



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

LABDES

Laboratório de Referência
em Dessalinização

**O EFEITO DA REMOÇÃO DO GÁS CARBÔNICO NA QUALIDADE DO
PERMEADO DE UM SISTEMA DE MEMBRANAS DE
ULTRAFILTRAÇÃO/OSMOSE INVERSA.**

ADEMIR MORAIS DE MEDEIROS

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

Campina Grande, Outubro de 2017

ADEMIR MORAIS DE MEDEIROS

O EFEITO DA REMOÇÃO DO GÁS CARBÔNICO NA QUALIDADE DO
PERMEADO DE UM SISTEMA DE MEMBRANAS DE
ULTRAFILTRAÇÃO/OSMOSE INVERSA

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, como parte do requisito para obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Área de Concentração: Recursos Regionais e Meio Ambiente

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

Campina Grande, outubro de 2017

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL DA UFCG

- M488e Medeiros, Ademir Morais de.
O efeito da remoção do gás carbônico na qualidade do permeado de um sistema de membranas de ultrafiltração/osmose inversa / Ademir Morais de Medeiros. – Campina Grande, 2017.
111 f. : il. color.
- Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia, 2017.
"Orientação: Prof. Dr. Kepler Borges França".
Referências.
1. Membrana de Osmose Inversa. 2. Água Salobra. 3. Dióxido de Carbono. I. França, Kepler Borges. II. Título.

CDU 544.725.2(043)



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

**PARECER FINAL DO JULGAMENTO DE DISSERTAÇÃO
DO ALUNO ADEMIR MORAIS DE MEDEIROS**

TÍTULO: O Efeito da Remoção do Gás Carbônico na Qualidade do Permeado de um Sistema de Membranas de Ultrafiltração Osmose Inversa.

COMISSÃO EXAMINADORA

CONCEITO

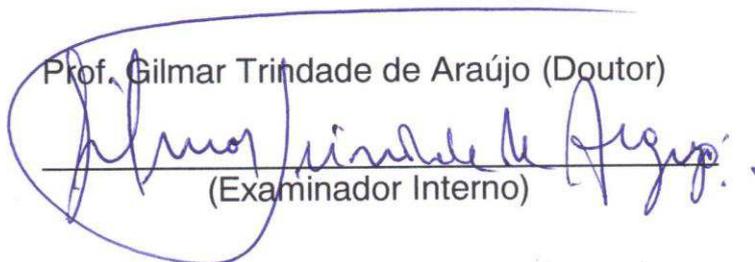
Prof. Kepler Borges França (Doutor)



(Orientador)

APROVADO

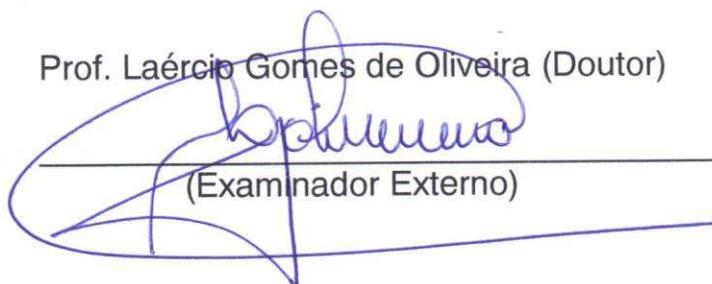
Prof. Gilmar Trindade de Araújo (Doutor)



(Examinador Interno)

APROVADO

Prof. Laércio Gomes de Oliveira (Doutor)



(Examinador Externo)

APROVADO

Campina Grande, 30 de outubro de 2017

“ A menos que modifiquemos a nossa maneira de pensar, não seremos capazes de resolver os problemas causados pela forma como nos acostumamos a ver o mundo” (Albert Einstein)

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus, por sua misericórdia e força ao longo de minha vida sendo minha força restauradora, minha luz, minha fortaleza e guia pelos caminhos trilhados.

Agradeço a minha mãe pelo seu exemplo de amor e compaixão pelo próximo sendo uma pessoa mais que responsável pelo meu crescimento profissional.

Agradeço a meu pai por conselhos e princípios de honestidade e sua colaboração para que sonhos tornassem realidade respeitando o próximo.

Agradeço aos meus irmãos André e Andréia por suas generosidades nos momentos mais difíceis trilhados por nós.

Agradeço ao Prof. Kepler Borges França (Ph.D) por seu grande apoio compromisso e capacidade de conduzir minha orientação de forma honrosa e sábia pois sem sua orientação não teria alcançado o êxito.

Agradeço a família LabDes, Harward, Carolina, Márcia, Mariana, Theodulo, João, Franciso, Kamila, Cristiane, Maniza, Juliana, Henrique, Bruna, Rodrigo, Sonale, Priscylla por todo apoio e incentivo.

Agradeço a Universidade Federal de Campina Grande pela acolhida e o desenvolvimento na minha capacitação.

Agradeço a CAPES, pelo apoio ao longo do período de desenvolvimento desta pesquisa.

Agradeço a Coordenação do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da UFCG.

RESUMO

A dessalinização é um processo bastante difundido e utilizado no mundo para o tratamento de águas de diversas fontes hídricas as quais necessitam de tratamento para tornar-se potável e assim promover a segurança hídrica e a manutenção da vida, embora pouco utilizada na proporção necessária, a dessalinização de águas no Nordeste Brasileiro vem se tornando uma técnica bastante requisitada devido sua eficiência no tratamento de águas. O objetivo desta pesquisa foi avaliar a qualidade do permeado de um sistema híbrido de membranas para fins de dessalinização de águas salobras com a remoção do gás carbônico por uma torre de resfriamento, avaliando o desempenho do processo de separação por membrana para tratamento de águas através de estudo avaliativo dos dados reais com os simulados ambos para o permeado da OI. Os dados teóricos são os resultados obtidos a partir de análises reais realizadas nas águas do presente trabalho, inseridos no *SOFTWARE ROSA*® 8.0.3 e realizada as simulações. No presente trabalho utilizou-se a membrana polimérica de Osmose Inversa (BW30 4040) na simulação e nos experimentos de bancadas. A partir da simulação foi possível ajustar as pressões de operação para os seguintes valores: 6, 9, 11, e 13 bar, para água de superfície e 13 e 15 bar para água de poço. Avaliou-se a rejeição de sais (%RS) obtendo valores próximos de 98 % para o permeado. Estudou-se por meio de uma torre de resfriamento como um pós-tratamento, a remoção de CO₂ que apresentou como efeito, a diminuição do pH do permeado. Verificou-se através de análises que após a torre de ocorreu uma remoção parcial média de dióxido de carbono de cerca 75 %.

PALAVRAS-CHAVES: Membrana de osmose inversa, água salobra, dióxido de carbono.

ABSTRACT

Desalination is a widely used process in the world for the treatment of water from a variety of water sources, which requires treatment to become potable and thus promote water safety and life-support, although little used in the necessary proportion, to desalination of water in the Brazilian Northeast has become a highly requested technique due to its efficiency in water treatment. The objective of this research was to evaluate the permeate quality of a hybrid membrane system for desalination of brackish water with the removal of carbon dioxide by a cooling tower, evaluating the performance of the membrane separation process for water treatment through evaluation of the real data with the simulated ones for the RO permeate. Theoretical data are the results obtained from real analyzes performed in the waters of the present work, inserted in *SOFTWARE ROSA*® 8.0.3 and the simulations were performed. In the present work the polymer membrane of Reverse Osmosis (BW304040) was used in the simulation and bench experiments. From the simulation it was possible to adjust the operating pressures to the following values: 6 bar 9 bar, 11bar, and 13 bar for surface water and 13 bar and 15 bar for well water. The salt rejection (% SR) was evaluated, obtaining values close to 98% for the permeate. It was studied by means of a cooling tower as a post-treatment, the removal of CO₂ that had as effect, the decrease of the pH of the permeate. It was verified through analyzes that after the tower a mean partial removal of carbon dioxide of about 75% occurred.

Key-WORDS: Reverse osmosis membrane, brackish water, carbon dioxide.

SUMÁRIO.....	8
CAPÍTULO I.....	16
1. INTRODUÇÃO.....	16
1.1 – OBJETIVOS.....	18
1.1.1 – OBJETIVO GERAL.....	18
1.1.2 - OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	18
CAPÍTULO II.....	19
2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	19
2.1 – DISPONIBILIDADE DE ÁGUA E CONSUMO	19
2.2. IMPUREZAS ENCONTRADAS NA ÁGUA.....	20
2.3 MEMBRANAS	21
2.4 PROCESSO COM MEMBRANAS DE ULTRAFILTRAÇÃO E OSMOSE	23
2.4.1 Pré-tratamento limpeza química.....	25
2.6 TAXA DE REJEIÇÃO DE SAIS	27
2.7 DESGASEIFICAÇÃO	28
CAPÍTULO III.....	30
3.0 MATERIAIS E MÉTODOS	30
3.1 FLUXOGRAMA DO SISTEMA DE MEMBRANAS: UF/OI.....	31
3.1.1 Uso do simulador de processo de membrana	32
3.1.2 Tipos de água estudadas.....	32
3.1.3 Análises físico-químicas das águas estudadas	32
3.1.4 Índice de densidade de sedimentos IDS e índice de saturação de Languelier.	32
3.2.1 Fluxograma do sistema (UF/OI).....	33
3.2	TANQUE DE ALIMENTAÇÃO
.....	34
3.3 TANQUE DE MISTURA	35
3.4 SISTEMA DE ULTRAFILTRAÇÃO/OSMOSE INVERSA	35
3.5 TORRE DE RESFRIAMENTO E TANQUE RECEPTOR	36
3.6 BALANÇO MÁSSICO PARA O SISTEMA DE MEMBRANAS ULTRAFILTRAÇÃO/OSMOSE INVERSA.....	37

3.7 REAGENTES, SOLUÇÕES E INDICADORES UTILIZADOS	38
3.8 EQUIPAMENTOS E VIDRARIAS UTILIZADAS	39
CAPÍTULO IV	41
4.0 RESULTADOS E DISCUSSÃO	41
4.1 RESULTADOS EXPERIMENTAIS E SIMULADOS PARA DIFERENTES PRESSÕES	42
4.1.1 Resultados experimentais e simulados para 13 e 15 bar, usando água de poço.	47
4.2 RESULTADOS DE pH EM FUNÇÃO DO TEMPO EM DIFERENTES PRESSÕES DE ALIMENTAÇÃO PARA A MEMBRANA DE OSMOSE INVERSA, E NA TORRE DE RESFRIAMENTO	49
4.2.1 Resultados de pH para a membrana de osmose inversa em diferentes pressões e torre de resfriamento, utilizando água de boqueirão	49
4.2.2 Resultados de pH para a membrana de osmose inversa em diferentes pressões e torre de resfriamento, usando água de poço.....	55
4.3 RESULTADOS DA CONCENTRAÇÃO DE CO ₂ EM FUNÇÃO DO TEMPO PARA O SISTEMA (UF/OI) EM PRESSÕES DIFERENTES, E NA TORRE DE RESFRIAMENTO.....	58
4.3.1 Resultado do estudo da concentração de CO ₂ , para a membrana de osmose inversa usando água de poço	66
CAPÍTULO V	70
5. CONCLUSÕES.....	70
CAPÍTULO VI	71
6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	71
ANEXOS.....	76

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: Esquema de separação por membrana	22
Figura 2: Principais características das técnicas de separação com membranas que utilizam diferença de pressão	22
Figura 3: Ilustração da força motriz e a forma de transporte em uma membrana de ultrafiltração	23
Figura 4: fluxo osmótico, equilíbrio osmótico e osmose inversa	25
Figura 5: Sistema carbonato/bicarbonato/ CO_2 em água	29
Figura 6: Fluxograma do processo de membranas e torre de resfriamento	31
Figura 7: Fluxograma do sistema de ultrafiltração/osmose inversa e torre de resfriamento	33
Figura 8: Tanque de alimentação visto pela lateral, e visto de frente	34
Figura 9: Tanque de mistura	35
Figura 10: Sistema de Ultrafiltração e Osmose Inversa vista: A-vista frontal e B-vista de costa	35
Figura 11: Torre de resfriamento	36
Figura 12: Tanque receptor	36
Figura 13: Variação do pH em função do tempo para a membrana de (OI) sob uma pressão de alimentação de 6,0 bar e $Q= 2,0$ L/min	49
Figura 14 Variação de pH em função do tempo para a torre de resfriamento sob uma vazão $Q= 2,0$ L/min	50
Figura 15: Variação do pH em função do tempo para a membrana de (OI) a uma pressão de alimentação de 9,0 bar e a vazão $Q= 4,5$ L/min	51
Figura 16 Variação do pH em função do tempo na torre de resfriamento há uma vazão de 4,5 L/min	51
Figura 17: Variação do pH em função do tempo para a membrana de (OI) a uma pressão de alimentação de 11,0 bar gerando $Q= 6,0$ L/min	52
Figura 18: Variação do pH em função do tempo na torre de resfriamento sob uma vazão $Q= 6,0$ L/min	53
Figura 19: Variação do pH em função do tempo para a membrana de (OI) a uma pressão de alimentação de 13,0 bar e uma vazão $Q=6,0$ L/min	54

Figura 20: Variação do pH em função do tempo na torre de resfriamento há uma vazão de 6,0 L/min.....	54
Figura 21: Variação do pH em função do tempo para a membrana de (OI) a uma pressão de alimentação de 13,0 bar.....	55
Figura 22: Figura 20: Variação do pH em função do tempo na torre de resfriamento sob uma vazão de 6,0 L/min.....	56
Figura 23: Variação do pH em função do tempo para a membrana de (OI) a uma pressão de alimentação de 15,0 bar.....	57
Figura 24: Variação do pH em função do tempo na torre de resfriamento há uma vazão de 6,0 L/min.....	57
Figura 25: Variação da concentração de CO ₂ em função do tempo para a membrana de osmose inversa a pressão de 6 bar do permeado da membrana de ultrafiltração.....	58
Figura 26: Variação da concentração de CO ₂ na entrada e na saída da torre em função do tempo para uma e uma vazão Q= 2,0 L/min na entrada da torre.....	59
Figura 27: Variação de CO ₂ em função do tempo no (permeado da OI /saída da torre) , a uma vazão de 2,0 L/min na entrada da torre.....	60
Figura 28: Variação da concentração de CO ₂ em função do tempo para a membrana de Osmose Inversa a pressão de 9 bar.....	60
Figura 29: Variação da concentração de CO ₂ em função do tempo na entrada e saída da torre para uma vazão Q=4,5 L/min.....	61
Figura 30: Variação de CO ₂ em função do tempo no (permeado da OI /saída da torre) , a uma vazão de 4,5 L/min na entrada da torre.....	61
Figura 31: Variação da concentração de CO ₂ em função do tempo para uma pressão de 11,0 bar do permeado da membrana de ultrafiltração alimentando a membrana de (OI) gerando seu concentrado e permeado.	62
Figura 32: Variação da concentração de CO ₂ em função do tempo para a membrana de (OI) a uma pressão de alimentação de 11,0 bar.....	63
Figura 33: Variação de CO ₂ em função do tempo no (permeado da OI /saída da torre) , a uma vazão de 6,0 L/min na entrada da torre.....	63
Figura 34: Variação da concentração de CO ₂ em função do tempo para a membrana de (OI) a uma pressão de alimentação de 13,0 bar.....	64

Figura 35: Variação da concentração de CO ₂ em função do tempo na entrada e saída da torre de resfriamento	65
Figura 36: Variação de CO ₂ em função do tempo no (permeado da OI /saída da torre) , a uma vazão de 6,0 L/min na entrada da torre	65
Figura 37: Variação da concentração de CO ₂ em função do tempo para a membrana de (OI) a uma pressão de alimentação de 13,0 bar	66
Figura 38: Variação da concentração de CO ₂ em função do tempo para a torre de resfriamento sob Q= 6,0 L/min.....	67
Figura 39: Variação de remoção de CO ₂ na torre de resfriamento sob uma vazão Q= 6 L/min.....	67
Figura 40: Variação da concentração de CO ₂ em função do tempo para a membrana de (OI) sob uma pressão de alimentação de 15,0 bar	68
Figura 41: Variação da concentração de CO ₂ em função do tempo para a torre resfriamento sob Q= 6 L/min.....	68
Figura 42: Variação de remoção de CO ₂ na torre de resfriamento sob uma vazão Q= 6 L/min.....	69

Simbologia

$(pH_p)_{UF}$	potencial hidrogeniônico da alimentação
$(pH_c)_{OI}$	potencial hidrogeniônico do concentrado
$(pH_p)_{OI}$	potencial hidrogeniônico do permeado
Q_{AUF}	Vazão de alimentação do elemento de ultrafiltração
Q_{P1UF}	Vazão do permeado do elemento de ultrafiltração
Q_{C1UF}	Vazão do concentrado do elemento de ultrafiltração
X_{AUF}	Fração de analito A na alimentação do sistema UF
X_{P1UF}	Fração de analito A no permeado do sistema UF
X_{C1UF}	Fração de analito A no concentrado do sistema UF
Q_{AOI}	Vazão de alimentação do elemento de osmose inversa;
Q_{P2OI}	Vazão do permeado do elemento de osmose inversa;
Q_{C2OI}	Vazão do concentrado do elemento de osmose inversa;
X_{AOI}	Fração de analito A na alimentação do sistema OI;
X_{P2OI}	Fração de analito A no permeado do sistema OI;
X_{C2OI}	Fração de analito A no concentrado do sistema OI.
Q_{AOI}	Vazão de alimentação do elemento de osmose inversa;
Q_{P2OI}	Vazão do permeado do elemento de osmose inversa;
Q_{C2OI}	Vazão do concentrado do elemento de osmose inversa;
X_{AOI}	Fração de analito A na alimentação do sistema OI;
Q_{P2OI}	Alimentação da torre
$QT_{p2.CT_{p2s}}$	Permeado após a torre de resfriamento.
UF	membrana de ultrafiltração
OI	membrana de osmose inversa
Ca	concentração da alimentação (mg/L)
Cc	concentração do concentrado (mg/L)
Cp	concentração do permeado (mg/L)
cm	centímetros
Ka	condutividade elétrica da alimentação (mS/cm)
Kc	condutividade elétrica do concentrado (mS/cm)
Kp	condutividade elétrica do permeado (mS/cm)
uT	unidade de turbidez

uH	unidade de cor
mg/L	miligrama por litro
kgf/cm ²	Quilograma força por centímetros quadrados
m ³ /h	metro cúbico por hora
mS	milisiemens
μS	microsiemens

Lista de Tabelas

Tabela 1: Tendência de incrustação do CaCO_3	26
Tabela 2: Dados experimentais e simulados para a membrana de osmose inversa sob uma pressão operação e simulação de 6 bar	43
Tabela 3: Dados experimentais e simulados para a membrana de osmose inversa sob uma pressão de operação e simulação 9 bar	44
Tabela 4: Dados experimentais e simulados para a membrana de osmose inversa sob uma pressão de operação e simulação de 11 bar	45
Tabela 5: Dados experimentais e simulados para a membrana de osmose inversa sob uma pressão de operação e simulação de 13 bar	46
Tabela 6: Dados experimentais e simulados para a membrana de osmose inversa sob uma pressão de operação e simulação de 13 bar	47
Tabela 7: Dados experimentais e simulados para a membrana de osmose inversa sob uma pressão de operação e simulação de 15 bar	48
Tabela 8 : Variação do pH, temperatura e condutividade em função do tempo para a membrana de ultrafiltração	109
Tabela 9: Variação do pH, temperatura e condutividade em função do tempo para a membrana de osmose inversa.....	110

CAPÍTULO I

1. INTRODUÇÃO

O recurso hídrico é uma necessidade primordial de todos os seres vivos, sendo necessário uma maior atenção no seu gerenciamento, de modo a garantir justiça social e sustentabilidade ambiental (ANDRADE E FELCHAK, 2013). Uma vez que, toda a comunidade necessita de água para as suas necessidades higiênicas, alimentares, etc. Nesse aspecto é importante ressaltar que no planeta existem inúmeras situações de ecossistemas em desequilíbrio em função da escassez de água e de casos de disputas existentes entre países que dispõem da mesma fonte de água (VON SPERLING, 1996).

O acesso a água no mundo é um direito para a manutenção da vida, no entanto, sua disponibilidade no mundo é cada vez mais escassa pois a qualidade é frequentemente comprometida em decorrência de vários fatores seja natural como as secas ou através da contaminação pelas indústrias, esgotos, agricultura e etc. (AUGUSTO et al. 2012).

A água encontrada na natureza contém vários tipos de componentes que alteram sua qualidade e que podem ser relacionados às suas características físicas, químicas e biológicas. Essas características estão relacionadas aos parâmetros de qualidade da água, o parâmetro físico está relacionado, em parte majoritária aos sólidos nas diversas formas na água e diferentes tamanhos, o químico relacionado a duas classificações: matéria orgânica e inorgânica, o biológico relacionados a microrganismos vivos ou mortos pertencentes aos reinos animal, vegetal, além dos protistas (VON SPERLING, 1996).

A poluição da água acontece via diferentes formas de contaminantes, por detritos, compostos orgânicos, elementos químicos tóxicos, nutrientes e aos microrganismos, sendo detectada em diferentes regiões do mundo (ONGLEY, 2002).

As demandas ambientais assim como os parâmetros impostos pelas agências reguladoras estão cada vez mais rígidas, fiscalizando e exigindo produtos com qualidade estabelecidas. Para atender essa demanda é necessário um processo eficaz e esses geralmente envolvem etapas de separação purificação e de aumento da concentração. Processos de separação

são de longa data conhecidos e empregados pela indústria, mas somente a partir de 1970 processos denominados clássicos, como destilação, absorção, centrifugação, filtração entre outros, começaram a competir com processos que utilizam as membranas sintéticas como barreiras seletivas (HABERT et al., 2006).

O CONAMA estabelece características por meio de parâmetros de qualidade da água de acordo parâmetros orgânicos e inorgânicos, os quais são medidos através das concentrações desses compostos presentes na água (CONAMA, 2005).

A portaria Nº 2914/2011, do ministério da saúde, é a portaria que regulamentou o valor máximo permissível (VMP), para parâmetro ou concentração de composto presente na água, de forma que estando na faixa definida para alguns ou abaixo para concentração de componentes a água está potável e própria para consumo humano (BRASIL, 2011).

A presente pesquisa justifica-se para tratamento de água tendo em vista adequar a qualidade de águas à sua finalidade de uso. Assim, uma alternativa viável para o tratamento de água encontra-se no sistema híbrido de membranas de ultrafiltração e osmose inversa associado a torre de resfriamento, visto que a torre remove o CO₂ e consequentemente eleva o pH.

1.1 – OBJETIVOS

1.1.1 – OBJETIVO GERAL

- Avaliar a qualidade do permeado de um sistema híbrido de membranas acoplado a uma torre de resfriamento para fins de dessalinização de águas salobras com a remoção do gás carbônico em uma torre de resfriamento.

1.1.2 - OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Através de *software* ROSA® de membranas realizar simulações para fins de dessalinizar águas salobras, visando estudar a qualidade do concentrado e permeado em função da pressão de operação;
- Fazer um estudo comparativo da qualidade do permeado obtido em um sistema híbrido de membranas, ultrafiltração/osmose inversa, com banco de dados das simulações;
- Avaliar a qualidade do permeado em função do pH com a remoção do gás carbônico presente na corrente do permeado do sistema de membranas com auxílio de uma torre de resfriamento.

CAPÍTULO II

2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

2.1 DISPONIBILIDADE DE ÁGUA E CONSUMO

A superfície do planeta terra em sua maioria é composta por água a qual ocupa dois terços, ou seja, de um total de 510 milhões km² de área mais ou menos 360 milhões de km² é ocupado por água. Desse total, 98% da água disponível no planeta são salgadas. A água é usada para fins diversificados, desde a manutenção da vida humana a preservação da fauna e da flora, usada no abastecimento doméstico; abastecimento industrial; agricultura; recreação e lazer; geração de energia; navegação; diluição de despejos; harmonia paisagística, entre outros, (MARENGO, 2008).

O Brasil ocupa um lugar privilegiado no planeta, quando se fala em disponibilidade água em relação ao restante do planeta. Os rios brasileiros têm uma vazão média anual de cerca de 180 mil m³/s. Isso corresponde a aproximadamente 12% da disponibilidade mundial de recursos hídricos, equivalente à 1,5 milhão de m³/s (SHIKLOMANOV et al., 2000).

No entanto, os recursos hídricos em território brasileiro não é bem distribuída, um exemplo é a Amazônia que contém 74% dos recursos hídricos superficiais e tem apenas 5% da população brasileira. Já o Nordeste tem a menor vazão média por habitante com média inferior a 1.200 m³/hab/ano. Sendo que existem bacias nessa região, as quais são registradas vazões inferiores 500 m³/hab/ano. A região semi-árida localizada no Nordeste onde a seca é predominante, a escassez de chuvas gera dimensões graves para os habitantes e a água torna-se um fator crítico para as populações locais (GEO Brasil, 2007).

Estudos mostram a vulnerabilidade do Brasil quanto às mudanças climáticas atuais e no futuro. Dentro do país as áreas mais vulneráveis são a Amazônia e o Nordeste do Brasil (Marengo, 2007; Marengo et al., 2007). Esses estudos ajudam a projetar os cenários climático-hidrológicos futuros, prevê e estima demandas de água para o futuro, com isso pode desenvolver um melhor gerenciamento dos recursos hídricos através políticas ambientais de uso e gerenciamento de água.

Além da salinidade que torna águas impróprias para o consumo humano, a contaminação via diferentes fontes poluidoras vem se agravando. De acordo com a organização das nações unidas (ONU) diariamente, no mundo, são despejados milhões de toneladas de esgoto, resíduos oriundos de atividade agrícola e industriais nos rios, lagos, açudes, mananciais, etc. Ainda de acordo com o relatório todos os anos morrem mais gente devido a contaminação da água que devido a toda forma de violência, inclusive guerras (ONU, 2010).

No Brasil em 2016, foram estimados que retirou-se aproximadamente 2.275 m³/s (metros cúbicos por segundo) de água de mananciais ou redes públicas, sendo que a irrigação foi responsável pela retirada de 55 % equivalente à 1253 m³/s, em segundo lugar vem o abastecimento humano urbano (22%; 503 m³/s), seguido pelo setor industrial (15%; 346 m³/s) a pecuária com (6%; 135 m³/s) e o abastecimento rural responsável por 2% correspondente a 38 m³/s (ANA, 2016).

O volume total consumido foi 1210 m³/s, dentre todas as atividades em 2016 segundo a ANA, os setores responsáveis por esse consumo efetivo foram os seguintes:

- Irrigação – 75% 913 m³/s;
- Abastecimento humano urbano 8% (101 m³/s);
- Setor industrial 6% (69 m³/s);
- Pecuária 9% (108 m³/s);
- Abastecimento humano rural 2% (19 m³/s)

Desse total estima-se que o país gerou 1065 m³/s de águas residuais atreladas ao abastecimento humano urbano (402 m³/s), irrigação (340 m³/s), indústria (277 m³/s), pecuária (27 m³/s) e abastecimento humano rural (19m³/s).

2.2. IMPUREZAS ENCONTRADAS NA ÁGUA

Os componentes presentes na água que alteram sua qualidade são definidos pelas características físicas, químicas e biológicas. A física é caracterizada pelos sólidos presentes na água, estando em suspensão, coloidais ou dissolvidos, já a química pode ser representada pela matéria orgânica ou inorgânica, a biológica

está associada a ser vivos ou mortos pertencentes aos reinos animal e vegetal, além dos protistas (VON SPERLING,1996).

Quanto à classificação das impurezas pelas características físicas estão de acordo com os sólidos em suspensão, sólidos coloidais e os sólidos dissolvidos, química está associada aos sólidos orgânicos e os sólidos inorgânicos. A divisão por tamanho dos sólidos é importante e em geral existem sólidos filtráveis e sólidos não filtráveis e a faixa intermediária estão os sólidos coloidais (VON SPERLING,1996).

A ciência que estuda os micro-organismos é conhecida como microbiologia sendo um segmento da biologia. Quando se tratam de qualidade da água esses seres microscópicos assumem um papel de maior destaque entre os seres vivos por causa de sua presença ser frequente em determinados ambientes, e estão tanto nos processos de depuração dos despejos de esgotos como sua associação com doenças ligadas à água (VON SPERLING,1996).

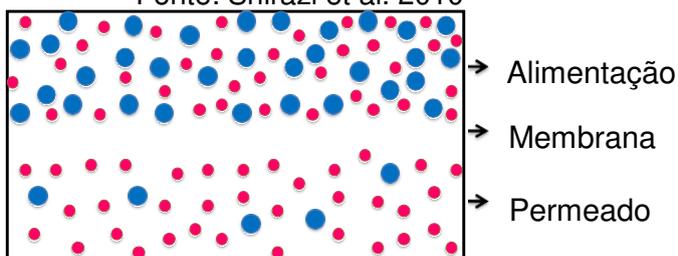
2.3 MEMBRANAS

Membrana é uma barreira física seletiva entre duas fases, que interfere no transporte de substâncias químicas, independentemente de sua origem orgânica ou inorgânica estando em formas particulada, coloidal e espécies químicas dissolvidas em solventes orgânicos ou água. O transporte seletivo é realizado com base nas diferenças físicas e/ou químicas dos componentes que são permeados pela membrana (SHIRAZI et al., 2010).

Existe diversos tipos de membranas no mercado seja membranas poliméricas ou membranas cerâmicas, ambas com suas qualidades e especificidade para aplicação em áreas a qual necessite o uso de um tipo ou os dois. A Figura 01 representa a forma no processo de separação por membrana.

Figura 1: Esquema de separação por membrana

Fonte: Shirazi et al. 2010



A ocorrência das membranas, pode ser de origem natural, dessa forma, incluem as membranas biológicas, há as artificiais são sintetizadas, neste caso, se enquadram as orgânicas (poliméricas) e inorgânicas (alumina, metais). Nessas a morfologia poder ser isotrópicas ou anisotrópicas. A separação por membranas de determinadas espécies ocorre por causa da existência de uma força motriz.

Na separação por membranas, seja por microfiltração (MF), ultrafiltração (UF), nanofiltração (NF), e osmose inversa (OI), a força motriz é o gradiente de pressão. Na Figura 02 são apresentadas as principais características dos processos com membranas que utilizam a diferença de pressão como força motriz.

