizaram uma planta piloto, envolvendo membranas de UF e OI, para tratar um efluente municipal, com alto teor de matéria orgânica. Apesar do pré-tratamento utilizado, foi observado a formação de incrustações nas membranas, causando ineficiência do processo.

2.3 Tratamento de Água em Indústrias Petroquímicas

A Petroquímica é o ramo da indústria química que emprega como matérias-primas o gás natural, gases liquefeitos de petróleo, gases residuais de refinaria, naftas, querosene, parafinas, resíduos de refinação de petróleo e alguns tipos de petróleo cru. Considerado o setor industrial de mais alto relacionamento com os demais setores da vida econômica; produz insumos para fertilizantes, plásticos, fibras químicas, tintas, corantes, elastômeros, adesivos, solventes, tensoativos, gases industriais, detergentes, inseticidas, fungicidas, herbicidas, bernicidas, pesticidas, explosivos, produtos farmacêuticos, e outros (Torres, 1997).

O tipo de tratamento de água necessário para utilização em indústrias petroquímicas depende da etapa em que ela será empregada no processo e da qualidade necessária para esta aplicação. Processos envolvendo temperatura e pressão amenas, a remoção de sólidos suspensos e matéria orgânica é suficiente para evitar deposições no sistema. Para temperatura e pressão altas, tratamentos mais rigorosos são necessários para remoção de sais dissolvidos. Pois pode ocorrer deposição de sais nos equipamentos, causando redução da eficiência e problemas de corrosão.

Efluentes líquidos da indústria petroquímica podem apresentar os poluentes na forma de sólidos dissolvidos, sólidos suspensos e compostos orgânicos. A presença de metais pesados, gases dissolvidos, poluentes biológicos e radioativos ocorre com menor intensidade

nesses efluentes. Os principais processos utilizados em tratamentos de efluentes líquidos, em indústrias petroquímicas, são relacionados na Tabela 2.

Tabela 2: Processos de Tratamento de Efluentes Líquidos.

Processo	Sólidos Dissolvidos	Sólidos Suspensos	Compostos Orgânicos
Osiose Inversa	x		
Troca Iônica	x		
Eletrodialise inversa	x		
Evaporação	x		
Microfiltração		x	
Ultrafiltração		x	
Nanofiltração		x	
Clarificação		x	
Ozonização			x
Carvão ativado			x
Destilação			x
Lodo Ativado			x

Fonte: Nadal *et al.*, 2004.

As principais tecnologias para remoção de sólidos dissolvidos existentes atualmente são: OI, troca iônica, evaporação e eletrodialise inversa. As faixas normais de operação das tecnologias de remoção de sólidos dissolvidos em função da concentração na corrente de alimentação estão apresentadas na Tabela 3.

Tabela 3: Faixa de Concentração de Sólidos Dissolvidos para Diferentes Processos.

Processo	Concentração de Sólidos Dissolvidos (mg.L ⁻¹)
Troca Iônica	10 a 600
Osmose Inversa	50 a 50.000
Eletrodiálise Inversa	300 a 10.000
Evaporação	> 20.000

Fonte: Nadal *et al.*, 2004

2.3.1 Processos competitivos com OI na dessalinização de águas

A desmineralização consiste na remoção das impurezas minerais presentes na água na forma de sais dissolvidos e ionizados. As águas desmineralizadas para uso em unidades químicas, petroquímicas ou para geradores de vapor de alta pressão devem ter baixo teor de sais dissolvidos e, portanto baixa condutividade elétrica, para evitar problemas operacionais e aumentar a vida útil dos equipamentos.

Alguns processos de desmineralização não apenas podem produzir água livre ou reduzida de solutos inorgânicos, como reduzir orgânicos solúveis e substâncias dispersas difíceis de serem removidas por outros métodos.

Os principais processos que competem com desmineralização por OI são eletrodiálise, troca iônica e evaporação. A escolha do processo de desmineralização irá depender da qualidade da água de alimentação, que é caracterizada pelos sólidos dissolvidos totais, e da qualidade da água desejada ou requerida no final do processo. Processos de OI apresentam grandes vantagens em relação a tecnologias de desmineralização térmica, como baixo consumo de energia. A seguir estes processos serão brevemente discutidos

Eletrodiálise

A eletrodiálise pode ser usada para remoção ou concentração de espécies carregadas, em soluções aquosas, e tem sido usada em escala industrial desde 1960. O processo é baseado no movimento de espécies carregadas em um campo elétrico. O movimento dos íons é controlado por membranas seletivas de íons entre o cátodo e o ânodo. O processo de eletrodiálise é dividido em diversas células de membranas catiônicas e aniônicas

alternadamente, sendo as correntes de concentrado e permeado separadas. A inversão periódica de polaridade propicia a remoção de grande parte do material coloidal depositado. Na Figura 6 está apresentado de forma esquemática o funcionamento de um processo de eletrodialise.

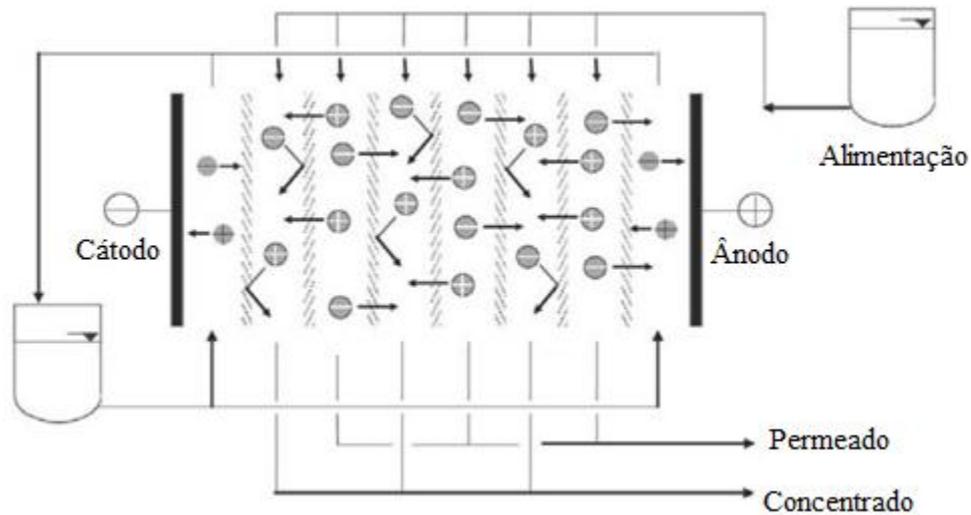


Figura 6: Esquema da movimentação de íons na eletrodialise.

Fonte: Fritzmann *et al.*, 2007.

Para baixas concentrações de íons, a eletrodialise apresenta vantagens com relação à OI, sendo usada em indústrias químicas e petroquímicas para dessalinizar soluções diluídas ou soluções aquosas que contêm compostos orgânicos (Fritzmann *et al.*, 2007).

Evaporação

A evaporação é uma técnica utilizada para a separação de sólidos dissolvidos de uma corrente líquida, através da vaporização do solvente e concentração dos sólidos na fase líquida, reduzindo consideravelmente o volume da solução inicial. Essa vaporização é obtida através de transferência de calor de um meio aquecido, normalmente vapor d'água, para a corrente de alimentação do evaporador. Dependendo da qualidade do efluente a ser tratado, o evaporador recupera de 95 a 99% da água com uma pureza superior a 10 ppm de sólidos totais dissolvidos. É uma técnica bastante utilizada para recuperação de efluentes líquidos que contenham alta concentração de sólidos.

As principais desvantagens da tecnologia de evaporação são: alto investimento de capital, alto consumo de energia e necessidade de tratamentos adicionais para as correntes de

produto e concentrado. Porém, não necessita de sistemas de pré-tratamento como as demais técnicas de remoção de sólidos dissolvidos (Mustafa, 1998).

Troca iônica

A desmineralização de água por troca iônica é um processo clássico de purificação utilizado para remoção de íons, compostos fracamente ionizáveis (sílica e dióxido de carbono), compostos fenólicos e ácidos orgânicos. É aplicado também na indústria alimentícia, na produção de água ultrapura para a indústria de semicondutores eletrônicos, purificação de condensados e tratamento de efluentes líquidos.

Inicialmente, a corrente de alimentação passa por vasos de pressão contendo resina catiônica, onde ocorre a troca dos cátions presentes pelos íons hidrônios da resina. A corrente de saída desses vasos possui caráter ácido em função dos íons hidrônios liberados pela resina. Em seguida, ocorre a troca dos ânions por íons hidroxilas, através de vasos de pressão contendo resina aniônica. Os ânions ficam retidos nessa resina e os íons hidroxilas produzidos na troca iônica neutralizam os íons hidrônios provenientes das resinas catiônicas, formando mais moléculas de água.

Após um determinado tempo de operação, ocorre a saturação das resinas com a substituição total dos íons hidrônios e hidroxilas por cátions e ânions presentes na água. Assim, é necessário realizar a regeneração dessas resinas, para serem reutilizadas. Na realidade, a regeneração é um processo inverso à desmineralização, ou seja, os cátions e ânions removidos pelas resinas, anteriormente, são substituídos por íons hidrônios e hidroxilas fornecidos por ácidos e produtos. A regeneração é a etapa mais delicada do ciclo de funcionamento, uma vez que dela depende a qualidade da água produzida, o consumo específico de regenerantes e a vida útil da resina (Mustafa, 1998). As principais vantagens de processos de OI em relação a processos de troca iônica são menor geração de efluentes e menor utilização de produtos químicos.

2.3.2 Tratamentos de efluentes da indústria petroquímica

Os efluentes de plantas industriais, tais como refinarias, gaseificadores de coque e plantas petroquímicas, frequentemente causam a alteração da qualidade nos corpos receptores e conseqüentemente a sua poluição. Historicamente, o desenvolvimento urbano e industrial ocorreu ao longo dos rios devido à disponibilidade de água para abastecimento e a

possibilidade de utilizar o rio como corpo receptor dos rejeitos. O fato preocupante é o aumento tanto da população quanto das atividades industriais e o número de vezes que um mesmo rio recebe efluentes urbanos e industriais.

Os sistemas de tratamento de efluentes são baseados na transformação dos poluentes, dissolvidos e em suspensão, em gases inertes e/ou sólidos sedimentáveis para a posterior separação das fases sólida/líquida. A legislação é a primeira condicionante para um projeto de uma estação de tratamento de efluentes industriais, sendo importante ressaltar que as diferenças das legislações muitas vezes inviabilizam que uma estação de tratamento que apresente sucesso em um Estado possa ser utilizada em outro (Giordano, 2011).

Os processos de tratamentos de efluentes podem ser classificados em físicos, químicos e biológicos em função da natureza dos poluentes a serem removidos e ou das operações unitárias utilizadas para o tratamento. Processos físicos removem os sólidos em suspensão sedimentáveis e flutuantes através de processos como: gradeamento, peneiramento, separação de óleos e gorduras, sedimentação, flotação, processos de filtração de areia, ultra e microfiltração. Processos químicos utilizam agentes químicos, sendo os principais: clarificação química, eletrocoagulação, precipitação de fosfatos e outros sais pela adição de coagulantes químicos compostos de ferro e ou alumínio, cloração para desinfecção, oxidação por ozônio para a desinfecção, troca iônica. Já os processos de tratamento biológicos têm como princípio utilizar a matéria orgânica dissolvida ou em suspensão como substrato para microrganismos tais como bactérias, fungos e protozoários; que a transformam em gases, água e novos microrganismos. Os principais processos são: lagoas anaeróbias e fotossintéticas, lodos ativados e biodigestores (Giordano, 2011).

2.3.3 Tratamentos de efluentes da indústria petroquímica com membranas

Atualmente, o uso de membranas na separação de misturas relacionadas à indústria petroquímica é amplamente aplicado; competindo com processos tradicionais, com sucesso. Algumas vantagens podem ser citadas:

- em comparação com técnicas de separação de gases tradicionais, apresenta economia de energia, pois não ocorre mudança de fase;
- apresenta menor recuperação de componentes; porém a recuperação de componentes de uma corrente principal pode ser feita sem energia adicional;

- em comparação com técnicas convencionais, membranas são de fácil operação e baixo custo de manutenção;
- os sistemas possuem tamanho compacto, configuração modular, baixo consumo de energia; reduzindo o custo de produção;
- módulos podem ser adicionados ou removidos do sistema, para otimizar um processo e atingir a separação desejada;
- o processo é limpo e contínuo, não necessitando de regeneração, ao contrário de processos de adsorção/absorção que requerem uma etapa de regeneração de solventes (Ravanchi *et al.*, 2009).

Into *et al.* (2004) apresentaram um estudo de caso de uma planta de OI para tratamento de efluente industrial, na Suécia. O parque industrial produz poliálcoois usados na fabricação de tintas e revestimentos. A planta possui cinco estágios em série, cada estágio possui um vaso de pressão contendo seis módulos cada, e com capacidade de tratamento de 240 a 300 m³.dia⁻¹ de efluente. Água de alta qualidade é produzida para uso como água de reposição em torres de resfriamento. Quando a água usada nas torres é proveniente apenas do permeado, o custo com a água é reduzido consideravelmente.

2.4 Torres de Resfriamento

O uso de torres de resfriamento representa o maior uso de água em aplicações industriais e comerciais. Elas têm como finalidade remover calor de uma enorme variedade de processos industriais que geram calor excessivo. Embora toda torre de resfriamento reutilize continuamente a água, elas ainda podem consumir de 20% a 30% do volume total de água do processo (Revista Meio Filtrante, 2003).

As torres classificam-se, com relação à forma de movimentação do ar, em tiragem forçada ou induzida e atmosférica. O fluxo relativo entre as correntes de ar e água pode ser e contra corrente ou fluxo cruzado. Já as formas de distribuição de água possíveis são laminar ou respingo.

A torre de resfriamento do tipo tiragem induzida com corrente cruzada, com dupla distribuição utiliza um ventilador situado na base, ou nos lados da torre, para forçar o ar a entrar horizontalmente e após subir para encontrar as gotículas descendentes de água.

Dispositivos eliminadores de gotículas, colocados no topo da torre, minimizam a quantidade de água arrastada pela corrente de ar que sai (Mancuso, 2001), conforme esquema ilustrado na Figura 7.

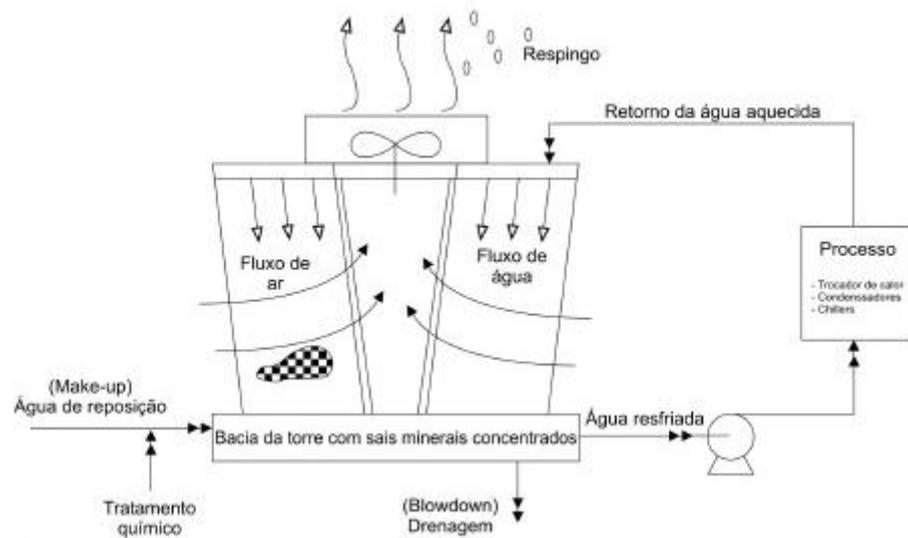


Figura 7: Esquema do funcionamento de uma torre de resfriamento do tipo tiragem induzida, corrente cruzada, com dupla distribuição.

Fonte: Revista Meio Filtrante, 2003.

O balanço de massa para sistemas de resfriamento pode ser descrito conforme Equação 8:

$$A = E + R + P \quad (8)$$

onde:

A: água de reposição, utilizada para compensar a perda no sistema ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$);

E: água de evaporação, principal responsável pelo abaixamento da temperatura da água circulante ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$);

R: água de respingo que sai junto com o fluxo de vapor e com o ar ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$);

P: água de purga utilizada para limitar as concentrações salinas da água, em sistemas evaporativos ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$).

Para as concentrações salinas ou iônicas, tem-se a Equação 9 (Mancuso, 2001):

$$A_{ca} = E_{ce} + R_{cr} + P_{cp} \quad (9)$$

onde:

ca: concentração iônica na alimentação;

ce: concentração iônica na evaporação;

cr: concentração iônica nos respingos;

cp: concentração iônica nas purgas.

Água de reposição é a água adicionada na torre de resfriamento destinada a repor a água perdida por evaporação, purga e respingos. O volume de água de reposição adicionado afeta diretamente a qualidade da água no sistema.

Purga é um termo utilizado para identificar a água que é drenada da bacia da torre de resfriamento visando reduzir o acúmulo de contaminantes na água circulante. Com a evaporação ocorre a concentração dos contaminantes da água, como os sólidos dissolvidos. Promovendo o dreno (purga) e adicionando água nova (reposição), o nível de sólidos dissolvidos na água pode ser mantido, reduzindo assim a formação de incrustação mineral e de outros contaminantes na torre, nos condensadores e nos trocadores de calor do processo. A eficiência térmica, perfeita operação e vida útil da torre de resfriamento, são itens diretamente relacionados com a qualidade da água circulante na torre. A qualidade da água na torre depende da qualidade da água de reposição, do tratamento químico da água e da taxa de purga.

O termo “respingo” é usado para qualificar a perda da água, na forma de névoa, que é carregada pelo vento para fora da torre. Uma taxa típica de respingos é de 0,05% a 0,2% da vazão da torre. A redução nos respingos é feita através da instalação de venezianas ou eliminadores de gotas, os quais além de conservar a água, retêm químicos do tratamento de água no sistema e melhoram a eficiência de operação (Revista Meio Filtrante, 2003).

2.5 Pré-Tratamento para Sistemas de OI

A questão crítica para o sucesso de plantas de OI é o pré-tratamento. O projeto deve garantir que a qualidade da água de alimentação seja alta e constante. Um bom tratamento que

produza água de boa qualidade, independente das flutuações nas características da água de alimentação, é essencial para o bom funcionamento da planta de OI.

Depósitos irreversíveis (aqueles que não podem ser eliminados nas limpezas químicas) podem ser evitados através da eliminação prévia de seus agentes causadores. Este processo é conhecido como pré-tratamento e serve para reduzir o potencial de incrustação, aumentar o tempo de vida da membrana, manter seu desempenho e minimizar a formação de incrustação por precipitação na superfície (Oristanio *et al.*, 2006).

Membranas de OI não são projetadas para operar na presença de sólidos suspensos, pois estes ficam retidos na membrana. O resultado é o declínio rápido do fluxo de permeado e diminuição do tempo de vida do módulo. Utiliza-se a turbidez para monitorar a quantidade de sólidos suspensos e garantir a integridade da filtração. Infelizmente, não existe relação entre turbidez e tendência a incrustações na membrana. Assim, as indústrias precisam analisar outros parâmetros, como por exemplo, índice de densidade do lodo (SDI) (Durham & Walton, 1999).

Fornecedores de membranas recomendam valores de SDI menores que três na alimentação da OI, para evitar o aumento da queda de pressão nos módulos e minimizar a incrustação. Um pré-tratamento ineficaz resulta em altas razões de incrustação nas membranas, limpezas frequentes, baixa razão de recuperação, redução do tempo de vida, alta pressão operacional e produto de baixa qualidade. Todos esses fatores influenciam diretamente no custo operacional (Fritzmann *et al.*, 2007).

O pré-tratamento pode ser dividido em dois grupos: tratamento físico e tratamento químico. O primeiro é responsável pela filtração mecânica, como: filtros cartuchos, filtros de areia ou filtração por membranas. O segundo inclui adição de inibidores de incrustações, coagulantes, biocidas, desinfetantes e polieletrólitos.

Wang *et al.* (2006) estudaram a eficiência de dois pré-tratamentos para sistema de OI; filtro de areia e microfiltração, e filtro de areia e UF. O sistema é alimentado com efluente de torres de resfriamento. Tanto membranas de ultra quanto de microfiltração apresentaram boa remoção de sólidos suspensos, porém mudanças nas características da alimentação afetam o desempenho das membranas.

A grande maioria dos sistemas de pré-tratamento de plantas de OI, envolvem o tratamento de água convencional, isto é, processos de coagulação/floculação e filtros de areia atmosféricos, além disso, a adição de agentes oxidantes, como o cloro, é prática corrente. A descloração da água de alimentação é muito importante, pois o cloro residual pode danificar a membrana por oxidação. A resistência ao cloro depende do material da membrana e do valor de pH; pois o dano é mais rápido em água alcalina do que em neutra ou ácida. Altas temperaturas também aceleram a oxidação. Geralmente, metabissulfito de sódio é usado para descloração.

A seguir serão apresentados, de forma breve, filtros de areia e cartucho, muito utilizados como pré-tratamento em sistemas de OI.

Filtro de areia

Filtros de areia podem ser considerados a principal etapa do pré-tratamentos de OI. O tamanho e distribuição das partículas irão determinar o tempo de filtração e velocidade de retrolavagem requerida. Velocidades excessivas durante a retrolavagem podem resultar em perda de meio filtrante, enquanto velocidades insuficientes não irão permitir limpeza adequada (Isaias, 2001).

Geralmente, filtros de areia são preenchidos com cascalho e areia. O efluente entra no topo do filtro, conforme Figura 8, sendo que o escoamento ocorre por gravidade. Os sólidos suspensos presentes no efluente ficam retidos no filtro, enquanto o efluente filtrado sai na parte inferior.

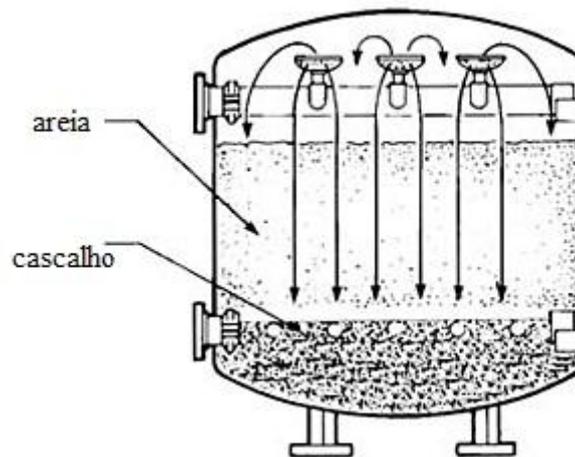


Figura 8: Desenho esquemático do funcionamento de um filtro de areia.

Fonte: Eureka Manufacturing.

O acúmulo de material no filtro de areia aumenta rapidamente sua perda de carga. Para remoção desse material realizam-se retrolavagens periódicas. O sistema de retrolavagem é bastante prático, pois apenas com a abertura de uma válvula, a água entra em contra corrente (por inversão do fluxo), com uma vazão capaz de assegurar uma expansão adequada para o meio filtrante, possibilitando a limpeza eficiente e muito rápida, evitando longos períodos de mobilização da filtração, o que resulta na diminuição do custo operacional. No entanto, devido ao grande volume de água utilizado na operação de limpeza, cada minuto de retrolavagem pode representar perdas consideráveis, principalmente em estações de grande porte. Assim, a eficiência da lavagem e o grau de limpeza dos filtros estão associados diretamente aos parâmetros de turbidez e resíduos sólidos. A turbidez é um parâmetro que pode variar de modo empírico e ao acaso. A decisão do operador sobre o momento de parar a retrolavagem sempre será influenciada pela visão que ele terá no momento da operação (Silva & Oliveira, 2010).

Filtro cartucho

O propósito de filtros cartuchos é proteger as membranas de incrustações e danos devido à matéria particulada. São tipicamente projetados para remover no mínimo 90% das partículas maiores. Podem ser orientados horizontal ou verticalmente (Kucera, 2010).

Os cartuchos são fabricados em polipropileno, conforme apresentado na Figura 9, sendo simples de serem instalados. Estes filtros são muito utilizados após um filtro de areia para remoção de partículas menores que não ficaram retidas no filtro central.



Figura 9: Cartucho utilizado em filtros de cartucho.

Fonte: Aqua Clear Technology.

Capítulo 3 – Descrição dos Processos da Empresa

A Braskem Unidade de Insumos Básicos -UNIB RS é uma empresa do Pólo Petroquímico do Rio Grande do Sul, responsável por processar nafta, produto derivado do petróleo; gerando petroquímicos básicos. Atualmente, a empresa é responsável por gerar mais de 30% das olefinas produzidas no país. Seus principais produtos são eteno, propeno, butadieno, benzeno, tolueno, xilenos mistos, ETBE (éter etil-terc-butílico), butenos e C9 hidrogenado. A partir de 2010, iniciou-se a produção de eteno a partir de etanol, oriundo da produção da cana-de açúcar (Hansen, 2011).

Os efluentes gerados na UNIB são segregados em três correntes diferentes: efluente orgânico, sanitário e inorgânico. O efluente orgânico provém de purgas das torres de vapor de diluição, águas pluviais recolhidas das áreas operacionais, águas de lavagens e outras fontes de natureza orgânica. O efluente sanitário é proveniente de áreas administrativas, vestiários, banheiros e restaurantes. Por sua vez, e o efluente inorgânico é originado de purgas das torres de resfriamento, águas de retrolavagem de filtros e regenerações das cadeias de troca iônica da estação de tratamento de água. Atualmente, os efluentes recebem tratamento completo no SITEL.

Os resíduos sólidos gerados são dispostos no SICECORS. As membranas de OI descartadas, por exemplo, são dispostas em aterro sanitário. Este aterro apresenta uma estrutura com piso impermeabilizado, sendo o resíduo disposto em camadas compactadas. A captação da água pluvial e percolado é feita através de um sistema de drenagem, e o líquido captado é encaminhado à bacia de equalização dos rejeitos líquidos do SICECORS e tratado no SITEL.

O crescente monitoramento de indicadores ambientais por parte da sociedade e de órgãos como Instituto Brasileiro do Meio Ambiente e dos Recursos Naturais Renováveis (IBAMA) e Fundação Estadual de Proteção Ambiental (FEPAM) impulsiona o investimento da empresa em projetos de reuso. Neste contexto está inserido o projeto do presente trabalho.

3.1 Tratamento de Água

A água bruta é bombeada do Rio Caí para o tanque de mistura rápida onde são adicionados os produtos químicos; como cal, polieletrólito, sulfato de alumínio e cloro. A água escoar por gravidade para os clarificadores, onde são removidos os sólidos suspensos pelo processo de floculação. Parte da água que sai dos clarificadores é enviada para dois filtros de areia e o restante segue para o tanque de água clarificada.

A filtração consiste na passagem de água clarificada por um leito de areia; do tipo rápido, por gravidade. A filtração possui a finalidade de reter partículas suspensas, que não foram retidas nos clarificadores. Após a passagem pelos filtros, a água é enviada para o tanque de água filtrada.

Na etapa de desmineralização, a água filtrada é enviada para quatro filtros pressurizados de areia e antracito, para controle de parâmetros como SDI e turbidez; e filtros pressurizados de carvão ativado para remoção de cloro livre. Após, a água pode ser direcionada para os vasos de troca iônica ou ao sistema de OI.

Na troca iônica a água passa pelos vasos aniônicos, onde ocorre a remoção de íons aniônicos e, em seguida, pelos vasos catiônicos onde são removidos os íons catiônicos. Na saída do vaso é medida a condutividade elétrica da água e a água deionizada é recolhida em um coletor geral.

Na fase de OI, a água passa por filtros cartuchos de polipropileno para remoção de partículas, na ordem de 3 µm, e proteção da membrana. O sistema de OI consiste em cinco unidades, cada qual formada por dois estágios. O primeiro estágio contém dezesseis e o segundo oito vasos de pressão; sendo que cada vaso possui no seu interior sete módulos de membranas. A corrente de água pressurizada, 13 a 15 bar, é distribuída para cada um dos vasos de pressão do primeiro estágio em paralelo.

O concentrado recolhido do primeiro estágio alimenta o estágio seguinte e o concentrado produzido após o segundo estágio é reaproveitado como água clarificada. Já o permeado é recolhido através de um coletor comum para todos os módulos e enviado ao topo de duas torres descarbonatadas para remoção de dióxido de carbono dissolvido em água. A corrente ainda é tratada por resinas de troca iônica mistas, para retirar sais que tenham permeado a membrana, e finalmente enviada às caldeiras.

3.2 Torre de Resfriamento

A torre de resfriamento presente na empresa é do tipo tiragem induzida, corrente cruzada, com dupla distribuição denominada 48-TM-01, que fornece água de resfriamento para as unidades de processo, além de suprir o sistema de água de mancais. Água quente, que chega à torre a 45 °C, é dividida no topo passando pelo recheio e entrando em contato com o fluxo de ar, provocado pelos ventiladores axiais e resfriando a 30 °C entre as nove células. O ar entra na torre pelas venezianas laterais percorrendo horizontalmente o enchimento de madeira até o eliminador de respingos, passando pelo topo da torre, onde é expulso para a atmosfera via cilindro difusor do ventilador. Cerca de 85 a 95% do resfriamento deve-se à evaporação, sendo o resto atribuído à transferência de calor para o ar circundante, por convecção. Uma fotografia desta torre está apresentada na Figura 10.



Figura 10: Foto aérea da torre de refrigeração 48-TM-01.

A purga desta torre de resfriamento será tratada utilizando os módulos de OI descartados da unidade de desmineralização de águas da empresa, conforme citado anteriormente. O permeado produzido será utilizado como água de reposição desta mesma torre, para compensar as perdas de água por evaporação, purga e respingo.

3.3 Planta Piloto

A planta piloto, para reuso de membranas de OI, utilizadas no sistema de OI industrial, encontra-se no setor de Utilidades da Indústria Petroquímica Braskem – Unidade de Insumos Básicos (UNIB), junto à torre de resfriamento na área 48 do Setor de Utilidades.

A planta é composta basicamente por um sistema de pré-tratamento, tanques dosadores de produtos químicos, tanque de limpeza e vaso de pressão. A planta piloto pode ser observada na Figura 11. A descrição detalhada dos equipamentos e instrumentos presentes na unidade piloto será feita no capítulo a seguir.



Figura 11: Fotografia da unidade piloto de membranas na Braskem.

Filtro de Areia

O pré-tratamento inicia com um filtro de areia. O vaso é revestido por fibra de vidro e preenchido com cascalho e areia, com granulometria média de 0,5 mm. O efluente entra na parte superior do filtro, espalhando-se pelo leito, sendo a filtração movida por gravidade. O objetivo do filtro de areia é remover os sólidos em suspensão e impurezas mais grosseiras presentes na corrente de alimentação. As especificações do pré-filtro são: marca *Structural*, modelo 30948, diâmetro 457 mm e capacidade máxima de 236 L.

Filtro Cartucho

Após passar pelo filtro de areia, o efluente segue para o filtro cartucho que contém quatro filtros de polipropileno com tamanho de poro nominal igual a 5 μm . A filtração ocorre

com entrada do efluente no casco e o filtrado é recolhido no centro dos filtros. A finalidade do filtro cartucho é remover os sólidos em suspensão que não foram retidos na passagem do efluente pelo filtro de areia, garantindo uma alimentação de qualidade ao módulo de membrana.

O filtro utilizado na planta piloto consiste de um vaso aço carbono com taxa volumétrica de $0,2 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, marca *Shelco*, modelo 4FOS2316 e cartuchos marca *Hytrex*, modelo GX-0520, fabricante *Delta Pure*.

Bombas Dosadoras de Produtos Químicos

Durante a operação são dosados produtos químicos entre o filtro de areia e o filtro cartucho, para minimizar a formação de incrustações nas membranas.

A dosagem de antiincrustantes é feita para prevenir incrustações nos módulos, garantindo o bom desempenho da unidade. A adição de agente redutor promove a conversão química de agentes que possam oxidar ou incrustar a membrana, como cloro e microrganismos. As duas bombas dosadoras de produtos químicos presentes na planta são da marca *Pulsatron*, modelo LB02SA-PTC1 (115V – 60Hz), fabricante *Pulsafeeder*.

