

Universidade de Passo Fundo
Faculdade de Engenharia e Arquitetura
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil e
Ambiental

Fernando Cuenca Rojas

ASPECTOS TÉCNICOS E ECONÔMICOS DA
DESSALINIZAÇÃO POR NANOFILTRAÇÃO DE ÁGUAS
SUBTERRÂNEAS PARA ABASTECIMENTO POTÁVEL

Passo Fundo

2017

Fernando Cuenca Rojas

ASPECTOS TÉCNICOS E ECONÔMICOS DA
DESSALINIZAÇÃO POR NANOFILTRAÇÃO DE ÁGUAS
SUBTERRÂNEAS PARA ABASTECIMENTO POTÁVEL

Dissertação de mestrado, apresentado ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil e Ambiental da Faculdade de Engenharia e Arquitetura da Universidade de Passo Fundo, como requisito para a obtenção do título de Mestre em Engenharia, sob a orientação do Prof. Dr. Vandrê Barbosa Brião e coorientação do Prof. Dr. Adalberto Pandolfo.

Passo Fundo

2017

FERNANDO CUENCA ROJAS

ASPECTOS TÉCNICOS E ECONÔMICOS DA
DESSALINIZAÇÃO POR NANOFILTRAÇÃO DE ÁGUAS
SUBTERRÂNEAS PARA ABASTECIMENTO POTÁVEL

Dissertação de mestrado, apresentado ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil e Ambiental da Faculdade de Engenharia e Arquitetura da Universidade de Passo Fundo, como requisito para a obtenção do título de Mestre em Engenharia, sob a orientação do Prof. Dr. Vandré Barbosa Brião e coorientação do Prof. Dr. Adalberto Pandolfo.

Data da aprovação: Passo Fundo, 17 de abril de 2017.

Professor Dr. Vandré Barbosa Brião

Orientador - UPF

Professor Dr. Adalberto Pandolfo

Co-Orientador - UPF

Professor Dr. Antônio Thomé

Banca Interna; Universidade de Passo Fundo (UPF)

Professor Dr. Marcelo Hemkemeier

Banca Interna; Universidade de Passo Fundo (UPF)

Professor Dr. Eduardo Cleto Pires (USP)

Banca Externa; Universidade de São Paulo

“Tente uma, duas, três vezes e se possível tente a quarta, a quinta e quantas vezes for necessário. Só não desista nas primeiras tentativas, a persistência é amiga da conquista. Se você quer chegar aonde a maioria não chega, faça o que a maioria não faz”.

Bill Gates

AGRADECIMENTOS

Um muito obrigado ao CNPq pela bolsa concedida ao longo destes dois anos.

Ao Prof. Dr. Vandr  Brião pela força, amizade e motivação ao longo desta caminhada, me fez sentir em casa com a hospitalidade e recepção.

Ao meu coorientador Prof.Dr. Adalberto Pandolfo pela ajuda na segunda parte do meu projeto, muito atencioso, mesmo no período passivo trabalhista, prestou-se significativamente para contribuir na dissertação. Muito grato também com a Mestra Ritielli que colaborou com a orientação da parte econômica.

A minha mãe Yola Rojas, pelo apoio moral e palavras de força para continuar nesta etapa.

A minha amada Julia que me deu força neste período, mesmo com dificuldades, tivemos f e em Deus para sair adiante.

A um anjo do céu Adrian A. que com um sorriso me ajudava a continuar nesta caminhada.

Ao técnico de laboratório e amigo João Barcellos que praticamente foi quem me ajudou em todos os experimentos.

Agradecer à banca examinadora interna do programa PPGEng, Dr. Ant nio Thomé, à banca externa do programa Dr. Marcelo Hemkemeier e banca externa à Universidade o Dr. Eduardo Cleto Pires, que com todas as suas contribuições construtivas o trabalho cresceu significativamente.

Aos colegas, professores, coordenador e pessoal administrativo do PPGEng pela acolhida no Brasil.

Ao Brasil um pais maravilhoso, que ficará no meu coração e mente para sempre.

A todos que, de alguma forma, ajudaram para concluir esta etapa tão importante na minha vida.

RESUMO

Os períodos de seca vêm se tornando um problema constante em diversas regiões do mundo, e não é diferente na América do Sul. Países como o Brasil, Argentina, Paraguai e Uruguai, partilham um imenso reservatório hídrico interior, o Sistema Aquífero Guarani (SAG). Entretanto, deve-se dar relevância à qualidade das águas subterrâneas do Guarani em algumas regiões, pois estas podem ser águas salobras e apresentar presença de sulfatos, fluoretos, cloretos e sólidos dissolvidos totais (SDT), desqualificando-as para a potabilidade. O objetivo é estudar o desempenho das membranas de nanofiltração (NF), para a dessalinização das águas do SAG do ponto de vista técnico e econômico com o intuito de buscar novas alternativas de tratamento para o abastecimento de água potável em populações com risco de escassez de água. Trabalhou-se com amostras sintéticas com o intuito de conhecer a permeabilidade e seletividade da membrana de NF a diferentes pressões e temperaturas. A água do SAG foi coletada num poço subterrâneo de 834 (m) de profundidade em Marcelino Ramos/RS, tanto as amostras do poço como o permeado foram caracterizadas através de 20 parâmetros físico-químicos, incluindo os metais pesados. Com a amostra do SAG as variáveis independentes foram as duas pressões (1 e 2 MPa) e os fatores de concentração do módulo (FC = 2, 3 e 4), para avaliar as variáveis dependentes com o fluxo permeado e rejeições dos parâmetros: sulfato, fluoreto, condutividade elétrica, cloreto e SDT. Utilizou-se uma membrana KMS 2538-SR3D-VYV da *Koch Membrane Systems*, com uma área unitária de 1,8 m² e realizou-se os experimentos no equipamento piloto ao longo de 70 minutos. Obteve-se fluxos de permeado na melhor condição de operação (pressão de 2 MPa e temperatura de 30°C) de 115,75±0,77 (Lm⁻²h⁻¹); rejeições de sulfatos de 70%, cloretos 85%, fluoretos 95% e SDT 85%. Definiu-se quatro cenários de análise, tendo, dois modelos de mistura e as duas pressões de operação definidas. Desenhou-se um sistema com mistura para a otimização do processo com uma recuperação de 91,6% da água, com um fator de concentração de quatro (FC=4) e realizando uma avaliação técnica escolheu-se o cenário 1. Assumindo-se uma população de 10000 habitantes para uma cidade de pequeno porte no Rio Grande do Sul, as membranas necessárias para tratar a água salobra e abastecer dita cidade é de 314,16 m², para tanto são necessárias 10 membranas com uma área de 34,5 m² cada membrana do grupo KMS 8038 SR3-VYV. Fez-se uma avaliação da viabilidade econômica na condição de certeza dos 4 cenários, considerando os investimentos, custos de operação e manutenção, custos de construção da planta de dessalinização, entre outros, portanto o cenário 1 mostrou-se atrativo economicamente, obtendo-se um custo final de água tratada entre 0,28-0,46 U\$/m³ equivalente a 0,90-1,49 R\$/m³. O sistema PSM de nanofiltração representa uma nova alternativa para o tratamento de água subterrânea salobra e o abastecimento de água potável, sendo atrativo técnico e economicamente para o campo da dessalinização e as novas fontes de água no futuro.

Palavras Chave: PSM, água subterrânea, salobra, custo de tratamento, seletividade, permeabilidade.

ABSTRACT

Dry periods are becoming a constant problem in many regions of the world, and it's no different in América do Sul. Countries like Brazil, Argentina, Paraguay, and Uruguay, share a huge indoor water reservoir, the Guarani Aquifer System (GAS). However, one should give importance to the quality of groundwater of the Guarani in some regions, as these can be brackish waters and the present presence of sulfates, fluorides, chlorides and total dissolved solids (TDS), disqualifying them for potability. The objective is to study the performance of nanofiltration membranes (NF), for desalination of water GAS technical and economic point of view in order to seek new alternatives of treatment for drinking water supply in populations at risk of shortages Water. Worked up with synthetic samples in order to meet the permeability and selectivity of NF membrane at various pressures and temperatures. The GAS water was collected in a subterranean well 834 (m) deep in Marcelino Ramos / RS, both samples as well the permeate 20 were characterized by physicochemical parameters, including heavy metals. With the sample of SAG independent variables were the two pressures (1 to 2 Mpa) and modulus volume reduction rate (VRR = 2, 3 and 4) to evaluate the dependent variable with the flow permeate and discards parameters: sulfate fluoride, electric conductivity, chloride, and SDT. We used a membrane KMS-2538-SR3D VYV Koch Membrane Systems with a unit area of 1.8 m² and was carried out in pilot experiments equipment over 70 minutes. The permeate fluxes were obtained in the best operating condition (pressure of 2 MPa and temperature of 30°C) of 115.75 ± 0.77 (Lm⁻²h⁻¹); sulfates rejections of 70%, 85% chlorides, fluorides and TDS 95% to 85%. Defined four scenarios analysis having two mixing models and the two operating pressures set. He designed a system with mixing to optimize the process with a recovery of 91.6% of water, with a four-volume reduction rate (VRR = 4) and performing a technical assessment was chosen scenario 1. Assuming a population of 10,000 inhabitants for a small town in the Rio Grande do Sul, the necessary membranes to treat brackish water and pour this city is 314.16 m², for that requires 10 membranes with an area of 34.5 m² each membrane KMS-8038 SR3 VYV group. There was an evaluation of economic viability in the certainty condition of the four scenarios, considering the investment, operating and maintenance costs, construction costs of the desalination plant, among others, so scenario 1 was shown to be economically attractive, resulting in a final cost of treated water between 0.28 to 0.46 US\$/m³ equivalent to 0.90 to 1,49 R\$/m³. The nanofiltration PSM is a new alternative for the treatment of brackish groundwater and drinking water supplies, being attractive technically and economically to the field of desalination and new water sources in the future.

Keywords: MSP, Groundwater, brackish, treatment cost, selectivity, permeability.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2-1: Antecedentes e direções de fluxo nas águas do SAG	22
Figura 2-2: Localização do Sistema Aquífero Guarani (SAG)	24
Figura 2-3: Microfotografia de arenito do Membro Superior da Formação Tacuarembó.....	25
Figura 2-4: Zoneamento das extrações de águas subterrâneas do SAG	29
Figura 2-5: Perfil Hidrogeológico e poço de Tapejara/RS	30
Figura 2-6: Tamanhos de poros em escala horizontal de diferentes tipos de membrana	33
Figura 2-7: Processos de separação por membranas (PMS).	34
Figura 2-8: Principais processos de separação por membranas: Microfiltração (MF), Ultrafiltração (UF), Nanofiltração (NF) e Osmose Inversa (OR) e tamanhos das moléculas..	35
Figura 2-9: Espectro dos PSM, tamanhos dos poros e pesos moleculares.....	37
Figura 2-10: Desenho esquemático de um módulo	38
Figura 2-11: Esquema da morfologia da seção de diferentes membranas	38
Figura 2-12: Estrutura de uma membrana assimétrica composta de poliamida suportada em polissulfona.....	40
Figura 2-13: Estrutura da poliamida aromática	41
Figura 2-14: Representação ilustrativa do Peso Molecular de Corte ou (Molecular Weight Cut-off).....	42
Figura 2-15: Categorização de artigos de processo de membrana NF publicadas a partir de 2008 até 2014.	43
Figura 2-16: Tamanhos e rejeição nos PSM.....	44
Figura 2-17: Membranas espirais poliméricas.....	45
Figura 2-18: Membranas de aço Inoxidável.....	46
Figura 2-19: Membranas Cerâmicas.....	46
Figura 2-20: Membranas de Fibra Oca.....	46
Figura 2-21: Fórmulas estruturais dos polímeros utilizados em membranas comerciais; a) Triacetato de celulose, b) poli(amida) e c) poli(álcool) vinílico.	47
Figura 2-22: Desempenho da Nanofiltração em relação às membranas de osmose inversa e ultrafiltração.....	47
Figura 2-23: EUA capacidade de dessalinização por processo	48
Figura 2-24: Fatores que afetam as opções de disposição da salmoura,	50
Figura 2-25: Abordagens comuns para a gestão da água salgada (salmoura) na Austrália.....	51
Figura 2-26: Componentes retidos pelas membranas de Nanofiltração (NF)	54
Figura 2-27: Diagrama para a decisão do investimento	55
Figura 2-28: Modelo genérico de um projeto de investimento	56
Figura 2-29: Modelo de fluxo de caixa de um projeto em geral	56
Figura 2-30: Capital, investimento e os custos totais da água.....	61
Figura 3-1: Fluxograma da pesquisa	65

Figura 3-2: Modelos de mistura - (1) permeado e salmoura (concentrado) misturados e (2) permeado e água subterrânea (água do poço) são misturados.....	68
Figura 3-3: Localização do poço na coleta da amostra	69
Figura 3-4: Desenho esquemático do equipamento piloto de Nanofiltração.....	73
Figura 3-5: Foto do equipamento piloto automatizado	75
Figura 3-6: Membrana espiral de NF 2538-SR3D-VYV	76
Figura 4-1: Fluxos da membrana de nanofiltração com a amostra do SAG.....	86
Figura 4-2: Rejeições em função do fator de concentração (FC) e pressão.....	88
Figura 4-3: Resultado analítico do Cenário 1	90
Figura 4-4: Resultado analítico do Cenário 3, mistura da salmoura do sistema de NF e permeado para produzir água potável.....	91
Figura 4-5: Custos de tratamento da água salobra com diferentes concentrações de entrada	105
Figura 4-6: Valores projetados de VPL, VA do cenário 1	109
Figura 4-7: Valores do TIR para diferentes preços da água tratada no cenário 1	109
Figura 4-8: Comparação dos indicadores econômicos VPL de cada cenário.....	110
Figura 4-9: Comparação do TIR dos quatro cenários	110
Figura 4-10: Fluxo de caixa da melhor alternativa – Cenário 1	111

LISTA DE TABELAS

Tabela 2-1: Área total estimada e distribuição do SAG por país	23
Tabela 2-2: Volume extraído até 2009 por cada país (m ³ /ano)	28
Tabela 2-3: Zonas de extração e volume médio nos poços do SAG	28
Tabela 2-4: Composição físico-química da água do poço perfurado no Aquífero Guarani.....	31
Tabela 2-5: Os 10 países com maior dessalinização	49
Tabela 2-6: Padrões de Potabilidade para água de consumo humano	52
Tabela 2-7: Alíquotas do imposto Simples Nacional de uma indústria	64
Tabela 3-1: Coordenadas da coleta da amostra em Marcelino Ramos/RS.....	69
Tabela 3-2: Matriz do desenho experimental	70
Tabela 3-3: Características importantes da membrana KMS-2538-SR3D-VYV.....	75
Tabela 4-1: Valores comparativos da amostra bruta com as normas de potabilidade da água para consumo humano	80
Tabela 4-2: Fluoretos na água antes e após o tratamento	81
Tabela 4-3: VMP de fluoreto na água de consumo humano de alguns países	82
Tabela 4-4: Resumo dos parâmetros físico-químicos do sistema de dessalinização (alimentação e permeados)	84
Tabela 4-5: Rejeições da membrana de NF com a amostra	87
Tabela 4-6: Análise da variância para cada variável de resposta	89
Tabela 4-7: Balanço de massa no cenário 1	90
Tabela 4-8: Balanço de massa no cenário 3 com três concentrações adotadas para dessalinizar a água do Aquífero Guarani.....	91
Tabela 4-9: Alíquotas Simples Nacional para a planta de NF.....	94
Tabela 4-10: Custos dos EPI's no sistema de dessalinização.....	95

Tabela 4-11: Detalhamento das despesas administrativas.....	95
Tabela 4-12: Investimento Inicial Cenário 1	97
Tabela 4-13: Custos na construção civil do laboratório	97
Tabela 4-14: Orçamento produtos químicos para as membranas.....	99
Tabela 4-15: Custo Mão de obra na planta de dessalinização de nanofiltração	100
Tabela 4-16: Encargos trabalhistas do cenário 1	100
Tabela 4-17: Vazões de entrada ao sistema e do SAG no cenário 1	101
Tabela 4-18: Potencia das bombas e custo de energia total do Cenário 1	101
Tabela 4-19: Custos de tratamento do Cenário 1 em função da concentração de fluoretos... 102	
Tabela 4-20: Custos de dessalinização da água do Aquífero Guarani com diferentes proporções de mistura de água bruta e permeado e fatores de concentração ou mistura.....	104
Tabela 4-21: Indicadores econômicos do cenário 1 na condição de certeza.....	106
Tabela 4-22: Planilha avaliação econômica utilizando somente capital próprio para o investimento inicial no Cenário 1, preço de venda 1,10 reais (valor mínimo da água tratada para a alternativa ser viável).....	107
Tabela 4-23: Planilha avaliação econômica utilizando somente capital próprio para o investimento inicial no Cenário 1, preço de venda 1,40 reais (valor referência para comparar os quatro cenários).....	108
Tabela 4-24: Resumo da análise econômica do melhor cenário (cenário 1).....	111

LISTA DE QUADROS

Quadro 2-1: Síntese da Litoestratigrafia do SAG.....	23
Quadro 2-2: Custos diretos de uma Planta de dessalinização	62
Quadro 2-3: Custo Indiretos de uma planta de dessalinização.....	63
Quadro 2-4: Custos Fixos e Variáveis em O&M	63
Quadro 3-1: Metodologias de laboratório a serem utilizadas para caracterização F-Q.....	76

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

ABNT: Associação Brasileira de Normas Técnicas
 Al: Alumínio
 ANA: Agência Nacional de Águas
 APHA: American Public Health Association - Associação Americana de Saúde Pública
 AWWA: American Water Works Association - Associação Americana de Obras de Água
 Ca^{2+} : Calcio
 CaCO_3 : Carbonato de Calcio
 Cd: Cadmio
 CE: Condutividade Elétrica
 Cl^- : Cloretos
 CNPq: Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico
 CONAMA: Conselho Nacional do Meio Ambiente

Cr: Cromo
Cu: Cobre
Da: Daltons
EPA: Environmental Protection Agency - Agência de Proteção Ambiental dos EUA
F⁻: Fluoretos
FC: Fator de Concentração
Fe: Ferro
Hazen: Unidade de medida da Cor num liquido
HP: Horse Power
K: Potássio
MF: Microfiltração
Mg²⁺: Magnésio
Mn: Manganês
MPa: Megapascal
MWCO: Molecular Weight Cut-Off
Na: Sódio
NF: Nanofiltração
NH₃-N: Nitrogênio Amoniacal
Ni: Níquel
NO₂-N: Nitrito
NO₃-N: Nitratos
OECD: Organization for Economic Co-Operation and Development
OI: Osmose Inversa
OMS: Organização Mundial da Saúde
ONU: Organização das Nações Unidas
Pb: Chumbo
pH: potencial de hidrogênio
PSM: Processos de Separação por Membranas
SDT: Sólidos Dissolvidos Totais
SO₄²⁻: Sulfato
SS: Sólidos Sedimentáveis
TIR: Taxa Interna de Retorno
TMA: Taxa Mínima de Atratividade
UF: Ultrafiltração
UTN: Unidades de Turbidez Nefelométricas
VA: Valor Atual
VPL: Valor Presente Liquido
Zn: Zinco
μS·cm⁻¹: micro Siemens / centímetro

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.....	13
1.1	Considerações Iniciais	13
1.2	PROBLEMA DA PESQUISA	16
1.3	JUSTIFICATIVA	18
1.4	OBJETIVOS	20
1.4.1	Objetivo Geral	20
1.4.2	Objetivos Específicos	20
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	21
2.1	Antecedentes e evolução histórica do SAG	21
2.2	Características do Sistema Aquífero do Guarani (SAG).....	22
2.2.1	Litoestratigrafia do SAG	22
2.2.2	Geometria do SAG como corpo hídrico e localização.....	23
2.2.3	Hidrodinâmica, Hidroquímica e Hidrotermais do SAG	24
2.2.4	Usos da água do SAG	28
2.3	Poços profundos no SAG	28
2.3.1	Membranas de Osmose Inversa aplicados às águas do SAG.....	30
2.4	Processos de separação por membranas.....	32
2.4.1	Espectro de Filtração dos Processos de Separação por Membranas (PSM)	36
2.5	Módulo de membranas.....	37
2.5.1	Morfologia de Membranas	38
2.5.2	Nanofiltração	42
2.5.3	Nanofiltração x Osmose Inversa e Ultrafiltração	47
2.5.4	Fator de concentração.....	49
2.5.5	Métodos de Disposição do concentrado ou salmoura dos PSM	49
2.6	Águas para consumo humano	52
2.6.1	Legislação.....	52
2.7	Nanofiltração para tratamento de águas salinas e salobras	53
2.8	Avaliação econômica	55
2.8.1	Projeto de Investimento	56
2.8.2	Fluxo de Caixa.....	56
2.8.3	Taxa Mínima de Atratividade (TMA)	57
2.8.4	Indicadores Financeiros para Análise de projetos de Investimento	57
2.8.5	Custos na planta de dessalinização	61

2.8.6	Custos de operacionais	63
2.8.7	Impostos aplicados na planta de dessalinização	64
3	MATERIAIS E MÉTODOS.....	65
3.1	Fluxograma da pesquisa detalhada.....	65
3.2	Experimental	66
3.2.1	Estratégias empregadas.....	66
3.2.2	Coleta das amostras no SAG	68
3.2.3	Planejamento dos experimentos	69
3.2.4	Procedimento operacional nos equipamentos piloto.....	72
3.2.5	Caracterização Físico-química das Amostras	76
3.2.6	Análise estatística	77
3.2.7	Definição dos Cenários de análise.....	77
3.2.8	Balanço de massas nos cenários propostos.....	77
3.2.9	Análise da viabilidade econômica	78
4	RESULTADOS E DISCUSSÕES	80
4.1	Amostra do SAG (Sistema Aquífero Guarani)	80
4.1.1	Caracterização da amostra bruta.....	80
4.1.2	Potabilidade da água e concentração de fluoreto.....	81
4.1.3	Fluxo da membrana no equipamento automatizado com a amostra real do SAG	86
4.1.4	Rejeições da membrana de nanofiltração	86
4.1.5	ANOVA amostra do SAG	89
4.2	Balanço de massas dos quatro cenários	89
4.2.1	Balanço de massa do Cenário 1	89
4.2.2	Balanço de massa do Cenário 3	91
4.3	Avaliação técnica e escolha do cenário.....	92
4.4	Cálculo da área de membrana necessária para a planta de dessalinização	92
4.5	Disposição do concentrado ou salmoura.....	93
4.6	Análise da viabilidade econômica.....	94
4.6.1	Impostos aplicados aos quatro cenários.....	94
4.6.2	Despesas Administrativas e EPI's	94
4.6.3	Análise da viabilidade econômica na condição de certeza	96
4.6.4	Indicadores Econômicos e planilhas financeiras dos cenários na situação de certeza.....	106
4.6.5	Resumo da análise econômica do cenário escolhido	111
4.6.6	Comparação do custo calculado com a literatura	112
5	CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	113
5.1	Conclusões do trabalho desenvolvido.....	113
5.2	Recomendações para trabalhos futuros.....	114
	REFERÊNCIAS	115

ANEXOS	125
APÉNDICES.....	134

1 INTRODUÇÃO

Neste capítulo se apresenta uma breve descrição da crise hídrica no Mundo e no Brasil, mostrando uma introdução às possíveis soluções e alternativas de tratamento de água salobra na procura de novas fontes de água para consumo humano.

1.1 Considerações Iniciais

Devido a questões de segurança hídrica nacional, a água é considerada um recurso escasso e estratégico por seus valores social, econômico e ecológico. Infelizmente, este recurso natural encontra-se cada vez mais limitado e exaurido pelas ações impactantes do homem nas bacias hidrográficas, degradando a sua qualidade e prejudicando os ecossistemas (UNESCO, 2006).

Muitos pesquisadores e organizações internacionais vêm destacando as alterações na água numa dimensão global, governos que gerenciam os recursos hídricos com uma perspectiva nacional, geram políticas incapazes de resolver as questões de água em movimento para além das fronteiras regionais. A falta de dados e análises capazes de identificar reponsabilidade dos países sobre o comércio e consumo de água, é um dos principais elementos que dificulta a elaboração de políticas eficazes dos recursos hídricos e consequentemente o acordo entre países fronteiriços (ARTO; ANDREONI; RUEDA-CANTUCHE, 2016).

Muitas regiões com alto índice de urbanização vêm sofrendo com os problemas de escassez de água, resultado de uma demanda elevada e dos problemas de poluição dos recursos ainda disponíveis. Devido à ocupação desordenada dos espaços urbanos, inclusive áreas de mananciais, as principais fontes utilizadas para abastecimento humano passam a ter a sua qualidade comprometida, seja pelo lançamento de esgotos domésticos, industrial ou devido às cargas difusas, exploração sem controle de poços subterrâneos, entre outros. Isto por sua vez traz uma grande ameaça aos consumidores da água proveniente desses mananciais, principalmente devido à ampla gama de compostos químicos lançados e que não são removidos pelos processos normalmente utilizados para o tratamento da água (MIERZWA et al., 2013).

Apesar do Brasil possuir 13% da água doce disponível no planeta, a distribuição é desigual, pois dos 13% total, 81% estão concentrados na Região Hidrográfica Amazônica, onde está o menor contingente populacional, cerca de 5% da população e a menor demanda. Nas regiões hidrográficas banhadas pelo Oceano Atlântico, que concentram 45,5% da

população do País, estão disponíveis apenas 2,7% dos recursos hídricos do Brasil (ANA, 2015).

As regiões hidrográficas no sul do país necessitam de novas alternativas para o abastecimento de água e essas fontes podem vir de: águas pluviais, águas superficiais e/ou águas subterrâneas. Dentro deste contexto, observa-se um aquífero importante nesta região conhecido como o Sistema Aquífero Guarani (SAG) (GASTMANS, 2007), distribuída ao longo dos territórios do Brasil, Argentina, Uruguai e Paraguai, o qual poderia ser uma fonte de abastecimento.

As águas do SAG, de forma geral, são potáveis, com baixa mineralização (indicada pelas condutividades $< 1.000 \mu\text{S}/\text{cm}$) e baixa velocidade de fluxo. Seus valores de pH variam na faixa de 4,5-11. Não obstante, em muitas áreas existem concentrações de salinidade na água, superior aos níveis estabelecidos pelas normas de qualidade para uso doméstico. Áreas com pouca circulação regional de água costumam estar associadas a uma maior salinidade, como no caso dos estados brasileiros do Paraná, Santa Catarina e Rio Grande do Sul (OEA, 2009).

Segundo a OEA (2009), em algumas regiões da Argentina e o Uruguai, a água subterrânea do SAG tem valores de salinidade elevados, como na cidade de Almirón localizada a 395 km de Montevideo-Uruguai com 8000 ($\mu\text{S}/\text{cm}$) de condutividade, 8044 (mg/L) de Sólidos Totais Dissolvidos, 3000 (mg/L) de Cloretos e 1215 (mg/L) de Sulfatos, valores inadmissíveis pela Portaria nº 2914/2011 do Ministério da Saúde do (Brasil, 2011), porém aquelas águas são áreas de recreação, como banhos termais devido a sua alta salinidade e características minerais.

Estudos recentes têm mostrado que tratamentos avançados como Processos de Separação por Membranas (PSM) de nanofiltração (NF) têm diversas aplicações nas áreas de: tratamento de água salobra^a, pre-tratamento na dessalinização da água do mar, indústria farmacêutica, biotecnologia e na engenharia de alimentos (MOHAMMAD et al., 2015).

Poucos trabalhos mostram estudos de caso da viabilidade técnica e econômica dos PSM, com dessalinização de água por NF (HABERT et al., 2006).

O presente trabalho aborda um tema essencial para o abastecimento de água potável, a dessalinização das águas do SAG mediante PSM de NF. Apresentar vários cenários e testá-los técnica e economicamente. Inicialmente como hipótese, aceita-se que um maior fluxo e um maior fator de concentração são as melhores condições de operação e resultaram nas melhores rejeições no PSM de NF, por tanto assume-se que será um sistema econômico, já que o mesmo precisará de uma menor área de membranas devido ao alto fluxo.

^a: Água salobra: Água que contém sais em concentrações menores do que a água do mar. A concentração da quantidade total de sais dissolvidos está compreendida entre 1.000 e 10.000 mg/l (GRANZIERA, 2003).

1.2 PROBLEMA DA PESQUISA

Em todo o mundo, a demanda por água potável cresce e a oferta cai. O crescimento constante da população mundial exige mais alimentos, energia elétrica e água. As Nações Unidas (ONU) preveem que, em 2030, a sociedade vai necessitar de 35% a mais de alimento, 40% a mais de água e 50% a mais de energia (SENADO FEDERAL BR, 2014).

Em muitos lugares do mundo a dessalinização é a esperança realista de criar água potável, para um desenvolvimento sustentável do país e a segurança hídrica das suas comunidades (ALMULLA; HAMAD; GADALLA, 2005).

O “*Global Environmental Outlook’s Baseline Scenario*” da OECD projetou um aumento no risco de escassez de água até 2050, com uma perspectiva de 2,3 bilhões de pessoas vivendo em áreas com grave restrição hídrica, especialmente no Norte e no Sul da África e na Ásia Central (OECD, 2012).

Segundo o relatório das Nações Unidas, ONU (2016) sobre o desenvolvimento dos recursos hídricos no Mundo, gestões equivocadas, recursos limitados e mudanças climáticas têm trazido sérios problemas com relação à água: 748 milhões de pessoas no planeta não possui acesso à água potável. A Worldometers.Info (2017) apresenta que existem 618 milhões de pessoas sem acesso a água potável.

O esgotamento e a poluição dos mananciais superficiais têm gerado escassez de água para o abastecimento dos centros urbanos. Grandes metrópoles como o município de São Paulo têm enfrentado dificuldades para oferecer aos seus habitantes água de abastecimento. No nordeste brasileiro há históricos de seca, mostrando que o Brasil deve planejar e se preparar para um cenário de possível escassez hídrica. Embora a América do Sul possua cerca de 30% dos recursos hídricos no mundo, há necessidade de buscar fontes alternativas para o abastecimento de água para a população em regiões específicas que passam por períodos endêmicos de estiagem (ANA, 2015).

A problemática se apresenta complexa, pois os municípios após cada ano enfrentam dificuldades de escassez e esgotamento dos recursos hídricos superficiais, porém buscar novas fontes de água para gerenciar os recursos hídricos para abastecimento no sul do Brasil é uma missão constante para o desenvolvimento de novas tecnologias como se apresenta neste trabalho a nanofiltração para dessalinização de águas subterrâneas do aquífero guarani.

A falta de água no Brasil não afeta somente a disponibilidade de água tratada nas residências. As indústrias e a agricultura (os principais consumidores) são os setores que mais poderão sofrer com o problema, o que pode acarretar impactos na economia como um todo.

Além da má distribuição dos recursos hídricos e dos problemas de gestão no território nacional brasileiro, o problema da escassez de água no Brasil também decorre pelas secas que aconteceram nos últimos anos, principalmente em 2013 e 2014. Os níveis de precipitação ficaram muito abaixo do esperado, por isso, os reservatórios em todo país mantiveram baixas históricas, principalmente na região Sudeste (PENA, 2015).

As tecnologias disponíveis e as mais atuais como a transformação de esgoto em água potável, dessalinização de água salobra e de mar, apresentam soluções atrativas tecnicamente pela qualidade do produto final, embora muitas delas sejam economicamente pouco viáveis (ASSAF, 2001; BURN et al., 2015; DRIOLI et al., 2006). No entanto os processos de separação por membranas têm demonstrado em muitas pesquisas viabilidade técnica e econômica para a dessalinização de água salobra com membranas de osmose inversa e nanofiltração.

Membranas de osmose inversa são muito utilizadas atualmente nos processos de dessalinização. Os PSM de OI possuem um baixo fluxo de permeado e demandam uma maior quantidade de membranas numa planta de dessalinização com respeito às membranas de NF, para tanto, este trabalho focou-se no estudo do desempenho dos PSM de NF.

A NF já é usada em vários setores do tratamento avançado de água para abastecimento humano, para tanto, a questão da pesquisa deve possuir uma visão tecno-econômica, para tanto os questionamentos que devem-se resolver são: *Qual o desempenho e as melhores condições de operabilidade do sistema de nanofiltração para dessalinizar as águas do SAG e gerar água para consumo humano? Será economicamente viável no mercado?*

O trabalho de pesquisa mostrará o desempenho de uma membrana de nanofiltração que tenha a viabilidade técnica necessária e custo mais baixo em comparação das outras membranas. Isto mudará um panorama na ciência com respeito ao uso de membranas de osmose inversa para tratar água salobra, as quais tem um custo de tratamento elevado, devido ao baixo fluxo de permeado, maior demanda de energia e quantidade de membranas.

1.3 JUSTIFICATIVA

As soluções para a Crise Hídrica como: Usinas de tratamento de esgoto-água potável, dessalinização de água salobra e água de mar, campanhas para economizar água, aproveitamento de água de chuva, estão sendo utilizados e implementados em diversos lugares do mundo como a Califórnia nos Estados Unidos, Austrália, Espanha, Japão, Oriente médio, África e entre outros (SENADO FEDERAL, 2014).

A dessalinização de água salobra por NF está ganhando mais atenção para resolver a escassez de água no mundo. Os sistemas de membrana por nanofiltração tendem usar menos energia do que as unidades de destilação térmica, existindo uma redução dos custos globais de dessalinização. A dessalinização por NF, para água do mar ou água salobra flui com alta pressão enquanto é contida pela membrana semipermeável, através da qual a água pura passa e a sal é rejeitada. O sal rejeitado se acumula e aumenta a concentração de sal perto da parede da membrana, que faz com que aconteça um fenômeno chamado de polarização da concentração (ANQI e ALKHAMIS e OZTEKIN, 2015).

Este estudo tem a ideia central de aproveitar num futuro uma das maiores reservas hídricas do Brasil como o Sistema Aquífero Guarani, já que o SAG abrange uma extensão aproximada de 1,2 milhões de km², estendendo-se além do Brasil, pelo Uruguai, Argentina e Paraguai (CIRELLI, 2008).

Regiões de descarga do aquífero fornecem água para vários rios importantes, incluindo o Paraná e o Uruguai. Estima-se que a água do aquífero abastece cerca de 30 milhões de pessoas, no entanto, ele poderia apoiar de forma sustentável um volume dez vezes maior, pois em certas regiões do SAG há concentrações elevadas de sólidos totais dissolvidos, sulfatos e flúor, excedendo os limites para água de consumo humano. Este fato ocorre na região norte do RS, e um tratamento adequado deve ser utilizado para remover os sais e transformar a água salobra em água potável (CALEGARI, 2001; FAVETTO; CURCIO; POMPOSIELLO, 2011).

Os trabalhos realizados por Brião et al. (2014); Brião et al. (2015) focou-se em utilizar membranas de OI para obter água potável a partir de água subterrânea salobra do SAG e analisar a sua viabilidade tecno-econômica. No entanto, a NF também poderia ser utilizada para tal fim. Estudos de (TAHAIKT et al., 2007; TAHAIKT et al., 2008) mostraram que a NF separa com boa eficiência sais e flúor. Além disso, íons bivalentes (tais como SO₄⁻²) são separados com boas rejeições em membranas de NF. Logo, pretende-se dar uma continuidade ao desenvolvimento dos tipos de tratamento por meio de separação de membranas, neste caso por nanofiltração.

A crescente necessidade de processos econômicos e eficientes de tratamento de recursos hídricos para a produção de água potável deve ser priorizada. A pesquisa propõe-se a testar o processo de nanofiltração para a o tratamento de água subterrânea no Aquífero do Guarani, com o intuito de aproveitar os recursos hídricos presentes na região brasileira. No entanto, há a necessidade de se pensar também na viabilidade econômica do processo. O trabalho de BRIÃO et al. (2015) mostrou que a água do SAG dessalinizada por OI possuiria custos de tratamento com valores na faixa de 1,00 - 1,56 R\$/m³. Caso as membranas de NF apresentem fluxos de permeado superiores aos de OI, a NF torna-se uma alternativa mais barata e, portanto, mais atrativa. Logo, são necessários estudos de viabilidade econômica sobre o processo de dessalinização por NF.

A proposta e pesquisa de sistemas alternativos dos recursos hídricos são essenciais ao desenvolvimento da vida e à preservação das espécies dos sítios naturais, exigindo gestão e soluções tecnológicas de engenharia adequadas e a água é um elemento essencial para um sistema sustentável o qual se adapta com a linha de pesquisa do Programa de Pós-graduação da Engenharia (PpgEng) da UPF. O trabalho faz uma contribuição na área de Infraestrutura sustentável, com o objetivo de buscar uma nova alternativa de água potável.

A dessalinização da água do SAG pode ser uma alternativa futura para o abastecimento de água potável em uma população com risco de escassez. A eficiência das membranas de nanofiltração dependem dos parâmetros operacionais e propriedades da água de alimentação (BRIÃO et al., 2014). E por esse motivo testou-se condições operacionais para obter condições que produzam o maior fluxo permeado e a maior rejeição de íons presentes na água.

1.4 OBJETIVOS

O objetivo geral e específicos são orientados à busca de novas alternativas de tratamento para o abastecimento de água potável de populações com risco de escassez de água.

1.4.1 Objetivo Geral

O objetivo geral é estudar o desempenho das membranas de nanofiltração (NF), para a dessalinização das águas do SAG do ponto de vista técnico e econômico com o intuito de buscar novas alternativas de tratamento para o abastecimento de água potável em populações com risco de escassez de água.

1.4.2 Objetivos Específicos

Para o presente trabalho foram traçados e posteriormente realizados os seguintes objetivos específicos:

- Coletar e caracterizar físico-quimicamente a amostra real (*in natura*) do SAG;
- Testar a amostra do SAG nas melhores condições de operação no equipamento piloto automático e identificar as rejeições na membrana de NF mediante a caracterização do permeado do sistema;
- Identificar o melhor fator de concentração e recuperação no PSM de NF mediante as rejeições de fluoreto e sulfato como variáveis principais de resposta;
- Avaliar tecnicamente os modelos dos sistemas de dessalinização (Modelo 1 e 2) e otimizar o sistema para o melhor aproveitamento de permeado e diminuição do rejeito;
- Avaliar a viabilidade econômica encontrando o custo por metro cúbico de água tratada dos quatro (4) cenários propostos pelos dois (2) modelos de dessalinização.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo é descrito um breve histórico do SAG, as características geológicas, hidrodinâmicas, hidroquímicas e físico-químicas, além de mostrar os Processos de Separação por Membranas (PSM), módulos de membranas, membranas de nanofiltração, legislação brasileira, internacional e recomendações da OMS dos parâmetros de potabilidade da água para consumo humano, também apresenta-se o estado da arte das membranas de nanofiltração e uma descrição teórica da análise e avaliação econômica em plantas de dessalinização de água salobra.

2.1 Antecedentes e evolução histórica do SAG

O Sistema Aquífero Guarani corresponde às unidades estratigráficas e aquíferas já conhecidas em cada país como o Misiones (Argentina e Paraguai), Botucatu e Piramboia (Brasil) e Tacuarembó (Uruguai). Na região sul do Brasil, agregam-se ao SAG novas unidades estratigráficas: Formação Caturrita e Santa Maria. A denominação atual foi escolhida em homenagem aos povos indígenas Guarani, primeiros habitantes da região onde está localizado (OEA, 2009; DE OLIVEIRA e VIEIRA, 2010).

O SAG foi definido por ARAUJO et al. (1999) como um “conjunto de rochas areníticas saturadas de água que se formou subjacente ao conjunto de rochas dos basaltos da Formação Serra Geral”. Mais tarde, no Mapa Hidrogeológico do Aquífero Guarani (2000), de sua autoria, CAMPOS (2000) representou as curvas potenciométricas (níveis de água de acordo com a sua pressão) e as principais direções de fluxo apresentadas na Figura 2-1. Além disso, Campos identificou as áreas de recarga associadas às zonas de afloramento das formações que constituem o Sistema Aquífero e as áreas de descarga localizadas nas regiões de Entre Rios (Argentina), Rio Uruguai (Santa Catarina e Rio Grande do Sul) e Pontal do Paranapanema (São Paulo, Mato Grosso do Sul e Paraná).

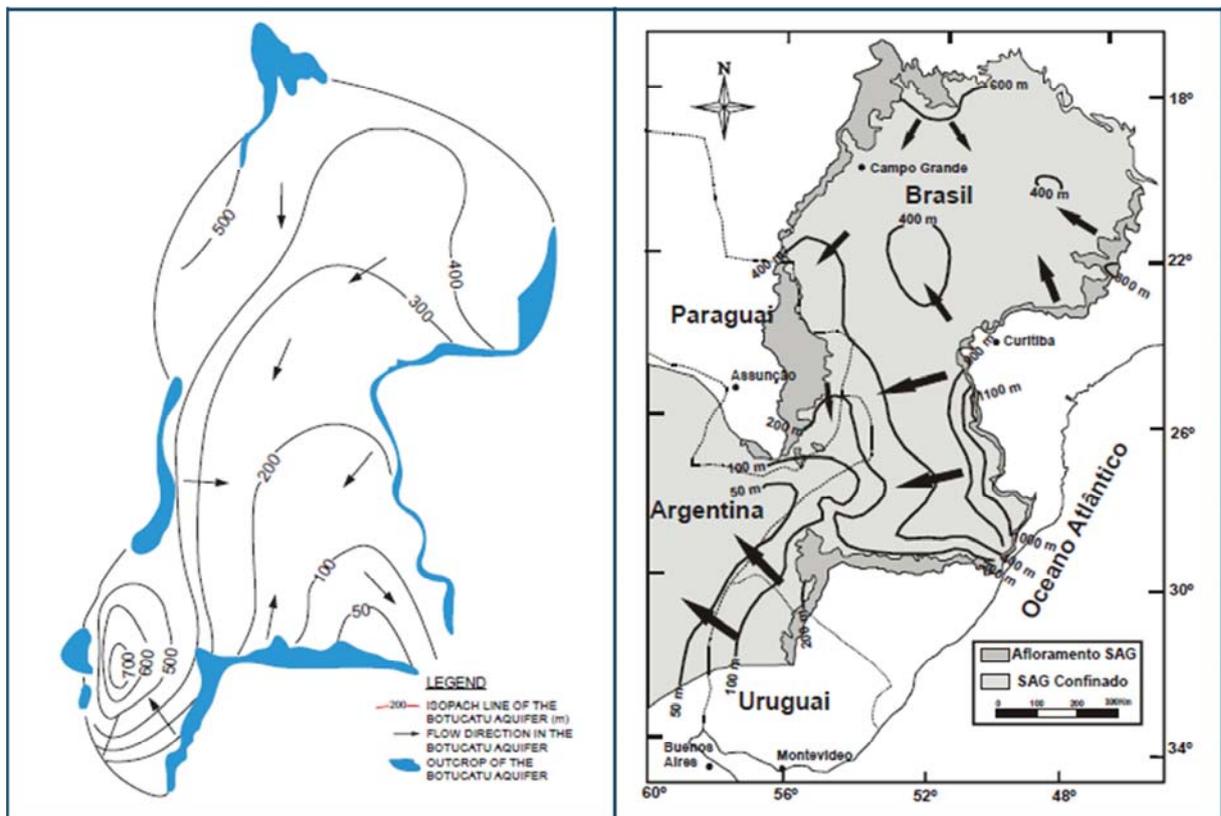
Para CAMPOS (1996), o Aquífero Guarani engloba unidades geológicas confinadas, sotopostas aos basaltos, compostas por arenitos e lamitos, com aumento da proporção de argilas em direção à base do pacote sedimentar. Em termos gerais, aproximadamente 90% do SAG está confinado e o restante ocupa áreas em faixas de afloramentos.

Segundo MACHADO (2005 a, 2005 b) o SAG não apresenta nenhuma continuidade, tanto na porção brasileira como em outros países do Mercosul. Com relação à sua qualidade, ele foi vendido como um mega-reservatório de água doce. Esta afirmação é especialmente

sensível, pois quase todos os trabalhos, artigos, relatórios e outros documentos sobre o Aquífero Guarani, são unânimes em descrever um reservatório de águas com tipologias químicas muito díspares e qualidades químicas para potabilidade, irrigação e uso na indústria que deixa muito a desejar em quase toda a sua área de ocorrência.

O mapa Hidrogeológico apresentado na Figura 2-1, mostra as isolinhas potenciométricas e as principais direções de fluxo, cuja informação é complementada por dados isotópicos, permitindo estimar as idades e os tempos de trânsito da água. (OEA, 2009).

Figura 2-1: Antecedentes e direções de fluxo nas águas do SAG



Fonte: CAMPOS et al. (2000); GILBOA et al. (1976); ARAUJO et al. (1999).

2.2 Características do Sistema Aquífero do Guarani (SAG)

2.2.1 Litoestratigrafia do SAG

O SAG é um sistema complexo e heterogêneo, onde os fluxos regionais e locais de águas subterrâneas são controlados por estruturas geotectônicas (arcos, falhas e diques), por condicionantes sedimentares (geometria, granulometria, grau de diagênese, estratos que o constituem e sua relação com os estratos inferiores e superiores) e por condicionantes

geomorfológicas (altimetria, declividade e formas do relevo). O Quadro 2-1 mostra um resumo da litoestratigrafia do SAG e suas relações com as unidades adjacentes.

Quadro 2-1: Síntese da Litoestratigrafia do SAG

Paraguai	Argentina	Uruguai	Brasil (Sul)	Brasil (C-N)	Unidades Aquíferas
Formação Alto Paraná	Formação Serra Geral e Posadas/Solari	Formação Arapey	Formação Serra Geral	Grupo Bauru Formação Serra Geral	Pós - SAG
Formação <i>Misiones</i>	Formação Misiones (Formação <i>Tacuarembó</i>)	Formação <i>Tacuarembó</i>	Formações Botucatu/ Guará; Caturrita; Santa Maria	Formação Botucatu e Piramboia	130 e 250 milhões de anos SAG
Formação Tacuary Gr. Independência	Formação Buena Vista	Formação Buena Vista	Formação Sanga do Cabral	Formações Corumbataí/Rio do Rasto	Pré-SAG

Fonte: OEA (2009)

2.2.2 Geometria do SAG como corpo hídrico e localização

O SAG é considerado um dos maiores reservatórios de águas subterrâneas transfronteiriços do mundo, tanto em extensão territorial como em volume de água armazenada, com um volume estimado em cerca de 37.000 km³ (CURTARELLI; SILVA; FERREIRA, 2010). O SAG, de acordo com as premissas geológicas antes mencionadas, e o sistema de projeções cartográficas adotados tem uma área estimada de 1.087.879 km² (Ver Tabela 2-1).

