

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE PONTA GROSSA
PRÓ- REITORIA DE PESQUISA E PÓS-GRADUAÇÃO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA SANITÁRIA E
AMBIENTAL

ANA CAROLINA MARTINS RODRIGUES

BALANÇO DE MASSA DE UM SISTEMA DE ULTRAFILTRAÇÃO E OSMOSE
REVERSA PARA DESSALINIZAÇÃO DE ÁGUA SALOBRA

PONTA GROSSA

2018

ANA CAROLINA MARTINS RODRIGUES

BALANÇO DE MASSA DE UM SISTEMA DE ULTRAFILTRAÇÃO E OSMOSE
REVERSA PARA DESSALINIZAÇÃO DE ÁGUA SALOBRA

Dissertação apresentada ao Programa de
Pós-Graduação como requisito para
obtenção de título de Mestre em
Engenharia Sanitária e Ambiental na
Universidade Estadual de Ponta Grossa.

Orientadora: Prof.^a Dr.^a Giovana Katie
Wiecheteck

Coorientador: Prof.^o Dr.^o Marcos Rogério
Szeliga

PONTA GROSSA

2018

Ficha Catalográfica
Elaborada pelo Setor de Tratamento da Informação BICEN/UEPG

R696 Rodrigues, Ana Carolina Martins
 Balanço de massa de um sistema de
 ultrafiltração e osmose reversa para
 dessalinização de água salobra/ Ana
 Carolina Martins Rodrigues. Ponta Grossa,
 2018.
 90f.

 Dissertação (Mestrado em Engenharia
 Sanitária e Ambiental - Área de
 Concentração: Saneamento Ambiental e
 Recursos Hídricos), Universidade Estadual
 de Ponta Grossa.

 Orientadora: Prof^a Dr^a Giovana Katie
 Wiecheteck.

 Coorientador: Prof. Dr. Marcos Rogério
 Szeliga.

 1.Água salobra. 2.Ultrafiltração.
 3.Osmose reversa. 4.Balanço de massa.
 5.Taxa de recuperação. I.Wiecheteck,
 Giovana Katie. II. Szeliga, Marcos
 Rogério. III. Universidade Estadual de
 Ponta Grossa. Mestrado em Engenharia
 Sanitária e Ambiental. IV. T.

CDD: 628.16

CERTIFICADO DE APROVAÇÃO

Título da Dissertação: **"BALANÇO DE MASSA DE UM SISTEMA DE ULTRAFILTRAÇÃO E OSMOSE REVERSA PARA DESSALINIZAÇÃO DE ÁGUA SALOBRA"**

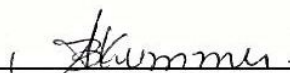
Nome: **ANA CAROLINA MARTINS RODRIGUES**

Orientadora: **Profª Drª Giovana Kátie Wiecheteck**

Aprovado pela Comissão Examinadora:



Profª Drª Giovana Kátie Wiecheteck
Universidade Estadual de Ponta Grossa - UEPG



Profª Drª Ana Carolina Barbosa Kummer
Universidade Estadual de Ponta Grossa - UEPG



Prof. Dr. Gustavo Rafael Collere Possetti
Companhia de Saneamento do Paraná - SANEPAR

Ponta Grossa, 12 de abril de 2018.

AGRADECIMENTOS

À Deus por ter me dado graça e me sustentado até aqui, por nunca me deixar só nesta caminhada.

À Universidade Estadual de Ponta Grossa pela admissão no Programa de Pós-Graduação em Engenharia Sanitária e Ambiental.

À Professora Dra Giovana Katie Wiecheteck e ao Professor Dr Marcos Rogério Széliga pela orientação, apoio e por não medirem esforços para que fosse possível a realização deste trabalho. Obrigado por me proporcionar a oportunidade de participar do projeto.

À Fundação Araucária de Apoio ao Desenvolvimento Científico e Tecnológico do Paraná em parceria com a Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (Capes) por financiar minha bolsa de estudos.

Aos Professores Dr Miguel Acevedo e Dr Gabriel Carranza da University of North Texas e a Dra Luiza Campos da University College London, que colaboraram com o trabalho e à pedido da Professora Dra Giovana Katie Wiecheteck me deram a oportunidade de fazer parte do grupo de pesquisa.

Ao Institute of International Education (IIE) e ao British Council por meio do Global Innovation Initiative (GII) por financiarem o projeto.

À Sanepar e sua equipe de Pesquisa e Desenvolvimento pela parceria e por ceder espaço físico, equipamentos e técnicos para o desenvolvimento das pesquisas.

À professora Dra Ana Carolina Barbosa Kummer e à mestrande Tatiane Boveroti por todo apoio e auxílio durante as atividades relacionadas à dissertação.

À equipe da Sanepar da Estação de Tratamento de Água de Praia de Leste, por todo auxílio durante as atividades desenvolvidas em campo.

Ao Engenheiro da Permutation, Paulo Krieger pela disponibilidade, assistência e esclarecimentos sobre o sistema de osmose reversa.

Ao meu esposo Sullivann Vado Lopes por me apoiar nos momentos difíceis e me incentivar todos os dias para que fosse possível a realização desta pós-graduação.

Aos meus pais, irmãos, familiares e amigos que estiveram presentes durante este tempo me apoiando e incentivando, em especial aos meus tios Josefa e

Antônio Alves por me receber e acomodar em sua casa durante o desenvolvimento do projeto experimental em Praia de Leste.

A todos que direta ou indiretamente me ajudaram durante esta etapa de minha formação.

RESUMO

A má distribuição de água doce no mundo, o crescimento populacional acentuado, as mudanças climáticas e as consequências das ações antropológicas traz a necessidade da busca de fontes alternativas para suprir a demanda de água aos seres humanos, animais e plantas. A abundância de água salgada ou salobra é muitas vezes, a única fonte de água disponível para sobrevivência de algumas comunidades no planeta, isso tem impulsionado o uso de técnicas de dessalinização. Com o objetivo de estudar alternativas para adaptações climáticas, antecipar tendências e problemas hídricos futuros foi implantado um sistema de dessalinização de água salobra, em escala piloto, nas dependências da Estação de Tratamento de Água (ETA) da Sanepar, em Praia de Leste, no município de Pontal do Paraná no litoral do estado. O sistema piloto foi provido de ultrafiltração (UF) como pré-tratamento seguido de abrandamento e da dessalinização por osmose reversa (OR). Com capacidade para produzir $1 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ de água tratada. A água salobra foi padronizada nas concentrações de $1000 \pm 50 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ e $1500 \pm 20 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ de sólidos dissolvidos totais (SDT), por meio da mistura da água do mar e da água bruta do Rio das Pombas, manancial que abastece o balneário. Avaliou-se o sistema global a partir de dados de produção e consumo de água, balanço de massa e das taxas de recuperação para configurações diferentes do sistema de OR. Para isso, foram realizados quatro experimentos, variando a configuração de abertura do registro do concentrado da OR: o primeiro com abertura de 72,71% de concentrado (A); o segundo 59,20 % (B); o terceiro 39,70% (C), estes com $1500 \pm 20 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ de SDT; o quarto experimento foi realizado para $1000 \pm 50 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ de SDT com abertura de 32,90% de concentrado (D). Aproximadamente 15% do volume de alimentação era utilizado na limpeza hidráulica das membranas da UF e da OR. Quanto maiores as vazões do concentrado da OR, maior a vazão de alimentação, e consequentemente, menor a taxa de recuperação e pressão osmótica. A maior taxa de recuperação obtida foi de 69,13% para o experimento D, sendo considerada a configuração mais otimizada.

Palavras chave: Água salobra. Ultrafiltração. Osmose reversa. Balanço de massa. Taxa de recuperação.

ABSTRACT

With the unequal distribution of fresh water in the world, strong population growth, climate change and the consequences of anthropological actions it is necessary to look for alternative sources to supply the water demand for human beings, animals and plants. Salt water or brackish water has been the only source of water available for survival in some communities on the planet. This issue has driven the use of desalination techniques. With the objective of studying alternatives for climate adaptation, anticipating of trends and problems and water problems, a brackish water desalination system in pilot scale was implemented on the premises of the Water Treatment Plant Station, in Praia de Leste, in the Pontal do Paraná City, coast of the State. The pilot system was provided with ultrafiltration (UF) as a pretreatment followed by softening and reverse osmosis (RO), with the capacity to produce $1\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ of permeate. Brackish water was produced at concentrations of $1,000 \pm 50 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ and $1,500 \pm 20 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ of total dissolved solids (TDS), by mixing sea water and fresh water from the Pombas River, which supplies the town. The global system was evaluated from production and water consumption data, mass balance and recovery rates for different configurations of the reverse osmosis system. For this, four experiments were performed, varying the configuration of the valve which controls the flow of the brine: the first one with 72.71% (A); the second with 59.20%(B); the third with 39.70% (C), these with $1,500 \pm 20 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ of TDS; the fourth experiment was also performed for $1,000 \pm 50 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ of TDS with 32.90% of the brine (D). About 15% of volume of water produced was used in the hydraulic cleaning of the UF and RO membranes. When the flow rates of the concentrate were higher, the feed rates were also higher and consequently, the recovery rates and osmotic pressure were lower. The highest recovery rate was 69.13% for the experiment D, being considered the most optimized configuration.

Keywords: Brackish water. Ultrafiltration. Reverse osmosis. Mass balance. Recovery rate.

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	13
2 OBJETIVOS	15
2.1 OBJETIVO GERAL	15
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	15
3 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	16
3.1 SISTEMAS DE DESSALINIZAÇÃO	16
3.1.1 Processos Térmicos	19
3.1.1.1 Destilação de Múltiplo Estágio	19
3.1.1.2 Destilação de Múltiplo Efeito	20
3.1.1.3 Destilação por Compressão de Vapor	21
3.1.1.4 Destilação Solar	22
3.1.2 Processos por meio de membranas	23
3.1.2.1 Eletrodialise	25
3.1.2.2 Osmose Reversa (OR)	26
3.1.3 Comparação entre os processos	28
3.2 SISTEMAS DE OSMOSE REVERSA	30
3.2.1 Pré-tratamento	30
3.2.2 Pós-tratamento	33
3.2.3 Membranas	33
3.3 PARÂMETROS OPERACIONAIS	35
3.3.1 Pressão osmótica	35
3.3.2 Vazão	35
3.3.3 Descarga mássica	36
3.3.4 Fluxo	36
3.3.5 Balanço de massa	37

3.3.6 Taxa de recuperação	40
3.3.7 Estudos correlacionados ao balanço de massa e taxa de recuperação em osmose reversa.....	41
4 MATERIAIS E MÉTODOS	43
4.1 INSTALAÇÕES DO SISTEMA PILOTO DE DESSALINIZAÇÃO	43
4.1.1 Água Salobra	43
4.1.2 Ultrafiltração.....	44
4.1.3 Osmose reversa.....	46
4.2 OPERAÇÕES	48
4.2.1 Configuração do sistema	48
4.2.2 Monitoramento do sistema.....	49
4.2.3 Descrição de operação	52
4.3 BALANÇO DE MASSA	54
4.3.1 Ultrafiltração.....	54
4.3.2 Osmose Reversa	56
4.3.2.1 Limpeza das membranas de OR	58
4.3.3 Calibração dos volumes medidos	58
5 RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	60
5.1 EXPERIMENTO A	60
5.1.1 Balanço de massa	60
5.1.2 Taxa de recuperação	62
5.2 EXPERIMENTO B	62
5.2.1 Balanço de massa	62
5.2.2 Taxa de recuperação	64
5.3 EXPERIMENTO C	65
5.3.1 Balanço de massa	65
5.3.2 Taxa de recuperação	66

5.4 EXPERIMENTO D	67
5.4.1 Balanço de massa	67
5.4.2 Taxa de recuperação	69
5.5 RESULTADOS GERAIS	70
6 CONCLUSÕES.....	74
RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	76
REFERÊNCIAS.....	77
APÊNDICE A – RESULTADOS DO BALANÇO DE MASSA DO EXPERIMENTO A	82
APÊNDICE B – RESULTADOS DO BALANÇO DE MASSA DO EXPERIMENTO B	84
APÊNDICE C – RESULTADOS DO BALANÇO DE MASSA DO EXPERIMENTO C	86
APÊNDICE D – RESULTADOS DO BALANÇO DE MASSA DO EXPERIMENTO D	88

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Distribuição dos sistemas de dessalinização ao redor do mundo	16
Figura 2 – Distribuição da capacidade instalada para processos térmicos e com membranas para dessalinização	18
Figura 3 – Distribuição do total de sistemas de dessalinização instaladas no mundo por tecnologia.....	18
Figura 4 – Esquema do sistema de Destilação de Múltiplo Estágio	20
Figura 5 – Esquema do sistema de Destilação de Múltiplo Efeito.....	21
Figura 6 – Esquema do sistema de Destilação por Compressão de Vapor	22
Figura 7 – Esquema do sistema de Destilação Solar	23
Figura 8 – Tamanho das partículas e remoção de contaminantes conforme tratamento	24
Figura 9 – Esquema do sistema de Eletrodialise	26
Figura 10 – Processo de Osmose (a); Processo de Osmose Reversa (b)	27
Figura 11 – Sistema simplificado de Osmose Reversa	30
Figura 12 – Módulo de membrana enrolada em espiral	33
Figura 13 – Volume de controle do balanço global de massa	37
Figura 14 – Volume de controle do balanço de massa do sistema de ultrafiltração ..	38
Figura 15 – Volume de controle do balanço de massa sistema de osmose reversa ..	39
Figura 16 – Volume de controle do balanço de massa do sistema de limpeza da osmose reversa.....	39
Figura 17 – Localização da Estação de Tratamento de água de Praia de Leste onde foi instalado o sistema de dessalinização em escala piloto.....	43
Figura 18 – Representação esquemática do sistema piloto de dessalinização implantado em Praia de Leste - Parte I: Tanques e pré-tratamento (ultrafiltração) ...	44
Figura 19 – Sistema de ultrafiltração instalado em Praia de Leste.....	45
Figura 20 – Representação em corte do container que abriga o sistema de osmose reversa instalado em Praia de Leste	46
Figura 21 – Representação esquemática do sistema piloto de dessalinização implantado em Praia de Leste - Parte II: Sistema de Osmose Reversa.....	47
Figura 22 – Fluxograma do sistema de dessalinização implantado em Praia de Leste- Localização dos pontos de coleta das amostras e pontos de medição dos volumes	51

Figura 23 – Modelo de planilha utilizada para os cálculos do balanço de massa da ultrafiltração.....	54
Figura 24 – Modelo de planilha utilizada para os cálculos do balanço de massa da osmose reversa.....	56
Figura 25 – Fluxograma do sistema de dessalinização implantado em Praia de Leste- Resultados do balanço de massa do experimento A	60
Figura 26 – Fluxograma do sistema de dessalinização implantado em Praia de Leste- Resultados do balanço de massa do experimento B	63
Figura 27 – Fluxograma do sistema de dessalinização implantado em Praia de Leste- Resultados do balanço de massa do experimento C	65
Figura 28 – Fluxograma do sistema de dessalinização implantado em Praia de Leste- Resultados do balanço de massa do experimento D	68
Figura 29 – Concentrações remanescentes de SDT durante a limpeza CIP das membranas de OR nos experimentos A, B, C e D, respectivamente	72

LISTA DE SIGLAS

CAMAR	Centro de Aquicultura Marinha e Repovoamento
CIP	Clean in Place – Limpeza Local
CV	Destilação por Compressão de Vapor
DS	Destilação Solar
ED	Eletrodiálise
ETA	Estação de tratamento de água
FWR	Foundation Desalination Association – Fundação de Pesquisa de Dessalinização
GW	Global Water Intelligence
IDA	International Desalination Association
MED	Destilação de Múltiplo Efeito
MF	Microfiltração
MMA	Ministério do Meio Ambiente
MSF	Flash de Múltiplo Estágio
NF	Nanofiltração
NRC	National Research Council – Conselho Nacional de Pesquisa
OR	Osmose Reversa
ORP	Potencial de Oxirredução
PAC	Cloreto de Poli Alumínio
pH	Potencial Hidrogeniônico
SANEPAR	Companhia de Saneamento do Paraná
SDT	Sólidos Dissolvidos Totais
UCL	University of College London
UEPG	Universidade Estadual de Ponta Grossa
UF	Ultrafiltração
UFPR	Universidade Federal do Paraná
UNT	University of North Texas
WHO	World Health Organization – Organização Mundial da Saúde

1 INTRODUÇÃO

O crescimento desenfreado da população, a distribuição desigual dos recursos hídricos, a degradação do meio ambiente e as mudanças climáticas, têm contribuído para a pouca disponibilidade de água doce para suprir as necessidades dos seres humanos, animais e plantas.

Além disso, a qualidade das águas que chegam às estações de tratamento tem lançado desafios às companhias de saneamento. Com isso, fontes alternativas e tecnologias avançadas de tratamento de água vêm sendo objeto de estudo para muitos pesquisadores. Entre elas, estão os processos de dessalinização de águas salobras ou salinas para produção de água potável para a população. A dessalinização de água tem sido aplicada em regiões semiáridas, desérticas, em ilhas e áreas costeiras como na costa da Austrália, em países do Oriente Médio, oeste dos Estados Unidos, ilhas do Caribe, em regiões do semiárido do nordeste do Brasil e em ilhas como, em Fernando de Noronha (ALMEIDA, 2017; TORRI, 2015).

Dois processos básicos são aplicados na dessalinização: a destilação térmica ou a separação por membranas. Entre os processos de separação por membranas, a osmose reversa (OR) tem se destacado no Brasil e no mundo para a dessalinização de água do mar e águas salobras, bem como em sistemas que tratam águas para reúso (IDA, 2014; MOLINA; CASAÑAS, 2010).

Há anos atrás, o custo elevado e o alto consumo de energia limitou o uso da técnica de OR no mundo. No entanto, avanço recente especialmente nas tecnologias das membranas de OR tem contribuído para a viabilidade de aplicação (NRC, 2008).

Além disso, com o intuito de preservar a vida útil das membranas da OR diminuindo incrustações, depósitos e obstrução dos poros e também melhorar a eficiência do tratamento, um sistema de pré-tratamento deve ser adotado.

O pré-tratamento tem por objetivo remover as macromoléculas, colóides, bactérias e demais sólidos suspensos. A ultrafiltração (UF) é uma tecnologia que tem apresentado bons resultados para isso e vem sendo muito utilizada como pré-tratamento em sistemas de OR (LAUTENSCHLAGER, 2006; LÖWENBERG et al. 2015; SUN, et al., 2015).

A Companhia de Saneamento do Paraná (Sanepar) no início do ano de 2015 relatou que, a Estação de Tratamento de Água (ETA), localizada no Balneário de

Praia de Leste, no município de Pontal do Paraná, vem sofrendo com maiores quantidades de sais na água bruta (Informação verbal)¹. A captação é feita no Rio das Pombas pertencente à sub-bacia do Rio Guaraguaçu. Principalmente, em épocas de estiagem, com baixa vazão do rio e períodos de maré alta, pode ocorrer a intrusão da água do mar no rio alterando as concentrações de sais.

Outro agravante dessa região é a população flutuante, que em Praia de Leste chega a ser 25 vezes maior que a população permanente (ALMEIDA, 2017), trazendo desafios à companhia de saneamento para suprir a demanda de água na alta temporada.

Com o intuito de estudar alternativas para adaptações climáticas, antecipar tendências e problemas hídricos futuros foi implantado um sistema de dessalinização de água salobra, em escala piloto, em Praia de Leste. O sistema é provido de ultrafiltração seguido de abrandamento e osmose reversa.

Esse sistema faz parte de um projeto de pesquisa realizado por meio de um convênio entre a Sanepar, a Universidade Estadual de Ponta Grossa (UEPG), a University of North Texas (UNT) e a University College London (UCL).

Almeida (2017) realizou a primeira etapa da pesquisa referente a esse projeto, avaliando a eficiência do sistema de dessalinização a partir de dados referentes à qualidade da água, pressão osmótica, taxa de filtração e taxa de recuperação, da UF e OR, tratando água salobra com concentrações de 1000 e $1500 \pm 100 \text{ g.m}^{-3}$ de sólidos dissolvidos totais (SDT) de entrada.

Este estudo contempla mais uma etapa do projeto e avaliou o sistema de dessalinização quanto aos parâmetros operacionais e também quanto ao balanço de massa detalhado das fases diversas do processo, sendo analisada a eficiência considerando dados de produção e consumo de água, pressão osmótica e taxa de recuperação para quatro condições diferentes de operação.

O balanço de massa caracteriza os fluxos de massa e de vazão que ocorre durante processo. Portanto, este trabalho demonstrou por meio de dados quantitativos o que de fato ocorreu no sistema.

¹ Informado pela Sanepar, em reunião, em março de 2015

2 OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

Monitorar e analisar os sistemas de ultrafiltração e osmose reversa em escala piloto, utilizados para dessalinização de água salobra, considerando o balanço de massa nas diversas fases do processo em diferentes condições de operação.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- a) Calcular o balanço de massa da ultrafiltração e da osmose reversa a partir dos dados de SDT e vazões de entrada e saída do sistema de dessalinização de água salobra;
- b) Avaliar a eficiência do sistema global de dessalinização considerando os dados de produção e consumo de água e pressão osmótica, para quatro condições diferentes de vazão do concentrado na osmose reversa;
- c) Propor condições operacionais otimizadas relacionadas às taxas de recuperação de água do sistema.

3 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

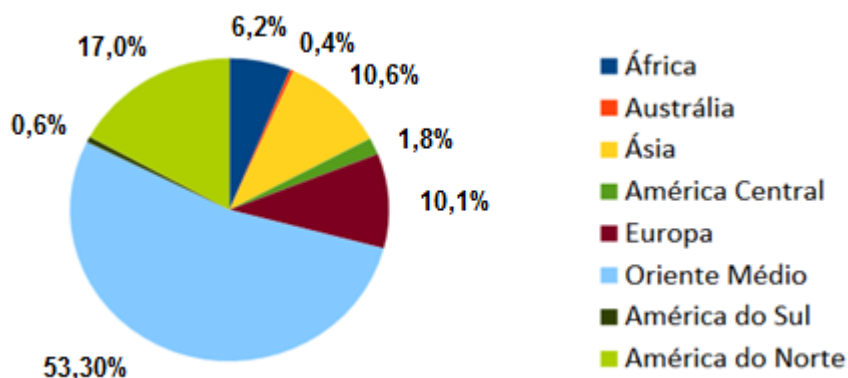
3.1 SISTEMAS DE DESSALINIZAÇÃO

A escassez da água potável tem sido questão de preocupação para a população. Em decorrência desse fato, houve maior desenvolvimento de pesquisas em busca de recursos hídricos alternativos e tratamentos avançados, como a dessalinização (FRITZMANN et al., 2007).

Segundo a Associação Internacional de Dessalinização – IDA (2015), o tratamento é utilizado em 150 países entre os quais se destacam Austrália, Estados Unidos, Espanha, Japão, China, Cingapura, Arábia Saudita e Israel. São mais de 86,8 milhões de metros cúbicos de água dessalinizada por dia, levando esperança de vida para aproximadamente 300 milhões de pessoas. Esses números estão distribuídos mundialmente de acordo com a Figura 1.

Ao redor do mundo existem sistemas de dessalinização em operação desde o século 19. Atualmente, já operam mais de 18 mil estações de dessalinização e aproximadamente 55% destas, são operadas no Oriente Médio, onde a disponibilidade de água doce é escassa e há grande oferta de energia derivada do petróleo, barateando os custos do processo de dessalinização na região (FWR, 2015). A questão energética é um limitante para o crescimento desta tecnologia, principalmente para países em desenvolvimento ou lugares mais remotos (ELASAAD et al., 2015), como é o caso de pequenas comunidades do semiárido da região nordeste do Brasil.

