



Projeto, análise e desenvolvimento de processo de dessalinização da água

Gabriel Arca Carvalho
Pedro Henrique Mello

Projeto Final de Curso

Orientadora:
Profa. Andrea Valdman, D.Sc (DEQ/EQ/UFRJ)

Janeiro 2020

Projeto, análise e desenvolvimento de processo de dessalinização da água

Gabriel Arca Carvalho

Pedro Henrique Mello

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Aprovado por:

Isabella Cristina Silva do Nascimento, M.Sc. (DEQ/UFRJ)

Walter de Mattos, Eng. (EPQB/UFRJ)

Fernando Foramiglio, Eng. Braskem

Orientado por:

Andrea Valdman, D.Sc.

Arca, Gabriel Carvalho; Mello, Pedro Henrique.
Projeto, análise e desenvolvimento de processo de
dessalinização da água / Gabriel Arca Carvalho,
Pedro Henrique Mello - Rio de Janeiro. UFRJ/EQ,
2020.

Orientadora: Andrea Valdman

Projeto de Graduação – UFRJ/ Escola de Química/
Curso de Engenharia Química, 2020.

Referências Bibliográficas: p. 68-70

1. Dessalinização 2. Modelo 3. Prototipagem 4
Operação. I. Valdman, Andrea. II. Título

Agradecimentos

Agradecemos a Deus, primeiramente.

Agradecemos a família, amigos, e todos que colaboraram durante nossa trajetória na graduação.

Agradecemos à Andrea Valdman pela orientação no desenvolvimento do projeto e por toda estrutura fornecida no laboratório de engenharia química (LADEQ).

Agradecemos aos colegas de laboratório que nos receberam de portas abertas, em especial ao Alisson Martins por todas as instruções referentes ao arduino e ao Renan pelo suporte nas instalações elétricas.

Agradecemos a todos os professores e profissionais que se dedicaram e contribuíram para nossa formação como engenheiros químicos.

Resumo do Projeto de Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Projeto, análise e desenvolvimento de processo de dessalinização da água

Gabriel Arca Carvalho

Pedro Henrique Mello

Janeiro, 2020

Orientadora: Profa. Andrea Valdman, D.Sc (DEQ/EQ/UFRJ)

O crescimento populacional do planeta tem sido responsável pelo aumento do consumo de água na agricultura, indústrias e nas cidades, aumentando o risco de escassez. A perspectiva é que a restrição hídrica aumente principalmente no Norte, no Sul da África e na Ásia, áreas que sofrem também com falta de recursos econômicos e com graves problemas sociais. A utilização de água doce em processos industriais vem se tornando uma preocupação recorrente nos últimos anos. O processo de dessalinização é extremamente importante para contornar esse problema, utilizando a água salgada, mais abundante do planeta, para obter água potável para consumo humano e irrigação. Este processo ganha ainda mais importância em regiões onde a água doce é escassa, como no Oriente Médio, e para utilização de tripulantes em navios e submarinos. Desta forma, o desenvolvimento de processos de dessalinização de água do mar é fundamental para garantir a disponibilidade de recursos hídricos de forma mais uniforme entre as regiões do planeta e para evitar escassez no futuro. Os processos mais antigos de dessalinização são os processos térmicos. Posteriormente, processos com membrana foram desenvolvidos. Neste trabalho, foram realizadas as etapas para o desenvolvimento de um protótipo do processo térmico de dessalinização utilizando um evaporador com baixo custo e de simples operação. Além disso, foi realizada a implementação de um sistema de automação, incluindo medidores conectados a uma plataforma Arduino e um sistema de monitoramento baseado em um sistema supervisório industrial. Além disso, foram realizados os balanços de massa e energia para os principais equipamentos do processo, e a simulação estática do processo utilizando um software simulador industrial. A partir desses resultados foi determinado um material de baixo custo adequado a montagem, além de definidos os equipamentos e instrumentos necessários para construção, operação e avaliação do protótipo. O protótipo construído foi operado em diferentes condições e os resultados obtidos foram utilizados para elaborar estudos de eficiência de produção e eficiência térmica no evaporador. Assim, foi definido o melhor ponto de operação em torno de uma vazão de alimentação em 0,18 l/min com 100% de eficiência de troca térmica e 25% de eficiência de produção e possíveis melhorias para o aumento da produção.

Índice

1. Introdução.....	1
2. Objetivos	2
3. Revisão bibliográfica.....	4
3.1. Histórico de processos	4
3.2. Descrição dos processos de dessalinização da água do mar	6
4. Metodologia	20
4.1. Fluxograma proposto para o processo de dessalinização.....	20
4.2. Software AspenHysys	27
4.3. Material e instrumentação.....	28
5. Resultados e Discussão	35
5.1. Protótipo da planta de dessalinização	35
5.2. Faixa de operação do protótipo	36
5.3. Instrumentos e atuadores.....	37
5.4. Ensaio experimentais.....	43
5.5. Estudos preliminares da produção.....	63
5.6. Eficiência térmica do evaporador	64
5.7. Eficiência de produção	66
6. Conclusão	67
7. Referência.....	69

Lista de figuras

Figura 1 Condensador / Pré-aquecedor	6
Figura 2 Evaporador	7
Figura 3 Processo destilação único efeito completo.....	7
Figura 4 Primeiro evaporador ou primeiro efeito	9
Figura 5 Série de evaporadores	10
Figura 6 Condensador / Pré-aquecedor	11
Figura 7 Processo destilação múltiplos efeitos completo.....	11
Figura 8 Aquecedor	12
Figura 9 Tanque flash	13
Figura 10 Processo flash em um estágio completo.....	14
Figura 11 Etapa retirada de calor.....	15
Figura 12 Etapa reciclo de calor	16
Figura 13 Processo MSF completo.....	16
Figura 14 Osmose e Osmose Reversa	18
Figura 15 Processo de dessalinização proposto.....	20
Figura 16 Tanque Evaporador	21
Figura 17 Condensador.....	24
Figura 18 Tanque resfriado.....	25
Figura 19 Simulação de processo de dessalinização	28
Figura 20 Medidor de vazão YF-S201	29
Figura 21 Medidor de pressão MPX5010.....	30
Figura 22 Medidor de temperatura DS18B20	30
Figura 23 Níveis do sistema supervisorío IFIX.....	31
Figura 24 Resistências elétricas.....	32
Figura 25 Bomba utilizada	33
Figura 26 Condensador utilizado.....	34
Figura 27 Fluxograma do processo experimental.....	36
Figura 28 Circuito elétrico.....	38
Figura 29 Fluxograma simplificado para cálculo da perda de carga.....	41