Figura 2: Principais características das técnicas de separação com membranas que utilizam diferença de pressão

Fonte: Habert et al. 2006

Dimensões das Partículas e Moléculas (m) ↓		Técnica de Separação	
		Filtração	
Micro-Organismos 1 μm	-5 10	Microfiltração 	Células / Colóides Materiais em Suspensão ΔP Membrana
	-6 10		
Macromoléculas e Vírus	-7 10	Ultrafiltração 	ΔP Membrana
	-8 10		
Moléculas de médio PM	10	Nanofiltração 	ΔP Membrana
Moléculas de baixo PM e Íons 1 Å	-10 10	Osmose Inversa 	ΔP Membrana
	10		

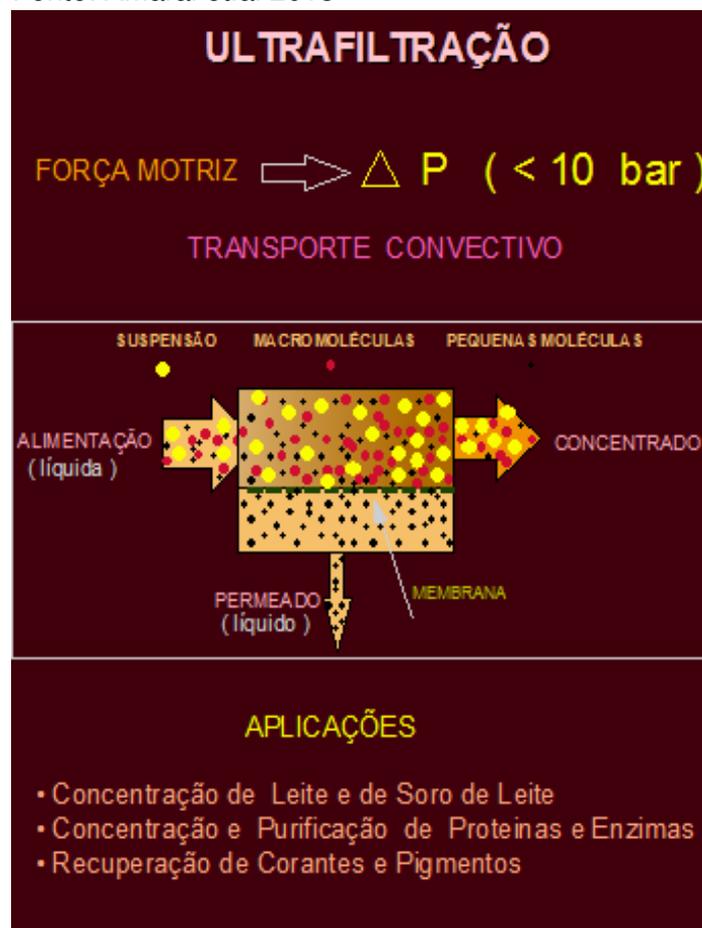
2.4 PROCESSO COM MEMBRANAS DE ULTRAFILTRAÇÃO E OSMOSE

A ultrafiltração é um processo de separação por membrana aplicado para purificação de soluções contendo macromoléculas. As membranas de ultrafiltração exibem poros na faixa entre 1 e 100 nm. São aplicadas na separação de soluções com solutos em uma ampla faixa de peso molecular (10^3 - 10^6 Daltons).

É necessário uma maior força motriz, para se obter fluxos permeados altos e suficiente para que o processo possa ser utilizado industrialmente. A variação da pressão transmembrana para esse processo variam na faixa de 2 a 10 bar. Na Figura 03 são apresentadas as características básicas do processo de ultrafiltração

Figura 3: Ilustração da força motriz e a forma de transporte em uma membrana de ultrafiltração

Fonte: Amaral et.al 2013



Como as membranas de ultrafiltração apresentam distribuição uniforme de tamanho de poros, em decorrência disso, ocorrem retenção de maneira distinta dos solutos de pesos moleculares diferentes. O coeficiente de rejeição, R , de uma membrana para um dado soluto é definido pela relação apresentada na equação a seguir:

$$R = 1 - \frac{C_P}{C_0} \quad (1.0)$$

onde C_P é a concentração do soluto no permeado C_0 é concentração do soluto na alimentação.

A utilização de processos de separação por membranas de ultrafiltração são a clarificação, concentração de solutos e fracionamento de solutos. A UF é utilizada na indústria de alimentos, bebidas e laticínios, bem como em aplicações na biotecnologia e na área médica.

A osmose indispensável a manutenção da vida dos seres vivos independente da espécie de seres, a qual o fenômeno ocorra, o transporte seletivo através das membranas é essencial à vida. O processo de osmose natural, ocorre pela ação da água quando duas soluções com concentrações diferentes, estão separadas por uma membrana semi-permeável.

A água pura flui, através da membrana, da solução menos concentrada em direção a mais concentrada, até que as duas soluções atinjam o equilíbrio. Esse fenômeno determina a pressão osmótica oferecida pela membrana entre as duas soluções através da diferença de nível das colunas das soluções (QUEIROZ, 2012), conforme mostra a Figura 04.

A osmose inversa acontece quando uma pressão superior à pressão osmótica é aplicada a solução mais concentrada ocorrendo a passagem da água pela membrana, e assim obtém água pura a partir de uma solução salina por meio de uma membrana semi-permeável, como mostra a Figura 06. Nos processos de separação com OI o fenômeno sucede com auxílio de uma bomba de alta pressão.

Figura 4: fluxo osmótico, equilíbrio osmótico e osmose inversa

Fonte: Adaptado de Queiroz (2012)



A osmose inversa é um processo de separação com membranas utilizadas quando se deseja reter solutos de baixo peso molecular tais como sais inorgânicos ou pequenas moléculas orgânicas como glicose. A diferença entre OI e UF está no tamanho do soluto retido e na variação da pressão transmembrana.

O processo de separação via Osmose Inversa é utilizado em várias aplicações industriais que variam desde da separação do solvente, soluto, solvente-solvente e separação de gases (AL-OBAIDI et al., 2017).

2.4.1 Pré-tratamento limpeza química

O pré-tratamento desempenha um papel importante. É por meio desse que se evita as incrustações de micropoluentes e de substâncias, orgânica e/ou inorgânica nas superfícies das membranas. O tipo de pré-tratamento a utilizado depende da qualidade da água de alimentação, que é definida em termos de concentração de partículas suspensas e níveis de saturação de sais solúveis dispersos no meio. Alguns dos sais mais conhecidos são: Sulfato de cálcio, fosfato de cálcio, fluoreto de cálcio, sulfato de bário e de estrôncio e sílica (SUDARK, 1990).

Um dos parâmetros analisado é o potencial de incrustações de cálcio, que envolve cálculos pelo do Índice de Saturação de Langelier (ISL). O segundo parâmetro é o Índice de Densidade de Sedimentos (IDS), que caracteriza o potencial de incrustação da água de alimentação (MIDLER & EPSTEIN, 1986). A Tabela 01 indica a tendência de incrustação de CaCO_3 .

Tabela 1: Tendência de incrustação do CaCO_3

Fonte: Adaptado de (Grades- 2004)

Índice de Saturação de Langelier (ISL)	
ISL >>0	Ocorre incrustação
ISL > 0	Ocorre levemente incrustação
ISL = 0	balanceado
ISL < 0	ocorre levemente corrosão
ISL << 0	ocorre corrosão

O ISL é calculado pela Equação 2:

$$\text{ISL} = \text{pH} - \text{pHS} \quad (2)$$

A observação da tendência de obstrução das membranas é monitorando via análises físico-químicas ou testes específicos. Índice de Densidade de Sedimentos (IDS) é o segundo parâmetro que indica incrustações e um dos testes mais usados.

O IDS é calculado utilizando três intervalos de tempo

Os seguintes valores retratam a faixa e a indicação de matéria particulada, para valores médios próximos a 1,0 indicam um IDS com pouca matéria particulada na água, enquanto, valores próximos a 3 representa uma faixa aceitável, já para o IDS igual ou maior do que 5,0 implicam dizer que o pré-tratamento físico não comporta toda a demanda exigida para que o sistema opere adequadamente. Valores médios próximos a três indica uma faixa aceitável para medidas de IDS.

A limpeza química é importante para o sistema pois através dela mantém-se o sistema com total produção de água, uma vez que se não tiver uma frequência definida, pode causar desde da passagem de sais até mesmo a danificação da membra. Neste trabalho, foram realizadas limpezas químicas periodicamente, no entanto, no Apêndice F está a metodologia e consta o resultado de apenas uma limpeza química.

2.5 – TRATAMENTO DE ÁGUAS COM MEMBRANAS PARA CONSUMO HUMANO

Visando controlar e promover o uso adequado da água que de forma requerida depende da finalidade, a exemplo à água doce Classe I – podem ser destinadas: para consumo humano, proteção a comunidade aquática, entre outras, para a adequação da qualidade é necessário desde o tratamento simplificado ao avançado (CONAMA, 2005).

A tecnologia mais amplamente utilizada para tratamento de água para abastecimento é o sistema convencional contemplando as etapas de coagulação, floculação, sedimentação, filtração e desinfecção. No entanto, com o crescimento populacional, agropecuário e industrial as fontes de abastecimento estão a cada dia mais poluídos, e os processos convencionais não são capazes de fornecer água com a qualidade necessária para diversas finalidades, sendo necessário o emprego de outras tecnologias (MIERZWA et al., 2008).

Com o aumento das exigências legais em termos de qualidade das águas e a ineficiência dos tratamentos convencionais, a tecnologia de membranas empregadas no processo de tratamento de águas superficiais e subterrânea vem aumentando assim como a necessidade de elevar a eficiência desses processos para atender a demanda de água de abastecimento (JACANGELO; TRUSSELL; WATSON, 1997).

O estabelecimento de qualidade da água para consumo humano no Brasil, foi assegurado pela constituição federal de 1988. Atualmente são adotados parâmetros de qualidade baseados no ministério do meio ambiente através da Portaria 2914/2011.

2.6 TAXA DE REJEIÇÃO DE SAIS

A taxa de rejeição de sais ou (percentagem de remoção de sais) é um importante parâmetro avaliativo quantitativo, por meio da análise dele é possível verificar a eficiência do processo, o resultado dessa taxa indica a percentagem

de remoção de sais (m/m) pela membrana, o cálculo é realizado pela equação 3:

$$RS(\%) = \left(\frac{C_a - C_p}{C_a} \right) 100 \quad (3)$$

Onde C_p é a concentração do analito presente corrente do permeado e

C_a é concentração do analito na corrente do concentrado.

Estudo realizado por QUEIROZ 2017, mostrou uma taxa de remoção de cerca de 98 % para remoção de sais de água salobras.

Para os cálculos envolvendo a taxa de rejeição de sais, utiliza-se os dados obtidos das correntes de alimentação, concentrado e permeado da membrana de osmose inversa nas pressões especificadas, avaliando em termos de qualidade de água produzida por meios de análises físico-química.

2.7 DESGASEIFICAÇÃO

A desgaseificação consiste na remoção de gás, em um sistema, por meio de processos físicos ou químicos, ou os dois em conjunto. Os processos físicos atribuem-se a membranas, aquecimento, aeração por meio de cascatas, agitação e torres com recheios. O processo de desgaseificação química é realizado por meio de reagentes e solventes alguns desses denominados de sequestrantes.

Comumente utilizada na indústria petroquímica a desgaseificação visar separar gases contaminantes, que estão presente principalmente no gás natural, como CO_2 e o H_2S , pois os mesmos na presença de umidade reagem e transformam-se em ácidos, ocasionando a corrosão dos dutos.

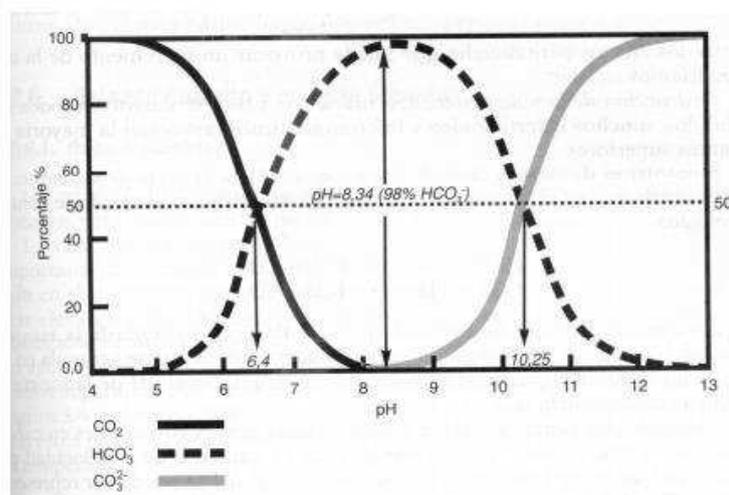
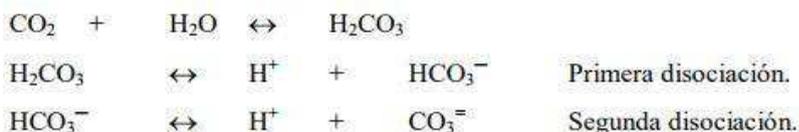
FALKEPDERSEN e DANNSTRÖM (1997) estudaram a separação de CO_2 de exaustores de turbinas em plataformas off-shore, obtendo uma redução de 70% e 66% de tamanho e peso.

Moran (2010) estudou a desgaseificação de águas salobras e doces e a influência da salinidade no processo de remoção de dióxido de carbono, assim como a influência do fluxo de ar na remoção de CO_2 . Observou-se que a medida que aumentou a salinidade a concentração de dióxido de carbono diminuiu.

A seguir mostra-se a reação do carbonato, bicarbonato e CO_2 em água, ocorre a seguinte reação de formação de ácido carbônico responsável pela diminuição do pH.

Figura 5: Sistema carbonato/bicarbonato/ CO_2 em água

Fonte: Boluda 2014



A Figura 05, apresenta o percentual entre o carbonato, bicarbonato e CO_2 em água na faixa do pH de 4 a 13. Na faixa de pH entre 4 e 6,4 está dissociado o bicarbonato (HCO_3^-) e o dióxido de carbono (CO_2). Mas o percentual de CO_2 é maior embora no pH 6,4 é igual o percentual. A partir do pH 6,4 a 8,34 a predominância é do (HCO_3^-) com cerca de 98% e o CO_2 de 0% ambos para o pH= 8,34.

O equilíbrio favorece a formação de íons carbonato (CO_3^{2-}), a partir do pH 8,34, mas a faixa de pH entre 8,34 e 10,25 a predominância é dos íons bicarbonato sendo que em 10,25 ambos os percentuais se equivalem, após o pH 10,25 a 13 a concentração maior é do carbonato chegando a um percentual de 100 % em pH= 13.

CAPÍTULO III

3.0 MATERIAIS E MÉTODOS

Os procedimentos analíticos de referência adotado para realização das análises das amostras de água dos experimentos foi os métodos expostos no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 2010. Os métodos empregados encontram-se no apêndice A.

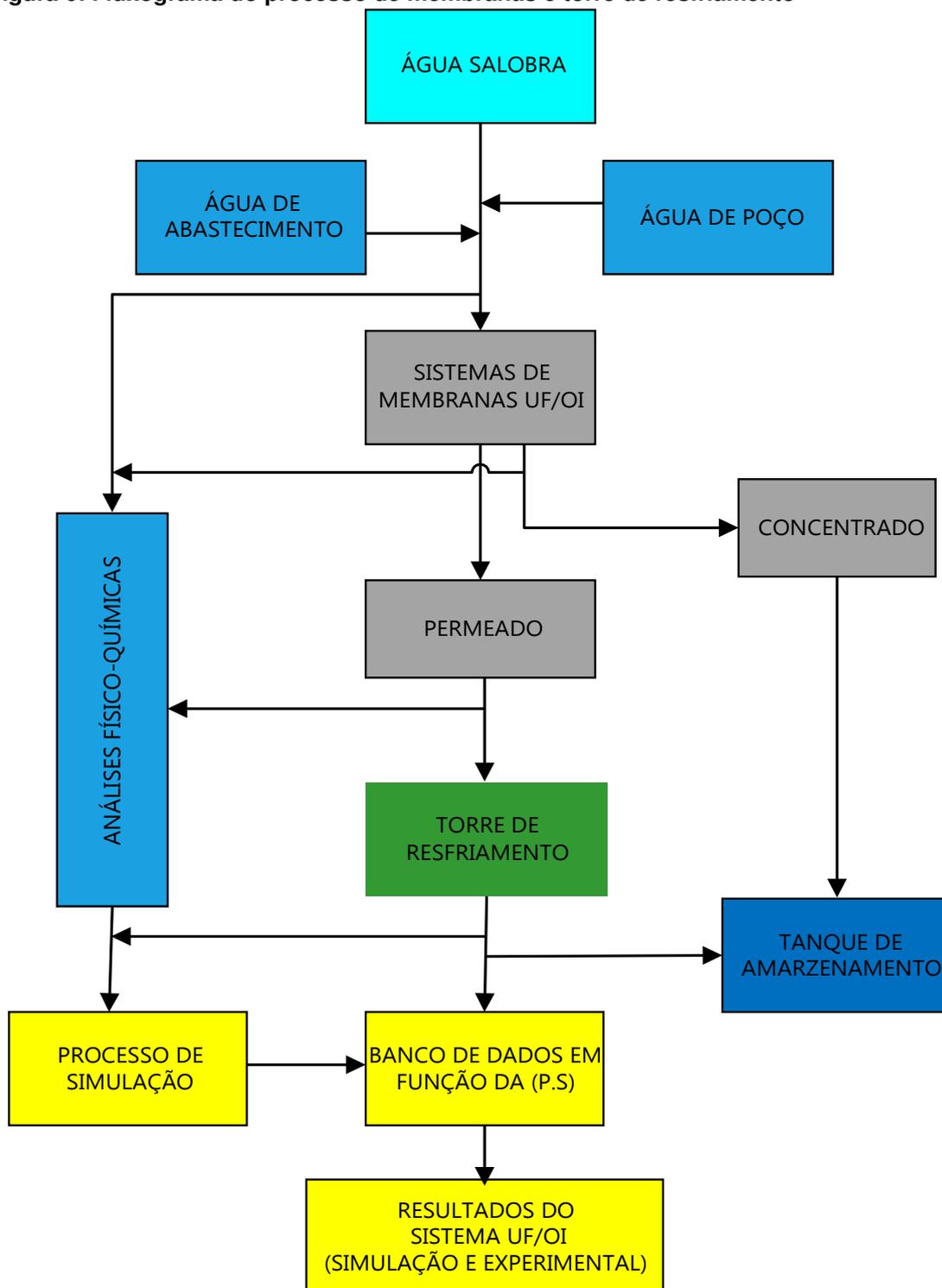
A partir das análises físico químicas realizou-se estudo da pressão de operação do sistema UF/OI por meio de um *software* do tipo *Reverse Osmose System Analyses* (ROSA) processamento de membranas.

Os experimentos foram realizados com base nos dados obtidos nos testes de simulação, e para melhor avaliar o sistema, definiu-se pressões acima e abaixo da pressão de operação pré-determinada, para operação do sistema Ultrafiltração/Osmose Inversa, e avaliar a remoção de dióxido de carbono nas águas estudadas após a Torre de Resfriamento.

3.1 FLUXOGRAMA DO SISTEMA DE MEMBRANAS: UF/OI.

A Figura 6, mostra o fluxograma do processo do sistema de UF/OI e da torre de resfriamento.

Figura 6: Fluxograma do processo de membranas e torre de resfriamento



3.1.1 Uso do simulador de processo de membrana

O *software* Rosa[®] 8.0.3, foi utilizado para averiguar as condições de operação em função da qualidade da água de alimentação do sistema UF/OI. Com essa informação também foi possível observar a qualidade do permeado e concentrado das águas estudadas. Os dados obtidos através do software encontram-se em anexo, no **apêndice C**.

3.1.2 Tipos de água estudadas

As águas estudadas foram as seguintes:

1. Água de abastecimento da rede pública de Campina Grande- PB, durante os meses de maio, junho, julho, agosto, setembro e outubro. A água se encontrava fora da qualidade de água potável, regulamentada pela portaria 2914/2011 do Ministério da Saúde.
2. Água de poço, situado na própria Universidade, ao lado do LABDES, a qualidade da água estudada se encontrava fora do padrão de potabilidade de água doce, regulamentada pela portaria 2914/2011 do Ministério da Saúde.

3.1.3 Análises físico-químicas das águas estudadas

As análises físico-químicas realizadas nas águas estudadas encontram-se em anexo no **apêndice D**.

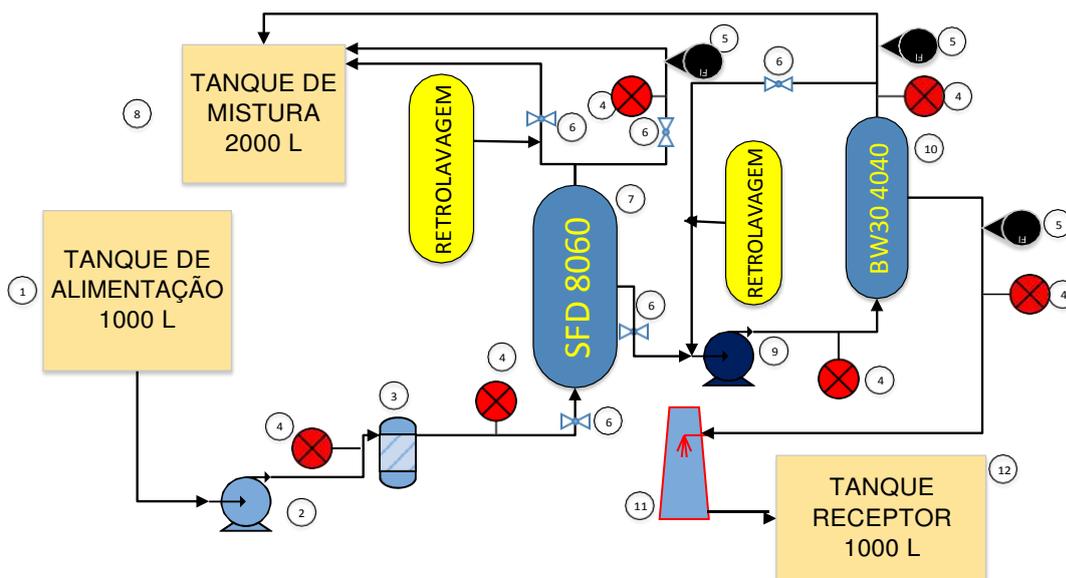
3.1.4 Índice de densidade de sedimentos IDS e índice de saturação de Langmuier.

O dado junto com a metodologia de análise sobre o índice de densidade de sedimentos encontra-se em anexo no **apêndice G**, enquanto que os dados sobre o índice de saturação de langmuier encontra-se no **apêndice D**.

3.2.1 Fluxograma do sistema (UF/OI)

A Figura 7 mostra o fluxograma do sistema com membranas ultrafiltração/osmose inversa, e os componentes que o integram, tal como tanque de alimentação, tanque de mistura e tanque receptor do permeado, assim como, os componentes de controle.

Figura 7: Fluxograma do sistema de ultrafiltração/osmose inversa e torre de resfriamento



Legenda: 1 – Tanque de Alimentação; 2 – Motor Bomba de baixa pressão; 3 – Filtros de Cartuchos; 4- Manômetro; 5 - Rotômetros; 6 – Válvula de passagem; 7 - Membrana de ultrafiltração; 8 – Tanque de mistura; 9 – Bomba de alta pressão; 10 – Membrana de osmose inversa, 11- Torre de resfriamento e 12 – Tanque receptor

O sistema UF/OI é composto dos seguintes componentes:

- Os instrumentos de medidas no sistema são os seguintes:
 - 1 manômetro glicerinado (0 – 4) Kgf/cm² na entrada e outro na saída do filtro de polipropileno;
 - 1 manômetro glicerinado (0 – 4) Kgf/cm² na entrada e outro na saída da membrana de ultrafiltração;
 - 1 manômetro glicerinado (0 – 20) Kgf/cm² na entrada e outro na saída da membrana de osmose inversa;
 - 1 rotômetro analógico (0 – 35) L.min.⁻¹ na saída da membrana de ultrafiltração
 - 1 rotômetro analógico (0 – 35) L.min.⁻¹ na saída do concentrado da membrana de osmose inversa;

- 1 rotômetro analógico (0 – 7) L.min.⁻¹ na saída do permeado da membrana de osmose inversa.
- Motor bomba trifásico de baixa pressão modelo CAM-W4C da DANCOR com potência de 1/4 CV, para retro lavagem do sistema;
- Motor bomba trifásico multiestágios, de alta pressão modelo Booster da DANCOR com potência de 3/4 CV, para alimentação do elemento de osmose inversa;
- Sistema de pré-tratamento é composto um filtro de polipropileno expandido (altura: 23,3 x 7,8 cm (9"x3") e Diam. int 2,5 cm) com taxa de filtração de 5 µm;
- Membrana de ultrafiltração tipo fibras ocas com dimensão de 10" diâmetro e 14 m², de área, desenvolvida pela PAM, e uma membrana de osmose inversa modelo BW30 4040 da Dow Chemical Company Filmtec, com área de 7,6 m², (Rejeição de sais: 97 %), encontraM-se os laudos dessa membrana, assim como, a mencionada anteriormente no **Apêndice B**.

3.2 TANQUE DE ALIMENTAÇÃO

A Figura 8, o tanque de alimentação do sistema:

Figura 8: Tanque de alimentação visto pela lateral, e visto de frente



3.3 TANQUE DE MISTURA

A Figura 9, tanque de mistura usado como tanque receptor do concentrado da membrana de ultrafiltração e do da osmose inversa

Figura 9: Tanque de mistura



3.4 SISTEMA DE ULTRAFILTRAÇÃO/OSMOSE INVERSA

A Figura 10, mostra o sistema de ultrafiltração/osmose inversa.

Figura 10: Sistema de Ultrafiltração e Osmose Inversa vista: A-vista frontal e B-vista de costa.



O sistema de dessalinização é composto por 1 elemento de membrana de ultrafiltração SFD 2860, 1 elemento membrana de osmose inversa BW30 4040, 1 bomba auxiliar, 1 filtro de 5 μ , 1 bomba de alta pressão, 3 rotômetros e 6 manômetros.

3.5 TORRE DE RESFRIAMENTO E TANQUE RECEPTOR

A Figura 11, a torre de resfriamento utilizada no experimento para remoção de CO₂, sua capacidade máxima de resfriamento de água é de 12 m³/hora. Já a Figura 12, o tanque receptor do permeado da membrana de osmose inversa, com volume de 1000 litros

Figura 12: Torre de resfriamento



Figura 11: Tanque receptor



3.6 BALANÇO MÁSSICO PARA O SISTEMA DE MEMBRANAS ULTRAFILTRAÇÃO/OSMOSE INVERSA

O balanço mássico é importante para o sistema, pois é através dele que é possível verificar e avaliar a eficiência do sistema por meio do balanço de massa para o sistema de ultrafiltração/Osmose Inversa.

Para a membrana de Ultrafiltração o balanço mássico é da seguinte forma:

$$Q_A = Q_P + Q_C \quad (4)$$

$$Q_{AUF} = Q_{P1UF} + Q_{C1UF} \quad (5)$$

$$C_{AUF} \cdot X_{AUF} = C_{P1UF} \cdot X_{P1UF} + C_{C1UF} \cdot X_{C1UF} \quad (6)$$

Onde:

Q_{AUF} - Vazão de alimentação do elemento de ultrafiltração;

Q_{P1UF} - Vazão do permeado do elemento de ultrafiltração;

Q_{C1UF} - Vazão do concentrado do elemento de ultrafiltração;

X_{AUF} – Fração de analito A na alimentação do sistema UF;

X_{P1UF} - Fração de analito A no permeado do sistema UF;

X_{C1UF} – Fração de analito A no concentrado do sistema UF.

Para a membrana de OI o balanço mássico é da seguinte forma:

$$Q_{PUF} = Q_{P2OI} + Q_{C2OI} \quad (7)$$

$$Q_{PUI} = Q_{AOI} \quad (8)$$

$$Q_{AOI} = Q_{P2OI} + Q_{C2OI} \quad (9)$$

$$C_A \cdot X_{OI} = C_{P2} \cdot X_{POI} + C_{C2} \cdot X_{C2OI} \quad (10)$$

Onde:

Q_{AOI} - Vazão de alimentação do elemento de osmose inversa;

Q_{P2OI} - Vazão do permeado do elemento de osmose inversa;

Q_{C2OI} - Vazão do concentrado do elemento de osmose inversa;

X_{AOI} – Fração de analito A na alimentação do sistema OI;

X_{P2OI} - Fração de analito A no permeado do sistema OI;

X_{C2OI} – Fração de analito A no concentrado do sistema OI.

Para a torre de resfriamento o balanço mássico é da seguinte forma:

Q_{P2OI} = Alimentação da torre

$Q_{T_{p2}}$. $c_{T_{p2}}$ s Permeado após a torre de resfriamento.

3.7 REAGENTES, SOLUÇÕES E INDICADORES UTILIZADOS

Os reagentes, as soluções e os indicadores utilizados nas análises físico-químicas da água de alimentação do sistema de ultrafiltração e osmose inversa e nas respectivas águas produzida pelo próprio sistema.

- ✓ Reagentes Colorimétricos
- ✓ Cloreto de Bário P.A.;
- ✓ Hidróxido de Sódio 0,02 mol.L⁻¹;
- ✓ Hidróxido de Sódio 1 mol.L⁻¹;
- ✓ Ácido Sulfúrico 0,01 mol.L⁻¹;
- ✓ Ácido Ascórbico 1 % (m/v);
- ✓ Persulfato de Amônio;
- ✓ Tiosulfato de sódio 10 % (m/v);
- ✓ Solução padrão de Sódio e Potássio;

- ✓ Solução A – Nitrato de Potássio P.A. + Cloreto de Magnésio Hexahidratado P.A. + Acetato de Sódio Trihidratado P.A. + Ácido Acético P.A.;
- ✓ Solução B – Nitrato de Potássio P.A. + Cloreto de Magnésio Hexahidratado P.A. + Acetato de Sódio Trihidratado P.A. + Ácido Acético P.A. + Sulfato de Sódio P.A.;
- ✓ Solução Tampão pH = 10 – Hidróxido de Amônio P.A. + Cloreto de Amônio P.A.;
- ✓ Solução Tampão – Ácido Acético 1 N + Acetato de Sódio P.A.;
- ✓ Nitrato de Prata 0,05 mol.L⁻¹;
- ✓ Indicador Murexida;
- ✓ Indicador negro Eriocromo T;
- ✓ Indicador de Cromato de Potássio;
- ✓ Indicador Fenolftaleína;
- ✓ Indicador de Alaranjado de Metila 0,1 %;

3.8 EQUIPAMENTOS E VIDRARIAS UTILIZADAS

Na realização das análises utilizou-se os seguintes instrumentos e vidrarias:

- Agitador de Tubos AP56 da PHOENIX;
- Balança analítica HR-200 da A&D Company Limited;
- Banho Maria da MARCONI EQUIPAMENTOS PARA LABORATÓRIO;
- Bomba à Vácuo Modelo 820 da FISATOM
- Condutivímetro-600 da ANALYSER;
- Condutivímetro DEL LAB modelo DL150;
- Exaustor Q-216-22EX da QUIMIS;
- Espectrofotômetro SP-220 da BIOSPECTRO;
- Estufa Orion 502 da FANEM SÃO PAULO – BRASIL;
- Fotômetro de Chama 910 da ANALYSER;
- 2100 P Turbidímetro da HACH;
- Nessler Quanti 200 da Policontrol;
- pHmetro Hanna modelo HI 8424;

- pHmetro Portátil ATC ----;
- Suporte Universal;
- Medidor de ppm TDS-3 DIGITAL TDS/TEMP;
- Akku- Drive Titration 20/50 ml da HIRSCHMANN LABORGERATE;
- Pipetus – Akku da HIRSCHMANN LABORGERATE;
- Bureta de 10 mL;
- Erlenmeyer de 100 mL;
- Pipetas de 5, 10, 25 e 50 mL;
- Béqueres de 50, 100 e 200 mL;

CAPÍTULO IV

4.0 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo serão apresentados e discutido os resultados obtidos seguindo as etapas pré-definidas no capítulo anterior e esquematizado na Figura 06.