Figura 1 – Distribuição dos sistemas de dessalinização ao redor do mundo



Fonte: Adaptado de Foundation for Water Research – FWR (2015).

Muitos países utilizam dessa técnica para irrigação na produção de culturas de alto valor, como frutas e hortaliças em regiões de difícil acesso à água doce (BURN et al., 2015).

Na América Latina, o Brasil e o México se destacam na utilização de sistemas de dessalinização, principalmente, em pequena escala (até $1\text{m}^3.\text{dia}^{-1}$), como em plataformas de petróleo e comunidades remotas (ELASAAD et al, 2015; VICTER, 2015).

Ainda que o Brasil seja privilegiado com a distribuição de água doce mundial, possuindo cerca de 12% desta, não há uma distribuição uniforme. Regiões como o Nordeste, sofrem com a falta de água e encontram recursos em poços profundos, que por vezes, fornecem água salobra (TORRI, 2015).

Em contrapartida a isso, em 2004, o governo federal em parceria com o Ministério do Meio Ambiente (MMA), implantou o programa Água Doce que visa à dessalinização ambiental e socialmente sustentável de água para tornar uma fonte de abastecimento de comunidades em áreas rurais de baixa renda do semiárido brasileiro. Essa iniciativa beneficia mais de 100 mil pessoas nos nove estados do Nordeste e Minas Gerais (MMA, 2017).

Empresas brasileiras que fornecem água potável para a população de regiões costeiras encontram dificuldades em remover os sais das águas, que se tornam salobras devido à intrusão do mar nos mananciais de abastecimento, fato consequente das mudanças climáticas no planeta (SANTOS, 2016).

Outro desafio que as Companhias de abastecimento de água dessas regiões enfrentam é suprir a demanda da população flutuante nas épocas de alta temporada. Associar a necessidade de fontes alternativas à vasta disponibilidade de água salgada próximo destas regiões tem viabilizado pesquisas para a implantação de estações de dessalinização.

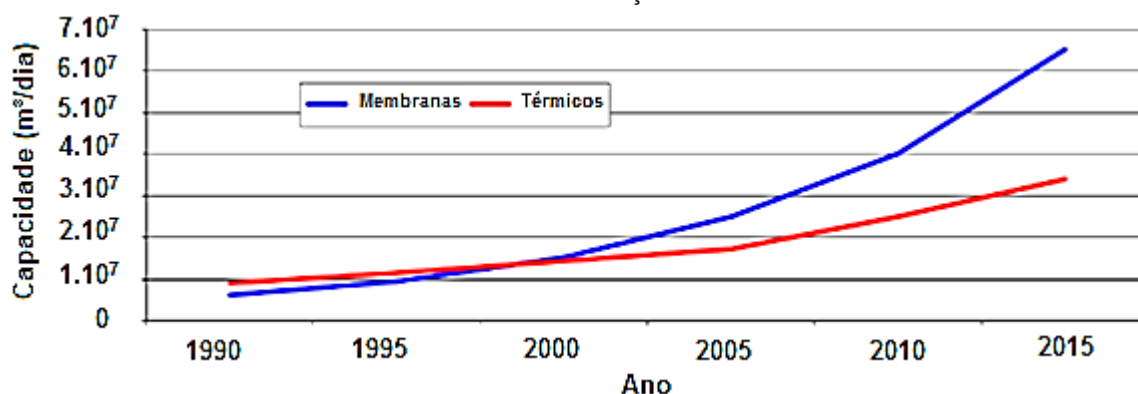
O principal objetivo dos processos de dessalinização implantados é remover os sais dissolvidos nas águas, tornando-as própria para o consumo e sobrevivência do ser humano. As diferenças entre os processos variam de acordo com o tipo de material utilizado, a tecnologia empregada e as características da água de alimentação do sistema (TORRI, 2015).

A escolha da tecnologia a ser utilizada depende da qualidade da água que será tratada, sendo avaliados os custos de implantação, gastos energéticos e as

condições operacionais (BUROS, 2000). As tecnologias mais utilizadas são divididas em dois grupos: processos térmicos e processos por meio de membranas.

Segundo Global Water Intelligence – GWI (2015), a dessalinização por membranas tem se desenvolvido e superado a capacidade diária dos processos térmicos. Os dados são apresentados na Figura 2.

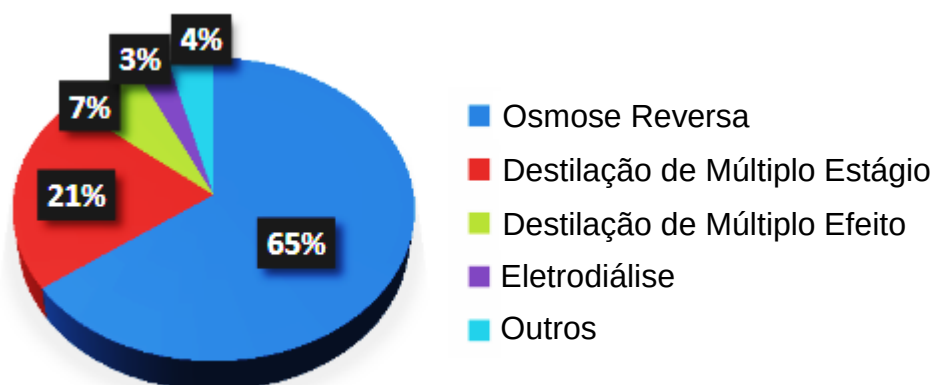
Figura 2 – Distribuição da capacidade instalada para processos térmicos e com membranas para dessalinização



Fonte: Adaptado de GWI (2015).

Dentre os processos de dessalinização por membrana a OR abrange 65% dos sistemas instalados no mundo, sendo reflexo da eficiência e o desenvolvimento desta tecnologia (Figura 3). Quanto aos processos térmicos, a Destilação de Múltiplo Estágio se destaca com 21% das unidades instaladas.

Figura 3 – Distribuição do total de sistemas de dessalinização instaladas no mundo por tecnologia



Fonte: Adaptado de IDA (2014).

3.1.1 Processos Térmicos

O processo térmico de dessalinização é baseado em métodos de destilação, o qual acontece a partir do aquecimento, evaporação e precipitação, tendo como resultado a separação dos contaminantes da água, sendo semelhante ao ciclo hidrológico da água do planeta (DEPINÉ, 2012).

A destilação térmica demanda muita energia, por isso, usualmente em locais que utilizam destas tecnologias como meio de dessalinizar a água estão associados a usinas de energia. Estes processos são caros e muito comuns de serem encontrados no Oriente Médio, devido ao fato de ser uma região muito árida e provida de recursos energéticos a partir do petróleo (FRITZMANN et al., 2007).

A fim de diminuir custos e economizar energia, estes tratamentos são seccionados em estágios, permitindo a recirculação e diminuindo as temperaturas de ebulição e pressão sobre a água de alimentação (SOUZA, 2006).

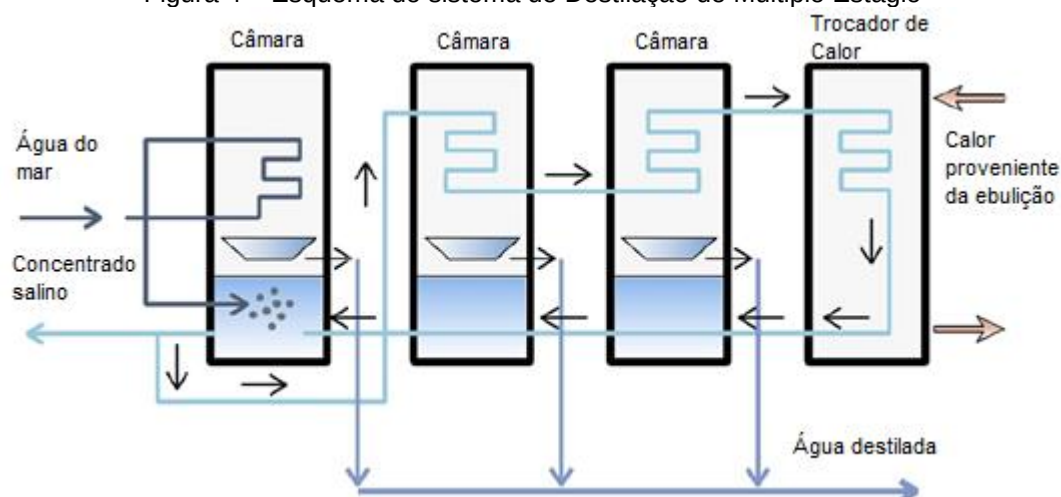
Dentre os processos térmicos desenvolvidos, destacam-se a Destilação Flash de Múltiplo Estágio (MSF), Destilação de Múltiplo Efeito (MED), Destilação por Compressão de Vapor (CV), Destilação Solar (DS).

3.1.1.1 Destilação de Múltiplo Estágio

A Destilação de Múltiplo Estágio, do inglês MSF, também chamada de evaporação instantânea, consiste no aquecimento da água em várias etapas consecutivas, onde é controlada a pressão e a temperatura (KHAWAJI; KUTUBKHANAH; WIE, 2008).

Este método combina um conjunto de evaporadores com pressões ligeiramente menores e aumento de temperatura, seguidos. O choque da água salgada em ambientes com pressões diferentes e acúmulo de temperatura, proporciona imediatamente a ebulição da água à medida que esta atravessa cada um dos evaporadores. Este processo rápido de ebulição provoca uma evaporação imediata da água salgada, ou seja, a evaporação *flash*. Este vapor passa por condensadores, resfriando os tubos onde circula a salmoura. Assim, a água doce é coletada e vai para o exterior da câmara e o concentrado salino é enviado para o tanque de descarte, ou destino final (ARAÚJO, 2013), conforme mostra a Figura 4.

Figura 4 – Esquema do sistema de Destilação de Múltiplo Estágio



Fonte: ARAÚJO, 2013.

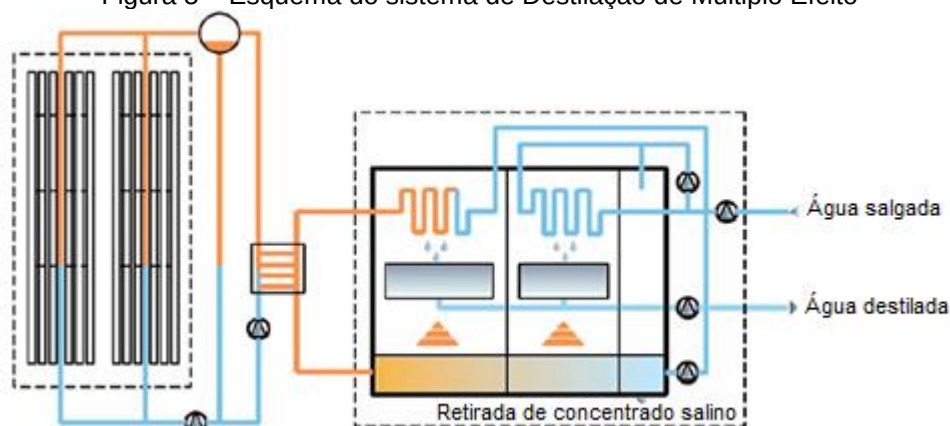
A MSF é uma das técnicas mais utilizadas dentre os processos térmicos de dessalinização. A taxa de recuperação deste sistema pode variar de 25 a 50% de água doce (WHO, 2007). Sendo que, a taxa de recuperação pode ser obtida através da relação entre a água tratada e a quantidade de água salgada que alimenta o sistema.

3.1.1.2 Destilação de Múltiplo Efeito

É o processo mais antigo de dessalinização no mundo e pode ser considerado o mais eficiente entre as tecnologias térmicas, por exigir uma demanda de energia menor (OPHIR; LOKIEE, 2005).

As unidades de Destilação de Múltiplo Efeito, do inglês MED (Figura 5), são compostas por tubos verticais ou horizontais que são aquecidos por fonte de energia externa, onde a água salgada fria é pulverizada sobre a superfície dos mesmos, com a transferência de calor causando a evaporação da água salina. O vapor que circula ao longo dos tubos é arrefecido no lado contrário da evaporação, separando a salmoura da água pura. Este ciclo é repetido várias vezes até atingir a qualidade e a quantidade de água desejada. Os tubos são dispostos em evaporadores e a cada processo é dado nome de efeito. Nem toda água salina evapora no primeiro efeito, sendo assim, a água de alimentação que não evaporou é coletada e encaminhada para o próximo efeito. A cada etapa, a temperatura e a pressão são mais baixas (KHAWAJI; KUTUBKHANAH; WIE, 2008; ARAÚJO, 2013).

Figura 5 – Esquema do sistema de Destilação de Múltiplo Efeito



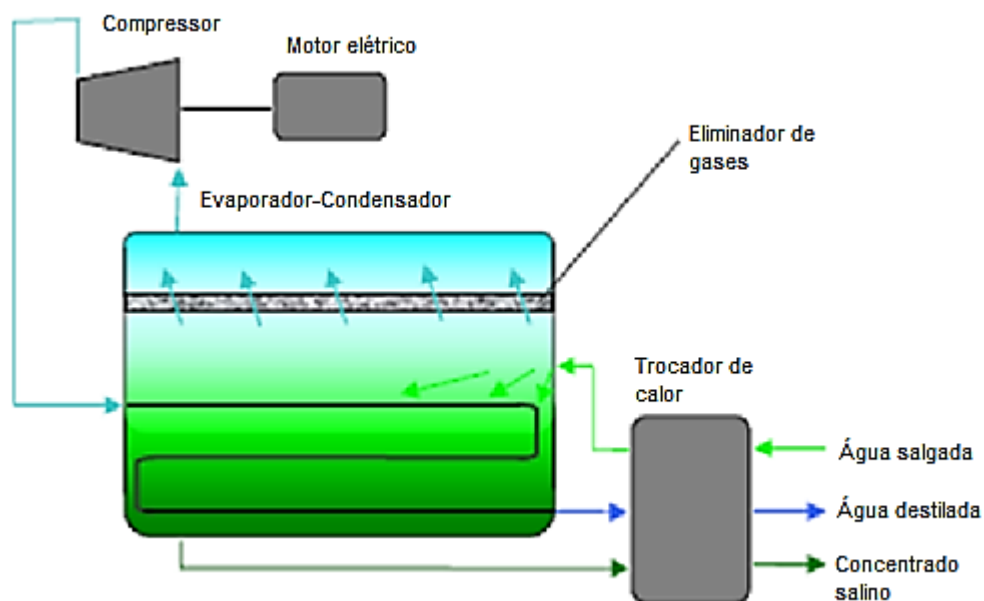
Fonte: ARAÚJO, 2013.

3.1.1.3 Destilação por Compressão de Vapor

A destilação por compressão de vapor é mais utilizada em unidades de pequena escala. Ela é considerada dentre as tecnologias que utilizam processos térmicos, uma das mais eficientes em termos energéticos (KHAWAJI; KUTUBKHANAH; WIE, 2008). Isto ocorre, devido a grande parte do calor para evaporação da água salina ser produzido através da compressão do vapor, sendo complementado com a troca direta produzida em um aquecedor. Este sistema permite a operação em temperaturas reduzidas com baixas pressões. O sistema pode ser provido de um compressor mecânico ou um termocompressor (FWR, 2015).

Como mostrado na Figura 6, a água que será tratada é pré-aquecida a uma temperatura entre 60° e 100° C pela troca de calor externo para garantir o processo. Após passa por uma etapa de evaporação-condensação do destilado e do concentrado salino. O vapor produzido no efeito segue para um compressor mecânico ou térmico e depois retorna através de tubos para o condensador, onde ocorre a troca de calor. Ao final do processo a água destilada e o concentrado são coletados novamente no trocador de calor (SOUZA, 2006).

Figura 6 – Esquema do sistema de Destilação por Compressão de Vapor

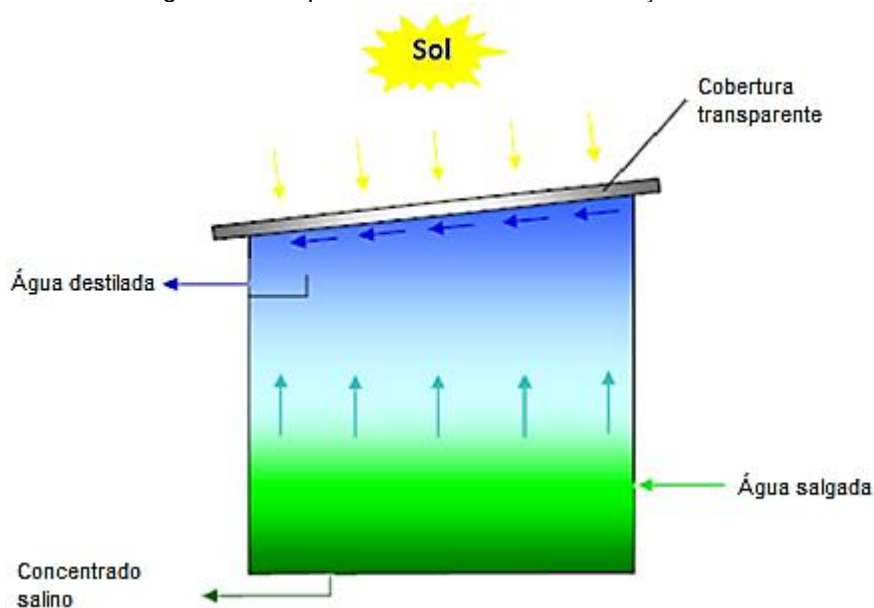


Fonte: Adaptado de Santos (2005).

3.1.1.4 Destilação Solar

A destilação solar é uma das técnicas mais simples de dessalinização e também uma das mais antigas. Ela consiste em um sistema com tanques que armazenam a água salgada, cobertos por placas transparentes para possibilitar a incidência de luz solar. Estas placas são dispostas de forma inclinada. Ao aquecer, a água evapora e quando em contato com as placas ocorre a condensação e escorre na superfície interna da placa. Ao final, a água destilada é coletada e o concentrado salino fica acumulado no fundo do recipiente (GORJIAN; HASHJIN; GHOBADIAN, 2011), como mostrado na Figura 7. Uma desvantagem do sistema, é que tem se mostrado caro e dispõe de uma grande área para a aplicação da técnica. (FWR, 2015).

Figura 7 – Esquema do sistema de Destilação Solar



Fonte: Adaptado de Santos (2005).

3.1.2 Processos por meio de membranas

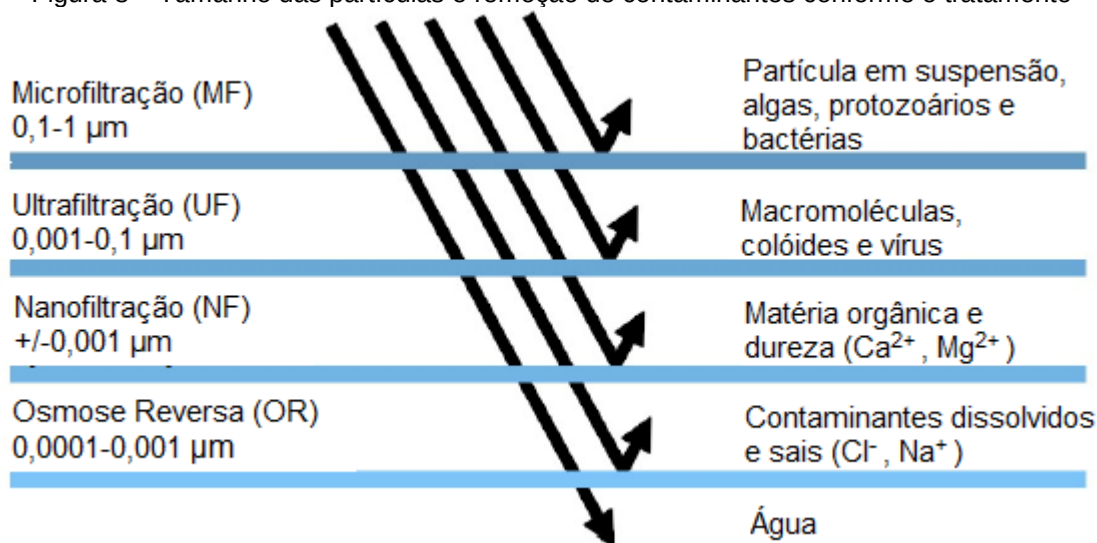
O processo de dessalinização por membrana baseia-se na separação de sais presentes na água através de uma membrana semipermeável, produzindo duas soluções: a água com pureza que varia de 98 a 99,5% e outra caracterizada como concentrado salino, variando de acordo com as características da água de alimentação (WILF, 2004).

Na dessalinização as moléculas de água passam pela membrana mais rapidamente do que os sais e outros compostos com maior peso molecular (WHO, 2007).

Os processos mais comuns são de microfiltração (MF), ultrafiltração (UF), nanofiltração (NF), osmose reversa (OR) e eletrodialise (ED) e são dispostas em módulos de fibra oca, em placas tubulares ou planas e enroladas em espiral (METCALF; EDDY, 2016).

Os tratamentos são classificados pela capacidade de remoção dos contaminantes de acordo com o tamanho da partícula e do poro da membrana, como mostrado na Figura 8.

Figura 8 – Tamanho das partículas e remoção de contaminantes conforme o tratamento



Fonte: Adaptado de NRC (2008).

A microfiltração e a ultrafiltração são comumente utilizadas como pré-tratamento para remover os sólidos suspensos e evitar maiores acúmulos de partículas nas membranas de dessalinização, preservando o desempenho e a vida útil das membranas (ELASAAD et al., 2015; WHO, 2007). A nanofiltração também tem mostrado bons resultados como pré-tratamento em dessalinização de água do mar por OR (FRITZMANN et al., 2007; GREENLEE et al., 2009).

As membranas de UF se destacam e são tendência em pesquisas em sistemas em escala piloto, pois apresentam o melhor equilíbrio entre a remoção de contaminantes e a produção de permeado entre os três tipos de filtração (MF, UF e NF). As membranas de UF têm tamanhos de poros menores do que as membranas de MF e maior fluxo do que as membranas de NF (GREENLEE et al., 2009).

A microfiltração é apropriada para a remoção de partículas suspensas, algas, protozoários e bactérias. Sua principal aplicação é no tratamento avançado de efluentes. (NRC, 2008).

A nanofiltração é um processo intermediário entre a ultrafiltração e a osmose reversa. Este tipo de filtração remove matéria orgânica, compostos iônicos bivalentes e trivalentes, incluindo alguns tipos de sais, cálcio e magnésio. São muito usadas em processos de abrandamento, reúso da água, clarificação e dessalinização em indústrias alimentícias (METCALF; EDDY, 2016).

A eletrodialise e a osmose reversa são processos que removem os contaminantes dissolvidos e sais. Na eletrodialise a separação ocorre pela troca iônica e na osmose reversa pela difusão das partículas.