Tanque de Limpeza

O tanque de limpeza, durante a operação com efluente, é utilizado como tanque pulmão da unidade. Possui capacidade de 208 L, da marca *Chemtainer*, modelo TC2236AA/AB.

Durante a etapa de limpeza das membranas, funciona como tanque de preparação e armazenamento de soluções.

Tanques de Produtos Químicos

A unidade possui dois tanques de produtos químicos que contêm soluções que são dosadas no sistema, conforme citado anteriormente. Em um tanque é armazenado a solução do agente redutor e no outro a do agente antiincrustante; possuem capacidade igual a 114 L, marca *Chemtainer*, modelo TC1829AA/AB.

Bomba Centrífuga

A bomba é do tipo centrífuga e recebe energia potencial (força motriz) produzida por um motor e transforma em energia cinética (movimento) e energia de pressão (força). Utiliza-se este equipamento quando se deseja aumentar a pressão de trabalho e/ou velocidade de escoamento de um líquido no sistema.

Na unidade a bomba, localizada anteriormente ao vaso de pressão, succiona o efluente e envia-o até o módulo, além de garantir a alta pressão necessária o módulo de membranas. Possui motor de 10 hp de potência e dez estágios, marca *Itt Gouls*, modelo 45HB11135.

Vaso de Pressão

Após a bomba centrífuga encontra-se o vaso de pressão para apenas um módulo do tamanho industrial. O vaso é da marca *Codeline*, modelo 80A30 e material de fibra de vidro.

O vaso de pressão é utilizado para operações com pressão de até 20 bar e módulos espiral de OI com 1m de comprimento e 0,2 m de diâmetro.

Válvulas

Antes de escolher uma válvula é necessário determinar sua função. As válvulas, normalmente, possuem duas funções básicas: abertura/fechamento e regulagem. Outros empregos também podem ser considerados: prevenção de contra fluxo, controle de pressão, controle direcional de fluxo, vedação de bocais de tanque, amostragem, etc. As válvulas presentes na planta piloto de OI são relacionadas a seguir. Válvulas de retenção são instrumentos que protegem as instalações hidráulicas do retorno de água quando ocorre paralisação das bombas, protegendo os equipamentos. São importantes também para a manutenção da coluna de água durante a paralisação do sistema. Na planta piloto existem duas válvulas de retenção da marca *Ipex*, modelo VRUV105, localizadas na descarga da bomba e no reciclo da corrente de concentrado.

Válvulas esferas caracterizam-se pela sua rapidez na operação. Permitem abertura e fechamento total, operando ainda em modo intermediário. Estão presentes dez válvulas esfera no sistema, marca *Asahi*, modelo 1601010 com diâmetro de 1 polegada.

Válvulas de alívio são dispositivos automáticos para alívio de pressão, acionada pela pressão estática na entrada do obturador e caracterizada pela abertura lenta à medida que a pressão aumenta acima da pressão de ajuste. São usadas na proteção de tubulações e equipamentos contra sobre pressão e, conseqüentemente na proteção das vidas humanas (Zattoni, 2005). A válvula de alívio do sistema é da marca *North American Safety*, modelo KUN912BDCM01, ½ polegada e está situada após o rotâmetro na linha da corrente de alimentação.

Válvulas solenóides estão ligadas a qualquer processo onde se utilize um fluido, tanto para automatizar como para efetuar um controle de fluxo. Existem duas válvulas solenoides na unidade: a primeira está localizada depois do filtro de areia, marca *Asahi Eletronmi*, modelo 2016020, 2 polegadas e a segunda está na linha de by-pass do concentrado, marca *Asco*, modelo 2W NC BR-120, ¾ de polegada.

Válvulas de controle manual permitem o ajuste em qualquer posição, são de fechamento parcial, permitindo o ajuste da vazão. Na alimentação do módulo localiza-se uma válvula de controle manual, marca *Triac*, modelo SS-SWE, 1 polegada, permitindo ajustar a pressão na entrada da membrana. Para o ajuste das correntes de concentrado e reciclo tem-se duas válvulas de controle manual, marca *Triac*, modelo SS-SWE, ½ polegada.

Rotômetros

Rotômetros são instrumentos que permitem a leitura da vazão em unidades de volume ou massa por tempo, através da escala gravada em baixo relevo no cone de medição. A aresta superior do flutuador corresponde à linha de referência para a leitura.

Na unidade são lidas as vazões de alimentação, reciclo, concentrado e permeado através de rotômetros. Os rotômetros de reciclo e concentrado são da marca *Blue White*, modelo F45500 LHN-6; e rotâmetro da alimentação foi adquirido no estoque da empresa, não possuindo especificação definida.

Manômetros

Manômetros medem a diferença de pressão entre dois pontos de um fluido incompressível através da medição da diferença de elevação entre esses pontos, auxiliando ainda no monitoramento de perda de carga. São utilizados cinco rotômetros, localizados a

montante e jusante do filtro de areia, a jusante do filtro cartucho, à jusante da bomba centrífuga e na saída do vaso de pressão.

Pressostato

O pressostato é um dispositivo eletromecânico que recebe um sinal de pressão e o compara com sua escala interna. Após esta comparação, efetua a ação de ligar ou desligar. Podem ser usados para controle ou proteção. Existe um pressostato de baixa pressão antes da bomba centrífuga, marca *Ashcroft*, modelo 02L, ¼ polegada.

Condutímetro

Condutímetros realizam medições da condutividade elétrica do fluido no interior da tubulação. O condutímetro está situado na saída do vaso de pressão, para medir a condutividade elétrica da corrente de permeado. A leitura é digital e os valores são apresentados no display do painel de controle. O condutímetro faz parte do controlador presente no sistema, marca R&D Specialties, série 150 RO Controller.

Microprocessador

No painel de controle existe um microprocessador para monitoramento da temperatura e da condutividade elétrica do permeado, além do tempo de operação, entre outras funções disponíveis ao operador. O microprocessador é da marca *RDSPEC*, modelo *Rotrol*, série 150.

Membrana de Osmose Inversa

As membranas de osmose inversa são do tipo espiral, e estão dispostas dentro de um vaso de pressão. As características das membranas de OI usadas nos testes são citados na Tabela 4. Como todos os módulos já foram usados anteriormente no processo de desmineralização de águas da empresa, alguns desses parâmetros podem ter sido alterados.

Tabela 4: Características das membranas utilizadas fornecidas pelo fabricante.

Dados do Fabricante – Membrana de Osmose Inversa	
Modelo	8040-ACM1-TSA-Trisep
Material	Membrana composta de poliamida aromática
Configuração	Módulo espiral, envolto em fibra de vidro
Área (m²)	33,4
Máxima vazão de alimentação (m³.h⁻¹)	18,0
Faixa de pH da alimentação	4 – 11
Faixa de temperatura de operação (°C)	2-45
Faixa de pressão recomendada (bar)	7-21
Máximo valor de pressão suportado (bar)	41
Limite de tolerância ao cloro (ppm)	< 0,1
Máximo SDI (15 min)	5,0
Limite máximo de turbidez (NTU)	1,0
Média de rejeição (%NaCl)	> 99,5

Fonte: Trisep Corporation.

Capítulo 4 – Metodologia de Trabalho

A descrição da metodologia do trabalho está dividida em seis seções, sendo que na primeira descreve-se a metodologia envolvida na conservação das membranas utilizadas nos testes. A seção dois possui as informações dos módulos de osmose inversa descartados da unidade de desmineralização de água da empresa, como posição no vaso de pressão, número de estágio, tempo de operação e estado de conservação; e ainda o procedimento de caracterização das membranas de osmose inversa utilizada nos experimentos. A seção a seguir apresenta o procedimento de operação do sistema piloto. Na seção quatro estão expostos os dados experimentais coletados durante os testes e as características das águas de alimentação durante o período de testes para cada módulo, como teor de cloro livre, pH e turbidez. A seção cinco detalha os produtos químicos, dosagens e concentrações nas etapas de limpeza química, conservação de membranas e operação da planta piloto e parâmetros utilizados na caracterização de amostras de correntes da planta piloto analisadas em laboratório. Por fim, na seção seis está descrita a metodologia experimental como determinação das condições operacionais da membrana e da planta piloto e testes com a corrente de purga da torre de resfriamento.

4.1 Conservação das Membranas

A influência da conservação de membranas no desempenho e tempo de operação dos módulos foi avaliada. De acordo com essa conservação, as membranas utilizadas no desenvolvimento deste trabalho podem ser classificadas como secas e conservadas.

Membranas secas são aquelas armazenadas sem nenhum cuidado, como lavagem para a limpeza superficial, dosagem de produtos químicos para prevenir o crescimento de microrganismos, abrigo adequado do sol e da chuva, entre outros. O módulo seco estava

no pátio da empresa, sem proteção, sujeitos às variações climáticas; uma fotografia de módulos como este está apresentada na Figura 12.



Figura 12: Fotografia da disposição de módulos descartados no pátio da empresa, membranas secas.

A membrana, chamada de membrana conservada, foi coletada da unidade de desmineralização no momento do descarte, lavada com água filtrada para limpeza e tratada com uma solução contendo agente biocida para minimizar o crescimento de bactérias, fungos e algas. Após o módulo foi colocado em um saco plástico e armazenado em um local adequado, não sujeito às intempéries; uma fotografia deste módulo está apresentada na Figura 13.



Figura 13: Fotografia do sistema de conservação das membranas.

4.2 Informações dos Módulos Descartados e Caracterização das Membranas

No processo de desmineralização de águas da empresa sete módulos estão dispostos em cada um dos dezesseis vasos de pressão do primeiro estágio, como também nos oito vasos de pressão do segundo estágio. A alimentação permeia o primeiro módulo, o permeado é coletado e o concentrado alimenta o segundo módulo presente no vaso de pressão, e assim sucessivamente. Durante o processo os primeiros módulos entram em contato com as impurezas presente na corrente de alimentação; e recebem uma alimentação menos concentrada. À medida que o processo ocorre os últimos módulos do vaso de pressão entram em contato com uma alimentação mais concentrada, devido à passagem pelos módulos anteriores. Assim, nos primeiros módulos é mais propícia à ocorrência de incrustações, devido a presença de impurezas na alimentação e nos últimos módulos a ocorrência de incrustação por precipitação de sais devido a alta concentração de sais na corrente de alimentação.

A posição dentro do vaso de pressão, o tempo de uso e o tipo de conservação a que o módulo foi submetido são informações importantes para avaliar o seu desempenho no processo de reuso. As informações dos módulos testados (A, B e C), referentes à utilização na unidade de OI da empresa, estão relacionados nas Tabelas 5 a 7.

Tabela 5: Informações de processo de desmineralização e conservação do módulo A.

Módulo A	
Número	247028
Estágio	1
Vaso de pressão	19
Posição do módulo dentro do vaso de pressão	1
Tempo de operação	3 anos
Estado de conservação	Membrana seca

Tabela 6: Informações de processo de desmineralização e conservação do módulo B.

Módulo B	
Número	294031
Estágio	2
Vaso de pressão	6
Posição do módulo dentro do vaso de pressão	4
Tempo de operação	3 anos
Estado de conservação	Membrana retirada diretamente da unidade de osmose industrial

Tabela 7: Informações de processo de desmineralização e conservação do módulo C.

Módulo C	
Número	294021
Estágio	2
Vaso de pressão	6
Posição do módulo dentro do vaso de pressão	3
Tempo de operação	3 anos
Estado de conservação	Membrana conservada durante dois meses

Os módulos espiral de membranas de OI utilizados nos testes operaram durante três anos na unidade de desmineralização de águas da empresa até serem descartados devido à perda de eficiência. Assim, os parâmetros apresentados por essas membranas não são os mesmos encontrados em membranas novas de osmose inversa.

A caracterização de membranas foi realizada inicialmente para definir parâmetros como fluxo permeado e retenção salina. Após cada limpeza química uma nova caracterização é realizada, pois agentes químicos alteram as características das membranas. Nesta etapa, água filtrada é usada como água de alimentação.

Durante a caracterização a planta piloto é alimentada com água filtrada com vazão de $2,7 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ (máxima vazão de água filtrada obtida no ponto de coleta próximo a planta piloto) e opera com pressão de 9 bar. Após, aproximadamente, uma hora de operação os valores de fluxo permeado e os dados necessários para o cálculo da retenção salina são coletados.

4.3 Operação da Planta Piloto

A alimentação, água filtrada na etapa de caracterização ou água de purga da torre de resfriamento, entra na planta piloto passando pelo filtro de areia (E1) para remoção de sólidos suspensos, após são dosados TriPol[®] (antiincrustante) e metabissulfito de sódio (descoloração da água) contidos nos tanques de produtos químicos (E3). Logo após, a alimentação segue para o filtro cartucho (E2) para remoção dos sólidos que não foram retidos pelo filtro de areia, sendo bombeado por uma bomba centrífuga (E5) para o módulo de membrana presente no interior do vaso de pressão (E6). Parte do concentrado retorna ao topo do tanque de limpeza (E4), como reciclo, e o restante é descartado na canaleta de efluentes orgânicos. O permeado é descartado na rede pluvial e seus valores de temperatura e condutividade elétrica são indicados constantemente no painel de controle. O fluxograma da planta piloto pode ser observado na Figura 14.

Durante a limpeza das membranas, a solução de limpeza foi preparada no tanque de limpeza com água filtrada, sendo que as mangueiras de permeado e concentrado foram colocadas dentro do tanque de alimentação para não haver perdas da solução de limpeza. A pressão neste caso deve ser baixa, em torno de 3,5 bar, para propiciar condições suaves de limpeza e evitar que a sujeira penetre no interior da membrana.

A retrolavagem do filtro de areia foi feita com água filtrada, sem a necessidade de ligar a unidade, sendo utilizada apenas a pressão da linha. Alterando-se o sentido da alimentação, através do fechamento e abertura de algumas válvulas, o filtro foi alimentado pelo fundo promovendo a descompactação do leito e permitindo que os sólidos suspensos retidos sejam removidos pela água que sai pelo topo. As limpezas duraram em torno de vinte minutos, até que a água na saída esteja limpa e foi realizada quando a pressão de alimentação do sistema ficava em torno de 3,5 bar. Porém, este valor foi usado apenas como referência, já que para a realização da retrolavagem é preciso interromper a realização dos testes.

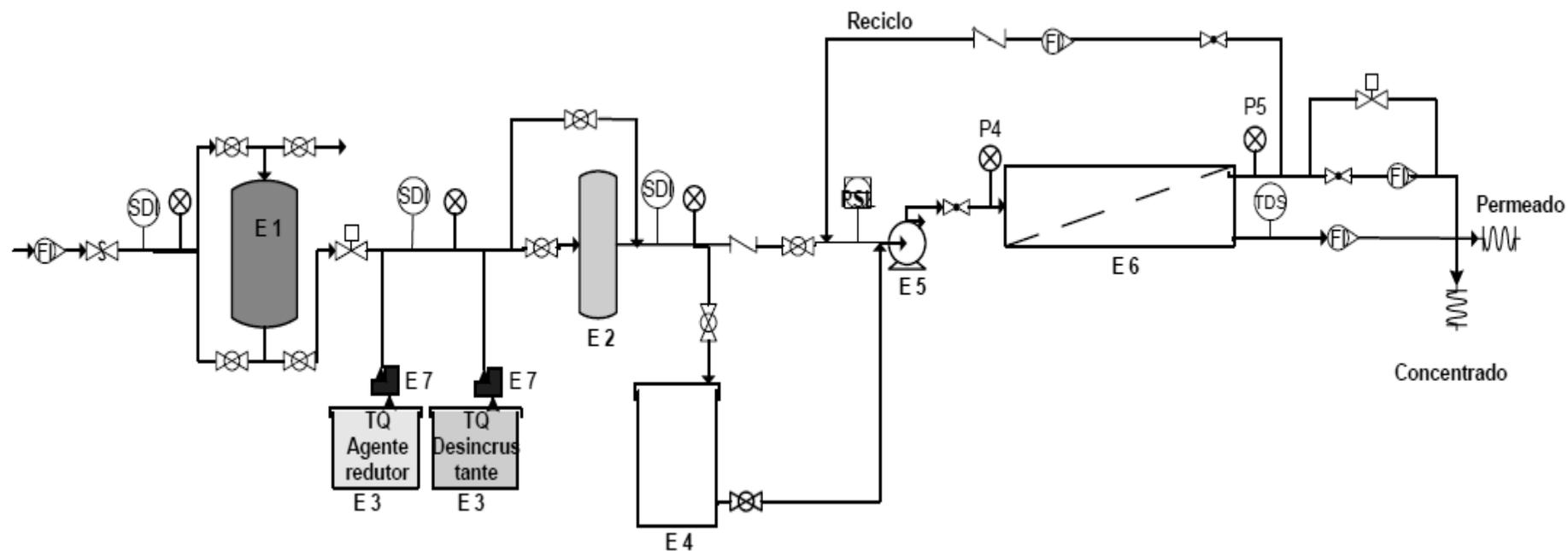


Figura 14: Fluxograma da Planta Piloto.

Fonte: Ambrosi, 2009.

4.4 Coleta de Dados Experimentais e Características das Águas de Alimentação

Durante a operação da planta, foram coletados dados a cada hora. Além da leitura dos instrumentos presentes na unidade, foi utilizado condutivímetro, marca *Digimed*, modelo DM3, para medir a concentração do concentrado e do efluente que passa pela descarga da bomba.

Os dados coletados e o ponto de coleta estão relacionados a seguir:

- vazões de alimentação, de concentrado, de permeado e de reciclo;
- pressão de alimentação;
- pressão do dreno da descarga da torre de resfriamento;
- pressão à jusante do filtro de areia e do filtro cartucho;
- pressão nas descargas da bomba e da membrana;
- volume do tanque de limpeza;
- condutividade elétrica do permeado, do concentrado e da corrente de descarga da bomba.

Silva (2001) afirma que análises de água de alimentação devem ser realizadas e consideradas no projeto de um sistema de OI, pois influenciam no desempenho do sistema, afetando diretamente na qualidade e na quantidade do permeado produzido. Os parâmetros, referentes à qualidade das águas de alimentação, foram analisados e fornecidos pela empresa.

Como o sistema de tratamento de água e as torres de refrigeração não operam em estado estacionário, isto é, ocorrem variações nas características das correntes durante o processo, devido às variações na qualidade da água captada do rio (variações sazonais) e/ou modificações no tratamento (dosagem de produtos, condições de operação, entre outros) decidiu-se apresentar as características das correntes que alimentam o sistema de membranas para cada etapa do trabalho. Assim, as características da água filtrada utilizadas na etapa de caracterização das membranas, da água de purga da torre de resfriamento e da água de reposição para comparação com a qualidade do permeado produzido são apresentados a seguir.

4.4.1 Características das correntes de alimentação durante testes com módulo A

Os valores mínimo, máximo e médio de cloro livre presente na água filtrada e nas águas de purga e de reposição da torre de resfriamento, no período de testes com o módulo A, estão apresentados na Figura 15. Os valores médios de cloro livre foram iguais a 1,1 ppm para todas as águas de alimentação, como pode ser observado na figura.

Sabendo que o valor máximo de cloro, para membranas de poliamida, indicado pelo fabricante é igual a 0,1 ppm. Conclui-se que a água de alimentação, neste período, possui valores de cloro livre acima do indicado.

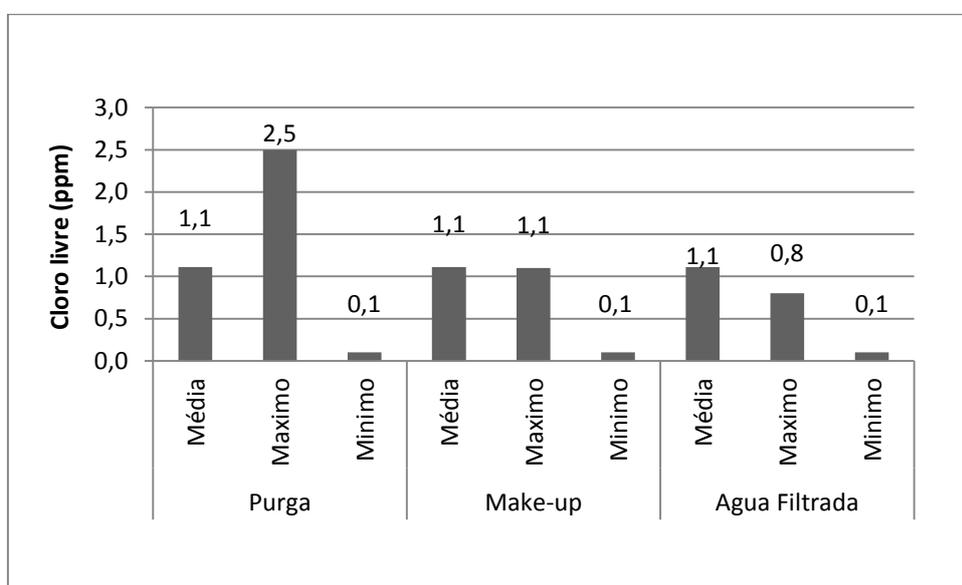


Figura 15: Teor de cloro livre (ppm) presente nas águas de purga, filtrada e de reposição no período dos testes com o módulo A.

Os valores de pH da água filtrada, água de purga e água de reposição no período de testes com o módulo A estão ilustrados na Figura 16.

Os valores médios de pH foram iguais a 8 para água de purga, 6,9 para água de make-up e 7,4 para água filtrada. Sabendo que a faixa de pH indicada pelo fabricante, para membranas de poliamida, é entre 4 a 11; considerou-se que a água de alimentação está na faixa de pH adequada.

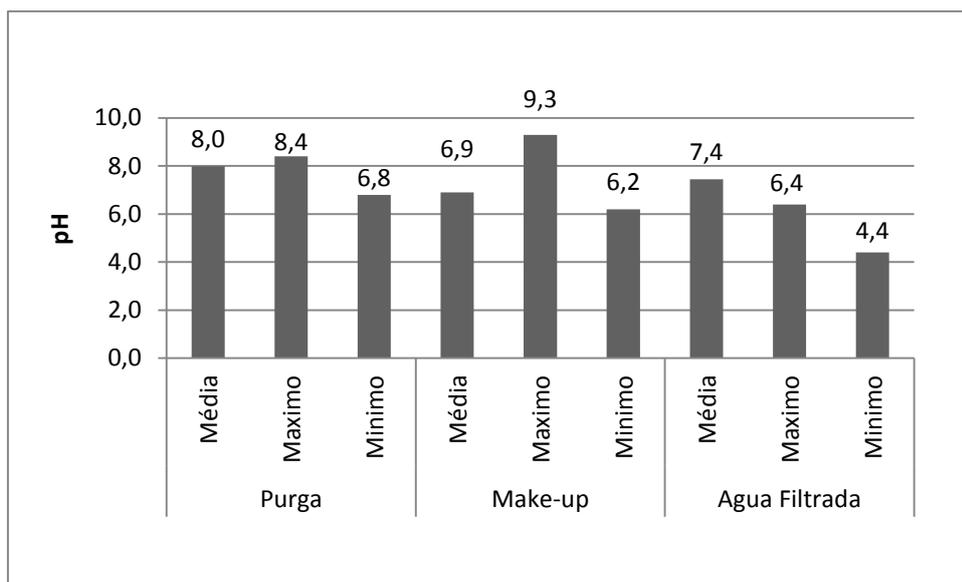


Figura 16: Valores de pH das águas de purga, filtrada e de reposição no período dos testes com o módulo A.

Os valores de turbidez da água filtrada, da água de purga e da água de reposição no período de testes com o módulo A estão dispostos na Figura 17.

Podem-se observar os altos valores de turbidez da água de purga, chegando a atingir 40 NTU. Lembrando que o valor máximo de turbidez para a corrente de alimentação, indicado pelo fabricante de membranas, é igual a 1 NTU; percebem-se valores muito acima do recomendado para turbidez na água de purga da torre de resfriamento.

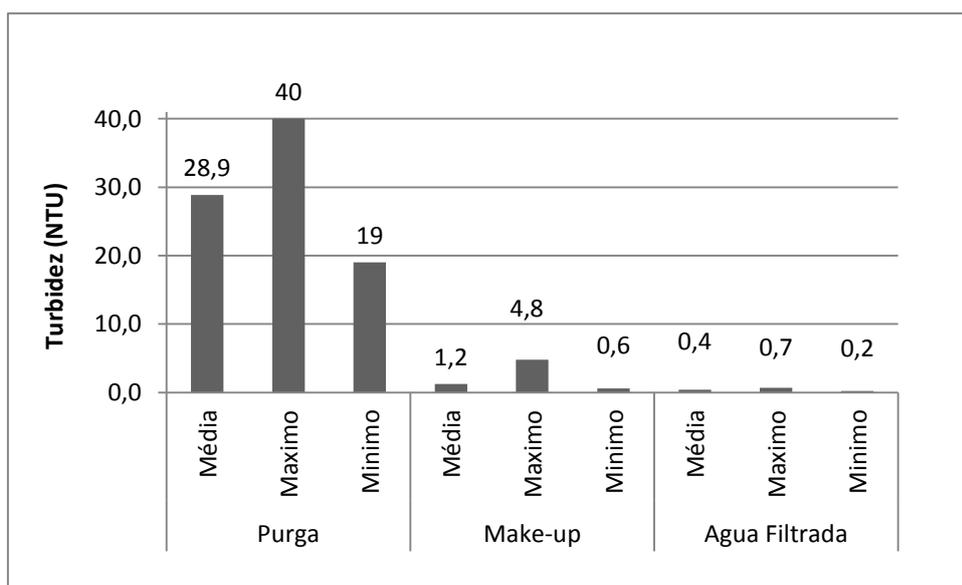


Figura 17: Valores de turbidez (NTU) das águas de purga, filtrada e de reposição no período dos testes com o módulo A.

4.4.2 Características das correntes de alimentação durante testes com a membrana retirada da unidade industrial – Módulo B

Os valores de cloro livre presente na água filtrada, na água de purga e na água de reposição no período de testes com o módulo B estão representados na Figura 18. Observa-se que os valores de cloro livre das águas de alimentação estão acima do indicado pelo fabricante.

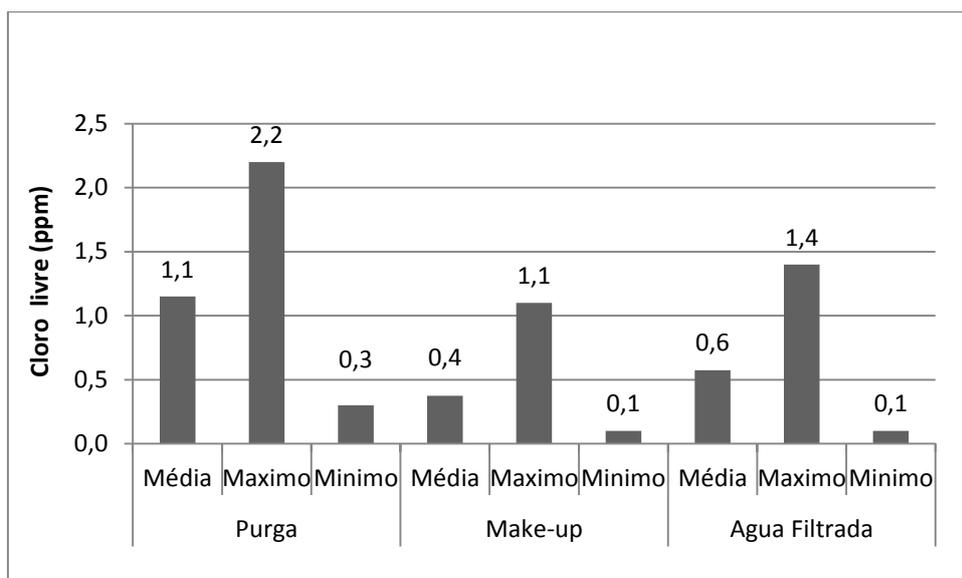


Figura 18: Teor de cloro livre (ppm) presente nas águas de purga, filtrada e de reposição no período dos testes com o módulo B.

Os valores de pH da água filtrada, água de purga e água de reposição no período de testes com o módulo A estão apresentados na Figura 19.

Verifica-se que os valores de pH estão dentro da faixa recomendada.

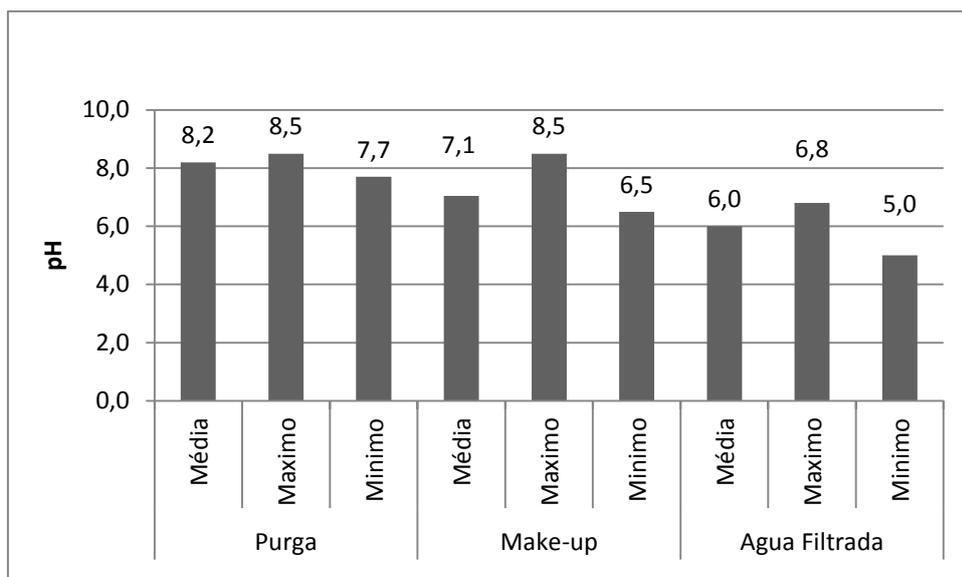


Figura 19: Valores de pH das águas de purga, filtrada e de reposição no período dos testes com o módulo B.

Os valores de turbidez da água filtrada, da água de purga e da água de reposição no período de testes com o módulo B estão dispostos na Figura 20.

Os valores de turbidez, para água de purga, estão muito acima do recomendado. Comparando-se os valores de turbidez com os valores do módulo A, percebe-se uma diminuição da turbidez nas águas de reposição e filtrada.

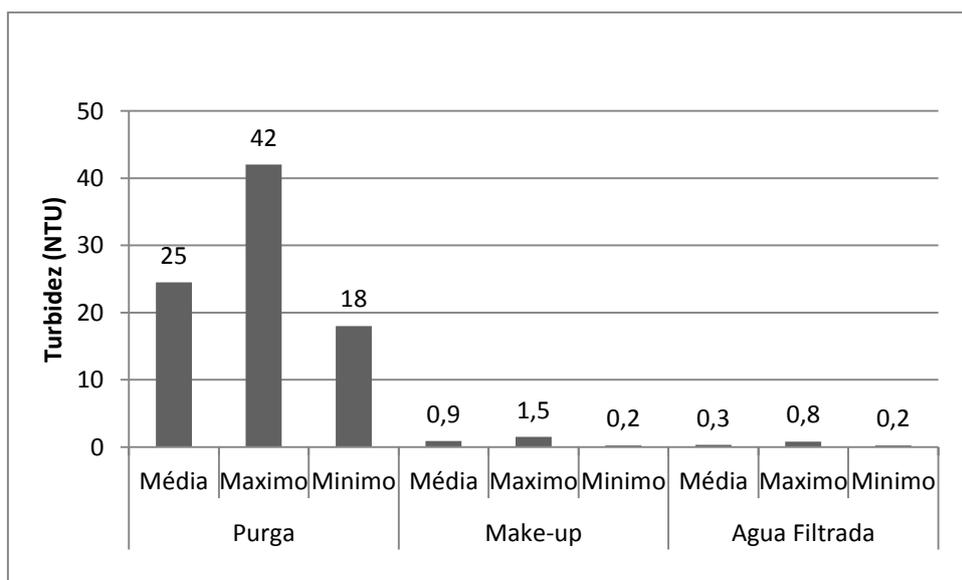


Figura 20: Valores de turbidez (NTU) das águas de purga, filtrada e de reposição no período dos testes com o módulo B.

