



CENTRO FEDERAL DE EDUCAÇÃO TECNOLÓGICA
DEPARTAMENTO DE CIÊNCIA E TECNOLOGIA AMBIENTAL
GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AMBIENTAL E SANITÁRIA

DESSALINIZAÇÃO ATRAVÉS DE NANOFILTRAÇÃO:
ESTUDO DE CASO DO CÓRREGO MULUNGU

ÉRICA ROXANNE SOUZA RODRIGUES

Belo Horizonte

2016

ÉRICA ROXANNE SOUZA RODRIGUES

DESSALINIZAÇÃO ATRAVÉS DE NANOFILTRAÇÃO:
ESTUDO DE CASO DO CÓRREGO MULUNGU

Trabalho apresentado como requisito para aprovação na disciplina de Trabalho de Conclusão de Curso II do curso de Engenharia Ambiental e Sanitária no Centro Federal de Educação Tecnológica de Minas Gerais.

Orientadora: Prof^a. Dr^a. Patrícia Sueli de Rezende

Co-Orientadora: Prof^a. Dr^a Luzia Sergina de França Neta

Belo Horizonte

2016

Rodrigues, Érica Roxanne Souza.

S--

Dessalinização através da membrana de Nanofiltração NF-90: Estudo de caso do Córrego Mulungu/ Rodrigues, Érica Roxanne Souza. Registro: 2016.

61f;--cm.

Orientadora: Prof^a. Dr^a. Patrícia Sueli de Rezende

Co-Orientadora: Prof^a. Dr^a Luzia Sergina de França Neta

Trabalho de conclusão de curso (Graduação) – Centro Federal de Educação Tecnológica de Minas Gerais, 2016

1.Dessalinização. 2. Semiárido. 3. Nanofiltração. 4. Córrego Mulungu. 5.ROSA. I. Rodrigues, Érica Roxanne Souza Rodrigues II. Centro Federal de Educação Tecnológica de Minas Gerais. III. Dessalinização através da membrana de Nanofiltração NF-90: Estudo de caso do Córrego Mulungu

CDD -----



Serviço Público Federal – Ministério da Educação
Centro Federal de Educação Tecnológica de Minas Gerais
**CURSO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENGENHARIA
AMBIENTAL E SANITÁRIA**

**ATA DE DEFESA FINAL
TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO II**

Aos dois dias do mês de Dezembro de 2016, no Campus I do Centro Federal de Educação Tecnológica de Minas Gerais, reuniram-se os professores Patrícia Sueli de Rezende, Lúcia Sergina de França Neta, Patrícia Prociópio Pontes e Wagner Guadagnin Moreira, para participarem da banca de avaliação do Trabalho de Conclusão de Curso intitulado *“Desalinação através de nanofiltração: Estudo de caso do Córrego Malanga”* de autoria do aluno Érica Roxanne Souza Rodrigues, do curso de Engenharia de Ambiental e Sanitária. Uma vez avaliado, o trabalho foi declarado:

- Aprovado.
 Reprovado.

Belo Horizonte, 02 de Dezembro de 2016.

Banca Examinadora:

Prof. Orientador – Patrícia Sueli de Rezende

Prof. Co-Orientador – Lúcia Sergina de França Neta

Prof. Patrícia Prociópio Pontes

Prof. Wagner Guadagnin Moreira

ÉRICA ROXANNE SOUZA RODRIGUES

Trabalho apresentado como requisito para aprovação na disciplina de Trabalho de Conclusão de Curso II do curso de Engenharia Ambiental e Sanitária no Centro Federal de Educação Tecnológica de Minas Gerais.

Érica Roxanne

Érica Roxanne Souza Rodrigues

Patrícia Sueli de Rezende

Orientadora: Prof.^a Dr.^a Patrícia Sueli de Rezende

Luzia Sergina de França Neta

Co-Orientadora: Prof.^a Dr.^a Luzia Sergina de França Neta

Belo Horizonte

2016

RESUMO

RODRIGUES, E. R. S. *Dessalinização através de nanofiltração: Estudo de caso do Córrego Mulungu*. 2016. 61f. Monografia (Graduação em Engenharia Ambiental e Sanitária) – Departamento de Ciência e Tecnologia Ambiental, Centro Federal de Educação Tecnológica de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2016.

Apesar de ser considerado um país rico em água doce, o Brasil não se encontra livre de problemas quanto à escassez hídrica. Essa situação se agrava considerando regiões onde há alta demanda hídrica, locais populosos como Rio de Janeiro e São Paulo, e em especial na região semiárida do país. O semiárido enfrenta problemas como baixa precipitação e condições geológicas que favorecem a salinidade das águas. Parte do norte de Minas Gerais, incluindo a cidade de Jordânia, também sofre com a escassez e se faz parte da região semiárida do país. Busca-se uma forma de contornar a problemática, ou ao menos minimizá-la, e a dessalinização se apresenta como uma opção viável. Processos que promovem a dessalinização podem ser realizados por destilação, evaporação, congelamento ou por processos de separação por membrana. O foco do trabalho é o tratamento da água salobra mediante uso do processo de separação por membranas, especificamente a nanofiltração que apresenta uma eficiência significativa na remoção de sais, transformando a água de salina ou salobra em água doce. A eficiência do uso do processo de nanofiltração foi avaliada mediante a remoção de sais de $MgSO_4$ e KCl com diferentes concentrações com o intuito de simular uma água salobra. Os dados obtidos com a solução sintética foram comparados ao teste de permeação utilizando uma amostra real de água salobra oriunda do Córrego Mulungu do município de Jordânia. A eficiência de remoção variou de 20% a 92% para as soluções sintéticas de KCl e $MgSO_4$, respectivamente e de 90% para a amostra real. Esses resultados comprovam a eficácia do sistema, podendo ser aplicado na região de estudo. Os resultados obtidos em laboratório foram utilizados para alimentar o software Reverse Osmosis System Analysis (ROSA) que simula as condições para implantação de uma unidade real utilizando membranas de nanofiltração ou osmose inversa, possibilitando dessa forma comparar diferentes parâmetros para obter dados sobre a qualidade final da água.

Palavras-chave: Dessalinização, Semiárido, Nanofiltração, Reverse Osmosis System Analysis(ROSA).

ABSTRACT

RODRIGUES, E. R. S. *Desalination through Nanofiltration: case study of the Mulungu Stream*. 2016. 61f. Graduation Monography (Environmental and Sanitary Engineering) – Science and Technology Environmental Department, Federal Center of Technology of Minas Gerais. Belo Horizonte, 2016.

Although being considered a rich country when it comes to fresh water, Brazil is not free from water scarcity problems. This situation worsens in regions where there are high hydro demand, places like Rio de Janeiro and São Paulo, and especially in the semiarid region of the country. The semiarid faces problems like low precipitation and geological conditions that favours the salinity of waters. Part of the north of Minas Gerais, including the city of Jordânia, suffers from water scarcity as well and is a part of the semiarid region of the country. A way to contour the problem, or at least make it smaller, has been searched and desalination presents as a viable option. Process that promote desalination can be accomplished by distillation, evaporation, frozen or through membrane separation processes. The paper focus on water treatment through the Nanofiltration membrane, that presents a significant efficiency in salts removal, transforming the water from saline or brackish to fresh. The efficiency of the nanofiltration process was evaluated through the removal of ions $MgSO_4$ and KCl with different concentrations in order to simulate a brackish water. The data obtained with the synthetic solution was compared to the permeation test using a real sample from Mulungu Stream of the city of Jordânia. The removal efficiency variates from 20% to 92% on the synthetic solutions of $MgSO_4$ and KCl and of 90% to the real sample. These results prove the effectiveness of the system, enabling it to be applied to the study case. The results obtained in laboratory were used in the software Reverse Osmosis System Analysis (ROSA) that simulates conditions to implant a real unity using nanofiltration or reverse osmosis membranes allowing a comparison of different parameters to obtain data on the final quality.

Key-words: Desalination, Semiarid, Nanofiltration, Reverse Osmosis System Analysis (ROSA).

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Condutividade da Água.....	12
Tabela 2: Condutividade a 25°C.....	12
Tabela 3: Principais processos com membranas e a força motriz necessária à separação	16
Tabela 4: Características relevantes dos processos de separação por membranas	18
Tabela 5: Valores de IL e formação de incrustações na superfície da membrana de OI.....	23
Tabela 6: Limites de operação da membrana NF 90/2540	27
Tabela 7: Resultados de Ci para 75 %, 50 % e 25 % de recuperação.....	30
Tabela 8: Pressão osmótica com 75 %, 50 % e 25 % de recuperação	31
Tabela 9: Resumo de parâmetros operacionais utilizados nos ensaios de permeação para diferentes concentrações de KCl e MgSO ₄ e mistura de íons a 1 g/L	32
Tabela 10: Comparativo de condutividade	33
Tabela 11: Concentração de íons em g/L na corrente permeado	36
Tabela 12: Parâmetros de operação para permeação do Córrego Mulungu	37
Tabela 13: Tabela comparativa da amostra do Córrego Mulungu antes e depois da permeação .	38
Tabela 14: Grau de recuperação dos permeados.....	41
Tabela 15: Resultados de um sistema de 2 estágios para permear uma solução de KCl 1 g/L	42
Tabela 16: Resultados da simulação do software ROSA – íon KCl em diferentes concentrações	42
Tabela 17: Resultados de um sistema de 2 estágios para permear a solução de MgSO ₄ 1g/L	43
Tabela 18: Resultados da simulação do software ROSA – solução MgSO ₄	43
Tabela 19: Resultados de um sistema de 2 estágios para permear uma solução de MgSO ₄ 35 g/L	43
Tabela 20: Resultados de um sistema de 2 estágios para permear a solução de 1 g/L de MgSO ₄ e KCl.....	44
Tabela 21: Estimativa de vazão diária produzida	45

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Situação do abastecimento urbano de água nos municípios brasileiros	4
Figura 2: Nova Delimitação do Semiárido	8
Figura 3: Localização do município de Jordânia	9
Figura 4: Principais características dos processos que utilizam diferenças de pressão como força motriz.....	17
Figura 5: KCl e MgSO ₄ em concentrações de 1 g/L, 20 g/L e 35 g/L.....	24
Figura 6: Unidade de Nanofiltração/ Osmose Inversa.....	26
Figura 7: Membrana de Nanofiltração NF90-2540 com espaçador.....	27
Figura 8: Dados para simulação do sistema de Nanofiltração	39
Figura 9: Configuração de sistema - Programa ROSA.....	40

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	1
2	OBJETIVOS	3
2.1	Objetivo geral.....	3
2.2	Objetivos específicos	3
3	JUSTIFICATIVA E RELEVÂNCIA.....	4
4	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	6
4.1	SEMIÁRIDO	6
4.1.1	Semiárido Mineiro e Jordânia	8
4.2	NORMAS, RESOLUÇÕES, PADRÕES E PARÂMETROS	10
4.3	DESSALINIZAÇÃO E MÉTODOS DE DESSALINIZAÇÃO	13
4.3.1	Processos térmicos	14
4.3.2	Processos de separação por membrana (PSM).....	16
4.4	INCRUSTAÇÕES	22
5	METODOLOGIA	24
5.1	AMOSTRAS E SOLUÇÕES.....	24
5.2	INSTRUMENTAÇÃO	25
5.3	MEMBRANA NF-90.....	26
5.4	PRESSÃO DE OPERAÇÃO DO SISTEMA E GRAU DE RECUPERAÇÃO	28
5.5	PROGRAMA ROSA (REVERSE OSMOSIS SYSTEM ANALYSIS)	29
6	RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	30
6.1	ANÁLISE DOS PARÂMETROS OPERACIONAIS	30
6.2	PERMEAÇÃO DAS AMOSTRAS SINTÉTICAS	31
6.3	CURVA DE CONDUTIVIDADE X CONCENTRAÇÃO	34
6.4	CÓRREGO MULUNGU	36
6.5	SIMULAÇÃO - ROSA.....	38
6.6	PROPOSTA DE CONTINUIDADE	46
7	CONCLUSÕES	47
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	48
	ANEXOS	

1 INTRODUÇÃO

O Brasil é considerado um dos países mais ricos em água doce do planeta, ainda assim as cidades enfrentam crises de abastecimento, inclusive as localizadas na Região Norte, onde encontra-se aproximadamente 80% das descargas de água dos rios do país. Além disso, quarenta milhões de brasileiros não recebem água de forma regular e/ou não podem confiar na qualidade da água que chega a suas torneiras e vivem em um regime de rodízio ou de fornecimento muito irregular da água (REBOUÇAS, 2003).

Dados divulgados pelo Ministério da Saúde afirmam que para cada R\$1,00 investido no setor de saneamento, economiza-se R\$4,00 na área de medicina curativa. Porém, a prática de tratar esgotos antes de lançá-los nos rios não é adotada em todo o Brasil, onde há ainda grande deficiência no saneamento básico, visto que, apenas 55% das residências do país possuem captação de seus esgotos, sendo que sua maioria está localizada na Região Sudeste e Sul (FUNASA, 2006; IBGE, 2008). Já em relação ao atendimento de água, cerca de 83% do Brasil é contemplado por uma rede de abastecimento, sendo 54,5% da região norte, 72,9% na região nordeste, 91,7% na região sudeste, 88,2% na região sul e 88,9% na região centro-oeste (SNIS, 2016).

A evolução dos padrões demográficos e o tipo de crescimento econômico observado no Brasil aumentaram a pressão sobre os recursos hídricos, provocando situações de escassez de água ou de conflitos de utilização em várias regiões do país. No mesmo período, houve progressiva piora das condições de qualidade das águas dos rios que atravessam cidades e regiões com intensas atividades industriais, agropecuárias e de mineração. Assim, em situações onde não havia restrições de natureza quantitativa, a piora na qualidade da água tem inviabilizado seu uso para determinados fins (ANA, 2002).

Em regiões áridas ou semiáridas é comum a salinização das águas, devido à própria constituição natural das mesmas. O manejo inadequado do solo também pode causar um aumento da salinidade. Para águas de irrigação, os limites de salinidade são determinados em função dos tipos de cultura, solo e clima. Para as águas de uso industrial, a salinidade tolerada depende do tipo de produto fabricado. As águas usadas na fabricação de produtos têxteis, químicos, papel e alimentos, por exemplo, podem ter baixa salinidade. As águas contendo sais dissolvidos com concentração igual ou acima de 1,0 kg/m³ (g/L) são prejudiciais à saúde e inadequadas para o abastecimento humano (SOUZA, 2006).

Tomando como exemplo as tensões que envolvem a escassez de água no Oriente Médio e África, em que a procura por soluções racionais que evitem o colapso baseia-se na constatação de que a persistência do cenário atual no campo das práticas e tecnologias empregadas para o gerenciamento hídrico tende a agravar ainda mais a falta de água. Muitos países descobriram que a solução disponível para o problema da escassez de água doce era a dessalinização da água do mar ou salobra, desta forma a tratabilidade da água salgada, de forma a torná-la apta para o consumo, tem sido uma opção amplamente considerada (SADOFF & MULLER, 2010; SOUZA, 2006).

Um dispositivo de dessalinização essencialmente efetua a separação da água salina em dois fluxos: um com baixa concentração de sais dissolvidos (o fluxo de água doce, potável) e, o outro contendo os remanescentes sais dissolvidos. Existem diversos métodos de dessalinização, que podem ser divididos em processos térmicos, baseados na mudança de estado da água, e processos de separação por membrana, filme que separa duas fases atuando como uma barreira seletiva entre as mesmas (SOUZA, 2006).

As técnicas de separação por membrana têm-se destacado, por combinar estabilidade operacional e ótima qualidade de tratamento. No emprego da membrana para a finalidade abordada, destaca-se o uso da membrana de nanofiltração e osmose inversa, a qual permite retenção de sais por exclusão de tamanho utilizando como força motriz a diferença de pressão através da membrana (BORGES *et. al*, 2001).

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

Investigar o uso da membrana de Nanofiltração para dessalinização da água salobra do Córrego Mulungu.

2.2 Objetivos específicos

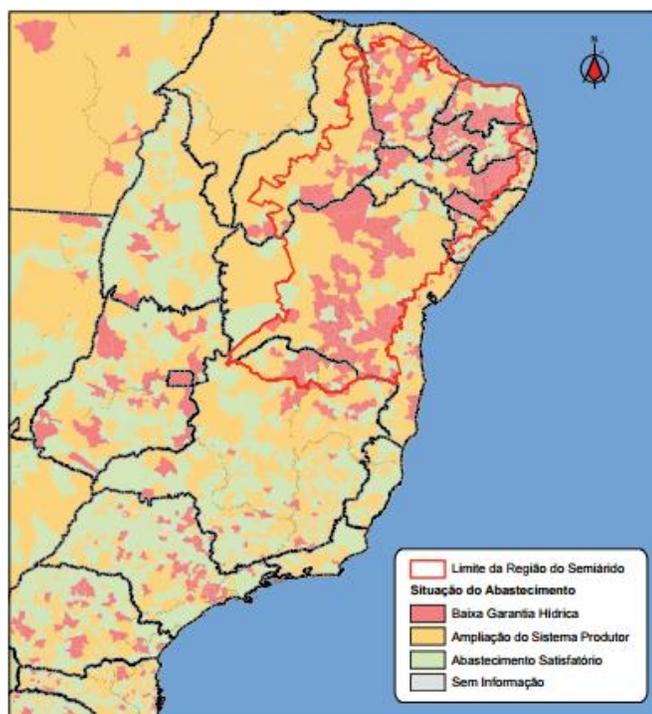
- Avaliar a retenção dos sais de uma solução sintética contendo KCl e $MgSO_4$ em diferentes concentrações utilizando a membrana NF-90;
- Simular diferentes níveis de salinidade no software ROSA para verificar as condições e parâmetros necessários para aplicação de um sistema em escala real.