Tabela 2-1: Área total estimada e distribuição do SAG por país

País	Estimativa Original		Estimativa atual do projeto		% com relação à área do país
	Área (km²)	% do total	Área (km²)	% do total	
Argentina	225.500	19,1	228.255	20,98	8,1
Brasil	839.800	71	735.918	61,65	8,7
Paraguai	71.700	6,1	87.536	8,05	21,5
Uruguai	45.000	3,8	36.710	3,32	19,5
Área Total do SAG	1.182.000	100	1.087.879	100	-

Fonte: Modificado do Informe Final de Hidrogeologia, Consorcio Guarani (2008), apud OEA (2009).

O SAG está localizado entre os paralelos 16° e 32° S e os meridianos 47° e 60° W e seus limites são determinados pelas áreas de ocorrência das unidades geológicas que o constituem (Ver Figura 2-2). No território nacional brasileiro, esse sistema ocorre no subsolo de oito estados e em quatro regiões hidrográficas: Paraguai, Tocantins, Paraná e Atlântico Sul (WREGE et al., 2012; PEDERSON, 2010).

Figura 2-2: Localização do Sistema Aquífero Guarani (SAG)



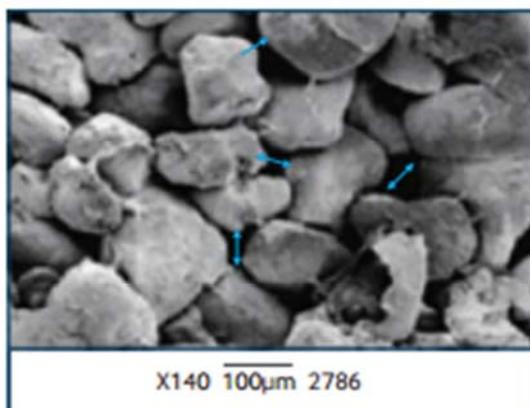
Fonte: BRIÃO et al. (2014).

2.2.3 Hidrodinâmica, Hidroquímica e Hidrotermais do SAG

A avaliação das direções de fluxo das águas subterrâneas do SAG foi realizada a partir da análise dos níveis estáticos da água em poços perfurados no aquífero, informação esta que foi objeto de sistematizações via base de dados hidrogeológicos. Esses níveis foram medidos à época da construção dos poços, veja a Figura 2-1. (OEA, 2009; CAMPOS et al. (2000); GILBOA et al., 1976; ARAUJO et al., 1999).

Os arenitos da Formação Botucatu e do membro superior da Formação Tacuarembó apresentam valores de porosidade entre 20% e 30%, com permeabilidades normalmente elevadas, superiores a 200 m por dia (velocidade com que a água flui no meio poroso do SAG), parâmetro característico de poros com alta conexão, como se pode observar na Figura 2-3.

Figura 2-3: Microfotografia de arenito do Membro Superior da Formação Tacuarembó



Fonte: OEA (2009).

A qualidade da água subterrânea depende de interações entre a água e as fases sólidas e gasosas no âmbito geológico. Além disso, depende das condições de fluxo (velocidade, tempo de residência, nível hidráulico e recarga) e ciclos ou variações climáticas naturais (tais como: pressão atmosférica e regime de chuvas, entre outros). Em alguns casos, observou-se que as variações naturais na composição da água podem ser iguais ou maiores que as variações causadas por efeito de contaminação. Por isso, a linha de base, ou fundo natural, não pode ser indicada com um valor único. Deve ser expressa por meio de uma faixa de valores que considere as variações naturais do aquífero (OEA, 2009).

As águas do SAG exibem três fácies hidroquímicas principais que, quando relacionados com a rede regional de fluxo (desde as áreas de afloramentos e recarga até setores confinados), permitem o estabelecimento da zonação hidroquímica. Considerando a escala de trabalho e as simplificações inerentes, existem quatro zonas hidroquímicas no SAG. Apesar dessa divisão, existe a possibilidade de mistura de águas do SAG com aquelas provenientes de unidades subjacentes (OEA, 2009).

A análise das curvas de salinidade indica que os valores máximos estão na ordem de 400 mg/L a 1500 mg/L de sais dissolvidos, sendo que na área confinada pela Unidade Hidroestratigráfica Serra Geral, os valores iniciam em 100 mg/L e gradativamente alcançam os 400 mg/L. Na porção aflorante constata-se que entre os municípios de Rosário do Sul/RS e São Francisco de Assis/RS predominam os valores menores de 100 mg/L. Em direção ao

município de Santana do Livramento, os valores aumentam até alcançar aproximadamente 300 mg/L. (WREGGE et al., 2012). Uma análise detalhada do mapa Hidroquímico do SAG encontra-se no Anexo A.

Este comportamento da salinidade permite concluir que as recargas do sistema aquífero guarani estão principalmente associadas com a infiltração através das litologias arenosas nas áreas aflorantes. Grande parte da área confinada por rochas basálticas na porção centro-sul do compartimento corresponde a áreas de circulação das águas, em direção às zonas de descarga junto ao rio Uruguai. (WREGGE et al., 2012).

No Brasil, o SAG se distribui pelos estados do Rio Grande do Sul, Santa Catarina, Paraná, São Paulo, Minas Gerais, Goiás, Mato Grosso e Mato Grosso do Sul, existindo áreas razoavelmente bem conhecidas, como nos estados de São Paulo e Paraná, contrastando com poucas informações em outros estados. As principais áreas de recarga direta em solo brasileiro ocorrem nos estados de São Paulo, Mato Grosso do Sul, Goiás, Paraná e Santa Catarina (CURTARELLI; SILVA; FERREIRA, 2010).

A temperatura das águas do SAG, conforme pode ser observado no mapa do Anexo B, aumenta em função do incremento da profundidade do teto do SAG. Na maior parte de sua área confinada, a temperatura varia de 35°C a 55°C. As máximas registradas são de aproximadamente 65 °C, mas há áreas limitadas nas quais a temperatura pode chegar a 80 °C (OEA, 2009).

Em diferentes regiões do SAG a água subterrânea é de boa qualidade água, com uma concentração inferior de SDT 500-1000 (mg·L⁻¹), baixa salinidade e baixa dureza nas regiões mais rasas, embora, em poços profundos perfurados em regiões limítrofes do SAG muitas vezes há maior quantidade de concentrações de sais, com valores de até 5000 µS/cm de condutividade elétrica, apresentados no Anexo C. (BRIÃO et.al., 2014; OEA, 2009).

A evolução hidroquímica no Aquífero Guarani é determinada pela direção do fluxo, o tempo de residência e das condições de confinamento. Em realidade, diferentes tipos de água podem ser encontrados no SAG devido às zonas confinadas. O sulfato é adicionado na água a partir do SAG por águas meteóricas^c (BRIÃO et.al., 2014).

As águas do SAG apresentam características químicas que permitem sua classificação em: bicarbonatadas cálcicas ou calco-magnesianas, bicarbonatadas sódicas e bicarbonatadas cloretadas/sulfatadas sódicas, representando, nesta ordem, a sua evolução hidroquímica (GASTMANS, 2007).

O flúor não é comum. Embora algumas evidências sugiram que o F⁻ (Flúor) seja inserido por lixiviação do subsolo formado antes do SAG, e que está presente em algumas zonas profundas confinadas. O composto também é encontrado em concentrações mais elevadas na região oeste do Estado de São Paulo e Santa Catarina. (BRIÃO et.al., 2014; OEA, 2009).

^c: Termo aplicado a água que penetra nas rochas; p. ex., chuva, orvalho, granizo, neve e água de rios e córregos. (LAFUENTE, 1977).

2.2.4 Usos da água do SAG

Com base nas informações de vazão de 2054 poços e adotando-se um regime de operação média de 18 horas por dia, o volume de água extraída do SAG foi estimado em 2.847.013,5 m³/dia, ou seja, aproximadamente 1,04*10⁹ m³/ano. A Tabela 2-2 mostra a distribuição dos volumes anuais de água subterrânea extraídos.

Tabela 2-2: Volume extraído até 2009 por cada país (m³/ano)

País	Volume anual (m³/ano)	Porcentagem (%)
Argentina	13.421.524,5	1,3
Brasil	973.032.362,9	93,6
Paraguai	22.937.184,0	2,3
Uruguai	29.735.995,2	2,8
Total	1.039.127.066,6	100

Fonte: OEA (2009).

Segundo a OEA (2009), o principal uso da água do SAG, seja em número de poços ou em vazão extraída, é o abastecimento público. Na Argentina, os poços registrados são explorados unicamente para fins recreativos. No Uruguai e no Paraguai, mais de 90% da água extraída são destinadas ao abastecimento dos centros urbanos. No Brasil, apesar de prevalecer o abastecimento público, observa-se um uso mais diversificado da água.

2.3 Poços profundos no SAG

O SAG está localizado em uma formação de arenito (Formação Botucatu) e é confinada na parte superior por rocha de basalto (Formação Serra Geral). A extração de água do aquífero requer poços com profundidades que variam de cerca de 200 m a 1000 m, em função da localização (BRIÃO et.al., 2015). O mapa com os poços perfurados no SAG, vazões de cada poço e localização do poço em estudo pode ser revisado no ANEXO D.

Tabela 2-3: Zonas de extração e volume médio nos poços do SAG

Zona	Volume (m³/d)	Nº de poços	Zona	Volume (m³/d)	Nº de poços
1	84450,78	144	11	16956,9	23
2	69066	12	12	86176,26	75
3	16180,2	49	13	497013,84	78
4	50908,32	158	14	537272,82	309
5	61305,66	76	15	344090,52	133
6	56653,11	96	16	73407,24	96
7	17676,36	16	17	141355,26	78

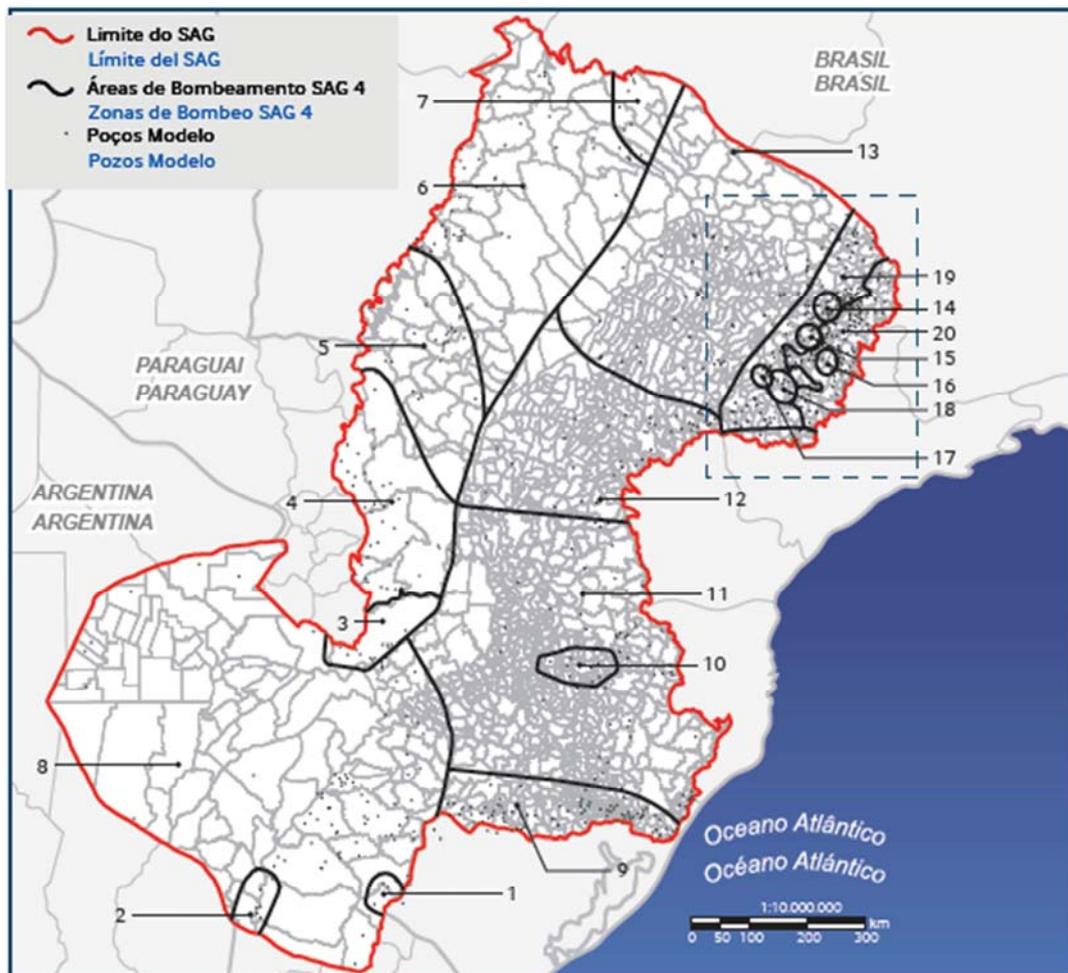
Zona	Volume (m ³ /d)	Nº de poços	Zona	Volume (m ³ /d)	Nº de poços
8	54351,36	71	18	158258,7	45
9	30976,74	160	19	252500,04	181
10	23014,8	9	20	275308,56	245

Fonte: OEA (2009)

Foi possível realizar um zoneamento das extrações de águas subterrâneas do SAG. No total, existem vinte zonas de extração, classificadas de acordo com as taxas de exploração e com o número de poços em funcionamento. A Tabela 2-3 caracteriza as zonas e a Figura 2-4 as localiza geograficamente. Em geral, os poços apresentam baixa produtividade. O volume de extração médio do conjunto de poços avaliados é inferior a 100 (m³/h) (OEA, 2009). Entretanto, certos poços utilizados para abastecimento público apresentam vazões superiores a esta.

Neste trabalho estudou-se um poço em Marcelino Ramos/RS, pertencente à Zona 10 de extração, de acordo com a Tabela 2-3, existem 9 poços e um desses representa nosso poço subterrâneo em análise.

Figura 2-4: Zoneamento das extrações de águas subterrâneas do SAG

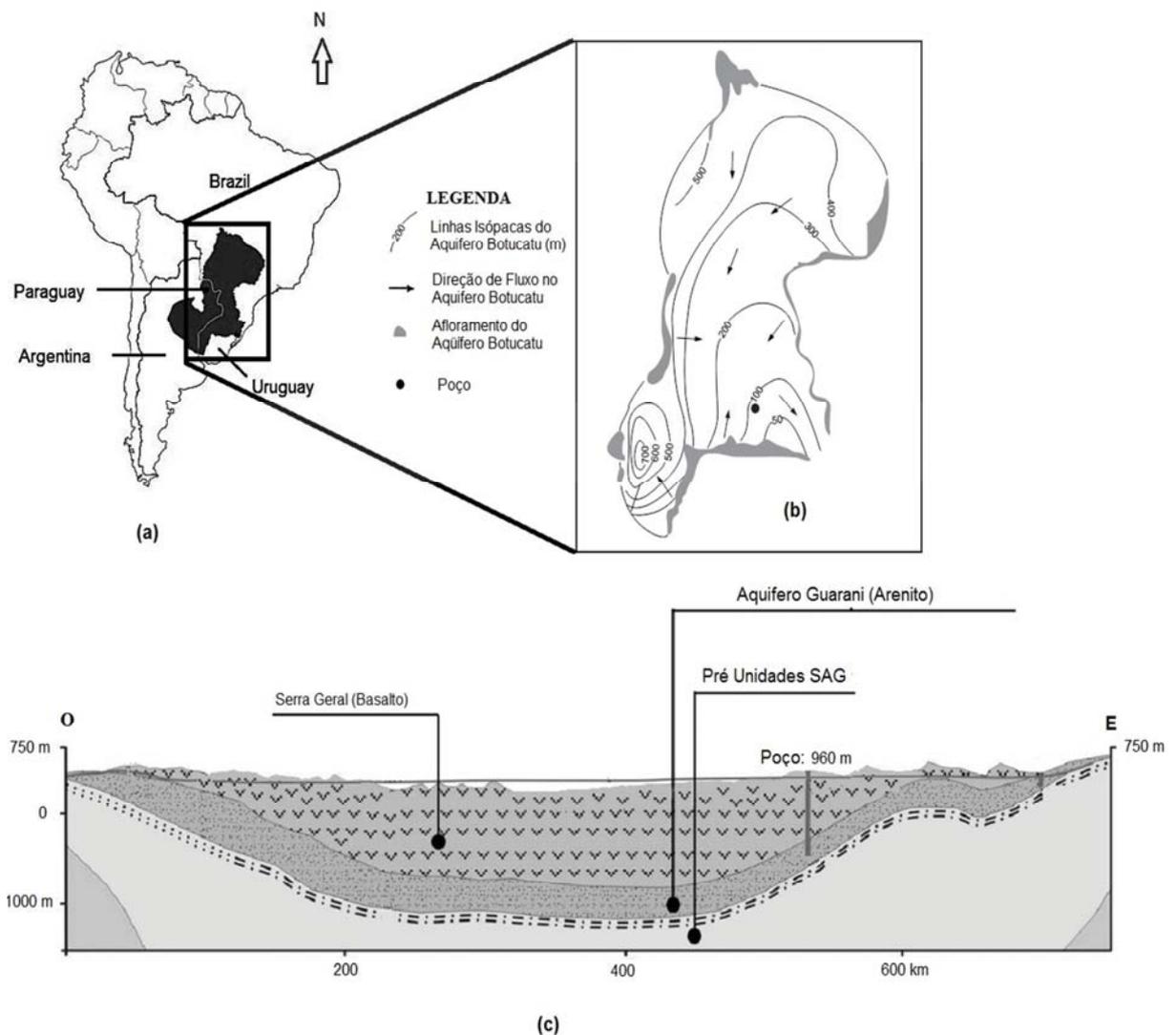


Fonte: OEA (2009).

2.3.1 Membranas de Osmose Inversa aplicados às águas do SAG

A Figura 2-5 mostra um diagrama esquemático de um poço de água subterrânea, que é de oito (8) polegadas de diâmetro, e utiliza uma bomba submersível de 100HP tem uma taxa de fluxo de extração de água de aproximadamente $100 \text{ (m}^3\text{h}^{-1}\text{)}$. O poço foi perfurado a uma profundidade de 960 (m) no Aquífero Guarani, na cidade de Tapejara (estado do Rio Grande do Sul) no sul do Brasil (Coordenadas $-28^\circ 3' 19''$, $-51^\circ 59' 49''$).

Figura 2-5: Perfil Hidrogeológico e poço de Tapejara/RS



Fonte: BRIÃO et.al. (2015).

Na Tabela 2-4 se apresenta a composição físico-química da água de um poço perfurado no Aquífero do Guarani na cidade de Tapejara no estado do Rio Grande do Sul no Brasil. Os dados foram extraídos de um estudo recente desenvolvido em tecnologia de

separação por membranas com Osmoses Inversa desenvolvido e estudado por BRIÃO et.al. (2014).

Tabela 2-4: Composição físico-química da água do poço perfurado no Aquífero Guarani.

Parâmetros	Amostra 1	Amostra 2	Amostra 3	Amostra 4	OMS	Padrão Brasileiro
STD ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	1321	1410	1290	1059	1000	1000
pH	8,71	8,79	8,82	8,53	$6,5 \leq \text{pH} \leq 8,5$	$6,0 \leq \text{pH} \leq 9,5$
Cor (Hz)	0	0	0	0	15	15
Turbidez (UTN)	0	0	0	0	1,0	1,0
Condutividade ($\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$)	1842	1846	1726	1702	–	–
Zn ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	0,03	0,04	NR	NR	4	5
Na ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	159	192	NR	NR	200	200
K	NR	10	NR	NR	–	–
Dureza (CaCO_3) ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	32	43	NR	NR	500	500
Ca^{2+} ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	NR	29	NR	NR	–	–
Mg^{2+} ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	NR	14	NR	NR	–	–
Mn ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	0,1	ND	NR	ND	0,1	0,1
Total Fe ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	0,09	0,1	NR	NR	0,3	0,3
Total Cr ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	ND	ND	NR	NR	0,05	0,05
Cu ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	ND	ND	NR	NR	2	20
Pb ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	ND	ND	NR	NR	–	0,01
Cd ($\mu\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$)	ND	ND	NR	NR	3	5
Al ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	ND	ND	NR	NR	0,1	0,2
NH_4^+ ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	ND	ND	NR	NR	1,5	1,5
NO_2^- ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	ND	ND	NR	NR	3	1
NO_3^- ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	0,65	0,52	NR	NR	50	10
Cl^- ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	85	98	NR	NR	250	250
Alcalinidade (CaCO_3) ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	2,8	3,4	NR	NR	–	–
Alcalinidade (HCO_3^-) ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	NR	68,3	NR	NR	–	–
SO_4^{2-} ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	326,2	346,1	314,5	285,4	250	250
F^- ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	2,14	2,25	2,01	1,91	1,5	1,5

NR: Não realizado
ND: Não é detectado pelo método analítico usado.
Fonte: BRIÃO et.al. (2014).

2.4 Processos de separação por membranas

Os estudos sistemáticos dos fenômenos das membranas foram rastreados pelos cientistas-filósofos no século XVIII. Abbé Nolet colocou a palavra "osmose" para descrever a permeação da água através de um diafragma em 1748, enquanto durante o século XIX e início do século XX, as membranas não tinham usos industriais ou comerciais, mas eram usadas como ferramentas de laboratório para desenvolver teorias físico-químicas (BAKER, 2012).

As membranas encontraram sua primeira aplicação significativa nos testes de água potável no final da Segunda Guerra Mundial (após 1945). Os suprimentos de água potável que servem a grandes comunidades na Alemanha e em outros lugares na Europa tinham quebrado, e os filtros para a segurança da água eram urgentemente necessários. O esforço de pesquisa para desenvolver esses filtros, patrocinado pelo Exército dos EUA, foi posteriormente explorado pela Millipore Corporation, o primeiro e ainda o maior produtor de membranas de microfiltração dos EUA (BAKER, 2012).

Ao longo dos últimos 40 anos, o uso das membranas de OI e NF tem vindo a ganhar força nos países do Conselho de Cooperação do Golfo (GCC), devido ao seu baixo custo, simplicidade, novidades na fabricação de membranas e à elevada rejeição de sal realizada pelas membranas de OI e NF (LOUTATIDOU, 2014).

O Conselho de Cooperação do Golfo (também denominado Conselho de Cooperação dos Estados Árabes do Golfo), ou CCG, é a organização de integração económica que reúne seis estados do Golfo Pérsico: Omã, Emirados Árabes Unidos, Arábia Saudita, Qatar, Bahrein e Kuwait. Cabe destacar que nem todos os países que rodeiam o Golfo Pérsico são membros do conselho, especificamente Irã e Iraque (LOUTATIDOU, 2014).

A partir do início da década de 1970, em edição aos processos clássicos de separação como destilação, filtração, absorção, troca iônica, centrifugação, extração por solvente, cristalização e outros, surge uma nova classe de processos que utilizam membranas sintéticas como barreira seletiva. As membranas sintéticas surgem como uma tentativa de se imitar as membranas naturais, em particular quanto as suas características únicas de seletividade e permeabilidade (HABERT et al., 2006).

A tecnologia de PSM envolve a utilização de membranas sintéticas, porosas ou semipermeáveis, orgânicas ou inorgânicas e em configuração adequada, para separar de um

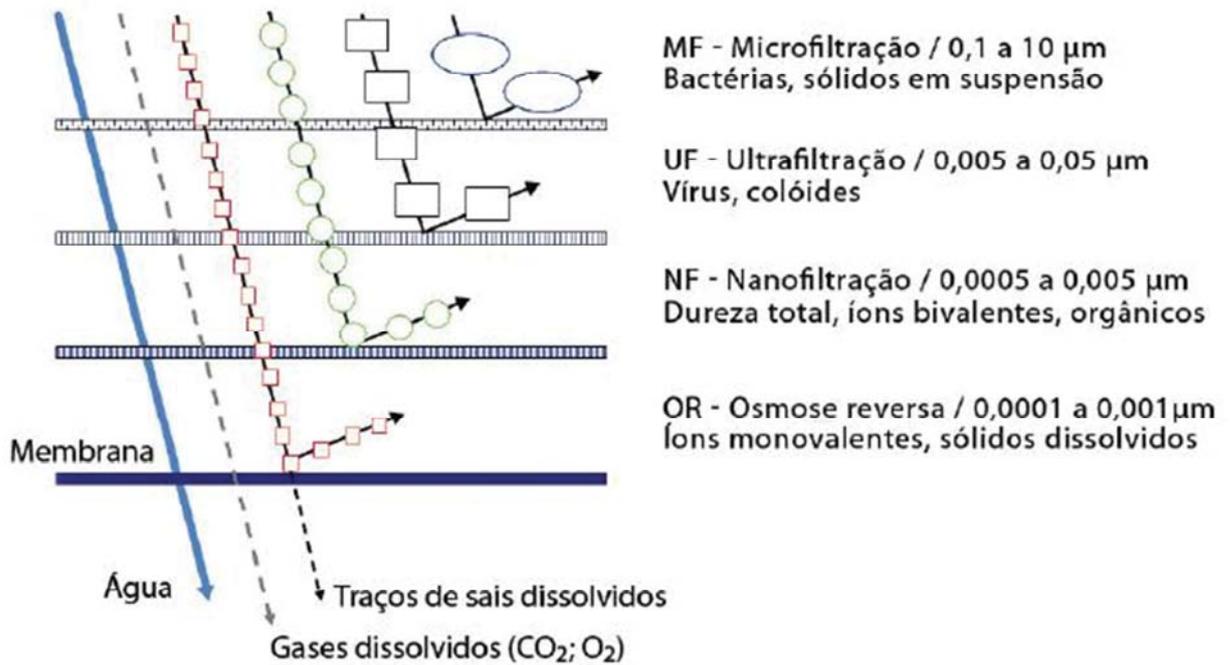
fluido de partículas sólidas de pequeno diâmetro, bactérias, vírus, moléculas orgânicas, compostos iônicos de baixo peso molecular e até gases (BV. LENNTECH, 2012).

No processo de separação por membranas, a propriedade fundamental que é explorada é a capacidade de a membrana separar substâncias de diferentes propriedades como tamanho, forma ou difusibilidade. A filtração envolve a separação (remoção) de particulado e material coloidal a partir de um líquido. (METCALF; EDDY, 2003).

As membranas que usam o gradiente de pressão como força motriz tem ganhado espaço no tratamento e purificação de águas. A microfiltração (MF), ultrafiltração (UF), nanofiltração (NF) e osmose inversa (OI), a pressão hidráulica é utilizada para promover a separação entre a água e os contaminantes e é a água que atravessa a membrana. Já no processo de eletrodialise, a separação é obtida por uma diferença de potencial elétrico aplicado entre as membranas e neste caso são os contaminantes que atravessam a membrana (BV.LENNTECH, 2012).

A maioria dos processos de separação por membranas depende da pressão como a força motriz para o transporte de fluido através da membrana. Elas podem ser classificadas pelos tipos de materiais que eles rejeitam e os mecanismos pelos quais a rejeição ocorrer à progressão da microfiltração para ultrafiltração, nanofiltração para a osmose inversa, corresponde a uma diferença mínima diminuindo tamanho dos componentes rejeitadas pelas membranas, bem como o aumento das pressões necessárias para o transporte de fluidos através das membranas e diminuindo as recuperações (FARRUGIA, 2012). A Figura 2-6 apresenta as dimensões dos poros e as rejeições de diferentes compostos nos quatro tipos de membrana mais utilizados.

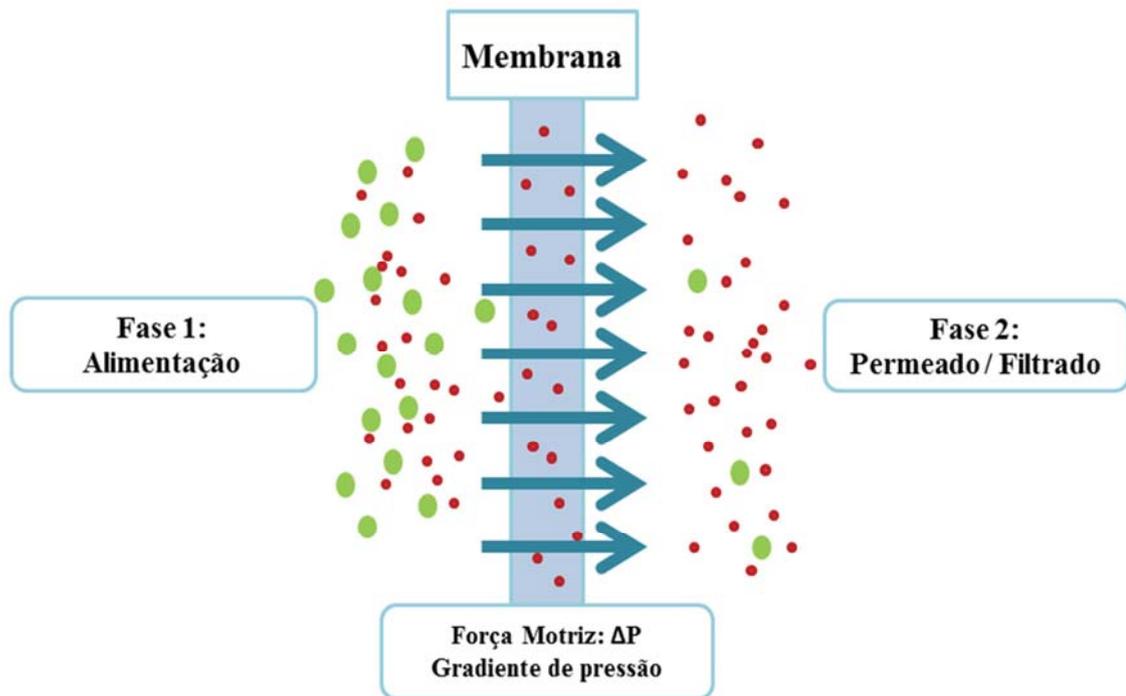
Figura 2-6: Tamanhos de poros em escala horizontal de diferentes tipos de membrana



Fonte: FARRUGIA (2012).

Os PSM se diferenciam por diferentes modos de operação, diversos tipos de força motriz são empregados para o transporte dos permeantes. São considerados mais rápidos, eficientes e econômicos quando comparados aos processos convencionais de separação. É chamado de alimentação o material a ser filtrados, e de permeado a corrente que permeia através da membrana MULDER (1996), conforme esquema apresentado na Figura 2-7.

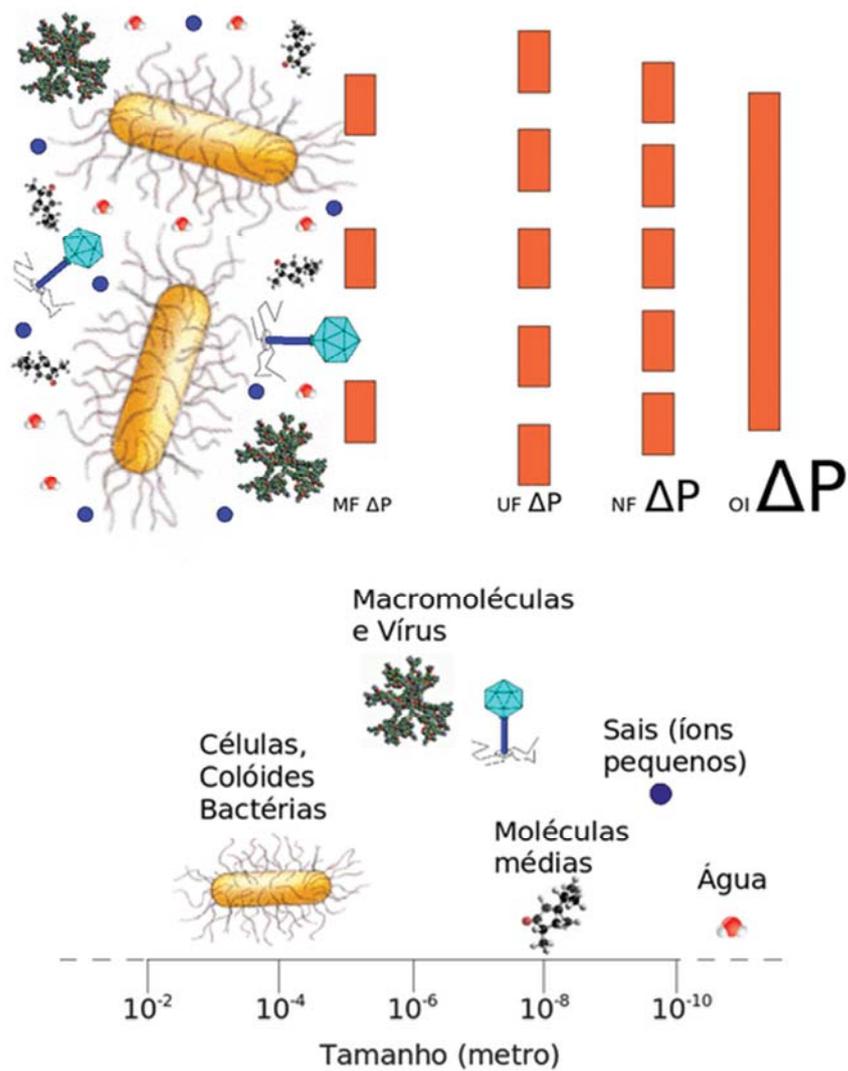
Figura 2-7: Processos de separação por membranas (PMS).



Fonte: Adaptado MULDER (1996).

Apenas para se ter uma noção das pressões relativas entre os diferentes processos de separação, enquanto sistemas de Ultrafiltração podem operar com pressões da ordem de 10 bar, os sistemas de Osmose Inversa necessitam de pressões maiores, na ordem de ~80 bar (MARKOS, 2011). Na Figura 2-8 é apresentado os principais processos de separação por membranas como a MF, UF, NF e OR, sendo microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e Osmose Inversa ou Inversa respectivamente, mostrando as dimensões da molécula que pode chegar a ser rejeitada por cada tipo de membrana e a pressão osmótica necessária mostrada de forma implícita.

Figura 2-8: Principais processos de separação por membranas: Microfiltração (MF), Ultrafiltração (UF), Nanofiltração (NF) e Osmose Inversa (OR) e tamanhos das moléculas.



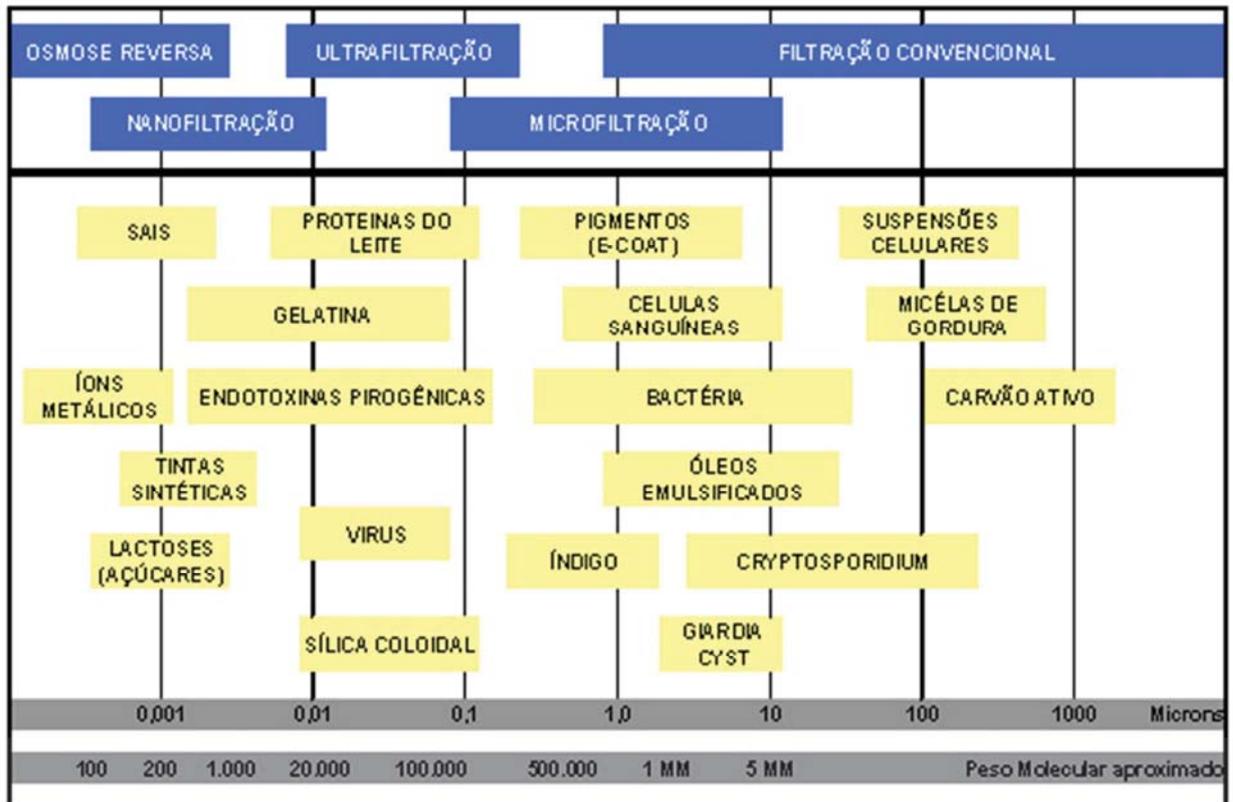
Fonte: MARKOS (2011).

Segundo MOHAMMAD et al. (2015) a aplicação da tecnologia por membranas tem duas grandes limitações para serem aplicadas a grande escala, uma é a incrustação nas membranas e outra o alto consumo de energia. Por outro lado, apresenta vantagens com respeito aos fluxos elevados na nanofiltração o que ajudaria na diminuição dos custos variáveis finais, também a aplicação da tecnologia em escalas moderadamente grandes, e autores como BRIÃO et al. (2014;2015) demonstraram que para populações de pequeno porte no Brasil, os processos de tratamento por membranas de osmose inversa para dessalinização de águas salobras são muito atrativos técnica e economicamente.

2.4.1 Espectro de Filtração dos Processos de Separação por Membranas (PSM)

O espectro de filtração dos PSM é essencial para observar o tamanho em micrones de cada fronteira entre membranas como a Filtração Convencional, Microfiltração, Ultrafiltração, Nanofiltração e a Osmose Inversa. Apresentadas na Figura 2-9.

Figura 2-9: Espectro dos PSM, tamanhos dos poros e pesos moleculares.



Fonte: Adaptado de GEA et al. (2010).

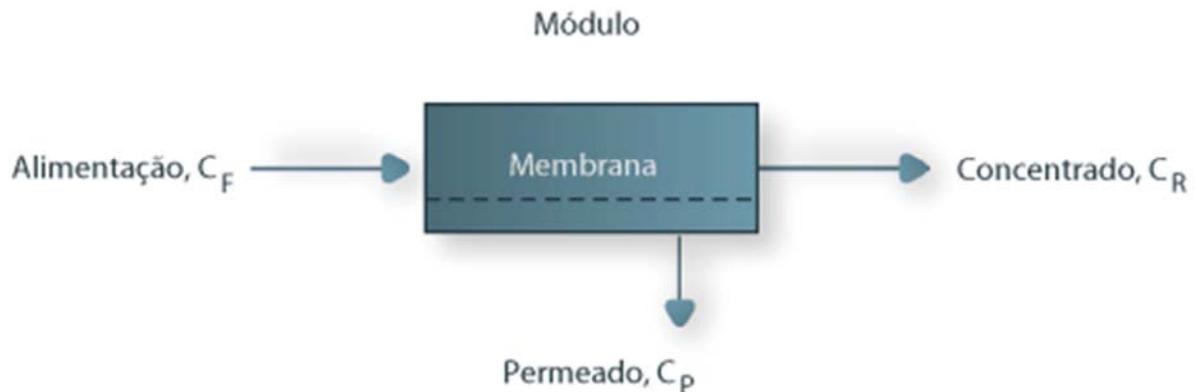
2.5 Módulo de membranas

Para que uma membrana seja utilizada em escala é necessário que a mesma seja acondicionada em um dispositivo conhecido como módulo. O módulo é a menor unidade na qual a membrana está embalada, sendo a parte central de uma instalação de membrana. O design mais simples é aquele em que um único módulo é utilizado. A Figura 2-10 apresenta um desenho esquemático de um projeto com um único módulo (MULDER, 1996).

A corrente de entrada da alimentação entra no módulo com uma certa composição físico-química e uma taxa de fluxo determinada. Como a membrana tem a capacidade para transportar um componente mais prontamente do que o outro, tanto a composição da alimentação e a taxa de fluxo no interior do módulo irá mudar como uma função da distância. Na passagem pela membrana, o fluxo de entrada da alimentação é separado em duas correntes, uma corrente de permeado e uma corrente de concentrado. A corrente de permeado

é a fração da corrente de alimentação que passa através da membrana enquanto que a corrente de concentrado é a fração retida pela membrana (MULDER, 1996).

Figura 2-10: Desenho esquemático de um módulo



Fonte: MORAES e CARDOSO (2010).

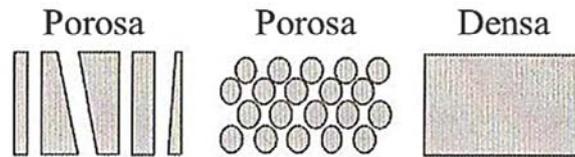
As membranas podem ser preparadas tanto na geometria plana quanto na cilíndrica. A partir dessas duas geometrias, diferentes tipos de módulos podem ser construídos. Os módulos devem ser projetados de forma a contemplar uma melhor eficiência do escoamento da solução de alimentação. Membranas na geometria plana são usadas tanto em módulos de tipo placa e quadro quanto em módulos do tipo espiral. Os módulos preparados a partir de membranas com geometria cilíndrica podem ser classificados em categorias segundo o seu diâmetro externo. (HABERT et al., 2006)

2.5.1 Morfologia de Membranas

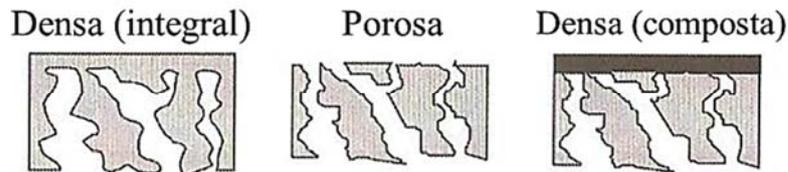
As membranas sintéticas comerciais, em sua grande maioria, são preparadas a partir de materiais poliméricos com características químicas e físicas de diferentes tipos. Em função das aplicações a que se destinam as membranas apresentam diversas morfologias. Classificando-se em dois grandes grupos: densas e porosas. (HABERT et al., 2006). Na Figura 2-11 se apresenta a morfologia da seção de diferentes tipos de membranas.

Figura 2-11: Esquema da morfologia da seção de diferentes membranas

Membranas Isotrópicas (Simétricas)



Membranas Anisotrópicas (Assimétricas)



Fonte: HABERT et al. (2006).

A membrana é considerada densa quando o transporte dos componentes envolve uma etapa de dissolução e difusão através do material que constitui a membrana. A separação por membranas densas depende das interações físico-químicas entre os componentes que permeiam e do material da membrana e dizem respeito aos processos de separação com maior seletividade (Osmose Inversa e Nanofiltração) (HABERT et al., 2006).

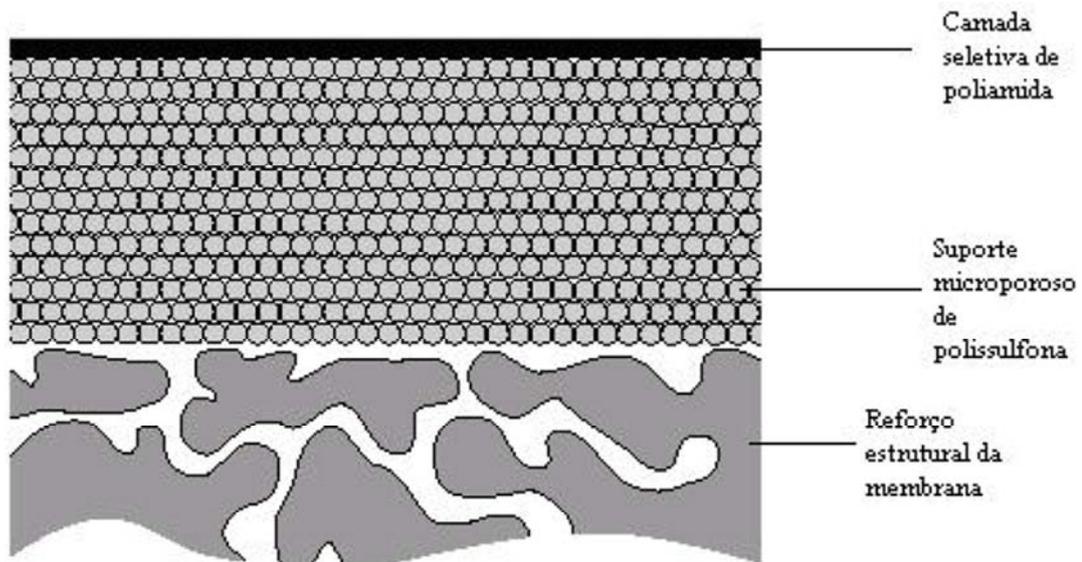
A membrana é denominada porosa quando o transporte dos permeantes ocorre preferencialmente em uma fase fluida contínua que preenche os poros da membrana. Membranas Porosas obtêm a separação mecanicamente por exclusão de particulados por tamanho (peneiramento), onde o material rejeitado pode ser ou dissolvido ou suspenso, dependendo da sua dimensão relativa à do poro (Ultrafiltração e Microfiltração) (HABERT et al., 2006).

Neste trabalho de pesquisa a membrana utilizada é uma membrana de nanofiltração densa do tipo espiral feito de poliamida e o seu mecanismo de transporte é denominado de solução/difusão, onde a separação fundamental depende das interações físico-químicas entre os componentes que permeiam à água salobra e do tipo de material da membrana (poliamida).

