



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

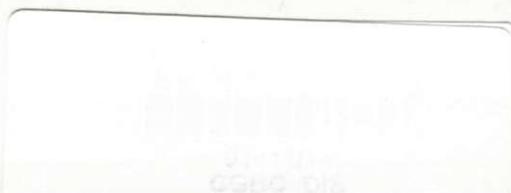


CRISTIANE RODRIGUES MACEDO

**ESTUDO DE UM SISTEMA HÍBRIDO DE TRATAMENTO DE
ÁGUA COM MEMBRANA CERÂMICA E RESINA
TROCADORA IÔNICA**

Campina Grande, PB

(2014)



CRISTIANE RODRIGUES MACÊDO

**ESTUDO DE UM SISTEMA HÍBRIDO DE TRATAMENTO DE
ÁGUA COM MEMBRANA CERÂMICA E RESINA
TROCADORA IÔNICA**



Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Unidade Acadêmica de Engenharia Química da Universidade Federal de Campina Grande como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Área de Concentração: Meio Ambiente

Orientador: Prof. Dr. Kepler Borges França

Campina Grande, PB

(2014)

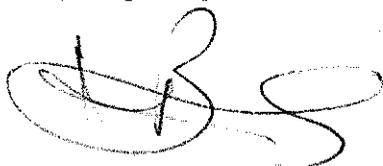


M141e	<p>Macêdo, Cristiane Rodrigues. Estudo de um sistema híbrido de tratamento de água com membrana cerâmica e resina trocadora iônica / Cristiane Rodrigues Macêdo. - Campina Grande, 2014. 107 f.</p> <p>Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia, 2014. "Orientação: Prof. Dr. Kepler Borges França". Referências.</p> <p>1. Tratamento de Água. 2. Membrana Cerâmica. 3. Resina Trocadora Iônica. 4. Microfiltração. 5. Dissertação - Engenharia Química. I. França, Kepler Borges. II. Universidade Federal de Campina Grande - Campina Grande (PB). III. Título</p> <p style="text-align: right;">CDU 628.16(043)</p>
-------	---

CRISTIANE RODRIGUES MACÊDO

**Estudo de um Sistema Híbrido de Tratamento de Água com
Membrana Cerâmica e Resina Trocadora Iônica**

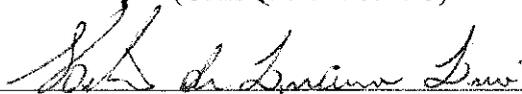
Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da
Unidade Acadêmica de Engenharia Química da Universidade Federal de Campina
Grande como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Engenharia
Química pela Comissão Julgadora composta pelos membros:



Prof. Dr. Kepler Borges França
Universidade Federal de Campina Grande (Presidente)
(UAEQ/CCT/UFCG)



Prof. Dr. Laércio Gomes de Oliveira
Universidade Federal de Campina Grande
(UAEQ/CCT/UFCG)



Prof. Hélio de Lucena Lira, Ph.D.
Universidade Federal de Campina Grande
(UAEMa/CCT/UFCG)

Aprovada em: 31 de março de 2014.

Local de defesa: Laboratório de Referência em Dessalinização (LABDES) *campus* da
Universidade Federal de Campina Grande.

Dedico este trabalho aos meus pais Fco Djalma Macêdo Lobo e Fca Rosangela Rodrigues Macêdo pelo apoio, compreensão e carinho e principalmente por serem meu exemplo. Ao meu esposo Douglas Vasconcelos Souza pelo amor, paciência e incentivo constante para que este objetivo fosse alcançado. À minha irmã Kátia Cristina Rodrigues Macêdo pela amizade e companheirismo. E a todos aqueles que contribuíram para sua realização.

AGRADECIMENTO

Nesta página muito especial deste trabalho, gostaria de agradecer a algumas pessoas, dentre as muitas que me ajudaram a realiza-lo.

Em especial ao meu esposo, meus pais e minha irmã, sempre presentes e contribuindo na minha vida.

Aos meus sogros Luciene e Laedson pelo acolhimento e carinho.

Ao meu querido orientador Prof. Dr. Kepler Borges França pela orientação, incentivo, amizade e confiança.

Ao LABDES pela infraestrutura e recursos oferecidos para realização deste trabalho.

À UFCG pela oportunidade.

À CAPES pelo financiamento deste projeto.

Aos membros da banca, Prof. Dr. Laércio Gomes de Oliveira e Prof. Hélio de Lucena Lira, Ph.D. por aceitarem prontamente o convite para a avaliação deste trabalho e pelas valiosas sugestões

À todos do LABDES pela ajuda e amizade.

À João por está sempre a disposição de ajudar.

À Rebeca pela a enorme amizade, carinho e por tornar essa trajetória mais divertida e gratificante.

RESUMO

A água é uma forma de energia essencial à vida e à manutenção dos ecossistemas. Atualmente, as águas do nosso planeta estão sujeitas a altos índices de poluição tornando-se cada vez mais escassas. Neste contexto, o avanço tecnológico colocou no mercado processos alternativos de tratamento de água como, por exemplo, os processos de separação por membranas. Em decorrência da degradação dos recursos hídricos, a utilização destes processos passa a ser mais uma opção de tratamento para a produção de água de boa qualidade. As membranas cerâmicas tem ganhado espaço no mercado por apresentarem diversas vantagens como vida útil longa, menor custo de fabricação, facilidade de limpeza e resistência à altas temperaturas. A purificação de água através de resinas de troca iônica é chamada de desmineralização. Esse processo remove os íons presentes em uma água, através de resinas catiônicas e aniônicas. O objetivo do presente trabalho foi analisar o desempenho de um sistema híbrido composto por membranas cerâmicas de microfiltração recheadas por resinas trocadoras iônicas para tratamento de água. O sistema foi avaliado em função do comportamento do fluxo de permeado e concentrado em função do tempo, tempo de residência e parâmetros físico-químicos. Nas pressões de operação estudadas (1,0 bar, 2,0 bar, 3,0 bar e 4,0 bar), o comportamento do fluxo do permeado variou com a turbidez da alimentação. Concluiu-se que a pressão de operação 2,0 bar apresentou menor variação no fluxo do permeado em função da turbidez nas águas de alimentação e para as águas de alimentação com valores de turbidez 3,0 uT e 4,0 uT esta pressão obteve maior produção de permeado. Além disso, o sistema mostrou-se eficiente na remoção da cor, turbidez e parâmetros químicos para águas não salobras, produzindo água tratada de alta qualidade com um baixo consumo de energia.

PALAVRAS-CHAVE: membrana cerâmica, resina trocadora iônica, microfiltração.

ABSTRACT

Water is a form of energy which is essential for life and to maintain ecosystems. Nowadays, the waters in our planet are subject to high pollution levels becoming increasingly scarce. In this context, the technological advances have put in the market alternative water treatment processes, for example, the membrane separation processes. Due to the degradation of the hydric resources, the use of these processes becomes one more treatment option for the production of good quality water. Ceramic membranes have been gaining space in the market due to diverse advantages, like long useful life, a cheaper manufacture cost, easy cleaning and resistance to high temperatures. The purification of water through ionic exchange resins is called demineralization, this process removes ions present in water, through cationic and anionic resins. The present work had the aim to analyse the performance of a hybrid system comprised of ceramic microfiltration membranes packed with ionic exchange resins for water treatment. The system was evaluated by means of permeate and concentrate flux behaviour with time, residence time and physical-chemical properties. For the studied operating pressures (1,0 bar, 2,0 bar, 3,0 bar e 4,0 bar), the permeate flux behaviour varied as a function of the turbidity of the feed. It was concluded that the operating pressure of 2.0 bar showed less variation in the permeate flow as function of turbidity of the feed water and for the turbidity of 3.0 uT and 4.0 uT, this pressure produced more permeate. In addition, the hybrid system has shown efficient removal of colour, turbidity and chemical parameters for non-salty waters, producing high quality treated water with a low energy consumption.

Keywords: ceramic membrane, ionic exchange resin, microfiltration.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Representação esquemática e fotomicrografias ilustrativas das principais morfologias encontradas nas seções transversais de membranas sintéticas (Fonte: HABERT et al, 1997).	9
Figura 2 - Representação esquemática de duas fases separadas por uma membrana (Fonte: Mulder, 1991).	10
Figura 3 - Comparação entre o fluxo normal ou convencional e o fluxo tangencial. (Fonte: Claver et al., 2007, adaptado de Millipore, 2007).	16
Figura 4 - Conceito de escoamento convencional (Fonte: Adaptado de BAKER, 2004).	17
Figura 5 - Conceito de escoamento tangencial (Fonte: Adaptado de BAKER, 2004).	18
Figura 6 - Desenho esquemático de membrana tubular (a) simples (monocanal) e (b) multicanal. (Fonte: TREVISOLI, A. M. S., 2010).	26
Figura 7 - Curva típica de fluxo de permeado em função do tempo. (Fonte: TREVISOLI, A. M. S., 2010).	27
Figura 8 - Foto de resina trocadora iônica ampliada.	29
Figura 9 - Estrutura de resinas (Fonte: WHEATON e LEFEVRE, 2000).	30
Figura 10 - Processo de troca iônica em uma resina catiônica e em uma resina aniônica.	30
Figura 11 - Fluxograma do sistema híbrido de tratamento de água.	40
Figura 12 - Sistema tratamento de água com membrana cerâmica.	41
Figura 13 - Sistema híbrido com membrana cerâmica recheada com resina trocadora iônica.	42
Figura 14 - Sistema híbrido com membrana cerâmica e coluna de resina trocadora iônica em série.	43
Figura 15 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 1,0 bar com a alimentação de água deionizada.	45
Figura 16 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 2,0 bar com a alimentação de água deionizada.	46

Figura 17 -	Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 3,0 bar com a alimentação de água deionizada.	46
Figura 18 -	Variação do fluxo do permeado em função do tempo para uma pressão de operação de 1,0 bar, 2,0 bar e 3,0 bar com a alimentação de água deionizada.	47
Figura 19 -	Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 1,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 1,0 uT.	48
Figura 20 -	Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 2,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 1,0 uT.	49
Figura 21 -	Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 3,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 1,0 uT.	49
Figura 22 -	Variação do fluxo do permeado em função do tempo para uma pressão de operação de 1,0 bar, 2,0 bar e 3,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 1,0 uT.	50
Figura 23 -	Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 1,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 2,0 uT.	51
Figura 24 -	Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 2,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 2,0 uT.	51
Figura 25 -	Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 3,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 2,0 uT.	52
Figura 26 -	Variação do fluxo do permeado em função do tempo para uma pressão de operação de 1,0 bar, 2,0 bar e 3,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 2,0 uT.	53
Figura 27 -	Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 1,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 3,0 uT.	53

Figura 28 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 2,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 3,0 uT.	54
Figura 29 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 3,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 3,0 uT.	54
Figura 30 - Variação do fluxo do permeado em função do tempo para uma pressão de operação de 1,0 bar, 2,0 bar e 3,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 3,0 uT.	55
Figura 31 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 1,0 bar, com a alimentação de água com turbidez igual a 4,0 uT.	56
Figura 32 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 2,0 bar, com a alimentação de água com turbidez igual a 4,0 uT.	56
Figura 33 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 3,0 bar, com a alimentação de água com turbidez igual a 4,0 uT.	57
Figura 34 - Variação do fluxo do permeado em função do tempo para uma pressão de operação de 1,0 bar, 2,0 bar e 3,0 bar, com a alimentação de água com turbidez igual a 4,0 uT.	58
Figura 35 - Variação da taxa de redução do TDS em função do tempo operando com pressão de operação 0,5 bar, 1,0 bar, 1,5 bar e 2,0 bar.	62
Figura 36 - Variação da taxa de redução da condutividade elétrica e do TDS em função do tempo para um sistema híbrido com coluna com 50g de resina trocadora iônica e pressão de operação 2,0 bar (1° intervalo).	64
Figura 37 - Variação da taxa de redução da condutividade elétrica e do TDS em função do tempo para um sistema híbrido com coluna com 50g de resina trocadora iônica e pressão de operação 2,0 bar (2° Intervalo – após repouso de 24h).	65
Figura 38 - Variação do fluxo pelo tempo do permeado do sistema híbrido com coluna de resina trocadora iônica contendo 50g de resina com pressão de entrada de 2,0 bar.	65

Figura 39 - Ilustração do sistema híbrido com membranas em paralelo (Fonte: Elaborada pela).	68
Figura 40 - Ilustração do sistema híbrido com membranas em série (Fonte: Elaborada pela).	71

LISTA DE FOTOS

- Foto 1 - Sistema híbrido de tratamento de água com membrana cerâmica e resina trocadora iônica.38
- Foto 2 - Membrana cerâmica tubular monocanal de microfiltração antes e após a utilização.39
- Foto 3 - Módulo com membrana cerâmica de microfiltração.39

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Média das variáveis de medida do sistema água deionizada.	47
Tabela 2 - Média das variáveis de medida do sistema água com turbidez 1,0 uT.	50
Tabela 3 - Média das variáveis de medida do sistema água com turbidez 2,0 uT.	52
Tabela 4 - Média das variáveis de medida do sistema água com turbidez 3,0 uT.	55
Tabela 5 - Média das variáveis de medida do sistema água com turbidez 4,0 uT.	57
Tabela 6 - Variação da turbidez em função da pressão de operação para água com 1,0 uT.	59
Tabela 7 - Variação da turbidez em função da pressão de operação para água com 2,0 uT.	59
Tabela 8 - Variação da turbidez em função da pressão de operação para água com 3,0 uT.	59
Tabela 9 - Variação da turbidez em função da pressão de operação para água com 4,0 uT.	59
Tabela 10 - Produção e qualidade do permeado do sistema híbrido em função da pressão de operação.	60
Tabela 11 - Comportamento da condutividade elétrica do permeado do sistema híbrido em função da pressão de operação com alimentação de $k = 1038 \mu\text{S}/\text{cm}$	61
Tabela 12 - Variação dos parâmetros físico-químicos da água de alimentação (torneira - 25/11/13) do sistema híbrido em função da pressão de operação.	63
Tabela 13 - Análises gerais do sistema híbrido.	66
Tabela 14 - Valores médios dos fluxos de alimentação, permeado e concentrado em função da pressão de operação, com uma recuperação média de 40%, obtido através dos dados obtidos neste trabalho.	68
Tabela 15 - Valores dos fluxos do permeado, alimentação e concentrado com sistema de 2 membranas cerâmicas recheada com resina trocadoras iônicas colocadas em paralelo, em função da pressão de operação, com recuperação média de 40%.	69
Tabela 16 - Valores dos fluxos do permeado, alimentação e concentrado com sistema de 3 membranas cerâmicas recheada com resina trocadoras iônicas colocadas em paralelo, em função da pressão de operação, com recuperação média de 40%.	69

Tabela 17 - Valores dos fluxos do permeado, alimentação e concentrado com sistema de 4 membranas cerâmicas recheada com resina trocadoras iônicas colocadas em paralelo, em função da pressão de operação, com recuperação média de 40%.	69
Tabela 18 - Valores dos fluxos do permeado, alimentação e concentrado com sistema de 5 membranas cerâmicas recheada com resina trocadoras iônicas colocadas em paralelo, em função da pressão de operação, com recuperação média de 40%.	70
Tabela 19 - Valores médios dos fluxos do permeado, com uma recuperação média de 40%, operando a 0,5 bar a 2,0 bar, para um sistema em paralelo, obtido através dos dados obtidos neste trabalho.	70
Tabela 20 - Valores médios dos fluxos do permeado, com uma recuperação média de 40%, operando a 0,5 bar a 2,0 bar, para um sistema em série, obtido através dos dados obtidos neste trabalho.	71

LISTA DE SÍMBOLOS E SIGLAS

A	Área
C_C	Concentração do concentrado
C_P	Concentração do permeado
CG	Campina Grande
D	Diálise
Da	Dalton, Unidade de massa atômica
DBO5	Demanda bioquímica de oxigênio (5° dia)
hab	Habitante
J	Fluxo volumétrico (L/h.m ²)
J_C	Fluxo do permeado (L/h.m ²)
J_P	Fluxo do concentrado (L/h.m ²)
k	Condutividade elétrica (mS ou μ S)
LABCEM	Laboratório de Membranas Cerâmicas
LABDES	Laboratório de Referência em Dessalinização
MF	Microfiltração
MMC	Massa Molar de Corte
MS	Ministério da Saúde
NF	Nanofiltração
OI	Osmose Inversa
PB	Paraíba
P_o	Pressão de operação (bar)
PSM	Processos de Separação de Membrana
PVC	Policloreto de Vinila
Q	Vazão volumétrica (L/h)
Q_C	Vazão do concentrado (L/h)
Q_P	Vazão do permeado (L/h)
R	Recuperação
Re	Número de Reynolds
t	Tempo
\hat{t}	Tempo de residência
TDS	Sólidos Totais Dissolvidos (ppm)
TR	Taxa de remoção (%)
UF	Ultrafiltração
uT	Unidade de Turbidez
UV	Ultravioleta
Δp	Pressão transmembrana
ΔP	Gradiente de pressão

SUMÁRIO

RESUMO	i
<hr/>	
ABSTRACT	ii
<hr/>	
LISTA DE FIGURAS	iii
<hr/>	
LISTA DE FOTOS	vii
<hr/>	
LISTA DE TABELAS	viii
<hr/>	
LISTA DE SÍMBOLOS E SIGLAS	x
<hr/>	

CAPÍTULO 1	1
<hr/>	

1.	INTRODUÇÃO	1
1.1.	OBJETIVOS	4
1.1.1.	Objetivo geral	4
1.1.2.	Objetivos específicos	4

CAPÍTULO 2	6
<hr/>	

2.	FUNDAMENTOS TEÓRICOS E REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	6
2.1.	HISTÓRICO	6
2.2.	ÁGUA	7
2.2.1.	Turbidez na água	8
2.3.	MEMBRANAS	9
2.3.1.	Processo de separação de membranas (PSM)	10
2.3.1.1.	Tipos de processos de separação de membranas (PSM)	11
2.3.2.	Transporte através da membrana	14
2.3.2.1.	Escoamento convencional (<i>dead-end</i>)	16

2.3.2.2. Escoamento tangencial (<i>crossflow</i>)	17
2.3.2.3. Modos de operação	18
2.3.2.4. Fluxo permeado	19
2.3.2.5. Polarização por concentração	19
2.3.2.6. <i>Fouling</i>	20
2.3.3. Membranas inorgânicas	23
2.4. MEMBRANAS CERÂMICAS	24
2.4.1. Característica da curva do fluxo de permeado	27
2.4.2. Coeficiente de rejeição	28
2.4.3. Métodos para diminuir as resistências causadas por obstrução.....	28
2.5. RESINA TROCADORA IÔNICA	28
2.5.1. Resina trocadora iônica em tratamento de água	31
2.5.2. Regeneração de resinas trocadoras iônicas	33
2.6. SISTEMA HÍBRIDO (MEMBRANA CERÂMICA E RESINA TROCADORA IÔNICA)	35

CAPÍTULO 3 **37**

3. METODOLOGIA	37
3.1. MATERIAIS	37
3.2. COMPONENTES DO SISTEMA HÍBRIDO	38
3.3. CARACTERÍSTICAS DA MEMBRANA CERÂMICA E RESINA. TROCADORA IÔNICA	40
3.4. FLUXOGRAMA	40
3.5. PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL	41
3.6. LIMPEZA QUÍMICA	44

CAPÍTULO 4 **45**

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO	45
4.1 ETAPA 1 – CARACTERIZAÇÃO DAS MEMBRANAS.....	45

4.2	ETAPA 2 – SISTEMA MEMBRANA CERÂMICA PARA ÁGUAS SINTÉTICAS COM TURBIDEZ 1,0 uT, 2,0 uT, 3,0 uT e 4,0 uT	48
4.3	ETAPA 3 – SISTEMA HÍBRIDO COM 12,67g DE RESINA OPERANDO COM ÁGUA DA TORNEIRA	60
4.4	ETAPA 4 - SISTEMA HÍBRIDO COM 50,0g DE RESINA OPERANDO COM ÁGUA DA TORNEIRA	64
4.5	PROJETO SITEMA HÍBRIDO COM MEMBRANA CERÂMICA EM PARALELO OU EM SÉRE.	67
CAPÍTULO 5		72
5.	CONCLUSÃO	72
CAPÍTULO 6		73
6.	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	73
REFERÊNCIAS BIBLIOGRFICAS		74
ANEXOS		80
ANEXO A - CARACTERIZAÇÃO DA MEMBRANA		81
ANEXO B - FLUXO E RECUPERAÇÃO - SISTEMA MEMBRANA CERÂMICA PARA ÁGUAS COM TURBIDEZ 1,0 uT		87
ANEXO C - VARIAÇÃO DA TURBIDEZ -SISTEMA MEMBRANA CERÂMICA PARA ÁGUAS COM TURBIDEZ (1,0 A 4,0) uT.....		93

ANEXO D - CONDUTIVIDADE ELETRICA E SÓLIDOS TOTAIS DISSOLVIDOS NO PERMEADO - SISTEMA HÍBRIDO (MEMBRANA CERÂMICA + RESINA TROCADORA IÔNICA).....	98
ANEXO E - FLUXO, CONDUTIVIDADE ELETRICA E SÓLIDOS TOTAIS DISSOLVIDOS NO PERMEADO - SISTEMA HÍBRIDO (MEMBRANA CERÂMICA + COLUNA DE RESINA TROCADORA IÔNICA)	103

CAPÍTULO 1

1. INTRODUÇÃO

As águas do nosso planeta, em função do desenvolvimento humano, estão sujeitas a altos índices de poluição de diversas naturezas. Tecnologias avançadas são desenvolvidas e aplicadas gradualmente em estações de tratamento de água para remover eficazmente os poluentes das fontes de água e produzir uma água de qualidade compatível com sua finalidade. Entre estas tecnologias, a filtração por membranas é uma das melhores e mais promissoras, recebendo intensiva atenção (LI et al., 2011).

Na indústria de transformação, para se chegar aos produtos finais com as especificações desejadas, é necessário separar, concentrar e purificar as espécies químicas presentes nas diferentes correntes resultantes dessas transformações. Os Processos de Separação com Membranas (PSM) vêm ganhando espaço cada vez maior nas etapas de separação dos processos industriais. A área de tecnologia de membranas se desdobra hoje numa multiplicidade de aplicações e requer abordagem multidisciplinar, envolvendo engenheiros, físicos, químicos, bioquímicos e cientistas de materiais, entre outros (DIEL, 2010).

Através da filtração por membranas os padrões para a qualidade da água podem ser melhor alcançados, não só a partir de aspectos químicos e físicos, tais como matérias orgânicas e turbidez, mas também a partir do aspecto biológico, como agentes patogênicos. Além disto, o processo de membranas pode substituir processos convencionais, tais como sedimentação e filtração de areia, em estações de tratamento de água, reduzindo a área de construção necessária (LI et al., 2011).

Entre os PSM dois processos merecem ser destacados: a microfiltração (MF) e a ultrafiltração (UF). MF é o processo da classe de filtração por membranas mais similar, tanto estrutural quanto funcional, ao processo de filtração convencional, indicada para a retenção de materiais em suspensão. A UF é um processo de separação por membranas utilizada quando se deseja purificar e fracionar soluções contendo macromoléculas grandes, como proteínas e amido. A MF combinada com UF pode resolver quase todos os problemas de separação envolvendo material particulado e macromoléculas. A grande vantagem técnica desses

processos está na utilização na temperatura ambiente, sem necessidade de gastos com energia para trocas térmicas que são utilizadas nos processos convencionais (DIEL, 2010).

Enquanto a microfiltração (MF) é usada para remoção da matéria em suspensão, a ultrafiltração (UF) permite a remoção de partículas e macromoléculas, mas não elimina completamente a cor (ALLÉGRE *et al.*, 2006). Assim, quando é necessária uma taxa mais elevada de purificação, podem ser utilizadas a nanofiltração (NF), que permite a separação de compostos de baixo peso molecular e alguns sais divalentes, ou a osmose inversa (OI), que permite a remoção de todos os sais minerais e de produtos químicos. Os sistemas baseados em osmose inversa são destinados basicamente à dessalinização e exigem pressões relativamente altas, o que aumenta significativamente o custo global do processo (PETER-VARBANETS *et al.*, 2009).

Estas tecnologias podem ser utilizadas tanto como pré-tratamento quanto para conseguir a recuperação completa da água. Dependendo do processo envolvido, permitem não só reduzir ou eliminar os poluentes, mas também o reuso da água e/ou recuperação de reagentes, o que resulta em economia nos custos (BARREDO-DAMAS *et al.*, 2012). Vários autores verificaram a viabilidade da utilização de água reciclada em diferentes processos e, em particular, no processo de tingimento da indústria têxtil, que pode ser considerado um processo exigente em termos de qualidade da água (DE FLORIO *et al.*, 2005; DE VREESE *et al.*, 2007; MARCUCCI *et al.*, 2002).

Apesar das vantagens que as tecnologias de membranas fornecem, uma das suas principais desvantagens é a redução de desempenho com o tempo de funcionamento devido ao entupimento da membrana, o que leva a perdas econômicas. Assim, é importante que os efluentes sejam submetidos a processos de pré-tratamentos para evitar contaminação ou deterioração da membrana. Tecnologias de membrana também fornecem algumas alternativas de sucesso para estes tratamentos (FERSI e DHAHBI, 2008)

Os principais fatores técnicos determinantes da eficiência do processo são: as propriedades da água de alimentação, seu pré-tratamento, o tipo de membrana e as condições operacionais (MALAEB e AYOUB, 2011).

Em comparação com o tratamento de água convencional, a principal vantagem dos processos de separação por membranas é que o tratamento pode ser feito em um estágio e sem a adição de produtos químicos (PETER-VARBANETS *et al.*, 2009). No entanto, a principal

limitação de muitos processos que utilizam o gradiente de pressão como força motriz, é a redução do fluxo permeado com o tempo. Isto é consequência do fato de componentes orgânicos ou inorgânicos dissolvidos, colóides, bactérias ou sólidos em suspensão se depositarem na superfície da membrana, causando incrustação (fouling) (ELLOUZE et al., 2011).

O processo de separação por membranas, comparado com os tratamentos convencionais utilizados nas estações de tratamento de água, oferece uma série de vantagens:

- Qualidade superior da água tratada, devido à remoção de macromoléculas, bactérias e microrganismos resistentes aos tratamentos químicos, como cloração;
- Sistemas mais compactos e modular, portanto facilmente adaptável às variações de qualidade e quantidade de água a tratar;
- Fácil controle de operação e manutenção;
- Menor utilização de produtos químicos, como sulfato de alumínio (coagulante) e poliacrilamida (floculante) que podem originar efeitos nefastos na saúde pública.

A membrana polimérica com materiais orgânicos como membrana de osmose reversa é o tipo de membrana dominante e tem sido amplamente utilizada em tratamento de água, alcançando uma boa eficiência de tratamento. No entanto, com a redução dos custos de produção, membranas inorgânicas tais como membranas cerâmicas também têm sido investigadas para o propósito de tratamento de água (MUHAMMAD *et al.*, 2009; HARMAN *et al.*, 2010).

Dentre as vantagens encontradas na microfiltração com a utilização do uso de membranas cerâmicas pode-se citar sua maior durabilidade a altas temperaturas, suficiente resistência mecânica, resistência a produtos químicos, elevada vida útil, entre outros. Fortulan et al. (2006) ressaltaram que membranas cerâmicas podem ser facilmente limpas por processos químicos agressivos, utilizando-se calor e vapor, o que permite a limpeza em serviço sob condições de fluxo reverso pulsado.

A purificação de água através de resinas de troca iônica é chamada de desmineralização. Esse processo remove praticamente todos os íons presentes em uma água, através de resinas catiônicas e aniônicas. As resinas possuem a capacidade de trocar cátions e ânions dissolvidos na água de alimentação por íons H^+ e ânions OH^- encontrados nas resinas. Quando a troca ocorre, os íons H^+ e OH^- são liberados na água que se encontra em contato

com a resina e reagem entre si como forma de neutralizar a água purificada formando, a cada instante, uma nova molécula de água.

Um sistema híbrido composto por membrana cerâmica de microfiltração e resina trocadora iônica é capaz de aliar todas as vantagens da membrana cerâmica com um menor consumo energético à dessalinização através das resinas trocadoras iônicas (uma vez que a MF opera com baixas pressões). Além de ser eficiente na remoção de matéria orgânica e inorgânica.

Processos com membranas são atualmente economicamente atrativos em grandes instalações utilizando-se águas superficiais de boa qualidade. Atualmente, os objetivos são estender os processos de tecnologia com membranas para águas de qualidade inferior para a remoção de cor, sabor, matéria orgânica dissolvida e produtos de desinfecção (GUIGUI et al., 2002).

1.1. OBJETIVOS

1.1.1. OBJETIVO GERAL

Avaliar o desempenho de um sistema híbrido composto por membrana cerâmica de microfiltração e resina trocadora iônica para tratamento de água com diferentes níveis de turbidez e água da torneira.

1.1.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Avaliar o desempenho do fluxo para água dessalinizada para diferentes gradientes de pressão;
- Estudar o desempenho da membrana para águas sintéticas com turbidez entre 1,0 uT a 4,0 uT;
- Avaliar o desempenho do fluxo para água da torneira para diferentes gradientes de pressão e a qualidade do permeado com a membrana cerâmica recheada com resina trocadora de íons;

- Avaliar o desempenho do fluxo para água da torneira e qualidade do permeado com a membrana cerâmica acoplada a uma coluna com resina trocadora de íons;
- Estudar a taxa de remoção de sais presentes na água.
- Estudar o tempo de saturação da resina trocadora iônica e o efeito da limpeza química no sistema.
- Desenvolver um projeto do sistema híbrido com membranas cerâmicas recheadas com resina de troca iônica em paralelo e em série a partir dos dados encontrados visando a produção do permeado em maior escala.

CAPÍTULO 2

2. FUNDAMENTOS TEÓRICOS E REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo são apresentados um pouco da história do estudo de membrana cerâmica, os conceitos básicos de PSM tais como o conceito de membrana, transporte através de membranas, tipos e modelos de escoamentos, fluxo do permeado e tipos de PSM. Durante o processo de tratamento de água através da membrana cerâmica, ocorrem alguns problemas como polarização por concentração e *fouling* que reduzem o fluxo do sistema, por isso serão tratados com destaque. O foco principal dessa fundamentação é sobre as membranas cerâmicas, tratando também sobre a característica da curva do fluxo do permeado e os métodos para diminuir as resistências causadas por obstrução. As resinas trocadoras iônicas também serão descritas. Por fim, algumas referências bibliográficas relacionadas diretamente com o assunto desta dissertação estão apresentadas.

2.1. HISTÓRICO

O primeiro registro do qual se tem notícia sobre um estudo relativo a fenômenos que ocorrem com membranas, data de 1748 e se deve a um abade francês de nome Nollet (HABERT et al., 2006).

Por volta de 1829 o químico escocês Thomas Graham (1805-1869) estudou a permeação de gases através de borrachas e efetuou, utilizando membranas sintéticas, as primeiras medidas experimentais de diálise. Entretanto os fenômenos que ocorrem em membranas só foram melhor compreendidos com a descoberta da lei de difusão em 1877, pelo fisiologista alemão Adolf Eugen Fick (1829-1901), que ficou conhecida como Lei de Fick (BAKER, 2004).

Já no início do século XX foram desenvolvidas membranas de celulose regenerada, que foram utilizadas para filtrar soluções contendo partículas coloidais dispersas, processo que atualmente se conhece por microfiltração. Em 1913 surgiu uma técnica aplicada em animais que levou ao desenvolvimento da hemodiálise atual. O primeiro hemodialisador foi desenvolvido em 1944 por Willelm Kolf (1911-2009) (OSADA e NAKAGAWA, 1992).

Embora os processos de separação com membranas (PSM) como diálise (D) e microfiltração (MF) já fossem conhecidos e utilizados em pequena escala, desde 1930, eles não evoluíram para uma escala industrial mais sólida devido, principalmente, aos baixos fluxos de permeados resultantes das elevadas espessuras das membranas disponíveis (HABERT et al., 2006).

Na segunda metade do século passado, fatores como a disponibilidade de novos materiais e a conscientização do problema energético, contribuíram para que os PSM saíssem da esfera de laboratório e se tornassem processos industriais. Apenas no final da década de 50, os PSM começaram a deixar de ser uma curiosidade científica e de laboratório (HABERT et al., 2006).

O desenvolvimento rápido na aplicação industrial dos processos de ultrafiltração foi percebido na década de 1970 com a projeção de várias plantas para a concentração de proteínas. Ainda na década de 1970 foram testados pela indústria eletroquímica, vários polímeros para separação de gases (HOWELL, et al, 1993). Nos anos 80 os diversos processos de separação por membranas já estavam estabilizados em quase todo o mundo e na década seguinte se observou a larga aplicação das membranas sintéticas nos mais variados setores industriais: processamento de alimentos, farmacêutica, processos biomédicos, têxteis, químicos, dessalinização de água, tratamento de águas residuárias e de efluentes industriais (BAKER et al, 1990).

As membranas sintéticas comerciais, em sua grande maioria, são preparadas a partir de materiais poliméricos com características químicas e físicas as mais variadas. Membranas de materiais inorgânicos são produzidas há mais de 20 anos, mas só recentemente começam a disputar o mercado com as membranas poliméricas (HABERT et al., 2006).

Nos últimos anos novas pesquisas têm sido desenvolvidas e novos potenciais de aplicações estão sendo criadas. O estudo de membranas e sua utilização estão em plena ascensão indicando horizontes promissores para o futuro desta tecnologia (LIMA, 2013).