3 JUSTIFICATIVA E RELEVÂNCIA

O Brasil é considerado um país rico em recursos naturais, sendo um destes a água doce. Porém, recentemente, instalou-se uma crise hídrica mostrando que, apesar da abundância deste recurso, o país não está livre da necessidade de opções alternativas para o fornecimento de água doce que sustente a atual demanda desse recurso. Desde 2012, observa-se uma gradativa e intensa redução nos índices pluviométricos em algumas regiões do País. Esse fenômeno climático tem prejudicado de forma significativa a oferta de água para o abastecimento público, especialmente no semiárido brasileiro e nas regiões metropolitanas mais populosas e com maior demanda hídrica como São Paulo e Rio de Janeiro (ANA, 2014).

É possível identificar na Figura 1 as cidades que necessitam de reforço de infraestrutura hídrica para a garantia da oferta de água ou de fontes hídricas complementares, em função da baixa garantia hídrica dos mananciais atualmente explorados em comparação com as demandas atuais e futuras. Essas cidades que possuem, portanto, maior vulnerabilidade para o abastecimento (ANA, 2014).

Figura 1: Situação do abastecimento urbano de água nos municípios brasileiros



Fonte: ANA (2014)

Nota-se, pelo mapa, que grande parte da baixa garantia hídrica se encontra na região do semiárido, sendo uma parte desta localizada na região norte de Minas. Um dos motivos desta limitação hídrica se dá pela predominância de rochas cristalinas no subsolo em grande parte do semiárido brasileiro, que impõe características salobras e salinas às águas subterrâneas, dificultando seu aproveitamento para consumo humano (BRITO *et. al*, 2009).

Tendo em vista a necessidade de buscar soluções alternativas para assegurar o abastecimento de água uma opção que se destaca consiste na dessalinização de água salobra. Existem padrões de qualidade da água determinados pela Resolução CONAMA nº 357/2005 que classificam a água como salina, salobra ou doce. Para que a primeira e segunda possam atender à variadas necessidades e para ajudar a contornar a escassez hídrica, torna-se importante viabilizar a utilização das mesmas realizando um tratamento e minimizando os níveis de salinidade.

Desta forma, o presente trabalho tem como objetivo apresentar uma alternativa para o tratamento de água do semiárido, focando nas características da água presente no município de Jordânia/MG, especificamente do córrego Mulungu, para que a mesma seja adequada ao abastecimento urbano.

4 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

4.1 SEMIÁRIDO

A portaria que instituiu a nova delimitação do semiárido brasileiro foi assinada em 10 de março de 2005 pelo Ministro da Integração Nacional, na cidade de Almenara - nordeste de Minas Gerais. A reformulação foi resultante do trabalho do Grupo de Trabalho Interministerial (GTI) que atualizou os critérios de seleção e os municípios que passam a fazer parte dessa região, até então o único critério era baseado na precipitação pluviométrica média anual que deveria ser igual ou inferior a 800 mm (MINISTÉRIO DA INTEGRAÇÃO, 2007).

A delimitação do semiárido brasileiro foi estabelecida após análise, discussão, avaliação de resultados e possibilidade de aplicação prática de cinco modelos, sugeridos por representantes técnicos de instituições que participaram do grupo. Os modelos considerados foram: índice de Aridez de Thorntwaite de 1941, risco de ocorrência de seca, unidades geossistêmicas, isoietas de 800mm e percentual de dias com déficit hídrico (PEREIRA JÚNIOR, 2007).

O índice de Aridez de Thorntwaite (1941) determina que o grau de aridez de uma região depende da quantidade de água advinda da chuva (P) e da perda máxima possível de água pela evaporação e transpiração (ETP), ou a Evapo-Transpiração Potencial. As classes de variação para este índice são: Hiper-árido $< 0,05$; Árido $0,05 - 0,20$; Semiárido $0,21 - 0,50$; Sub-úmido seco $0,51 - 0,65$ e Sub-úmido úmido $> 0,65$ (CONAMA, 2008).

O modelo de Risco de Ocorrência de Seca foi baseado em estudo técnico da ANA, que comparou os resultados do índice de aridez com valores médios de precipitações anuais de 1.953 postos, dos quais 123 foram utilizados (pela confiabilidade) para o cálculo da evapotranspiração potencial. Por apresentar alta variabilidade, em decorrência da precariedade de informações, esse modelo não chegou a ser aplicado para a delimitação do semiárido, sendo utilizado apenas como confirmação da delimitação, somado ao modelo baseado na isoietas de 800mm (PEREIRA JUNIOR, 2007).

O modelo de unidades geossistêmicas propõe a utilização de unidades geossistêmicas como critério de redelimitação do semiárido brasileiro. As unidades geossistêmicas são ecossistemas que podem caracterizar uma região do ponto de vista geológico, de solos e de clima. No caso, o semiárido seria definido pelo ecossistema caatinga, que o caracteriza. A

dificuldade de aplicação desse modelo está em sua precisão. É muito difícil definir com rigor os limites de um ecossistema, pois existem vastas áreas de transição e áreas onde o ecossistema original foi totalmente destruído pela ação humana (BNB/FUNCEME, 2004).

A delimitação do semiárido como a região na qual as precipitações médias anuais sejam inferiores a 800mm é o critério utilizado nas demarcações anteriores. Os técnicos da ADENE (Agência de Desenvolvimento do Nordeste) defenderam a manutenção desse modelo como o menos sujeito a contestações, pelo fato de existirem dados disponíveis em séries históricas confiáveis para aplicá-lo (PEREIRA JÚNIOR, 2007).

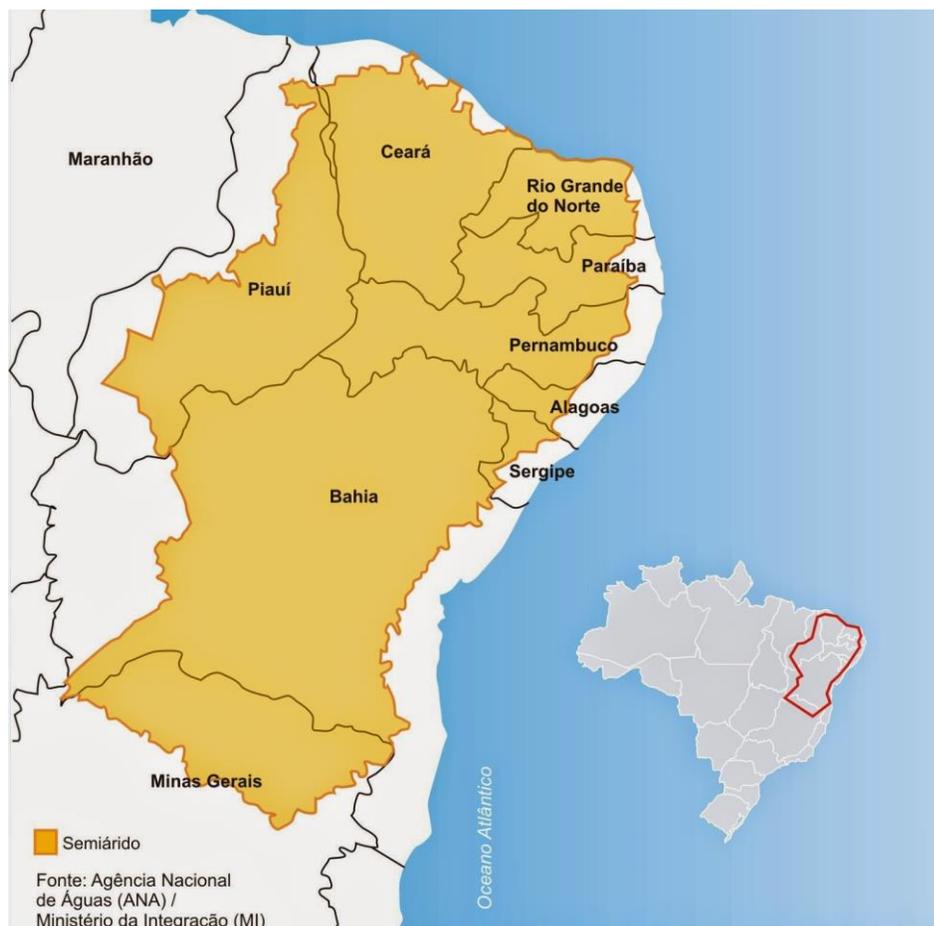
“A escolha do indicador climático se deu pela simplicidade técnica requerida para sua utilização, bem como pela sua objetividade, por se tratar de dados resultantes de medições diretas e sistemáticas efetuadas ao longo de séries históricas de duração, consideradas suficientes para caracterizar tipo climático, e, sobretudo, pela eficácia do resultado obtido em função da existência de um grande número de postos da rede meteorológica do Nordeste.”(trecho do Relatório Final do GTI, 2007)

Após estudos dos modelos citados acima para a nova delimitação do semiárido brasileiro, o GTI tomou por base três critérios técnicos:

- I. Precipitação pluviométrica média anual inferior a 800 milímetros;
- II. Índice de aridez de até 0,5 calculado pelo balanço hídrico que relaciona as precipitações e a evapotranspiração potencial, no período entre 1961 e 1990; e
- III. Risco de seca maior que 60%, tomando-se por base o período entre 1970 e 1990.

Dessa forma, a Portaria do Ministério da Integração Nacional nº 89, de 16 de março de 2005, agregou a partir da atualização dos critérios 102 novos municípios no semiárido além dos 1.031 municípios que já estavam incorporados (Figura 2), enquadrados em pelo menos um dos três critérios utilizados. Com essa atualização, a área classificada oficialmente como semiárido brasileiro aumentou de 892.309,4 km para 969.589,4 km, um acréscimo de 8,66%. Minas Gerais teve o maior número de inclusões na nova lista passando de 40 municípios para 85, variação de 112,5%. A área do Estado que fazia anteriormente parte da região era de 27,2%, tendo aumentado para 51,7%.

Figura 2: Nova Delimitação do Semiárido



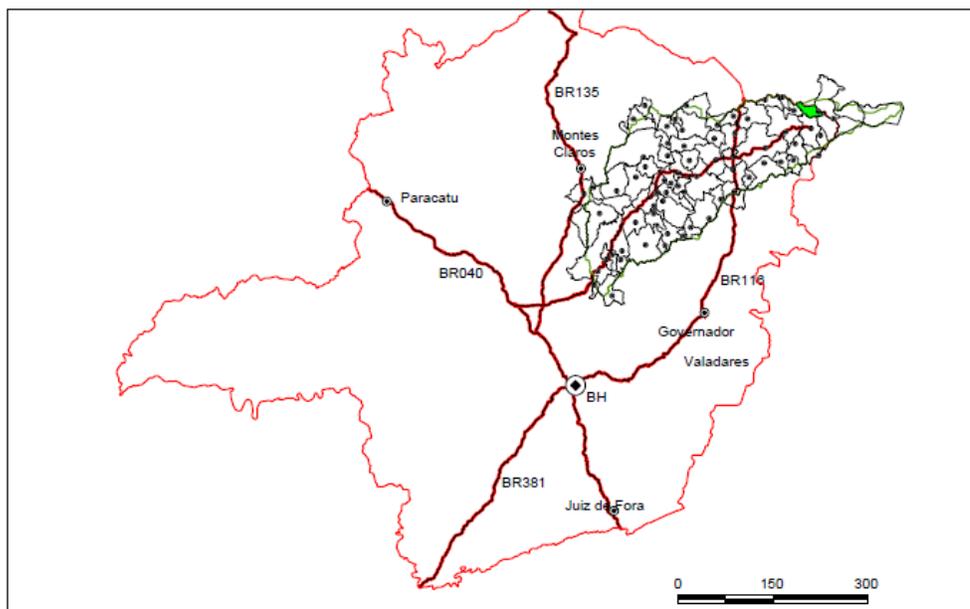
Fonte: Ministério da Integração (2007)

4.1.1 Semiárido Mineiro e Jordânia

O semiárido mineiro, localizado no norte do estado, caracteriza-se pela grande variabilidade e vulnerabilidade climática, características essas, que o inserem no espaço geográfico de abrangência do semiárido brasileiro. O Norte de Minas Gerais apresenta clima tropical variando de semiúmido a semiárido, com diversidade de formações vegetais típicas, onde boa parcela que corresponde ao Bioma Caatinga entra em contato ecossistêmico com o Cerrado (COSTA, 2010).

O município de Jordânia (Figura 3) localiza-se no estado de Minas Gerais e encontra-se na divisa com o estado da Bahia, vizinho dos municípios de Bandeira-MG, Macarani-BA, Maiquinique-BA, Salto da Divisa-MG e Jacinto-MG. Jordânia situa-se a sessenta e dois quilômetros a Norte-Leste de Almenara-MG, a maior cidade nos arredores. A cidade de Jordânia possui uma área de 546,705 km² e pertence à mesorregião do Jequitinhonha – MG e à microrregião de Almenara – MG, seu município de origem. A população total do município é de 10319 habitantes, sendo 7220 localizados na em área urbana e 3099 em área rural. A densidade populacional é de 18,9 hab/km² (IBGE, 2010; Prefeitura de Jordânia, 2013).

Figura 3: Localização do município de Jordânia



Fonte: CPRM (2005)

A nova delimitação do semiárido realizada em março de 2005 incluiu a cidade de Jordânia no mapa geográfico do semiárido (PEREIRA JÚNIOR, 2005). O clima da cidade é tropical com temperatura média de 23,8°C e índice pluviométrico anual médio de 800 mm. O relevo municipal possui topografia ondulada (50%) predominante, com as feições plana (20%) e montanhosa (30%) em menor expressão. A altitude máxima é de 960 m, na divisa com o estado

da Bahia, e mínima de 180 m, na foz do córrego Mulungu (ENCICLOPÉDIA, 1998 *apud* PEREIRA JÚNIOR, 2007).

No município de Jordânia existe apenas o domínio hidrogeológico dos terrenos cristalinos compostos pelas rochas metamórficas do Arqueano, Paleoproterozóico e Neoproterozóico e pelo granito do Paleozóico. O domínio cristalino encerra o sistema aquífero fissural, o qual é caracterizado pela ausência de porosidade primária, onde a ocorrência de água subterrânea está condicionada a uma porosidade secundária representada por descontinuidades como fissuras, fraturas e fendas. O potencial hidrogeológico é dependente da densidade e intercomunicação dessas descontinuidades, aspecto que geralmente se traduz em reservatórios aleatórios e de pequena extensão. Este sistema pode ser dividido em três aquíferos fissurais distintos: o aquífero xistoso, o aquífero granito-gnáissico e o aquífero granítico (CPRM, 2005).

As vazões produzidas pelos poços nos aquíferos fissurais, em geral, são pequenas, e a água, devido à pouca circulação e aos efeitos do clima semiárido possui, frequentemente, possui elevado teor de sais. Essas condições atribuem um potencial hidrogeológico baixo para este domínio, sem diminuir sua importância como alternativa de abastecimento em pequenas comunidades ou como reserva estratégica em períodos prolongados de estiagem (CPRM, 2005).

No córrego Mulungu é possível encontrar peixes como *Hoplias malabaricus* (traíras) e *Bagre marinus*. O primeiro é tipicamente de água doce, porém apresenta grande tolerância às águas salinas e às águas poluídas, já o segundo é encontrado em ambientes com elevadas taxas de salinidade (SANT'ANNA, 2006). A presença dos peixes citados, em especial o *Bagre marinus*, corrobora com as afirmações sobre os teores de salinidade do córrego.

4.2 NORMAS, RESOLUÇÕES, PADRÕES E PARÂMETROS

Para a estruturação e aplicabilidade do trabalho algumas normas brasileiras devem ser levadas em consideração.

A primeira é a Resolução CONAMA, nº 357, de 17 de março de 2005, que dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. E adota as seguintes definições:

I - águas doces: águas com salinidade igual ou inferior a 0,5 ‰;

II - águas salobras: águas com salinidade superior a 0,5 ‰ e inferior a 30 ‰;

III - águas salinas: águas com salinidade igual ou superior a 30 ‰;

Sólidos são todos os materiais presentes na água e são classificados em sedimentáveis, em suspensão, colóides e dissolvidos, no entanto, na prática consideram-se somente dois tipos de sólidos: Os sólidos suspensos totais (SST) e os sólidos dissolvidos totais (SDT). Os sólidos suspensos totais correspondem à matéria em suspensão presente em águas naturais, de processo ou residuais. Os sólidos dissolvidos totais são uma expressão que combina substâncias orgânicas e substâncias inorgânicas de tamanho micrométrico que estão dissolvidas na água e que nem mesmo por filtração são removidas. De acordo com a NBR 10664, sólidos dissolvidos são uma porção do resíduo total que passa por filtro de porosidade 1,2 µm.

Segundo os parâmetros da resolução, determina-se que o valor máximo para sólidos dissolvidos totais (SDT) em águas doces é de 500 mg/L e para a Organização Mundial da saúde a concentração máxima permitida é de 1000 mg/L.