Lista de Tabelas

Tabela 1 Constantes utilizadas da literatura	23
Tabela 2 Vazão máxima na alimentação do evaporador	37
Tabela 3 Consumo máximo de gelo	37
Tabela 4 Componentes do circuito elétrico	38
Tabela 5 Dados Fechando a Válvula	39
Tabela 6 Dados abrindo a Válvula	39
Tabela 7 Acidentes sistema alimentação	41
Tabela 8 Dados da tubulação.....	41
Tabela 9 Dados fluido.....	41
Tabela 10 Dados da curva da válvula.....	42
Tabela 11 Perda de carga do medidor de vazão	42
Tabela 12 Ensaio planejados.....	43
Tabela 13 Check list de operação	45
Tabela 14 Vazão com nível constante	47
Tabela 15 Vazão com nível constante	48
Tabela 16 Vazão com nível constante	50
Tabela 17 Dados da planta durante operação	50
Tabela 18 Vazão com nível constante	52
Tabela 19 Dados da planta durante operação	52
Tabela 20 Vazão com nível constante	53
Tabela 21 Dados da planta durante operação	54
Tabela 22 Vazão com nível constante	55
Tabela 23 Dados da planta durante operação	56
Tabela 24 Vazão com nível constante	58
Tabela 25 Dados da planta durante operação	59
Tabela 26 Vazão com nível constante	60
Tabela 27 Dados da planta durante operação	61
Tabela 28 Dados da planta durante operação	62
Tabela 29 Resultados dos ensaio	63
Tabela 30 Dados de eficiência de produção	67

Lista de gráficos:

Gráfico 1 Resistência térmica dos plásticos	32
Gráfico 2 Curva da bomba.....	33
Gráfico 3 Curva de calibração do medidor de vazão.....	40
Gráfico 4 Curva da válvula com dados do medidor	42
Gráfico 5 Ensaio 1 Potência de 1000 W e vazão de 0,3 l/min	46
Gráfico 6 Ensaio 2 Potência de 1000W e vazão de 0,2 l/min	48
Gráfico 7 Ensaio 3 Potência de 1000W e vazão de 0,1 l/min	49
Gráfico 8 Ensaio 5 Potência de 2000W e vazão de 0,3 l/min	51
Gráfico 9 Ensaio 6 Potência de 2000W e vazão de 0,2 l/min	53
Gráfico 10 Ensaio 7 Potência de 2000W e vazão de 0,1 l/min	55
Gráfico 11 Ensaio 7 Potência de 5500W e vazão de 0,7 l/min	57
Gráfico 12 Ensaio 9 Potência de 5500W e vazão de 0,6 l/min	58
Gráfico 13 Ensaio 10 Potência de 5500W e vazão de 0,53 l/min	60
Gráfico 14 Ensaio 11 Potência de 5500W e vazão de 0,2 l/min	62
Gráfico 15 Comportamento dinâmico da temperatura (Ensaio 1 $M_{aa}=0,29$ l/min).....	64
Gráfico 16 Comportamento dinâmico da temperatura (Ensaio 2 $M_{aa}=0,22$ l/min).....	64
Gráfico 17 Comportamento dinâmico da temperatura (Ensaio 3 $M_{aa}=0,1$ l/min).....	65
Gráfico 18 Comportamento dinâmico da temperatura (Ensaio 5 $M_{aa}=0,31$ l/min).....	65
Gráfico 19 Comportamento dinâmico da temperatura (Ensaio 6 $M_{aa}=0,18$ l/min).....	65
Gráfico 20 Comportamento dinâmico da temperatura (Ensaio 7 $M_{aa}=0,10$ l/min).....	65
Gráfico 21 Comportamento dinâmico da temperatura (Ensaio 8 $M_{aa}=0,69$ l/min).....	65
Gráfico 22 Comportamento dinâmico da temperatura (Ensaio 9 $M_{aa}=0,6$ l/min).....	65
Gráfico 23 Comportamento dinâmico da temperatura (Ensaio 10 $M_{aa}=0,54$ l/min	66
Gráfico 24 Comportamento dinâmico da temperatura (Ensaio 11 $M_{aa}=0,19$ l/min).....	66

Lista de símbolos

Maa - vazão mássica de entrada no evaporador

Mco - vazão mássica de concentrado no evaporador

Mva - vazão mássica de vapor.

xsa - composição mássica de sal na corrente de entrada do evaporador;

xSCO - composição mássica de sal no concentrado

Cp - calor específico da água líquida

Teb - temperatura de ebulição dentro do tanque evaporador

Taa - temperatura da água aquecida

Q - energia fornecida no evaporador

ΔH_{vap} - calor latente de vaporização

ρ - densidade

V - volume

T - temperatura

t - tempo

T' - temperatura como variável desvio em função da variável complexa s

Q' - vazão como variável desvio em função da variável complexa s

Mam - vazão de água do mar

Tam - temperatura da água do mar na entrada do condensador

Mpu - vazão mássica da purga

Mcond - vazão mássica do condensado

Mpu - vazão mássica da purga

xS cond - composição mássica de sal no condensado

Tmis - temperatura da mistura

Tco - temperatura do concentrado;

Tcond - temperatura condensado;

Tpu - temperatura da purga.

$\Delta H_{fusão}$ - calor latente de fusão

1. Introdução

Dentre os diversos debates, problemas e estudos discutidos por organizações mundiais, países e acadêmicos no mundo, o consumo de água é amplamente levantado em fóruns e congressos. Esses encontros são realizados com o objetivo de debater assuntos como o aumento do consumo de água, disponibilidade de água para consumo no planeta, distribuição de água para regiões com menos recursos hídricos, gerenciamento mais eficiente de recursos hídricos e novas tecnologias para produção de água para consumo.

Embora o planeta tenha sua superfície sendo recoberta por $\frac{3}{4}$ de água, 97,5% dessa quantidade formam os oceanos e não são amplamente utilizadas para consumo. Os outros 2,5% estão distribuídos em geleiras com aproximadamente 68,9%, água subterrâneas com 29,9%, solo, pântanos e geleiras juntos são responsáveis por 0,9% e rios e lagos 0,3% de onde é retirada quase toda a água consumida no planeta (BRITO; SILVA; PORTO, 2007).

O consumo mundial de água vem crescendo ao longo dos anos por conta do crescimento populacional e pelo desenvolvimento da agricultura e da indústria. Em 2010, o consumo total no planeta foi contabilizado 4001 km³/ano sendo a agricultura responsável pelo consumo de 2769 km³/ano (69%), a indústria por 768 km³/ano (19%) e as cidades por 464 km³/ano (12%) (FAO, 2016). Estudos mostram que entre 2011 e 2050 a população mundial crescerá 30%, aumentando de 7 bilhões para 9,3 bilhões de pessoas, da mesma forma o consumo de alimento aumentará em 60%. Esses fatores contribuirão para o aumento do consumo de água fazendo com que exista um aumento no risco de escassez com a perspectiva de que 2,3 bilhões de pessoas vivam em áreas de grave restrição hídrica especialmente no Norte e no Sul da África e na Ásia (UNESCO, 2016).