2.2. ÁGUA

A economia neoclássica considerava que os recursos naturais, como a água, não poderiam afetar o desenvolvimento econômico das nações a longo prazo, ou seja, eram tidos

como infinitos e não os consideravam como fatores de produção, portanto, não tinham valor econômico, tal como ocorre atualmente com o ar. Entretanto, o uso predatório de muitos recursos naturais, os tornou escassos e a eles foi atribuído valor econômico, conforme sua disponibilidade e demanda (MAY, 2003). O fato de que, em 1940, o consumo per capita de água no planeta era $400 \text{ m}^3/\text{hab}/\text{ano}$ e que em 50 anos este consumo duplicou, reforça a tese de tendência de escassez crescente de água para fins de abastecimento no planeta, conforme apresentado por Villiers, sendo um alerta indutor à conservação quali-quantitativa da água no planeta. (VANELLI, 2004)

Em termos globais a indústria é o terceiro consumidor de água (7%; 140 milhões m^3/ano), perdendo para a agricultura (70%; 1.400 milhões m^3/ano) e para o abastecimento público de água (23%; 460 milhões m^3/ano) (VANELLI, 2004). Contudo, a indústria é o setor econômico que detém a maior capacidade de investimento para reduzir o impacto de suas atividades sobre o meio ambiente.

2.2.1. TURBIDEZ NA ÁGUA

A importância do controle da turbidez em águas está no fato de este parâmetro ter uma relação com uma enorme variedade de matérias em suspensão, de origem orgânica ou inorgânica, variando em dimensão desde partículas coloidais até sólidos de dimensões macroscópicas. O parâmetro assume grande importância no estudo da qualidade das águas, em especial das águas para consumo humano. (NETO, 2013)

Também na indústria alimentar, em particular na produção de bebidas destiladas, cervejas, vinhos e sumos, a turbidez é considerada uma característica importante no controle de qualidade e na fixação das características finais do produto. Na indústria farmacêutica e na distribuição de medicamentos e de soluções e solventes destinadas a uso humano ou veterinário, a turvação dos produtos é também estritamente controlada, pois o seu aumento pode indicar a presença de contaminantes ou outros sólidos em suspensão, como os resultantes da precipitação a partir da solução, ou de colônias de microrganismos em suspensão. (WIKIPÉDIA)

Tipicamente o crescimento de bactérias e leveduras em suspensão traduz-se num rápido aumento da turvação, razão pela qual este parâmetro é um excelente indicador da presença destes microrganismos em soluções aquosas. (WIKIPÉDIA)

2.3. MEMBRANAS

As membranas podem ser classificadas quanto à origem, ao tipo de material empregado em sua fabricação, a estrutura e a morfologia.

Em relação à origem, as membranas podem ser naturais ou sintéticas. Quanto aos materiais empregados podem ser orgânicas (poliméricas) ou inorgânicas (metálicas e cerâmicas) (ANADÃO, 2010).

Quanto à estrutura, podem ser isotrópicas ou anisotrópicas. Quando a membrana possui estrutura uniforme ao longo de toda espessura é chamada simétrica ou isotrópica. Em geral o fluxo através desse tipo de membrana é mais baixo, já que toda a estrutura contribui para resistência do transporte.

Quando a estrutura varia ao longo da espessura da membrana esta é chamada assimétrica ou anisotrópica. Acima da membrana anisotrópica é possível depositar uma fina camada de outro material, formando uma membrana composta.

Quanto à morfologia, as membranas se classificam ainda em densas ou porosas e tanto uma como a outra podem ser isotrópicas ou anisotrópicas, ou seja, podem ou não apresentar as mesmas características morfológicas ao longo de sua espessura (HABERT, et al, 2006). Os diferentes tipos de morfologia das membranas estão ilustrados na Figura 1.

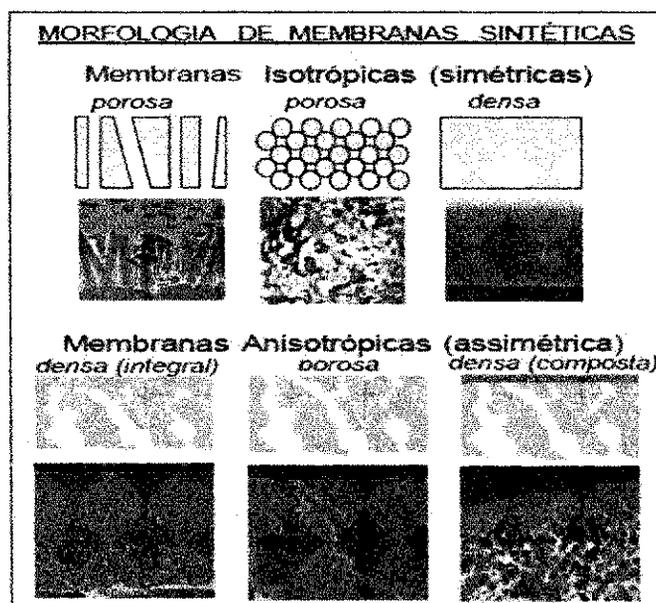


Figura 1 - Representação esquemática e fotomicrografias ilustrativas das principais morfologias encontradas nas seções transversais de membranas sintéticas (Fonte: HABERT et al, 2006).

2.3.1. PROCESSO DE SEPARAÇÃO DE MEMBRANAS (PSM)

A membrana pode ser definida como “uma barreira que separa duas fases e restringe, total ou parcialmente, o transporte de uma ou várias espécies químicas presentes na fase” (NÓBREGA et al., 1997), como demonstrado na Figura 2.

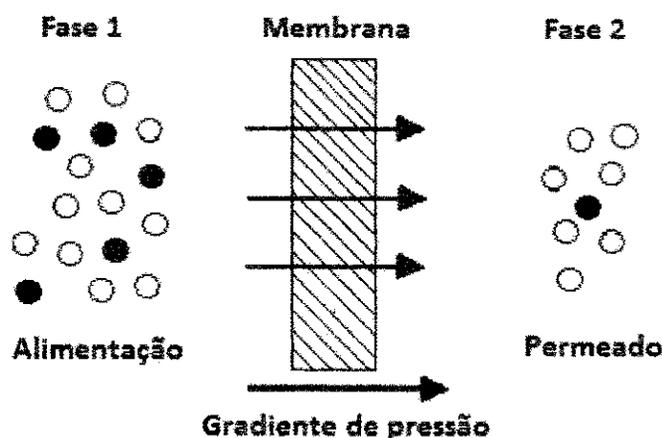


Figura 2 - Representação esquemática de duas fases separadas por uma membrana (Fonte: Mulder, 1991).

O que distingue o processo de separação por membranas de outras técnicas de separação é a utilização de uma fase, a membrana. Esta fase introduz uma interface entre o volume das duas fases envolvidas na separação e pode originar vantagens de eficiência e seletividade (MULDER, 2000).

Uma membrana pode ser definida como um filme fino sólido que separa duas soluções e que atua como barreira seletiva para transporte de componentes entre essas soluções, quando aplicada algum tipo de força externa. A força motriz pode ser uma diferença de pressão, temperatura, concentração ou potencial elétrico. A maioria dos PSM utiliza o gradiente de pressão (PETER-VARBANETS *et al.*, 2009). Nos processos de separação por membranas não ocorre transformação química ou biológica de componentes durante a filtração.

O PSM é caracterizado pelo fato da corrente de alimentação ser dividida em duas correntes, a de concentrado e a de permeado, o que implica que ou a corrente de concentrado

ou a de permeado será o resultado da separação (produto). As partículas e os solutos retidos na superfície da membrana são continuamente removidos do concentrado que flui tangencialmente ao longo da superfície da membrana, denominado de fluxo cruzado. A solução purificada flui através da membrana como permeado.

2.3.1.1. TIPOS DE PROCESSOS DE SEPARAÇÃO DE MEMBRANAS (PSM)

Em processos que utilizam membranas porosas a capacidade de seletividade esta diretamente associada à relação entre o tamanho das espécies presentes e o tamanho dos poros da membrana. Este é o caso de processos como a microfiltração (MF), ultrafiltração (UF), nanofiltração (NF) e diálise (D).

Alguns fatores que distinguem os processos de separação por membranas, osmose inversa (OI), nanofiltração (NF), ultrafiltração (UF) e microfiltração (MF), são a aplicação de pressão, velocidade de transporte da solução, capacidade de retenção e o intervalo de separação determinado pela massa molar ou diâmetro das partículas. O processo de microfiltração se focaliza na remoção de partículas suspensas e de bactérias, reduzindo a pressão necessária para atravessar as membranas para apenas alguns metros de coluna de água (JACANGELO et al., 1997; Van der BRUGGEN et al., 2003).

A microfiltração é o processo de separação com membranas mais próximo da filtração clássica, é usada para separar pequenas partículas insolúveis, bactérias e materiais em suspensão de córregos aquosos. Utiliza membranas porosas com poros na faixa entre 0,1 e 10 μm . As membranas de microfiltração apresentam porosidade variando de 5 a 70%. O fluido passa através de canais tortuosos, enquanto as partículas são barradas na superfície da membrana. A força motriz desse processo é o gradiente de pressão entre os dois lados da membrana (ANADÃO, 2010). A eficiência de uma membrana de microfiltração depende diretamente da uniformidade do tamanho dos poros, densidade dos poros e a espessura da camada na qual os poros tem diâmetro mínimo (camada ativa).

Devido ao tamanho de seus poros, os sistemas de microfiltração oferecem proteção completa contra microrganismos. A taxa de remoção de bactérias, por exemplo, atinge 99,99% em testes laboratoriais (PETER-VARBANETS et al., 2009).

A ultrafiltração é um processo de separação por membranas utilizado quando se deseja purificar e fracionar soluções contendo macromoléculas. As membranas de ultrafiltração apresentam poros na faixa entre 1 a 100 nm (0,001 a 0,1 μm), portanto mais fechadas do que as membranas de microfiltração e com permeabilidade consideravelmente inferior. Como os poros das membranas de ultrafiltração são menores, é necessário uma maior força motriz para se obter fluxos permeados elevados o suficiente para que o processo possa ser utilizado industrialmente (BETANCOURT e ROSE, 2004).

A ultrafiltração vem sendo bastante empregada na indústria alimentícia, na produção de bebidas e laticínios, tratamento de água, concentração e purificação de proteínas, recuperação de corantes e pigmentos, etc. (SILVA, 2009)

A ultrafiltração tem se tornado uma eficiente alternativa aos processos de tratamento de água convencional, principalmente para remoção de turbidez e microrganismos. Atualmente a razão para a grande utilização dos sistemas de filtração com membranas, como a micro e a ultrafiltração, para a obtenção de água potável está principalmente ligada à sua habilidade em remover microrganismos patogênicos, assim como o controle dos produtos precursores na desinfecção. Ao contrário dos processos convencionais, a remoção é total sem ter que se adicionar reagentes e independentemente das variações na qualidade da fonte de abastecimento. A eficiência total da ultrafiltração para desinfecção tem sido amplamente pesquisada e demonstrada (JACANGELO et al., 1995; 1997).

Estudos foram realizados por Bottino et al. (2001), com membrana cerâmica 0,2 μm , nos quais foram avaliados a remoção de partículas, microrganismos, algas e precursores dos produtos de desinfecção. A remoção de turbidez foi de 99,6 %, coliformes totais e fecais 100 % e para a maioria das algas estudadas a remoção foi total. Foram obtidos como resultados deste mesmo experimento, a remoção de 100 % de clorofórmio, 56 % diclorobromo-metano e 100 % tricloroetileno.

A nanofiltração refere-se ao processo com membranas capaz de efetuar separações de moléculas de peso molecular médio entre 500 e 5000 Daltons, situando-se, portanto, entre o limite superior da ultrafiltração e o limite inferior da osmose inversa (HABERT, et al., 2006). Na nanofiltração os poros variam entre 0,1 e 1,0 nm. Espécies iônicas maiores, incluindo íons bivalentes e multivalentes, e moléculas mais complexas são amplamente retidas (GEAFILTRATION, 2008). A nanofiltração é também um processo movido pela diferença de pressão, que pode variar entre 5,0 e 25,0 bar. Algumas aplicações típicas da nanofiltração são:

dessalinização, concentração de produtos de fermentação, purificação de enzimas, entre outros.

A osmose é um processo natural, no qual a água passa através de uma membrana semipermeável. Neste caso não há fluxo de um soluto de um lado de menor concentração para um lado de maior concentração, para reverter o fluxo de água, uma diferença de pressão maior que o gradiente pressão osmótica é aplicada, assim a separação da água dos solutos se torna possível. O processo de osmose inversa é empregada em membrana densa semipermeável, altamente permeável à água e altamente impermeável à microrganismos, colóides, sais dissolvidos e orgânicos. As forças motrizes envolvidas são o gradiente de potencial químico do soluto e o gradiente de potencial químico da água.

Quando a força motriz é a pressão transmembrana (Δp), existem quatro tipos de PSM mais importantes aplicados na indústria de transformação: microfiltração (MF), ultrafiltração (UF), nanofiltração (NF) e osmose inversa (OI). As membranas de MF e UF são exclusivamente porosas, já as membranas de NF podem ser porosas ou com estreita camada densa num suporte poroso, chamada densa composta.

Segundo Stopka et al. (2001), o *fouling* (ou entupimento) é um fator crítico em muitos processos de separação por membranas e ainda é um dos principais fatores que limitam sua aplicação. De acordo com Pelegrin (2004), na produção de água potável, sistemas de ultrafiltração e microfiltração são utilizados para a remoção de material particulado e coloidal das águas brutas. O autor afirma que as membranas filtrantes oferecem as seguintes vantagens sobre sistemas convencionais de tratamento:

- Não há necessidade de produtos químicos no tratamento de água bruta de boa qualidade (exceto produtos químicos utilizados na lavagem química de membranas, que são consumidos em quantidades muito pequenas comparado ao consumo de produtos químicos nos sistemas convencionais de tratamento);
- O mecanismo de filtração é por exclusão física de partículas com o tamanho maior do que o tamanho dos poros das membranas, não ocorre passagem de partículas com tamanho maior do que os poros. Na prática, entretanto, partículas com tamanho menor do que os poros são retiradas nas membranas com grande eficiência devido à torta de filtro;
- Qualidade boa e constante de água tratada, independentemente de variações da qualidade da água de alimentação;

- Plantas compactas e automatizadas;

A capacidade instalada de tratamento de água por microfiltração e ultrafiltração aumentou vertiginosamente nos EUA entre os anos de 1995 e 2000. O grande salto na capacidade instalada entre os anos de 1999 e 2000 indica que o processo de implantação destes sistemas de tratamento está se acelerando e que a tecnologia de membranas está iniciando a sua investida no mercado de plantas de grande porte. Este processo deverá acelerar significativamente nos próximos anos com aprimoramento da tecnologia de membranas submersas, cuja participação no mercado de microfiltração e ultrafiltração está se ampliando rapidamente (SCHNEIDER e TSUTIYA, 2001).

Nogueira e Venturini Filho (2007) usaram o processo de micro e ultrafiltração para clarificar o caldo de cana e o permeado obtido foi comparado ao caldo de cana clareado por processo químico (sulfo-defecação) quanto à turbidez e a cor. Os resultados obtidos foram satisfatórios para a técnica de filtração tangencial quanto à remoção da cor, porém, foi equivalente quanto à remoção de turbidez. Contudo, a microfiltração apresentou um maior fluxo de permeado quando comparado à ultrafiltração.

2.3.2. TRANSPORTE ATRAVÉS DA MEMBRANA

Para que ocorra a separação, é necessário um transporte através da membrana. Em PSM existem três formas básicas de transporte de massa. A forma mais simples é o chamado “transporte passivo”, que pode ser convectivo e/ou difusivo. Neste caso, a membrana age como uma barreira física do qual todos os componentes do seio da solução são transportados devido a uma força motriz. O gradiente de potencial químico é a força motriz do transporte através das membranas, que pode ser causado por diferenças de pressão, concentração, temperatura entre as duas fases separadas pela membrana. A separação também pode ocorrer devido a um gradiente de potencial elétrico.

A segunda forma de transporte de massa através da membrana é o chamado “transporte facilitado”. Neste caso, a força motriz também é o gradiente de potencial químico, porém os componentes são acoplados a um transportador específico na fase membrana. O transporte facilitado é uma forma especial de transporte passivo; é o mecanismo de transporte das membranas líquidas, depende da interação entre a fase membrana e o componente.

A terceira forma de transporte é o chamado “transporte ativo”. Neste caso, os componentes são transportados contra o potencial químico. A força motriz do transporte provém de uma reação química com a fase membrana. Este é o transporte através das biomembranas, células, por exemplo, onde a membrana é chamada de membrana plasmática (PORTER, 1990; NOBLE e STERN, 1995).

O transporte de massa em uma membrana é um processo de não equilíbrio e é convencionalmente descrito por equações fenomenológicas (lei de Fick), que relacionam os fluxos de material com as forças motrizes correspondentes. A constante de proporcionalidade é o coeficiente de difusão. Forças motrizes, em alguns processos de membrana podem ser interdependentes, dando origem a novos efeitos. Assim, um gradiente de concentração através de uma membrana pode resultar não somente em um fluxo de matéria, mas, sob determinadas condições, também no acúmulo de uma diferença de pressão hidrostática; este fenômeno é chamado de osmose. Da mesma forma, um gradiente de pressão hidrostática pode levar a um gradiente de concentração, bem como a um volume de fluxo através da membrana, este fenômeno é chamado de osmose inversa. Frequentemente, os fluxos dos componentes individuais são acoplados, ou seja, o fluxo de um componente interfere no fluxo de outro. Um exemplo do acoplamento de fluxos é o transporte de água ligado com um íon que é conduzido através de uma membrana por um gradiente de potencial elétrico (PORTER, 1990).

Em membranas porosas, o transporte passivo pode ser convectivo e/ou difusivo; a seletividade é pela dimensão do componente. Em membranas densas o transporte passivo é exclusivamente difusivo; a seletividade é pela interação entre o meio filtrante e o componente e o mecanismo de solução-difusão ocorre em três etapas:

- I. sorção na interface alimentação/membrana;
- II. difusão através da membrana;
- III. dessorção na interface membrana/permeado.

A filtração pode ser realizada de dois modos operacionais diferentes – filtração com fluxo normal ou convencional (*dead-end*) ou com fluxo tangencial (*cross-flow*) (Figura 3), explicados nos Tópicos 2.2.3.1 e 2.2.3.2.

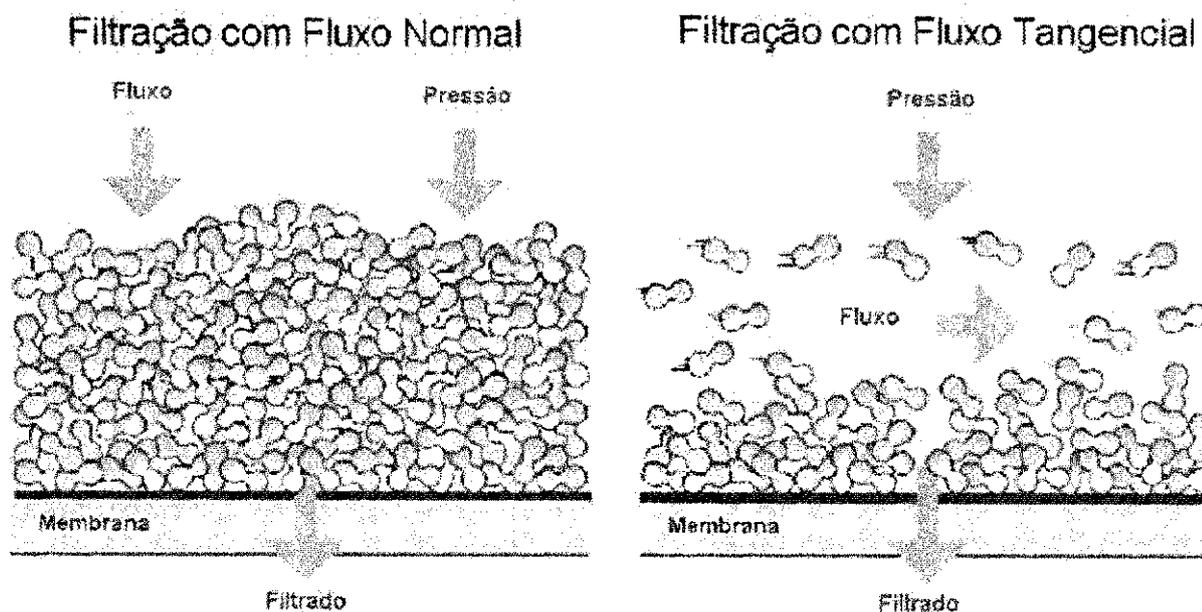


Figura 3 - Comparação entre o fluxo normal ou convencional e o fluxo tangencial. (Fonte: Claver et al., 2007, adaptado de Millipore, 2007).

A ultrafiltração (UF) e a microfiltração (MF) é convencionalmente em fluxo tangencial, com o fluxo principal paralelo ao meio filtrante (NOBLE e STERN, 1995).

A performance de uma membrana pode ser definida em termos de dois fatores simples, o fluxo, que o volume do fluido passando através da membrana por unidade de área da membrana por unidade de tempo, e a seletividade, para solutos e particulados em líquidos e gases, que é a retenção, a fração do soluto na alimentação retida pela membrana.

2.3.2.1. ESCOAMENTO CONVENCIONAL (*DEAD-END*)

O conceito de escoamento convencional está apresentado na Figura 4 que representa um corte da secção transversal de uma membrana plana. A solução a ser filtrada é escoada perpendicularmente à parede da membrana (meio filtrante).

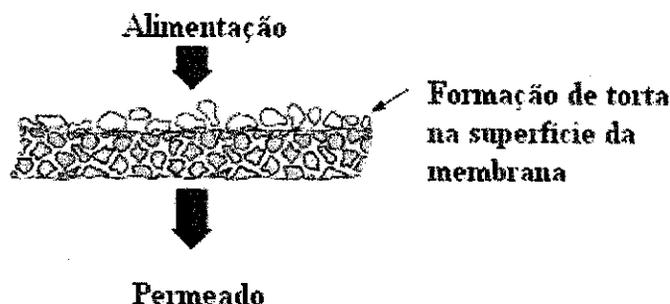


Figura 4 - Conceito de escoamento convencional (Fonte: Adaptado de BAKER, 2004).

As partículas de maior diâmetro não atravessam a membrana e se acumulam na sua superfície, sendo uma desvantagem operacional, cujo fenômeno é chamado de formação de torta. Esta torta aumenta a resistência do meio filtrante e causa a diminuição do fluxo permeado de forma contínua. Este escoamento também é conhecido como filtração frontal (NOBLE e STERN, 1995).

2.3.2.2. ESCOAMENTO TANGENCIAL (*CROSSFLOW*)

Segundo Lemanski (2004), na filtração tangencial a solução de alimentação flui paralelamente à membrana e perpendicularmente ao fluxo de permeado, o que permite o escoamento de grandes volumes de fluidos, pois esse tipo de escoamento, a altas velocidades, tem o efeito de arrastar os sólidos que tendem a se acumular sobre a superfície da membrana.

O conceito de escoamento tangencial está apresentado na Figura 5, que representa um corte da seção transversal de uma membrana tubular ou plana. A solução a ser filtrada é escoada paralelamente à parede da membrana (meio filtrante). Após a entrada no módulo de membrana, a solução do processo divide-se em duas linhas de escoamento: a linha do permeado (perpendicular ao meio filtrante), e a linha do concentrado (paralela ao meio filtrante). O escoamento tangencial reduz a formação de torta e, por isso, é possível obter um fluxo permeado quase constante por um longo período. Esse tipo de escoamento também é chamado de filtração tangencial ou dinâmica (RIPPERGER e ALTMANN, 2002).

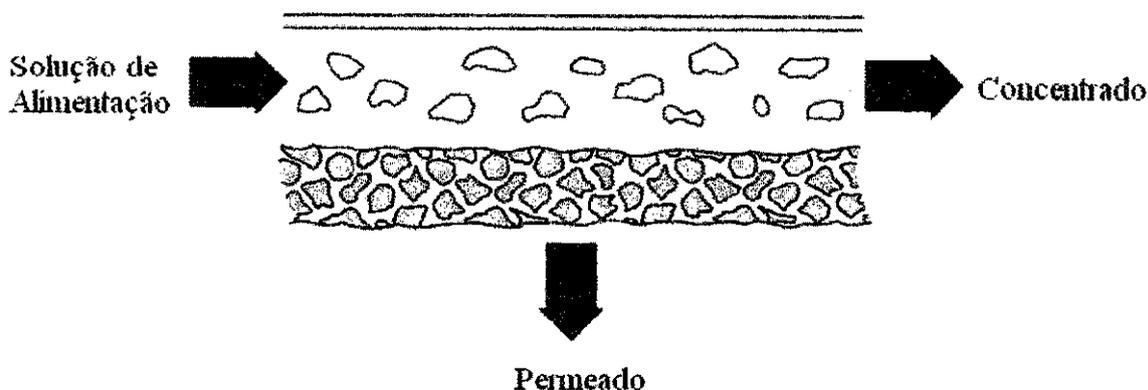


Figura 5 - Conceito de escoamento tangencial (Fonte: Adaptado de BAKER, 2004).

O equipamento necessário para o escoamento tangencial é mais complexo quando comparado a um processo de filtração convencional (dead-end), porém a vida útil da membrana é muito maior (BAKER, 2004).

2.3.2.3. MODOS DE OPERAÇÃO

Segundo Diel (2010), os modos de operação mais simples utilizados em PSM são: reciclo total, batelada e diafiltração.

Reciclo total: modo de operação que consiste em retornar a corrente de permeado e concentrado para o tanque de alimentação. O objetivo deste modo de operação é determinar quais as melhores condições de operação do processo; estudo das interações entre a membrana e a solução; e, também, a caracterização de membranas.

Batelada: modo de operação que consiste na retirada da corrente de permeado, enquanto que a corrente de concentrado retorna para o tanque de alimentação. O objetivo principal do modo de operação batelada é a concentração de soluções. Através deste modo de operação pode ser determinado o fator de concentração.

Diafiltração: modo de operação que envolve a adição de solvente (diluyente) na alimentação do sistema enquanto que o permeado é retirado. Trata-se de uma forma de “lavagem” da solução problema. O objetivo é aumentar a recuperação de soluto (concentrado) ou aumentar a pureza do permeado. Diafiltração pode ser utilizada em todos os processos, desde MF a OI. Tanto sistemas em batelada como os contínuos podem ser operados por diafiltração.

2.3.2.4. FLUXO PERMEADO

O fluxo representa a vazão (volumétrica, mássica ou molar) de permeado por unidade de área de permeação da membrana. Para o caso de fluxo volumétrico (J), a Equação 1 define o volume que permeia por unidade de tempo (Q) e unidade de área de permeação (A).

As unidades de fluxo volumétrico são geralmente representadas por $[L.m^{-2}.h^{-1}]$.

$$J = \frac{Q}{A} \quad (1)$$

Onde J é o fluxo volumétrico, Q é a vazão volumétrica e A é a área.

Como foi visto no Tópico 2.3, o movimento de qualquer espécie através da membrana é causado pela ação de uma ou mais forças motrizes sobre os componentes da alimentação. Para o caso de membranas porosas, a força motriz é a pressão transmembrana (Δp); e o fluxo (J), por sua vez, é determinado pela pressão transmembrana e pela resistência da membrana (ou por sua permeabilidade), que muitas vezes, são proporcionais.

O fluxo através da membrana é fortemente influenciado pela temperatura da solução de alimentação, uma vez que o fluxo é função da viscosidade dinâmica da solução que, por sua vez, é função da temperatura. A velocidade de escoamento também influencia no fluxo permeado, como já foi visto anteriormente, pois com o aumento da velocidade, provoca-se um aumento da turbulência do escoamento e conseqüente diminuição da camada polarizada. DIEL, (2010).

Outros parâmetros importantes que afetam o fluxo através da membrana são o pH e a força iônica; o efeito de cada um deles, entretanto, varia muito em função da solução de alimentação e da membrana utilizada. Estes parâmetros influenciam, principalmente, na solubilidade dos componentes da alimentação, alterando as interações entre essa solução e a membrana.

2.3.2.5. POLARIZAÇÃO POR CONCENTRAÇÃO

Segundo Diel (2010), quando se processa uma solução com solutos de baixa massa molar ou macromoléculas utilizando-se filtração por membranas, devido à seletividade do

processo, sempre haverá aumento da concentração das espécies retidas próximo à superfície da membrana.

O autor afirma também que o fato da concentração do soluto próximo à superfície da membrana ser maior do que no seio da solução, provoca um movimento difusivo deste soluto no sentido de retornar ao seio da solução. Este fenômeno, conhecido como polarização por concentração, é inerente a qualquer processo de transporte seletivo e provoca uma resistência adicional à transferência de massa do solvente através da membrana, com conseqüente queda no fluxo permeado, relativa ao fluxo de solvente puro obtido na mesma pressão. Nas operações em escoamento tangencial a polarização por concentração se estabelece rapidamente. Ela também.

A polarização por concentração é fortemente afetada pelas condições de escoamento da corrente da alimentação, quantificadas pelo número de Reynolds (Re) e a concentração da alimentação. O aumento de fluxo permeado provoca uma maior concentração das espécies retidas próximo à superfície da membrana, o que tende a provocar uma queda no fluxo permeado. Assim, a partir de um valor de pressão, um aumento adicional desta, corresponde a um aumento equivalente na resistência ao transporte do solvente, devido à polarização por concentração. A conseqüência é que o fluxo permeado permanece inalterado com o aumento da pressão. Este valor de fluxo constante com a pressão é chamado de fluxo limite. Do ponto de vista prático, qualquer sistema de membrana deve ser operado em pressões inferiores a menor pressão que leve o fluxo permeado ao seu valor limite. (DIEL, 2010)

2.3.2.6. **FOULING**

Em operações com escoamento tangencial é comum observar uma queda contínua do fluxo permeado com o tempo, indicando que outros fenômenos, além da polarização por concentração, devem estar presentes durante o processamento.

O entupimento ou "*fouling*" é complexo e difícil de ser descrito teoricamente. Mesmo para uma solução conhecida, sua ocorrência e intensidade irão variar de acordo com os parâmetros físico-químicos como concentração, temperatura, pH, força iônica, pontes de hidrogênio e interações polares. A retenção de macromoléculas na superfície da membrana ocasiona a polarização de concentração e a concentração destes macro-solutos na superfície da membrana pode atingir altos valores, levando à formação de uma camada aderida na

membrana, chamada camada gel. A concentração para se atingir a camada gel depende do tamanho, forma, estrutura química e solubilidade dos compostos alimentados ao processo (MULDER, 1991).

Geralmente, as fontes de depósitos indesejáveis na superfície da membrana podem ser divididas em quatro principais categorias: depósitos inorgânicos (*scaling*), adsorção de moléculas orgânicas (orgânico), deposição de partículas (coloidal) e adesão e crescimento microbiano (*biofouling*). Mais de uma dessas categorias podem ocorrer, simultaneamente, no mesmo sistema de membranas (BAKER, 2004).

A extensão do fenômeno do *fouling* depende da natureza da solução problema, sua concentração, tipo de membrana e distribuição de tamanho de poros, qualidade da água, características hidrodinâmicas e de superfície de membrana. A ocorrência do *fouling* afeta o desempenho da membrana pela deposição de uma nova camada sobre sua superfície, pelo bloqueio parcial ou completo dos poros o que acarreta a mudança efetiva da distribuição do tamanho de poros e da massa molar média de corte da mesma (LEMANSKI, 2004).

O fenômeno do *fouling* além de depender da natureza da solução problema, depende de maneira acentuada das condições de operação do sistema de membrana. Em particular, na ultra e microfiltração o declínio de fluxo é muito grande, podendo chegar a 5 % do valor do fluxo de água pura (NOBREGA et. al., 1997).

A operação em baixa pressão, por diminuir o fluxo permeado, diminui o aporte de soluto em direção à superfície da membrana. Assim a membrana ficará menos polarizada. Como os fenômenos de adsorção e de eventual precipitação do soluto sobre a membrana dependem, fundamentalmente, da concentração do soluto na interface da membrana/solução, eles serão minimizados. O fato de se trabalhar em pressões não muito elevadas e, portanto, com fluxos permeados menores, pode parecer uma incoerência; no entanto, os resultados, principalmente para tempos longos de operação, podem ser surpreendentemente melhores. (OLIVEIRA et al., 2006).

Em condições menos polarizadas o *fouling* é bem menor e o fluxo permeado se estabiliza mais rapidamente e em valores superiores aos dos fluxos estáveis, quando se trabalha em condições mais severas de pressão transmembrana. O fluxo inicial, no caso de pressões maiores, é mais elevado, mas este cai rapidamente com o tempo de operação (OLIVEIRA et al., 2006).

O declínio no fluxo do permeado, o qual acontece devido à perda de permeabilidade da membrana, tem sido foco de vários estudos. Alguns dos principais fatores que provocam este fenômeno são: o material do qual está constituída a membrana, as características do líquido a permear, assim como a concentração pela polarização (AL-MALACK e ANDERSON, 1997).

Biofouling

O *biofouling* é um tipo de incrustação decorrente do crescimento de microorganismos na superfície da membrana. As membranas de acetato de celulose são nutrientes ideais para o crescimento de bactérias, e podem ser completamente destruídas em algumas semanas. Um tratamento com bactericidas geralmente controla a incrustação biológica. Em alguns sistemas de água ultrapura, a esterilidade da alimentação é mantida por esterilizadores UV (ultravioleta) (BAKER, 2004).

Mecanismos de bloqueio dos poros

Vela et al. (2009) investigaram o mecanismo de bloqueio dos poros, *fouling*, mediante os modelos da teoria de Hermia adaptados para o escoamento tangencial em membranas cerâmicas tubulares. Quatro tipos de modelos de bloqueio foram estudados: bloqueio completo, bloqueio intermediário, bloqueio padrão (*fouling* interno) e o modelo com formação de camada gel.

Os autores deram proceguimento ao experimento em uma planta piloto com módulo de membrana tubular cerâmica da marca Carbosep M2, com área de permeação de 35,5 cm² e dimensões de 10 mm de diâmetro externo, 2000 mm de comprimento e com 6 mm de diâmetro interno, acoplada num sistema de recirculação. A MMC nominal da membrana era de 15 KDa, o que corresponde a um tamanho de poro na ordem de 4 nm. O polietilenoglicol (35000 Da) na concentração de 5 g.L⁻¹ foi a solução utilizada.