Para adequar as amostras aos padrões de potabilidade para abastecimento e consumo humano será utilizada como referência a Portaria N° 2.914 do Ministério da Saúde, de 12 de dezembro de 2011, que dispõe sobre os procedimentos de controle e de vigilância da qualidade da água para consumo humano e seu padrão de potabilidade. E define:

I - água para consumo humano: água potável destinada à ingestão, preparação e produção de alimentos e à higiene pessoal, independentemente da sua origem;

II - água potável: água que atenda ao padrão de potabilidade estabelecido nesta Portaria e que não ofereça riscos à saúde;

III- padrão de potabilidade: conjunto de valores permitidos como parâmetro da qualidade da água para consumo humano, conforme definido nesta Portaria;

Outro parâmetro importante que deve ser levado em consideração é a determinação da condutividade da água. Sais que dissolvem na água se dissociam em íons carregados positivamente e negativamente. A condutividade é a expressão numérica da capacidade de uma água conduzir a corrente elétrica, depende das concentrações iônicas e da temperatura e indica a quantidade de sais existentes na coluna d'água e, portanto, representa uma medida indireta da concentração de poluentes. Os principais íons de carga positiva são o sódio (Na^+), cálcio (Ca^{2+}),

potássio (K^+) e magnésio (Mg^{+2}). Os principais íons de carga negativa são o cloro (Cl^-), sulfato (SO_4^{-2}), carbonato (CO_3^{-2}) e bicarbonato (HCO_3^-). A fração de corrente transportada depende da concentração relativa e da facilidade com que se movimenta no meio, de onde concluímos que a condutância específica de um eletrólito varia com a concentração dos íons presentes. A condutividade não especifica uma medida qualitativa, pois depende de todos os íons presentes na solução (CETESB, 2009). A unidade útil da condutividade para água do mar é milisiemens/cm (mS/cm), para água doce microsiemens/cm ($\mu S/cm$). A água da torneira costuma variar entre 50 e 800 $\mu S/cm$. A condutividade elétrica depende também da temperatura, quando o valor é corrigido para refletir a temperatura medida usa-se o termo “condutividade específica”. A salinidade também pode ser medida gravimétrica, os resultados geralmente são expressos em gramas/litro ou partes por mil. A água do mar geralmente tem a variação da salinidade entre 33 e 37 g/L (CALEPA, 2009).

A Tabela 1 mostra a variedade de valores de condutividade que geralmente são adotados nos Estados Unidos e a Tabela 2 apresenta valores adotados pela Quimilab Química & Metrologia (2002) considerando a temperatura de 25 °C.

Tabela 1: Condutividade da Água

Tipo de água	Condutividade($\mu S/cm$)
Água destilada	0,5-3,0
Água potável (EUA)	30-1500
Rios de água doce	100-2000

Fonte: CALEPA (2009)

Tabela 2: Condutividade a 25°C

Amostra	Condutividade típica aproximada a 25°C
Água Tipo I (ultrapura)	0,055 $\mu S/cm$
Água Destilada	1,0 $\mu S/cm$
Água Potável	50 $\mu S/cm$
Água Mineral	200 $\mu S/cm$
Água do Mar	53000 $\mu S/cm$

Fonte: QUIMLAB (2002)

Outro parâmetro importante para a qualidade da água é o nível de turbidez, que representa o grau de interferência da passagem da luz através da água, apresentando uma aparência turva na mesma (VONSPERLING, 2005). Para avaliar o nível de turbidez utiliza-se o método Nefelométrico, baseado na comparação da intensidade da luz espalhada pela amostra em condições definidas, com a intensidade da luz espalhada por uma suspensão de padrão referência. Quanto maior a intensidade da luz espalhada, maior será a turbidez da amostra. No caso, a leitura é feita em turbidímetro, que consta de um nefelômetro e é expressa em unidades nefelométricas de turbidez (NTU) (VERÓL et. al, 2005).

O pH (potencial hidrogeniônico) representa a concentração de íons de hidrogênio H^+ , dando uma indicação sobre a condição de acidez, neutralidade ou alcalinidade da água em uma faixa de 0 a 14. Este parâmetro possui implicação em termos de saúde pública quando seus valores são extremamente baixos ou elevados, quando baixo pode levar a corrosividade e agressividade nas tubulações e peças das águas de abastecimento e quando elevado pode gerar incrustações nas mesmas.

4.3 DESSALINIZAÇÃO E MÉTODOS DE DESSALINIZAÇÃO

A dessalinização consiste na remoção ou redução da concentração de sais e sólidos dissolvidos, removendo ainda outros componentes químicos, orgânicos e biológicos, aplicando-se à água do mar ou água salobra para se obter água doce. Essencialmente efetua-se a separação da água salina em dois fluxos: um com baixa concentração de sais dissolvidos (o fluxo de água doce) e outro contendo os sais dissolvidos remanescentes (o concentrado ou salmoura) (GOMES FILHO et. al, 2014; FORMOSO, 2010).

Embora ainda cara, a dessalinização é um método cada vez mais disseminado no mundo – devido à procura cada vez maior por água potável num planeta onde um terço da população humana convive com a sede. De acordo com o relatório anual divulgado pela organização britânica *Global Water Intelligence* (GWI), a dessalinização responde pelo aumento recorde na produção de água doce no ano de 2009 – 9,5 milhões de metros cúbicos por dia, um acréscimo que corresponde a cerca de 10% da capacidade de produção global (ARAIA, 2010).

A dessalinização pode se dar de diversas formas, dentre processos térmicos e processos por membrana. Os processos térmicos são baseados na mudança de estado da água e são altamente

energo-intensivos (demandam muita energia em suas cadeias produtivas). Já os processos de membrana são baseados na capacidade dessas membranas separarem seletivamente os sais da água, funcionando como uma barreira que separa duas fases e restringe total ou parcialmente o transporte de uma ou várias espécies químicas presentes (ROSA, 2013).

4.3.1 Processos térmicos

Mais de 60% da água dessalinizada no mundo é produzida com calor para destilar águas do mar e obter-se água doce. Para isso ser feito de forma economicamente viável, numa estação de dessalinização o ponto de ebulição é controlado por ajuste da pressão da água que está sendo destilada. Para reduzir significativamente a quantidade de energia necessária para vaporização, o processo de destilação para dessalinização usualmente adota múltiplas ebulições em sucessivos estágios, cada qual operando a uma menor temperatura e pressão (SOUZA, 2002).

Diferentes arranjos caracterizam os tipos de processos de destilação e serão abordados a seguir. Os principais são: Flash de Múltiplo Estágio, Destilação através de Energia Solar, Ebulição de Efeito Múltiplo, Compressão de Vapor. Outro processo térmico de dessalinização é o Congelamento.

4.3.1.1 *Destilação Flash de Múltiplo Estágio (Multi-Stage Flash – MSF)*

Este tipo de destilação pode ser realizado em batelada ou em operação contínua. A alimentação líquida pré-aquecida é sustentada num tanque de expansão, no qual uma parte do líquido vaporiza. O vapor de água condensa e precipita numa calha dentro da fase que conduz a água doce para o exterior do tanque. A salmoura restante passa para a fase seguinte, onde o processo ocorre em temperatura de operação inferior à anterior. Esta diminuição da temperatura deve-se à diminuição de pressão entre fases consecutivas. As fases seguintes processam-se de um modo análogo até que a salmoura atinja valores de concentração de sais muito elevados, sendo esta enviada para o meio receptor (GOMIDE, 1988).

4.3.1.2 *Destilação de Múltiplo Efeito (Multi-Effect Distillation – MED)*

Neste processo, a água salina pré-aquecida entra no primeiro evaporador, onde terá sua temperatura elevada até a temperatura de ebulição. O vapor gerado será utilizado para aquecer de

forma indireta a água na repetição do processo e assim sucessivamente, sendo que o vapor do último efeito será utilizado para pré-aquecer a água bruta — que entrará no primeiro efeito. Assim como no processo MSF, é utilizado vácuo para reduzir a temperatura de ebulição da água. O vapor condensado é captado, tratado e comercializado como água doce. Note-se que apenas uma parcela da água é evaporada no primeiro efeito. A água remanescente é enviada para o segundo efeito, onde novamente é aquecida e parcialmente evaporada e assim sucessivamente. Nas grandes plantas MED, utiliza-se de 8 a 16 evaporadores e, a temperatura do primeiro efeito das plantas mais recentes usualmente é de 70°C (SOUZA, 2002).

4.3.1.3 *Destilação por Compressão de Vapor (Vapor Compression – VC)*

É aplicada em pequena ou média escala. O princípio de funcionamento deste processo é semelhante ao do MED, a diferença é que a VC tem por base a compressão do vapor de água gerado na sua evaporação a altas pressões. A VC é considerada por alguns autores o processo de destilação mais eficiente. A capacidade de funcionar com temperaturas baixas possibilita a utilização de materiais metálicos, como o alumínio, pois o ataque da corrosão é reduzido. A destilação por compressão de vapor é geralmente utilizada para unidades de dessalinização em larga e média escala. As plantas que utilizam este processo são geralmente desenhadas para tirar vantagem do princípio de redução da temperatura do ponto de ebulição, através da redução de pressão. O processo pode ser único ou com vários efeitos, o destilado e o rejeito salino são descarregados através de um trocador de calor (SOUZA, 2006).

4.3.1.4 *Destilação Através de Energia Solar*

A destilação solar consiste no aquecimento da água pelos raios solares, levando a produção de vapor d'água que é condensado em uma superfície fria e coletado como água-produto. Consiste em uma estufa, com uma pequena lâmina de água salina e coberta por vidro. Os raios solares atravessam o vidro e aquecem a água, propiciando a evaporação (SOARES, 2004).

4.3.1.5 *Congelamento*

Durante o processo de congelamento, a solubilidade dos sais diminui, sendo naturalmente excluídos durante a formação dos cristais de gelo. Antes que a massa inteira da água tenha congelado, a mistura é usualmente lavada e enxaguada para 'remover os sais remanescentes ou aderidos aos cristais de gelo. O gelo é então derretido para produzir água doce (RAMOS, 2009).

4.3.2 Processos de separação por membrana (PSM)

Na natureza, as membranas desempenham um importante papel na separação dos sais. Isto inclui tanto os processos de diálise quanto de osmose que ocorrem no corpo. Cada processo utiliza a capacidade das membranas de diferenciar e separar seletivamente sais e água. Entretanto, as membranas são utilizadas diferentemente em cada um destes processos (SOUZA, 2006).

A utilização de membranas permite realizar a separação de substâncias de diferentes propriedades. O trabalho prático dessas barreiras se fundamenta nas propriedades das membranas semi-permeáveis que podem ser definidas como o conjunto de métodos e propriedades concernente ao transporte da matéria através de materiais com permeabilidade seletiva. Uma membrana semi-permeável é, portanto, uma barreira que permite certa transferência de matéria entre dois meios que ela separa. Vários são os processos de separação por membranas e estes podem ser classificados de acordo com a força motriz necessária à separação (Tabela 3) (LAPOLLI *et. al*, 1999).

Tabela 3: Principais processos com membranas e a força motriz necessária à separação

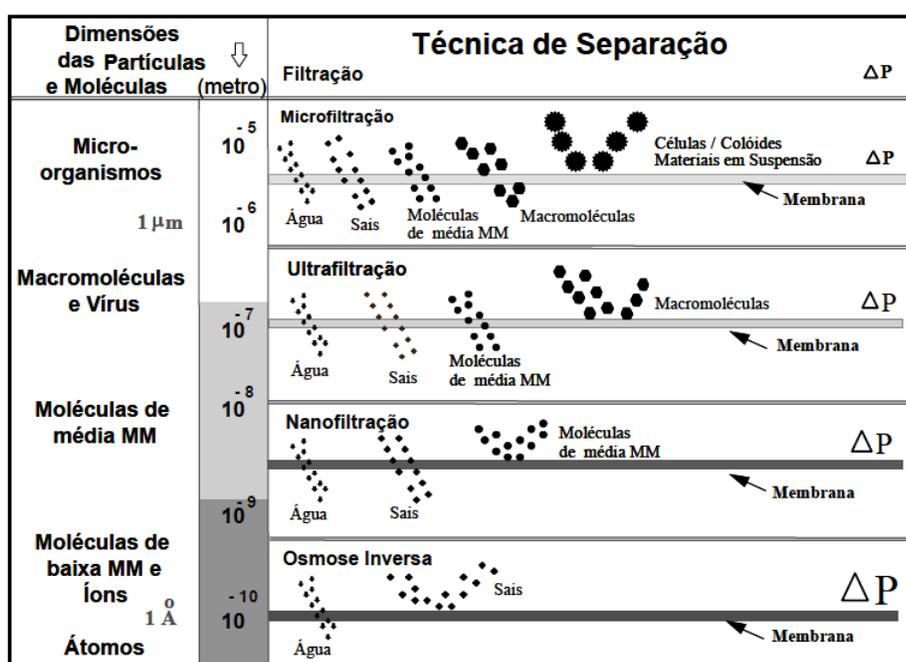
Processo	Força motriz necessária
Osmose Inversa	Diferença de Pressão
Nanofiltração	Diferença de Pressão
Ultrafiltração	Diferença de Pressão
Microfiltração	Diferença de Pressão
Pervaporação	Diferença de Pressão (Vácuo)
Diálise	Diferença de Concentração
Eletrodiálise	Diferença de Potencial Elétrico

Fonte: Adaptado de Petrus (1997) *apud* Lapolli *et. al* (1999)

Em uma matéria publicada na ‘Revista em Discussão!’ (2014) o professor Kepler Borges França- Coordenador do Labdes (Laboratório de Referência em Dessalinização) afirma que entre os outros processos térmicos de dessalinização, a destilação tem um custo de 10 a 15 vezes superior ao de técnicas com membranas. Com a osmose inversa, é possível gastar apenas R\$1,00 para dessalinizar mil litros de água salobra e entre R\$1,50 e R\$2,00 de água do mar.

A Figura 4 ilustra e resume as características de separação dos PSM que utilizam a pressão como força motriz. É possível observar os materiais que são retidos de acordo com a porosidade da membrana, onde a maior seletividade encontra-se nos processos de nanofiltração e osmose inversa.

Figura 4: Principais características dos processos que utilizam diferenças de pressão como força motriz



Fonte: Habert *et. al* (2005)

A Tabela 4 apresenta características relevantes nos processos de separação de algumas membranas, citando o material permeado (solução que atravessa a superfície da membrana) e algumas aplicações, como clarificação de vinho, dessalinização, recuperação de pigmentos, separação de sais divalentes, entre outras aplicações. É importante ressaltar que, apesar de não ser citada na tabela, uma aplicação de grande destaque entre as membranas é a de tratamento de efluentes sanitários e industriais. Segundo Silva (2009) entre as vantagens de sua utilização para este fim, a mais relevante é a capacidade de obter um efluente tratado com uma excepcional qualidade que pode ser reutilizada no processo produtivo, diminuindo, desta forma, a captação de água e a geração de efluentes.

Tabela 4: Características relevantes dos processos de separação por membranas

Processo	Força motriz	Diâmetro de poros (μm)	Principal mecanismo de ação	Material retido	Material Permeado	Aplicações
Microfiltração (MF)	Gradiente de pressão 0,5-2 atm	0,09-10	Exclusão por tamanho	Material em suspensão, bactérias 0,1-10 μm *MM> 5000 Da	Água e sólidos dissolvidos	-Clarificação de vinho e cerveja -Esterilização bacteriana
Ultrafiltração (UF)	Gradiente de pressão 1-7 atm	0,004-0,01	Exclusão por tamanho	Colóides macromoléculas MM> 2000 Da	Água, sais e moléculas de baixa MM	-Concentração de proteínas -Recuperação de pigmentos -Recuperação de óleos
Nanofiltração (NF)	Gradiente de pressão 5-40 atm	0,001 – 0,005	Exclusão por tamanho/ Difusão	Moléculas de MM média entre 500 e 2000 Da	Água, sais monovalentes e moléculas de baixa MM	-Purificação de proteínas -Separação de compostos orgânicos e sais divalentes -Dessulfatação de água marinha
Osmose Inversa (OI)	Gradiente de pressão 10-80 atm	<0,002	Difusão	Material solúvel ou em suspensão	Água (solvente)	-Dessalinização de águas -Concentração de sucos - Desmineralização da água

Fonte: Silva (2012)

Os processos discutidos a seguir são de Microfiltração, Ultrafiltração, Nanofiltração, Osmose Inversa, Eletrodialise / Eletrodialise Reversa e Diálise, apresentadas de forma decrescente de acordo com a sua seletividade.

4.3.2.1 Microfiltração

A microfiltração é um processo de separação por membranas, as quais irão reter moléculas de alta massa molecular, sendo o fator preponderante à produção o tamanho dos componentes da solução. A força motriz atuante é da ordem de 1.10^5 a 5.10^5 Pa, retendo apenas partículas de alta massa molecular e permitindo a passagem, além da água, de sais dissolvidos e macromoléculas (BORGES *et. al*, 2001).