As membranas assimétricas compostas, formadas por uma pele de poliamida suportada em uma camada de polissulfona, são as mais utilizadas nos sistemas de OI devido à sua alta retenção de sais e produção de permeado. A estrutura desta membrana é apresentada na Figura 2-12. Uma vez que o fluxo permeado é inversamente proporcional à espessura da membrana, esta possui alto fluxo permeado, já que a resistência ao transporte é

determinada principalmente pela camada seletiva (pele) que é muito fina, e o suporte praticamente não oferece resistência ao fluxo (BETTIOL, 2004).

Figura 2-12: Estrutura de uma membrana assimétrica composta de poliamida suportada em polissulfona.



Fonte: BETTIOL (2004).

Membranas de poliamida são fabricadas com poliamidas aromáticas, sua representação na química orgânica esta apresentada na

Figura 2-13. As poliamidas possuem excelente estabilidade química, entretanto são suscetíveis ao ataque do cloro, são resistentes ao ataque biológico e tem elevada retenção salina. Estas membranas podem operar numa faixa de temperatura entre 0° e 35°C e pH entre 4 e 11 (BRANDT et al., 1992).

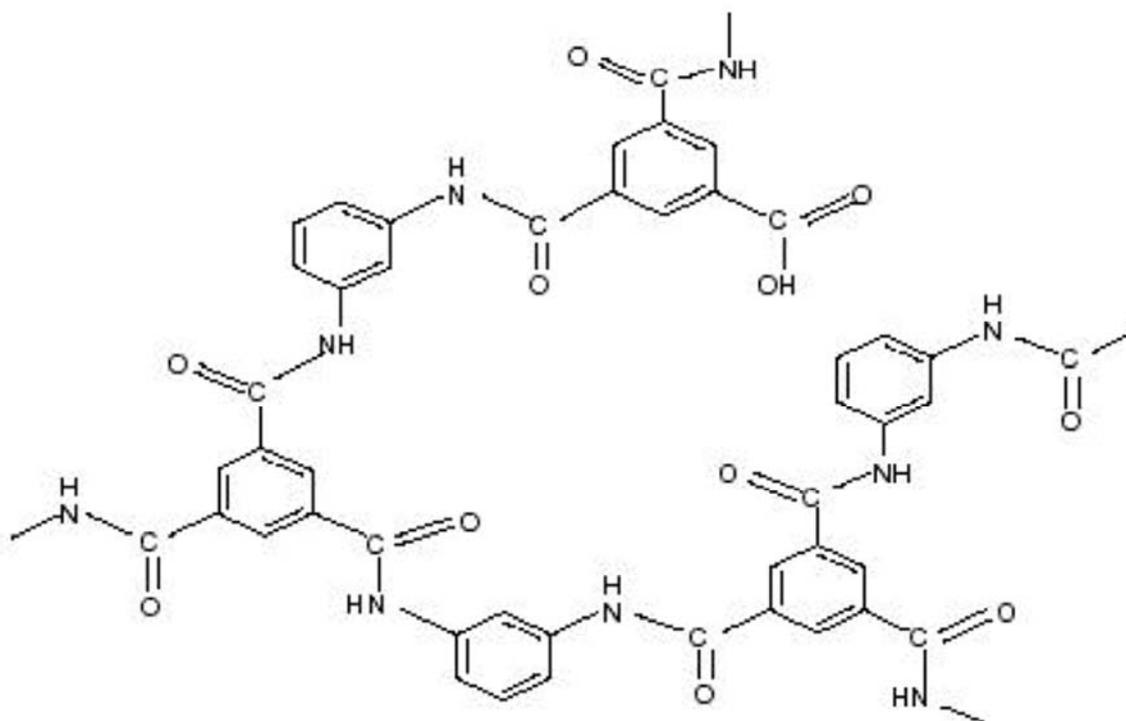
Segundo DUTTA, BHATTACHARYYA e GANGULY (2003), a estrutura de ligações cruzadas da poliamida apresenta espaços vazios que são caminhos preferenciais de permeação de água em relação a permeação de sais dissolvidos.

Segundo SCOTT (1995) mesmo que a poliamida não sofra ataque biológico, é suscetível ao seu deposito. Isto ocorre principalmente devido a duas características de superfície:

- Carga: as poliamidas apresentam carga aniônica na superfície. Por isso, a superfície das poliamidas apresenta uma forte afinidade com orgânicos e bactérias.
- Morfologia: observando com um microscópio eletrônico de varredura, as membranas de poliamida têm uma superfície extremamente irregular com

fissuras, anzóis e depressões quando comparada com as de acetato de celulose e poli (éter-ureia). Bactérias e substratos orgânicos são capturadas na superfície irregular do filme de poliamida e são difíceis de remover ou requerem limpezas mais frequentes.

Figura 2-13: Estrutura da poliamida aromática



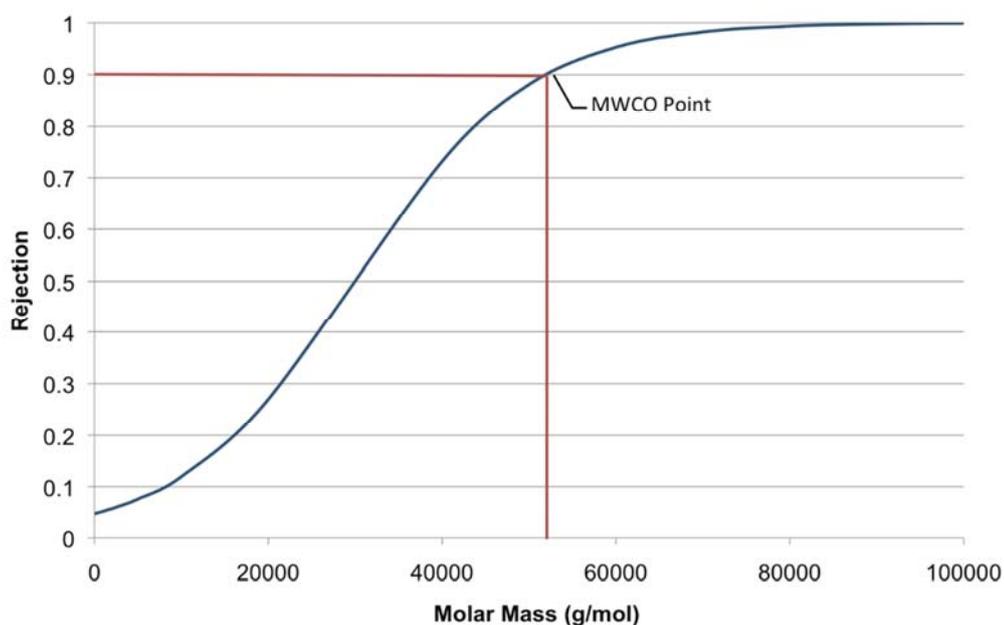
Fonte: DUTTA, BHATTACHARYYA e GANGULY (2003).

2.5.1.1 Peso Molecular de Corte (Molecular weight cut-off or MWCO)

O peso molecular de corte ou MWCO, refere-se ao menor peso molecular do soluto (em Daltons) em que 90% do soluto é retido pela membrana, ou o peso molecular da molécula (VON RECUM, 1998).

Segundo VON RECUM (1998), comumente o peso molecular de corte é uma especificação usada pelos fabricantes para descrever as capacidades de retenção de uma membrana e refere-se a massa molecular de um soluto, onde as membranas apresentam uma rejeição superior a 90%. Não há padrão da indústria atualmente para a determinação do MWCO. O MWCO especificação cut-off é mais usado para caracterizar as membranas de ultrafiltração e nanofiltração.

Figura 2-14: Representação ilustrativa do Peso Molecular de Corte ou (*Molecular Weight Cut-off*).



Fonte: VON RECUM (1998).

Além da falta de um padrão da indústria que limita a aplicabilidade do MWCO, a rejeição versus a curva de massa molecular na Figura 2-14 (mostrada acima) não apresentam um limite de corte acentuado ou absoluto e deveriam de fato ser consideradas como uma descrição da distribuição do tamanho dos poros. A forma da curva não depende apenas da distribuição do tamanho do poro, mas também das condições de funcionamento tais como a temperatura, a pressão e a velocidade de escoamento transversal (VON RECUM, 1998).

A incrustação de membrana pode também ser um problema quando se utilizam proteínas como o soluto, uma vez que podem ligar-se à membrana. O “Peso Molecular de Corte” nominal em membranas de nanofiltração está na faixa de 100-1000 Da, indicando que a camada ativa das membranas de NF tem um tamanho de poro aproximado de 1 nm (nanômetro). Cabe-se aclarar que 1 Dalton é equivalente a 1 gramo/mol (OATLEY et al., 2012).

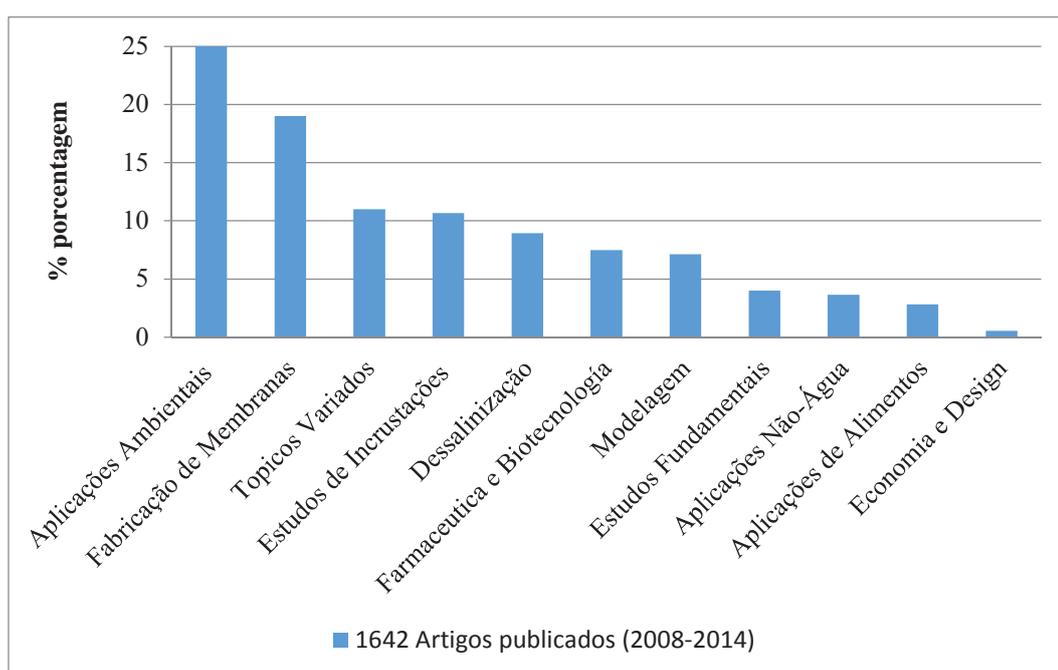
2.5.2 Nanofiltração

A história da nanofiltração (NF) remonta aos anos setenta, quando um tipo de membranas de osmose inversa com um razoável fluxo de água que opera a pressões relativamente baixas foi desenvolvido. De tal modo, as elevadas pressões tradicionalmente utilizadas na osmose inversa resultaram numa quantidade considerável de custo de energia. (VAN DER BRUGGEN e VANDECASTEELE, 2003).

A nanofiltração tem percorrido um longo caminho desde que foi reconhecida pela primeira vez no final dos anos 1980. Com propriedades entre ultrafiltração (UF) e osmose inversa (OI), membranas de NF possuem poros com um tamanho tipicamente de 1 nm, o que corresponde ao Peso Molecular de Corte (MWCO-*Molecular Weight Cut-Off*) de 300-500 Da, as membranas de NF em contato com a solução aquosa (solução de alimentação) são também ligeiramente carregadas devido à dissociação de grupos funcionais de superfície ou de adsorção da carga do soluto (MOHAMMAD et al., 2015, ROY et al., 2015).

Avanços ao longo dos últimos 6 (seis) anos têm mostrado um crescimento significativo de artigos publicados em membranas NF em muitas áreas diferentes. Baseado em uma busca rápida usando banco de dados SCOPUS, um total de 1642 trabalhos foram publicadas sobre membranas de NF a partir de 2008 até 2014. Como mostrado na Figura 2-15, as principais áreas de foco nestes trabalhos publicados nas membranas NF estavam em aplicações ambientais (25%), fabricação de membrana (19%), tópicos variados (11%), incrustantes (10,68%), a dessalinização (8,95%), farmacêutica e de biotecnologia (7,49%), modelagem (7,12%), estudos fundamentais (4%), aplicações não-água (3,65%), aplicações de alimentos (2,83%) e economia e design (0,55%). Tais classificações podem ajudar a compreender a visão de conjunto dos esforços de investigação em cursos sobre membranas NF, proporcionando assim indicadores e evidências de novas aplicações e direção de pesquisa (MOHAMMAD et al., 2015).

Figura 2-15: Categorização de artigos de processo de membrana NF publicadas a partir de 2008 até 2014.



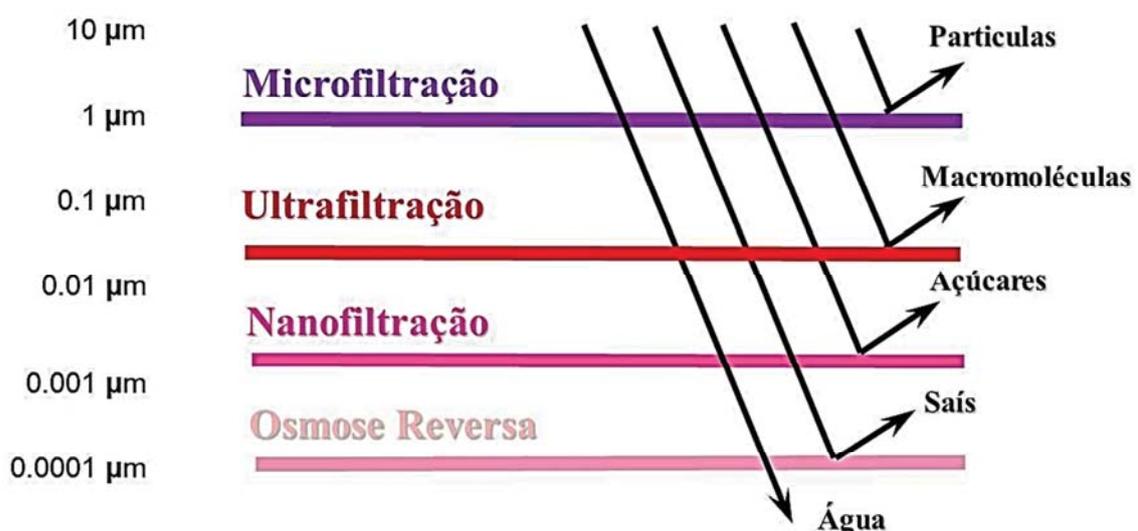
Fonte: MOHAMMAD et al. (2015).

Assim, membranas com rejeições de componentes dissolvidos mais baixos, mas com uma permeabilidade de água mais elevada seria uma grande melhoria para a tecnologia de separação. Tal “baixa pressão em membranas de osmose inversa” tornou-se conhecido como membranas de nanofiltração. (VAN DER BRUGGEN e VANDECASTEELE, 2003).

Atualmente, a maior parte das membranas comerciais de folha plana NF é interfacialmente polimerizadas, membranas de poliamida compostas por películas finas. Devido à utilização os materiais tradicionais para a fabricação, são neutros ou carregados negativamente durante processos aquosos normais. Portanto membranas mais rígidas com uma estrutura de poros relativamente pequenas eram usadas frequentemente para manter a alta de retenção para os íons de dureza com base principalmente na exclusão de tamanho. Conseqüentemente, o fluxo de água foi grandemente sacrificado devido à retenção de salinidade alta indesejada, que gera elevada pressão osmótica contra a pressão hidráulica, e elevada resistência à transferência de massa de água. (LIU; SHI; WANG, 2015).

As características distintivas das membranas de NF são: baixa rejeição de íons monovalentes, elevada rejeição de íons bivalentes e fluxo mais elevado comparado com as membranas de OI. (Ver Figura 2-8 e Figura 2-16). Estas propriedades têm permitido a NF ser utilizado em muitas aplicações e em muitas áreas, especialmente para tratamento de água e águas residuais, farmacêutica e de biotecnologia e engenharia de alimentos (MOHAMMAD et al., 2015).

Figura 2-16: Tamanhos e rejeição nos PSM



Fonte: Adaptado MOHAMMAD et al. (2015).

A nanofiltração (NF) é tipicamente polimérica, assimétrica e consiste de uma camada de baixa resistência com um suporte poroso. Membranas NF têm propriedades que combinam

tamanhos e efeitos. Os poros têm tipicamente 1 nm de diâmetro e tem cargas variáveis que estará em função do material da membrana. Devido a estas características, membranas NF podem reter íons complexos multivalentes e permear pequenos solutos e íons com carga baixa (GONZÁLEZ et al., 2014; QUEIROZ et al., 2013).

A nanofiltração é majoritariamente usada para remover íons bivalentes. Esta técnica pode ser vista como uma osmose inversa para moléculas de maiores dimensões. Em nanofiltração, os tamanhos dos poros das membranas são maiores e por isso a pressão da alimentação é menor quando se compara com os sistemas de osmose inversa. A taxa de sujidade das membranas também é mais baixa. A Nanofiltração é aplicada quando: Abrandamento, Remoção de metais pesados de correntes de processo para reutilização de água e Redução do teor em sais de água ligeiramente salobra (BV. LENNTECH, 2012).

A nanofiltração (NF) é uma separação por meio de membranas com processo de pressão impulsionada suas características se localizam entre osmose inversa e ultrafiltração. O peso molecular nominal de corte de uma membrana NF está na gama 100 e 1000 g/mol, indicando que as membranas de NF possuem um tamanho de poro de cerca de 1 nm. Separação de solutos na gama NF depende da micro-hidrodinâmica e os eventos que ocorrem nas superfícies interfaciais da membrana e no interior da membrana. (CHENG et al., 2011).

2.5.2.1 Tipo de materiais das membranas

Os diferentes tipos de matérias de membrana estão basicamente incluídos em dois grupos: membranas poliméricas e inorgânicas. Entre os poliméricos se encontram as membranas tipo espiral, tubular e Fibra Oca. Entre os Inorgânicos estão os Cerâmicos e os de Aço Inoxidável. Todos eles se apresentam na (Figura 2-17), (Figura 2-18), (Figura 2-19) e 20.

Figura 2-17: Membranas espirais poliméricas



Fonte: www.cambiodigital.com.mx

Figura 2-18: Membranas de aço Inoxidável



Fonte: www.renics.com.br

Figura 2-19: Membranas Cerâmicas



Fonte: www.directindustry.es

Figura 2-20: Membranas de Fibra Oca

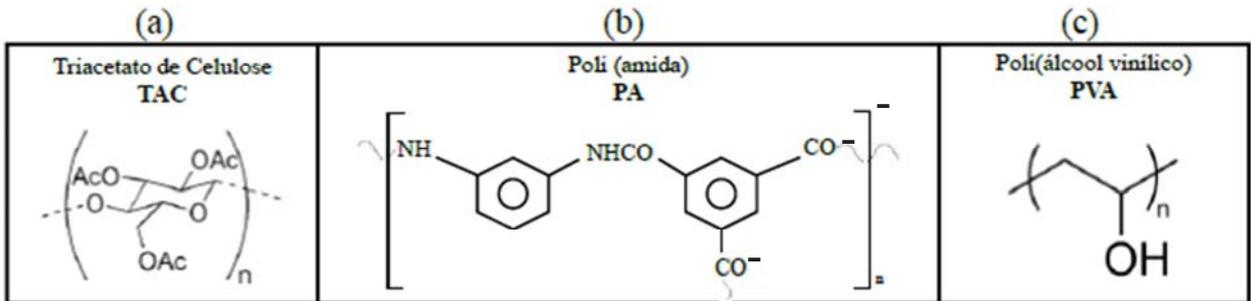


Fonte: www.membranespecialists.com

2.5.2.2 Membranas Comerciais

No Brasil existem membranas para dessalinização de águas mediante osmose inversa e nanofiltração comumente fabricadas e oferecidas no mercado. A Figura 2-21 mostra a fórmula estrutural ou monomérica dos polímeros utilizados nas membranas comerciais.

Figura 2-21: Fórmulas estruturais dos polímeros utilizados em membranas comerciais; a) Triacetato de celulose, b) poli(amida) e c) poli(álcool) vinílico.



Fonte: SILVA (2015).

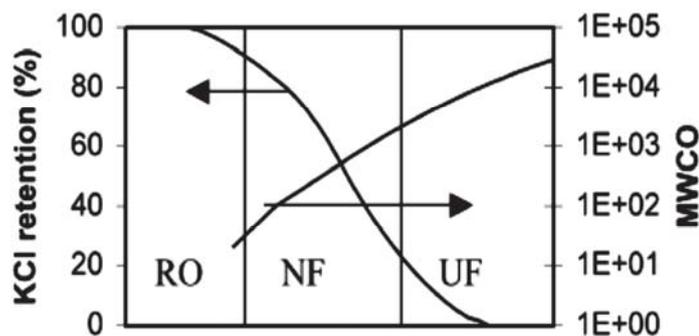
As propriedades de transporte (rejeição salina e permeabilidade hidráulica) das membranas comerciais são conhecidas e os valores são fornecidos por seus fabricantes.

2.5.3 Nanofiltração x Osmose Inversa e Ultrafiltração

A nanofiltração, é um processo eficaz de membrana conduzido por pressão, tem o tamanho dos poros e a capacidade entre OI e UF (ultrafiltração). Comparando com OI, atua não só com pressões de menor operação, fluxos mais elevados, e menor investimento, mas também com altas taxas de rejeição para as formações de escala íons bivalentes, especialmente ânions, por. Exemplo, NO_3^- (nitratos), F^- (fluoretos). (ZHOU et al., 2015).

A rejeição de íons (KCl) e a rejeição dos compostos orgânicos (expresso como o peso molecular de corte (MWCO), o peso molecular de um composto que é rejeitado pelo 90%) na nanofiltração, em relação à osmose inversa e ultrafiltração, é esquematicamente representado na Figura 2-22, rejeição do KCl (lado esquerdo em Figura 2-22) de quase zero, como é o caso da UF, a uma rejeição de KCl quase completa como é o caso na OR. O peso molecular de corte na NF (lado direito na Figura 2-22) tem faixas a partir de cerca de 100 a cerca de 1000 Da. (VAN DER BRUGGEN e VANDECASTEELE, 2003).

Figura 2-22: Desempenho da Nanofiltração em relação às membranas de osmose inversa e ultrafiltração.



MWCO: Molecular Weight Cut-Off (peso molecular de corte)

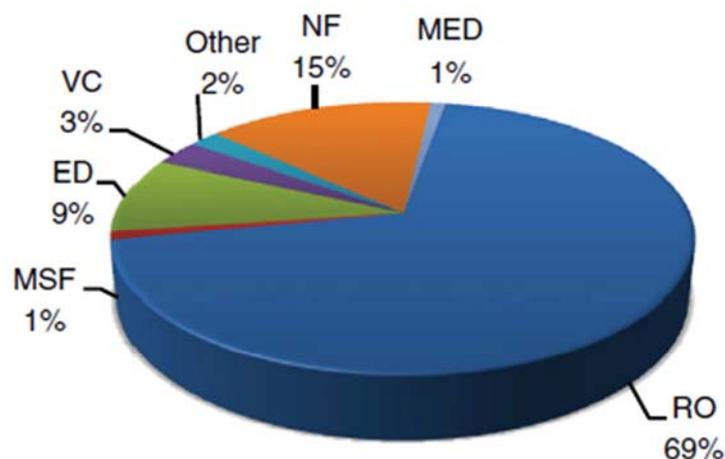
Fonte: VAN DER BRUGGEN e VANDECASTEELE, 2003

A Osmose Inversa (OI) e ultrafiltração (UF) demonstram, respectivamente, solução, difusão e convecção nas transferências de massa. Em NF um comportamento entre ambas pode ser observado, embora existam variações, dependendo das condições de funcionamento (pH, força iônica, o fluxo taxa, a pressão transmembranar) e também sobre o tipo de materiais de membranas exibida (PONTAE et al., 2003).

Os EUA é o terceiro maior país dessalinizador do mundo. As plantas de dessalinização foram construídas em todos os estados. A água é dessalinizada para uso municipal e industrial. A água salobra e a água do rio são as principais fontes, ambas com baixos níveis de salinidade. Portanto, o consumo de energia e o custo é baixo. Além disso, a OI é o principal método de dessalinização nos EUA, como mostrado na Figura 2-23. A NF é a segunda técnica mais usada após a OI (RADMOR et al., 2003).

A dessalinização térmica existe em quantidade muito diminuta, ao contrário dos países do Golfo. Os EUA reconhecem que, até 2020, a dessalinização e a reciclagem da água contribuirão de forma significativa para a estabilidade de um abastecimento de água adequado. Os EUA planejam, portanto, investir pesadamente na R & D de Reutilização de água e tecnologias de Dessalinização (MEZHER et al., 2011; COOLEY; GLEICK e WOLFF 2006).

Figura 2-23: EUA capacidade de dessalinização por processo



Fonte: COOLEY; GLEICK e WOLFF (2006).

Na Tabela 2-5 se apresenta as capacidades instaladas e as percentagens dos 10 maiores países dessalinizadores do mundo. O problema com esta fonte é que inclui plantas online, fabricas supostamente ativas e plantas em construção antes de 2008.

Tabela 2-5: Os 10 países com maior dessalinização

País	Capacidade (m ³ /d)	Parte da produção global %
KSA*	10,598,000	17
UAE	8,743,000	14
USA	8,344,000	14
Spain	5,428,000	9
China	2,553,000	4
Kuwait	2,390,000	4
Qatar	2,049,000	3
Algeria	1,826,000	3
Australia	1,508,000	2
Japan	1,153,000	2

*KSA: Arábia Saudita

Fonte: COOLEY; GLEICK e WOLFF (2009).

2.5.4 Fator de concentração

O fator de concentração (FC) é uma variável limitante do processo porque está diretamente ligado ao fluxo permeado, isto é, à medida que a solução é concentrada o fluxo do permeado diminui (BALDASSO, 2008). O FC é definido conforme a Equação 2-1, descrita abaixo (ATRA et al., 2005).

Equação 2-1

$$FC = \frac{V_o}{V_R} = \frac{V_o}{V_o - V_P}$$

Sendo:

V_o: volume inicial da soluçãoV_R: volume do retidoV_P: volume do permeado

2.5.5 Métodos de Disposição do concentrado ou salmoura dos PSM

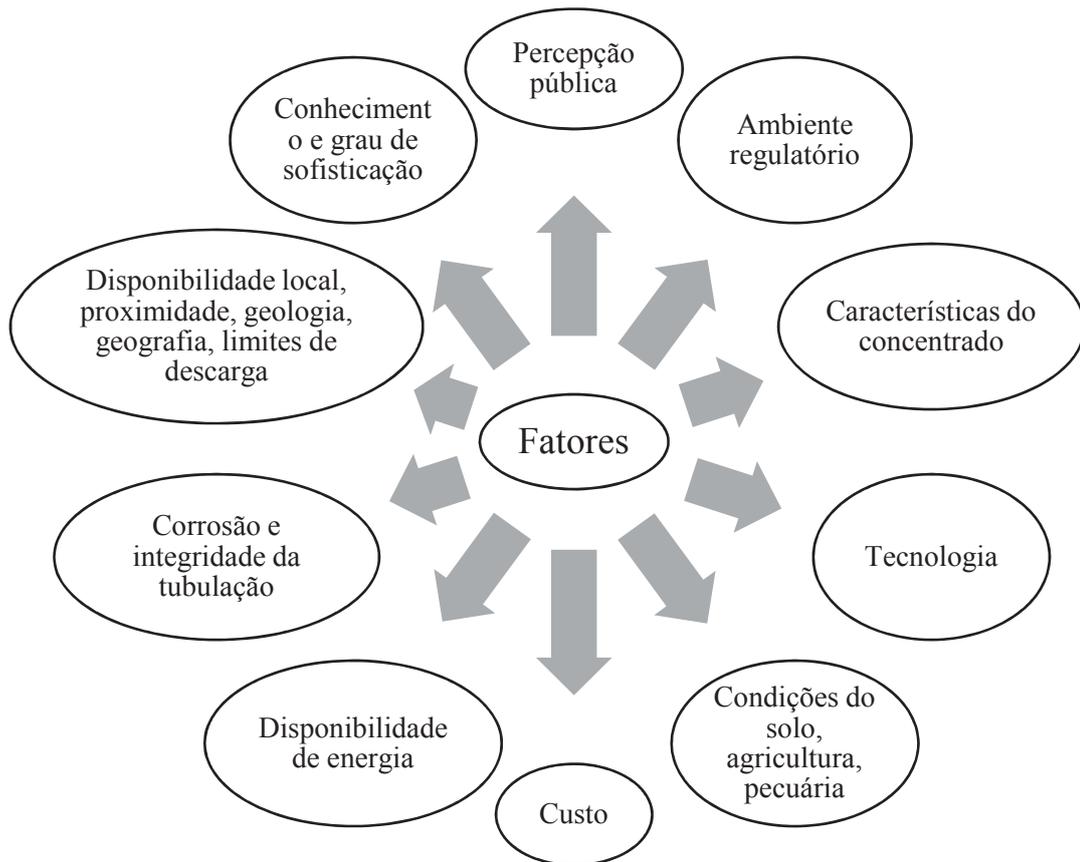
Um aspecto importante que envolve um custo ambiental significativo para dessalinização é a descarga de salmoura da planta de dessalinização, isto especificamente para aplicações interiores ou não litorâneas, onde a descarga para o oceano não é possível.

A salinidade da descarga depende da salinidade da água da fonte, sendo a água de descarga da dessalinização da água salgada aproximadamente três vezes mais salgada do que a água salobra da fonte (poço subterrâneo). Segundo AFRASIABI; SHAHBAZALI (2011), tem-se cinco métodos principais para a eliminação de salmouras, conforme detalhado abaixo.

- Descarga superficial de água / mar;
- Descarga para a rede de esgoto;
- Injeção em poço profundo;
- Aplicação de terra;
- Evaporação / cristalização.

Segundo a NSW (2011) até o ano 2011 na Austrália, a disposição da salmoura de 28 usinas Australianas de dessalinização é via descarga para emissários oceânicos (6 plantas), descarregando para o esgoto para plantas interiores menores (11 plantas), para bacias de evaporação (8 plantas) e infiltração no solo (3 plantas). A Figura 2-24 mostra alguns dos fatores a serem considerados na escolha de métodos de descarte de salmoura.

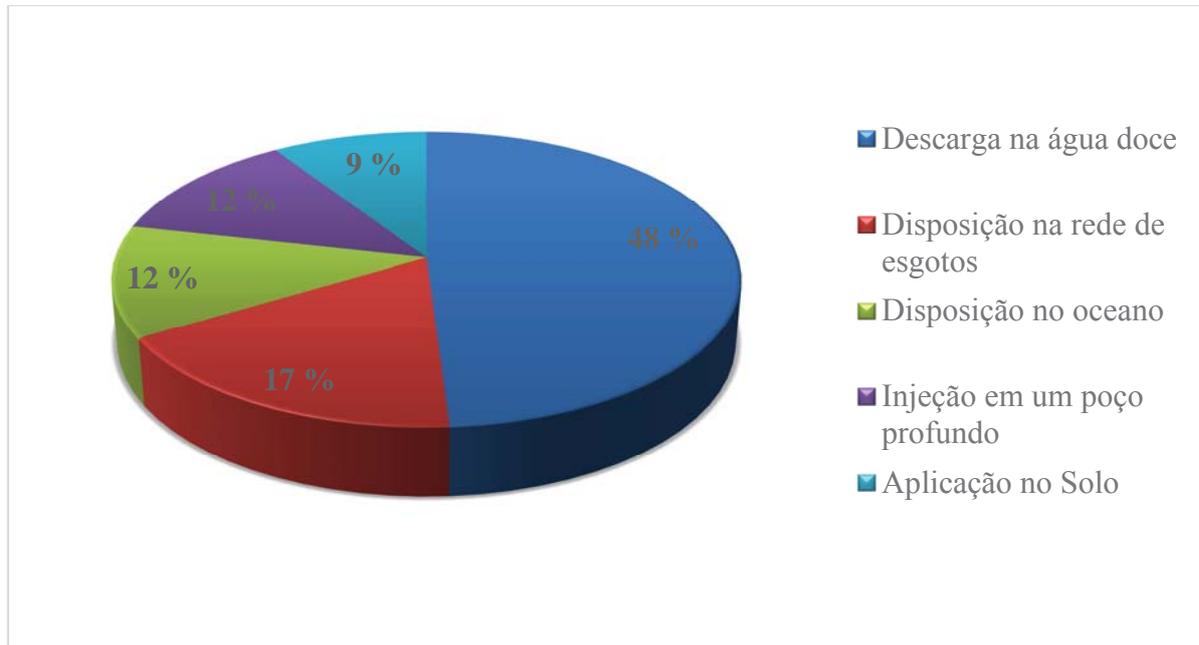
Figura 2-24: Fatores que afetam as opções de disposição da salmoura,



Fonte: Adaptado de NSW (2011).

A eliminação do rejeito (salmoura) ambientalmente segura depende principalmente do local da estação de tratamento. Para as plantas situadas perto do mar ou próximas de ambientes, tais como estuários, a eliminação de salmoura é comparativamente fácil em comparação com as instalações de dessalinização interiores com descarga marítima sendo invariavelmente a opção preferida. A maioria dos métodos comuns de eliminação de salmoura para todas as instalações de NF-OR na Austrália são mostradas na Figura 2-25 (NSW, 2011).

Figura 2-25: Abordagens comuns para a gestão da água salgada (salmoura) na Austrália



Fonte: Adaptado de NSW (2011)

Como visto na Figura 2-25 as opções de disposição mais comuns para as plantas interiores são a descarga para a rede de esgotos ou a evaporação em lagos, no entanto, nem serão sustentáveis a longo prazo, à medida que forem produzidas maiores quantidades de salmoura.

As grandes lagoas de evaporação são caras e não reutilizam a água e com base nos custos para a construção de represas de barragem alinhadas, são estimadas tendo um custo de capital de AU\$ 12.000 / ML e requerem uma superfície terrestre de 600 m² / ML para dar um custo de AU\$ 20/m² (DILLON et al., 2009). (1 AUD = 0,76788 USD e 1 ML=1000m³).

A aplicação da terra também tem problemas significativos com os efeitos do sal sobre o crescimento das plantas e questões associadas com sodicidade no solo e a injeção de poço profundo é atraente, embora pode ser caro (BURN et al., 2015).

No caso da dessalinização da água do mar, as salmouras concentradas são negativamente flutuantes na água do mar, dando-lhes a tendência de afundar e espalhar-se ao longo do fundo do mar, deslocando normalmente a água salgada das cavidades. Isso pode ter um efeito devastador sobre a vida do fundo do mar, o que afeta mais amplamente os ecossistemas inteiros, porém, o design e a colocação eficientes do difusor podem garantir que os problemas da descarga de salmoura para o oceano sejam mínimos (DICKIE, 2007).

2.6 Águas para consumo humano

2.6.1 Legislação

Para fins potáveis, considera-se necessário o atendimento das seguintes normas e Instituições:

- Organização Mundial da Saúde (OMS) 4ta edição de 2011.
- Portaria nº 2914-2011 do Ministério da Saúde do Brasil.
- Norma Boliviana 512-2004 do Ministério da Água.
- Lei 18284 (Código Alimentario de la Argentina) Resolução R494-1994.
- Lei 1614-2000 (Lei geral do marco regulatório e tarifário da Água potável do Paraguai).
- UNIT 833-2008 (Instituto Uruguaio de normas técnicas) Reimpressão corrigida 2010.

As Instituições mencionadas acima dispõem os parâmetros de controle e de vigilância da qualidade da água para consumo humano e seu padrão de potabilidade. A fim de atender aos padrões de potabilidade, para uso doméstico ou consumo humano é necessário considerar os parâmetros apresentados na Tabela 2-6.

Tabela 2-6: Padrões de Potabilidade para água de consumo humano

Parâmetros	OMS	Padrão Brasil	Padrão Argentina	Padrão Uruguaí	Padrão Paraguai	Padrão Bolívia	Res. 420 Água Sub
SDT ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	1000	1000	1500	1000	1000	1000	-
SST ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	--	--	--	--	--	--	-
Ph	6,5 e 8,5	6,0 e 9,5	6,5 e 8,5	6 e 9	6,5 e 8,5	6,5 e 9,0	-
Cor (Hz)	15	15	5 esc, Pt-Co	5 esc, Pt-Co	15 UCV	15 UCV	-
Turbidez (UNT)	1,0	1,0	3	5	5	5	-
Condutividade Elétrica ($\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$)	--	--	--	--	1250	1500	-
Zn ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	4	5	5	5	--	5	1,05
Na ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	200	200	---	200	--	200	-
K ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	--	--	--	--	12	--	-
Dureza (CaCO_3) ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	500	500	400	500	400	500	-
Ca^{2+} ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	--	--	--	--	100	200	-

Parâmetros	OMS	Padrão Brasil	Padrão Argentina	Padrão Uruguai	Padrão Paraguai	Padrão Bolívia	Res. 420 Água Sub
Mg ²⁺ (mg·L ⁻¹)	–	–	2,0	--	50	150	-
Mn (mg·L ⁻¹)	0,1	0,1	0,1	0,1	--	0,1	0,4
Total Fe (mg·L ⁻¹)	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	2,45
SiO ₂ (mg·L ⁻¹)			--	--	--	--	-
NH ₄ ⁺ (mg·L ⁻¹)	1,5	1,5	--	--	--	--	-
NO ₂ ⁻ (mg·L ⁻¹)	3	1	0,10	1,5	--	0,1	-
NO ₃ ⁻ (mg·L ⁻¹)	50	10	45	10	45	45	10
Cl ⁻ (mg·L ⁻¹)	250	250	350	300	--	250	-
Alcalinidade (CaCO ₃) (mg·L ⁻¹)	–	–	--	--	250	370	-
Alcalinidade (HCO ₃ ⁻) (mg·L ⁻¹)	–		--	--	--	--	-
SO ₄ ²⁻ (mg·L ⁻¹)	250	250	400	400	400	400	-
F ⁻ (mg·L ⁻¹)	1,5	1,5	1,7	1,5	1,5	1,5	-

Fonte: Adaptado (OMS, 2011; Brasil, 2011; Bolívia, 2004; Argentina, 1994; Paraguai, 2000; Uruguai, 2010)

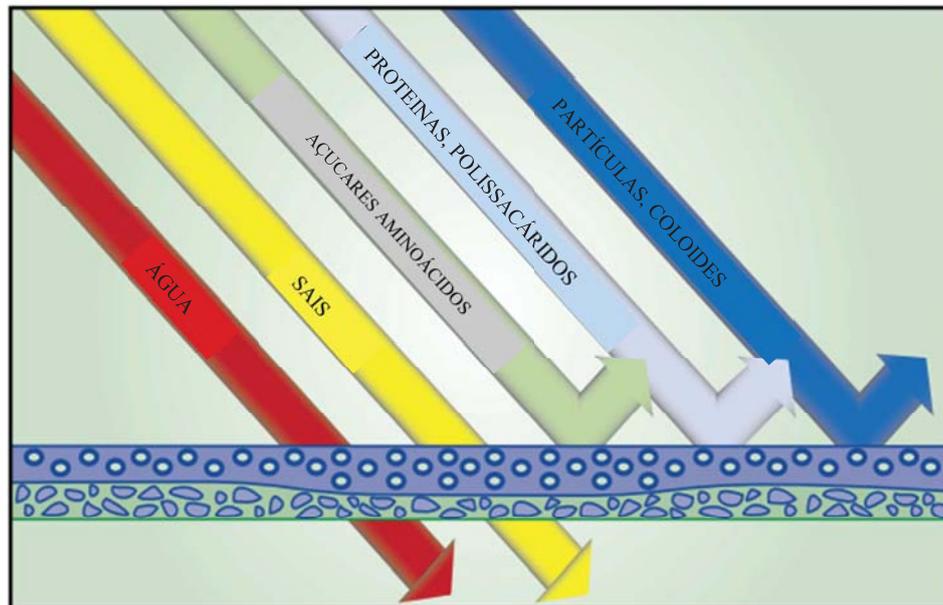
Segundo a EPA (2015) (Agência de Proteção Ambiental dos EUA) determinou que as águas potáveis devem ter uma condutividade na faixa de 50 - 1500 (μS/cm) ou (μmhos/cm).

2.7 Nanofiltração para tratamento de águas salinas e salobras

A osmose inversa (OI) e nanofiltração (NF) são atualmente as tecnologias dominantes para tratar vários tipos águas, tanto de fontes salobras como superficiais, de poços subterrâneos e água do mar, a fim de produzir água potável com diferentes características.

A nanofiltração é um processo único na filtração entre UF-OI e concebido para conseguir a separação altamente específica de compostos de baixo peso molecular, tais como sais minerais e a partir de fluxos de processo complexo (Veja a Figura 2-26). As aplicações típicas incluem recuperação de águas residuais, recuperação de proteínas hidrolisadas, concentração de açúcares e purificação de corantes, dessalinização de efluentes e pigmentos solúveis (GEA, 2010).

Figura 2-26: Componentes retidos pelas membranas de Nanofiltração (NF)



Fonte: GEA (2010).

As membranas de NF rejeitam íons multivalentes. Os íons monovalentes são apenas parcialmente rejeitados (Veja a Figura 2-26), de modo que a diferença de concentração entre a alimentação de entrada e o permeado é menor do que uma rejeição completa. Esta é uma vantagem para o NF: pressões osmóticas são inferiores, são mais baixas em comparação com a osmose inversa, e o consumo de energia é proporcionalmente menor. Membranas com alta rejeição de sais monovalentes são por definição membranas de osmose inversa. (VAN DER BRUGGEN e VANDECASTEELE, 2003).

Estudos anteriores relataram a utilização de NF num sistema de dessalinização integrada NF-SWRO (Osmose inversa da Água do Mar) e NF-MSF (Multi Stage Flash). A planta de NF recebeu água do mar filtrada não coagulada, turbidez, microrganismos e dureza reduzida (HASSAN et al.,1998).

A concentração de sais monovalentes reduziu em 40%, e a concentração total de SDT (Sais totais dissolvidas) foi reduzida em 57,7%. O permeado assim obtido era muito superior à da água do mar como uma entrada ou alimentação para a SWRO ou MSF. Isto tornou possível para operar um SWRO e MSF planta piloto em uma alta recuperação (resp. 70 e 80%). (HASSAN et al.,1998).

A NF é normalmente dedicada à eliminação de os íons bivalentes, se obtém o potencial de seletivamente separando os seguintes sais de halogeneto individuais: NaF, NaCl, NaI, LiF e LiCl. Observou-se que atinge principalmente a desfluoração usando uma

membrana de NF que tem propriedades de transferência de massa muito semelhante a uma membrana de OI (PONTAE, 2003).

No que se refere à rejeição de sais dissolvidos, NF é um processo muito eficaz para a remoção de dureza, já que exibe maior seletividade divalente de retenção em comparação com os íons monovalentes (GALANAKIS, 2011).

2.8 Avaliação econômica

Um dos principais aspectos da engenharia econômica é a decisão, ou escolha. Mais precisamente, onde e como fazer investimentos, e a análise da viabilidade econômica de um projeto. Essa ciência representa um vasto campo de pesquisa e de atuação não apenas para administradores, economistas e contadores, mas também para engenheiros, físicos e matemáticos (RYBA; LENZI E.; LENZI M., 2014).

A análise econômica de um projeto permite realizar estimativas de todo o gasto envolvido com o investimento inicial, operação e manutenção e receitas geradas durante um determinado período de tempo, para assim montar-se o fluxo de caixa relativo a esses investimentos, custos e receitas e determinar as estimativas dos indicadores econômicos do projeto.

A decisão de investir é de natureza complexa, porque muitos fatores, inclusive de ordem pessoal, entre em cena. Entretanto, é necessário que se desenvolva um modelo teórico mínimo para explicar e prever essas decisões. A decisão de investir depende do retorno esperado; quanto maiores forem os ganhos futuros que podem ser obtidos de certo investimento, tanto mais atraente esse investimento parecerá. A Figura 2-27 apresenta um breve esquema da decisão de investir (SOUZA e CLEMENTE, 2014).

Figura 2-27: Diagrama para a decisão do investimento



Fonte: Adaptado SOUZA; CLEMENTE (2014).

2.8.1 Projeto de Investimento

O projeto de investimento, em sentido amplo, pode ser interpretado como um esforço para elevar o nível de conhecimento a respeito de todas as implicações, tanto desejáveis quanto indesejáveis, para diminuir o nível de risco. É uma simulação da decisão de investir, na Figura 2-28 é apresentado o modelo genérico de um projeto de investimento.

Figura 2-28: Modelo genérico de um projeto de investimento

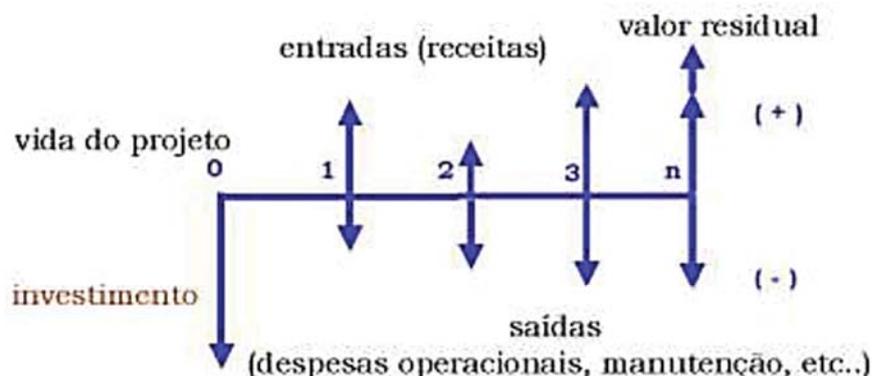


Fonte: Adaptado SOUZA; CLEMENTE (2014).

2.8.2 Fluxo de Caixa

A visualização de um problema envolvendo receitas e despesas que ocorrem em instantes diferentes do tempo é bastante facilitada por uma representação gráfica simples chamada diagrama de fluxo de caixa, como se apresenta na Figura 2-29. A representação do fluxo de caixa de um projeto consiste em uma escala horizontal onde são marcados os períodos de tempo e na qual são representadas com setas para cima as entradas e com setas para baixo as saídas de caixa. A unidade de tempo- mês, semestre, ano deve coincidir com o período de capitalização dos juros considerados (CASAROTTO FILHO e KOPITTKKE, 2010).