No Brasil a disponibilidade hídrica em 2016 foi de aproximadamente 78.600 m³/s sendo a região amazônica responsável por 68.500 m³/s. Também em 2016, o total de água retirada para o consumo foi de 2098 m³/s onde a agricultura e o abastecimento animal consumiram 54,1%, a indústria 9,2%, as termelétricas 10,3%, o abastecimento urbano 23,3%, a mineração 1,6% e o abastecimento rural 1,6% (AGENCIA NACIONAL DE ÁGUAS, 2017).

Embora o consumo médio seja menor que a disponibilidade hídrica média, várias regiões sofrem com a falta de disponibilidade de água. Isso por que a disponibilidade hídrica varia durante o ano e de região para região. Em 2016, por exemplo, 65 dos açudes

que fornecem água para o abastecimento público encontravam-se secos com 11,5% da capacidade de armazenamento. Os estados do Maranhão, Pará e Tocantins foram os que mais sofreram com severas secas durante o ano (AGENCIA NACIONAL DE ÁGUAS, 2017).

Desta forma, uma série de ações está sendo buscada para diminuir as secas e possibilitar a disponibilidade da água para todos. Uma delas é o desenvolvimento e a otimização de processos de purificação da água como os de dessalinização da água do mar, a fim de garantir a disponibilidade deste recurso mais uniformemente entre as regiões e o tempo.

2. Objetivos

O presente trabalho tem como principal objetivo a realização de um projeto preliminar de uma planta de dessalinização de baixa escala e baixo custo. Dentre os objetivos específicos, encontram-se:

- a construção de um protótipo da etapa de evaporação
- a caracterização dos principais componentes da instrumentação do protótipo,
- a elaboração de um procedimento de operação do protótipo,
- uma avaliação dos parâmetros de operação do protótipo.
- o cálculo da eficiência da produção.
- a definição de um ponto ótimo de operação.

A partir do fluxograma do processo industrial, foram feitas adaptações para permitir a construção e operação da planta com orçamento limitado e facilitar a sua operação. A localização da planta é o Laboratório de Engenharia Química (LADEQ) na Escola de Química.

A estrutura do projeto apresenta 7 capítulos. O capítulo 1 apresenta uma introdução ao tema, abordando um recorte histórico dos processos de dessalinização. O capítulo 2 engloba os objetivos e a estrutura do projeto.

O capítulo 3 apresenta uma breve revisão bibliográfica, incluindo o histórico do desenvolvimento das principais tecnologias do processo de dessalinização, com um descritivo resumido de cada um deles.

O capítulo 4 aborda a metodologia, com os balanços de massas e energia proposto e desenvolvidos no software AspenHysys, material utilizado na construção do protótipo e os instrumentos escolhidos para o acompanhamento de processo.

O capítulo 5 contém os resultados obtidos, abordando a construção da planta, implementação da instrumentação, resultados operacionais e análise comparativa com o desempenho teórico.

O capítulo 6 contém as conclusões do trabalho e sugestões para projetos futuros. Por último, as referências bibliográficas são apresentadas no capítulo 7.

3. Revisão bibliográfica

3.1.Histórico de processos

Dentre as várias alternativas de processos de produção de água para consumo existem os de dessalinização da água do mar. Estes processos desenvolvidos ao longo do tempo, principalmente, nos países do oriente médio que sofrem com a falta de água para consumo e possuem água do mar disponível.

O processo de dessalinização engloba obter água doce a partir de água salgada ou água salobra, obtendo um concentrado de sal como subproduto. A água salina é classificada como água salgada, como a água do mar, ou água salobra, que apresenta mais sais dissolvidos que água doce e menos que água do mar e ocorre naturalmente em ambientes como estuários e aquíferos.

O processo mais antigo de dessalinização é a destilação simples, que faz uso de energia térmica para evaporar água, separando-a dos sais, e condensando-a para obter água doce, livre de sais.

Até 1800, a dessalinização por destilação simples era feita principalmente em alto mar em navios, em escala pequena apenas para consumo dos tripulantes. A fonte de calor utilizada eram fogões ou fornos e o calor de condensação não era recuperado (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

Em 1912, uma planta com escala de produção 900 metros cúbicos por dia foi instalada no Egito (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002). Na década de 1930, diversas plantas industriais foram instaladas na região, todas utilizando destilação simples (KUMAR; CULP; SHEN, 2016).

No entanto o desenvolvimento mais significativo começou a ocorrer a partir da década de 1960 com novas tecnologias de produção e plantas em escala industrial começaram a ser desenvolvidas. Com a produção ocorrendo, principalmente, em países do Golfo Pérsico por causa da sua pouca disponibilidade de água para consumo e com pesquisas desenvolvidas no Estados Unidos para processos mais eficientes em larga

escala. (FOOD AND AGRICULTURE ORGANIZATION OF THE UNITED NATIONS, 2006)

Um dos principais avanços dessa nova fase foi utilizar a evaporação flash para produção do vapor. Uma planta instalada no Kuwait, em 1960, pela companhia Americana, Westinghouse, utilizou a tecnologia de processo de dessalinização por destilação flash de múltiplos estágios em duas unidades e com capacidade de produção de 4545,5 metros cúbicos por dia (THE COOPERATION COUNCIL FOR THE ARAB STATES OF THE GULF DENERAL SECRETARIAT, 2014).

Os processos térmicos continuaram se desenvolvendo e hoje existem, aproximadamente, quatorze mil plantas de dessalinização em mais de 150 países pelo mundo como Austrália, China, Japão, Espanha além dos países do oriente médio. Com avanços tecnológicos a produção se tornou cada vez mais eficiente com um total acumulado de 62,8 milhões de metros cúbicos por dia de água produzida a partir de processos térmicos onde o consumo de energia é de 3 kWh por metro cúbico, muito menor do que os dos processos da década de 1960 que consumiam 20 kWh por metro cúbico (THE INTERNATION DESALINATION ASSOCIATION, 2009)

Os processos térmicos se mantiveram como foco da indústria de dessalinização até que mais uma inovação revolucionou o setor, o desenvolvimento de membranas por osmose reversa em 1970. A dessalinização por osmose reversa apresenta maior eficiência energética que os processos térmicos. Avanços em tecnologias das membranas desde 1970, fizeram com que as membranas mais modernas apresentem sustentabilidade energética próxima do limite termodinâmico de 1 kWh por metro cúbico de água (PHILLIP; ELIMELECH, 2011) entretanto ainda é possível obter ganhos em permeabilidade e seletividade(KUMAR; CULP; SHEN, 2016).