A microfiltração é empregada para sistemas contendo partículas com diâmetro acima de 500 angstroms e sob pressões que variam entre 0,3 e 3,0 atm. Este processo de separação encontra hoje um grande número de aplicações nos mais diversos ramos de atividades tais como, na indústria farmacêutica, na medicina e na purificação de águas para o consumo humano visto que é o processo de membranas que mais se assemelha à filtração convencional (BRUM, 1988)

4.3.2.2 Ultrafiltração

A ultrafiltração é um processo análogo a microfiltração, deixando passar apenas baixa massa molecular, água e sais inorgânicos. A diferença em relação à nanofiltração reside na força motriz aplicada, no tamanho do material retido e do produto permeado. As substâncias retidas são proteínas, colóides, contaminantes biológicos e grandes moléculas orgânicas. Os materiais que normalmente não são retidos são água, açúcares e íons metálicos. (FERREIRA, 2008)

Os processos de microfiltração (MF) e ultrafiltração (UF) são muito efetivos na remoção de turbidez, atingindo valores inferiores a 0,1 NTU, e para a retenção de partículas suspensas, possibilitando valores de SDI (Índice de Densidade de Sedimentos) menores que 3 UNT, os valores de SDI representam a tendência de bloqueio das membranas, que pode ser avaliada em testes específicos ou através de análises físico-químicas. Diversas vantagens indiretas são propiciadas pelos processos de MF e UF e devem ser consideradas, como por exemplo, a menor necessidade de área (50% menor) e a maior estabilidade na qualidade da água fornecida a unidade de osmose inversa (LERMENTOV et. al, 2010; SILVA, 2009).

4.3.2.3 Nanofiltração

A nanofiltração (NF) se caracteriza pela separação de sais multivalentes e solutos orgânicos de massa molecular maior que 500 Dalton ($1 \text{ Dalton} = 1,6605 \cdot 10^{-24} \text{ g}$), sendo um processo movido por gradiente de pressão com características de tamanho de poros, fluxos permeados e pressão de operação que a posicionam entre a Ultrafiltração e a Osmose Inversa. É um processo de separação por membrana capaz de promover separações de moléculas numa ampla faixa de peso molecular, podendo ser empregado na indústria de química fina (separação de moléculas orgânicas), e também na recuperação de moléculas com altos valores agregados (fármacos, enzimas e biocatalizadores) (BORGES et. al, 2001).

A NF remove partículas na faixa de 0,001 μm e é utilizada nas aplicações onde a passagem parcial de minerais é desejada e o nível de sólidos dissolvidos a serem removidos é menor do que

aquele tipicamente encontrado em águas salobras e marinhas. Utilizando a NF é possível remover elementos de dureza como cálcio e magnésio, sendo amplamente utilizada para o abrandamento de águas caracterizadas como duras. Além disso, a membrana de NF também tem aplicabilidade na retenção de micro-organismos, como bactéria e vírus, além de ter boa retenção em partículas que conferem cor aparente na água e compostos orgânicos. A NF tem capacidade de rejeição elevada ao sulfato e baixa rejeição aos íons monovalentes como cloreto, sódio e potássio (SILVA, 2012).

Os sistemas de nanofiltração, de modo geral, requerem pressões de operação da ordem de 5-25 bar. Por esta razão, processos onde se utiliza NF podem ser considerados economicamente favorecidos, se comparados à osmose inversa, onde se exige uma pressão mais elevada. Todavia, também na NF, uma séria limitação operacional é o fenômeno conhecido como incrustação, que leva a um acúmulo de material na superfície e/ou no interior dos poros da membrana. A formação destes depósitos pode causar: diminuição na quantidade de fluxo permeado, alterações na qualidade das correntes efluentes da operação e principalmente, diminuição do tempo de vida da membrana, visto que as limpezas químicas realizadas com objetivo de diminuir a incrustação dos poros contribuem para essa diminuição (ALVES, 2006).

Outros fatores podem influenciar na quantidade de fluxo permeado e que diminuem a eficiência da membrana, sendo os principais, a temperatura, a polarização da concentração e a qualidade da água bruta. O fluxo permeado tende a aumentar com o decréscimo da viscosidade do permeado e este depende da temperatura, sendo assim, quanto mais elevada a temperatura maior será o fluxo permeado.

4.3.2.4 *Osmose Inversa*

A osmose inversa consiste no transporte do solvente através de uma membrana semipermeável, como o resultado de uma diferença de concentração entre as fases líquidas separadas por esta membrana. Através da Osmose Inversa é possível remover moléculas dissolvidas, na faixa de 0,0001 μm (SILVA, 2012).

A osmose direta consiste no transporte do solvente da fase menos concentrada em soluto para a fase mais concentrada em soluto e, se o sistema não estiver sujeito a influências externas, uma diferença de pressão hidrostática é estabelecida entre as fases. Esta condição é conhecida como equilíbrio osmótico que representa um equilíbrio termodinâmico, solvente ainda passa através da membrana, mas os fluxos possuem o mesmo valor em ambos os sentidos. Porém, se

uma pressão maior que a pressão osmótica for aplicada sobre a solução mais concentrada, o fluxo de solvente pode ser invertido sendo transportado através da membrana da solução mais concentrada para a menos concentrada, caracterizando assim a osmose inversa (VARGAS, 2003).

O processo de osmose inversa possui vantagens em relação aos processos tradicionais de dessalinização e apresenta-se como a melhor alternativa existente para certas regiões. Dentre as vantagens é possível citar: Baixo custo de investimento, baixo consumo energético, ocupa área muito reduzida para instalação, aproveitamento dos efluentes, qualidade constante da água produzida, processo contínuo, flexibilidade para futuras instalações e sua taxa de rejeição chega a 99,4% (MOURA *et. al*, 2009).

As principais limitações da tecnologia de membranas são a fragilidade das membranas e a deposição de substâncias na sua superfície. O uso de pressões elevadas, especialmente no caso da osmose inversa, as paradas para limpezas e as limitações práticas do nível máximo de concentração a ser atingido também podem ser citados como desvantagens do processo (BRUM *et al*, 2009).

4.3.2.5 *Eletrodialise / Eletrodialise Reversa*

O processo de eletrodialise consiste basicamente na transferência de íons da água a ser dessalinizada através de membranas de cátions e ânions para um fluxo de concentrado de sólidos dissolvidos. Através desta divisão, são originados fluxos de água potável com concentração de sal dentro dos limites para o organismo humano e fluxo de concentrado, com a maior parte do sal presente na água original. (CARVALHO *et. al*, 2001)

4.3.2.6 *Diálise*

A diálise se diferencia dos processos de separação citados anteriormente, pois a força que move o processo é uma diferença de concentrações entre os lados da membrana, fazendo com que apenas o material de baixa massa molecular atravesse a membrana (FERREIRA, 2008).

4.4 INCRUSTAÇÕES

Um dos problemas que pode ocorrer no processo de separação por membranas é a incrustação. À medida que se aumenta a recuperação de água no processo (vazão de permeado), cresce a concentração dos minerais precursores de incrustação no concentrado e, conseqüentemente, na superfície da membrana. Se o limite de solubilidade desses compostos é excedido, eles podem cristalizar na superfície da membrana e causar a redução do fluxo permeado ao longo do tempo (LOPES, 2015).

Em geral, fontes de incrustação podem ser divididas em quatro categorias principais: precipitação de sais, deposição de colóides e sólidos suspensos, microbiana e deposição de compostos orgânicos. Em relação à determinação de precipitação de sais, destaca-se o índice de saturação de Langelier (IL) que é um modelo do equilíbrio derivado de conceitos teóricos de saturação que indica o grau de saturação do carbonato de cálcio na água, representado pela diferença entre o pH medido na água e o pH de saturação da água contendo íons como Ca^{+2} , Mg^{+2} , HCO_3^- quando o sistema $\text{CO}_3^{-2} \times \text{CO}_2$ encontra-se em equilíbrio, conforme Equação (01)(FERREIRA, 2010; MESQUITA, 2015).

$$IL = pH - pH_{\text{saturação}} \quad (1)$$

Onde IL é o índice de Langelier (adimensional); pH é o potencial hidrogeniônico da amostra (adimensional), $pH_{\text{saturação}}$ é o pH no qual ocorre a saturação do CaCO_3 (adimensional). O $pH_{\text{saturação}}$ pode ser obtido por coeficientes que dependem da temperatura da amostra, da alcalinidade, da dureza e da concentração de sólidos dissolvidos totais. A análise dos íons presentes na água de alimentação torna-se muito importante, uma vez que a partir dessas análises é possível prever o potencial de ocorrência de precipitação de sais na superfície da membrana. Além dos sais, outros materiais inorgânicos devem ser considerados, como por exemplo, a sílica, iônica e coloidal, que pode formar incrustações severas, e o cloro livre que degrada a membrana. Geralmente um pré-tratamento se torna necessário, a escolha do tratamento ideal estará ligada à origem da incrustação (HARBERT, *et al*, 2005).

No caso do pH da água que está sendo processada ser maior do que o pH de saturação ocorrerá precipitação de CaCO_3 e o valor de IL será positivo. Por outro lado, um valor de IL negativo indica que o CaCO_3 se encontrará dissolvido. A Tabela 5 mostra alguns valores do IL e

sua correlação com a ocorrência de incrustações na superfície da membrana. É importante ressaltar, porém, que para soluções com mais que 10.000 mg/L de sólidos totais dissolvidos (STD), o IL não é uma medida confiável (HABERT *et. al*, 2005).

Tabela 5: Valores de IL e formação de incrustações na superfície da membrana de OI

IL	Condição
3,0	Incrustação extremamente severa
1,0	Incrustação severa
0,5	Incrustação moderada
0	Estável
-0,5	Sem incrustação, leve tendência para dissolver
-1,0	Sem incrustação, tendência moderada para dissolver
-3,0	Sem incrustação, tendência muito forte para dissolver

Fonte: Harbert *et. al* (2005)

Para remover as incrustações das membranas uma opção consiste na limpeza química, que se baseia na aplicação de produtos ácidos e/ou alcalinos sobre as membranas com o propósito de se retirar às incrustações depositadas, sendo que, o uso do produto químico adequado dependerá do tipo de incrustação ocorrida nas membranas (FLUID, 2009).

Existem diversas soluções químicas indicadas para a limpeza das membranas. O tipo de solução química a ser utilizada irá depender do tipo de incrustação presente:

- Ácido cítrico (2,0%) em peso (pH > 2) - esta solução é indicada para efluentes com teor predominante de sais de metais alcalino-ferrosos, tais como CaCO_3 , SrCO_3 , $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$, $\text{Ba}(\text{HCO}_3)_2$, etc.
- Ácido fosfórico (0,5%) em peso (pH > 2) - esta solução é indicada para sais de metais alcalino-ferrosos (cálcio, estrôncio e bário), acompanhados de óxidos de metais de transição (ferro, manganês)
- Solução alcalina (0,1% NaOH) em peso. Esta solução é indicada para limpeza de resíduos orgânicos (Biofilmes) e alguns colóides inorgânicos (óxidos completos, silicatos).

5 METODOLOGIA

5.1 AMOSTRAS E SOLUÇÕES

Um dos objetivos deste trabalho foi avaliar a eficiência da dessalinização da água do Córrego Mulungu, localizado no município da Jordânia, como mencionado anteriormente, através do processo de separação por membrana de nanofiltração. Para simular outras condições de salinidade na água e, além disso, obter resultados que possam ser comparáveis com a amostra do córrego da cidade citada, foram preparadas em laboratório soluções sintéticas com diferentes concentrações de sais, de forma a simular três níveis de salinidade: nível baixo de água salobra, nível intermediário de salinidade e nível salino.

Para o nível baixo foram produzidas seis amostras com água destilada na concentração de 1g/L, duas de íons monovalentes KCl, duas de íons divalentes $MgSO_4$ e duas com a mistura dos dois íons. Para o nível intermediário também foram produzidas seis amostras de maneira análoga a do nível baixo, porém a 20 g/L. Já o nível salino foi produzido em 35 g/L. No total foram preparadas dezoito amostras de água salobra e salina, suas concentrações foram escolhidas a partir das definições da Resolução nº 357/2005 do CONAMA. A Figura 5 ilustra as diferenças entre as quantidades de sais presentes nas soluções sendo que os béqueres da esquerda representam a concentração de 1g/L, os béqueres ao centro representam de 35g/L e os béqueres da direita, 20g/L.

Figura 5: KCl e $MgSO_4$ em concentrações de 1g/L, 20 g/L e 35 g/L



Fonte: Autora (2016)

5.2 INSTRUMENTAÇÃO

Para medir a condutividade das soluções foi utilizado um condutivímetro DigimedDM-32. A faixa de medição de condutividade do aparelho é de 0 a 20 mS/cm, com precisão relativa de 0,05% (f.e). O equipamento também detecta salinidade e sua faixa de medição é de 0 a 80ppt.

Para a medição do pH da amostra do Córrego Mulungu foi utilizado o pHmetro Digimed DM-22.

Para medição da turbidez da amostra do córrego, utilizou-se um turbidímetro PoliControl AP 2000. O princípio de medição do equipamento é Nefelométrico e a faixa de medição de 0,00 – 1000 NTU.

Para realização dos ensaios de filtração foi utilizada uma unidade de nanofiltração/osmose inversa presente no laboratório de Hidráulica e Saneamento do Departamento de Ciências e Tecnologia Ambiental (Figura 6). A unidade possui válvulas para controle de pressão e de vazão de alimentação, termômetro para controle da temperatura da unidade, importante parâmetro a ser observado para que não ocorram danos à membrana. O módulo de permeação que acomodava a membrana de NF era plano e circular. A vazão de alimentação foi padronizada em 1,5L/min para todas as soluções e há baixas variações nos valores de pressão: entre 13,4 e 15,5bar.

Figura 6: Unidade de Nanofiltração/ Osmose Inversa



Fonte: Autora (2016)

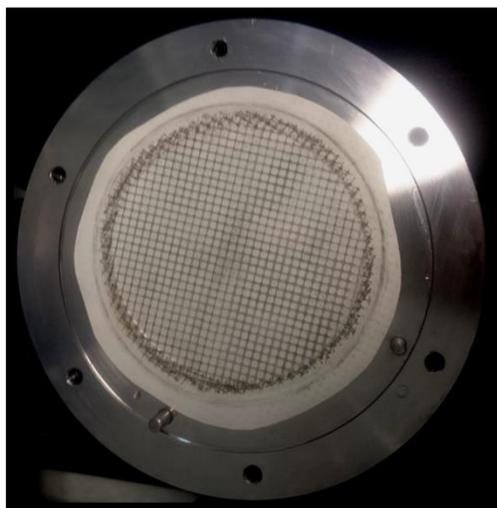
O sistema possui um módulo de nanofiltração plano e inclui tanque de alimentação, válvula de descarga, bomba de alta pressão com manômetro, célula de membrana plana, válvula de pressão, medidor de vazão e tanque de coleta-recirculação.

5.3 MEMBRANA NF-90

A membrana utilizada no projeto é a membrana de Nanofiltração NF90-2540 (Figura 7), geralmente empregada na produção de água para consumo humano e desmineralização em aplicações comerciais. Segundo o fornecedor (*Dow Water & Process Solutions*), a membrana possui desempenho de alta produtividade enquanto remove altas porcentagens de sais, nitratos, ferro e compostos orgânicos como pesticidas, herbicidas e precursores de trihalometano. A membrana NF-90 permite a remoção destes compostos em baixas pressões de operação se comparado ao processo de osmose inversa.

As membranas de Nanofiltração apresentam espessura de cerca de 1mm, sendo entre 0,1 - 0,5µm de pele (responsável pela seletividade da membrana), 10- 50 µm do suporte poroso e 0,1- 1mm de base de reforço em tecido, e poros superficiais com diâmetro entre 0,001 - 0,005 µm (SILVA, 2012). A membrana utilizada e acoplada ao módulo de filtração possuía uma área de 0,0104m².

Figura 7: Membrana de Nanofiltração NF90-2540 com espaçador



Fonte: Autora (2016)

A Tabela 6 apresenta parâmetros operacionais que devem ser levados em consideração para não causar danos à membrana durante o processo de permeação.

Tabela 6: Limites de operação da membrana NF 90/2540

Composição	Poliamida
Temperatura Máxima de Operação	45 °C
Pressão Máxima de Operação	41 bar
Taxa Máxima do Fluxo de Alimentação	1.4 m ³ /h
Variedade de pH - Operação Contínua	2-11
Variedade de pH- Limpeza de curto prazo (30 min)	1-12
Índice de máxima alimentação de densidade de lodo	SDI 5
Tolerância de Cloro Livre	<0.1ppm

Fonte: Dow FILMTEC™ Membranes – Product Information

5.4 PRESSÃO DE OPERAÇÃO DO SISTEMA E GRAU DE RECUPERAÇÃO

Para determinar o valor da pressão de operação do sistema de nanofiltração foi necessário determinar a pressão osmótica da solução sintética. A variação de pressão é dada pela diferença entre a pressão aplicada no sistema menos o valor da pressão osmótica da solução (Equação 1). Dessa forma cria-se um diferencial de pressão que será força motriz necessária para produção do permeado (HARBERT *et. al*, 2005). Para o cálculo da pressão utilizou-se a equação de Van't Hoff (Equação 2):

$$\Delta P = P_{\text{operação}} - \pi_i \quad (1)$$

onde:

$P_{\text{operação}}$: Pressão aplicada no sistema

π_i - é a pressão osmótica devida ao soluto “i”,

$$\pi_i = C_i R T \quad (2)$$

onde:

π_i - é a pressão osmótica devida ao soluto “i”,

C_i - é a sua concentração molar na solução,

R - é a constante universal dos gases,

T - a temperatura absoluta,

Considerou-se a temperatura de 298K, massa molar do sulfato de magnésio de 120g/mol e 74,55g/mol do cloreto de potássio, fator de conversão $i = 2$, $R = 0.082 \text{ atm.L/mol.K}$ e as taxas de recuperações foram estipuladas em 75, 50 e 25%. Para a determinação concentração molar na solução utilizou-se a Equação 3:

$$C_1 V_1 = C_2 V_2 \quad (3)$$

Onde:

C_1 – concentração do íon,

V_1 – 100%,

V_2 – 100 – recuperação desejada.