Figura 2-29: Modelo de fluxo de caixa de um projeto em geral



Fonte: PANDOLFO (2015).

O fluxo de caixa resume as entradas e saídas efetivas de dinheiro ao longo do tempo, permitindo desse modo, conhecer a rentabilidade e a viabilidade econômica do projeto, representando a renda econômica gerada pelo projeto durante sua vida útil (SAMANEZ, 2009).

2.8.3 Taxa Mínima de Atratividade (TMA)

Entende-se como taxa mínima de atratividade (TMA) a taxa mínima possível para o projeto ser atrativo financeiramente. Segundo Souza e Clemente (2014) a TMA é a melhor taxa com baixo grau de risco, disponível para aplicação do capital em análise. No Brasil, é comum que a TMA seja igual à rentabilidade da caderneta de poupança. Em um investimento a longo prazo, a TMA passa a ser uma meta estratégica de liquidez (CASAROTTO FILHO; KOPITTKKE, 2010).

Atualmente no Brasil a rentabilidade da caderneta da poupança é de 0,5198 % ao mês, que transformando representa 6,4190 % ao ano, por tanto a Taxa Mínima de Atratividade (TMA) adotado para o projeto de dessalinização deve ser maior que este valor (BRASIL, 2017).

Segundo SOUZA;CLEMENTE (2014), a Taxa Mínima de Atratividade (TMA) é a melhor taxa com baixo grau de risco, disponível para aplicação do capital em análise. A decisão de investir sempre terá duas alternativas para serem avaliadas: investir no projeto ou “investir na Taxa mínima Atratividade”.

2.8.4 Indicadores Financeiros para Análise de projetos de Investimento

Utilizam-se diferentes indicadores como resultados de um fluxo de caixa. A adoção de um indicador ou método em especial está em função do objetivo da análise considerada. Quatro indicadores comumente utilizados nas análises de viabilidade econômica de projetos são o Valor Presente Líquido (VPL), Valor Anual uniforme (VA), Taxa Interna de Retorno (TIR) e o período de recuperação do investimento (payback).

2.8.4.1 Método do Valor Presente Líquido (VPL)

É a técnica robusta de análise de investimento mais conhecida e mais utilizada. O VPL é a concentração de todos os valores de um fluxo de caixa na data zero. Para tal, usa-se como taxa de desconto a Taxa de Mínima Atratividade da empresa (TMA) (SOUZA e CLEMENTE, 2014).

O Método do valor presente líquido (VPL) calcula o impacto dos eventos futuros associados a uma alternativa de investimento, ou seja, ele mede o valor presente dos fluxos de caixa gerados pelo projeto ao longo de sua vida útil. O objetivo do VPL é encontrar alternativas de investimento que tenham um valor presente líquido positivo (SAMANEZ, 2009).

Se o valor do VPL calculado é negativo, o retorno do projeto, descontado pela TMA, será menor que o investimento inicial, neste caso o projeto deverá ser reprovado. Caso ele seja positivo, o valor obtido no projeto, descontado pela TMA, pagará o investimento inicial, o que o torna viável. Se o VPL for positivo, a proposta de investimento é atrativa, e quanto maior o valor positivo, a proposta é mais atrativa, escolhe-se a alternativa que apresentar maior VPL (CASAROTTO FILHO; KOPITTKKE, 2010). Do ponto de vista matemático, o valor presente líquido é definido pela Equação 2-2.

Equação 2-2

$$VPL = I + \sum_{t=1}^N \frac{(R_t - C_t)}{(1+i)^t}$$

Sendo:

VPL = Valor Presente Líquido;
 N = Período de vida útil;
 t = tempo, período do fluxo de caixa;
 R_t = Receitas no tempo t;
 C_t = Custos no tempo t;
 I = Investimento inicial;
 i = Taxa de juros.

2.8.4.2 Método do valor anual uniforme (VA)

Segundo CASAROTTO FILHO E KOPITTKKE (2010), o Método do valor anual uniforme também conhecido por método do Valor Anual Uniforme Equivalente (VAUE) consiste em achar a série uniforme anual (A) equivalente ao fluxo de caixa dos investimentos à Taxa Mínima de Atratividade (TMA), ou seja, o método caracteriza-se pela transformação de todos os fluxos de caixa do projeto considerado, numa série uniforme de pagamentos, indicando desta forma o valor do benefício líquido, por período, oferecido pela alternativa de investimento. O projeto em análise só será atrativo se apresentar um benefício líquido anual positivo, e entre vários projetos, aquele de maior benefício será o mais interessante.

Para SAMANEZ (2009) é essencial que qualquer estudo sobre aplicação de capital seja realizado dentro de um horizonte de planejamento uniforme, ou seja, para que os projetos

possam ser objeto de comparação, é necessário que sejam comparáveis. Embora seja uma ferramenta útil para avaliar alternativas de investimentos, o VPL não responde a todas as perguntas sobre a vantagem econômica de uma alternativa em relação a outra que tenha duração prevista diferente. Algumas vezes a interpretação do valor monetário do VPL apresenta dificuldades para comparação, SOUZA e CLEMENTE (2010) tratam o VA como uma alternativa de pensar em termos de um VPL médio (equivalente) para cada um dos períodos do projeto, argumentando assim, que é mais fácil para o decisor raciocinar em termos de ganho por período (análogo ao conceito contábil de lucro por período) do que em termos de ganho acumulado ao longo de diversos períodos. Matematicamente, o VA é obtido através da Equação 2-3.

Equação 2-3

$$VA = VPL * \frac{(1+i)^t - 1}{I * (1+i)^t}$$

Sendo:

VA = Valor Anual;

VPL = Valor Presente Líquido;

t = tempo, período do fluxo de caixa;

I = Investimento inicial.

2.8.4.3 Método da taxa interna de retorno (TIR)

O método da taxa interna de retorno (TIR) não tem como finalidade a avaliação da rentabilidade absoluta a determinado custo do capital (processo de atualização), como o VPL, mas objetiva encontrar uma taxa intrínseca de rendimento (SAMANEZ, 2009).

Segundo FLEISCHER (1988), HIRSCHFELD (1989), ROSS; WESTERFIELD E JORDAN (1998), CASAROTTO FILHO E KOPITKE (2007), BREALEY E MYERS (2000), a taxa interna de retorno é a taxa que iguala o VPL a zero, ou seja, a TIR indica qual a taxa necessária de desconto a ser utilizada para que o VPL se iguale a zero. HOLANDA (1976) também define a TIR como a “taxa de juros que atualiza uma série de rendimentos futuros de um projeto e a iguala ao valor do investimento inicial”.

Para PEREIRA e ALMEIDA (2010), a Taxa Interna de Retorno (TIR) é a taxa de juros que iguala, em determinado momento do tempo, o valor presente das entradas com o das saídas previstas de caixa. A TIR é usada como método de análise de investimentos, onde o

investimento será economicamente atraente se a TIR for maior do que a taxa mínima de atratividade. A TIR também é utilizada na comparação entre dois ou mais projetos de investimentos, quando estes forem mutuamente excludentes. Neste caso, o projeto que apresentar o maior valor da TIR será o projeto economicamente mais atraente.

STELLA (2000) descreve que a TIR é uma ferramenta de decisão quando esta, em um projeto de investimento, for superior que a Taxa Mínima de Atratividade, o projeto agregará valor ao investidor, e, portanto, deve ser aceito. Porém, caso a TIR seja menor que a Taxa Mínima de Atratividade, o projeto deve ser rejeitado.

A TIR representa a taxa de desconto que se iguala as entradas com saídas previstas em caixa, ou seja, representa a rentabilidade do projeto. Dessa forma, o aceite ou a rejeição de uma proposta de investimento, ocorre em função da comparação entre a TIR alcançada com a rentabilidade mínima almejada pelos investidores (BONFANTE, 2010).

Matematicamente a TIR é obtida a partir da fórmula do VPL, mantendo-se a taxa como variável e igualando-se a expressão à zero (GRANT, 1982; HESS et al., 1992), conforme Equação 2-4.

Equação 2-4

$$0 = \text{VPL} = -I + \sum_{t=1}^N \frac{(R_t - C_t)}{(1 + \text{TIR})^t}$$

Sendo:

TIR = Taxa Interna de Retorno;
 VPL = Valor Presente Líquido;
 N = Período de vida útil;
 t = tempo, período do fluxo de caixa;
 R_t = Receitas no tempo t;
 C_t = Custos no tempo t;
 I = Investimento inicial;
 i = Taxa de juros.

2.8.4.4 Método de Recuperação do Capital Investido (Payback)

Para BUARQUE (1991), GITMAN (1997), CLARKE (2004) o payback é o período de tempo necessário para recuperar o capital investido. O Método de recuperação do capital investido (payback), também chamado de período de recuperação, consiste no intervalo de tempo necessário até que os fluxos de caixa acumulados estimados igualem o montante inicialmente investido, ou seja, trata-se do tempo decorrido até se recuperar o capital investido

(BREALEY; MYERS, 2000). O payback pode ser tanto simples quanto descontado, tendo como diferença a consideração do valor temporal do dinheiro.

As equações para determinação do payback simples e descontado são apresentadas na Equação 2-5 e Equação 2-6, respectivamente. Em ambos os casos, o período de payback consiste no valor da variável “t” que satisfaça a igualdade expressa nas equações.

Equação 2-5

$$\sum_{t=0}^N (R_t - C_t) = I$$

Equação 2-6

$$\sum_{t=1}^N \frac{(R_t - C_t)}{(1+i)^t} = I$$

Sendo:

N = Período de recuperação (payback);

t = tempo, período do fluxo de caixa;

R_t = Receitas no tempo t;

C_t = Custos no tempo t;

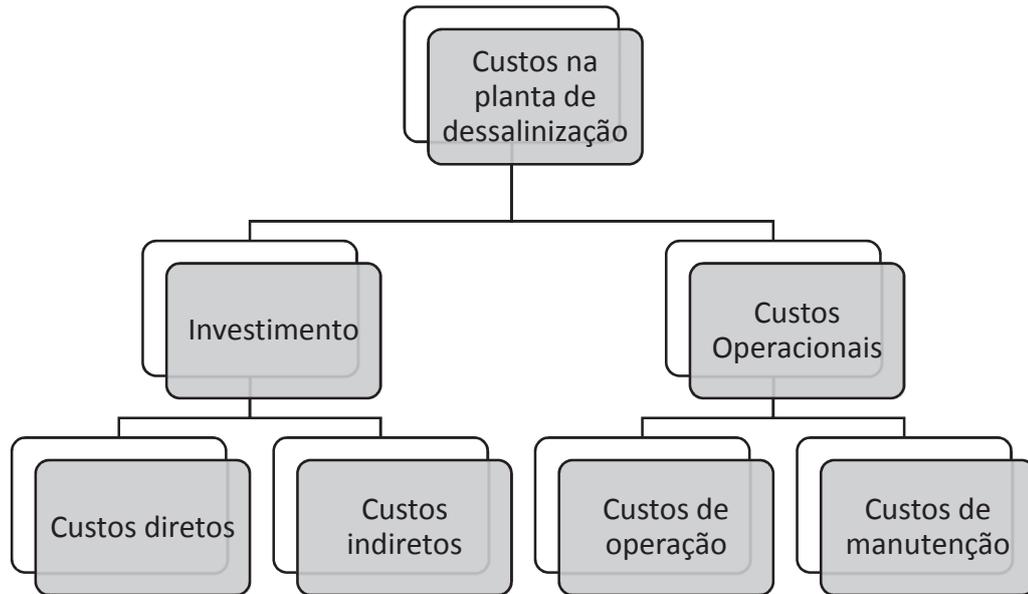
I = Investimento inicial;

i = Taxa de juros.

2.8.5 Custos na planta de dessalinização

Os custos de implementação de uma planta de dessalinização podem ser categorizados como: Custos no investimento (custos iniciais diretos e indiretos) e custos de operacionais (custos de operação e manutenção), como indica o fluxograma na Figura 2-30.

Figura 2-30: Capital, investimento e os custos totais da água



Fonte: Autor (2017).

2.8.5.1 Investimentos

Os custos de construção incluem custos capitais diretos e indiretos. Os custos de capital indiretos são usualmente estimados como porcentagens do custo capital direto total. Os custos indiretos podem incluir frete e seguros, despesas gerais de construção, os custos do proprietário, e custos de contingência. No Quadro 2-2 e Quadro 2-3 se apresentam vários custos diretos e indiretos associados com a construção de uma planta de dessalinização. (YOUNOS, 2015).

Quadro 2-2: Custos diretos de uma Planta de dessalinização

Custos diretos	
Terreno	O custo da terra pode variar consideravelmente, a partir de zero até um valor que depende do sítio e características.
Poços de produção	O custo de construção de poços depende da capacidade da planta e profundidade do poço.
Estrutura de consumo de água de superfície	O custo de estruturas de captação de água depende da capacidade da planta e deve cumprir com as leis ambientais.
Equipamento de processo.	O equipamento de processo inclui unidades de tratamento de água (membranas), unidades de instrumentação e controle, pré e pós-tratamento e sistemas de limpeza. Custos de processo do equipamento dependerão da capacidade da planta e qualidade da água de alimentação.
Equipamento auxiliar	Equipamento auxiliar inclui entradas de água aberta, poços, tanques de armazenamento, geradores, transformadores, bombas, tubos, válvulas, fiação elétrica entre outros.

Custos diretos	
Construção (Prédio)	Custos de construção incluem a construção de estruturas, tais como o controle de sala, laboratório, oficinas e escritórios. Custo de construção é específica do local, dependendo na condição de local e tipo de edifício.
Disposição do Concentrado	O custo de concentrado sistema de eliminação depende do tipo de tecnologia de dessalinização, a capacidade da fábrica, corrimento localização e regulamentos ambientais.

Fonte: YOUNOS (2005).

Quadro 2-3: Custo Indiretos de uma planta de dessalinização.

Custos indiretos	
Frete e seguro	Frete e seguro (Ou premium) custo é tipicamente estimada em 5% do total dos custos diretos.
Sobrecarga de construção	Os custos indiretos de construção incluem os custos do trabalho, faixa de benefícios, supervisão de campo, instalações temporárias, equipamentos de construção, pequenas ferramentas, lucro do contratante e despesas diversas. Este custo é tipicamente estimado como 15 por cento dos custos de material e mão de obra direta.
Custos do proprietário	O custo do proprietário inclui terrenos aquisição, projeto de engenharia, contrato de administração, despesas administrativas, comissionamento e / ou arranque os custos e jurídica honorários. Estima-se que aproximadamente 10 por cento dos materiais diretos e os custos do trabalho.
Custo de contingência	Este custo está incluído para possíveis serviços adicionais. É geralmente estimado em 10 por cento do total dos custos diretos.

Fonte: YOUNOS (2005).

2.8.6 Custos de operacionais

Os custos de operação e manutenção (O & M) consistem em custos fixos e custos variáveis. (YOUNOS, 2005). No Quadro 2-4 apresenta-se os custos fixos e variáveis em uma planta de dessalinização.

Quadro 2-4: Custos Fixos e Variáveis em O&M

Custos fixos	Os custos fixos incluem seguro e custos de amortização. Normalmente, o custo do seguro é estimado em 0,5 % do custo total do capital. Amortização compensa os juros anuais pagamentos para custos diretos e indiretos e depende na taxa de juros e o tempo de vida da planta.
Custos variáveis	Principais custos variáveis incluem o custo de mão de obra, energia, produtos químicos e manutenção. Os custos do trabalho podem ser em locais específicos e dependem também de propriedade da planta (pública ou

	privada) ou arranjos especiais, tais como terceirização da planta operação. O custo de energia depende da disponibilidade de eletricidade barata (ou outra fonte de energia).
Custos variáveis	O grande custo de manutenção pertence à frequência de substituição da membrana, que é afetado pela qualidade da água de alimentação. Por baixo SDT na água salobra, a taxa de substituição é de cerca de 5% por ano. Em SDT elevados como a água do mar, a substituição pode ser tão elevada quanto 20%. O custo de manutenção e peças sobressalentes é tipicamente menos do que 2% do custo total de capital em uma base anual.

Fonte: YOUNOS (2005).

2.8.7 Impostos aplicados na planta de dessalinização

O Simples Nacional é um regime tributário facilitado e simplificado para micro e pequenas empresas, que permite o recolhimento de todos os tributos federais, estaduais e municipais em uma única guia. A alíquota é diferenciada conforme o faturamento, separado em faixas até a receita bruta anual de até R\$ 3,6 milhões e que chegará a R\$ 4,8 milhões em 2018, em atendimento à Lei Complementar nº 155, de outubro de 2016.

Dessa maneira, os impostos que devem ser computados na análise de viabilidade do sistema de dessalinização com suas respectivas alíquotas são apresentados na Tabela 2-7, que apresenta as alíquotas e partilha do Simples Nacional de uma indústria.

Tabela 2-7: Alíquotas do imposto Simples Nacional de uma indústria

Receita bruta anual (R\$)	Alíquota total	IRPJ	CSLL	COFINS	PIS/PASEP	CPP	ICMS	IPI
Até 180.000,00	4,50%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	2,75%	1,25%	0,50%
De 180000,01 a 360000,00	5,97%	0,00%	0,00%	0,86%	0,00%	2,75%	1,86%	0,50%
De 360000,01 a 540000,00	7,34%	0,27%	0,31%	0,95%	0,23%	2,75%	2,33%	0,50%
De 540000,01 a 720000,00	8,04%	0,35%	0,35%	1,04%	0,25%	2,99%	2,56%	0,50%
De 720000,01 a 900000,00	8,10%	0,35%	0,35%	1,05%	0,25%	3,02%	2,58%	0,50%
De 900000,01 a 1080000,00	8,78%	0,38%	0,38%	1,15%	0,27%	3,28%	2,82%	0,50%
De 1080000,00 a 1260000,00	8,86%	0,39%	0,39%	1,16%	0,28%	3,30%	2,84%	0,50%
De 1260000,01 a 1440000,00	8,95%	0,39%	0,39%	1,17%	0,28%	3,35%	2,87%	0,50%
De 1440000,01 a 1620000,00	9,53%	0,42%	0,42%	1,25%	0,30%	3,57%	3,07%	0,50%
De 1620000,01 a 1800000	9,62%	0,42%	0,42%	1,26%	0,30%	3,62%	3,10%	0,50%

Fonte: BRASIL (2016).

O imposto sobre produtos industrializados (IPI) incide sobre produtos industrializados, nacionais e estrangeiros. Suas disposições estão regulamentadas pelo Decreto 7.212/2010 (RIPI/2010).

O imposto PIS/PASEP - Programas de Integração Social e de Formação do Patrimônio do Servidor Público e o imposto COFINS - Contribuição para Financiamento da Seguridade Social são tributos federais regulamentados pela Lei nº 11.196/2005 (BRASIL, 2005).

O ICMS (imposto sobre operações relativas à circulação de mercadorias e sobre prestações de serviços de transporte interestadual, intermunicipal e de comunicação) é de competência dos Estados e do Distrito Federal. Sua regulamentação constitucional está prevista na Lei Complementar 87/1996 (a chamada “Lei Kandir”), alterada posteriormente pelas Leis Complementares 92/97, 99/99 e 102/2000.

A contribuição social sobre o lucro líquido (CSLL ou CSSL) foi instituída pela Lei 7.689/1988. Aplicam-se à CSLL as mesmas normas de apuração e de pagamento estabelecidas para o imposto de renda das pessoas jurídicas, mantidas a base de cálculo e as alíquotas previstas na legislação em vigor (Lei 8.981, de 1995, artigo 57).

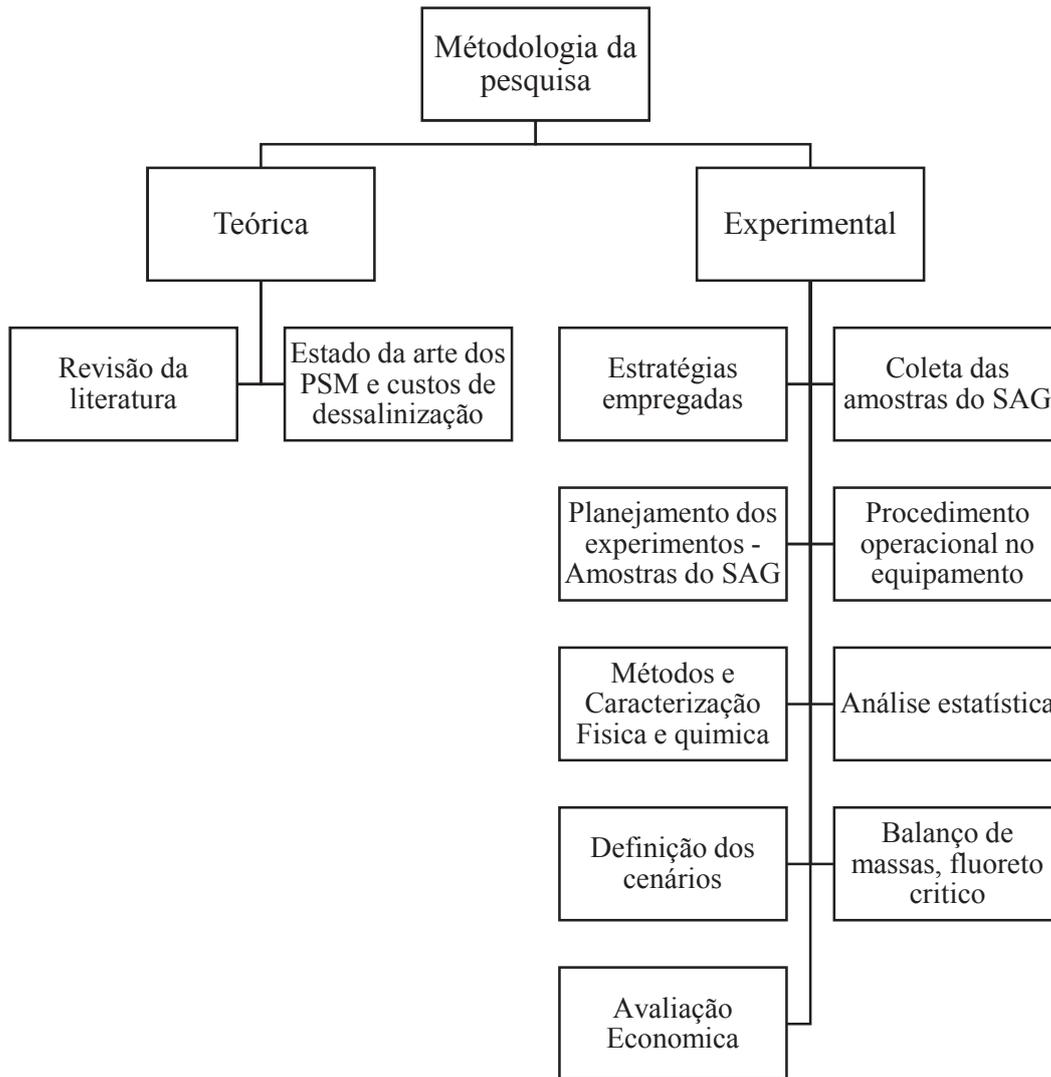
3 MATERIAIS E MÉTODOS

Este capítulo tem como objetivo descrever as características dos materiais utilizados, os procedimentos empregados na coleta, caracterização e operação com a amostra do SAG, bem como descreve o equipamento utilizado nos experimentos. Também se apresenta o método de avaliação econômica empregada na pesquisa.

3.1 Fluxograma da pesquisa detalhada

Para mostrar o detalhamento e metodologia da pesquisa, foi estruturado um fluxograma vertical para atingir o objetivo da pesquisa, a mesma é apresentada na Figura 3-1.

Figura 3-1: Fluxograma da pesquisa



Fonte: Autor (2017).

3.2 Experimental

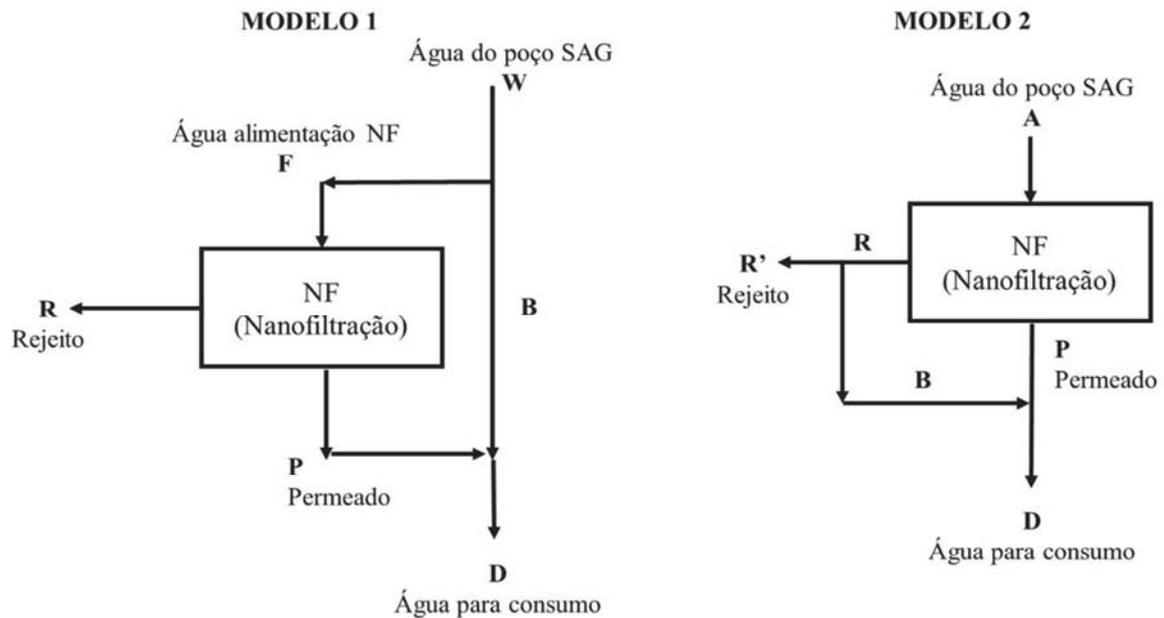
O trabalho experimental consistiu em avaliar a permeabilidade e seletividade na membrana de NF mediante testes em um sistema piloto automatizado utilizando as amostras coletadas no SAG e posteriormente escolher a melhor condição de operação no sistema de PSM. Avaliou-se tecnicamente o sistema de dessalinização proposto, para obter as melhores rejeições, simulando-se o abastecimento de água potável em uma população de 10000 habitantes e finalmente realizou-se uma avaliação econômica.

3.2.1 Estratégias empregadas

As estratégias da pesquisa usadas neste trabalho seguem as seguintes etapas:

- a) Coletou-se amostras do SAG num poço subterrâneo localizado no município de Marcelino Ramos/RS, caracterizou-se nos laboratórios correspondentes e realizou-se os experimentos nas melhores condições de funcionamento, com o objetivo de concentrar a água com taxas de redução de volume (fatores de concentração) de duas, três e quatro vezes (VRR=2, VRR=3 e VRR=4) para simular um equipamento de nanofiltração a escala industrial, que produz 75% de permeado e 25% de concentrado;
- b) Uma análise estatística de todos os resultados foi feita com um nível de confiança do 95%.
- c) Definiu-se os quatro cenários em função dos dois modelos de mistura (apresentados na Figura 3-2) para realizar a análise técnica e econômica comparativa. Os cenários 1 e 2 estão relacionados ao modelo 1 com duas pressões de operação (1 e 2 MPa) e os cenários 3 e 4 seguem o modelo 2 com as pressões de 1 e 2 MPa respectivamente.
- d) O balanço de massa foi realizado em duas formas para produzir água de consumo: em primeiro lugar, todo o volume de água é filtrado através do sistema de nanofiltração, e uma mistura de solução salina é misturada com o permeado; em segundo lugar, um volume de águas subterrâneas é filtrada, misturando o permeado com a outra parte das águas subterrâneas. O modelo 1 na Figura 3-2 mostra a primeira estratégia, e o modelo 2 na Figura 3-2 mostra a segunda estratégia;
- e) Realizou-se o cálculo da área de membrana necessária para uma população de 10000 habitantes, população padrão de cidades de pequeno porte no Rio Grande do Sul ao Sul Brasileiro, aproveitando o fluxo do cenário escolhido.
- f) Estimou-se o custo total a ser investido do cenário escolhido para uma planta de dessalinização para tratar a água salobra para uma população de 10000 habitantes e mostrar o custo na moeda local “R\$” por metro cúbico de água tratada.
- g) Otimizou-se a escolha do cenário realizando uma análise econômica na situação de certeza.

Figura 3-2: Modelos de mistura - (1) permeado e salmoura (concentrado) misturados e (2) permeado e água subterrânea (água do poço) são misturados.



Fonte: Adaptado de BRIÃO et al. (2014).

3.2.2 Coleta das amostras no SAG

A água do SAG foi coletada de um poço artesiano nas proximidades do município de Marcelino Ramos/RS. Ditas amostras foram coletadas com a ajuda das seguintes normas:

- ABNT NBR 15847 - Amostragem de água subterrânea em poços de monitoramento- Métodos de purga.
- ABNT NBR 9898 - Preservação e técnicas de amostragem de efluentes líquidos e corpos receptores.

Foram coletadas duas amostras em períodos de setembro e novembro de 2016 levando em consideração o nível estático e dinâmico do poço tubular em estudo para poder diferenciar as características físicoquímicas da água em diferentes níveis e estações do ano.

3.2.2.1 Localização das amostras no SAG

Já que as águas do SAG possuem características diferentes em muitas áreas ao longo de toda sua extensão, tomou-se como referência os poços subterrâneos pertencentes à Formação Botucatu na localidade de Marcelino Ramos/RS. Mais características do poço (perfil geológico) podem ser observadas no Anexo E.

O poço subterrâneo pertencente ao SAG também está identificado nos mapas do “Informe Final de Hidrogeologia, Consorcio Guarani de 2008” (mapas anexos à dissertação), com uma profundidade de 834 metros (TERMAS, 2017). A localização da coleta foi nos balneários de TERMAS, lugar muito frequentado pelo uso da água subterrânea em banhos termais, a localização é apresentada na Figura 3-3.

Figura 3-3: Localização do poço na coleta da amostra



Fonte: Google Earth (2016).

As coordenadas da coleta no poço subterrâneo do SAG em vários formatos de coordenadas geográficas são apresentadas na Tabela 3-1.

Tabela 3-1: Coordenadas da coleta da amostra em Marcelino Ramos/RS

Sistema	Coordenadas
DD decimal	Latitude: 27°30'10,3"S Longitude: 51°54'6,3"W
UTM (Universal Transverse Mercator)	X (easting): 410931,78 Y (sul): 6957542,59 Zone: 22
GPS	S27°30'10.3, W51°54'6,3"

Fonte: Adaptado Google Earth e Maps (2016).

3.2.3 Planejamento dos experimentos

Um dos interesses na dissertação foi saber quais variáveis são importantes no processo de dessalinização, assim como os limites inferior e superior dos valores dessas variáveis. A partir desses resultados, técnicas estatísticas foram utilizadas para determinar quais são as variáveis significativas.

O planejamento experimental é uma dessas técnicas, que atualmente vem sendo usada em grande escala, através dele podemos determinar as variáveis que exercem maior influência no desempenho nas membranas de nanofiltração na dessalinização de água salobra, tendo como resultado (MONTGOMERY; CALADO, 2003):

- ✓ Redução da variação do processo de dessalinização e melhor concordância entre os valores nominais de rejeições e fluxos obtidos e os valores pretendidos;
- ✓ Redução do custo operacional;
- ✓ Redução do tempo do processo;
- ✓ Melhoria no rendimento do processo;

3.2.3.1 Planejamento do experimento com a amostra do SAG

As experiências subsequentes ao *experimento exploratório* foram usadas para definir os níveis das variáveis críticas identificadas anteriormente, que resultam em um melhor desempenho do processo.

Optou-se por realizar os experimentos com a amostra do SAG descartando o efeito da temperatura, tendo assim o planejamento de experimentos apresentado na Tabela 3-2. Os experimentos foram realizados em duplicata para garantir a representatividade dos resultados.

Tabela 3-2: Matriz do desenho experimental

Pressão	Fator de concentração	Pressão (MPa)	FC
-	-	1	2
+	-	2	2
-	+	1	3
+	+	2	3

Fonte: Autor (2017).

Os ensaios foram realizados em duplicata para garantir a representatividade do experimento e foram avaliados estatisticamente utilizando-se um nível aceitável de probabilidade de 5% ($p \leq 0,05$). Posteriormente os resultados foram avaliados por meio da Análise de Variância (ANOVA), utilizando como ferramenta o *software* STATISTICA (2004).

3.2.3.2 Cálculos

As equações apresentadas neste item correspondem as utilizadas no processo de cálculo e análise de resultados nesta dissertação.

A Rejeição de membrana foi calculada relacionando a concentração de cada composto no permeado e na alimentação de água, a mesma esta apresentado na Equação 3-1 e relatado como um número adimensional.

Equação 3-1

$$R = 1 - \frac{C_v}{C_f}$$

Sendo:

R: é o coeficiente de rejeição (adimensional ou % se multiplicassem vezes 100)

C_v : indica a concentração do permeado (unidades de concentração)

C_f : representa a concentração de alimentação ou entrada (unidades de concentração)

O fluxo do permeado e a recuperação do permeado foram calculados com as seguintes expressões matemáticas:

Equação 3-2

$$J = \frac{V}{A \cdot t}$$

Equação 3-3

$$\text{Recuperação}_{\text{ Permeado}} (\%) = \frac{J_v}{J_f} \cdot 100$$

Equação 3-4

$$J_f = J_v + J_c$$

Sendo:

J_v é o Fluxo do permeado (L/h m²)

J_c é o Fluxo do concentrado (L/h m²)

J_f é o Fluxo da alimentação ao sistema (fluxo de entrada) (L/h m²)

V é o Volume do permeado (Unidades de volume)

A é a área de filtração da membrana (Unidades de área)

t é o tempo de operação (unidades de tempo)

O cálculo da área necessária de membrana para o sistema ou planta de dessalinização para uma população de pequeno porte fez-se com a Equação 3-5.

Equação 3-5

$$A = \frac{P}{J_v}$$

Sendo:

A: é a área requerida de membrana (m²)

P: taxa de fluxo do permeado (L/h) ou vazão do permeado necessária no sistema

J_v : é o fluxo do permeado (L h⁻¹m⁻²)

O fator de concentração é representado pela relação entre o volume inicial da solução e o volume do rejeito, representado pela Equação 3-6.

Equação 3-6

$$FC = \frac{V_o}{V_R} = \frac{V_o}{V_o - V_P}$$

Sendo:

Vo: volume inicial da solução

VR: volume do retido

VP: volume do permeado

A potência das bombas no sistema de membranas e na extração da água subterrânea no poço foram calculadas com a Equação 3-7.

Equação 3-7

$$Potência = \frac{Q \times \Delta P}{\eta}$$

Sendo:

P: Potencia em (kW)

Q: Vazão de alimentação ou extração (m³/s)

ΔP: Pressão de projeto (Pa)

η: Eficiência da bomba (0.7-0.95) - De acordo com o fabricante

3.2.4 Procedimento operacional nos equipamentos piloto

Os procedimentos operacionais dos experimentos nos equipamentos Semiautomatizado e automatizado são semelhantes, exceto pela coleta de dados ser manual e automática respectivamente.

3.2.4.1 Equipamento automatizado

O equipamento é uma Planta Piloto de OR/NF/UF adquirida na WGM, empresa de Engenharia de Processos e de Fabricação de Equipamentos (São Paulo – Brasil/2014), está equipado com transmissores de vazão, pressão e temperatura e um painel elétrico com PLC para receber e armazenar os sinais destes transmissores. O PLC tem uma saída ethernet para comunicação com PC para transferência dos dados armazenados e posterior estudo em planilhas tipo “Excel”. A Figura 3-4 ilustra o esquema do sistema piloto de nanofiltração.

O equipamento consiste de dois tanques de aço inoxidável com capacidade de 40 L/cada a partir do qual a água salobra foi alimentada a é acionada por uma bomba centrífuga multi-estágio através da membrana, separando o permeado do concentrado, a aceleração da

bomba de alimentação é feita por meio da IHM do Inversor de frequência. Permeado e retido foram parte de uma recirculação de volta ao tanque de alimentação para manter uma concentração constante de alimentação, posteriormente realizou-se uma operação contínua de 60 minutos e após esse tempo coletou-se uma alíquota de 20 litros para ter um fator de concentração $FC=2$ e alimentou-se o sistema manualmente para completar o volume do tanque a 40 litros, após uns 5 minutos novamente coletou-se uma amostra de 20 litros para conseguir um fator de concentração $FC=3$ e ainda em uma série de experimentos conseguiu-se um fator de concentração igual a quatro (4).

O equipamento tem um trocador de calor tubular na linha de alimentação. A água fria ($0\text{ }^{\circ}\text{C}$ a $4\text{ }^{\circ}\text{C}$) foi recirculada com a ajuda de um banho de termostato (fabricante: Multi-Pão, 100 L de capacidade) para minimizar o calor gerado pelo sistema. A recirculação durante a operação produz uma troca de calor a fim de manter a temperatura no intervalo de $30\text{-}40\text{ }^{\circ}\text{C}$.

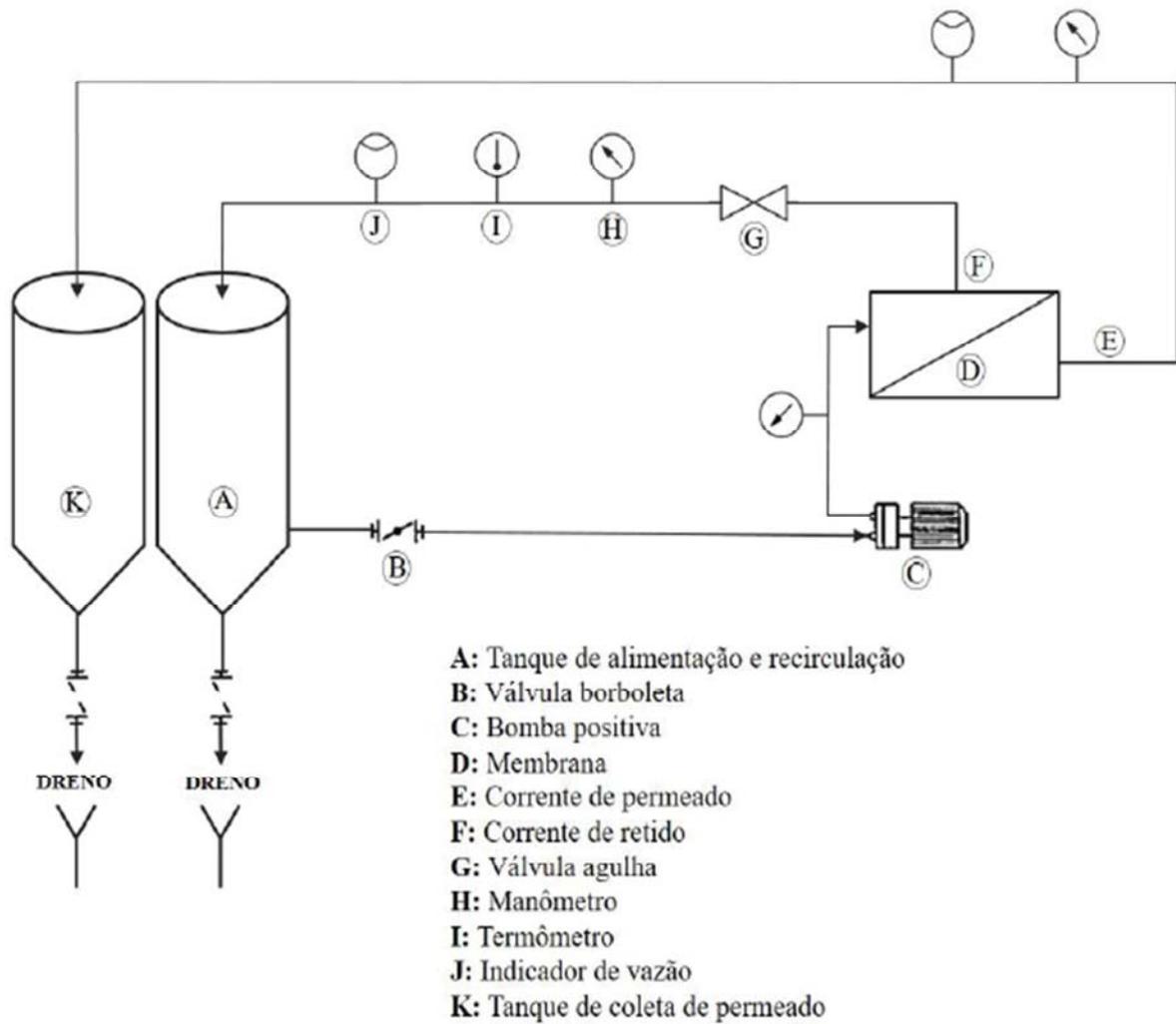
O procedimento no sistema piloto para dessalinizar à água salobra mediante membranas de nanofiltração foi realizado em consideração aos seguintes passos: a) a membrana limpa de nanofiltração foi instalada no equipamento e o fluxo foi medido com água de permeado; b) O ensaio foi realizado como descrito acima; c) após cada experimento, o equipamento piloto de nanofiltração estava com uma cor e turbidez alta com após colocar água de permeado e uma lavagem foi realizada com o permeado; d) Com um novo permeado foi medida o fluxo para avaliar possíveis incrustações irreversíveis; e) foi realizada uma limpeza alcalina e ácida (HNO_3 , $\text{pH} = 2,0$), seguido pela uma nova lavagem com o permeado; e f) um novo fluxo foi medida a verificar a recuperação do fluxo original antes de cada experimento.

A limpeza das Membranas foi feita por ação química e, portanto, depende da natureza do produto concentrado nas membranas. A limpeza química é sempre feita com a circulação da solução química a baixa pressão por um tempo variável entre 20 minutos e 60 minutos e é seguida de um novo enxágue.

Ao longo dos experimentos foi medido o fluxo do permeado coletando automaticamente mediante o computador (PC) e retiradas alíquotas para a caracterização físico-química. No permeado foi necessário realizar os ensaios de condutividade (com o auxílio de um condutivímetro) e pH (por meio de um pHmetro).

As amostras do permeados foram coletadas e enviadas ao laboratório para análises físico-químicas, entre elas sulfato, Sólidos Totais Dissolvidos e fluoretos.

Figura 3-4: Desenho esquemático do equipamento piloto de Nanofiltração



Fonte: SEGUENKA (2016).

Na Figura 3-5 se apresenta a fotografia e representação real do sistema piloto automatizado de membranas que foi utilizada para a pesquisa utilizando uma membrana de Nanofiltração.

Figura 3-5: Foto do equipamento piloto automatizado



Fonte: Autor (2016).

3.2.4.2 Propriedades e Características das membranas utilizadas

A membrana utilizada no sistema automatizado trabalha com altas pressões e fluxos.

A Tabela 3-3 apresenta as características da membrana de NF.

Tabela 3-3: Características importantes da membrana KMS-2538-SR3D-VYV

Característica	Nanofiltração (NF)
Material	Poliamida
Fabricante de Referência	KOCH
Modelo de Referência	2538-SR3D-VYV
Código	NF-SR3D
Diâmetro	2,4" (6,1 cm)
Comprimento	38" (96,5 cm)
Tipo	Espiral com rede externa
Pressão máxima de operação (Mpa)	3,5
Pressão Típica de operação (Mpa)	0,7 – 4,48
pH permitido (operação)	3,0 – 10,0
Temperatura de operação (°C)	5 - 55
Área da membrana (m ²)	1,8
Vazão operacional (l/h)	Máx 1800
Faixa de Separação (MWCO)*	200 (Daltons)
Permeabilidade Hidráulica (L/ m ² h Bar)	6,98

*MWCO: *Molecular Weight cut-off* (Limite de peso molecular ou Faixa Separação)

Fonte: Autor (2017).

Uma seção transversal e longitudinal da membrana 2538-SRD3-VYV é apresentada na Figura 3-6.

Figura 3-6: Membrana espiral de NF 2538-SRD3-VYV



Fonte: Autor (2017)

3.2.5 Caracterização Físico-química das Amostras

Para a caracterização físico-química das amostras do SAG foram tomadas como padrão as recomendações da *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. 22nd ed. 2012, APHA (2012) - *American Public Health Association*. No Quadro 3-1 se apresenta os parâmetros e as normas laboratoriais aplicados nos experimentos.

Quadro 3-1: Metodologias de laboratório a serem utilizadas para caracterização F-Q.

PARÂMETRO	Referência do método	Princípio do método
SDT ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	APHA, 2012. Método 2540 B, C	Gravimétrico
SS ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	APHA, 2012. Método 2540 F	Volumétrico
pH	APHA, 2012. Método 4500 H	Eletrométrico
Cor (Hz)	APHA, 2012. Método 2120 C	Comprimento de onda-Espectrofotometria
Turbidez (UNT)	APHA, 2012. Método 2130 B	Nefelométrico
Condutividade Elétrica ($\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$)	APHA, 2012. Método 2510 B	Eletrométrico
Sódio. Na^+ ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	APHA, 2012. Métodos 3111 B,3500-Na B	Espectrômetro de Absorção Atômica
Potássio K^+	APHA, 2012. Métodos 3111 B,3500-K-B	Espectrômetro de Absorção Atômica
Dureza (CaCO_3) ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	APHA, 2012. Método 2340 B, C	Calculo e Titulação EDTA
Cálcio Ca^{2+} ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	APHA, 2012. Método 3500-Ca B,3111 B	Espectrômetro de Absorção Atômica ou Titulação
Magnésio Mg^{2+} ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	APHA, 2012. Métodos 3030 E 3120 B 3111 B. 3500-Mg B	Espectrômetro de Absorção Atômica
Cloretos Cl^- ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	APHA, 2012. Método 4500 Cl D	Potenciométrico
Alcalinidade (CaCO_3) ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	APHA, 2012. Método 2320 B	Titulação potenciométrica
Alcalinidade (HCO_3^-) ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	APHA, 2012. Método 2320 B	Titulação potenciométrica

PARÂMETRO	Referência do método	Princípio do método
Sulfatos SO_4^{2-} ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	APHA, 2012. Método 4500 SO_4^{2-} -E	Turbidimétrico e Gravimétrico
Fluoretos F^- ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	APHA, 2012. Método 4500 F^- C	Eletrodo íon-seletivo
Metais Pesados	3110:1999	Espectrômetro de Absorção Atômica
Nitrogênio Amoniacal $\text{NH}_3\text{-N}$	APHA 2012. 4500- NH_3 C	Titulação

Fonte: Adaptado APHA (2012).