- Análises comparativa dos resultados obtidos por meio da simulação utilizando o *software* ROSA® com os dados reais realizado no sistema integrado de ultrafiltração e osmose inversa, utilizando a água de abastecimento oriunda do açude de Boqueirão e água de poço do LABDES, avaliando o percentual de remoção de sais ou a variação dos parâmetros calculada pela Equação 03 do Item 2.6.;
- Com os resultados obtidos estudou o desempenho do sistema e o seu comportamento para diferentes pressões utilizadas nos experimentos em termos de rejeição de sais e variação de parâmetros físico-químicos;
- A partir das análises físico-químicas realizadas nas bateladas em diferentes pressão de operação do sistema de Ultrafiltração/Osmose inversa estudou o percentual da rejeição de sais (%RS) calculado pela Equação 03;
- Resultados do pH para a membrana de osmose inversa na alimentação, concentrado e permeado e na saída da torre de resfriamento para as 4 bateladas usando água de abastecimento e 2 usando água de poço;
- Resultado da concentração de dióxido de carbono CO₂ para a membrana de osmose inversa para as 4 bateladas usando água de abastecimento e 2 bateladas usando água de poço;
- Resultado da concentração de dióxido de carbono CO₂ na alimentação e saída da torre de resfriamento;
- Resultados da limpeza Química ao final dos experimentos.

4.1 RESULTADOS EXPERIMENTAIS E SIMULADOS PARA DIFERENTES PRESSÕES.

Os dados resultados da simulação são obtidos a partir de análises físico-químicas realizadas na água do presente trabalho, inseridos no *Software ROSA*® 8.0.3 e realizado a predição, os dados da simulação encontra-se em anexo no **apêndice C**.

As simulações foram realizadas utilizando apenas a membrana polimérica de Osmose Inversa (BW30 4040) do sistema de Ultrafiltração/Osmose, pois a membrana de ultrafiltração SFD 2860, tem a finalidade de retirar as substâncias de maiores pesos moleculares, os laudos das membranas encontram-se no **apêndice A**.

Os resultados obtidos experimentalmente através de batelada para a pressão de 6 bar dos parâmetros físico-químicos são mostrados na Tabela 3. Os dados obtidos por meio de análises físico-químicas da água de alimentação das correntes do concentrado e do permeado da membrana de osmose inversa BW30 4040, encontram-se em anexo, **no apêndice B**.

A membrana de OI mostrou-se eficiente com uma alta taxa de rejeição de sais. A corrente do permeado avaliada, mostrou que a maioria dos parâmetros apresentam valores diferentes quando comparados entre si, mas quando comparados com o percentual da taxa de rejeição mostra-se que os dados experimentais, como os dados simulados que é o modelo gerado pelo Software apresentam alta taxa de rejeição de sais e valores próximos.

Ao analisar o permeado dessa membrana verifica-se que para o potássio e sílica, os dados estão muito próximos, obtendo uma variação mínima entre os dados do modelo e os dados reais.

A divergência nos resultados pode ser devido a diversos fatores que influenciam os dados reais. Possivelmente pela idade da membrana pode ter acarretado discrepância, já que é natural o desgaste da membrana com o uso, e ocorra uma maior passagem de sais para o permeado. Outro possível fator que pode causar variação, são os erros de análises pode ter ocorrido erros no momento das análises físico-químicas.

Um fator citado anteriormente que pode ocasionar diretamente variação na taxa de rejeição é a idade da membrana. O objetivo de fazer um estudo comparativo dos dados teóricos como os dados reais, é avaliar o desempenho da membrana de osmose inversa por meio dos dados simulados com os dados reais avaliando a taxa de rejeição de ambos os dados.

Um caso que pode ter ocorrido variação na análise está na Tabela 3, o amônio está em uma concentração muito baixa, e mostra os resultados uma variação alta, possivelmente devido a erro de análise.

Tabela 2: Dados experimentais e simulados para a membrana de osmose inversa sob uma pressão operação e simulação de 6 bar

Nome	Alimentação	Concentrado		Permeado		%TRS	
		Simulado	Real	Simulado	Real	Modelo	Real
$\text{NH}_4^+ + \text{NH}_3$	0,6	0,7	0,8	0,01	0,3	94,9	55,9
K^+	14,9	16,2	16,5	0,2	0,2	98,4	98,7
Na^+	357,3	397,7	431,4	5,6	6,3	98,4	98,2
Mg^{++}	63,3	68,7	58,5	0,5	2,4	99,2	96,2
Ca^{++}	50,5	54,8	86,7	0,4	2	99,2	96
CO_3^{--}	0,3	0,4	0	0	0	100	100
HCO_3^-	134,2	145,4	126	2,3	7,2	98,3	94,6
Cl	688,7	746,8	862,7	9,3	13,5	98,7	98
SO_4^{--}	118,1	128,2	146,6	0,6	2,7	99,5	97,7
SiO_2	0,6	0,7	1	0	0	98,3	100
CO_2	7,4	7,4	7,4	7,3	6,2	1,4	16,4
TDS	1428,5	1559,4	1758	18,9	36,1	98,7	97,5
pH	7,3	7,3	7,4	5,7	5,9	22,1	19,2
ISL	-0,4	-0,3	0,2	-	-		

Fonte: Própria

A concentração de CO_2 apresenta valores próximos para os casos simulado e real no concentrado, assim como o pH. O potássio e sílica para a corrente do permeado. É possível observar variação da concentração de amônia no permeado real está muito acima do teórico. Ocorre variação para o sódio, magnésio, cálcio, bicarbonato, cloreto, sulfato, sílica e sólidos totais dissolvidos.

Observa-se maiores concentração desses componentes presentes na corrente de permeado para alguns analito. Ao comparar esses dados pode-se concluir, verifica-se que apesar de existir diferença entre os dados simulados e os dados reais, quando comparados a taxa de rejeição de sais dos resultados do permeado teórico essa diferença torna-se mínima para a sua grande maioria dos dados.

O ISL real no concentrado mostra uma leve tendência a incrustação na superfície da membrana, no entanto, o simulado contraria a tendência a incrustação e seu valor reflete a uma leve corrosão.

Para a pressão de 9 bar a Tabela 04 mostra os dados do comportamento da membrana de osmose inversa na simulação e na batelada.

Tabela 3: Dados experimentais e simulados para a membrana de osmose inversa sob uma pressão de operação e simulação 9 bar

Nome	Alimentação	Concentrado		Permeado		%TRS	
		Simulado	Real	Simulado	Real	Modelo	Real
NH ₄ ⁺ + NH ₃	1,08	1,24	0,87	0,05	0	95,4	100
K ⁺	3,5	3,88	5	0,03	0,2	99,1	94,3
Na ⁺	236,2	262,16	315	2,31	5,4	99	97,7
Mg ⁺⁺	83,4	92,6	77,7	0,46	0,4	99,4	99,5
Ca ⁺⁺	28,5	31,65	38,5	0,15	2	99,5	93
CO ₃ ⁻⁻	0,54	0,67	0	0	0	100	100
HCO ₃ ⁻	131,77	146,09	136	1,54	4	98,8	97
Cl	537,8	615,29	671	4,31	8,5	99,2	98,4
SO ₄ ⁻⁻	43	47,76	54,4	0,14	2,7	99,7	93,7
SiO ₂	1,7	1,89	2,1	0,01	0	99,4	100
CO ₂	3,92	3,97	9,2	3,83	5,52	2,3	-40,8
TDS	1067,49	1203,21	1330,3	8,98	24,1	99,2	97,7
pH	7,6	7,63	7,6	5,82	5,8	23,4	23,7
ISL	-0,45	-0,33	0,1	-	-		

Fonte: Própria

É possível observar que os valores da taxa de rejeição de sais estão próximos, embora, exista variação entre os mesmos. Para o CO₂ verificar uma maior variação isso devido o software calcular a concentração por meio do equilíbrio e não pelo total que é o que está presente na forma livre na água.

O pH é outro parâmetro que está com uma elevada variação comparando o dado simulado ao experimental, o ISL real mostra uma leve tendência a incrustação na superfície da membrana, no entanto, o simulado contraria a tendência a incrustação e seu valor reflete a uma leve corrosão.

Na Tabela 5, é possível avaliar o comportamento do estudo dos parâmetros físico-químicos para a pressão de 11 bar:

Tabela 4: Dados experimentais e simulados para a membrana de osmose inversa sob uma pressão de operação e simulação de 11 bar

Nome	Alimentação	Concentrado		Permeado		%TRS	
		Simulado	Real	Simulado	Real	Modelo	Real
NH_4^+ NH_3	0,8	0,95	1,2	0,03	0	96,3	100
K^+	4	4,56	5,3	0,03	0,1	99,3	97,5
Na^+	269,4	306,96	324,6	2,27	5,5	99,2	98
Mg^{++}	29,1	33,17	82,8	0,13	1	99,6	96,6
Ca^{++}	39,5	45,03	86	0,18	2	99,5	94,9
CO_3^{--}	0,51	0,67	0	0	0	100	100
HCO_3^-	134,21	152,73	178	1,38	4,8	99	96,4
Cl	447,3	525,77	759,7	3,43	9,2	99,2	97,9
SO_4^{--}	48	54,73	57,2	0,14	3,3	99,7	93,1
SiO_2	1,7	1,94	1,9	0,01	0	99,4	100
CO_2	4,11	4,17	10,12	4,01	7,73	2,4	-88,1
TDS	974,53	1126,48	1535,9	7,58	27	99,2	97,2
pH	7,6	7,64	7,5	5,75	5,9	24,3	22,4
ISL	-0,3	-0,15	0,45	-	-		

Fonte: Própria

Avaliando os dados reais e simulados para a pressão de 11 bar, é possível concluir que ambos, mantêm uma certa concordância entre os mesmos, havendo apenas uma grande variação para o CO_2 isso devido o software calcular a concentração por meio do equilíbrio e não pelo total que está presente na forma livre na água.

O índice de saturação de Langelier (ISL) simulado apresenta um valor negativo sendo ótimo devido indicar a não tendência a incrustação já o real expressa um valor positivo indicando tendência a incrustação.

A Tabela 6 mostra os dados da taxa de rejeição de sais e variação de parâmetros estudados no experimento e simulação, para a alimentação, concentrado e permeado.

Tabela 5: Dados experimentais e simulados para a membrana de osmose inversa sob uma pressão de operação e simulação de 13 bar

Nome	Alimentação	Concentrado		Permeado		%TRS	
		Simulado	Real	Simulado	Real	Modelo	Real
$\text{NH}_4^+ + \text{NH}_3$	0,52	0,65	0,56	0,02	0	96,2	100
K^+	3	3,62	9,7	0,02	0	99,3	100
Na^+	198,3	239,2	344,9	1,4	0,7	99,3	99,6
Mg^{++}	45,6	55,03	88,8	0,19	0,5	99,6	98,9
Ca^{++}	25	30,17	47	0,1	0,2	99,6	99,2
CO_3^{--}	0,52	0,76	0	0	0	100	100
HCO_3^-	111,03	133,64	115	1,03	3,6	99,1	96,8
Cl^-	385,2	472,36	750,8	2,31	7,1	99,4	98,2
SO_4^{--}	40,8	49,25	60	0,11	2,7	99,7	93,4
SiO_2	3,2	3,86	5,5	0,02	0,3	99,4	90,6
CO_2	2,7	2,8	11,96	2,61	11,04	3,3	-308,9
TDS	813,17	988,55	1469,2	5,18	15,9	99,4	98
pH	7,7	7,75	7,7	5,81	5,8	24,5	24,7
ISL	-0,45	-0,24	0,5	-	-		

Conforme observa-se sob uma pressão de 13 bar a taxa de rejeição dos elementos químicos, tanto os dados simulados quanto os dados teóricos estão com valores próximos de ou até mesmo 100% de rejeição de sais, assim como os demais parâmetros estão com valores próximos, as exceções são: o CO_2 por motivos já mencionados anteriormente e o ISL possivelmente pelo fato da contribuição da concentração total em seu valor e a influência da temperatura.

No geral, a variação na concentração dos dados observados na corrente de permeado e do concentrado, podem estar relacionados a idade da membrana, muito embora seja devido a pressão de operação ser relativamente baixa, mas é possível que haja uma maior passagem de sais para o permeado que ocasiona uma maior concentração de componentes.

4.1.1 Resultados experimentais e simulados para 13 e 15 bar, usando água de poço.

Para este experimento, estudou-se o comportamento da membrana de osmose inversa para uma mistura de água de poço/água de abastecimento que a partir das análises físico-químicas. Alimentou o *software* ROSA® que calculou uma pressão de 13 bar. A Tabela 7, mostra o comportamento da simulação e do experimento utilizando a mesma pressão. Dados experimentais e simulados para a membrana de osmose inversa sob uma pressão de operação e simulação de 13 bar.

Tabela 6: Dados experimentais e simulados para a membrana de osmose inversa sob uma pressão de operação e simulação de 13 bar

Nome	Alimentação	Concentrado		Permeado		%TRS	
		Simulado	Real	Simulado	Real	Modelo	Real
NH ₄ ⁺ + NH ₃	0	0	0	0	0	0	0
K ⁺	6,3	7,46	9,6	0,05	0	99,2	100,0
Na ⁺	505,9	699,25	774,9	5,47	12	98,9	97,6
Mg ⁺⁺	105,75	124,36	249,5	0,43	0,7	99,6	99,3
Ca ⁺⁺	72	85,28	97,5	0,28	0,1	99,6	99,9
CO ₃ ⁻⁻	44	1,46	56	0	0	100,0	100,0
HCO ₃ ⁻	175	245,24	218	2,29	4	98,7	97,7
Cl	1210	1432,5	1573	8,49	0	99,3	100,0
SO ₄ ⁻⁻⁻⁻	221,47	262,28	243,9	0,65	10,3	99,7	95,3
SiO ₂	10,12	11,99		0,05		99,5	100,0
CO ₂	14,72	6,76	18,8	6,4	13,8	56,5	6,3
TDS	2376	3043,08	3249,7	17,71	27,9	99,3	98,8
pH	7,6	7,6	7,7	5,76	5,8	24,2	23,7
ISL	0,05	0,38	0,5	-	-		

O estudo do comportamento dos parâmetros acima mostrados nessa tabela, evidenciou uma boa correlação entre os dados, mostrando-se eficiente na remoção de sais e concordantemente semelhante ao dado fornecido pelo fabricante que é de 99,5 % para o sódio, o valor real obtido nesse experimento foi de 97,6 %.

A Tabela 8 mostra a variação dos dados simulados e teóricos para a pressão de 15 bar, usando apenas água de poço

Tabela 7: Dados experimentais e simulados para a membrana de osmose inversa sob uma pressão de operação e simulação de 15 bar

Nome	Alimentação	Concentrado		Permeado		%TRS	
		Simulado	Real	Simulado	Real	Modelo	Real
$\text{NH}_4^+ + \text{NH}_3$	0	0	0	0	0	0	0
K	9,4	11	10	0,31	0	96,7	100,0
Na	1219,9	1433,48	1555,9	9,52	16,8	99,2	98,6
Mg	120	141,18	118,8	0,47	1,5	99,6	98,8
Ca	72	84,66	108	0,27	1,5	99,6	97,9
CO_3	32	3,61	42	0	0,2	100,0	99,4
HCO_3	308	440	488	3,38	1,8	98,9	99,4
Cl	1622,4	2265,8	2036,5	13,97	32	99,1	98,0
SO_4	295,3	347,26	355,9	0,84	20,9	99,7	92,9
SiO_2	13,5	15,87		0,07		99,5	100,0
CO_2	55,2	9,66	64,4	9,1	34,5	83,5	37,5
TDS	3734	4751,08	4806,4	29,51	74,9	99,2	98,0
pH	7,6	7,63	7,7	5,76	5,7	24,2	25,0
ISL	0,36	0,54	0,82	-	-		

Avaliando os dados constata-se uma variação maior na taxa de rejeição de sais, isso ocasionado pela alta pressão que acarreta numa maior força motriz e consequentemente há uma maior passagem de sais para o permeado, isso fica evidente para o sódio e sulfato.

A concentração de CO_2 sofre elevada variação como citado no item 4.1 como ocorre para a maioria das bateladas. O maior problema nessa batelada que fica evidente é o valor do ISL que em ambos os dados se apresentam

positivos, indicando tendência de incrustação pelo carbonato de cálcio na membrana.

Ao avaliar as duas bateladas conclui-se que os resultados são satisfatórios para a maioria dos parâmetros estudados, no entanto, verifica-se que há tendência a incrustação para a água estudada, necessitando de pré-tratamento químico.

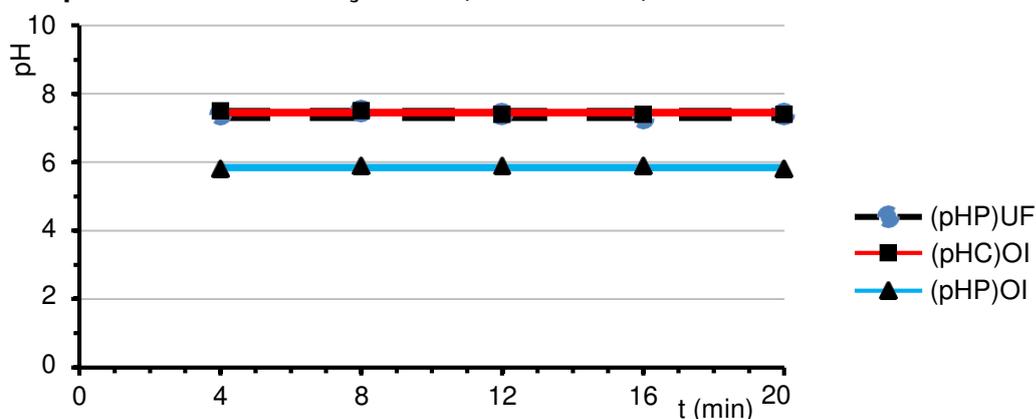
4.2 RESULTADOS DE pH EM FUNÇÃO DO TEMPO EM DIFERENTES PRESSÕES DE ALIMENTAÇÃO PARA A MEMBRANA DE OSMOSE INVERSA, E NA TORRE DE RESFRIAMENTO.

4.2.1 Resultados de pH para a membrana de osmose inversa em diferentes pressões e torre de resfriamento, utilizando água de boqueirão.

Entre os vários parâmetros físico-químicos o pH indica a acidez ou basicidade. É portanto, fundamental monitorar o pH de águas de dessalinização principalmente devido a presença de CO_2 que causa a diminuição do valor do pH.

A Figura 13 a seguir, mostra a variação do pH do permeado para membrana de ultrafiltração, e a variação do concentrado e o permeado da membrana de osmose inversa. Para todos os experimentos as coletas foram realizadas após o tempo de 4 minutos do início da batelada. A função da membrana de ultrafiltração para sistema de (UF/OI) é de pré-tratamento.

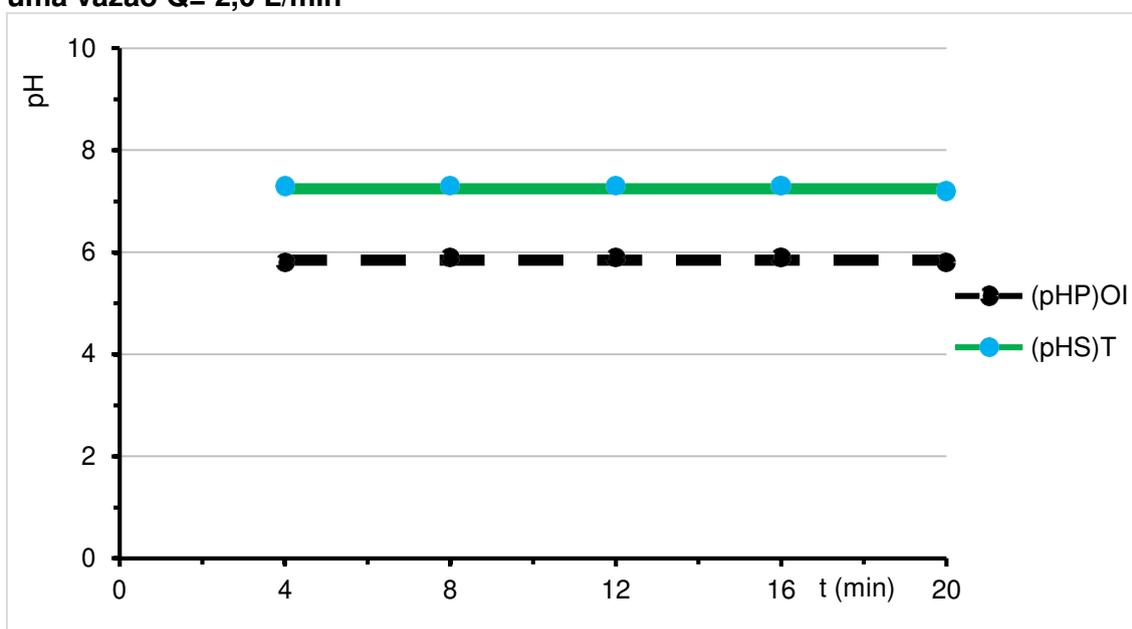
Figura 13: Variação do pH em função do tempo para a membrana de (OI) sob uma pressão de alimentação de 6,0 bar e $Q= 2,0$ L/min



Observa-se que houve um comportamento constante para todas as correntes, isso mostra que o sistema é estável, pois não evidencia nenhuma diferença significativa para o sistema em estudo, no entanto, é verificado que o pH do permeado da (OI) está variando de 5,8 a 5,9 um pH ácido, nesse caso, está fora dos limites estabelecidos pela legislação vigente, que é a portaria MS N° 2.914/2011 do ministério da saúde que estabelece uma faixa de pH da água para consumo Humano entre 6,0 à 9,5 (Brasil. Ministério da Saúde. 2011)

A Figura 14 mostra a variação do pH para torre de resfriamento. :

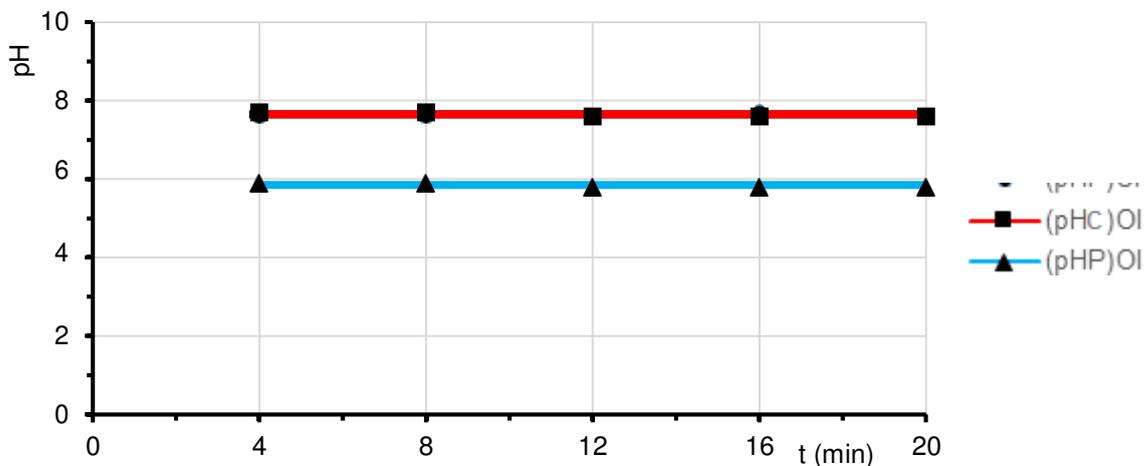
Figura 14 Variação de pH em função do tempo para a torre de resfriamento sob uma vazão $Q= 2,0$ L/min



Observa-se na Figura 14 que o pH no permeado ao longo do experimento mantém-se abaixo de 6, contudo, é observado que a água após passar pela torre sai com um pH ótimo acima de 7, a torre mostra-se eficiente para uma função atípica de sua utilização própria.

A figura 15 mostra a variação do pH do permeado da membrana de ultrafiltração evidenciado pela linha tracejada e a variação do concentrado e o permeado da membrana de osmose inversa, para uma pressão de alimentação de 9 bar.

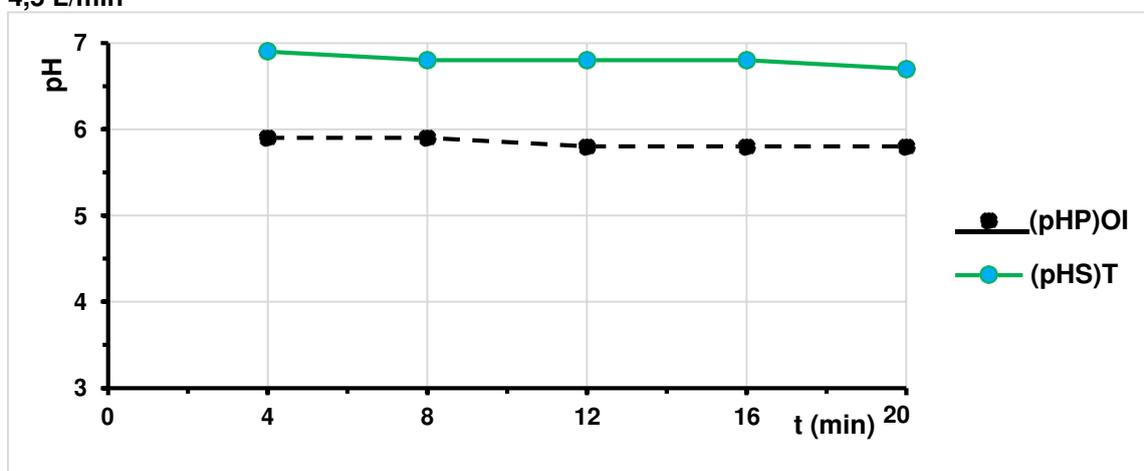
Figura 15: Variação do pH em função do tempo para a membrana de (OI) a uma pressão de alimentação de 9,0 bar e a vazão $Q= 4,5$ L/min



Verifica-se que há um comportamento constante do pH para a alimentação do sistema, concentrado e permeado, evidenciando que o sistema se manteve estável pois não há nenhuma diferença significativa para o sistema em estudo. No entanto, ocorre uma diminuição de pH do permeado da (OI) está variando de 5,8 a 5,9 um pH ácido, nesse caso, fora dos limites estabelecidos pela legislação vigente, que estabelece uma faixa de pH da água para consumo Humano entre 6 à 9,5 (Brasil. Ministério da Saúde. 2011).

A solução encontrada para elevar o pH foi através da torre de resfriamento, caracterizando um tratamento físico, a Figura 16 a seguir mostra a diferença entre o pH da do permeado da osmose inversa que tem um valor ácido para um valor próximo a neutralidade após passar pela torre, destacando a eficiência e não uso de reagentes químicos para elevar o pH.

Figura 16 Variação do pH em função do tempo na torre de resfriamento há uma vazão de 4,5 L/min



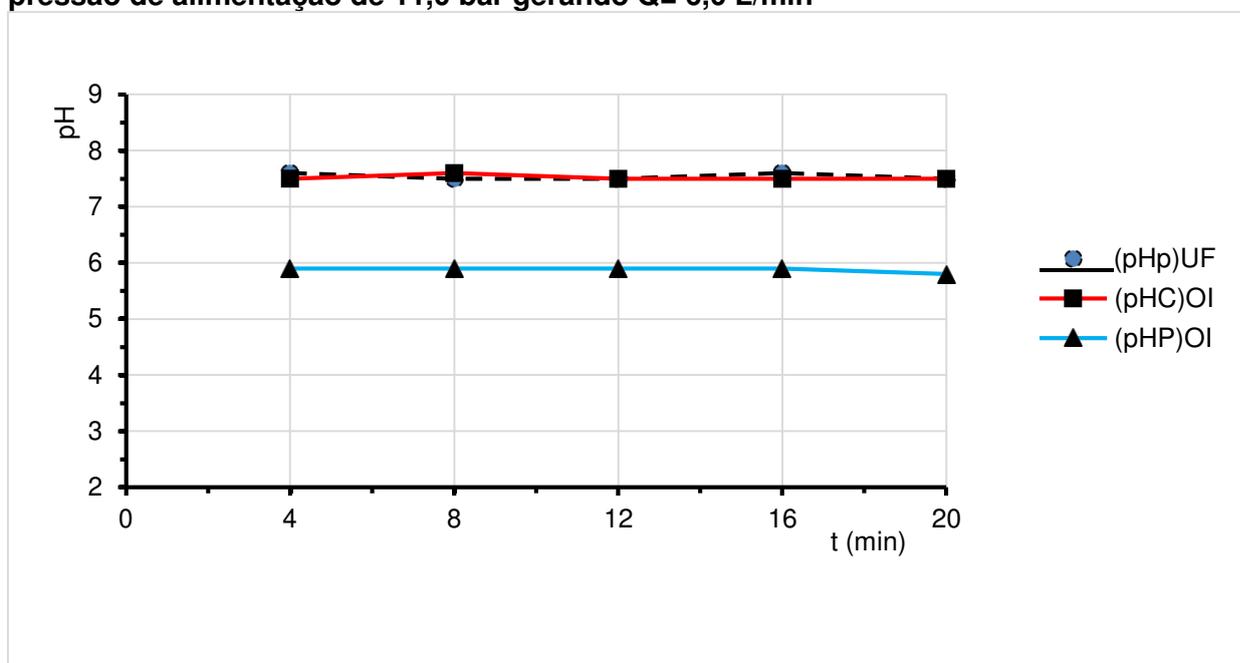
É possível visualizar que há a elevação do pH por meio da torre, saindo de um meio ácido para próximo a neutralidade, configurando uma água com um pH ótimo para o consumo humano.