4.4.3 Características das correntes de alimentação durante testes com a membrana conservada – Módulo C

Os teores de cloro livre presente na água filtrada, na água de purga e de reposição no período de testes com o módulo C estão apresentados na Figura 21.

Novamente, os valores de cloro livre estão acima do recomendado. Porém, percebe-se uma diminuição gradativa, nos valores de cloro livre das águas de reposição e filtrada, quando comparados com aqueles apresentados para os testes com os módulos A e B.

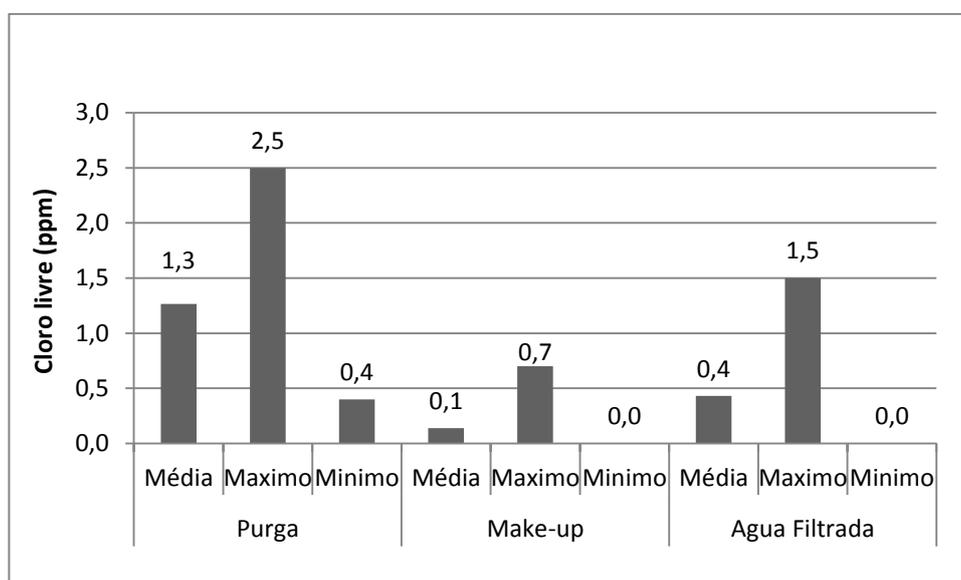


Figura 21: Teor de cloro livre (ppm) presente nas águas de purga, filtrada e de reposição no período dos testes com o módulo C.

Os valores de pH da água filtrada, água de purga e água de reposição no período de testes com o módulo C estão ilustrados na Figura 22. Os valores estão dentro da faixa recomendada.

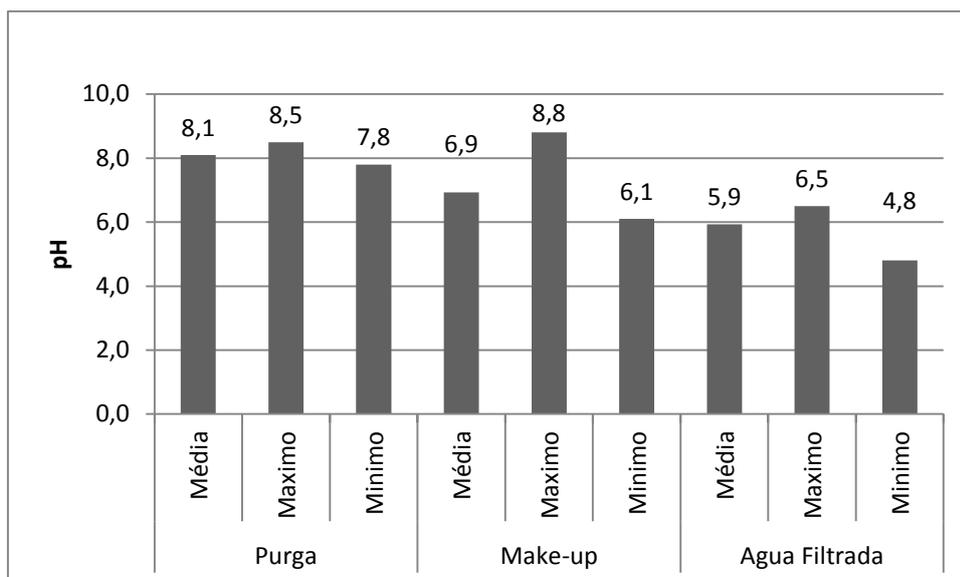


Figura 22: Valores de pH das águas de purga, filtrada e *make-up* no período dos testes com o módulo C.

Os valores de turbidez da água filtrada, de purga e de reposição no período de testes com o módulo B estão dispostos na Figura 23. Os valores de turbidez, no período dos testes com o módulo C, estão acima do recomendado, com valores muito elevados para água de purga.

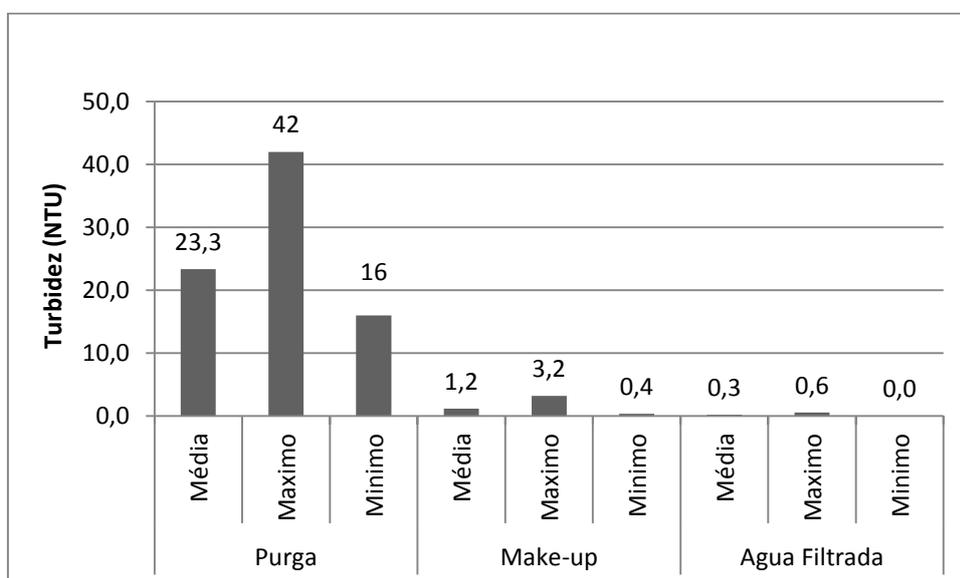


Figura 23: Valores de turbidez (NTU) das águas de purga, filtrada e de reposição no período dos testes com o módulo C.

Analisando os parâmetros presentes nos gráficos anteriores, verifica-se que a qualidade da água de alimentação da unidade piloto foi inferior ao recomendado para

membranas de OI, mesmo no caso de membranas descartadas e com outra finalidade que não a desmineralização. Assim, espera-se que o sistema de pré-tratamento, presente na planta piloto, seja capaz de reduzir os valores de turbidez e cloro livre em valores aceitáveis.

4.5 Produtos Químicos, Dosagens e Análises Laboratoriais

A conservação de membranas foi feita com solução biocida, agente considerado eficaz no controle do crescimento de bactérias, fungos e algas, mesmo quando utilizado em baixas concentrações. Este produto interage com as proteínas das células, causando inibição da respiração e síntese de ATP e resultando em morte celular.

Na tentativa de recuperar o fluxo de permeado foram realizadas limpezas combinadas ácido/base. Na limpeza ácida foi usado ácido cítrico 2%, visando à remoção de incrustações de carbonatos, durante 30 min em pH 4. Para a básica utilizou-se hidróxido de sódio 0,5%, para remoção de materiais orgânicos, durante 30 minutos, em pH 11. Metabissulfito de sódio 1%; foi testado durante 1 hora com o objetivo de aumentar a eficiência da limpeza.

Durante a operação da planta, foi dosado *TriPol 9010* 3,5%, para remoção de oxidantes e microrganismos, também como agente antiincrustante, sendo a vazão de dosagem igual a 0,09 L.h⁻¹ de *TriPol*. Para remoção de cloro remanescente, foi usado metabissulfito de sódio 1,5%. Sendo a vazão de dosagem igual a 0,83 L.h⁻¹. Na Tabela 8, encontram-se as descrições dos produtos químicos citados.

Tabela 8: Descrição de marca e fabricantes dos produtos químicos utilizados.

Produto	Marca	Fabricante
Micro-biocida		
(5-cloro-2-metil-4-isotiazolin-3-ona)	<i>Kathon WT</i>	<i>Rohm and Haas Company</i>
(2-metil-4-isotiazolin-3-ona)		
Ácido cítrico (C ₆ H ₈ O ₇)	<i>Citric Acid E330</i>	<i>Hunan Dongting Citric Acid Chemicals Company Ltda</i>
Metabissulfito de sódio (H ₂ ONa ₂ S ₂ O ₅)	<i>Kuriverter EU-702</i>	Kurita do Brasil Ltda
Hidróxido de sódio (NaOH)	Soda Cáustica Anidra	<i>Buschle & Lepper S.A</i>
Anti-incrustante	<i>TriPol 9010</i>	<i>TriSep Corporation</i>

Amostras de correntes da planta piloto (alimentação da planta, depois dos filtros de areia e cartucho, alimentação do módulo, concentrado e permeado) foram entregues ao laboratório da empresa para análise. Os parâmetros pH, condutividade elétrica, turbidez, alcalinidade total, dureza total, cloretos, sulfatos, sílica, ferro e DQO foram analisados. Os métodos utilizados foram baseados no *Standard Methods* (1992) e estão listados na Tabela 9.

Tabela 9: Métodos de análise utilizados na caracterização das amostras da planta piloto.

Parâmetros	<i>Standard Methods</i>
	Método de digestão: MA –IE – EF – 028,
Dureza Total (mg.L ⁻¹ CaCO ₃)	(IT – 0602 – 01878)
Dureza Ca (mg.L ⁻¹ CaCO ₃)	Tratamento preliminar: SM 3030 - 04
Sílica (mg SiO ₃ .L ⁻¹)	Digestão ácido nítrico: SM 3030E – 04
Ferro Total (mg Fe.L ⁻¹)	Plasma indutivamente acoplado – Espectrometria de emissão atômica: EPA 6010 C – Revisão 3 – 2007
Turbidez (NTU)	Método nefelométrico: SM 2130 – B 01
pH	Método eletrométrico: SM 4500 – HB00
Alcalinidade Total (ppm CaCO ₃)	Método titulação: SM 2320 – B97
DQO (mg O ₂ .L ⁻¹)	Refluxo fechado: ASTM D 1252 – 06
Condutividade elétrica (uS.cm ⁻¹)	SM 2510 – 97

Fonte: Standard Methods, 1992.

4.6 Metodologia Experimental

A metodologia experimental empregada neste trabalho é descrita a seguir. As etapas experimentais, envolvidas nos testes de cada módulo de membrana, são citadas de maneira resumida, visando facilitar a compreensão dos resultados apresentados.

4.6.1 Determinação das condições operacionais da membrana

Apesar de algumas condições e equipamentos terem sido preestabelecidos, alguns parâmetros foram sendo avaliados durante a realização deste estudo com o objetivo de melhorar o funcionamento da planta piloto.

Uma destas avaliações foi a análise de perda de carga do filtro de areia, filtro cartucho (para bom funcionamento do sistema) e módulo de membrana (indicativo de incrustações). Além da perda de carga foram coletadas amostras antes e após cada equipamento para a avaliação da eficiência dos mesmos. Após esta análise, foram sugeridas mudanças e adotadas rotinas de preservação dos filtros de areia e de cartucho.

Sabe-se que o cloro tem alto poder oxidante sobre as membranas de poliamida; sendo o limite de cloro tolerável, indicado pelo fabricante, menor que 0,1 ppm. Entretanto, devido a problemas com a bomba de dosagem de bissulfito, aproveitou-se esta oportunidade para realizar testes sem adição deste composto. O objetivo foi avaliar a durabilidade da membrana numa condição de exposição ao cloro, por um período em torno de um mês. Durante este período, a média de cloro na água de purga foi superior a 200 ppm.

Para determinar as melhores condições de operação da unidade piloto foram analisados a pressão de operação do sistema piloto (9, 10 e 11 bar), bem como vazão de alimentação da água de purga da torre de resfriamento e frequência de limpezas químicas, utilizando-se a membrana A e água da purga. Antes da realização dos testes a membrana passou por uma limpeza química e foi caracterizada.

Sabe-se que para minimizar a formação de incrustações e ter menor influência da polarização por concentração é necessário uma vazão de alimentação que promova um escoamento turbulento, sendo recomendado pelo fabricante um valor máximo de vazão de alimentação igual a $18 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$. Entretanto, o sistema suporta valores em torno de $5 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, valor máximo de leitura do rotâmetro presente no sistema. Além disso, a recuperação recomendada quando se opera com apenas um módulo é de 15%. Neste trabalho operou-se o sistema com valores de vazão de concentrado de $1,14 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ e de reciclo de $3,6 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ resultando em uma vazão de permeado de aproximadamente $0,6 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

Porém, durante a operação foi difícil manter a recuperação, devido à constante queda do fluxo permeado. Assim, maior atenção ao ajuste da recuperação (diminuição da vazão de alimentação) ocorreu após a primeira limpeza química de cada módulo, pois neste momento, o fluxo permeado foi o mais alto nos testes, elevando a recuperação para valores acima de 15%, o que pode ocasionar maior formação de incrustações nas membranas. Com as condições de vazões definidas, realizaram-se os testes nas pressões de 9, 10 e 11 bar para o

módulo A e pressão de 9 bar para os módulos B e C para determinar a melhor pressão de operação.

Estabeleceu-se uma rotina de troca dos produtos químicos armazenados nos tanques dosadores de produtos químicos. Esta troca era feita a cada três dias, para garantir a qualidade e eficiência destes produtos durante os testes.

4.6.2 Avaliação da limpeza das membranas

As membranas selecionadas na empresa para os testes de reuso foram submetidas a limpezas antes de serem utilizadas. O objetivo do estudo foi avaliar a eficiência dos produtos hidróxido de sódio, ácido cítrico e hipoclorito de sódio na limpeza de membranas armazenadas em três condições diferentes. Além disso, as membranas foram utilizadas no tratamento da água da purga da torre de resfriamento e novamente submetidas à limpeza química, sempre que a vazão de permeado atingia valores menores que $0,23 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, valor mínimo de leitura no rotâmetro presente na planta piloto.

As condições operacionais utilizadas na limpeza química foram pressão de operação de 3,5 bar, volume de solução de limpeza igual a 208 L e tempo de operação de 30 minutos.

4.6.3 Testes com a corrente de purga da torre de resfriamento

Nesta etapa do trabalho foram realizados experimentos com o objetivo de avaliar a capacidade das membranas para tratar a água de purga da torre de resfriamento, avaliar o tempo de utilização das membranas e quantidade de limpezas químicas necessárias.

Após os testes para determinação das melhores condições operacionais, que será discutido posteriormente, utilizou-se uma pressão de 9 bar, vazão de concentrado de $1,14 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, de reciclo de $3,6 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ e de alimentação de $4,1 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, para todos os módulos. Porém, a vazão de alimentação foi alterada de acordo com o valor da vazão de permeado apresentada, para manter a recuperação em torno de 15 %.

Após limpezas químicas, por exemplo, a vazão da alimentação foi reduzida para aproximadamente $3,6 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$. O objetivo era não ultrapassar o valor de recuperação, 15%, esperado em um módulo novo. Já quando eram verificados baixos valores de fluxo permeado, a vazão de alimentação utilizada foi maior, em torno de 4,5 a $4,8 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$. A finalidade era amenizar a queda do fluxo permeado, além de evitar valores muito baixos de recuperação.

Inicialmente, amostras do permeado, concentrado e descarga da bomba foram coletadas para avaliar a eficiência de remoção de turbidez, dureza e sais, e verificar a possibilidade de utilização do permeado como água de reposição da torre de resfriamento. Para avaliar a eficiência do pré-tratamento, foram coletadas, também, amostras depois do filtro de areia e depois do filtro cartucho.

4.6.4 Testes com os módulos de membranas

A seguir são listados os testes realizados com os módulos A, B e C.

- Módulo A:

- * primeira caracterização com água filtrada;
- * primeira limpeza química (hidróxido de sódio, ácido cítrico e metabissulfito de sódio);
- * segunda caracterização com água filtrada;
- * testes com a corrente de purga no total de 92 horas;
- * sendo desse total, 63 horas sem adição de bissulfito de sódio;
- * segunda limpeza química (hidróxido de sódio e ácido cítrico);
- * terceira caracterização com água filtrada;
- * teste com a corrente de purga sem adição de bissulfito de sódio no total de 44 horas.

- Módulo B:

- * primeira caracterização com água filtrada;
- * primeira limpeza química (hidróxido de sódio e ácido cítrico);
- * segunda caracterização com água filtrada;
- * testes com a corrente de purga no total de 14 horas;
- * segunda limpeza química (hidróxido de sódio e ácido cítrico);
- * terceira caracterização com água filtrada;

- * testes com a corrente de purga no total de 16 horas;
- * terceira limpeza química (hidróxido de sódio e ácido cítrico);
- * quarta caracterização com água filtrada;
- * testes com a corrente de purga no total de 29 horas.

- Módulo C:

- * primeira caracterização com água filtrada;
- * primeira limpeza química (hidróxido de sódio e ácido cítrico);
- * segunda caracterização com água filtrada;
- * testes com a corrente de purga no total de 56 horas;
- * segunda limpeza química (hidróxido de sódio e ácido cítrico);
- * terceira caracterização com água filtrada;
- * testes com a corrente de purga no total de 63 horas.

Capítulo 5 – Resultados e Discussão

Os dados experimentais obtidos durante os testes são discutidos neste capítulo. Os resultados, para cada módulo testado, são apresentados nas etapas desenvolvidas, comparados e discutidos a seguir.

5.1 Primeira Limpeza Química e Caracterização

Os resultados obtidos com a caracterização para determinação de fluxo permeado e retenção salina, antes e após a primeira limpeza química de cada um dos três diferentes módulos testados, são apresentados a baixo.

5.1.1 Módulo A

O módulo A inicialmente não apresentou fluxo de permeado, então foi realizada uma limpeza química, que consistiu de uma limpeza ácida, seguida de limpeza básica e limpeza com metabissulfito de sódio. Os dados estão apresentados na Figura 24, em termos de permeabilidade hidráulica, e podem ser verificados com mais detalhes na Tabela A.1 do apêndice A.

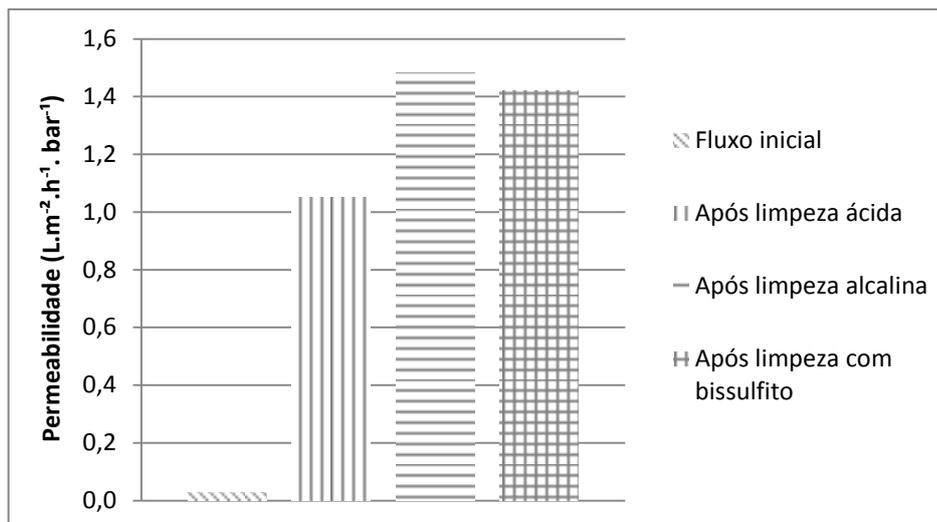


Figura 24: Permeabilidade hidráulica inicial e após primeira limpeza química do módulo A para pressão de 11 bar.

Observa-se que o módulo A inicialmente não apresentou fluxo. Após a limpeza ácida, a permeabilidade hidráulica aumentou para aproximadamente $1,1 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$, e foi alterado para $1,5 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$ depois da limpeza alcalina. A maior permeabilidade obtida após a limpeza alcalina deve-se a presença de maior quantidade de matéria orgânica. Testou-se ainda uma limpeza com metabissulfito na tentativa de inchamento das cadeias poliméricas da membrana e aumentar o fluxo, como uma técnica de modificação da superfície da membrana. Porém, este processo não apresentou alteração considerável no fluxo de permeado. Possivelmente, o agente químico utilizado não apresenta as características adequadas para alterar a cadeia polimérica da membrana, uma vez que o tempo de contato pode ser considerado suficiente, devido a sensibilidade apresentada por membranas poliméricas. A limpeza ácida-alcalina mostrou-se adequada, tanto no sentido de remover as impurezas de origem orgânica presentes como na hidratação da membrana contida no módulo seco.

Oliveira (2007) afirma que a base mais usualmente empregada para a limpeza das membranas é o hidróxido de sódio; sendo o ácido cítrico, o ácido mais utilizado, devido a sua capacidade de atuar como agente quelante.

5.1.2 Módulo B

Os resultados de fluxo permeado inicial e após a primeira limpeza química do módulo B com pressão de 9 bar, coletado em uma troca de módulos da unidade de OI industrial e instalado na planta piloto, estão descritos a seguir.

O módulo foi lavado com água filtrada, após ser recolhido do descarte na unidade de desmineralização e instalado imediatamente na planta piloto. Inicialmente, a permeabilidade hidráulica foi igual a $2,3 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$

Realizou-se uma limpeza ácida seguida de uma limpeza básica. Os dados, na forma de permeabilidade hidráulica, estão apresentados na Figura 25 e podem ser verificados com mais detalhes na Tabela A.3, do apêndice A.

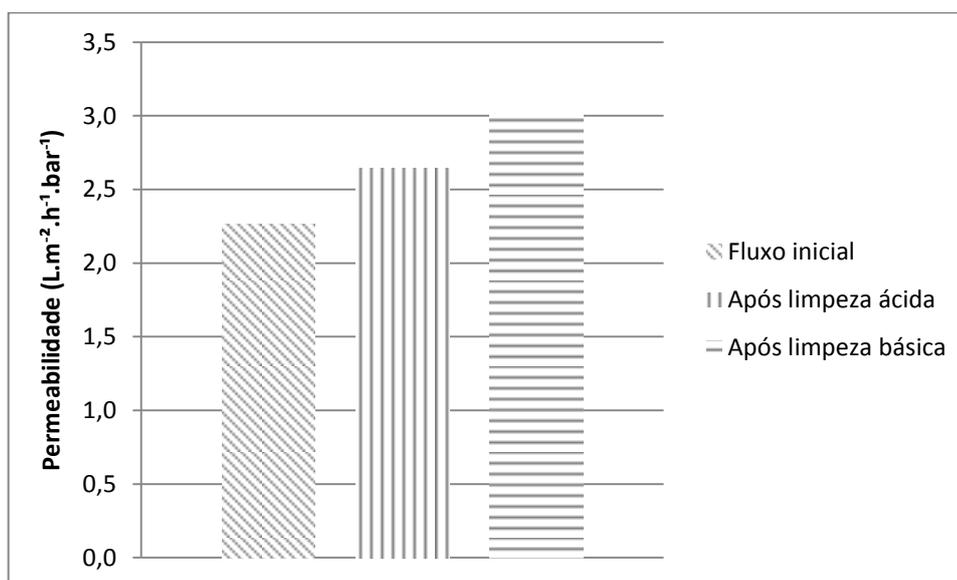


Figura 25: Permeabilidade hidráulica inicial e após a primeira limpeza química do módulo B para pressão de 9 bar.

Analisando-se a figura, percebe-se que, após limpeza ácida, a permeabilidade hidráulica aumentou para aproximadamente $2,6 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$ e com a limpeza alcalina a permeabilidade hidráulica foi alterada para $3,0 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$. Neste caso o efeito foi apenas de limpeza uma vez que a membrana encontrava-se completamente molhada. As limpezas ácida e alcalina tiveram eficiência semelhante, devido a presença de incrustações orgânicas e inorgânicas em proporções parecidas, ao contrário do observado para a membrana do módulo A.

5.1.3 Módulo C

Os resultados obtidos durante a caracterização do módulo C, coletado em uma troca de módulos da unidade de OI industrial e em seguida conservado com uma solução biocida, estão descritos a seguir.

O módulo, inicialmente, apresentou permeabilidade igual a $1,9 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$. Realizou-se uma limpeza ácida seguida de limpeza básica. Os dados estão apresentados na Figura 26 e podem ser verificados com mais detalhes na Tabela A.6 do apêndice A.

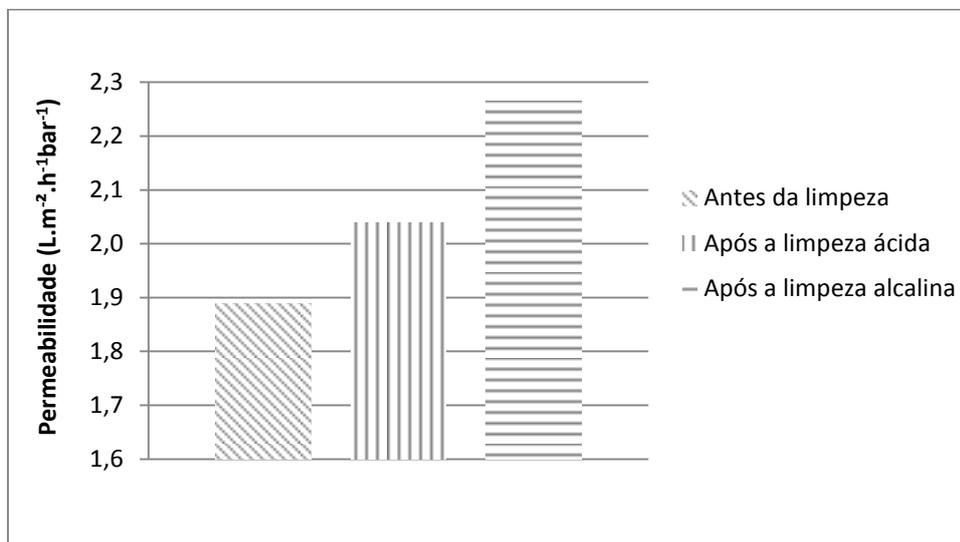


Figura 26: Permeabilidade hidráulica inicial e após a primeira limpeza química do módulo C para pressão de 9 bar.

A permeabilidade hidráulica após a limpeza ácida foi de $2,0 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$ e após a limpeza alcalina o fluxo permeado foi recuperado para $20,4 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$. Novamente, maior eficiência foi observada após a limpeza alcalina, devido a maior quantidade de matéria orgânica presente na superfície da membrana.

5.1.4 Comparação da análise de desempenho entre módulos após a primeira limpeza química

Analisando-se os resultados apresentados anteriormente, pode-se perceber a influência das características do módulo descartado no fluxo permeado inicial: a posição dentro do vaso de pressão e a conservação após descarte. Vale ressaltar que a posição dentro do vaso de cada módulo é diferente e, ainda, observou-se que a condição de pior conservação coincidiu com uma posição crítica no vaso, neste caso a primeira. O módulo B que apresenta a melhor conservação está na posição intermediária (4) no vaso de pressão e o módulo C encontrava-se na posição 3.

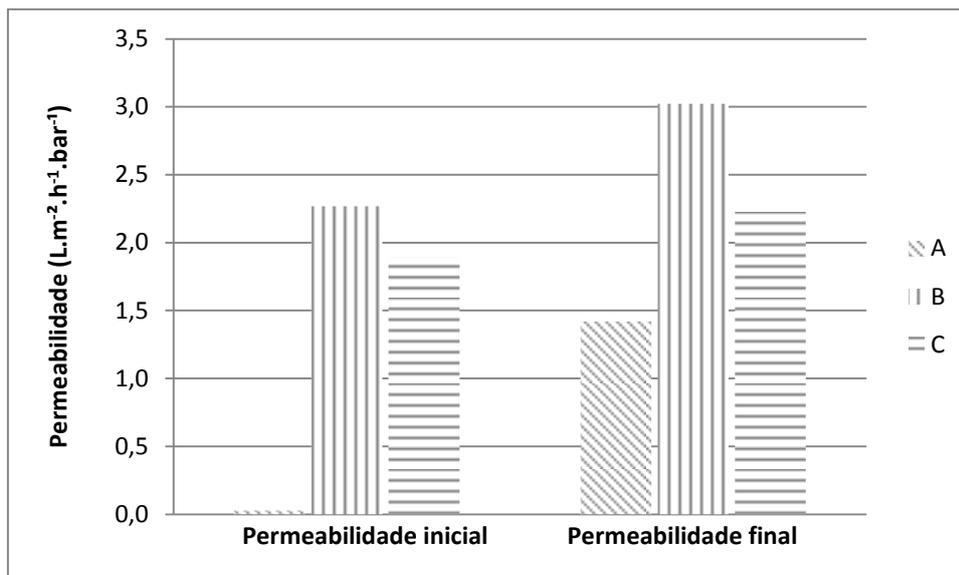


Figura 27: Permeabilidade hidráulica inicial e final (após limpeza química) para os módulos A (11 bar), B e C (9 bar).

O módulo A apresentou a menor permeabilidade hidráulica inicial, praticamente nula, provavelmente devido ao ressecamento da membrana provocado pela falta de conservação do módulo e devido, também, à localização dentro do vaso de pressão (1). O módulo B, retirado diretamente da unidade de OI e colocado na planta piloto, apresentou a maior permeabilidade hidráulica inicial, igual a 2,3 L.m².h⁻¹.bar⁻¹. Este comportamento pode ser explicado pelo fato de que ao ser mantido em operação, o módulo conservou o estado das cadeias poliméricas. Salienta-se que na unidade de osmose industrial da empresa a água de alimentação apresenta características adequadas a módulos de OI e são dosados produtos químicos necessários à manutenção do sistema. Além disso, este módulo encontrava-se em uma posição intermediária, que pode ser favorável na questão de incrustações, isto é, não entra em contato com a corrente mais suja e nem a mais concentrada. Por sua vez, o módulo C apresentou permeabilidade hidráulica inicial de 1,9 L.m².h⁻¹.bar⁻¹. Este módulo ficou conservado por cerca de dois meses até ser utilizado no sistema piloto, conforme Figura 27.

Estes resultados mostram a importância da conservação dos módulos para posterior uso, uma vez que a conciliação entre o momento da troca de módulos do sistema de desmineralização de OI com a troca de módulos no sistema de reuso pode nem sempre acontecer e, ainda, considerando o baixo valor obtido no fluxo permeado inicial do módulo A.

5.2 Testes com Corrente de Purga Após a Primeira Limpeza Química

Os resultados dos testes com a corrente de purga da torre de resfriamento para cada módulo, após a primeira limpeza química, são apresentados na sequência. Sendo que o teste para definição dos parâmetros de operação da unidade piloto foi feito utilizando o módulo A.

5.2.1 Definição dos parâmetros de operação – Módulo A

Os testes realizados com o módulo A, apresentados a seguir, tiveram tempo de duração igual a 92 horas, sem contabilizar o tempo usado para caracterização, limpeza, noite e finais de semana, sendo que nas últimas 63 horas não houve dosagem de bissulfito de sódio. As primeiras 8 horas de teste foram usadas na adaptação com a operação da planta piloto. Os dados apresentados a seguir podem ser verificados com mais detalhes na Tabela B.1 do apêndice B.