Em 2017, a tecnologia de dessalinização por osmose reversa representava 60% do mercado e as diversas tecnologias térmicas 40% do mercado, sendo a principal tecnologia térmica a destilação flash em múltiplos estágios com 27% do mercado (REUTERS, 2018). Com grandes debates para solucionar o abastecimento de água do planeta a tendência desses e outros processos continuarem evoluindo.

3.2. Descrição dos processos de dessalinização da água do mar

Com os desenvolvimentos tecnológicos, os processos de dessalinização da água do mar passaram a ser divididos em dois grupos: processos térmicos e processos de separação por membrana. Os principais processos térmicos são destilação único efeito, destilação múltiplos efeitos, destilação flash estágio simples, destilação flash múltiplos estágio e o principal de membrana é a osmose reversa.

3.2.1. Destilação único efeito

A produção de água para consumo é feita por um processo térmico que forma vapor e um concentrado de sal. Para isso, são necessárias duas etapas, a de evaporação efetuada em um tanque evaporador e a etapa de condensação em um trocador de calor.

A etapa de condensação também é chamada de pré-aquecimento pois nela o vapor, formado no evaporador, entra no casco e é condensado. Ao mesmo tempo a água do mar de alimentação é pré-aquecida para entrar no evaporador como mostra a Figura 1.

Nesta etapa, o vapor troca o calor latente para que seja formado condensado, produto de interesse, porém, a água do mar de alimentação troca calor sensível. Desta forma, para que o balanço de energia seja satisfeito é necessária uma vazão de água alimentada seja maior que a vazão de água pré-aquecida que entra no evaporador. Para que o balanço de massa seja satisfeito parte da água alimentada é purgada do processo para o mar (SPIEGLER, 1966).

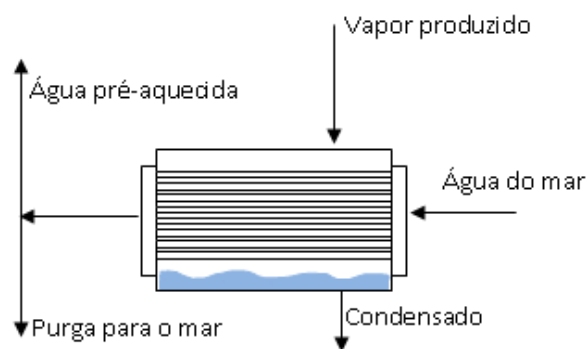


Figura 1 Condensador / Pré-aquecedor

Na etapa de evaporação a água pré-aquecida alimenta o evaporador e é aquecida por uma corrente de vapor saturado. Esta corrente, também troca calor latente, formando o condensado dentro dos tubos e evaporando parte da água pré-aquecida formando o vapor fora dos tubos, livre de sal ou contaminantes. O que não é evaporado é chamado de

concentrado, que é composto da água não evaporada e do sal que estava presente na água pré-aquecida. Então, o vapor irá ser condensado na etapa condensação e o concentrado é um efluente do processo como mostra a Figura 2 (SAIDUR *et al.*, 2011)

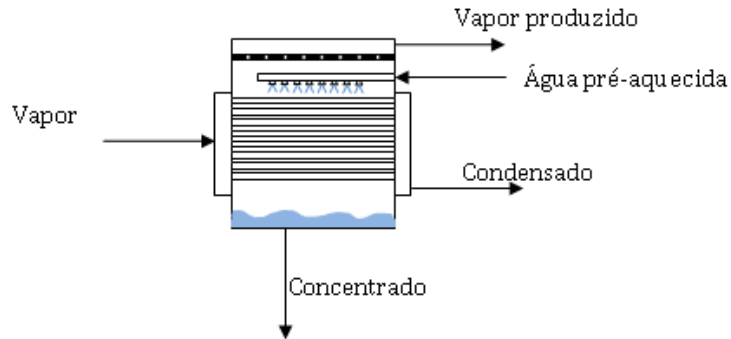


Figura 2 Evaporador

A presença de uma placa metálica perfurada chamada de “desmister” é importante para impedir que partículas possam ser arrastada pelo vapor, contaminando o produto final ou incrustando no condensador prejudicando a troca térmica. Ambos, diminuiriam a eficiência do processo (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

Por fim o esquema total do processo está representado pela **Erro! Fonte de referência não encontrada.** Onde a corrente de destilado é a água própria para consumo produzida pelo processo.

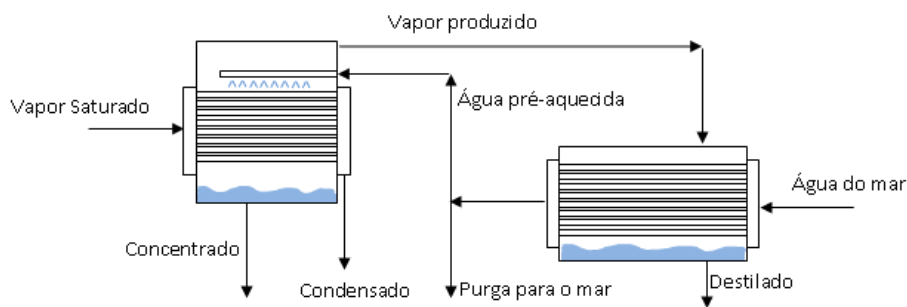


Figura 3 Processo destilação único efeito completo

3.2.2. Destilação múltiplo efeito

Este processo consiste em uma série de evaporadores que são chamados de efeito ou em inglês “effect” (GAIO, 2016). Em cada efeito, parte da água do mar que entra é evaporada, formando um vapor sem presença de sais e uma salmoura mais concentrada em sais que a água do mar.