Avaliação da análise de variação do pH para a pressão de 11 bar de alimentação da membrana de osmose inversa, com o pH=7,6 da água de alimentação do sistema (UF/OI). A Figura 17 a seguir, mostra a variação do pH do permeado da membrana de Ultrafiltração alimentando a membrana de osmose inversa e a variação dos respectivos concentrado e o permeado da mesma.

Verifica-se que há um comportamento constante do pH para a alimentação do sistema, concentrado e permeado, evidenciando que o sistema se manteve estável pois não há nenhuma diferença significativa para o sistema em estudo, no entanto, ocorre uma diminuição de pH do permeado da (OI) está variando de 5,8 a 5,9 um pH ácido.

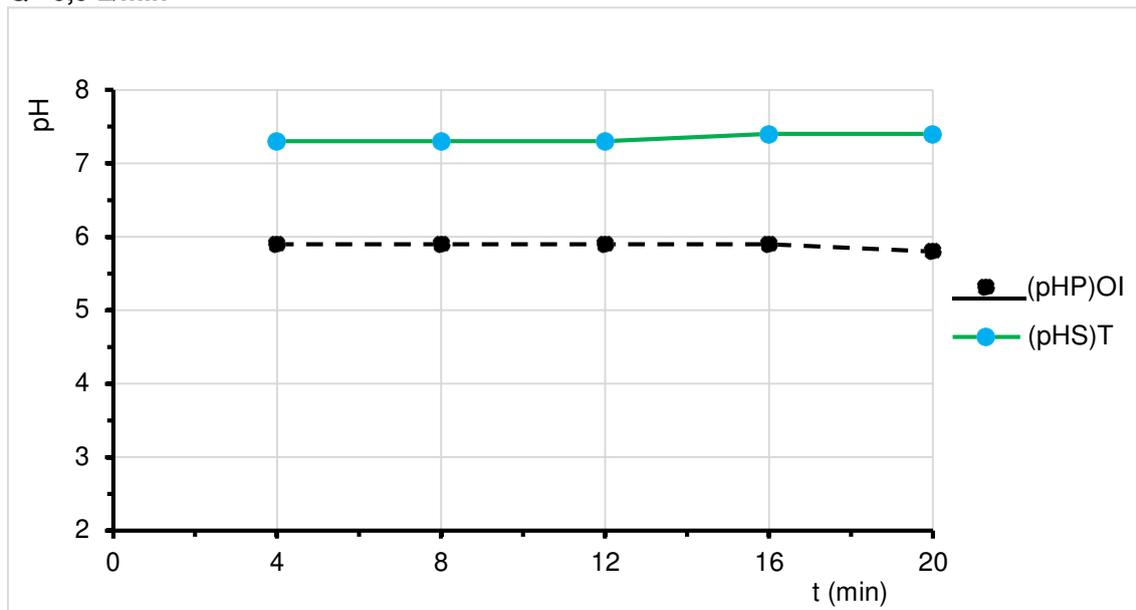
Nesse caso, fora dos limites estabelecidos pela legislação vigente, já citada.

Figura 17: Variação do pH em função do tempo para a membrana de (OI) a uma pressão de alimentação de 11,0 bar gerando Q= 6,0 L/min



Na figura 18 mostra a variação do pH para torre de resfriamento há uma vazão Q=6,0 L/min

Figura 18: Variação do pH em função do tempo na torre de resfriamento sob uma vazão $Q= 6,0$ L/min



Ao analisar a Figura 18, é possível visualizar que o valor do pH menor que 6, na corrente do permeado da OI que alimenta a torre de resfriamento permanece quase que constante ao longo do experimento variando o valor de pH apenas para o último tempo de coleta em 20 minutos, assim como o valor do pH maior que 7 após passar pela torre de resfriamento, variando nos dois últimos tempos de coleta em 16 e 20 minutos.

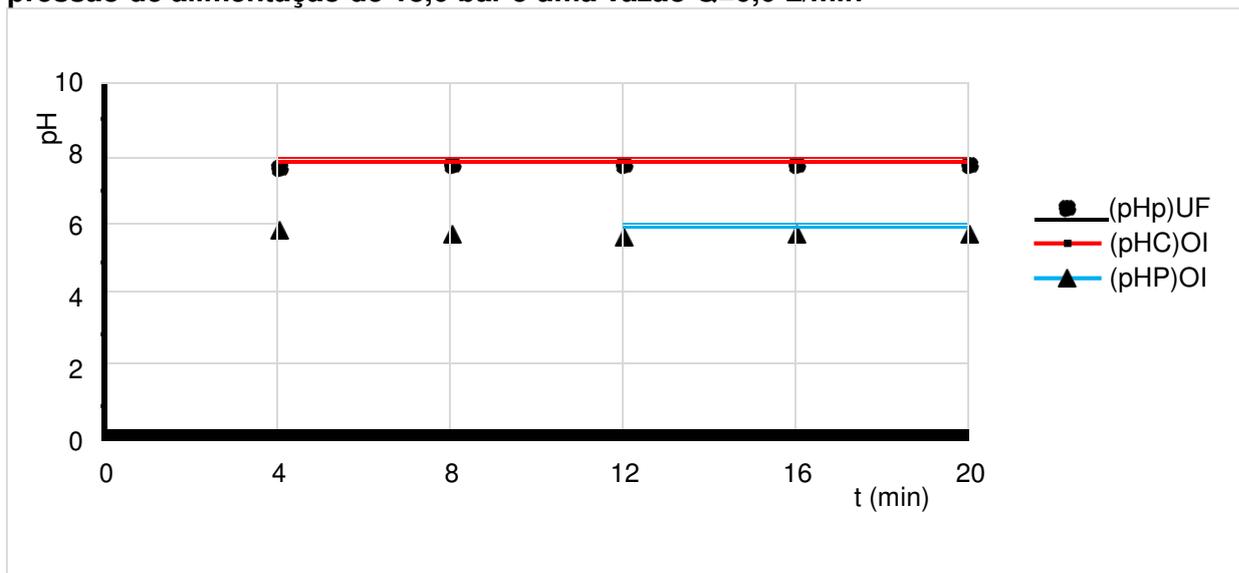
Observa-se que enquanto o pH do permeado da OI permanece menor que 6 ao longo do experimento o pH da saída da torre eleva-se para um valor de pH acima de 7. Resultando em um ótimo desempenho da torre na elevação de pH.

A Figura 19 abaixo, mostra a variação do pH do permeado da membrana de Ultrafiltração alimentando a membrana de osmose inversa e a variação dos respectivos concentrado e o permeado da mesma.

Verifica-se que há um comportamento constante para a alimentação do sistema, concentrado e permeado, evidenciando que o sistema se manteve estável pois não há nenhuma diferença significativa para o sistema em estudo, no entanto, ocorre uma diminuição de pH do permeado da (OI) ocorre uma variação de 5,7 a 5,9 um pH ácido.

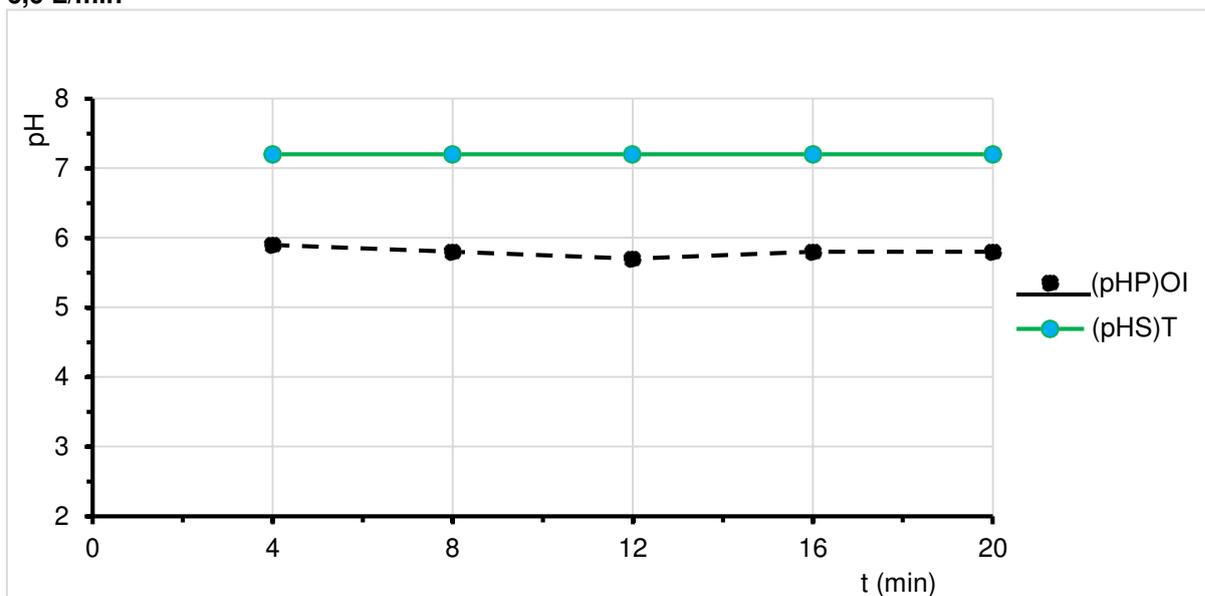
Nesse caso, fora dos limites estabelecidos pela legislação vigente, que é a portaria MS N° 2.914/2011 do ministério da saúde que estabelece uma faixa de pH da água para consumo Humano entre 6 à 9,5 (Brasil. Ministério da Saúde. 2011).

Figura 19: Variação do pH em função do tempo para a membrana de (OI) a uma pressão de alimentação de 13,0 bar e uma vazão $Q=6,0$ L/min



Para a pressão de 13 bar o comportamento dos valores de pH do permeado da membrana de osmose inversa e da saída da torre é mostrado a seguir na Figura 20, que mostra o comportamento pH no decorrer dos 20 minutos que foi o tempo adotado para a batelada.

Figura 20: Variação do pH em função do tempo na torre de resfriamento há uma vazão de 6,0 L/min



Verifica-se que o pH do permeado da OI mantém-se abaixo de 6 durante toda a batelada, e elevado a valores acima de 7 na saída da torre.

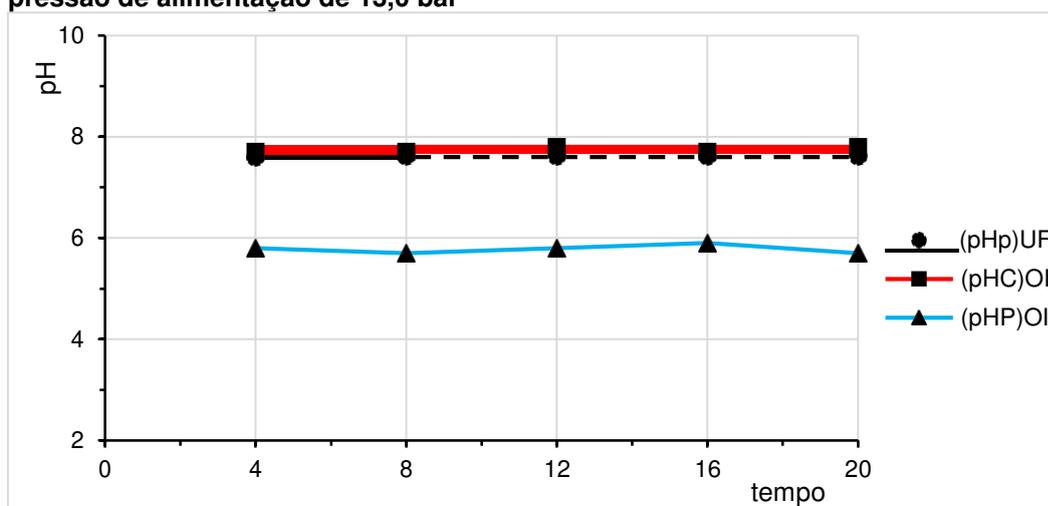
Analisando o comportamento do estudo do pH para as quatro bateladas variando a pressão de alimentação da membrana de osmose inversa para 6, 9, 11, 13 bar, houve uma adequação substancial na qualidade da água pela elevação do pH, por meio da aeração da água na torre de resfriamento.

Verificou-se ainda que em todos os experimentos o pH do permeado da OI manteve-se abaixo da faixa limite estabelecido pelo ministério da saúde que é de 6,0 à 9,5. Muito embora, após passar pela torre elevou-se todos para próximo de 7,0 em todas as bateladas.

4.2.2 Resultados de pH para a membrana de osmose inversa em diferentes pressões e torre de resfriamento, usando água de poço.

A Figura 21 mostra o comportamento do pH ao longo de 20 minutos do permeado da membrana de ultrafiltração, do concentrado e do permeado da membrana de osmose. Nesse experimento, usou-se uma mistura de água de poço com água de abastecimento na proporção 1:1.

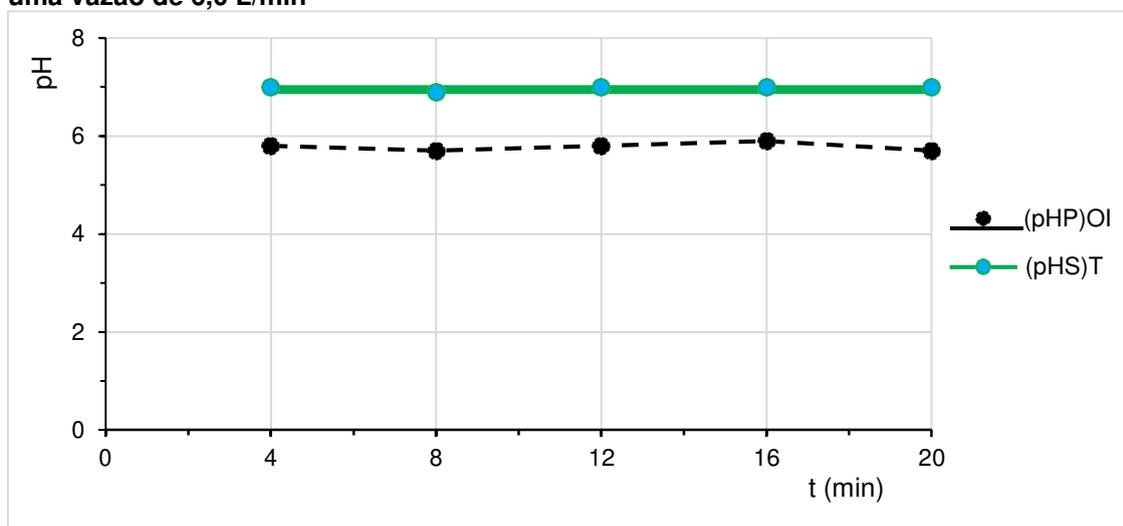
Figura 21: Comportamento do pH em função do tempo para a membrana de (OI) a uma pressão de alimentação de 13,0 bar



Analisando o pH do permeado da membrana de ultrafiltração inicialmente observa um valor de 7,6 com comportamento semelhante ao do concentrado da membrana de OI, ao longo de todo o experimento. O permeado da OI apresenta valores abaixo de 6 dessa maneira é verificada uma inconformidade para a água do permeado necessitando de um pós-tratamento.

A Figura 22 a seguir mostra o comportamento do pH na torre de resfriamento em há uma vazão $Q= 6 \text{ L/min}$, ao longo do experimento mostra as correntes do permeado da membrana de Osmose Inversa que alimenta a torre de resfriamento, e a corrente de saída da torre de resfriamento.

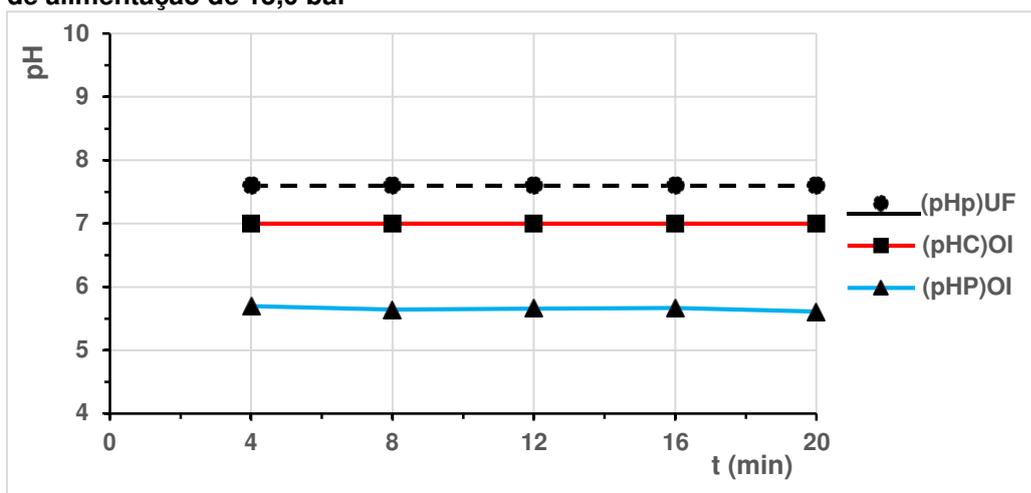
Figura 22: Figura 20: Variação do pH em função do tempo na torre de resfriamento sob uma vazão de 6,0 L/min



O pós-tratamento ou tratamento aplicado pela torre de resfriamento causou um efeito importante, visto que uma água que estava com pH abaixo de 6 elevou para próximo a 7, sem a necessidade de adição de reagentes químicos que é um fato de grande relevância.

Para a pressão de 15 bar a Figura 23 a seguir, mostra o comportamento do pH ao longo de 20 minutos do permeado da membrana de ultrafiltração, do concentrado e do permeado da membrana de osmose. Nesse experimento, usou somente água de poço.

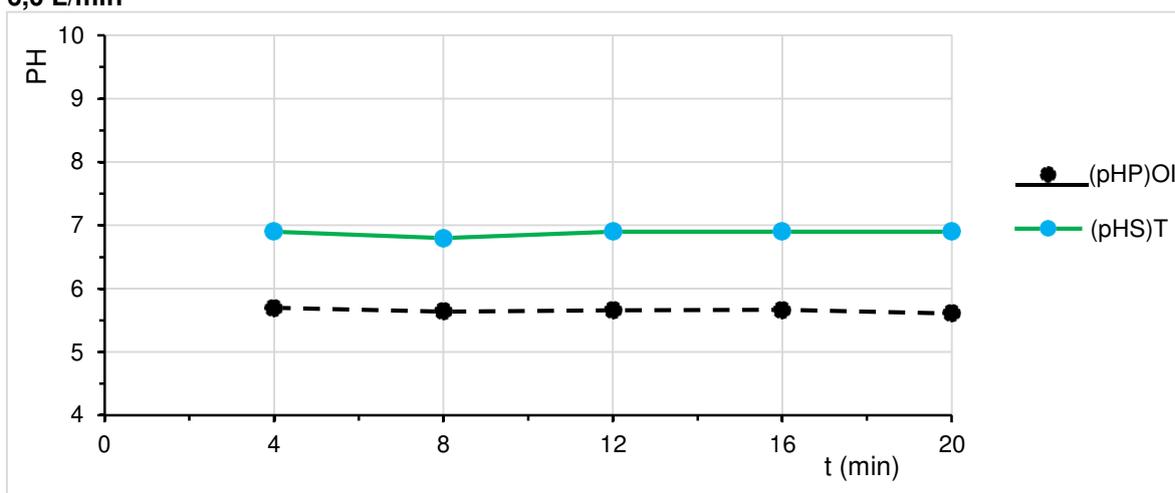
Figura 23: Variação do pH em função do tempo para a membrana de (OI) a uma pressão de alimentação de 15,0 bar



Conforme Figura 23 observa-se que houve uma variação mais acentuada, onde o pH do permeado UF está maior que o concentrado da OI, e o pH do permeado da OI está próximo de 5,5 evidenciando uma maior concentração de CO_2 na presente água estudada.

A Figura 24 a seguir, mostra o comportamento do pH no tempo para a entrada e saída da torre de resfriamento sob uma vazão $Q = 6,0 \text{ L/min}$.

Figura 24: Variação do pH em função do tempo na torre de resfriamento há uma vazão de 6,0 L/min



Ao longo do experimento é visto que o pH da saída torre está próximo de 7, caracterizando com um bom pós-tratamento, pois o pH da água de

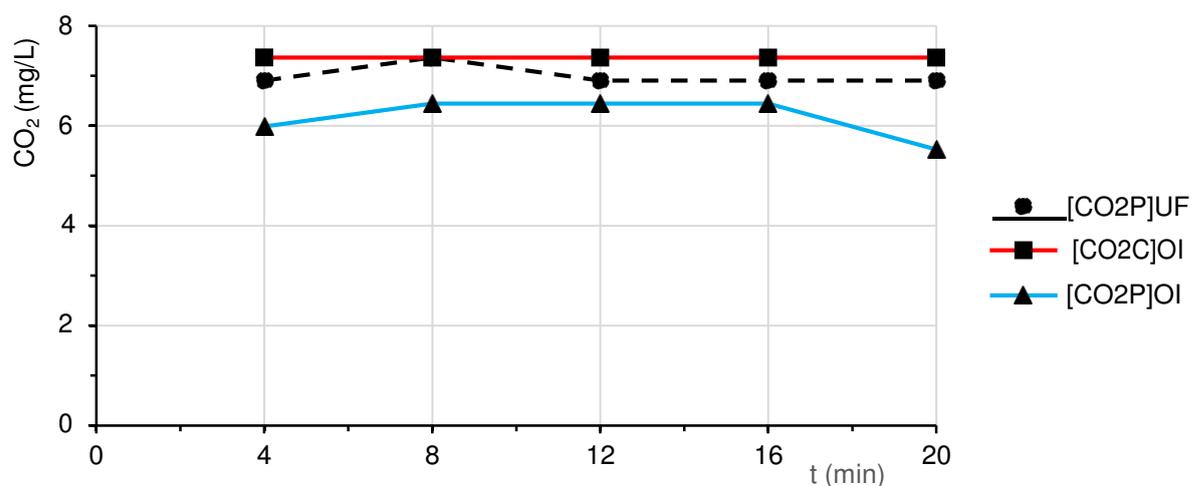
alimentação está com valores de 5,6, 5,7 e de forma que ao passar pelo fluxo de ar na torre de resfriamento há a remoção de CO_2 e o pH é elevado.

4.3 RESULTADOS DA CONCENTRAÇÃO DE CO_2 EM FUNÇÃO DO TEMPO PARA O SISTEMA (UF/OI) EM PRESSÕES DIFERENTES, E NA TORRE DE RESFRIAMENTO

A alcalinidade ou acidez da água depende de sua composição em termos de concentração de sais presentes, pois os sais influenciam na sua qualidade e afetam principalmente a elevação do pH tornando-a alcalina. A acidez está diretamente ligada a concentração de dióxido de carbono e seus percussores que são o carbonato e bicarbonato que a depender do pH favorece ou não a sua dissociação em meio aquoso, sendo ilustrada essa dissociação pela Figura 5 discutida no Capítulo II na fundamentação, onde mostra que sua dissolução em água transforma em ácido carbônico H_2CO_3 . A ficha técnica da torre de resfriamento encontra-se no **apêndice E**.

A Figura 25 mostra o perfil de concentração de CO_2 em (mg/L) do concentrado e permeado da membrana de osmose inversa sendo alimentada pelo permeado da membrana de para uma pressão de alimentação da membrana de 6,0 bar para a (OI).

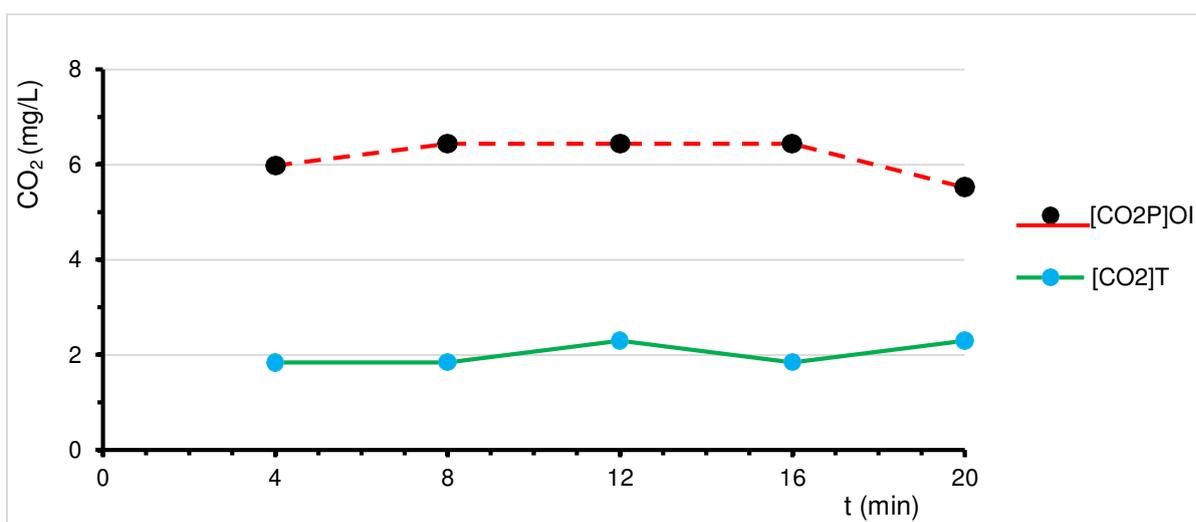
Figura 25: Variação da concentração de CO_2 em função do tempo para a membrana de osmose inversa a pressão de 6 bar do permeado da membrana de ultrafiltração



Verifica-se uma pequena diferença da concentração de CO_2 do concentrado em relação ao permeado, provocado provavelmente pela separação de CO_2 fazendo com que ocorra uma maior concentração de no concentrado e uma menor concentração no permeado, não obstante, a menor concentração de CO_2 provoca um maior impacto no pH, pois devido a retirada praticamente total dos sais e prevalece pH ácido do equilíbrio químico ser favorável ao ácido carbônico, embora acarrete uma diminuição de pH da água do permeado.

A Figura 26 mostra a variação da concentração de CO_2 na entrada e saída da torre de resfriamento:

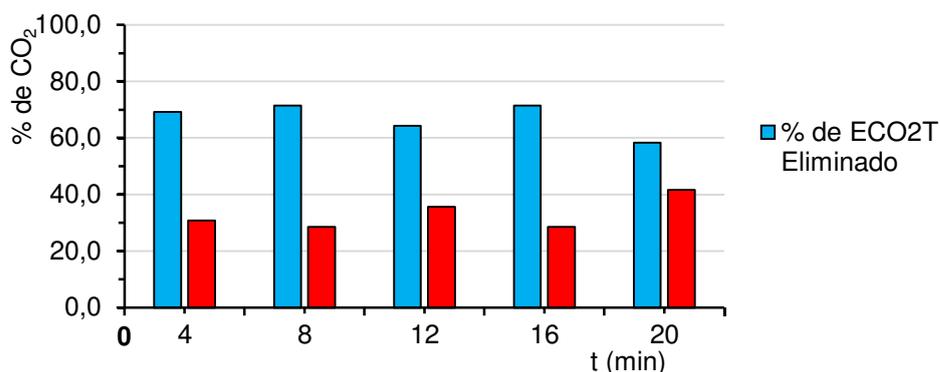
Figura 26: Variação da concentração de CO_2 na entrada e na saída da torre em função do tempo para uma e uma vazão $Q= 2,0 \text{ L/min}$ na entrada da torre



Ao analisar a figura acima comprova-se uma remoção parcial de CO_2 , causado pelo fluxo de ar oposto a corrente do permeado da osmose inversa. Removendo de aproximadamente 6 mg/L para 2 mg/L, em termos percentuais corresponde a uma remoção percentual média de cerca de 66%.

É possível observar na Figura 27 o percentual de remoção e resíduo de CO_2 pela torre.

Figura 27: Variação de CO₂ em função do tempo no (permeado da OI /saída da torre) , a uma vazão de 2,0 L/min na entrada da torre

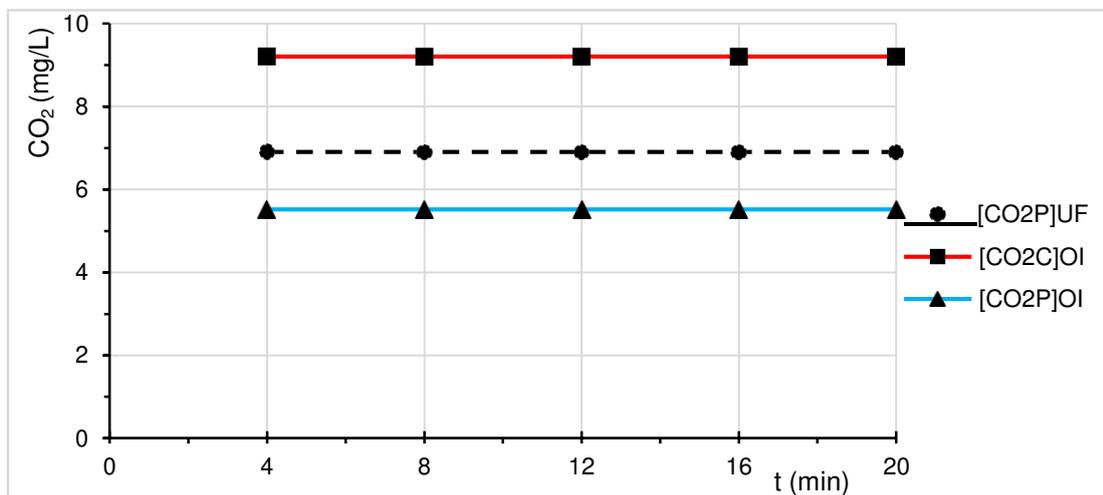


A torre removeu parcialmente a concentração de CO₂ entre 58 a 70%, um valor suficientemente expressivo, que como relatado anteriormente mais que suficiente para elevar o pH a faixa regulamentada.

A Figura 28 mostra o comportamento da concentração do CO₂ para o permeado da ultrafiltração alimentando a membrana de osmose inversa gerando-a o permeado e o concentrado, para uma pressão de alimentação de 9 bar.