Após a limpeza química, que foi realizada com o objetivo de aumentar o fluxo permeado, iniciaram-se os testes com a corrente de purga da torre de resfriamento para definição das melhores condições de operação, operando-se o sistema piloto conforme descrito no capítulo anterior. De acordo com Ho e Sirkar (1992), as variáveis de operação mais significativas para sistemas envolvendo membranas de OI são pressão transmembrana, concentração de sólidos suspensos, pH, vazão de alimentação, tipo de soluto e temperatura.

Na etapa inicial, foram testadas diferentes pressões (9, 10 e 11 bar) para determinar as melhores condições de operação. Os dados obtidos foram classificados em fases, conforme apresentado na Tabela 10, de acordo com a pressão de operação, visando facilitar a análise dos resultados.

Tabela 10: Fases durante os testes de determinação da pressão de operação.

Fase	Pressão de Operação (bar)	Período (ano de 2011)
1	11	18 e 21 de fevereiro
2	9	04 de março
3	10	11 de março
4	9	17 e 18 de março
5	9	21, 22 e 23 de março
6	10	24 e 25 de março

Na Figura 28 está apresentada a permeabilidade hidráulica média para cada pressão transmembrana testada. Segundo a Lei de Darcy, apresentado na Equação 2, espera-se que o fluxo permeado aumente com o aumento da pressão, pois mais efluente é forçado a passar pela membrana. Conforme os resultados apresentados na Figura 28, a permeabilidade hidráulica média aumenta de 1,78 para 1,80 $L.m^{-2}.h^{-1}.bar^{-1}$ quando a pressão de operação é elevada de 9 para 10 bar. Porém, quando a pressão varia de 10 para 11 bar ocorre uma queda considerável de permeabilidade hidráulica média, para o valor de 1,64 $L.m^{-2}.h^{-1}.bar^{-1}$. Esta redução pode ser explicada pelo efeito dos fenômenos de polarização por concentração e incrustação, que podem ser agravados em pressões mais elevadas.

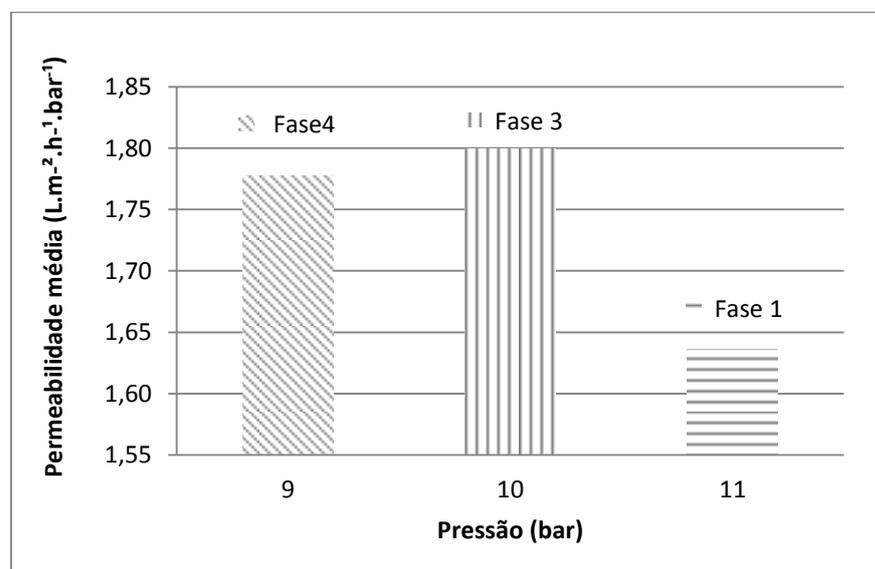


Figura 28: Permeabilidade hidráulica média em função da pressão para a corrente de purga da torre de resfriamento, para o módulo A.

Após as observações citadas anteriormente, descartou-se a possibilidade do uso de pressão de 11 bar como condição de operação dos testes, devido a queda de permeabilidade média. Assim, os testes de variação do fluxo permeado ao longo do tempo foram realizados para as pressões de 9 e de 10 bar.

O fluxo permeado diminui ao longo da realização dos testes com a corrente de purga. Quando a pressão foi mantida em 10 bar, a permeabilidade hidráulica, nas fases 3 e 6, iniciaram em torno de $2,0 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$, ocorrendo rápida queda após sete horas de operação, conforme apresentado na Figura 29.

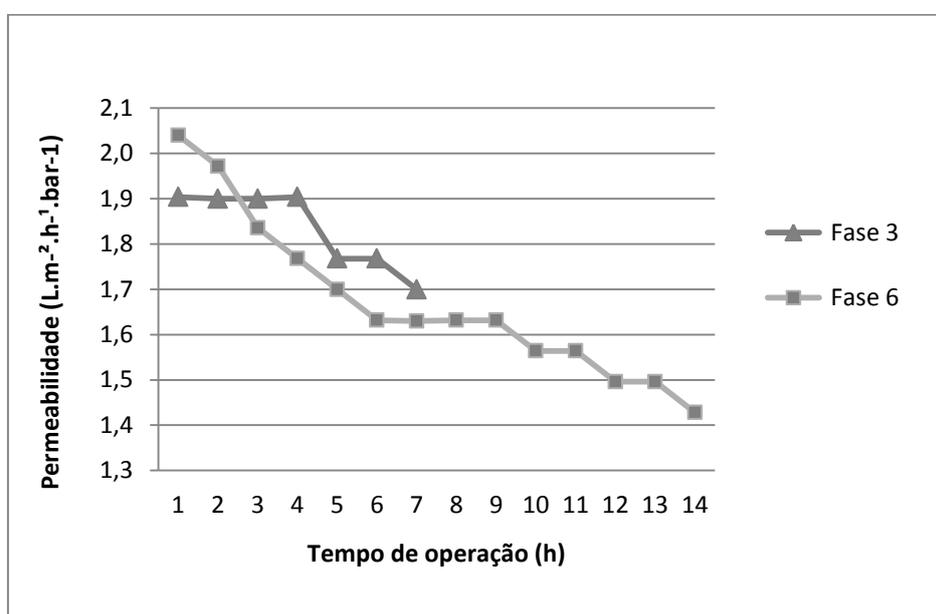


Figura 29: Permeabilidade hidráulica em função do tempo de operação, na pressão de 10 bar, para a corrente de purga da torre de resfriamento, para o módulo A (fases 3 e 6).

Os resultados obtidos para a permeabilidade hidráulica em função do tempo de operação para a corrente de purga na pressão de 9 bar, referentes as fases 4 e 5, estão apresentados na Figura 30.

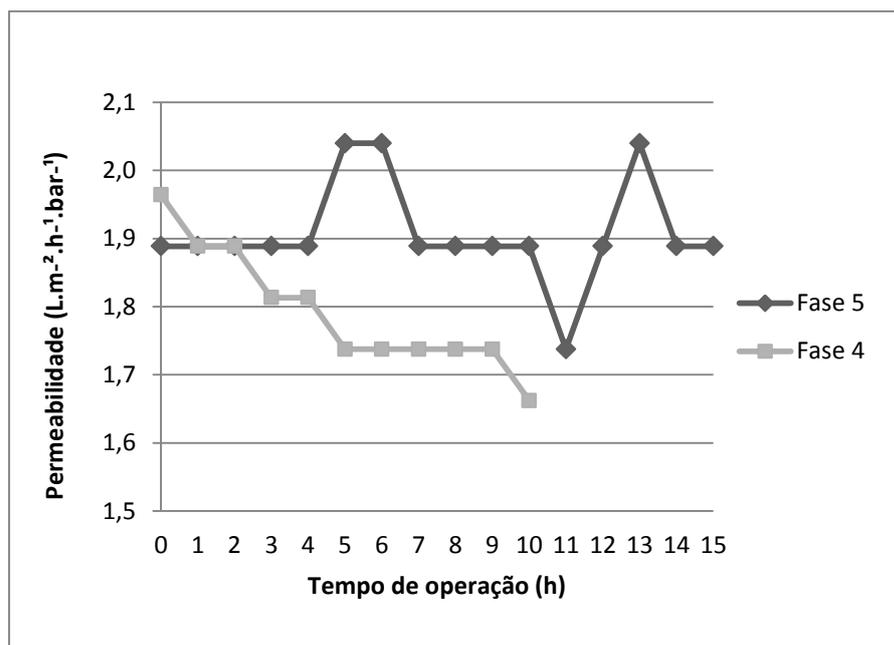


Figura 30: Permeabilidade hidráulica em função do tempo de operação, na pressão de 9 bar, para a corrente de purga da torre de resfriamento, para o módulo A (fases 4 e 5).

Na fase 4, houve uma queda de permeabilidade hidráulica de 15 %, enquanto na fase 5 o valor da permeabilidade hidráulica manteve-se em aproximadamente $1,9 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$. Com base nesse resultado, decidiu-se operar com pressão igual a 9 bar, na tentativa de manter o fluxo permeado o mais constante possível durante a operação. A queda no fluxo de permeado, durante a operação deve-se principalmente às características da corrente de alimentação, que causa obstrução dos canais de alimentação, provocando incrustações na membrana.

Os resultados obtidos nas fases 1 a 6 para permeabilidade hidráulica e retenção salina são apresentados a seguir. Na Figura 31 estão apresentados os resultados de retenção salina para as diferentes fases dos testes realizados com o módulo A. Observa-se que a retenção diminui com o tempo de operação, provavelmente devido aos efeitos de polarização por concentração e incrustações (fase 1 \rightarrow fase 6).

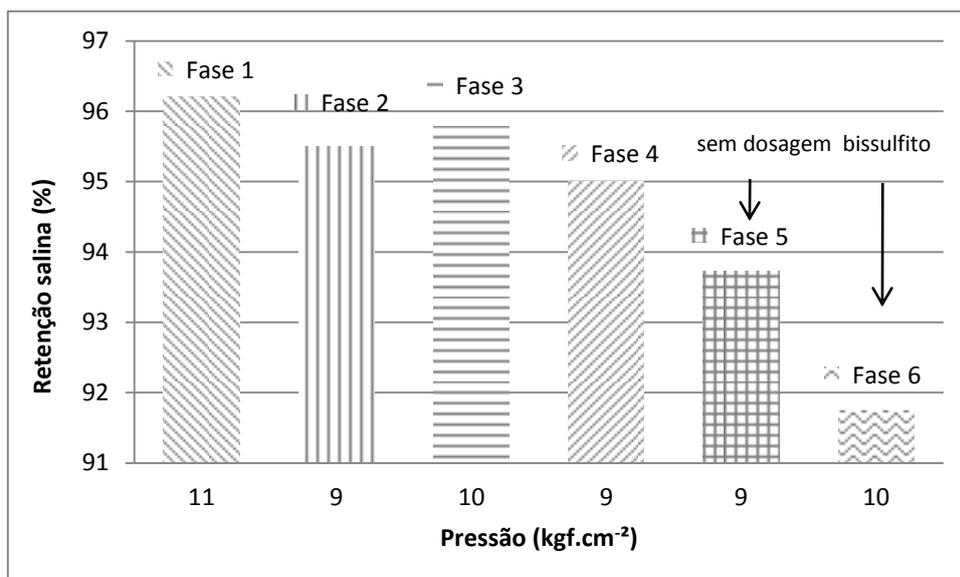


Figura 31: Retenção salina para as diferentes fases do teste com a corrente de purga da torre de resfriamento para o módulo A.

Na primeira fase do teste, a retenção apresentada foi de 96 %, este valor decaiu para 95% na fase 4 do teste. Não é possível realizar uma análise precisa desta queda devido as diferentes pressões utilizadas. Ao final da fase 4, devido a problemas em uma das bombas, não foi dosado metabissulfito de sódio durante a operação. Neste caso, é possível observar uma queda mais acentuada da retenção salina nas fases 5 e 6.

Conforme Fritzmann *et al.* (2007), a queda da retenção deve-se a não descloração do efluente que deveria ser promovida pelo metabissulfito de sódio. Além disso, Mitrouli *et al.* (2010) relatam que quando for percebido aumento do fluxo de permeado e diminuição da retenção de sais, isso é indicativo de degradação da camada seletiva da membrana.

Na Figura 32 está apresentada a permeabilidade hidráulica média para as diferentes fases do teste. Analisando os resultados, percebe-se um aumento da permeabilidade da fase 1 para a 2, devido a maior influencia dos fenômenos de polarização por concentração e incrustações em maiores pressões. A medida que os experimentos ocorrem (fase 2 → fase 4) percebe-se uma queda da permeabilidade hidráulica. Porém, na fase 5 ocorreu um aumento, significativo da permeabilidade hidráulica acompanhado de uma diminuição da retenção salina, Figura 31. Este comportamento pode ter sido ocasionado pela degradação da membrana pelo cloro.

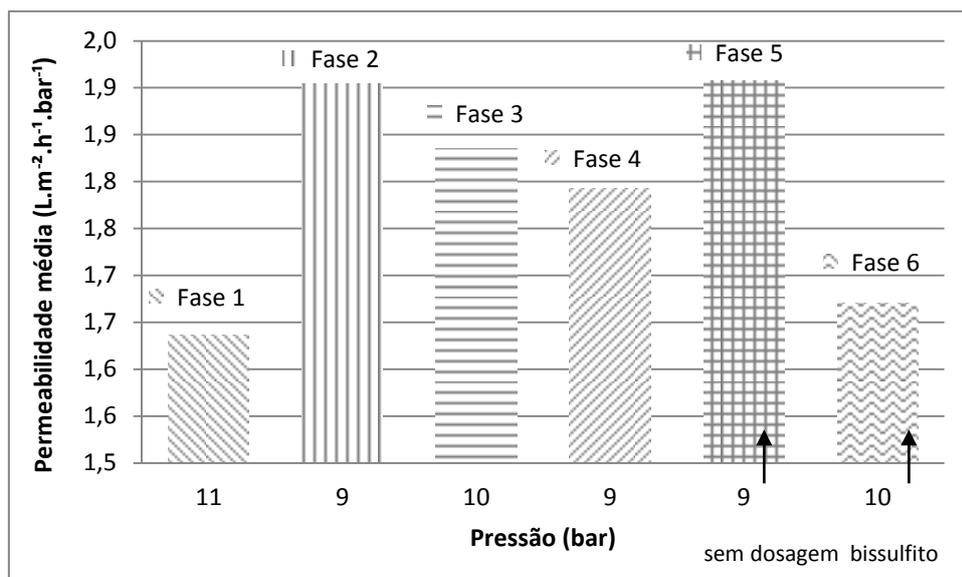


Figura 32: Permeabilidade média para as diferentes fases do teste com a corrente de purga da torre de resfriamento para o módulo A.

Na seção 4.4.1, Figura 15, encontram-se os valores de cloro presentes na água de purga da torre durante as fases do teste (~1,1 ppm). Até o final da fase 4, foi adicionado bissulfito de sódio para neutralizar o cloro presente na alimentação; entretanto nas fases 5 e 6 nenhuma dosagem de bissulfito foi utilizada devido a problemas operacionais. Como os valores de cloro livre estão muito acima do recomendado pelos fabricantes de membranas (~0,1 ppm) acredita-se que houve degradação da membrana de poliamida.

Após a determinação das condições de operação, os testes de permeação com a corrente de purga da torre de resfriamento continuaram por 25 horas, sendo utilizada uma vazão de alimentação de 4 m³.h⁻¹ e pressão de 9 bar. Os resultados são apresentados a seguir e também estão dispostos na Tabela B.2 do apêndice B.

Na Figura 33 apresenta-se o fluxo permeado para a corrente de purga em função do tempo para pressão de 9 bar e vazão de alimentação de 4 m³.h⁻¹. Observa-se que a queda do fluxo permeado, durante a realização do teste, não foi acentuada, justificando as condições de operação escolhidas.

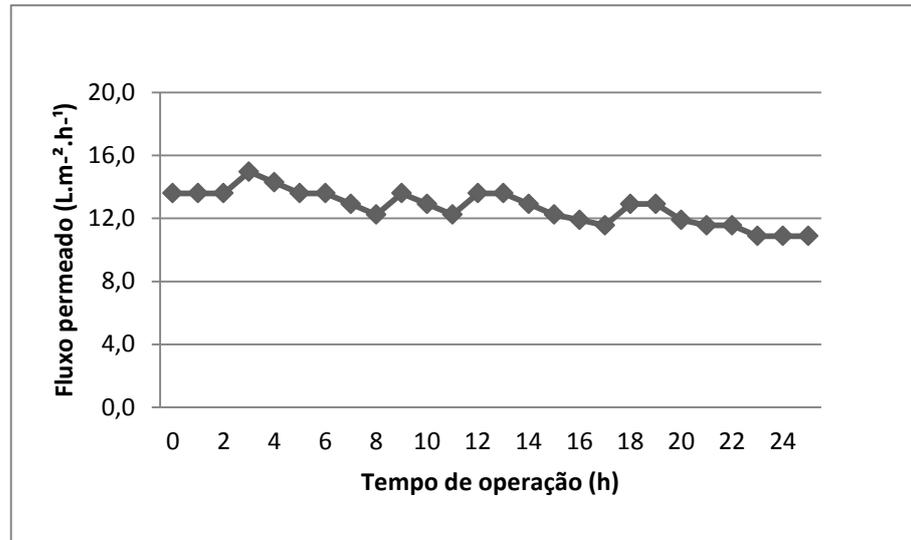


Figura 33: Fluxo permeado durante os testes com a corrente de purga do módulo A, na pressão de 9 bar e vazão de alimentação de 4 m³.h⁻¹.

5.2.1.1 Análises de caracterização das correntes de processo

Durante os testes foram coletadas amostras do permeado e da alimentação que foram enviadas para o laboratório da empresa e analisadas em relação aos parâmetros importantes para o reuso do permeado e para avaliar a eficiência do processo. Os resultados estão apresentados na Tabela 11. Vale lembrar que um dos objetivos deste processo é utilizar o permeado como água de reposição para a torre de resfriamento, desta forma, a qualidade do permeado deve ser igual ou superior ao da água clarificada, que é utilizada atualmente como água de reposição para a torre de resfriamento.

Tabela 11: Resultados das análises para as correntes de permeado e de alimentação do módulo e da água clarificada.

	Alimentação	Permeado	Água Clarificada
pH	7,3	8,1	7,4 – 6,6
Condutividade (uS.cm⁻¹)	1356,0	97,3	147
Turbidez (NTU)	11,8	0,1	21
Alcalinidade Total	55,9	5,4	16
Dureza (mg.Ca.L⁻¹.CaCO₃)	226,0	1,5	20-22
Dureza Total (mg.L⁻¹.CaCO₃)	337,0	1,5	36
Sílica (mg. SiO₃.L⁻¹)	133,5	28,1	15-19
Ferro (mg.Fe.L⁻¹)	0,3	< 0,1	0,1
DQO (mg.O₂.L⁻¹)	112,0	< 5	8 -16

Pode-se perceber a eficiência de retenção da membrana ao se comparar os valores obtidos para os diferentes parâmetros das correntes de alimentação e de permeado. Observa-se, ainda, maior qualidade do permeado em comparação com a água clarificada. Todos os parâmetros do permeado, exceto pH e sílica, apresentaram valores menores do que aqueles para água clarificada. A variação do valor de pH encontrado, está dentro da faixa aceitável, no entanto, o valor da sílica, igual a 28,1 mgSiO₃.L⁻¹ está um pouco acima do obtido para água clarificada, porém, este valor ficou bem abaixo do valor de controle da torre, onde o máximo é de 300 mgSiO₃.L⁻¹.

5.2.2 Testes com o módulo B

Testes com efluente foram realizados visando determinar o tempo de operação até a necessidade de limpeza química. Para a realização destes testes utilizou-se o módulo B (recém-descartado da unidade de desmineralização de águas); o tempo de operação deste módulo foi igual a 14 horas, sem contabilizar o tempo usado em caracterização e limpeza. Os principais resultados estão apresentados a seguir e dados detalhados estão dispostos na Tabela B.4 do apêndice B.

O fluxo de permeado durante a realização dos testes decaiu ao longo do tempo, conforme apresentado na Figura 34. Conforme Oliveira (2007), em um sistema de OI é comum observar uma queda contínua no fluxo de permeado, indicando que outros fenômenos, além da polarização por concentração, devem estar presentes, por exemplo, incrustações. Em alguns casos, o fluxo de permeado fica tão reduzido que inviabiliza a operação. O fluxo

permeado inicial foi de $25,2 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, decaindo para $10,2 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ após 14 h, sendo a pressão mantida a 9 bar.

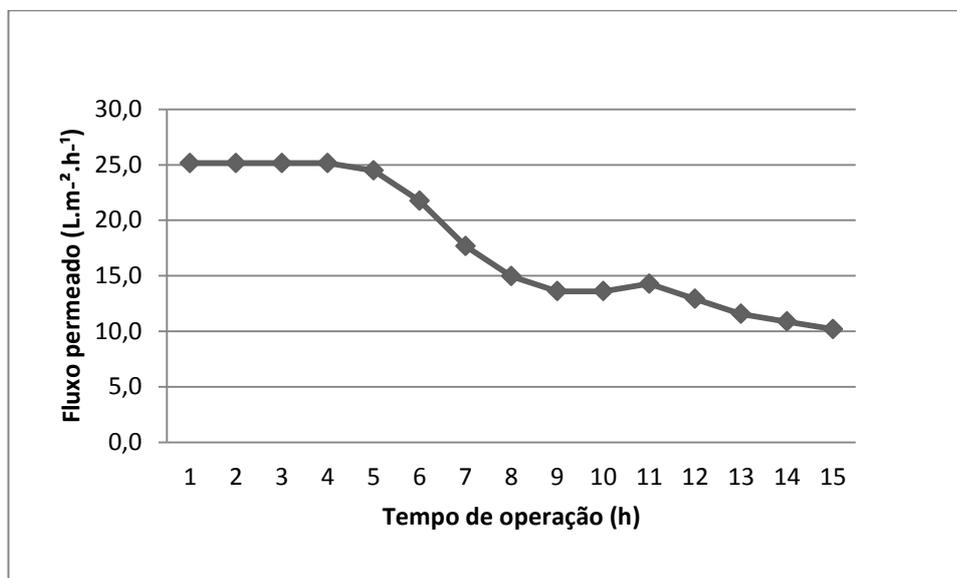


Figura 34: Fluxo de permeado em função do tempo de operação para a corrente de purga utilizando o módulo B, pressão de 9 bar e vazão de alimentação de $4 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$.

A medida que o teste decorreu, a capacidade de reter sais da membrana decaiu; inicialmente, a retenção salina apresentada foi igual a 98,4%; este valor decaiu para 97,7% no final do teste. A membrana apresentou queda de desempenho em apenas nove horas de operação, podendo ser devido a má qualidade da água. O alto teor de DQO presente na água de alimentação, conforme observado na Tabela 11, indica uma grande concentração de matéria orgânica, podendo incrustar na membrana.

A recuperação é outro parâmetro importante para avaliar a viabilidade do processo. A recuperação recomendada quando se tem um módulo apenas, é em torno de 15 %. A Figura 35 apresenta o percentual de recuperação em função do tempo de operação, observa-se que a recuperação foi de 13,9% para as primeiras seis horas de operação e ao final do teste foi igual a 10,7%. Após aproximadamente seis horas de operação a recuperação sofreu uma queda brusca, neste momento a vazão de alimentação foi aumentada de 2,7 para $4,3 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$. Esta queda de recuperação deve-se a diminuição da produção de permeado, devido à perda de desempenho apresentada pela membrana.

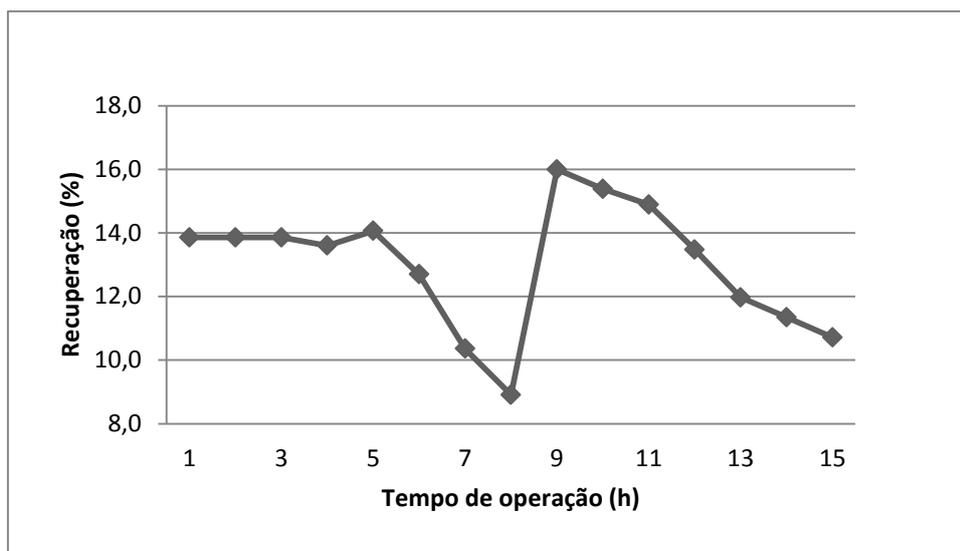


Figura 35: Percentual de recuperação versus tempo de operação para o módulo B ao longo do teste de permeação da corrente de purga, com pressão de 9 bar.

5.2.3 Testes com o módulo C

O módulo C foi aquele conservado com solução biocida após a remoção da unidade de desmineralização de águas. O tempo de operação do módulo C com a corrente de purga da torre de resfriamento foi igual a 56 horas. Os resultados estão apresentados a seguir e os dados estão dispostos na Tabela B.7 do apêndice B. Devido ao maior período de operação, foi considerada a média diária dos parâmetros para a construção dos gráficos desta seção. A Tabela 12 apresenta as médias de fluxo permeado, retenção salina e recuperação para cada dia de operação do módulo C.

Tabela 12: Médias diárias de fluxo permeado, retenção salina e recuperação nos testes com a corrente de purga para o módulo C.

Data	Tempo de operação (h)	Fluxo ($L.m^{-2}.h^{-1}$)	Retenção (%)	Recuperação (%)
14/07/2011	5	24,5	97,5	14,7
15/07/2011	9	25,5	97,1	15,0
18/07/2011	12	23,6	96,6	13,6
19/07/2011	18	23,3	96,7	14,0
20/07/2011	23	19,7	96,6	12,1
21/07/2011	28	16,5	96,5	10,4
22/07/2011	33	14,3	96,2	9,9
27/07/2011	36	15,0	95,7	9,5
28/07/2001	40	13,9	95,3	8,9
01/08/2011	44	13,3	96,0	9,9
03/08/2011	49	12,8	96,5	8,2
04/08/2011	52	11,8	96,7	7,6
09/08/2011	56	12,7	96,0	8,2

Na Figura 36 está apresentado o comportamento do fluxo permeado em função do tempo de operação com a corrente de purga, inicialmente foi de $24,5 L.m^{-2}.h^{-1}$, decaindo para $12,7 L.m^{-2}.h^{-1}$ ao final de 56 horas de operação. Após 33 horas de operação, a queda contínua do fluxo permeado não é amenizada. Possivelmente, a camada de substâncias acumulada serviu como nova resistência à passagem do fluxo permeado.

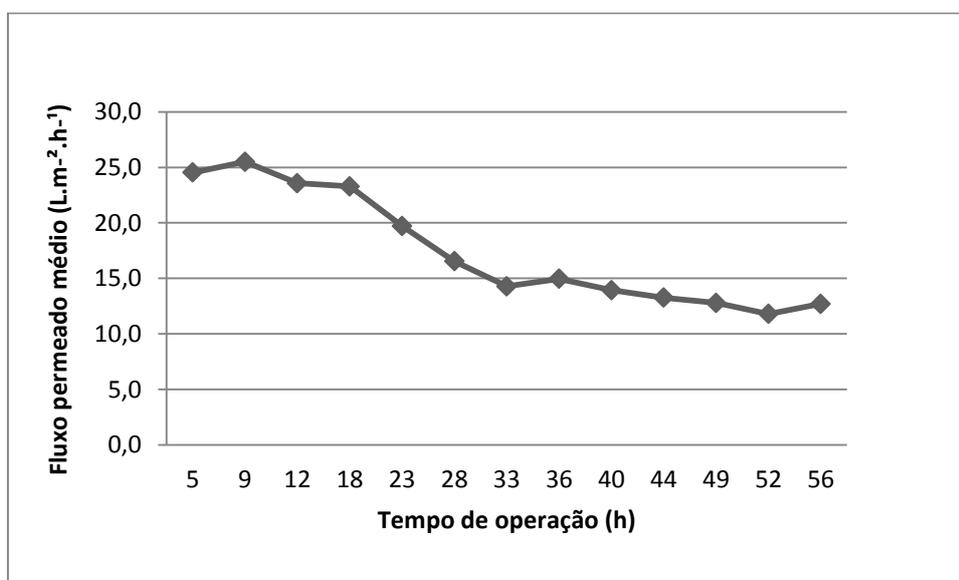


Figura 36: Fluxo permeado médio versus tempo de operação com a corrente de purga para o módulo C na pressão de 9 bar.

A medida que o teste decorreu, a capacidade de reter sais do módulo de membrana decaiu. Inicialmente, a retenção salina apresentada foi igual a 97,5%, este valor decaiu para 96% ao final do teste. A Figura 37 apresenta os resultados de retenção salina média em função do tempo de operação no tratamento da corrente de purga utilizando o módulo C.

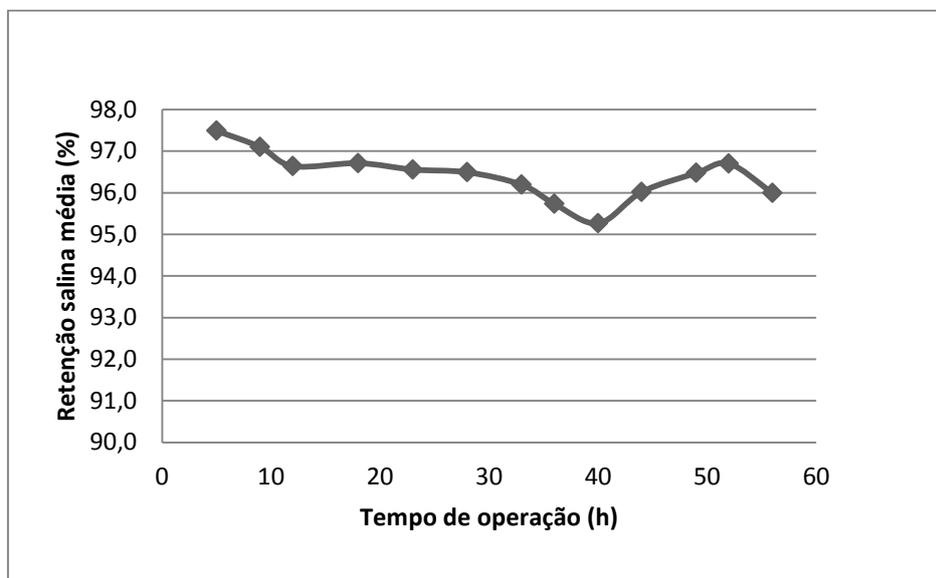


Figura 37: Retenção salina média versus tempo de operação com a corrente de purga para o módulo C, na pressão de 9 bar.

Pode-se perceber um pequeno aumento na retenção salina, após 40 horas de operação, uma explicação poderia ser a variação do teor de sais da corrente de alimentação.

O comportamento da recuperação do módulo, durante o teste, é ilustrado na Figura 38. A recuperação do módulo inicia em 14,7% e ao final foi de 8,2%. A queda do fluxo permeado durante o teste justifica a perda de recuperação apresentada, uma vez que a fração da corrente de purga que permeia a membrana diminuiu, diminuindo assim a recuperação do módulo. Pequenos aumentos podem ser percebidos ao longo da curva, provavelmente devido às variações nas características da corrente de alimentação e oscilações nas condições de operação.