As concentrações dos íons, como previamente apresentadas, variaram entre 1g/L, 20g/L e 35g/L. Através das fórmulas apresentadas é possível perceber que as taxas de recuperação são diretamente influenciadas pela concentração do íon, sendo inversamente proporcionais, ou seja, quanto mais concentrado menor será a taxa. Já a pressão osmótica da solução é diretamente proporcional à concentração de sais.

O grau de recuperação do permeado no módulo (θ) é definido como a razão entre a vazão de permeado (Q_p) e a vazão de alimentação (Q_a).

$$\theta = \frac{Q_p}{Q_a} \quad (4)$$

Para o cálculo do fluxo do permeado utilizou-se a Equação 5:

$$J = \frac{V_p}{tA} \quad (5)$$

Onde:

J= Fluxo do permeado;

V_p= Volume total permeado;

t= tempo total;

A= área útil filtrante.

5.5 PROGRAMA ROSA (REVERSE OSMOSIS SYSTEM ANALYSIS)

Foi utilizado o software *Reverse Osmosis System Analysis* (ROSA) como uma ferramenta de auxílio e de análise computacional da eficiência do tratamento de água salinizada. O software é um programa que permite a realização do design de uma planta de Osmose Inversa ou de Nanofiltração que vá ao encontro das especificações necessárias para o tratamento da água. É preciso fornecer os dados de concentração de íons da água de alimentação, o tipo de membrana e testar diferentes configurações de vasos. O programa realiza os cálculos necessários e produz um relatório prevendo a qualidade da água e a vazão (DOW, 2016).

6 RESULTADOS E DISCUSSÃO

6.1 ANÁLISE DOS PARÂMETROS OPERACIONAIS

Para a determinação da pressão osmótica do sistema foram realizados, primeiramente, os cálculos da concentração molar (C_i) das soluções sintéticas. Para tal, foi necessário converter as soluções de g/L para mol/L. Os resultados de C_i para as diferentes taxas de recuperação estipuladas estão na Tabela 7. É possível perceber que a mistura dos íons KCl e $MgSO_4$ apresenta um aumento significativo na concentração molar, o que influenciará diretamente nos valores de pressão. Os maiores valores encontrados foram para recuperação de 75% e os menores para recuperação de 25%. O maior C_i foi derivado da mistura de KCl e $MgSO_4$ de concentração 35g/L e o menor derivado da concentração de 1g/L de $MgSO_4$.

Tabela 7: Resultados de C_i para 75%, 50% e 25% de recuperação

Resultados de C_i	75% (mol/L)	50% (mol/L)	25% (mol/L)
MgSO₄ – 1 g/L	0,033	0,016	0,011
MgSO₄ – 20 g/L	0,666	0,333	0,222
MgSO₄ – 35 g/L	1,166	0,583	0,388
KCl – 1 g/L	0,0536	0,0268	0,0178
KCl – 20 g/L	1,0730	0,536	0,357
KCl – 35 g/L	1,877	0,938	0,625
KCl+MgSO₄ – 1 g/L	0,173	0,086	0,0579
KCL + MgSO₄ – 20 g/L	3,479	1,73	1,159
KCl + MgSO₄ – 35 g/L	6,089	3,044	2,029

Fonte: Autora (2016)

Os resultados dos cálculos para a determinação da pressão osmótica (π) mínima necessária para as recuperações determinadas são apresentados na Tabela 8. Conforme esperado, as maiores pressões osmóticas do sistema resultaram da mistura dos íons, com recuperação de 75%, onde a pressão pode chegar a mais de 300 bar. Já as menores pressões são derivadas do íon MgSO_4 com 25% de recuperação.

Tabela 8: Pressão osmótica com 75%, 50 % e 25% de recuperação

Resultados da pressão π	75%(Bar)	50%(Bar)	25%(Bar)
$\text{MgSO}_4 - 1 \text{ g/L}$	1,650652	0,407124	0,271416
$\text{MgSO}_4 - 20 \text{ g/L}$	33,01304	8,142477	5,428318
$\text{MgSO}_4 - 35 \text{ g/L}$	57,77281	14,24933	9,499557
$\text{KCl} - 1 \text{ g/L}$	2,656938	0,655319	0,436879
$\text{KCl} - 20 \text{ g/L}$	53,13877	13,10637	8,737583
$\text{KCl} - 35 \text{ g/L}$	92,99285	22,93615	15,29077
$\text{KCl} + \text{MgSO}_4 - 1 \text{ g/L}$	8,615181	2,124885	1,41659
$\text{KCl} + \text{MgSO}_4 - 20 \text{ g/L}$	172,3036	42,4977	28,3318
$\text{KCl} + \text{MgSO}_4 - 35 \text{ g/L}$	301,5313	74,37098	49,58065

Fonte: Autora (2016)

A partir dos cálculos realizados e os resultados apresentados nas tabelas pode-se perceber que não é possível realizar a filtração das soluções de $\text{KCl} + \text{MgSO}_4$ de concentração maior ou igual a 20 g/L nas faixas de recuperação estipuladas, considerando que a pressão máxima de operação da unidade de nanofiltração é de 28 bar. Dessa forma, neste trabalho, optou-se por trabalhar com uma pressão de aproximadamente 15 bar, que atendeu às outras soluções com uma faixa de recuperação próxima ou superior a 25 %.

6.2 PERMEAÇÃO DAS AMOSTRAS SINTÉTICAS

As primeiras soluções permeadas foram as de diferentes concentrações de sulfato de magnésio, do menor nível de salinidade ao maior. A Tabela 9 apresenta um resumo dos parâmetros utilizados durante os ensaios de permeação em laboratório, sendo eles: a pressão média do sistema, a vazão de alimentação das soluções, o volume total de permeado obtido, o

tempo total para obter o volume do permeado, o fluxo do permeado, a vazão de permeado, a temperatura inicial e final da unidade. Para garantir a integridade da membrana, buscou-se não permear a temperaturas acima de 40 °C. A vazão de alimentação se manteve constante para todas as soluções.

Tabela 9: Resumo de parâmetros operacionais utilizados nos ensaios de permeação para diferentes concentrações de KCl e MgSO₄ e mistura de íons a 1 g/L

	MgSO ₄ 1g/L	MgSO ₄ 20g/L	MgSO ₄ 35g/L	KCl 1g/L	KCl 20g/L	KCl 35g/L	Mistura 1g/L
Pressão de Operação(bar)	13,4	13,5	14	14	14	15,5	15
Vazão de alimentação (L/min)	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
Volume total de permeado (mL)	420	260	490	400	110	110	430
Tempo total (min)	45	56	84	59	54	54	60
Vazão de permeado (L/h)	0,56	0,27	0,35	0,41	0,12	0,12	0,43
Fluxo Permeado (L/hm²)	53,8	25,9	96,1	39,4	11,54	11,53	41,3
Grau de recuperação (%)	62,2	31	38,9	0,452	0,136	0,136	0,478
Temperatura inicial (°C)	28	30	29	29,5	31	28,5	25
Temperatura final (°C)	40	40	39	39	40	39	38

Fonte: Autora (2016)

De maneira análoga à permeação de MgSO₄, permeou-se o íon KCl. Foram obtidos volumes menores para as concentrações mais altas de cloreto de potássio quando comparados com as amostras de sulfato de magnésio, como a temperatura máxima estipulada para manter a integridade da membrana foi quase alcançada mais rapidamente pelo cloreto de potássio, a unidade ficou menos tempo em funcionamento, o que pode influenciar no volume total, porém ainda não seria o suficiente para justificar a diferença significativa encontrada entre o volume total dos diferentes íons.

Uma vez que a vazão, o fluxo e o grau de recuperação estão ligados diretamente ao volume total do permeado, estes também apresentaram, em geral, um resultado menor para as soluções de KCl. Estes resultados demonstram que a membrana em estudo possui uma maior eficiência em questão de volume total produzido de permeado para soluções com base em sulfato de magnésio.

Considerando que muitas vezes há uma mistura de sais presentes em um córrego ou rio, a mistura se aproxima de uma possível realidade. Foi possível obter 430mL de permeado após uma

hora de funcionamento da unidade, aplicando uma pressão de aproximadamente 15 bar e com uma temperatura inicial menor que das outras amostras previamente permeadas.

O resultado apresentado para a mistura dos íons demonstra que a membrana tem um bom funcionamento para a mistura dos íons, obtendo um volume total expressivo para o tempo de funcionamento de uma hora da unidade. Porém, o nível de salinidade da solução é baixa e talvez o comportamento poderia alterar conforme a proporção de sais aumentasse, porém a pressão necessária para a coleta destes dados ultrapassaria a pressão de funcionamento da unidade.

Realizadas as medições no condutivímetro obtiveram-se os resultados apresentados na Tabela 10, que demonstra um comparativo da condutividade antes e após a permeação e a porcentagem de remoção de sais entre as soluções.

Tabela 10: Comparativo de condutividade

Solução	Condutividade – Alimentação ($\mu\text{S/cm}$)	Condutividade – Permeado ($\mu\text{S/cm}$)	% Remoção de sais
MgSO ₄ (1 g/L)	1321	288	78,20
MgSO ₄ (20 g/L)	15069	1163,3	92,28
MgSO ₄ (35 g/L)	18949	15330	19,10
KCl (1 g/L)	2150	1519	29,35
KCl (20 g/L)	30990	4920	84,12
KCl (35 g/L)	71090	34800	51,05
MgSO ₄ + KCl (1 g/L)	2230	467,7	79,03

Fonte: Autora (2016)

Mediante análise da Tabela 10 é possível perceber que, em geral, a membrana obteve maior retenção de sais para os íons de MgSO₄, com exceção do concentrado de 35g/L. Queiroz *et. al* (2013) utilizou um sistema de nanofiltração para investigar a retenção de diferentes sais na membrana e apresentou taxas de remoção de aproximadamente 75% para potássio, 77% para cloreto, 91% para sulfato e 93% para magnésio. Costa e Pinho (2005) também investigaram a eficiência da nanofiltração com diferentes sais e para encontraram rejeição de 98% para sulfato de magnésio, em contrapartida para os íons NaCl e CaCl₂ obteve-se rejeição de 55 e 64% respectivamente. Desta forma, é possível inferir que a membrana é mais eficiente na retenção de sulfato e magnésio e menos eficiente para o cloro.

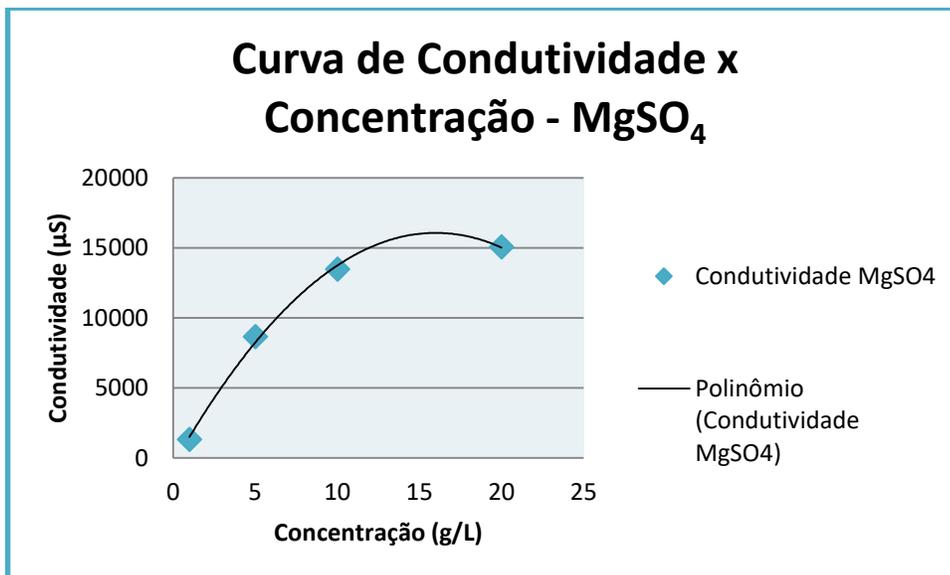
A baixa eficiência para a concentração mais alta de sulfato de magnésio pode se dar pelo aumento da concentração do sal sobre a superfície da membrana devido a sua retenção, o que pode causar uma transferência de massa por meio de processo difusivo do meio mais concentrado para o menos concentrado elevando dessa forma a concentração de sal na corrente de permeado.

Como os ensaios foram realizados de forma sequencial, ou seja, a solução de KCl de 1 g/L foi permeada logo após a solução de $MgSO_4$ de 35 g/L, resíduos de $MgSO_4$ podem ter ficado depositado sobre a superfície da membrana, justificando dessa forma a baixa porcentagem de remoção de sais para a solução de 1 g/L de KCl.

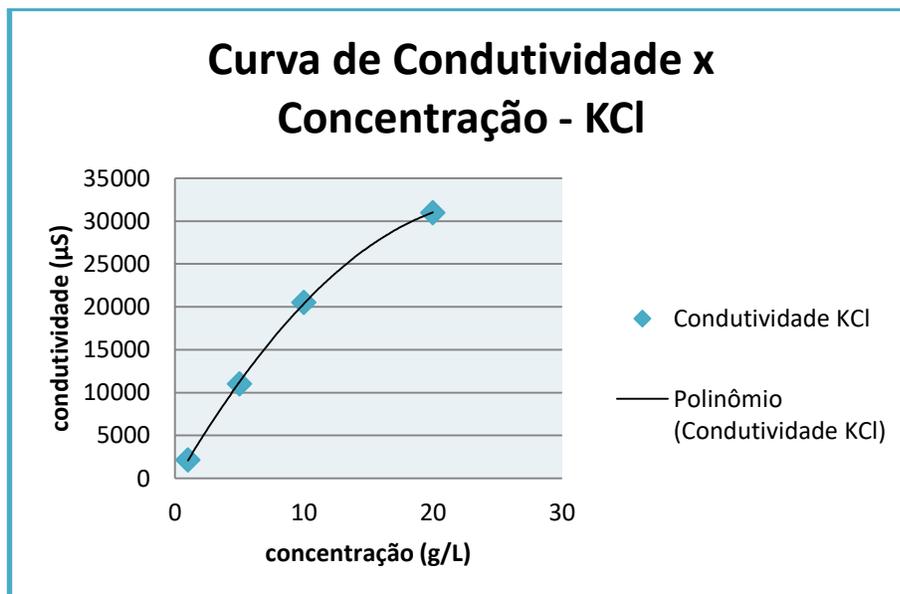
É importante realizar uma limpeza mais eficiente da unidade e da membrana, utilizando ácido cítrico ou fosfórico entre uma permeação e outra, de forma a garantir que não ocorra concentração de sais, principalmente quando estes são de valências diferentes, tanto na unidade quanto a superfície da membrana. Pode se inferir também que tal resultado teve influência da baixa rejeição dos íons KCl pela membrana, o que permitiu um grande volume de permeado e a já baixa concentração da alimentação garantiu que não houvesse incrustação da membrana, processo que provavelmente ocorreu na concentração de 35 g/L.

6.3 CURVA DE CONDUTIVIDADE X CONCENTRAÇÃO

Uma vez determinados os valores de condutividade dos permeados realizou-se uma curva para determinação do equivalente da concentração de sais em g/L. A curva foi gerada através da determinação da condutividade para as concentrações de 1 g/L, 5 g/L, 15 g/L e 20 g/L. Uma linha de tendência polinomial foi ajustada aos pontos de condutividade obtidos (Gráfico 1 e Gráfico 2). Os polinômios para os íons determinados foram apresentados, bem como o coeficiente de determinação (R^2) que demonstra o grau de ajuste da curva. O coeficiente de determinação de ambas as curvas é maior que 0,99, o que demonstra um grau elevado de ajuste. As equações apresentadas nos gráficos foram utilizadas na determinação das concentrações de sais das amostras.

Gráfico 1: Curva de condutividade x concentração de MgSO_4 

Fonte: Autora (2016)

Gráfico 2: Curva de condutividade x concentração de KCl 

Fonte: Autora

A partir dos dados da Tabela 10, das equações (1) e (2), dos íons KCl e MgSO₄, respectivamente, e das curvas de ‘condutividade x concentração’ foi possível determinar a concentração de sais remanescentes nos permeados e estes dados são encontrados na Tabela 11.

$$y = -51.18x^2 + 2598.x - 480.6 \quad (1)$$

$$y = -64.79x^2 + 2072.x - 505.6 \quad (2)$$

Tabela 11: Concentração de íons em g/L na corrente permeado

Concentração	
MgSO ₄ (1 g/L)	0,307
MgSO ₄ (20 g/L)	0,65
MgSO ₄ (35 g/L)	7,08
KCl (1 g/L)	0,996
KCl (20 g/L)	2,86
KCl (35 g/L)	16,99

Fonte: Autora(2016)

Com os resultados obtidos para o volume total, concentração de sais, condutividade do permeado e porcentagem de remoção de sais é possível observar que, em geral, a membrana tem maior eficiência na retenção de sulfato de magnésio. Um ponto importante a ser citado é que a pressão necessária para a permeação deste íon é menor que do cloreto de potássio, o que limita ainda mais o nível de salinidade de águas que possuem KCl em sua composição. Mas ainda que um resultado se sobreponha ao outro os dados demonstram que ambos os sais são retidos em uma porcentagem elevada, principalmente para valores de menor e média concentração, estes que correspondem, geralmente, aos valores de águas salobras, portanto o processo de separação se mostra apto a tratar águas com teores salinos.