3.1.2.1 Eletrodialise

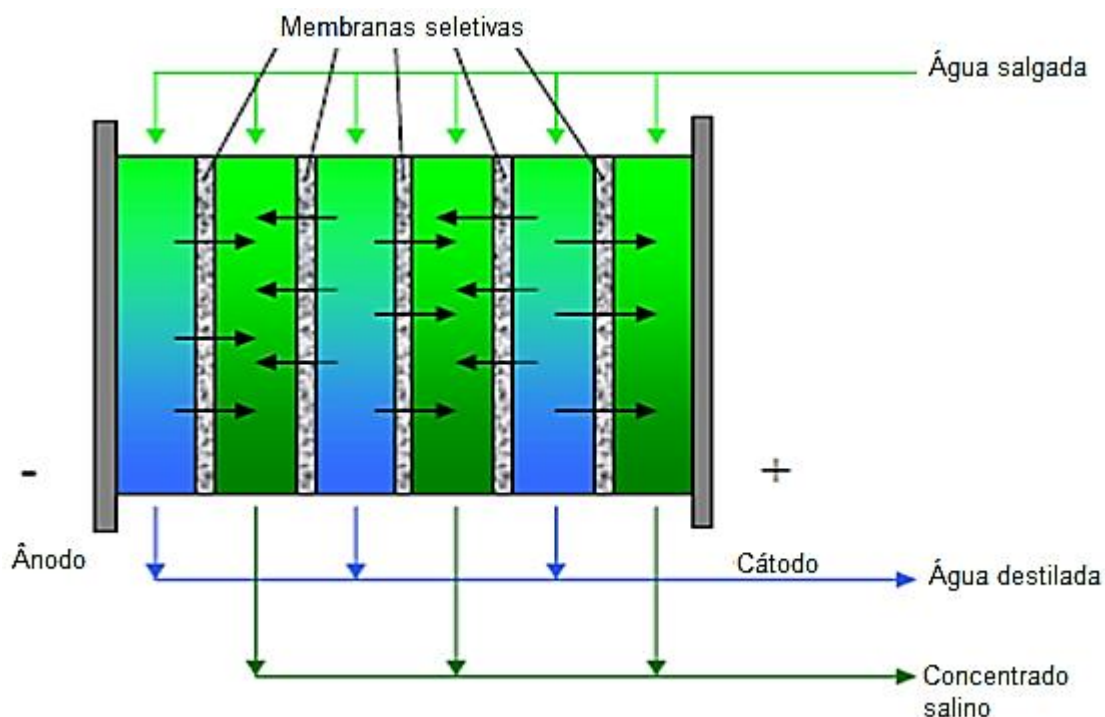
A eletrodialise é mais utilizada em tratamentos de água salobra ou águas residuárias e pode alcançar salinidades semelhantes a da osmose reversa (DEPINÉ, 2012).

As soluções salinas são compostas por íons neutros com cargas individuais, como, Ca^{2+} , Na^+ , Cl^- . Quando esta solução entra em contato com eletrodos ligados a uma fonte externa de corrente contínua, gerando corrente elétrica, o sistema passa a funcionar como uma pilha, onde os íons tendem a migrar para eletrodos de cargas opostas. O que ocorre no processo da eletrodialise é exatamente, este processo (SOUZA, 2006).

As membranas seletivas são dispostas alternadamente entre dois eletrodos um catiônico e outro aniônico. Sendo que, a membrana deve ter uma permeabilidade seletiva, uma separando ânions e outra cátions, formando um sistema. Entre as membranas deve ser deixado um espaço, em que a água vai passando, como demonstrado na Figura 9. Nestes espaços entre membranas, também chamados de células, haverá água destilada e o concentrado salino, intermitentemente (WHO, 2007).

Para este processo é recomendado o pré-tratamento para evitar danos na membrana, garantir a eficiência e preservar a vida útil. O pré-tratamento irá remover as substâncias não iônicas como matéria orgânica, bactérias, vírus e macromoléculas (NRC, 2008).

Figura 9 – Esquema do sistema de Eletrodiálise



Fonte: Adaptado de Santos (2005).

3.1.2.2 Osmose Reversa (OR)

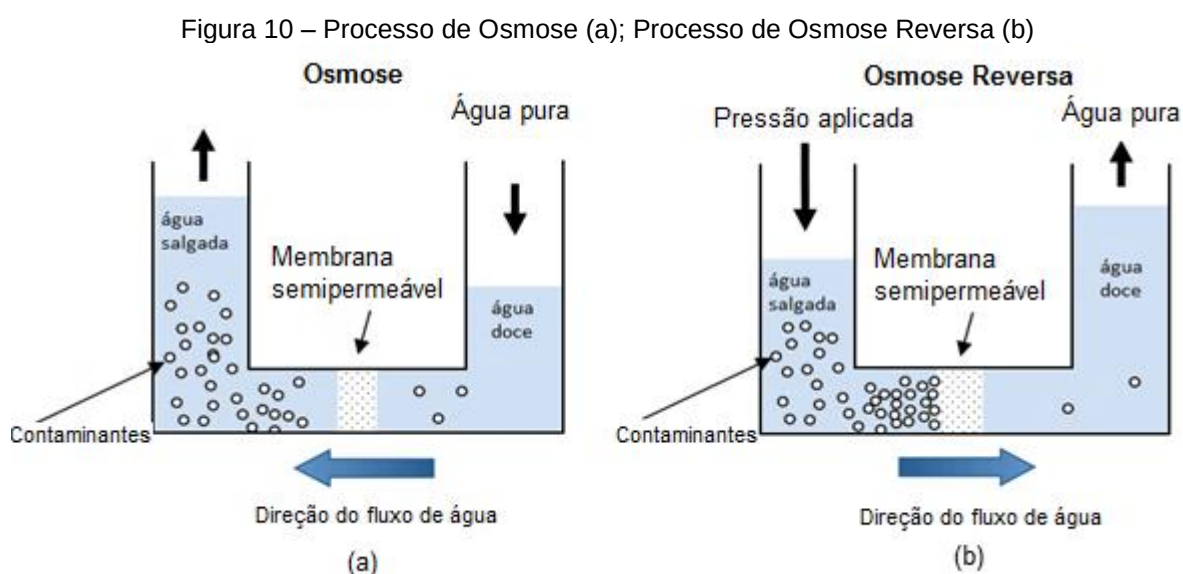
O sistema de OR é eficaz em tratamento de água salobra ou salinas, superficial ou subterrânea, atendendo tanto pequenas como grandes demandas. É o processo mais disseminado entre os processos de dessalinização através de membranas. Tem grande capacidade de remoção colóides, sais e sólidos dissolvidos (FRITZMANN et al., 2007).

A OR é um processo o qual é feita a desmineralização ou deionização da água através da passagem pressurizada da mesma, por meio de uma membrana semipermeável, que tem a função de reter os contaminantes de acordo com o tamanho e peso molecular das partículas. A membrana de OR irá reter com mais facilidade os componentes com maior carga iônica. Por este motivo, este sistema não remove gases, devido à baixa carga iônica (PURETEC INDUSTRIAL WATER, 2016).

Uma característica típica deste tratamento é após a remoção da maioria dos minerais e a presença de dióxido de carbono (CO_2) na água de alimentação, a água

permeada apresenta pH ligeiramente inferior ao neutro, em torno de 5,5 (BURN et al., 2015).

O processo natural de osmose ocorre da solução menos concentrada para a mais concentrada, Figura 10 (a). Porém, no caso da osmose reversa, Figura 10 (b), é necessário utilizar uma bomba de alta pressão, aplicando energia sobre a solução mais concentrada para inverter o processo. (FRITZMANN et al., 2007). Ao aplicar a pressão maior que a pressão osmótica natural sobre a solução mais concentrada, a membrana vai purificar a água retendo a maioria dos sais dissolvidos, matéria orgânica, bactérias e agentes patogênicos produzindo assim, água com aproximadamente 99% de pureza (SOARES, et al., 2006).



Fonte: Adaptado de Puretec Industrial Water (2016).

Porém, nos módulos de membranas de OR, o processo ocorre de forma diferenciada, seguindo o mesmo conceito.

A água de alimentação escoia tangencialmente à membrana depositando alguns contaminantes na superfície. A pressão exercida neste processo faz com que parte da água de alimentação permeie pela membrana e o restante da água com contaminantes é descartado como rejeito ou recirculado, para aumentar a recuperação global do sistema (METCALF; EDDY, 2016).

A água tratada a partir da OR é chamada de permeado e a água que é separada com os contaminantes pela membrana é nomeada como rejeito, *brine* ou concentrado (FWR, 2015).

A pressão de operação para osmose reversa vai depender da concentração da água salina, quanto maior a concentração, maior será a pressão aplicada no processo (WILF, 2004).

As aplicações para OR são diversas, incluindo tratamento de efluentes industriais para reuso (CRISTÓVÃO et al., 2015; LÖWENBERG et al. 2015), produção de alimentos e irrigação na agricultura (BURN et al., 2015), separações biomédicas e purificação de água para processos industriais e a dessalinização de água do mar ou água salobra para produção de água potável (ELASAAD et al., 2015; SUN et al., 2015). Outros usos frequentes que têm necessidade de usar água ultrapura, são: no processo de indústrias de semicondutores, em indústrias de energia ou produtos de aço produzindo água de alimentação de caldeira e em indústrias farmacêuticas e alimentícias (LAUTENSCHLAGER; 2006).

3.1.3 Comparação entre os processos

No Quadro 1 estão descritas algumas características específicas das tecnologias de dessalinização que podem ser utilizadas para produção de água potável. Porém, ao projetar um sistema de dessalinização, entre essas características apresentadas devem-se levar em consideração as condições da região onde será implantado, o conhecimento técnico exigido para a operação do sistema, os recursos disponíveis, as características da água bruta, os custos de instalação, operação e manutenção, entre outras particularidades dos projetos.

Dentre os processos térmicos o mais utilizado é a MSF, no entanto, a MED vem sofrendo maiores avanços nos últimos anos buscando alternativas para reduzir o consumo de energia, além de outras vantagens (mais compacta, flexível e consome menos eletricidade que a MSF) (DEPINÉ, 2012).

Os sistemas de OR têm se destacado pela eficiência, além do desenvolvimento de novos materiais para fabricação das membranas. Outros avanços, que vêm sendo estudado, é a associação desta tecnologia ao uso de fontes renováveis de energia (ELASAAD et al., 2015; PEÑATE; RODRÍGUEZ, 2012) e uso de sistemas híbridos (KIM et al., 2013; LIYANAARACHCHI et al., 2016), viabilizando ainda mais este processo, diminuindo custos de operação e aumentando as taxas de recuperação dos sistemas.

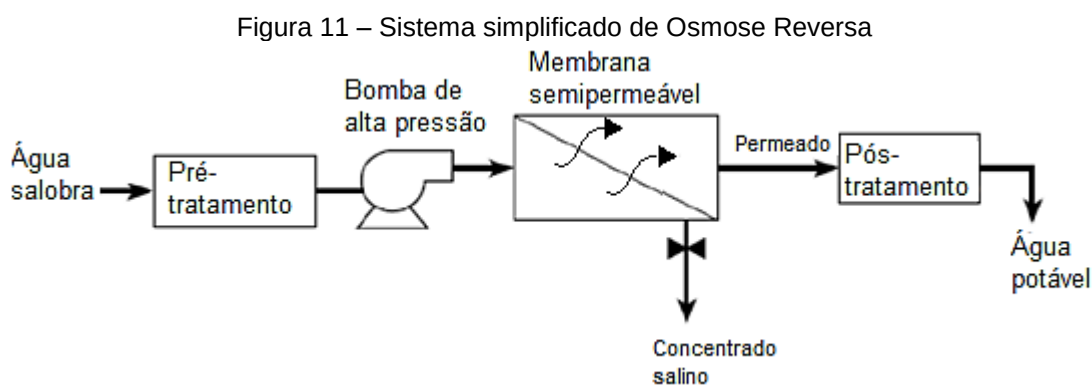
Quadro 1- Características gerais das tecnologias de dessalinização

Tecnologia	Características
Destilação Múltiplo Estágio	Capacidade de produção de 2.400 a 75.000 m ³ .dia ⁻¹ ; Custo elevado de instalação, operação e manutenção; Taxa de recuperação de 25 a 50% para água salgada e sistemas modernos; Dispõe de grande área para instalação; Alto consumo de energia térmica.
Destilação Múltiplo Efeito	Menor capacidade de produção (de 100 a 20.000 m ³ .dia ⁻¹); Menor consumo de energia térmica se comparado com MSF; Menor custo de instalação entre os processos térmicos; Taxa de recuperação de 40 a 65% para água salgada; Instalações mais compactas em relação à MSF. Custo de operação e manutenção de médio a alto.
Destilação por Compressão de Vapor	Capacidade de produção de 10 a 2.500 m ³ .dia ⁻¹ ; Além utilizar energia térmica, tem consumo considerável de energia elétrica devido aos compressores mecânicos; Taxa de recuperação de 50% para água salgada; Alto custo de instalação, porém menor de operação e manutenção.
Destilação Solar	Utiliza energia solar; Tecnologia simplificada e de fácil operação, ideal para abastecer populações isoladas; Dispõe de grande área pra instalação e exige alto índice de incidência solar anual; Baixa capacidade de produção caracterizando um processo caro.
Eletrodiálise	Capacidade de produção de 1 a 12.000 m ³ .dia ⁻¹ Mais utilizado na dessalinização de água salobra e tratamento de águas residuárias; Necessita de pré-tratamento.
Osmose Reversa	Capacidade de produção varia de 1 a 10.000 m ³ .dia ⁻¹ ; Pode ser utilizada para dessalinizar água salobra ou salgada, além do tratamento de águas residuárias para reuso; Taxa de recuperação de aproximadamente 75% para água salobra e 50% para água salgada; Necessita de pré-tratamento; Exige altas pressões; Alto consumo de energia elétrica.

Fonte: Araújo, 2013; Depiné, 2012; Santos, 2006

3.2 SISTEMAS DE OSMOSE REVERSA

Os sistemas simplificados de dessalinização por OR são compostos de pré-tratamento, para remover os sólidos suspensos da água bruta, de bomba de alta pressão, de membrana semipermeável, onde vai ocorrer a separação do permeado e do concentrado (Figura 11). Caso a dessalinização seja destinada ao consumo humano, o permeado deve passar pela fase de pós-tratamento e, neste caso, o produto final será água potável.



Fonte: Adaptado de Buros (2000).

Os tratamentos por OR podem ser realizados em estágios e em passos. Os sistemas montados em estágios podem ser dispostos em um ou mais estágios. O sistema de um estágio é abastecido pela água de alimentação e possui um sistema de membranas dispostas em série produzindo o permeado e o concentrado salino. No caso de mais estágios, o concentrado salino passa novamente por membranas e produz mais uma quantidade de permeado (WILF, 2004).

Já no caso de haver mais de um passo pelo sistema, todo permeado do primeiro tratamento repassa pelo sistema de membranas novamente, removendo uma quantidade maior de contaminantes, tornando esta água ultrapura, aumentando a eficiência do sistema (PURETEC INDUSTRIAL WATER, 2016).

3.2.1 Pré-tratamento

A água bruta, seja salobra ou água do mar, deve passar pela etapa de pré-tratamento antes do processo de membranas. Seja físico ou químico, ajuda a

diminuir as manutenções ou substituição precoces da membrana no sistema de OR (PURETEC INDUSTRIAL WATER, 2016).

O pré-tratamento é recomendado para diminuir as concentrações de contaminantes que possam formar depósitos, como partículas em suspensão ou coloidal, microrganismos, compostos orgânicos e cátions que podem formar sais pouco solúveis. A adição de produtos químicos, por meio da dosagem de dispersantes, pode ser feita para evitar a deposição de sólidos na superfície das membranas, precipitação química ou minimização do crescimento de microbiológico (METCALF; EDDY, 2016).

O pré-tratamento também reduz a concentração de metais e partículas com potencial oxidantes, preservando a vida útil e evitando manutenções antes do tempo previsto pelo fabricante, e conseqüentemente, tornando o processo de OR mais eficiente (NRC, 2008).

A contaminação das membranas tende a diminuir a eficácia do processo de OR, seja pela passagem de contaminantes na água tratada ou de colmatção dos poros, alterando as taxas de fluxo do permeado e aumentando a demanda de pressão no sistema (SUN et al., 2015).

Alguns produtos químicos também podem ser adicionados nesta fase, como: os inibidores de precipitados (*antiscaling*) para o controle do carbonato de cálcio e de sulfatos; desinfetantes para controlar as incrustações biológicas (*antifouling*) e ajuste de pH. No entanto, se usar cloro, a solução deve ser neutralizada antes de entrar em contato com a membrana (WHO, 2007).

Segundo a Fluid Brasil (2009), existem dois tipos de incrustações:

a) *Scale*: ocorre quando as substâncias inorgânicas ou óxidos precipitam na face da membrana.

a) *Fouling*: obstrução dos poros da membrana causado pelo acúmulo de matéria orgânica, bactérias, metais ou outros sólidos suspensos presentes na água de alimentação.

Os processos mais utilizados como pré-tratamento são: a microfiltração e ultrafiltração, removendo os sólidos suspensos e demais contaminantes. (NRC, 2008). Entretanto, as membranas de UF tem maior capacidade de remoção das moléculas com maior massa molar, como matéria orgânica natural, proteínas, carboidratos, entre outros compostos orgânicos (METCALF; EDDY, 2016).

Além do pré- tratamento, outro fator importante é o coagulante que tem interferência direta e pode ajudar a controlar a formação de *fouling*. Kim e Cohen (2014) estudaram o efeito de coagulantes em tratamentos com membrana de ultrafiltração e ratificaram que o cloreto de polialumínio e o cloreto de alumínio aumentam a remoção de compostos orgânicos e reduzem as incrustações da membrana, o que não foi observado para os aluminatos de sódio.

Löwenberg et al. (2015), observou em seus estudos, que ao utilizar carbono ativado em pó seguido de ultrafiltração como pré-tratamento obteve menor desenvolvimento de incrustações na superfície da membrana de OR.

Sun et al. (2015), estudou alguns sistemas utilizando a ultrafiltração, testando as seguintes configurações: somente a membrana de UF; floculação/UF; filtro de areia grossa/UF; floculação/filtro de areia grossa/UF; filtro de areia fina/UF; floculação/filtro de areia fina/UF; filtro de areia grossa/filtro de areia fina/UF; floculação/ filtro de areia grossa/filtro de areia fina/UF. Entre estes, o melhor resultado de remoção de turbidez foi obtido para o sistema de floculação/ filtro de areia grossa/filtro de areia fina/UF. No caso, utilizando apenas a membrana de UF, apresentou baixa remoção de matéria orgânica, o que seria prejudicial à membrana.

Lautenschlager (2006), afirma que a água permeada da ultrafiltração atende a qualidade da água de alimentação para osmose reversa, e que mesmo tendo bruscas oscilações na água bruta a UF permaneceu produzindo água permeada com turbidez quase que constante.

As principais substâncias inorgânicas que causam incrustações das membranas são íons bivalentes e trivalentes, tais como: cálcio, magnésio, carbonato, sulfato, sílica, ferro, ácidos silícicos, dióxido de carbono e hidróxidos (GUO; NGO; LI, 2012; METCALF; EDDY, 2016).

O abrandamento é um pré-tratamento utilizado para reduzir as concentrações de íons responsáveis pelas incrustações nas membranas. O abrandamento por troca iônica remove íons catiônicos, como cálcio (Ca) e magnésio (Mg) sendo opção viável e empregada em sistemas de OR (GAUTO; ROSA, 2010; METCALF; EDDY, 2016).

A remoção destes íons (Ca e Mg) é feita por meio da passagem da água por um vaso de resina que faz a troca dos íons de Ca e Mg por íons de sódio (Na). Porém, essas resinas saturam facilmente e para voltar a ativar sua propriedade de

permutação, devem ser regeneradas com uma solução saturada de cloreto de sódio (NaCl) (GAUTO; ROSA, 2010).

3.2.2 Pós-tratamento

Esta última etapa do tratamento é necessária quando a água é tratada para fins de consumo humano, doméstico ou de irrigação de culturas. Tem por finalidade adicionar alguns minerais benéficos à saúde, correção de pH, controlar gases e desinfecção, antes de ser armazenada e distribuída para o consumo. A dessalinização remove aproximadamente 99% dos sólidos totais e quase todos os minerais, tornando a água pura e não ideal para o consumo (WHO, 2007).

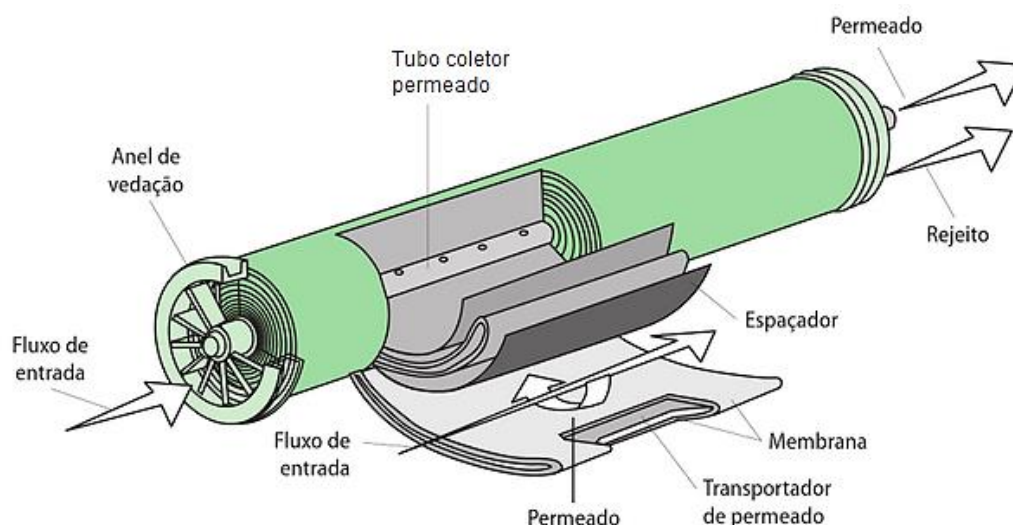
Segundo Birnhack, Voutchkov e Lahav (2011) é necessário pós-tratamento da água dessalinizada para devolver minerais e neutralizar o pH, já que o permeado é ligeiramente ácido e durante o processo remove quase todos os minerais.

A desinfecção para tornar a água potável, pode incluir a adição de cloro, ozônio ou radiação ultravioleta (WHO, 2007).

3.2.3 Membranas

A Figura 12 é uma representação esquemática de um módulo de membrana enrolada em espiral, modelo comumente utilizado em processos de osmose reversa.

Figura 12 – Módulo de membrana enrolada em espiral



Fonte: Gauto; Rosa, 2010

Nesta configuração, a água de alimentação (entrada) se movimenta entre as membranas através de um espaçador e a pressão faz com que parte da água passe através da superfície da membrana, produzindo o permeado, que circula até escoar pelo tubo coletor com auxílio de um transportador entre duas membranas planas. Três dos lados dessa união das duas membranas é vedado enquanto o outro lado fica aberto para a movimentação até o tubo coletor. Essas membranas planas são enroladas ao redor deste tubo e vedadas com um anel nos extremos do módulo (METCALF; EDDY, 2016).

Algumas recomendações e cuidados durante a operação do sistema são comuns entre os fabricantes das membranas e auxiliam na preservação e bom desenvolvimento das mesmas.

Existem peças que auxiliam e devem ser instaladas pré e pós-membrana, como dispositivos de controle de pressão, motores de frequência variável para bombas de alta pressão, válvulas de retenção ou de alívio de pressão, a fim de evitar contrapressão que causam danos permanentes para as membranas no sistema de OR (PERMUTION, 2016).

A conservação das membranas é de extrema importância para o bom funcionamento e desempenho do sistema de OR, e pode ser determinada através de dados, como pressão do sistema, fluxo, qualidade da água e temperatura (FLUID BRASIL, 2009; PERMUTION, 2016; PURETEC INDUSTRIAL WATER, 2016).

Um exemplo prático é a temperatura, que por meio da sua variação pode observar alterações de pressão, pois quando a temperatura diminui, a água se torna mais viscosa dificultando a passagem do permeado pela membrana, sendo assim, o fluxo será menor. O mesmo acontece quando a temperatura aumentar, o fluxo também será mais alto. Com isso, pode-se concluir que o sistema trabalha em conjunto e qualquer alteração pode ser prejudicial ao rendimento da dessalinização (PURETEC INDUSTRIAL WATER, 2016).