O experimento foi conduzido em três diferentes velocidades tangenciais (1, 2 e 3 m.s⁻¹) e quatro diferentes pressões transmembrana (0,1; 0,2; 0,3 e 0,4 MPa). Os autores concluíram que os modelos que mais se ajustaram foram os modelos com mecanismos de bloqueio completo, bloqueio intermediário e o modelo de bloqueio por formação de camada gel. Os mecanismos de bloqueio completo e intermediário ficaram mais ajustados nos instantes iniciais da ultrafiltração e o mecanismo de bloqueio por formação de camada gel ficou mais bem ajustado nos instantes finais. Ambos os modelos aprovados foram medidos nas mesmas

condições de operação: velocidade tangencial 1 m.s^{-1} e pressão transmembrana de 0,4 MPa. Esse resultado mostra que o *fouling* é mais dominante nessas condições de operação. Velocidade tangencial baixa favorece a formação de *fouling*. Não ficou determinada uma tendência ao *fouling* em função das diferentes pressões de operação.

2.3.3. MEMBRANAS INORGÂNICAS

A - Metálicas

Os materiais metálicos se caracterizam por suas propriedades de alta condutividade, plasticidade, elevada resistência mecânica e algumas propriedades químicas, particularmente as catalíticas, que permite o uso destes materiais como membranas. As propriedades dos metais decorrem principalmente do tipo de ligação interatômica, chamada ligação metálica, na qual os elétrons de valência não estão ligados a qualquer átomo em particular no sólido, encontram-se mais ou menos livres formando uma “nuvem de elétrons” (CALLISTER, 2008). No preparo de membranas, os elementos mais comuns são o paládio, prata, tungstênio e molibdenio, que podem ser empregados puro ou em ligas com níquel, rádio e outros.

Membranas feitas com liga de paládio e prata têm sido utilizadas há décadas para o processo de separação do hidrogênio, entretanto o elevado custo das ligas impede sua aplicação em escala comercial (SILVA, 2009).

B - Cerâmicas

As cerâmicas consistem basicamente de óxidos de silício, alumínio, zircônio ou titânio. Distintamente dos materiais poliméricos, acredita-se que os as membranas cerâmicas pouco participam do processo de transporte das moléculas permeantes. Sua importância maior reside no fato que permitem a fabricação de estruturas porosas bem variadas com um bom controle de distribuição de tamanho de poros. As principais características das membranas cerâmicas são elevada resistência térmica e química e baixa plasticidade. Estas propriedades são devidas a natureza altamente cristalina destes materiais, onde predominam ligações interatômicas muito estáveis, principalmente iônicas e intermediárias entre iônicas e covalentes. Incluem-se ainda na categoria geral de cerâmicos, vários tipos de vidros e grafite (HABERT, et al., 2006).

2.4. MEMBRANAS CERÂMICAS

As membranas tubulares cerâmicas apresentam uma vida útil e resistência química maior, facilidade de limpeza, porém são mais caras do que as membranas poliméricas. Apesar do custo elevado, a utilização de membranas cerâmicas está crescendo no setor de tratamento de efluentes industriais. Estima-se um crescimento anual de 15%, apesar de ser ainda restrito o conhecimento a respeito de suas aplicações comerciais (SILVA & LIRA, 2006)

Membranas cerâmicas são de grande interesse em processos de separação em virtude de sua estabilidade química e térmica mais altas quando comparadas às membranas poliméricas. Com elas a filtração pode ocorrer em temperaturas superiores a 500°C e em valores de pH de 1 a 14 e podem ser limpas com substâncias químicas agressivas, solventes orgânicos ou vapor de água quente em refluxo. A forma, tamanho e distribuição dos poros da membrana são parâmetros fundamentais na sua permesseletividade, que pode ser descrita pela restrição do movimento de um dos componentes dispersos através da membrana (BENFER *et al.*, 2001).

Outra vantagem das membranas cerâmicas é o aumento nos fluxos, devido à sua maior porosidade e superfície mais hidrofílica, em relação à membranas orgânicas. Como desvantagem, podem conter problemas de vedação, devido à expansão térmica diferente da membrana cerâmica. A fragilidade das membranas cerâmicas requer uma cuidadosa manipulação (ABADI *et al.*, 2011).

Vantagens da membrana cerâmica:

- ❖ **Resistência a altas temperaturas:** Ao contrário das membranas poliméricas, cujo uso limita-se a temperaturas inferiores a 250°C, as membranas cerâmicas podem ser empregadas em temperaturas bem mais elevadas como nos processos de separação de gases, especialmente em combinação com reações químicas, onde a membrana é usada como barreira seletiva para remover um dos componentes formados (BHAVE, 1991; SANTOS *et al.*, 2005).
- ❖ **Estabilidade química:** As membranas cerâmicas podem ser aplicadas em ambientes hostis, com ampla faixa de pH, bem como para vários solventes orgânicos, ampliando assim suas possibilidades de aplicações (SILVA, 2009).

- ❖ **Estabilidade biológica:** Os materiais cerâmicos são imunes aos ataques biológicos, oferecem maior resistência de que possíveis microrganismos fiquem incrustados e se multipliquem na superfície da membrana durante o processo de separação. (SILVA, 2009).
- ❖ **Longa vida operacional:** Apesar de ser um material frágil e quebradiço, as membranas cerâmicas, se manuseadas cuidadosamente e observada a manutenção preventiva adequada, apresentam um tempo de vida útil bem mais elevado que as membranas poliméricas. (MULDER, 1991)
- ❖ **Facilidade de Limpeza:** Especialmente em processos como microfiltração e ultrafiltração é comum ocorrer o fenômeno de entupimento dos poros “foullings”. As obstruções nos poros das membranas provocam um decréscimo rápido no fluxo, fazendo-se necessárias limpezas constantes. As membranas cerâmicas permitem a utilização de todos os tipos de agentes de limpeza, e ainda o processo de retrolavagem, que consiste em direcionar o fluxo no sentido contrário ao do processo normal de funcionamento do sistema

Em geral, a membrana cerâmica é constituída de várias camadas depositadas sobre um suporte. Estas camadas são filmes extremamente finos contendo poros abertos, de maneira que deixe passar o solvente da solução e retenha o soluto. O tamanho dos poros varia com as camadas depositadas. Segundo Randon (1993), as membranas cerâmicas são obtidas pela associação de várias camadas e cada camada é caracterizada pela sua espessura, sua porosidade e seu diâmetro médio de poros. Estes parâmetros são controlados pelo diâmetro das partículas e pelo método de síntese. Membranas porosas com alta eficiência de separação requer distribuição de partículas estreitas (HSIEH, 1996).

As membranas cerâmicas têm sido utilizadas nas indústrias química e petroquímica, farmacêutica, metalúrgica, ambiental, de alimentos e de eletrônicos devido à sua substancial estabilidade química, térmica e mecânica, em comparação com as membranas orgânicas. Recentemente, em função de uma queda de preços, estas membranas foram adotadas para o tratamento de águas subterrâneas, com desempenho superior em comparação com o tratamento convencional (BOTTINO et al., 2001; MATSUSHITA et al., 2005; KONIECZNY et al., 2006). CUI *et al.* (2011) investigou a utilização de uma membrana de cerâmica no processo de pré-tratamento da água do mar para os processos de dessalinização e concluiu que a qualidade do permeado produzido pela membrana cerâmica é adequada para ser alimentada a um processo de dessalinização da água do mar por OI.

A indústria alimentícia desponta no uso de membranas cerâmicas dentre os processos industriais, destacando-se: clarificação de vinhos e cervejas; processamento de sucos de frutas; separação de proteínas, como a caseína, do leite; purificação de açúcares e etc (BHAVE, 1991; GEAFILTRATION, 2009).

Sistemas de filtração baseados em membranas inorgânicas para produção de água potável são usados comercialmente desde 1984 em toda a Europa, especialmente na França. O tratamento de água potável convencional envolve várias etapas sequenciais como coagulação e desinfecção com oxidantes, floculação, clarificação e filtração final. Uma limitação desta filtração é que está condicionada a águas com baixa turbidez (15 – 20 uT), com processo de separação por membrana é possível diminuir as etapas de tratamento e trabalhar com turbidez mais elevada, reduzindo significativamente (BHAVE, 1991)

As membranas cerâmicas, geralmente, são encontradas na forma tubular, sendo de canal simples ou de multicanal (Figura 6). Habert, Borges e Nóbrega (2006) ressaltam que membranas na forma de fibra oca (tubular) tem grande aceitação por apresentar superior relação às demais quando comparada a relação área de permeação e o volume do módulo.

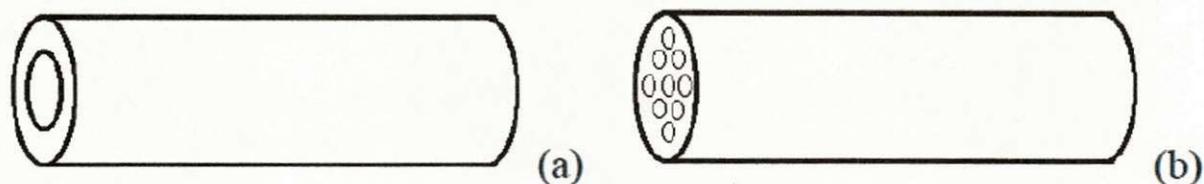


Figura 6 - Desenho esquemático de membrana tubular (a) simples (monocanal) e (b) multicanal. (Fonte: TREVISOLI, 2010).

Alicio et. al (2008) comparou o fluxo permeado e a qualidade do produto obtido na clarificação de cerveja por microfiltração tangencial, para uma membrana cerâmica tubular com tamanho nominal de poro de $0,2 \mu\text{m}$ na temperatura de $6 \pm 1^\circ\text{C}$ e pressões de (1,0; 2,0; 3,0; e 4,0) bar. Amostras da alimentação e permeado foram submetidas a análises físico-químicas. Além disso, foi realizado o estudo do mecanismo de *fouling*: bloqueio completo, bloqueio parcial e bloqueio interno de poros e formação de torta. Os resultados mostraram redução de cor de 28,75% e de turbidez de 95,65% para a pressão de 4,0 bar. O estudo de *fouling* demonstrou que o mecanismo para a pressão de 1,0 bar e 3,0 bar foi o de bloqueio completo de poros e para a pressão de 2,0 bar e 4,0 bar o de formação de torta.

2.4.1. CARACTERÍSTICA DA CURVA DO FLUXO DE PERMEADO

A curva do fluxo de permeado apresenta um comportamento característico no qual Marshall e Daufin (1995) dividem em três estágios (Figura 7). O primeiro é caracterizado por uma perda reversível do fluxo causada pela polarização de concentração. Neste estágio há uma queda brusca do fluxo nos primeiros minutos.

No segundo estágio, a variação do fluxo é decrescente, variando com o diâmetro do poro da membrana (GIRARD; FUKUMOTO, 2000). Inicia-se a precipitação dos solutos acumulados na polarização que leva ao bloqueio dos poros e à adsorção dos componentes na membrana, ocasionando a formação da camada polarizada e do *fouling* (USHIKUBO, 2006). A perda de fluxo causada por *fouling* geralmente é irreversível.

O terceiro, e último estágio, é a consolidação do *fouling* no qual o fluxo decresce contínua e lentamente. Os três estágios estão representados na Figura 7.

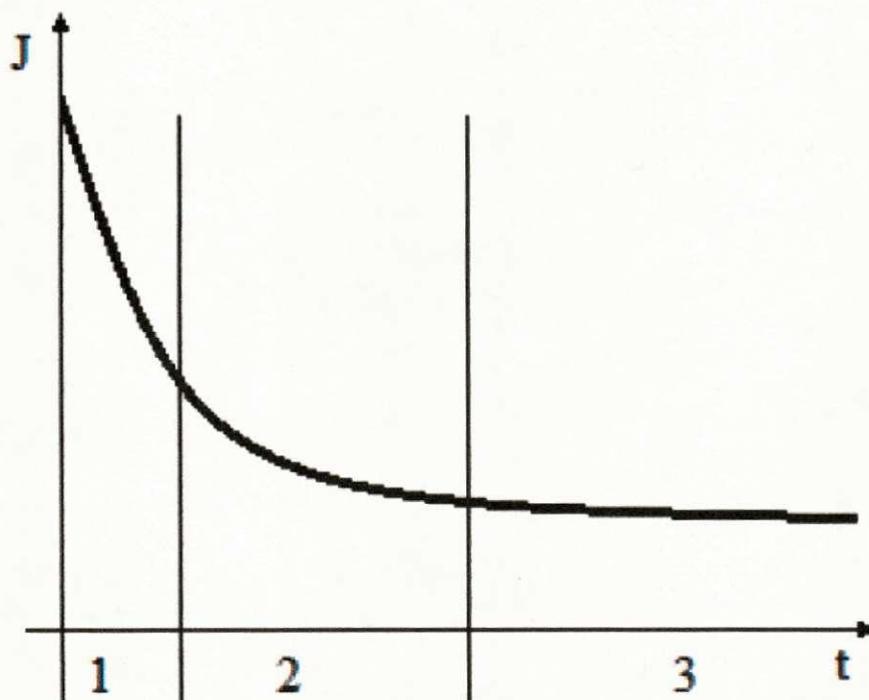


Figura 7 - Curva típica de fluxo de permeado em função do tempo. (Fonte: TREVISOLI, 2010).

2.4.2. COEFICIENTE DE REJEIÇÃO

O coeficiente de rejeição dá essencialmente a porcentagem de espécies rejeitadas que “escapam” através das membranas (HSEIH, 1996). O Coeficiente de rejeição é dado pela Equação 2:

$$R = \frac{C_C - C_P}{C_C} \quad (2)$$

Onde C_P é a concentração do permeado e C_C a concentração do concentrado.

2.4.3. MÉTODOS PARA DIMINUIR AS RESISTÊNCIAS CAUSADAS POR OBSTRUÇÃO

Devido às resistências à passagem do fluxo de permeado é comum observar que no início de qualquer operação de filtração, o fluxo do permeado ou filtrado diminui progressivamente até um valor estabelecido. Quando a filtração é do tipo tangencial, ocorre uma contínua redução do fluxo de permeado; segundo Habert, Borges e Nóbrega (2006) a redução do fluxo permeado com o tempo é inevitável.

Para recuperar o fluxo permeado parcial ou totalmente é necessário que se apliquem nas membranas processos físicos como retro-lavagem e variação da pressão transmembrana; e métodos químicos como aplicação de soluções ácidas ou alcalinas, e também surfactantes.

Fortulan et al. (2006) ressaltam ainda que membranas cerâmicas podem ser facilmente limpas por processos químicos agressivos, utilizando-se calor e vapor, o que permite a limpeza em serviço sob condições de fluxo pulsado reverso ou retro-lavagem.

2.5. RESINA TROCADORA IÔNICA

O termo troca iônica tem, geralmente, a significação de permuta de íons de mesmo sinal, entre uma solução e um corpo sólido altamente insolúvel que está em contato com ela (MENDHAM et al., 2002). A troca de íons se verifica comumente na natureza (FILHO, 1989), sendo inclusive encontrada em relatos bíblicos, quando Moisés colocou uma casca de

árvore podre (trocador iônico) em um jarro de água salobra que transformou-se em potável (OSORIO et al., 2002).

No século XIX foram descobertos alguns minerais com a capacidade de troca entre cátions e que esta é reversível; estes minerais foram chamados de zeólitas. Em 1904, o químico alemão Gans produziu o primeiro silicato de alumínio artificial, com capacidade de troca de duas a três vezes maiores que as zeólitas naturais. Esta descoberta foi importante para o surgimento do desenvolvimento industrial do tratamento de água utilizando trocadores de íons (FILHO, 1989).

Entre 1923 e 1927 surgiu o primeiro trocador de íons resistente aos ácidos (carvão sulfonado) e em 1936 a primeira resina orgânica trocadora de íons (FILHO, 1989). As resinas trocadoras de íons são substâncias complexas insolúveis em água, obtidas sinteticamente na forma de pequenos grânulos de aproximadamente 0,5 mm (ALMEIDA et al., 2002).

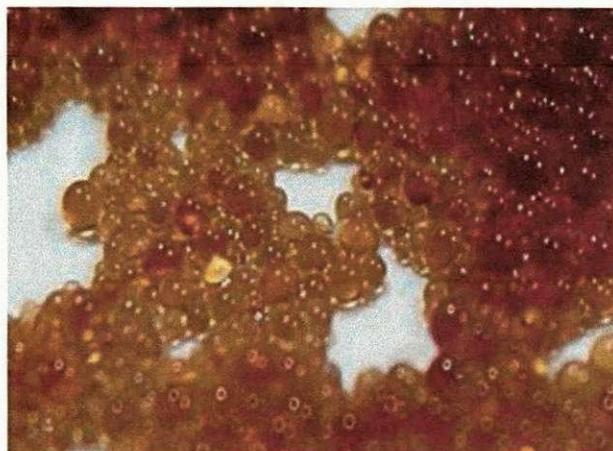


Figura 8 - Foto de resina trocadora iônica ampliada. (Fonte: NATURALTEC)

Resinas de troca iônica são grânulos observados na Figura 8, que tem em sua estrutura molecular radicais ácidos ou básicos passíveis de troca por outros íons em solução. Os íons positivos ou negativos fixos nestes radicais são substituídos pelos íons contaminantes na solução. A operação de troca iônica é a troca entre estes íons presentes (contaminantes) e íons presentes na resina. As resinas de troca iônica podem ser tipo gel ou macroporos mostrada na Figura 9. A estrutura molecular é obtida por polimerização e a diferença apenas em porosidade. O tipo gel tem porosidade reduzida à distância intermolecular (microporo) e o tipo macroporo é formada adicionando uma substância que produz o efeito. As resinas de troca iônica podem ser monofuncionais, se tiverem apenas um tipo de radical, ou polifuncionais se a molécula tiver vários tipos de radicais intercambiáveis.

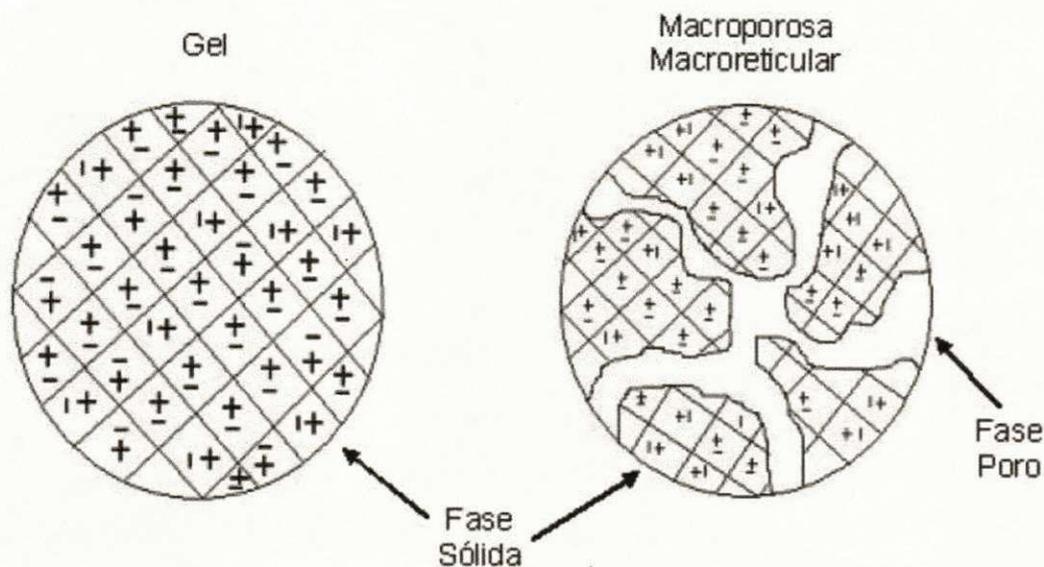


Figura 9 - Estrutura de resinas (Fonte: WHEATON e LEFEVRE, 2000)

A troca de íons entre a resina e a solução externa é relativamente rápida, onde o volume de equilíbrio tem sido medido e utilizado para avaliar a capacidade e a afinidade de troca com íons (TAMURA, 2004). Mas é preciso observar que a capacidade de troca da resina depende das condições de operação do sistema, da qualidade da água que entrará em contato com a resina e da qualidade da água desejada. A Figura 10 mostra uma diagramação simples desse processo durante a purificação da água.

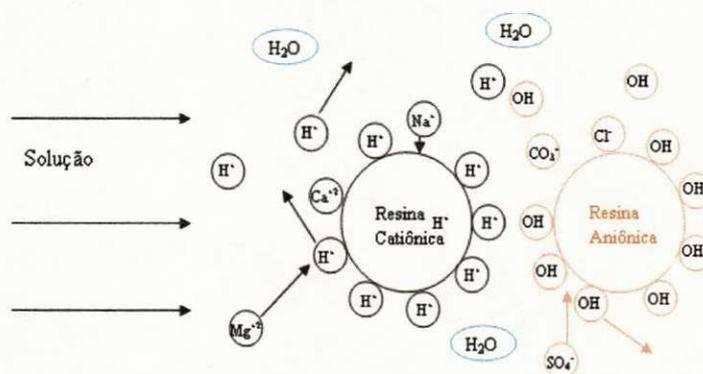
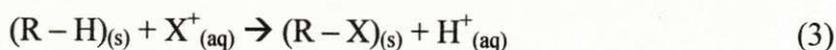


Figura 10 - Processo de troca iônica em uma resina catiônica e em uma resina aniônica.

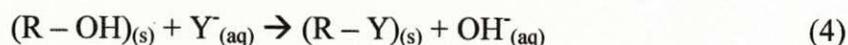
A Figura 10 mostra resinas de troca iônica que são produtos sintéticos, que colocados na água, poderão liberar íons sódio ou hidrogênio (resinas catiônicas) ou hidroxila (resinas aniônicas) e captar desta mesma água, respectivamente, cátions e ânions, responsáveis por seu teor de sólidos dissolvidos, indesejáveis a muitos processos industriais.

As reações no processo da troca iônica estão representadas nas Equações 3 e 4:

❖ Para resina catiônica:



❖ Para resina aniônica:



Onde R = Resina, X = Cátion e Y = Ânion.

A capacidade de troca é determinada pelo número de grupos funcionais por unidade de massa da resina. O desempenho e economia da troca iônica estão relacionados com a capacidade da resina para captar íons e com a quantidade de regenerante requerida. Então a solução precisa passar um tempo mínimo em contato com a resina, chamado de tempo de residência, para que haja essa troca de íons. Esse tempo de residência é em função da vazão do permeado e do volume das resinas.

As resinas de troca iônica vêm evoluindo com o passar do tempo através dos tipos de produtos de estrutura básica como os copolímeros de estireno e divinilbenzeno e os copolímeros acrílicos, metacrílico, e divinilbenzeno, de maneira a produzir uma água desmineralizada com qualidade cada vez melhor (ARAÚJO et al., 2005).

Existem diversos tipos de resinas produzidas para serem submetidas a uma vasta gama de processos industriais como na catálise de reações orgânicas, no tratamento de água para a extração de radioisótopos, purificação de formamida, clarificação de soluções de uréia e acrilamida, “amolecimento” da água, produção de água ultra-pura, entre várias outras aplicações. Através do emprego de colunas preenchidas com resinas de troca-iônica, é possível a obtenção de água de excelente qualidade (química e microbiológica), em larga escala de produção, para uso em laboratórios, por exemplo, substituindo o processo tradicional que utiliza destiladores e, assim, gerando economia de água e energia (TAVARES et al., 2004).

2.5.1. RESINA TROCADORA IÔNICA EM TRATAMENTO DE ÁGUA

Na natureza, a água de um modo geral, depois de submetida aos processos de tratamento por clarificação e filtração, apresenta-se praticamente isenta de sólidos em

suspensão, embora ainda não seja um composto quimicamente puro, pois apresenta sais e ácidos, além de algumas substâncias dissolvidas. Os sais e ácidos não se dissolvem na água como moléculas, mas se dissociam nela em partículas bem menores, eletricamente carregadas, chamadas íons.

Para se ter uma idéia melhor, o cloreto de sódio (NaCl) em solução aquosa, não apresenta moléculas dissolvidas de NaCl (eletricamente neutras), mas moléculas dissociadas na água, como íons positivos (cátions sódio) e íons negativos (ânions cloreto).

O tratamento de água quer para uso humano quer para uso industrial, requer tratamentos ou filtrações variáveis, de acordo com a necessidade. Alguns usos industriais exigem tratamentos mais cuidadoso e completos que o tratamento para uso humano (potabilidade). Empresas como a indústria farmacêutica demandam água de alta qualidade e necessitam água de alta pureza, com um polimento final e tirando todos os sais presentes. Em alguns casos se necessita retirar um metal pesado específico dificilmente conseguido com tratamento usual.

Alguns contaminantes presentes na água, e passíveis de remoção por troca iônica, são os cátions Ca^{2+} e Mg^{2+} , responsáveis pela dureza da água e que causam incrustações nas caldeiras podendo provocar rupturas com consequências drásticas para os equipamentos e seres humanos. Outro contaminante importante é o SiO_2 , que, dependendo da pressão do projeto da caldeira, pode ser arrastado pelo vapor, causando sérios problemas de incrustação e erosão das turbinas acionadas por vapor.

Água de caldeira, por exemplo, precisa de retirada de dureza (cálcio e magnésio) que poderia entupir a tubulação e reduzir a capacidade de funcionamento. Para estas aplicações mais específicas que se foi desenvolvida a resina de troca iônica (aniônica e catiônica) que retira estes íons da água, seletivamente.

O processo de tratamento que emprega as resinas trocadoras catiônicas e aniônicas é denominado desmineralização. Neste tipo de tratamento temos a substituição dos íons catiônicos (Ca, Mg, Na) por íons hidrogênio e dos íons aniônicos (cloretos, sulfatos, carbonatos, sílicatos, bicarbonatos e nitratos) por íons hidroxila. Deste modo, elimina-se grande parte dos sais presentes na água, tornando-a equivalente à água destilada, eliminando assim os problemas de incrustações, cristalizações e corrosões.

A desmineralização é um processo em que se remove os sais minerais da água mediante troca iônica. Somente as substâncias que se ionizam na água podem ser removidas através de resinas trocadoras de íons. A desmineralização inclui duas reações de troca iônica. Os cátions como cálcio, magnésio removem-se com resinas catiônicas (ciclo hidrogênio). Os ânions como cloretos, sulfatos e nitratos, removem com resinas aniônicas.

A água a ser tratada passa opcionalmente primeiro por um filtro com o objetivo de aumentar a vida útil das resinas, em seguida por um trocador catiônico, fluindo no sentido ascendente, deixando por troca iônica os minerais que lhe dão dureza, levando consigo íons H^+ .

A troca iônica, sendo um fenômeno superficial, para ser bem efetuada, necessita que a resina esteja com sua capacidade de troca prolongada o maior tempo possível. Portanto, a água deve ser livre de materiais em suspensão e oleaginosos, pois a sua presença produz a colmatação da resina, necessitando proceder nesse caso lavagem freqüente.

Scapini (2007) realizou um estudo de caso sobre duas formas de tratamento para a reutilização dos efluentes de uma indústria curtidora - Aimoré Couros Ltda - por meio do uso de um sistema de polimento final dos efluentes. Ao analisar o processo produtivo da Empresa, Aimoré Couros Ltda – Encantado/RS foi constatada a grande quantidade de água gasta no mesmo. A fim de minimizar este desperdício, buscou-se adaptar uma metodologia onde os efluentes passaram por um processo de redução dos parâmetros ou indícios de poluição. Para isto, dois métodos de desmineralização ou dessalinização foram pesquisados, troca iônica e osmose reversa de modo a identificar aquele que apresentasse a maior eficácia na redução destes contaminantes. Testando, os dois métodos foram satisfatórios, porém a osmose reversa apresentou maior eficiência reduzindo teores em uma margem acima de 70% sendo que alguns índices como cromo, DBO5, Sólidos Suspensos reduziram aproximadamente 100%. Enquanto que a troca iônica teve bons resultados também deixando a DBO5 em não detectada ou seja uma redução de aproximadamente 100% e o restante dos contaminantes com reduções acima de 40%.

2.5.2. REGENERAÇÃO DE RESINAS TROCADORAS IÔNICAS

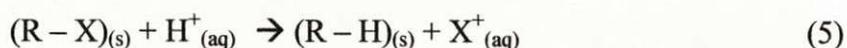
A regeneração da resina catiônica é feita por meio de solução de ácido clorídrico, que com a sua passagem, retira os íons de minerais retidos, deixando íons H^+ em seu lugar,

permitindo obter uma água contendo somente os ácidos dos sais dissolvidos na água. Esta regeneração deve ser feita em contracorrente e após o abaixamento de nível.

A resina catiônica regenerada com solução ácida permite obter a redução completa da alcalinidade e realizar assim uma desmineralização parcial por simples filtração. A regeneração da resina aniônica é feita por meio de solução de soda cáustica, que em passagem retira da água os íons de minerais retidos, deixando íons OH^- em seu lugar concluindo assim o processo de desmineralização com uma qualidade de água superior a da água destilada.

No processo da regeneração da resina, têm-se as Equações 5 e 6:

❖ Para resina catiônica:



❖ Para resina aniônica:



Onde R = Resina, X = Cátion e Y = Ânion.

As operações básicas de uma regeneração são:

❖ **Contra-lavagem:** É a passagem de um fluxo ascendente de água através do leito de resinas com a finalidade de remover qualquer material retido pela ação filtrante da resina, bem como reclassificar a resina em termos de partículas a fim de minimizar problemas hidromecânicos, tais como perdas de carga no leito e percolação do regenerante. Durante esta fase o leito deverá sofrer uma expansão de, pelo menos 50 %, a um máximo de 80 %. Já nos vasos de leito misto esta etapa também tem a finalidade separar as resinas aniônicas e catiônicas para regeneração distintas ou separadas.

❖ **Aplicação de Regenerante:** É a etapa em que realmente se repõe o íon de troca da resina (H^+ ou OH^-). Consiste na passagem de uma solução ácida ou básica, de concentração pré-definida, de maneira a retornar a resina à forma química de interesse (condição regenerada). É a etapa mais importante do processo de “regeneração”, uma vez que dela dependerá a qualidade da água produzida, o consumo específico de regenerantes e, por consequência, a durabilidade da resina.

❖ **Deslocamento (lavagem lenta):** É a a passagem de um fluxo de água pelo leito, com baixa velocidade, de maneira a deslocar o regenerante residual ainda existente nas tubulações e no vaso, que ainda não teria entrado em contato com o leito de resinas.

❖ **Enxágue (lavagem rápida):** É a passagem de um fluxo de água pelo leito, com velocidade próxima à da etapa de operação, de maneira a remover o restante de regenerante ainda existente no leito. Esta velocidade é necessária para romper o equilíbrio iônico entre os íons e os grupos funcionais da resina. Sendo que nesta fase, após determinado período, o efluente já é recuperado para o tanque de água clarificada.

Vale ressaltar que para uma operação satisfatória da resina em cada uma das etapas mencionadas acima, torna-se necessário que a água, e/ou o regenerante, ao passar através dela o faça distribuindo-se uniformemente, permitindo um contato com cada partícula existente no leito.

2.6. SISTEMA HÍBRIDO (MEMBRANA CERÂMICA E RESINA TROCADORA IÔNICA)

O sistema híbrido associa as vantagens da filtração com membrana cerâmica com o abrandamento da resina trocadora iônica, produzindo um permeado de alta qualidade, baixa quantidade de sais e com baixo custo. A membrana serve como um pré-tratamento para o tratamento para as resinas trocadora de íons, aumentando sua durabilidade.

Vasconcelos (2012) estudou a obtenção de água de baixa condutividade elétrica a partir de um sistema híbrido composto de membrana de osmose inversa e resina trocadora de íons, buscando fazer um estudo comparativo de produção e qualidade e observar as vantagens e desvantagens em termos de operação e manutenção. O sistema era um tanque de alimentação, duas colunas de resina trocadora iônica e um sistema de dessalinização com membranas, com capacidade volumétrica de aproximadamente 8,0 L avaliando o comportamento das variações de concentração dos íons coletados em diferentes pontos do sistema, encontrando resultados satisfatórios para água analisada, obtendo uma corrente de água purificada isenta de sais, vírus, bactérias e fungos.

Silva (2010) produziu água de baixa condutividade elétrica para fins de análises laboratoriais no laboratório LABDES Campina Grande usando um sistema híbrido de eletrodialise (uma operação unitária na qual a separação parcial dos componentes de uma

solução iônica é induzida por uma corrente elétrica em função da quantidade de íons dissolvidos no meio) e Resinas trocadoras iônicas. O autor afirma que os resultados mostraram que o reator teve um bom desempenho, a condutividade elétrica do concentrado permaneceu sempre maior do que a do produto em todos os casos estudados, a densidade de corrente procurou manter-se constante ou tendia ao aumento do seu valor e o pH do produto tendeu a ficar constante.

CAPÍTULO 3

3. METODOLOGIA

Este capítulo descreve todos os materiais e metodologias empregadas durante a realização desta pesquisa. O trabalho foi realizado em quatro etapas: caracterização de um sistema membrana cerâmica; estudo do comportamento do fluxo do permeado e concentrado do tratamento de águas com turbidez controlada e remoção do mesmo em função da pressão, através de um sistema de membrana cerâmica; estudo do tratamento de água da torneira visando a produção, qualidade do permeado e o tempo de residência para um sistema híbrido (membrana cerâmica e resina trocadora iônica) em função da pressão; estudo do tratamento de água da torneira visando a produção, qualidade do permeado e o tempo de residência para um sistema membrana cerâmica acoplada com uma coluna de resina trocadora iônica.

A metodologia descrita a seguir foi realizada no Laboratório de Referência em Dessalinização (LABDES, UFCG – PB).

3.1. MATERIAIS

Reagentes químicos utilizados

- ❖ Solução de Ácido Clorídrico, 1 mol/L;
- ❖ Água Deionizada;
- ❖ Bentonita Chocolate – proveniente de Boa Vista - PB
- ❖ Solução de Cloreto de Sódio, NaCl, P.A.;
- ❖ Solução de Cloreto de Potássio para calibração do Condutivímetro, 1412 μ mho/cm
- ❖ Solução para calibração do Phmêtro, pH 4 e pH 7, Synth;
- ❖ Resina Trocadora Iônica – DOWEX* MARATHON*
- ❖ Membrana Cerâmica (Fabricadas no LABCEM).