6.4 CÓRREGO MULUNGU

Além das amostras sintéticas, realizou-se a permeação de uma amostra do Córrego Mulungu, cujos parâmetros utilizados estão apresentados na Tabela 12. Como a amostra estava

conservada sob refrigeração, sua temperatura inicial foi mais baixa que das outras amostras. Os parâmetros de pressão de permeação e vazão de alimentação foram semelhantes aos das amostras anteriores.

Tabela 12: Parâmetros de operação para permeação do Córrego Mulungu

Amostra Córrego Mulungu	
Pressão de Operação(bar)	15,5
Vazão de alimentação (L/min)	1,5
Volume total de permeado (mL)	250
Tempo total (min)	64
Vazão de permeado (L/h)	0,23
Fluxo Permeado (L/hm²)	22,53
Grau de Recuperação (%)	0,376
Temperatura inicial (°C)	25
Temperatura final (°C)	40

Fonte: Autora (2016)

A permeação do Córrego Mulungu apresentou um bom grau de recuperação e volume total, o que indica que em maior escala, para atendimento da cidade de Jordânia, o sistema seria sustentável e significativo para o abastecimento, sendo possível produzir uma quantidade que minimizaria a escassez de água potável.

A Tabela 13 apresenta um resumo comparativo da amostra do córrego Mulungu antes e depois do tratamento com a membrana NF-90. Foram realizadas as medições no condutivímetro, turbidímetro e pHmetro para determinação de condutividade, salinidade, pH e turbidez. O nível de salinidade inicial do córrego não foi apresentado, pois superou o limite de 80 ppt do equipamento, mesmo depois de diluição de até 4 vezes, dessa forma reafirmando a hipótese inicial de elevados teores de salinidade do local. Teoria que tem suporte também nos valores encontrados para condutividade e nos sólidos dissolvidos totais, que apresentaram um resultado de 15g/L após análise da amostra do córrego, o que indica níveis elevados de salinidade se comparados a água doce e se encontram fora dos padrões considerados como potáveis pela Portaria 2.914.

Tabela 13: Tabela comparativa da amostra do Córrego Mulungu antes e depois da permeação

Córrego Mulungu – amostra bruta		Córrego Mulungu – permeado	
Condutividade ($\mu\text{S/cm}$)	15387	Condutividade ($\mu\text{S/cm}$)	1442
Salinidade (ppt)	>80	Salinidade (ppt)	0,8
SDT	14,992	SDT	1,728
pH	6,29	pH	6,82
Turbidez (ntu)	3,56	Turbidez (ntu)	3,5

Fonte: Autora (2016)

Após a permeação da amostra a turbidez não teve mudança significativa, isto pode se justificar pelo aparelho utilizado apresentar um valor mínimo de turbidez ou o recipiente utilizado conter algum arranhão que influenciaria na medição precisa. Além disso, foi possível obter o resultado do teor de salinidade, sendo este 0,8 ppt. Quanto à condutividade obteve-se uma diminuição significativa, 91% de remoção de sais, se enquadrando ao padrão de potabilidade estipulado para Califórnia, assim como uma diminuição expressiva de sólidos dissolvidos totais.

Com estes resultados verifica-se que a membrana, além de ter capacidade de permeação de um volume expressivo da água do córrego, possui uma grande eficiência na remoção dos sais presentes no local, dessa forma confirmando a sua aplicabilidade para o local, podendo ser utilizada para abastecimento urbano ou para outros fins, como irrigação.

6.5 SIMULAÇÃO - ROSA

O programa ROSA realiza os cálculos necessários e produz um relatório prevendo a qualidade da água e a vazão (DOW, 2016). É preciso fornecer os dados de concentração de íons da água de alimentação (Figura 8), o tipo de membrana e testar diferentes configurações de processos, estes que são relacionados ao valor da vazão de alimentação determinada e a área da membrana. O software apresenta como um de seus resultados o cálculo do índice de Langelier, através deste índice é possível observar a precipitação de sais sobre a superfície da membrana, o que permite prever incrustações e, desta forma, tomar os devidos cuidados para evitar danos na membrana ao dimensionar uma unidade real.

Figura 8: Dados para simulação do sistema de Nanofiltração

System Pervate Flow: 0.20 gpm System Feed Flow: 1.33 gpm System Recovery: 15.00%

Water Type: **SELECT** [Open Water Profile Library](#)

Feed Percentage: 100 (%) Feed Number: Feed Streams: 1

Ions	mg/l	ppm CaCO3	meq/l	Total Conc.(mg/l)
Ammonium (NH4+ + NH3)	0	0.000	0.000	0.00
Potassium (K)	0	0.000	0.000	0.00
Sodium (Na)	786.75	1711.069	34.221	786.75
Magnesium (Mg)	0	0.000	0.000	0.00
Calcium (Ca)	0	0.000	0.000	0.00
Strontium (Sr)	0	0.000	0.000	0.00
Barium (Ba)	0	0.000	0.000	0.00
Carbonate (CO3)	0	0.000	0.000	0.00
Bicarbonate (HCO3)	0	0.000	0.000	0.00
Nitrate (NO3)	0	0.000	0.000	0.00
Chloride (Cl)	1213.25	1711.069	34.221	1213.25
Fluoride (F)	0	0.000	0.000	0.00
Sulfate (SO4)	0	0.000	0.000	0.00
Silica (SiO2)	0	n.a.	n.a.	0.00
Boron (B)	0	n.a.	n.a.	n.a.

System Temp: 25.0 °C System pH: 7.60 [Save Water Profile to Library](#)

Specify Individual Solutes

Total Dissolved Solids: 2000.0 mg/l

Feed Parameters

Temperature: 25.0 °C

Flow Rate: 1.33 gpm

pH: 7.6

Charge Balance

Cations: 0.00 [Add Sodium](#)

Anions: 0.00 [Add Calcium](#)

Balance: 0.00 [Adjust Cations](#)

[Adjust Anions](#)

[Adjust All Ions](#)

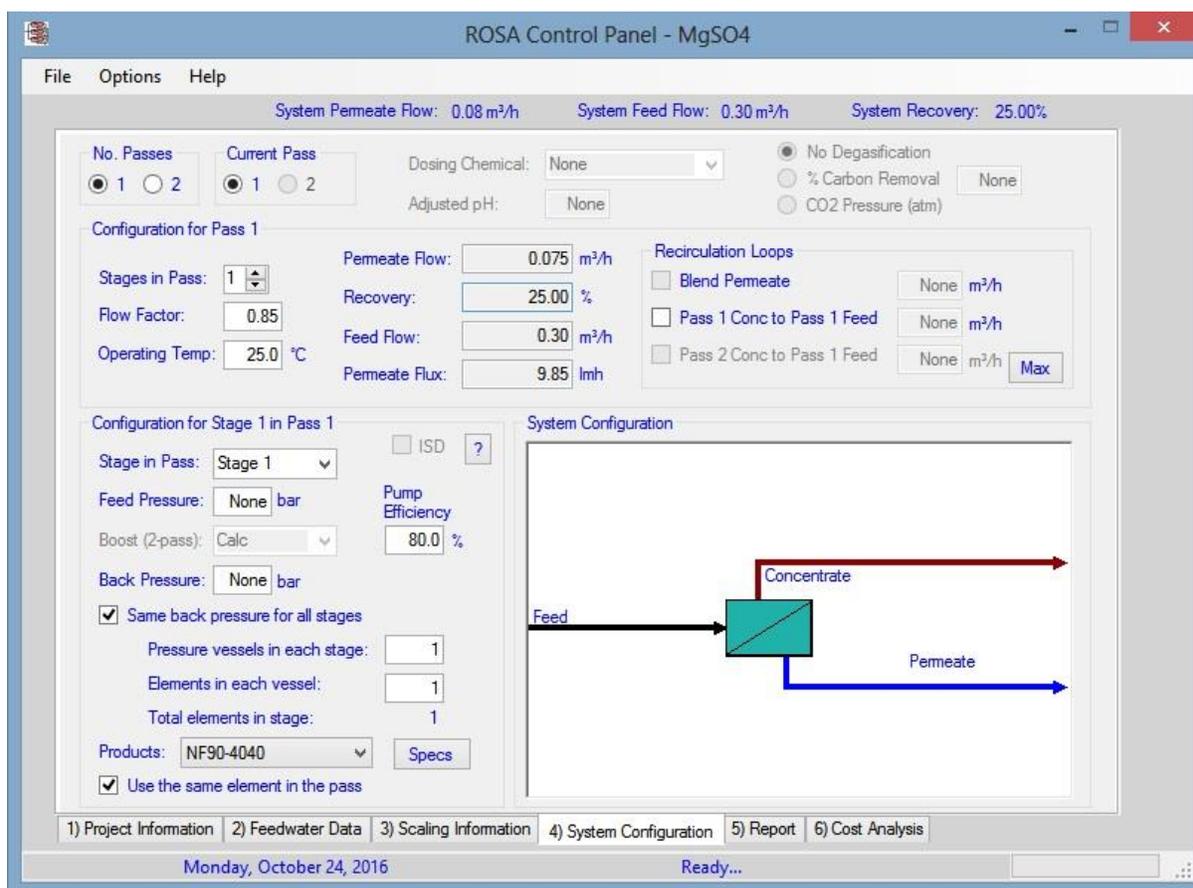
1) Project Information 2) Feedwater Data 3) Scaling Information 4) System Configuration 5) Report 6) Cost Analysis

Saturday, May 21, 2016 Ready...

Fonte: ROSA (2016)

É possível trabalhar com simulações de diferentes fluxos de alimentação e variar a recuperação ou a permeação desejada, como demonstrado na Figura 9. O relatório gerado contém as informações sobre a pressão necessária para atingir os objetivos determinados, da recuperação escolhida, apresenta os sólidos totais dissolvidos do permeado e gera avisos caso os parâmetros determinados possam levar a algum erro no sistema. Sendo assim, o software produz resultados de aplicações em escala mais próxima da real.

Figura 9: Configuração de sistema - Programa ROSA



Fonte: ROSA (2016)

A área da membrana determinada pelo software é de 2,60 m², dessa forma não é possível realizar uma comparação mais próxima com os resultados da unidade utilizada no trabalho. Porém a simulação se aproxima mais de uma situação real, onde maiores vazões seriam necessárias para atender uma população. Os parâmetros pré-determinados foram a vazão de alimentação e da recuperação desejada, a temperatura e o pH da água que foram determinadas previamente em laboratório.

A Tabela 14 apresenta o grau de recuperação dos permeados, a Vazão 1 representa a recuperação a partir da vazão calculada em relação ao volume total de permeado em função do tempo total para permear. Já a Vazão 2 representa a recuperação a partir de uma média de vazões calculadas a cada 10 minutos, as vazões foram determinadas calculando o tempo necessário para

preencher uma proveta de 5 mL. Os dados da recuperação foram utilizados para a alimentação do software ROSA, de forma a aproximar da permeação realizada em laboratório.

Tabela 14: Grau de recuperação dos permeados

	Recuperação (%)	
	Rec. Vazão 1	Rec. Vazão 2
MgSO₄ (1 g/L)	62,2	54,8
MgSO₄ (20 g/L)	31,0	50
MgSO₄ (35 g/L)	38,9	49,2
KCl (1 g/L)	45,2	48,4
KCl (20 g/L)	13,6	18,8
KCl (35 g/L)	13,6	12,4
MgSO₄ + KCl (1 g/L)	47,8	37,2

Fonte: Autora (2016)

As concentrações de 20 g/L e 35 g/L de KCl resultaram nas menores recuperações, simulando estas no ROSA com vazão de alimentação de 1 m³/h foram obtidos os resultados apresentados na Tabela 16. Para a concentração de 1 g/L, com recuperação de 45 %, o programa acusou pressão acima de 137 bar para a simulação, sendo necessário reajuste dos parâmetros determinados. A opção determinada para a solução do problema foi a de aumentar os estágios do sistema, o que alterou a pressão para 10.29 bar, o que pode ser observado na Tabela 15.

Tabela 15: Resultados de um sistema de 2 estágios para permear uma solução de KCl 1g/L

KCl 1g/L		
	Estágio 1	Estágio 2
Vazão de alimentação (L/min)	16,67	12,67
Pressão (bar)	9,95	9,21
Área total (m²)	2,6	2,6
Temperatura (°C)	30	30
Vazão de permeado (L/min)	2,33	2,33
Recuperação (%)	45	45
SDT do permeado (mg/L)	47,33	71,13
pH	7,6	7,6
Índice de Langelier	-15,9	-15,9

Fonte: Autora (2016)

Tabela 16: Resultados da simulação do software ROSA – íon KCl em diferentes concentrações

	KCl 20 g/L	KCl 35 g/L
Vazão de alimentação (L/min)	16.67	16.67
Pressão (bar)	23.25	37.2
Área total (m²)	2.6	2.6
Temperatura (°C)	30	30
Vazão de permeado (L/min)	4	3.5
Recuperação (%)	13.14	13.14
SDT do permeado (mg/L)	1281	2243
pH	7.6	7.6
Índice de Langelier	-15.98	-15.99

Fonte: Autora (2016)

É possível observar que a partir das configurações determinadas no sistema obtém-se um volume significativo por minuto de operação, sendo os resultados melhores com menores concentrações do sal, para 1 g/L um volume de 4,66 L/min e para 20 g/L um volume de 4 litros.

As soluções de 1 g/L e 35 g/L de MgSO₄ também exigiram que o sistema tivesse múltiplos estágios (Tabelas 20 e 22). Para a permeação de 35 g/L, a pressão ainda se manteve elevada durante os dois estágios, ainda que dentro dos parâmetros do software, portanto poderia ser acrescentado um terceiro estágio no sistema. Para a permeação da concentração de 20 g/L (Tabela 21) não houve exigência de reformulação do sistema, porém a pressão também se apresentou elevada, o que pode ser resolvido com o aumento de um estágio no processo, o que envolveria em aumentar a área total da membrana.

Tabela 17: Resultados de um sistema de 2 estágios para permear a solução de MgSO₄ 1 g/L

MgSO₄ 1g/L		
	Estágio 1	Estágio 2
Vazão de alimentação (L/min)	16,67	11
Pressão (bar)	16,94	16,24
Área total (m²)	2,6	2,6
Temperatura (°C)	30	30
Vazão de permeado (L/min)	5,67	4,67
Recuperação (%)	62	62
SDT do permeado (mg/L)	31,61	62,87
pH	7,6	7,6
Índice de Langelier	-15,9	-15,9

Fonte: Autora (2016)

Tabela 18: Resultados da simulação do software ROSA – solução MgSO₄

MgSO₄ 20 g/L	
Vazão de alimentação (L/min)	16,67
Pressão (bar)	104,06
Área total (m²)	2,6
Temperatura (°C)	30
Vazão de permeado (L/min)	5,167
Recuperação (%)	31
SDT do permeado (mg/L)	631,2
pH	7,6
Índice de Langelier	-15,98

Fonte: Autora (2016)

Tabela 19: Resultados de um sistema de 2 estágios para permear uma solução de MgSO₄ 35 g/L

MgSO₄ 35 g/L		
	Estágio 1	Estágio 2
Vazão de alimentação (L/min)	16,67	12,84
Pressão (bar)	127,74	126,95
Área total (m²)	2,6	2,6
Temperatura (°C)	30	30
Vazão de permeado (L/min)	3,83	2,67
Recuperação (%)	39	39
SDT do permeado (mg/L)	1148,52	1899,8
pH	7,6	7,6
Índice de Langelier	-15,99	-15,99

Fonte: Autora (2016)

O volume total de permeado obtido na operação do sistema com sulfato de magnésio apresentou valores mais expressivos se comparados com o cloreto de potássio, corroborando com os resultados encontrados em laboratório. A vazão para as menores concentrações de sulfato de magnésio foi de aproximadamente 11 L/min de operação para a menor concentração (1 g/L) e 5,2 L/min de operação para a concentração intermediária.

Para a simulação da mistura de íons KCl e MgSO₄ (1 g/L) também foi necessário que o sistema fosse realizado em dois estágios (Tabela 23), devido ao índice de recuperação estipulado para sua permeação.

Tabela 20: Resultados de um sistema de 2 estágios para permear a solução de 1 g/L de MgSO₄ e KCl

	Mistura	
	Estágio 1	Estágio 2
Vazão de alimentação (L/min)	16,67	12,34
Pressão (bar)	11,46	10,73
Área total (m²)	2,6	2,6
Temperatura (°C)	30	30
Vazão de permeado (L/min)	4,33	3,67
Recuperação (%)	48	48
SDT do permeado (mg/L)	35,62	56,35
pH	7,6	7,6
Índice de Langelier	-15,9	-15,9

Fonte: Autora (2016)

O sistema obteve bons resultados para a mistura dos íons, apresentando uma vazão de 8 L/min de funcionamento, com uma retenção satisfatória dos sais presentes.

Os resultados apresentados para a permeação de KCl demonstram que, apesar da pressão necessária para que ocorra a separação dos sais seja menor que do íon de MgSO₄, a quantidade de sólidos dissolvidos totais após a permeação é significativamente maior, o que demonstra uma maior eficiência da membrana em relação ao íon divalente. Porém a membrana permanece eficiente para ambos os casos, foi possível observar que em boas condições de funcionamento a membrana tem capacidade de reter quantidades elevadas de sais, podendo ser avaliada a possibilidade de sua utilização para permear, também, água do mar.

Realizou-se uma estimativa de volume diário que seria produzido considerando que o sistema operaria 16 horas por dia e a partir das configurações previamente estipuladas nas simulações apresentadas anteriormente (Tabela 21).