Figura 28: Variação da concentração de CO₂ em função do tempo para a membrana de Osmose Inversa a pressão de 9 bar

Fonte: Dados

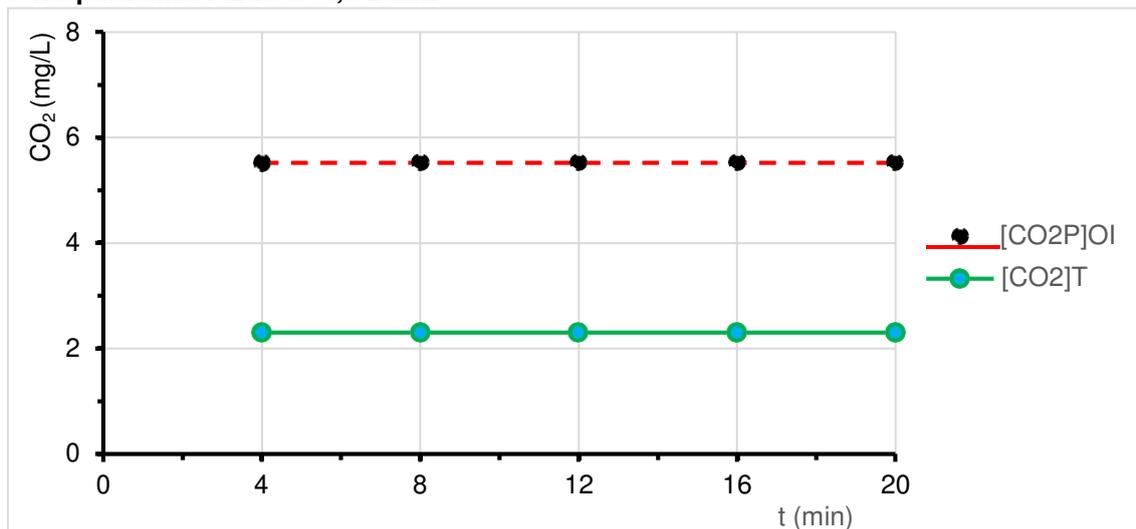


Observa-se um comportamento constante da concentração de CO₂ para a alimentação, o concentrado e o permeado durante a batelada, no entanto, mostra uma maior diferença entre a concentração do dióxido de carbono no

permeado e no concentrado, isso decorre da separação do gás via osmose inversa.

A Figura 29 mostra a concentração de CO_2 versus tempo na entrada e saída da torre de resfriamento para a alimentação e a saída.

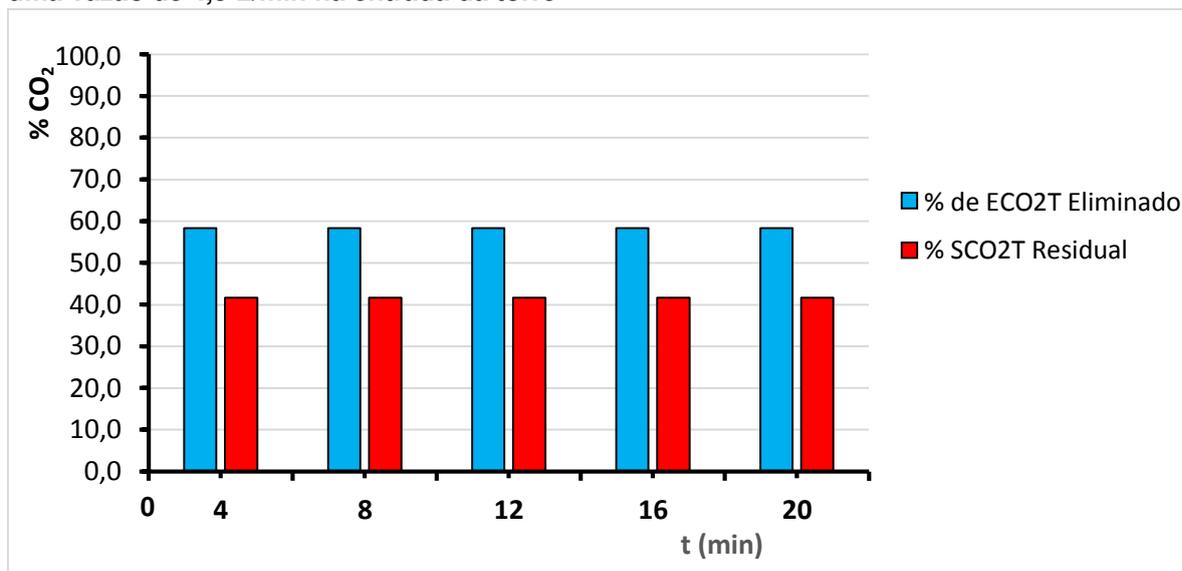
Figura 29: Variação da concentração de CO_2 em função do tempo na entrada e saída da torre para uma vazão $Q=4,5$ L/min



Verifica-se uma remoção na concentração de CO_2 de aproximadamente 6 mg/L para cerca de 2 mg/L, mesmo com essa concentração baixa o pH esteve abaixo de 6 durante essa batelada.

É possível observar na Figura 30, a seguir, o percentual de remoção de CO_2 pela torre de resfriamento.

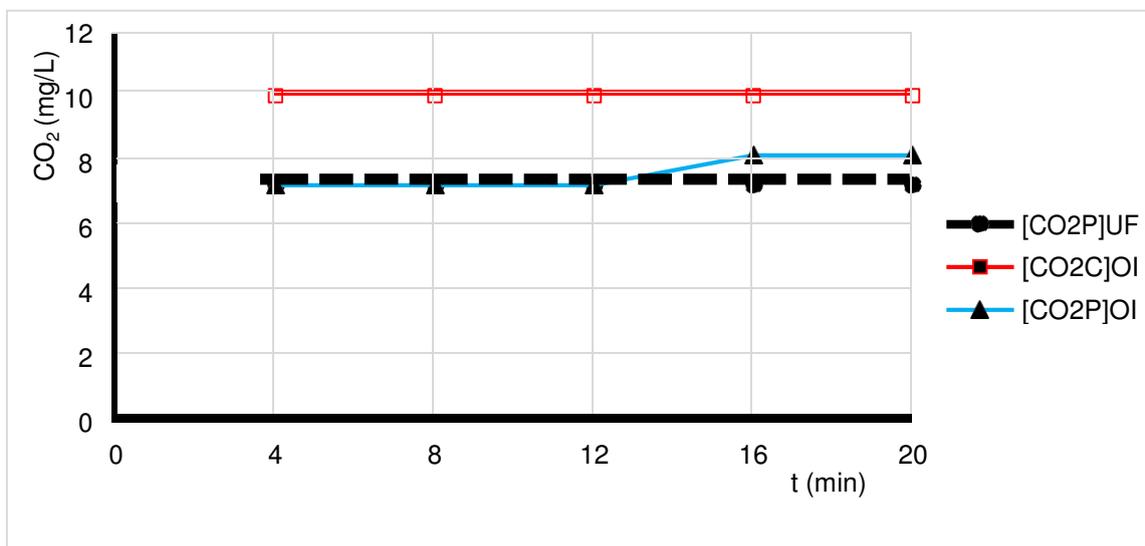
Figura 30: Variação de CO_2 em função do tempo no (permeado da OI /saída da torre) , a uma vazão de 4,5 L/min na entrada da torre



Analisando a figura acima observa uma variação média de remoção de aproximadamente 60% e complementarmente a esse valor cerca de 40 % de CO_2 residual permaneceu após a passagem pela torre de resfriamento.

A Figura 31 mostra a variação da concentração do CO_2 ao longo da batelada da concentração de dióxido de carbono nas correntes de alimentação, concentrado e permeado, quando se usa uma pressão de alimentação da membrana de 11 bar.

Figura 31: Variação da concentração de CO_2 em função do tempo para uma pressão de 11,0 bar do permeado da membrana de ultrafiltração alimentando a membrana de (OI) gerando seu concentrado e permeado



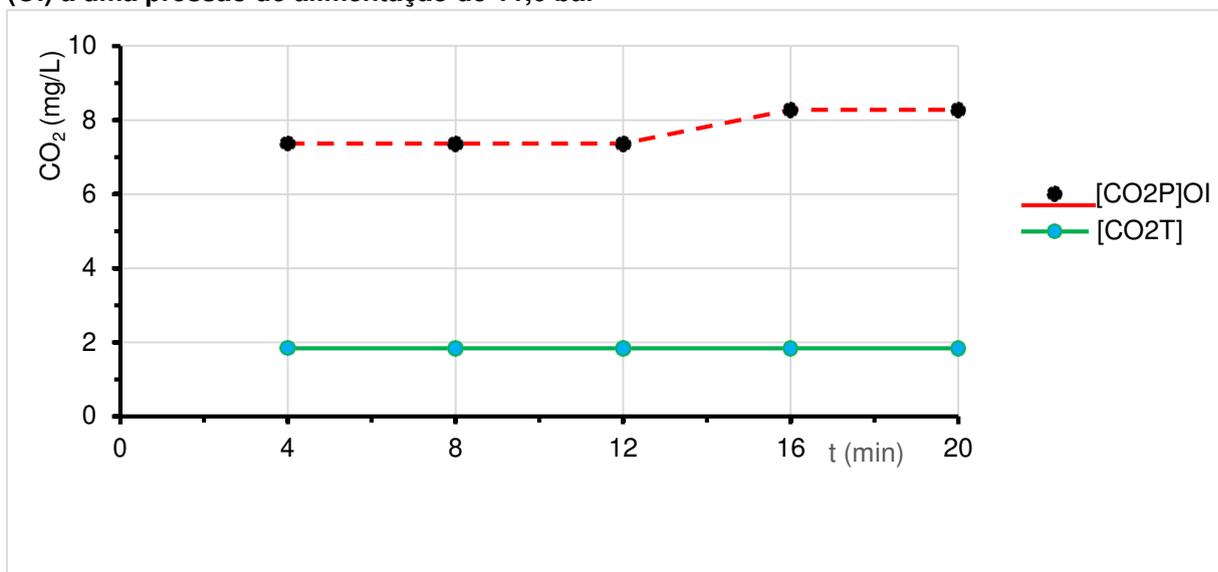
A avaliação do comportamento da concentração de CO_2 para a pressão de 11 bar, mostra que o permeado da UF que é a corrente de alimentação da membrana de osmose inversa permaneceu constante ao longo do tempo, assim como o concentrado da osmose inversa.

Mas o permeado da OI embora tenha uma concentração menor de CO_2 , a diferença é relativamente pequena ficando menor que 2 mg/L entre o concentrado e o permeado, isso devido $Q = 6 \text{ L/min}$ ou 360 L/hora , que está próximo da vazão máxima de operação que é $Q = 380 \text{ L/h}$ o que gera uma maior pressão e conseqüentemente maior passagem de sais e CO_2 para o permeado ocasionando em uma maior concentração de CO_2 no permeado.

Na torre de resfriamento a variação da concentração de CO_2 em (mg/L) foi substancial de forma a elevar o pH a valores que estão dentro da potabilidade estabelecida para qualidade de água. Figura 32 mostra a remoção de pela torre

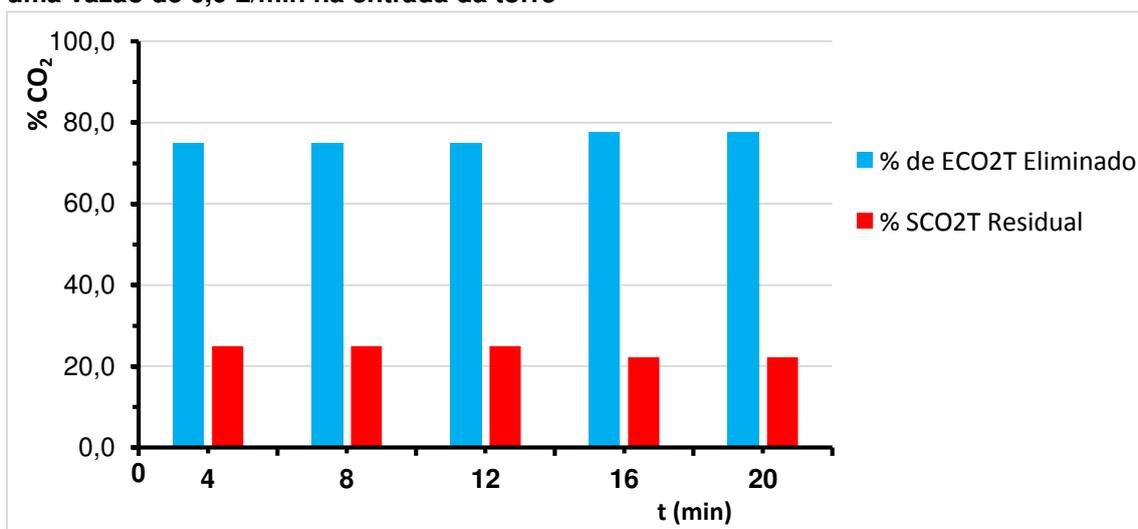
para uma pressão de alimentação da membrana de osmose inversa de 11 bar gerando $Q = 6,0$ L/min.

Figura 32: Variação da concentração de CO_2 em função do tempo para a membrana de (OI) a uma pressão de alimentação de 11,0 bar



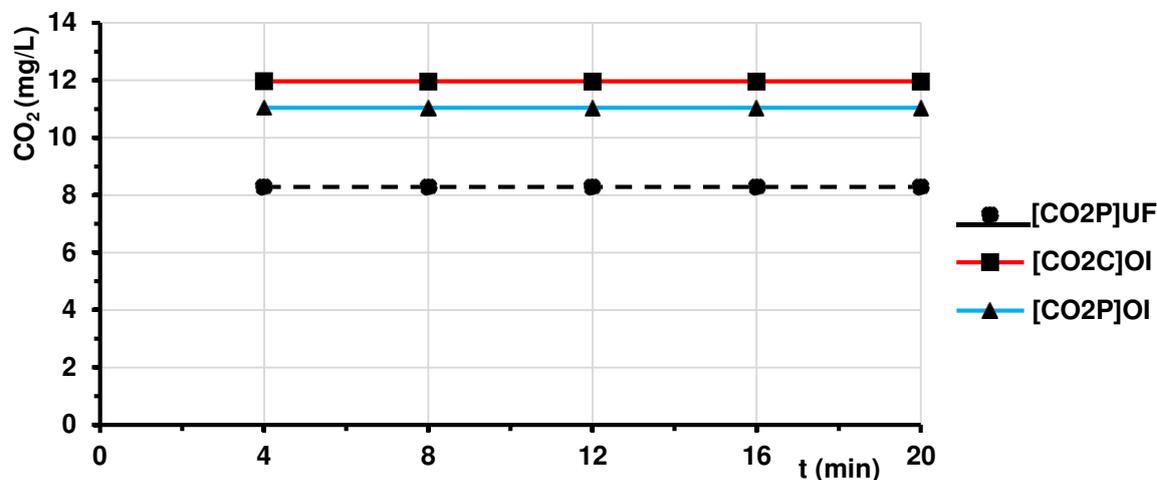
Por meio da relação entre a concentração de CO_2 da entrada e saída da torre de resfriamento, observou-se uma remoção parcial na faixa de 75% a 78%. A Figura 33, a seguir, mostra essa variação total durante o experimento:

Figura 33: Variação de CO_2 em função do tempo no (permeado da OI /saída da torre) , a uma vazão de 6,0 L/min na entrada da torre



A Figura 34 ilustra a variação da concentração de CO_2 em (mg/L) em função do tempo para uma pressão de alimentação da 13 bar para a (OI), e uma vazão de $6,0 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ na entrada da torre.

Figura 34: Variação da concentração de CO_2 em função do tempo para a membrana de (OI) a uma pressão de alimentação de 13,0 bar

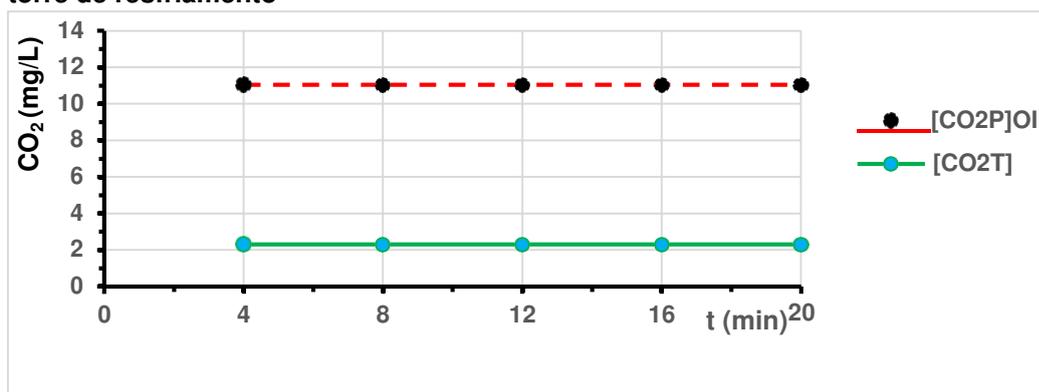


Fonte: Própria

Verifica-se que nas correntes de permeado da membrana de osmose inversa a concentração de dióxido de carbono está maior que da corrente de alimentação. Esse fenômeno está relacionado a separação dos elementos como o carbonato e o bicarbonato por causa de sua alta taxa de rejeição pela membrana de osmose inversa. Pode ocorrer um deslocamento de equilíbrio devido a passagem pela membrana ou alta pressão e favorecer uma maior concentração de dióxido de carbono, e assim gerar uma maior concentração nas correntes de permeado e concentrado.

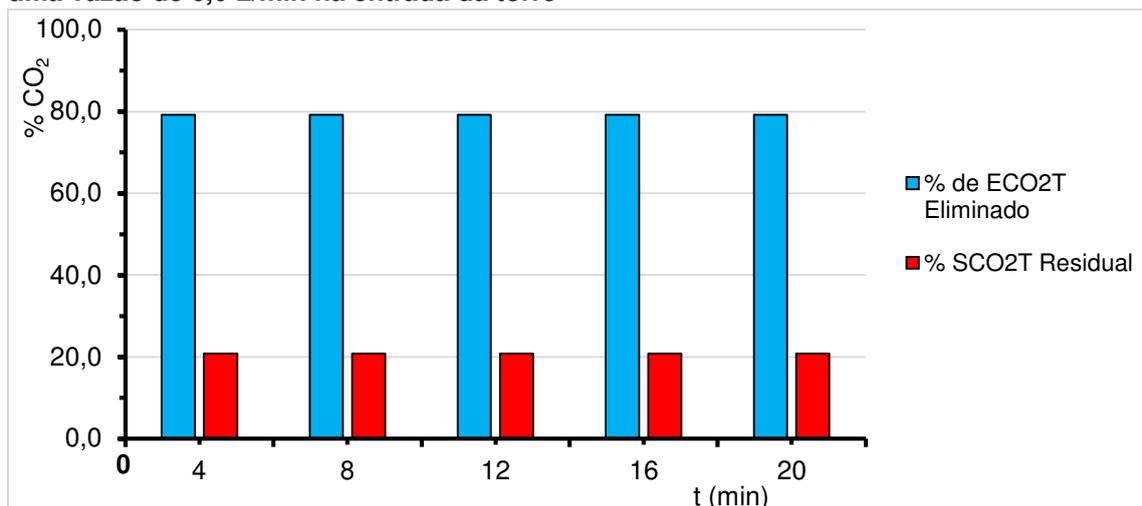
Na torre de resfriamento a variação da concentração de CO_2 em (mg/L) foi substancial de forma a elevar o pH a valores que estão dentro da potabilidade estabelecida para qualidade de água. A Figura 35 mostra a remoção de pela torre para uma pressão de alimentação da membrana de osmose inversa de 13 bar gerando $Q = 6,0 \text{ L}/\text{min}$.

Figura 35: Variação da concentração de CO₂ em função do tempo na entrada e saída da torre de resfriamento



Por meio da relação entre a concentração de CO₂ da entrada e saída da torre de resfriamento, observou-se uma remoção parcial em torno de 78%. A Figura 36, a seguir, mostra essa variação total durante o experimento:

Figura 36: Variação de CO₂ em função do tempo no (permeado da OI /saída da torre) , a uma vazão de 6,0 L/min na entrada da torre



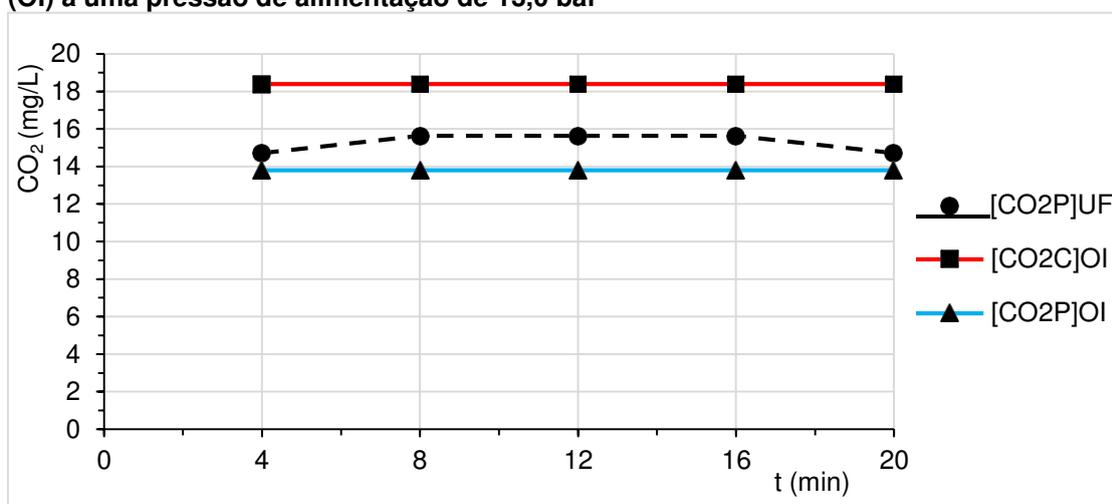
Ao analisar as 4 bateladas em quatro pressões diferentes, observou-se que a remoção parcial foi efetivamente suficiente para elevar o pH a faixa de potabilidade. Foi possível observar que a torre funcionando como um pós-tratamento desempenhou um excelente processo na remoção de dióxido de carbono livre.

O estudo da variação da pressão mostrou que a partir da pressão de 11 bar a vazão do permeado mantém-se constante, e que quanto maior a pressão maior a recuperação. Há também uma maior passagem de CO₂ para o permeado devido a maior força provocar essa passagem.

4.3.1 Resultado do estudo da concentração de CO₂, para a membrana de osmose inversa usando água de poço

A Figura 37 mostra a variação da concentração de CO₂ em (mg/L) do concentrado e permeado da membrana de osmose inversa sendo alimentada pelo permeado da membrana de ultrafiltração sob uma pressão de alimentação da membrana de 13 bar.

Figura 37: Variação da concentração de CO₂ em função do tempo para a membrana de (OI) a uma pressão de alimentação de 13,0 bar

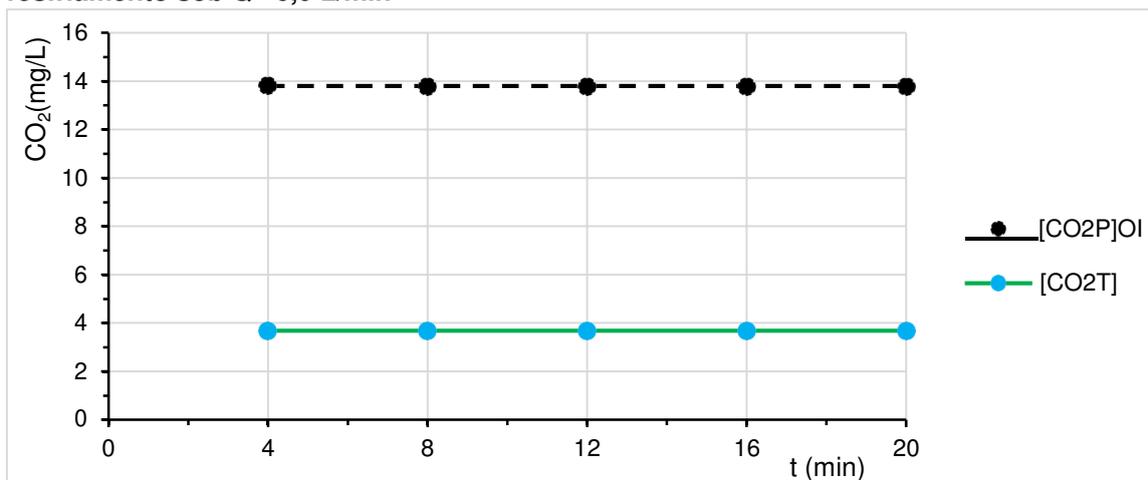


Pela Figura 37, verifica-se uma maior concentração de CO₂ para o concentrado da membrana de osmose inversa e uma menor concentração para o permeado. O permeado da ultrafiltração que alimenta a OI fica com uma concentração intermediária.

Ocorre uma pequena separação de CO₂ do permeado para o concentrado, fenômeno previsto pela simulação e tem a ver com o diâmetro cinético do CO₂ em relação ao diâmetro do poro da membrana de osmose inversa.

A Figura 38 mostra a variação de CO₂ na entrada e saída da torre de resfriamento

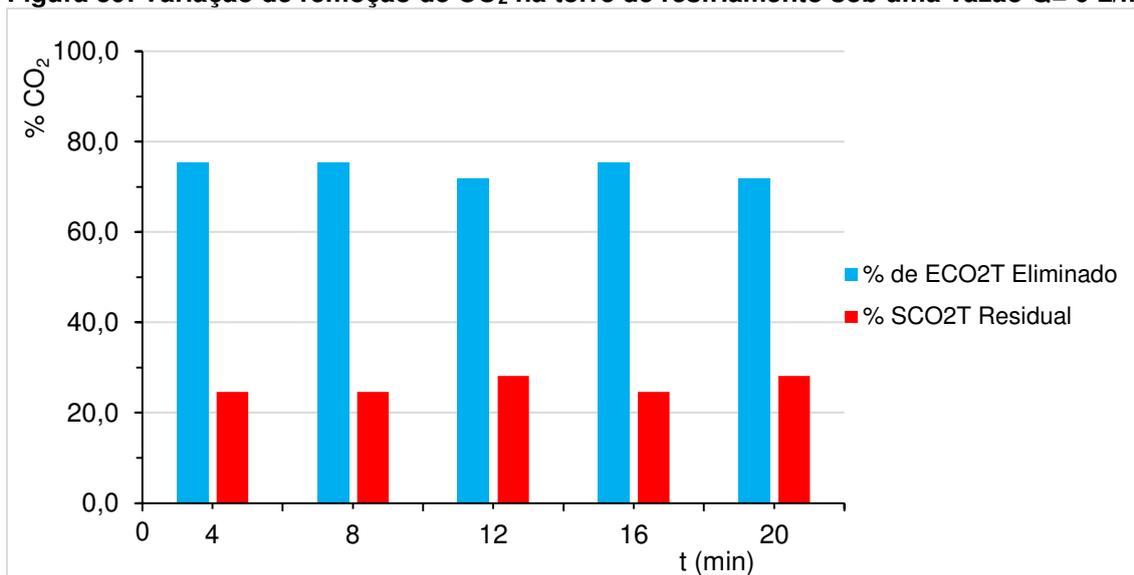
Figura 38: Variação da concentração de CO₂ em função do tempo para a torre de resfriamento sob Q= 6,0 L/min



Ocorre uma remoção parcial de dióxido de carbono pela torre de resfriamento, a concentração na alimentação em média é 14 mg/L e na saída fica em torno de 4 mg/L.

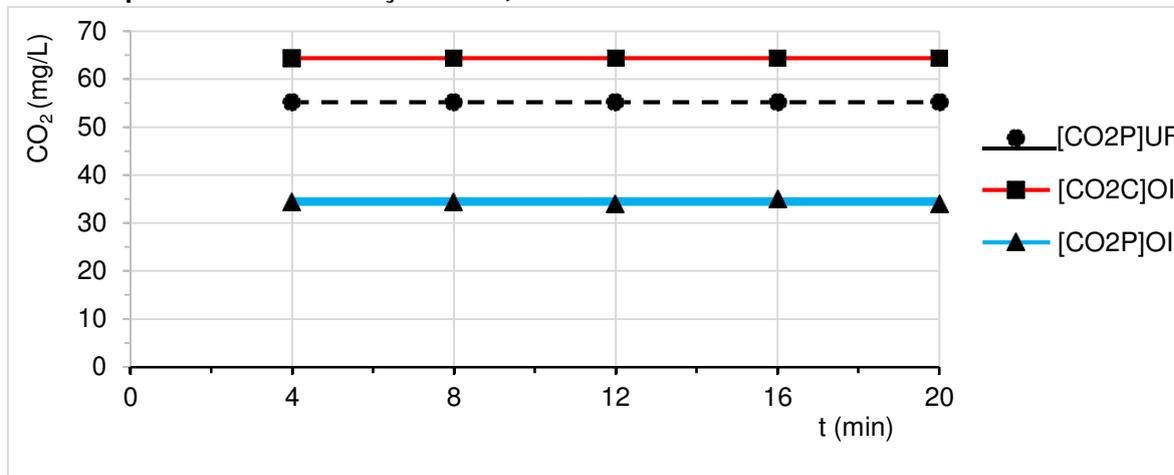
A Figura 39 mostra o percentual removido de CO₂ pela torre de resfriamento, sob uma pressão de alimentação de 13 bar para a membrana de osmose inversa. Há uma remoção de cerca de 70 a 75 %, e um resíduo de 25 a 30 % após a torre de resfriamento

Figura 39: Variação de remoção de CO₂ na torre de resfriamento sob uma vazão Q= 6 L/min



A Figura 40, a seguir, mostra a variação na membrana de osmose inversa da concentração de CO_2 , utilizando uma pressão de operação de 15 bar.