O fluxo é um dos parâmetros que sempre deve ser observado e calculado para avaliar o rendimento e a qualidade do permeado, ele pode ser ajustado obtendo maior eficiência do sistema. Para isso deve ser realizado o balanço de massa do sistema. Ao ajustar o fluxo, as pressões e a rejeição de sal também devem ser verificadas (PURETEC INDUSTRIAL WATER, 2016).

Ao acumular contaminantes sobre a superfície das membranas, a perda de carga aumenta acarretando uma redução do fluxo de permeado e acréscimo na

rejeição dos contaminantes. Se o fluxo de permeado for diminuído abaixo de um valor pré-estabelecido pelo fabricante das membranas, a operação do sistema é interrompida e deverá ser feita uma limpeza química (METCALF; EDDY, 2016). A limpeza pode ser *in loco* ou fora do local por empresa especializada. Para isso, utilizam-se dois produtos com pH ácido e básico removedores dos contaminantes e incrustações (*fouling*). Também são recomendadas as limpezas diárias, conhecidas como limpeza CIP (Clean in Place), que ocorre após as operações e são caracterizadas por retrolavagem, a qual é pressurizada água permeada por determinado tempo (PERMUTION, 2016).

3.3 PARÂMETROS OPERACIONAIS

3.3.1 Pressão osmótica

É a pressão exercida sobre a solução permitindo a passagem do solvente através de uma membrana semipermeável (MONTEIRO; SILVA; LÔBO, 2009). No caso da osmose reversa esta pressão será maior que a pressão osmótica natural, sendo aplicada na solução com maior concentração salina, com o objetivo de inverter o processo natural de osmose. Ao passar através da membrana semipermeável, os sais e contaminantes serão retidos obtendo apenas água (PURETEC INDUSTRIAL WATER, 2016).

A pressão osmótica vai depender da concentração do soluto, da temperatura, das características da água de alimentação e também da configuração do sistema (fluxo, taxa de recuperação) (NRC, 2008). As pressões operacionais usuais variam entre 10 e 15 bar para água salobra e entre 55 a 70 bar para a água do mar (WHO, 2007). Por isso, quanto maior for a concentração de sais da solução, maior será a pressão osmótica (MONTEIRO; SILVA; LÔBO, 2009).

3.3.2 Vazão

A vazão (Q) é definida pela relação entre o volume e tempo que um fluido gasta para atravessar uma superfície de controle (ROMA, 2003).

Nos sistemas de dessalinização a vazão (Q) será igual ao volume de entrada e saída durante um determinado tempo, dada pela relação escrita na Equação (1):

$$Q = \frac{dV}{dt} \quad (1)$$

Em que:

Q = vazão ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$);

dV = variação de volume (m^3);

dt = variação de tempo (h).

3.3.3 Descarga mássica

A descarga de massa ou descarga mássica ($\dot{M}$) é determinada como a quantidade de massa que transpassa a superfície de controle em um determinado tempo (ROMA, 2003).

No sistema de dessalinização a descarga mássica ($\dot{M}$) é igual à quantidade em massa que passa pelas membranas ou filtros em um determinado tempo, dada pela relação escrita na Equação (2):

$$\dot{M} = \frac{dm}{dt} \quad (2)$$

Em que:

$\dot{M}$ = descarga mássica ($\text{g} \cdot \text{h}^{-1}$);

dm = variação de massa (g);

dt = variação de tempo (h).

3.3.4 Fluxo

Fluxo é a quantidade de uma grandeza que transpassa uma superfície por unidade de tempo e área (ROMA, 2003).

No sistema de dessalinização o fluxo ($\dot{m}$) é igual à quantidade de massa que passa por metro quadrado de membrana em um determinado tempo, dada pela relação escrita na Equação (3):

$$\dot{m} = \frac{d\dot{M}}{dA} \quad (3)$$

Em que:

$\dot{m}$ = fluxo de massa ($\text{g.h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$);

$d\dot{M}$ = variação da descarga mássica (g.h^{-1});

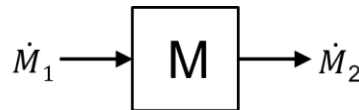
dA = variação da área superficial da membrana (m^2).

3.3.5 Balanço de massa

O balanço global de massa é uma aplicação do conceito da conservação da massa denominado princípio ou equação da continuidade (ROMA, 2003).

Considerando uma geometria simplificada, a Figura 13 representa um tanque onde se adiciona massa com uma descarga mássica $\dot{M}_1$ e retira-se $\dot{M}_2$. A região a qual ocorre o balanço de massa é chamada de volume de controle (BENNETT; MYERS, 1978).

Figura 13 – Volume de controle do balanço global de massa



Ao aplicar o princípio da conservação da massa tem-se a relação: descarga mássica de entrada ($\dot{M}_1$) menos a descarga mássica de saída ($\dot{M}_2$) mais a variação mássica ($\frac{dM_i}{dt}$) acumulada no interior do volume de controle é igual à zero (BENNETT; MYERS, 1978). A Equação (4) representa essa relação:

$$\dot{M}_1 - \dot{M}_2 + \frac{dM_i}{dt} = 0 \quad (4)$$

Se os componentes são conservativos no balanço, ou seja, não ocorrem reações entre eles, a fração mássica x_i , no nó de confluência i , será dada pela Equação (5) (BENNETT; MYERS, 1978).

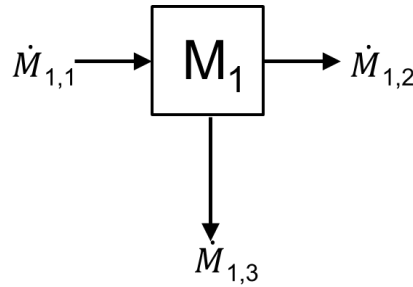
$$x_i = \frac{\dot{M}_i}{\dot{M}} \quad (5)$$

Assim:

$$\dot{M}_1 \cdot x_{i1} - \dot{M}_2 \cdot x_{i2} + \frac{dM_i}{dt} = 0 \quad (6)$$

Para o balanço de massa do sistema de dessalinização aplicado a este trabalho, primeiramente, tem-se água salobra entrando ($\dot{M}_{1,1}$) no sistema de pré-tratamento, a qual passará pela membrana de ultrafiltração (volume de controle – M_1) e resultará em duas vazões de saída: o permeado ($\dot{M}_{1,2}$) e o rejeito da retrolavagem ($\dot{M}_{1,3}$), como representado na Figura 14.

Figura 14 – Volume de controle do balanço de massa do sistema de ultrafiltração

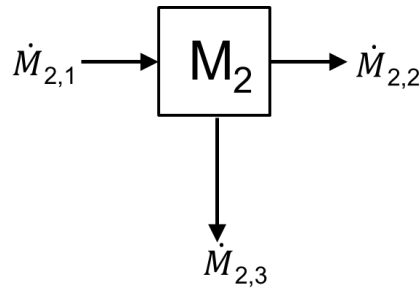


A Equação 7 representa o balanço de massa para o sistema de ultrafiltração:

$$\dot{M}_{1,1} \cdot x_{1,1} - \dot{M}_{1,2} \cdot x_{1,2} - \dot{M}_{1,3} \cdot x_{1,3} + \frac{dM_1}{dt} = 0 \quad (7)$$

Após passar pelo pré-tratamento, segue para a dessalinização por osmose reversa, a qual a vazão de entrada ($\dot{M}_{2,1}$) passará pela membrana de osmose reversa (volume de controle – M_2) derivando duas vazões de saída: o permeado ($\dot{M}_{2,2}$) e o concentrado ($\dot{M}_{2,3}$) (Figura 15).

Figura 15 – Volume de controle do balanço de massa do sistema de osmose reversa



Nesse caso, a descarga de entrada da membrana de osmose reversa ($\dot{M}_{2,1}$) é igual à descarga de saída permeada na membrana da ultrafiltração ($\dot{M}_{1,2}$).

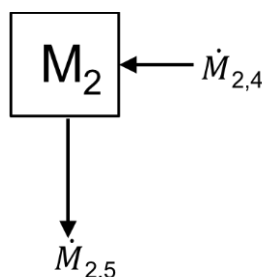
A Equação 8 representa o balanço de massa para o sistema da osmose reversa:

$$\dot{M}_{2,1} \cdot x_{2,1} - \dot{M}_{2,2} \cdot x_{2,2} - \dot{M}_{2,3} \cdot x_{2,3} + \frac{dM_2}{dt} = 0 \quad (8)$$

É válido ressaltar que, $\left(\frac{dM_i}{dt}\right)$ é igual à variação ou acúmulo de massa (M) no volume de controle. Nos dois casos citados acima, será correspondente a massa que ficará retida na membrana. Porém, essa massa será retirada por meio da limpeza local da membrana (CIP- *Clean in Place*), que no caso do sistema de osmose reversa, funciona como uma operação unitária, pois é realizada após o término das diversas operações convencionais do sistema. Já no sistema de ultrafiltração a massa será retirada na lavagem hidráulica.

A limpeza CIP da membrana de osmose reversa é feita com o próprio permeado da OR. A descarga de massa de entrada desta operação é ($\dot{M}_{2,4}$) e a descarga ($\dot{M}_{2,5}$) é saída do concentrado da limpeza (Figura 16).

Figura 16 – Volume de controle do balanço de massa do sistema de limpeza da osmose reversa



O balanço de massa da operação CIP do sistema da osmose reversa, segue a Equação 9:

$$\dot{M}_{2,4} \cdot x_{2,4} - \dot{M}_{2,5} \cdot x_{2,5} + \frac{dM_2}{dt} = 0 \quad (9)$$

O balanço de massa utiliza o princípio da conservação da massa e tem por objetivo determinar a distribuição da propagação da matéria em um sistema controlado e, assim, identificar os fluxos de massa nos diversos segmentos deste sistema. Com os dados obtidos do balanço é possível verificar a eficiência do tratamento para as condições adotadas, explica o que ocorre no sistema durante o tratamento, identificar em qual etapa estão sendo removidos os componentes e também certifica os resultados obtidos por equipamentos que medem fluxo. Caso haja divergência entre os valores registrados pelo sistema e os resultados do balanço de massa, os equipamentos deverão ser calibrados para que os dados coletados sejam considerados úteis.

O balanço de massa é um parâmetro muito usado para otimizar sistemas de dessalinização por osmose reversa, promovendo maiores taxas de recuperação aos sistemas e consequentemente diminuindo o volume de concentrado gerado na OR.

Além disso, ao associar o balanço de massa com dados de pressão, de fluxo, características da água bruta e coeficientes específicos é possível desenvolver modelagens teóricas que podem simular o desempenho de sistemas de OR (CHOI; KIM, 2015).

3.3.6 Taxa de recuperação

A taxa de recuperação corresponde à porcentagem de permeado que está sendo tratado a partir da vazão de entrada. Este cálculo pode ser representado pela Equação 10:

$$\% \text{ recuperação} = \frac{Q_P}{Q_A} \times 100 \quad (10)$$

Em que:

Q_P = vazão de permeado ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$);

Q_A = vazão de alimentação ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$).

A porcentagem de perda é referente à vazão que é utilizada para drenar o concentrado. Quanto maior a taxa de recuperação, menor a vazão de alimentação, deixando o rejeito mais concentrado, além do sistema ter que operar com mais pressão (METCALF; EDDY, 2016).

Essa taxa também pode variar por interferência de alguns fatores, como a formação de incrustações na superfície da membrana, a pressão osmótica e a qualidade da água de alimentação (MONTEIRO; SILVA; LÔBO, 2009).

3.3.7 Estudos correlacionados ao balanço de massa e taxa de recuperação em osmose reversa

Kim et al (2013) analisaram dados de balanço de massa em conjunto com o balanço energético para quantificar as taxas de recuperação de água, produção e consumo energético de processos híbridos de osmose reversa com o objetivo de avaliar os custos e a viabilidade comercial destes sistemas. Após as análises, usando modelos teóricos, concluíram que sistemas alimentados com água do mar são mais suscetíveis ao consumo de energia. Quanto aos custos, recomendam uma análise mais detalhada incluindo custos de implantação, operação e de manutenção dos sistemas, pois foram avaliados apenas os custos de produção de água e consumo e produção de energia.

Liyanaarachchi et al. (2016), por meio experimentos laboratoriais e balanço de massa desenvolveram modelos para otimizar sistemas híbridos de OR de pequena ($15.000 \text{ m}^3 \cdot \text{dia}^{-1}$) e grande escala ($340.000 \text{ m}^3 \cdot \text{dia}^{-1}$), maximizando as taxas de recuperação ao tratar o concentrado descartado na OR. A redução de concentrado foi de 47% para sistemas de grande escala e de 72% para sistemas de pequena escala. Portanto, eles afirmam que sistemas de dessalinização em pequena escala tendem a apresentar melhor desempenho do que os sistemas de maior escala.

Choi e Kim (2015) e Sobana e Panda (2014) desenvolveram modelagens matemáticas teóricas que simulam o desempenho de sistemas de dessalinização por OR, por meio de fórmulas, dados de balanço de massa e parâmetros físicos encontrados na literatura. Estes estudos teóricos possibilitaram os autores avaliarem

as melhores configurações, modificarem os projetos para obter resultados satisfatórios.

Quian et al. (2012) usaram um sistema de UF e OR , em escala piloto ($100 \text{ m}^3.\text{dia}^{-1}$), no tratamento de águas residuárias para extração de metano em minas de carvão na China. Por meio do balanço de massa e de parâmetros físicos, os quais foram: comprimento da membrana, velocidade dos fluídos, concentração de sal, pressão osmótica e taxa de recuperação, foi desenvolvido um modelo teórico para descrever a relação quantitativa entre os dados. Esse modelo teórico forneceu suporte para otimização desse sistema. Além disso, os autores também avaliaram dados de qualidade da água e custos do sistema de tratamento. A água tratada atendeu os padrões de potabilidade possibilitando o uso para o consumo humano, de animais e na irrigação de plantas.

Lautenschlager (2006) avaliou a qualidade e a quantidade de água tratada em um sistema de UF como pré-tratamento à OR. Foram considerados parâmetros como: tipo de membrana, qualidade da água de alimentação, dosagem de químicos, retrolavagem e inversão de fluxo de controle do sistema de UF. Por meio do balanço de massa foi desenvolvida uma modelagem matemática para otimização das taxas de recuperação do sistema UF/OR sendo validado em três estudos de caso. A qualidade e a quantidade de água produzida foram satisfatórias nos três casos. A remoção de turbidez se manteve quase que constante para o permeado da UF, mesmo tendo bruscas oscilações na água de alimentação do sistema. O fluxo correlacionou-se com a dosagem de químicos, inversão de fluxo e a retrolavagem.

4 MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 INSTALAÇÕES DO SISTEMA PILOTO DE DESSALINIZAÇÃO

Foi implantado um sistema de dessalinização em escala piloto, nas dependências da Estação de Tratamento de Água (ETA) da Sanepar, no município de Pontal do Paraná, no Balneário de Praia de Leste, situado a 104,9 km de Curitiba, no litoral do estado como mostrado na Figura 17. O sistema é provido de pré-tratamento por ultrafiltração seguido de um sistema de abrandamento e osmose reversa e foi projetado para uma vazão de aproximadamente $1 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ de água permeada na OR.

Figura 17 – Localização da Estação de Tratamento de Água de Praia de Leste onde foi instalado o sistema de dessalinização em escala piloto



Fonte: Google Earth, 2018

4.1.1 Água Salobra

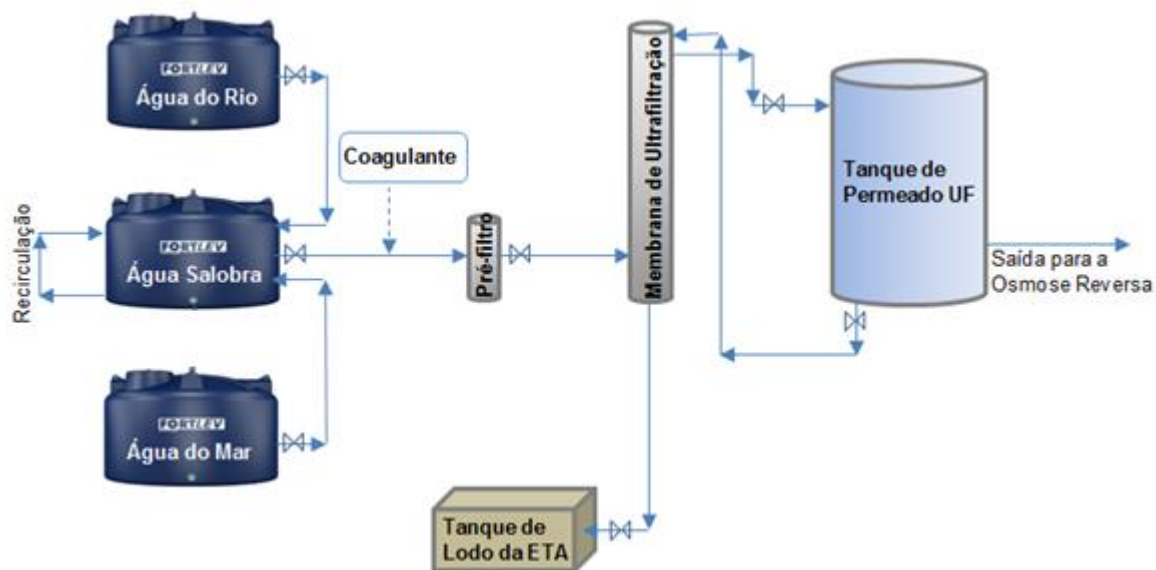
A água salobra foi obtida da mistura da água do Rio das Pombas com água do mar, em quantidades necessárias para obter as concentrações de sólidos dissolvidos totais (SDT) desejadas, conforme a especificação das membranas de OR.

A captação da água do mar foi feita por meio de bombas instaladas no balneário de Praia de Leste para uso do Centro de Aquicultura Marinha e Repovoamento (CAMAR) da Universidade Federal do Paraná (UFPR). A água era aduzida até as dependências do CAMAR, onde foi possível fazer o abastecimento de um caminhão pipa utilizado para fazer o transporte da água do mar até a ETA.

A captação da água do rio foi realizada por meio de bombas e tubulação no poço de sucção da própria ETA, pois foi utilizado o mesmo manancial de abastecimento da ETA.

A água do mar, do rio e a salobra foram armazenadas em tanques de 10.000 L, com sistema de bombas para auxiliar a mistura no tanque de água salobra e também para a alimentação do sistema. No tanque de água salobra, foi instalada uma bomba para a recirculação da água para a homogeneização da mistura como mostrado na Figura 18.

Figura 18 – Representação esquemática do sistema piloto de dessalinização implantado em Praia de Leste - Parte I: Tanques e pré-tratamento (ultrafiltração)



4.1.2 Ultrafiltração

A água salobra era bombeada do reservatório para a entrada da unidade de ultrafiltração e o coagulante, cloreto de polialumínio (PAC), foi dosado em linha, diretamente na tubulação entre o tanque de água salobra e a unidade da UF (Figura 18). A dosagem de PAC variou de acordo com a turbidez e pH da água de

alimentação e foi feita com um dosador automático instalado junto ao tanque com agitador, onde a solução ficou armazenada (ponto 1 da Figura 19).

Figura 19 – Sistema de ultrafiltração instalado em Praia de Leste



Seguindo o processo, a água passava por um pré-filtro (ponto 3 da Figura 19), para remover as partículas mais grosseiras e era bombeada para a membrana de ultrafiltração de escoamento vertical ascendente, identificado como ponto 4 da Figura 19.

As características da membrana de ultrafiltração estão descritas na Tabela 1.

Tabela 1 – Dados da membrana de ultrafiltração

Modelo	Pentair - X-Flow Aquaflex55
Área útil	55 m ²
Pressão máxima	300 kPa
Faixa de pH de alimentação	2-12
Tolerância ao cloro residual livre	250 mg.L ⁻¹
Remoção de bactérias	99,9999%
Remoção de vírus	99,99%
Turbidez	<0,1 NTU
Taxa de recuperação	90-98%

Fonte: Pentair (2018).

A água permeada da UF foi armazenada em um tanque de aço inox com capacidade de 1.500 L, localizado no ponto 5 da Figura 19.

Para operação de lavagem hidráulica da membrana da UF, o escoamento seguia em sentido descendente e utilizava parte do permeado da UF que ficava

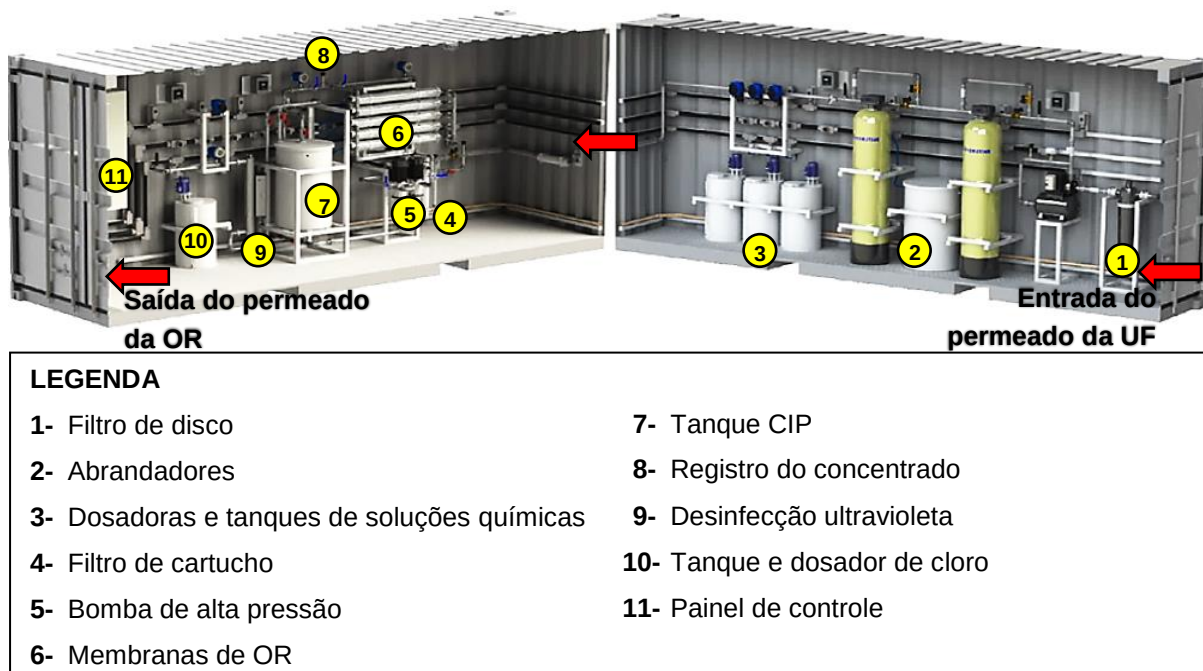
armazenado no tanque. O descarte dessa lavagem, chamado de rejeito, era direcionado para o tanque de lodo da ETA.

Todo o sistema da UF foi configurado e monitorado por meio do painel de controle localizado no ponto 2 da Figura 19.

4.1.3 Osmose reversa

Após o tanque de permeado da UF, a água seguia para o sistema de OR, composto por um filtro de disco, abrandadores, tanques e dosadoras de produtos químicos (*antiscaling*, *antifouling*, metabissulfito de sódio e cloro), filtro de cartucho, bombas de alta pressão e de retrolavagem, sistema de membranas de escoamento horizontal, tanque CIP, medidores de pressão, temperatura, vazão, condutividade, potencial de oxirredução (ORP), desinfecção UV e painel de controle, conforme a representação esquemática da Figura 20.