Tabela 21: Estimativa de vazão diária produzida

	Volume diário (L/dia)
MgSO₄ (1 g/L)	9926,4
MgSO₄ (20 g/L)	4960,32
MgSO₄ (35 g/L)	6240
KCl (1 g/L)	4473,6
KCl (20 g/L)	3840
KCl (35 g/L)	3360
MgSO₄ + KCl (1 g/L)	7680

Fonte: Autora (2016)

Levando em conta o número de habitantes da cidade e considerando um consumo médio de 100 L/hab.dia o volume total produzido deveria ser de 1031900 L/dia. Desta forma, nenhuma das configurações apresentadas seria suficiente para o abastecimento da cidade inteira, a solução poder ser aumentar a vazão de alimentação do sistema de acordo com as capacidades do córrego ou permanecer com as configurações estipuladas e apenas diminuir a pressão do atual sistema de abastecimento, utilizando a água para abastecimento de alguns bairros. Porém, é importante ressaltar que os sais presentes no córrego não são conhecidos, obteve-se um bom resultado em laboratório, em alguns parâmetros com comportamentos mais próximos à solução de sulfato de magnésio, o que permite que a comparação com os resultados da simulação sejam possíveis e aproximadas, mas não definitivas.

Os resultados da simulação em software aumentam os parâmetros de análise da eficiência da membrana, acrescentando a quantidade de sólidos dissolvidos totais presentes após a filtração. Um destes parâmetros é o Índice de Langelier, que representa um modelo de equilíbrio derivado do conceito teórico de saturação da água relacionado ao carbonato de cálcio e quanto mais negativo este valor, maior a tendência para dissolução do sal, desta forma evitando a incrustação.

A temperatura foi definida considerando uma média alta para a região do semiárido, porém a mesma pode ser ajustada para diferentes condições, dessa forma o sistema pode ser adaptado conforme a previsão do tempo diário. Outra adaptação que pode ser realizada no programa é a de recuperação desejada de acordo com o nível de salinidade do local. Considerando níveis inferiores de salinidade ou água salobra, é possível aumentar os níveis de recuperação.

É válido lembrar que simulações em softwares são previsões em condições perfeitas de manejo do sistema e também seu funcionamento sem considerar os possíveis defeitos do

processo, como, por exemplo, corrosão de encanamentos, furos na membrana, vazamentos, entre outras falhas. Dessa forma ampliam-se as disparidades entre o real e o simulado, mas não a ponto de inviabilizar projetos, mas se apresentam como pontos importantes para se levar em consideração, ponderando margens de segurança em relação aos valores apresentados pelo programa.

6.6 PROPOSTA DE CONTINUIDADE

Algumas sugestões para continuação do projeto podem ser feitas, primeiro sugere-se uma pesquisa que envolva comparações entre as membranas de Nanofiltração e Osmose Inversa, para que se possa avaliar a eficiência de cada para os parâmetros citados neste trabalho.

Além disso, é de grande importância coletar um volume maior de amostra do córrego, levando em conta diferentes pontos do mesmo e realizar coletas de outros rios da região, de forma a realizar uma melhor constatação das características dos corpos hídricos do local. É relevante também ampliar as análises físico-químicas do córrego, averiguar o potencial das membranas para tratamento de outros parâmetros além dos presentes no trabalho, como redução de cor, micro-organismos patogênicos, dureza, entre outros.

Outra sugestão para que a possível implementação de um sistema de dessalinização aconteça na cidade de Jordânia é a realização de uma pesquisa de custos, de geografia do local, de área disponível e das suas diferentes demandas.

Um aspecto relevante a ser considerado é o da destinação da salmoura produzida no processo. Podem ser realizados estudos para destinação adequada, como fonte de irrigação em plantações onde há grande tolerância a salinidade ou criação de peixes de água salina, o que também pode ser relevante para a economia local.

7 CONCLUSÕES

Foi possível observar através dos testes realizados em laboratório e do software ROSA que um sistema de dessalinização com a membrana NF-90/2540 seria eficiente para a diminuição da salinidade do Córrego Mulungu, podendo-se inferir que o sistema também é aplicável em outros rios com diferentes condições e concentrações de salinidade, a partir das observações da permeação das amostras simuladas.

Considerando os resultados em escala de bancada é possível perceber que, nas condições simuladas, a membrana NF-90 é de eficiência satisfatória na retenção de sais, porém é preciso tomar cuidados com a manutenção da membrana e dos equipamentos para que o sistema não seja comprometido. Foi possível perceber que erros ocorrem em laboratórios mesmo com condições controladas e com amostras sintéticas, portanto em escalas reais onde as condições podem ser imprevisíveis é necessário ter atenção ao controlar o sistema. Ainda assim as operações de controle do sistema são relativamente simples, o que minimiza as possibilidades de erro.

REFERÊNCIAS

Agência Nacional De Águas – ANA. **A Evolução da Gestão dos Recursos Hídricos no Brasil**. Distrito Federal, Brasília. 2002.

_____. **Conjuntura dos recursos hídricos no Brasil** - Encarte Especial sobre a Crise Hídrica. Distrito Federal, Brasília. 2014.

ALVES, Thais de Lima. **Estudo da formação de incrustações inorgânicas em membranas de nanofiltração utilizadas em processos de dessulfatação**. Tese de Doutorado. Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, RJ. 2006.

American Membrane Technology Association – AMTA. **Water Desalination Processes**. Disponível em: < http://www.amtaorg.com/Water_Desalination_Processes.html>. Acesso em: Outubro, 2016.

ARAIA, Eduardo. **Dessalinização: Você ainda vai beber dessa água**. Revista Planeta. Editora Três. Edição 455. 2010.

Associação Brasileira de Normas Técnicas – ABNT. NBR 10664. **Águas - Determinação de resíduos (sólidos) - Método gravimétrico**. Rio de Janeiro, RJ, 1989.

Banco do Nordeste/Fundação Cearense de Meteorologia e Recursos Hídricos - BNB/FUNCEME. **Estudo sobre Redimensionamento do Semiárido**. Ceará. 2004

BORGES, Cristiano P.; CARVALHO, Roberto B. de; NOBREGA, Ronaldo. **Formação de Membranas Planas Celulósicas por Espalhamento Duplo para os Processos de Nanofiltração e Osmose Inversa**. Universidade Federal do Rio de Janeiro. 2001.

BRASIL. CONAMA Resolução nº 357, de 17 de março de 2005. **Diário Oficial da União**, Brasília, DF, 18 mar 2005. P. 58-63.

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.

BRASIL. Ministério da Integração Nacional. Portaria nº 89, de 16 de Março de 2005. **Diário Oficial da União**, Brasília, DF, 27 de maio de 2005, Seção 1.

BRITO, Luiza Teixeira Lima; PEREIRA, Lúcio Alberto; MELO, Roseli Freire de. **Disponibilidade hídrica subterrânea**. Agência Empraba de Informação Tecnológica. Brasília, DF. 2009.

BRUM, L. F. W.; SANTOS JÚNIOR L. C. O.; BENEDETTIC, S. **Reaproveitamento de Água de Processo e Resíduos da Indústria de Laticínios**. International Workshop Advances in Cleaner Production – Key elements for a sustainable world: Energy, water and climate change. São Paulo, SP. 2009

California Environmental Protection Agency.-CalEPA. **The Clean Water Team Guidance Compendium for Watershed Monitoring and Assessment State Water Resources Control Board: Electrical Conductivity/Salinity Fact Sheet**. California, EUA. 2004

CARVALHO, Paulo Cesar Marques De; JUCÁ, Sandro César Silveira. **Instalação de Eletrodialise Acionada por Painéis Fotovoltaicos**. Universidade Federal do Ceará. Fortaleza. 2001.

Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental - CETESB. **Qualidade das Águas Interiores no Estado de São Paulo: Significado Ambiental e Sanitário das Variáveis de Qualidade das Águas e dos Sedimentos e Metodologias Analíticas e de Amostragem**. Apêndice A. São Paulo, SP. 2009.

CIRILO, José Almir; MONTENEGRO, Suzana M.G.L.; CAMPOS, José Nilson B. **A questão da água no semiárido brasileiro**. cap. 5. Universidade de São Paulo – USP; p.81-91; 2008.

COSTA, Dayane Stephanie Maia; RUAS, Kethlin Freire; PEREIRA, Anete Marília. **As Potencialidades da Região Semiárida do Norte de Minas Gerais: Análise Do Centro De**

Estudos De Convivência Com O Semiárido. Associação dos Geógrafos Brasileiros. Encontro Nacional dos Geógrafos. Porto Alegre - RS, 2010

COSTA, Ana Rita; PINHO, Maria Norberta de. **Performance and cost estimation of nanofiltration for surface water treatment in drinking water production.** Science Direct, Desalination 196. pg.55-65. 2005.

Companhia de Pesquisa de Recursos Minerais – CPRM; **Projeto Cadastro de Abastecimento por Águas Subterrâneas, Estados de Minas Gerais e Bahia:** diagnóstico do município de Jordânia, MG. Belo Horizonte, MG. 2005.

DAMERAU, K. et al. **Costs of Reducing Water Use of Concentrating Solar Power to Sustainable Levels:** Scenarios For North Africa. Energy Policy, v. 39: p. 4391-98, 2011.

Dow Water & Process Solutions. **ROSA (Reverse Osmosis System Analysis).** Midland, Michigan, United States. Disponível em: <<http://www.dow.com/en-us/water-and-process-solutions/resources/design-software>>. Acesso em maio 2016.

SAÍDA pelo mar: aumenta o uso de água dessalinizada. **Revista Em Discussão.** Senado Federal. Ano 5. Nº23. Brasília, DF. 2014.

ENCICLOPÉDIA dos Municípios Mineiros. Belo Horizonte: Armazém de Idéias, 1998.2v.

FERREIRA, Eduardo Manfredini; **Síntese Otimizada de Sistemas de Cogeração e Dessalinização;** Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá; 2008.

FERREIRA, Mónica Alexandra Sares. **Nanofiltração à escala laboratorial na remoção de cianotoxinas.** Faro, Algarve. 2010.

FLUID Brasil. **Manual de Operação Osmose Reversa.** Uberlândia, MG. 2009.

FORMOSO, Silvia Cupertino. **Sistema de tratamento de água salobra**: alternativa de combate à escassez hídrica no semiárido sergipano. Universidade Federal de Sergipe. São Cristóvão, Sergipe. 2010.

Fundação Nacional de Saúde - FUNASA. **Manual de saneamento**. Editor: Assessoria de Comunicação e Educação em Saúde. 3. ed. rev. - Brasília, 2006.

GOMES FILHO, Hélio Ribeiro; da ROCHA, Edêmea Faria Carlos; de OLIVEIRA, Vicente de Paulo Santos. **Produção e consumo de água dessalinizada em plataforma de petróleo**. Boletim do Observatório Ambiental Alberto Ribeiro Lamego, Campos dos Goytacazes/RJ, v.8 n.2, p. 9-17, jul./dez. 2014.

GOMIDE, Reynaldo; **Operações Unitárias** - Operações de Transferência de Massa; Volume IV, Cáp.II. 1988.

GONÇALVES, Rute Isabel Landeiro de Sousa. **Metodologia para acreditação dos métodos de análise de sólidos suspensos e dissolvidos em águas**. Universidade de Porto. Porto, Portugal. 2009.

HABERT, Alberto Cláudio; BORGES, Cristiano Piacsek; NÓBREGA, Ronaldo. **Fundamentos e Operação dos Processos de Nanofiltração e Osmose Inversa**. Universidade Federal do Rio de Janeiro. Agosto/2005.

IGLESIAS, M.F. **Ósmosis Inversa – Fundamentos, Tecnologia y Aplicaciones**, Aravaca: McGraw-Hill, 1999.

INSTITUTO MINEIRO DE GESTÃO DAS ÁGUAS – IGAM. **Monitoramento da Qualidade das Águas**. Disponível em: <www.igam.mg.gov.br/component/content/article/3302-nova-categoria/1523-monitoramento-da-qualidade-das-aguas>. acesso em março.2016.

LAPOLLI, Flávio R.; LEON Angel C., TAVARES Célia R. G., CAMPOS J. R. **Tratamento de Águas Residuárias através de Membranas**. São Carlos, SP. 1999

LERMONTOV, ANDRÉ et al. **Análise Econômica da Dessalinização de Água do Mar por Osmose Inversa visando Abastecimento Público no Estado do Rio de Janeiro.** Rio de Janeiro. Niterói. 2010

LIMA, Gilmário dos Anjos. **Sistema de Dessalinização por Osmose Reversa Acionado por Gerador Fotovoltaico com Conversor de Frequência.** Dissertação de Pós-Graduação. Universidade Federal de Pernambuco. Recife, Pernambuco. 2006.

LINDEMANN, J. H. **Wind and solar powered seawater desalination.** Applied solutions for the Mediterranean, Middle East and Gulf Countries. Desalination, v. 168, p. 73-80, 2004.

LOPES, Patrícia Maria da Costa. **Tratamento Intermediário de Concentrado de Osmose Inversa por Precipitação para Aumento da Recuperação de Água na Dessalinização.** Belo Horizonte, MG. 2015.

MESQUITA, André Pina de; KELLNER, Erich. **Avaliação do Índice de Langelier em Sistema de Distribuição de Água de São Carlos (SP), suprido por Manancial Subterrâneo: Estudo de Estabilização.** Revista Nacional de Gerenciamento de Cidades, v. 03, n. 14, 2015, pp. 193-204.

MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE – MMA. **Programa Água Doce.** Secretaria de Recursos Hídricos e Ambiente Urbano. 2012.

MOURA, J.P.; MONTEIRO, G.S.; SILVA, J.N.; PINTO, F.A.; FRANÇA, K.P. **Aplicações do Processo de Osmose Reversa para o Aproveitamento de Água Salobra do Semi-Árido Nordeste.** Universidade Federal de Campina Grande-UFCG. Campina Grande- PB. 2009.

PERA, H. **Geradores de Vapor:** um compendio sobre conversão de energia com vistas a preservação da ecologia. 2ª ed. São Paulo: Fama, 1990.

PEREIRA JÚNIOR, José de Sena. **Nova Delimitação do Semiárido Brasileiro.** Biblioteca Digital Da Câmara Dos Deputados. Brasília, DF. Novembro, 2007.

PINTO, Nayara de Oliveira; HERMES, Luiz Carlos. **Sistema Simplificado para Melhoria da Qualidade da Água Consumida nas Comunidades Rurais do Semiárido do Brasil**. EMBRAPA. Jaguariúna, SP. 2006.

Prefeitura de Jordânia. **Dados demográficos**. 2013. Disponível em: <http://www.jordania.mg.gov.br/Materia_especifica/6497/Dados-demograficos> acesso em setembro, 2016.

QUEIROZ, Francisco Rubens Macedo de; SILVA, Robson Rogaciano Fernandes da; BEZARRA, João Utemberg Lucas; GUIMARÃES, Bruna da Silveira; NETO, José Theódulo Fernandes; FRANÇAS, Kepler Borges. **Avaliação e Comparação do Desempenho de um Sistema de Membranas de Micro/Nano Filtração com Sistema de Osmose Inversa para Diferentes Níveis de Concentração de Sais de Águas Salobras da Comunidade de Uruçu em São João do Cariri-Pb**. Revista de Biologia e Farmácia. Vol. 09. 2003.

RAMOS, Aldino Horta. **Viabilidade da Substituição da Água dos Furos pela Água Dessalinizada Através da Osmose Inversa no Colonato do Tarrafal de Santiago**. Universidade De Cabo Verde Departamento De Ciência E Tecnologia. 2009.

REBOUÇAS, Aldo da C. **Água no Brasil: Abundância, Desperdício E Escassez**. BAHIA ANÁLISE & DADOS Salvador, v. 13, n. ESPECIAL, p. 341-345, 2003.

ROSA, Daniel Jordão de Magalhães. **Sistemas Fotovoltaicos Domiciliares de Dessalinização de Água para Consumo Humano: Um Estudo de Sua Viabilidade e Configurações**. Tese de Pós-Graduação. Universidade de São Paulo. São Paulo, São Paulo. 2013.

SADOFF, C.; MULLER, M. **La gestión del agua, la seguridad hídrica y la adaptación al cambio climático: Efectos anticipados y respuestas esenciales**. Global Water Partnership, n. 14, 2010.

SANT'ANNA, Evandro Bonocchi De. **Condição e Dieta de Hoplias Malabaricus (Bloch, 1794) em Rios de Águas Branca e Preta na Bacia do Rio Itanhaém, Itanhaém/SP**. Rio Claro, SP. 2006.

SILVA, Maurício Kipper da. **Biorreatores com Membranas: Uma alternativa para o tratamento de efluentes.** Porto Alegre, RS. 2009.

SILVA, Rodrigo Gonçalves Lopes. **Estudo dos Mecanismos de Formação e de Inibição da Incrustação por Sulfato de Cálcio em Processos de Nanofiltração.** Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, RJ. 2012.

SISTEMA NACIONAL DE INFORMAÇÕES SOBRE SANEAMENTO – SNIS. **Diagnóstico dos Serviços de Água e Esgotos – 2014.** Distrito Federal. Brasília. 2016

SOARES, Clariss. **Tratamento de Água Unifamiliar através da Destilação Solar Natural Utilizando Água Salgada, Salobra e Doce Contaminada.** Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 2004.

SOUZA, Luiz Faustino. **Análise Térmica de um Dessalinizador de Múltiplo Efeito para Obtenção de Água Potável.** Universidade Federal da Paraíba; Paraíba/João Pessoa, 2002.