Instrumentação utilizada

- ❖ pHmetro Digital PG 2000 da GEHAKA;
- ❖ Condutivímetro – 600 da Analyser;
- ❖ Condutivímetro de campo – EC/TDS - °C/°F waterproof

- ❖ Medidor de TDS em ppm digital - TDSmeter (hold)
- ❖ Colorímetro com disco de cor – NESSLER QUANTI 200 da, PoliControl;
- ❖ Turbidímetro Hach – 2100P;
- ❖ Balança analítica, HR-200;
- ❖ Manômetro;
- ❖ Cronômetro;
- ❖ Termômetro;
- ❖ Béqueres, provetas, bastão de vidro;

3.2. COMPONENTES DO SISTEMA HÍBRIDO

O sistema utilizado para o estudo (Foto 1) é composto pelos seguintes itens:

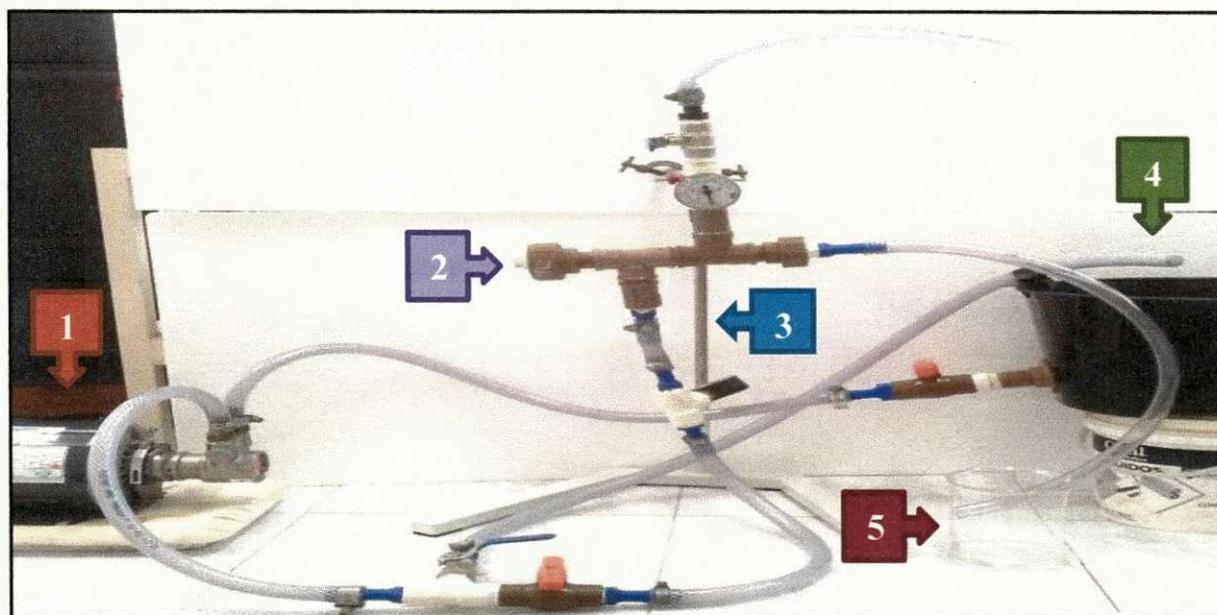


Foto 1 - Sistema híbrido de tratamento de água com membrana cerâmica e resina trocadora iônica (Fonte: Elaborada pela autora)

1. Bomba de alta pressão modelo S55JXSJZ-6078 da EMERSON com potência de $\frac{1}{2}$ HP, para alimentação do sistema;
2. Sistema Membrana Cerâmica
3. Suporte Metálico;
4. Um tanque de 8 litros para armazenamento da água de alimentação do sistema;
5. Coleta de permeado

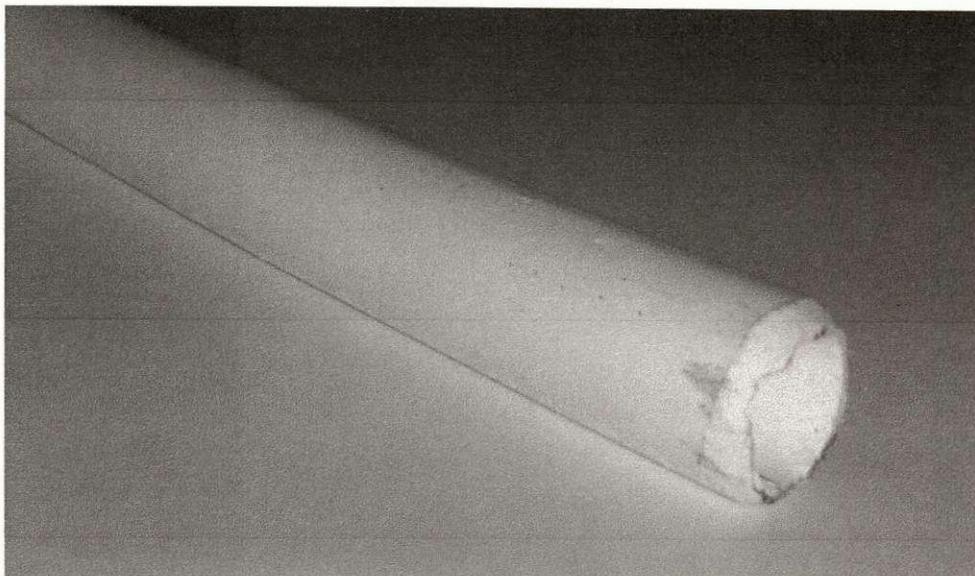


Foto 2 - Membrana cerâmica tubular monocanal de microfiltração (Fonte: Elaborada pela autora).



Foto 3 - Módulo com membrana cerâmica de microfiltração (Fonte: Elaborada pela autora).

- Membrana cerâmica de microfiltração, fabricada no LABCEM (Laboratório de Membranas Cerâmicas, localizado na Universidade Federal de Campina Grande – PB), no interior de um suporte de PVC (Fotos 2 e 3);
- 02 manômetros analógicos, válvulas, tubulações PVC (Policloreto de Vinila), mangueiras e válvulas.

3.3. CARACTERÍSTICAS DA MEMBRANA CERÂMICA E RESINA TROCADORA IÔNICA

Membrana cerâmica tubular monocanal, fabricada no LABCEM, composta por alumina mais 20% de argila, com porosidade em torno de 39% com poros de tamanho 0,8 μm .

Foram selecionadas dois tamanhos de membrana para realizar os experimentos, 180 e 330 milímetros de comprimento e diâmetro externo de 11 milímetros.

A resina trocadora iônica mista utilizada é um polímero granulado de densidade 1,06 – 1,28 g/cm^3 com partícula de tamanho 0,3 -1,2 mm.

3.4. FLUXOGRAMA

Na Figura 11 está ilustrado o fluxograma com as etapas básicas do processo completo de tratamento de água utilizando um sistema híbrido, composto por membrana cerâmica de microfiltração e resina trocadora iônica.

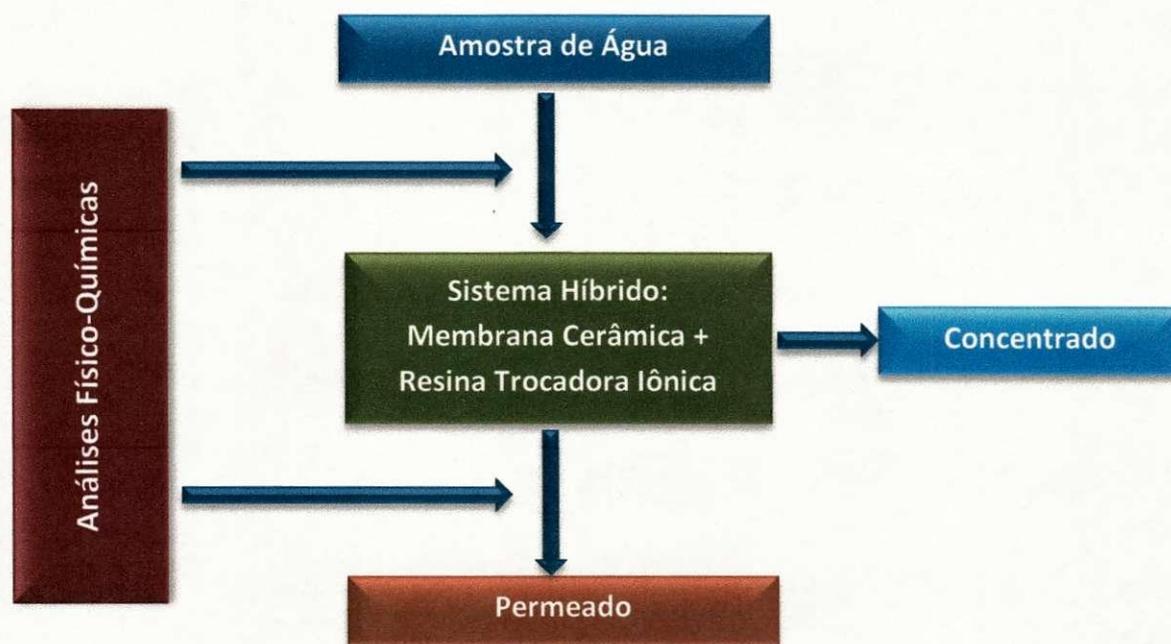


Figura 11 - Fluxograma do sistema híbrido de tratamento de água.

A água em estudo passa por um processo de filtração através de uma membrana cerâmica e posteriormente passa por resinas troca iônica mista, obtendo-se um permeado com elevada pureza. O concentrado produzido no processo foi reciclado em um sistema de reciclo do sistema híbrido.

3.5. PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

A primeira etapa desta pesquisa consiste no estudo do desempenho do sistema apenas com membranas cerâmicas de microfiltração de 18,0 cm (sem a resina trocadora iônica), tendo água deionizada como alimentação, a partir da observação do comportamento do fluxo de permeado com o tempo.

Inicialmente, foram realizadas bateladas com água deionizada, à temperatura ambiente, com a membrana cerâmica não hidratada sob circulação contínua (tipo *looping*) durante duas horas, para diferentes pressões de entrada (1,0 bar, 2,0 bar e 3,0 bar) visando o comportamento do fluxo com o tempo determinando qual a pressão de operação produziu maior fluxo de permeado.

O sistema apresenta uma alimentação externa no início da membrana cerâmica, a saída do concentrado se encontra no final da membrana cerâmica no lado oposto, induzindo a água percorrer toda a membrana de forma tangencial provocando o arraste das partículas próximas a superfície da membrana. As correntes do concentrado e permeado voltam ao taque de alimentação como mostra a Figura 12.

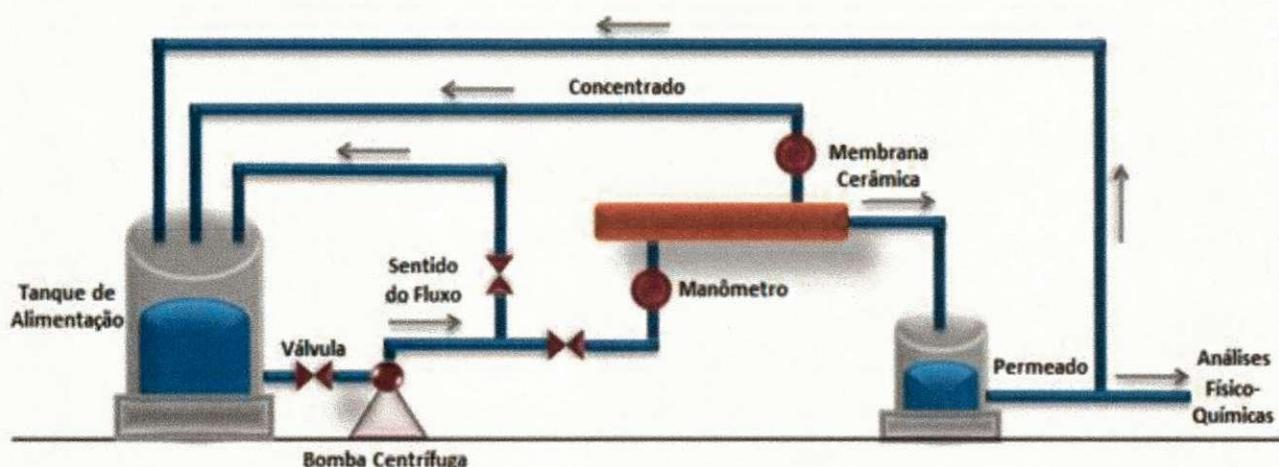


Figura 12 - Sistema tratamento de água com membrana cerâmica (Fonte: Elaborada pela autora).

As batelada teve como procedimento a coleta de um dado volume do permeado e concentrado em um intervalo de 5 (cinco) minutos, pesando-as e de acordo com a densidade, calculando o volume exato das amostras visando obter as vazões e os fluxos do permeado e concentrado em função do tempo e da pressão, sempre com controle de temperatura. Com tais dados, torna-se possível a determinação da recuperação exata do sistema em função do tempo, que se refere à porcentagem da alimentação convertida em permeado.

A etapa dois consiste no estudo do tratamento de água turva. Tais águas foram produzidas adicionando argila bentonita à água deionizada, preparando soluções com turbidez variando entre 1,0 uT e 4,0 uT. Esta solução necessitou de 2,5 mg/L para se obter uma água com 1,0 uT, valor obtido experimentalmente. A partir desses dados, foi possível a produção das águas em estudo.

Em seguida, foi realizado bateladas sob diferentes pressões de alimentação (1,0, 2,0 e 3,0) bar, conforme a metodologia descrita na etapa inicial, visando estudar o comportamento do fluxo de permeado, do concentrado e a taxa de remoção da turbidez em função do tempo e da pressão, com o intuito de analisar para cada tipo de alimentação, qual a pressão de operação produziu maior fluxo de permeado e qual foi a mais eficiente na remoção da turbidez. Em seguida, comparar com os resultados obtidos na etapa inicial para averiguar se a turbidez é um fator que influencia o comportamento do fluxo do permeado.

Considerando que a membrana cerâmica é tipo tubular, a terceira etapa consiste em preenchê-la de resina trocadora de íons como mostrado na Figura 13. A partir dessa etapa foi utilizada uma membrana de 33,0 cm com 12,67 g ou 16,5 mL de resina trocadora iônica. Nesse estudo foi avaliado o comportamento do sistema híbrido operando com a pressão de (1,0 a 3,0) bar, alimentado com água da torneira com parâmetros conhecidos. Foi monitorado a remoção de sal através de um condutivímetro digital portátil e com a análise de sólidos totais dissolvidos em ppm com equipamento portátil com erro de $\pm 9,95$ ppm e seu permeado feito análises físico-químicos para estudo da eficiência do sistema em relação a remoção dos íons presente da água.

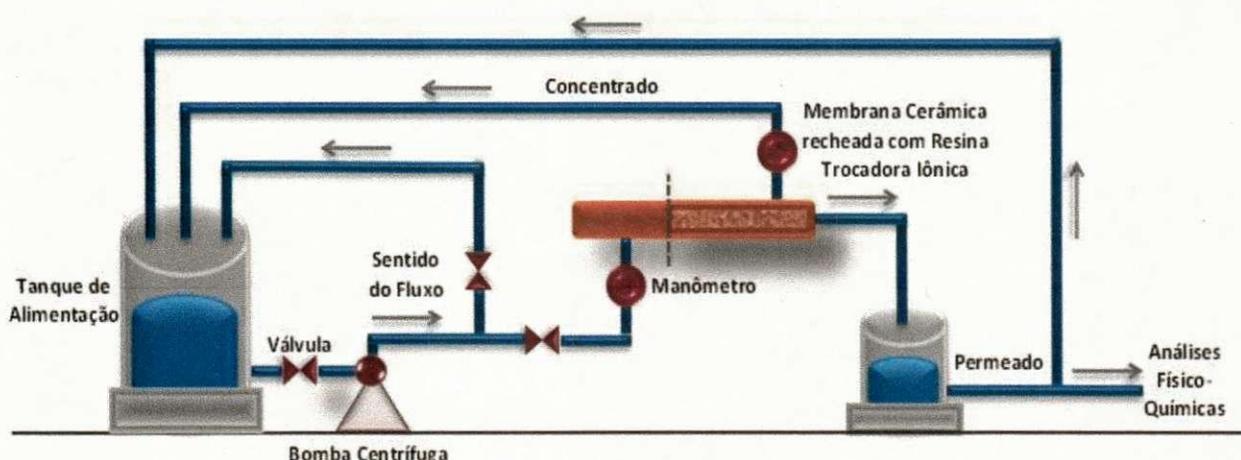


Figura 13 - Sistema híbrido com membrana cerâmica recheada com resina trocadora iônica (Fonte: Elaborada pela autora).

Foi monitorado o tempo de residência da água, ou seja, o tempo que a água percorre toda a resina trocadora iônica, (foi encontrada em função do volume da resina e a vazão volumétrica). A resina exige um tempo mínimo necessário em contato com a água para que haja troca iônica suficiente para remoção de íons.

A quarta etapa consistiu num sistema de tratamento de água composto por membrana cerâmica acoplada a uma coluna de resina trocadora iônica em série como mostra a Figura 14.

Nessa etapa, a água continuou com a mesma característica da etapa anterior, externa a membrana e seu permeado alimentou uma coluna contendo 50 g ou 68,0 mL de resina trocadora iônica operando com pressão 2,0 bar, visando o comportamento do fluxo, da condutividade elétrica e dos sólidos totais dissolvidos em ppm do permeado constantemente até a saturação da resina trocadora iônica, através de medida com o condutivímetro de campo e medidor de TDS portátil.

Esse experimento foi executado em duas etapas com um intervalo de um dia entre elas. O permeado foi sujeito a análises físico-químicas, com resultado extremamente satisfatório, produzindo água de ótima qualidade cujos resultados serão discutido no capítulo de resultados e discussão.

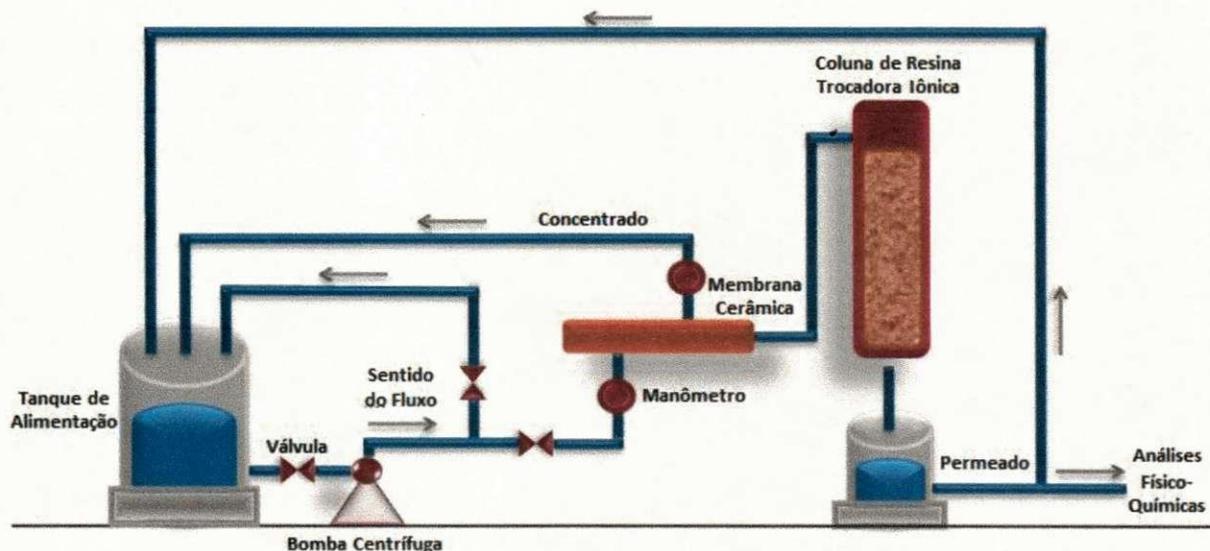


Figura 14 - Sistema híbrido com membrana cerâmica e coluna de resina trocadora iônica em série (Fonte: Elaborada pela autora).

Em todas as etapas, a alimentação foi feita pela parte externa da membrana cerâmica, pois como descrito anteriormente, foi colocado resinas trocadoras iônicas recheando a membrana cerâmica, o que impede uma alimentação interna. Contudo, todos os sistemas trabalharam em reciclo total ou looping, ou seja, o permeado e o concentrado retornam para

alimentação, exceto o volume de permeado utilizado para análises como ilustrado nas Figuras 12 a 14.

3.6. LIMPEZA QUÍMICA

A limpeza química da membrana cerâmica é realizada deixando-as mergulhadas em solução de HCl ($\text{pH} = 3$) e depois em solução NaOH ($\text{pH} = 10$) por mais ou menos um dia cada. Posteriormente, foram lavadas com água deionizada e com uma bucha limpa e em seguida foi colocado ar comprimido dentro da membrana, para liberar os poros ainda supostamente obstruídos.

CAPITULO 4

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo serão apresentados e avaliados todos os dados resultantes desta pesquisa deste trabalho, e serão expostos em 4 Etapas. Alguns dados experimentais encontram-se em anexo, os demais encontram-se de posse da autora. Caso interessado, entrar em contato.

4.1. ETAPA 1 – CARACTERIZAÇÃO DAS MEMBRANAS

Os resultados obtidos nesta etapa da pesquisa estão relacionados ao desempenho do sistema com membranas cerâmicas de microfiltração (MF), visando averiguar o comportamento do fluxo para diferentes pressões de operação, com alimentação de água deionizada.

As Figuras 15 a 17 apresentam os perfis dos fluxos do sistema sob uma faixa de pressão de (1,0 a 3,0) bar para uma recuperação de aproximadamente 50%.

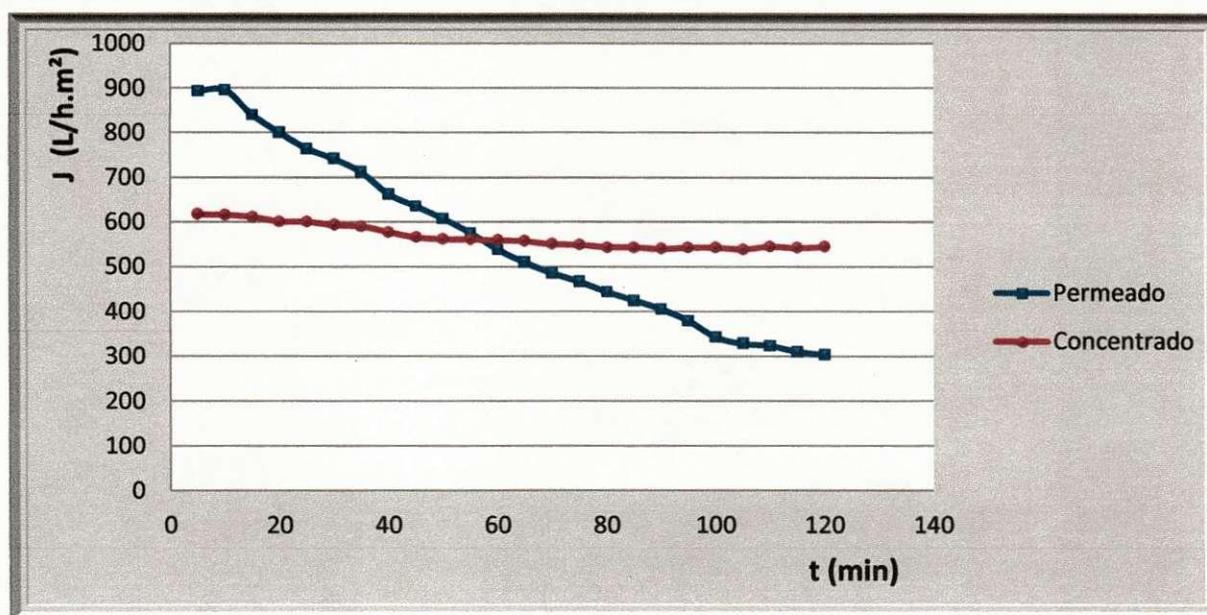


Figura 15 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 1,0 bar com a alimentação de água deionizada.

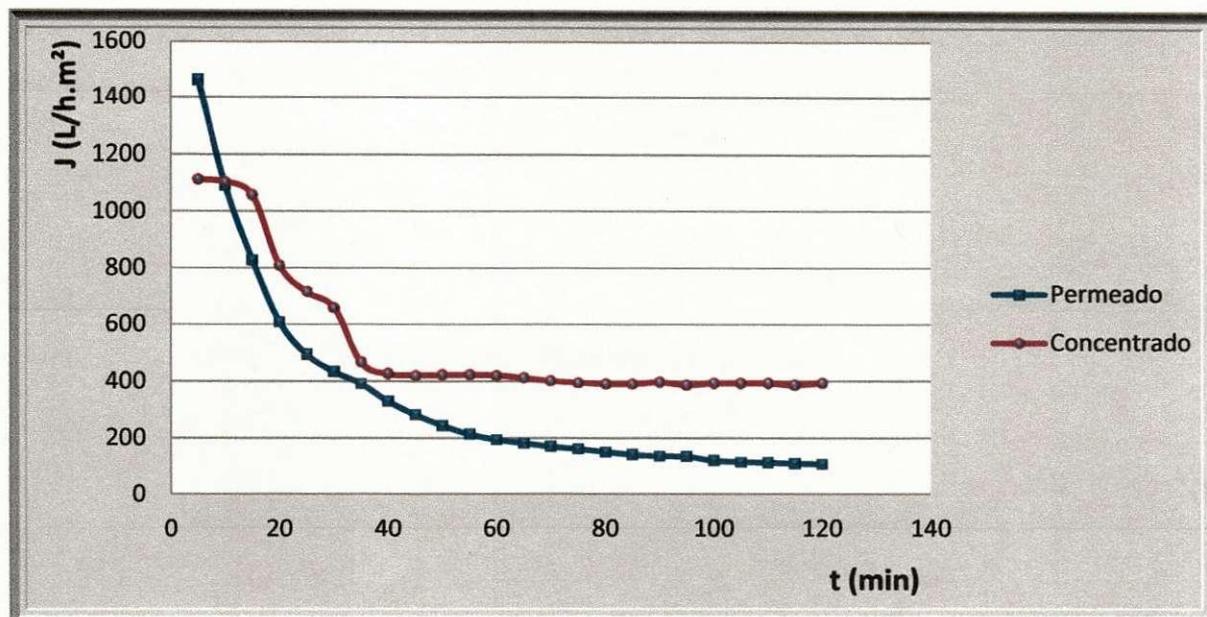


Figura 16 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 2,0 bar com a alimentação de água deionizada.

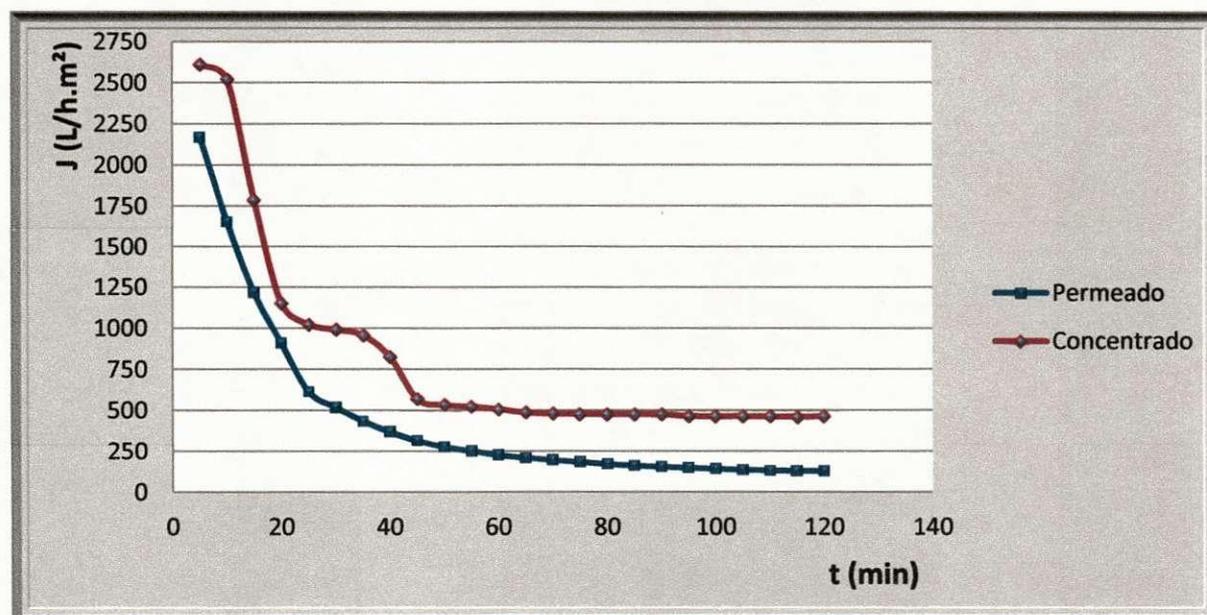


Figura 17 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 3,0 bar com a alimentação de água deionizada.

As Figuras 15, 16, 17 mostram o comportamento do sistema água deionizada para as pressões estudadas. Observa-se que o fluxo do permeado e do concentrado diminuíram com o tempo de operação para todos os casos estudados. Observou-se que o comportamento do fluxo para pressão de 1,0 bar apresentou melhor desempenho diante os demais, se mostrando mais linear e para o final dos 120 minutos se apresentou superior.

A título de melhor visualização, apresentou-se os três comportamento do permeado em uma só Figura 18.

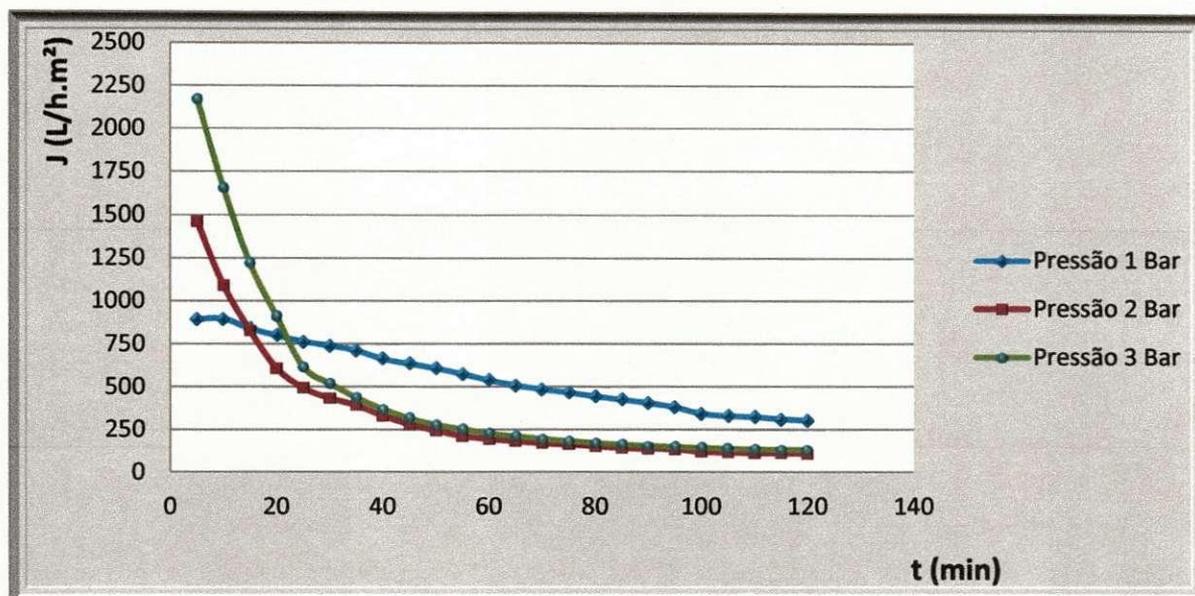


Figura 18 - Variação do fluxo do permeado em função do tempo para pressões de operação de 1,0 bar, 2,0 bar e 3,0 bar com a alimentação de água deionizada.

Com o objetivo de estudar os três casos, foram obtidas as vazões dos concentrados e dos permeados, recuperação e o fluxo médio visando analisar o melhor desempenho, conforme Tabela 1. Observa-se que o comportamento dos fluxos das pressões de 2,0 bar e 3,0 bar foram muito similares, enquanto que o de 1,0 bar no início foi menor do que os demais. Esse comportamento mostra que a pressão é uma variável que administra o processo de permeação, o qual promove a velocidade de permeação no meio em função da oferta de poros. O fato da não hidratação da membrana também pode contribuir para altos fluxos para pressões mais altas, o qual mostra no princípio do processo o vetor que leva o fluxo iniciar alto e em seguida com a hidratação do meio, diminuir. Isso mostra que a pressão de 1,0 bar não teve um efeito significativo no início, mas no entanto manteve a taxa de permeação mais efetiva.

Tabela 1 – Média das variáveis de medida do sistema água deionizada.

P_o (bar)	Q_p médio (L/h)	Q_c médio (L/h)	R médio (%)	J_p médio (L/h.m ²)
1,0	3,24	3,30	48,23	558,23
2,0	2,02	3,15	33,82	342,30
3,0	2,66	4,82	30,70	452,98

Foi observado em estudos anteriores com membranas cerâmicas MF apresentaram comportamento semelhante para o decaimento do fluxo de permeado com o tempo (DIEL, 2010; VLADISAVLJEVIĆ et al., 2013; MONTEIRO, 2009).

4.2. ETAPA 2 – SISTEMA MEMBRANA CERÂMICA PARA ÁGUAS SINTÉTICAS COM TURBIDEZ 1,0 uT, 2,0 uT, 3,0 uT e 4,0 uT

Nessa etapa fez-se o adição de bentonita à água deionizada, produzindo soluções sintéticas com turbidez de 1,0 uT, 2,0 uT, 3,0 uT e 4,0 uT, e para cada turbidez foi-se realizado bateladas nas pressões de 1,0 bar a 3,0 bar para analisar o fluxo em função do tempo e posteriormente fazer um estudo comparativo com a etapa anterior.

As Figuras 19 a 21 apresentam os perfis dos fluxos do sistema de alimentação com turbidez de 1,0 uT sob uma faixa de pressão de (1,0 a 3,0) bar para uma recuperação de aproximadamente 50%.