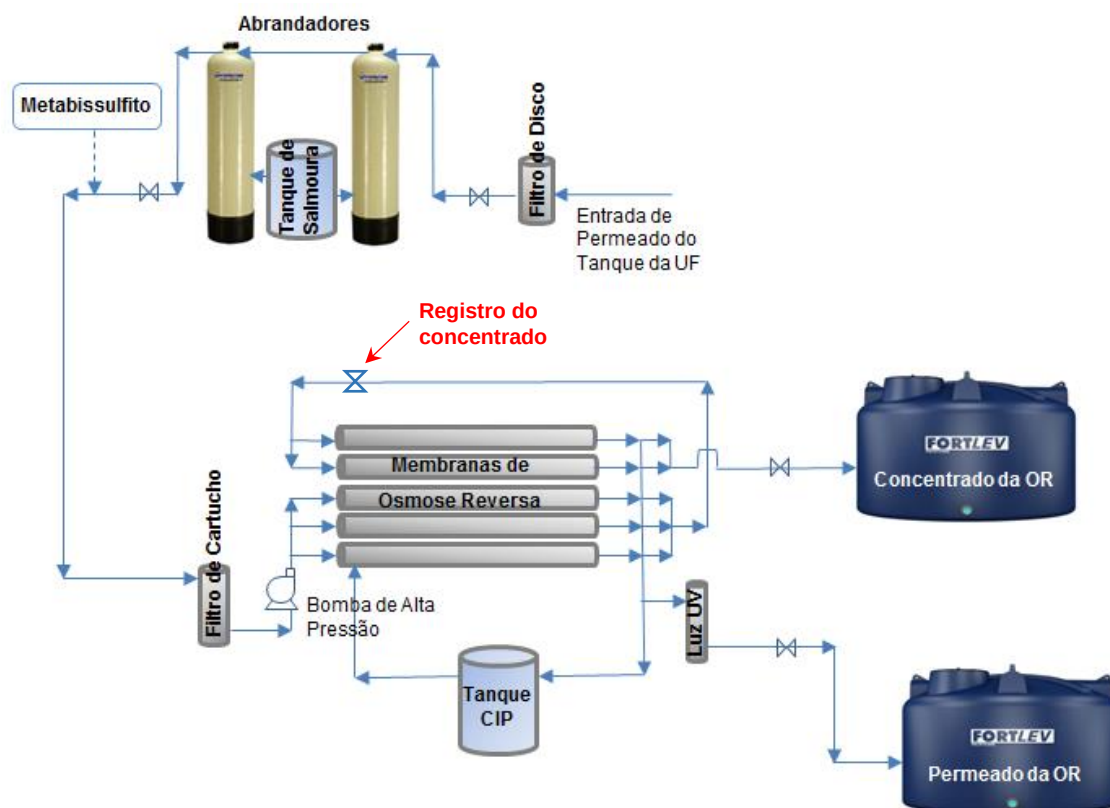
Figura 20 – Representação em corte do container que abriga o sistema de osmose reversa instalado em Praia de Leste



Fonte: Adaptado de Permution (2016).

O sistema era composto por cinco membranas de OR, com operação em dois estágios o qual o primeiro estágio ocorreu nas três primeiras membranas (de baixo para cima) e o segundo nas duas últimas, com um passo só pelo sistema, como representado no esquema na Figura 21.

Figura 21 – Representação esquemática do sistema piloto de dessalinização implantado em Praia de Leste - Parte II: Sistema de Osmose Reversa



As características das membranas de OR utilizadas estão descritas na Tabela 2.

Tabela 2 – Dados das membranas de osmose reversa

Modelo	Vontron -LP-21 4040
Área útil (x5)	37 m ²
Diâmetro	4"
Comprimento	40"
Faixa de pressão recomendada	6-12 kgf.cm ⁻²
Vazão nominal de alimentação	1m ³ .h ⁻¹
Faixa de temperatura recomendada	≤40°C
Faixa de pH de alimentação	4-10
Tolerância ao cloro residual livre	≤0,01 mg.L ⁻¹
Sólidos dissolvidos totais de alimentação	≤1600 mg.L ⁻¹
Condutividade da alimentação	≤2000
Média de Rejeição de sais	≤99,5
Taxa média de recuperação	75%

Fonte: Permution, 2016; Vontron, 2017.

O controle de entrada de água permeada da UF para o sistema de OR foi feito por meio de uma válvula solenoide e um medidor de vazão.

Para que a quantidade de cloro no permeado da UF não prejudicasse as membranas e não ultrapassasse o limite permitido pela especificação da membrana de OR ($<0,1\text{g.m}^{-3}$), foi adicionado metabissulfito de sódio para oxidar o cloro livre excedente. Este controle foi feito por meio de medidores de potencial de oxirredução, que é um indicador da presença de elétrons livres na solução. Nesse caso, foi utilizado como indicador indireto da quantidade de cloro livre na água.

Após passar pelas membranas, parte do permeado foi estocado no tanque CIP (armazenamento de água que foi utilizada nas operações de limpeza por retrolavagem das membranas) com capacidade de 200 L representado na Figura 21. Após o enchimento deste tanque, a quantidade excedente de permeado recebia a desinfecção por radiação ultravioleta (UV) e seguia para um tanque de armazenamento de 5.000 L. Enquanto o concentrado, seguia para outro tanque de 5.000 L e posterior destinação, que foi objeto de estudo de outros trabalhos.

O descarte da retrolavagem das membranas e também da operação de limpeza química foi direcionado para o mesmo tanque de concentrado da OR.

4.2 OPERAÇÕES

4.2.1 Configuração do sistema

Foram testadas as concentrações (SDT) de $1000 \pm 50 \text{ g.m}^{-3}$ e $1500 \pm 20 \text{ g.m}^{-3}$ para a água salobra (entrada do sistema).

Para as análises de balanço de massa foram realizados quatro experimentos variando as vazões a partir da configuração de abertura do registro de concentrado na OR, conforme apresentado na Tabela 3.

Tabela 3 – Configurações do sistema de OR para os experimentos

DATA	EXPERIMENTO	SDT (g.m ⁻³)	CONFIGURAÇÃO DA		VAZÃO MÉDIA (m ³ .h ⁻¹)	
		DA ÁGUA SALOBRA	ABERTURA DO REGISTRO (%)		Concentrado	Permeado
17/05/2017	A	1500	72,70	27,30	1,476	0,554
22/05/2017	B	1500	59,20	40,80	1,055	0,726
21/06/2017	C	1500	39,70	60,30	0,601	0,912
28/09/2017	D	1000	32,90	67,10	0,550	1,122

Para cada experimento foi mantida a mesma condição de saturação de membranas.

O tempo de funcionamento para os experimentos A, B, C e D foi de 1 h e 2 min, em fluxo contínuo.

A lavagem hidráulica na membrana de UF foi realizada a cada 30 minutos de operação contínua. Sendo assim, a cada ensaio foram realizadas duas lavagens. Cada lavagem tem duração de 30 segundos.

Nas membranas de OR foi realizada a limpeza (lavagem CIP) após cada ensaio, sendo essa uma operação unitária e com duração variável de acordo com configuração de abertura do registro de concentrado.

A cada 12 horas de operação do sistema de osmose reversa, o fabricante recomendou ser realizada a regeneração dos abrandadores, a qual foi programada para execução automática.

4.2.2 Monitoramento do sistema

Previamente a todas as operações todos os pontos de coleta de amostra foram conhecidos e etiquetados, assim como os hidrômetros. Nos tanques foram feitas marcações em escala para o monitoramento dos níveis.

Antes de iniciar a operação do sistema os níveis dos tanques de água do mar, do rio e de água salobra eram verificados. Sempre que possível o tanque de água do rio era cheio um dia antes do dia de operação.

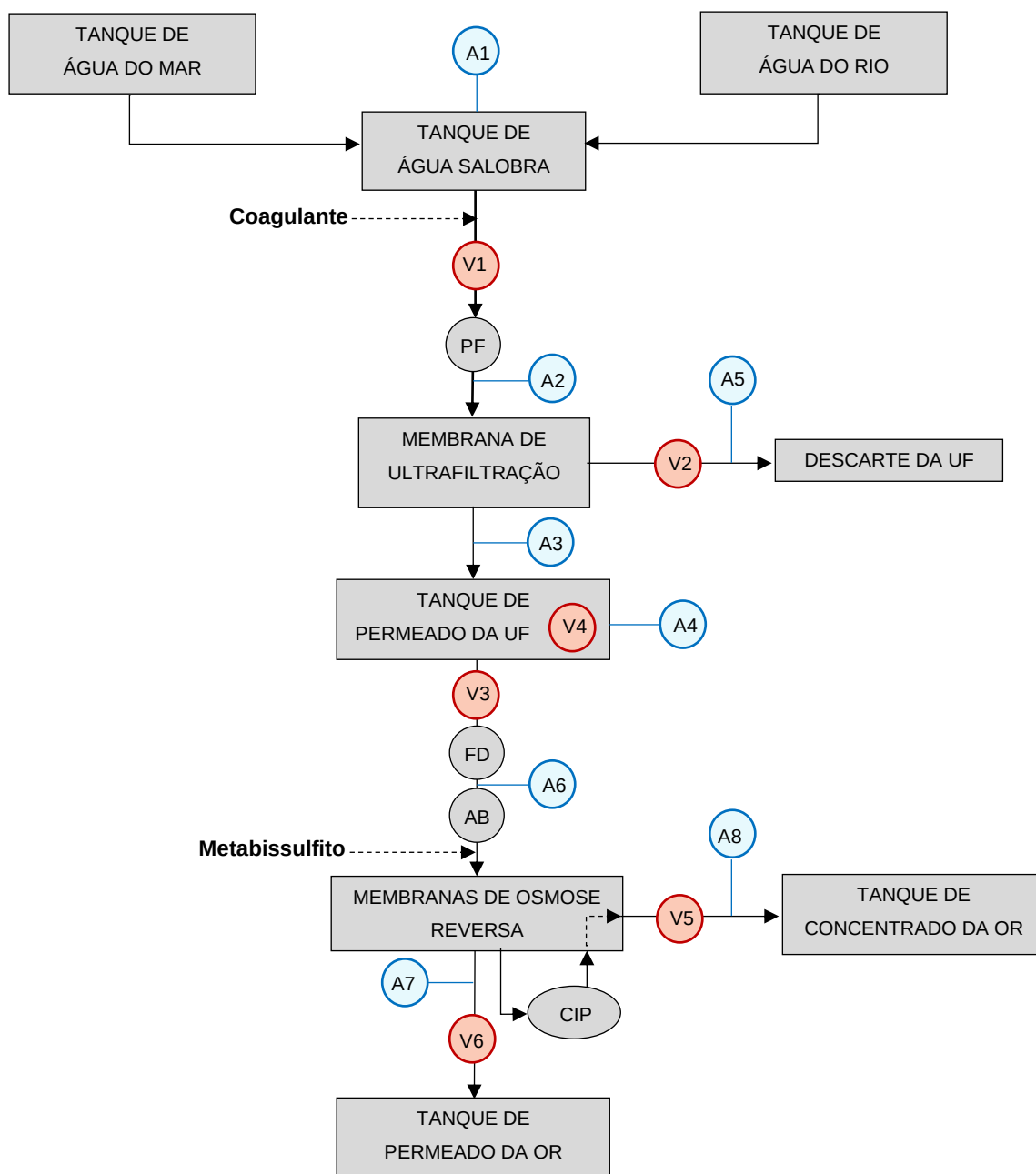
A fim de manter as mesmas condições de água de alimentação, primeiramente, enchia-se o tanque de água salobra com água do rio, próximo ao nível máximo. A bomba de recirculação de água desse tanque era ligada para homogeneização. Após dez minutos de recirculação, uma amostra deste tanque era coletada para medir a concentração de SDT. Em seguida, a bomba do tanque de água do mar era acionada até que a água salobra atingisse a concentração de SDT desejada ($1000 \pm 50 \text{ g.m}^{-3}$ ou $1500 \text{ g.m}^{-3} \pm 20 \text{ g.m}^{-3}$).

Devido à necessidade de manutenção de características da água salobra de alimentação do sistema o processo de mistura e suprimento do tanque de água salobra era realizado uma única vez para cada experimento (A, B, C e D). Desta forma o volume disponível para alimentação foi constantemente monitorado para suprir as necessidades integrais de cada experimento.

Foram coletadas amostras em oito pontos do sistema, sendo eles: A1= água salobra (bruta); A2= após receber o coagulante e passar pelo pré-filtro do sistema de UF; A3=pós-membrana de UF; A4= tanque de permeado da UF; A5= rejeito da UF; A6= após passar pelo filtro de disco na entrada do sistema do OR; A7= permeado da OR (após passar pelas membranas e desinfecção por UV); A8= concentrado da OR. Todos estes pontos estão representados em azul no fluxograma da Figura 22. Para cada experimento foram realizadas três coletas de amostras medindo com um equipamento multiparâmetros Ultrameter II Modelo 6PFC^E da Myron, as concentrações de SDT, temperatura e condutividade elétrica.

Também foram monitorados o tempo de operação e os volumes de entrada e saída da UF e OR por meio de um cronômetro, hidrômetros e medidas de níveis da água no tanque de permeado da UF e do tanque do CIP. Estes pontos de medição dos volumes estão representados em vermelho no fluxograma da Figura 22 e são eles: V1= volume marcado no hidrômetro 1 - entrada na UF (água bruta); V2= volume marcado no hidrômetro 2 - saída da UF (rejeito); V3= volume marcado no hidrômetro 3 - saída da UF e entrada da OR- (permeado da UF); V4= variação do volume no tanque da UF (retenção ou fornecimento); V5= Volume marcado no hidrômetro 5 - saída da OR – (rejeito e lavagem CIP); V6= Saída da OR – (permeado OR).

Figura 22 – Fluxograma do sistema de dessalinização implantado em Praia de Leste- Localização dos pontos de coleta das amostras e pontos de medição dos volumes



LEGENDA:

PF- Pré-filtro
 FD- Filtro de disco
 AB- Abrandador
 UF- Ultrafiltração
 OR- Osmose reversa
 CIP- Tanque de *clean in place*
 V- Volume
 A- Amostra
 H- Hidrômetro

V1- H1- de entrada na UF (água bruta)
 V2- H2 - saída da UF (rejeito)
 V3- H3 - saída da UF e entrada da OR
 V4- tanque da UF (retenção ou fornecimento)
 V5- H5 - saída da OR – (concentrado e lavagem CIP)
 V6- H6 - Saída da OR – (permeado OR)
 A1- água salobra (bruta)
 A2- após receber o coagulante
 A3- pós-membrana de UF (permeado)
 A4- tanque de permeado da UF
 A5- rejeito da UF
 A6- entrada do sistema do OR
 A7- permeado da OR
 A8- concentrado da OR

As medidas de condutividade obtidas pelo multiparâmetros Ultrameter IITM Modelo 6PFC^E da Myron L[®] Company, utilizam o método de eletrólise e são padronizadas para 25°C. Para executar a compensação de temperatura, o aparelho mede a temperatura da amostra e faz a correção em um microprocessador interno que possui dados derivados de soluções químicas conhecidas. Os dados de SDT são função da medida compensada de condutividade. A acurácia do equipamento é de $\pm 1\%$ para os dados de condutividade e SDT e de $\pm 0,1^\circ\text{C}$ para temperatura (MYRON L[®] COMPANY, 2017).

Foram utilizados dois modelos de hidrômetros, cujas características metrológicas estão descritas na Tabela 4. Os volumes de entrada no sistema e rejeito da UF foram medidos com hidrômetros da marca Itron e os volumes de saída da UF/ entrada da OR, concentrado e permeado da OR foram medidos com hidrômetros da marca Fae.

Tabela 4 – Características metrológicas dos hidrômetros

Marca/ Modelo	-	Fae/ Delta MTF Multijato	Itron/ Multimag TM II
Classe	-	B	B
Diâmetro nominal	mm	20 (3/4")	40 (1 1/2")
Vazão máxima	m ³ .h ⁻¹	3	20
Vazão Nominal	m ³ .h ⁻¹	1,5	10
Vazão de transição	L.h ⁻¹	120	800
Vazão mínima	L.h ⁻¹	30	200
Pressão máxima	bar	10	10
Perda de carga	bar	0,75	<1

Fonte: Fae, 2018; Itron, 2018

4.2.3 Descrição de operação

Para que as membranas mantivessem também as condições de saturação, as retrolavagens eram feitas previamente ao início ou ao final de cada ensaio.

As leituras nos hidrômetros eram verificadas, assim como, os volumes nos tanques de permeado da UF e do CIP da OR eram medidos. Uma amostra também era coletada neste tanque do permeado da UF para verificar se a concentração de SDT era compatível com o valor que seria operado naquele momento. Caso contrário, o sistema deveria ser ligado e operado até que o volume residual deste tanque alcançasse a concentração de SDT desejada.

Após todos esses procedimentos, o sistema de ultrafiltração, a dosadora de PAC e também o sistema de OR eram acionados em modo automático. O tempo de operação era cronometrado e anotado. O PAC foi diluído à 10% em água e mantido homogeneizado por um misturador acionado durante o tempo de operação.

Foram realizadas três coletas das amostras para cada repetição, sendo elas: a primeira após 15 minutos, a segunda após 37 minutos e a terceira após 57 minutos do início da operação com exceção às amostras do rejeito da UF. Estas eram coletadas durante o tempo de cada lavagem hidráulica da UF.

A lavagem hidráulica da UF tinha duração de 30 segundos, porém o sistema ficava desligado durante aproximadamente dois minutos, pois nesta etapa o equipamento desligava automaticamente ao completar 30 minutos de operação contínua. Depois, acionava a injeção de ar na membrana e desligava. Ligava a bomba de lavagem hidráulica por 30 segundos e desligava todo o sistema. Neste momento o sistema da UF tinha que ser acionado novamente no painel de controle pelo operador.

Assim que o sistema da UF iniciava a segunda lavagem hidráulica, após 1 h $\pm$ 2 min de operação, o sistema da OR e a dosadora de PAC eram desligados.

E, novamente, as leituras nos hidrômetros eram feitas e anotadas, assim como, os volumes nos tanques de permeado da UF e do CIP da OR eram medidos finalizando este procedimento.

Após isto, acionava-se de modo manual o sistema de OR para fazer a limpeza das membranas. O tempo desta operação foi cronometrado e anotado e as amostras foram coletadas a cada 30 segundos nos primeiros cinco minutos e a cada 1 minuto no restante do tempo, pois após alguns testes foi observado que a maior concentração dos contaminantes são carregados nestes primeiros cinco minutos, tendo uma queda muito brusca nos valores de SDT. Para esta operação eram medidos apenas a concentração de SDT das amostras e o volume do hidrômetro do concentrado gerado, no ponto V5 da Figura 22.

O próprio equipamento de OR finalizava essa operação. Nesse momento, era anotado o tempo final de retrolavagem.

Encerrado esse procedimento, iniciava-se novamente a preparação do sistema para fazer o novo experimento.

No caso de um novo experimento, com configuração diferente para a abertura do registro de concentrado, previamente eram feitos testes para as vazões

de concentrado e permeado da OR e também verificado o valor de SDT nas amostras do concentrado. Depois de acertar a configuração desejada, o sistema tinha que operar por pelo menos 30 minutos sem fazer análises, apenas para que o sistema reconhecesse e se ajustasse à nova condição.

4.3 BALANÇO DE MASSA

Depois de coletados os dados em campo, foram elaboradas planilhas de cálculo de balanço com auxílio de programa de planilhas eletrônicas. Os cálculos foram feitos separados para o sistema de UF e OR. A ultrafiltração foi designado como Controle 1 e a osmose reversa como Controle 2. Para facilitar a compreensão e o cálculo do balanço foi adotada uma convenção de sinais, assim toda a vazão que é fornecida ao sistema (entrada) é positiva e a vazão que é retirada ou retida (saída) do sistema é negativa.

4.3.1 Ultrafiltração

A Figura 23 representa o modelo de planilha utilizado para os cálculos do balanço de massa da ultrafiltração. Sendo que, as letras indicam as colunas que se localizam e os números, as linhas.

Figura 23 – Modelo de planilha utilizada para os cálculos do balanço de massa da ultrafiltração

Controle 1 - Ultrafiltração							
Ensaio 1							
	V. Medido (m ³)	Tempo (h)	Vazão (m ³ /h)	Vazão Reg. (m ³ /h)	SDT (g/m ³)	Desc. de mas.(g/h)	Massa total (g)
Volume H1 - Entrada na UF - Água bruta	A1	B1	C1	D1	E1	F1	G1
Volume H2 - Saída da UF - Rejeito	A2	B2	C2	D2	E2	F2	G2
Volume H3 - Saída da UF - Permeado	A3	B3	C3	D3	E3	F3	G3
Volume TQUF - Retenção no tanque	A4	B4	C4	D4	E4	F4	G4
Balanço VH1+VH2+VH3+TQUF	A5			D5		F5	G5
%E(descartes, vazamentos e erros de leitura)	A6			D6		F6	G6

Fonte: A autora 2018

A coluna preenchida com a letra A representa os dados referentes aos volumes medidos nos hidrômetros em m³.

A coluna preenchida com a letra B representa os dados referentes ao tempo em horas cronometrado em cada etapa ou experimento.

A coluna preenchida com a letra C representa os valores calculados de vazão em m³.h⁻¹, seguindo a relação dada pela Equação (1) do item 3.3.2, desse trabalho. Nesse caso: $coluna\ C = \frac{coluna\ A}{coluna\ B}$.

A coluna preenchida com a letra D representa os valores calculados para regularizar as vazões (m³.h⁻¹), sendo considerado que todas as fases do processo ocorreram com a mesma variação de tempo. Também foi considerado para o cálculo deste parâmetro o mesmo princípio da Equação (1), porém fixando a célula do tempo, ou seja, para todas as etapas foi considerado o tempo de entrada da água bruta, ou seja: $coluna\ C = \frac{coluna\ A}{coluna\ B\ linha1}$.

A coluna preenchida com a letra E representa a média dos três valores de SDT (mg.L⁻¹) medidos nas amostras coletadas durante cada ensaio.

A coluna preenchida com a letra F representa os dados referentes à descarga mássica (g.h⁻¹), baseada na relação da Equação (2) do item 3.3.3 desse trabalho. Nesse caso: $coluna\ F = coluna\ E \times coluna\ D$

A coluna preenchida com a letra G representa os dados referentes às massas (g). Foi calculada por: $coluna\ G = coluna\ E \times coluna\ A$.

Todas as letras seguidas pelo número 1 representam dados coletados e calculados para o ponto V1 indicado no fluxograma da Figura 22 - entrada da UF – água bruta. Para o valor de SDT foram utilizados os dados das amostras coletadas no ponto A2, após receber o coagulante e passar pelo pré-filtro (Figura 22).

Todas as letras seguidas pelo número 2 representam dados coletados e calculados para o ponto V2 indicado no fluxograma da Figura 22 - saída da UF para o descarte do rejeito. Para o valor de SDT foram utilizados os dados das amostras coletadas no ponto A5 (Figura 22).

Todas as letras seguidas pelo número 3 representam dados coletados e calculados para o ponto V3 indicado no fluxograma da Figura 22 - saída da UF e entrada da OR- permeado da UF. Para o valor de SDT foram utilizados os dados das amostras coletadas no ponto A3 (Figura 22).

Todas as letras seguidas pelo número 4 representam dados coletados e calculados para o ponto V4 indicado no fluxograma da Figura 22 – indicam a variação de volume no tanque de permeado da UF, perda ou retenção de água. Para o valor de SDT foram utilizados os dados das amostras coletadas no ponto A4 (Figura 22).

Todas as letras seguidas pelo número 5 representam dados calculados para o balanço. No caso, A5 e D5, balanço volumétrico e F5 e G5 balanço mássico. Foram calculados seguindo o princípio da equação da continuidade explicado no item 3.3.5, deste trabalho.

Todas as letras seguidas pelo número 6 representam os dados calculados em % para o erro, de acordo com a relação: $\%E = \left(\frac{\text{linha } 5}{\text{linha } 1} \right) \times 100$.