3.2.6 Análise estatística

A análise estatística foi realizada com a ajuda do *software Statistica 7,0*. Realizando a análise de variância ANOVA, utilizando-se um nível descritivo ou probabilidade de significância de 5% ($p \leq 0,05$). Também foi utilizado o *Teste de Tukey* como complemento ao estudo da análise de variância. O Teste de Tukey é um teste de comparação de médias.

3.2.7 Definição dos Cenários de análise

Para a análise técnica e econômica foram definidos quatro cenários constituídos pelos dois modelos de mistura (apresentados na Figura 3-2), e as duas pressões de operação (1 e 2 MPa), com o intuito de comparar a seletividade, permeabilidade, recuperação de água e custos finais de tratamento. Todos os cenários são apresentados detalhadamente no Anexo F.

Nos cenários 1 e 2, utilizou-se o modelo 1 e pressões de 2 e 1 MPa respectivamente, uma parte do volume das águas subterrâneas é filtrada (F), misturando o permeado (P) com a outra parte das águas subterrâneas (B) e obter água para consumo humano (D).

Nos cenários 3 e 4, utilizou-se o modelo 2 e pressões de 2 e 1 MPa respectivamente, onde todo o volume de água é filtrado (A) através do sistema de NF, e uma mistura de solução salina (B) é misturada com o permeado (P) para obter água para consumo humano (D), com isto pretende-se reduzir o volume de salmoura (R) obtendo (R'), para assim reduzir o custo de disposição final do rejeito e com tudo ter um menor custo de água tratada pelo sistema.

3.2.8 Balanço de massas nos cenários propostos

O balanço de massas em cada cenário tem três concentrações de fluoreto na água bruta (2, 3 e 4 mg/L), com o intuito de obter uma faixa de custo de tratamento e analisar a membrana de uma forma geral.

3.2.9 Análise da viabilidade econômica

A análise da viabilidade econômica teve como objetivo observar o custo de tratamento de cada cenário proposto na pesquisa e optar ou decidir pelo cenário que tenha o total de custos de investimentos, direto e indireto menor possível e se mostre viável economicamente.

Para analisar o custo da água tratada e a viabilidade econômica do projeto, foi utilizado o seguinte método de avaliação da viabilidade econômica: Avaliação da viabilidade econômica na condição de certeza (Indicadores econômicos como VPL, TIR e Payback).

3.2.9.1 Análise da viabilidade econômica do sistema de NF na condição de certeza

Nesta fase foram relacionados em um fluxo de caixa os investimentos e os gastos para construção, instalação, operação e manutenção do equipamento das membranas para o tratamento da água de alimentação ao sistema, bem como o custo dos materiais, equipamentos e mão-de-obra qualificada utilizados na operação, para a determinação quantitativa dos parâmetros que foram avaliados na análise de viabilidade (RITTER, 2011).

Para isso foi realizado uma pesquisa de mercado, visando compilar dados de gastos com materiais e equipamentos utilizados na construção, mão-de-obra especializada e serviços diversos para implantação do sistema de tratamento de membranas. Também foram realizadas consultas virtuais a empresas similares, com o intuito de se obter um orçamento e estabelecer um levantamento para posterior avaliação econômica.

Para a análise da viabilidade foram avaliados os seguintes parâmetros:

- 1) Investimento inicial: contemplando os gastos com projetos, perfuração do poço, instalação do poço, equipamento de nanofiltração, tanques de armazenamento, construção civil, consultoria;
- 2) Despesas administrativas: compreendidos pelos gastos com materiais de escritório e limpeza, constas de água, luz e telefone, pessoal, veículos, EPI's, equipamentos gerais e despesas legais;
- 3) Custos operacionais: custos de manutenção preventiva e corretiva do equipamento de NF (nanofiltração), troca das membranas de nanofiltração a cada cinco (5) anos, troca dos filtros a cada cinco (5) anos, manutenção da construção civil representada por 5% do investimento total, produtos químicos para limpeza e anti-incrustação nas membranas, mão de obra técnico-especializada para o funcionamento da planta de dessalinização, engenheiro químico ou químico.

- 4) Encargos trabalhistas: os encargos trabalhistas no Brasil representam o 62% do salário dos funcionários, o seguro que são os 0,6% e a manutenção dos equipamentos do 0,5%;
- 5) Impostos: são considerados as alíquotas e partilha do simples nacional – Indústria (com vigência a partir de 01/01/2012).
- 6) Energia no sistema: são considerados dois grupos de energia, a) energia gasta para a extração da água subterrânea no SAG, b) energia consumida pelo sistema de membranas de nanofiltração e outros. Ambos grupos são classificados no grupo de energia elétrica industrial e o seu custo será determinado pelo ANEEL no ranking de tarifas do ano 2016.
- 7) Disposição do concentrado: a salmoura ou rejeito gerado pelo sistema de dessalinização será reconstituído com o esgoto numa relação 1/20 e despejado na rede de esgoto para posteriormente ser tratado pela ETE da cidade/município, o custo será determinado por uma tabela que foi publicada pela CORSAN em julho de 2016.
- 8) Preço de venda: determinação do preço de venda no mercado dos subprodutos gerados.
- 9) Determinação dos indicadores econômicos como o VPL, VA, TIR e payback de cada cenário proposto.

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Os resultados são apresentados em função da ordem dos experimentos realizados, tomando em consideração a amostra sintética preparada na bancada e a amostra real coletada no Sistema Aquífero Guarani.

4.1 Amostra do SAG (Sistema Aquífero Guarani)

Após a coleta da amostra real na localidade de Marcelino Ramos/RS-Brasil, caracterizou-se a amostra bruta, trabalhou-se com o equipamento automatizado para o processo de separação por membranas nas condições de operação adequadas (pressão de 2 MPa e Temperatura de 30°C) para a dessalinização da água salobra e posteriormente caracterizou-se o permeado.

4.1.1 Caracterização da amostra bruta

A caracterização da amostra do SAG foi realizada no laboratório de águas, laboratório de solos, laboratório da engenharia ambiental e laboratório de práticas da engenharia química, as três medições foram realizadas numa mesma amostra coletada em setembro de 2016 em Marcelino ramos.

Os parâmetros analisados na amostra bruta coletada no SAG mostraram valores elevados em sulfatos, fluoretos, cloretos, cor e turbidez, para tanto fez-se uma comparação apresentada na Tabela 4-1 com os valores máximos permissíveis pela OMS, Portaria N° 2.914/2011, Resolução Argentina R494-1994, Norma técnica do Uruguai UNIT 833-2008, Lei do Paraguai 1614-2000, Norma Boliviana 512-2004 e a Resolução 420/2009 do CONAMA.

Tabela 4-1: Valores comparativos da amostra bruta com as normas de potabilidade da água para consumo humano

Parâmetro	OMS	Padrão Brasil	Padrão Argentina	Padrão Uruguai	Padrão Paraguai	Padrão Bolívia	Res. 420	Amostra Bruta
SDT (mg·L ⁻¹)	1000	1000	1500	1000	1000	1000	-	922,67±74,7
SST (mg·L ⁻¹)	-	-	--	--	--	--	-	ND
pH	6,5≤pH≤8,5	6,0≤pH≤9,5	6,5≤pH≤8,5	6≤pH≤9	6,5≤pH≤8,5	6,5<pH<9,0	-	8,64±0,06
Cor (Hz)	15	15	5 esc, Pt-Co	5 esc, Pt-Co	15 UCV	15 UCV	-	27,77±2,12
Turbidez (UNT)	1	1	3	5	5	5	-	1,46±0,06

Parâmetro	OMS	Padrão Brasil	Padrão Argentina	Padrão Uruguai	Padrão Paraguai	Padrão Bolívia	Res. 420	Amostra Bruta
CE ($\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$)	–	–	--	--	1250	1500	-	981,67±18,48
Zn ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	4	5	5	5	--	5	1,05	0,55±0,01
Na ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	200	200	---	200	--	200	-	274,99±0,01
K ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	–	–	--	--	12	--	-	1,24±0,01
Dureza ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	500	500	400	500	400	500	-	2,08±0,01
Ca ²⁺ ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	–	–	--	--	100	200	-	1,96±0,01
Mg ²⁺ ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	–	–	2	--	50	150	-	0,45±0,01
Mn ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	0,1	0,1	0,1	0,1	--	0,1	0,4	0,09±0,01
Total Fe ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	2,45	1,41±0,01
NH ₄ ⁺ ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	1,5	1,5	--	--	--	--	-	0,03±0
NO ₃ ⁻ ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	50	10	45	10	45	45	10	1,53±0,07
Cl ⁻ ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	250	250	350	300	--	250	-	181,2±0,23
Alcalinidade (CaCO ₃) ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	–	–	--	--	250	370	-	140,5±0,57
Alcalinidade (HCO ₃ ⁻) ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	–	–	--	--	--	--	-	413,33±6,53
SO ₄ ²⁻ ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	250	250	400	400	400	400	-	284,37±0,24
F ⁻ ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	1,5	1,5	1,7	1,5	1,5	1,5	-	4,5±0,11

Fonte: Autor (2016).

Os parâmetros críticos da hipótese foram: os sulfatos, condutividade elétrica, sólidos dissolvidos totais, fluoretos e cloretos, dos mencionados os mais preocupantes são os fluoretos e sulfatos que de algum modo podem comprometer a saúde pública se o consumo da água for contínuo e em grandes quantidades.

4.1.2 Potabilidade da água e concentração de fluoreto

A potabilidade deve ser garantida cumprindo a legislação brasileira da Portaria nº 2914/2011 do Ministério da Saúde do (Brasil, 2011) e as recomendações da OMS (Organização Mundial da Saúde). Na Tabela 4-2 apresenta-se os valores de fluoreto na água salobra coletada (água bruta) e os permeados após o processo de dessalinização no sistema piloto automatizado.

Tabela 4-2: Fluoretos na água antes e após o tratamento

Parâmetro	Unid.	BRUTO	PERMEADO P = 20 Bar	PERMEADO P = 10 Bar	OMS	Padrão Brasil
-----------	-------	-------	------------------------	------------------------	-----	---------------

		FC=2	FC=3	FC=4	FC=2	FC=3		
Fluoretos (F ⁻¹)	mg/L	4,5±0,11	0,25±0,02	0,56±0,02	0,42±0,01	0,32±0,03	0,83±0,01	1,5 1,5

FC: Fator de concentração

Fonte: Autor (2016).

Os fluoretos na amostra bruta é 66,66% mais alto do que o permitido na legislação brasileira e estrangeira, para tanto com a ajuda dos processos de separação por membranas e a nanofiltração conseguiu-se reduzir essa concentração para 0,53 mg/L na melhor condição técnica, no entanto o VMP pela recomendação da OMS e a Portaria 2914/2011 do Brasil é de 1,5 mg/L, porém se pode pensar numa mistura com a amostra bruta para atingir o valor de 0,53 para 1,5 mg/L e assim ter um volume de recuperação maior, o que indiretamente afetaria ao custo final da água tratada.

Diversos países possuem recomendações específicas em relação ao parâmetro fluoreto. Na Tabela 4-3 apresenta-se os valores padrão de alguns países e organizações referentes aos termos de potabilidade.

Tabela 4-3: VMP de fluoreto na água de consumo humano de alguns países

País ou Organização	VMP- Fluoreto (mg/L)
EPA	2,0
Canada (função de cada município)	0,8 – 1,0
Vários Países Europeus	1,5
Irlanda	1,0
Austrália	1,5
Hong Kong	0,7 - 1,0
OMS	1,5

VMP: Valor máximo permissível

Fonte: FRAZÃO; PERES; CURY (2011).

Na América do Sul, a maioria dos países adota 1,5 mg/L como VMP (Valor Máximo Permitido). Nos EUA, a Agência de Proteção Ambiental (EPA) definiu 4,0 mg/L como o nível de concentração máximo para os fluoretos em sistemas de abastecimento público como padrão de potabilidade da água. Entretanto, existe recomendação específica para que se adote o limite de 2,0 mg/L, a fim de reduzir o risco de fluoroses dentária. No Canadá, a fluoretação das águas é uma decisão de cada município. O Comitê Federal sobre Fluoretação recomenda concentração ótima entre 0,8 e 1,0 mg/L. O governo canadense recomenda o valor de 1,5 mg/L como concentração máxima aceitável. Nos países europeus, a concentração máxima de fluoretos permitida em águas de abastecimento é de 1,5 mg/L. A Irlanda adota legislação específica, mais restritiva que a europeia, limitando a 1,0 mg/L a concentração em água de

abastecimento. Na Austrália, admite-se até 1,5 mg/L quando de ocorrência natural. Na Ásia, Hong Kong tem reduzido nos últimos anos os níveis ótimos de fluoretos adicionados à água de abastecimento. Até 1978, o teor ótimo era de 1,0 mg/L, quando foi reduzido para 0,7 mg/L, e em 1988 foi diminuído para 0,5 mg/L. Cabe destacar que a média das temperaturas máximas diárias da região de Hong Kong é de 24,7°C. Em 1984, a OMS definiu 1,5 mg/L como limite para água potável e segura. Esse valor foi reavaliado na última revisão, concluindo-se não haver evidências para alterá-lo. Entretanto, a OMS enfatiza que esse valor não é fixo, mas deve ser considerado em cada contexto. No Brasil, a primeira norma federal foi publicada em 1977 e adotou o valor de 1,7 mg/L como critério de padrão de potabilidade da água. Atualmente, o teor de 1,5 mg/L é adotado para o território nacional como VMP. Esse valor foi estabelecido com base em relatórios técnicos da OMS, os quais serviram de referência para muitos países, independentemente de suas condições climáticas. Destaca-se na norma que “os valores recomendados para a concentração de íon fluoreto devem observar a legislação específica vigente relativa à fluoretação da água (FRAZÃO; PERES; CURY, 2011).

A descrição detalhada de cada parâmetro físico-químico da amostra bruta (alimentação ao sistema de nanofiltração) e o permeado (saída ou produto do sistema) apresenta-se na Tabela 4-4 os permeados estão classificados em função da pressão e do fator de concentração.

Tabela 4-4: Resumo dos parâmetros físico-químicos do sistema de dessalinização (alimentação e permeados)

Parâmetros físico-químicos	Unid.	BRUTO	PERMEADO (P = 2 MPa)			PERMEADO (P = 1 MPa)			OMS	Padrão Brasil
			FC=2	FC=3	FC=4	FC=2	FC=3	FC=3		
		Á ± IC	Á ± IC	Á ± IC	Á ± IC	Á ± IC	Á ± IC	Á ± IC		
Sólidos Dissolvidos Totais (SDT)	mg/L	922,67±74,7	112±13,58	132±31,68	161,33±11,39	156±22,29	140±41,49	1000	1000	
Sólidos Suspensos Totais (SST)	mg/L	-	-	-	-	-	-	-	-	
Ph	-	8,64±0,06	7,67±0,1	7,88±0,19	7,93±0,07	7,73±0,09	7,86±0,22	6,5 ≤ pH ≤ 8,5	6,0 ≤ pH ≤ 9,5	
Cor	Hazen	27,77±2,12	5,33±0,65	4,67±0,65	4,33±0,65	5,33±0,65	5±1,13	15	15	
Turbidez	UNT	1,46±0,06	0,22±0,01	0,21±0,01	0,21±0,01	0,14±0,14	0,14±0,14	1	1	
Condutividade Elétrica (CE)	µS/cm	981,67±18,48	134,27±1,76	257,93±3,04	196,13±3,67	162,67±15,07	275,2±3,33	-	-	
Dureza (CaCO ₃)	mg/L	2,08±0,01	0,59±0,01	0,61±0,02	1,2±0,02	0,59±0,01	0,6±0,02	500	500	
Alcalinidade (CaCO ₃)	mg/L	140,5±0,57	8±3,39	23±3,92	30,33±0,65	6,33±0,65	19,67±0,65	-	-	
Alcalinidade (HCO ₃)	mg/L	413,33±6,53	43,33±3,27	50,33±0,65	73,33±3,27	55,33±5,7	40,67±0,65	-	-	
Alcalinidade Hidróxidos	mg/L	0±0	0±0	0±0	0±0	0±0	0±0	-	-	
Alcalinidade total	mg/L	553,83±6,05	51,33±1,73	73,33±3,27	103,67±3,64	61,67±5,81	60,33±0,65	-	-	
Cloreto (Cl ⁻)	mg/L	181,2±0,23	35,73±0,62	64,5±0,57	58,37±0,33	35,17±0,33	69,33±0,47	250	250	
Sulfatos (SO ₄ ²⁻)	mg/L	284,37±0,24	83,7±0,41	88,5±0,3	97,23±0,33	90,8±0,39	101,57±0,86	250	250	
Fluoretos (F ⁻)	mg/L	4,5±0,11	0,25±0,02	0,56±0,02	0,42±0,01	0,32±0,03	0,83±0,01	1,5	1,5	
Nitratos (NO ₃ ⁻)	mg/L	1,53±0,07	0,2±0,11	0,21±0,06	0,24±0,02	0,16±0,02	0,13±0,07	50	10	
Zinco (Zn)	mg/L	0,55±0,01	0,32±0,01	0,29±0,01	0,38±0,03	0,36±0,01	0,26±0,01	4	5	
Sódio (Na)	mg/L	274,99±0,01	78,59±0,06	117,85±0,01	117,84±0,02	78,59±0,06	157,14±0,01	200	200	
Potássio (K)	mg/L	1,24±0,01	0,93±0,01	1,1±0,01	0,94±0,01	0,93±0,01	0,94±0,01	-	-	
Cálcio (Ca)	mg/L	1,96±0,01	0,49±0,01	0,53±0,01	0,75±2,23	0,49±0,01	0,29±0,01	-	-	
Magnésio (Mg)	mg/L	0,45±0,01	0,11±0,01	0,08±0,01	0,12±0,01	0,11±0,01	0,31±0,01	-	-	
Manganês (Mn)	mg/L	0,09±0,01	0,06±0,01	0,07±0,01	0,04±0,01	0,06±0,01	0,07±0,01	0,1	0,1	

Parâmetros físico-químicos	Unid.	BRUTO Á ± IC	PERMEADO (P = 2 MPa)				PERMEADO (P = 1 MPa)				Padrão Brasil
			FC=2 Á ± IC	FC=3 Á ± IC	FC=4 Á ± IC	FC=3 Á ± IC	FC=2 Á ± IC	FC=3 Á ± IC	OMS		
Ferro (Fe)	mg/L	1,41±0,01	0,77±0,01	0,84±0,01	0,84±0,01	0,77±0,01	0,78±0,01	0,3	0,3	0,3	
Chumbo (Pb)	µg/L	0,33±0,01	0,29±0,01	0,26±0,01	0,3±0,01	0,29±0,01	0,39±0,01	50	10	10	
Cádmio (Cd)	µg/L	2,84±0,17	2,54±0,17	1,97±0,11	2,2±0,14	2,82±0,14	2,25±0,19	3	5	5	
Cromo (Cr)	mg/L	0±0	0±0	0±0	0±0	0±0	0±0	0,05	0,05	0,05	
Nitrogênio Amoniacal (N- NH ₄ ⁺)	mg/L	0,029±0,001	0,013±0,002	0,014±0	0,016±0,002	0,013±0,002	0,014±0	1,5	1,5	1,5	

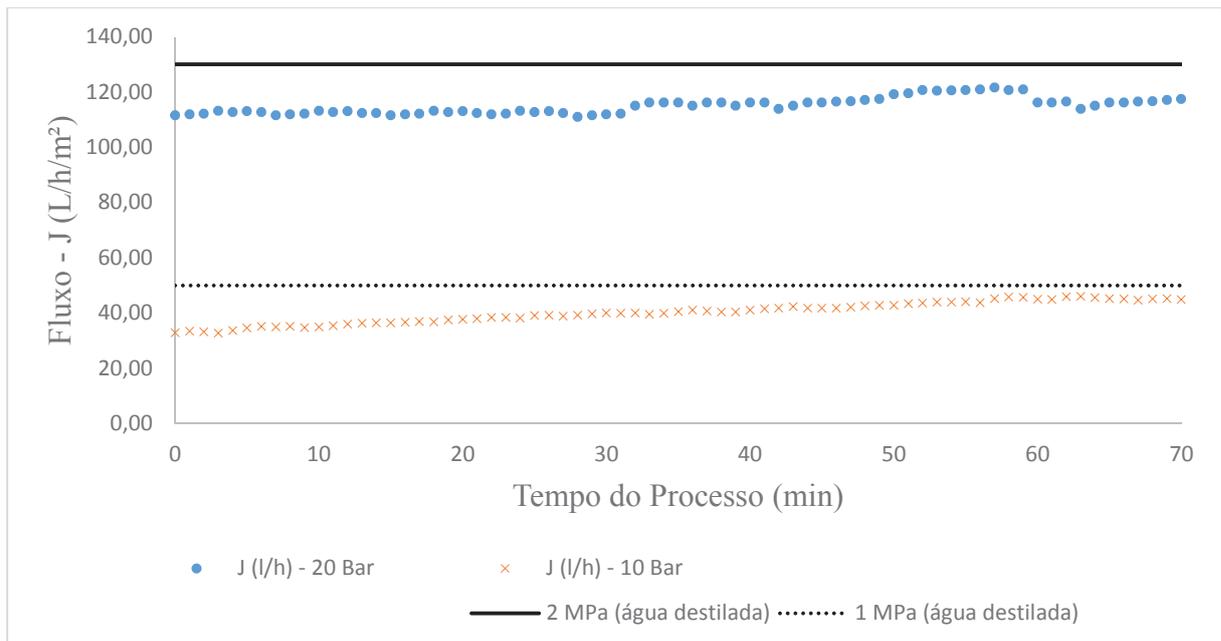
A±IC : representa a média dos valores e seu intervalo de confiança (Nível de Confiança de 95%)
 Fonte: Autor (2016).

Os resultados dos permeados satisfizeram as recomendações da Organização Mundial da Saúde e a Portaria 2.914/2011, mostrando os valores médios e os intervalos de confiança de cada parâmetro para a comparação respectiva, porém o sistema de nanofiltração mostra a sua eficiência na remoção de vários parâmetros físico-químicos.

4.1.3 Fluxo da membrana no equipamento automatizado com a amostra real do SAG

Os fluxos na condição de operação com pressões de 1 MPa e 2 MPa e os fatores de concentração de FC=2 e FC=3 são apresentados na Figura 4-1, ressaltando que o equipamento teve funcionamento contínuo até os 60 minutos e após esse tempo optou-se por realizar as coletas do permeado para o FC=2 e alimentar o tanque de entrada para conseguir o FC=3.

Figura 4-1: Fluxos da membrana de nanofiltração com a amostra do SAG



Fonte: Autor (2016).

Claramente na Figura 4-1 se observa que os fluxos permeados da membrana de NF com a amostra do SAG são $116,27 \pm 0,24$ e $45,28 \pm 0,61$ ($L h^{-1} m^{-2}$) para 2,0 e 1,0 MPa respectivamente. Um estudo realizado por CHAKRABORTTY e ROY e PAL (2013) mostrou que uma membrana de NF de poliamida alcançou um fluxo permeado de 158 ($L h^{-1} m^{-2}$) com uma pressão de 1,4 MPa, o que mostra que as membranas de NF possuem fluxos permeado elevados, o que representa economia na área de membranas necessárias para uma planta de dessalinização.

4.1.4 Rejeições da membrana de nanofiltração

As rejeições foram as variáveis de resposta que mostram a eficiência de retenção dos íons divalentes pela membrana de nanofiltração, a Tabela 4-5 apresenta as rejeições em função dos parâmetros mais críticos na água salobra.

Tabela 4-5: Rejeições da membrana de NF com a amostra

Var. independentes		Rejeições (Variáveis Dependentes)						
Pressão (MPa)	FC	pH	Fluxo (L/m ² /h)	SDT (mg/L)	Cl ⁻¹ (mg/L)	SO ₄ ⁻² (mg/L)	F ⁻¹ (mg/L)	CE (μS/cm)
1	2	7,73±0,09	45,28±0,61 ^(a)	0,831±0,024 ^(a)	0,831±0,024 ^(a)	0,681±0,001 ^(a)	0,928±0,006 ^(a)	0,834±0,015 ^(a)
1	3	7,86±0,22	45,30±0,27 ^(a)	0,848±0,045 ^(a,b)	0,848±0,045 ^(a)	0,643±0,003 ^(b)	0,816±0,003 ^(b)	0,720±0,003 ^(b)
2	2	7,67±0,10	116,27±0,24 ^(b)	0,879±0,015 ^(b)	0,803±0,003 ^(a)	0,706±0,001 ^(a,b)	0,945±0,005 ^(a)	0,863±0,002 ^(a)
2	3	7,88±0,19	115,75±0,77 ^(b)	0,857±0,034 ^(b)	0,644±0,003 ^(b)	0,689±0,001 ^(a)	0,875±0,004 ^(b)	0,737±0,003 ^(b)
2	4	7,93±0,07	116,98±0,46 ^(b)	0,825±0,012 ^(a)	0,678±0,002 ^(b)	0,658±0,001 ^(b)	0,907±0,003 ^(a,b)	0,800±0,004 ^(a,b)

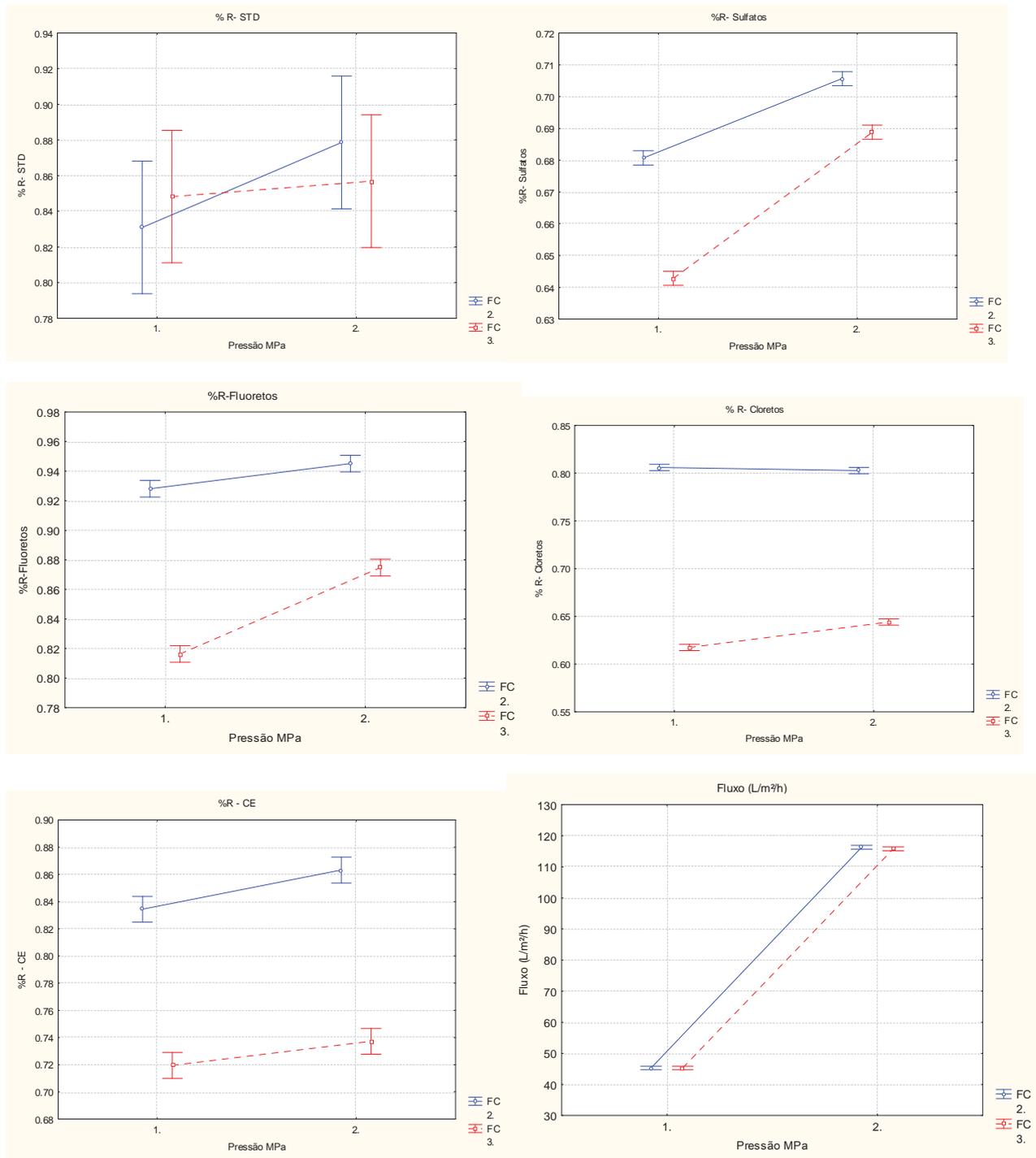
Na mesma coluna, os índices idênticos representam valores iguais na comparação estatística dos valores médios (Teste de Tukey). As células com ambos índices na mesma coluna significam que seus valores são idênticos aos valores mínimos e máximos.

Fonte: Autor (2016).

Observa-se os melhores resultados com a pressão de 2 MPa com um fluxo de 116,98±0,46 (L/m²/h) e o fator de concentração FC = 4 com rejeição de 0,907±0,003 de fluoretos. Esta rejeição é menor que na condição de FC=2, embora com um fator de concentração maior se terá uma recuperação elevada, porém foi a opção escolhida.

Cada fator de concentração (FC) teve um efeito diferenciado em questão de rejeições na membrana de NF, devido a que, o volume de permeado e concentrado afetaram ao balanço de massas no sistema e, portanto, afetou às concentrações nas variáveis de resposta. A Figura 4-2 apresenta a rejeições de: SDT, sulfatos, fluoretos, cloretos, condutividade elétrica e o comportamento do fluxo em função da pressão e fator de concentração.

Figura 4-2: Rejeições em função do fator de concentração (FC) e pressão.



Fonte: Adaptado Statistica 7.0 (2016)

Na Figura 4-2 se observa que o aumento de pressão incrementa as rejeições nas variáveis de resposta. O aumento do fator de concentração apresenta uma relação proporcional às rejeições, por tanto, o aumento do FC ajuda as rejeições de cada parâmetro.

A pressão tem uma proporcionalidade direta ao fluxo permeado na membrana, porém as duas se comportam linearmente, como observado na Figura 4-2.

4.1.5 ANOVA amostra do SAG

Realizou-se uma análise de variância com o software Statistica 7.0 para conhecer quais variáveis independentes são estatisticamente significativas nas variáveis dependentes, a Tabela 4-6 apresenta os valores de “p” tomando como referência um intervalo de confiança de 95% e um $\alpha=5\%$.

Tabela 4-6: Análise da variância para cada variável de resposta

Valores de "p"						
Variável	Fluxo	STD	Cl ⁻¹	SO ₄ ⁻²	F ⁻¹	CE
Pressão	0,000000 ^a	0,118897	0,000036 ^a	0,000000 ^a	0,000000 ^a	0,000479
FC (Fator de Conc.)	0,376587	0,896458	0,000000 ^a	0,000000 ^a	0,000000 ^a	0,000000
Pressão x FC	0,347140	0,261183	0,000006 ^a	0,000005 ^a	0,000027 ^a	0,205320

a: valores de "p<0,05" são estatisticamente significativos com $\alpha=5\%$

Fonte: Autor (2016).

A interação entre as variáveis de resposta dos cloretos, sulfatos e fluoretos foi significativa e claramente aponta uma mesma tendência, o aumento da pressão favorece a rejeição destes parâmetros. O aumento do FC favorece às rejeições de: cloretos, sulfatos e fluoretos, parâmetros críticos nas águas subterrâneas do SAG.

4.2 Balanço de massas dos quatro cenários

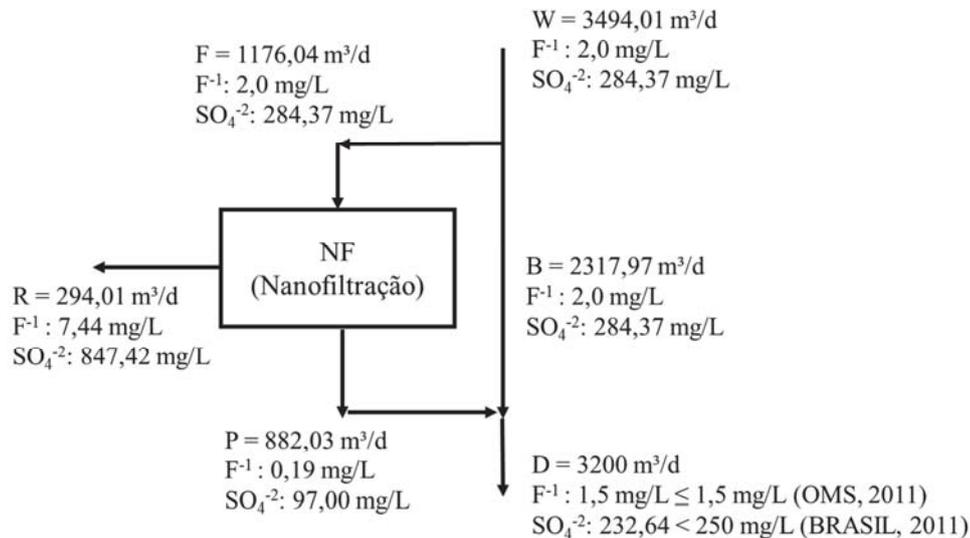
O balanço de massas dos sistemas foi realizado mediante o ajuste dos parâmetros físico-químicos e mistura de volumes, para melhorar a qualidade da água potável e ter o menor volume de entrada ao PSM por nanofiltração para diminuir os custos. Nos seguintes itens apresenta-se o balanço do cenário 1 e 3 e os cenários 2 e 4 são apresentados no Apêndice 1.

4.2.1 Balanço de massa do Cenário 1

O cenário 1 trabalha com uma pressão de 2 MPa e fator de concentração quatro (FC=4), produzindo assim 75% de permeado e 25% de salmoura. Além disso o sistema apresenta uma vantagem em relação ao volume de água bruta tratada, só 34% da água extraída do SAG é tratada e 66% é misturado com o permeado do sistema de nanofiltração. Esta estratégia empregada é apresentada na Figura 4-3 e foi escolhida para diminuir a quantidade de água a ser tratada e assim diminuir a quantidade de membranas de NF na planta de dessalinização. Cabe-se mencionar a qualidade final da mistura não fica comprometida,

cumprindo com a legislação da Portaria N° 2.914, 2011 e recomendação da OMS que tem como limite máximo F^{-1} : 1,5 (mg/L).

Figura 4-3: Resultado analítico do Cenário 1
MODELO 1 – PRESSÃO 2 MPa



Fonte: Autor (2016).

Na Tabela 4-7 adotou-se três concentrações de entrada de fluoretos (2, 3 e 4 mg/L) (concentração da água bruta) para assim simular e observar até que ponto o sistema é viável tecnicamente, isto se faz com a relação entre a água extraída do poço (W) e a água que entra ao sistema para ser dessalinizada (F), por tanto

Tabela 4-7: Balanço de massa no cenário 1

Fluoreto (mg/L) na água do SAG	2,00	3,00	4,00
Demanda população (L/hab-d)	320,00	320,00	320,00
População (hab)	10000	10000	10000
Taxa de mistura (B/P)	2,63	0,81	0,45
% de rejeição do fluoreto	0,91	0,91	0,91
FC (Fator de Concentração)	4,00	4,00	4,00
Concentração do Permeado (mg/L)	0,19	0,28	0,37
Vazões (m³/d)			
W (Água subterrânea)	3.494,01	3.788,02	3.935,02
F (Alimentação NF)	1.176,04	2.352,08	2.940,10
R (Concentrado)	294,01	588,02	735,02
P (Permeado)	882,03	1.764,06	2.205,07
B (passa do poço)	2317,97	1.435,94	994,93
D (Água de consumo)	3.200,00	3.200,00	3200,00
Recuperação (%)	91,59	84,48	81,32
Valor OMS F-(mg/L)	1,50	1,50	1,50

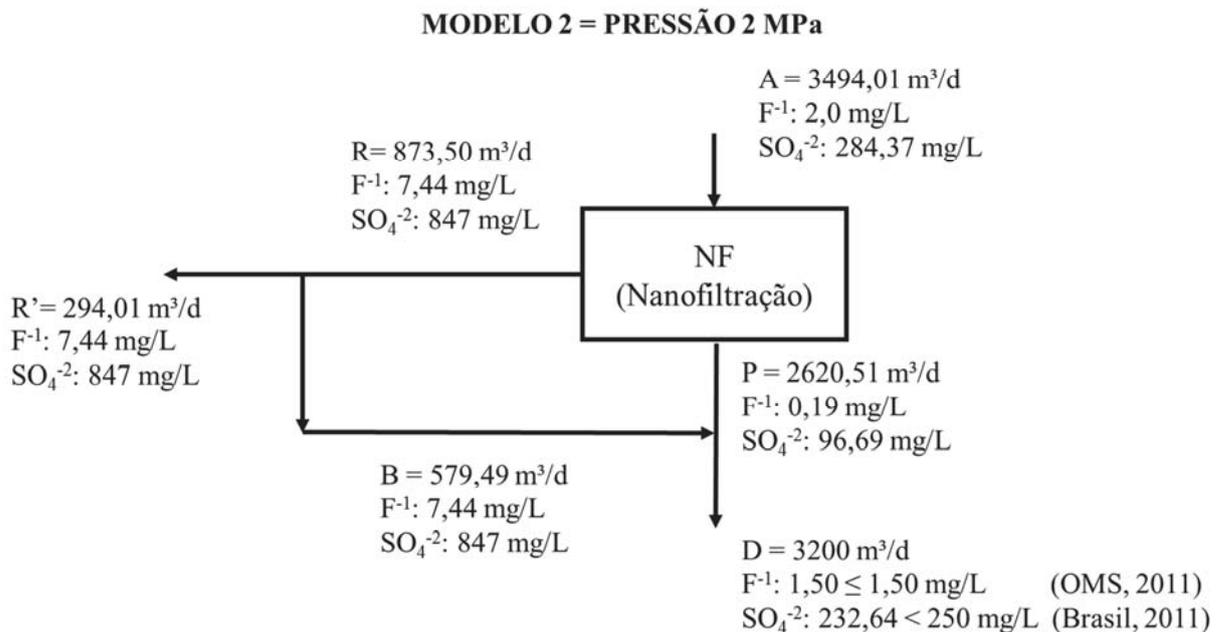
Concentração de R (mg/L)	7,44	11,16	14,88
% de água filtrada	33,66	62,09	74,72

Fonte: Autor (2017).

4.2.2 Balanço de massa do Cenário 3

O balanço do cenário 3 é diferente aos cenários 1 e 2, pois a mistura neste modelo é realizada mediante a uma porcentagem da salmoura com o permeado, para tanto obteve-se resultados de mistura de “B” 579,49 (m³/d) e o permeado “P” 2620,51 (m³/d), embora o sistema está configurado para realizar o tratamento do volume total extraído do poço subterrâneo, o que significaria um incremento na quantidade de membranas de NF utilizadas. A qualidade dos fluoretos e sulfatos não estão comprometidas, cumprindo com a legislação brasileiro da Portaria 2914/11 e as recomendações da OMS. O balanço se apresenta na Figura 4-4.

Figura 4-4: Resultado analítico do Cenário 3, mistura da salmoura do sistema de NF e permeado para produzir água potável



Na Tabela 4-8 apresenta-se o detalhamento dos cálculos da Figura 4-4 e uma simulação com três concentrações de fluoretos (2, 3 e 4 mg/L) na água bruta.

Tabela 4-8: Balanço de massa no cenário 3 com três concentrações adotadas para dessalinizar a água do Aquífero Guarani.

Fluoreto (mg/L) na água do SAG	2,00	3,00	4,00
	320,00	320,00	320,00

Fluoreto (mg/L) na água do SAG	2,00	3,00	4,00
Demanda população (L/hab-d)			
População (hab)	10000	10000	10000
Taxa de mistura (B/P)	0,22	0,13	0,08
% de rejeição do fluoreto	0,91	0,91	0,91
FC (Fator de Concentração)	4,00	4,00	4,00
Concentrações (mg/L)			
Fluoreto na água do SAG- Conc. A	2,00	3,00	4,00
Concentração do Permeado-Conc.P	0,19	0,28	0,37
Conc. R	7.442	11.163	14.884
Conc. B	7.442	11.163	14.884
Conc. D	1,5	1,5	1,5
Conc. R'	7.442	11.163	14.884
Fluxo (m³/d)			
A (Água subterrânea)	3.494,01	3.788,02	3.935,02
R' (salmoura para disposição)	294,01	588,02	735,02
R (Concentrado)	873,50	947,00	983,76
P (Permeado)	2.620,51	2.841,01	2.951,27
B (passa do poço)	579,49	358,99	248,73
D (Água de consumo)	3.200,00	3.200,00	3.200,00
Recuperação (%)	91,59	84,48	81,32
% de água filtrada	8,41	15,52	18,68

Fonte: Autor (2017).

4.3 Avaliação técnica e escolha do cenário

Após a apresentação dos cenários, observa-se que o melhor cenário tecnicamente é o cenário 1, devido as maiores rejeições e maior fluxo permeado. O volume de alimentação no sistema de nanofiltração é o menor dos outros três cenários o que implica uma menor área de membranas necessária e a porcentagem de recuperação é maior que as outras alternativas.

4.4 Cálculo da área de membrana necessária para a planta de dessalinização

Para o cálculo da área necessária do cenário 1 (escolhido anteriormente) será aplicada a Equação 3-5, tomando como fluxo de permeado o valor de $116,98 \pm 0,46$ (L m⁻²h⁻¹) na melhor condição de operação a 2 MPa de pressão e 30 °C de temperatura com um fator de concentração de quatro, e o valor da taxa de fluxo de permeado de 882,03 m³/d (chamado de P), a continuação se apresenta o cálculo da área necessária das membranas de NF para uma cidade de 10000 habitantes:

$$A = \frac{P}{J_v}$$

Sendo:

A: é a área requerida de membrana (m²)

P: taxa de fluxo do permeado (L/h) ou vazão do permeado necessária no sistema

J_v : é o fluxo do permeado ($Lh^{-1}m^{-2}$)

$$A = \frac{P}{J_v} = \frac{882,03 \left(\frac{m^3}{d} \right) \cdot \left(\frac{1d}{24h} \right) \cdot \left(\frac{1000L}{1m^3} \right)}{116,98 \left(\frac{L}{m^2h} \right)} = 314,16m^2$$

Onde a área necessária para tratar água salobra para abastecer uma população de 10000 habitantes é de 314,16 m². Seleccionando uma membrana de nanofiltração do modelo KMS 8038 SR3-VYV (Koch Membrane Systems) tipo espiral, feito de poliamida com peso molecular de 200 Daltons com uma área útil por filtro de 34,5 m², podem ser usadas 9 membranas. Para o desenho da planta de dessalinização utilizara-se no total dez (10) membranas com uma área total de membrana de 345,0 m². Assim, serão necessários 5 recipientes ou vasos (*veseel's*) com duas membranas cada uma.

Pode-se observar que a área necessária para tratar água salobra mediante nanofiltração é de 345,0 m², área menor à calculada por BRIÃO et al. (2015) que fez o tratamento por Osmose Inversa (OI) e o resultado da área necessária de membrana para tratar a água salobra para o abastecimento de 10000 habitantes foi de 952,4 m², mostrando uma relação de 3 entre a área OR e a área NF, o que significa menor quantidade de membranas para o sistema de NF, contudo indiretamente o valor do custo de manutenção na troca periódica de membranas na planta de dessalinização diminuirá.

O valor da área necessária menor da Nanofiltração com respeito a área de Osmose Inversa se deve ao fluxo de cada membrana, em nosso caso para NF o fluxo permeado na melhor condição foi de 116,98±0,46 (L m²h⁻¹) e na OR o fluxo permeado foi de 35,00 (L m²h⁻¹) (BRIÃO et al., 2015).

4.5 Disposição do concentrado ou salmoura

Existe grande preocupação com o concentrado gerado pelas instalações de dessalinização. Encontrar uma estratégia de tratamento adequada e um destino final para estas águas residuais (salmoura) é um desafio para as plantas de dessalinização em todo o mundo, e os altos custos de dessalinização são aumentados ainda mais, dependendo da estratégia adotada para a eliminação de resíduos de salmoura.

Obteve-se concentrados do sistema de membranas de NF no cenário 1 com uma vazão de 294,01 (m³/d) equivalente a 8,4 % do volume ou vazão total extraída do poço no SAG.

Como a companhia que trata a água potável, também é responsável pelo tratamento do esgoto, estabeleceu-se uma reconstituição da salmoura com o próprio esgoto com uma diluição aproximada de 1/20. Reconstituir a água do concentrado significa transformar as características da salmoura nas características da água bruta do poço do SAG, para posteriormente ser despejada na ETE do município.

4.6 Análise da viabilidade econômica

A análise da viabilidade econômica apresenta, a avaliação na condição de certeza, sendo assim é necessário definir antecipadamente os impostos existentes, despesas administrativas, investimentos e custos operacionais.

4.6.1 Impostos aplicados aos quatro cenários

Para calcularem-se os impostos incidentes sobre a produção de água potável mediante uma planta de dessalinização com tecnologia de processos de separação por membranas, optou-se por obter estas informações de uma assessoria contábil e escolher as alíquotas e partilhas, que representem à receita bruta anual na planta de dessalinização projetada, cada valor utilizado é apresentado na Tabela 4-9.

Tabela 4-9: Alíquotas Simples Nacional para a planta de NF

Receita bruta anual (R\$)	Alíquota total	IRPJ	CSLL	COFINS	PIS/PASEP	CPP	ICMS	IPI
De 1260000,01 a 1440000,00	8,95%	0,39%	0,39%	1,17%	0,28%	3,35%	2,87%	0,50%

Fonte: BRASIL (2016).