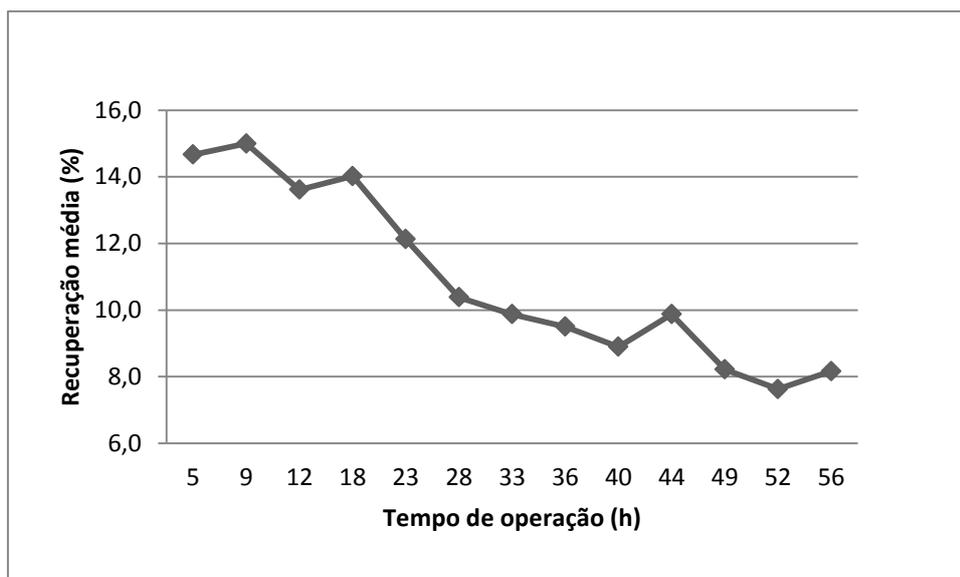


Figura 38: Percentual de recuperação média versus tempo de operação para os testes realizados com a corrente de purga para o módulo C, na pressão de 9 bar.

A planta piloto está localizada na área industrial aberta e fica sujeita às intempéries, isto é, exposta ao sol e à chuva, isto ocasionou rachaduras nas mangueiras presentes no sistema. Devido à danificação das mangueiras do concentrado e do sistema de dosagem de bissulfito, os testes tiveram de ser interrompidos. No momento, o fluxo de permeado era de $12,7 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ e a unidade tinha operado 56 horas.

5.2.3.1 Filtro de areia

A partir dos testes com o módulo C foi percebida a ineficiência das retrolavagens no filtro de areia. Após a retrolavagem, a pressão de alimentação não era reduzida de maneira efetiva, como anteriormente, e esta situação foi se agravando ao longo dos testes. Por fim, a água filtrada não conseguia permear pelo leito do filtro de areia e a pressão de alimentação atingiu 70 psi. Este resultado foi preocupante, visto que a tubulação da planta é feita de PVC, sendo a máxima pressão suportada de aproximadamente 7 bar, equivalente a aproximadamente 95 psi.

Inicialmente, acreditava-se que o filtro de areia estivesse compactado e, com o intuito de solucionar o problema, optou-se pela realização de retrolavagens alternando ar comprimido e água. A pressão de ar comprimido utilizada inicialmente foi de 3 bar e em seguida alternado para água filtrada. Após este procedimento, como o problema persistiu, tentou-se

aumentar a pressão para 5 bar; porém a pressão de alimentação aumentou muito rápido, o que poderia danificar a tubulação.

Na tentativa de solucionar o problema decidiu-se realizar uma limpeza química no filtro de areia, utilizando hipoclorito de sódio. Assim, foi montado um andaime ao lado da planta piloto para a abertura do filtro de areia pelo topo. A ideia era esvaziar a água do filtro, adicionar o produto químico pelo topo e completar o volume com água filtrada, deixando agir por algumas horas. Porém, ao ser aberto o filtro, foi observado uma camada espessa de lodo acima do leito de areia, conforme pode ser observado nas fotografias da Figura 39.

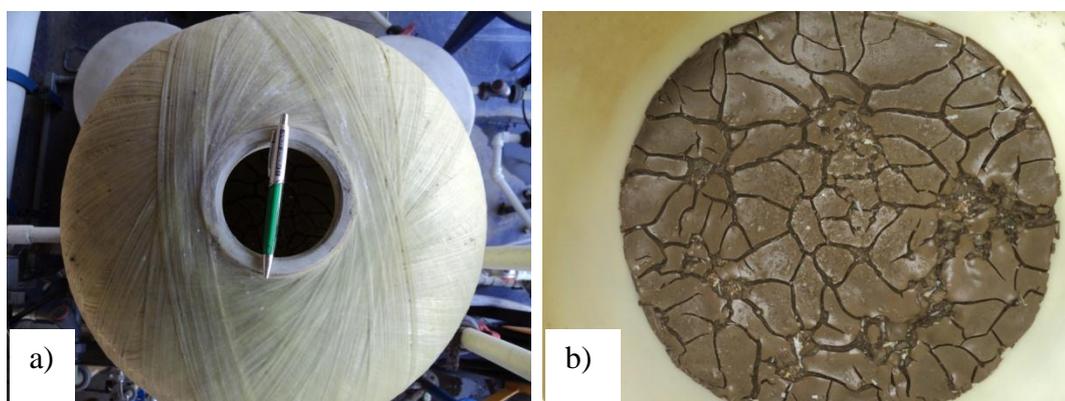


Figura 39: Fotografias de topo do filtro de areia: a) filtro de areia e b) superfície de topo do leito de areia.

Devido à situação encontrada no interior do filtro, concluiu-se que a limpeza química não seria eficiente. Assim, foi decidido pela troca do leito de areia deste filtro. A areia foi retirada por um caminhão a vácuo, sendo a primeira camada da nova areia foi colocada através de um tubo de PVC visando não danificar as crepinas inferiores presentes no filtro de areia.

Observou-se, ainda, uma rachadura presente na crepina superior. Devido ao tempo necessário para a aquisição e substituição de uma crepina nova, a peça danificada foi envolta em uma tela de aço, servindo como um filtro e evitando a passagem de areia através da rachadura, durante a operação.

Neste momento, aproveitando a parada da planta piloto, foram substituídos os cartuchos do filtro cartucho, com tamanho de poro nominal de 5 μm .

5.2.4 Considerações sobre o desempenho dos módulos nos testes com a corrente de purga após a primeira limpeza química

Os módulos A e C apresentaram o tempo de operação igual a 92 e 56 horas, respectivamente. O módulo A operou na primeira posição, sendo mais suscetível a formação de incrustações do que o módulo C que operou na terceira posição. Além disso, acredita-se que o módulo A não secou totalmente em seu interior, como se supôs inicialmente, durante o tempo em que ficou armazenado no pátio da empresa e, portanto, suas cadeias poliméricas não foram danificadas e reidrataram durante os experimentos.

A análise do tempo de operação do módulo C ficou comprometida devido à interrupção dos testes. Contudo, estima-se que o tempo de operação será menor que para o módulo B, uma vez que o módulo C foi retirado do segundo estágio da unidade de osmose industrial, recebendo uma corrente de alimentação mais concentrada.

5.3 Segunda Limpeza Química e Caracterização

Novas limpezas químicas foram necessárias para recuperar o fluxo permeado, após o primeiro teste com corrente de purga da torre de resfriamento. Os resultados para cada módulo testado estão apresentados a seguir.

5.3.1 Módulo A

O fluxo permeado para o módulo A, após dois meses de testes, apresentou uma queda de cerca de 40% em relação ao fluxo inicial. Devido a este baixo fluxo de permeado, foi necessário realizar uma nova limpeza química da membrana. A limpeza com bissulfito foi descartada devido à baixa eficiência obtida na fase anterior, assim, utilizou-se apenas a limpeza ácido/base. Na Figura 40 está apresentada a permeabilidade hidráulica antes e após a segunda limpeza química, medido na pressão de 9 bar.

A permeabilidade hidráulica anterior a limpeza química era igual a $1,2 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{bar}^{-1}$, a caracterização final, após a limpeza, mostrou aumento significativo do fluxo de permeado, sendo a permeabilidade hidráulica igual a $3,4 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{bar}^{-1}$, os dados detalhados estão apresentados na Tabela A.2, do apêndice A.

Segundo Rodrigues *et al.* (2003), a recuperação do fluxo de permeado, após uma limpeza química, é um indicativo da possibilidade de reutilização da membrana. Analisando-se o gráfico da Figura 41 conclui-se a eficiência da limpeza combinada ácido/base para recuperação de fluxo permeado. Observa-se também que a limpeza alcalina resultou em um aumento de fluxo indicando que as incrustações presentes na membrana podem ser também de origem orgânica.

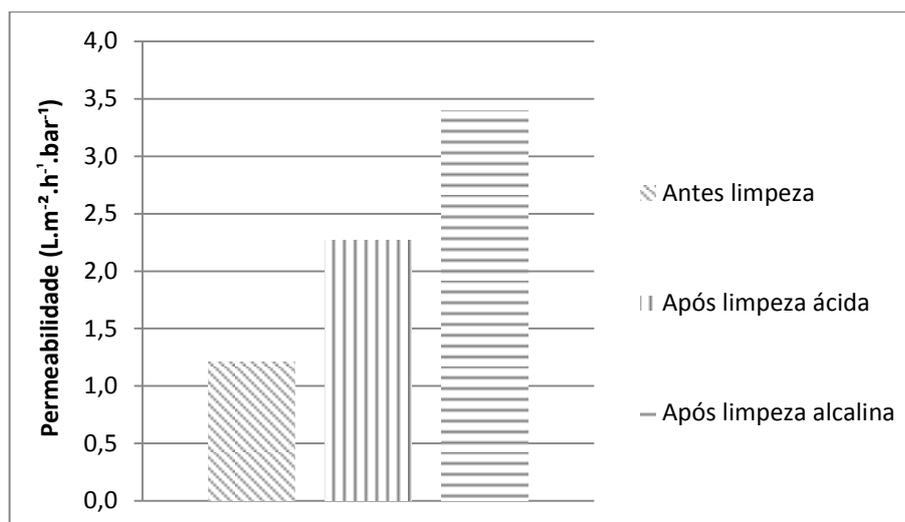


Figura 40: Permeabilidade hidráulica para o módulo A após os testes com a corrente de purga e após cada etapa da segunda limpeza química, para pressão de 9 bar.

A recuperação do fluxo do módulo A para as etapas de limpeza química está apresentada na Figura 41. Observa-se um aumento de 3,6% entre a limpeza ácida e alcalina e, ao final da limpeza combinada, o valor de recuperação do fluxo permeado é superior ao esperado para um módulo novo, 15%. Este resultado pode indicar que houve degradação da membrana durante o seu tempo de vida útil devido a inúmeros fatores intrínsecos ao seu uso.

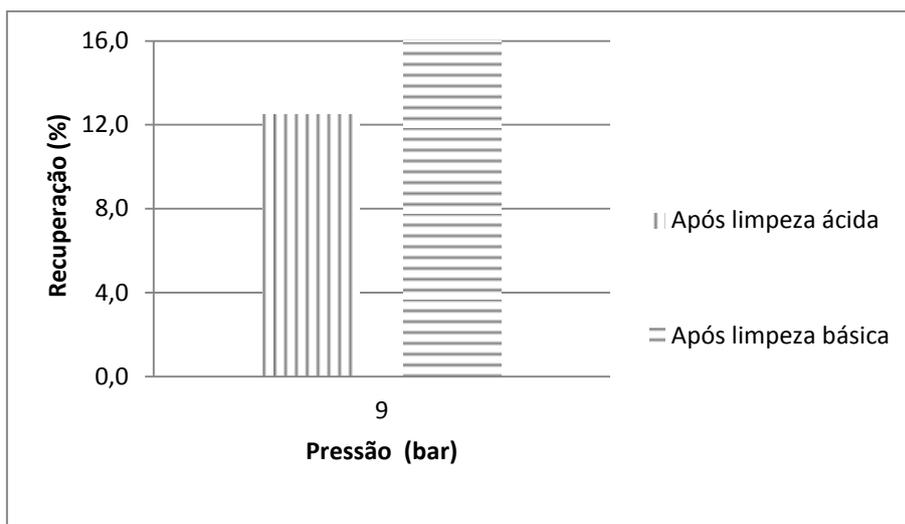


Figura 41: Percentual de recuperação de fluxo permeado para o módulo A após cada etapa da segunda limpeza química, para pressão de 9 bar.

A medida que o teste decorreu, a capacidade de reter sais do módulo de membrana decaiu. Inicialmente, a retenção salina apresentada foi igual a 97,5%, este valor decaiu para 96% ao final do teste, indicando queda do desempenho do módulo.

5.3.2 Módulo B

A planta piloto ficou cerca de meio mês sem operar para realização de alguns reparos. Assim, ao iniciarem-se novamente os testes, foi feita a caracterização do módulo onde foi obtido uma permeabilidade hidráulica de $1,3 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$, devido a este valor baixo de fluxo decidiu-se realizar uma nova limpeza química combinada, visando recuperá-lo. A Figura 42 apresenta os dados de permeabilidade hidráulica antes e após cada etapa da segunda limpeza química. Os dados de caracterização coletados, após a limpeza, podem ser verificados na Tabela A.4, do apêndice A.

Após a limpeza ácida, a permeabilidade aumentou para aproximadamente $2,2 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$ e com a limpeza alcalina a permeabilidade hidráulica foi alterada para $3,0 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$, indicando, também para este módulo maior existência de incrustações orgânicas.

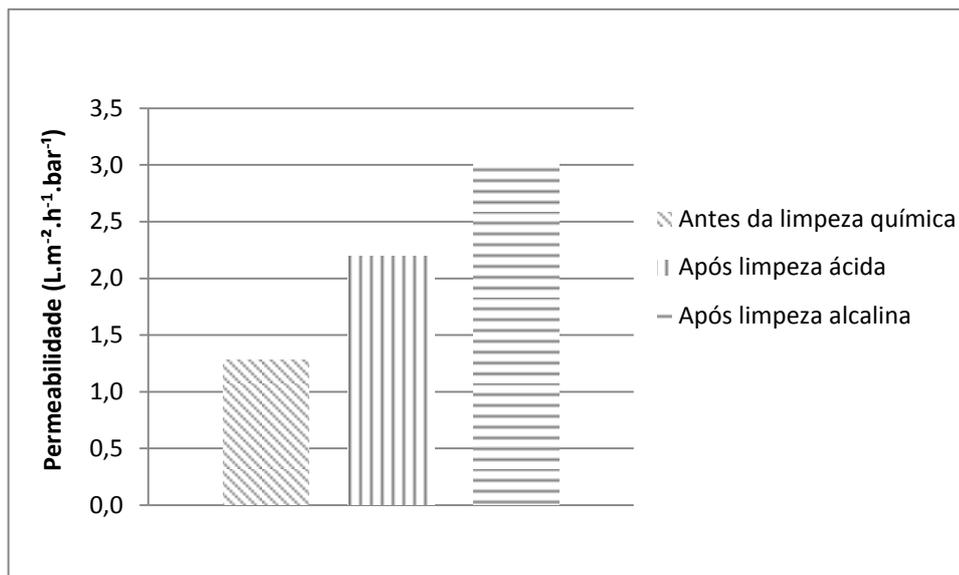


Figura 42: Permeabilidade hidráulica para o módulo B após os testes com a corrente de purga e após cada etapa da segunda limpeza química, para pressão de 9 bar.

A retenção salina da membrana do módulo B manteve-se em 98% mesmo após a etapa de limpeza química.

5.3.3 Módulo C

Devido aos problemas no filtro de areia, relatados anteriormente, o módulo C ficou sem operar cerca de treze dias, para manutenção. Como, durante este período, ficou efluente parado no sistema e a membrana permaneceu no vaso de pressão sem nenhuma conservação adequada; realizou-se uma nova limpeza química, antes de reiniciar os testes.

Na Figura 43 estão apresentados os dados de permeabilidade hidráulica após os testes com a corrente de purga e após a limpeza química. Os dados coletados, após a segunda limpeza, podem ser verificados na Tabela A.7, do apêndice A.

Após a limpeza ácida, a permeabilidade aumentou para aproximadamente $1,9 \text{ L.m}^2.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$ e com a limpeza alcalina a permeabilidade hidráulica foi para $2,9 \text{ L.m}^2.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$.

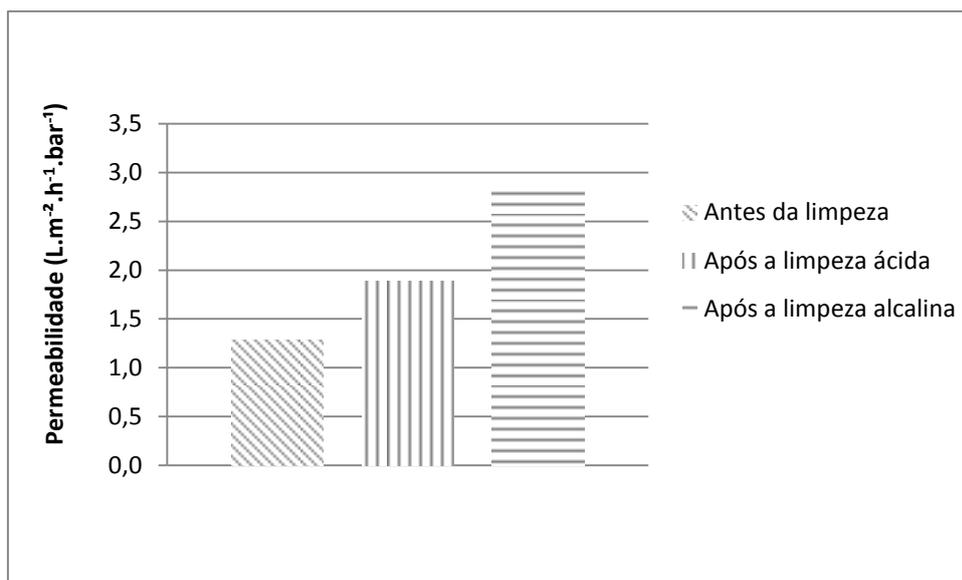


Figura 43: Permeabilidade hidráulica para o módulo C após os testes com a corrente de purga e após cada etapa da segunda limpeza química, para pressão de 9 bar.

Novamente, percebe-se uma maior quantidade de matéria orgânica acumulada na superfície da membrana, devido a maior eficiência da limpeza alcalina em comparação com a limpeza ácida. A retenção salina apresentada após a limpeza química do módulo C foi igual a 98%, mantendo-se constante.

5.3.4 Análise de Desempenho da Segunda Limpeza Química nos Módulos

Comparou-se a permeabilidade hidráulica final, do módulo A, igual a $3,4 L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1} \cdot bar^{-1}$, após a segunda limpeza química, com a permeabilidade final de $1,4 L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1} \cdot bar^{-1}$, após a primeira limpeza química. Percebe-se a degradação da membrana causada pelo cloro presente na água de alimentação, devido ao aumento do fluxo permeado (diretamente proporcional a permeabilidade hidráulica, conforme Equação 2) e diminuição da retenção salina. A permeabilidade hidráulica para o módulo B, após as limpezas químicas, permaneceu constante ($3,0 L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1} \cdot bar^{-1}$), indicando baixa degradação da membrana. A segunda limpeza química, do módulo C, foi mais efetiva do que a primeira limpeza. Pois, houve aumento da permeabilidade hidráulica, de $2,3 L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1} \cdot bar^{-1}$ para $2,9 L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1} \cdot bar^{-1}$, sem diminuição considerável da retenção salina.

Assim, para a segunda limpeza química dos módulos, conclui-se maior eficiência na recuperação do fluxo permeado do módulo C, seguido do módulo B e módulo A. Vale

ressaltar que após a limpeza alcalina, para os três módulos testados, houve recuperação de fluxo, indicando a presença de incrustação de natureza orgânica. Afirmação que pode ser sustentada devido aos altos valores de DQO encontrados após análises das correntes da planta piloto em laboratório.

5.4 Testes com Efluente Após a Segunda Limpeza Química

Após a segunda limpeza química, iniciaram-se os novos testes com a corrente de purga da torre de resfriamento.

5.4.1 Módulo A

Na Tabela 13 estão apresentados a duração do teste, as médias diárias de fluxo permeado, de retenção e de recuperação obtidos para os experimentos de tratamento da corrente de purga com o módulo A. Os resultados detalhados obtidos com os testes envolvendo o módulo A duraram 44 horas e estão dispostos na Tabela B.3 do apêndice B. Devido a quantidade de dados obtidos, foi considerado a média diária dos dados para a construção dos gráficos, disponível na Tabela 13 a seguir.

Tabela 13: Média diária de fluxo permeado, de retenção salina, de recuperação e do tempo de operação para os testes com a corrente de purga utilizando o módulo A.

Testes com Efluentes Módulo A – Média diária				
Data	Tempo de operação (h)	Fluxo Permeado (L.m².h⁻¹)	Retenção (%)	Recuperação (%)
13/04/2011	6	25,7	88,7	15,2
14/04/2011	11	20,9	87,9	12,9
15/04/2011	16	15,6	88,0	9,9
19/04/2011	23	13,4	82,4	8,6
20/04/2011	28	12,4	83,3	8,0
25/04/2011	32	11,6	78,7	7,5
26/04/2011	36	10,9	84,2	7,1
27/04/2011	44	10,7	84,6	7,0

O comportamento do fluxo permeado, durante a realização do teste está apresentado na Figura 44; observa-se que houve decaimento do fluxo permeado mais brusco no início (~20 horas de operação), tornando-se mais suave até o final do teste.

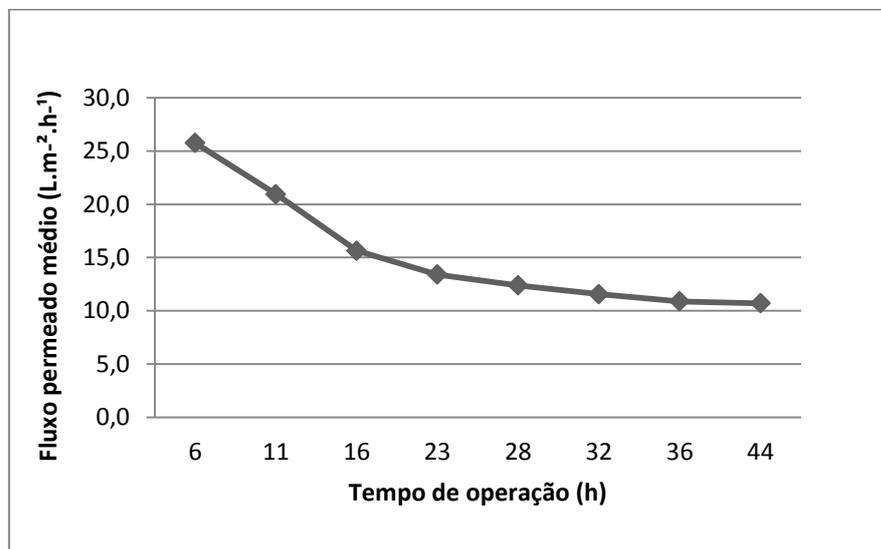


Figura 44: Fluxo permeado médio em função do tempo de operação para os testes com a corrente de purga após a segunda limpeza química, para pressão de 9 bar.

O fluxo permeado médio inicial, recuperado após a segunda limpeza química, foi de 25,7 L.m².h⁻¹. Este valor decaiu para 10,7 L.m².h⁻¹, em menos de um mês de operação. Acredita-se que este declínio acentuado deve-se às características da água de alimentação, para as quais o pré-tratamento existente não foi eficiente.

A medida que o teste decorreu, a capacidade de recuperação do módulo decaiu. A recuperação média inicial foi de 15,2%, valor esperado para um único módulo de membrana de OI, decaindo para 7% ao final do teste, devido a queda de fluxo permeado. A Figura 45 apresenta a recuperação de permeado em função do tempo de operação.

Segundo Oliveira (2007), quanto mais alto o valor da recuperação do módulo, mais alta será a concentração dos solutos rejeitados pela membrana na corrente do concentrado, aumentando o potencial para a formação de incrustações. Esta afirmação justifica a preocupação em manter a recuperação próxima a 15 %.

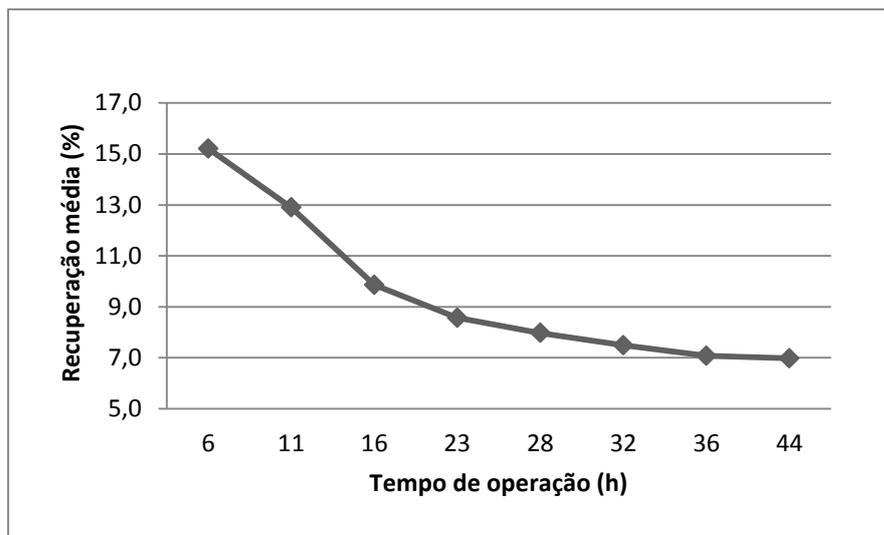


Figura 45: Recuperação de permeado média em função do tempo de operação para os testes com a corrente de purga, após a segunda limpeza química, para pressão de 9 bar.

A retenção salina média foi igual a 88,7%, inicialmente, decaindo para 84,6% ao final dos testes. A rápida queda do fluxo de permeado, após a segunda limpeza química, indica o desgaste da membrana e/ou a precariedade do pré-tratamento aliada às características da corrente de alimentação.

5.4.2 Módulo B

Novos testes com efluente foram realizados e os dados estão dispostos na Tabela B.5 do apêndice B, e resumidamente apresentados a seguir.

O fluxo permeado iniciou em 25,2 L.m².h⁻¹, decaindo para 5,4 L.m².h⁻¹ após 16 horas de operação, conforme Figura 46, sendo a pressão mantida em 9 bar. Ocorreu uma rápida queda de fluxo permeado após apenas 4 horas de operação, indicando que a superfície da membrana foi rapidamente obstruída por sólidos suspensos e matérias dissolvidas na água de alimentação.

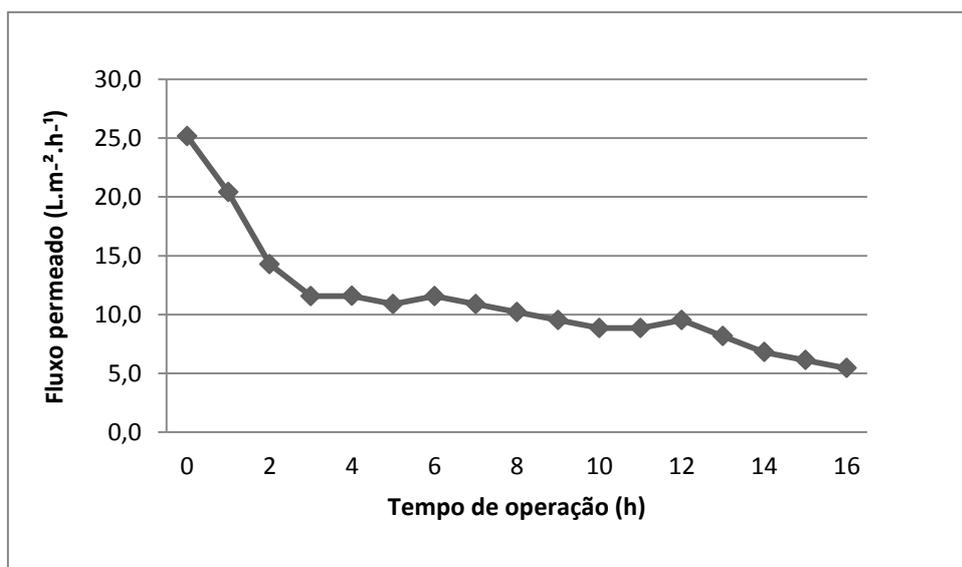


Figura 46: Fluxo permeado em função do tempo de operação para os testes com a corrente de purga, após a segunda limpeza química, para o módulo B na pressão de 9 bar.

A recuperação do módulo B, ao longo do teste, é ilustrada na Figura 47. O valor inicial foi de 15%, valor esperado para módulos novos, e ao final dos testes esse valor decaiu para 3,7%. Para este valor, tem-se um baixo fluxo de permeado, indicando a queda no desempenho da membrana.

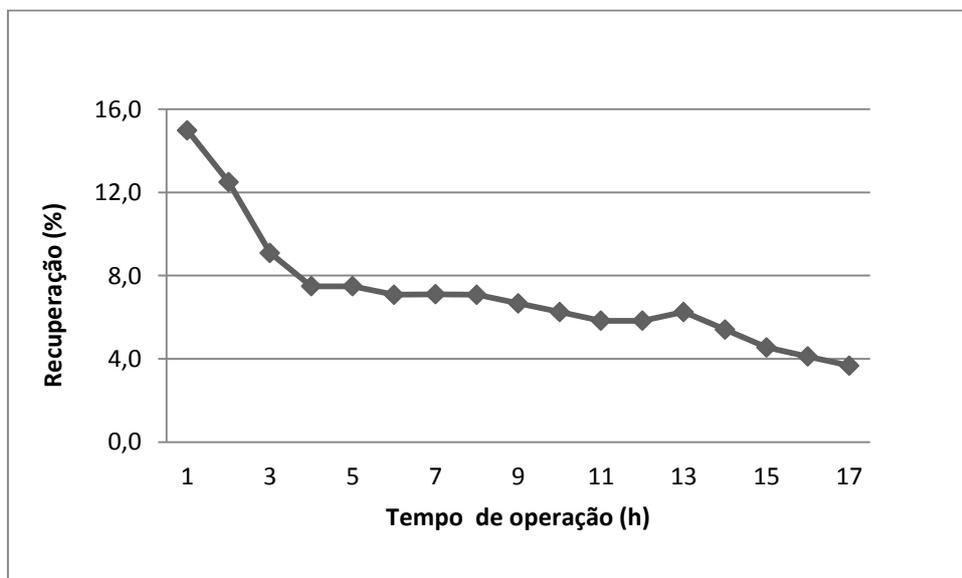


Figura 47: Recuperação de permeado média em função do tempo de operação para os testes com a corrente de purga, após a segunda limpeza química, para a pressão de 9 bar.

A retenção salina da membrana inicialmente era de 97,4% e ao final do teste decaiu para 92,5%, significando que ao longo do teste a quantidade de soluto retido pela membrana diminuiu, diminuindo a qualidade do permeado produzido.

Análise das correntes de processo

Com o objetivo de avaliar o desempenho do sistema de OI, amostras das correntes de permeado, concentrado e alimentação do módulo, e, ainda, amostras coletadas após os filtros de areia e filtro cartucho foram analisadas, em relação a vários parâmetros, no laboratório da empresa e são apresentadas na Tabela 14.

Tabela 14: Resultados da análise das características de amostras das correntes de alimentação, concentrado e permeado do módulo de membranas e das correntes após os filtros de areia e cartucho da planta piloto – valores médios.