Existem três principais tipos de configurações para o que são chamados de “forward”, “backward” ou parallel feed. As três se diferem na direção do fluxo de calor e do fluxo de concentrado. No “forward”, o concentrado do primeiro efeito é transferido para o segundo assim como o vapor produzido no primeiro efeito é utilizado no segundo, portanto o fluxo de calor e de concentrado estão na mesma direção. No “backward” o concentrado do segundo efeito alimenta o primeiro, porém, o vapor produzido no primeiro efeito é utilizado no segundo, portanto o fluxo de calor e concentrado estão em direção oposta. Por fim, o parallel feed a alimentação com a água do mar é feita em todos os efeitos paralelamente, e o vapor produzido no primeiro efeito é utilizado no segundo e assim sucessivamente (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

Nas três configurações um princípio de redução de pressão atmosférica a cada evaporador é utilizado (LEVY, 2008). Isso é necessário pois o vapor produzido no primeiro evaporador terá a temperatura de ebulição da água do mar alimentada. E este vapor será responsável por evaporar parte da água do mar ou concentrado que irá entrar no segundo evaporador. Para que isso seja possível é necessário que o ponto de ebulição do segundo efeito seja menor que o do primeiro e assim sucessivamente, por isso a pressão tem que ser menor a cada efeito variando de 5 a 50 kPa com um redução de 5 kPa por estágio (SEMIAT, R. entre 2002 e 2019) O processo forward pode ser dividido em três etapas, o primeiro evaporador (Figura 4), a série de evaporadores (Figura 5) e o condensador/pré-aquecedor (Figura 6).

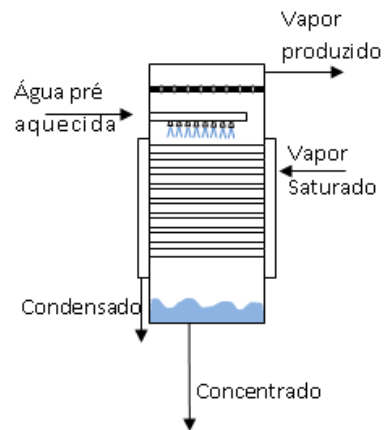


Figura 4 Primeiro evaporador ou primeiro efeito

No primeiro evaporador a água do mar pré-aquecida entra pulverizada através de um distribuidor sobre os tubos horizontais por onde passa o vapor saturado, que tem a função de fornecer calor para evaporar rapidamente parte da água (GAIO, 2016). Nesta etapa, o vapor saturado vem de uma fonte externa que pode ser uma caldeira alimentada por um combustível fóssil, ou um sistema de energia solar, ou um vapor produzido numa termoelétrica.(AL-KARAGHOULI; KAZMERSKI, 2013) Este vapor troca calor latente e condensa voltando para o sistema que o produziu.

O vapor produzido dentro de evaporador, livre de sais, tem a temperatura um pouco mais baixa que o concentrado e será a fonte de calor para o segundo evaporador. O concentrado com a temperatura um pouco mais alta irá alimentar o segundo evaporador como mostra a Figura 5 (SPIEGLER, 1966). Geralmente a temperatura do vapor formado está em torno de 70°C e trabalha em uma pressão menor que a pressão atmosférica para diminuir o consumo de vapor (KHAWAJI; KUTUBKHANAH; WIE, 2008).

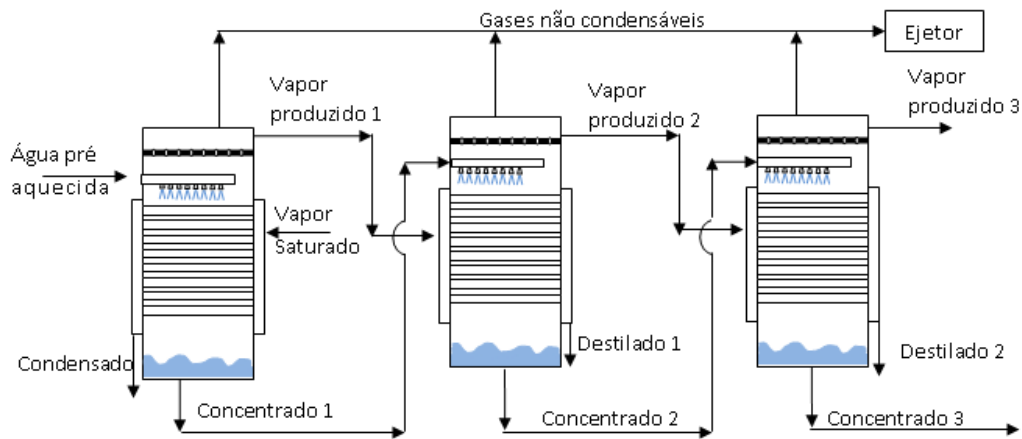


Figura 5 Série de evaporadores

A segunda etapa, geralmente, é composta por uma série de 2 a 16 evaporadores (AL-KARAGHOULI; KAZMERSKI, 2013). Nos tubos entra o vapor produzido no efeito anterior e no distribuidor entra o concentrado produzido no efeito anterior. Então, parte desse concentrado evapora formando uma nova corrente de vapor sem sais e um concentrado com uma concentração maior que a produzida no evaporador anterior. Nos tubos o vapor é condensado formando o destilado que é o produto de interesse (SEMIAT, 2019).

Nesta etapa é necessário um sistema de ventilação para remoção de gases não condensáveis que podem ter entrado dissolvidos na água do mar. Como a pressão dos evaporadores é menor que a atmosférica, é preciso um ejetor para que esses gases sejam retirados do sistema. A remoção desses gases é importante para manter a pressão do sistema e garantir que a temperatura de condensação do vapor não diminua, pois, a pressão parcial desses gases está alta. Isso diminuiria a eficiência do processo pois dificultaria a condensação do vapor (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

A partir do segundo evaporador dois fenômenos são observados para a formação de vapor puro: o de evaporação e o de “flash”. Como a pressão diminui a cada evaporador a temperatura de ebulição do concentrado também diminui. Assim o concentrado que entra possui temperatura maior que a temperatura de ebulição do evaporador seguinte, ocasionando a formação de vapor "flash". Ao mesmo tempo parte de concentrado é evaporado pela corrente de vapor que entra nos tubos (SPIEGLER, 1966).

Desta forma, após o primeiro evaporador não há a necessidade de fornecer calor e o processo se resume em vários processos de ebulição do concentrado para produção de

água própria para consumo. O total de evaporadores é limitado pelo delta de temperatura total dos processos e um mínimo de delta entre um evaporador e o próximo (KHAWAJI; KUTUBKHANAH; WIE, 2008).

A terceira etapa é composta por um condensador com o funcionamento igual do processo “single effect evaporation” onde o vapor produzido no último evaporador entra no casco, fornecendo calor, sendo este apenas calor latente, saindo na forma líquida formando o condensado. A água do mar entra nos tubos com uma vazão maior do que a que alimenta o sistema de evaporadores. Está água é pré-aquecida: parte dela retorna para o mar e parte alimenta o processo (LEVY, 2008) como mostra a Figura 6.