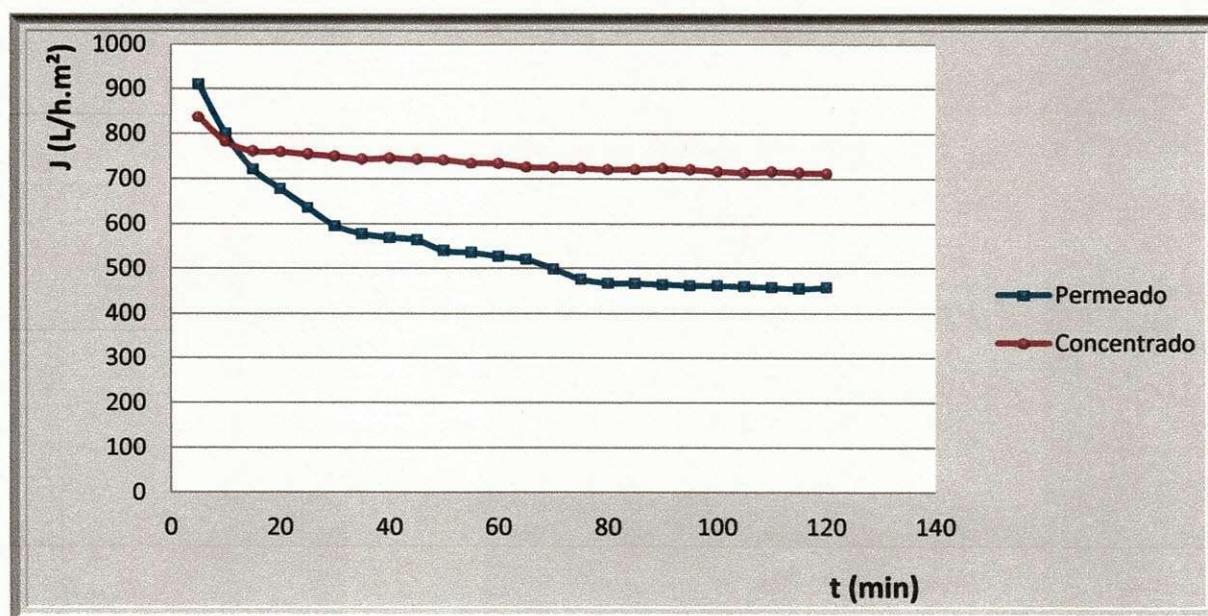


Figura 19 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 1,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 1,0 uT.

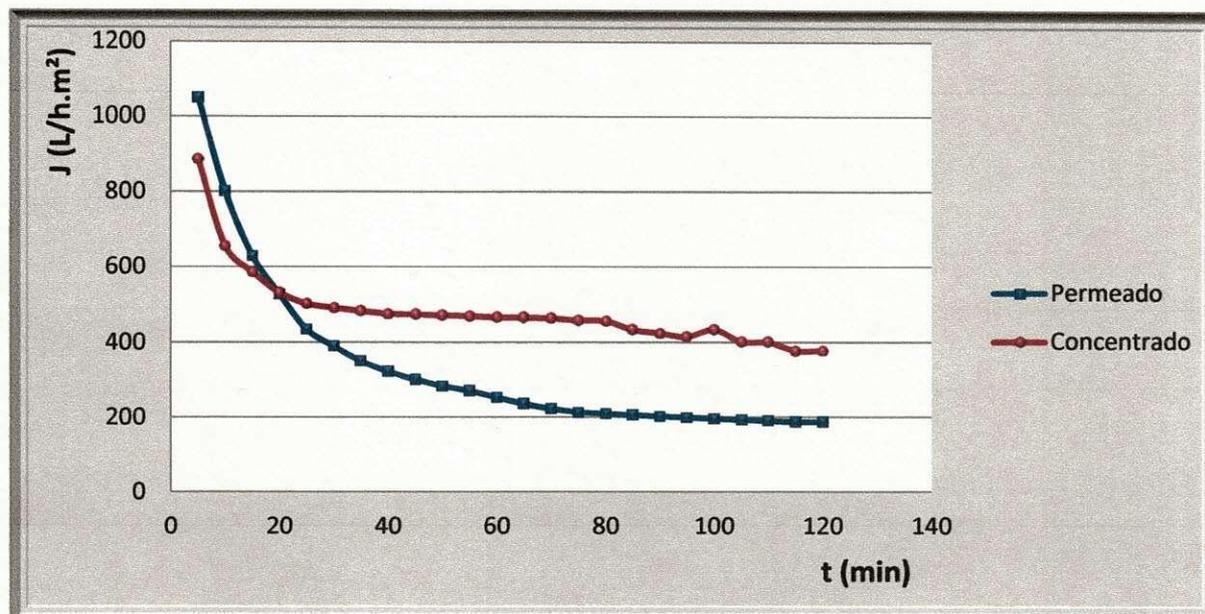


Figura 20 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 2,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 1,0 uT.

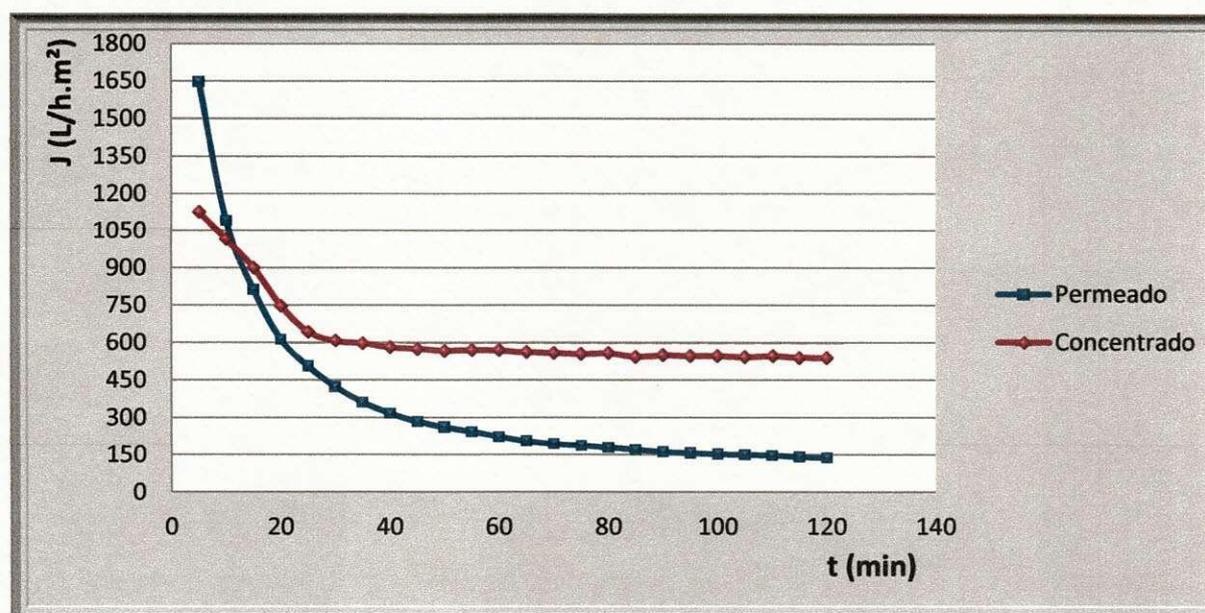


Figura 21 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 3,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 1,0 uT.

As Figuras 19, 20, 21 mostram o comportamento do sistema água com turbidez igual a 1,0 uT para as pressões estudadas. Observa-se que o fluxo do permeado e do concentrado é semelhante aos casos estudados na Etapa 1.

Foi obtida a média para as vazões, fluxos e recuperação visando estudar o melhor desempenho do sistema, conforme mostra a Tabela 2.

Tabela 2 – Média das variáveis de medida do sistema água com turbidez 1,0 uT.

P_o (bar)	Q_p médio (L/h)	Q_c médio (L/h)	R médio (%)	J_p médio (L/h.m ²)
1,0	3,39	4,51	42,46	554,49
2,0	2,05	2,95	38,37	335,85
3,0	2,23	3,82	31,79	366,37

Os dados apresentados na Tabela 2 mostram que o desempenho do sistema estudado foi melhor a pressão de operação contínua de 1,0 bar. Aparentemente, os dados demonstram que a turbidez igual a unidade não afetou significativamente o comportamento descrito para água deionizada.

A título de ilustração e análise, foi apresentado as curvas dos permeados nas três situações em uma única Figura 22.

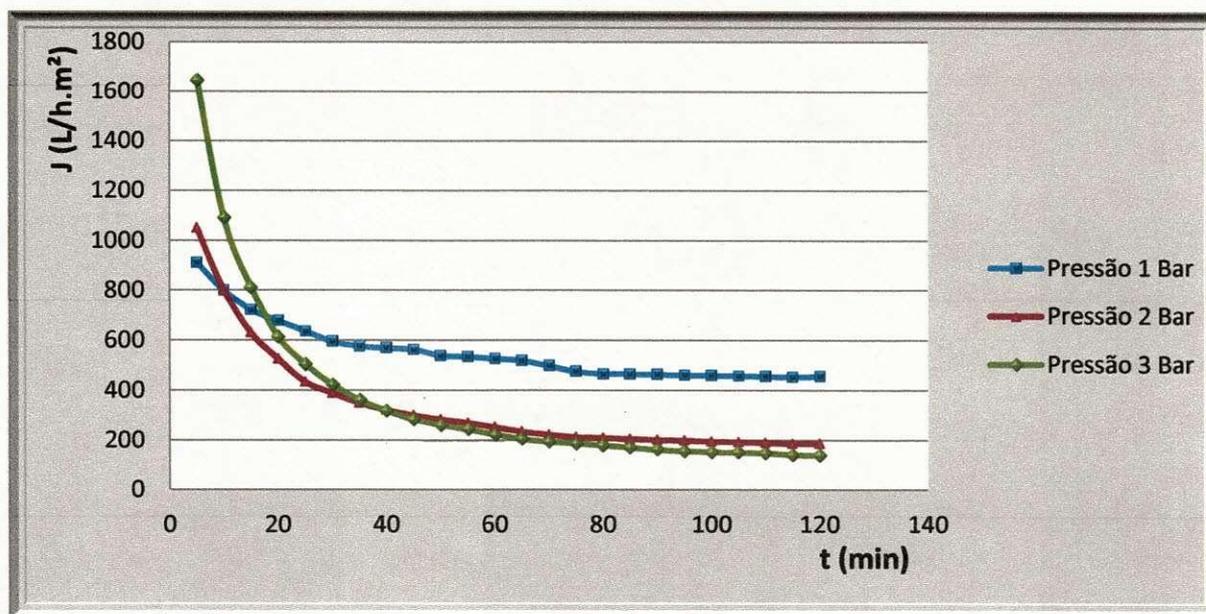


Figura 22 - Variação do fluxo do permeado em função do tempo para uma pressão de operação de 1,0 bar, 2,0 bar e 3,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 1,0 uT.

Para turbidez igual a 2,0 uT, obtemos os três comportamentos dos fluxos do permeado pelo tempo observados na Figura 23 a 25.

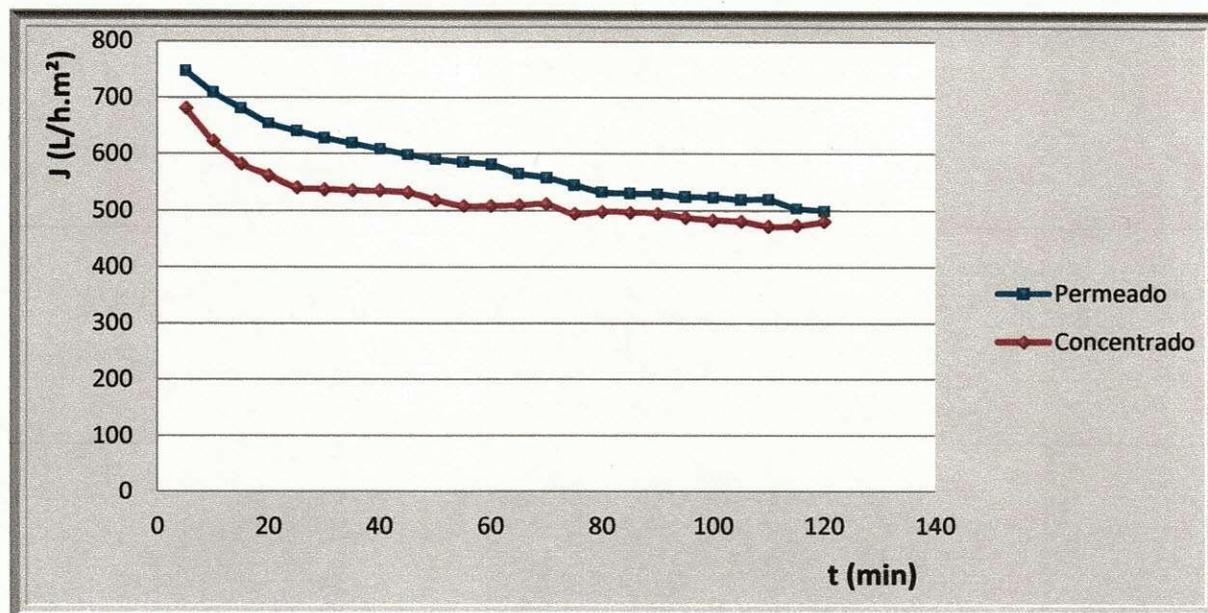


Figura 23 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 1,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 2,0 uT.

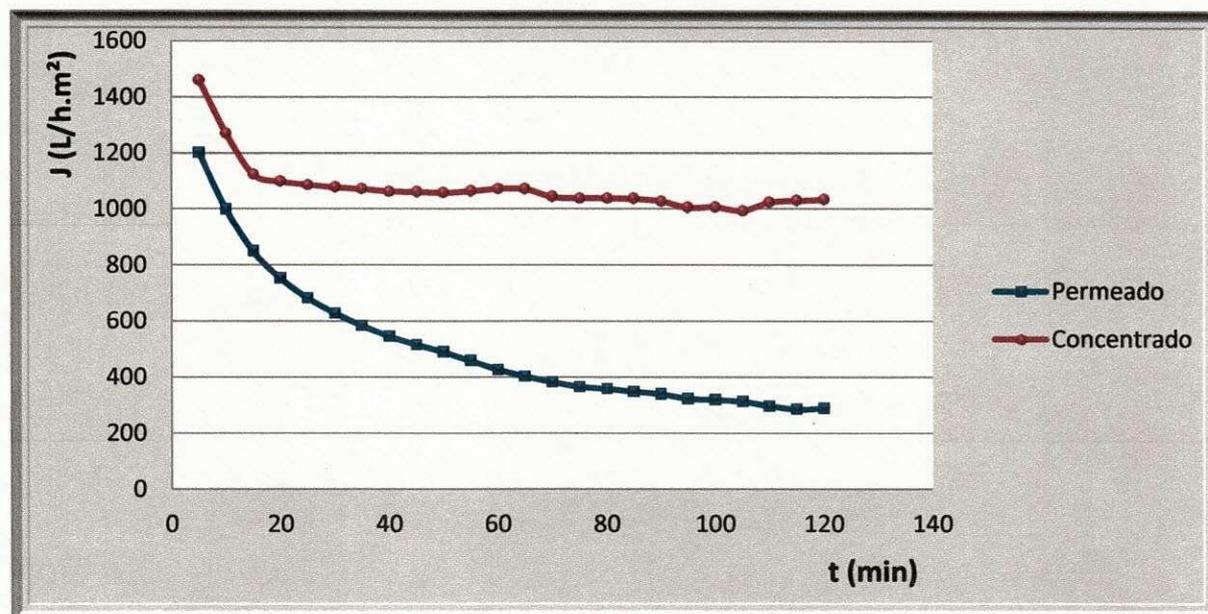


Figura 24 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 2,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 2,0 uT.

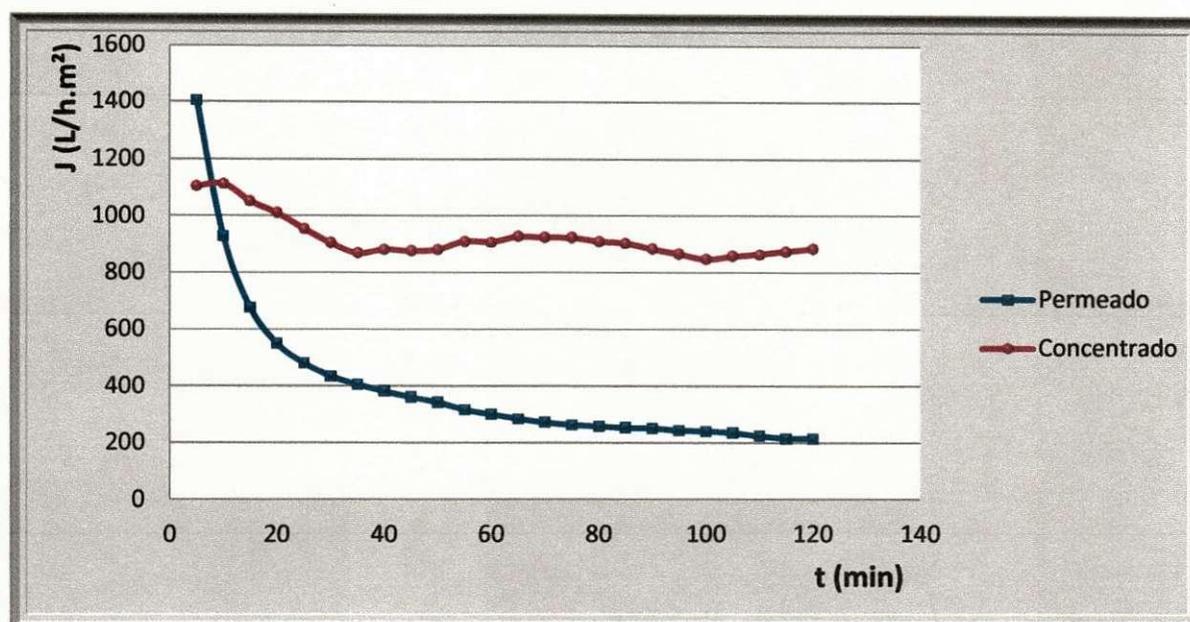


Figura 25 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 3,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 2,0 uT.

As Figuras 23, 24, 25 mostram o comportamento do sistema água com turbidez igual a 2,0 uT para as pressões estudadas. Observa-se que o comportamento dos fluxos dos permeados e dos concentrados foram semelhantes aos casos estudados na Etapa 1.

A Tabela 3 mostra a média das vazões, recuperação e fluxos para os três sistemas.

Tabela 3 – Média das variáveis de medida do sistema água com turbidez 2,0 uT.

P_o (bar)	Q_p médio (L/h)	Q_c médio (L/h)	R médio (%)	J_p médio (L/h.m²)
1,0	3,55	3,18	52,67	583,61
2,0	3,08	6,55	30,61	506,66
3,0	2,42	5,61	27,99	397,80

De acordo com os dados da Tabela 3 observou-se que a recuperação e fluxo foram diminuindo em função da pressão de operação. Para esse caso a pressão de 1,0 bar continua mostrando melhor desempenho, conforme mostrou para os casos anteriores. Aparentemente, o aumento da turbidez de 1,0 uT para 2,0 uT teve uma cotação em termos de densidades versus permeabilidade durante o processo, o qual relaciona o fluxo e a pressão de operação. Para todos os casos estudados percebeu que a diferença de pressões entre a alimentação e saída do

sistema foi constante de 0,5 bar. Isso significa que a permeabilidade do meio diminuiu em função da pressão de operação.

Para melhor análise, apresentaram-se as curvas dos permeados em um única Figura 26.

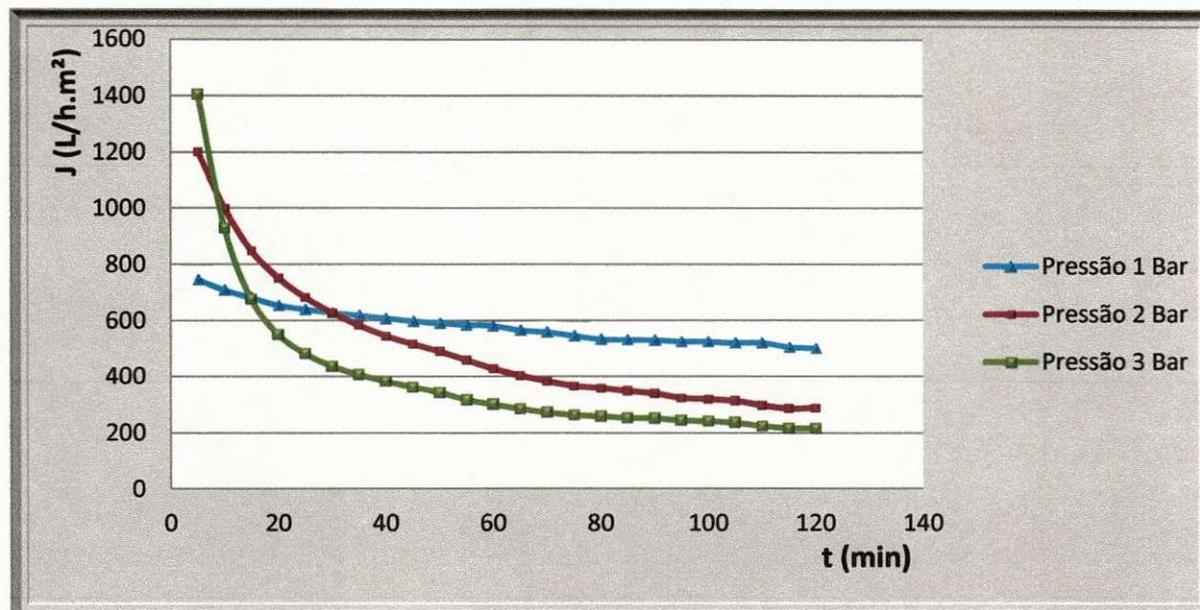


Figura 26 - Variação do fluxo do permeado em função do tempo para uma pressão de operação de 1,0 bar, 2,0 bar e 3,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 2,0 uT.

Para turbidez igual a 3,0 uT, obtemos os três comportamentos dos fluxos do permeado e concentrado pelo tempo observados na Figura 27 a 29.

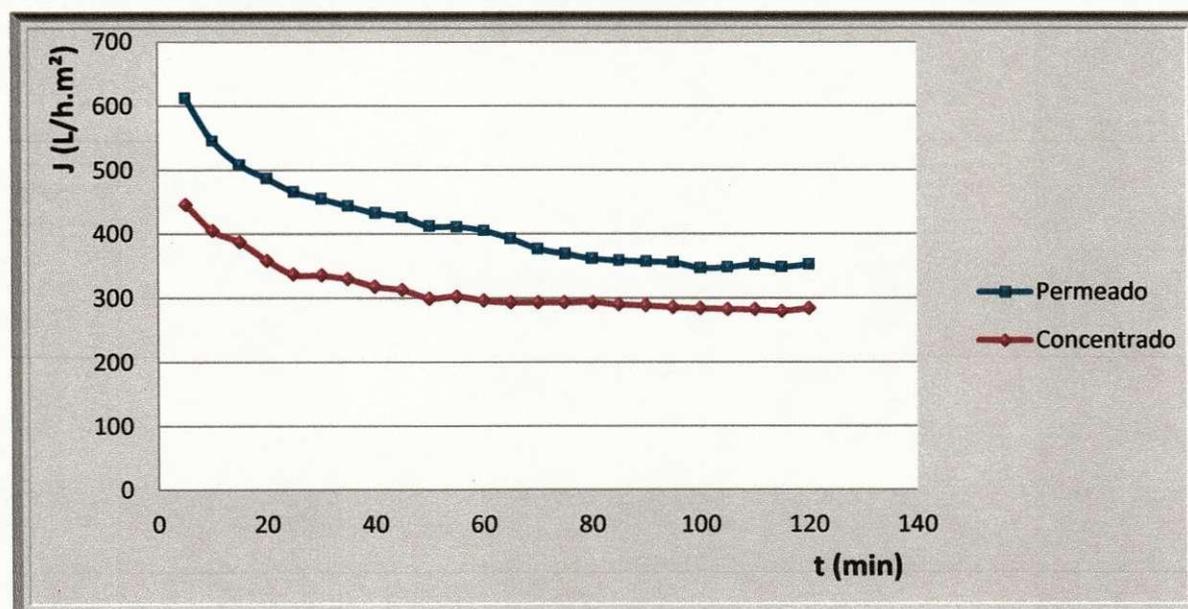


Figura 27 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 1,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 3,0 uT.

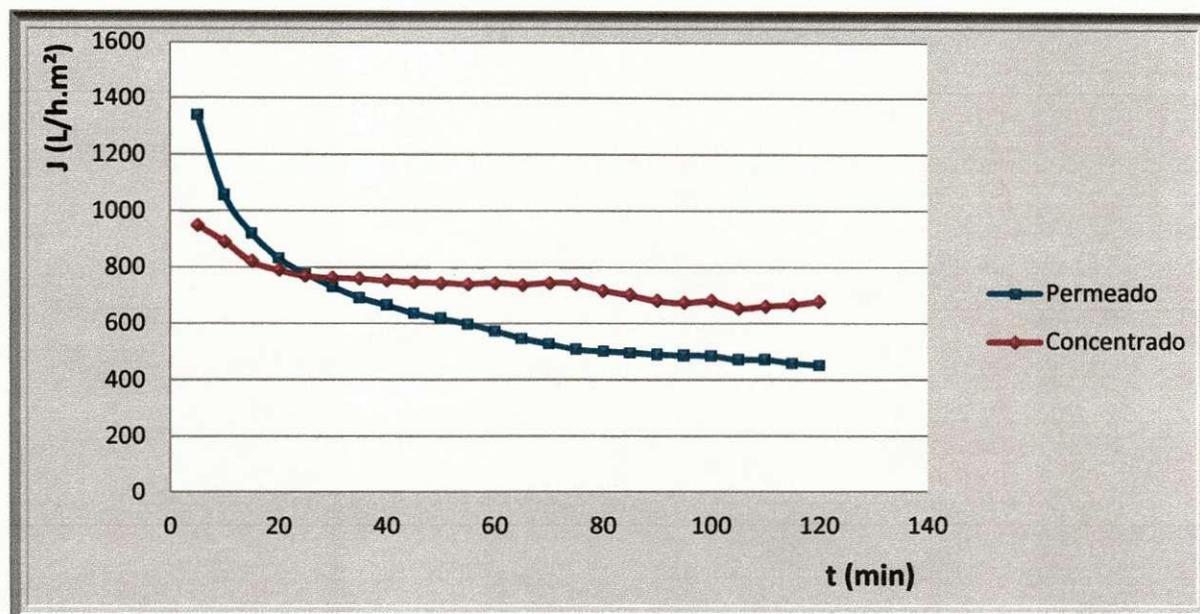


Figura 28 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 2,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 3,0 uT.

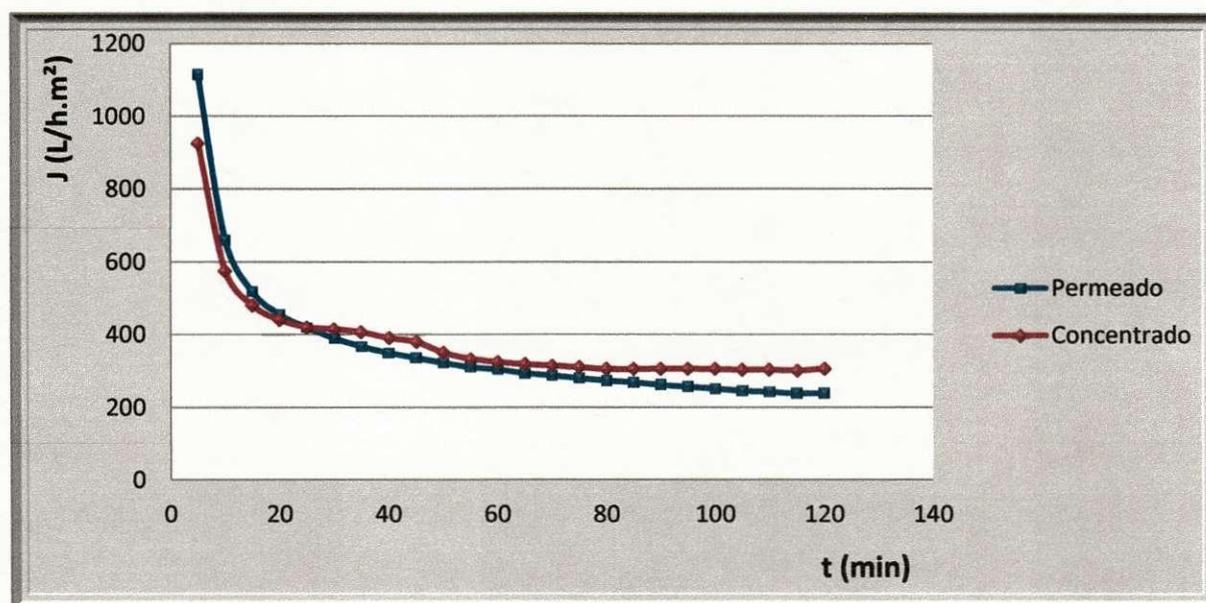


Figura 29 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 3,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 3,0 uT.

As Figuras 27, 28, 29 mostram o comportamento do sistema água com turbidez igual a 3,0 uT para as pressões estudadas. Observa-se que o fluxo do permeado e do concentrado é semelhante aos casos estudados na Etapa 1.

Foi obtida a média para as vazões, fluxos e recuperação visando estudar o melhor desempenho do sistema, conforme mostra a Tabela 4.

Tabela 4 – Média das variáveis de medida do sistema água com turbidez 3,0 uT.

P_o (bar)	Q_p médio (L/h)	Q_c médio (L/h)	R médio (%)	J_p médio (L/h.m ²)
1,0	2,52	1,92	56,58	413,74
2,0	3,89	4,51	45,35	639,41
3,0	2,20	2,31	47,78	362,08

Os resultados da Tabela 4 mostram que o sistema estudado apresenta melhor desempenho na pressão de operação do sistema foi com 2,0 bar, onde obteve-se a maior média de fluxo. Esse fato se mostrou interessante diante os demais casos estudados. De acordo com o comportamento dos perfis dos fluxos do permeados (Figura 30), deve-se considerar a tendência do aumento da concentração das substancias insolúveis na superfície da membrana. Mas por outro lado, em função da grandeza da permeabilidade da membrana e o arraste dado em função da pressão pode favorecer no aumento do fluxo através da membrana.

Para melhor análise, apresentou-se as curvas dos permeados em uma única Figura 30.

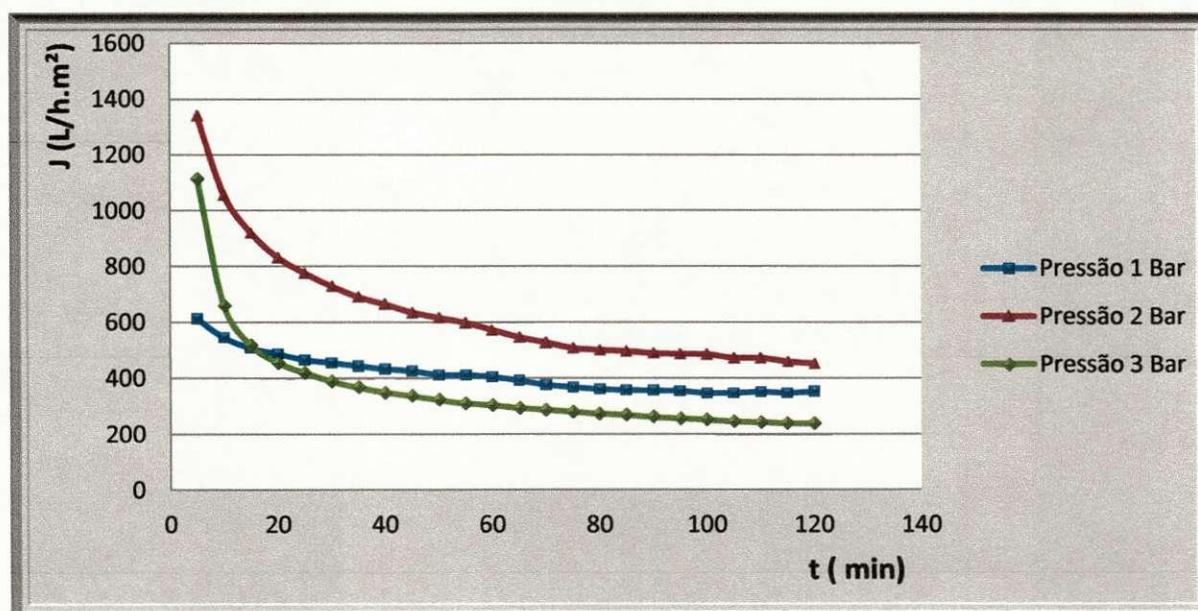


Figura 30 - Variação do fluxo do permeado em função do tempo para uma pressão de operação de 1,0 bar, 2,0 bar e 3,0 bar com a alimentação de água com turbidez igual a 3,0 uT.

Para turbidez igual a 4,0 uT, obtemos os três comportamentos do fluxo do permeado e concentrado pelo tempo observados na Figura 31 a 33.