	Filtro de areia	Filtro cartucho	Alimentação do módulo	Concentrado	Permeado
pH	8,4	8,1	8,1	8,2	8,1
Condutividade (uS.cm⁻¹)	178,0	178,7	181,3	195,2	187,1
Turbidez (NTU)	12,7	12,3	13,0	13,4	0,1
Alcalinidade Total	118,1	114,8	117,8	124,7	10,5
Dureza (mgCa.L⁻¹CaCO₃)	262,0	280,0	277,9	312,8	3,9
Cloreto (mgCl.L⁻¹)	287,3	283,6	291,1	315,3	31,4
Sílica (ppm SiO₂)	146,6	170,8	161,2	208,6	35,9
Ferro (mgFe.L⁻¹)	0,3	0,3	0,3	0,3	< 0,1
DQO (mgO₂.L⁻¹)	130,0	133,0	143,0	146,0	6,0

Pela análise dos dados apresentados na Tabela 14, pode-se perceber que o pré-tratamento presente na planta piloto não está sendo eficiente, pois uma diminuição da concentração de contaminantes é percebida somente após a passagem do efluente pela

membrana. O valor da turbidez média da água de alimentação para o período de realização dos experimentos foi de 25 NTU, sendo que este valor decaiu para 12,7 NTU após a passagem pelo filtro de areia. Além disso, após a passagem pelo filtro cartucho ocorreu uma redução de apenas 0,4 NTU da turbidez, e se esperava que a turbidez atingisse valores inferiores a 1 NTU. Após esta análise, sugeriu-se a redução do tamanho de poro nominal do filtro cartucho de 5 para 1 μm , visando melhorar a remoção da turbidez e, conseqüentemente, reduzir a tendência de incrustações na membrana. Os altos valores de DQO nas correntes coletadas indicam o alto teor de matéria orgânica presente no sistema. Percebe-se que a remoção dessa matéria orgânica ocorre através da própria membrana, pois o valor de DQO cai consideravelmente na corrente de permeado.

A sílica é o principal agente incrustante do processo de membranas de OI, agindo de maneira irreversível sobre a membrana. Segundo os dados apresentados, a membrana é capaz de remover a sílica da corrente de alimentação, bem como remover DQO e íons como cloreto e cálcio. Entretanto, para minimizar a formação de incrustações por precipitação (devido ao cálcio e a sílica) o valor de pH deveria ser menor, com características ácidas. Segundo Oliveira (2007) o pré-tratamento é de suma importância para a eficiência e desempenho das membranas, determinando o comportamento da planta. Se a membrana e a corrente de alimentação não forem compatíveis, o desempenho da membrana será aquém do esperado e, isto não é uma falha ou deficiência da membrana e sim do pré-tratamento. Vale ressaltar que neste processo o tipo de módulo também exerce influência no desempenho do processo, visto que os canais de escoamento são muito pequenos (altura menor que 1 mm).

5.4.3 Módulo C

Após a segunda limpeza química para recuperação do fluxo permeado, testes com a corrente de purga foram realizados, tendo como tempo de operação 63 horas. Devido ao maior período de operação, foi considerada a média diária dos parâmetros, conforme apresentado na Tabela 15. Os dados utilizados para calcular a média estão dispostos na Tabela B.8 do apêndice B.

Tabela 15: Média diária do fluxo permeado, retenção e recuperação obtidas nos testes com a corrente de purga, após segunda limpeza química do módulo C.

Data	Tempo de operação (h)	Fluxo permeado (L.m².h⁻¹)	Retenção (%)	Recuperação (%)
25/08/2011	5	24,5	96,8	13,4
30/08/2011	9	23,1	96,3	13,9
31/08/2011	15	20,9	95,9	12,7
02/09/2011	18	20,2	95,2	12,4
05/09/2011	23	18,0	94,3	11,2
06/09/2011	29	15,9	94,6	10,0
08/09/2011	31	15,6	93,6	9,9
12/09/2011	37	13,1	92,7	8,4
13/09/2011	41	11,8	91,1	7,6
15/09/2011	47	11,3	91,3	7,4
16/09/2011	51	10,9	90,7	7,1
21/09/2011	53	11,0	88,8	7,2
22/09/2011	59	9,5	86,8	6,2
23/09/2011	63	8,0	86,8	5,3

A Figura 48 apresenta o fluxo médio em função do tempo de operação. Observa-se que houve um rápido decaimento do fluxo. O fluxo permeado inicial, com água de purga da torre de resfriamento, foi de 24,5 L.m².h⁻¹, decaindo para 8,0 L.m².h⁻¹, ao final do experimento, com tempo de operação de 63 h, sendo a pressão mantida a 9 bar. Percebe-se uma queda de fluxo não tão brusca como observado nos testes anteriores, talvez devido a flutuações na característica da água de alimentação e também devido a troca do leito do filtro de areia.

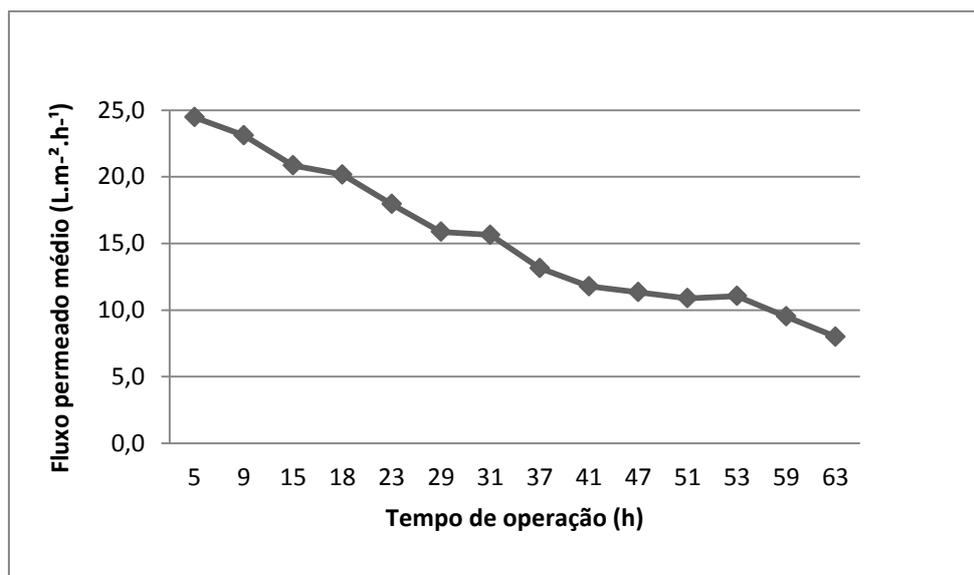


Figura 48: Fluxo permeado médio em função do tempo de operação, após a segunda limpeza química do módulo C, na pressão de 9 bar.

Nas Figuras 49 e 50 estão apresentados os resultados médios de retenção salina e recuperação de permeado para o teste com a corrente de purga, após a segunda limpeza química do módulo C. Observa-se que a medida que o teste decorreu, a capacidade de reter sais da membrana decaiu, produzindo um permeado de baixa qualidade. No início, a retenção salina apresentada foi igual a 96,8%; este valor decaiu para 86,8% ao final do teste. A recuperação inicia em 13,4% e ao final foi de 5,3%, devido a queda do fluxo permeado e consequente perda de desempenho da membrana.

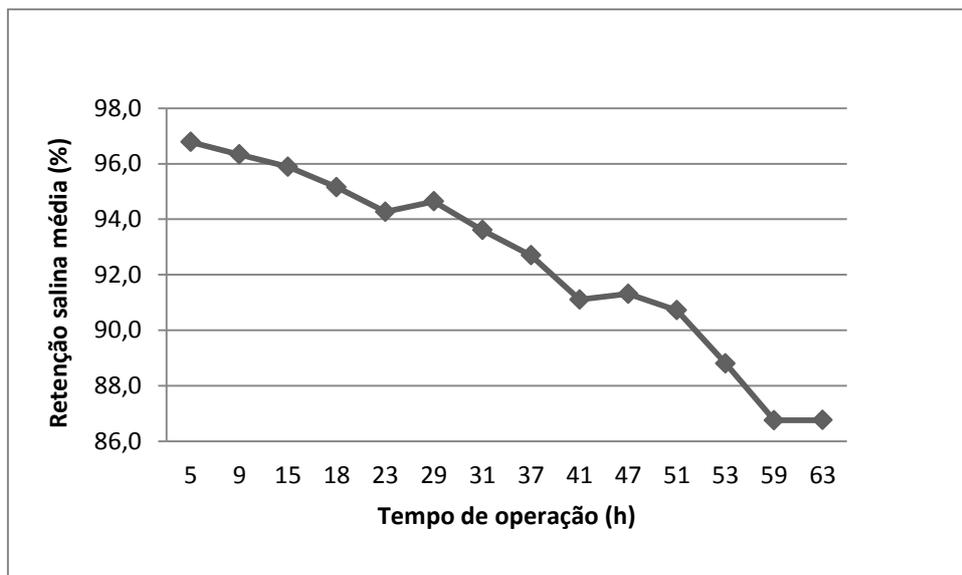


Figura 49: Retenção salina média em função do tempo de operação, após a segunda limpeza química do módulo C, na pressão de 9 bar.

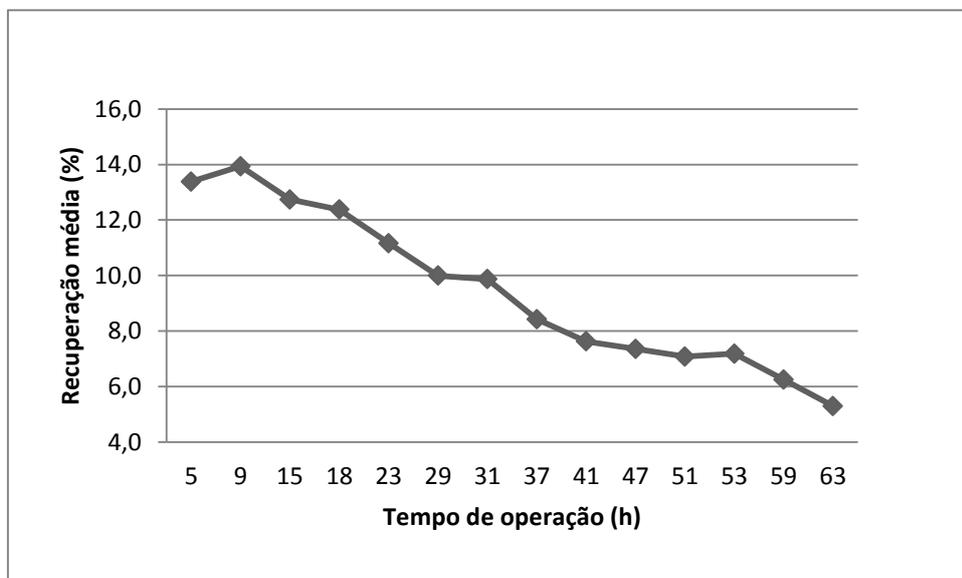


Figura 50: Recuperação média em função do tempo de operação, após a segunda limpeza química do módulo C, na pressão de 9 bar.

5.4.4 Análise de desempenho da membrana nos testes com efluente após a segunda limpeza química

Comparando-se os resultados obtidos para os módulos A, B e C, pode-se verificar que o módulo C apresentou o maior tempo de operação, igual a 63 horas, com queda de fluxo permeado médio igual a aproximadamente 67% e queda de retenção salina média igual a aproximadamente 10%.

O segundo melhor tempo de operação foi do módulo A, com 44 horas, sendo a queda de fluxo permeado médio de 58,4% e queda de retenção salina média de 4,6%. Já o módulo B operou por apenas 16 horas, com queda de fluxo permeado de 78,6% e queda de retenção salina de aproximadamente 75%.

Pela análise dos resultados é possível considerar, mas não distinguir, que o estado de conservação e a posição do módulo no vaso de pressão são importantes parâmetros que devem ser avaliados quando se pretende reutilizar as membranas.

5.5 Terceira Limpeza Química e Caracterização – Módulo B

Devido ao baixo desempenho apresentado pelo módulo B, decidiu-se realizar uma terceira limpeza química na membrana. Os resultados detalhados da caracterização estão apresentados na Tabela A.5, do apêndice A.

Para ilustrar a recuperação do fluxo de permeado tem-se a Figura 51. A permeabilidade hidráulica antes da terceira limpeza era de $0,6 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$. Após limpeza ácida, a permeabilidade foi recuperada para $1,9 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$ e ao término da limpeza combinada a permeabilidade hidráulica final era igual a $2,3 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$.

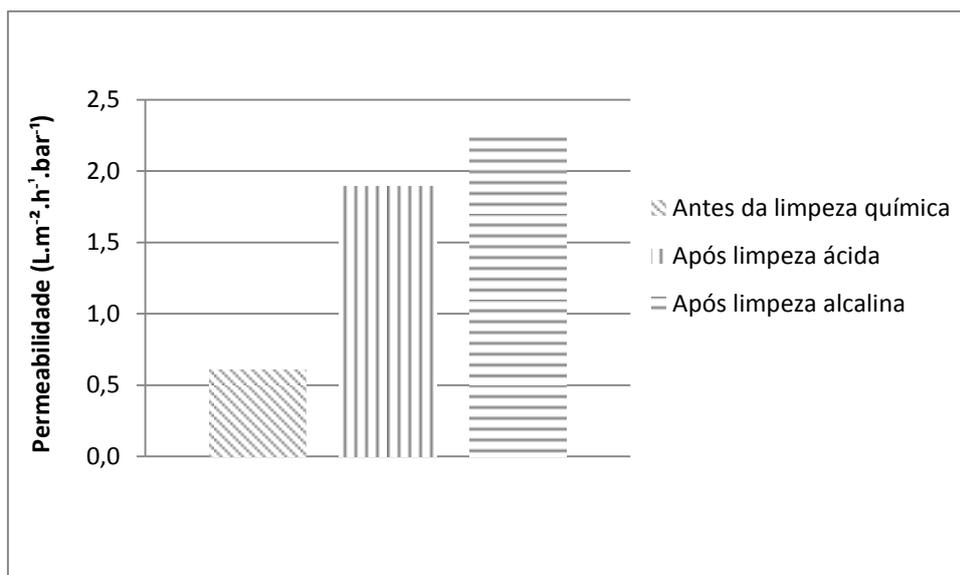


Figura 51: Permeabilidade hidráulica após a terceira limpeza química, para pressão de 9 bar.

Vale ressaltar que a permeabilidade hidráulica após as duas limpezas químicas anteriores, foi recuperada para $3,0 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$. Assim, conclui-se que a limpeza não foi efetiva como as anteriores.

Segundo Silva (2001), durante a utilização de membranas de OI, ocorre redução gradual do seu desempenho. Procedimentos de limpezas químicas, geralmente, possuem vários graus de sucesso. Em alguns casos, perdas perceptivas de retenção de sais pela membrana podem ocorrer, devido a fatores como: defeitos na superfície, danos por abrasão, ataques químicos e hidrólise.

A Figura 52 ilustra a variação da retenção salina após cada limpeza química. Após a primeira limpeza a retenção salina era de 98,3% e, após a segunda limpeza, este valor decaiu para 97,6%. A queda foi de apenas 0,1% após a terceira limpeza. Os valores são referentes ao primeiro ponto experimental com efluente, após cada limpeza química, disponíveis no apêndice C.

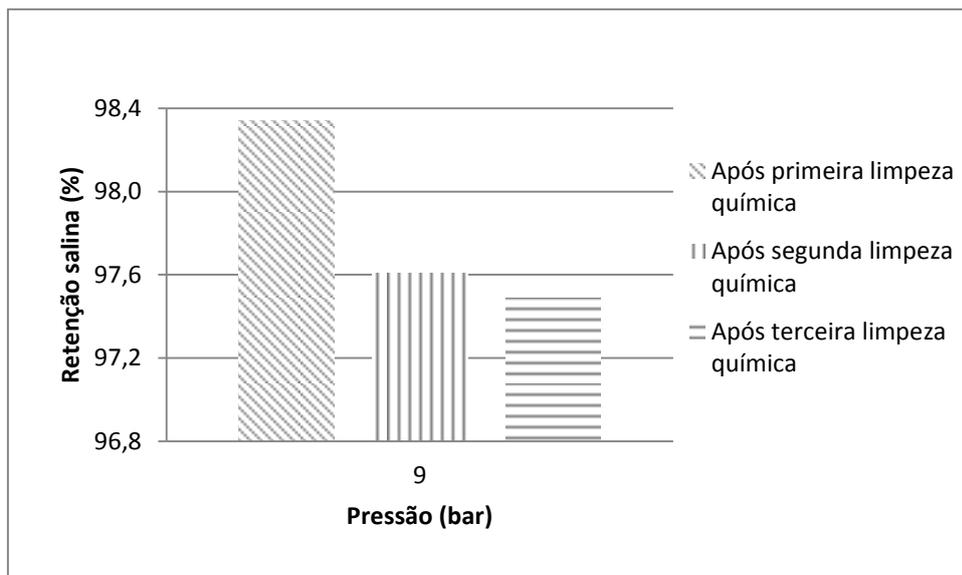


Figura 52: Retenção salina após a primeira, segunda e terceira limpeza química apresentada pelo módulo B, para pressão de 9 bar.

5.6 Testes com Efluente Após a Terceira Limpeza Química – Módulo B

Novos testes com a corrente de purga foram realizados, os resultados estão apresentados resumidamente a seguir e os dados estão dispostos na Tabela B.6 do apêndice B.

Conforme Figura 53, o fluxo de permeado iniciou em $17,7 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, decaindo para $4,8 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, sendo a pressão mantida em 9 bar. Assim, após 29 horas de operação o fluxo permeado apresentou queda de aproximadamente 73%.

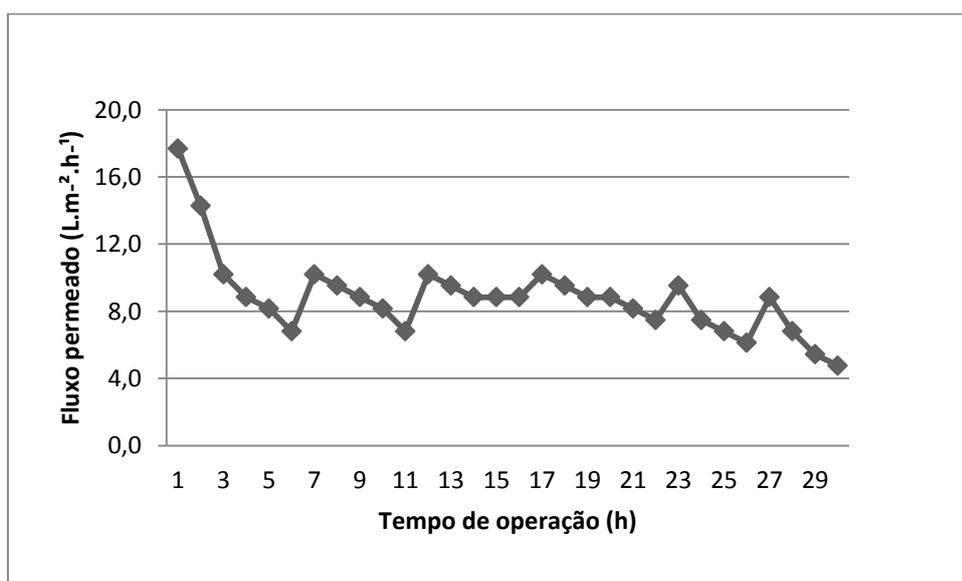


Figura 53: Fluxo de permeado da corrente de purga após a terceira limpeza química no módulo B, para pressão de 9 bar.

Foram realizados retrolavagens frequentes no filtro de areia, visando diminuir a perda de carga e a queda no fluxo permeado. O comportamento da curva apresentada deve-se as mudanças nas características da corrente de alimentação do módulo de membrana após cada retrolavagem do filtro de areia. Este resultado mostra a rápida incrustação da membrana devido às características da corrente de alimentação do módulo, que provavelmente estavam aquém das mínimas condições necessárias para um bom desempenho do processo.

Inicialmente a retenção salina do módulo, após a terceira limpeza química, era igual a 97,5%. No final do teste com o efluente a retenção salina decaiu para 95,9%, indicando uma perda de qualidade do permeado produzido, devido a maior quantidade de sal não retida pela membrana.

Conforme Baker (2004), limpezas frequentes acarretam na degradação gradativa das membranas. Os módulos aproximam-se do final de sua vida útil quando a retenção salina e o fluxo de permeado decaem a níveis não recuperáveis.

A Figura 54 apresenta o comportamento da recuperação de permeado do módulo ao longo dos testes a corrente de purga. Inicialmente a recuperação foi de 11% decaindo ao final do teste para 3,2%. As variações presentes na curva devem-se a realização de retrolavagens, quando maior vazão de alimentação passa através do filtro de areia devido a não obstrução do leito por impurezas.

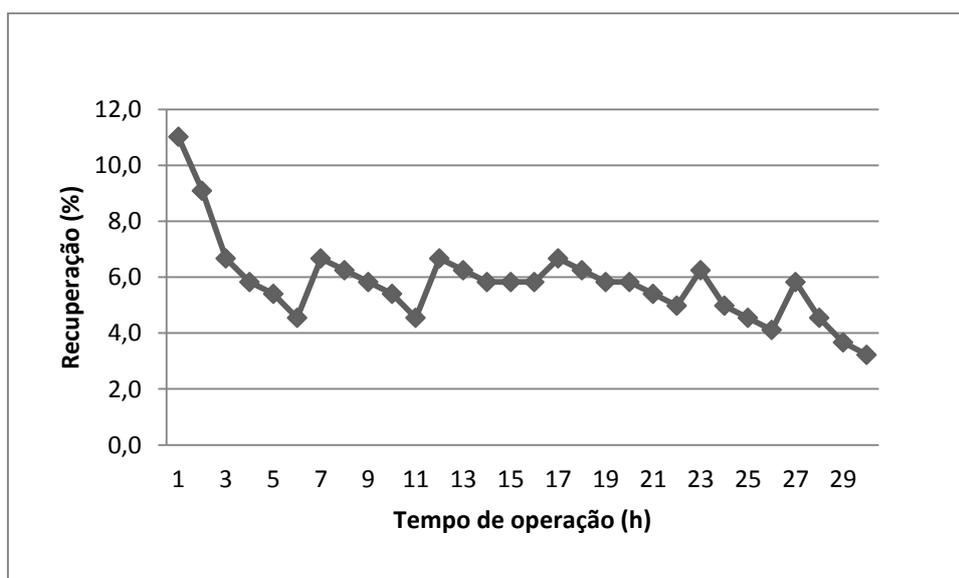


Figura 54: Recuperação da corrente de purga após a terceira limpeza química no módulo B, para pressão de 9 bar.

5.7 Testes de SDI

Na última semana de testes foi possível realizar duas medidas de SDI na corrente de purga da torre de resfriamento e na corrente de alimentação da membrana, para o módulo C. Os valores observados foram de 6,6 e 6,2 respectivamente. Esses valores são muito superiores aos recomendados para sistemas envolvendo membranas de OI, menor que 5.

Os índices indicam que as correntes analisadas possuem alto grau de contaminação e grande capacidade de formação de incrustações. A Figura 55 mostra como ficou uma das membranas de microfiltração utilizadas, após o teste com SDI.

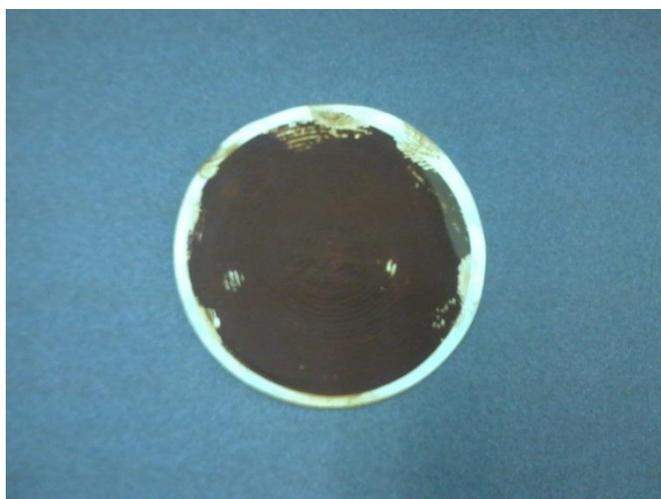


Figura 55: Fotografia de uma membrana de microfiltração utilizada para o teste de SDI, para o módulo C.

5.8 Autópsia dos Módulos B e C

Para determinar as causas das incrustações formadas nas membranas optou-se pela realização de autópsias destrutivas nos módulos B e C. Um corte transversal foi feito nos módulos, dividindo-os ao meio. Foi feita também a autópsia de um módulo descartado da unidade de desmineralização e não utilizado na planta piloto, para servir como branco e dar uma ideia das incrustações resultantes dos testes da planta piloto.

Na Figura 56 estão apresentadas as fotografias da superfície das membranas contidas nos módulos B (a) e C (b) após a realização dos experimentos com a corrente de purga da torre de resfriamento. Para ter-se uma ideia do grau de incrustação, colocou-se na mesma fotografia uma membrana retirada de um módulo descartado que não foi utilizada nos testes.

Analisando as fotografias percebe-se visualmente a intensa formação de lodo na superfície da membrana utilizada no sistema piloto, o mesmo não ocorre na membrana utilizada como branco.

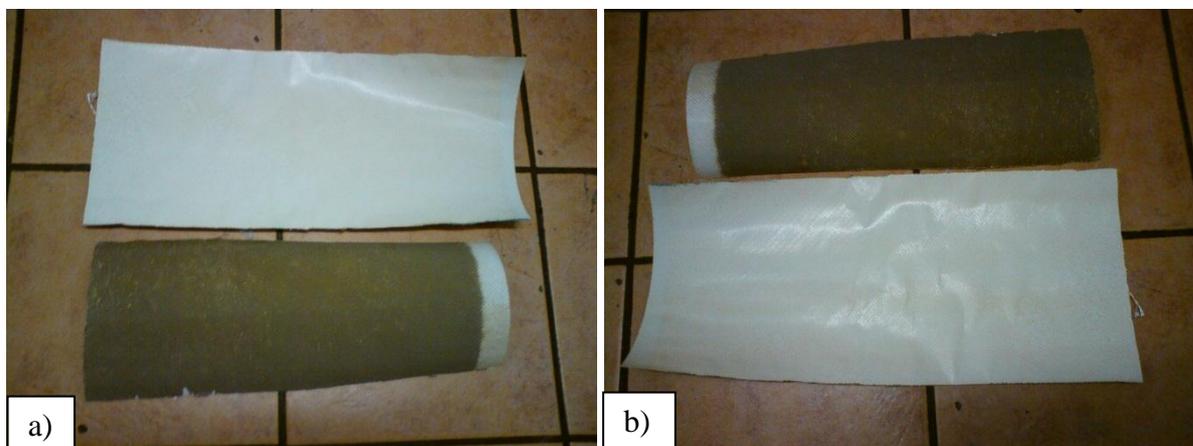


Figura 56: Fotografias das membranas obtidas após corte transversal para realização de autópsia destrutiva, formação de lodo na superfície da membrana usada na planta piloto e sem formação de lodo na membrana usada apenas na unidade de desmineralização: a) módulo B e b) módulo C.

Quando a membrana foi retirada do módulo não foi percebido nenhum odor característico que indicasse a presença de microrganismos. Além disso, o lodo formado desprendia-se facilmente da membrana ao ser raspado.

Alguns testes foram realizados em laboratório utilizando o lodo presente nas membranas. Primeiramente, uma área de 0,01 m² membrana foi lavada com 0,05 L de ácido e o líquido foi armazenado em tubo falcon e enviado para o laboratório da empresa para análise de sílica, de cálcio, de dureza total e de magnésio. Os resultados obtidos estão na Tabela 16.

Tabela 16: Resultados das análises para o lodo removido com ácido das membranas dos módulos B e C.

	Cálcio (mgCa.L ⁻¹)	Dureza Total (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	Magnésio (mgMg.L ⁻¹)	Sílica (mgSiO ₂ .L ⁻¹)
Módulo B	3,9	11,8	0,5	140,0
Módulo C	19,6	62,8	3,4	421,2

Os resultados obtidos mostram a grande quantidade presente de sílica e dureza total para uma área pequena de lodo. A sílica presente na membrana forma um tipo de incrustação

que não pode ser removido da membrana. Além disso, o módulo C apresentou maiores teores de todos os compostos analisados.

Sabe-se que o carbonato de cálcio, sulfato de alumínio e sílica são os principais componentes responsáveis pelas incrustações nos elementos de membrana. Essa afirmação procede com a literatura que mostra que além desses sais, há outros agentes incrustantes como: sulfato de bário, sulfato de estrôncio e fluoreto de cálcio. Convém salientar que a incrustação na superfície da membrana é formada por vários componentes, onde a primeira precipitação de um deles leva, através da nucleação localizada, a formação de outros precipitados (El-Dessouky e Ettouney, 2002). Outro parâmetro importante a presença de sólidos suspensos na água. Os exemplos típicos de sólidos suspensos são os seguintes: lodo e sedimentos, colóides orgânicos, produtos corrosivos de ferro, ferro precipitado, algas, bactérias, areia/sílica, magnésio precipitado, dureza precipitada, flocos de hidróxido de alumínio.

O teor máximo permitido de sílica na corrente do concentrado é baseado na solubilidade de sílica, que depende do pH e da temperatura. Dentre todas as substâncias conhecidas por apresentarem alto potencial de incrustação, a sílica se destaca em função de não haver, até o presente momento, um pré-tratamento considerado adequado e seus depósitos são caracterizados por extrema dificuldade de remoção. Segundo Sheikholeslami (2002), a presença das incrustações de sílica limita a recuperação do sistema de dessalinização, diminuindo a taxa de produção de água dessalinizada, compromete a vida útil das membranas e é praticamente impossível de ser removida ou limpa. Com o objetivo de confirmar a presença destes compostos incrustantes, foram realizados testes de calcinação e análises de MEV e EDS nas membranas dos módulos B e C.

Os testes de calcinação foram feitos no lodo para determinação da quantidade de matéria orgânica presente. Inicialmente, folhas de membranas foram colocadas em estufas para a eliminação de água e facilitar, desta forma, a retirada de lodo. Após, o lodo foi pesado e em seguida calcinado em mufla a 350 °C. Os resultados obtidos estão apresentados na Tabela 17.

Tabela 17: Dados obtidos após calcinação de folhas de membranas dos módulos B e C, massa de lodo inicial e final e teor de matéria orgânica final.

Módulo	Massa de lodo inicial (g)	Massa de lodo final (g)	Teor de matéria orgânica (%)
B	0,052	0,018	66
C	0,058	0,013	78

Os testes indicaram 66% de matéria orgânica presente no lodo do módulo B e 78% de matéria orgânica no módulo C.

Para complementar os resultados das autópsias foram feitas análises de MEV e EDS nas membranas dos módulos. As Figuras 57 e 58 apresentam as imagens da seção transversal obtidas por MEV para as membranas retiradas dos módulos B e C, respectivamente. Estimou-se para a membrana do módulo B uma camada de lodo com espessura de aproximadamente 43 μm aderida a superfície.

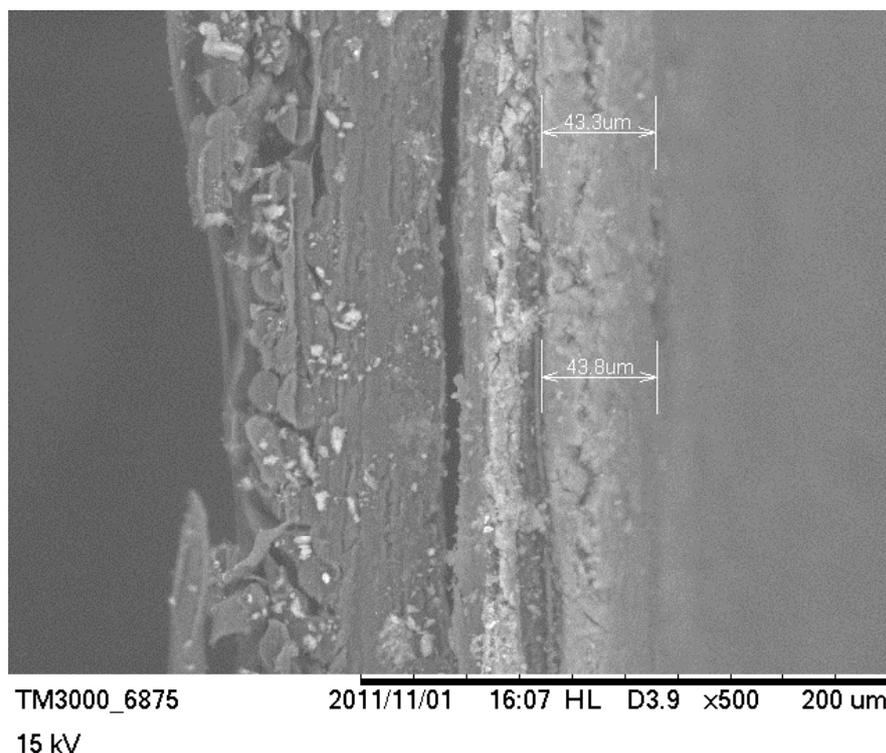


Figura 57: Imagem transversal da membrana do módulo B obtida a partir de análise MEV, detalhe da camada de lodo formada com 43 μm de espessura

A imagem obtida da seção transversal da membrana retirada do módulo C apresenta uma camada de lodo com espessura que varia entre 24 a 33 μm , dependendo do local analisado, e pode ser visualizada na Figura 58.