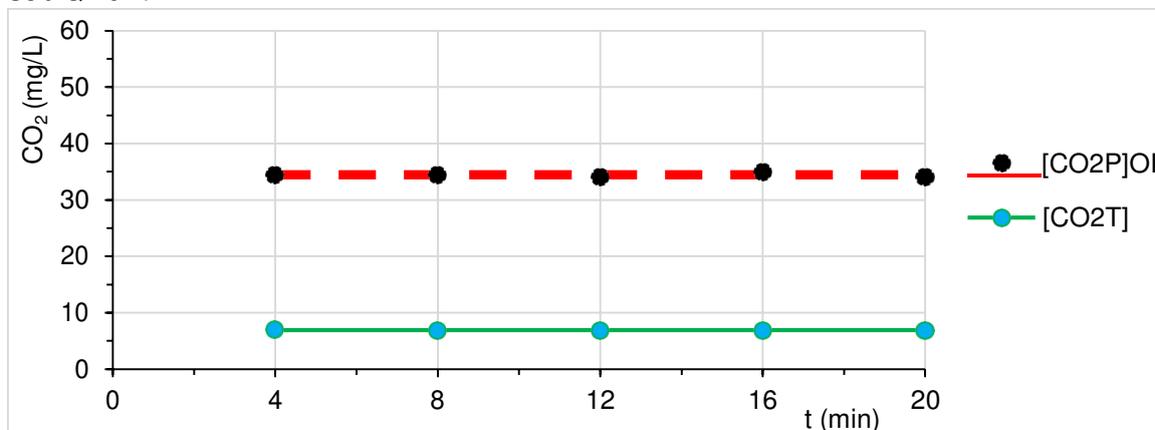
Figura 40: Variação da concentração de CO_2 em função do tempo para a membrana de (OI) sob uma pressão de alimentação de 15,0 bar



Essa batelada utilizando apenas água do poço, apresentou uma alta concentração de dióxido de carbono quando comparada as bateladas utilizando água de abastecimento, isso está relacionado as rochas carbonatadas, presentes no solo. A figura acima mostrou uma boa separação de CO_2 entre o permeado e o concentrado, no entanto, a concentração que permeou é relativamente grande e mostrou-se suficiente para ocasionar uma diminuição de pH necessitando de um pós-tratamento para elevar o mesmo.

A Figura 41 mostra a variação de CO_2 em (mg/L) na entrada e saída da torre de resfriamento

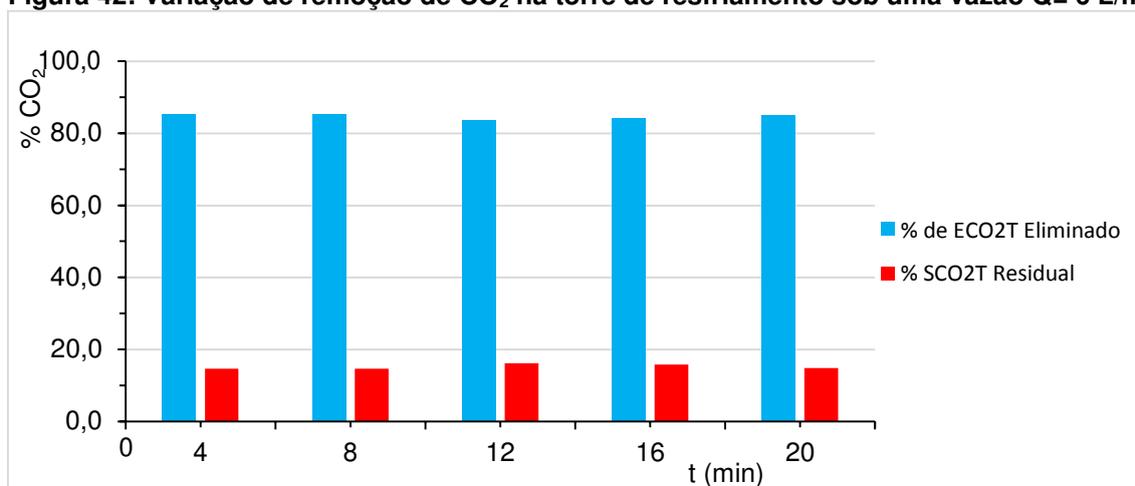
Figura 41: Variação da concentração de CO_2 em função do tempo para a torre resfriamento sob $Q=6 \text{ L/min}$



Verifica-se que a concentração de CO_2 na alimentação da torre de resfriamento é em média de 35 mg/L. Após passar pela torre de resfriamento essa concentração diminui para aproximadamente de 5 ou 6 mg/L de CO_2 na saída da torre de resfriamento, obtendo uma boa remoção na torre de resfriamento.

A Figura 42 apresenta o percentual removido de CO_2 pela torre de resfriamento.

Figura 42: Variação de remoção de CO_2 na torre de resfriamento sob uma vazão $Q= 6 \text{ L/min}$



A percentagem de massa removida é significativa, chegando a valores próximo de 85 % e valores residuais variando de 8 a 16 %.

Amaral (2009) estudou o uso contactores em membranas para remoção de CO_2 , em seu estudo aplicado a remoção de gás presente em mistura gasosa na indústria petroquímica obteve em média 73% de remoção, nesse trabalho obteve-se valores de 58% a 84% de remoção de CO_2 pela torre de resfriamento observando que a remoção é do CO_2 da água apresenta o sistema gás/líquido.

CAPÍTULO V

5. CONCLUSÕES

A comparação entre os dados simulados e os obtidos experimentalmente da dessalinização da água de abastecimento, mostraram-se que para alguns parâmetros os valores estão relativamente próximos, no entanto, para outros foi verificado uma variação bastante acentuada.

É possível verificar que a medida que a pressão aumenta os dados divergem entre si, causado pela maior passagem de sais para o permeado e, com isso obtendo valores experimentais muito acima dos dados simulados, entretanto outros dados experimentais devido erro de análise abaixo dos dados simulados, embora é sabido que os dados reais são os que validam os experimentais, no entanto, para condições padrão.

O Ph, um dos principais parâmetros ao lado do CO₂, mostrou-se concordante os valores entre os dados simulados e os experimentais de tal forma que a variação de valor de pH ficaram próximos.

A remoção do dióxido de carbono pela torre de resfriamento foi satisfatório, pois ao passar a água pela torre de resfriamento obteve-se a uma boa remoção parcial de CO₂, de forma que para a pressão de 15 bar a remoção parcial média acima de 80 %, suficientemente necessária para elevar o pH de ácido para valores próximos de neutro, e com isso fazendo com que a água fique em conformidade com a legislação vigente para água para consumo Humano no Brasil.

Pode-se concluir que a utilização da torre de resfriamento como pós tratamento para remoção de CO₂ em águas salobras é satisfatória. Ao longo dos experimentos verificou-se que para todas as bateladas em diferentes pressão a água do permeado da membrana de osmose inversa esteve com um valor de pH abaixo de 6, e ao passar pela torre esse valor elevou-se para valores próximos de pH 7.

CAPÍTULO VI

6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGÊNCIA NACIONAL DE ÁGUAS. Superintendência de Planejamento de Recursos Hídricos. Distribuição da população brasileira nas regiões hidrográficas. Dia Mundial da Água. Águas Residuais. Brasília, 2016.

AL-OBAIDI M.A., C. KARA-ZAITRI, I.M. MUJTABA, Scope and limitations of the irreversible thermodynamics and the solution diffusion models for the separation of binary and multi-component systems in reverse osmosis process, Computers & Chemical Engineering, Volume 100, 8 May 2017, Pages 48-79.

AMARAL, R.A.,2009, Remoção de CO₂ e H₂S do Gás Natural por Contactores com Membras, Dissertação de Mestrado,PEQ/COPPE- Rio de Janeiro.

AMARAL, M.; ANDRADE, Laura H.; LANGE, L. and BORGES, C., Avaliação do emprego de microfiltração para remoção de fibras do efluente de branqueamento de polpa celulósica. Eng. Sanit. Ambient. [online]. 2013, vol.18, n.1, pp.65-74.

ANDRADE, A.; FELCHAK, I., A POLUIÇÃO URBANA E O IMPACTO NA QUALIDADE DA ÁGUA DO RIO DAS ANTAS - IRATI/PR. Geoambiente On-line, n. 12, p. 01-25 pág., ago. 2013. ISSN 1679-9860.

AUGUSTO, L. G. S, GURGEL, I. G. D, CÂMARA, H.F., MELO, C. H., COSTA, ANDRÉ M. O contexto global e nacional frente aos desafios do acesso adequado à água para consumo humano. Ciênc. Saúde coletiva, Rio de Janeiro, v. 17, n. 6, p. 1511-1522, June 2012 .

Boluda, N.; Botela, Determinação de parâmetros em águas envolvendo o processo de dessalinização, Mestrado em Gestão Sustentável e Tecnologias da Água, Universidade de Alicante, departamento de engenharia química, 2014.

BRASIL. Ministério da Saúde. Portaria nº 2914, de 12/2011. Diário Oficial [da] República Federativa do Brasil, Poder Executivo, Brasília, DF, 12 dez. 2011. Seção 1, p. 39-46.

CONAMA, RESOLUÇÃO Nº 357, DE 17 DE MARÇO DE 2005, Publicada no DOU nº 053, de 18/03/2005, págs. 58-63. Alterada pela Resolução 410/2009 e pela 430/2011.

FALK-PEDERSEN, O., DANNSTRÖM, H., 1997, "Separation of Carbon Dioxide from Offshore Gas Turbine Exhaust", *Energy Conversion and Management*, v. 38, pp. S81-S86

GEO Brasil 2007. Recursos hídricos: componente da série de relatórios sobre o estado e perspectivas do meio ambiente no Brasil. / Ministério do Meio Ambiente; Agência Nacional de águas; Programa das Nações Unidas para o Meio Ambiente. Brasília: MMA; ANA, 2007. 264p. il. (GEO Brasil Série Temática: GEO Brasil Recursos Hídricos).

GRADES, E. des A. Modelling and simulation of CO₂ release in multiple-effect distillers for seawater desalination. Jordaniem, 2004. P 78-84. Dissertation (Doktor-Ingenieur). Mathematisch-Naturwissenschaftlich-Technische Fakultät der Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg in Tafilah.

HABERT, A. C.; BORGES, C. P. NOBREGA, R. Processos de separação por membranas. 1. ed. E-papers Serviços Editoriais, 2006. 180 p.

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

MARENGO, J. A.; ALVES, LINCOLN M; VALVERDE, MARÍA C; Laborbe, R; ROCHA, Rosemary. *Eventos extremos em cenários regionalizados de clima no Brasil e América do Sul para o Século XXI: Projeções de clima futuro usando três modelos regionais*. Relatório 5, Ministério do Meio Ambiente (MMA), Secretaria de Biodiversidade e Florestas (SBF), Diretoria de Conservação da Biodiversidade (DCBio). Mudanças Climáticas Globais e Efeitos sobre a Biodiversidade - Subprojeto: Caracterização do clima atual e definição das alterações climáticas para o território brasileiro ao longo do século XXI. Brasília, fevereiro 2007.

MARENGO, J. A. *Mudanças climáticas globais e seus efeitos sobre a biodiversidade* - caracterização do clima atual e definição das alterações climáticas para o território brasileiro ao longo do século XXI. 2. ed. Brasília: Ministério do Meio Ambiente, 2007. v.1, p.214.

MARENGO, J.A., Água e mudanças climáticas. *Estud. av.* [online]. 2008, vol.22,n.63, pp.83-96.

MIERZWA, J.C., SILVA, M. C. C., RODRIGUES, L.B., HESPANHOL, I. Tratamento de água para abastecimento público por ultrafiltração: avaliação comparativa através dos custos diretos de implantação e operação com os sistemas convencional e convencional com carvão ativado. *Eng. Sanit. Ambient.*, Rio de Janeiro, v. 13, n. 1, p. 78-87, Mar. 2008.

MIDLER, A.B. and EPSTEIN, A.C., Measurements and Control in reverse osmosis desalination. *Desalination*, 59, 343-379, 1986. *Standard Methods For The Examination of Water and Wastewater*, 1998, Edited by Leonore S. Clesceri, Arnold E. Greenberg, Andrew D. Eaton, 20th Edition.

MORAN. D., Carbon Dioxide Degassing in Fresh and Saline Water. I: Degassing Performance of a Cascade Column. *Aquacultural Engineering*. Volume 43, July 2010, pages 29-26.

ONGLEY, E.D, Control of water pollution from agriculture: Documento eletrônico (FAO irrigation and drainage paper, 55).

ONU-Water Statement on Water Quality World Water Day, March 22, 2010.

QUEIROZ, F. R. M. Avaliação e Comportamento do Desempenho de um Sistema de Membranas de Micro/Nano Filtração com o Sistema de Osmose Inversa para Diferentes Níveis de Concentração de Sais de Águas Salobras da Comunidade de Uruçu em São João do Cariri – PB. Dissertação (Mestrado em engenharia química), UFCG, Campina Grande- PB, 2012.

QUEIROZ, F. R. M. Sistemas de Membranas de Microfiltração/Nanofiltração e Ultrafiltração/Osmose Inversa: Uma alternativa para redução do Nitrato em águas doces e salobras. Tese (Doutorado em engenharia química), UFCG, Campina Grande- PB, 2017..

STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER, Edited by Leona S. Clesceri, Arnold E. Greener, Andrew D. Eaton, 22th Edition, 2010.

SHIKLOMANOV, I.A., A.I SHIKLOMANOV, R.B LAMERS, B.J PETERSON, C.J VOROSMARTY. The dynamics of river water inflow to the Arctic Ocean. In: LEWIS, E. LYN, E. PETER JONES, PETER LEMKE, TERRY D. PROWSE, PETER WADHAMS. (Ed.) *The Freshwater Budget of the Arctic Ocean*. Dordrecht, Netherlands: Kluwer Academic Publishers, 2000. p.281-96.

SHIRAZI, S.; LIN, C.; CHEN, D. Inorganic fouling of pressure-driven membrane processes - A critical review. *Desalination*, v. 250, p. 236 - 248, 2010.

SUDARK, R.G, Osmosis reverse, in Handbook of industrial membrane technology, Poter, M.C., Ed., Noyes Publications, Park Ridge, NJ, 1990, chap. 4, 260-306

VON SPERLING, M. Princípios básicos do tratamento de esgotos. Belo Horizonte: DESA/UFMG, v. 2, 1996. 211p.

ANEXOS:

APÊNDICE A: LAUDOS TÉCNICOS DAS MEMBRANAS O SISTEMA DE ULTRAFILTRAÇÃO/OSMOSE INVERSA.

- Membrana Polimérica de Ultrafiltração SFP-2860 – SFD 2660

Product Data Sheet



DOW™ Ultrafiltration Modules

Model SFP-2860 and SFD-2860

Features

The DOW™ Ultrafiltration (UF) modules are made from high strength, hollow fiber membranes that have excellent features and benefits:

- 0.03 μm nominal pore diameter for removal of bacteria, viruses, and particulates including colloids to protect downstream processes such as RO
- PVDF polymeric hollow fibers for high strength and chemical resistance allows long membrane life
- Hydrophilic PVDF fibers for easy cleaning and wettability that help maintain long term performance
- Outside in flow configuration for high tolerance to feed solids that help reduce the need for pretreatment processes
- U-PVC housing, helping to eliminate the need for costly pressure vessels

This module is an ideal choice for systems with capacities greater than 50 m³/hr (220 gpm). The larger, 8 inch diameter module offers the highest effective membrane area of the DOW UF modules, which contributes to a more economical membrane system design. The shorter, 60 inch length module offers higher efficiencies over a wider range of feed water conditions compared to longer length modules.

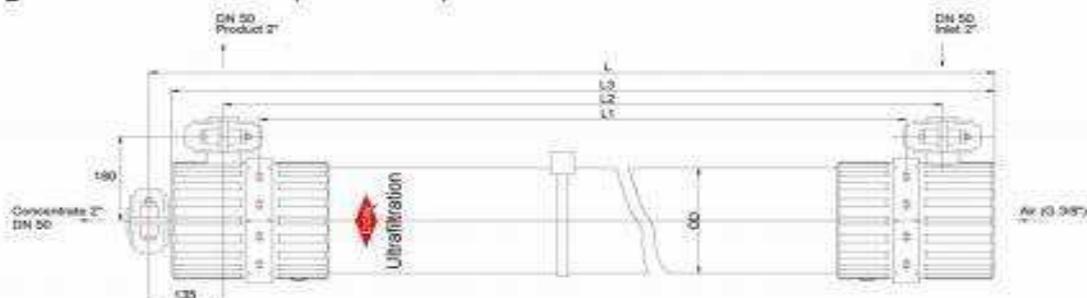
DOW™ Ultrafiltration Modules can be used for a wide variety of treatment applications such as surface water, seawater, industrial wastewaters, and secondary effluent wastewater.

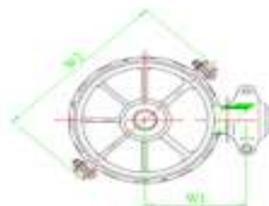


Product Specifications

Model	Type	Part #	Membrane area		Module volume		Weight (empty/ water filled)	
			m ²	ft ²	Liters	Gallons	Kg	lbs
SFP-2860	Pretreatment	280933	51	549	35	9.3	48/83	106/183
SFD-2860	NSF/ANSI 61 Drinking water	324168	51	549	35	9.3	48/83	106/183

Figure 1: SFP and SFD 2860 (8-inch diameter)





Properties Units	Length				Diameter D	Width	
	L	L1	L2	L3		W1	W2
SI (mm)	1860	1500	1630	1820	225	180	342
US (inch)	73.2	59.1	64.2	71.7	8.9	7.1	13.5

Operating Parameters

	SI units	US units
Filtrate Flux @ 25°C	40-120 l/m ² /hr	24-70 gfd
Flow range	2.0 – 6.1 m ³ /hr	9.2 – 26.7 gpm
Temperature	1-40°C	34-104°F
Max. inlet module pressure (@ 20°C)	6.25 bar	93.75 psi
Max. operating TMP	2.1 bar	30 psi
Max operating air scour flow	12 nm ³ /hr	7.1 scfm
Max backwash pressure	2.5 bar	36 psi
Operating pH	2- 11	
NaOCl (max.)	2,000 mg/L	
TSS (max.)	100 mg/L	
Turbidity (max.)	300 ntu	
Particle size (max.)	300 µ	
Flow configuration	Outside in, dead end flow	
Expected filtrate turbidity	≤0.1 NTU	
Expected filtrate SDI	≤2.5	

Important information

Proper start-up of a UF system is essential to prepare the membranes for operating service and to prevent membrane damage. Following the proper start-up sequence also helps ensure that system operating parameters conform to design specifications so that system water quality and productivity goals can be achieved. Before initiating system start-up procedures, membrane pretreatment, installation of the membrane modules, instrument calibration and other system checks should be completed. Please refer to the product technical manual.

Operation guidelines

Avoid any abrupt pressure variations during start-up, shutdown, cleaning or other sequences to prevent possible membrane damage. Flush the UF system to remove shipping solution prior to start up. Remove residual air from the system prior to start up. Manually start the equipment. Target a permeate flow of 60% of design during initial operations. Depending on the application, permeate obtained from initial operations should be discarded. Please refer to the product technical manual.

General information

If operating limits and guidelines given in this bulletin are not strictly followed, the limited warranty (Form No. 795-00027) will be null and void.

To prevent biological growth during system shutdowns, it is recommended that preservative solution be injected into the membrane modules.

Regulatory note

NSF/ANSI 61 certified drinking water modules require specific conditioning procedures prior to producing potable water. Please refer to the product technical manual flushing section for specific procedures. Drinking water modules may be subjected to additional regulatory restrictions in some countries. Please check local regulatory guidelines and application status before use and sale.



- Membrana Polimérica de Osmose Inversa BW30-4040



Fiche produit

Membranes FILMTEC™

Éléments en fibre de verre FILMTEC pour les systèmes industriels légers

Caractéristiques et avantages

Les éléments membranaires FILMTEC™ d'osmose inverse pour le traitement d'eau saumâtre fournissent une performance remarquable et stable du système dans les applications industrielles légères.

- Le FILMTEC LE-4040 offre la performance la plus élevée aux plus faibles pressions, ce qui résulte en une moindre dépense énergétique et en des coûts plus faibles.
- Le FILMTEC BW30-4040 représente la norme industrielle pour un fonctionnement fiable et une production d'une eau de la plus haute qualité.
- Les éléments FILMTEC BW30-2540 sont conçus pour des systèmes de débits inférieurs à 0,2 m³/h (1 gpm) et ils disposent d'une coque rigide qui leur donne une résistance supplémentaire.

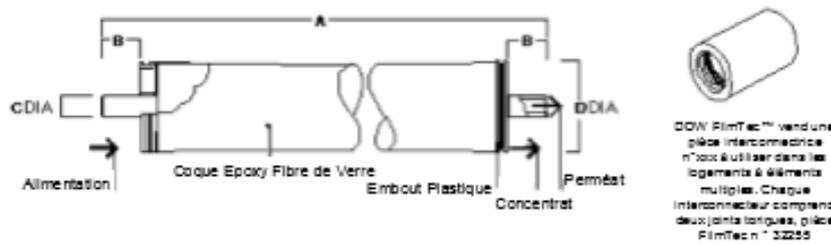
Les éléments à coque rigide sont recommandés pour les systèmes à logements d'éléments multiples renfermant trois membranes ou plus, dans la mesure où ils sont conçus pour supporter d'importantes chutes de pression.

Caractéristiques du produit

Produit	N° de pièce	Surface active m ² (pi ²)	Épaisseur de l'espaceur (mm)	Débit du perméat gpd (m ³ /j)	Rejet de sel stabilisé (%)
LE-4040	275173	7,2 (78)	34	9,5 (2 500)	99,0
BW30-4040	80783	7,3 (78)	34	9,1 (2 400)	99,5
BW30-2540	80766	2,6 (28)	28	3,2 (850)	99,5

1. Débit de perméat et rejet de sel selon les conditions standard suivantes : 2,000 ppm NaCl, pression appliquée: 150 psig (10,3 bar) pour LE-4040 et 225 psig (15,5 bar) pour BW30-4040 et BW30-2540, 25 °C (77 °F) et recouvrement 15 %.
2. Les débits du perméat pour les éléments individuels peuvent varier de +/-20%.
3. À des fins d'amélioration, les caractéristiques techniques peuvent être périodiquement modifiées.
4. LE-4040 remplace BW30LE-4040.

Figure 1



Produit	Dimensions – pouces (mm)			
	A	B	C	D
LE-4040	(1 016) 40,0	26,7 (1,05)	19 (0,75)	99 (3,9)
BW30-4040	(1 016) 40,0	26,7 (1,05)	19 (0,75)	99 (3,9)
BW30-2540	(1 016) 40,0	30,2 (1,19)	19 (0,75)	61 (2,4)

1. Pour les systèmes utilisant plusieurs éléments, suivez les directives de FilmTec FilmTec. 1 pouce = 25,4 mm
2. Les éléments BW30-2540 sont adaptés à un tube de pression au diamètre intérieur nominal de 203 mm (2,5 pouces). Les éléments BW30LE-4040 et BW30-4040 sont adaptés à un tube de pression au diamètre intérieur nominal de 4 po.

Limites d'utilisation	• Type de membrane	Fine pellicule de polyamide composite	
	• Température de fonctionnement maximum ^a	45 °C (113°F)	
	• Pression de fonctionnement maximum	600 psig (41 bar)	
	• Débit d'alimentation maximum	- 4040 éléments	16 gpm (3,6 m³/h)
		- 2540 éléments	6 gpm (1,4 m³/h)
	• Perte de charge maximum	15 psig (1,0 bar)	
	• Plage pH, en régime continu ^b	2 à 11	
	• Plage pH, nettoyage de courte durée ^b	1 à 13	
	• Indice de colmatage (SDI) maximum	SDI 5	
	• Quantité tolérée de chlore libre ^c	< 0,1 ppm	

^a La température maximale en fonctionnement continu avec un pH >10 est 35 °C (95 °F).
^b Veuillez vous reporter aux instructions de nettoyage de la fiche n° 609-23010.
^c Dans certaines conditions, la présence de chlore libre et d'autres agents oxydants peut provoquer une attaque de la couche membranaire. Comme l'oxydation n'est pas couverte par la garantie, FilmTec recommande d'éliminer tous les résidus de chlore libre par un pré-traitement avant d'utiliser la membrane. Pour plus d'information, veuillez vous référer au bulletin technique n° 609-22010.

Information importante

Il est essentiel de procéder à une mise en service correcte du système de traitement de l'eau par osmose inverse de manière à préparer les membranes et à prévenir leur endommagement qui pourrait résulter d'une suralimentation ou d'un choc hydraulique. Une mise en service adéquate est l'assurance que tous les paramètres de fonctionnement du système sont conformes aux spécifications afin d'atteindre les objectifs de qualité de l'eau et de productivité du système.

Avant de procéder à la mise en service, il est essentiel de vérifier des points tels que le pré-traitement des membranes, l'installation des éléments, le calibrage de l'instrumentation et les différents contrôles à effectuer.

Pour de plus amples renseignements, veuillez consulter le document "Start-Up Sequence" (Fiche n° 609-02077).

Consignes d'utilisation

Éviter les variations brusques de pression et de vitesse d'écoulement transversal sur les éléments spiralés durant la mise en service, l'arrêt, le nettoyage et les autres procédures afin d'éviter d'endommager les membranes. La mise en service doit être graduelle et conforme aux recommandations suivantes :

- La pression d'alimentation doit être augmentée progressivement dans un intervalle de 30 à 60 secondes.
- La vitesse opérationnelle d'écoulement transversal doit être atteinte progressivement dans un intervalle de 15 à 20 secondes.
- Le perméat obtenu pendant la première heure de mise en service doit être jeté.

Informations Générales

- Les éléments doivent toujours rester humides après la mise en eau initiale.
- Si les limites opérationnelles et les spécifications indiquées sur cette fiche d'information ne sont pas strictement respectées, la garantie limitée sera nulle et non avenue.
- Afin de prévenir toute prolifération biologique pendant les arrêts prolongés de l'installation, nous recommandons d'immerger les éléments de membranes dans une solution de conservation.
- Le Client est entièrement responsable des effets causés par des produits chimiques ou lubrifiants incompatibles.
- La perte de charge maximale dans toute la longueur d'un tube de pression est de 3,4 bars (50 psi).
- Éviter systématiquement un retour de pression statique du côté perméat.

Note réglementaire

Ces membranes peuvent être soumises à des restrictions concernant la production d'eau potable dans certains pays : veuillez vérifier le statut d'application avant l'usage et la vente.

Fiche produit



Membranes FILMTEC™
 Pour de plus amples renseignements sur les membranes FILMTEC, appeler Dow Water & Process Solutions aux numéros suivants :

Note : L'utilisation du produit proprement dit ne garantit pas nécessairement l'élimination des microbes et des agents pathogènes présents dans l'eau. La réduction efficace des microbes et des agents pathogènes dépend de la conception, du fonctionnement et de l'entretien de l'ensemble du système.

Note : Tous les droits de propriété des brevets, quels qu'ils soient, détenus par le Vendeur ou des tiers sont réservés. Les modalités d'utilisation et les réglementations en vigueur peuvent évoluer dans le temps et varier d'un pays à l'autre; par conséquent, il est de la responsabilité de l'Acheteur, d'une part de déterminer si les produits et les informations contenues dans ce document conviennent à l'usage qu'il compte en faire et, d'autre part, de veiller à ce que les locaux et ses méthodes d'élimination soient conformes à toutes les prescriptions de la législation en vigueur. Le Vendeur décline toute obligation ou responsabilité relative aux informations contenues dans ce document. LES PRODUITS NE SONT COUVERTS PAR AUCUNE GARANTIE; TOUTE GARANTIE IMPLICITE DE VALEUR COMMERCIALE OU DE CONFORMITÉ À UN USAGE PARTICULIER EST EXCLUE.



APÊNDICE B:

**LAUDOS DE ANÁLISES DE ÁGUAS PARA AS BATELADAS
REALIZADAS PRESSÕES DE OPERAÇÃO DO SISTEMA (UF/OI).**

Para a pressão de operação do sistema (UF/OI) de 6 bar :

Laudo Nº.:/2017		Data da Coleta: 18/05/2017
Interessado: Ademir Morais de Medeiros		Resp. pela Coleta: Interessado
Município: Campina Grande		Data da Entrega da Amostra:
Localidade: UFCG		Tipo de Recipiente: Garrafa plástica
Procedência: Açude de Boqueirão	Pressão(*): 6kgf	Data da Análise: 22/05/2017

PARÂMETROS/ RESULTADOS	AL_S	UF_C	UF_P	OI_C	OI_P	VMP (**)
Condutividade Elétrica, µmho/cm a 25 °C	2.530,0	2.560,0	2.520,0	3.100,0	38,7	---
Potencial Hidrogeniônico, pH	7,3	7,4	7,4	7,4	5,9	6,0 a 9,5
Turbidez, (uT)	1,0	1,0	2,0	1,0	1,0	5,0
Cor, Unidade Hazen (mg Pt–Co/L).	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	15,0
Dureza em Cálcio (Ca ⁺⁺), mg/L	50,5	51,0	34,5	58,5	2,0	---
Dureza em Magnésio (Mg ⁺⁺), mg/L	63,3	68,4	77,7	86,7	2,4	---
Dureza Total (CaCO ₃), mg/L	390,0	412,5	410,0	507,5	15,0	500,0
Sódio (Na ⁺), mg/L	357,3	364,7	353,6	431,4	6,3	200,0
Potássio (K ⁺), mg/L	14,9	13,4	12,4	16,5	0,2	---
Alumínio (Al ³⁺), mg/L	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,2
Ferro Total, mg/L	0,05	0,03	0,07	0,04	0,02	0,3
Alcalinidade em Hidróxidos, mg/L (CaCO ₃)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	---
Alcalinidade em Carbonatos, mg/L (CaCO ₃)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	---
Alcalinidade em Bicarbonatos, mg/L (CaCO ₃)	110,0	142,0	150,0	126,0	7,2	---
Alcalinidade Total, mg/L (CaCO ₃)	110,0	142,0	150,0	126,0	7,2	---
Sulfato (SO ₄ ²⁻), mg/L	118,1	137,7	132,4	146,6	2,7	250,0
Fósforo Total, mg/L	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	---
Cloreto (Cl ⁻), mg/L	688,7	679,8	669,2	862,7	13,5	250,0
N-Nitrato (NO ₃ ⁻), mg/L	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	10,0
N-Nitrito (NO ₂ ⁻), mg/L	0,000	0,003	0,003	0,007	0,003	1,0
Amônia (NH ₃), mg/L	0,60	0,56	0,84	0,79	0,26	1,5
Sílica, mg/L (SiO ₂)	0,6	1,0	2,1	1,0	0,0	---
ILS (Índice de Saturação de Langelier)	-0,18	0,11	-0,29	0,15	-3,89	≤ 0
STD (Sólidos Totais Dissolvidos a 180°C), mg/L	1.428,3	1.489,9	1.465,9	1.758,0	36,1	1.000,0

(*)Vazão Informada.

(**)VMP - Valor Máximo Permissível ou recomendável pela Legislação Brasileira (PORTARIA 2914/11 MS).