4.6.2 Despesas Administrativas e EPI's

As despesas administrativas são custos fixos anuais, conformados por: material de escritório utilizado no atendimento ao cliente, material de limpeza para manter o local nas normas de salubridade, telefone para os contatos com os clientes e sócios, contabilidade para o controle das receitas e despesas.

Os EPI's (Equipamentos de Proteção Individual) são quaisquer meios ou dispositivos destinados a ser utilizados por uma pessoa contra possíveis riscos ameaçadores da sua saúde ou segurança durante o exercício de uma determinada atividade. Um equipamento de proteção individual pode ser constituído por vários meios ou dispositivos associados de forma a proteger o seu utilizador contra um ou vários riscos simultâneos. O uso deste tipo de

equipamentos só deverá ser contemplado quando não for possível tomar medidas que permitam eliminar os riscos do ambiente em que se desenvolve a atividade. Na Tabela 4-10 apresenta-se os custos dos EPI's necessários para os funcionários no sistema de dessalinização.

Tabela 4-10: Custos dos EPI's no sistema de dessalinização

Descrição do EPI	Período Troca (Meses)	Valor Unitário (R\$)	Valor Total (R\$/peça/mês)	Total (R\$/mês)
Calça	6	20,00	3,33	16,67
Jaleco	6	60,00	10,00	50,00
Camiseta	3	30,00	10,00	50,00
Botina	6	47,50	7,92	39,58
Luvas	3	4,10	1,37	6,83
Capacete	6	37,00	6,17	30,83
Óculos	6	34,20	5,70	28,50
Protetor auricular descartável	4	0,48	0,12	0,60
Protetor abafador concha	6	36,00	6,00	30,00
Protetor respiratório descartável	4	3,96	0,99	4,95
Total Mensal				257,97
Total anual				3095,60

Fonte: Autor (2017).

O detalhamento completo das despesas administrativas está apresentado na Tabela 4-11, os valores mostrados foram orçados em librerias na região de Passo Fundo. O material de escritório está composto por: grampeador, perfurador de papel, canetas, lápis, folhas de papel tamanho A4. O material de limpeza constitui-se de: Hipoclorito de sódio, detergente, desinfetantes, entre outros. O telefone é um plano simples de uma operadora telefônica dentro do Rio grande do Sul pode ser: a empresa Oi, Vivo. A contabilidade constitui-se da organização dos papeis, impressões, compra de talonários.

Tabela 4-11: Detalhamento das despesas administrativas

Despesa	Valor mês (R\$)	Valor ano (R\$)
Material escritório	200,00	2400,00
Material limpeza	200,00	2400,00
Telefone	120,00	1440,00
Contabilidade	300,00	3600,00
EPIs	257,97	3095,60
Total	1077,97	12935,60

Fonte: Autor (2016).

O material de escritório, limpeza, telefone e EPI's em geral foram adotados para um escritório simples e pequeno, especificamente para o atendimento em uma cidade de pequeno porte (população de aproximadamente 10.000 habitantes).

4.6.3 Análise da viabilidade econômica na condição de certeza

Esta análise nos ajudará a determinar a viabilidade econômica e o preço mínimo para a água ser vendida, e assim para que o fluxo financeiro ao longo dos vinte e cinco (25) anos de análise tenha os indicadores econômicos atrativos.

4.6.3.1 Análise da viabilidade econômica do cenário 1

Todos os valores referentes ao investimento inicial, custos operacionais, despesas fixas e receitas foram coletados na etapa final do desenvolvimento desta pesquisa e referem-se ao mês de dezembro de 2016.

O Cenário 1 refere-se a uma pressão de 2 MPa e um fator de concentração 4 (quatro), um detalhamento específico de cada etapa da análise econômica se apresenta nos seguintes itens.

4.6.3.1.1 Investimento Inicial - Cenário 1

O investimento inicial, visando implantar o sistema de dessalinização é composto por gastos com projetos, licenças ambientais, perfuração do poço, instalação do poço, consultoria, tanques de armazenamento, construção civil. Também no investimento inicial são computados os gastos com o equipamento de nanofiltração que será utilizado para a dessalinização da água salobra do SAG.

O investimento inicial para a implantação de uma planta de dessalinização de pequeno porte está estimado em R\$ 1.305.279,24. Desse montante, o valor de R\$ 888.403,20 é relativo à etapa de perfuração e instalação de poços, sendo que o orçamento foi realizado em uma empresa do estado de Rio Grande do Sul (Empresa que não autoriza sua identidade, Anexo G). Além disso o valor de R\$ 300.000,00 para o equipamento de nanofiltração, o valor foi consultado e orçado na empresa *WGM membranes* (São Paulo). O valor de R\$ 24.000,00 dos dois tanques de armazenamento, sendo que o valor foi orçado na empresa *ESTILGLASS* (2017). Um custo de R\$ 82.876,04 referente a construção civil, detalhado na Tabela 4-13. Finalmente os R\$ 10.000,00 para a consultoria do projeto e execução da obra conforme apresentado na Tabela 4-12.

Tabela 4-12: Investimento Inicial Cenário 1

Descrição	Tempo	Quant.	Unitário R\$	Valor R\$	Valor R\$/ano
Perfuração de Poços	25	1	673700,0	673700,0	26948,0
Instalação do Poço	25	1	214703,2	214703,2	8588,1
Equipamento Nanofiltração	25	1	300000,0	300000,0	12000,0
Tanque de armazenamento	25	2	12000,0	24000,0	960,0
Construção Civil	25	1	82876,0	82876,0	3315,0
Consultoria	25	1	10000,0	10000,0	400,0
Total Investimento				1305279,2	52211,2

Fonte: Autor (2017).

O detalhamento dos custos da construção civil está referenciado pela área de construção necessária, a região onde será executada, custos de licenciamento ambiental, como apresentado na Tabela 4-13. Utilizou-se os custos na construção civil do SINAPI (Sistema Nacional de Pesquisa de Custos e Índices da Construção Civil). O SINAPI é indicado pelo Decreto 7983/2013, que estabelece regras e critérios para elaboração do orçamento de referência de obras e serviços de engenharia, contratados e executados com recursos dos orçamentos da União. E para o orçamento do licenciamento ambiental tomou-se como referência o site da FEPAM.

Tabela 4-13: Custos na construção civil do laboratório

Descrição	Unidade	Valor
Área da construção	m ²	50
Custo unitário superficial	R\$/m ²	1.641,46
Licenciamento ambiental (autorização+declaração)	R\$	803,04
Total	R\$	82.876,04

Fonte: Autor e SINAPI (2016) e FEPAM (2017).

4.6.3.1.2 Custos Operacionais e de Manutenção

A) Custo de manutenção do poço tubular profundo

Para a prevenção da obstrução nos filtros devido ao acúmulo de argila, silte, areia e subprodutos de corrosão, evitar defeitos no equipamento de bombeamento, devido a desregulagem dos motores, desgaste por abrasão nos rotores, evitar quedas na produção e problemas de qualidade na água, deve-se realizar uma manutenção preventiva ao poço tubular profundo (ORSATI; CASSIANO FILHO; NETO, 1997).

Segundo TALAAT et al. (2002) e BRIÃO et al. (2015), para cobrir os custos de reposição de peças e manutenção do poço reserva-se 2% do valor do capital da perfuração e instalação do poço. Sendo assim, utilizou-se um valor de R\$ 17768,10 por ano, referente à manutenção do poço tubular.

B) Custo de manutenção do Equipamento de Nanofiltração

A manutenção do equipamento de nanofiltração refere-se a troca das válvulas, reposição de peças, limpeza das tubulações devido aos resíduos ou partículas que ficam nas juntas e outros. Decidiu-se tomar o 2% do custo ou investimento do equipamento de nanofiltração, valor recomendado por POULLIKKAS (2001). Sendo assim o valor para o Cenário 1 é de R\$ 6000,00 por ano. Tem-se de ter em conta que a manutenção e operação são relativamente simples, não exigindo operadores especializados.

C) Custo da troca de membranas de NF

As membranas serão substituídas a cada cinco (5) anos, recomendação de COSTA e DE PINHO (2006). O custo de cada membrana é de U\$ 3000,00, valor orçado na WGM (2016). E considerando o câmbio de moeda de US\$ 1,0 = R\$ 3,20 cada membrana custa R\$ 9621,90, assim o custo anual para as 10 membranas necessárias para o CENÁRIO 1 é de R\$ 19243,80.

D) Custo da substituição de cartuchos dos filtros

A água subterrânea do Aquífero Guarani contém menos de 5 mg / L de sólidos suspensos. Assim, os filtros de cartucho serão substituídos a cada 6 meses (2 substituições por ano). Substituição dos cartuchos de filtro de 5 µm requer filtros de polipropileno de alto fluxo, tendo um custo anual detalhado a continuação:

$$C_{sub} = \frac{R\$200}{cartucho} \times 10cartuchos \times \frac{2substituições}{ano} = \frac{R\$4000,00}{ano}$$

E) Manutenção da construção civil

O custo de manutenção da construção civil representa ao 5% do investimento total (NBR15575, 2013), para a realização de possíveis reformas dentro do laboratório, troca de piso devido ao desgaste pelos agentes químicos, troca do material das bancadas fixas, entre outros. Representando assim o valor de R\$ 2610,60 por ano.

F) Produtos químicos

A água extraída não necessita de pre-tratamento, a água produzida não requer qualquer pós-tratamento, exceto a cloração. Assim, os únicos produtos químicos necessários são um agente de anti-incrustação (para evitar incrustações na membrana), NaClO hipoclorito de sódio é usada frequentemente como desinfetante e como agente alvejante (para cloração), Na(OH) hidróxido de sódio, HNO₃ ácido nítrico (para limpeza mensal) e um biocida para prevenir a formação de incrustações microbiológicas (substância que possua ação letal contra microrganismos). Com tudo realizando a soma dos valores das substâncias químicas é necessário um valor de R\$ 30000,00 / ano, calculada utilizando como referência COSTA e DE PINHO (2006) e outros autores, apresentado na Tabela 4-14.

Tabela 4-14: Orçamento produtos químicos para as membranas

Produtos químicos	Formula Química	Fonte	(mg /L mês)	Custo unitário (R\$/kg)	Total R\$/mês	Total R\$/ano
Agente Anti-incrustantes	-	Power GE (2016)	1	0,178	178000,00	14833,33
Hipoclorito de Sódio	NaClO	Carbocloro (2017)	0,5	0,0214	10700,00	891,67
Hidróxido de sódio	Na OH	WGM (2014)	0,5	0,125	62500,00	5208,33
Ácido nítrico	HNO ₃	WGM (2014)	0,8	0,136	108800,00	9066,67
					Total	30000,00

Fonte: Autor (2016).

Cabe mencionar que algumas características dos anti-incrustantes para membranas são (POWER.GE, 2016):

- Controlar as incrustações com eficiência, incluindo carbonato de cálcio, sulfato de cálcio, sulfato de bário, sulfato de estrôncio, fluoreto de cálcio, ferro, material coloidal, sílica e outros contaminantes orgânicos e inorgânicos
- Compatível com a maioria das membranas de NF
- Necessidade reduzida de lidar com ácido sulfúrico ou clorídrico
- Custos de limpeza e manutenção reduzidos
- Custos operacionais reduzidos
- O intervalo de dosagem típico está entre 0,5 e 4 mg / L, para o estudo tomou-se 4 mg/L
- Os sistemas de NF operam a índices de recuperação mais altos devido à incrustação reduzida.

G) Mão de obra

A equipe de trabalhadores será conformada por quatro (4) funcionários para supervisionar o sistema no sistema 24-7 brasileiro (24 horas por dia, 7 dias por semana). Eles também podem realizar análises químicas. O salário mensal individual é de R \$ 1300,00 (MELO, 2016).

Vale ressaltar que o salário mínimo no Brasil é de R \$ 937,00 / mês (valor válido a partir do 01/01/2017 segundo a Lei nº 13.152/2015). Na Tabela 4-15 apresenta-se os custos de mão de obra.

Tabela 4-15: Custo Mao de obra na planta de dessalinização de nanofiltração

Custo Mão De Obra - 4 Funcionários + 1 revezante				
Componente	Quantidade	Valor Unitário R\$	Parcial R\$/mês	Parcial/ano
Funcionários	4	1300	5200,00	62400,00
Revezante	1	1300	1300,00	15600,00
Custo total			R\$ 6500,00	R\$ 78000,00

Fonte: Autor (2017).

H) Responsável químico

O técnico químico ou responsável da parte química deverá ter uma formação mínima de Bacharelado ou engenharia química para realizar o controle das características físico-químicas, bacteriológicas, metais pesados, entre outros. Enfim o controle da qualidade da água para consumo será responsabilidade do químico, para assim se houver uma fiscalização ter certeza absoluta que os parâmetros estão de acordo com a legislação vigente. O responsável técnico terá um salário de R\$ 3000,00 por mês, tendo um contrato renovado anualmente o que significa um valor de R\$ 36000,00 por ano.

I) Encargos trabalhistas

Os encargos trabalhistas no Brasil representam um 62% (BRIÃO et al., 2016). A Tabela 4-16 apresenta o detalhamento dos encargos trabalhista nos funcionários que representam a Mão de Obra e o profissional químico, além de mostrar os valores do Seguro e Manutenção que são de 0,6% e 0,5% respectivamente.

Tabela 4-16: Encargos trabalhistas do cenário 1

Descrição	%	Valor
Encargos	62,00%	R\$ 70680,00
Seguros	0,6%	R\$ 684,00
Manutenção Equipamentos	0,5%	R\$ 570,00
Encargos Trabalhistas		R\$ 71934,00

Fonte: Autor (2017).

J) Energia elétrica da planta de dessalinização

A energia necessária para coletar a água bruta do SAG praticamente esta referida ao sistema de bombeamento, por tanto a potência da bomba submersa estará em função da profundidade do poço tubular e da vazão necessária para o modelo. Para nosso caso a profundidade do poço em Marcelino Ramos/RS tem uma profundidade de 846 metros. Na Tabela 4-17 apresenta-se a contabilização da energia elétrica necessária por mês e por ano e o custo total, tomando como referência o custo da energia referente ao mês de julho/2016 no Brasil.

Tabela 4-17: Vazões de entrada ao sistema e do SAG no cenário 1

Componente	Valor	Unidade
F=	1176,04	m ³ /d
W=	3494,01	m ³ /d
$\Delta P=$	20,00	Bar
Eficiência $\eta =$	0,88	

Fonte: Autor (2017).

As potências das bombas foram calculadas com a Equação 3-7 mostrada no item 3.4.3, por tanto na Tabela 4-18 apresenta-se os valores das potencias calculadas e a energia necessária por mês e ano, com o respectivo custo em reais.

Tabela 4-18: Potencia das bombas e custo de energia total do Cenário 1

Equipamento	Potencia (kW)	Potencia (HP)	Potencia Adot. HP	C.U.* (R\$/kWh)	Total (kW-h/ano)	Total (R\$/mês)	Total (R\$/ano)
Bomba NF	30,94	41,45	50	0,397	312303,35	10332,0	123984,4
Bomba do poço	45,95	61,58	80	0,397	499685,36	16531,3	198375,1
Uso em geral	15,00	20,1	20,1	0,397	125545,95	4153,5	49841,7
Produção de água (m ³ /ano)			1168000	Total (kWh/ano) Energia	937535 0,80	Total (R\$/mês) Total	31016,8 372201,3

	(kWh/m ³)	(R\$/ano)
*C.U. Custo Unitário		
Fonte: Autor (2017).		

Note-se que a energia por metro cubico tratado é de 0,80 kWh/m³, autores como BIRNHACK; SHLESINGER; LAHAV (2010) mostraram que os valores de energia para dessalinizar água salobra mediante Osmose Reversa tem um custo na faixa de 2-3 kWh/m³, para POULLIKKAS (2001) que realizou um algoritmo de analise econômico numa planta de dessalinização com membranas de osmose reversa a energia gasta é de 4.5- 4.6 kWh/m³.

K) Disposição do concentrado (salmoura)

A salmoura poderia ter muitos destinos aproveitáveis e não aproveitáveis, em todos os cenários consideramos a reconstituição da água do SAG do volume da salmoura, diluindo-a com o mesmo esgoto numa relação de diluição 1/20.

O custo de tratamento de esgoto no RS/Brasil disposto pela CORSAN (2016) é de R\$ 3,43/m³, o qual representa um 70% do custo da água potável proporcionada por dita empresa. Com tudo o custo de tratar o volume de água de salmoura para o Cenário 1 é de R\$ 351.950,00/ano o mesmo representa o 34% do custo total anual.

4.6.3.1.3 Custo total Cenário 1

O cenário um (1) apresenta valores de investimento e custos operacionais descritos na **Erro! Fonte de referência não encontrada.** para a condição crítica de fluoretos com 2 mg/L na água bruta, para tanto foi simulada os custos e projeções para os valores de 3 e 4 mg/L para assim ter um intervalo do custo de água tratada.

Na Tabela 4-20 apresenta-se a tabela geral do custo mínimo para tratar água salobra no Aquífero do Guarani com uma pressão de 2 Mpa, um fator de concentração de quatro VRR=4 ou FC=4 e utilizando o modelo 1 mostrado na Figura 3-2.

O custo de tratamento da água salobra do SAG no cenário 1 oscila entre os valores R\$ 0,90-1,49 reais/m³ ou em dólares de USD 0,28-0,46 valores correspondentes às concentrações de fluoretos da água de alimentação ao sistema de membranas de NF. Na **Erro! Fonte de referência não encontrada.** apresenta-se os valores do custo de tratamento da água salobra em função da concentração de fluoretos.

Tabela 4-19: Custos de tratamento do Cenário 1 em função da concentração de fluoretos

Custo R\$/m ³	Custo USD/m ³	F ⁻¹ (mg/L)
0,90	0,28	2
1,29	0,40	3
1,49	0,46	4

Fonte: Autor (2017).

Tabela 4-20: Custos de dessalinização da água do Aquífero Guarani com diferentes proporções de mistura de água bruta e permeado e fatores de concentração ou mistura.

Cenário 1	Fator Concentração =	4,00	B/P= 2,63	FC =	4,00	B/P= 0,81	FC=	4,00	B/P= 0,45	
Investimento	Tempo	Invest, (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais	Invest, (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais	Invest, (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais
Perfuração de Poços	25	673700,0	26948,0	2,6	673700,0	26948,0	1,8	673700,0	26948,0	2,6
Instalação do Poço	25	214703,2	8588,1	0,8	214703,2	8588,1	0,6	214703,2	8588,1	0,8
Equipamento Nanofiltração	25	300000,0	12000,0	1,1	350000,0	14000,0	0,9	350000,0	14000,0	1,3
Tanque de armazenamento	25	24000,0	960,0	0,1	24000,0	960,0	0,1	24000,0	960,0	0,1
Construção Civil	25	82876,0	3315,0	0,3	82876,0	3315,0	0,2	82876,0	3315,0	0,3
Consultoria	25	10000,0	400,0	0,0	10000,0	400,0	0,0	10000,0	400,0	0,0
Total Investimento (R\$)		1305279,2	52211,2	4,9	1355279,2	54211,2	3,6	1355279,2	54211,2	3,1
Custos Operacionais	Tempo	Invest, (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais	Invest, (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais	Invest, (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais
Manutenção do poço	Anual	-	17768,1	1,7	-	17768,1	1,2	-	17768,1	1,0
Manutenção NF	Anual	-	6000,0	0,6	-	7000,0	0,5	-	7000,0	0,4
Troca de membranas	Anual	-	19243,8	1,8	-	36563,2	2,4	-	44260,7	2,5
Cartuchos de filtro	Anual	-	4000,0	0,4	-	7600,0	0,5	-	9200,0	0,5
Manutenção Const.Civil	Anual	-	2610,6	0,2	-	2710,6	0,2	-	2710,6	0,2
Produtos químicos	Anual	-	30000,0	2,8	-	30000,0	2,0	-	30000,0	1,7
Mão de Obra	Anual	-	78000,0	7,4	-	78000,0	5,2	-	78000,0	4,5
Técnico químico	Anual	-	36000,0	3,4	-	36000,0	2,4	-	36000,0	2,1
Encargos trabalhistas	Anual	-	71934,0	6,8	-	71934,0	4,8	-	71934,0	4,1
Energia água do SAG	Anual	-	248216,8	23,5	-	248216,8	16,5	-	248216,8	14,3
Energia equipo NF	Anual	-	123984,4	11,8	-	198375,1	13,2	-	247968,9	14,3
Disposição concentrado	Anual	-	351950,0	33,4	-	703900,0	46,8	-	879875,0	50,6

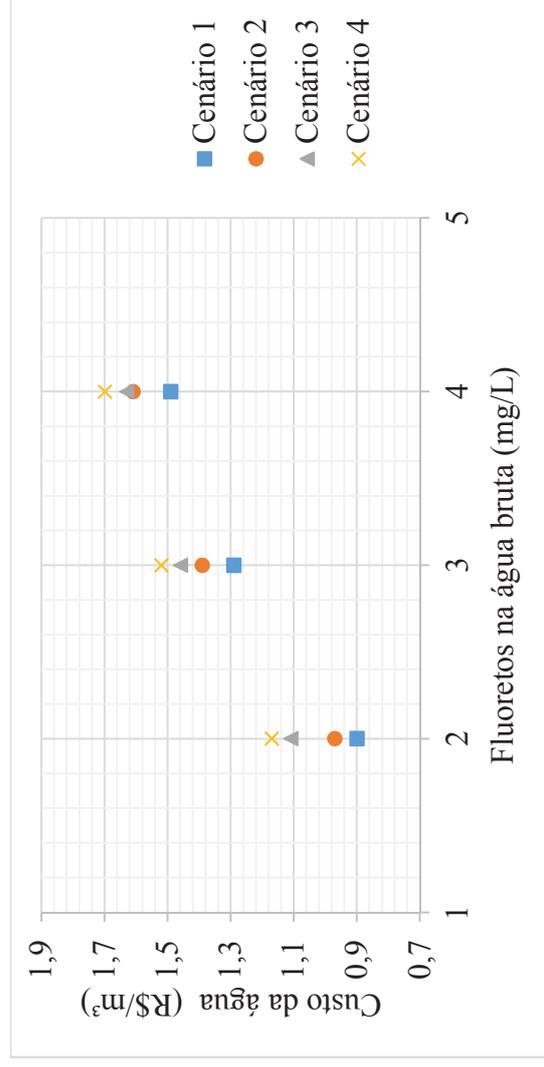
TOTAL Custos Operacionais	-	989707,7	93,8	-	1438067,8	95,5	-	1672934,1	96,1
Despesas Fixas									
Despesas Administrativas	Anual	-	12935,6	1,2	-	12935,6	0,9	-	12935,6
Total despesas Fixas		-	12935,6	-	-	12935,6	-	-	12935,6
TOTAL (R\$)		-	1054854,5	100,0	-	1505214,6	100,0	-	1740080,9
Água produzida (m ³ /ano)		1168000,0			1168000,0			1168000,0	
Custo de água tratada (R\$/m ³)		0,90			1,29			1,49	
Custo de água tratada (US\$/m ³)		0,28			0,40			0,46	

B/P: Relação entre Água bombeado do Poço / Permeado do sistema de NF

Fonte: Autor (2017).

Os custos de todos os cenários são apresentados na Figura 4-5, e o detalhamento das tabelas de cada cenário pode ser visto no Apêndice 2.

Figura 4-5: Custos de tratamento da água salobra com diferentes concentrações de entrada



Fonte: Autor (2017).

4.6.4 Indicadores Econômicos e planilhas financeiras dos cenários na situação de certeza

4.6.4.1 Indicadores Econômicos do Cenário 1

Deve-se tomar em conta que o custo para tratar água salobra no cenário 1 com uma concentração de fluoretos de 2 (mg/L) na água bruta é de R\$ 0,90 /m³, este valor representa o custo de tratamento na planta de dessalinização, para descobrir a rentabilidade do negócio, optou-se por simular valores de venda da água para a população de 10.000 habitantes.

Os valores de venda não devem ser excessivamente altos, para tanto simulou-se na planilha financeira a fim de analisar se os indicadores são atrativos.

Na Tabela 4-22 apresenta-se a planilha financeira do cenário 1 com o custo mínimo de 1,1 R\$/m³ que o torna viável. O preço de venda para o usuário estará em função do equilíbrio econômico e as análises na situação de incerteza, sensibilidade e risco.

Obteve-se de forma geral analisando os quatro cenários, um valor mínimo de venda para o usuário de 1,4 R\$/m³, valor representativo para que os quatro cenários se tornem viáveis, em outras palavras o valor de 1,4 R\$/m³ representa o valor mínimo para o cenário 4 (alternativa mais cara) ser viável e por tanto os outros três cenários também serão viáveis (cenário 1, 2 e 3). A planilha correspondente a dito valor é apresentada na Tabela 4-23. E o detalhamento econômico de cada cenário se apresenta no Apêndice 3.

Os indicadores econômicos na situação de certeza do cenário um (1) são viáveis quando o valor de venda da água tratada é de 1,1 (R\$/m³), valor mínimo para que o negócio ou empresa tenha um retorno aceitável e presente viabilidade econômica. Na Tabela 4-21 apresenta-se os valores dos indicadores econômicos para o cenário 1.

Tabela 4-21: Indicadores econômicos do cenário 1 na condição de certeza

Preço do produto (R\$/m ³)	VPL (R\$)	VA (R\$)	TIR (%)	Payback simples (anos)	Payback descontado (anos)
1,1	279573,33	45499,27	12,29%	8 e 9	17 e 18

Fonte: Autor (2017).

Tabela 4-22: Planilha avaliação econômica utilizando somente capital próprio para o investimento inicial no Cenário 1, preço de venda 1,10 reais (valor mínimo da água tratada para a alternativa ser viável)

Descrição	0	1	2...	24	25	Informações	Entrada	Informações	Entrada
Receita Bruta						Produção	1168000	Preço	1,1
(-) Imp. Prop. Vendas		1.220.560	1.284.800	1.284.800	1.284.800	Imp Venda	8,95%	Cap Prod	95.00%
(=) Receita Líquida		109.240	114.990	114.990	114.990	Custo Var	0		
(-) Custo Var. Prod.		1.111.320	1.169.810	1.169.810	1.169.810	Custo Fixo	989707,70		
(-) Custo Fixo Prod.		0	0	0	0	Desp. Var	0		
(=) Lucro Bruto		989.708	989.708	989.708	989.708	Desp. Fixa	12.936		
(-) Despesa Variável		121.612	180.103	180.103	180.103				
(-) Despesa Fixa		0	0	0	0				
(-) Desp. Financeiras		12.936	12.936	12.936	12.936				
(+) Venda ativo (VR) Valor residual		0	0	0	0				
(=) Lucro Líq c/IR		108.677	167.167	167.167	1.131.716	VR Original	615.369	VR Futuro	1.288.447
(-) Depreciação		0	0	0	1.298.883	Taxa Dep	0%		
(=) Lucro Tributável		108.677	167.167	167.167	1.298.883	IR/CSLL	0%		
IR (e CS)		-	-	-	-				
LL s/IR=LL c/IR-IR		108.677	167.167	167.167	1.298.883				
(-) Amortização		0	0	0	0				
Investimento	-1.305.279					Inv Fixo	1.305.279	Cap Giro	10%
(+) Financiamento	0					% Financ		Cap Giro	130.528
(+) Capital de Giro		0	0	0	175.419	Tx Financ		Cap Giro VF	175.419
FC Financeiro	-1.305.279	108.677	167.167	167.167	1.474.302	TMA:	10%	Inflação	3%
FC Descontado		98.797	138.155	16.972	136.072				
VP do FC futuro:	1.584.853								
VPL:	279.573								
TIR:	12,29%								
Payback Descontado:	entre 17 e 18								

Fonte: Autor (2017).

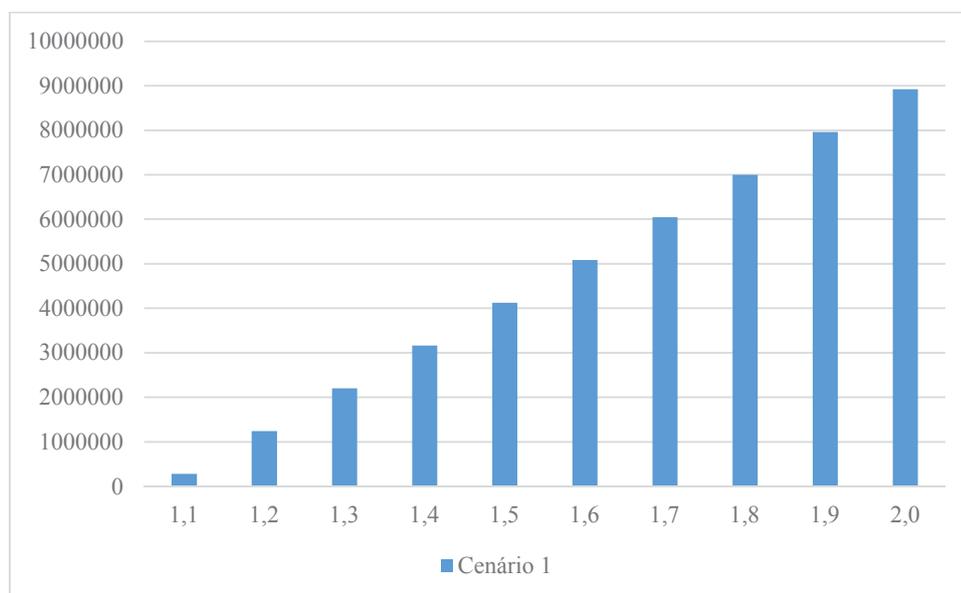
Tabela 4-23: Planilha avaliação econômica utilizando somente capital próprio para o investimento inicial no Cenário 1, preço de venda 1,40 reais (valor referência para comparar os quatro cenários)

Descrição	0	1	2	24	25	Informações	Entrada	Informações	Entrada
Receita Bruta		1.553.440	1.635.200	1.635.200	1.635.200	Produção	1168000	Preço	1,4
(-) Imp. Prop. Vendas		139.033	146.350	146.350	146.350	Imp Venda	8,95%	Cap Prod	95.00%
(=) Receita Líquida		1.414.407	1.488.850	1.488.850	1.488.850	Custo Var	0		
(-) Custo Var. Prod.		0	0	0	0	Custo Fixo	989707,70		
(-) Custo Fixo Prod.		989.708	989.708	989.708	989.708	Desp. Var	0		
(=) Lucro Bruto		424.699	499.142	499.142	499.142	Desp. Fixa	12.936		
(-) Despesa Variável		0	0	0	0				
(-) Despesa Fixa		12.936	12.936	12.936	12.936				
(-) Desp. Financeiras		0	0	0	0				
(+) Venda ativo (VR) Valor residual		0	0	0	0	VR Original	615.369	VR Futuro	1.288.447
(=) Lucro Líq c/IR		411.764	486.206	486.206	1.617.922	Taxa Dep	0%		
(-) Depreciação		0	0	0	0	IR/CSLL	0%		
(=) Lucro Tributável		411.764	486.206	486.206	1.617.922				
IR (e CS)		-	-	-	-				
LL s/IR=LL c/IR-IR		411.764	486.206	486.206	1.617.922				
(-) Amortização		0	0	0	0				
Investimento		-1.305.279				Inv Fixo	1.305.279	Cap Giro	10%
(+) Financiamento		0				% Financ		Cap Giro	130.528
(+) Capital de Giro		0	0	0	175.419	Tx Financ		Cap Giro VF	175.419
FC Financeiro		-1.305.279	486.206	486.206	1.793.341	TMA:	10%	Inflação	3%
FC Descontado		374.331	401.823	49.362	165.518				
VP do FC futuro:		4.466.282							
VPL:		3.161.003							
TIR:		35,75%							
Payback Descontado:		entre 3 e 4							

Fonte: Autor (2017).

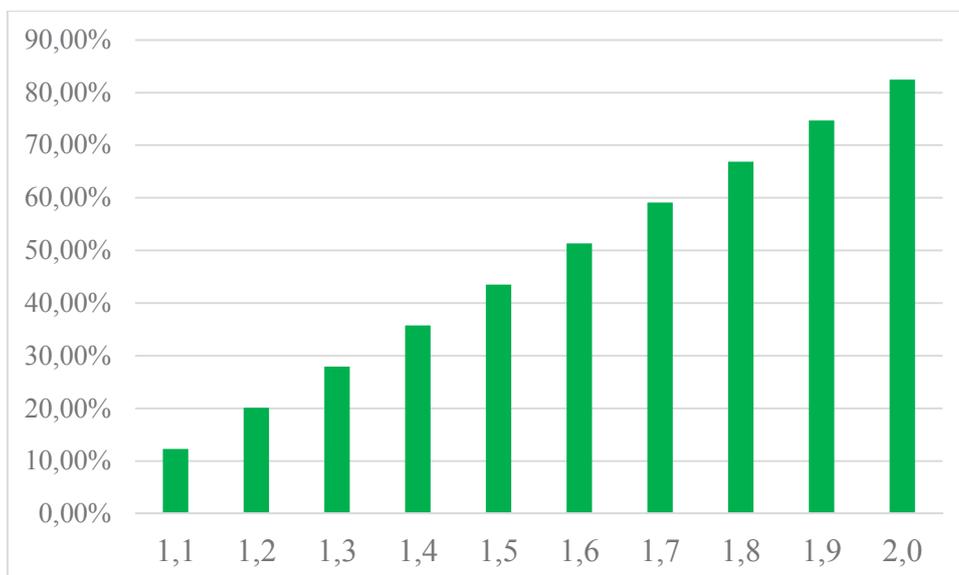
Após encontrar o preço mínimo da água tratada para o cenário 1, fez-se uma projeção com valores de venda de R\$ 1,1 a 2,0/m³ e seus respectivos indicadores, apresentados na Figura 4-6 e Figura 4-7.

Figura 4-6: Valores projetados de VPL, VA do cenário 1



Fonte: Autor (2017).

Figura 4-7: Valores do TIR para diferentes preços da água tratada no cenário 1

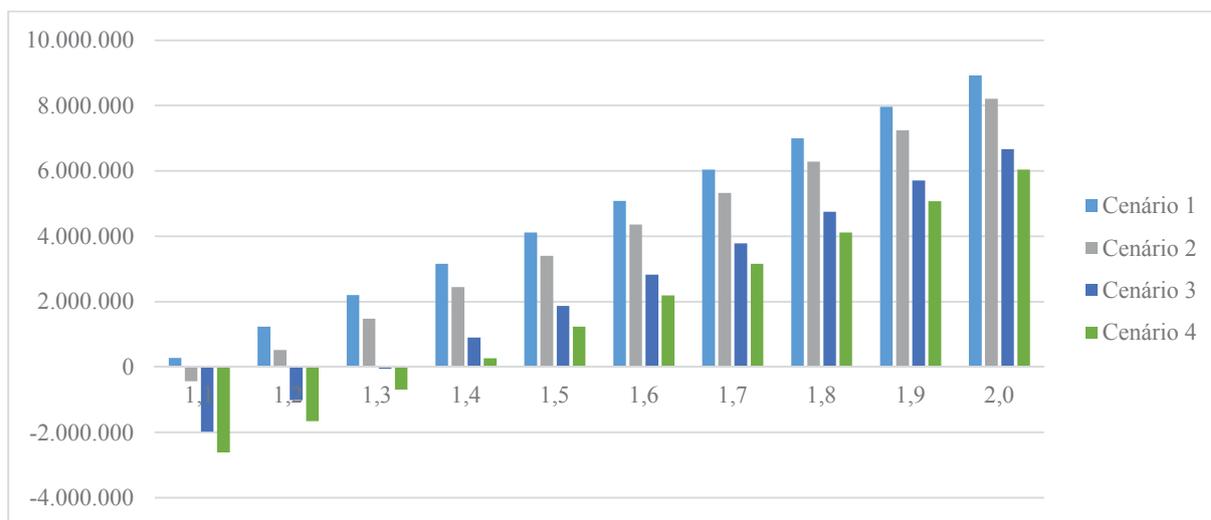


Fonte: Autor (2017).

4.6.4.2 Comparação de indicadores econômicos dos quatro cenários

Os indicadores do Valor Presente Líquido (VPL) de cada cenário são apresentados na Figura 4-8.

Figura 4-8: Comparação dos indicadores econômicos VPL de cada cenário

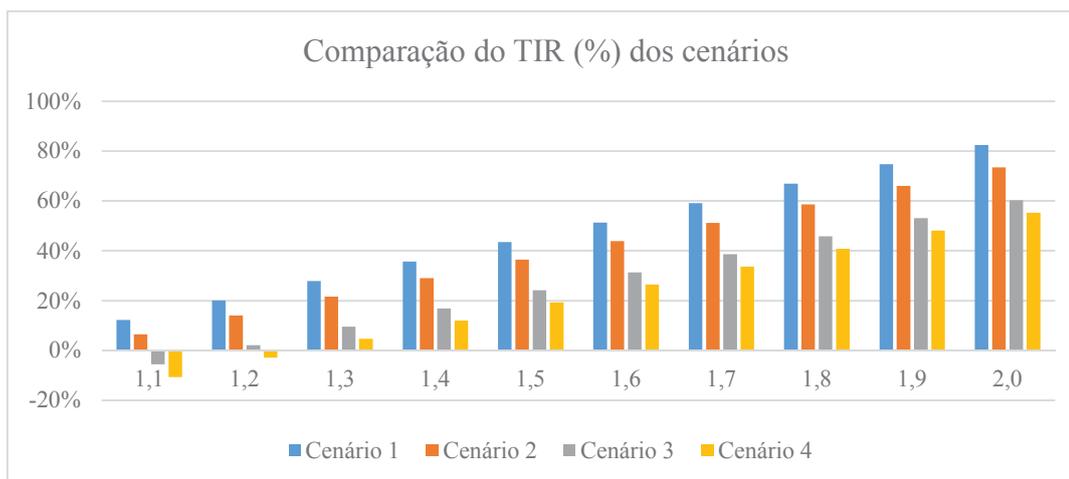


Fonte: Autor (2017).

Observa-se nos resultados dos quatro cenários que os valores mínimos de venda da água tratada para o usuário deveria ser: 1,1; 1,2; 1,4 e 1,4 nos cenários 1, 2, 3 e 4 respectivamente para eles serem viáveis economicamente, por tanto o cenário 1 é o melhor cenário em dar o maior valor presente líquido e dar o melhor retorno para a planta de dessalinização.

Valores da Taxa interna de retorno dos quatro cenários são apresentados na Figura 4-9. Observe-se que cada TIR dos cenários está em função do valor à que será vendida, oscilando de 1,1 – 2,0 R\$/m³.

Figura 4-9: Comparação do TIR dos quatro cenários



Fonte: Autor (2017).

4.6.5 Resumo da análise econômica do cenário escolhido

Os quatro cenários apresentaram suas vantagens e desvantagens, mostrando diferentes custos de água tratada pelo processo de dessalinização com membranas de NF. Para tanto chegou-se a uma decisão final, escolhendo-se o cenário 1, a Tabela 4-24 apresenta os fatores econômicos do cenário 1 na situação de certeza.

Tabela 4-24: Resumo da análise econômica do melhor cenário (cenário 1)

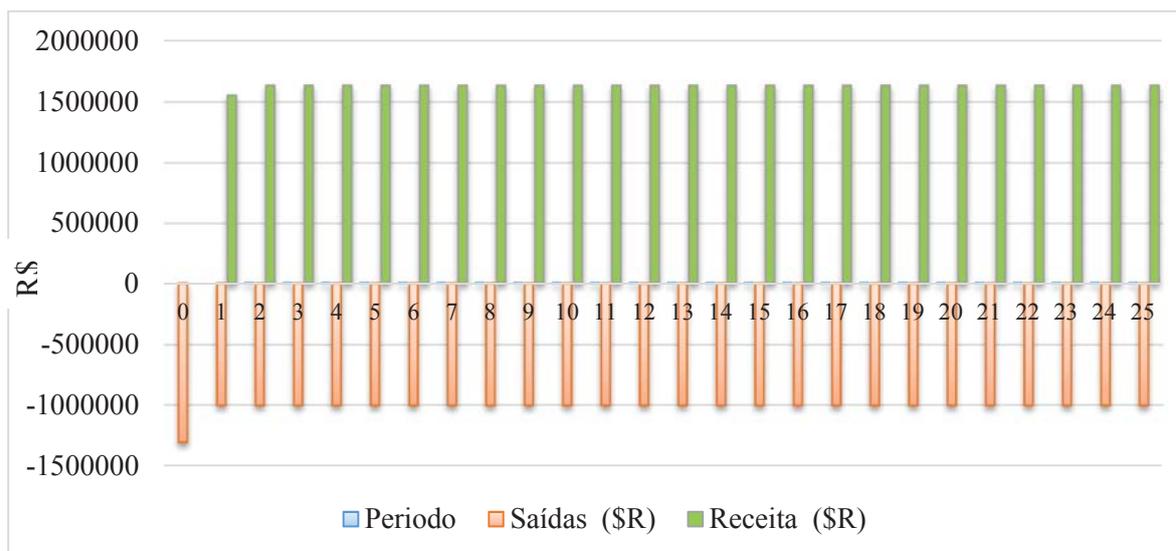
Análise econômica	Indicadores econômicos (TMA = 10%)			
	Custo da água tratada: 0,90 R\$/m ³ ; Custo de venda: 1,4 R\$/m ³			
CERTEZA	Com investimento próprio		Com financiamento	
	VPL	3161003	VPL	3268376
	VA	514439	VA	531913
	TIR	35,75%	TIR	66,72%

Fonte: Autor (2017).

4.6.5.1 Fluxo de caixa do cenário escolhido (cenário 1)

O fluxo de caixa resume as entradas e saídas efetivas de dinheiro ao longo do tempo, permitindo desse modo, conhecer a rentabilidade e a viabilidade econômica do projeto, representando a renda econômica gerada pelo projeto de dessalinização durante sua vida útil de 25 anos, como mostrada na Figura 4-10.

Figura 4-10: Fluxo de caixa da melhor alternativa – Cenário 1



Fonte: Autor (2017).

4.6.6 Comparação do custo calculado com a literatura

Os custos de tratamento e produção de água no mundo da dessalinização tem sido desenvolvido ao longo das últimas décadas. Até 2009 mais de 15.000 plantas de dessalinização estavam em operação em todo o mundo, sendo aproximadamente metade delas plantas de osmose inversa (LOUTATIDOU, 2014).

Embora muitos países tenham começado a utilizar a dessalinização para produzir água potável, nenhuma região do mundo implementou a dessalinização tão amplamente quanto o Oriente Médio, onde 50% da produção mundial de água dessalinizada está instalada (LOUTATIDOU, 2014).

Para realizar a comparação do custo de tratamento da planta de dessalinização calculada, será empregado um método comparativo com a moeda internacional USD (\$ dólares) por cada metro cubico tratado. O custo pelo Cenário 1 de um sistema de dessalinização por processos de separação de membranas de nanofiltração tem um custo na faixa de 0,28-0,46 \$.

Segundo MEZHER et al. (2011), o custo de água tratada por osmose inversa está na faixa de 0,2-0,7 \$/m³, efetivamente nosso custo é menor num contexto geral, isto devido à quantidade inferior de membranas de NF no sistema de dessalinização e a menor energia empregada no sistema. O cenário 1 requer energia na faixa de 0,80 – 1,07 (kWh/m³) e MEZHER et al. (2011) mostra que a energia requerida está entre 2,0 – 3,0 (kWh/m³).

Uma análise de ASSAF (2001) mostrou um custo de produção de água doce a partir de poços subterrâneos com salinidade baixa de 0,27 (\$/m³); o custo de água superficial canalizada é de 0,48 (\$/m³). Também mostrou que água dessalinizada mediante processos de OI tem um custo para o consumidor de 0,75 (\$/20 litros), valor extremadamente elevado para o usuário, mas necessário para manter e operar o sistema. Comparando nosso custo de 0,28 (\$/m³) é uma grande vantagem aplicar um sistema de NF.

O custo anual refletido (baseado nas condições do mercado indiano) para a produção de água potável livre de flúor envolvendo a tecnologia de tratamento à base de membrana de nanofiltração é de 1,17 \$ por m³ (CHAKRABORTTY; ROY; PAL, 2013). Cabe-se mencionar que o custo do cenário 1 é na faixa de 0,28 - 0,46 (\$/m³) também por PSM de nanofiltração e observa-se que é ainda mais viável economicamente.

Sem a consideração do investimento na perfuração e instalação do poço subterrâneo, o custo de tratamento da água salobra está na faixa de 0,27-0,45 U\$/m³, uma diminuição relativamente pequena.

5 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Este estudo fez uma breve descrição do abastecimento de água no sul Brasil, mostrando que o país deveria implementar a dessalinização como alternativa para atender a demanda de água para consumo humano em áreas propensas à seca. O capítulo apresenta as conclusões principais do trabalho realizado.

5.1 Conclusões do trabalho desenvolvido

Após uma análise técnica e econômica mostrou-se que o cenário 1 é o mais viável tecnicamente e economicamente, que utiliza um modelo de mistura do permeado e a água salobra do poço, com um custo de tratamento na faixa de 0,90-1,49 R\$/m³ ou 0,28-0,46 U\$/m³, para concentrações de fluoreto na faixa de 2,0-4,0 (mg/L).

Coletou-se e caracterizou-se com sucesso as amostras do SAG, obtendo valores elevados em fluoretos e sulfatos na ordem de 4,50±0,11 (mg/L F⁻) e 284,37±0,24 (mg/L SO₄⁻²). Por meio dos ensaios foi possível perceber a alta eficiência, que as membranas de nanofiltração podem ter na remoção dos parâmetros para potabilização da água. Os resultados das caracterizações físico-químicas permitem fazer uma seleção de quais parâmetros físico-químicos são os mais importantes para seguir analisando profundamente, já que alguns poderiam se apresentar em pequenas concentrações.

Demonstrou-se que o aumento da pressão aplicada à alimentação de membrana NF favoreceu o fluxo de permeado. A condição de funcionamento de 20 (Bar) e 30 (°C) foi a melhor estratégia para a dessalinização da água do SAG por nanofiltração.

O melhor fator de concentração no módulo de membranas foi de quatro (FC=4), tendo 75% de permeado e 25% de concentrado no sistema de NF.

Estudou-se o desempenho do cenário 1 (melhor cenário) com PSM de NF a uma pressão de 2 MPa e um fator concentração de quatro, alcançou-se um fluxo de permeado de $116,98 \pm 0,46$ (L m⁻²h⁻¹), e obteve-se rejeições dos SDT na ordem de (82,5±1,2)%, Cloretos (67,8±0,2)%, Sulfatos (70,0±0,1)%, Fluoretos (90,7±0,3)% e Condutividade Elétrica (80,0±0,4)%.