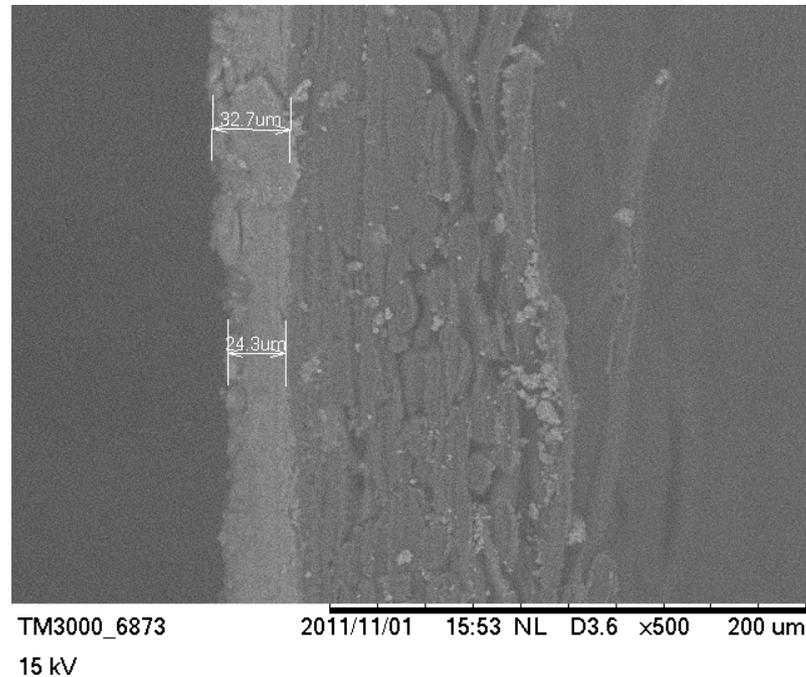


Figura 58: Imagem transversal da membrana do módulo C obtida a partir de análise MEV, detalhe da camada de lodo formada com 24 a 33 μm de espessura.

As Figuras 59 e 60 apresentam os espectrogramas da análise MEV/EDS realizadas na superfície das membranas retiradas nos módulos B e C, respectivamente. A análise de EDS para o módulo B indicou a presença de elementos como cálcio, carbono, zinco, alumínio, sílica, fósforo e ferro e carbono.

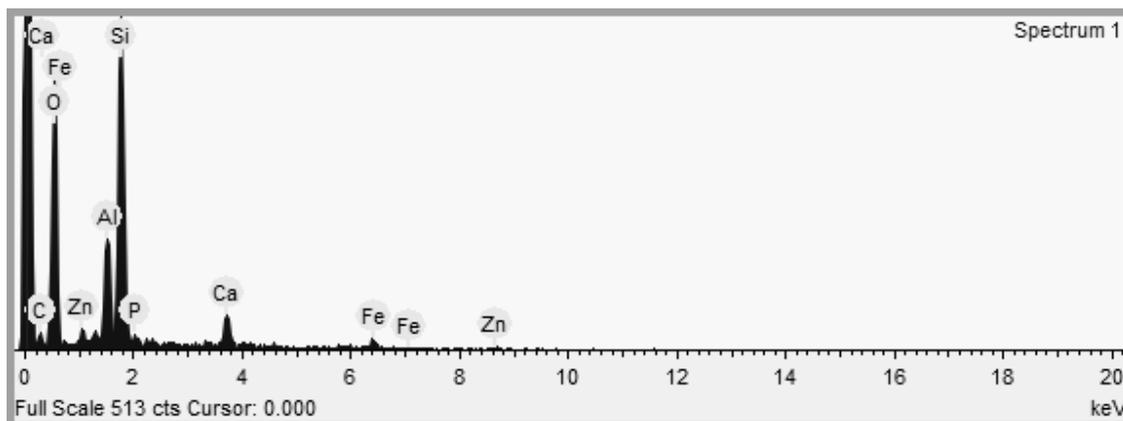


Figura 59: Espectrograma obtido da análise EDS para a membrana do módulo B, durante a autópsia da membrana.

A análise EDS obtida para o módulo C apresentou basicamente os mesmos elementos presentes no módulo B, exceto pelos elementos zinco e fósforo.

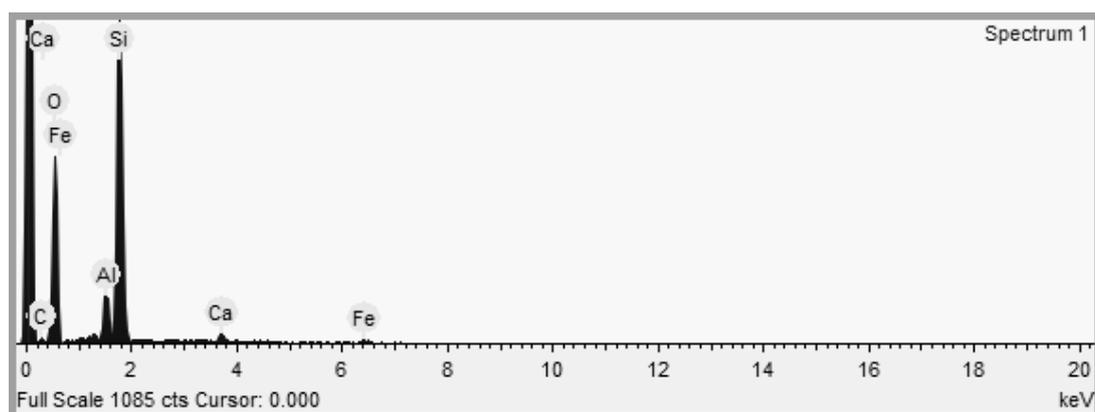


Figura 60: Espectrograma obtido da análise EDS para a membrana do módulo C, durante a autópsia da membrana.

A comprovação da presença de todos estes compostos na superfície da membrana e consequentemente na corrente de alimentação demonstra a necessidade de maiores estudos na determinação do tipo de pré-tratamento a ser usado para proteger as membranas contra incrustações precoces.

Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros

O presente trabalho apresentou um estudo sobre o reuso de módulos de osmose inversa descartados após o uso em uma unidade de desmineralização de águas. Sendo, realizado através de testes em uma planta piloto.

Observou-se que o tipo de conservação realizado no módulo, influencia diretamente no fluxo permeado inicial. O módulo A, sem nenhuma conservação, apresentou fluxo inicial nulo. O módulo C, que foi conservado, apresentou permeabilidade hidráulica inicial de $1,9 \text{ L.m}^2.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$. O módulo B que foi mantido em operação contínua, pois foi retirado da unidade de desmineralização e diretamente instalado no sistema piloto, apresentou o maior permeabilidade hidráulica inicial de $2,3 \text{ L.m}^2.\text{h}^{-1}.\text{bar}^{-1}$. Assim, conclui-se que o ideal é a operação contínua do módulo, caso isso não seja possível, deve-se conservar o módulo, como foi detalhado anteriormente.

A limpeza química combinada ácido/base mostrou-se eficiente na remoção de depósitos na superfície da membrana e consequente recuperação de fluxo permeado. A influência do tipo de conservação do módulo no desempenho das membranas durante os testes foi minimizada devido à hidratação das cadeias poliméricas das membranas obtida após as limpezas químicas combinadas. Assim, deve-se sempre realizar uma primeira limpeza química combinada antes de reutilizar um módulo para recuperar o fluxo permeado. Já a limpeza com metabissulfito de sódio não foi eficiente na tentativa de modificação da superfície da membrana, sendo logo descartadas da metodologia experimental. A maior eficiência das limpezas alcalinas, em relação às limpezas ácidas, indicou a presença de maior acúmulo de matéria orgânica sobre a superfície das membranas. Fator comprovado pelo alto teor de DQO obtido após análises laboratoriais das correntes existentes no processo.

Após análises laboratoriais de algumas amostras, em diferentes períodos de realização dos testes, concluiu-se que o permeado produzido possui qualidade muito superior ao da água de reposição, utilizada atualmente pela empresa, Apenas os valores de sílica encontrados no permeado ($21,8 \text{ ppm SiO}_2$ e $86,7 \text{ ppm SiO}_2$) foram superiores aos valores presentes na água clarificada ($16,6 \text{ ppm SiO}_2$ e 22 ppm SiO_2), porém ainda são aceitáveis, pois o controle feito na torre de resfriamento permite valores de sílica abaixo de 300 ppm .

As análises de laboratório feitas da corrente de purga, após o filtro de areia e filtro cartucho, não indicaram a redução de contaminantes, mostrando a ineficiência do sistema de pré-tratamento presente na unidade piloto. Esta condição provocou a queda contínua do fluxo permeado, comprometendo o tempo de vida útil das membranas, devido à necessidade de limpezas químicas frequentes e aumento dos custos com produtos químicos e trocas de módulos. Ainda, a necessidade de retrolavagem frequente no filtro de areia, além do problema de formação de lodo sobre o leito do filtro, também implicam em gastos com água e são indícios da má qualidade da água de alimentação.

A queda da retenção salina e aumento do fluxo permeado, durante o período em que não ocorreram dosagens de bissulfito, comprovaram a degradação da membrana de OI, justificando a importância da dosagem desse agente químico no controle da quantidade de cloro livre presente na corrente de alimentação.

O teste de SDI realizado no final dos testes com o módulo C apresentou um índice superior ao indicado pelo fabricante de módulos espiral e membranas de OI. Estes valores indicam o grau de contaminação e potencial de formação de incrustações presente na corrente de purga da torre de resfriamento. Se medidas de SDI, parâmetro importante a ser monitorado em sistemas envolvendo membranas de OI, tivessem sido feitas desde o início dos testes, melhorias no sistema poderiam ter sido feitas em tempo hábil para decidir ao escalonamento ou não da planta piloto.

As autopsias destrutivas nos módulos B e C foram realizadas para maior compreensão dos fenômenos ocorridos no interior dos módulos, durante os testes. Análises preliminares não indicaram a presença de microrganismos e o lodo foi facilmente removido da superfície da membrana. Testes de calcinação do lodo indicaram alto teor de matéria orgânica, informação que complementa a observação de maior recuperação de fluxo permeado após as limpezas alcalina. A espessura da camada de lodo formada na superfície das membranas, para ambos os módulos, após análises de MEV, comprova a necessidade de alterações no pré-tratamento presente no sistema. Por fim, os espectrogramas obtidos das análises MEV/EDS mostraram a presença de elementos como cálcio, carbono, zinco, alumínio, sílica, fósforo e ferro no lodo formado na superfície da membrana.

A presença de diversos componentes dificulta ainda mais a tentativa de evitar a formação de incrustações, uma vez que a precipitação de qualquer um desses elementos irá

influenciar diretamente a precipitação dos demais. Além disso, a presença de altos teores de sílica no lodo formado é um fator agravante, devido a dificuldade de remoção desse tipo de incrustação.

Assim, apesar de não ter sido realizado um levantamento econômico de custos, a experiência adquirida ao longo de um ano inteiro de coleta de dados experimentais, aliada aos resultados apresentados, permite concluir que a planta piloto com o pré-tratamento atual não deve ser escalonada, mesmo com tantos módulos descartados disponíveis para reuso. Porém, devido a alta qualidade do permeado produzido, os valores de fluxo permeado inicial e a relevância ambiental e econômica deste projeto, alguns ajustes possibilitariam o sucesso do empreendimento.

Para trabalhos futuros, sugere-se estudar e/ou modificar o sistema de pré-tratamento atual para aumentar o tempo de reuso das membranas. Além disso, sugere-se avaliar a possibilidade de reuso de outras correntes descartadas do processo. Correntes com qualidade superior a corrente de purga da torre de resfriamento poderiam possibilitar o uso do sistema piloto, sem grandes alterações no processo. Por fim, avaliar melhor a influencia da posição dos módulos no vaso de pressão e conservação de membranas. Analisar módulos de uma mesma posição com diferentes conservações permitiria uma análise significativa desta influencia.

Referências

- AL-REHAILI, A. M. Comparative chemical clarification for silica removal from RO groundwater feed. **Desalination**, v. 159, p. 21-31, 2003.
- AMBROSI, A. **Estudo sobre sistemas de pré-tratamento para plantas de osmose inversa**. Porto Alegre, UFRGS, 2009. Trabalho de conclusão, Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2009.
- Aqua Clear Technology. Disponível em:
<http://aquaclear.pk/aqua_clear_technology/features.html> Acesso em 09 Set. 2010.
- BAKER, R. W. **Membrane technology and applications**, 2.ed. John Wiley and Sons, 2004.
- BELFER, S.; PURINSON Y.; FAINSHTEIN, R.; RADCHENKO Y.; KEDEM, O. Surface modification of commercial composite polyamide reverse osmosis membranes. **Journal of Membrane Science**, v.139, p.175-181, 1998.
- BENAVENTE, J.; VÁSQUEZ, M. I. Effect of age and chemical treatments on characteristics parameters for active and porous sublayers of polymeric composite membranes. **Journal of Colloid and Interface Science**, v. 273, p. 547-555, 2004.
- BISTERSO, R. Sistemas de osmose reversa para tratamento de água. **Revista Hydro**, p. 16-31, jun. 2010.
- BREMERE, I.; KENNEDY, M.; MHYIO S.; JALJULI, A.; WITKAMP, G.; SCHIPPERS, J. Prevention of silica scale in membrane systems: removal of monomer and polymer silica. **Desalination**, v. 132, p. 89-100, 2000.
- BUTT, F. H.; RAHMAN, F.; BADURUTHAMAL, U. Identification of scale deposits through membrane autopsy. **Desalination**, v. 101, p. 219-230, 1995.
- CHON, K.; KIM, S. J.; MOON, J.; CHO, J. Combined coagulation-disk filtration process as a pretreatment of ultrafiltration and reverse osmosis membrane for wastewater reclamation: An autopsy study of a pilot plant. **Water Research**, v. 46, p. 1803-1816, 2012.
- CIARDELLI, G.; CORSI, L.; MARCUCCI, M. Membrane separation for wastewater reuse in the textile industry. **Resources, Conservation and Recycling**, v.31, p. 189-197, 2000.

CORNELISSEN, E. R.; VROUWENVELDER, J. S.; HEIJMAN, S. G. J.; VIALLEFONT, X. D.; KOOIJ, D. V. D.; WESSELS, L. P. Periodic air/water cleaning for control of biofouling in spiral wound membrane elements. **Journal of Membrane Science**, v. 287, p. 94-101, 2007.

COSKUN, T.; DEBIK, E.; DEMIR, N. M. Treatment of olive mill wastewaters by nanofiltration and reverse osmosis membranas. **Desalination**, v. 259, p. 65-70, 2010.

DAHMANI, B.; CHABANE, M.; HADJI, F. The use of FTIR spectrometry in the autopsy membrane of a RO process of brackish water demineralization (Brédéah plant, Algeria). The 3rd International Conference on Water Resources and Arid Environments and the 1st Arab Water Forum, 2008.

DARTON, T.; ANNUNZIATA, U.; PISANO, F. V.; GALLEGRO, S. Membrane autopsy helps to provide solutions to operational problems. **Desalination**, v. 167, p. 239-245, 2004.

DIEL, J. L. **Caracterização funcional de membranas cerâmicas de micro e ulfiltração**. Porto Alegre: 2010. Dissertação, Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2010.

DURHAM, B.; WALTON, A. Membrane pretreatment of reverse osmosis: long-term experience on difficult water. **Desalination**, v. 122, p. 157-170, 1999.

EL-DESSOUKY, H.T.; ETTOUNEY, H. M. **Fundamentals of Salt Water**. Desalination, Elsevier, 2002.

ESP Water Products.

Disponível em: <<http://espwaterproducts.com/about-reverse-osmosis.htm>>. Acesso em: 05 Jun. 2011.

Eureka Manufacturing.

Disponível em: <<http://www.eurekamanufacturing.com/about/faq.html>>.

Acesso em: 04 Jun. 2011.

FENG, X.; CHU, K. H. Cost optimization of industrial wastewater reuse systems. **Process Safety and Environmental Protection**, v. 82, p. 249-255.

FLEMMING, H. C. Reverse osmosis membrane biofouling. **Experimental Thermal and Fluid Science**, v. 14, p. 382-391, 1997.

FRITZMANN, C.; LÖWENBERG, J.; WINTGENS, T.; MELIN, T. State-of-the-art of reverse osmosis desalination. **Desalination**, v.216, p. 1-17, 2007.

GABELICH, C. J.; WILLIAMS, M. D.; RAHARDIANTO, A.; FRANKLIN, J. C.; COHEN, Y. High-recovery reverse osmosis desalination using intermediate chemical desmineralization. **Journal of Membrane Science**, v. 301, p. 131-141, 2007.

GREENLEE, L. F.; LAWLER, D. F.; FREEMAN, B. D.; MARROT, B.; MOULIN, P. Reverse osmosis desalination: Water sources, technology, and today's challenges. **Water Research**, v.43, p. 2317-2346, 2009.

GIORDANO, G. Tratamento de efluentes industriais. Disponível em: <[http://www.ufmt.br/esa/Modulo II Efluentes Industriais/Apost EI 2004 1ABES Mato G rosso_UFMT2.pdf](http://www.ufmt.br/esa/Modulo%20II%20Efluentes%20Industriais/Apost%20EI%202004%201ABES%20Mato%20Grosso_UFMT2.pdf)>. Acesso em: 15 jun. 2011.

HABERT, A. C.; BORGES, C. P.; NOBREGA, R. **Processos de separação por membranas**. E-papers, 2006.

HANSEN, E. **Relatório de Estágio**. Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2011.

HILAL, N., AL-ZOUBI, H.; DARWISH, N. A.; MOHAMMAD, A. W.; ARABI, M. A. A Comprehensive review of nanofiltration membranes: Treatment, pretreatment, modelling, and atomic force microscopy. **Desalination**, v.170, p.281-308, 2004.

HO, W. S. W.; SIRKAR, K. K. **Membrane Handbook**, Chapman & Hall, 1992.

HOOF, S. C. J. M.; HASHIM, A.; KORDES, A. J. The effect of ultrafiltration as pretreatment to reverse osmosis in wastewater reuse and seawater desalination applications. **Desalination**, v. 124, p. 231-242, 1999.

INTO, M.; JÖNSSON, A.; LENGÉN, G. Reuse of industrial wastewater following treatment with reverse osmosis. **Journal of Membrane Science**, v. 242, p. 21-25, 2004.

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

KUCERA, J. **Reverse osmosis industrial applications and processes**, Wiley, 2010.

- KULKARNI, A.; MUKHERJEE, D.; GILL, W. Flux enhancement by hydrophilization of thin film composite reverse osmosis membranes. **Journal of Membrane Science**, v. 114, p. 39-50, 1996.
- LEE, K. P.; ARNOT, T. C.; MATTIA, D. A review of reverse osmosis membrane materials for desalination - Development to date and future potential. **Journal of Membrane Science**, v.370, p. 1-22, 2011.
- MADAENI, S.S; MOHAMANDI, T.; MOGHADAM, M. K. Chemical cleaning of reverse osmosis membranes. **Desalination**, v. 134, p. 77-82, 2001.
- MADWAR K.; TARAZI, H. Desalination techniques for industrial wastewater reuse. **Desalination**, v. 152, p. 325-332, 2002.
- MANCUSO, P. C. S. Reuso de Água para Torres de Resfriamento. São Paulo, 2001. Disponível em: < <http://www.bvs-sp.fsp.usp.br/tecom/docs/2001/man001.pdf>>. Acesso em: 30 jul. 2011.
- MITROULI, S. T.; KARABELAS, A. J.; ISAIAS, N. P. Polyamide active layers of low pressure RO membranes: Data on spatial performance non-uniformity and degradation by hypochlorite solutions. **Desalination**, v. 260, p. 91-100, 2010.
- MOSSET, A.; BONNELYE, V.; PETRY, M.; SANZ, M. A. The sensitivity of SDI analysis: from RO feed water to raw water. **Desalination**, v. 222, p. 17-23, 2008.
- MULDER, M. **Basic principles of membrane technology**. 2.ed. Academic Publishers, 1996.
- MUSTAFA, G. S. **Reutilização de efluentes líquidos em indústria petroquímica**. Bahia, UFBA, 1998. Dissertação, Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal da Bahia, 1998.
- NA, L.; ZHONGZHOU, L., SHUGUANG, X. Dynamically formed poly(vinyl alcohol) ultrafiltration membranes with good anti-fouling characteristics. **Journal of Membrane Science**, v. 169, pp. 17-28, 2000.
- NADAL, M.; SCHUHMACHER, M.; DOMINGO, J. L. Metal pollution of soils and vegetation in an area with petrochemical industry. **Science of the Total Environment**, v.321, p. 59-69, 2004.

OLIVEIRA, D. R. **Pré-tratamento do processo de osmose inversa utilizando microfiltração e investigação de técnicas de limpeza e recuperação de membranas**. Rio de Janeiro: COPPE, 2007. Dissertação, Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2007.

ORISTANIO, B. S.; PEIG, D.B; LOPES, M. A. S. **Desenvolvimento de um sistema de pré-tratamento para osmose inversa**. São Paulo: USP, 2006. Projeto de Formatura, Escola Politécnica, Engenharia Ambiental, Universidade de São Paulo, 2006.

PRAPTOWIDODO, V. S. Influence of swelling on water transport through PVA based membrane. **Journal of Molecular Structure**, v.739, pp. 207-212, 2005.

RAVANCHI, M. T.; KAGHAZCHI, T.; KARGANI, A. Application of membrane separation processes in petrochemical industry: a review. **Desalination**, v. 235, p. 199-244, 2009.

REBOUÇAS, A. C.; BRAGA, J.; TUNDISI, J. G. **Águas doces no Brasil: capital ecológico, uso e conservação**, Escrituras, 3ª edição, 1999.

REVISTA MEIO FILTRANTE (2003). Água de resfriamento, porque mantê-la limpa? Meio Filtrante, v.6, p. 7.

RODRIGUES, S. L. C.; MOREIRA, R. L. S.; CARDOSO, M. H.; MERÇON, F. Avaliação de parâmetros de ultrafiltração de suco de banana. **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, v.23, p. 98-101, 2003.

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

SHEIKHOLESAMI, R.; AL-MUTAZ, I. S.; TAN, S. D. Some aspects of silica polymerization and fouling and its pretreatment by sodium aluminate, lime and soda ash. **Desalination**, v. 150, p. 85-92, 2002.

SHEIKHOLESAMI, R.; BRIGHT, J. Silica and metals removal by pretreatment to prevent fouling of reverse osmosis membranes. **Desalination**, v. 143, p. 255-267, 2002.

SHEIKHOLESAMI, R.; TAN, S. Effects of water quality on silica fouling of desalination plants. **Desalination**, v. 126, p. 267-280, 1999.

SILVA, A. P.; OLIVEIRA E. F. Avaliação do tempo ideal de retrolavagem de filtros em ETAs. **Revista Hydro**, v.50, p. 40-44, 2010.

SILVA, J. B. A. **Estudo do Rejuvenescimento de membranas de poliamida de osmose reversa utilizando ácido tânico**. Porto Alegre: UFRGS, 2001. Dissertação, Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2001.

SILVA, K. P. **Biorreatores com membranas: uma alternative para o tratamento de efluentes**. Porto Alegre: 2009. Tese, Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2009.

SOICE, N. P.; GREENBERG, A. R.; KRANTZ, W. B.; NORMAN, A. D. Studies of oxidative degradation in polyamide RO membrane barrier layers using pendant drop mechanical analysis. **Journal of Membrane Science**, v. 243, p. 345-355, 2004.

Standard methods. GREEBERG, A. E.; CLESCERI, L. S.; EATON, A.D. 18th Edition, 1992.

Standard test method for silt density index of water, ASTM D4189-07, 2007.

Disponível em: <http://enterprise.astm.org/filtrexx40.cgi?+REDLINE_PAGES/D4189.htm>.

Acesso em 16 mar. 2012.

THEKKEDATH, A.; NACEUR, W. M.; KECELI, K.; SBAI, M.; ELANA, A.; AURET, L.; SUTY, H.; MACHINAL, C.; PONTIE, M. Macroscopic and microscopic characterizations of a cellulosic ultrafiltration (UF) membrane fouled by a humic acid cake deposit: First step for intensification of reverse osmosis (RO) pre-treatments. **Comptes Rendus Chimie**, v.10, p. 803-812, 2007.

TORRES, E. M. M. A evolução da indústria petroquímica brasileira. **Química Nova**, v.20, p. 49-54, 1997.

Trisep Corporation. Disponível em:

<<http://www.trisep.com/elements/ACM%20Spec%20Sheets/8040-ACM1-TSA%20spec%20sheet.pdf>>. Acesso em: 10 nov. 2011.

ZATTONI, C. C. Materiais para tubulação, 2005. Disponível em:

<<http://pt.scribd.com/doc/55724506/94/VALVULAS-DE-SEGURANCA-e-ALIVIO>>.

Acesso em: 11 jun. 2011.

Water quality association.

Disponível em: <<http://www.wqa.org/sitelogic.cfm?ID=872>>. Acesso em 11 mai. 2011.

WANG, Z.; FAN, Z.; WANG, S. Study of integrated membrane systems for the treatment of wastewater from cooling towers. **Desalination**, v. 191, p. 117-124, 2006.

WENG, P. F. Silica scale inhibition and colloidal silica dispersion for reuse osmosis systems. **Desalination**, v.103, p. 59-67, 1995.

World Water Council

Disponível em: < www.worldwatercouncil.org>. Acesso em 16 Abr. 2012.

Apêndice A

Limpezas Químicas e Caracterização

Tabela A.1 Dados experimentais coletados durante a primeira limpeza química e caracterizações do módulo A de OI.

Caracterização módulo A – Primeira Limpeza Química								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga bomba (bar)	Fluxo (L.m ² .h ⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
Caracterização								
31/01/2011	0	2,7	0,0	4,0	11	0,1	-	-
31/01/2011	3	2,7	0,0	4,1	11	0,0	-	-
Limpeza ácida								
Caracterização								
01/02/2011	0	11,5	1,4	4,6	11	9,5	98,6	9,6
01/02/2011	1	11,8	1,5	4,4	11	10,2	98,5	10,1
01/02/2011	2	11,8	1,6	4,3	11	10,9	98,6	10,9
01/02/2011	3	11,8	1,7	4,3	11	11,6	98,1	11,6
01/02/2011	4	11,8	1,7	4,4	11	11,6	98,1	11,4
Limpeza alcalina								
Caracterização								
10/02/2011	0	12,0	2,3	4,3	11	15,3	98,3	15,3
10/02/2011	1	12,0	2,3	4,0	11	15,3	98,0	16,1
10/02/2011	2	12,0	2,3	3,9	11	15,3	98,0	16,1
10/02/2011	3	12,0	2,4	4,0	11	16,3	98,3	16,7
10/02/2011	4	12,0	2,4	4,0	11	16,3	98,0	16,7
Limpeza química com bissulfito								
Caracterização								
14/02/2011	0	12,0	2,0	4,5	11	13,6	98,5	13,8
14/02/2011	1	12,0	2,2	4,5	11	15,0	98,5	15,0
14/02/2011	2	12,0	2,2	4,5	11	15,0	98,0	15,0
14/02/2011	3	12,0	2,3	4,5	11	15,6	98,1	15,5

Tabela A.2 Dados experimentais coletados durante a segunda limpeza química e caracterizações do módulo A de OI.

Caracterização módulo A – Segunda Limpeza Química								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga bomba (bar)	Fluxo (L.m ² .h ⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
Limpeza ácida								
Caracterização								
11/04/2011	0	8,5	2,8	5,0	9,0	19,0	-	11,8
11/04/2011	1	9,0	3,0	5,0	8,9	20,4	-	12,5
11/04/2011	3	9,0	3,0	5,0	8,9	20,4	-	12,5

Caracterização módulo A – Segunda Limpeza Química								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga bomba (bar)	Fluxo (L.m ² .h ⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
Limpeza alcalina								
Caracterização								
12/04/2011	0	10,5	5,0	5,0	8,7	34,0	-	17,5
12/04/2011	1	10,5	4,7	5,0	8,7	32,0	-	16,7
12/04/2011	2	10,5	4,5	5,0	8,6	30,6	-	16,1

Tabela A.3 Dados experimentais coletados durante a primeira limpeza química e caracterizações do módulo B de OI.

Caracterização módulo B – Primeira Limpeza Química								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga Bomba (bar)	Fluxo (L.m ² .h ⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
25/05/2011	0	16,0	3,0	5,0	9,0	20,4	-	10,7
25/05/2011	1	16,0	3,0	5,0	9,0	20,4	-	10,7
Limpeza ácida								
Caracterização								
26/05/2011	0	12,0	3,5	5,0	9,0	23,8	-	12,5
26/05/2011	1	12,0	3,5	5,0	9,0	23,8	-	12,5
Limpeza alcalina								
Caracterização								
26/05/2011	0	12,0	4,0	5,0	8,0	27,2	-	14,3
26/05/2011	1	12,0	4,0	5,0	8,0	27,2	-	14,3

Tabela A.4 Dados experimentais coletados durante a segunda limpeza química e caracterizações do módulo B de OI.

Caracterização módulo B – Segunda Limpeza Química								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga bomba (bar)	Fluxo (L.m ² .h ⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
Caracterização								
13/06/2011	1	12,0	1,7	5,0	9,0	11,6	-	12,0
Limpeza ácida								
Caracterização								
13/06/2011	1	12,0	2,9	5,0	9,0	19,7	-	10,4
Limpeza alcalina								
Caracterização								
14/06/2011	1	12,0	4,0	5,0	9,0	27,2	-	24,2

Tabela A.5 Dados experimentais coletados durante a terceira limpeza química e caracterizações do módulo B de OI.

Caracterização módulo B – Terceira Limpeza								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga bomba (bar)	Fluxo (L.m².h⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
Limpeza ácida								
Caracterização								
30/06/2011	1	12,0	2,5	5,0	9,0	17,0	-	8,9
Limpeza alcalina								
Caracterização								
30/06/2011	1	12,0	3,0	5,0	9,0	20,4	-	12,5

Tabela A.6 Dados experimentais coletados durante a primeira limpeza química e caracterizações do módulo C de OI.

Caracterização módulo C – Primeira Limpeza Química								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga Bomba (bar)	Fluxo (L.m².h⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
Caracterização								
12/07/2011	15:00	11,0	2,5	5,0	9,0	17,0	-	10,6
Limpeza ácida								
Caracterização								
13/07/2011	10:00	11,0	2,7	5,0	9,0	18,4	-	10,6
Limpeza alcalina								
Caracterização								
13/07/2011	13:00	11,0	3,0	5,0	9,0	20,4	-	12,5

Tabela A.7 Dados experimentais coletados durante a segunda limpeza química e caracterizações do módulo C de OI.

Caracterização módulo C – Segunda Limpeza Química								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga Bomba (bar)	Fluxo (L.m².h⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
Caracterização								
22/08/2011	09:00	12,0	1,7	5,0	9,0	11,6	98	7,5
Limpeza ácida								
Caracterização								
22/08/2011	10:00	12,0	2,5	5,0	9,0	17,0	98	10,6
Limpeza alcalina								
Caracterização								
22/08/2011	11:00	12,0	3,8	5,0	9,0	25,8	98	15,3

Apêndice B

Testes com Efluentes

Tabela B.1 Dados experimentais coletados nos testes com efluente do módulo A de OI, para determinação de parâmetros operacionais.