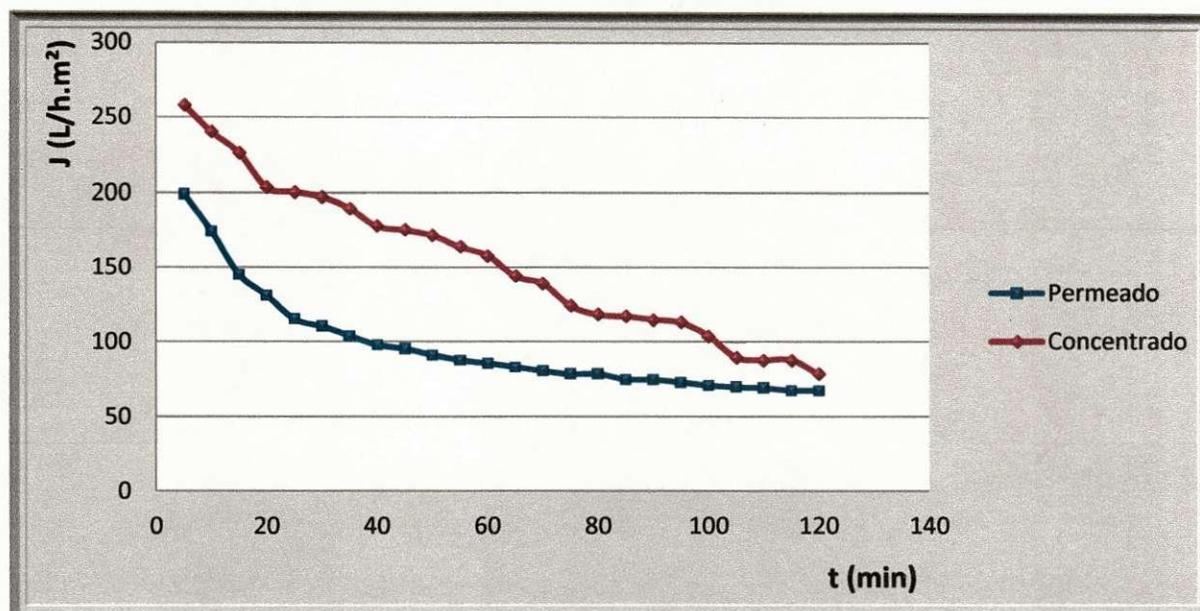


Figura 31 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 1,0 bar, com a alimentação de água com turbidez igual a 4,0 uT.

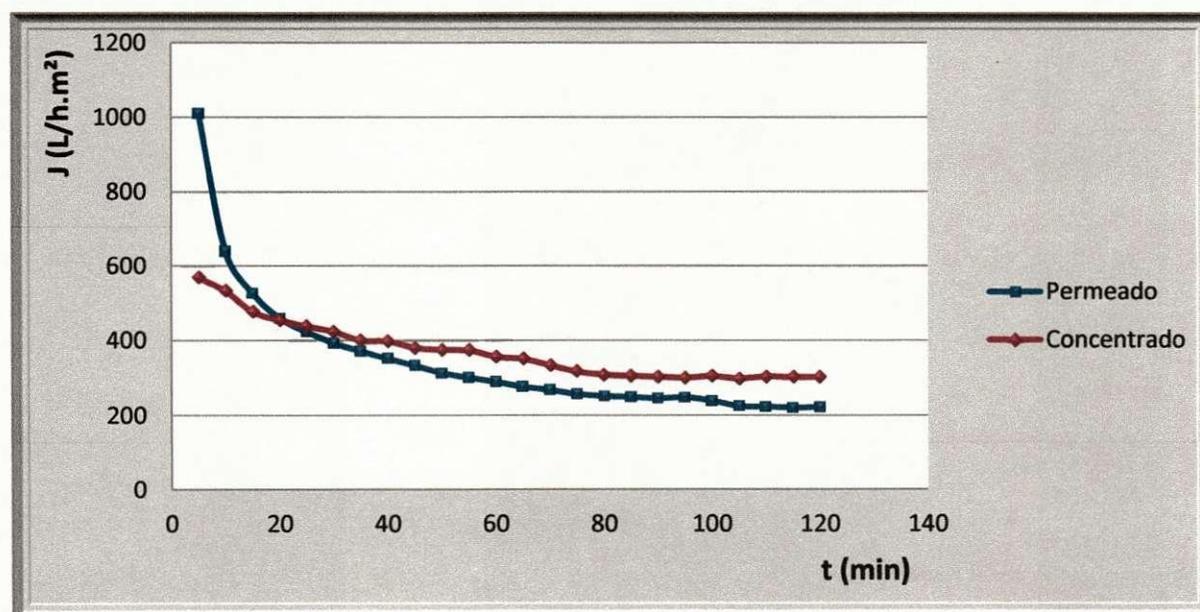


Figura 32 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 2,0 bar, com a alimentação de água com turbidez igual a 4,0 uT.

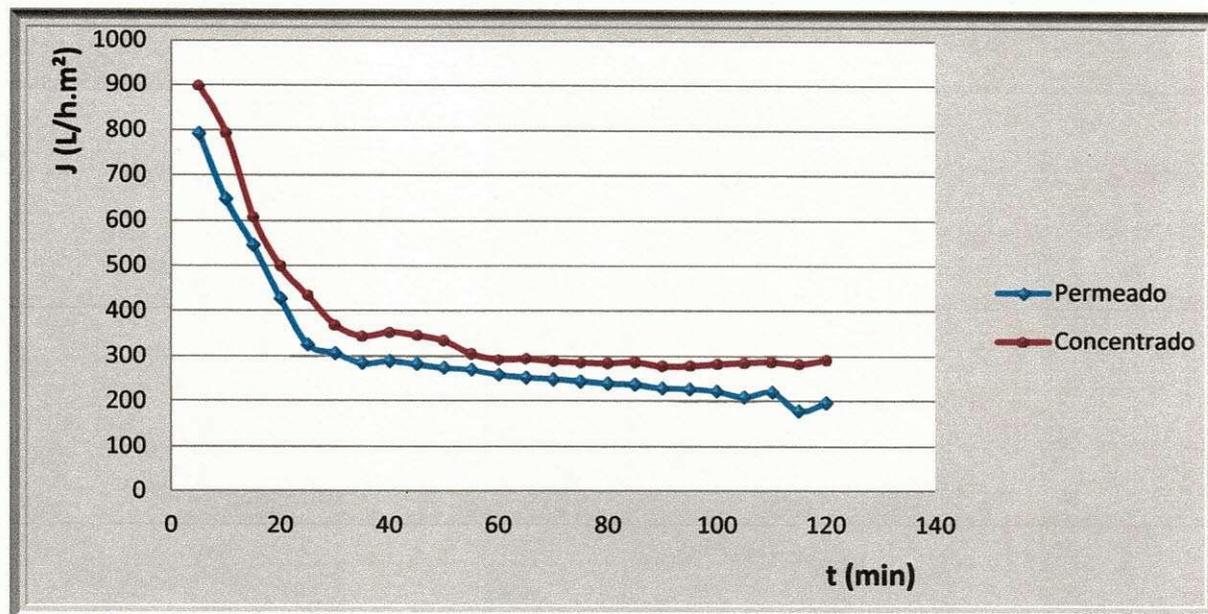


Figura 33 - Variação do fluxo do permeado e do concentrado em função do tempo para uma pressão de operação de 3,0 bar, com a alimentação de água com turbidez igual a 4,0 uT.

As Figuras 31, 32, 33 mostram o comportamento do sistema água com turbidez igual a 4,0 uT para as pressões estudadas. Foi obtida a média para as vazões, fluxos e recuperação visando estudar o melhor desempenho do sistema, conforme mostra a Tabela 5.

Tabela 5 – Média das variáveis de medida do sistema água com turbidez 4,0 uT.

P_o (bar)	Q_p médio (L/h)	Q_c médio (L/h)	R médio (%)	J_p médio (L/h.m²)
1,0	0,59	0,93	38,98	96,95
2,0	2,12	2,26	46,81	348,15
3,0	1,88	2,28	44,82	308,68

Para a turbidez de 4,0 uT observou-se um quadro interessante em relação ao fluxo, conforme mostra a Tabela 5. O fluxo médio para um 1,0 bar teve uma redução de aproximadamente de 80% em relação ao seu valor com uma turbidez de 1,0 uT, ou seja a turbidez é um fator limitante em relação a produção do permeado.

Os valores dos fluxos a partir de 60 minutos ficaram praticamente iguais, ou seja de acordo com o perfil da curva a uma tendência natural da pressão de 3,0 bar apresentar um fluxo similar à da pressão de 2,0 bar. O fato do fluxo médio para pressão de 2,0 bar ter sido

superior a de 3,0 bar, conforme mostra a Tabela 5, é devido no início do processo o fluxo ter sido mais elevado. Neste caso, a pressão de operação 2,0 bar ainda é mais viável considerando seu menor consumo de energia.

Para melhor análise, apresentou-se as curvas dos permeados nas três situação em uma única Figura 34.

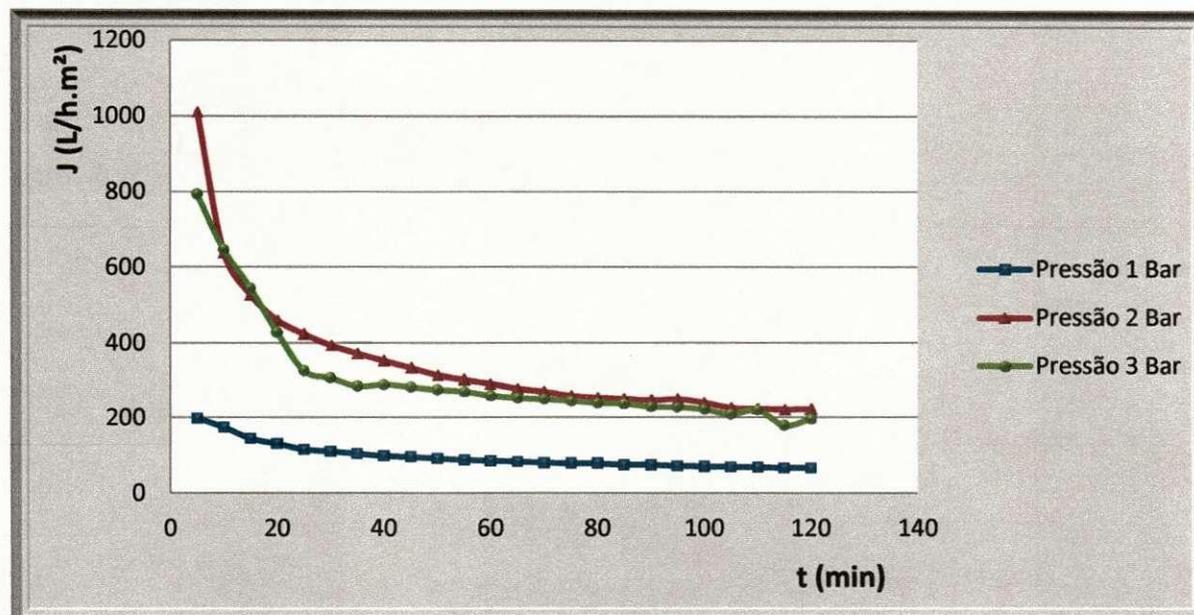


Figura 34 - Variação do fluxo do permeado em função do tempo para uma pressão de operação de 1,0 bar, 2,0 bar e 3,0 bar, com a alimentação de água com turbidez igual a 4,0 uT.

Nessa etapa também foi estudado a diminuição da turbidez em todas as situações. As Tabelas 1 a 12 conforme se encontra no Anexo C foi obtido as medidas das turbidez dos permeados, concentrados e das taxas de remoção da turbidez (TR%), conforme são mostrada nas Tabelas 6 a 9.

As Tabelas 1 a 12 no Anexo C mostram que a turbidez do permeado no início do processo se mostrou mais elevado diante os demais. Esse fato se dá devido as membranas não se encontrarem hidratadas dando condições do fluxo ser alto no início, levando consigo os sedimentos para o permeado. É tanto que a partir de trinta minutos de experimento a turbidez do permeado começa a diminuir devido ao grau de dificuldade dos sedimentos passarem pelos poros. Da mesma forma, foi observado que a turbidez do concentrado foi diminuindo com o tempo, devido os sedimentos ficarem impregnados na superfície das membranas.

Tabela 6 - Variação da turbidez em função da pressão de operação para água com 1,0 uT.

Pressão (bar)	Turbidez Inicial (uT)	Turbidez Média Permeado (uT)	Remoção da Turbidez (%)	Turbidez Média Concentrado (uT)
1	1,53	0,22	82,56	1,25
2	1,03	0,30	71,36	1,16
3	1,25	0,29	77,00	1,34

Tabela 7 - Variação da turbidez em função da pressão de operação para água com 2,0 uT.

Pressão (bar)	Turbidez Inicial (uT)	Turbidez Média Permeado (uT)	Remoção da Turbidez (%)	Turbidez Média Concentrado (uT)
1	2,15	0,47	78,25	1,95
2	2,21	0,29	87,04	2,55
3	2,06	0,29	85,92	2,65

Tabela 8 - Variação da turbidez em função da pressão de operação para água com 3,0 uT.

Pressão (bar)	Turbidez Inicial (uT)	Turbidez Média Permeado (uT)	Remoção da Turbidez (%)	Turbidez Média Concentrado (uT)
1	3,24	0,41	87,27	2,99
2	3,21	0,20	93,63	2,89
3	3,22	0,21	96,32	3,16

Tabela 9 - Variação da turbidez em função da pressão de operação para água com 4,0 uT.

Pressão (bar)	Turbidez Inicial (uT)	Turbidez Média Permeado (uT)	Remoção da Turbidez (%)	Turbidez Média Concentrado (uT)
1	4,03	0,49	87,01	4,51
2	4,24	0,51	87,97	4,02
3	4,53	0,35	92,33	4,18

É visto que de acordo com o aumento da turbidez da água, o sistema operando com as pressões maiores se mostrou mais efetivo. Tal fato ocorreu devido ao maior acúmulo de partículas próximo a superfície da membrana, conseqüentemente, necessitou de um maior arraste das mesmas ocasionado por maiores pressões de operação.

4.3. ETAPA 3 – SISTEMA HÍBRIDO COM 12,67g DE RESINA OPERANDO COM ÁGUA DA TORNEIRA

Nesta etapa se inicia o sistema híbrido, recheando a membrana com 12,67 g ou 16,5 mL de resina trocadora iônica. As primeiras análises estudam o tratamento com água da torneira para analisar o comportamento do fluxo do permeado, o tempo de residência, para as pressões de entrada de aproximadamente 0,5 bar a 2,0 bar.

A Tabela 10 mostra parâmetros físicos da água após a permeação através do sistema híbrido, membrana cerâmica e resina trocadora de íons, apresentando as seguintes características físicas na água de alimentação do sistema: $k = 538 \mu\text{S}/\text{cm}$, $\text{pH} = 7,51$, $\text{cor} = 10,0$ e $\text{Tub.} = 1,85 \text{ uT}$.

Observa-se na Tabela 10 que a cor e a turbidez se mostraram variáveis independentes do gradiente de pressão aplicadas durante o experimento. A variação do pH foi observada, mas aparentemente, não se apresentou significativa para as pressões de (0,5;1,5 e 2,0) bar. Na pressão 1,0 bar o pH obteve uma leitura atípica não apresentando significância no resultado. Por outro lado as outras variáveis tiveram variações em função do tempo de residência no sistema. O fluxo para a pressão de 2,0 bar foi superior a 80% em relação ao fluxo obtido com a pressão de 0,5 bar. Para a mesma pressão (2,0 bar), a remoção de sais ficou acima de 50% do valor inicial.

Tabela 10 - Produção e qualidade do permeado do sistema híbrido em função da pressão de operação.

Pressão (bar)	0,5	1	1,5	2
t (s)	36,48	19,04	8,80	6,88
Q_p (L/h)	1,15	1,95	3,31	5,13

Fluxo (L/h.m²)	106,10	179,93	305,66	474,69
pH	3,44	4,06	3,22	3,11
k (μS/cm)	79,5	80,0	125	184,8
Taxa remoção de k (%)	85,22	85,13	76,77	65,65
Taxa remoção de Cor (%)	100	100	100	100
Taxa remoção de T (%)	68,11	67,70	65,94	64,86

A título de comparação de desempenho de sistemas a Tabela 11 abaixo, mostra o mesmo perfil obtido na Tabela 10. Percebe-se que a taxa de remoção de sais através da condutividade elétrica continua acima de 50% e dentro dos padrões de potabilidade. Isso demonstra que o sistema se mostra eficaz e com perspectivas de estudos para dimensionar outros para atender uma demanda maior em termos de produção e qualidade de água.

Tabela 11 - Comportamento da condutividade elétrica do permeado do sistema híbrido em função da pressão de operação com alimentação de $k = 1038 \mu\text{S/cm}$.

Pressão (bar)	0,5	1	1,5	2
k (μS/cm)	220,1	337,1	380,5	432,9
Taxa remoção de k (%)	78,80	67,52	63,34	58,29

Em seguida, fez-se um estudo mais minucioso desses mesmos sistemas (com 12,67 g ou 16,5 mL de resina), avaliando a condutividade elétrica e os sólidos totais dissolvidos em ppm constantemente das pressões 0,5 bar à 2,0 bar até a saturação da resina, com a mesma alimentação de água da torneira. Os comportamentos das taxas de remoção da condutividade elétrica e dos sólidos totais dissolvidos são totalmente semelhantes. Portanto, a título de melhor visualização, foi ilustrado na Figura 35 apenas a variação da taxa de redução dos sólidos totais dissolvidos nas quatro pressões de operação avaliadas.

A Figura 35 mostra que a melhor taxa de redução do TDS no sistema trabalhando é alcançada na pressão de operação 0,5 bar. Isto ocorre por consequência do maior tempo de residência da água no sistema. E ainda pode-se observar que o tempo de saturação da resina

trocadora iônica quando trabalhada em um sistema operando com 2,0 bar chega a ser três vezes menor do tempo de saturação de um sistema trabalhando com 0,5 bar. Tal fato ocorre devido a pressão mais baixa ter menor produção, conseqüentemente, menor o volume de água por tempo a ser abrandada, saturando mais lentamente a resina trocadora iônica.

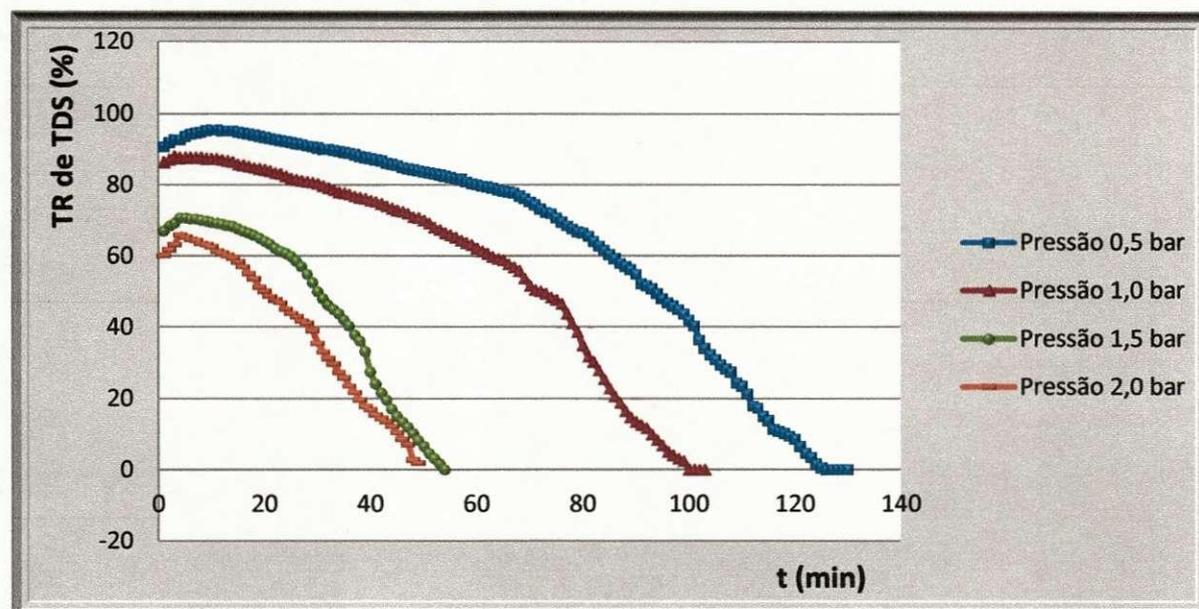


Figura 35 - Variação da taxa de redução do TDS em função do tempo operando com pressão de operação 0,5 bar, 1,0 bar, 1,5 bar e 2,0 bar.

Nessas bateladas, avaliou os parâmetros físico-químicos da alimentação e dos permeados em função da taxa de remoção (TR) desses parâmetros e a qualidade da água produzida para cada pressão.

A Tabela 12 apresenta os dados das concentrações dos componentes presentes na água de alimentação do sistema híbrido visando estudar o potencial de remoção dos sais durante o processo para diferentes gradientes de pressão, variando de 0,5 bar até 2,0 bar. As análises mostram que a concentração de todos os íons presentes na água do permeado foi aumentado em função da pressão de operação.

Pode-se observar um fato importante onde o sistema híbrido apresentou um tratamento de água com uma menor remoção de íons trivalentes em relação à remoção dos íons monovalentes e bivalentes encontrados na água. Quanto os parâmetros físicos estes se comportaram de acordo com os perfis obtidos nos experimentos anteriores. O interessante desse estudo é mostrar que existe condições de purificar a água e conseqüentemente abrandar ou remover os sais presentes no meio aquoso.

Tabela 12 - Variação dos parâmetros físico-químicos da água de alimentação (torneira – novembro de 2013) do sistema híbrido em função da pressão de operação.

PARÂMETROS	Alimentação	P _{0,5} bar	TR%	P _{1,0} bar	TR%	P _{1,5} bar	TR%	P _{2,0} bar	TR%
Condutividade Elétrica, $\mu\text{S}/\text{cm}$ a 25 °C	567,40	73,32	87,08	78,70	86,13	119,49	78,94	181,76	67,97
pH	8,00	6,30		4,00		7,70		5,60	
Turbidez, (uT)	1,20	0,70	41,67	0,60	50,00	0,60	50,00	0,70	41,67
Cor, Unidade Hazen (mg Pt-Co/L).	5,00	0,00	100,00	0,00	100,00	0,00	100,00	0,00	100,00
Dureza em Cálcio (Ca^{++}), mg/L	17,20	0,40	97,67	3,60	79,07	5,40	68,60	6,40	62,79
Dureza em Magnésio (Mg^{++}), mg/L	19,70	1,40	92,89	2,00	89,85	5,20	73,60	5,20	73,60
Dureza Total (CaCO_3), mg/L	130,00	9,50	92,69	14,50	88,85	27,00	79,23	30,50	76,54
Sódio (Na^+), mg/L	56,10	3,90	93,05	7,30	86,99	20,10	64,17	21,80	61,14
Potássio (K^+), mg/L	2,30	0,30	86,96	0,40	82,61	0,40	82,61	0,50	78,26
Alumínio (Al^{3+}), mg/L	0,09	0,03	66,67	0,04	55,56	0,05	44,44	0,05	44,44
Ferro Total, mg/L	0,02	0,01	50,00	0,01	50,00	0,01	50,00	0,01	50,00
Alcalinidade em Hidróxidos, mg/L (CaCO_3)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Alcalinidade em Carbonatos, mg/L (CaCO_3)	6,80	0,00	100,00	0,00	100,00	0,00	100,00	0,00	100,00
Alcalinidade em Bicarbonatos, mg/L (CaCO_3)	37,20	1,00	97,31	2,00	94,62	3,80	89,78	4,00	89,25
Alcalinidade Total, mg/L (CaCO_3)	40,00	28,00	30,00	2,00	95,00	3,80	90,50	4,00	90,00
Sulfato (SO_4^-), mg/L	18,00	1,80	90,00	2,30	87,22	3,50	80,56	4,30	76,11
Fósforo Total, mg/L	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Cloreto (Cl^-), mg/L	154,90	14,20	90,83	24,10	84,44	44,70	71,14	53,30	65,59
Nitrato (NO_3^-), mg/L	0,00	0,04	0,00	0,17	0,00	0,31	0,00	1,55	0,00
STD (Sólidos Totais Dissolvidos a 180°C), mg/L	336,40	75,80	77,47	53,20	84,19	78,60	76,63	100,20	70,21

4.4. ETAPA 4 - SISTEMA HÍBRIDO COM 50,0g DE RESINA OPERANDO COM ÁGUA DA TORNEIRA

Nesta última etapa, foi acoplado uma coluna de resina trocadora iônica em série com o sistema de membrana cerâmica, visando estudar o efeito da qualidade da água após a membrana cerâmica. Os dados obtidos foram satisfatórios para todos os íons presentes no meio.

A coluna de resina continha 50,0 g ou 68,0 mL de resina trocadora iônica. A batelada durou até a saturação da resina, a qual foi estudada através da TR% a partir da condutividade elétrica e do TDS do permeado.

A Figura 36 e 37 mostra a TR% em função do tempo de operação para duas etapas com um intervalo de um dia entre elas. Observou-se que ao longo dos 100 minutos a TR% foi praticamente 100%. Acima desse período a TR começou a diminuir gradativamente até aproximadamente 60% de seu valor inicial. O fato da TR no dia seguinte apresentar um valor de 100% foi devido o tempo de residência no interior da coluna ter sido longo para um dado volume de água. Quando o processo reiniciou a água que estava no interior da coluna apresentava uma condutividade elétrica muito baixa, mas em um pequeno intervalo de tempo (aprox. 20min), a TR% continuou a diminuir progressivamente até zerar, indicando claramente que a mesma se encontra saturada. A partir desse estudo, pode-se determinar o momento adequado para limpeza química das resinas.

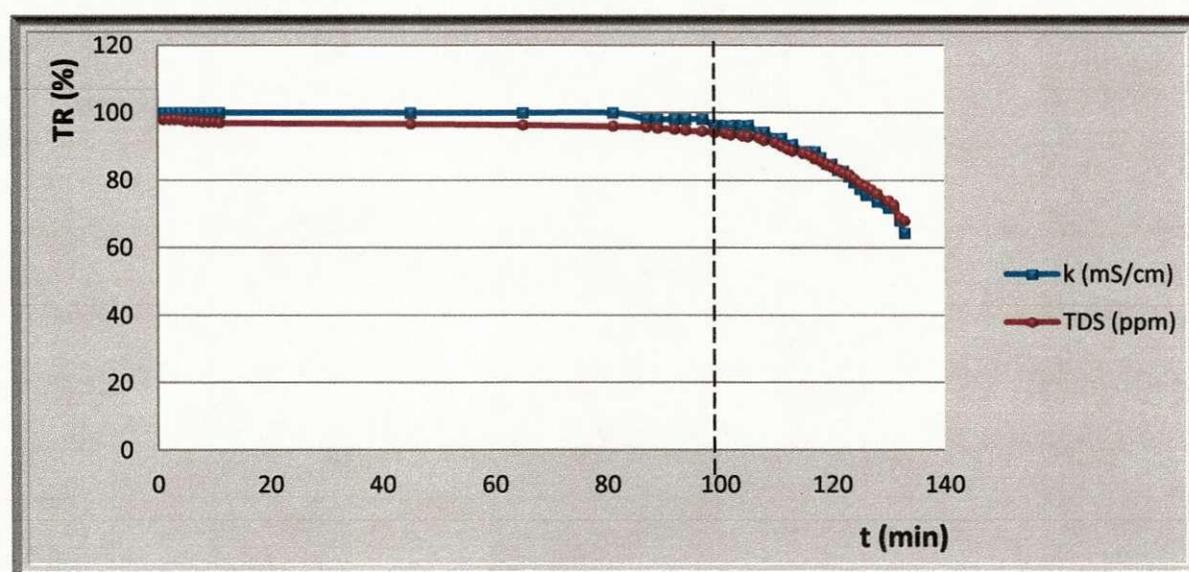


Figura 36 - Variação da taxa de redução da condutividade elétrica e do TDS em função do tempo para um sistema híbrido com coluna com 50g de resina trocadora iônica e pressão de operação 2,0 bar (1º Intervalo).

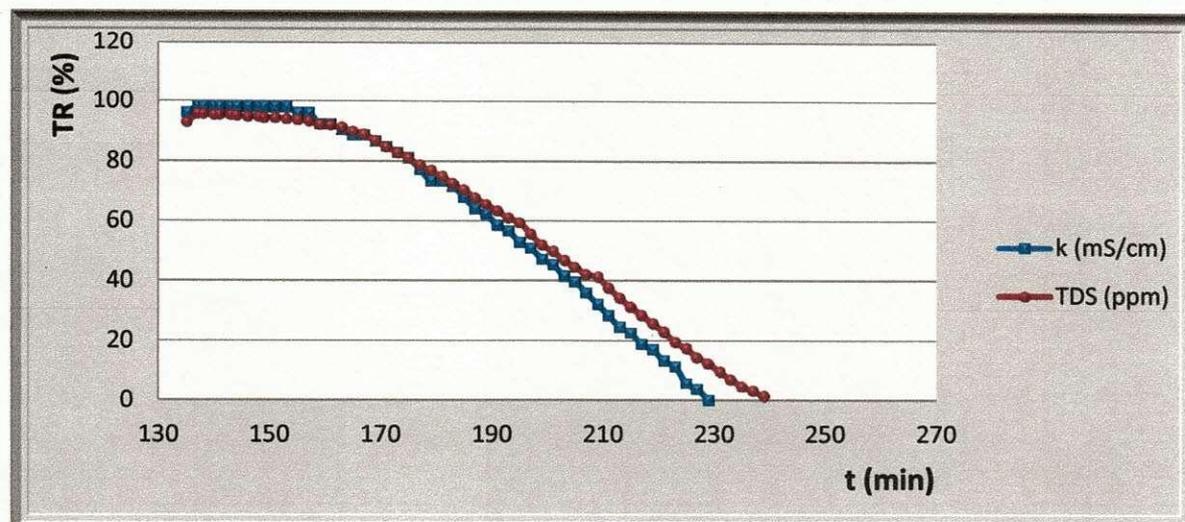


Figura 37 - Variação da taxa de redução da condutividade elétrica e do TDS em função do tempo para um sistema híbrido com coluna com 50g de resina trocadora iônica e pressão de operação 2,0 bar (2º Intervalo – após repouso de 24h).

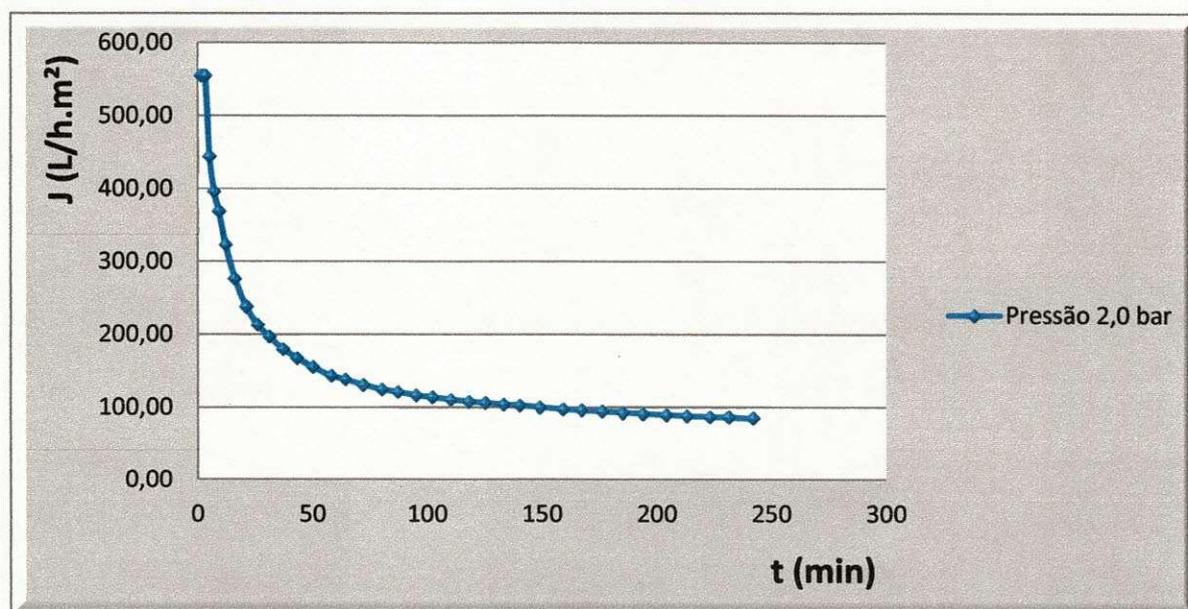


Figura 38 - Variação do fluxo pelo tempo do permeado do sistema híbrido com coluna de resina trocadora iônica contendo 50 g de resina com pressão de entrada de 2,0 bar.

A Figura 38 apresenta o comportamento do fluxo do sistema híbrido acoplada com uma coluna de resina trocadora iônica à 2,0 bar de pressão, semelhante aos demais casos já estudados como esperado.

A Tabela 13 apresenta os dados das concentrações dos componentes presentes na água de alimentação do sistema membrana cerâmica e coluna de resina trocadora iônica visando estudar o potencial de remoção dos sais durante o processo para diferentes gradientes

de pressão de 2,0 bar e comparar com o sistema da Etapa 3 com pressão de operação também de 2,0 bar. A última coluna da Tabela 13 apresenta a diferença da TR% desse sistema atual com o sistema similar estudado na etapa anterior com a mesma pressão de operação, ou seja, o quanto maior foi essa TR% em relação ao sistema anterior visando verificar o quanto o aumento no volume da resina no sistema foi significativo nos resultados.

Essas variáveis apresentam valores interessantes, pois apresenta uma remoção de quase 100% na maioria dos íons presentes exceto para íons trivalentes e íons ferro, que apresentam uma redução menor, comportamento similar visto na Etapa 3. Contudo, comparado os resultados com o sistema anterior que contém 67% a menos de resina trocadora iônica, obteve-se uma melhora significativa na remoção dos íons presentes da água, apresentando uma taxa de redução de até aproximadamente 40% maior.

O interessante desse estudo é mostrar a relação existente entre o volume de resina trocadora iônica associada à membrana cerâmica e qualidade da água, pois quanto maior o volume de resina, maior o tempo de residência, conseqüentemente maior remoção de sais presentes na solução.

Tabela 13 - Análises gerais do sistema híbrido.