O cenário 1, teve as melhores respostas em rejeição, fluxo e menor área de membranas necessária para a planta de dessalinização dos 10000 habitantes numa cidade de pequeno porte. A nanofiltração demonstrou-se promissora para o tratamento de águas salobras do SAG, pois apresentou rejeições de Sulfatos em 70%, cloretos em 85%, fluoretos em 95% e SDT em 85%.

A análise da viabilidade econômica na condição de certeza mostrou que o cenário 1 é o mais viável mostrando um Valor Presente Líquido de 3.161.003,00 R\$, TIR de 35,75% e Payback Descontado entre 3 a 4 anos (o investimento será recuperado nesse período), o preço da venda da água é 1,4 R\$/m³, com uma vida útil de 25 anos da planta de dessalinização.

5.2 Recomendações para trabalhos futuros

Recomenda-se para trabalhos futuros os seguintes aspectos:

- Realizar ensaios de longa duração controlando a temperatura do equipamento com troca de energia térmica.
- Investigar a profundidade possíveis incrustações nas membranas realizando um análise da morfologia das membranas por meio de um microscópio eletrônico de varredura (MEV), disponível no laboratório de Engenharia Mecânica da UPF.
- Os parâmetros obtidos com a membrana de configuração espiral atenderam os limites esperados para abastecimento. É importante ainda considerar as próximas condições a serem testadas como pontos centrais, com variações entre a pressão e temperatura para verificar a influência nas variáveis de resposta. Para confirmar o comportamento de fluxo das membranas é necessário maior tempo de filtração, o tempo máximo

alcançado foi de 60 minutos, embora pretende-se chegar a filtrar entre 90 a 120 min, e assim examinar novos resultados.

- Realizar a avaliação do impacto ambiental da instalação da planta de dessalinização e disposição do concentrado, para completar o terceiro pilar da sustentabilidade e concluir se o projeto é sustentável.
- Investigar as tecnologias de energias renováveis integradas com sistemas de dessalinização.
- Aplicar o modelo matemático desenvolvido por CHAKRABORTTY;ROY;PAL (2013) para capturar os fenômenos de transporte durante a remoção por nanofiltração de flúor de águas subterrâneas contaminadas.

REFERÊNCIAS

AFRASIABI, Nima; SHAHBAZALI, Elnaz. RO brine treatment and disposal methods. **Desalination and Water Treatment**, v. 35, n. 1-3, p. 39-53, 2011.

ALMULLA, Asam; HAMAD, Ahmad; GADALLA, Mohamed. Integrating hybrid systems with existing thermal desalination plants. **Desalination**, v. 174, n. 2, p. 171-192, 2005.

ANA, **Agencia Nacional de Águas. Balanço das Águas**. Publicação Anual do balanço das águas no Brasil, n.4, junho 2015.

ANQI, Ali E.; ALKHAMIS, Nawaf; OZTEKIN, Alparslan. **Numerical simulation of brackish water desalination by a reverse osmosis membrane**. *Desalination*, Saudi Arabia, n. 369, p.156-164, 2015.

APHA. American Public Health Association, Standard methods for the examination of water and wastewater, A Joint Publication of the American Public Health Association, the American Water Works Association (AWWA), and the Water Environment Federation (WEF), 22th edition, 2012.

ARAUJO, L. M.; FRANÇA, A. B.; POTER, P. E. **Hydrogeology of the Mercosul Aquifer System in the Paraná and Chaco-Paraná Basins, South America, and comparison with the Navajo-Nugget Aquifer System, USA**. *Hydrogeology Journal*, Heidelberg, v. 7, p. 317-336, 1999.

ARGENTINA, Normas oficiales para la calidad del agua Argentina. **Disposiciones de la ley 18284** (código alimentario argentino) sobre águas. Art. 382. Modificado 1994.

ARTO, I.; ANDREONI, V.; RUEDA-CANTUCHE, J. M. **Global use of water resources: A multiregional analysis of water use, water footprint and water trade balance**. Water Resources and Economics, 2016.

ASSAF, Said A. **Existing and the future planned desalination facilities in the Gaza Strip of Palestine and their socio-economic and environmental impact**. Desalination, v. 138, n. 1, p. 17-28, 2001.

ATRA, R.; VATAI, G.; BEKASSY-MOLNAR, E.; BALINT, A. **Investigation of ultra and nanofiltration for utilization of whey protein and lactose**. Journal of Food Engineering, v. 67, n. 3, p. 325-332, 2005.

BAKER, Richard W. **Membrane technology and applications**. John Wiley & Sons, Ltd, p. 1-173, 2012.

BALDASSO, C. **Concentração, Purificação e Fracionamento das Proteínas do Soro Lácteo através da Tecnologia de Separação por Membranas**. Dissertação (Mestrado em Engenharia), Universidade Federal Do Rio Grande Do Sul, Porto Alegre, RS, 2008.

BETTIOL, Vanderlei Rodrigo. **Estudo da influência do ClO_2 sobre membranas de poliamida para osmose inversa**. 2004.

BIRNHACK, Liat; SHLESINGER, Noa; LAHAV, Ori. **A cost effective method for improving the quality of inland desalinated brackish water destined for agricultural irrigation**. Desalination, v. 262, n. 1, p. 152-160, 2010.

BOLIVIA, Norma Boliviana NB-512. **Reglamento Nacional para el control de la calidad del Agua para Consumo humano**. Nov. 2005.

BONFANTE, T. M. Análise da viabilidade econômica de projetos que visam à instalação de biodigestores para o tratamento de resíduos da suinocultura sob as ópticas do Mecanismo de Desenvolvimento Limpo (MDL) e da geração de energia. Dissertação Programa de Pós Graduação em Administração de Organizações. Faculdade de Economia, Administração e Contabilidade de Ribeirão Preto. USP. São Paulo, 2010.

BRANDT, D.C.; LEITNER, G.F. e LEITNER, W.E., In: AMJAD, Z. **Reverse Osmosis-Membrane Technology, Water Chemistry and Industrial Applications**, Chapman&Hall, Capítulo 1, 1992.

BRASIL, Banco Central do Brasil, **Remuneração dos depósitos de Poupança**. Disponível em: <<http://www4.bcb.gov.br/pec/poupanca/poupanca.asp>>. Acesso em: 10/02/2017.

BRASIL. **Impostos Simples Nacional**. 2016. Receita Federal. Disponível em: <<https://www.contabilizei.com.br/contabilidade-online/anexo-1-simples-nacional>>. Acesso em: 10 set. 2016.

BRASIL. Lei nº 11.196, de 21 de novembro de 2005, arts. 28 a 30 e Decreto nº 5.602. Pis/pasep e Cofins. Brasília. 2005. Disponível em: <http://www.planalto.gov.br/ccivil_03/_ato2004-2006/2005/lei/111196.htm>. Acesso em: 10 fev. 2017.

BRASIL. Ministério da Saúde. Portaria 2914, de 2011. **Estabelece os procedimentos e responsabilidades relativos ao controle e vigilância da qualidade da água para consumo humano e seu padrão de potabilidade, e dá outras providências.** Brasília, 2011. Disponível em: <http://bvsms.saude.gov.br/bvs/saudelegis/gm/2011/prt2914_12_12_2011.html>. Acesso em: 20 fev. 2015.

BREALEY, R. A.; MYERS, S. C. Principles of Corporate Finance. 6 ed. Boston: McGraw-Hill, 2000.

BRIÃO, Vandrê Barbosa et al. **Economic assessment of the desalination of the Guarani Aquifer System by reverse osmosis to produce potable water in southern Brazil.** Desalination and Water Treatment, p. 1-12, 2015.

BRIÃO, Vandrê Barbosa et al. **Reverse osmosis for desalination of water from the Guarani Aquifer System to produce drinking water in southern Brazil.** Desalination, v. 344, p. 402-411, 2014.

BUARQUE, Cristovam. Avaliação Econômica de Projetos. Rio de Janeiro: Campus, 1991.

BURN, Stewart et al. **Desalination techniques—a review of the opportunities for desalination in agriculture.** Desalination, v. 364, p. 2-16, 2015.

BV. LENNTECH. **Nanofiltração.** 2012. Disponível em: <<http://www.lenntech.com/processos/pesticida/nanofiltracao/nanofiltracao.htm#ixzz3nQqbbrF4>>. Acesso em: 29 set. 2015.

CALEGARI, Washington. **Reserva sul-americana pode beneficiar 100 milhões de pessoas.** Aun Usp, São Paulo, v. 34, n. 1, p.1-2, 2001. Disponível em: <<http://www.usp.br/aun/exibir?id=54#>>. Acesso em: 13 maio.2016.

CAMPOS, H. C. N. S. **Mapa Hidrogeológico do Aquífero Guarani**, escala 1:2.500.000. Editado pela ISOMAPA – Consultoria e Projetos Ltda. São Paulo, Brasil. 1996.

CAMPOS, H. C. N. S. **Modelación Conceptual y Matemática del Aquífero Guaraní, (Mapas) Cono Sur.** Acta Geológica Leopoldinense, São Leopoldo, v. 23, n. 4, p. 3-50, 2000.

CARBOCLORO. **Manual das Águas Sanitárias:** Industria Química S.A.. 2017. Disponível em: <<https://www.tratamentodeagua.com.br/artigo/manual-das-aguas-sanitarias/>>. Acesso em: 20 jan. 2017.

CASAROTTO FILHO, N.; KOPITTKE, B. H. Análise de Investimentos: matemática financeira, engenharia econômica, tomada de decisão, estratégia empresarial. 10 Ed. São Paulo: Atlas, 2007.

CASAROTTO FILHO, Nelson; KOPITTKE, Bruno Hartmut. **Análise de investimentos: matemática financeira, engenharia econômica, tomada de decisão, estratégia empresarial**. Atlas, 11 edição, 2010.

CHAKRABORTTY, S.; ROY, M.; PAL, P. **Removal of fluoride from contaminated groundwater by cross flow nanofiltration: Transport modeling and economic evaluation**. Desalination, v. 313, p. 115-124, 2013.

CHAKRABORTTY, Sankha et al. **Water treatment in a new flux-enhancing, continuous forward osmosis design: Transport modelling and economic evaluation towards scale up**. Desalination, v. 365, p. 329-342, 2015.

CHENG, Shuying et al. **Characterization and application of a novel positively charged nanofiltration membrane for the treatment of textile industry wastewaters**. Water Research, Reino Unido, v. 1, n. 46, p.33-42, 2011.

CIRELLI, A. Fernández; OJEDA, C.. **Wastewater management in Greater Buenos Aires, Argentina**. Desalination, Argentina, n. 218, p.52-61, 2008.

CLARKE, J. P. Closing the Business Case. Article in Air Transportation Systems Architecting. April 21, 2004.

COOLEY, Heather; GLEICK, Peter H.; WOLFF, Gary Hartman. Desalination, with a grain of salt: a California perspective. 2006.

CORSAN. Circular 003/16-SUCOM/DC: **Tarifas e custos da água**. 2016. Disponível em: <<http://www.corsan.com.br/upload/arquivos/201606/30112822-tabela-tarifaria-e-precos-dos-servicos-julho-2016-erechim.pdf>>. Acesso em: 04 jan. 2017.

COSTA, Ana Rita; DE PINHO, Maria Norberta. **Performance and cost estimation of nanofiltration for surface water treatment in drinking water production**. Desalination, v. 196, n. 1-3, p. 55-65, 2006.

CURTARELLI, Marcelo Pedroso; SILVA, Daniel José; FERREIRA, Celso Moller. **Estudo do balanço hídrico na bacia do rio Canoas em Urubici, SC, Brasil: subsídio à proteção da zona de recarga direta do Sistema Aquífero Guarani**. Revista Ambiente & Água. Universidade de Taubaté. Taubaté, v. 5, n. 3, p. 108-121, 2010.

DE OLIVEIRA, Luiz Antonio; VIEIRA, Andréa Santos. ESTADO DA ARTE DO SISTEMA AQUÍFERO GUARANI-SAG. **Caminhos de Geografia**, vol. 11, no 34, 2010.

DICKIE, Phil. **Desalination: option or distraction for a thirsty world?**. World Wildlife Fund Global Freshwater Programme, 2007.

DILLON, P.J, et al. **Managed aquifer recharge: an introduction**, Waterlines Report No 13Feb 2009.

DRIOLI, E. et al. **Integrating membrane contactors technology and pressure-driven membrane operations for seawater desalination: energy, exergy and costs analysis**. Chemical Engineering Research and Design, v. 84, n. 3, p. 209-220, 2006.

DUTTA, D.; BHATTACHARYYA, A.; GANGULY, B. N. **Microstructural study of aromatic polyamide membrane material.** *Journal of membrane science*, v. 224, n. 1, p. 127-135, 2003.

Electronic and Steric Effects, Disponível em: www.everyscience.com, Acesso em: 10/01/2017.

EPA - UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY. *Water Quality Standards: Regulations and Resources*, 2015. Disponível em: < <https://www.epa.gov/wqs-tech> >. Acesso em: 12 jan.2017.

ESTILGLASS. Tanques de Fibra de Vidro. 2016. Disponível em: <<http://www.estilglass.com.br/produto/tanques-reservatorios-prfv-fibra-de-vidro-fiberglass/item/tanque-cilindrico-vertical>>. Acesso em: 19 jan. 2017.

FARRUGIA, Beatriz. **A eficiência das membranas de ultrafiltração: Tecnologia de separação por membranas.** 2012. REVISTA TAE. Disponível em: <<http://www.revistatae.com.br/artigos.asp?id=91&fase=c>>. Acesso em: 07 jun. 2016.

FAVETTO, Alicia; CURCIO, Ana; POMPOSIELLO, Cristina. **Magnetotellurics applied to the study of the Guaraní aquifer in Entre Ríos Province**, N-E Argentina. *Journal of South American Earth Sciences*. Buenos Aires, Argentina, p. 49-57. mar. 2011.

FEPAM, Fundação Estadual de Proteção Ambiental Henrique Luis Roessler. *Licenciamento Ambiental para Sistema de Abastecimento de Água sem barragem. Porte mínimo/Passo Fundo.* 2017. Disponível em: < <http://www.fepam.rs.gov.br/licenciamento/Area1/default.asp>>. Acesso em: 15/01/2017.

FLEISCHER, G. A. *Teoria da Aplicação do Capital: um estudo das decisões de investimento.* Trad. Miguel Cezar Santoro. 4 reimpressão. São Paulo: Edgard Blücher, 1988.

FRAZÃO, Paulo; PERES, Marco A.; CURY, Jaime A. **Qualidade da água para consumo humano e concentração de fluoreto.** *Revista de Saúde Pública*, v. 45, n. 5, p. 964-973, 2011.

GALANAKIS, Charis M.; FOUNTOULIS, Georgios; GEKAS, Vassilis. **Nanofiltration of brackish groundwater by using a polypiperazine membrane.** *Desalination: ELSEVIER*, Grecia e Chipre, n. 286, p.277-284, 12 dez. 2011.

GASTMANS, Didier. **Hidrogeologia e hidroquímica do Sistema Aquífero Guaraní na porção ocidental da bacia sedimentar do Paraná.** 2007.

GEA et al. **Membrane Filtration.** 2010. GEA Process Engineering. Disponível em: <http://www.gea.com/global/de/binaries/general-membrane-filtration_tcm30-17109.pdf>. Acesso em: 10 set. 2015

GILBOA, Y.; MERO, F.; MARIANO, I. B. **The Botucatu Aquifer of South América: Model of an Untaped Continental Aquifer.** *Journal of Hydrology*, v. 29, p. 165 –179, 1976.

GITMAN, Lawrence Jefferey. *Princípios da Administração Financeira*. 7 ed. São Paulo: Harbra, 1997.

GONZÁLEZ PÉREZ, A. et al. **Nanofiltration separation of polyvalent and monovalent anions in desalination brines**. *Membrane Science*. Spain, p. 16-27. 4 set. 2014. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.memsci.2014.08.045> 0376-7388/& 2014>. Acesso em: 15 out. 2015.

GOOGLE EARTH, **Image Digital Globe**, Imagem do 04/05/2016 acesso em **GoogleEarth** aplicativo, 2016.

GRANT, E. L. **Principles of Engineering Economy**. 7th edition, 1982.

GRANZIERA, Maria Luiza Machado. **Direito de águas: disciplina jurídica das águas doces**. In: **Direito de águas: disciplina jurídica das águas doces**. Atlas, 2003.

HABERT, Alberto Claudio; BORGES, Cristiano Piacsek; NOBREGA, Ronaldo. **Processos de Separação por Membranas**. Rio de Janeiro: Sindicato Nacional dos Editores de Livros, p.180, 2006.

HASSAN, A.M., Al-Sofi, M.A.K., Al-Amoudi, A.S., Jamaluddin, A.T.M., Farooque, A.M., Rowaili, A., Dalvi, A.G.I., Kither, N.M., Mustafa, G.M., Al-Tisan, I.A.R. **A new approach to termal seawater desalination processes using nanofiltration membranes (Part 1)**. *Desalination*, p. 35–51,1998.

HESS, G.; MARQUES, J. L.; ROCHA PAES, L. C.; PUCCINI, A. *Engenharia Econômica*. 21ª Ed. – Editora Bertrand Brasil, 1992.

HIRSCHFELD, H. *Engenharia Econômica e análise de Custos*. 4 ed. rev. E. ampl. São Paulo: Atlas, 1989.

HOLANDA, N. *Planejamento e projetos*. Rio de Janeiro: APEC. 1976.

LIU, Chang; SHI, Lei; WANG, Rong. **Crosslinked layer-by-layer polyelectrolyte nanofiltration hollow fiber membrane for low-pressure water softening with the presence of SO₂-4 in feed water**. *Membrane Science*. Singapore, p. 169-176. 2015. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.memsci.2015.03.050> 0376-7388/& 2015>. Acesso em: 12 out. 2015.

LOUTATIDOU, Savvina et al. **Capital cost estimation of RO plants: GCC countries versus southern Europe**. *Desalination*, v. 347, p. 103-111, 2014.

MACHADO, José Luiz Flores. **A verdadeira face do “Aquífero Guarani”:** mitos e fatos. In: SIMPÓSIO. 2005a.

MACHADO, José Luiz Flores. **Compartimentação espacial e arcabouço hidroestratigráfico do sistema aquífero Guarani no Rio Grande do Sul**. 2005b.

MARKOS. *Água - Um olhar integrado*. 2011. Disponível em: <http://www.c2o.pro.br/vis_int_água/ar01s11.html>. Acesso em: 4 de maio 2016.

MELO, Cláudia Virgínia Brito de. Salário profissional e piso salarial. 2016.

METCALF & EDDY; EDDY, H. Wastewater engineer treatment disposal, reuse. New York: McGraw, 2003.

MEZHER, Toufic et al. Techno-economic assessment and environmental impacts of desalination technologies. *Desalination*, v. 266, n. 1, p. 263-273, 2011.

MIERZWA, José Carlos et al. Utilização de processos de separação por membranas para tratamento de água de mananciais degradados. **Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental: ABES** - Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, São Paulo, Sp, Brasil, v. 1, n. 23, p.1-9, nov. 2013.

MOHAMMAD, Abdul Wahab, et al. **Nanofiltration membranes review: Recent advances and future prospects**. *Desalination*, v. 356, p. 226-254, 2015.

MONTGOMERY, D.; CALADO, Verônica. **Planejamento de experimentos usando o Statística**. Livro Publicado no Rio de Janeiro: e-papers, 2003.

MORAES, Carla Soares de; CARDOSO, Danielle Evangelista. **Separação por membrana**. Mogi das Cruzes - Sp: Universidade de Mogi das Cruzes, 2010.

MULDER, Marcel. **Basic Principles of Membrane Technology**. Netherlands: Kluwer Academic Publishers. Maio 1996.

ABNT - ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. NBR 15847 ABNT. Amostragem de Águas Subterrâneas em Poços de Monitoramento: Métodos de Purga", 21/Junho/2010.

ABNT - ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. NBR 9898 ABNT. Preservação e técnicas de amostragem de efluentes líquidos e corpos receptores. Rio de Janeiro, 1987.

ABNT - ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. NBR, 15575. Custo global da construção, v.1, ABNT : 2013. Disponível em: <<https://www.sienge.com.br/blog/custo-global-da-construcao-como-calculiar/>>. Acesso em: 10 fev. 2017.

NSW, Public. Brackish groundwater: a viable community water supply option. National Water Commission (Australia) Waterlines Report Series, v. 66, p. 81, 2011.

OATLEY, Darren L. et al. Review of the dielectric properties of nanofiltration membranes and verification of the single oriented layer approximation. *Advances in colloid and interface science*, v. 173, p. 1-11, 2012.

OEA, Organização Dos Estados Americanos, **Aquífero Guarani: programa estratégico de ação, Relatório do projeto de proteção ambiental e desenvolvimento sustentável do Sistema Aquífero Guarani**, 2009. Disponível em: <<http://www2.ana.gov.br/Paginas/projetos/GEFAquiferoGuarani.aspx>>. Acesso em: 20 mar.2016.

OECD. (Organization for Economic Co-Operation and Development) **OECD environmental outlook to 2050: the consequences of inaction**. 2012.

OMS, Organização Mundial da Saúde, **Guidelines for Drinking-water Quality**, 4th ed., 2011. Disponível em: <www.who.int/water_sanitation_health/dwq/guidelines/en/>. Acesso em: 24 maio 2015.

ONU. Água para um Mundo Sustentável: Relatório no dia mundial da água. 2016. Disponível em: <<http://planetasustentavel.abril.com.br/blog/planeta-agua/748-milhoes-de-pessoas-ainda-nao-tem-acesso-a-agua-potavel-diz-onu/>>. Acesso em: 07 nov. 2016.

ORSATI, Walter Antônio; CASSIANO FILHO, Almiro; NETO, Cesar Bianchi. **Manutenção De Poços Tubulares Profundos**. Águas Subterrâneas, 1997.

PANDOLFO, A. Planejamento e Análise de Projetos. **Fundamentos de Engenharia Econômica aplicada a Análise Econômica de Projetos**. Apostila de Aula. Universidade de Passo Fundo, 2015.

PARAGUAI, Ley N° 1.614/2000. **Ley general del marco regulatorio y tarifario del servicio de agua potable y alcantarillado sanitario**. 2000.

PEDERSON, E. O. **The Guaraní Aquifer - Ground Water in South America II: SAG main Characteristic**. 2010. WATER, FOOD & PEOPLE Disponível em: <<http://ollewaterfoodpeople.blogspot.com.br/2010/07/guarani-aquifer-ground-water-in-south.html>>. Acesso em: 02 nov. 2015.

PENA, Rodolfo F. Alves. "Escassez de água no Brasil"; Brasil Escola, 2015. Disponível em <<http://brasilecola.uol.com.br/geografia/escassez-água-no-brasil.htm>>. Acesso em 23 de março de 2016.

PEREIRA, W. A.; ALMEIDA, L. da S. Método manual para cálculo da taxa interna de retorno. 2010 Disponível em: <<http://www.faculdadeobjetivo.com.br/arquivos/MetodoManual.pdf>>. Acesso em: 19 nov. 2016.

PONTAE, Maxime et al. **Studies of halide ions mass transfer in nanofiltration , application to selective defluorination of brackish drinking water**. Desalination: ELSEVIER, França, n. 157, p.127-134, 5 fev. 2003.

POULLIKKAS, Andreas. **Optimization algorithm for reverse osmosis desalination economics**. Desalination, v. 133, n. 1, p. 75-81, 2001.

POWER, Ge. Anti-incrustantes para membranas. 2016. Disponível em: <<https://www.gewater.com.br/products/membrane-anti-scalants>>. Acesso em: 23 out. 2016.

QUEIROZ, Francisco Rubens Macedo de et al. **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 urucu em são João do cariri-pb**. Biofar, Noreste Brasil, v. 09, n. 4, p.1-7, 2013.

RADMOR, Michael et al. Desalination and water purification technology roadmap. bureau of reclamation denver co, 2003.

RITTER, Filipe. **Análise da viabilidade econômica do policultivo de Jundiás, Carpas e Tilápias-do-Nilo como uma alternativa de modelo de cultivo de peixes na piscicultura familiar da pequena propriedade.** Dissertação de Mestrado. Faculdade de Engenharia e Arquitetura. Programa de Pós-Graduação em Engenharia – áreas de concentração: infraestrutura e meio ambiente. Universidade de Passo Fundo, 2011.

ROSS, S. A.; WESTERFIELD, R. W.; JORDAN, Bradford D. Princípios de administração financeira: Essentials of Corporate Finance. São Paulo: Atlas, 1998.

ROY, Yagnaseni; SHARQAWY, Mostafa H.; V, John H. Lienhard. Modeling of flat-sheet and spiral-wound nanofiltration configurations and its application in seawater nanofiltration. **Journal of Membrane Science**, Usa Cambridge, n. 493, p.360-372, jul. 2015.

RYBA, Andréa; LENZI, Ervim; LENZI, Marcelo Kaminski. Elementos de engenharia econômica. Curitiba: InterSaberes (Gestão Financeira), 2012. Disponível em: <<http://upf.bv3.digitalpages.com.br/users/publications/9788582124000/pages/-2>>. Acesso em: 01/12/2016.

SAMANEZ, C. P. **Engenharia Econômica.** São Paulo: Pearson Prentice Hall, 2009.

SCOTT, Keith. **Handbook of industrial membranes.** Elsevier, 1995. Disponível em: <<https://books.google.com.br/books?hl=pt-BR&lr=&id=oKepTILQPVUC&oi=fnd&pg=PP1&dq=scott+K+handbook+of+industrial+membranes&ots=CTnIOEDfsR&sig=raSPfJDK1AbFsfN31q7FLgvhskw#v=onepage&q&f=false>>. Acesso em: 27 março de 2016.

SEGUENKA, Bruna. Produção de concentrado proteico e lactose de soro de leite por processos de separação por membranas. 2016. 86 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Programa de Pós-graduação em Ciência e Tecnologia de Alimentos, Universidade de Passo Fundo, Passo Fundo/RS, 2016. Cap. 3. Disponível em: <<http://ppgcta.upf.br/images/dissertacao-bruna-seguenka.pdf>>. Acesso em: 10 fev. 2017.

SENADO FEDERAL DO BRASIL. **Escassez de água. Cada gota é preciosa.** Revista Em discussão. 2014. Disponível em: <http://www12.senado.gov.br/emdiscussao/edicoes/escassez-de-agua/@@images/arquivo_pdf/>. Acesso em: 20 julho 2015.

SILVA, Jader Conceição da. **Desenvolvimento De Membranas De Osmose Para Geração De Energia.** 2015. 107 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Química, Coppe, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2015. Cap. 3. Disponível em: <<http://portal.peq.coppe.ufrj.br/index.php/producao-academica/teses-de-doutorado/2015-1/408--9/file>>. Acesso em: 01 dez. 2016.

SINAPI. **Custo Médio do m² na Construção Civil – Brasil e regiões geográficas.** 2016. Disponível em: <<http://www.cbicdados.com.br/menu/custo-da-construcao/sinapiibge>>. Acesso em: 18 ago. 2016.

SOUZA, Alceu; CLEMENTE, Ademir. **Decisões financeiras e análise de investimentos: fundamentos, técnicas e aplicações**. Atlas, 2014.

STATISTICA, Software 7.0 (free educational). Software de Análise Estatístico. Copyright, StatSoft, Inc, 1984-2004.

STELLA, R. Fixed-Income Securities & Equity Analysis: Comprehensive Study Guide for the CFA Exam. Westlake/Ohio: Argentum Inc., 2000.

TAHAIKT M., A. Ait Haddou, R. El Habbani, Z. Amor, I.F. Elhannouni, M. Taky, M. Karif, A. Boughriba, M. Hafsi, A. Elmidaoui, **Comparison of the performances of three commercial membranes in fluoride removal by nanofiltration. Continuous operations**, Desalination v.225, p. 209–219, 2008.

TAHAIKT M., R. El Habbani, A. Ait Haddou, I. Achary, Z. Amor, I.M. Taky, A. Alami, A. Boughriba, M. Hafsi, A. Elmidaoui, **Fluoride removal from groundwater by nanofiltration**, Desalination, v.212, p. 46–53, 2007.

TALAAT, H. A. et al. **The potential role of brackish water desalination within the Egyptian water supply matrix**. Desalination, v. 152, n. 1, p. 375-382, 2002.

TERMAS, Marcelino Ramos - **Termas - Historia**. 2017. Disponível em: <<http://termasdemarcelino.com.br/termas>>. Acesso em: 19/04/2016.

UNESCO WAPP, **Water a shared responsibility. The United Nations**, World Water Development Report 2, UN-WATER/WWAP/2006/3, 2006. Disponível em: <<http://unesdoc.unesco.org/images/0014/001444/144409e.pdf>>.

URUGUAI, **Normas de Calidad del Agua de Uruguay**. capítulo 25. água y bebidas sin alcohol. Sección 1. Inciso 25.1.3. 2008.

VAN DER BRUGGEN, Bart; VANDECASTEELE, Carlo. **Removal of pollutants from surface water and groundwater by nanofiltration: overview of possible applications in the drinking water industry**. Environmental pollution, v. 122, n. 3, p. 435-445, 2003.

VON RECUM, Andreas F. (Ed.). **Handbook of biomaterials evaluation: scientific, technical and clinical testing of implant materials**. CRC Press, 1998.

WGM, Water Systems , São Paulo, **Manual de operações, manutenção e limpeza das membranas**, 2014.

WGM. LTDA, **Sistemas Importação e Exportação. Custos das membranas e equipamento de nanofiltração**. 2016. Disponível em: <<http://www.wgmsistemas.com.br/default.asp>>. Acesso em: 7 set. 2016.

WGM. **Manual Sistema Piloto de Filtração por Membranas (UF/NF/OI)**: Universidade de Passo Fundo. Vila Hamburguesa/são Paulo: Imp.exp. Ltda., 100 f. (PI5704). 2014.

WORLDOMETERS.INFO. **Pessoas sem acesso a água potável**. 2017. Disponível em: <<http://www.worldometers.info/pt/>>. Acesso em: 10 fev. 2017.

WREGGE, Mario et al. **Rede Integrada De Monitoramento Das Águas Subterrâneas: Sistema Aquífero Guarani No Estado Do Rio Grande Do Sul**. v.16. Parana- Rio Grande do Sul: Cprm – Serviço Geológico do Brasil, 34 p. 2012.

YOUNOS, T., **The economics of desalination**, J. Contemp. Water Res. Educ. 2005.

ZHOU, Dong et al. **Development of lower cost seawater desalination processes using nanofiltration technologies**, Desalination, China, n. 376, p.109-116, ago. 2015.

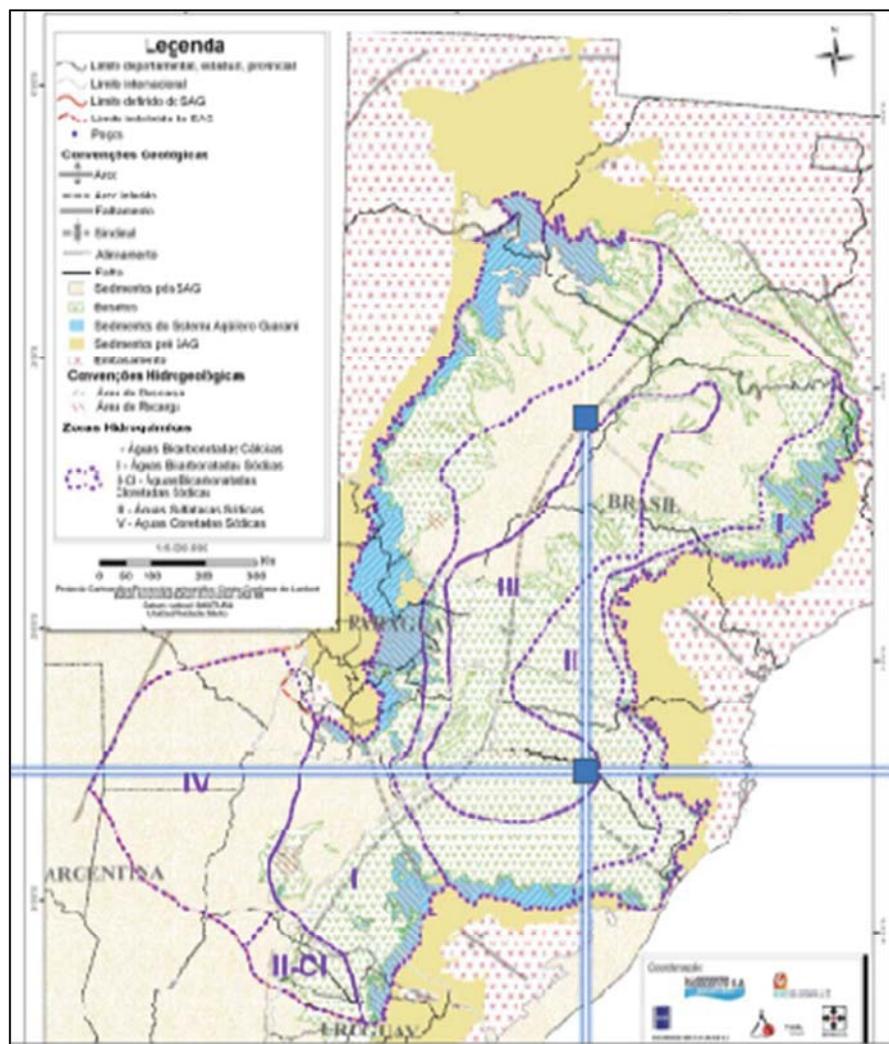
ANEXOS

ANEXO A

CARACTERÍSTICAS HIDROQUÍMICAS DO SAG E LOCALIZAÇÃO DO POÇO EM ESTUDO

Do ponto de vista Hidroquímico, considerando-se a escala de trabalho e as simplificações inerentes, são reconhecidas quatro principais zonas hidroquímicas para o SAG. Na seguinte Figura apresenta-se a localização não Zona III do poço em estudo.

Figura Anexo A: Mapa da localização do poço em estudo da Zona hidroquímica no SAG



Fonte: Adaptado Consorcio Guarani (2008).

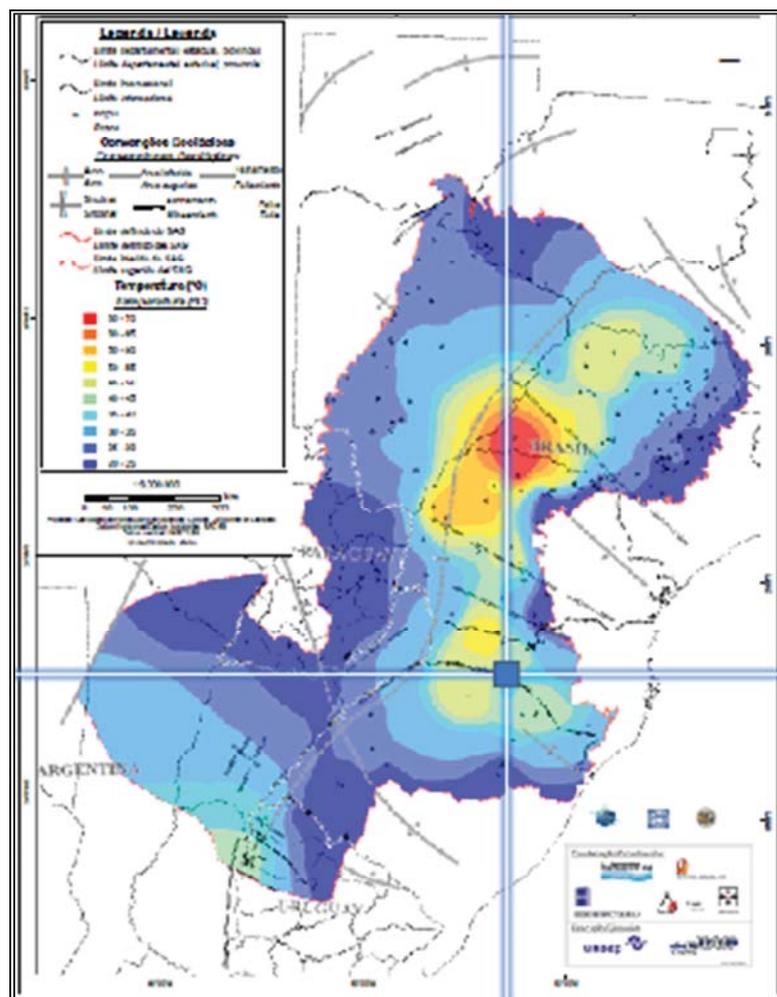
A Zona III é caracterizada pela ocorrência de águas principalmente Sulfatadas Cloretadas Sódicas, subordinadamente com presença de Bicarbonato, altamente mineralizadas, o que se reflete principalmente nas altas condutividades elétricas observadas. Esta zona é coincidente com a calha central da Bacia do Paraná.

ANEXO B

CARACTERÍSTICAS DA TEMPERATURA DO POÇO EM M. RAMOS/RS

O mapa das isotermas do SAG localiza nosso poço de Marcelino Ramos/RS em uma área onde a temperatura oscila entre 35-40 °C, os mapas detalhados serão apresentados em anexos no final desta dissertação, no entanto na seguinte Figura apresenta-se uma porção da localização no plano das isotermas no SAG do poço de coleta.

Figura Anexo B: Localização do poço no mapa de isotermas



Fonte: Adaptado Consorcio Guarani (2008).

Efetivamente como mostrada na Figura anterior, se apresenta a localização da amostra coletada a temperatura da água *in natura* foi de $38 \pm 0.5^\circ\text{C}$ o que certifica a pesquisa realizada pelo Consorcio Guarani e seu grupo de pesquisa.

ANEXO C

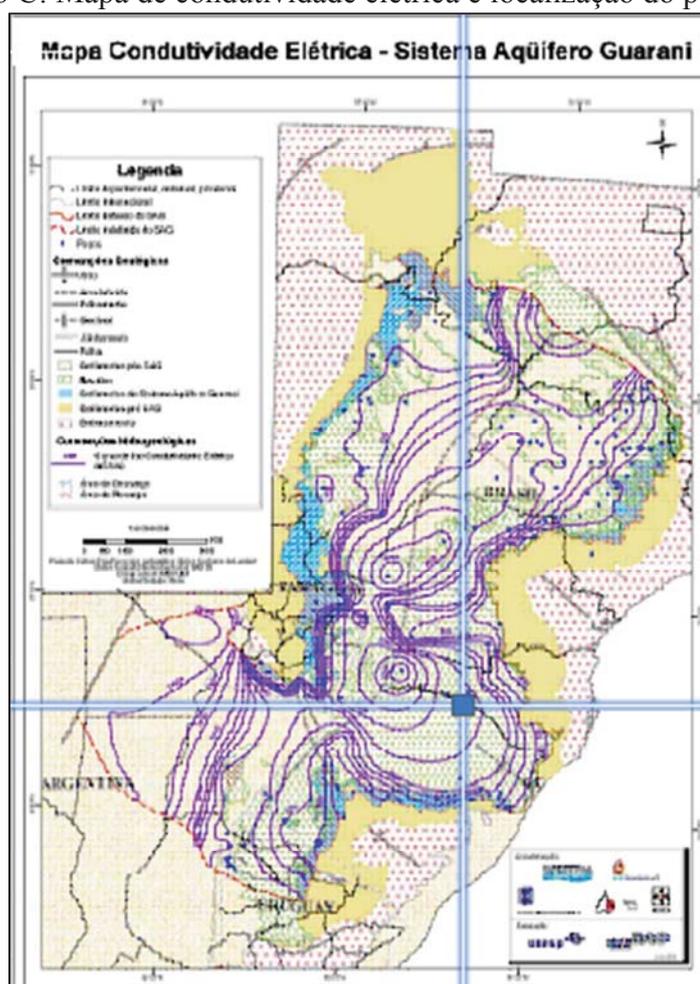
CARACTERÍSTICAS DA CONDUTIVIDADE ELÉTRICA NO POÇO EM ESTUDO

Na Figura anexo C, se observa um mapa com o comportamento das condutividades elétricas, parâmetro indicativo da mineralização das águas e seu enriquecimento em sais dissolvidos da matriz rochosa, mostra-se que as águas do SAG apresentam baixa salinização, indicada pelas condutividades menores que $1.000 \mu\text{S}/\text{cm}$ em praticamente toda a porção próxima às zonas de afloramento, e incremento da salinização em direção à porção central da bacia. As maiores condutividades elétricas são observadas na região oeste dos estados de

Santa Catarina e Paraná, atingindo valores de até 5.000 $\mu\text{S}/\text{cm}$, relacionados a poços que captam águas nas unidades aquíferas sotopostas (Formação. Rio do Rasto), que acabam conferindo às águas altas concentrações de sulfato e cloreto, principalmente.

O poço em estudo localiza-se entre as curvas de isocondutividade de 1000 – 2000 $\mu\text{S}/\text{cm}$, no entanto em nossa análise experimental físico-químico realizado apresenta um valor $>800 \mu\text{S}/\text{cm}$, o que demonstra uma coerência com os dados obtidos em laboratório.

Figura anexo C: Mapa de condutividade elétrica e localização do poço em estudo



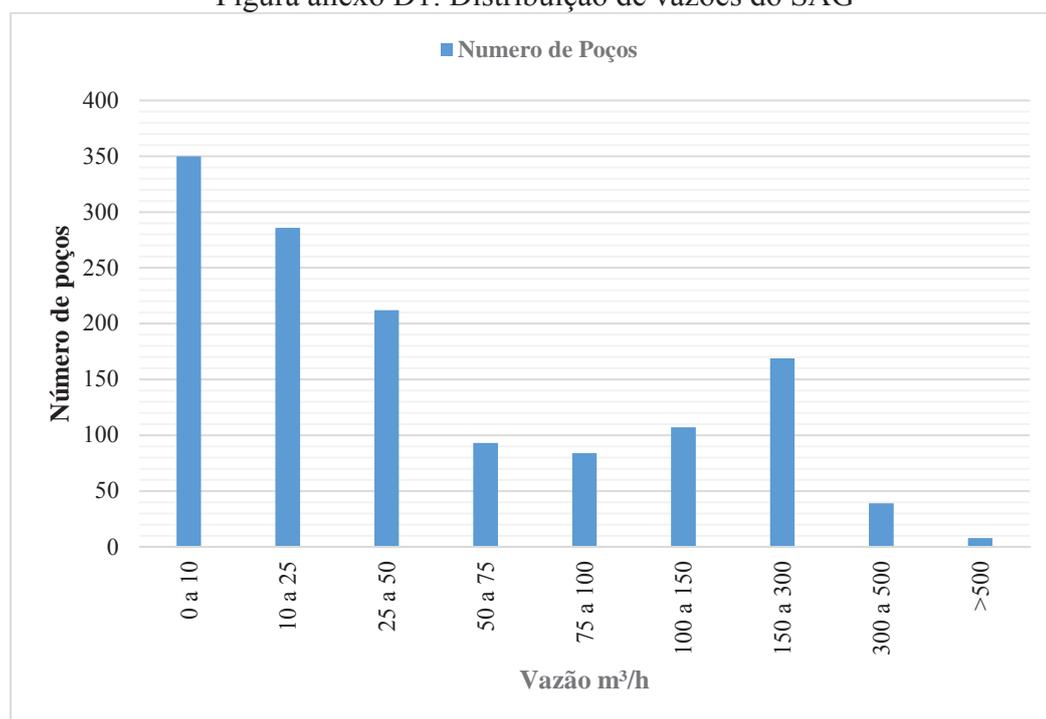
Fonte: Adaptado Consorcio Guarani (2008).

ANEXO D

POÇOS PERFURADOS NO SAG E A LOCALIZAÇÃO DO POÇO EM ESTUDO

Segundo o Consórcio Guarani (2008) apud OEA (2009), foram encontrados 1348 poços contendo informações necessárias a esta avaliação, como níveis estáticos e dinâmicos, além de dados de vazão. Observa-se na Figura anexo D1, que a maior parte dos poços apresenta vazões inferiores a 50 m^3/h , também apresenta um número considerável de poços com vazões entre 150 e 300 m^3/h , e são utilizados para o abastecimento público das maiores cidades, principalmente no estado de São Paulo.

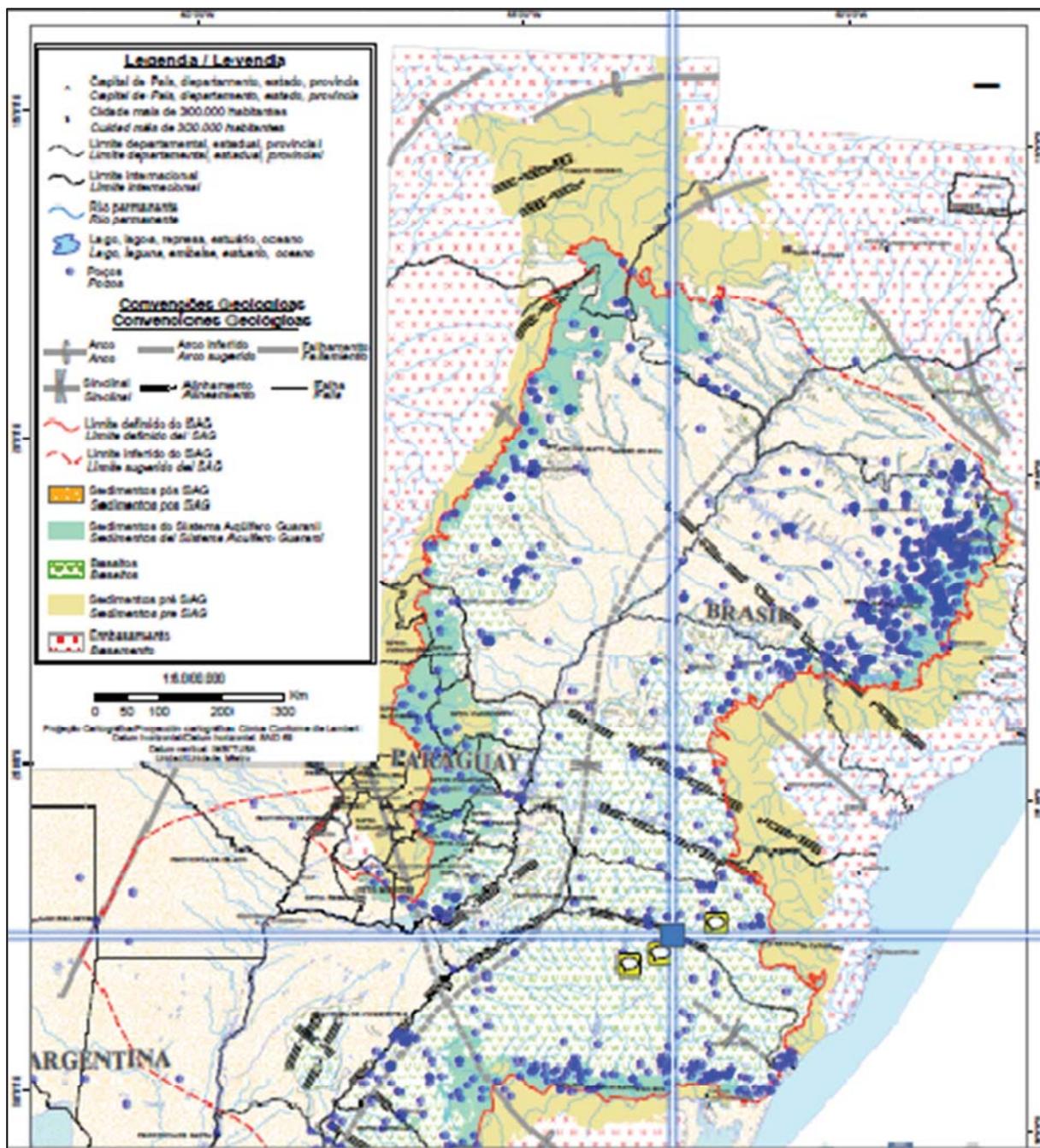
Figura anexo D1: Distribuição de vazões do SAG



Fonte: Adaptado Consórcio Guarani (2008).