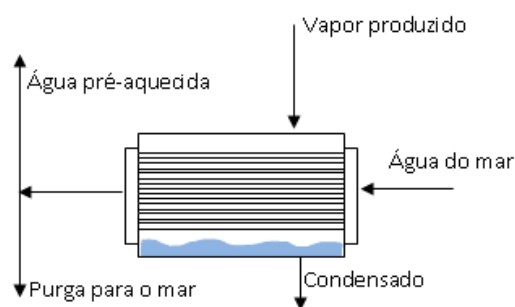


Figura 6 Condensador / Pré-aquecedor

As três etapas do processo juntas podem se ilustrada pela Figura 7:

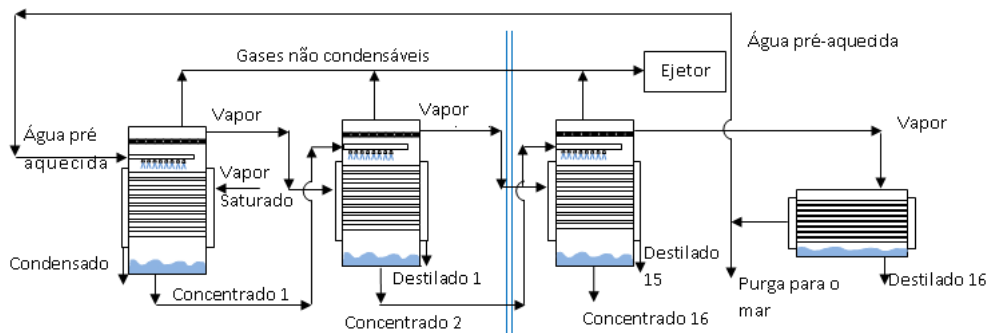


Figura 7 Processo destilação múltiplos efeitos completo

As outras duas configurações “backward” e “parallel” apresentam processos muito similares ao descritos acima, sendo a escolha feita a partir da concentração de sal e do comportamento da solubilidade em relação a temperatura (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

Os processos de destilação de múltiplo efeito podem apresentar capacidade de produção entre 600 e 30000 m³/dia e tem ganhado maior presença na produção de água para consumo nos últimos anos (AL-KARAGHOULI; KAZMERSKI, 2013).

3.2.3. Destilação Flash em um estágio

O processo de destilação flash funciona com a vaporização de parte da água do mar a partir da redução da pressão fazendo com que ocorra uma separação flash. O processo de um estágio é composto por um aquecedor e um tanque flash.

No aquecedor, a água do mar pré-aquecida, entra pelos tubos e tem sua temperatura aumentada até um valor maior que a temperatura de saturação da pressão do tanque flash que pode variar entre 90 °C e 120 °C (SAIDUR *et al.*, 2011). Para isso é usado um vapor saturado que entra no casco, troca calor latente e condensa como mostra a Figura 8.

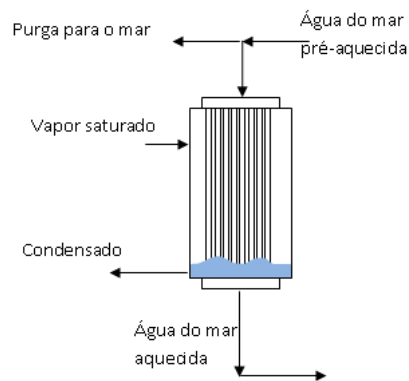


Figura 8 Aquecedor

Esse vapor geralmente é uma corrente com a pressão de 1 a 3 bars (AL-KARAGHOULI; KAZMERSKI, 2013) e pode ser fornecido por indústrias de cogeração de energia através de turbinas a gás e geradores de vapor sendo o principal parâmetro para o controle da produção da planta. (KHAWAJI; KUTUBKHANAH; WIE, 2008)

O tanque de flash é composto por uma piscina de concentrado, um “demister”, os tubos do condensador/pré-aquecedor e o prato para coleta do destilado como mostra a Figura 9.

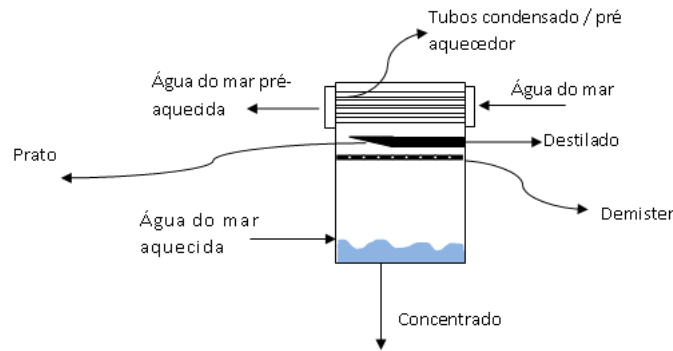


Figura 9 Tanque flash

Á água do mar aquecida, com uma temperatura maior que a temperatura de saturação para a pressão do tanque, é transformada em vapor rapidamente e por isso o nome “flash”.(GAIO, 2016) Portanto, o delta entre a temperatura de entrada da água do mar aquecida e a temperatura de saturação na pressão do tanque, faz com que o calor sensível seja transformado em calor latente transformando parte da água do mar em vapor d’água. Desta forma, o vapor produzido não contém sais e a água do mar restante tem uma maior concentração de sais e por isso é chamado de concentrado.

O vapor produzido passa através do “demister” que tem a função de evitar que gotículas do concentrado possam ser arrastadas para a etapa de condensação diminuindo a eficiência da troca de calor ou contaminado o produto destilado (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

Após esta etapa, o vapor segue para o condensador/pré-aquecedor onde será condensado através da troca de calor com a água do mar alimentada no processo. Como neste processo o vapor fornece calor latente e a água absorve na forma de calor sensível é necessária uma alta vazão de água de alimentação. Este excesso de água é chamado de água de resfriamento que absorve parte do calor latente e retorna para o mar. Além disso, a água de resfriamento também tem a função de diluir o concentrado formado no tanque para reduzir o efluente do processo através do retorno de concentrado para o mar. Assim, o vapor é condensado formando a água sem a presença de sais e própria para consumo.

O processo completo é ilustrado pela Figura 10.