Para a pressão de operação do sistema (UF/OI) de 9 bar:

Lauda N°.:/2017		Data da Coleta: 29/05/2017
Interessado: Ademir Morais de Medeiros		Resp. pela Coleta: Interessado
Município: Campina Grande		Data da Entrega da Amostra:
Localidade: UF CG		Tipo de Recipiente: Garrafa plástica
Procedência: Açude de Boqueirão	Pressão(*): 9 Kgf	Data da Análise: 09/06/2017

PARÂMETROS/ RESULTADOS	AL_S	UF_C	UF_P	OI_C	OI_P	VMP (**)
Condutividade Elétrica, µmho/cm a 25 °C	1.901,0	1.938,0	1.893,0	2.320,0	29,5	---
Potencial Hidrogeniônico, pH	7,6	7,6	7,6	7,6	5,8	6,0 a 9,5
Turbidez, (uT)	0,7	0,5	0,5	0,5	0,6	5,0
Cor, Unidade Hazen (mg Pt-Co/L).	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	15,0
Dureza em Cálcio (Ca ⁺⁺), mg/L	28,5	26,0	33,5	38,5	2,0	---
Dureza em Magnésio (Mg ⁺⁺), mg/L	83,4	78,0	70,5	77,7	0,4	---
Dureza Total (CaCO ₃), mg/L	418,8	390,0	377,5	420,0	6,5	500,0
Sódio (Na ⁺), mg/L	236,2	267,2	248,3	315,0	5,4	200,0
Potássio (K ⁺), mg/L	3,5	3,3	3,2	5,0	0,2	---
Alumínio (Al ³⁺), mg/L	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,2
Ferro Total, mg/L	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,3
Alcalinidade em Hidróxidos, mg/L (CaCO ₃)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	---
Alcalinidade em Carbonatos, mg/L (CaCO ₃)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	---
Alcalinidade em Bicarbonatos, mg/L (CaCO ₃)	108,0	159,0	120,0	136,0	4,0	---
Alcalinidade Total, mg/L (CaCO ₃)	108,0	159,0	120,0	136,0	4,0	---
Sulfato (SO ₄ ⁼⁼), mg/L	43,0	37,3	38,7	54,4	2,7	250,0
Fósforo Total, mg/L	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	---
Cloreto (Cl ⁻), mg/L	537,8	550,3	553,8	671,0	8,5	250,0
N-Nitrato (NO ₃ ⁻), mg/L	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	10,0
N-Nitrito (NO ₂ ⁻), mg/L	0,001	0,002	0,000	0,000	0,000	1,0
Amônia (NH ₃), mg/L	1,10	0,90	1,10	0,87	0,00	1,5
Sílica, mg/L (SiO ₂)	1,7	1,7	1,8	2,1	0,0	---
ILS (Índice de Saturação de Langelier)	-0,32	0,12	-0,48	0,10	-4,44	≤ 0
STD (Sólidos Totais Dissolvidos a 180°C), mg/L	1.066,9	1.158,7	1.097,3	1.330,3	24,1	1.000,0

(*)Vazão Informada.

(**)VMP - Valor Máximo Permissível ou recomendável pela Legislação Brasileira (PORTARIA 2914/11 MS).

Para a pressão de operação de 11 bar:

Lauda N^o./2017		Data da Coleta: 02/06/2017
Interessado: Ademir Moraes de Medeiros		Resp. pela Coleta: Interessado
Município: Campina Grande		Data da Entrega da Amostra:
Localidade: UFCG		Tipo de Recipiente: Garrafa plástica
Procedência: Açude de Boqueirão	Pressão(*): 11 Kgf	Data da Análise: 09/06/2017

PARÂMETROS/ RESULTADOS	AL_s	UF_C	UF_P	OI_C	OI_P	VMP (**)
Condutividade Elétrica, µmho/cm a 25 °C	1.555,0	1.600,0	1.598,0	2.430,0	29,7	---
Potencial Hidrogeniônico, pH	7,6	7,6	7,5	7,5	5,9	6,0 a 9,5
Turbidez, (uT)	0,6	0,9	0,8	0,6	0,6	5,0
Cor, Unidade Hazen (mg Pt–Co/L).	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	15,0
Dureza em Cálcio (Ca ⁺⁺), mg/L	39,5	42,0	44,5	86,0	2,0	---
Dureza em Magnésio (Mg ⁺⁺), mg/L	29,1	43,2	36,9	82,8	1,0	---
Dureza Total (CaCO ₃), mg/L	220,0	285,0	265,0	560,0	9,0	500,0
Sódio (Na ⁺), mg/L	269,4	242,2	234,2	324,6	5,5	200,0
Potássio (K ⁺), mg/L	4,0	4,0	3,0	5,3	0,1	---
Alumínio (Al ³⁺), mg/L	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,2
Ferro Total, mg/L	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,3
Alcalinidade em Hidróxidos, mg/L (CaCO ₃)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	---
Alcalinidade em Carbonatos, mg/L (CaCO ₃)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	---
Alcalinidade em Bicarbonatos, mg/L (CaCO ₃)	110,0	101,0	106,0	178,0	4,8	---
Alcalinidade Total, mg/L (CaCO ₃)	110,0	101,0	106,0	178,0	4,8	---
Sulfato (SO ₄ ²⁻), mg/L	48,0	37,3	39,4	57,2	3,3	250,0
Fósforo Total, mg/L	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	---
Cloreto (Cl ⁻), mg/L	447,3	466,8	447,3	759,7	9,2	250,0
N-Nitrato (NO ₃ ⁻), mg/L	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	10,0
N-Nitrito (NO ₂ ⁻), mg/L	0,000	0,001	0,003	0,001	0,000	1,0
Amônia (NH ₃), mg/L	0,82	0,71	0,64	1,20	0,00	1,5
Sílica, mg/L (SiO ₂)	1,7	1,6	1,6	1,9	0,0	---
ILS (Índice de Saturação de Langelier)	-0,52	-0,39	0,07	0,45	-4,44	≤ 0
STD (Sólidos Totais Dissolvidos a 180°C), mg/L	974,0	961,0	936,8	1.535,9	27,0	1.000,0

(*)Vazão Informada.

(**)VMP - Valor Máximo Permissível ou recomendável pela Legislação Brasileira (PORTARIA 2914/11 MS).

Para a pressão de operação de 13 bar:

Laudo N^o./2017		Data da Coleta: 19/06/2017
Interessado: Ademir Moraes de Medeiros		Resp. pela Coleta: Interessado
Município: Campina Grande		Data da Entrega da Amostra:
Localidade: UFCG		Tipo de Recipiente: Garrafa plástica
Procedência: Açude de Boqueirão	Pressão(*): 13 Kgf	Data da Análise: 21/06/2017

PARÂMETROS/ RESULTADOS	AL_S	UF_C	UF_P	OI_C	OI_P	VMP (**)
Condutividade Elétrica, µmho/cm a 25 °C	1.314,0	1.294,0	1.302,0	2.423,0	18,2	---
Potencial Hidrogeniônico, pH	7,7	7,7	7,7	7,7	5,8	6,0 a 9,5
Turbidez, (uT)	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	5,0
Cor, Unidade Hazen (mg Pt–Co/L).	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	15,0
Dureza em Cálcio (Ca ⁺⁺), mg/L	25,0	16,0	21,5	47,0	0,2	---
Dureza em Magnésio (Mg ⁺⁺), mg/L	45,6	46,2	44,4	88,8	0,5	---
Dureza Total (CaCO ₃), mg/L	252,5	232,5	238,8	487,5	2,5	500,0
Sódio (Na ⁺), mg/L	198,3	186,0	189,5	344,9	0,7	200,0
Potássio (K ⁺), mg/L	3,0	2,6	3,2	9,7	0,0	---
Alumínio (Al ³⁺), mg/L	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,2
Ferro Total, mg/L	0,01	0,01	0,02	0,00	0,00	0,3
Alcalinidade em Hidróxidos, mg/L (CaCO ₃)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	---
Alcalinidade em Carbonatos, mg/L (CaCO ₃)	0,0	0,0	36,0	0	0,0	---
Alcalinidade em Bicarbonatos, mg/L (CaCO ₃)	91,0	81,0	44,0	115,0	3,6	---
Alcalinidade Total, mg/L (CaCO ₃)	91,0	81,0	80,0	115,0	3,6	---
Sulfato (SO ₄ ²⁻), mg/L	40,8	39,4	38,7	60,0	2,7	250,0
Fósforo Total, mg/L	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	---
Cloreto (Cl ⁻), mg/L	385,2	385,2	397,6	750,8	7,1	250,0
N-Nitrato (NO ₃ ⁻), mg/L	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	10,0
N-Nitrito (NO ₂ ⁻), mg/L	0,002	0,003	0,001	0,002	0,000	1,0
Amônia (NH ₃), mg/L	0,53	0,38	0,27	0,56	0,00	1,5
Sílica, mg/L (SiO ₂)	3,2	3,1	3,0	5,5	0,3	---
ILS (Índice de Saturação de Langelier)	-0,28	-0,77	-0,08	0,50	-3,80	≤ 0
STD (Sólidos Totais Dissolvidos a 180°C), mg/L	812,7	777,8	773,5	1.469,2	15,9	1.000,0

(*)Vazão Informada.

(**)VMP - Valor Máximo Permissível ou recomendável pela Legislação Brasileira (PORTARIA 2914/11 MS).

Para 13 bar usando água de poço e água de abastecimento

⊕

Laudo Nº.:/2017		Data da Coleta: 05/10/2017
Interessado: Ademir Morais de Medeiros		Resp. pela Coleta: Interessado
Município: Campina Grande		Data da Entrega da Amostra: 06/10/2017
Localidade: UFCG		Tipo de Recipiente: Garrafa plástica
Procedência: Água de poço	Vazão(*): 13 bar	Procedência: Água de poço

PARÂMETROS/ RESULTADOS	AL_s	UF_C	UF_P	OI_C	OI_P	VMP (**)
Condutividade Elétrica, $\mu\text{mho/cm}$ a 25 °C	3250	3.250,0	3.250,0	4.150,0	32,1	---
Potencial Hidrogeniônico, pH	7,6	7,6	7,6	7,7	5,7	6,0 a 9,5
Turbidez, (uT)	1,5	2,7	2,7	0,4	0,3	5,0
Cor, Unidade Hazen (mg Pt-Co/L).	4	4,0	0,0	0,0	0,0	15,0
Dureza em Cálcio (Ca ⁺⁺), mg/L	72	76,5	75,8	97,5	0,1	---
Dureza em Magnésio (Mg ⁺⁺), mg/L	105,75	175,5	177,0	249,0	0,7	---
Dureza Total (CaCO ₃), mg/L	623,47 5	922,5	926,9	1.281,3	3,0	500,0
Sódio (Na ⁺), mg/L	505,9	503,3	509,5	774,9	12	200,0
Potássio (K ⁺), mg/L	6,3	6,3	6,3	9,6	0,0	---
Alumínio (Al ³⁺), mg/L	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,2
Ferro Total, mg/L	-	-	-	-	-	0,3
Alcalinidade em Hidróxidos, mg/L (CaCO ₃)	0	0,0	0,0	0,0	0,0	---
Alcalinidade em Carbonatos, mg/L (CaCO ₃)	44	44,0	44,0	56,0	0,0	---
Alcalinidade em Bicarbonatos, mg/L (CaCO ₃)	175	175,0	175,0	218,0	4,0	---
Alcalinidade Total, mg/L (CaCO ₃)	219	219,0	219,0	274,0	4,0	---
Sulfato (SO ₄ ⁻), mg/L	221,47	194,8	178,2	243,9	10,3	250,0
Fósforo Total, mg/L	0	0,0	0,0	0,0	0,0	---
Cloreto (Cl ⁻), mg/L	1210	1210	1210	1.573,2	0,0	250,0
N-Nitrato (NO ₃ ⁻), mg/L	-	-	-	-	-	10,0
N-Nitrito (NO ₂ ⁻), mg/L	-	-	-	-	-	1,0
Amônia (NH ₃), mg/L	0	0,00	0,00	0,00	0,00	1,5
Silica, mg/L (SiO ₂)	10,125	-	-	-	-	---
ILS (Índice de Saturação de Langelier)	0,05	0,21	0,21	0,50	-6,21	≤ 0
STD (Sólidos Totais Dissolvidos a 180°C), mg/L	2.370	2.401,0	2.417,8	3.249,7	27,9	1.000,0

(*)Vazão Informada.

(**)VMP - Valor Máximo Permissível ou recomendável pela Legislação Brasileira (PORTARIA 2914/11 MS).

Para 15 bar usando água de poço:

Laudo Nº.:2017		Data da Coleta: 11/10/2017
Interessado: Ademir Morais de Medeiros		Resp. pela Coleta: Interessado
Município: Campina Grande		Data da Entrega da Amostra: 12/10/2017
Localidade: UFCG		Tipo de Recipiente: Garrafa plástica
Procedência: Água de poço	Vazão(*):	Procedência: Água de poço

PARÂMETROS/ RESULTADOS	AL_s	UF_c	UF_p	OI_c	OI_p	VMP (**)
Condutividade Elétrica, $\mu\text{mho/cm}$ a 25 °C	5.570,0	5.570,0	5.560,0	8.150,0	90,0	---
Potencial Hidrogeniônico. pH	7,6	7,6	7,6	7,7	5,7	6,0 a 9,5
Turbidez, (uT)	3,0	3,1	0,5	0,5	0,3	5,0
Cor, Unidade Hazen (mg Pt-Co/L).	7,0	7,0	0,0	0,0	0,0	15,0
Dureza em Cálcio (Ca ⁺⁺), mg/L	72,0	72,5	72,5	108,0	1,5	---
Dureza em Magnésio (Mg ⁺⁺), mg/L	120,6	119,7	119,7	118,8	1,5	---
Dureza Total (CaCO ₃), mg/L	682,5	680,0	680,0	765,0	10,0	500,0
Sódio (Na ⁺), mg/L	1.219,9	1.219,9	1.219,9	1.555,9	16,8	200,0
Potássio (K ⁺), mg/L	9,4	9,4	9,4	10,0	0,0	---
Alumínio (Al ⁺⁺⁺), mg/L	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,2
Ferro Total, mg/L	0,06	0,06	0,06	0,00	0,00	0,3
Alcalinidade em Hidróxidos, mg/L (CaCO ₃)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	---
Alcalinidade em Carbonatos, mg/L (CaCO ₃)	32,0	36,0	32,0	42,0	0,2	---
Alcalinidade em Bicarbonatos, mg/L (CaCO ₃)	308,0	305,0	311,0	488,0	1,8	---
Alcalinidade Total, mg/L (CaCO ₃)	340,0	341,0	343,0	530,0	2,0	---
Sulfato (SO ₄ ⁻), mg/L	295,3	292,5	298,2	355,9	20,9	250,0
Fósforo Total, mg/L	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	---
Cloreto (Cl ⁻), mg/L	1.622,4	1.622,4	1.618,8	2.036,5	32,0	250,0
N-Nitrato (NO ₃ ⁻), mg/L	5,4	5,4	5,4	-	-	10,0
N-Nitrito (NO ₂ ⁻), mg/L	0,336	0,336	0,336	-	-	1,0
Amônia (NH ₃), mg/L	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,5
Sílica, mg/L (SiO ₂)	13,5	13,5	13,5	-	-	---
ILS (Índice de Saturação de Langelier)	0,36	0,37	0,37	0,82	-5,28	≤ 0
STD (Sólidos Totais Dissolvidos a 180°C), mg/L	3.730,7	3.736,2	3.733,3	4.806,4	74,9	1.000,0

(*):Vazão Informada.

(**):VMP - Valor Máximo Permissível ou recomendável pela Legislação Brasileira (PORTARIA 2914/11 MS).

APÊNDICE C

RESULTADOS OBTIDOS PELA SIMULAÇÃO ATRAVÉS DO SOFTWARE ROSA PARA AS PRESSÕES DE OPERAÇÃO AJUSTADAS TANTO NO SISTEMA DE ULTRAFILTRAÇÃO/OSMOSE INVERSA COMO NO SOFTWARE DE 6, 9, 11, 13 bar.

Para a pressão de 6 bar:

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes ROSA 8.0.3 ConfigDB U412142_201

Project: Projeto Mestrado 6 bar Case: 1

Ademir Moraes de Medeiros, LABDES 6/22/2017

Project Information: O projeto com simulação propõe avaliar o desempenho do sistema de (UF/OI) em termos de taxa de rejeição de componentes presentes na água, variando a pressão de alimentação da membrana de osmose inversa tanto para os experimentos como na simulação realizada pelo Software Rosa sob a mesma pressão de operação do sistema.

Case-specific: Simulação a uma Pressão de 6 bar e um TDS de aproximadamente 1.430 mg/L

System Details

Feed Flow to Stage 1	1.67 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.13 m ³ /h	Osmotic Pressure:
Raw Water Flow to System	1.67 m ³ /h	Pass 1 Recovery	7.88 %	Feed 1.01 bar
Feed Pressure	6.00 bar	Feed Temperature	28.2 C	Concentrate 1.09 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	1438.05 mg/l	Average 1.05 bar
Chem. Dose	None	Number of Elements	1	Average NDP 4.55 bar
Total Active Area	7.25 M ²	Average Pass1 Flux	18.12 l/mh	Power 0.35 kW
Water Classification:	Surface Water, SDI<5			Specific Energy 2.64 kWh/m ³

Feed Stage (m ³ /h)	Feed Element (bar)	Recirc #PV (m ³ /h)	Conc #EleFlow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flow (l/mh)	Press	Flow	Flux	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)	
1	BW30-4040	1	1	1	1.67	5.66	0.00	1.54	5.53	0.13	0.00	6.00	18.93
	18.12												

Pass Streams (mg/l as Ion)					
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Total
			Stage 1	Stage 1	
NH4+ + NH3	0.59	0.60	0.66	0.03	0.03
K	14.90	14.90	16.15	0.24	0.24
Na	357.30	366.81	397.70	5.60	5.60
Mg	63.30	63.30	68.67	0.49	0.49
Ca	50.50	50.50	54.79	0.38	0.38
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	0.32	0.32	0.38	0.00	0.00
HCO3	134.21	134.21	145.43	2.34	2.34
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	688.70	688.70	746.81	9.25	9.25
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	118.10	118.10	128.15	0.61	0.61

SiO2	0.60	0.60	0.65	0.01	0.01
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	7.37	7.36	7.39	7.27	7.27
TDS	1428.53	1438.05	1559.39	18.93	18.93
pH	7.30	7.30	7.33	5.69	5.69

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes ROSA 8.0.3

Project: Projeto Mestrado 6 Kgf-cm2
Ademir Moraes de Medeiros, LABDES

Design Warnings

-NoneSolubility Warnings

-None-

Stage Details

Perm Flow

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	7.30	7.30	7.33
Langelier Saturation Index	-0.42	-0.42	-0.33
Stiff & Davis Stability Index	-0.20	-0.20	-0.14
Ionic Strength (Molal)	0.03	0.03	0.03
TDS (mg/l)	1428.53	1438.05	1559.39
HCO3	134.21	134.21	145.43
CO2	7.37	7.37	7.39
CO3	0.32	0.32	0.38
CaSO4 (% Saturation)	1.08	1.08	1.22
BaSO4 (% Saturation)	0.00	0.00	0.00

Para a pressão de 9 bar

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes

ROSA 8.0.3

Project: Projeto Mestrado 9 Kgf-cm2

Case: 1

Ademir Morais, LABDES

6/22/2017

Project Information: O projeto com simulação propõe avaliar o desempenho do sistema de (UF/OI) em termos de taxa de rejeição de componentes presentes na água, variando a pressão de alimentação da membrana de osmose inversa tanto para a simulação realizada com o Software Rosa quanto para as bateladas sob a mesma pressão de operação.

Case-specific: Simulação a uma Pressão de 9 bar e um TDS de aproximadamente 1.070 mg/L

System Details

Feed Flow to Stage 1	1.67 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.17 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1.67 m ³ /h	Pass 1 Recovery	9.99 %	Feed	0.76 bar
Feed Pressure	9.00 bar	Feed Temperature	24.3 C	Concentrate	0.84 bar
Flow Factor	0.75	Feed TDS	1083.98 mg/l	Average	0.80 bar
Chem. Dose	None	Number of Elements	1	Average NDP	7.79 bar
Total Active Area	7.25 M ²	Average Pass 1 Flux	22.97 l/mh	Power	0.52 kW
Water Classification: Surface Water, SDI<5				Specific Energy	3.13 kWh/m ³

Feed Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Flow Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (l/mh)	Perm Boost Press (bar)	Perm Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1BW30-4040		1	1	1.67	8.66	0.00	1.50	8.52	0.17	22.97	0.009.00		8.98

Pass Streams (mg/l as Ion)						
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate	
			Stage 1		Stage 1	Total
NH4+ + NH3	1.08	1.10		1.24	0.05	0.05
K	3.50	3.50		3.88	0.03	0.03
Na	236.20	236.20		262.16	2.31	2.31
Mg	83.40	83.40		92.60	0.46	0.46
Ca	28.50	28.50		31.65	0.15	0.15
Sr	0.00	0.00		0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00		0.00	0.00	0.00
CO3	0.54	0.54		0.67	0.00	0.00
HCO3	131.77	131.77		146.09	1.54	1.54
NO3	0.00	0.00		0.00	0.00	0.00
Cl	537.80	554.26		615.29	4.31	4.31
F	0.00	0.00		0.00	0.00	0.00
SO4	43.00	43.00		47.76	0.14	0.14
SiO2	1.70	1.70		1.89	0.01	0.01
Boron	0.00	0.00		0.00	0.00	0.00
CO2	3.92	3.92		3.97	3.84	3.83
TDS	1067.49	1083.98		1203.21	8.98	8.98
pH	7.60	7.60		7.63	5.82	5.82

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes

ROSA 8.0.3

Project: Projeto Mestrado 9 bar Ademir Morais, LABDES

Design Warnings

-None

Solubility Warnings

-None-

Stage Details

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	7.60	7.60	7.63
Langelier Saturation Index	-0.45	-0.45	-0.33
Stiff & Davis Stability Index	-0.14	-0.14	-0.06
Ionic Strength (Molal)	0.02	0.02	0.03
TDS (mg/l)	1067.49	1083.98	1203.21
HCO ₃	131.77	131.77	146.09
CO ₂	3.92	3.92	3.97
CO ₃	0.54	0.54	0.67
CaSO ₄ (% Saturation)	0.24	0.24	0.29
BaSO ₄ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
SrSO ₄ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
CaF ₂ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
SiO ₂ (% Saturation)	1.38	1.38	1.53
Mg(OH) ₂ (% Saturation)	0.00	0.00	0.01
To balance: 16.46 mg/l Cl added to feed.			

Para a pressão de 11 bar:

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes

ROSA 8.0.3 ConfigDB U412142_201

Project: Projeto Mestrado 11 bar

Case: 1

Ademir Morais, LABDES

6/22/2017

Project Information: O projeto com simulação propõe avaliar o desempenho do sistema de (UF/OI) em termos de taxa de rejeição de componentes presentes na água, variando a pressão de alimentação da membrana de osmose inversa tanto para a simulação realizada com o Software Rosa quanto para as bateladas sob a mesma pressão de operação.

Case-specific: Simulação a uma Pressão de 11 bar e um TDS de aproximadamente 970 mg/L

System Details

Feed Flow to Stage 1	1.67 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.21 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1.67 m ³ /h	Pass 1 Recovery	12.33 %	Feed	0.70 bar
Feed Pressure	11.00 bar	Feed Temperature	24.2 C	Concentrate	0.79 bar
Flow Factor	0.75	Feed TDS	988.63 mg/l	Average	0.75 bar
Chem. Dose	None	Number of Elements	1	Average NDP	9.85 bar
Total Active Area	7.25 M ²	Average Pass 1 Flux	28.35 l/mh	Power	0.64 kW
Water Classification: Surface Water, SDI<5				Specific Energy	3.10 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (l/mh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	BW30-4040	1	1	1.67	10.66	0.00	1.46	10.53	0.21	28.35	0.00	11.00	7.58

Pass Streams (mg/l as Ion)						
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate	
			Stage 1	Stage 1	Stage 1	Total
NH4+ + NH3	0.80	0.82	0.95	0.03	0.03	0.03
K	4.00	4.00	4.56	0.03	0.03	0.03
Na	269.40	269.40	306.96	2.27	2.27	2.27
Mg	29.10	29.10	33.17	0.13	0.13	0.13
Ca	39.50	39.50	45.03	0.18	0.18	0.18
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	0.51	0.51	0.67	0.00	0.00	0.00
HCO3	134.21	134.21	152.73	1.38	1.38	1.38
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	447.30	461.38	525.77	3.43	3.43	3.43
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	48.00	48.00	54.73	0.14	0.14	0.14
SiO2	1.70	1.70	1.94	0.01	0.01	0.01
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	4.11	4.10	4.17	4.01	4.01	4.01
TDS	974.53	988.63	1126.48	7.58	7.58	7.58
pH	7.60	7.60	7.64	5.75	5.75	5.75

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes

ROSA 8.0.3 ConfigDB U412142_201

Project: Projeto Mestrado 11 bar

Case: 1

Ademir Morais, LABDES

6/22/2017

Design Warnings

-None-

Solubility Warnings

Stiff & Davis Stability Index > 0

Antiscalants may be required. Consult your antiscalant manufacturer for dosing and maximum allowable system recovery.

Stage Details

Stage 1 Element	Recovery	Perm Flow (m ³ /h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m ³ /h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0.12	0.21	7.58	1.67	988.63	10.66

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	7.60	7.60	7.64
Langelier Saturation Index	-0.30	-0.30	-0.15
Stiff & Davis Stability Index	0.09	0.09	0.19
Ionic Strength (Molal)	0.02	0.02	0.02
TDS (mg/l)	974.53	988.63	1126.48
HCO ₃	134.21	134.21	152.73
CO ₂	4.11	4.11	4.17
CO ₃	0.51	0.51	0.67
CaSO ₄ (% Saturation)	0.41	0.41	0.50
BaSO ₄ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
SrSO ₄ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
CaF ₂ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
SiO ₂ (% Saturation)	1.38	1.38	1.57
Mg(OH) ₂ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00

Para a pressão de 13 bar:

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes

ROSA 8.0.3 ConfigDB U412142_201

Project: Projeto Mestrado 13 bar

Case: 1

Ademir Morais, LABDES

8/29/2017

Project Information: O projeto com simulação propõe avaliar o desempenho do sistema de (UF/OI) em termos de taxa de rejeição de componentes presentes na água, variando a pressão de alimentação da membrana de osmose inversa tanto para a simulação realizada com o Software Rosa quanto para as bateladas sob a mesma pressão de operação.

Case-specific: Simulação a uma Pressão de bar e um TDS de aproximadamente 810 mg/L

System Details					
Feed Flow to Stage 1	1.67 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.29 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1.67 m ³ /h	Pass 1 Recovery	17.20 %	Feed	
	0.58 bar				
Feed Pressure	13.00 bar	Feed Temperature	25.2 C	Concentrate	
	0.69 bar				
Flow Factor	0.85	Feed TDS	819.50 mg/l	Average	
	0.64 bar				
Chem. Dose	None	Number of Elements	1	Average	
NDP	11.96 bar				
Total Active Area	7.25 M ²	Average Pass 1 Flux	39.64 lmh	Power 0.75 kW	
Water Classification: Surface Water, SDI<5				Specific Energy: 2.62 kWh/m ³	

Stage #Ele	Element Flow	#PV Press	Feed Boost Flow (m ³ /h) (bar)	Feed Perm Flow (bar) (mg/l)	Recirc Press (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Flux (bar)	Perm Press (m ³ /h)	Avg Press (lmh)	Perm TDS (bar)
1	BW304040	1 1	1.67	12.66	0.00	1.38	12.53	0.29	39.64	0.00
	13.00	5.18								

Pass Streams (mg/l as Ion)						
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate	
			Stage 1	Stage 1	Stage 1	Total
NH4+ + NH3	0.52	0.52	0.65	0.02	0.02	0.02
K	3.00	3.00	3.62	0.02	0.02	0.02
Na	198.30	198.30	239.20	1.40	1.40	1.40
Mg	45.60	45.60	55.03	0.19	0.19	0.19
Ca	25.00	25.00	30.17	0.10	0.10	0.10
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	0.52	0.52	0.76	0.00	0.00	0.00
HCO3	111.03	111.03	133.64	1.03	1.03	1.03
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	385.20	391.51	472.36	2.31	2.31	2.31
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	40.80	40.80	49.25	0.11	0.11	0.11
SiO2	3.20	3.20	3.86	0.02	0.02	0.02
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	2.70	2.70	2.80	2.61	2.61	2.61
TDS	813.17	819.50	988.55	5.18	5.18	5.18
pH	7.70	7.70	7.75	5.81	5.81	5.81

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes

ROSA 8.0.3 ConfigDB U412142_201

Project: Projeto Mestrado 13 bar

Case: 1

Ademir Morais, LABDES

8/29/2017

Design Warnings

WARNING: Maximum recommended element permeate flow rate has been exceeded. Please change your system design to reduce the element permeate flows. (Product: BW30-4040, Limit: 0.28m³/h)

Solubility Warnings

Stiff & Davis Stability Index > 0

Antiscalants may be required. Consult your antiscalant manufacturer for dosing and maximum allowable system recovery.

Stage Details

Stage	Element Recovery	Perm Flow (m ³ /h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m ³ /h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0.17	0.29	5.18	1.67	819.50	12.66

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	7.70	7.70	7.75
Langelier Saturation Index	-0.45	-0.45	-0.24
Stiff & Davis Stability Index	-0.02	-0.02	0.12
Ionic Strength (Molal)	0.02	0.02	0.02
TDS (mg/l)	813.17	819.50	988.55
HCO ₃	111.03	111.03	133.64
CO ₂	2.70	2.70	2.80
CO ₃	0.52	0.52	0.76
CaSO ₄ (% Saturation)	0.23	0.23	0.31
BaSO ₄ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
SrSO ₄ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
CaF ₂ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
SiO ₂ (% Saturation)	2.55	2.55	3.08
Mg(OH) ₂ (% Saturation)	0.00	0.00	0.01

Para 13 bar utilizando água de poço e de abastecimento:

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
 Project: Projeto Mestrado 13 Kgf-cm2
 Ademir Morais de Medeiros, LABDES

ROSA 8.0.3 ConfigDB U412142_201
 Case: 1
 10/13/2017

Project Information: O projeto com simulação propõe avaliar o desempenho do sistema de (UF/OI) em termos de taxa de rejeição de componentes presentes na água, variando a pressão de alimentação da membrana de osmose inversa tanto para os experimentos como na simulação realizada pelo Software Rosa sob a mesma pressão de operação do sistema.