4.3.2 Osmose Reversa

A Figura 24 representa o modelo de planilha utilizado para os cálculos do balanço de massa da osmose reversa. Para o Controle 2 (OR), as colunas correspondem aos mesmos parâmetros, por isso, são representadas pelas mesmas letras. Já as linhas seguem nova numeração, pois caracterizam outras etapas do processo de dessalinização.

Figura 24 – Modelo de planilha utilizada para os cálculos do balanço de massa da osmose reversa

Controle 2 - Osmose Reversa							
Ensaio 1							
	V. Medido (m³)	Tempo (h)	Vazão (m³/h)	Vazão Reg. (m³/h)	SDT (g/m³)	Desc. de mas.(g/h)	Massa total (g)
Volume H3 - Entrada na OR - Permeado UF	A7	B7	C7	D7	E7	F7	G7
Volume H5 - Saída da OR - Concentrado	A8	B8	C8	D8	E8	F8	G8
Volume H6 - Saída da OR - Permeado OR	A9	B9	C9	D9	E9	F9	G9
Clean in place							
Volume no tanque CIP		B10	C10		E10	F10	G10
Saída CIP - Concentrado	A11	B11	C11	D11	E11	F11	G11
Balanço VH3+VH5+VH6+VCIP	A12			D12		F12	G12
%E(introdução de produtos químicos, descartes e erros de leitura)	A13			D13		F13	G13

As letras seguidas pelo número 7 representam dados coletados e calculados para o ponto V3 indicado no fluxograma da Figura 22 – entrada da OR– permeado

da UF. Para o valor de SDT foram utilizados os dados das amostras coletadas no ponto A4 (Figura 22).

As letras seguidas pelo número 8 representam dados coletados e calculados para o ponto V5 indicado no fluxograma da Figura 22 - saída da OR para o tanque do concentrado. Para o valor de SDT foram utilizados os dados das amostras coletadas no ponto A8 (Figura 22).

As letras seguidas pelo número 9 representam dados coletados e calculados para o ponto V6 indicado no fluxograma da Figura 22 - saída da OR para o tanque do permeado. Para o valor de SDT foram utilizados os dados das amostras coletadas no ponto A7 (Figura 22).

As letras seguidas pelo número 10 representam dados calculados para o volume do tanque CIP. Para o valor de SDT foram utilizados os dados das amostras coletadas no ponto A7 (Figura 22), pois este tanque corresponde ao permeado da OR.

As letras seguidas pelo número 11 representam dados coletados e calculados especificamente para a operação CIP, quantificando a massa que é retirada da superfície da membrana e descartada no tanque de rejeito da OR, durante esta limpeza. O volume foi medido no ponto V5 e as concentrações de SDT foram medidas no ponto A8 (Figura 22).

Como essa operação é unitária, as concentrações de SDT foram medidas em intervalos de tempo diferenciados como escrito no item 4.2.3. Sendo assim, o valor de SDT preenchido na tabela do balanço foi calculado em outra planilha detalhada no item 4.3.2.1.

As letras seguidas pelo número 12 representam dados calculados para o balanço. No caso, A12 e D12, balanço volumétrico e F12 e G12 balanço mássico, que foram calculados seguindo o princípio da equação da continuidade explicado no item 3.3.5. Foi adotada uma convenção de sinais para facilitar os cálculos e assim toda a vazão que é fornecida ao sistema é positiva e tudo que é retirado ou retido no sistema é negativa.

As letras seguidas pelo número 13 representam os dados calculados em % para o erro, de acordo com a relação: $\%E = \left(\frac{\text{linha } 12}{\text{linha } 7} \right) \times 100$.

4.3.2.1 Limpeza das membranas de OR

Na operação unitária CIP, a vazão é calculada considerando o tempo total da limpeza, que variou e foi ajustado automaticamente pelo equipamento, de acordo com as configurações dos experimentos A, B, C e D.

Para calcular o valor de SDT médio, primeiramente, foi calculado o volume e a massa descartados para o intervalo entre as coletas, ou seja, nos primeiros cinco minutos foram calculados valores referentes a cada 30 segundos e no restante do tempo os valores referentes a cada minuto de limpeza.

Para o volume foi multiplicada a vazão pelo intervalo de tempo (30 ou 60 s). Para a massa, foi multiplicado este volume pela média dos valores das concentrações de SDT das duas amostras, respectivamente.

Depois foi feito o somatório das massas e dividido pelo volume total descartado na limpeza, obtendo o valor médio para a concentração de SDT nesta operação.

4.3.3 Calibração dos volumes medidos

Após analisar alguns dados dos primeiros experimentos, foram observados que os hidrômetros estavam apresentando erros de leitura, pois mesmo contabilizando os descartes, vazamentos e a adição de produtos químicos, os volumes de entrada e saída não correspondiam. Com isso, foi decidido realizar uma calibração para os volumes medidos no experimento D.

Para isso, foram operados separadamente os sistemas UF e OR.

Primeiramente o tanque de água salobra foi cheio, os valores iniciais dos hidrômetros anotados e medido o volume do tanque de permeado da UF. Em seguida, foi ligado o sistema da UF por um determinado tempo e cronometrado. Após desligar o sistema o tempo e os volumes finais foram anotados.

Para o sistema de osmose reversa, primeiramente foi cheio o tanque de permeado da UF e medido o volume inicial, também foram medidos os hidrômetros de entrada e saída e anotados. O sistema foi ligado por um determinado tempo e cronometrado. Após desligar o sistema o tempo e os volumes finais foram anotados.

Esses procedimentos foram repetidos três vezes para cada sistema separado.

Com os dados foram calculados os volumes de entrada e saída para cada repetição e feito a média simples dos valores. Então, foi calculada a diferença entre o volume medido no tanque da UF e o volume medido pelo hidrômetro e a partir disso, foi calculado o percentual do erro e o fator de correção para cada sistema.

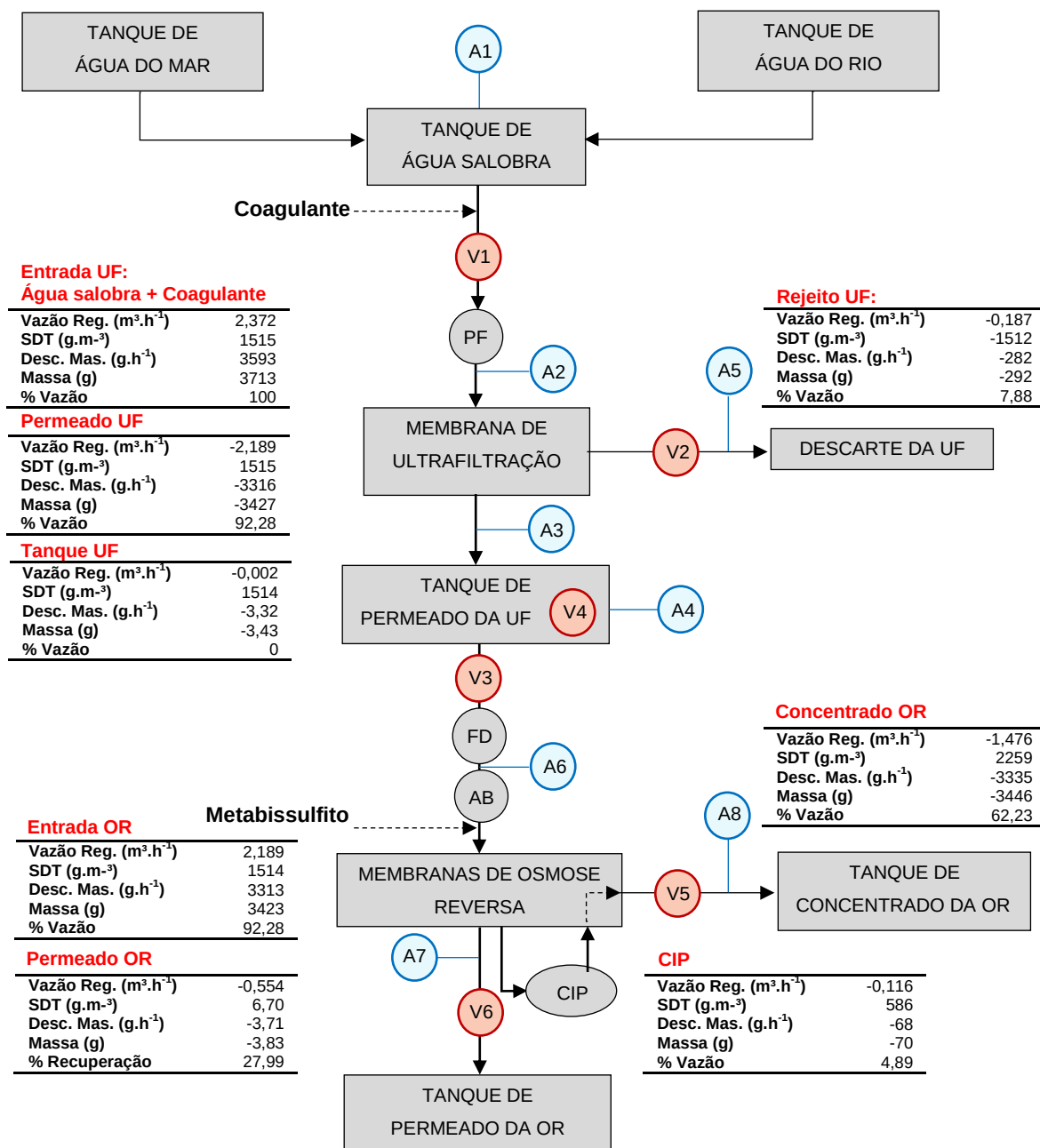
5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1 EXPERIMENTO A

5.1.1 Balanço de massa

A Figura 25 refere-se ao fluxograma com os resultados do balanço de massa para o experimento A, com 1515 g.m^{-3} de SDT de entrada no sistema e abertura de 72,71% do registro do concentrado na OR ($1,476 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$).

Figura 25 – Fluxograma do sistema de dessalinização implantado em Praia de Leste- Resultados do balanço de massa do experimento A



A vazão regularizada de entrada no sistema de ultrafiltração foi de $2,372 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ para este experimento. É válido ressaltar que, em todos os experimentos esta vazão é resultado da soma da vazão de água salobra que sai do tanque com a adição do coagulante, pois a dosagem do coagulante foi feita antes do hidrômetro que mede o volume de entrada.

O SDT de entrada da UF foi de 1515 g.m^{-3} e aproximadamente $10,8 \text{ g.m}^{-3}$ correspondeu à descarga de massa do coagulante.

Da vazão de entrada da UF, 7,88% foi utilizada na retrolavagem da membrana de UF e 92,28% foi permeada e seguiu para a OR. Para esta configuração ficou retido e foi descartado na retrolavagem da membrana de UF 282 g.h^{-1} de SDT.

Ao iniciar cada experimento, no tanque de permeado, foi mantido o volume residual do dia anterior de operação do sistema, por isso foi importante monitorar este volume armazenado. Durante este experimento, no tanque de permeado da UF ficou retido $0,002 \text{ m}^3$ e esse volume adicionou apenas $3,32 \text{ g.h}^{-1}$ de SDT ao tratamento, devido à variação de SDT da água residual do tanque.

A vazão de entrada do sistema de OR foi de $2,189 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$, sendo que $1,476 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ foi para o tanque do concentrado e $0,116 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ foi utilizado para a limpeza das membranas, permeando através das membrana a vazão de $0,554 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$.

É no sistema de OR que ocorre a maior remoção dos sais e de SDT da água, por isso, a descarga de massa do concentrado foi de 3335 g.h^{-1} . Sendo que, 586 g.m^{-3} de SDT ficaram retidos nas membranas de OR e foi descartado durante a CIP, correspondendo a uma descarga de massa de 68 g.h^{-1} .

Seguindo o princípio da conservação de massa e do balanço já citado no item 3.3.5 deste trabalho, todo o material que entra no sistema deve ser destinado para alguma fase do processo, porém na prática, foram observados alguns erros devido aos descartes e possíveis vazamentos, erros de leitura dos equipamentos, introdução dos produtos químicos (PAC e metabissulfito) e também ao abrandamento que provavelmente insere certa quantidade de massa, pois o modelo de abrandador dimensionado para este sistema tem como princípio a troca iônica, a qual faz a permuta dos íons de Ca e Mg por íons de Na. E devido à qualidade da água de alimentação, o pré-tratamento é necessário, para evitar que danifique as membranas de OR. Porém, neste trabalho não foi possível quantificar a massa que

é adicionada, pois não foram analisadas as amostras antes e depois de passar pelos abrandadores que operavam alternadamente.

Este experimento obteve os menores erros entre todos os testes, sendo próximo de 0,2% para a UF e 3% para a OR, como apresentado na Tabela A.1, do apêndice A.

5.1.2 Taxa de recuperação

A taxa de recuperação no sistema de OR foi de 27,99% para esta configuração (A), gerando 62,23% de concentrado. Não foram registrados os dados de pressão para este experimento devido a falhas no salvamento de dados no painel de controle da OR.

Considerando os valores do manual do equipamento (PERMUTION, 2016), este valor é muito baixo, pois foi dimensionado para alcançar uma taxa de recuperação em torno de 75%, porém para configurações diferenciadas de pressão e vazão do concentrado.

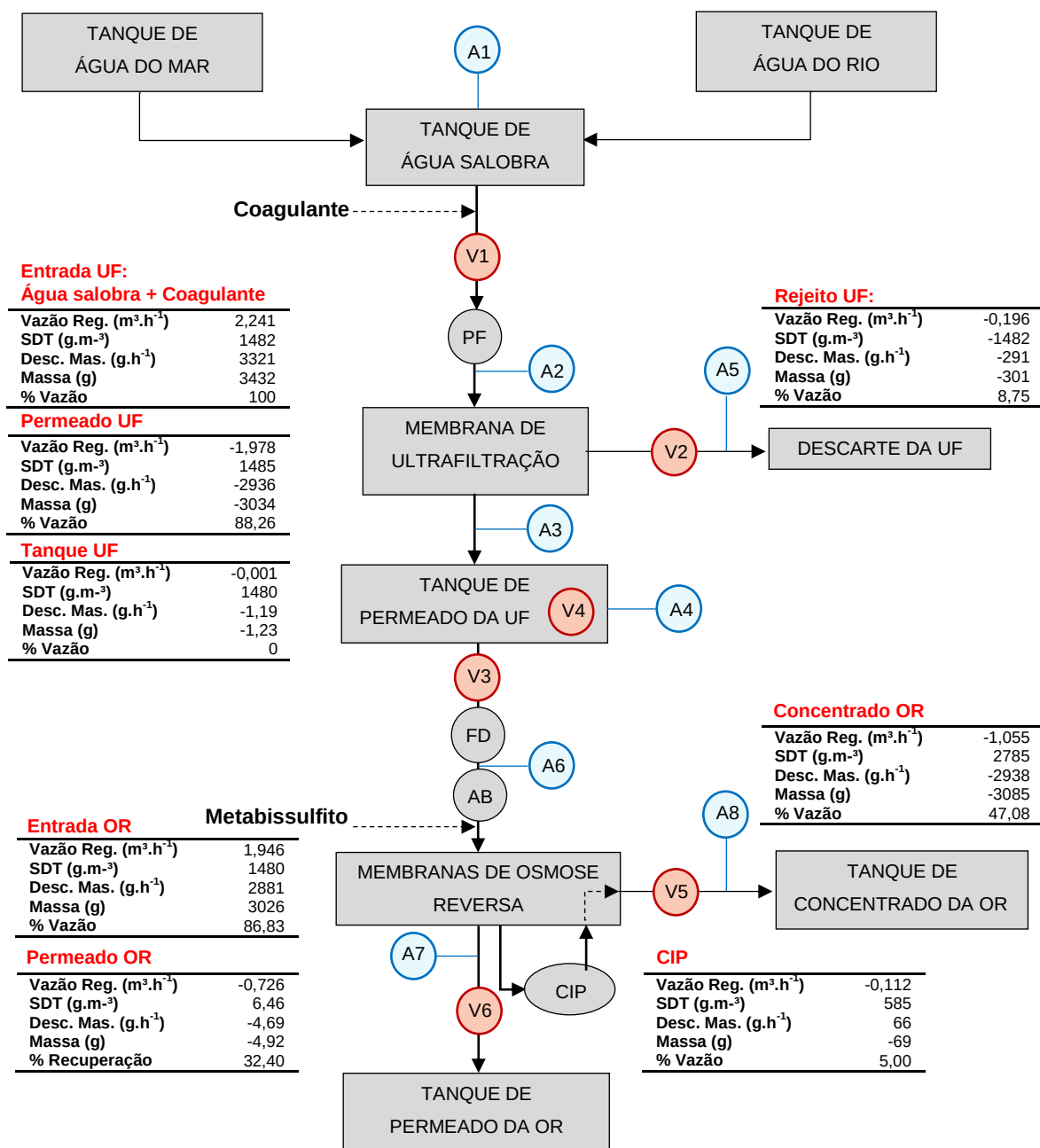
Foram removidos 99,56% de SDT, atendendo o manual do equipamento que especifica que a remoção de SDT deve ser maior que 95% para as concentrações de SDT (PERMUTION, 2016).

5.2 EXPERIMENTO B

5.2.1 Balanço de massa

A Figura 26 refere-se ao fluxograma com os resultados do balanço de massa para o experimento B, com 1482 g.m^{-3} de SDT de entrada no sistema e abertura de 59,20% do registro do concentrado na OR ($1,055 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$).

Figura 26 – Fluxograma do sistema de dessalinização implantado em Praia de Leste - Resultados do balanço de massa do experimento B



A vazão regularizada de entrada no sistema de ultrafiltração para este experimento, foi de $2,241 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

O SDT de entrada foi de $1482 \text{ g} \cdot \text{m}^{-3}$ e desses, aproximadamente $11,43 \text{ g} \cdot \text{m}^{-3}$ correspondeu à adição de coagulante.

Da vazão de entrada da UF, 8,75% foi utilizada nas retrolavagens da membrana de UF e 88,26% foi permeada e seguiu para a OR. Para essa

configuração ficou retido e foi descartado na retrolavagem da membrana de UF 291 g.h⁻¹.de SDT.

Durante esse experimento, no tanque de permeado da UF ficaram retidos 0,001 m³ e esse volume adicionou apenas 1,19 g.h⁻¹ de SDT ao tratamento, devido à variação de SDT da água residual do tanque.

A vazão de entrada do sistema de OR foi de 1,946 m³.h⁻¹, sendo que 1,055 m³.h⁻¹ foi para o tanque do concentrado e 0,112 m³.h⁻¹ foi utilizado para a limpeza das membranas da OR. A vazão de permeado correspondeu à 0,726 m³.h⁻¹.

A descarga de massa do concentrado foi de 2938 g.h⁻¹ de SDT. Sendo que, 585 g.m⁻³ de SDT ficaram retidos nas membranas de OR e foram descartados durante a CIP, correspondendo a uma descarga de massa de 66 g.h⁻¹.

5.2.2 Taxa de recuperação

A taxa de recuperação foi de 32,40% para esta configuração (B), gerando 47,08% de concentrado. Considerando os valores do manual do equipamento (PERMUTION, 2016), este valor ainda é muito baixo, no entanto teve um acréscimo de 4,41% na taxa de recuperação, ao comparar com o experimento A.

A pressão osmótica média foi de 7,57 kgf.cm⁻², estando em conformidade com o manual do equipamento, que recomenda a faixa de operação 6 a 12 kgf.cm⁻² (PERMUTION, 2016).

A vazão do concentrado diminuiu 15,15% ao comparar com o experimento A. No entanto, esse experimento apresentou maiores perdas na vazão de permeado da UF quando comparado com o experimento A.

Ao fazer os cálculos do balanço de massa foi observado o erro um pouco maior, próximo de 3% na UF e 4,5% na OR como apresentado na Tabela B1 do Apêndice B. Além dos agravantes já citados no item 5.1.1, o tempo de início dessa operação teve uma diferença de 1 minuto ao ligar o equipamento da UF e da OR.

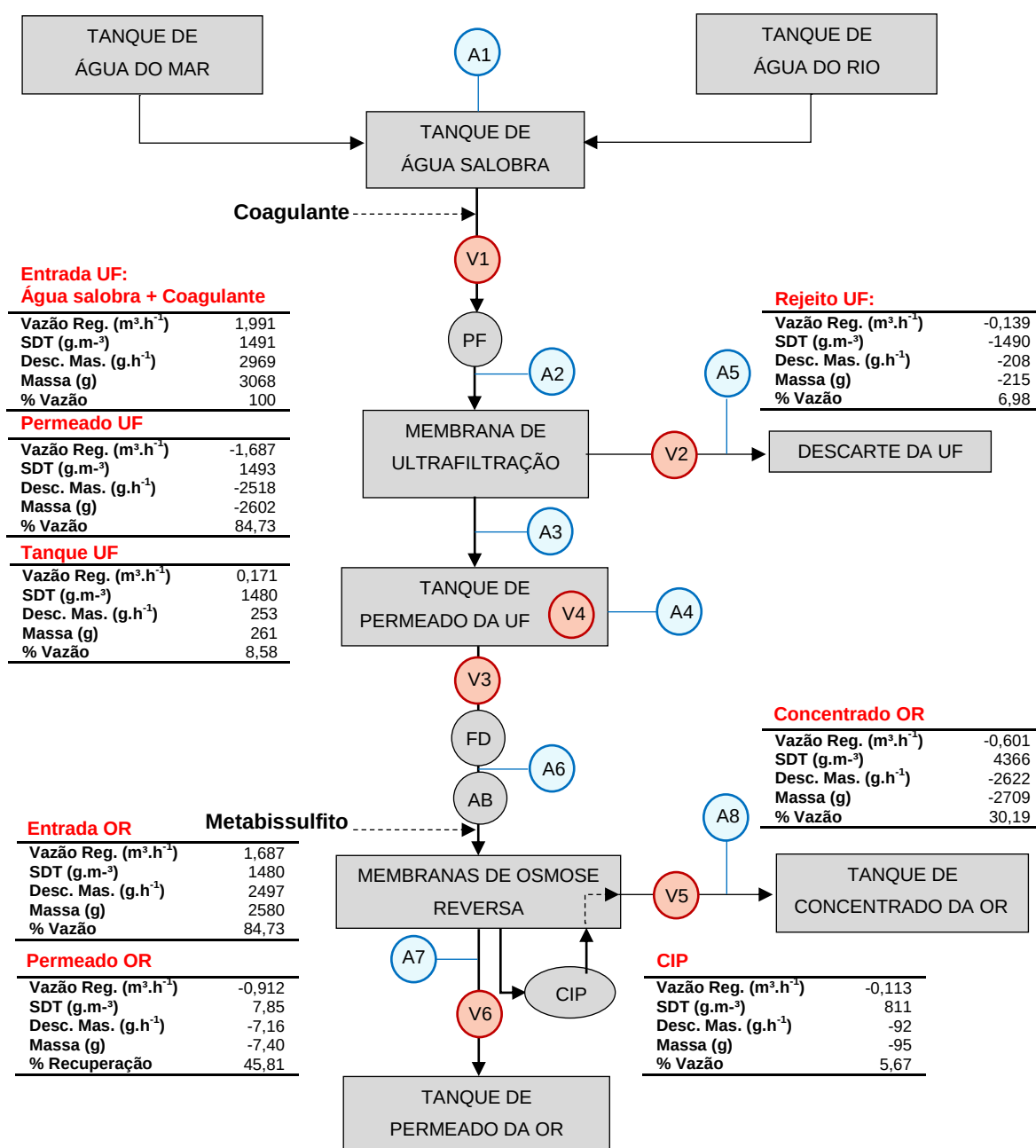
Elasaad et al. (2015) obteve uma taxa de recuperação de 1:3 ao dessalinizar água salobra através de um sistema piloto de osmose reversa com 2100 g.m⁻³ de SDT de entrada e produção de 1 m³ de permeado, o que é próximo dos resultados obtidos neste experimento (B).