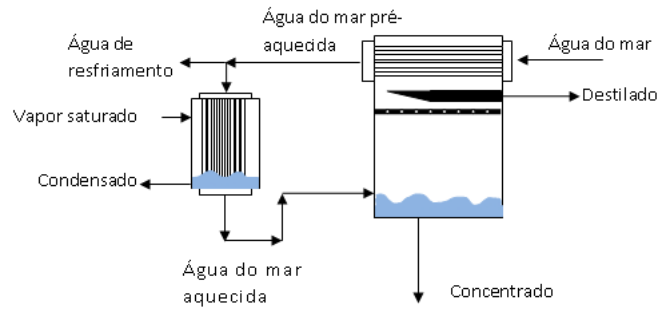


Figura 10 Processo flash em um estágio completo

3.2.4. Destilação flash de múltiplos estágios (MSF)

Assim como no processo de destilação múltiplo efeito (MEE) os evaporadores compõem os efeitos, no processo de destilação flash de múltiplos estágios (MSF), cada tanque flash é um estágio. Porém, no primeiro processo, o vapor é formado pela evaporação que ocorre na superfície dos tubos, já no segundo, a evaporação ocorre dentro da bacia de concentrado pelo flash. Isso evita o acúmulo de sal nas paredes dos tubos, e assim melhora a troca térmica e evita a corrosão nos equipamentos do processo (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

Desta forma, o processo é dividido nas etapas de retirada de calor, reciclo de calor e aquecimento. Conforme os estágios vão passando a pressão do tanque de flash diminui, a temperatura de saturação do concentrado diminui, o vapor é produzido sem fornecimento de calor e a concentração do concentrado aumenta até chegar ao último estágio. Ao mesmo tempo, a corrente de água do mar absorve o calor latente de condensação do vapor, produzindo o condensado e sendo pré-aquecida para aumentar a eficiência do processo (SAIDUR *et al.*, 2011).

Seguindo pela corrente de entrada de água do mar, a primeira etapa do processo é a de retirada de calor conforme a Figura 11. Esta etapa é geralmente formada por 3 a 4 estágios. (KHAWAJI; KUTUBKHANAH; WIE, 2008) e o calor latente de condensação é retirado pela entrada da água do mar de alimentação, portanto é necessária uma vazão alta para que todo o calor latente possa ser absorvido e transformado em calor sensível. Desta forma, parte desta vazão retorna para o mar, e como só é usado para resfriar o vapor é chamado de água de resfriamento (ROSSO *et al.*, 1996).

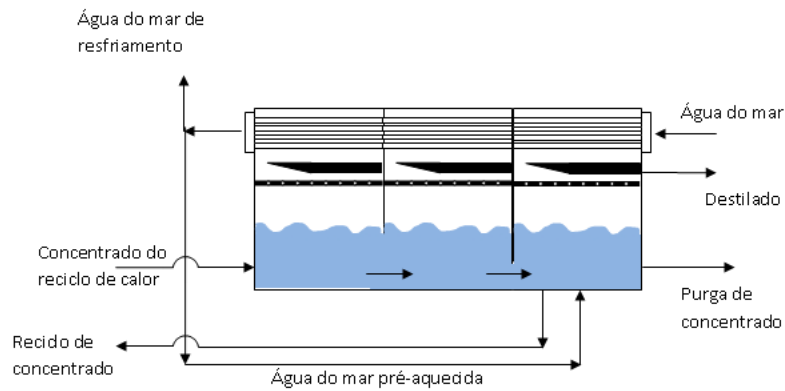


Figura 11 Etapa retirada de calor

A água do mar restante é chamada de água de alimentação e entra no último estágio da etapa de retirada de calor assim como do processo todo. Deste último estágio é feita uma purga do concentrado para manter uma concentração determinada. A retirada de parte do concentrado mais a mistura entre o resto do concentrado e água de alimentação determinam a concentração que alimentará a próxima etapa do processo, com uma corrente chamada de reciclo de concentrado (HELAL, 1985)

Ao mesmo tempo o concentrado vindo da etapa anterior entra no primeiro estágio desta etapa, sofre o flash e forma vapor que irá trocar calor com a água de alimentação na superfície dos tubos do condensador.

Seguindo a corrente do concentrado reciclado, a próxima etapa é a de reciclo de calor. Nesta etapa o concentrado reciclado passa por dentro dos tubos dos condensadores aonde irão trocar calor com o vapor produzido em cada estágio, fazendo ele se condensar e produzir a água para consumo. Ao mesmo tempo, o concentrado que vem da etapa de aquecimento passa por cada estágio tendo uma parte de água sendo evaporada até que atinge uma temperatura entre 30 e 40 °C (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002). Esta etapa tem de 4 a 40 estágios e pode ser ilustrada pela Figura 12 (CLAYTON, 2015).

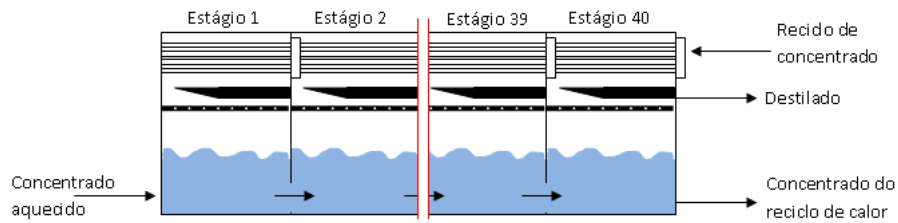


Figura 12 Etapa reciclo de calor

O aquecedor tem o mesmo funcionamento que o descrito no processo com apenas um estágio, porém o consumo de vapor é menor uma vez que a temperatura de entrada do concentrado reciclado é maior do que da água de alimentação no processo de um estágio.

O processo é muito utilizado nos países asiáticos tendo a sua planta com maior capacidade de produção nos Emirados Árabes com valor de 75.700 m³/dia. O processo completo pode ser ilustrado pela Figura 13 (KHAWAJI; KUTUBKHANAH; WIE, 2008).

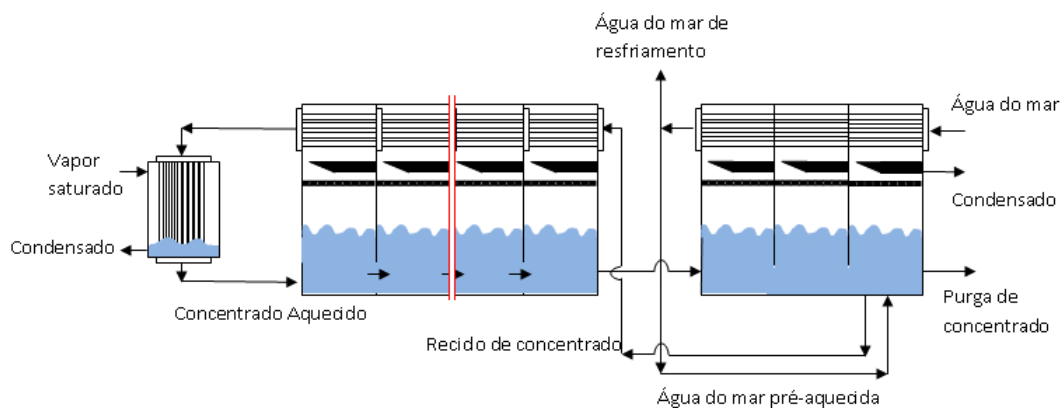


Figura 13 Processo MSF completo

3.2.5. Osmose reversa

O processo de osmose reversa utiliza pressão para deslocar a água salina por uma membrana semipermeável que retém os sais, gerando uma corrente de produto de água sem sal e uma corrente de concentrado salino. Para que isso seja possível, é necessário que a pressão aplicada seja maior que a pressão osmótica.