	Alimentação	Permeado	TR (%)	Aumento relativo da TR%
Condutividade Elétrica, $\mu\text{mho/cm}$ a 25 °C	567,40	2,5	99,56	31,59
Potencial Hidrogeniônico, pH	8,00	5,0	--	--
Turbidez, (uT)	1,20	0,6	66,67	25,00
Cor, Unidade Hazen (mg Pt-Co/L).	5,00	0,0	100	0,0
Dureza em Cálcio (Ca^{++}), mg/L	17,20	0,0	100	37,21
Dureza em Magnésio (Mg^{++}), mg/L	19,70	0,9	95,43	21,83
Dureza Total (CaCO_3), mg/L	130,00	3,5	97,31	20,77
Sódio (Na^+), mg/L	56,10	0,4	99,29	38,15
Potássio (K^+), mg/L	2,30	0,0	100	21,74

Alumínio (Al³⁺), mg/L	0,09	0,03	66,67	22,23
Ferro Total, mg/L	0,02	0,01	50,00	0,0
Alcalinidade em Hidróxidos, mg/L (CaCO₃)	0,00	0,0	--	--
Alcalinidade em Carbonatos, mg/L (CaCO₃)	6,80	0,0	100	0,0
Alcalinidade em Bicarbonatos, mg/L (CaCO₃)	37,20	1,6	95,70	6,45
Alcalinidade Total, mg/L (CaCO₃)	40,00	1,6	96,00	6,00
Sulfato (SO₄⁻), mg/L	18,00	0,9	95,00	18,89
Fósforo Total, mg/L	0,00	0,0	--	--
Cloreto (Cl), mg/L	154,90	1,1	99,29	33,70
Nitrato (NO₃⁻), mg/L	0,00	0,0	--	--
STD (Sólidos Totais Dissolvidos a 180°C), mg/L	336,40	4,4	98,69	28,48

4.5. PROJETO SISTEMA HÍBRIDO COM MEMBRANA CERÂMICA EM PARALELO OU EM SERIE

A título de averiguar outros arranjos de elemento de membranas cerâmicas, foi projetado um sistema de mais de uma membrana cerâmica recheada com resina trocadora iônica, colocadas em séries e/ou em paralelo, visando observar o fluxo do permeado, através de simples simulações feitas no programa Excel a partir dos dados obtidos neste trabalho.

Inicialmente o estudo foi feito em função de até cinco membranas cerâmicas recheadas de resina traçadora iônica colocadas em paralelo (Figura 39) a partir das médias dos fluxos obtido neste trabalho, produzindo água com mesma qualidade. Foi usada uma recuperação

média de 40%, operando com 0,5 bar a 2,0 bar, a partir dos dados mostrados na Tabela 10 do Capítulo 4 dessa dissertação.

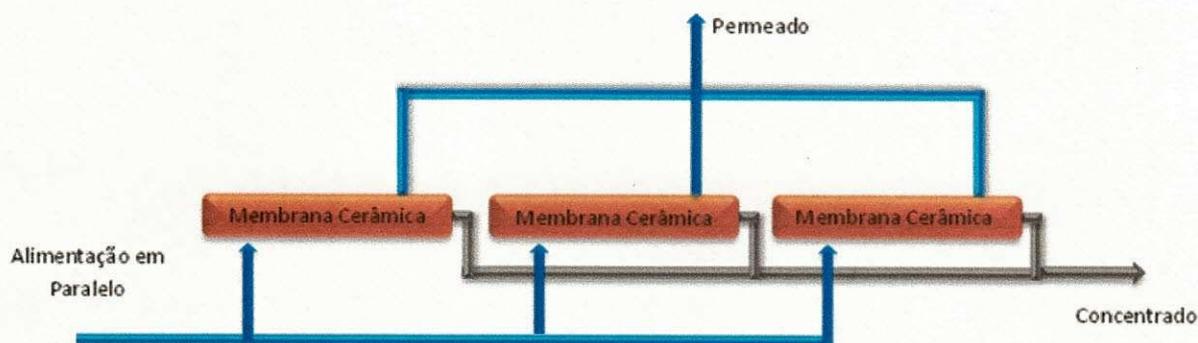


Figura 39 – Ilustração do sistema híbrido com membranas em paralelo (Fonte: Elaborada pela autora).

A Tabela 14 descreve os valores médios dos fluxos de alimentação, permeado e concentrado do sistema com uma membrana cerâmica recheada com resina trocadora iônica em função da pressão de operação.

Tabela 14 – Valores médios dos fluxos de alimentação, permeado e concentrado em função da pressão de operação, com uma recuperação média de 40%, obtido através dos dados obtidos neste trabalho.

P_o	J_A médio (l/h.m ²)	J_P médio (l/h.m ²)	J_C médio (l/h.m ²)
0,5	265,25	106,10	159,15
1,0	449,83	179,93	269,90
1,5	764,15	305,66	458,49
2,0	1186,73	474,69	712,04

As Tabelas 15 a 18 são referentes aos valores médio dos fluxos de alimentação, permeado e concentrado com sistema 2, 3, 4 e 5 membranas cerâmicas recheadas com resina trocadora iônica colocadas em paralelo respectivamente, obtidos a partir dos valores encontrados na Tabela 14 deste Apêndice.

Tabela 15 – Valores dos fluxos do permeado, alimentação e concentrado com sistema de 2 membranas cerâmicas recheada com resina trocadoras iônicas colocadas em paralelo, em função da pressão de operação, com recuperação média de 40%.

P_o	J_A médio (L/h.m ²)	J_P médio (L/h.m ²)	J_C médio (L/h.m ²)
0,5	530,50	212,20	318,30
1,0	899,65	359,86	539,79
1,5	1528,30	611,32	916,98
2,0	2373,45	949,38	1424,07

Tabela 16 – Valores dos fluxos do permeado, alimentação e concentrado com sistema de 3 membranas cerâmicas recheada com resina trocadoras iônicas colocadas em paralelo, em função da pressão de operação, com recuperação média de 40%.

P_o	J_A médio (L/h.m ²)	J_P médio (L/h.m ²)	J_C médio (L/h.m ²)
0,5	795,75	318,30	477,45
1,0	1349,48	539,79	809,69
1,5	2292,45	916,98	1375,47
2,0	3560,18	1424,07	2136,11

Tabela 17 – Valores dos fluxos do permeado, alimentação e concentrado com sistema de 4 membranas cerâmicas recheada com resina trocadoras iônicas colocadas em paralelo, em função da pressão de operação, com recuperação média de 40%.

P_o	J_A médio (L/h.m ²)	J_P médio (L/h.m ²)	J_C médio (L/h.m ²)
0,5	1061,00	424,40	636,60
1,0	1799,30	719,72	1079,58
1,5	3056,60	1222,64	1833,96
2,0	4746,90	1898,76	2848,14

Tabela 18 – Valores dos fluxos do permeado, alimentação e concentrado com sistema de 5 membranas cerâmicas recheada com resina trocadoras iônicas colocadas em paralelo, em função da pressão de operação com recuperação média de 40%.

P_o	J_A médio (l/h.m ²)	J_P médio (l/h.m ²)	J_C médio (l/h.m ²)
0,5	1326,25	530,50	795,75
1,0	2249,13	899,65	1349,48
1,5	3820,75	1528,30	2292,45
2,0	5933,63	2373,45	3560,18

Buscando melhor visualização de comparação, foi desenvolvida a Tabela 19 apenas com os valores dos fluxos dos permeados encontrados nas Tabelas anteriores.

Tabela 19 – Valores médios dos fluxos do permeado, com uma recuperação média de 40%, operando a 0,5 bar a 2,0 bar, para um sistema em paralelo, obtido através dos dados obtidos neste trabalho.

Quantidade de Membranas em série	J_P médio (l/h.m ²) (P_o 0,5 bar)	J_P médio (l/h.m ²) (P_o 1,0 bar)	J_P médio (l/h.m ²) (P_o 1,5 bar)	J_P médio (l/h.m ²) (P_o 2,0 bar)
2	212,20	359,86	611,32	949,38
3	318,30	539,79	916,98	1424,07
4	424,40	719,72	1222,64	1898,76
5	530,50	899,65	1528,30	2373,45

Em seguida foi projetado um sistema com até 5 (cinco) dessas mesmas membranas cerâmicas recheadas com resina trocadora iônica colocadas em série (Figura 40), operando com 0,5 bar a 2 bar, onde o concentrado da primeira alimenta o da segunda e assim por diante, estabelecendo uma recuperação de 40%.

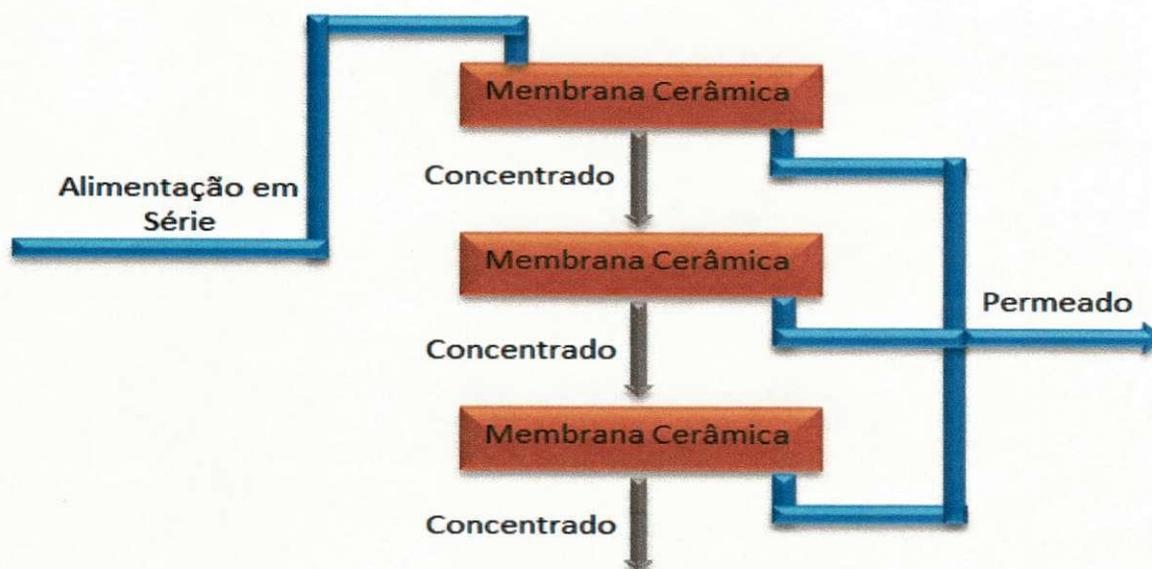


Figura 40 – Ilustração do sistema híbrido com membranas em série (Fonte: Elaborada pela).

A Tabela 20 representa os valores dos fluxos do, permeado de 2, 3, 4 e 5 membranas cerâmicas recheadas com resina trocadora iônica, colocadas em série, em função da pressão, a partir dos dados obtidos neste presente trabalho.

Tabela 20 – Valores médios dos fluxos do permeado, com uma recuperação média de 40%, operando a 0,5 bar a 2,0 bar para um sistema em série, obtido através dos dados obtidos neste trabalho.

Quantidade de Membranas em série	J_P médio (l/hm^2) (P_o 0,5 bar)	J_P médio (l/hm^2) (P_o 1,0 bar)	J_P médio (l/hm^2) (P_o 1,5 bar)	J_P médio (l/hm^2) (P_o 2,0 bar)
2	169,76	287,89	489,06	759,50
3	207,96	352,66	599,09	930,39
4	230,87	391,53	665,12	1032,93
5	244,62	414,85	704,73	1094,45

5. CONCLUSÃO

A partir do estudo do sistema de tratamento de água através de membranas cerâmicas não hidratadas tubulares e resina trocadora iônica foi possível concluir que:

- ❖ Concluiu-se que a pressão é uma variável que administra o processo de permeação, o qual promove a velocidade de permeação no meio em função da oferta de poros.
- ❖ O fato da não hidratação da membrana também pode contribuir para altos fluxos iniciais.
- ❖ A turbidez é um fator limitante em relação à produção do permeado para águas com turbidez maior que 2,0 uT.
- ❖ O sistema híbrido apresentou ótima eficiência em relação à remoção dos parâmetros físico-químicos da água. Concluiu-se que a cor e a turbidez são variáveis independentes da pressão de operação aplicada.
- ❖ Os parâmetros físico-químicos apresentaram variações em função do tempo de residência, contudo, para todas as pressões trabalhadas, a remoção de sais ficou acima de 50% do valor inicial. E mesmo tratando uma água com condutividade elétrica maior que 1000 μS , produziu-se uma água com condutividade elétrica menor que 500 μS em todas as pressões de operação de acordo com os parâmetros de potabilidade do Ministério da Saúde.
- ❖ O sistema híbrido apresentou-se no tratamento de água com uma menor remoção de íons trivalentes em relação à remoção dos íons monovalentes e bivalentes encontrados na água.
- ❖ Pode-se concluir também que o tempo de saturação de resina diminuiu com o aumento da pressão de operação.
- ❖ Para o sistema híbrido com a coluna de resina trocadora iônica, todos os parâmetros apresentaram uma taxa de remoção próxima de 100% exceto para íons trivalentes e íons ferro.

6. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

- ❖ Estudar a perda de fluxo das membranas cerâmicas para membranas secas e hidratadas com águas "in naturas";
- ❖ Estudar o sistema de membranas cerâmicas com águas "in naturas" (superficiais e subterrâneas), visando estudar seus desempenhos antes das resinas trocadoras de íons;
- ❖ Estudar os sistemas de limpeza química que mais se adequam em função das águas de alimentação do sistema;
- ❖ Trabalhar com técnicas de limpeza durante a operação como: backpulse, jato de vapor, água quente ou soluções químicas, etc;
- ❖ Buscar fazer uso das membranas cerâmicas para fins de pre-tratamento físico para resinas e/ou membranas poliméricas.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABADI, S. R. H.; SEBZARI, M. R.; HEMATI, M.; REKABDAR, F.; MOHAMMADI, T. Ceramic membrane performance in microfiltration of oily wastewater. *Desalination*, v. 264, p. 222-228, 2011.

AL-MALACK, M. H.; ANDERSON, G. K. Use of crossflow microfiltration in wastewater treatment. *Water Research*, 31, 12, 3064-3072, 1997

ALICIEO, T. V. R., MENDES, E. S., PEREIRA, N. C., BARROS, S. T. D., Análise do uso da membrana cerâmica de 0,2 μm na clarificação de cerveja, *Universidade Estadual do Rio Grande do Sul, Maringá*, v. 30, n. 2, p. 181-186, 2008

ALLÈGRE, C.; MOULIN, P.; MAISSEU, M.; CHARBIT, F. Treatment and reuse of reactive dyeing effluents, *Journal of Membrane Science*, v. 269, p. 15-34, 2006.

ALMEIDA, S.A.; JUNIOR, J.S.C.; CARVALHO, A.A.; MENEZES, P.S.F. Melhoria de Desempenho Ambiental em Uma Unidade De Tratamento de Água de Uma Indústria. In: SIMPÓSIO DE RECURSOS HÍDRICOS DO NORDESTE, 6., Maceió, 2002.

ANADÃO, P. *Ciência e Tecnologia de Membranas*. Artibler Editora Ltda. São Paulo, SP, 2010.

ARAÚJO, A.L.C.; FONSECA, A.L.; VALE, M.B.; FERNANDES, A.K.S.; GADELHA, C.P.F. Avaliação dos Sistemas de Dessalinização de Águas no Semi-Árido no Rio Grande do Norte. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 23., Campo Grande, 2005.

BARREDO-DAMAS, S.; ALCAINA-MIRANDA, M. I.; IBORRA-CLAR, M. I.; MENDOZA-ROCA, J. A. Application of tubular ceramic ultrafiltration membranes for the treatment of integrated textile wastewaters. *Chemical Engineering Journal*, v. 192, p. 211-218, 2012.

BAKER, R. W. *Membrane Techology and Applications*. 2nd Edition. John Wiley e Sons Ltda, 2004.

BAKER, R. W.; CUSSIER, E. L.; EYKAMP, W.; KOROS, W. J.; RILEY, R. L.; STRATHMANN, H. *Membrane Separation Systems*, Department of Energy Separation Systems Research Needs Assessment Group, v.1, 1990.

BENFER, S.; POPP, U.; RICHTER, H. ; SIEWERT, C. ; TOMANDL, G.; *Development and Characterization of Nanofiltration Membranes, Separation e Purification Technology*, v. 22, p. 231-237, Germany, 2001.

BETANCOURT, W. Q.; ROSE, J. B. Drinking water treatment processes for removal of *Cryptosporidium* and *Giardia*. *Veterinary Parasitology* 126, 219-234, 2004

BHAVE R.R., *Inorganic Membranes-Synthesis, Characteristics and Applications*, Van Nostrand Reinhold, New York, 1991.

BOTTINO, A.; CAPANNELLI, C.; DEL BORGHI, A. Water treatment for drinking purpose: ceramic microfiltration application, *Desalination*, v. 141, p. 75-79, 2001.

CALLISTER JR, W. D. *Ciência e Engenharia de Materiais: Uma Introdução*. 7 ed. Rio de Janeiro: Livros Técnicos e Científicos, 2008.

CLAVER, D.; KNOPPERS, B. A.; BERNARDES, M. C.; ALMEIDA, M. G.; MACIEL, M. S.; SALOMÃO, M. S. M. B.; REZENDE, C. E. Ultrafiltração como ferramenta em estudos ambientais. Anais do XI Congresso Brasileiro de Geoquímica. Atibaia, Sociedade Brasileira de Geoquímica, CD-ROM, 4p, 2007

CUI, Z.; XING, W.; FAN, Y.; XU, N. Pilot study on the ceramic membrane pre-treatment for seawater desalination with reverse osmosis in Tianjin Bohai Bay. *Desalination*, v. 279, p. 190-194, 2011.

DE FLORIO, L.; GIORDANO, A.; MATTIOLI, D. Nanofiltration of low-contaminated textile rinsing effluents for on-site treatment and reuse, *Desalination*, v. 181, p. 283-292, 2005.

DE VREESE, I.; Van Der BRUGGEN, B. Cotton and polyester dyeing using nanofiltered wastewater, *Dyes Pigments*, v. 74, p. 313-319, 2007.

DIEL, J. L. Caracterização funcional de membranas cerâmicas de micro e ultrafiltração. Dissertação de Mestrado apresentada à Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2010.

FILHO, D. S. Tecnologia de Tratamento de Água: Água Para Indústria. 3.ed. São Paulo: Nobel, 1989. 262 p.

ELLOUZE, E.; TAHRI, N.; AMAR, R. B. Enhancement of textile wastewater treatment process using Nanofiltration. *Desalination*, 2011.

FERSI, C.; DHAHBI, M. Treatment of textile plant effluent by ultrafiltration and/or nanofiltration for water reuse, *Desalination*, v. 222, p. 263-271, 2008.

FORTULAN, C.A.; IKEGAMI, R.A.; PURQUERIO, B.M.; HANEDA, R.N.; FONTES, S.R. Manufatura de membranas cerâmicas tubulares, *Pesquisa e Tecnologia Minerva*, v. 3, n. 1, p. 123-130, 2006.

GEAFILTRATION. Nanofiltração. Disponível em: <<http://www.geafiltration.com/portuguese/tecnologia/nanofiltracao.htm>>. Acesso em: março. 2013.

GIRARD, B; FUKUMOTO, L. R. Membrane processing of fruit juices and beverages: a review. *Critical Reviews in Food Science and Nutrition*, v. 40, n. 2, p. 91-157, 2000.

GUIGUI, C., ROUCH, J.C., DURAND-BOURLIER, L., BONNELYE, V., APTEL, P., Impact of Coagulation Conditions on the in-line Coagulation/UF Process for Drinking Water Production. *Els. Sc. - Desalination*, 147: 95-100, 2002

HABERT, A. C., BORGES, C. P. e NÓBREGA, R., Processos de separação com membranas, Escola Piloto em Engenharia Química, COPPE/UFRJ – Programa de Engenharia Química, 2006.

HARMAN, B. I.; KOSEOGLU, H.; YIGIT, N. O.; SAYILGAN, E.; BEYHAN, M.; KITIS, M. The removal of disinfection by-product precursors from water with ceramic membranes, *Water Science Technology*, v. 62, p. 547-555, 2010.

HOWELL, J. A.; SANCHEZ, V.; FIELD, R. W. *Membrane in Bioprocessing: Theory and Applications*. London: Chapman & Hall, 1993.

HSIEH, H. P., *Inorganic Membranes for Separation and reaction*, Elsevier Science B.V., USA, 1996.

JACANGELO, J. G.; ADHAM, S. S.; LAINE, J. M. Mechanism of Cryptosporidium, Giardia, and MS2 virus removal by MF and UF. *J. AWWA* 87, 107-121, 1995

JACANGELO, J.G.; RHODES TRUSSELL, R.; WATSON, M. Role of membrane technology in drinking water treatment in the United States. *Desalination* 113, 119–127, 1997

KAZEMIMOGHADAM, M. e MOHAMMADI, T. Chemical cleaning of ultrafiltration membranes in the milk industry. *Desalination*, v. 204, p. 213 – 218, 2007.

KONIECZNY, K., BODZEK, M., RAJCA, M. A coagulation–MF system for water treatment using ceramic membranes. *Desalination*, v. 198, p. 92–101, 2006.

LEMANSKI, S. R. Purificação e Concentração do Extrato Aquoso de Stévia Rebaudiana Bertoni Através dos Processos com Zeólitas e Membranas. Tese de Doutorado. Departamento de Engenharia Química/UEM, Maringá, PR, Brasil, 2004

LI, M.; WU, G.; GUAN, Y.; ZHANG, X. Treatment of river water by a hybrid coagulation and ceramic membrane process. *Desalination*, v. 280, p. 114–119, 2011.

LIMA, R. C. O. Desenvolvimento de Membranas Cerâmicas Tubulares com Resíduo De Granito Para Separação de Índigo em Efluente da Indústria Têxtil. Tese de Doutorado. Departamento de Ciências e Engenharia de Materiais/LABDES/UFCG, Campina Grande, PB, Brasil, 2013.

MALAEB, L.; AYOUB, G. M. Reverse osmosis technology for water treatment: State of the art review. *Desalination*, v. 267, p. 1–8, 2011.

MARSHALL, A. D.; DAUFIN, G. Physico-chemical aspects of membrane fouling by dairy fluids. Fouling and cleaning in pressure driven membrane processes, *International Dairy Federation*, cap. 1, p. 8–35, 1995.

MARCUCCI, M.; CIARDELLI, G.; MATTEUCCI, A.; RANIERI, L.; RUSSO, M. Experimental campaigns on textile wastewater for reuse by means of different membrane processes, *Desalination*, v. 149, p. 137–143, 2002.

MATSUSHITA, T.; MATSUI, Y.; SHIRASAKI, N. Effect of membrane pore size, coagulation time, and coagulant dose on virus removal by a coagulation-ceramic microfiltration hybrid system, *Desalination*, v. 178, p. 21–26, 2005.

MAY, P.H.; Lustosa, M.C.; Vinha, V. “Economia do Meio Ambiente”; Editora Campus; Rio de Janeiro, 2003.

MENDHAM, J.; DENNEY, R.C.; BARNES, J.D.; THOMAS, M.J.K. *Vogel: Análise Química Quantitativa*. 6.ed. Rio de Janeiro: LTC, 2002, 462 p.

MILLIPORE. Protein concentration and diafiltration by tangencial flow filtration. *Technical Brief*, 2007

MONTEIRO, D. T.; BERGAMASCO, R.; MORAES, L. K. Tratamento de águas superficiais do rio pirapó pelo processo de filtração por membranas cerâmicas – porosidade média de 0,2 µm. VIII Congresso Brasileiro de Engenharia Química em Iniciação Científica, Uberlândia - MG, Brasil, 2009.

MUHAMMAD, N., SINHA, R.; KRISHNAN, E.R.; PATTERSON, C.L. Ceramic filter for small system drinking water treatment evaluation of membrane pore size and importance of integrity monitoring, *Journal Environmental Eng.* v. 135, p. 1181–1191, 2009.

MULDER, M. *Basic Principles of Membrane Technology*. 2nd Edition. Kluwer Academic Publishers. Netherlands, 1991

MULDER, M., Basic principle of membrane technology. Kluwer Academic Publishers, Dordrecht The Netherlands, 2000.

NATURALTEC, Filtração de água com resina de troca iônica. Disponível em: www.naturaltec.com.br/Filtro-desmi-abrandamento-resinas-troca-ionica.html. Acessado em julho de 2013.

NETO, S. E. S. Qualidade da água para consumo humano e animal em areia, PB. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) – Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Tecnologia e Recursos Naturais, 2013.

NOBLE, R. D.; STERN, S. A. Membrane Separations Technology – Principles and Applications. Edited by NOBLE, R. D., STERN, S. A., p. 178, 1995

NÓBREGA, R.; HARBERT, A. C.; BORGES, C. P. Processos de separação com membranas. Rio de Janeiro: Editora da Universidade Federal do Rio de Janeiro, 1997

NOGUEIRA, A. M. P.; VENTURINI FILHO, W. G. Clarificação de caldo de cana por micro e ultra filtração: comprovação de viabilidade técnica em experimentos preliminares. Brazilian Journal of Food Technology, Campinas, v. 10, n. 1, p. 57-62, 2007

OLIVEIRA, C. O.; INNOCENTI, T. D.; ALVES, J. A.; BARROS, S. T. D.; MENDES, E. S. Estudo do mecanismos de fouling em vinha e cerveja. Iniciação Científica CESUMAR, 8, 1, 97-104, 2006

OSADA, Y.; NAKAGAWA, T. Membrane Science and Technology. Marcel Dekker Inc, New York, NY. 1992.

OSORIO, V.K.L; KUYA, M.K.; MAIA, A.S.; OLIVEIRA, W. Um Experimento-Charada Usando Data-Show e Resinas de Troca Iônica. Química Nova. v. 26, n. 6, p. 960-965, 2003.

PELEGRIN, D. C. Microfiltração Tangencial de Efluente Doméstico após Tratamento Biológico. Dissertação. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina-UFSC, 2004

PETER-VARBANETS, M.; ZURBRU, C.; SWARTZ, C.; PRONK, W. Decentralized systems for potable water and the potential of membrane technology. Water Research, v. 43, p. 245-265, 2009.

PORTARIA MINISTÉRIO DA SAÚDE Nº2914/201 - Dispõe sobre os procedimentos de controle e de vigilância da qualidade da água para consumo humano e seu padrão de potabilidade. 12 de Dezembro de 2011.

PORTER, M. C. Handbook of industrial membrane technology. Reprint Edition. Noyes Publications. New Jersey, USA. 1990.

RANDON, J., JULBE, A., DAVID, P., JAAFARI, K., ELMALEH, S. Computer Simulation of Inorganic Membrane Morphology, Journal of Colloid and Interface Science, v. 161, p. 384-388, 1993.

RIPPERGER, S. e ALTMANN, J. Crossflow microfiltration: state of the art. Separation Purification Technology, v. 26, p. 19 – 31, 2002.

SANTOS, C.; TEIXEIRA, L. H. P.; STRECKER, K.; ELIAS, C. N.; SUDO, D. M. B. Anais: Influência da temperatura de sinterização nas propriedades das cerâmicas biocompatíveis ZrO₂ e Al₂O₃. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE CERÂMICA, 49, São Paulo, Brasil 2005.

SCAPINI, L. Avaliação Do Desempenho Da Osmose Reversa E Da Troca Iônica Para Tratamento De Efluente De Curtume (Aimoré Couros Ltda – Encantado) Visando A Reutilização Da Água. Dissertação. Pós-Graduação Sistemas e Processos Industriais. Universidade de Santa Cruz do Sul, Santa Cruz do Sul, 2007

SCHNEIDER, R. P.; TSUTIYA, M. T. (2001) Membranas filtrantes para o tratamento de água, esgoto e água de reuso. 1º Ed. – São Paulo: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 234p, 2001.

SILVA, F. A., LIRA, H. L., Preparação e caracterização de membranas cerâmica de cordierita. Cerâmica, São Paulo. v 52. n 324. p 276-282. 2006.

SILVA, F. A., Desenvolvimento de Membranas Cerâmicas Tubulares a Partir de Matérias-Primas Regionais para Processo de Microfiltração. Tese (Doutorado). Universidade Federal de Campina Grande. Campina Grande-PB. 2009

SILVA, J. I. S. Obtenção De Água Para Fins De Análises Através De Um Sistema Composto Por Membranas Eletrodialíticas E Resinas Trocadoras De Íons. 1º Congresso Químico do Brasil, Associação Química do Brasil, Joao Pessoa, 2010.

STOPKA, J.; BUGAN, S. G.; SCHLOSSER, S.; LARBOT A. Microfiltration of beer yeast suspensions through stamped ceramic membranes. Separation and Purification Technology, 25, 535-543, 2001

TAMURA, H. Theorization on ion-exchange equilibria: activity of species in 2-D phases, Journal of Colloid and Interface Science, v. 279, p. 1-22, 2004.

TAVARES, G. A.; BENDASSOLLI, J. A.; SOUZA, G.; NOLASCO, F. R. Implantação de uma estação de produção de água deionizada para uso nos laboratórios do cema/usp empregando resinas de troca-iônica. Revista Analytica, v. 10, p. 36-42, 2004.

TREVISOLI, A. M. S. Estudo experimental da microfiltração tangencial com membrana cerâmica aplicada na clarificação da vinhaça. Dissertação. Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, 2010

WIKIPÉDIA, Turbidez. Disponível em <http://pt.wikipedia.org/wiki/Turbidez>. Acessado em outubro de 2013.

USHIKUBO, F. Y. Efeito do tratamento enzimático, da velocidade tangencial e da pressão transmembrana na microfiltração da polpa diluída de umbu (*Spondias tuberosa* Arr. Cam.). 2006. 117 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Alimentos) – Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2006.

Van der BRUGGEN, B.; VANDECASTEELE, C.; GESTEL, T. V.; DOYEN, W.; LEYSEN, R. A review of pressure-driven membrane processes in wastewater treatment and drinking water production. Environ. Prog. 22, 46–56. 2003

Van der BRUGGEN, B.; MÄNTTÄRI, M.; NYSTRÖM, M. Drawbacks of applying nanofiltration and how to avoid them: a review, Separation and Purification Technology, v. 63, p. 251–263, 2008.

VANELLI, C. A. Conservação De Água Em Refinaria De Petróleo: O Caso Da Revap. Dissertação. Programa de Pós-Graduação em Engenharia da Energia, Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, 2004

VASCONCELOS, M. P. P. R. Estudo e avaliação de um sistema híbrido, membrana-resina, para fins de produção de água de baixa condutividade elétrica II. IX Congresso De Iniciação Científica Da Universidade Federal De Campina Grande, Campina Grande. 2012

VELA V., M. C.; BLANCO, S. A.; GARCIA, J. L.; RODRIGUEZ, E. B. Analysis of membrane pore blocking models adapted to crossflow ultrafiltration in the ultrafiltration of PEG. Chemical Engineering Journal, v. 149, p. 232 – 241, 2009.

VLADISAVLJEVIĆ, G.T., VUKOSAVLJEVIĆ, P., VELJOVIĆ, M.S., Clarification of red raspberry juice using microfiltration with gas backwashing: a viable strategy to maximize permeate flux and minimize a loss of anthocyanins, Food and Bioproducts Processing, 2013.