Case-specific: Simulação a uma Pressão de 13 Kgf/cm2 e um TDS de aproximadamente 2370 mg/L

System Details

Feed Flow to Stage 1	1.60 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.25 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1.60 m ³ /h	Pass 1 Recovery	15.62 %	Feed	1.77 bar
Feed Pressure	13.26 bar	Feed Temperature	25.0 C	Concentrate	2.08 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	2570.66 mg/l	Average	1.92 bar
Chem. Dose	None	Number of Elements	1	Average NDP	10.95 bar
Total Active Area	7.25 M ²	Average Pass 1 Flux	34.50 lmh	Power	0.74 kW
Water Classification: Surface Supply SDI < 5				Specific Energy	2.95 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (lmh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	BW30-4040	1	1	1.60	12.92	0.00	1.35	12.80	0.25	34.50	0.00	0.00	17.71

Pass Streams (mg/l as Ion)					
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Total
			Stage 1	Stage 1	
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	6.30	6.30	7.46	0.05	0.05
Na	505.00	699.25	827.72	5.47	5.47
Mg	105.00	105.00	124.36	0.43	0.43
Ca	72.00	72.00	85.28	0.28	0.28
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	1.34	1.34	1.94	0.00	0.00
HCO3	245.24	245.24	289.54	2.29	2.29
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	1210.00	1210.00	1432.50	8.49	8.49
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	221.40	221.40	262.28	0.65	0.65
SiO2	10.13	10.13	11.99	0.05	0.05
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	6.50	6.40	6.76	6.40	6.40
TDS	2376.42	2570.66	3043.08	17.71	17.71
pH	7.60	7.60	7.64	5.76	5.76

*Permeate Flux reported by ROSA is calculated based on ACTIVE membrane area. DISCLAIMER: NO WARRANTY, EXPRESSED OR IMPLIED, AND NO WARRANTY OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE, IS GIVEN. Neither FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company assume any obligation or liability for results obtained or damages incurred from the application of this information. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, customer is responsible for determining whether products are appropriate for customer's use. FilmTec Corporation and The Dow Chemical Company assume no liability, if, as a result of customer's use of the ROSA membrane design software, the customer should be sued for alleged infringement of any patent not owned or controlled by the FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company.

file:///D:/ROSA/MyProjects/Projeto%20Mestrado%2013%20Kgf-cm201Detail.html

22/10/2017

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
 Project: Projeto Mestrado 13 Kgf-cm2
 Ademir Moraes de Medeiros, LABDES

ROSA 8.0.3 ConfigDB U412142_201
 Case: 1
 10/13/2017

Design Warnings

WARNING: Maximum element recovery has been exceeded. Please change your system design to reduce the element recoveries.
 (Product: BW30-4040, Limit: 15.00%)

WARNING: Maximum recommended element permeate flow rate has been exceeded. Please change your system design to reduce the element permeate flows. (Product: BW30-4040, Limit: 0.22m³/h)

Solubility Warnings

Langelier Saturation Index > 0

Stiff & Davis Stability Index > 0

Antiscalants may be required. Consult your antiscalant manufacturer for dosing and maximum allowable system recovery.

Stage Details

Stage	Element Recovery	Perm Flow (m ³ /h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m ³ /h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1	0.16	0.25	17.71	1.60	2570.66	12.92

Permeate Flux reported by ROSA is calculated based on ACTIVE membrane area. DISCLAIMER: NO WARRANTY, EXPRESSED OR IMPLIED, AND NO WARRANTY OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE, IS GIVEN. Neither FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company assume any obligation or liability for results obtained or damages incurred from the application of this information. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, customer is responsible for determining whether products are appropriate for customer's use. FilmTec Corporation and The Dow Chemical Company assume no liability, if, as a result of customer's use of the ROSA membrane design software, the customer should be sued for alleged infringement of any patent not owned or controlled by the FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company.

ROSA Detailed Report

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	7.60	7.60	7.64
Langelier Saturation Index	0.21	0.21	0.38
Stiff & Davis Stability Index	0.26	0.26	0.34
Ionic Strength (Molal)	0.05	0.05	0.06
TDS (mg/l)	2376.42	2570.66	3043.08
HCO ₃	245.24	245.24	289.54
CO ₂	6.50	6.50	6.76
CO ₃	1.34	1.34	1.94
CaSO ₄ (% Saturation)	2.27	2.36	2.74
BaSO ₄ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
SrSO ₄ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
CaF ₂ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
SiO ₂ (% Saturation)	8.10	12.44	9.59
Mg(OH) ₂ (% Saturation)	0.01	0.01	0.01

To balance: 194.25 mg/l Na added to feed.

Para 15 bar, utilizando água de poço:

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes

ROSA 8.0.3 ConfigDB U412142_201

Project: Projeto Mestrado 15 Kgf-cm2

Case: 1

Ademir Moraes de Medeiros, LABDES

10/5/2017

Project Information: O projeto com simulação propõe avaliar o desempenho do sistema de (UF/OI) em termos de taxa de rejeição de componentes presentes na água, variando a pressão de alimentação da membrana de osmose inversa tanto para os experimentos como na simulação realizada pelo Software Rosa sob a mesma pressão de operação do sistema.

Case-specific: Simulação a uma Pressão de 15 Kgf/cm2 e um TDS de aproximadamente 3.730 mg/L

System Details

Feed Flow to Stage 1	1.67 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.25 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1.67 m ³ /h	Pass 1 Recovery	15.00 %	Feed	2.82 bar
Feed Pressure	14.94 bar	Feed Temperature	25.0 C	Concentrate	3.30 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	4043.42 mg/l	Average	3.06 bar
Chem. Dose	None	Number of Elements	1	Average NDP	11.49 bar
Total Active Area	7.25 M ²	Average Pass 1 Flux	34.50 l/mh	Power	0.86 kW
Water Classification: Well Water SDI < 3				Specific Energy	3.46 kWh/m ³

Stage	Element	#PV	#Ele	Feed Flow (m ³ /h)	Feed Press (bar)	Recirc Flow (m ³ /h)	Conc Flow (m ³ /h)	Conc Press (bar)	Perm Flow (m ³ /h)	Avg Flux (l/mh)	Perm Press (bar)	Boost Press (bar)	Perm TDS (mg/l)
1	BW30-4040	1	1	1.67	14.59	0.00	1.42	14.47	0.25	34.50	0.00	0.00	29.51

Pass Streams (mg/l as Ion)					
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Total
			Stage 1	Stage 1	
NH4+ + NH3	0.90	0.92	1.10	0.04	0.04
K	9.40	9.40	11.00	0.31	0.31
Na	1219.90	1219.90	1433.48	9.52	9.52
Mg	120.60	120.60	141.80	0.47	0.47
Ca	72.00	72.00	84.66	0.27	0.27
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	2.55	2.55	3.61	0.00	0.00
HCO3	375.79	375.79	440.28	3.38	3.38
NO3	5.40	5.40	6.24	0.66	0.66
Cl	1622.40	1928.05	2265.80	13.97	13.97
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	295.30	295.30	347.26	0.84	0.84
SiO2	13.50	13.50	15.87	0.07	0.07
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	9.20	9.10	9.66	9.10	9.10
TDS	3737.75	4043.42	4751.08	29.51	29.51
pH	7.60	7.60	7.63	5.76	5.76

*Permeate Flux reported by ROSA is calculated based on ACTIVE membrane area. DISCLAIMER: NO WARRANTY, EXPRESSED OR IMPLIED, AND NO WARRANTY OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE, IS GIVEN. Neither FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company assume any obligation or liability for results obtained or damages incurred from the application of this information. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, customer is responsible for determining whether products are appropriate for customer's use. FilmTec Corporation and The Dow Chemical Company assume no liability, if, as a result of customer's use of the ROSA membrane design software, the customer should be sued for alleged infringement of any patent not owned or controlled by the FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company.

Reverse Osmosis System Analysis for FILMTEC™ Membranes
 Project: Projeto Mestrado 15 Kgf-cm2
 Ademir Morais de Medeiros, LABDES

ROSA 8.0.3 ConfigDB U412142_201
 Case: 1
 10/5/2017

Design Warnings

-None-

Solubility Warnings

Langelier Saturation Index > 0

Stiff & Davis Stability Index > 0

Antiscalants may be required. Consult your antiscalant manufacturer for dosing and maximum allowable system recovery.

Stage Details

Stage	Element	Recovery	Perm Flow (m ³ /h)	Perm TDS (mg/l)	Feed Flow (m ³ /h)	Feed TDS (mg/l)	Feed Press (bar)
1		0.15	0.25	29.51	1.67	4043.42	14.59

Pentate Flux reported by ROSA is calculated based on ACTIVE membrane area. DISCLAIMER: NO WARRANTY, EXPRESSED OR IMPLIED, AND NO WARRANTY OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE, IS GIVEN. Neither FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company assume any obligation or liability for results obtained or damages incurred from the application of this information. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, customer is responsible for determining whether products are appropriate for customer's use. FilmTec Corporation and The Dow Chemical Company assume no liability, if, as a result of customer's use of the ROSA membrane design software, the customer should be sued for alleged infringement of any patent not owned or controlled by the FilmTec Corporation nor The Dow Chemical Company.

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	7.60	7.60	7.63
Langelier Saturation Index	0.38	0.38	0.54
Stiff & Davis Stability Index	0.27	0.27	0.35
Ionic Strength (Molal)	0.07	0.08	0.09
TDS (mg/l)	3737.75	4043.42	4751.08
HCO ₃	375.79	375.79	440.28
CO ₂	9.20	9.20	9.65
CO ₃	2.55	2.55	3.61
CaSO ₄ (% Saturation)	2.32	2.30	2.77
BaSO ₄ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
SrSO ₄ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
CaF ₂ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
SiO ₂ (% Saturation)	10.80	10.80	12.70
Mg(OH) ₂ (% Saturation)	0.01	0.01	0.01

To balance: 305.65 mg/l Cl added to feed.

Apêndice D

OS PROCEDIMENTOS ANALÍTICOS ADOTADOS NA REALIZAÇÃO DAS ANÁLISES NO LABDES, NAS ANÁLISES DAS AMOSTRAS DE ÁGUA ADOTOU-SE COMO REFERÊNCIA OS MÉTODOS EXPOSTOS NO *STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER*, 2010.

- Parâmetros físico-químicos

- ❖ Cor

Utilizou-se para as medições de cor um colorímetro com disco de cor, com um tubo de ensaio com água deionizada como a prova em branco, no outro tubo ao lado colocou a amostra a ser comparada com a água deionizada que é um referencial, pois o seu valor é igual a zero. A faixa de medição do aparelho é de 0 a 250 Unidade de Hazen (mg Pt-Co/L) e também utilizou um colorímetro portátil da marca AKSO que a faixa de medição do aparelho é de 0 a 1000 Unidade de Hazen (mg Pt-Co/L). De acordo com a legislação vigente que é a portaria 2914/2011 do Ministério da Saúde o valor máximo permissível para a cor em amostras de água é de 15 (mg Pt-Co/l).

- ❖ Turbidez

Nas análises de determinações de turbidez, analisou-se através de um turbidímetro, onde a amostra que vai ser analisada é condicionada em cubetas para análise, a faixa de leitura do equipamento é de 0 a 1000 UT (unidade de turbidez). O valor máximo de acordo com o padrão permissível regulamentado pela portaria 518 para potabilidade humana é recomendam águas com turbidez de até 5 UT.

- ❖ Condutividade elétrica

O método de determinação da condutividade realizou-se por meio de análise instrumental em um condutivímetro da marca DEL LAB, o equipamento foi calibrado com uma solução de KCl 149,6 $\mu\text{MHO}/\text{cm}$ a 25°C , em seguida foi realizada a lavagem da célula com água deionizada e retirado o excesso da água na célula com papel absorvente e por final realizou-se as medidas da condutividade elétricas das amostras.

❖ pH

Foi realizado através de um potenciômetro. Para o uso do pHmetro foi lavado o eletrodo com água deionizada e o excesso foi absorvido com papel absorvente, foi utilizado as soluções buffer com pH 7.0 e 4.0 para calibração do equipamento, observando que entre uma solução e outra e após realizou-se a lavagem do eletrodo com água deionizada e retirado o excesso de água com papel. A sensibilidade do equipamento para a calibração sempre ficou próximo a 100 % para mais ou para menos, ao final do procedimento de calibração mediu-se o pH das amostras. Nessas medições utilizou-se tanto o pHmetro de bancada Hanna HI 8424 pH meter, quanto o pHmetro portátil Medidor pH Digital Água Lcd pHmetro ATC.

❖ Alcalinidade

Na determinação da alcalinidade dos componentes que causam a alcalinidade o método empregado foi o método titulométrico de neutralização, utilizando o ácido sulfúrico como titulante a $0,01 \text{ mol.L}^{-1}$, os indicadores usados para o carbonato foi a fenolftaleína e para bicarbonatos o alaranjado de metila, tomou-se 25 ml da amostra e adicionou-se 3 gotas de fenolftaleína, com a aparição da cor rosa o ponto final da titulação foi observado pelo deslocamento do indicador. Nessa mesma amostra adicionou-se 3 gotas de alaranjado de metila e o de final foi observado pela mudança de cor de amarelo para laranja avermelhado.

❖ Dureza em cálcio (Ca^{2+}) e magnésio (Mg^{2+})

Realizadas pelo método titulométrico de complexação com EDTA. Para a análise de cálcio utilizou-se solução de EDTA ($0,025 \text{ mol.L}^{-1}$), NaOH (1 mol.L^{-1}) e como indicador a murexida. Para a análise tomou-se 25 ml da amostra, e adicionou-se 1 mL de NaOH, para ajustar o pH a faixa de análise que é entre 12 e 13, logo após adicionou-se o indicador murexida obtendo uma coloração róseo claro e após a titulação lentamente com o EDTA $0,025 \text{ mol.L}^{-1}$, mudou da coloração róseo para lilás.

Na análise de determinação do magnésio utilizou-se solução de EDTA $0,025 \text{ mol.L}^{-1}$, solução tampão pH 10 e o indicador negro de eriocromo – T. Pipetou-se 25 ml da amostra adicionou 2 ml da solução tampão pH 10 e uma pequena porção do indicador de eriocromo surgindo uma coloração vinho, titulou-se com EDTA $0,025 \text{ mol.L}^{-1}$ o ponto final indicou uma mudança de cor do vinho para azul.

Observando que o volume gasto de EDTA na titulação de magnésio deve ser o volume total gasto na titulação menos o volume de EDTA gasto na determinação de cálcio, pois o indicador eriocromo indica a presença de cálcio e magnésio.

❖ Cloreto (Cl^-)

Determinados pelo método titulométrico conhecido como método argentimétrico (método de Mohr), de forma que os íons cloretos são precipitados na forma de cloreto de prata utilizando uma solução de nitrato de prata $0,05 \text{ mol.L}^{-1}$, e o cromato de potássio como indicador do ponto final da reação. Pipetou-se 25 mL de alíquota da amostra, e para as amostras em que o pH não estava na faixa de 6,5 a 10 ajustou o pH, adicionou-se 3 gotas de solução indicadora de cromato de potássio, e foi titulada sob agitação constante com a solução titulante.

❖ Sílica

A quantificação via análise colorimétricas. Em um pH de aproximadamente 1,2 o molibdato de amônio reage com o silicato e qualquer fosfato presente, produzindo ácido molibdosilícico e ácido molibdofosfórico, restando o ácido molibdosilícico de cor amarela, cuja intensidade corresponde à concentração de sílica na amostra. Os reagentes descritos anteriormente correspondem ao SI-S1 e SI-S2, que são utilizados na execução do método onde: adicionou-se 20 gotas do SI-S1 em 10 mL da amostra numa cubeta do Smart Colorímetro, que é submetida a agitação e aguarda 5 minutos posteriormente adiciona 4 gotas do SI-S2 e agita, aguarda 1 minuto e realiza a leitura.

❖ Ferro total

O método de análise para analisar o ferro foi pelo método colorimétrico, que o princípio se baseia na formação de um complexo róseo entre os sais de ferro (II) com ferro espectral. Os cátions de ferro (III) são reduzidos no meio reacional, apresentando resposta igual aos cátions de ferro (II). O pH ideal da reação é de 3,0 a 7,5. Tornando inconsistentes leituras em soluções com $\text{pH} \gg 8,0$.

Em soluções muito ácidas é necessário a adição de mais uma gota do reagente colorimétrico para que o desenvolvimento da reação seja satisfatório. Colocar em uma cubeta do Colorímetro 10 mL da amostra, adicionar 2 gotas do reagente FE-S1 na cubeta com a amostra, agitar levemente e aguardar 5 minutos até que a leitura seja realizada.

❖ Amônia

O método colorimétrico baseia-se na reação entre o cátion NH_4^+ e o complexo $(\text{HgI}_4)^{2-}$: $\text{NH}_4^+ + 2(\text{HgI}_4)^{2-} + 4\text{OH}^- \rightarrow \text{HgO} \cdot \text{Hg}(\text{NH}_2)\text{I} \downarrow + 7\text{I}^- + 3\text{H}_2\text{O}$, o amidiodeto básico de mercúrio formado leva a uma coloração entre amarelo e marrom, consoante a concentração de amônia envolvida. Com o passar do tempo o composto agrega em cristais e precipita. O procedimento da análise foi em uma alíquota de 10 mL para cada amostra e 4 gotas do reagente

AM-S1 com espera de 30 minutos antes da leitura. Proceder da mesma forma para a prova em branco.

❖ Sulfato

O sulfato foi quantificado pelo método espectrofotométrico. O comprimento de onda selecionado foi de 420 nm, uma solução acética "A" serviu para amostras com concentrações altas que necessitava diluições e a solução acética "B" serviu para amostras com concentrações de sulfato baixíssimas, uma vez que a solução "B" possui uma pequena quantidade de sulfato.

Pipetou-se 50 ml das amostras e sob agitação durante um minuto, adiciona-se 10 ml da solução acética com aproximadamente 0,5 g de cloreto de bário, em seguida transferiu-se uma porção para uma cubeta e realizou-se a leitura da absorbância, procedeu-se do mesmo modo para modo para a prova em branco.

❖ Nitrato

O método baseia-se na redução de nitrato presente na amostra a nitrito. O nitrito é então determinado pela formação de um azo corante, por coagulação entre ácido sulfanílico diazotado e dicloridrato de N-(1 nafty)-etilenodiamina, em um pH entre 2,0 e 2,5. Foi transferido 10 ml de amostra na cubeta onde adicionou-se 4 gotas de NTA-S1 com agitação, 2 gotas de NTA-S2 e aguardou-se 5 minutos para adicionar 5 gotas de NTA-S3 sob agitação e esperou 5 minutos, por último adicionou 4 gotas de NTA-S4 sob forte agitação e após 15 minutos realizou-se a leitura no Smart colorímetro.

❖ Nitrito

Assim como acontece com o nitrato, o nitrito é determinado pela formação de um azo corante, por copulação entre ácido sulfanílico diazotado e dicloridrato de N-1(1 naftyl)-etilenodiamina, em uma faixa de pH entre 2,0 e 2,5. Como o ácido sulfanílico é gerado no meio pela reação entre o ácido sulfanílico adicionado e o nitrito presente na amostra, a intensidade da coloração final depende da concentração de nitrito na amostra.

❖ Sódio e potássio

A técnica de espectrofotometria de chama foi utilizada para a determinação de sódio e de potássio, sua calibração prévia é realizada por meio inserção de um capilar do fotômetro em um becker com água deionizada que expressa o a concentração 0 mg.L^{-1} seguida de uma solução padrão. Em que os íons são quantificados pela quantidade de radiação emitida pelas espécies iônicas excitadas. Após a calibração do aparelho realizou-se as leituras das amostras.

❖ Dióxido de carbono

A Metodologia para Determinação de Dióxido de Carbono livre foi a seguinte:

Titulação com Hidróxido de Sódio Material necessário:

- I. bureta de 50 ml;
- II. frasco Erlenmeyer de 250 ml;
- III. pipeta volumétrica de 100 ml;
- IV. rolha de borracha;
- V. hidróxido de Sódio $0,02\text{N}$;
- VI. fenolftaleína.
- VII. pH metro

Método

- a) tomar 100 ml de amostra (sem agitar) em um Erlenmeyer;
- b) adicionar 10 gotas de fenolftaleína, se colorir, não contém CO_2 , se não colorir, prosseguir;
- c) titular com a solução de Hidróxido de Sódio (NaOH) $0,02 \text{ mol.L}^{-1}$ gota a gota até o aparecimento de leve coloração rósea persistente por pelo menos 30 segundos;
- d) anotar o volume (ml) de NaOH gasto (V).

Cálculo: $V \times 10 \times Fc = \text{mg/L de CO}_2 \text{ livre}$

Onde:

A = mg/l CO₂ livre;

Apêndice E

FICHA TÉCNICA DA TORRE DE RESFRIAMENTO:

KÖRPER

TORRE DE RESFRIAMENTO

SÉRIE Q40

- Capacidade de resfriamento de até 12 m³/h.
- Acionamento direto.
- Corpo autoportante, construído com PPRV (plástico reforçado com fibra de vidro) com proteção UV. - **AP**
- Sistema de distribuição de água fixo, com bicos aspersores auto limpantes fabricados com polipropileno.
- Eliminador de gotas de polipropileno.
- Enchimento tipo grade, fabricado de polipropileno.
- Estrutura metálica de aço carbono galvanizado a fogo.
- Tubulações internas de polipropileno.
- Conexões de entrada e saída através de tubos flexíveis.
- Hélices de última geração e alta performance, com pás de polipropileno reforçado com fibra de vidro e cubo de alumínio. - **AP**
- Motor elétrico com rendimento adequado a lei de eficiência energética*. - **AP**
- Excelente rendimento térmico. - **AP**
- Níveis de ruído standard e reduzido.
- Completa, com dreno, boia e overflow.
- Fabricação 100% nacional.



OPCIONAL

- Estrutura metálica de aço inoxidável.

APLICAÇÃO

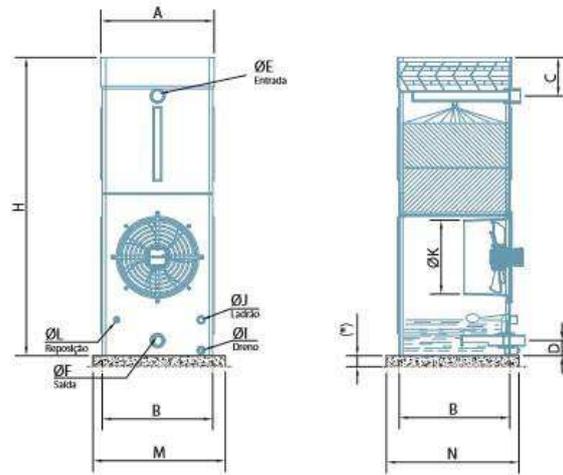
- Todos os tipos de indústrias.
- Ideal para pequenas capacidades e espaços de instalação.

TECNOLOGIA AP - Sempre atenta às novas demandas do mercado a Körper acaba de incrementar às suas séries de torres de resfriamento a **TECNOLOGIA AP**, que referencia projetos de equipamentos de **Alta Performance**, mais compactos, com menor consumo de água e energia, sem qualquer interferência na sua capacidade de resfriamento, garantindo máxima produtividade e desempenho.

Agrega ainda outros inúmeros benefícios como baixo custo operacional, baixo nível de ruído e vibração, vida útil estendida e fácil manutenção. *Além disso, o nível de rendimento dos motores atende integralmente aos valores estabelecidos na Portaria 553 da lei de eficiência energética 10.295, em vigor desde jan/2010.

INFORMAÇÕES TÉCNICAS

G. Andrade



NÍVEL DE RUÍDO
 T - Standard
 L - Reduzido

Mo- delo	Dimensões principais (mm)					Conexões hidráulicas					Conjunto ventilador		Pressão na Entrada (mca)	Base assenta- mento (mm)		Peso (kg)		
	A	B	H	C	D	ØE	ØF	ØI	ØJ	ØL	ØK	T		L	M	N	Em- barque	Opera- ção
												Potência (cv)		Potência (cv)				
Q40/3	675	610	1300	180	90	1.1/2"	2"	3/4"	1.1/4"	3/4"	400	0.5	0.5	0.3	710	710	48	132
Q40/6	675	610	1675	180	90	2"	2"	3/4"	1.1/4"	3/4"	400	0.5	0.5	0.3	710	710	58	143
Q40/9	675	610	2000	180	90	2"	2"	3/4"	1.1/4"	3/4"	400	0.5	0.5	0.3	710	710	65	151

A Körper se reserva o direito de alterar a qualquer momento as informações e especificações contidas neste catálogo sem prévio aviso. Consulte sempre nosso departamento técnico para informações detalhadas. É um momento de história.

KÖRPER



www.korper.com.br | vendas@korper.com.br
 Rua José Capretz, 301 | Jundiaí | SP | CEP 13213-095

[11] 4525 2122

Apêndice F: Metodologia e resultados de limpeza química das membrana de ultrafiltração e osmose inversa

A limpeza química promove a remoção de impurezas como micro-organismos e sais inorgânicos presentes na superfície das membranas pela ação de solução básica de **NaOH (pH = 10)** e da solução de ácido cítrico **H₃C₅O₇ (pH = 3)**. Os dados encontram-se no **apêndice F**.

A sequência da limpeza química foi na seguinte ordem, primeiramente realizou-se na membrana de ultrafiltração e em seguida na membrana de osmose inversa, esta limpeza é composto de duas fases, uma realizada com uma solução básica e a outra com uma solução ácida. Essas etapas ocorreram da seguinte forma:

SOLUÇÃO BÁSICA

- Preparou uma solução de 100 litros de solução básica de NaOH (pH = 10,80) em um reator de mistura;
- Conectou-se a membrana ao reator de mistura para dar início à limpeza química;
- Deixou-se circular a solução de NaOH no elemento de membrana no tempo de 1 minuto para que se ocasione a retirada do restante de água que o sistema continha no seu interior;
- Em seguida conectou-se a saída do concentrado da membrana com o reator de mistura para dá início ao processo de limpeza com NaOH;
- Iniciou-se o processo, coletando os dados como pH, temperatura e condutividade do reator e do concentrado da membrana no tempo 0 mim, e em seguida a cada 10 minutos;
- Quando o pH do reator (alimentação da membrana) se igualou ao pH do concentrado da membrana ocorreu a repetição destes valores no tempo de 20 mim e deixou-se até o tempo de 90 minutos, isso para a membrana de ultrafiltração, já para a membrana de osmose inversa, o pH do reator no tempo de 10 minutos se igualou com o pH da membrana, no entanto, deixou até o tempo de 90 minutos.
- Logo em seguida a membrana foi deixada de molho por aproximadamente 1 hora, e em seguida ocorreu o enxágue para dar início a limpeza química com a solução ácida;

SOLUÇÃO ÁCIDA

- Preparou uma solução de 100 litros de solução de ácido cítrico $\text{H}_8\text{C}_5\text{O}_7$ (**pH = 3, 1**) para a membrana de ultrafiltração e outra de ácido clorídrico **HCl (pH= 3,21)** para membrana de osmose inversa;
- Conectou-se a membrana ao reator de mistura para à limpeza química;
- Deixou-se circular a solução de ácido para o elemento de membrana no tempo de 1 minuto para que ocasione a retirada do resto de água que o sistema continha após o enxágue ocorrido anteriormente no seu interior;
- Em seguida, conectou-se a saída do concentrado da membrana com o reator de mistura para dá início ao processo de limpeza com ácido;
- Iniciou-se o processo, coletou os dados como pH, temperatura e condutividade do reator e do concentrado da membrana no tempo 0 minutos, e em seguida a cada 10 minutos;
- Quando o pH do reator (alimentação da membrana) se igualou ao pH do concentrado da membrana ocorreu a repetição destes valores no tempo de 20 mim e deixou até o tempo de 100 minutos, isso para a membrana de ultrafiltração, já para a membrana de osmose inversa, o pH do reator no tempo de 60 minutos se igualou com o pH da membrana, no entanto, deixou até o tempo de 100 minutos.
- Logo em seguida a membrana foi deixada de molho por aproximadamente 1 hora, e em seguida ocorreu o da mesma.

Resultado da limpeza química da membrana de Ultrafiltração

Tabela 8 : Variação do pH, temperatura e condutividade em função do tempo para a membrana de ultrafiltração

Limpeza básica da membrana de ultrafiltração SFD 2880

Tempo (min)	Alimentação			Concentrado		
	pH	t (°C)	K (mS/cm ² hmo)	pH	T (°C)	K (mS/cm ² hmo)
0	10,80	25,3	2,65	10,80	25,3	2,65
10	10,70	25,4	2,58	10,73	25,6	2,58
20	10,63	25,5	2,54	10,65	25,8	2,58
30	10,56	25,4	2,50	10,56	25,8	2,58
40	10,55	25,3	2,51	10,55	25,2	2,51
60	10,53	25,2	2,55	10,53	25,2	2,55
70	10,56	25,8	2,54	10,56	25,6	2,54
80	10,56	25,9	2,50	10,55	25,8	2,50
90	10,54	25,6	2,50	10,54	25,8	2,50

Limpeza ácida da membrana de ultrafiltração SFD 2880

Tempo (min)	Alimentação			Concentrado		
	pH	t (°C)	K (mS/cm ² hmo)	pH	T (°C)	K (mS/cm ² hmo)
0	3,10	25,2	1,224	3,10	26,2	1,224
10	3,16	26,1	1,224	3,25	26,1	1,202
20	3,41	25,8	1,175	3,41	26,1	1,184
30	3,38	26,0	1,176	3,36	26,1	1,180
40	3,38	26,2	1,186	3,36	26,0	1,188
60	3,32	26,1	1,179	3,31	26,2	1,184
70	3,36	26,2	1,183	3,35	26,2	1,191
80	3,36	26,6	1,188	3,35	26,5	1,193
90	3,35	26,5	1,189	3,35	26,6	1,191
100	3,36	26,6	1,181	3,36	26,5	1,183

Apêndice G: Resultados de Índice de Densidade de Sedimentos

Na determinação do Índice de Densidade de Sedimentos foi utilizado um equipamento básico de medição do IDS sob uma pressão de 2,1 Kgf/cm², que posteriormente atravessa a membrana com porosidade de 0,45 μ para serem calculados os três tempos: o primeiro intervalo (t_i) foi o tempo necessário para a coleta dos primeiros 500 mL de permeado que foi igual a 13,58 min, em seguida o segundo intervalo de tempo (t_i) foi de 44,22 minutos, o qual é o intervalo de tempo entre o término da coleta dos primeiros 500 ml de permeado e o início da coleta da segunda alíquota de 500 mL de permeado obteve-se um valor de 4,6.

O terceiro intervalo de tempo (t_i) foi o tempo necessário para a coleta dos últimos 500 mL de permeado. O tempo padrão para t_i são 15 minutos. O IDS é determinado através da equação a seguir, obteve um valor médio de **4,6** a seguir:

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

Os testes e análises foram feitos na água de alimentação do sistema de ultrafiltração e osmose inversa. O procedimento para realização do índice de Saturação de Langelier realizado a partir das análises físico-químicas das amostras das águas coletadas para o cálculo do ISL.