Com tudo na Figura anexo D2 se apresenta a localização do poço de coleta da amostra em Marcelino Ramos/RS no mapa de localizações dos poços do SAG.

Figura anexo D2: Localização do poço de coleta no SAG



Fonte: Adaptado Consórcio Guarani (2008).

ANEXO E

Segundo SIAGAS (2017), e as coordenadas da localização, o poço em Marcelino Ramos têm as informações gerais apresentadas na Tabela E1:

Tabela E1: Dados gerais do poço em estudo em Marcelino Ramos/RS

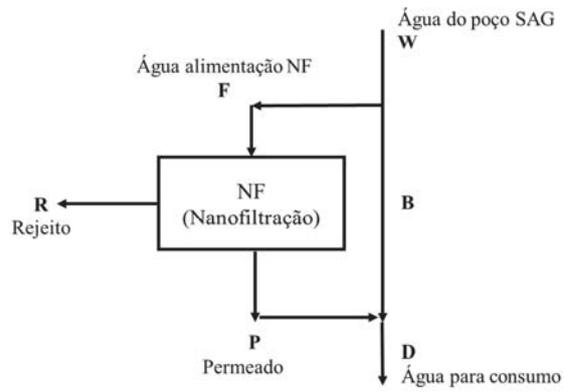
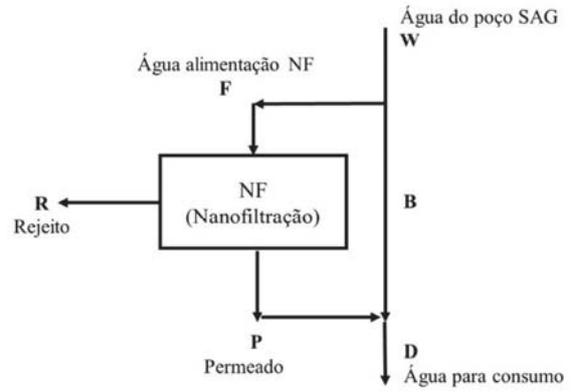
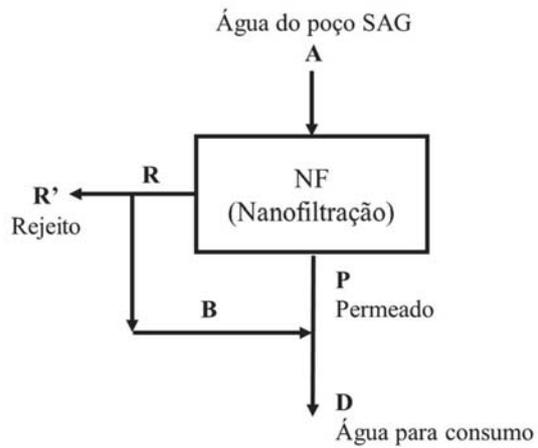
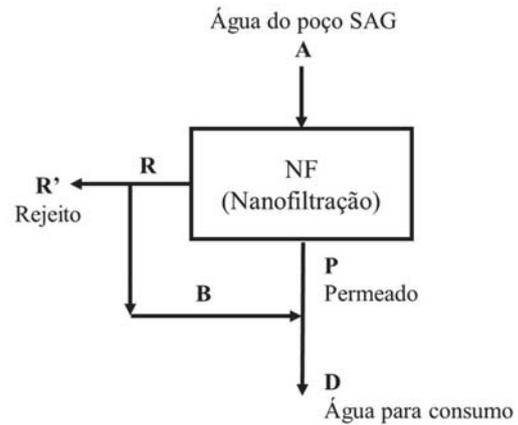
Dados Gerais:	
Nome:	G.2332-MR11
Data da Instalação:	10/06/1995
Proprietário:	CORSAN MARCELINO RAMOS
Natureza do Ponto:	Poço tubular
Uso da Água:	Abastecimento urbano
Cota do Terreno (m):	495.00
Localização:	
Localidade:	BALNEARIO
UTM (Norte/Sul):	6957750
UTM (Leste/Oeste):	410770
Latitude (GGMMSS):	273003
Longitude (GGMMSS):	515412
Bacia Hidrográfica:	Rio Uruguai
Subbacia Hidrográfica:	Rios Uruguai, do Peixe e outros
Situação:	
Data:	08/12/1997
Situação:	Equipado

Fonte: SIAGAS (2017).

Também a empresa TERMAS, proporcionou um perfil geológico do poço em Marcelino Ramos, apresentado na Figura E:

ANEXO F

CENÁRIOS DE ANÁLISE NA PESQUISA

CENÁRIO 1**MODELO 1 – PRESSÃO 2 MPa****CENÁRIO 2****MODELO 1 – PRESSÃO 1 MPa****CENÁRIO 3****MODELO 2 = PRESSÃO 2 MPa****CENÁRIO 4****MODELO 2 = PRESSÃO 1 MPa**

ORÇAMENTO - PERFURAÇÃO E INSTALAÇÃO DE POÇO TUBULAR PROFUNDO				
CLIENTE:			
ENDEREÇO:			
MUNICÍPIO:			
OBRA:			
TELEFONE:			
ORÇAMENTO - PERFURAÇÃO DE POÇO TUBULAR PROFUNDO				
QUANT.	UNID	DESCRIÇÃO	VALOR UNIT.	TOTAL R\$
1	Unid.	Transporte e montagem dos equipamento no local da obra contendo, Sonda perfuratriz, compressor de ar, ferramentais para a execução da obra.	R\$ 5,000.00	R\$ 5,000.00
6	Metros	Reabertura em 14" de diâmetro de 0 a 6 metros	R\$ 300.00	R\$ 1,800.00
6	Metros	Revestimento em 10" de diâmetro de 0 a 6 metros	R\$ 400.00	R\$ 2,400.00
834	Metros	Perfuração em 8" de diâmetro de 0 a 750 metros	R\$ 450.00	R\$ 375,300.00
834	Metros	Reabertura de 8" x 10" de diâmetro de 0 a 750 metros	R\$ 300.00	R\$ 250,200.00
1	Unid.	Vedação sanitária do poço com compactolit e cimento	R\$ 3,000.00	R\$ 3,000.00
1	Unid.	Adicional de um 2º Compressor	R\$ 18,000.00	R\$ 18,000.00
1	Unid.	Adicional de um 3º Compressor	R\$ 18,000.00	R\$ 18,000.00
TOTAL PERFURAÇÃO :				R\$ 673,700.00
ORÇAMENTO - INSTALAÇÃO DO POÇO ARTESIANO				
	UNID	DESCRIÇÃO	VALOR UNIT.	TOTAL R\$
1	Unid.	Bomba Submersa de 8" de diâmetro, 80 HP, 32 E, Trifásica, 380 W, para 30 m³/h em 500 mca, com 1 ano de garantia em defeitos de fabricação	R\$ 57,200.00	R\$ 57,200.00
1	Unid.	Painel Soft Starter, 85 HP, 380W	R\$ 15,650.00	R\$ 15,650.00
650	Metros	Cabo Submersível 3x120 mm	R\$ 103.50	R\$ 67,275.00
492	Metros	Tubo Galvanizado de 2 1/2", 3,75mm	R\$ 95.00	R\$ 46,740.00
83	Metros	Luva Galvanizada de 2 1/2", 3,75mm	R\$ 152.00	R\$ 12,616.00
100	Metros	Fio Sólido para Fixar o Cabo, 10mm	R\$ 3.20	R\$ 320.00
1	Unid.	Curva Galvanizada de 2 1/2", 3,75mm	R\$ 258.00	R\$ 258.00
1	Unid.	União de ferro/bronze 2 1/2", 3,75mm	R\$ 245.00	R\$ 245.00
1	Unid.	Nípel Galvanizado de 2 1/2", 3,75mm	R\$ 321.00	R\$ 321.00
1	Unid.	Válvula de Retenção de 2 1/2", 3,75mm	R\$ 295.00	R\$ 295.00
1	Unid.	Adaptador para Bomba	R\$ 225.00	R\$ 225.00
1	Unid.	Bucha de Redução Galvanizada de 3" x 2 1/2"	R\$ 192.00	R\$ 192.00
1	Unid.	Tampa de Poço Reforçada	R\$ 425.00	R\$ 425.00
1	Unid.	Abraçadeiras Plásticas Reforçadas	R\$ 143.20	R\$ 143.20
1	Unid.	Massa para Isolamento - Fita Auto Fusão Isolante	R\$ 78.00	R\$ 78.00
6	Unid.	Luva de Emenda - Terminais	R\$ 90.00	R\$ 540.00
1	Unid.	Abraçadeira Reforçada de 1 1/2"	R\$ 180.00	R\$ 180.00
1	Unid	Mão de obra para Instalação/Deslocamento	R\$ 12,000.00	R\$ 12,000.00
TOTAL INSTALAÇÃO:				R\$ 214,703.20
TOTAL GERAL				R\$ 888,403.20

APÊNDICES

APÊNDICE 1

BALANÇO DE MASSAS DO CENÁRIO 2

MODELO 1 – PRESSÃO 1 MPa

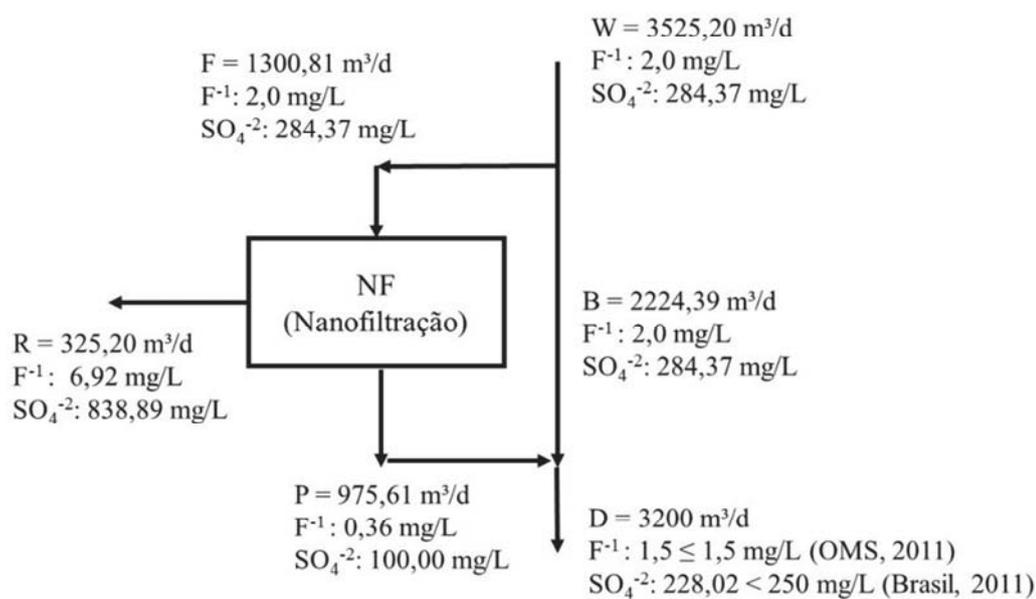


Tabela apêndice 1: Balanço de massas com três concentrações de fluoretos na água bruta

Fluoreto (mg/L) na água do SAG	2,00	3,00	4,00
Demanda população (L/hab-d)	320,00	320,00	320,00
População (hab)	10000	10000	10000
Taxa de mistura (B/P)	2,28	0,64	0,31
% de rejeição do fluoreto	0,82	0,82	0,82
FC (Fator de Correção)	4,00	4,00	4,00
Concentração do Permeado (mg/L)	0,36	0,54	0,72
Vazões (m³/d)			
W (Água subterrânea)	3525,20	3850,41	4013,01
F (Alimentação NF)	1300,81	2601,63	3252,03
R (Concentrado)	325,20	650,41	813,01
P (Permeado)	975,61	1951,22	2439,02
B (passa do poço)	2224,39	1248,78	760,98
D (Água de consumo)	3200,00	3200,00	3200,00
Recuperação (%)	90,77	83,11	79,74
Valor OMS F-(mg/L)	1,50	1,50	1,50
Concentração de R (mg/L)	6,92	10,38	13,84
% de água filtrada	36,90	67,57	81,04

Fonte: Autor (2017).

BALANÇO DE MASSAS DO CENÁRIO 4

MODELO 2 - PRESSÃO 1 MPa

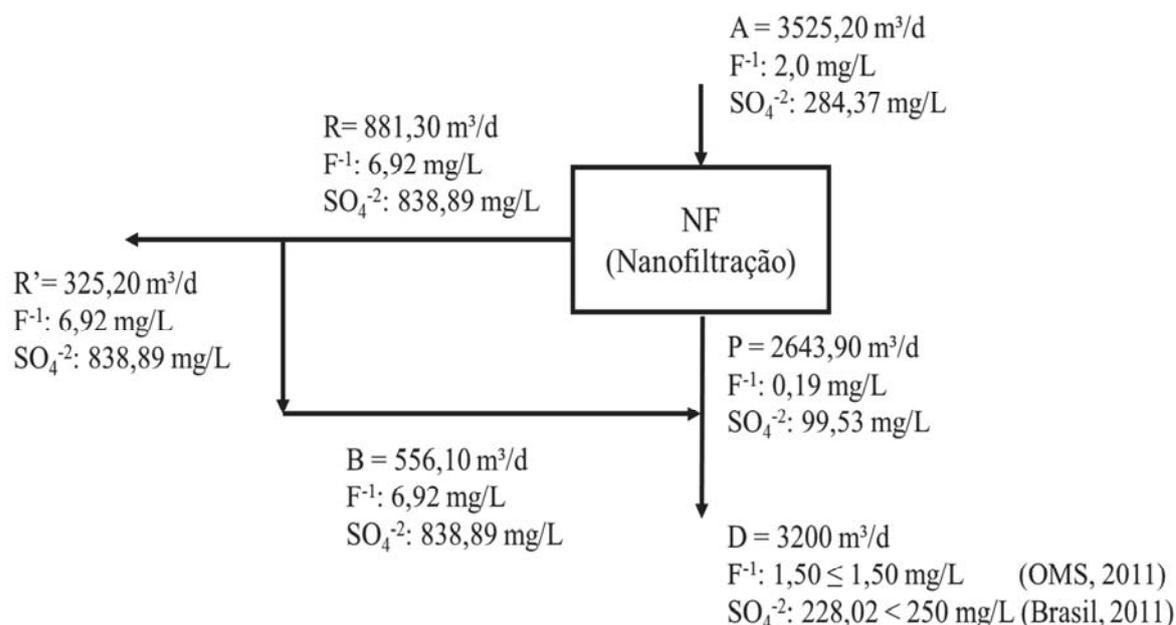


Tabela apêndice 1: Balanço de massas com três concentrações de fluoretos na água bruta

Fluoreto (mg/L) na água do SAG	2,00	3,00	4,00
Demanda população (L/hab-d)	320,00	320,00	320,00
População (hab)	10000,00	10000,00	10000,00
Taxa de mistura (B/P)	0,21	0,11	0,06
% de rejeição do fluoreto	0,82	0,82	0,82
FC (Fator de Concentração)	4,00	4,00	4,00
Concentrações (mg/L)			
Fluoreto na água do SAG- Conc. A	2,00	3,00	4,00
Concentração do Permeado-Conc.P	0,36	0,54	0,72
Conc. R	6,92	10,38	13,84
Conc. B	6,92	10,38	13,84
Conc. D	1,5	1,5	1,5
Conc. R'	6,92	10,38	13,84
Fluxo (m³/d)			
A (Água subterrânea)	3525,20	3850,41	4013,01
R' (concentrado-disposição)	325,20	650,41	813,01
R (Concentrado)	881,30	962,60	1003,25
P (Permeado)	2643,90	2887,80	3009,76
B (passa do poço)	556,10	312,20	190,24
D (Água de consumo)	3200,00	3200,00	3200,00
Recuperação (%)	90,77	83,11	79,74
% de Água filtrada	9,23	16,89	20,26

Fonte: Autor (2017).

APÊNDICE 2

Tabela Cenário 2: Custos de dessalinização da água do SAG com diferentes proporções de mistura de água bruta e permeado e FC

Cenário 2	Fator concentração=	4.00	B/P= 2.28	FC =	4.00	B/P= 0.64	FC=	4.00	B/P= 0.31	
Investimento	Tempo	Invest. (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais	Invest. (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais	Invest. (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais
Perfuração de Poços	25	673700,0	26948,0	2,4	673700,0	26948,0	1,7	673700,0	26948,0	2,4
Instalação do Poço	25	214703,2	8588,1	0,8	214703,2	8588,1	0,5	214703,2	8588,1	0,8
Equipamento Nanofiltração	25	350000,0	14000,0	1,2	350000,0	14000,0	0,9	350000,0	14000,0	1,2
Tanque de armazenamento	25	24000,0	960,0	0,1	24000,0	960,0	0,1	24000,0	960,0	0,1
Construção Civil	25	99290,6	3971,6	0,4	99290,6	3971,6	0,2	99290,6	3971,6	0,4
Consultoria	25	10000,0	400,0	0,0	10000,0	400,0	0,0	10000,0	400,0	0,0
Total Investimento (R\$)		1371693,8	54867,8	4,9	1371693,8	54867,8	3,4	1371693,8	54867,8	2,9
Custos Operacionais	Tempo	Invest. (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais	Invest. (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais	Invest. (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais
Manutenção do poço	Anual	-	17768,1	1,6	-	17768,1	1,1	-	17768,1	0,9
Manutenção NF	Anual	-	7000,0	0,6	-	7000,0	0,4	-	7000,0	0,4
Troca de membranas	Anual	-	67353,3	6,0	-	134706,6	8,3	-	167421,1	8,9
Cartuchos de filtro	Anual	-	14000,0	1,2	-	28000,0	1,7	-	34800,0	1,8
Manutenção Const.Civil	Anual	-	2743,4	0,2	-	2743,4	0,2	-	2743,4	0,1
Produtos químicos	Anual	-	30000,0	2,7	-	30000,0	1,8	-	30000,0	1,6
Mão de Obra	Anual	-	78000,0	6,9	-	78000,0	4,8	-	78000,0	4,1
Técnico químico	Anual	-	36000,0	3,2	-	36000,0	2,2	-	36000,0	1,9
Encargos trabalhistas	Anual	-	71934,0	6,4	-	71934,0	4,4	-	71934,0	3,8

Energia agua do SAG	Annual	-	248216,8	22,0	-	248216,8	15,3	-	248216,8	13,2
Energia equipo NF	Annual	-	99187,5	8,8	-	123984,4	7,6	-	148781,3	7,9
Disposiç�o concentrado	Annual	-	389291,1	34,5	-	778582,1	47,9	-	973227,6	51,7
TOTAL Custos Operacionais		-	1061494,2	94,0	-	1556935,4	95,8	-	1815892,3	96,4
Despesas Fixas										
Despesas Administrativas	Annual	-	12935,6	1,1	-	12935,6	0,8	-	12935,6	0,7
Total despesas Fixas		-	12935,6		-	12935,6		-	12935,6	
TOTAL (R\$)		-	1129297,5	100,0	-	1624738,8	100,0	-	1883695,6	100,0
Agua produzida (m ³ /ano)			1168000,0			1168000,0			1168000,0	
Custo de agua tratada (R\$/m ³)			0,97			1,39			1,61	
Custo de agua tratada (US\$/m ³)			0,30			0,43			0,50	

Tabela Cenário 3: Custos de dessaliniza o da água do SAG com diferentes propor es de mistura de água bruta e permeado e FC

Cen�rio 3		Fator	Concentra�o =	4,00	B/P=0,22	FC =	4,00	B/P=0,13	FC=	4,00	B/P=0,08
Investimento	Tempo	Invest, (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais	Invest, (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais	Invest, (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais	
Perfura�o de Poços	25	673700,0	26948,0	2,1	673700,0	26948,0	1,6	673700,0	26948,0	2,1	
Instala�o do Poço	25	214703,2	8588,1	0,7	214703,2	8588,1	0,5	214703,2	8588,1	0,7	
Equipamento Nanofiltr�o	25	350000,0	14000,0	1,1	350000,0	14000,0	0,8	350000,0	14000,0	1,1	
Tanque de armazenamento	25	24000,0	960,0	0,1	24000,0	960,0	0,1	24000,0	960,0	0,1	
Constru�o Civil	25	132119,8	5284,8	0,4	132119,8	5284,8	0,3	132119,8	5284,8	0,4	
Consultoria	25	10000,0	400,0	0,0	10000,0	400,0	0,0	10000,0	400,0	0,0	

Total Investimento (R\$)	1404523,0	56180,9	4,3	1404523,0	56180,9	3,3	1404523,0	56180,9	2,9
Custos Operacionais	Invest, (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais	Invest, (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais	Invest, (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais
Tempo									
Manutenção do poço	-	17768,1	1,4	-	17768,1	1,0	-	17768,1	0,9
Manutenção NF	-	7000,0	0,5	-	7000,0	0,4	-	7000,0	0,4
Troca de membranas	-	71202,1	5,5	-	76975,2	4,5	-	78899,6	4,1
Cartuchos de filtro	-	14800,0	1,1	-	16000,0	0,9	-	16400,0	0,9
Manutenção Const.Civil	-	2809,0	0,2	-	2809,0	0,2	-	2809,0	0,1
Produtos químicos	-	30000,0	2,3	-	30000,0	1,8	-	30000,0	1,6
Mão de Obra	-	78000,0	6,0	-	78000,0	4,6	-	78000,0	4,1
Técnico químico	-	36000,0	2,8	-	36000,0	2,1	-	36000,0	1,9
Encargos trabalhistas	-	71934,0	5,5	-	71934,0	4,2	-	71934,0	3,8
Energia água do SAG	-	248216,8	19,1	-	248216,8	14,6	-	248216,8	13,0
Energia equipo NF	-	297562,6	23,0	-	347156,4	20,4	-	371953,3	19,5
Disposição concentrado	-	351950,0	27,1	-	703900,0	41,3	-	879875,0	46,1
TOTAL Custos Operacionais	-	1227242,6	94,7	-	1635759,6	95,9	-	1838855,9	96,4
Despesas Fixas									
Despesas Administrativas	-	12935,6	1,0	-	12935,6	0,8	-	12935,6	0,7
Total despesas Fixas	-	12935,6		-	12935,6		-	12935,6	
TOTAL (R\$)	-	1296359,2	100,0	-	1704876,1	100,0	-	1907972,4	100,0
Água produzida (m³/ano)		1168000,0			1168000,0			1168000,0	
Custo de água tratada (R\$/m³)		1,11			1,46			1,63	
Custo de água tratada (US\$/m³)		0,35			0,46			0,51	

Tabela Cenário 4: Custos de dessalinização da água do SAG com diferentes proporções de mistura de água bruta e permeado e FC

Cenário 4	Fator Concentração =		4,00	B/P=0,21	FC =	4,00	B/P=0,11	FC=	4,00	B/P=0,06
Investimento	Tempo	Invest, (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais	Invest, (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais	Invest, (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais
Perfuração de Poços	25	673700,0	26948,0	2,0	673700,0	26948,0	1,5	673700,0	26948,0	2,0
Instalação do Poço	25	214703,2	8588,1	0,6	214703,2	8588,1	0,5	214703,2	8588,1	0,6
Equipamento Nanofiltração	25	350000,0	14000,0	1,0	350000,0	14000,0	0,8	350000,0	14000,0	1,0
Tanque de armazenamento	25	24000,0	960,0	0,1	24000,0	960,0	0,1	24000,0	960,0	0,1
Construção Civil	25	140327,1	5613,1	0,4	140327,1	5613,1	0,3	140327,1	5613,1	0,4
Consultoria	25	10000,0	400,0	0,0	10000,0	400,0	0,0	10000,0	400,0	0,0
Total Investimento (R\$)		1412730,3	56509,2	4,1	1412730,3	56509,2	3,2	1412730,3	56509,2	2,9
Custos Operacionais	Tempo	Invest, (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais	Invest, (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais	Invest, (R\$)	Valor (R\$/ano)	% Custos anuais
Manutenção do poço	Anual	-	17768,1	1,3	-	17768,1	1,0	-	17768,1	0,9
Manutenção NF	Anual	-	7000,0	0,5	-	7000,0	0,4	-	7000,0	0,4
Troca de membranas	Anual	-	180891,7	13,2	-	198211,1	11,2	-	205908,7	10,4
Cartuchos de filtro	Anual	-	37600,0	2,7	-	41200,0	2,3	-	42800,0	2,2
Manutenção Const.Civil	Anual	-	2825,5	0,2	-	2825,5	0,2	-	2825,5	0,1
Produtos químicos	Anual	-	30000,0	2,2	-	30000,0	1,7	-	30000,0	1,5
Mão de Obra	Anual	-	78000,0	5,7	-	78000,0	4,4	-	78000,0	3,9
Técnico químico	Anual	-	36000,0	2,6	-	36000,0	2,0	-	36000,0	1,8
Encargos trabalhistas	Anual	-	71934,0	5,3	-	71934,0	4,0	-	71934,0	3,6
Energia agua do SAG	Anual	-	248216,8	18,2	-	248216,8	14,0	-	248216,8	12,5
Energia equipo NF	Anual	-	198375,1	14,5	-	198375,1	11,2	-	198375,1	10,0

Disposição concentrado	Anual	-	389291,1	28,5	-	778582,1	43,8	-	973227,6	49,1
TOTAL Custos Operacionais		-	1297902,2	94,9	-	1708112,7	96,1	-	1912055,7	96,5
Despesas Fixas										
Despesas Administrativas	Anual	-	12935,6	0,9	-	12935,6	0,7	-	12935,6	0,7
Total despesas Fixas		-	12935,6		-	12935,6		-	12935,6	
TOTAL (R\$)		-	1367347,0	100,0	-	1777557,5	100,0	-	1981500,6	100,0
Água produzida (m ³ /ano)			1168000,0			1168000,0			1168000,0	
Custo de água tratada (R\$/m ³)			1,17			1,52			1,70	
Custo de água tratada (US\$/m ³)			0,37			0,47			0,53	

B/P: Relação entre Água bombeado do Poço / Permeado do sistema de NF
 Fonte: Autor (2017).

APÊNDICE 3

Tabela: Planilha avaliação econômica Cenário 3, preço de venda 1,20 reais (valor mínimo da água tratada para a alternativa ser viável)

Descrição	0	1	2	24	25	Informações	Entrada	Informações	Entrada
Receita Bruta									
(-) Imp. Prop. vendas	1.331.520	1.401.600	1.401.600	1.401.600	1.401.600	Produção	1168000	Preço	1,2
(=) Receita Líquida	119.171	125.443	125.443	125.443	125.443	Imp Venda	8,95%	Cap Prod	95,00%
(-) Custo Var. Prod.	1.212.349	1.276.157	1.276.157	1.276.157	1.276.157	Custo Var	0		
(-) Custo Fixo Prod.	0	0	0	0	0	Custo Fixo	1061494,18		
(=) Lucro Bruto	1.061.494	1.061.494	1.061.494	1.061.494	1.061.494	Desp. Var	0		
(-) Despesa Variável	150.855	214.663	214.663	214.663	214.663	Desp. Fixa	12.936		
(-) Despesa Fixa	0	0	0	0	0				
(-) Desp. Financeiras	12.936	12.936	12.936	12.936	12.936				
(+) Venda ativo (VR) Valor residual	0	0	0	0	0				
(=) Lucro Líq c/IR	0	0	0	0	1.131.716	VR Original	648.577	VR Futuro	1.357.975
(-) Depreciação	137.919	201.727	201.727	201.727	1.333.443	Taxa Dep	0%		
(=) Lucro Tributável	0	0	0	0	0	IR/CSLL	0%		
IR (e CS)	137.919	201.727	201.727	201.727	1.333.443				
LL s/IR=LL c/IR-IR	-	-	-	-	-				
(-) Amortização	137.919	201.727	201.727	201.727	1.333.443	Inv Fixo	1.371.694	Cap Giro	10%
Investimento	0	0	0	0	0	% Financ		Cap Giro	137.169
(+) Financiamento	-1.371.694					Tx Financ		Cap Giro VF	184.344
(+) Capital de Giro	0	0	0	0	184.344	TMA:	10%	Inflação	3%
FC Financeiro	137.919	201.727	201.727	201.727	1.517.787				
FC Descontado	125.381	166.717	20.480	140.086					
VP do FC futuro:	1.894.544								
VPL:	522.850								
TIR:	14,09%								
Payback Descontado:	entre 12 e 13								

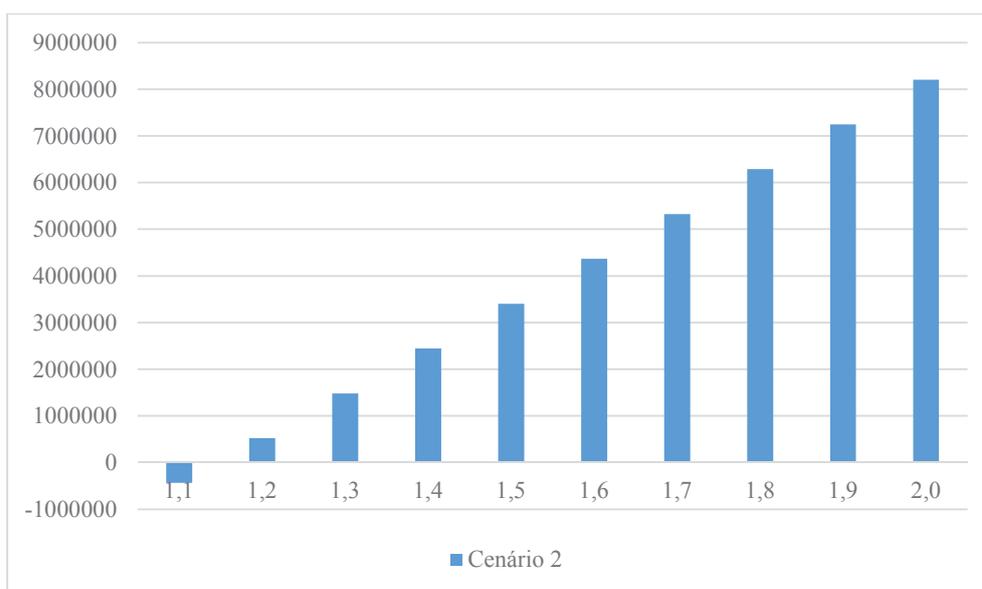
Fonte: Autor (2017).

Tabela: Indicadores Econômicos do Cenário 2 na condição de certeza

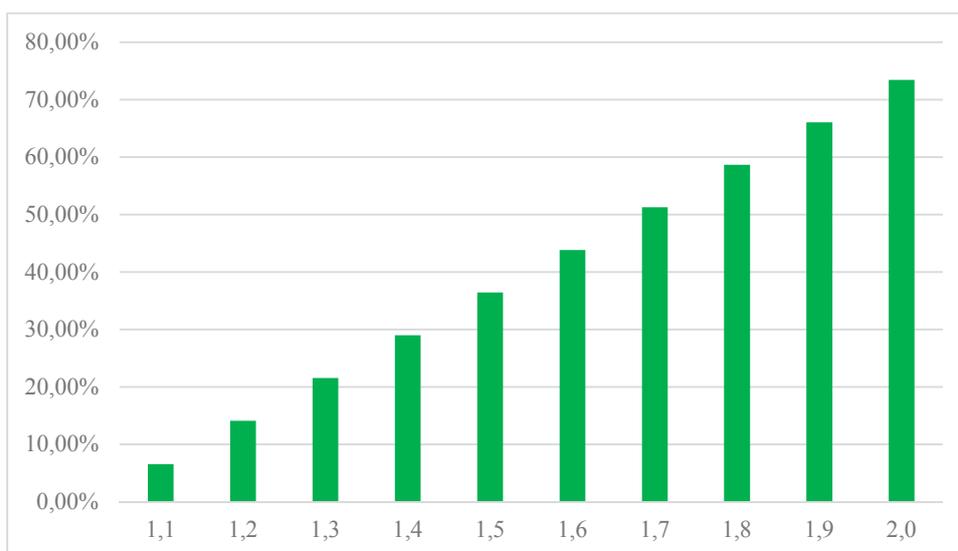
Preço do produto (R\$/m ³)	VPL (R\$)	VA (R\$)	TIR (%)	Payback simples (anos)	Payback descontado (anos)
1,2	522850,35	85091,49	14,09%	7 e 8	12 e 13

Fonte: Autor (2017).

Valores projetados de VPL do cenário 2



Valores do TIR para diferentes preços da água tratada no cenário 2



Fonte: Autor (2017).

Tabela: Planilha avaliação econômica Cenário 3, preço de venda 1,40 reais (valor mínimo da água tratada para a alternativa ser viável)

Descrição	0	1	2...	24	25	Informações	Entrada	Informações	Entrada
Receita Bruta		1.553.440	1.635.200	1.635.200	1.635.200	Produção	1168000	Preço	1,4
(-) Imp. Prop. Vendas		139.033	146.350	146.350	146.350	Imp Venda	8,95%	Cap Prod	95,00%
(=) Receita Líquida		1.414.407	1.488.850	1.488.850	1.488.850				
(-) Custo Var. Prod.		0	0	0	0	Custo Var	0		
(-) Custo Fixo Prod.		1.227.243	1.227.243	1.227.243	1.227.243	Custo Fixo	1227242.65		
(=) Lucro Bruto		187.164	261.607	261.607	261.607				
(-) Despesa Variável		0	0	0	0	Desp. Var	0		
(-) Despesa Fixa		12.936	12.936	12.936	12.936	Desp. Fixa	12.936		
(-) Desp. Financeiras		0	0	0	0				
(+) Venda ativo (VR) Valor residual		0	0	0	0				
(=) Lucro Líq c/IR		174.229	248.671	248.671	248.671	VR Original	664.991	VR Futuro	1.392.344
(-) Depreciação		0	0	0	0	Taxa Dep	0%		
(=) Lucro Tributável		174.229	248.671	248.671	248.671				
IR (e CS)		-	-	-	-	IR/CSLL	0%		
LL s/IR=LL c/IR-IR		174.229	248.671	248.671	248.671				
(-) Amortização		0	0	0	0				
Investimento	-1.404.523					Inv Fixo	1.404.523	Cap Giro	10%
(+) Financiamento	0					% Financ		Cap Giro	140.452
(+) Capital de Giro		0	0	0	188.756	Tx Financ		Cap Giro VF	188.756
FC Financeiro	-1.404.523	174.229	248.671	248.671	1.569.143	TMA:	10%	Inflação	3%
FC Descontado		158.390	205.514	25.247	144.826				
VP do FC futuro:		2.311.399							
VPL:		906.876							
TIR:		16,90%							
Payback Descontado:		entre 9 e 10							

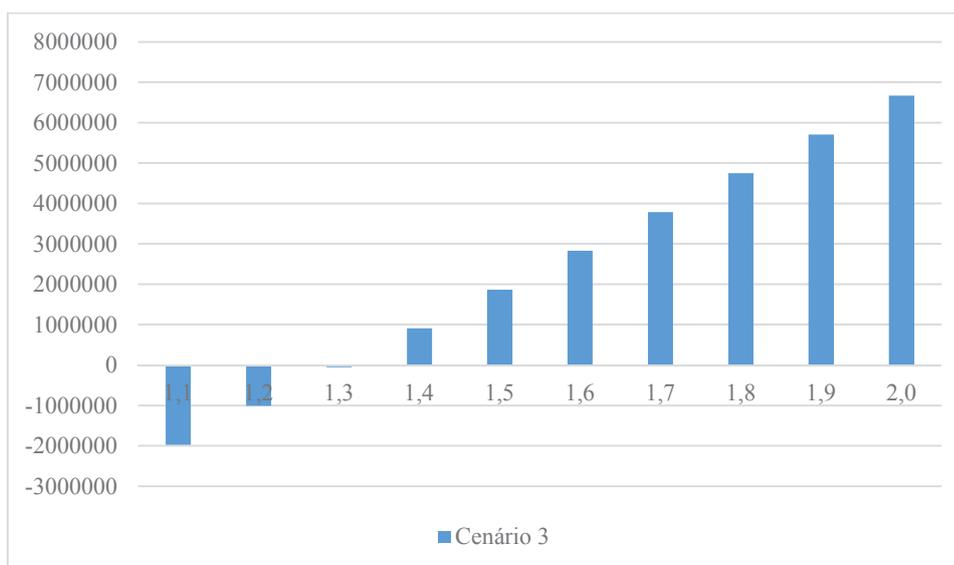
Fonte: Autor (2017).

Tabela: Indicadores econômicos do cenário 3 na condição de certeza

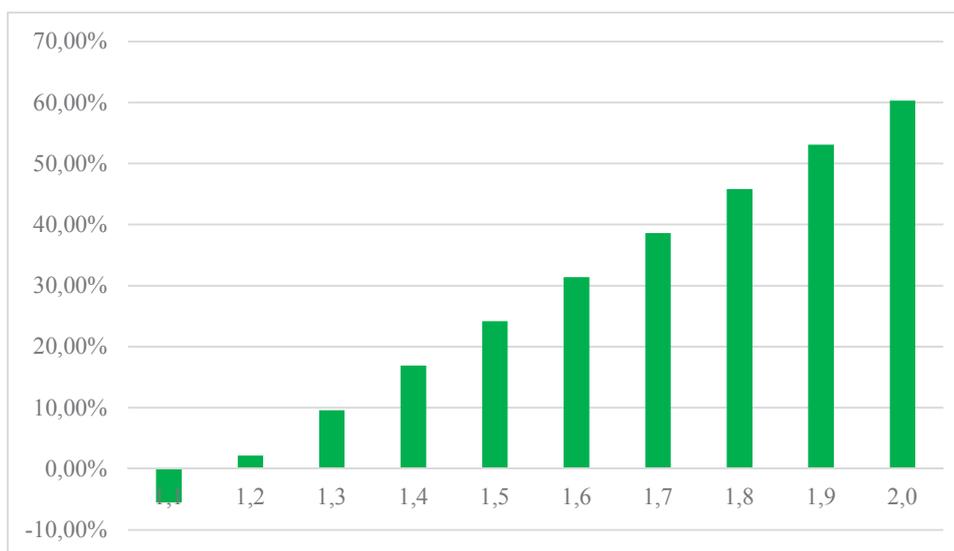
Preço do produto (R\$/m ³)	VPL (R\$)	VA (R\$)	TIR (%)	Payback simples (anos)	Payback descontado (anos)
1,4	906876,10	147589,91	16,90%	5 a 6	9 a 10

Fonte: Autor (2017).

Valor projetados do VPL do cenário 3



Valores do TIR para diferentes preços da água tratada no cenário 3



Fonte: Autor (2017).

Tabela: Planilha avaliação econômica do Cenário 4, preço de venda 1,40 reais (valor mínimo da água tratada para a alternativa ser viável)

Descrição	Informações					Entrada	Informações		Entrada	Entrada
	0	1	2	24	25		Produção	Preço		
Receita Bruta		1.553.440	1.635.200	1.635.200	1.635.200	1168000			1168000	1,4
(-) Imp. Prop. Vendas		137.635	144.879	144.879	144.879				8,86%	
(=) Receita Líquida		1.415.805	1.490.321	1.490.321	1.490.321					95,00%
(-) Custo Var. Prod.		0	0	0	0				0	
(-) Custo Fixo Prod.		1.297.902	1.297.902	1.297.902	1.297.902				1297902	
(=) Lucro Bruto		117.903	192.419	192.419	192.419					
(-) Despesa Variável		0	0	0	0				0	
(-) Despesa Fixa		12.936	12.936	12.936	12.936				12.936	
(-) Desp. Financeiras		0	0	0	0					
(+) Venda ativo (VR) Valor residual		0	0	0	0					
(=) Lucro Líq c/IR		104.967	179.483	179.483	1.131.716				669.095	1.400.936
(-) Depreciação		0	0	0	1.311.199				0%	
(=) Lucro Tributável		104.967	179.483	179.483	1.311.199					
IR (e CS)		-	-	-	-				0%	
LL s/IR=LL c/IR-IR		104.967	179.483	179.483	1.311.199					
(-) Amortização		0	0	0	0					
Investimento		-1.412.730							1.412.730	10%
(+) Financiamento		0	0	0	0					141.273
(+) Capital de Giro		-1.412.730	179.483	179.483	189.859					189.859
FC Financeiro		95.425	148.333	18.222	138.542				10%	3%
FC Descontado										
VP do FC futuro:		1.683.413								
VPL:		270.682								
TIR:		12,05%								
Payback Descontado:		Entre 18 e 19								

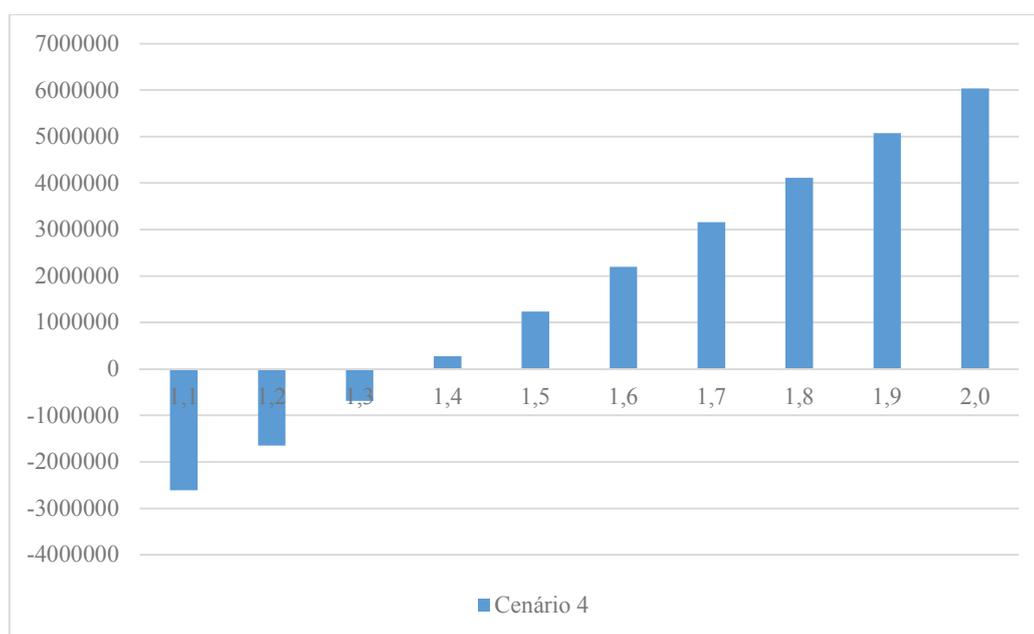
Fonte: Autor (2017).

Indicadores econômicos do cenário 4 na condição de certeza

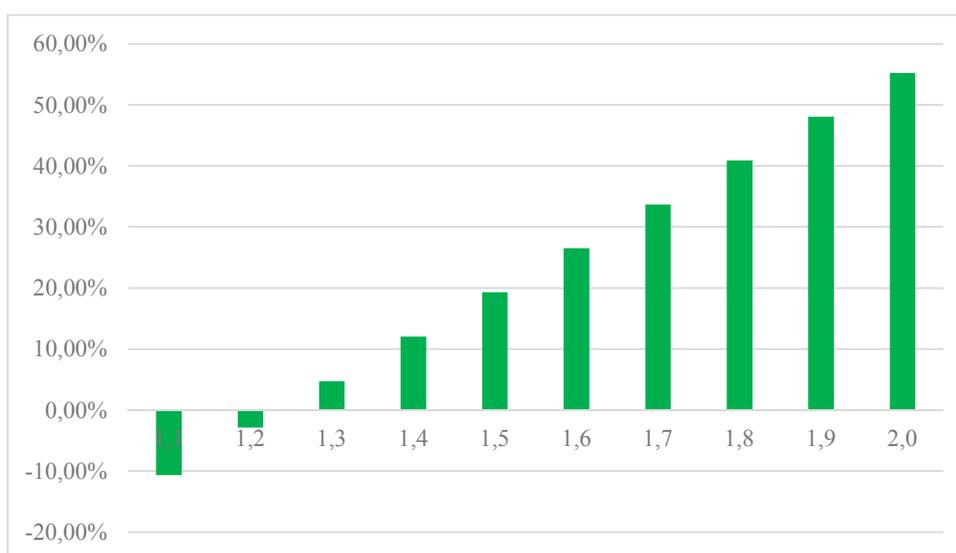
Preço do produto (R\$/m ³)	VPL (R\$)	VA (R\$)	TIR (%)	Payback simples (anos)	Payback descontado (anos)
1,4	270682,46	44052,32	12,05%	Entre 8 e 9	Entre 18 e 19

Fonte: Autor (2017).

Valores projetados do VPL e VA para o cenário 4.



Valores do TIR para diferentes preços da água tratada no cenário 4



Fonte: Autor (2017).