5.3 EXPERIMENTO C

5.3.1 Balanço de massa

A Figura 27 refere-se ao fluxograma com os resultados do balanço de massa para o experimento C, com 1491 g.m^{-3} de SDT de entrada no sistema e abertura de 39,70% do registro do concentrado na OR ($0,601 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$).

Figura 27 – Fluxograma do sistema de dessalinização implantado em Praia de Leste- Resultados do balanço de massa do experimento C



A vazão regularizada de entrada no sistema de ultrafiltração para este experimento foi de $1,991 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

O SDT de entrada foi de $1491 \text{ g} \cdot \text{m}^{-3}$ e, desses, aproximadamente $15,01 \text{ g} \cdot \text{m}^{-3}$ correspondeu à adição do coagulante.

Da vazão de entrada da UF, 6,98% foi utilizada nas retrolavagens da membrana de UF e 84,73% foi permeada e seguiu para a OR. Para essa configuração ficou retido e descartado na retrolavagem da membrana de UF, $207,69 \text{ g} \cdot \text{m}^{-3}$ de SDT.

Durante esse experimento, com a variação do tanque de permeado da UF foi adicionado $0,171 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ e esse volume somou $253 \text{ g} \cdot \text{h}^{-1}$ de SDT ao tratamento, devido a variação de SDT da água residual do tanque.

A vazão de entrada do sistema de OR foi de $1,687 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, sendo que $0,601 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ foi para o tanque do concentrado e $0,113 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ foi utilizado para a limpeza das membranas de OR. A vazão do permeado foi de $0,912 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

A descarga de massa do concentrado foi de $2622 \text{ g} \cdot \text{h}^{-1}$. Sendo que, $811 \text{ g} \cdot \text{m}^{-3}$ de SDT ficaram retidos nas membranas de OR e foi descartado durante a CIP, correspondendo a uma descarga de massa de $92 \text{ g} \cdot \text{h}^{-1}$.

A vazão do concentrado diminuiu 32,04% ao comparar com o experimento A e 16,89% ao comparar com o experimento B. No entanto, este experimento apresentou maiores erros nos cálculos do balanço de massa, chegando próximo à 17% na UF e à 9% na OR, conforme apresentado na tabela C.1: do apêndice C.

5.3.2 Taxa de recuperação

A taxa de recuperação foi de 45,91% para esta configuração (C), gerando 30,19% de concentrado. Considerando os valores do manual do equipamento (PERMUTION, 2016), este valor ainda é baixo, no entanto, teve acréscimo de 17,92% na taxa de recuperação, ao comparar com o experimento A e de 13,51% ao comparar com o experimento B.

A pressão osmótica média foi de $9,25 \text{ kgf} \cdot \text{cm}^{-2}$ atendendo a especificação do manual do equipamento. Ao comparar com a pressão osmótica obtida no experimento B, teve um aumento de $1,68 \text{ kgf} \cdot \text{cm}^{-2}$, sendo justificado pela maior concentração de SDT no concentrado.

Entre os três experimentos testados para a condição de $1500 \pm 20 \text{ g.m}^{-3}$ de SDT de entrada, o experimento C apresentou a maior taxa de recuperação e também maior pressão osmótica.

Para Almeida (2017) a menor taxa de recuperação somente para a osmose reversa foi de 56,48% para $1500 \pm 100 \text{ g.m}^{-3}$ de SDT na água salobra. O experimento C foi o que mais se aproximou desse resultado, caso fosse considerado apenas a taxa de recuperação da osmose reversa seria de 54,06%.

Lautenschlager (2006) em um dos seus estudos de caso tratou um efluente industrial com concentração de SDT na água de alimentação de 1880 g.m^{-3} utilizando UF e OR e obteve taxa de recuperação de 75%. No entanto, as configurações do sistema foram diferenciadas, utilizando recirculação de 40% do concentrado na OR, além de um filtro de areia antes da UF e outro filtro de carvão antes da OR.

5.4 EXPERIMENTO D

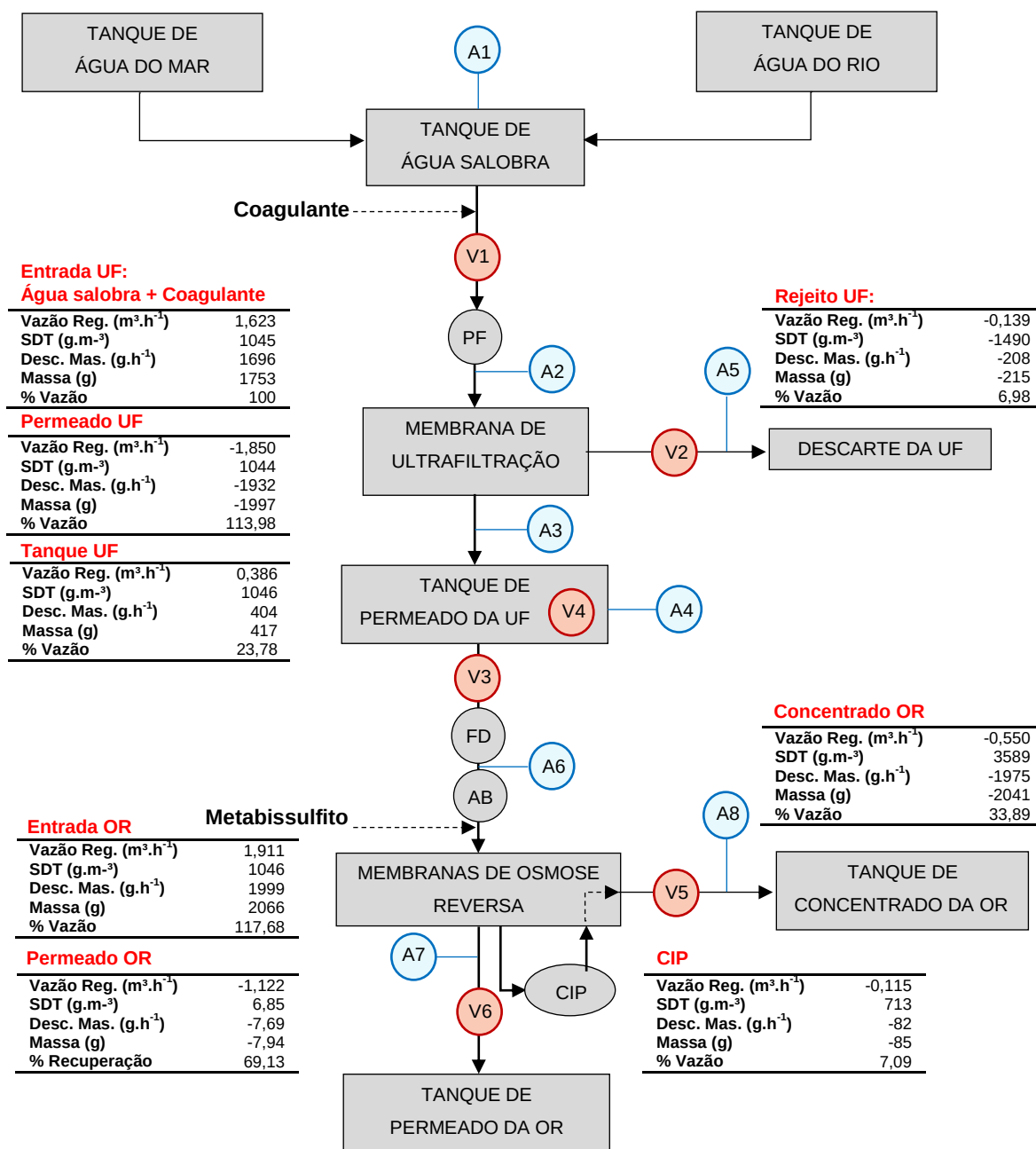
5.4.1 Balanço de massa

A Figura 28 refere-se ao fluxograma com os resultados do balanço de massa para o experimento D com 1045 g.m^{-3} de SDT de entrada no sistema e abertura de 32,9% do registro do concentrado na OR ($0,550 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$).

Após analisar os dados dos primeiros experimentos (A, B e C), foi observado que os hidrômetros estavam apresentando erros de leitura, pois os volumes de entrada e saída não correspondiam, o erro foi aumentando gradativamente a cada dia operação do sistema, principalmente o erro do hidrômetro de entrada da UF. Os hidrômetros que foram instalados são os mesmos utilizados para medir água limpa, pode ter ocorrido o acúmulo de sujeira, o que favoreceu os erros de leitura.

Com isso, decidiu-se realizar a calibração dos hidrômetros para os volumes medidos no experimento D, pois os erros já estavam próximos de 25% no sistema de UF e 9% da OR. O fator de correção aplicado para o volume de entrada da UF foi de 0,757996 e da OR de 1,033.

Figura 28 – Fluxograma do sistema de dessalinização implantado em Praia de Leste- Resultados do balanço de massa do experimento D



A vazão regularizada de entrada no sistema de ultrafiltração para este experimento, foi de $1,623 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

O SDT de entrada da UF foi de $1045 \text{ g} \cdot \text{m}^{-3}$ e, desses, aproximadamente $24,18 \text{ g} \cdot \text{m}^{-3}$ correspondeu à adição do coagulante.

Da vazão de entrada da UF, 10,97% foi utilizada nas retrolavagens da membrana de UF e 113,98% foi permeada e seguiu para a OR.

Durante esse experimento, com a variação do tanque de permeado da UF foi adicionado $0,386 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, o que pode justificar o acréscimo no percentual da vazão de entrada da OR, pois a medida foi feita após o tanque. Esta variação adicionou $404 \text{ g} \cdot \text{h}^{-1}$ de SDT ao tratamento devido à água residual do tanque.

Para esta configuração ficou retido e foram descartados na retrolavagem da membrana da UF $187 \text{ g} \cdot \text{h}^{-1}$ de SDT.

A vazão de entrada do sistema de OR foi de $1,911 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, sendo que $0,550 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ foi para o tanque do concentrado e $0,115 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ foi utilizado para a limpeza das membranas. A vazão de permeado foi de $1,122 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

A descarga de massa do concentrado foi de $1975 \text{ g} \cdot \text{h}^{-1}$. Sendo que, $713 \text{ g} \cdot \text{m}^{-3}$ de SDT ficaram retidos nas membranas e foi descartado durante a CIP, correspondendo a uma descarga de massa de $82 \text{ g} \cdot \text{h}^{-1}$.

Mesmo com a calibração, este experimento apresentou erros nos cálculos do balanço de massa, chegando próximo a 1% na UF e a 6,5% na OR, conforme apresentado na tabela D.2: do apêndice D.

5.4.2 Taxa de recuperação

A taxa de recuperação foi de 69,13% para esta configuração (D), gerando 33,89% de concentrado. Considerando os valores do manual do fabricante (PERMUTION, 2016), foi o valor mais próximo alcançado e a maior taxa obtida dentre os experimentos. É válido ressaltar que esse experimento foi ensaiado com a concentração da água salobra de $1000 \pm 50 \text{ g} \cdot \text{m}^{-3}$.

Almeida (2017) obteve a menor taxa de recuperação somente para a osmose reversa foi de 66,15%, para $1000 \pm 100 \text{ g} \cdot \text{m}^{-3}$ de SDT entrada, muito próximo do valor global alcançado neste experimento D, porém ao calcular a taxa de recuperação somente da OR o valor foi menor, de 58,71%.

A pressão osmótica média foi de $8,03 \text{ kgf} \cdot \text{cm}^{-2}$ seguindo a especificação do manual equipamento. Ao comparar com a pressão osmótica obtida nos outros dois experimentos foi maior que a obtida no experimento B, e menor que a pressão obtida em C.

5.5 RESULTADOS GERAIS

Em geral, foi possível realizar estes testes fazendo a comparação e avaliação do desempenho do equipamento por meio dos dados do balanço de massa, da taxa de recuperação e da pressão, variando a vazão do concentrado da OR, com o ajuste do registro de saída de concentrado que permitiu essa variação. Esse ajuste geralmente é pré-determinado na fase de projeto, através de estudos e da avaliação da qualidade da água de alimentação, de modo que atenda a pressão osmótica requerida do sistema de OR.

Na Tabela 5 está apresentado o resumo dos resultados obtidos nos experimentos A, B, C e D.

Ao comparar os resultados dos quatro experimentos, observa que a vazão de alimentação da OR variou com relação à vazão configurada para o concentrado. Quanto menor a vazão de concentrado, menor a vazão de alimentação da OR.

As pressões também variaram de acordo com a concentração de SDT no concentrado (Tabela 5) e atenderam a especificação do manual do equipamento (6 a 12 kgf.cm⁻²), porém o equipamento está condicionado a operar entre 7 e 10 kgf.cm⁻² (PERMUTION, 2016). Sendo assim, o experimento C operou próximo do limite do equipamento com pressão de 9,25 kgf.cm⁻².

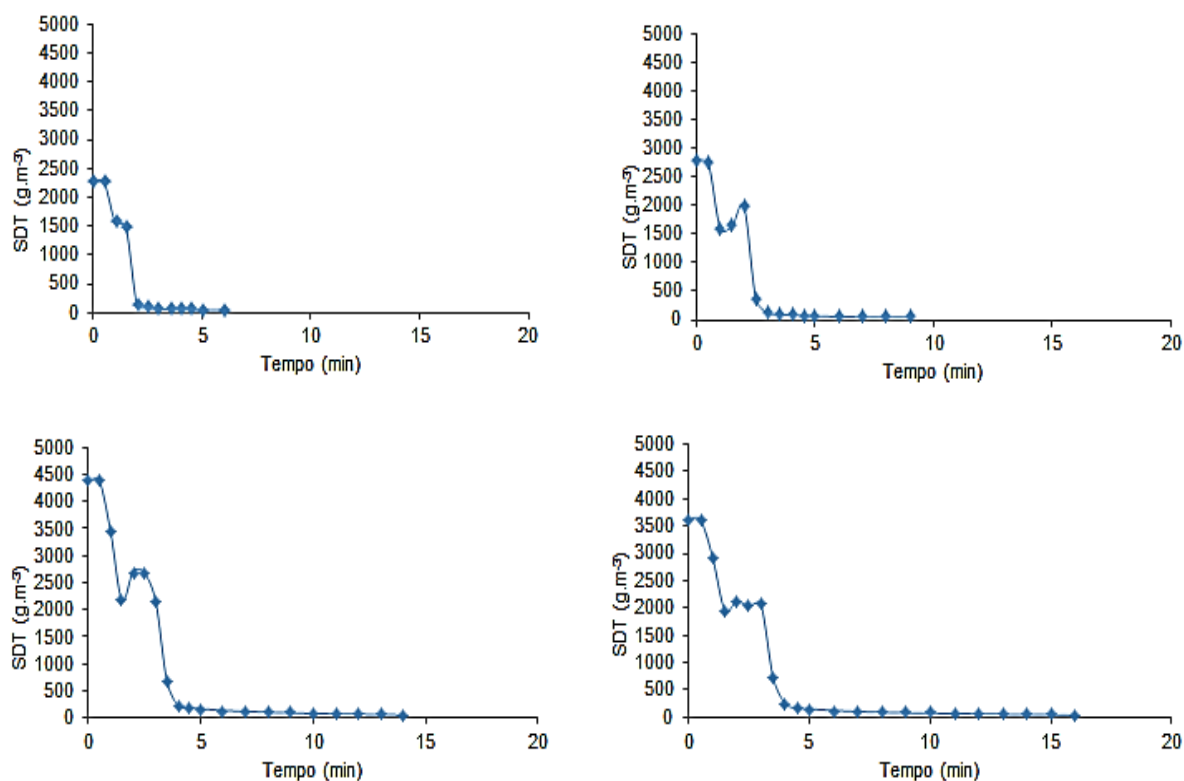
Segundo Monteiro, Silva e Lôbo (2009) quanto maior for a concentração de sais da solução, maior será a pressão osmótica. Isso foi verificado nos experimentos, pois quanto menor foi a vazão do concentrado, maiores as concentrações de SDT e maior a pressão osmótica.

Tabela 5 – Resumo dos resultados obtidos nos experimentos A, B, C e D.

	Experimento			
	A	B	C	D
Entrada UF				
Vazão Reg. ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	2,372	2,241	1,991	1,623
SDT ($\text{g} \cdot \text{m}^3$)	1515	1482	1491	1045
Desc. massa ($\text{g} \cdot \text{h}^{-1}$)	3593	3321	2969	1696
Massa (g)	3713	3432	3068	1753
% vazão	100	100	100	100
Permeado UF				
Vazão Reg. ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	-2,189	-1,978	-1,687	-1,850
SDT ($\text{g} \cdot \text{m}^3$)	1515	1485	1493	1044
Desc. massa ($\text{g} \cdot \text{h}^{-1}$)	-3316	-2936	-2518	-1932
Massa (g)	-3427	-3034	-2602	-1997
% vazão	92,28	88,26	84,73	113,98
Tanque UF				
Vazão Reg. ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	-0,002	-0,001	0,171	0,386
SDT ($\text{g} \cdot \text{m}^3$)	1514	1480	1480	1046
Desc. massa ($\text{g} \cdot \text{h}^{-1}$)	-3,32	-1,19	253	404
Massa (g)	-3,43	-1,23	261	417
% vazão	0	0	8,58	23,78
Rejeito UF				
Vazão Reg. ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	-0,187	-0,196	-0,139	-0,178
SDT ($\text{g} \cdot \text{m}^3$)	1512	1482	1490	1049
Desc. massa ($\text{g} \cdot \text{h}^{-1}$)	-282	-291	-208	-187
Massa (g)	-292	-301	-215	-193
% vazão	7,88	8,75	6,98	10,97
Entrada OR				
Vazão Reg. ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	2,189	1,946	1,687	1,911
SDT ($\text{g} \cdot \text{m}^3$)	1514	1480	1480	1046
Desc. massa ($\text{g} \cdot \text{h}^{-1}$)	3313	2881	2497	1999
Massa (g)	3423	3026	2580	2066
% vazão	92,28	86,83	84,73	117,68
Concentrado OR				
Vazão Reg. ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	-1,476	-1,055	-0,601	-0,550
SDT ($\text{g} \cdot \text{m}^3$)	2259	2785	4366	3589
Desc. massa ($\text{g} \cdot \text{h}^{-1}$)	-3335	-2938	-2,622	-1975
Massa (g)	-3446	-3085	-2,709	-2041
% vazão	62,23	47,08	30,19	33,89
Limpeza CIP				
Vazão Reg. ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	-0,116	-0,112	-0,113	-0,115
SDT ($\text{g} \cdot \text{m}^3$)	586	585	811	713
Desc. massa ($\text{g} \cdot \text{h}^{-1}$)	-68	-66	-92	-82
Massa (g)	-70	-69	-95	-85
% vazão	4,89	5,00	5,67	7,09
Permeado OR				
Vazão Reg. ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	-0,554	-0,726	-0,912	-1,122
SDT ($\text{g} \cdot \text{m}^3$)	6,70	6,46	7,85	6,85
Desc. massa ($\text{g} \cdot \text{h}^{-1}$)	-3,71	-4,69	-7,16	-7,69
Massa (g)	-3,83	-4,92	-7,40	-7,94
Taxa de recuperação (%)	27,99	32,40	45,81	69,13
Pressão osmótica ($\text{kgf} \cdot \text{cm}^{-2}$)	-	7,57	9,25	8,03

A Figura 29 mostra as variações de SDT remanescentes durante a limpeza das membranas de OR realizada após os experimentos A, B, C e D, respectivamente.

Figura 29 – Concentrações remanescentes de SDT durante a limpeza CIP das membranas de OR nos experimentos A, B, C e D, respectivamente



Para o experimento A, a lavagem teve duração de aproximadamente 6 minutos, em B, o tempo foi de aproximadamente 9 minutos. Em C, foi de aproximadamente 14 minutos e em D de aproximadamente 16 minutos. O tempo dessa operação era ajustado automaticamente pelo equipamento de acordo com as configurações para a vazão do concentrado, quanto maior a descarga de massa do concentrado, maior foi o tempo de lavagem das membranas. No entanto, o volume utilizado variou pouco, se mantendo na média de $0,114 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

Entre 1 min e 2min e 30s houveram oscilações nas concentrações de SDT. Fato explicado pelo fabricante do equipamento que quando se inicia o CIP no sistema, na superfície das membranas ainda fica o residual de concentrado da operação de tratamento, por isso os valores iniciais foram próximos aos valores das amostras do concentrado. No momento em que a água do tanque CIP começava

entrar em recirculação e permeava pelas membranas fazendo a limpeza, ocorria oscilação de vazão e pressão, até o momento em que equipamento atingia os valores requeridos para o processo físico da limpeza. Esta oscilação foi observada em todos os experimentos como mostrado na Figura 29, pois é uma característica da operação CIP.

As concentrações de SDT nas amostras coletadas durante a limpeza CIP do experimento A variaram de 2281 a 40,47 g.m⁻³, com valor médio de 586 g.m⁻³. No experimento B, variaram de 2789 a 43,21 g.m⁻³, com valor médio de 585 g.m⁻³. No C, varia de 4384 a 61,02 g.m⁻³, com valor médio de 811 g.m⁻³ e no experimento D, a variação foi de 3619 a 45,45 g.m⁻³, com valor médio utilizado no balanço geral de 713 g.m⁻³.

6 CONCLUSÕES

Considerando os objetivos e os resultados obtidos para as configurações de vazão do concentrado dos quatro experimentos, conclui-se que:

- i. Aproximadamente 15% do volume de alimentação são utilizados na limpeza hidráulica das membranas de UF e OR.
- ii. Foi observado durante os experimentos que a configuração de abertura registro do concentrado tem grande importância e interfere diretamente na taxa de recuperação do sistema e na pressão osmótica. As variações do registro devem ser feitas com cautela, tendo em vista que de um experimento para outro, visualmente era mínima a diferença da abertura, mas ao monitorar e analisar os resultados do balanço de massa, as alterações interferiram diretamente nas vazões de entrada do sistema, do concentrado e permeado da OR, no tempo de limpeza das membranas de OR e conseqüentemente na taxa de recuperação.
- iii. Quanto maiores as vazões do concentrado da OR, maior será a vazão de alimentação. O próprio sistema condiciona a vazão de entrada da OR, a partir das configurações do concentrado, restringindo a possibilidade de variações e controle desta variável.
- iv. Dentre os experimentos testados para água salobra com concentração de $1500 \pm 20 \text{ g.m}^{-3}$ a maior taxa de recuperação foi de 45,81% no experimento C.
- v. No experimento D obteve-se uma taxa de recuperação de 69,13%, porém com concentração de SDT da água salobra de $1000 \pm 50 \text{ g.m}^{-3}$. Ao comparar este resultado com a taxa de recuperação do experimento C, que possuem configurações mais próximas de vazão do concentrado e $1500 \pm 20 \text{ g.m}^{-3}$, pode-se dizer que quanto menor a concentração de SDT na água salobra maior a taxa de recuperação do sistema.
- vi. Observou-se que quanto maiores os valores de SDT do concentrado maior a pressão osmótica.
- vii. Ao analisar os dados relacionados às taxas de recuperação, o experimento D foi o mais eficiente dentre configurações testadas, sendo considerada a configuração mais otimizada. No entanto, como as concentrações de SDT

da água de alimentação desse experimento foram menores, a pressão osmótica registrada foi de $8,03 \text{ kgf.cm}^{-2}$, podendo-se melhorar esses resultados. Sendo assim, recomenda-se fazer novos experimentos com vazão menor de concentrado e também otimizar a taxa de recuperação somente da UF que não foi avaliada nesse trabalho.

RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Ao realizar os cálculos do balanço de massa foi verificado adição de massa no sistema de osmose reversa, que possivelmente foi devido ao pré-tratamento dos abrandadores. Portanto, deve ser quantificada a massa adicionada, analisando amostras antes e depois do abrandamento para aprimorar os resultados de um novo balanço de massa ou promover o by-pass da água, desviando-a do sistema de abrandamento, se possível.

Para diminuir os percentuais de erros dos hidrômetros, recomenda-se substituí-los por medidores mais precisos e específicos para estudos de consumo.

Avaliar as membranas de UF e OR quanto à perda de carga, a degradação gradativa, verificar a possibilidade de otimizar tempos de operação e de retrolavagens da UF com o intuito de diminuir a vazão de rejeito da UF e do concentrado da OR para alcançar taxas de recuperação mais próximas de 75% como indicada no manual do equipamento da OR.

Ajustar o sistema de OR para tratar salinidades mais elevadas.

E por fim, estudar os custos de instalação, operacionais e amortização avaliando a viabilidade econômica desse tipo de tratamento.

REFERÊNCIAS

- ALMEIDA, J. **Eficiência de um sistema de dessalinização de água salobra utilizando ultrafiltração e osmose reversa**. 2017. 113p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Sanitária e Ambiental), Universidade Estadual de Ponta Grossa, Ponta Grossa, 2017.
- ARAÚJO, A. C. S. P. D. A. **Contribuição para o estudo da viabilidade/sustentabilidade da dessalinização enquanto técnica de tratamento de água**. 2013. 144 p. Dissertação (Mestrado), Universidade Nova de Lisboa, Lisboa, 2013.
- BENNETT C. O.; MYERS, J. E. **Fenômenos de transporte: quantidade de movimento, calor e massa**. Tradução de Eduardo Walter Leser, et. al. São Paulo: Mc-Graw-Hill do Brasil, 1978.
- BIRNHACK, L.; VOUTCHKOV N.; LAHAV, O. Fundamental chemistry and engineering aspects of post-treatment processes for desalinated water- A review. **Desalination**, v. 273, n. 1, p. 6-22, 2011.
- BURN, S.; HOANG, M.; ZARZO, D.; OLEWNIK, F.; CAMPOS, E.; BOLTO, B.; BARRON, O. Desalination techniques - A review of the opportunities for desalination in agriculture. **Desalination**, v. 364, n. 1, p. 2-16, mar. 2015.
- BUROS, O. K. The ABCs of Desalting. **International Desalination Association (IDA)**. Topsfield, 2000.
- CHOI, J. S; KIM, J. T. Modeling of full-scale reverse osmosis desalination system: influence of operational parameters. **Journal of Industrial and Engineering Chemistry**. v. 21, p. 261-268, 2015.
- COMMITTEE ON ADVANCING DESALINATION TECHNOLOGY - NATIONAL RESEARCH COUNCIL (NRC). **Desalination: a national perspective**. 312p., 2008.
- CRISTÓVÃO, R. O.; BOTELHO, C. M.; MARTINS, R. J.; LOUREIRO, J. M.; BOAVENTURA, R. A. Fish canning industry wastewater treatment for water reuse—a case study. **Journal of Cleaner Production**, v. 87, p. 603-612, 2015.
- DEPINÉ, H. **Dessalinização térmica da água do mar com recuperação dos sais**. 2012. 182 p. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química), Universidade Regional de Blumenau, Blumenau, 2012.
- ELASAAD, H.; BILTON, A.; KELLEY, L.; DUAYHE, O.; DUBOWSKY, S. Field evaluation of a community scale solar powered water purification technology: A case study of a remote Mexican community application. **Desalination**, v. 375, n. 1, p. 71-80, ago. 2015.

FAE TECHNOLOGY COMPANY. **Catálogo Delta MTF Multijato**. Disponível em: http://www.fae.com.br/wp-content/uploads/2017/06/CATALOGO_DELTA.pdf. Acesso em: 20 abr. 2018.

FLUID BRASIL. **Manual de operação osmose reversa**. 19 p., jul. 2009. Disponível em: http://www.abia.org.br/ftp/F0834G005_0Osmose.pdf >. Acesso em: 22 dez. 2016.

FRITZMANN, C.; LOWENBERG, J.; WINTGENS, T.; MELIN, T. State-of-the-art of reverse osmosis desalination. **Desalination**, v. 216, n. 1, p. 1-76, 2007. FOUNDATION FOR WATER RESEARCH (FWR). **Desalination for water supply**. Bucks, Reino Unido. v. 3, 52 p., jun. 2015.

GAUTO, M.; ROSA, G. **Química Industrial**. Porto Alegre: Bookman, 2013.

GLOBAL WATER INTELLIGENCE (GWI). **Desal data**. 2015. Disponível em: <http://desaldata.com>>. Acesso em: 30 dez. 2016.

GREENLEE L., LAWLER L. F., FREEMAN B. D., MARROT B., MOULIN P. Reverses osmosis desalination: water sources, technology and today's challenges. **Water research**, v. 43, p. 2317-2348, 2009.

GOOGLE. Google Earth. 2018. **Estação de Tratamento de Água de Praia de Leste - Sanepar**. Disponível em: <https://www.google.com/maps/place/Estacao+De+Tratamento+De+Agua++Sanepar/24.9424069,54.4133699,1219016m/data=!3m1!1e3!4m5!3m4!1s0x94dbeb580d7acc99:0x343f835b7014005d!8m2!3d-25.6980475!4d-48.4781339>> Acesso em: 25 mai 2018.

GORJIAN, S.; HASHJIN, T. T.; GHOBADIAN, B. Seawater desalination using solar thermal technologies: state of the art. In: International Conference on Sustainable Energy Technologies, 10., 2011, Istambul. Department of Agricultural Machinery Mechanics, p. 1-6.

GUIDANCE FOR THE HEALTH AND ENVIRONMENTAL ASPECTS APPLICABLE TO DESALINATION – WORLD HEALTH ORGANIZATION (WHO). **Desalination for safe water supply**. Genebra, 2007.

GUO, W.; NGO, H.; LI, J. A mini-review on membrane fouling. **Bioresource technology**, v. 122, p. 27-34, 2012.

INTERNATIONAL DESALINATION ASSOCIATION (IDA). **Desalination year book**. 2014. Disponível em: <http://idadesal.org/publications/ida-desalination-yearbook/>>. Acesso em: 09 jan. 2017.

_____. **Desalination by the numbers**. 2015. Disponível em: <http://idadesal.org/desalination-101/desalination-by-the-numbers/>>. Acesso em: 26 dez. 2016.

ITRON. **Catálogo geral – Modelo Multimag TM II**. Disponível em: <<http://itron.com.br/agua/Multimag/multimagtm.htm>>. 2016. Acesso em: 18 abr. 2018.

KHAWAJI, A. D.; KUTUBKHANAH, I. K.; WIE, J. M. Advances in seawater desalination technologies. **Desalination**. v. 221, n. 1, p. 47-69, 2008.

KIM, J.; PARK, M.; SNYDER, S. A.; KIM, J. A. Reverse osmosis (RO) and pressure retarded osmosis (PRO) hybrid processes: model-based scenario study. **Desalination**. v. 322, p.121-130, 2013.

KIM, S.; COHEN, Y. Surface nano-structuring with polymer brush layers for fouling resistant ultrafiltration (UF) membranes. In: **Abstracts of papers of the American chemical society**. Washington: American Chemical Society. 2014.

LAUTENSCHLAGER, S. R. **Otimização do processo de ultrafiltração no tratamento avançado de efluentes e águas superficiais**. 2006. 226p. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Sanitária), Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2006.

LIYANAARACHCHI, S.; JEGATHEESAN, V.; MUTHUKUMARAN, S.; GRAY, S.; SHU, L. Mass balance for a novel RO/FO hybrid system in seawater desalination. **Journal of Membrane Science**. v. 501, p. 199–208, 2016.

LÖWENBERG, J.; BAUM, J.A.; ZIMMERMANN, Y.S.; GROOT, C.; VAN DEN BROEK, W.; WINTGENS, T. Comparison of pre-treatment technologies towards improving reverse osmosis desalination of cooling tower blow down. **Desalination**, v.357, p.140-149, 2015.

METCALF, E.; EDDY, M. **Tratamento de efluentes e recuperação de recursos**. Tradução de Ivanildo Hespanhol e José Carlos Mierzwa. 5 ed. Porto Alegre: AMGH, 2016.

MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE (MMA). **Projeto Água Doce**. Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/agua/agua-doce>>. Acesso em: 14 jan. 2017.

MOLINA, V.G.; CASAÑAS, A. Reverse osmosis, a key technology in combating water scarcity in Spain. **Desalination**, v. 250, p. 950-955, 2010.

MONTEIRO, G. S.; SILVA, H. N.; LÔBO, H. L. L. Simulação e análise de sistema de dessalinização via osmose Inversa: considerações para análise da qualidade da água. **Enciclopédia Biosfera**, Goiânia, vol.5, n. 8, 2009.

MYRON L[®] COMPANY. **Ultrameter IITM Operation Manual – Models 6 PFC^E & 4P**. Disponível em: <http://www.myronl.com/products/ultrameter_II.htm>. Acesso em: 3 dez 2017.

OPHIR, A.; LOKIEE, F. Advanced MED process for most economical sea water desalination. **Desalination**, v. 182, n. 1, p. 187-198, fev. 2005.

PENTAIR. **Produto –X- Flow Aquaflex 55**. Disponível em: <<http://xflow.pentair.com/pt-pt/products/aquaflex>>. Acesso em: 27 jan 2018.

PEÑATE, B.; RODRÍGUEZ L. G. Current trends and future prospects in the design of seawater reverse osmosis desalination technology. **Desalination**. v. 284, p 1-8, 2012.

PERMUTION. **Manual técnico de operação e manutenção da unidade de tratamento avançado por osmose reversa - Modelo ROH 010054 – 1m³.h⁻¹**. 2016.

PURETEC INDUSTRIAL WATER. **Basics of Reverse Osmosis**. Disponível em: <<http://puretecwater.com/downloads/basics-of-reverse-osmosis.pdf>>. Acesso em: 22 dez. 2016.

QUIAN, Z.; LIU, X.; YU, Z.; ZHANG, H.; JÜ, Y. A pilot-scale demonstration of reverse osmosis unit for treatment of coal-bed methane co-produced water and its modeling. **Chinese Journal of Chemical Engineering**. v. 20,n. 2p. 302-311, 2012.

ROMA, W. N. L. **Fenômenos de transporte para engenharia**. São Carlos: RiMa, 2003.

SANTOS, J. J. C. S. **Avaliação exergoeconômica das tecnologias para a produção combinada de eletricidade e água dessalinizada**. 2005. 194 p. Dissertação (Mestrado), Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, 2005.

SANTOS, S. **Seca no Espírito Santo faz mar invadir rio e água chega salgada nas torneiras**. 2016. Disponível em:<<http://g1.globo.com/espírito-santo/noticia/2016/06/seca-no-es-faz-mar-invadir-rio-e-agua-chega-salgada-nas-torneiras.html>>. Acesso em: 20 dez 2016.

SOARES, T. M.; SILVA, I. J. O. D.; DUARTE, S. N.; SILVA, E. F D. F. Destinação de águas residuárias provenientes do processo de dessalinização por osmose reversa. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, v. 10, n. 3, p. 730-737, 2006.

SOBANA, S.; PANDA, C. R. Modeling and control of reverse osmosis desalination process using centralized and decentralized techniques. **Desalination**. v. 344, p. 243-251, abr. 2014.

SOUZA, L. F. Dessalinização como fonte alternativa de água potável. **Norte científico**, v. 1, n. 1, p. 85-97, dez. 2006.

SUN, C.; XIE, L.; LI, X.; SUN, L.; DAI, H. Study on different ultrafiltration-based hybrid pretreatment systems for reverse osmosis desalination. **Desalination**, v. 371, n. 1, p. 18-25, jun. 2015.

TORRI, J. B. **Dessalinização de água salobra e/ou salgada: métodos, custos e aplicações**. 2015, 51 p. Dissertação (Mestrado). Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2015.

VICTER, W. G. A dessalinização no Brasil e no mundo. **Debates Culturais**. Disponível em: <<http://www.debatesculturais.com.br/a-dessalinizacao-no-brasil-e-no-mundo/>>. Acesso em: 30 dez. 2016.

VONTRON TECHNOLOGY CO. **Produto – Modelo LP21- 4040**. Disponível em: <<http://www.vontronmembrane.com/po/productInfo/402880f655dd3c8d0155de1efc170020.htm>>. Acesso em: 02 out 2017.

WILF, M. Fundamentals of RO-NF technology. **Proc. International Conference on Desalination Costing**, Middle East Desalination Research Center, Limassol, Cyprus, 2004.

APÊNDICE A – RESULTADOS DO BALANÇO DE MASSA DO EXPERIMENTO A

Tabela A.1 –Resultados do balanço de massa do experimento A

BALANÇO- Experimento A							
Controle 1 - Ultrafiltração							
Ensaio 1							
	V. Medido (m³)	Tempo (h)	Vazão (m³/h)	Vazão Reg. (m³/h)	SDT (g/m³)	Desc. de mas.(g/h)	Massa total (g)
Volume H1 - Entrada na UF - Água bruta	2,451	1,033	2,372	2,372	1.515,00	3.593,48	3.713,26
Volume H2 - Saída da UF - Rejeito	-0,193	0,017	-11,580	-0,187	1.511,83	-282,37	-291,78
Volume H3 - Saída da UF - Permeado	-2,262	1,033	-2,189	-2,189	1.515,33	-3.316,38	-3.426,93
Volume TQUF - Retenção no tanque	-0,002	1,033	-0,002	-0,002	1.513,67	-3,32	-3,43
Balanço VH1+VH2+VH3+TQUF	-0,006			-0,006		-8,586	-8,873
%E(descartes, vazamentos e erros de leitura)	-0,235%			-0,235%		-0,239%	-0,239%
Controle 2 - Osmose Reversa							
Ensaio 1							
	V. Medido (m³)	Tempo (h)	Vazão (m³/h)	Vazão Reg. (m³/h)	SDT (g/m³)	Desc. de mas.(g/h)	Massa total (g)
Volume H3 - Entrada na OR - Permeado UF	2,262	1,033	2,189	2,189	1.513,67	3.312,73	3.423,16
Volume H5 - Saída da OR - Concentrado	-1,525	1,033	-1,476	-1,476	2.259,00	-3.334,94	-3.446,10
Volume H6 - Saída da OR - Permeado OR	-0,572	1,033	-0,554	-0,554	6,70	-3,71	-3,83
Clean in place							
Volume no tanque CIP		0,100	1,197		6,70	0,78	0,80
Saída CIP - Concentrado	-0,120	0,100	-1,197	-0,116	586,24	-67,91	-70,17
Balanço VH3+VH5+VH6+VCIP	0,044			0,043		-93,050	-96,151
%E(introdução de produtos químicos, descartes e erros de leitura)	1,95%			1,95%		-2,81%	-2,81%

APÊNDICE B – RESULTADOS DO BALANÇO DE MASSA DO EXPERIMENTO B

Tabela B.1 –Resultados do balanço de massa do experimento B

BALANÇO- Experimento B**Controle 1 - Ultrafiltração****Ensaio 1**

	V. Medido (m³)	Tempo (h)	Vazão (m³/h)	Vazão Reg. (m³/h)	SDT (g/m³)	Desc. de mas.(g/h)	Massa total (g)
Volume H1 - Entrada na UF - Água bruta	2,316	1,033	2,241	2,241	1.481,67	3.320,85	3.431,54
Volume H2 - Saída da UF - Rejeito	-0,203	0,017	-12,180	-0,196	1.481,83	-291,11	-300,81
Volume H3 - Saída da UF - Permeado	-2,044	1,050	-1,946	-1,978	1.484,67	-2.936,48	-3.034,36
Volume TQUF - Retenção no tanque	-0,001	1,033	-0,001	-0,001	1.480,33	-1,19	-1,23
Balanço VH1+VH2+VH3+TQUF	0,068			0,066		92,067	95,136
%E(descartes, vazamentos e erros de leitura)	2,952%			2,952%		2,772%	2,772%

Controle 2 - Osmose Reversa**Ensaio 1**

	V. Medido (m³)	Tempo (h)	Vazão (m³/h)	Vazão Reg. (m³/h)	SDT (g/m³)	Desc. de mas.(g/h)	Massa total (g)
Volume H3 - Entrada na OR - Permeado UF	2,044	1,050	1,946	1,946	1.480,33	2.881,43	3.025,51
Volume H5 - Saída da OR - Concentrado	-1,108	1,050	-1,055	-1,055	2.785,33	-2.938,39	-3.085,31
Volume H6 - Saída da OR - Permeado OR	-0,762	1,050	-0,726	-0,726	6,46	-4,69	-4,92
Clean in place							
Volume no tanque CIP		0,150	0,787		6,46	0,73	0,76
Saída CIP - Concentrado	-0,118	0,150	-0,787	-0,112	584,76	-65,72	-69,00
Balanço VH3+VH5+VH6+VCIP	0,056			0,053		-126,639	-132,971
%E(introdução de produtos químicos, descartes e erros de leitura)	2,73%			2,73%		-4,40%	-4,40%

APÊNDICE C – RESULTADOS DO BALANÇO DE MASSA DO EXPERIMENTO C

Tabela C.1 –Resultados do balanço de massa do experimento C

BALANÇO- Experimento C**Controle 1 - Ultrafiltração****Ensaio 1**

	V. Medido (m³)	Tempo (h)	Vazão (m³/h)	Vazão Reg. (m³/h)	SDT (g/m³)	Desc. de mas.(g/h)	Massa total (g)
Volume H1 - Entrada na UF - Água bruta	2,057	1,033	1,991	1,991	1.491,33	2.968,72	3.067,67
Volume H2 - Saída da UF - Rejeito	-0,144	0,017	-8,640	-0,139	1.490,33	-207,69	-214,61
Volume H3 - Saída da UF - Permeado	-1,743	1,033	-1,687	-1,687	1.492,67	-2.518,37	-2.602,32
Volume TQUF - Retenção no tanque	0,177	1,033	0,171	0,171	1.480,00	252,90	261,33
Balanço VH1+VH2+VH3+TQUF	0,346			0,335		495,565	512,084
%E(descartes, vazamentos e erros de leitura)	16,829%			16,829%		16,693%	16,693%

Controle 2 - Osmose Reversa**Ensaio 1**

	V. Medido (m³)	Tempo (h)	Vazão (m³/h)	Vazão Reg. (m³/h)	SDT (g/m³)	Desc. de mas.(g/h)	Massa total (g)
Volume H3 - Entrada na OR - Permeado UF	1,743	1,033	1,687	1,687	1.480,00	2.497,00	2.580,23
Volume H5 - Saída da OR - Concentrado	-0,621	1,033	-0,601	-0,601	4.365,67	-2.621,93	-2.709,33
Volume H6 - Saída da OR - Permeado OR	-0,943	1,033	-0,912	-0,912	7,85	-7,16	-7,40
Clean in place							
Volume no tanque CIP		0,333	0,350		7,85	0,89	0,92
Saída CIP - Concentrado	-0,117	0,333	-0,350	-0,113	811,04	-91,60	-94,65
Balanço VH3+VH5+VH6+VCIP	0,063			0,061		-222,804	-230,231
%E(introdução de produtos químicos, descartes e erros de leitura)	3,64%			3,64%		-8,92%	-8,92%

APÊNDICE D – RESULTADOS DO BALANÇO DE MASSA DO EXPERIMENTO D

Tabela D.1 –Resultados do balanço de massa do experimento D

BALANÇO- Experimento D**Controle 1 - Ultrafiltração****Ensaio 1**

	V. Medido (m³)	Tempo (h)	Vazão (m³/h)	Vazão Reg. (m³/h)	SDT (g/m³)	Desc. de mas.(g/h)	Massa total (g)
Volume H1 - Entrada na UF - Água bruta	2,213	1,033	2,142	2,142	1.045,00	2.237,99	2.312,59
Volume H2 - Saída da UF - Rejeito	-0,184	0,017	-11,040	-0,178	1.048,83	-186,76	-192,99
Volume H3 - Saída da UF - Permeado	-1,912	1,033	-1,850	-1,850	1.044,33	-1.932,15	-1.996,56
Volume TQUF - Retenção no tanque	0,399	1,033	0,386	0,386	1.046,00	403,75	417,20
Balanço VH1+VH2+VH3+TQUF	0,516			0,499		522,820	540,247
%E(descartes, vazamentos e erros de leitura)	23,319%			23,319%		23,361%	23,361%

Controle 2 - Osmose Reversa**Ensaio 1**

	V. Medido (m³)	Tempo (h)	Vazão (m³/h)	Vazão Reg. (m³/h)	SDT (g/m³)	Desc. de mas.(g/h)	Massa total (g)
Volume H3 - Entrada na OR - Permeado UF	1,912	1,033	1,850	1,850	1.046,00	1.935,23	1.999,74
Volume H5 - Saída da OR - Concentrado	-0,569	1,033	-0,550	-0,550	3.588,67	-1.974,69	-2.040,52
Volume H6 - Saída da OR - Permeado OR	-1,160	1,033	-1,122	-1,122	6,85	-7,69	-7,94
Clean in place							
Volume no tanque CIP		0,333	0,355		6,85	0,79	0,81
Saída CIP - Concentrado	-0,118	0,333	-0,355	-0,115	713,44	-81,82	-84,54
Balanço VH3+VH5+VH6+VCIP	0,065			0,063		-128,176	-132,449
%E(introdução de produtos químicos, descartes e erros de leitura)	3,39%			3,39%		-6,62%	-6,62%

Tabela D.2– Resultados corrigidos do balanço de massa do experimento D

BALANÇO- Experimento D**Controle 1 - Ultrafiltração****Ensaio 1 - Valores corrigidos com: $fc=0,757996$**

	V. Medido (m³)	Tempo (h)	Vazão (m³/h)	Vazão Reg. (m³/h)	SDT (g/m³)	Desc. de mas.(g/h)	Massa total (g)
Volume H1 - Entrada na UF - Água bruta	1,677	1,033	1,623	1,623	1.045,00	1.696,38	1.752,93
Volume H2 - Saída da UF - Rejeito	-0,184	0,017	-11,040	-0,178	1.048,83	-186,76	-192,99
Volume H3 - Saída da UF - Permeado	-1,912	1,033	-1,850	-1,850	1.044,33	-1.932,15	-1.996,56
Volume TQUF - Retenção no tanque	0,399	1,033	0,386	0,386	1.046,00	403,75	417,20
Balanço VH1+VH2+VH3+TQUF	-0,019			-0,019		-18,782	-19,408
%E(descartes, vazamentos e erros de leitura)	-1,162%			-1,162%		-1,107%	-1,107%

Controle 2 - Osmose Reversa**Ensaio 1- Valores corrigidos com: $fc=1,033$**

	V. Medido (m³)	Tempo (h)	Vazão (m³/h)	Vazão Reg. (m³/h)	SDT (g/m³)	Desc. de mas.(g/h)	Massa total (g)
Volume H3 - Entrada na OR - Permeado UF	1,975	1,033	1,911	1,911	1.046,00	1.999,10	2.065,73
Volume H5 - Saída da OR - Concentrado	-0,569	1,033	-0,550	-0,550	3.588,67	-1.974,69	-2.040,52
Volume H6 - Saída da OR - Permeado OR	-1,160	1,033	-1,122	-1,122	6,85	-7,69	-7,94
Clean in place							
Volume no tanque CIP		0,333	0,355		6,85	0,79	0,81
Saída CIP - Concentrado	-0,118	0,333	-0,355	-0,115	713,44	-81,82	-84,54
Balanço VH3+VH5+VH6+VCIP	0,128			0,124		-64,314	-66,457
%E(introdução de produtos químicos, descartes e erros de leitura)	6,48%			6,48%		-3,22%	-3,22%