WHEATON, R. M. e LEFEVRE, L. J. Fundamentals of Ion Exchange . Trademark Dow Chemical Company, 2000

ANEXOS

ANEXO A – CARACTERIZAÇÃO DA MEMBRANA

ANEXO A

ANEXO A – CARACTERIZAÇÃO DA MEMBRANA CERÂMICA

Tabela A. 1 – Dados da caracterização da membrana cerâmica com pressão de operação 1,0 bar, pressão de saída 0,5 bar, Temperatura de 27°C, área da membrana de 0,006m² e densidade da água 0,99654Kg/L, referentes à Figura 15.

t (minutos)	Permeado				Concentrado				R (%)
	m _p (g)	V _p (L)	Q _p (L/h)	J _p (L/h.m ²)	m _c (g)	V _c (L)	Q _c (L/h)	J _c (L/h.m ²)	
5	432,26	0,43	5,21	894,14	298,40	0,30	3,59	617,25	59,16
10	433,18	0,43	5,22	896,04	297,87	0,30	3,59	616,15	59,25
15	406,25	0,41	4,89	840,34	295,72	0,30	3,56	611,70	57,87
20	386,88	0,39	4,66	800,27	290,74	0,29	3,50	601,40	57,09
25	369,89	0,37	4,45	765,13	290,21	0,29	3,49	600,31	56,04
30	358,63	0,36	4,32	741,84	287,03	0,29	3,46	593,73	55,54
35	344,13	0,35	4,14	711,84	285,35	0,29	3,44	590,25	54,67
40	320,65	0,32	3,86	663,27	279,20	0,28	3,36	577,53	53,46
45	307,24	0,31	3,70	635,53	273,55	0,27	3,29	565,85	52,90
50	293,94	0,29	3,54	608,02	271,51	0,27	3,27	561,63	51,98

55	278,38	0,28	3,35	575,84	271,19	0,27	3,27	560,96	50,65
60	260,42	0,26	3,14	538,69	270,39	0,27	3,26	559,31	49,06
65	246,19	0,25	2,96	509,25	269,34	0,27	3,24	557,14	47,75
70	234,83	0,24	2,83	485,75	266,12	0,27	3,20	550,48	46,88
75	225,61	0,23	2,72	466,68	265,45	0,27	3,20	549,09	45,94
80	214,76	0,22	2,59	444,24	262,70	0,26	3,16	543,40	44,98
85	205,55	0,21	2,48	425,19	262,50	0,26	3,16	542,99	43,92
90	196,10	0,20	2,36	405,64	260,95	0,26	3,14	539,78	42,91
95	183,64	0,18	2,21	379,86	262,15	0,26	3,16	542,26	41,19
100	165,86	0,17	2,00	343,09	262,25	0,26	3,16	542,47	38,74
105	158,81	0,16	1,91	328,50	260,54	0,26	3,14	538,93	37,87
110	156,52	0,16	1,88	323,77	263,36	0,26	3,17	544,77	37,28
115	150,18	0,15	1,81	310,65	261,97	0,26	3,15	541,89	36,44
120	146,95	0,15	1,77	303,97	262,83	0,26	3,16	543,67	35,86
		Média	3,25	558,23		Média	3,30	566,37	48,23

Tabela A. 2 – Dados da caracterização da membrana cerâmica com pressão de operação 2,0 bar, pressão de saída 1,5 bar, Temperatura de 27°C, área da membrana de 0,006m² e densidade da água 0,99654Kg/L, referentes à Figura 16.

t (minutos)	Permeado				Concentrado				R (%)
	m _p (g)	V _p (L)	Q _p (L/h)	J _p (L/h.m ²)	m _c (g)	V _c (L)	Q _c (L/h)	J _c (L/h.m ²)	
5	717,29	0,72	8,64	1461,65	546,28	0,55	6,58	1113,17	56,77
10	535,13	0,54	6,44	1090,45	541,70	0,54	6,52	1103,84	49,69
15	406,23	0,41	4,89	827,79	518,76	0,52	6,25	1057,10	43,92
20	298,30	0,30	3,59	607,86	396,89	0,40	4,78	808,76	42,91
25	242,58	0,24	2,92	494,31	350,72	0,35	4,22	714,67	40,89
30	212,95	0,21	2,56	433,94	323,39	0,32	3,89	658,98	39,70
35	192,47	0,19	2,32	392,20	228,90	0,23	2,76	466,44	45,68
40	162,01	0,16	1,95	330,13	209,17	0,21	2,52	426,23	43,65
45	138,56	0,14	1,67	282,35	206,77	0,21	2,49	421,34	40,12
50	120,04	0,12	1,45	244,61	207,14	0,21	2,49	422,10	36,69
55	104,78	0,11	1,26	213,51	207,96	0,21	2,50	423,77	33,50
60	95,52	0,10	1,15	194,64	207,00	0,21	2,49	421,81	31,57
65	89,53	0,09	1,08	182,44	202,15	0,20	2,43	411,93	30,69
70	83,52	0,08	1,01	170,19	197,13	0,20	2,37	401,70	29,76
75	79,27	0,08	0,95	161,53	194,40	0,20	2,34	396,14	28,97
80	74,30	0,07	0,89	151,40	192,10	0,19	2,31	391,45	27,89
85	69,12	0,07	0,83	140,85	192,02	0,19	2,31	391,29	26,47

90	66,77	0,07	0,80	136,06	194,81	0,20	2,35	396,97	25,53
95	65,87	0,07	0,79	134,23	190,70	0,19	2,30	388,60	25,67
100	58,78	0,06	0,71	119,78	193,42	0,19	2,33	394,14	23,31
105	56,71	0,06	0,68	115,56	193,18	0,19	2,33	393,65	22,69
110	55,19	0,06	0,66	112,46	193,16	0,19	2,33	393,61	22,22
115	53,90	0,05	0,65	109,83	190,78	0,19	2,30	388,76	22,03
120	52,70	0,05	0,63	107,39	193,93	0,19	2,34	395,18	21,37
		Média	2,02	342,30		Média	3,15	532,57	33,82

Tabela 3 A. – Dados da caracterização da membrana cerâmica com pressão de operação 3,0 bar, pressão de saída 2,5 bar, Temperatura de 27°C, área da membrana de 0,006m² e densidade da água 0,99654Kg/L, referentes à Figura 17.

t (minutos)	Permeado				Concentrado				R (%)
	m _p (g)	V _p (L)	Q _p (L/h)	J _p (L/h.m ²)	m _c (g)	V _c (L)	Q _c (L/h)	J _c (L/h.m ²)	
5	1058,48	1,06	12,75	2169,59	1273,80	1,28	15,34	2610,94	45,38
10	808,22	0,81	9,73	1656,63	1230,63	1,23	14,82	2522,45	39,64
15	594,58	0,60	7,16	1218,72	871,56	0,87	10,50	1786,46	40,55
20	444,07	0,45	5,35	910,22	562,51	0,56	6,77	1152,99	44,12
25	300,83	0,30	3,62	616,62	499,82	0,50	6,02	1024,49	37,57
30	253,47	0,25	3,05	519,54	484,32	0,49	5,83	992,72	34,36
35	213,26	0,21	2,57	437,12	467,63	0,47	5,63	958,51	31,32

40	180,01	0,18	2,17	368,97	402,93	0,40	4,85	825,89	30,88
45	153,91	0,15	1,85	315,47	278,26	0,28	3,35	570,36	35,61
50	135,21	0,14	1,63	277,14	260,37	0,26	3,14	533,69	34,18
55	123,33	0,12	1,49	252,79	255,65	0,26	3,08	524,01	32,54
60	111,09	0,11	1,34	227,70	248,15	0,25	2,99	508,64	30,92
65	102,63	0,10	1,24	210,36	238,53	0,24	2,87	488,92	30,08
70	95,92	0,10	1,16	196,61	235,04	0,24	2,83	481,77	28,98
75	89,43	0,09	1,08	183,31	233,72	0,23	2,81	479,06	27,67
80	83,85	0,08	1,01	171,87	232,63	0,23	2,80	476,83	26,49
85	78,99	0,08	0,95	161,91	232,60	0,23	2,80	476,77	25,35
90	75,30	0,08	0,91	154,34	232,28	0,23	2,80	476,11	24,48
95	72,74	0,07	0,88	149,10	227,65	0,23	2,74	466,62	24,22
100	69,67	0,07	0,84	142,80	226,65	0,23	2,73	464,57	23,51
105	67,13	0,07	0,81	137,60	226,92	0,23	2,73	465,12	22,83
110	65,22	0,07	0,79	133,68	226,24	0,23	2,72	463,73	22,38
115	63,30	0,06	0,76	129,75	224,98	0,23	2,71	461,15	21,96
120	63,30	0,06	0,76	129,75	226,70	0,23	2,73	464,67	21,83
		Média	2,66	452,98		Média	4,82	819,85	30,70

**ANEXO B – FLUXO E RECUPERAÇÃO - SISTEMA MEMBRANA CERÂMICA
PARA ÁGUAS COM TURBIDEZ 1,0 uT**

**ANEXO B – FLUXO E RECUPERAÇÃO - SISTEMA MEMBRANA CERÂMICA
PARA ÁGUAS COM TURBIDEZ 1,0 uT**

Tabela B. 1 – Dados do sistema membrana cerâmica com alimentação de água com turbidez 1,0 uT, operando a 1,0 bar, pressão de saída 0,5 bar, Temperatura de 27°C, área da membrana de 0,006m² e densidade da água 0,99654Kg/L, referentes à Figura 19.

t (minutos)	Permeado				Concentrado				R (%)
	m _p (g)	V _p (L)	Q _p (L/h)	J _p (L/h.m ²)	m _c (g)	V _c (L)	Q _c (L/h)	J _c (L/h.m ²)	
5	461,98	0,46	5,56	910,89	424,62	0,43	5,11	837,22	52,11
10	405,63	0,41	4,88	799,78	396,91	0,40	4,78	782,59	50,54
15	366,00	0,37	4,41	721,64	386,12	0,39	4,65	761,31	48,66
20	344,09	0,35	4,14	678,44	385,60	0,39	4,64	760,29	47,16
25	323,18	0,32	3,89	637,21	382,60	0,38	4,61	754,37	45,79
30	302,25	0,30	3,64	595,95	380,60	0,38	4,58	750,43	44,26
35	292,95	0,29	3,53	577,61	377,19	0,38	4,54	743,70	43,71
40	288,93	0,29	3,48	569,68	378,39	0,38	4,56	746,07	43,30
45	286,11	0,29	3,45	564,12	376,87	0,38	4,54	743,07	43,16
50	274,02	0,27	3,30	540,28	376,56	0,38	4,53	742,46	42,12
55	271,75	0,27	3,27	535,81	373,13	0,37	4,49	735,70	42,14
60	267,47	0,27	3,22	527,37	372,50	0,37	4,49	734,46	41,79

65	263,85	0,26	3,18	520,23	368,67	0,37	4,44	726,91	41,71
70	253,13	0,25	3,05	499,10	367,98	0,37	4,43	725,55	40,75
75	241,68	0,24	2,91	476,52	367,05	0,37	4,42	723,71	39,70
80	237,33	0,24	2,86	467,94	365,78	0,37	4,40	721,21	39,35
85	236,78	0,24	2,85	466,86	366,13	0,37	4,41	721,90	39,27
90	235,82	0,24	2,84	464,97	367,10	0,37	4,42	723,81	39,11
95	234,56	0,24	2,82	462,48	365,65	0,37	4,40	720,95	39,08
100	234,10	0,23	2,82	461,57	363,98	0,37	4,38	717,66	39,14
105	233,38	0,23	2,81	460,15	362,32	0,36	4,36	714,39	39,18
110	231,98	0,23	2,79	457,39	363,13	0,36	4,37	715,98	38,98
115	230,49	0,23	2,78	454,46	362,19	0,36	4,36	714,13	38,89
120	231,97	0,23	2,79	457,37	361,72	0,36	4,36	713,20	39,07
		Média	3,39	554,49		Média	4,51	738,79	42,46

Tabela B. 2 – Dados do sistema membrana cerâmica com alimentação de água com turbidez 1,0 uT, operando a 2,0 bar, pressão de saída 1,5 bar, Temperatura de 27°C, área da membrana de 0,006m² e densidade da água 0,99654Kg/L, referentes à Figura 20.

t (minutos)	Permeado				Concentrado				R (%)
	m _p (g)	V _p (L)	Q _p (L/h)	J _p (L/h.m ²)	m _c (g)	V _c (L)	Q _c (L/h)	J _c (L/h.m ²)	
5	532,59	0,53	6,41	1050,11	449,48	0,45	5,41	886,24	54,23
10	406,44	0,41	4,89	801,38	332,68	0,33	4,01	655,94	54,99
15	319,40	0,32	3,85	629,76	297,53	0,30	3,58	586,64	51,77
20	267,06	0,27	3,22	526,56	269,33	0,27	3,24	531,04	49,79
25	220,38	0,22	2,65	434,52	254,57	0,26	3,07	501,94	46,40
30	197,77	0,20	2,38	389,94	249,26	0,25	3,00	491,47	44,24
35	177,67	0,18	2,14	350,31	244,72	0,25	2,95	482,51	42,06
40	163,52	0,16	1,97	322,41	241,21	0,24	2,90	475,59	40,40
45	152,69	0,15	1,84	301,06	240,21	0,24	2,89	473,62	38,86
50	144,02	0,14	1,73	283,96	239,24	0,24	2,88	471,71	37,58
55	137,39	0,14	1,65	270,89	238,41	0,24	2,87	470,07	36,56
60	128,36	0,13	1,55	253,09	236,55	0,24	2,85	466,41	35,18
65	119,60	0,12	1,44	235,82	235,91	0,24	2,84	465,14	33,64
70	113,21	0,11	1,36	223,22	235,14	0,24	2,83	463,63	32,50
75	108,35	0,11	1,30	213,63	232,21	0,23	2,80	457,85	31,82
80	106,52	0,11	1,28	210,03	231,41	0,23	2,79	456,27	31,52
85	104,56	0,10	1,26	206,16	219,88	0,22	2,65	433,54	32,23

90	102,82	0,10	1,24	202,73	215,23	0,22	2,59	424,37	32,33
95	101,36	0,10	1,22	199,85	210,77	0,21	2,54	415,57	32,47
100	99,53	0,10	1,20	196,24	219,98	0,22	2,65	433,73	31,15
105	98,29	0,10	1,18	193,80	203,72	0,20	2,45	401,67	32,55
110	96,63	0,10	1,16	190,53	202,99	0,20	2,44	400,23	32,25
115	94,90	0,10	1,14	187,11	191,60	0,19	2,31	377,78	33,12
120	94,98	0,10	1,14	187,27	191,70	0,19	2,31	377,97	33,13
		Média	2,05	335,85		Média	2,95	483,37	38,37

Tabela B. 3 – Dados do sistema membrana cerâmica com alimentação de água com turbidez 1,0 uT, operando a 3,0 bar, pressão de saída 2,5 bar, Temperatura de 27°C, área da membrana de 0,006m² e densidade da água 0,99654Kg/L, referentes à Figura 21.

t (minutos)	Permeado				Concentrado				R (%)
	m _p (g)	V _p (L)	Q _p (L/h)	J _p (L/h.m ²)	m _c (g)	V _c (L)	Q _c (L/h)	J _c (L/h.m ²)	
5	831,66	0,83	10,01	1647,41	568,57	0,57	6,85	1126,26	59,39
10	551,95	0,55	6,65	1093,34	512,91	0,51	6,18	1016,01	51,83
15	410,93	0,41	4,95	814,00	455,49	0,46	5,48	902,27	47,43
20	309,92	0,31	3,73	613,91	377,86	0,38	4,55	748,49	45,06
25	255,61	0,26	3,08	506,33	325,28	0,33	3,92	644,34	44,00
30	214,21	0,21	2,58	424,32	306,53	0,31	3,69	607,20	41,14
35	183,25	0,18	2,21	362,99	301,85	0,30	3,63	597,93	37,78

40	160,72	0,16	1,94	318,37	293,42	0,29	3,53	581,23	35,39
45	144,23	0,14	1,74	285,70	290,61	0,29	3,50	575,66	33,17
50	132,65	0,13	1,60	262,76	286,67	0,29	3,45	567,86	31,63
55	123,69	0,12	1,49	245,01	287,93	0,29	3,47	570,35	30,05
60	113,45	0,11	1,37	224,73	286,93	0,29	3,46	568,37	28,34
65	104,02	0,10	1,25	206,05	283,62	0,28	3,42	561,81	26,83
70	98,09	0,10	1,18	194,30	282,16	0,28	3,40	558,92	25,80
75	94,97	0,10	1,14	188,12	279,78	0,28	3,37	554,21	25,34
80	91,02	0,09	1,10	180,30	281,31	0,28	3,39	557,24	24,45
85	86,77	0,09	1,04	171,88	274,91	0,28	3,31	544,56	23,99
90	81,82	0,08	0,99	162,07	277,52	0,28	3,34	549,73	22,77
95	79,33	0,08	0,96	157,14	275,95	0,28	3,32	546,62	22,33
100	77,44	0,08	0,93	153,40	276,36	0,28	3,33	547,43	21,89
105	76,08	0,08	0,92	150,70	274,00	0,27	3,30	542,76	21,73
110	75,20	0,08	0,91	148,96	276,04	0,28	3,32	546,80	21,41
115	71,70	0,07	0,86	142,03	273,01	0,27	3,29	540,80	20,80
120	70,23	0,07	0,85	139,12	272,46	0,27	3,28	539,71	20,49
		Média	2,23	366,37		Média	3,82	629,02	31,79

Os dados obtidos para o sistema com águas de turbidez 2,0 uT, 3,0 uT e 4,0 uT encontram-se de posse da autora. Caso interessado, entrar em contato.

**ANEXO C – VARIACÃO DA TURBIDEZ - SISTEMA MEMBRANA CERÂMICA
PARA ÁGUAS COM TURBIDEZ (1,0 A 4,0) uT**

**ANEXO C – VARIAÇÃO DA TURBIDEZ - SISTEMA MEMBRANA CERÂMICA
PARA ÁGUAS COM TURBIDEZ (1,0 A 4,0) Ut**

Tabela C. 1 – Variação da turbidez do permeado e concentrado e sua taxa de remoção para sistema água com turbidez 1,29 uT operando a 1,0 bar e pressão de saída 0,5 bar.

Tempo (min)	Turbidez Permeado (uT)	Taxa de Remoção (%)	Turbidez Concentrado (uT)
5	0,34	73,64	1,55
35	0,16	87,60	1,34
65	0,18	86,05	1,14
95	0,22	82,95	0,96
Valor médio	0,22	82,56	1,25

Tabela C. 2 – Variação da turbidez do permeado e concentrado e sua taxa de remoção para sistema água com turbidez 1,03 uT operando a 2,0 bar e pressão de saída 1,5 bar.

Tempo (min)	Turbidez Permeado (uT)	Taxa de Remoção (%)	Turbidez Concentrado (uT)
5	0,33	67,96	1,29
35	0,29	71,84	1,23
65	0,29	71,84	1,08
95	0,27	73,79	1,04
Valor médio	0,30	71,36	1,16

Tabela C. 3 – Variação da turbidez do permeado e concentrado e sua taxa de remoção para sistema água com turbidez 1,25 uT operando a 3,0 bar e pressão de saída 2,5 bar.

Tempo (min)	Turbidez Permeado (uT)	Taxa de Remoção (%)	Turbidez Concentrado (uT)
5	0,40	68,00	1,54
35	0,33	73,60	1,41
65	0,23	81,60	1,29
95	0,19	84,80	1,14
Valor médio	0,29	77,00	1,34

Tabela C. 4 – Variação da turbidez do permeado e concentrado e sua taxa de remoção para sistema água com turbidez 2,15 uT operando a 1,0 bar e pressão de saída 0,5 bar.

Tempo (min)	Turbidez Permeado (uT)	Taxa de Remoção (%)	Turbidez Concentrado (uT)
5	0,49	77,21	2,15
35	0,46	78,60	1,95
65	0,44	79,53	2,00
95	0,48	77,67	1,71
Valor médio	0,47	78,25	1,95

Tabela C. 5 – Variação da turbidez do permeado e concentrado e sua taxa de remoção para sistema água com turbidez 2,06 uT operando a 2,0 bar e pressão de saída 1,5 bar.

Tempo (min)	Turbidez Permeado (uT)	Taxa de Remoção (%)	Turbidez Concentrado (uT)
5	0,49	77,83	3,13
35	0,31	85,97	2,62
65	0,17	92,31	2,50
95	0,19	91,40	2,34
Valor médio	0,29	87,04	2,65

Tabela C. 6 – Variação da turbidez do permeado e concentrado e sua taxa de remoção para sistema água com turbidez 2,21 uT operando a 3,0 bar e pressão de saída 2,5 bar.

Tempo (min)	Turbidez Permeado (uT)	Taxa de Remoção (%)	Turbidez Concentrado (uT)
5	0,41	80,10	3,26
35	0,32	84,46	2,55
65	0,20	90,29	2,30
95	0,23	88,83	2,11
Valor médio	0,29	85,92	2,55

Tabela C. 7 – Variação da turbidez do permeado e concentrado e sua taxa de remoção para sistema água com turbidez 3,24 uT operando a 1,0 bar e pressão de saída 0,5 bar.

Tempo (min)	Turbidez Permeado (uT)	Taxa de Remoção (%)	Turbidez Concentrado (uT)
5	0,62	80,86	3,44
35	0,28	91,36	3,03
65	0,36	88,89	2,95
95	0,39	87,96	2,53
Valor médio	0,41	87,27	2,99

Tabela C. 8 – Variação da turbidez do permeado e concentrado e sua taxa de remoção para sistema água com turbidez 3,21 uT operando a 2,0 bar e pressão de saída 1,5 bar.

Tempo (min)	Turbidez Permeado (uT)	Taxa de Remoção (%)	Turbidez Concentrado (uT)
5	0,30	90,65	3,84
35	0,20	93,77	2,99
65	0,16	95,06	2,49
95	0,16	95,06	2,26
Valor médio	0,20	93,63	2,89

Tabela C. 9 – Variação da turbidez do permeado e concentrado e sua taxa de remoção para sistema água com turbidez 3,22 uT operando a 3,0 bar e pressão de saída 2,5 bar.

Tempo (min)	Turbidez Permeado (uT)	Taxa de Remoção (%)	Turbidez Concentrado (uT)
5	0,32	90,06	3,69
35	0,19	94,10	3,21
65	0,20	93,79	2,93
95	0,15	95,34	2,84
Valor médio	0,21	93,32	3,16

Tabela C. 10 – Variação da turbidez do permeado e concentrado e sua taxa de remoção para sistema água com turbidez 4,03 uT operando a 1,0 bar e pressão de saída 0,5 bar.

Tempo (min)	Turbidez Permeado (uT)	Taxa de Remoção (%)	Turbidez Concentrado (uT)
5	0,69	80,39	4,27
35	0,49	87,84	4,33
65	0,39	90,32	4,68
95	0,41	89,83	4,78
Valor médio	0,49	87,01	4,51

Tabela C. 11 – Variação da turbidez do permeado e concentrado e sua taxa de remoção para sistema água com turbidez 4,24 uT operando a 2,0 bar e pressão de saída 1,5 bar.

Tempo (min)	Turbidez Permeado (uT)	Taxa de Remoção (%)	Turbidez Concentrado (uT)
5	0,55	87,03	4,55
35	0,52	87,74	4,05
65	0,45	89,39	3,85
95	0,52	87,74	3,64
Valor médio	0,51	87,97	4,02

Tabela C. 12 – Variação da turbidez do permeado e concentrado e sua taxa de remoção para sistema água com turbidez 4,53 uT operando a 3,0 bar e pressão de saída 2,5 bar.

Tempo (min)	Turbidez Permeado (uT)	Taxa de Remoção (%)	Turbidez Concentrado (uT)
5	0,53	88,30	4,57
35	0,29	93,60	4,20
65	0,30	93,38	4,15
95	0,27	94,04	3,80
Valor médio	0,35	92,33	4,18

**ANEXO D – CONDUTIVIDADE ELETRICA E SÓLIDOS TOTAIS DISSOLVIDOS
NO PERMEADO – SISTEMA HÍBRIDO (MEMBRANA CERÂMICA + RESINA
TROCADORA IÔNICA).**

**ANEXO D – CONDUTIVIDADE ELETRICA E SÓLIDOS TOTAIS
DISSOLVIDOS NO PERMEADO – SISTEMA HÍBRIDO (MEMBRANA
CERÂMICA + RESINA TROCADORA IÔNICA)**

Tabela D. 1 – Dados do sistema híbrido (membrana cerâmica e 12,67 g ou 16,5 mL resina trocadora iônica) com alimentação água da torneira, operando a 0,5 bar, pressão de saída 0,0001 bar, Temperatura de 27°C, área da membrana de 0,0108m², densidade da água 0,99654Kg/L, vazão média do permeado de 1,15 L/h e fluxo médio do permeado de 106,10 L/h.m², referentes à Figura 35.

t (min)	k(mS)	ppm	TR da k (%)	TR do TDS (%)
1	0,04	31,00	93,10	90,61
2	0,03	27,00	94,83	91,82
3	0,03	24,00	94,83	92,73
4	0,03	24,00	94,83	92,73
5	0,03	21,00	94,83	93,64
6	0,03	19,00	94,83	94,24
7	0,03	18,00	94,83	94,55
8	0,03	17,00	94,83	94,85
9	0,03	16,00	94,83	95,15
10	0,02	15,00	96,55	95,45
11	0,02	15,00	96,55	95,45
12	0,02	16,00	96,55	95,15
13	0,02	16,00	96,55	95,15
14	0,01	16,00	98,28	95,15
15	0,01	17,00	98,28	94,85
16	0,02	18,00	96,55	94,55
17	0,02	19,00	96,55	94,24
18	0,02	20,00	96,55	93,94
19	0,02	21,00	96,55	93,64
20	0,02	22,00	96,55	93,33
21	0,03	23,00	94,83	93,03
22	0,03	24,00	94,83	92,73
23	0,03	25,00	94,83	92,42
24	0,03	26,00	94,83	92,12
25	0,03	27,00	94,83	91,82
26	0,03	28,00	94,83	91,52
27	0,04	29,00	93,10	91,21
28	0,04	30,00	93,10	90,91
29	0,04	31,00	93,10	90,61
30	0,04	32,00	93,10	90,30
31	0,04	33,00	93,10	90,00

32	0,05	33,00	91,38	90,00
33	0,05	34,00	91,38	89,70
34	0,06	35,00	89,66	89,39
35	0,06	36,00	89,66	89,09
36	0,06	37,00	89,66	88,79
37	0,06	38,00	89,66	88,48
38	0,06	40,00	89,66	87,88
39	0,07	41,00	87,93	87,58
40	0,07	42,00	87,93	87,27
41	0,07	43,00	87,93	86,97
42	0,07	44,00	87,93	86,67
43	0,07	46,00	87,93	86,06
44	0,07	47,00	87,93	85,76
45	0,07	48,00	87,93	85,45
46	0,08	50,00	86,21	84,85
47	0,08	51,00	86,21	84,55
48	0,08	52,00	86,21	84,24
49	0,08	53,00	86,21	83,94
50	0,08	54,00	86,21	83,64
51	0,08	55,00	86,21	83,33
52	0,09	56,00	84,48	83,03
53	0,09	57,00	84,48	82,73
54	0,09	58,00	84,48	82,42
55	0,09	59,00	84,48	82,12
56	0,09	60,00	84,48	81,82
57	0,09	61,00	84,48	81,52
58	0,10	63,00	82,76	80,91
59	0,10	65,00	82,76	80,30
60	0,10	66,00	82,76	80,00
61	0,10	67,00	82,76	79,70
62	0,11	68,00	81,03	79,39
63	0,11	69,00	81,03	79,09
64	0,11	71,00	81,03	78,48
65	0,12	72,00	79,31	78,18
66	0,12	73,00	79,31	77,88
67	0,13	74,00	77,59	77,58
68	0,13	77,00	77,59	76,67
69	0,14	79,00	75,86	76,06
70	0,14	82,00	75,86	75,15
71	0,14	85,00	75,86	74,24
72	0,15	89,00	74,14	73,03
73	0,15	92,00	74,14	72,12
74	0,16	93,00	72,41	71,82

75	0,16	97,00	72,41	70,61
76	0,17	101,00	70,69	69,39
77	0,17	104,00	70,69	68,48
78	0,18	107,00	68,97	67,58
79	0,18	110,00	68,97	66,67
80	0,19	111,00	67,24	66,36
81	0,20	114,00	65,52	65,45
82	0,21	119,00	63,79	63,94
83	0,21	123,00	63,79	62,73
84	0,22	127,00	62,07	61,52
85	0,23	131,00	60,34	60,30
86	0,24	135,00	58,62	59,09
87	0,24	139,00	58,62	57,88
88	0,25	142,00	56,90	56,97
89	0,25	145,00	56,90	56,06
90	0,26	149,00	55,17	54,85
91	0,26	158,00	55,17	52,12
92	0,27	160,00	53,45	51,52
93	0,28	163,00	51,72	50,61
94	0,29	167,00	50,00	49,39
95	0,30	172,00	48,28	47,88
96	0,31	176,00	46,55	46,67
97	0,32	179,00	44,83	45,76
98	0,33	182,00	43,10	44,85
99	0,34	186,00	41,38	43,64
100	0,35	192,00	39,66	41,82
101	0,36	197,00	37,93	40,30
102	0,37	210,00	36,21	36,36
103	0,38	218,00	34,48	33,94
104	0,39	224,00	32,76	32,12
105	0,40	228,00	31,03	30,91
106	0,40	233,00	31,03	29,39
107	0,41	237,00	29,31	28,18
108	0,42	240,00	27,59	27,27
109	0,43	250,00	25,86	24,24
110	0,44	253,00	24,14	23,33
111	0,46	260,00	20,69	21,21
112	0,47	271,00	18,97	17,88
113	0,48	273,00	17,24	17,27
114	0,49	281,00	15,52	14,85
115	0,50	285,00	13,79	13,64
116	0,51	293,00	12,07	11,21
117	0,52	295,00	10,34	10,61

118	0,53	297,00	8,62	10,00
119	0,54	299,00	6,90	9,39
120	0,54	302,00	6,90	8,48
121	0,55	309,00	5,17	6,36
122	0,56	315,00	3,45	4,55
123	0,57	319,00	1,72	3,33
124	0,58	325,00	0,00	1,52

Os dados obtidos para o sistema híbrido com alimentação de água da torneira operando a 1,0 bar, 1,5 bar e 2,0 bar, encontram-se de posse da autora. Caso interessado, entrar em contato.

**ANEXO E – FLUXO, CONDUTIVIDADE ELETRICA E SÓLIDOS TOTAIS
DISSOLVIDOS NO PERMEADO – SISTEMA HÍBRIDO (MEMBRANA
CERÂMICA + COLUNA DE RESINA TROCADORA IÔNICA)**

**ANEXO E – FLUXO, CONDUTIVIDADE ELETRICA E SÓLIDOS TOTAIS
DISSOLVIDOS NO PERMEADO – SISTEMA HÍBRIDO (MEMBRANA
CERÂMICA + COLUNA DE RESINA TROCADORA IÔNICA).**

Tabela E. 1 – Dados do sistema híbrido (membrana cerâmica e 50,0 g ou 68,0 mL resina trocadora iônica) com alimentação água da torneira, operando a 2,0 bar, pressão de saída 0,5 bar, Temperatura de 27°C, área da membrana de 0,0108m², densidade da água 0,99654Kg/L, referentes à Figura 36.

t (min)	k(mS)	ppm	TR da k (%)	TR do TDS (%)
1	0,00	7	100,00	97,87
2	0,00	7	100,00	97,87
3	0,00	7	100,00	97,87
4	0,00	7	100,00	97,87
5	0,00	8	100,00	97,56
6	0,00	8	100,00	97,56
7	0,00	8	100,00	97,56
8	0,00	9	100,00	97,26
9	0,00	9	100,00	97,26
10	0,00	9	100,00	97,26
11	0,00	10	100,00	96,95
45	0,00	11	100,00	96,65
65	0,00	12	100,00	96,34
81	0,00	13	100,00	96,04
87	0,01	14	98,11	95,73
89	0,01	15	98,11	95,43
92	0,01	16	98,11	95,12
94	0,01	17	98,11	94,82
97	0,01	18	98,11	94,51
99	0,02	19	96,23	94,21
101	0,02	20	96,23	93,90
102	0,02	21	96,23	93,60
104	0,02	22	96,23	93,29
105	0,02	23	96,23	92,99
107	0,03	24	94,34	92,68
108	0,03	27	94,34	91,77
110	0,04	29	92,45	91,16
111	0,04	32	92,45	90,24
112	0,05	35	90,57	89,33
113	0,05	37	90,57	88,72
115	0,06	39	88,68	88,11
116	0,06	41	88,68	87,50
117	0,06	44	88,68	86,59

118	0,07	47	86,79	85,67
119	0,08	50	84,91	84,76
120	0,08	52	84,91	84,15
121	0,09	55	83,02	83,23
122	0,09	58	83,02	82,32
123	0,10	60	81,13	81,71
124	0,11	64	79,25	80,49
125	0,12	69	77,36	78,96
126	0,13	72	75,47	78,05
127	0,13	75	75,47	77,13
128	0,14	79	73,58	75,91
130	0,15	86	71,70	73,78
131	0,15	90	71,70	72,56
132	0,17	102	67,92	68,90
133	0,19	105	64,15	67,99
134	0,10	38	81,13	88,41
135	0,02	23	96,23	92,99
137	0,01	14	98,11	95,73
138	0,01	14	98,11	95,73
140	0,01	15	98,11	95,43
141	0,01	15	98,11	95,43
143	0,01	15	98,11	95,43
144	0,01	16	98,11	95,12
146	0,01	17	98,11	94,82
148	0,01	17	98,11	94,82
149	0,01	18	98,11	94,51
151	0,01	18	98,11	94,51
153	0,01	19	98,11	94,21
155	0,02	20	96,23	93,90
157	0,02	22	96,23	93,29
159	0,04	25	92,45	92,38
161	0,04	26	92,45	92,07
163	0,05	29	90,57	91,16
165	0,06	33	88,68	89,94
167	0,06	36	88,68	89,02
169	0,07	43	86,79	86,89
171	0,08	50	84,91	84,76
173	0,09	56	83,02	82,93
175	0,10	62	81,13	81,10
177	0,12	70	77,36	78,66
179	0,14	76	73,58	76,83
181	0,14	82	73,58	75,00
183	0,15	90	71,70	72,56
185	0,17	97	67,92	70,43

187	0,19	106	64,15	67,68
189	0,20	113	62,26	65,55
191	0,22	120	58,49	63,41
193	0,23	128	56,60	60,98
195	0,25	133	52,83	59,45
197	0,26	146	50,94	55,49
199	0,28	158	47,17	51,83
201	0,29	165	45,28	49,70
203	0,31	175	41,51	46,65
205	0,32	182	39,62	44,51
207	0,34	190	35,85	42,07
209	0,36	193	32,08	41,16
211	0,38	205	28,30	37,50
213	0,40	216	24,53	34,15
215	0,41	226	22,64	31,10
217	0,43	235	18,87	28,35
219	0,44	244	16,98	25,61
221	0,46	253	13,21	22,87
223	0,47	264	11,32	19,51
225	0,50	271	5,66	17,38
227	0,51	281	3,77	14,33
229	0,53	287	0,00	12,50
231	0,54	297	0,00	9,45
233	0,56	305	0,00	7,01
235	0,57	313	0,00	4,57
237	0,59	318	0,00	3,05
239	0,60	324	0,00	1,22
241	0,61	332	0,00	0,00
243	0,64	346	0,00	0,00

Tabela E. 2 – Dados do sistema híbrido (membrana cerâmica e 50,0 g ou 68,0 mL resina trocadora iônica) com alimentação água da torneira, operando a 2,0 bar, pressão de saída 0,5 bar, Temperatura de 27°C, área da membrana de 0,0108m², densidade da água 0,99654Kg/L, referentes à Figura 37.

t (min)	V(L)	Q _p (L/h)	J _p (L/h.m ²)
1	0,1	6,00	555,19
2	0,2	6,00	555,19
3	0,3	6,00	555,19
5	0,4	4,80	444,15
7	0,5	4,29	396,57
9	0,6	4,00	370,13

12	0,7	3,50	323,86
16	0,8	3,00	277,60
21	0,9	2,57	237,94
26	1,0	2,31	213,54
31	1,1	2,13	197,00
37	1,2	1,95	180,06
43	1,3	1,81	167,85
50	1,4	1,68	155,45
58	1,5	1,55	143,58
64	1,6	1,50	138,80
72	1,7	1,42	131,09
80	1,8	1,35	124,92
87	1,9	1,31	121,25
95	2,0	1,26	116,88
102	2,1	1,24	114,30
110	2,2	1,20	111,04
118	2,3	1,17	108,22
125	2,4	1,15	106,60
133	2,5	1,13	104,36
140	2,6	1,11	103,11
149	2,7	1,09	100,61
159	2,8	1,06	97,77
167	2,9	1,04	96,41
176	3,0	1,02	94,63
185	3,1	1,01	93,03
194	3,2	0,99	91,58
204	3,3	0,97	89,81
213	3,4	0,96	88,62
223	3,5	0,94	87,14
231	3,6	0,94	86,52
242	3,7	0,92	84,88