Testes com Efluentes Módulo A – Parâmetros Operacionais								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga bomba (bar)	Fluxo (L/m ² .h)	Reten (%)	Recup (%)
19/02/2011	0	16,0	2,5	4,8	11,0	17,0	95,9	11,5
19/02/2011	1	16,0	2,5	5,0	11,0	17,0	96,1	11,4
19/02/2011	2	15,0	2,5	4,8	11,0	17,0	96,0	11,5
19/02/2011	3	14,0	2,5	4,8	11,0	17,0	96,1	11,5
19/02/2011	4	14,0	2,5	5,0	11,0	17,0	96,5	11,4
19/02/2011	5	14,0	2,4	4,8	11,0	16,3	96,6	11,3
19/02/2011	6	16,0	2,3	4,8	11,0	16,3	96,8	9,8
Retrolavagem do Filtro de Areia								
21/02/2011	7	14,5	3,0	5,0	11,0	20,9	96,0	13,3
21/02/2011	8	14,0	3,0	5,0	11,0	20,9	95,9	13,3
21/02/2011	9	16,0	2,8	5,2	11,0	19,5	96,2	12,4
21/02/2011	10	16,0	2,8	5,2	11,0	19,5	96,2	12,4
21/02/2011	11	15,5	2,7	5,0	11,0	18,8	96,0	12,2
Retrolavagem do Filtro de Areia								
04/03/2011	12	15,0	2,7	4,8	9,0	18,4	94,3	11,5
04/03/2011	13	15,0	2,7	5,0	9,0	18,4	95,0	11,4
04/03/2011	14	15,0	2,5	4,8	9,0	17,0	95,3	10,7
04/03/2011	15	14,0	2,5	4,8	9,0	17,0	95,6	10,7
04/03/2011	16	14,0	2,2	4,8	9,0	15,0	96,0	9,6
11/03/2011	17	18,0	2,8	5,0	10,0	19,0	93,4	11,5
11/03/2011	18	18,0	3,0	5,0	10,0	19,0	95,7	12,5
11/03/2011	19	18,0	2,9	5,0	10,0	19,0	95,9	12,4
11/03/2011	20	18,0	2,8	5,0	10,0	19,0	96,0	12,0
11/03/2011	21	18,0	2,6	5,0	10,0	17,7	95,9	11,3
11/03/2011	22	18,0	2,6	5,0	10,0	17,7	95,7	11,3
11/03/2011	23	18,0	2,5	5,0	10,0	17,0	96,2	10,6
Retrolavagem do Filtro de Areia								
17/03/2011	0	15,0	2,6	5,0	9,0	17,7	94,5	11,5
17/03/2011	1	15,0	2,5	4,6	9,0	17,0	94,6	11,3
17/03/2011	2	15,0	2,5	4,6	9,0	17,0	95,1	11,1
17/03/2011	3	15,0	2,4	4,6	9,0	16,3	95,3	10,9
17/03/2011	4	15,0	2,4	4,6	9,0	16,3	94,8	10,9
18/03/2011	5	16,0	2,3	5,0	9,0	15,6	94,5	9,7
18/03/2011	6	16,0	2,3	5,0	9,0	15,6	94,7	9,7
18/03/2011	7	16,0	2,3	5,0	9,0	15,6	94,8	9,8
18/03/2011	8	16,0	2,3	5,0	9,0	15,6	94,8	9,8
18/03/2011	9	16,0	2,3	5,0	9,0	15,6	95,0	9,8
18/03/2011	10	16,0	2,2	5,0	9,0	15,0	95,1	9,4
Retrolavagem do Filtro de Areia								

Testes com Efluentes Módulo A – Parâmetros Operacionais								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga bomba (bar)	Fluxo (L/m ² .h)	Reten (%)	Recup (%)
21/03/2011	0	18,0	2,5	5,0	9,0	17,0	94,4	10,6
21/03/2011	1	18,0	2,5	5,0	9,0	17,0	94,5	10,9
21/03/2011	2	18,0	2,5	5,0	9,0	17,0	94,4	10,6
21/03/2011	3	18,0	2,5	5,0	9,0	17,0	94,4	10,9
21/03/2011	4	18,0	2,5	5,0	9,0	17,0	94,1	10,9
22/03/2011	5	18,0	2,7	4,8	9,0	18,4	94,2	11,5
22/03/2011	6	18,0	2,7	5,0	9,0	18,4	94,2	11,4
22/03/2011	7	18,0	2,5	4,8	9,0	17,0	93,9	10,7
22/03/2011	8	18,0	2,5	5,0	9,0	17,0	93,8	10,6
22/03/2011	9	18,0	2,5	5,0	9,0	17,0	93,8	10,6
22/03/2011	10	18,0	2,5	5,0	9,0	17,0	94,1	10,6
23/03/2011	11	18,0	2,3	5,0	9,0	15,6	92,5	9,9
23/03/2011	12	18,0	2,5	5,0	9,0	17,0	92,8	10,6
23/03/2011	13	18,0	2,7	5,0	9,0	18,4	92,9	11,4
23/03/2011	14	18,0	2,5	5,0	9,0	17,0	92,8	10,6
23/03/2011	15	18,0	2,5	5,0	9,0	17,0	92,7	10,6
Retrolavagem do Filtro de Areia								
24/03/2011	0	18,0	3,0	5,0	10,0	20,4	92,2	12,5
24/03/2011	1	18,0	2,9	5,0	10,0	19,7	91,8	12,1
24/03/2011	2	18,0	2,7	5,0	10,0	18,4	92,1	11,4
24/03/2011	3	18,0	2,6	5,0	10,0	17,7	91,8	11,0
24/03/2011	4	18,0	2,5	5,0	10,0	17,0	91,6	10,6
24/03/2011	5	18,0	2,4	5,0	10,0	16,3	91,9	10,3
24/03/2011	6	18,0	2,3	5,0	10,0	16,3	92,0	9,9
25/03/2011	7	18,0	2,4	5,0	10,0	16,3	92,4	10,3
25/03/2011	8	18,0	2,4	5,0	10,0	16,3	91,6	10,3
25/03/2011	9	18,0	2,3	5,0	10,0	15,6	91,3	9,9
25/03/2011	10	18,0	2,3	5,0	10,0	15,6	91,4	9,9
25/03/2011	11	18,0	2,2	5,0	10,0	15,0	91,4	9,5
25/03/2011	12	18,0	2,2	5,0	10,0	15,0	91,5	9,5
25/03/2011	13	18,0	2,1	5,0	10,0	14,3	91,4	9,1

Tabela B.2 Dados experimentais coletados nos testes com efluente do módulo A, após primeira limpeza química.

Testes com Efluentes Módulo A								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga bomba (bar)	Fluxo (L.m ² .h ⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
29/03/2011	0	18,0	2,0	5,0	9,0	13,6	90,7	9,1
29/03/2011	1	18,0	2,0	5,0	9,0	13,6	89,8	9,1
29/03/2011	2	18,0	2,0	5,0	9,0	13,6	90,8	9,1
Retrolavagem do Filtro de Areia – sem dosagem de bissulfito								
30/03/2011	3	18,0	2,2	5,0	9,0	15,0	90,4	9,5
30/03/2011	4	18,0	2,1	5,0	9,0	14,3	90,3	9,1
30/03/2011	5	18,0	2,0	5,0	9,0	13,6	90,0	8,7

Testes com Efluentes Módulo A								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga bomba (bar)	Fluxo (L.m ² .h ⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
30/03/2011	6	18,0	2,0	5,0	9,0	13,6	89,9	8,7
30/03/2011	7	18,0	1,9	5,0	9,0	12,9	89,7	8,3
30/03/2011	8	18,0	1,8	5,0	9,0	12,2	89,6	7,9
31/03/2011	9	18,0	2,0	5,0	9,0	13,6	88,4	8,7
31/03/2011	10	18,0	1,9	5,0	9,0	12,9	88,9	8,3
31/03/2011	11	18,0	1,8	5,0	9,0	12,2	89,8	7,9
Retrolavagem do Filtro de Areia – sem dosagem de bissulfito								
05/04/2011	12	18,0	2,0	5,0	9,0	13,6	89,8	8,7
05/04/2011	13	18,0	2,0	5,0	9,0	13,6	89,7	8,7
05/04/2011	14	18,0	1,9	4,8	9,0	12,9	89,7	8,4
06/04/2011	15	18,0	1,8	5,0	9,0	12,2	90,3	7,9
06/04/2011	16	18,0	1,8	5,0	9,0	11,9	91,3	7,7
06/04/2011	17	18,0	1,7	5,0	9,0	11,6	91,6	7,5
07/04/2011	18	18,0	1,9	5,0	9,0	12,9	91,6	8,3
07/04/2011	19	18,0	1,9	5,0	9,0	12,9	92,3	8,3
07/04/2011	20	18,0	1,8	5,0	9,0	11,9	92,3	7,7
07/04/2011	21	18,0	1,7	5,0	9,0	11,6	92,5	7,5
07/04/2011	22	17,5	1,7	5,0	9,0	11,6	92,6	7,5
07/04/2011	23	17,5	1,6	5,0	9,0	10,9	92,6	7,1
07/04/2011	24	18,0	1,6	5,0	9,0	10,9	92,4	7,1
07/04/2011	25	18,0	1,6	5,0	9,0	10,9	92,3	7,1

Tabela B.3 Dados coletados nos testes com efluente, após segunda limpeza química do módulo A.

Testes com Efluentes Módulo A – Após segunda limpeza química								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga bomba (bar)	Fluxo (L.m ² .h ⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
13/04/2011	0	18,0	4,9	5,0	9,0	33,3	85,9	18,9
13/04/2011	1	18,0	4,5	5,0	9,0	30,6	86,9	17,6
13/04/2011	2	18,0	4,0	5,0	9,0	27,2	89,3	16,0
13/04/2011	3	18,0	3,7	5,0	9,0	25,2	89,1	15,0
13/04/2011	4	17,0	3,3	5,0	9,0	22,4	89,9	13,6
13/04/2011	5	18,0	3,1	5,0	9,0	21,1	89,9	12,9
13/04/2011	6	18,0	3,0	5,0	9,0	20,4	89,9	12,5
Retrolavagem do Filtro de Areia – sem dosagem de bissulfito								
14/04/2011	7	18	3,4	5,0	9,0	23,1	88,6	14,2
14/04/2011	8	18	3,3	5,0	9,0	22,4	88,7	13,9
14/04/2011	9	18	3,0	5,0	9,0	20,4	88,0	12,5
14/04/2011	10	18	2,9	5,0	9,0	19,7	87,3	12,1
14/04/2011	11	18	2,8	5,0	9,0	19,0	87,1	11,8
15/04/2011	12	18	2,7	5,0	9,0	18,4	87,4	11,4
15/04/2011	13	18	2,5	5,0	9,0	17,0	87,7	10,6
15/04/2011	14	18	2,3	5,0	9,0	15,6	88,3	9,9
15/04/2011	15	18	2,1	5,0	9,0	14,3	88,2	9,1

Testes com Efluentes Módulo A – Após segunda limpeza química								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga bomba (bar)	Fluxo (L.m ² .h ⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
15/04/2011	16	17	1,9	5,0	9,0	12,9	88,2	8,3
Retrolavagem do Filtro de Areia – sem dosagem de bissulfito								
19/04/2011	17	18	2,5	5,0	9,0	17,0	87,7	10,6
19/04/2011	18	18	2,3	5,0	9,0	15,6	75,5	9,9
19/04/2011	19	18	2,0	5,0	9,0	13,6	75,1	8,7
19/04/2011	20	18	1,9	5,0	9,0	12,9	76,4	8,3
19/04/2011	21	17,5	1,8	5,0	9,0	12,2	87,2	7,9
19/04/2011	22	18	1,7	5,0	9,0	11,6	87,3	7,5
19/04/2011	23	18	1,6	5,0	9,0	10,9	87,3	7,1
20/04/2011	24	18	1,9	5,0	9,0	12,9	74,5	8,3
20/04/2011	25	18	1,9	5,0	9,0	12,9	80,1	8,3
20/04/2011	26	18	1,8	5,0	9,0	12,2	87,1	7,9
20/04/2011	27	18	1,8	5,0	9,0	12,2	87,2	7,9
20/04/2011	28	18	1,7	5,0	9,0	11,6	87,4	7,5
Retrolavagem do Filtro de Areia – sem dosagem de bissulfito								
25/04/2011	29	18	1,8	5,0	9,0	12,2	76,8	7,9
25/04/2011	30	17	1,7	5,0	9,0	11,6	75,3	7,5
25/04/2011	31	17	1,7	5,0	9,0	11,6	75,8	7,5
25/04/2011	32	17	1,6	5,0	9,0	10,9	86,8	7,1
26/04/2011	33	18	1,6	5,0	9,0	10,9	76,2	7,1
26/04/2011	34	18	1,6	5,0	9,0	10,9	86,9	7,1
26/04/2011	35	18	1,6	5,0	9,0	10,9	87,1	7,1
26/04/2011	36	18	1,6	5,0	9,0	10,9	86,8	7,1
Retrolavagem do Filtro de Areia – sem dosagem de bissulfito								
27/04/2011	37	18	1,7	5,0	9,0	11,6	75,4	7,5
27/04/2011	38	18	1,7	5,0	9,0	11,6	81,3	7,5
27/04/2011	39	18	1,6	5,0	9,0	10,9	86,1	7,1
27/04/2011	40	18	1,6	5,0	9,0	10,9	86,3	7,1
27/04/2011	41	18	1,5	5,0	9,0	10,2	87,0	6,7
27/04/2011	42	18	1,5	5,0	9,0	10,2	86,7	6,7
27/04/2011	43	18	1,5	5,0	9,0	10,2	86,9	6,7
27/04/2011	44	18	1,5	5,0	9,0	10,2	86,9	6,7

Tabela B.4 Dados coletados nos testes com efluente, após primeira limpeza química do módulo B.

Testes com Efluentes Módulo B – Após primeira limpeza química								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga bomba (bar)	Fluxo (L.m ² .h ⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
30/05/2011	0	16,0	3,7	5,0	9,0	25,2	98,3	13,9
30/05/2011	1	16,0	3,7	5,0	9,0	25,2	98,4	13,9
30/05/2011	2	16,0	3,7	5,0	9,0	25,2	98,4	13,9
30/05/2011	3	16,0	3,7	5,0	9,0	25,2	98,3	13,6
31/05/2011	4	16,0	3,6	5,0	9,0	24,5	98,3	14,1
31/05/2011	5	16,0	3,2	5,0	9,0	21,8	98,2	12,7

Testes com Efluentes Módulo B – Após primeira limpeza química								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga bomba (bar)	Fluxo (L.m ² .h ⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
31/05/2011	6	16,0	2,6	5,0	9,0	17,7	98,0	10,4
31/05/2011	7	16,0	2,2	5,0	9,0	15,0	98,0	8,9
31/05/2011	8	19,0	2,0	5,0	9,0	13,6	97,9	16,0
31/05/2011	9	19,0	2,0	5,0	9,0	13,6	97,9	15,4
01/06/2011	10	19,0	2,1	5,0	9,0	14,3	97,8	14,9
01/06/2011	11	19,0	1,9	5,0	9,0	12,9	97,9	13,5
01/06/2011	12	19,0	1,7	5,0	9,0	11,6	97,9	12,0
01/06/2011	13	19,0	1,6	4,5	9,0	10,9	97,8	11,3
01/06/2011	14	19,0	1,5	4,5	9,0	10,2	97,7	10,7

Tabela B.5 Dados coletados nos testes com efluente, após segunda limpeza química do módulo B.

Testes com Efluentes Módulo B – Após segunda limpeza química								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga Bomba (bar)	Fluxo (L.m ² .h ⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
15/06/2011	0	16,0	3,7	5,0	9,0	25,2	97,4	15,0
15/06/2011	1	15,9	3,0	5,0	9,0	20,4	96,1	12,5
15/06/2011	2	15,5	2,1	5,0	9,0	14,3	95,1	9,1
15/06/2011	3	16,0	1,7	5,0	9,0	11,6	94,6	7,5
15/06/2011	4	16,0	1,7	5,0	9,0	11,6	94,6	7,5
15/06/2011	5	15,5	1,6	5,0	9,0	10,9	94,5	7,1
16/06/2011	6	16,0	1,7	5,0	9,0	11,6	94,8	7,1
16/06/2011	7	16,3	1,6	5,0	9,0	10,9	94,9	7,1
16/06/2011	8	16,0	1,5	5,0	9,0	10,2	94,6	6,7
16/06/2011	9	16,0	1,4	5,0	9,0	9,5	94,3	6,3
16/06/2011	10	16,0	1,3	5,0	9,0	8,8	93,9	5,8
16/06/2011	11	15,0	1,3	5,0	9,0	8,8	93,8	5,8
29/06/2011	12	18	1,4	5,0	9,0	9,5	94,4	6,3
29/06/2011	13	18	1,2	5,0	9,0	8,2	93,9	5,4
29/06/2011	14	17	1,0	5,0	9,0	6,8	92,8	4,5
29/06/2011	15	17	0,9	5,0	9,0	6,1	92,7	4,1
29/06/2011	16	17	0,8	5,0	9,0	5,4	92,5	3,7

Tabela B.6 Dados coletados nos testes com efluente, após terceira limpeza química do módulo B.

Testes com Efluentes Módulo B – Após terceira limpeza química								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga Bomba (bar)	Fluxo (L.m ² .h ⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
01/07/2011	0	18,0	2,6	5,0	9,0	17,7	97,6	11,0
01/07/2011	1	18,0	2,1	5,0	9,0	14,3	96,8	9,1

Testes com Efluentes Módulo B – Após terceira limpeza química								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga Bomba (bar)	Fluxo (L.m ² .h ⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
01/07/2011	2	18,0	1,5	5,0	9,0	10,2	96,4	6,7
01/07/2011	3	16,0	1,3	5,0	9,0	8,8	96,3	5,8
01/07/2011	4	14,0	1,2	5,0	9,0	8,2	96,2	5,4
01/07/2011	5	13,0	1,0	5,0	9,0	6,8	96,4	4,5
Retrolavagem do Filtro de Areia								
04/07/2011	6	14,0	1,5	5,0	9,0	10,2	96,2	6,7
04/07/2011	7	14,0	1,4	5,0	9,0	9,5	96,0	6,3
04/07/2011	8	13,0	1,3	5,0	9,0	8,8	95,9	5,8
04/07/2011	9	12,0	1,2	5,0	9,0	8,2	95,8	5,4
04/07/2011	10	12,0	1,0	5,0	9,0	6,8	95,9	4,5
Retrolavagem do Filtro de Areia								
05/07/2011	11	20,0	1,5	5,0	9,0	10,2	96,3	6,7
05/07/2011	12	20,0	1,4	5,0	9,0	9,5	96,2	6,3
05/07/2011	13	19,0	1,3	5,0	9,0	8,8	96,1	5,8
05/07/2011	14	19,0	1,3	5,0	9,0	8,8	96,1	5,8
05/07/2011	15	18,0	1,3	5,0	9,0	8,8	96,2	5,8
Retrolavagem do Filtro de Areia								
06/07/2011	16	21,0	1,5	5,0	9,0	10,2	96,0	6,7
06/07/2011	17	21,0	1,4	5,0	9,0	9,5	96,2	6,3
06/07/2011	18	20,0	1,3	5,0	9,0	8,8	96,4	5,8
06/07/2011	19	20,0	1,3	5,0	9,0	8,8	96,4	5,8
06/07/2011	20	19,0	1,2	5,0	9,0	8,2	96,3	5,4
06/07/2011	21	18,0	1,1	5,0	9,0	7,5	96,3	5,0
Retrolavagem do Filtro de Areia								
07/07/2011	22	20,0	1,4	5,0	9,0	9,5	96,4	6,3
07/07/2011	23	20,0	1,1	5,0	9,0	7,5	96,3	5,0
07/07/2011	24	20,0	1,0	5,0	9,0	6,8	96,3	4,5
07/07/2011	25	20,0	0,9	5,0	9,0	6,1	96,4	4,1
Retrolavagem do Filtro de Areia								
08/07/2011	26	20,0	1,3	5,0	9,0	8,8	95,9	5,8
08/07/2011	27	20,0	1,0	5,0	9,0	6,8	95,8	4,5
08/07/2011	28	20,0	0,8	5,0	9,0	5,4	95,8	3,7
08/07/2011	29	20,0	0,7	5,0	9,0	4,8	95,9	3,2

Tabela B.7 Dados coletados nos testes com efluente, após primeira limpeza química do módulo C.

Testes com Efluentes Módulo C – Após primeira limpeza química								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga Bomba (bar)	Fluxo (L.m ² .h ⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
14/07/2011	0	18,0	3,65	5,0	9,0	24,8	97,7	14,8
14/07/2011	1	18,0	3,6	5,0	9,0	24,5	97,4	14,6
14/07/2011	2	18,0	3,6	5,0	9,0	24,5	97,4	14,6
14/07/2011	3	18,0	3,6	5,0	9,0	24,5	97,5	14,6

Testes com Efluentes Módulo C – Após primeira limpeza química								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga Bomba (bar)	Fluxo (L.m ² .h ⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
14/07/2011	4	18,0	3,6	5,0	9,0	24,5	97,5	14,6
15/07/2011	5	18,0	3,6	5,0	9,0	24,5	97,4	14,6
15/07/2011	6	18,0	3,8	5,0	9,0	25,8	97,1	15,3
15/07/2011	7	18,0	3,8	5,0	9,0	25,8	97,1	15,0
15/07/2011	8	18,0	3,8	5,0	9,0	25,8	96,9	15,0
18/07/2011	9	18,0	3,5	5,0	9,0	23,8	97,7	13,7
18/07/2011	10	18,0	3,5	5,0	9,0	23,8	95,2	13,7
18/07/2011	11	17,0	3,4	5,0	9,0	23,1	97,0	13,4
Retrolavagem do Filtro de Areia								
19/07/2011	12	18,0	3,6	5,0	9,0	24,5	97,2	14,6
19/07/2011	13	18,0	3,5	5,0	9,0	23,8	96,9	14,3
19/07/2011	14	18,0	3,45	5,0	9,0	23,5	96,8	14,1
19/07/2011	15	18,0	3,4	5,0	9,0	23,1	96,7	13,9
19/07/2011	16	18,0	3,3	5,0	9,0	22,4	96,5	13,6
19/07/2011	17	18,0	3,3	5,0	9,0	22,4	96,3	13,6
20/07/2011	18	18,0	3,2	5,0	9,0	21,8	96,5	13,2
20/07/2011	19	18,0	3,1	5,0	9,0	21,1	96,6	12,9
20/07/2011	20	18,0	3,0	5,0	9,0	20,4	96,5	12,5
20/07/2011	21	18,0	2,9	5,0	9,0	19,7	96,5	12,1
20/07/2011	22	18,0	2,7	5,0	9,0	18,4	96,6	11,4
20/07/2011	23	18,0	2,5	5,0	9,0	17,0	96,7	10,6
Retrolavagem do Filtro de Areia								
21/07/2011	24	18,0	2,6	5,0	9,0	17,7	96,9	11,0
21/07/2011	25	18,0	2,6	5,0	9,0	17,7	96,5	11,0
21/07/2011	26	18,0	2,5	5,0	9,0	17,0	96,4	10,6
21/07/2011	27	18,0	2,4	5,0	9,0	16,3	96,4	10,3
21/07/2011	28	18,0	2,3	5,0	9,0	15,6	96,4	9,9
21/07/2011	29	18,0	2,2	5,0	9,0	15,0	96,3	9,5
22/07/2011	30	18,0	2,3	5,0	9,0	15,6	96,6	9,9
22/07/2011	31	18,0	2,2	5,0	9,0	15,0	96,4	9,5
22/07/2011	32	18,0	2,1	5,0	9,0	14,3	96,3	9,1
22/07/2011	33	18,0	2,0	5,0	9,0	13,6	96,1	8,7
22/07/2011	34	18,0	2,0	5,0	9,0	13,6	95,7	8,7
27/07/2011	35	19,0	2,2	5,0	9,0	15,0	95,8	9,5
27/07/2011	36	19,0	2,2	5,0	9,0	15,0	95,8	9,5
27/07/2011	37	18,0	2,2	5,0	9,0	15,0	95,6	9,5
28/07/2001	38	18,0	2,1	5,0	9,0	14,3	95,4	9,1
28/07/2001	39	17,0	2,1	5,0	9,0	14,3	95,3	9,1
28/07/2001	40	17,0	2,0	5,0	9,0	13,6	95,2	8,7
28/07/2011	41	16,0	2,0	5,0	9,0	13,6	95,2	8,7
Retrolavagem do Filtro de Areia								
01/08/2011	42	18,0	2,3	5,0	9,0	15,6	96,1	9,9
01/08/2011	43	18,0	1,9	5,0	9,0	12,9	96,0	8,3
01/08/2011	44	18,0	1,8	5,0	9,0	12,2	96,0	7,9
01/08/2011	45	18,0	1,8	5,0	9,0	12,2	96,0	7,9
03/08/2011	46	18,0	2,0	5,0	9,0	13,6	96,6	8,7
Retrolavagem do Filtro de Areia								

Testes com Efluentes Módulo C – Após primeira limpeza química								
Data	Tempo Operação (h)	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga Bomba (bar)	Fluxo (L.m ² .h ⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
03/08/2011	47	18,0	1,9	5,0	9,0	12,9	96,5	8,3
03/08/2011	48	18,0	1,9	5,0	9,0	12,9	96,6	8,3
03/08/2011	49	18,0	1,8	5,0	9,0	12,2	96,3	7,9
03/08/2011	50	18,0	1,8	5,0	9,0	12,2	96,3	7,9
Retrolavagem do Filtro de Areia								
04/08/2011	51	18,0	1,7	5,0	9,0	11,6	96,7	7,5
04/08/2011	52	18,0	1,8	5,0	9,0	12,2	96,7	7,9
04/08/2011	53	18,0	1,7	5,0	9,0	11,6	96,6	7,5
09/08/2011	54	17,0	2,0	5,0	9,0	13,6	95,7	8,7
09/08/2011	55	17,0	1,9	5,0	9,0	12,9	96,2	8,3
09/08/2011	56	16,0	1,7	5,0	9,0	11,6	96,0	7,5

Tabela B.8 Dados coletados nos testes com efluente, após segunda limpeza química do módulo C.

Testes com Efluentes Módulo C – Após segunda limpeza química								
Data	Hora	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga bomba (bar)	Fluxo (L.m ² .h ⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
25/08/2011	0	18,0	4,3	5,0	9,0	29,2	95,5	17,0
25/08/2011	1	18,0	3,7	5,0	9,0	25,2	96,7	12,9
25/08/2011	2	18,0	3,5	5,0	9,0	23,8	97,0	12,3
25/08/2011	3	18,0	3,3	5,0	9,0	22,4	97,2	12,5
25/08/2011	4	18,0	3,2	5,0	9,0	21,8	97,5	12,2
30/08/2011	5	18,0	3,5	5,0	9,0	23,8	96,4	14,3
30/08/2011	6	18,0	3,4	5,0	9,0	23,1	96,2	13,9
30/08/2011	7	18,0	3,4	5,0	9,0	23,1	96,3	13,9
30/08/2011	8	18,0	3,3	5,0	9,0	22,4	96,4	13,6
31/08/2011	9	18,0	3,1	5,0	9,0	21,1	-	12,9
31/08/2011	10	18,0	3,2	5,0	9,0	21,8	-	13,2
31/08/2011	11	18,0	3,2	5,0	9,0	21,8	95,8	13,2
31/08/2011	12	18,0	3,0	5,0	9,0	20,4	95,8	12,5
31/08/2011	13	18,0	3,0	5,0	9,0	20,4	96,0	12,5
31/08/2011	14	18,0	2,9	5,0	9,0	19,7	95,9	12,1
02/09/2011	15	18,0	3,0	5,0	9,0	20,4	95,3	12,5
02/09/2011	16	18,0	3,0	5,0	9,0	20,4	95,2	12,5
02/09/2011	17	18,0	2,9	5,0	9,0	19,7	94,9	12,1
05/09/2011	18	18,0	2,9	5,0	9,0	19,7	95,1	12,1
05/09/2011	19	18,0	2,8	5,0	9,0	19,0	94,5	11,8
05/09/2011	20	18,0	2,6	5,0	9,0	17,7	94,0	11,0
05/09/2011	21	18,0	2,5	5,0	9,0	17,0	93,9	10,6
05/09/2011	22	18,0	2,4	5,0	9,0	16,3	93,8	10,3
06/09/2011	23	18,0	2,5	5,0	9,0	17,0	95,4	10,6
06/09/2011	24	18,0	2,5	5,0	9,0	17,0	94,7	10,6
06/09/2011	25	18,0	2,4	5,0	9,0	16,3	94,8	10,3

Testes com Efluentes Módulo C – Após segunda limpeza química								
Data	Hora	Alim (gpm)	Perm (gpm)	Conc (gpm)	Descarga bomba (bar)	Fluxo (L.m ² .h ⁻¹)	Reten (%)	Recup (%)
06/09/2011	26	18,0	2,3	5,0	9,0	15,6	94,5	9,9
06/09/2011	27	18,0	2,2	5,0	9,0	15,0	94,3	9,5
06/09/2011	28	18,0	2,1	5,0	9,0	14,3	94,2	9,1
08/09/2011	29	18,0	2,4	5,0	9,0	16,3	93,6	10,3
08/09/2011	30	18,0	2,2	5,0	9,0	15,0	93,6	9,5
12/09/2011	31	18,0	2,1	5,0	9,0	14,3	93,6	9,1
12/09/2011	32	18,0	2,1	5,0	9,0	14,3	93,3	9,1
12/09/2011	33	18,0	2,0	5,0	9,0	13,6	92,6	8,7
12/09/2011	34	18,0	1,9	5,0	9,0	12,9	92,2	8,3
12/09/2011	35	18,0	1,8	5,0	9,0	12,2	92,2	7,9
12/09/2011	36	18,0	1,7	5,0	9,0	11,6	92,3	7,5
13/09/2011	37	18,0	1,8	5,0	9,0	12,2	-	7,9
13/09/2011	38	17,0	1,7	5,0	9,0	11,6	-	7,5
13/09/2011	39	16,0	1,7	5,0	9,0	11,6	91,1	7,5
Retrolavagem do Filtro de Areia								
15/09/2011	40	18,0	1,7	5,0	9,0	11,6	-	7,5
15/09/2011	41	17,0	1,7	5,0	9,0	11,6	91,9	7,5
15/09/2011	42	16,0	1,7	5,0	9,0	11,6	91,5	7,5
15/09/2011	45	16,0	1,7	5,0	9,0	11,6	91,3	7,5
15/09/2011	46	15,0	1,6	5,0	9,0	10,9	91,0	7,1
15/09/2011	47	15,0	1,6	5,0	9,0	10,9	90,9	7,1
16/09/2011	48	16,0	1,6	5,0	9,0	10,9	91,7	7,1
16/09/2011	49	15,5	1,6	5,0	9,0	10,9	90,3	7,1
16/09/2011	50	15,0	1,6	5,0	9,0	10,9	90,1	7,1
Retrolavagem do Filtro de Areia								
21/09/2011	51	18,0	1,7	5,0	9,0	11,6	-	7,5
21/09/2011	52	16,0	1,55	5,0	9,0	10,5	88,8	6,9
22/09/2011	53	18,0	1,5	5,0	9,0	10,2	88,3	6,7
22/09/2011	54	17,0	1,5	5,0	9,0	10,2	87,2	6,7
22/09/2011	55	16,5	1,4	5,0	9,0	9,5	86,4	6,3
22/09/2011	56	16,0	1,4	5,0	9,0	9,5	86,5	6,3
22/09/2011	57	15,0	1,3	5,0	9,0	8,8	86,2	5,8
22/09/2011	58	15,0	1,3	5,0	9,0	8,8	85,8	5,8
23/09/2011	60	15,0	1,3	5,0	9,0	8,8	87,4	5,8
23/09/2011	61	15,0	1,3	5,0	9,0	8,8	87,0	5,8
23/09/2011	62	15,0	1,2	5,0	9,0	8,2	86,8	5,4
23/09/2011	63	14,0	0,9	5,0	9,0	6,1	85,8	4,1