_____. **Dessalinização como Fonte Alternativa de Água Potável;** Norte científico, v.1, n.1, 2006.

Von SPERLING, Marcos. **Introdução à Qualidade das Águas e ao Tratamento de Esgotos.** Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. v.1. Belo Horizonte, MG. UFMG.cap. 1. 2005.

VARGAS, Gabriela Marques dos Ramos. **Investigação de Alguns Parâmetros Operacionais e de Rejuvenescimento na Performance do Processo de Osmose Reversa.** Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Porto Alegre, 2003.

VERÓL, Aline Pires; PAIXÃO, Maria Cristina Treitler; JUNIOR, Isaac Volschan; JORDÃO, Eduardo Pacheco. **Procedimentos Analíticos e Resultados no Monitoramento do Tratamento de Esgotos.** ABES - Associação Brasileira de + Engenharia Sanitária e Ambiental. Rio de Janeiro – RJ. 2005.

ANEXOS

Figura A1: Simulação para Solução KCl 1 g/L - Programa ROSA

Project Information:

Case-specific:

System Details

Feed Flow to Stage 1	1.00 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.45 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1.00 m ³ /h	Pass 1 Recovery	45.01 %	Feed	0.69 bar
Feed Pressure	10.29 bar	Feed Temperature	30.0 C	Concentrate	1.21 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	1030.26 mg/l	Average	0.95 bar
Chem. Dose (100% H ₂ SO ₄)	0.00 mg/l	Number of Elements	2	Average NDP	8.54 bar
Total Active Area	5.20 M ²	Average Pass 1 Flux	86.51 lmh	Power	0.36 kW
Water Classification: Surface Supply SDI < 5				Specific Energy	0.79 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	NF90-2540	1	1	1.00	9.95	0.00	0.76	9.55	0.24	91.58	0.00	0.00	47.33
2	NF90-2540	1	1	0.76	9.21	0.00	0.55	8.95	0.21	81.44	0.00	0.00	71.13

Name	Feed	Adjusted Feed	Pass Streams (mg/l as Ion)					
			Concentrate		Permeate		Total	
			Stage 1	Stage 2	Stage 1	Stage 2		
NH ₄ ⁺ + NH ₃	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	500.00	500.00	649.20	886.04	22.91	34.42	28.33	28.33
Na	0.00	30.26	39.27	53.57	1.43	2.16	1.77	1.77
Mg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ca	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Sr	0.00	0.00	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	0.00	0.00
CO ₃	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO ₃	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NO ₃	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	500.00	500.00	649.18	885.96	22.98	34.54	28.42	28.42
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO ₄	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SiO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TDS	1000.01	1030.26	1337.66	1825.58	47.33	71.13	58.53	58.53
pH	7.60	7.60	7.60	7.60	7.60	7.60	7.60	7.60

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	7.60	7.60	7.60
Langellier Saturation Index	-15.90	-15.90	-15.43
Stiff & Davis Stability Index	-15.39	-15.39	-15.14
Ionic Strength (Molal)	0.01	0.01	0.03
TDS (mg/l)	1000.01	1030.26	1825.58
HCO ₃	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00
CO ₃	0.00	0.00	0.00
CaSO ₄ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
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)	0.00	0.00	0.00
Mg(OH) ₂ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00

To balance: 30.26 mg/l Na added to feed.

Figura A2: Simulação para Solução KCl 20 g/L - Programa ROSA

Project Information:**Case-specific:****System Details**

Feed Flow to Stage 1	1.00 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.13 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1.00 m ³ /h	Pass 1 Recovery	13.14 %	Feed	13.14 bar
Feed Pressure	22.80 bar	Feed Temperature	30.0 C	Concentrate	15.01 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	20605.15 mg/l	Average	14.08 bar
Chem. Dose (100% H ₂ SO ₄)	0.00 mg/l	Number of Elements	1	Average NDP	9.03 bar
Total Active Area	2.60 M ²	Average Pass 1 Flux	50.52 lmh	Power	0.79 kW
Water Classification: Surface Supply SDI < 5				Specific Energy	6.03 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	NF90-2540	1	1	1.00	22.46	0.00	0.87	22.02	0.13	50.52	0.00	0.00	1309.95

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	10000.00	10000.00	11416.46	636.75	636.75
Na	0.00	605.15	690.99	37.71	37.71
Mg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ca	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	10000.00	10000.00	11416.65	635.48	635.48
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TDS	20000.01	20605.15	23524.10	1309.95	1309.95
pH	7.60	7.60	7.60	7.60	7.60

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	1	0.13	0.13	1309.95	1.00	20605.15	22.46

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	7.60	7.60	7.60
Langelier Saturation Index	-15.98	-15.98	-15.81
Stiff & Davis Stability Index	-16.60	-16.60	-16.55
Ionic Strength (Molal)	0.27	0.29	0.33
TDS (mg/l)	20000.01	20605.15	23524.10
HCO3	0.00	0.00	0.00
CO2	0.00	0.00	0.00
CO3	0.00	0.00	0.00
CaSO4 (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
BaSO4 (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
SrSO4 (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
CaF2 (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
SiO2 (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
Mg(OH)2 (% Saturation)	0.00	0.00	0.00

To balance: 605.15 mg/l Na added to feed.

Figura A3: Simulação para Solução KCl 35 g/L - Programa ROSA

Project Information:**Case-specific:****System Details**

Feed Flow to Stage 1	1.00 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.13 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1.00 m ³ /h	Pass 1 Recovery	13.14 %	Feed	23.16 bar
Feed Pressure	37.20 bar	Feed Temperature	30.0 C	Concentrate	26.54 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	36059.01 mg/l	Average	24.85 bar
Chem. Dose (100% H ₂ SO ₄)	0.00 mg/l	Number of Elements	1	Average NDP	13.29 bar
Total Active Area	2.60 M ²	Average Pass 1 Flux	50.52 lmh	Power	1.29 kW
Water Classification: Surface Supply SDI < 5				Specific Energy	9.83 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	NF90-2540	1	1	1.00	36.85	0.00	0.87	36.41	0.13	50.52	0.00	0.00	2293.84

Pass Streams (mg/l as ion)						
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate	
			Stage 1	Stage 1	Stage 1	Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	17500.00	17500.00	19978.72	1115.00		1115.00
Na	0.00	1059.01	1209.22	66.04		66.04
Mg	0.00	0.00	0.00	0.00		0.00
Ca	0.00	0.00	0.00	0.00		0.00
Sr	0.00	0.00	0.00	0.00		0.00
Ba	0.00	0.00	0.00	0.00		0.00
CO3	0.00	0.00	0.00	0.00		0.00
HCO3	0.00	0.00	0.00	0.00		0.00
NO3	0.00	0.00	0.00	0.00		0.00
Cl	17500.00	17500.00	19979.05	1112.79		1112.79
F	0.00	0.00	0.00	0.00		0.00
SO4	0.00	0.00	0.00	0.00		0.00
SiO2	0.00	0.00	0.00	0.00		0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00		0.00
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00		0.00
TDS	35000.01	36059.01	41167.00	2293.84		2293.84
pH	7.60	7.60	7.60	7.60		7.60

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	1	0.13	0.13	2293.84	1.00	36059.01	36.85

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	7.60	7.60	7.60
Langelier Saturation Index	-15.99	-15.99	-15.88
Stiff & Davis Stability Index	-16.83	-16.83	-16.81
Ionic Strength (Molal)	0.49	0.51	0.59
TDS (mg/l)	35000.01	36059.01	41167.00
HCO ₃	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00
CO ₃	0.00	0.00	0.00
CaSO ₄ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
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)	0.00	0.00	0.00
Mg(OH) ₂ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00

To balance: 1059.01 mg/l Na added to feed.

Figura A4: Simulação para Solução MgSO₄ 1 g/L - Programa ROSA**Project Information:****Case-specific:****System Details**

Feed Flow to Stage 1	1.00 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.62 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1.00 m ³ /h	Pass 1 Recovery	62.00 %	Feed	1.20 bar
Feed Pressure	17.29 bar	Feed Temperature	30.0 C	Concentrate	2.94 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	2088.96 mg/l	Average	2.07 bar
Chem. Dose (100% H ₂ SO ₄)	0.00 mg/l	Number of Elements	2	Average NDP	14.57 bar
Total Active Area	5.20 M ²	Average Pass 1 Flux	119.17 lmh	Power	0.60 kW
Water Classification: Surface Supply SDI < 5				Specific Energy	0.97 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	NF90-2540	1	1	1.00	16.94	0.00	0.66	16.58	0.34	130.46	0.00	0.00	31.61
2	NF90-2540	1	1	0.66	16.24	0.00	0.38	16.05	0.28	107.88	0.00	0.00	62.87

Name	Feed	Adjusted Feed	Pass Streams (mg/l as Ion)					
			Concentrate		Permeate			
			Stage 1	Stage 2	Stage 1	Stage 2	Total	
NH ₄ ⁺ + NH ₃	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Na	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Mg	500.00	500.00	752.83	1297.28	7.77	15.45	11.25	
Ca	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Sr	0.00	0.00	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	0.00	0.00
CO ₃	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO ₃	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NO ₃	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	0.00	1088.95	1638.33	2819.66	19.38	38.36	27.97	
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO ₄	500.00	500.00	754.53	1304.96	4.45	9.06	6.54	
SiO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TDS	1000.01	2088.96	3145.69	5421.90	31.61	62.87	45.76	
pH	7.60	7.60	7.60	7.60	7.60	7.60	7.60	7.60

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)
Stage 1	1	0.34	0.34	31.61	1.00	2088.96	16.94
Stage 2	1	0.42	0.28	62.87	0.66	3145.69	16.24

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	7.60	7.60	7.60
Langelier Saturation Index	-15.90	-15.90	-15.18
Stiff & Davis Stability Index	-15.93	-15.93	-15.62
Ionic Strength (Molal)	0.05	0.07	0.07
TDS (mg/l)	1000.01	2088.96	5421.90
HCO ₃	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00
CO ₃	0.00	0.00	0.00
CaSO ₄ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
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)	0.00	0.00	0.00
Mg(OH) ₂ (% Saturation)	0.03	0.00	0.07

To balance: 1088.95 mg/l Cl added to feed.

Figura A5: Simulação para Solução MgSO₄ 20 g/L - Programa ROSA**Project Information:****Case-specific:****System Details**

Feed Flow to Stage 1	1.00 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.31 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1.00 m ³ /h	Pass 1 Recovery	31.00 %	Feed	21.15 bar
Feed Pressure	104.06 bar	Feed Temperature	30.0 C	Concentrate	31.11 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	41778.99 mg/l	Average	26.13 bar
Chem. Dose (100% H ₂ SO ₄)	0.00 mg/l	Number of Elements	1	Average NDP	77.80 bar
Total Active Area	2.60 M ²	Average Pass 1 Flux	119.17 lmh	Power	3.61 kW
Water Classification: Surface Supply SDI < 5				Specific Energy	11.66 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	NF90-2540	1	1	1.00	103.71	0.00	0.69	103.31	0.31	119.17	0.00	0.00	631.20

Pass Streams (mg/l as ion)						
Name	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate	
			Stage 1	Stage 1	Total	Total
NH4+ + NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Na	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Mg	10000.00	10000.00	14422.78	155.41	155.41	155.41
Ca	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
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
CO ₃	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO ₃	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NO ₃	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	0.00	21778.98	31388.38	389.58	389.58	389.58
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO ₄	10000.00	10000.00	14453.87	86.21	86.21	86.21
SiO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TDS	20000.01	41778.99	60265.04	631.20	631.20	631.20
pH	7.60	7.60	7.60	7.60	7.60	7.60

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		0.31	0.31	631.20	1.00	41778.99	103.71

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	7.60	7.60	7.60
Langelier Saturation Index	-15.98	-15.98	-15.63
Stiff & Davis Stability Index	-17.12	-17.12	-16.95
Ionic Strength (Molal)	1.05	1.40	2.05
TDS (mg/l)	20000.01	41778.99	60265.04
HCO ₃	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00
CO ₃	0.00	0.00	0.00
CaSO ₄ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
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)	0.00	0.00	0.00
Mg(OH) ₂ (% Saturation)	0.54	0.00	0.78

To balance: 21778.98 mg/l Cl added to feed.

Figura A6: Simulação para Solução MgSO₄ 35 g/L - Programa ROSA**Project Information:****Case-specific:****System Details**

Feed Flow to Stage 1	1.00 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.39 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1.00 m ³ /h	Pass 1 Recovery	39.00 %	Feed	38.43 bar
Feed Pressure	128.09 bar	Feed Temperature	30.0 C	Concentrate	67.22 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	73113.22 mg/l	Average	52.82 bar
Chem. Dose (100% H ₂ SO ₄)	0.00 mg/l	Number of Elements	2	Average NDP	75.92 bar
Total Active Area	5.20 M ²	Average Pass 1 Flux	74.97 lmh	Power	4.45 kW
Water Classification: Surface Supply SDI < 5				Specific Energy	11.40 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	NF90-2540	1	1	1.00	127.74	0.00	0.77	127.30	0.23	89.60	0.00	0.00	1148.52
2	NF90-2540	1	1	0.77	126.95	0.00	0.61	126.64	0.16	60.34	0.00	0.00	1899.80

Name	Feed	Adjusted Feed	Pass Streams (mg/l as Ion)				Total
			Concentrate		Permeate		
			Stage 1	Stage 2	Stage 1	Stage 2	
NH ₄ ⁺ + NH ₃	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
K	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Na	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Mg	17500.00	17500.00	22732.02	28460.65	283.64	469.99	
Ca	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
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	
CO ₃	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
HCO ₃	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
NO ₃	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Cl	0.00	38113.21	49476.68	61898.63	720.85	1203.75	
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
SO ₄	17500.00	17500.00	22774.44	28376.76	144.03	226.06	
SiO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
TDS	35000.01	73113.22	94983.14	118936.05	1148.52	1450.86	
pH	7.60	7.60	7.60	7.60	7.60	7.60	

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)
Stage 1	1	0.23	0.23	1148.52	1.00	73113.22	127.74
Stage 2	1	0.20	0.16	1899.80	0.77	94983.14	126.95

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	7.60	7.60	7.60
Langelier Saturation Index	-15.99	-15.99	-16.09
Stiff & Davis Stability Index	-17.26	-17.26	-17.46
Ionic Strength (Molal)	1.87	2.53	4.32
TDS (mg/l)	35000.01	73113.22	118936.05
HCO ₃	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00
CO ₃	0.00	0.00	0.00
CaSO ₄ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
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)	0.00	0.00	0.00
Mg(OH) ₂ (% Saturation)	0.95	0.00	1.55

To balance: 38113.21 mg/l Cl added to feed.

Figura A7: Simulação para Solução KCl 1 g/L + MgSO₄ 1 g/L - Programa ROSA**Project Information:****Case-specific:****System Details**

Feed Flow to Stage 1	1.00 m ³ /h	Pass 1 Permeate Flow	0.48 m ³ /h	Osmotic Pressure:	
Raw Water Flow to System	1.00 m ³ /h	Pass 1 Recovery	48.00 %	Feed	0.93 bar
Feed Pressure	11.81 bar	Feed Temperature	30.0 C	Concentrate	1.70 bar
Flow Factor	0.85	Feed TDS	1521.15 mg/l	Average	1.31 bar
Chem. Dose (100% H ₂ SO ₄)	0.00 mg/l	Number of Elements	2	Average NDP	9.70 bar
Total Active Area	5.20 M ²	Average Pass 1 Flux	92.27 lmh	Power	0.41 kW
Water Classification: Surface Supply SDI < 5				Specific Energy	0.85 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	NF90-2540	1	1	1.00	11.46	0.00	0.74	11.08	0.26	98.58	0.00	0.00	35.62
2	NF90-2540	1	1	0.74	10.73	0.00	0.52	10.48	0.22	85.96	0.00	0.00	56.35

Name	Pass Streams (mg/l as Ion)						
	Feed	Adjusted Feed	Concentrate		Permeate		Total
			Stage 1	Stage 2	Stage 1	Stage 2	
NH ₄ ⁺ + NH ₃	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
K	250.00	250.00	332.80	469.23	9.90	15.53	12.52
Na	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Mg	250.00	250.00	334.79	475.90	4.14	6.61	5.29
Ca	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Sr	0.00	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	0.00
CO ₃	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HCO ₃	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NO ₃	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cl	250.00	771.14	1030.32	1460.04	19.59	31.01	24.91
F	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
SO ₄	250.00	250.00	335.53	478.44	1.98	3.20	2.55
SiO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Boron	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TDS	1000.01	1521.15	2033.44	2883.61	35.62	56.35	45.28
pH	7.60	7.60	7.60	7.60	7.60	7.60	7.60

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)
Stage 1	1	0.26	0.26	35.62	1.00	1521.15	11.46
Stage 2	1	0.30	0.22	56.35	0.74	2033.44	10.73

Scaling Calculations

	Raw Water	Adjusted Feed	Concentrate
pH	7.60	7.60	7.60
Langelier Saturation Index	-15.90	-15.90	-15.47
Stiff & Davis Stability Index	-15.74	-15.74	-15.58
Ionic Strength (Molal)	0.03	0.04	0.08
TDS (mg/l)	1000.01	1521.15	2883.61
HCO ₃	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00
CO ₃	0.00	0.00	0.00
CaSO ₄ (% Saturation)	0.00	0.00	0.00
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)	0.00	0.00	0.00
Mg(OH) ₂ (% Saturation)	0.01	0.00	0.03

To balance: 521.14 mg/l Cl added to feed.