Osmose é o processo espontâneo em que um solvente, geralmente água, se desloca de uma solução menos concentrada para uma solução mais concentrada quando separadas

por uma membrana semipermeável. Este fenômeno ocorre até que se atinja o estado de equilíbrio em que as concentrações das duas soluções se igualem.

A pressão osmótica (π) expressa a tendência do solvente se deslocar pela membrana e a diferença de pressão osmótica entre as soluções é igual a pressão externa que deve ser aplicada para impedir esse deslocamento. Esta pressão tende a ser maior quanto maior for a diferença de concentração de soluto entre os meios. A pressão osmótica de uma solução pode ser calculada pela equação de van't Hoff onde a pressão osmótica é uma função da molalidade da solução, da constante universal dos gases, da temperatura absoluta e do fator de van't Hoff, que varia em função do soluto.

Em relação à membrana, esta deve bloquear o deslocamento de soluto, permitindo apenas o deslocamento de solvente. Se houver deslocamento de soluto, as concentrações das soluções se equilibram por deslocamento de soluto, fenômeno chamado de difusão, e não por osmose. Este bloqueio não é perfeito e alguma passagem de sal acompanhará a passagem de água pela membrana. Os dois parâmetros que melhor descrevem o desempenho da membrana são o fluxo e a passagem de sal (WATSON; MORIN, JR; HENTHORN, 2003).

A eficiência (ω) de uma membrana semipermeável se refere à habilidade da membrana de permitir a passagem de solvente e reter passagem de soluto. Se $\omega=0$, a membrana não retém passagem de soluto, de forma que não ocorre osmose e sim difusão. Se $\omega=1$, a membrana semipermeável é perfeita e bloqueia totalmente a passagem de soluto. Membranas reais apresentam eficiência entre 0 e 1 (RAO, 2007). As membranas mais utilizadas são as membranas em espiral e fibra oca (KARAGHOULI; KAZMERSKI, 2012).

Na osmose reversa, o solvente se desloca da solução mais concentrada para a solução menos concentrada. Este processo é o reverso da osmose e ocorre de forma não espontânea, sendo necessária aplicação de uma pressão externa. Durante a osmose reserva, a solução mais concentrada aumenta ainda mais sua concentração e a solução menos concentrada a reduz, de forma que a diferença de pressão osmótica das soluções aumenta em função do tempo. Quando a diferença de pressão osmótica se iguala à pressão externa aplicada, o deslocamento de solvente se interrompe e o processo de osmose reversa é encerrado (RAO, 2007).

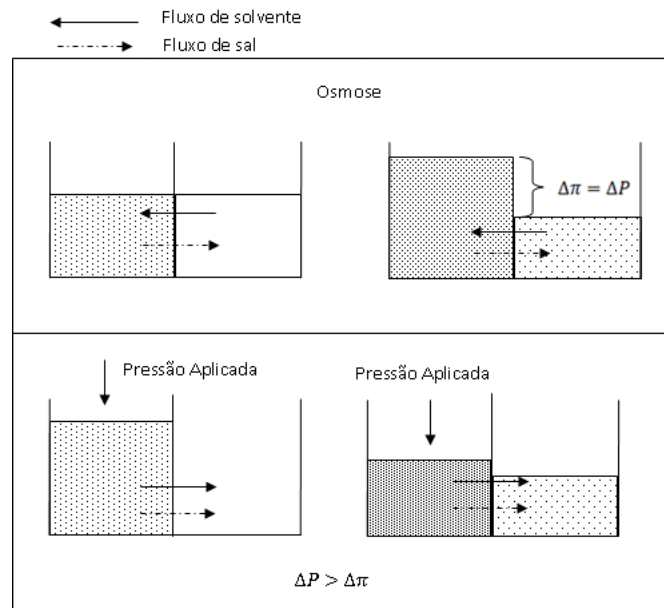


Figura 14 Osmose e Osmose Reversa

O processo industrial engloba uma etapa de pré-tratamento onde os sólidos suspensos são removidos para evitar danos a membrana; bombas de alta pressão para permitir a passagem pela membrana ao superar a pressão osmótica; o sistema de membranas e um pós tratamento que consiste de tratamentos com objetivos de fazer ajustes finais no pH e fazer a desinfecção para que a água esteja pronta para distribuição e utilização (KRISHNA,1989).

A osmose reversa apresenta diversas aplicações na área de tratamento de água. Água da chuva, efluente e água suja de processo podem ser purificadas por osmose reversa, obtendo água com qualidade suficiente para serem reaproveitadas. (RAO, 2007)

Outra aplicação extremamente importante é a dessalinização. Água salina ou salobra entra em contato com solução menos concentrada de sais por meio de uma membrana semipermeável e, por meio de aplicação de pressão externa, água é deslocada da água salina ou salobra para a solução menos concentrada, gerando água doce e um concentrado de sais, subproduto do processo(EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

Os principais parâmetros do processo são pressão osmótica das soluções e pressão externa sendo aplicada, rejeição de sais dissolvidos e recuperação de permeado(EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

Este processo é energeticamente mais econômico que os processos térmicos de dessalinização e o avanço das tecnológicas de membranas causaram aumento do interesse

industrial nesta tecnologia. Atualmente representam a maior parte das plantas de dessalinização do mundo (KARAGHOULI; KAZMERSKI, 2012).

4. Metodologia

Inicialmente foi feito um balanço de massa e energia proposto para o processo de dessalinização, com o objetivo de calcular os parâmetros do processo. Em seguida, foi analisado o modelo fenomenológico mais detalhado da etapa de evaporação para analisar a interferência da presença do sal no ponto de ebulição. Com o modelo definido foi feito a simulação do processo utilizando o AspenHysys para validar os parâmetros encontrados pelos cálculos.

Como um dos objetivos deste trabalho é construir um protótipo. É apresentada a especificação do material utilizado no desenvolvimento da planta. Além disso, como a planta tem uma estrutura vertical, onde a alimentação é forçada através de uma bomba e o efluente retirado por ação da gravidade, foi realizado o estudo preliminar de perda de carga, de forma a auxiliar na especificação da instrumentação.

4.1. Fluxograma proposto para o processo de dessalinização

O processo geral é composto por um tanque evaporador (T 01), um condensador/pré aquecedor (E 01), um tanque de resfriamento (E 02), uma bomba (P 01) e um tanque pulmão (T 02) além de válvulas e tubulações como ilustrado na Figura 15.

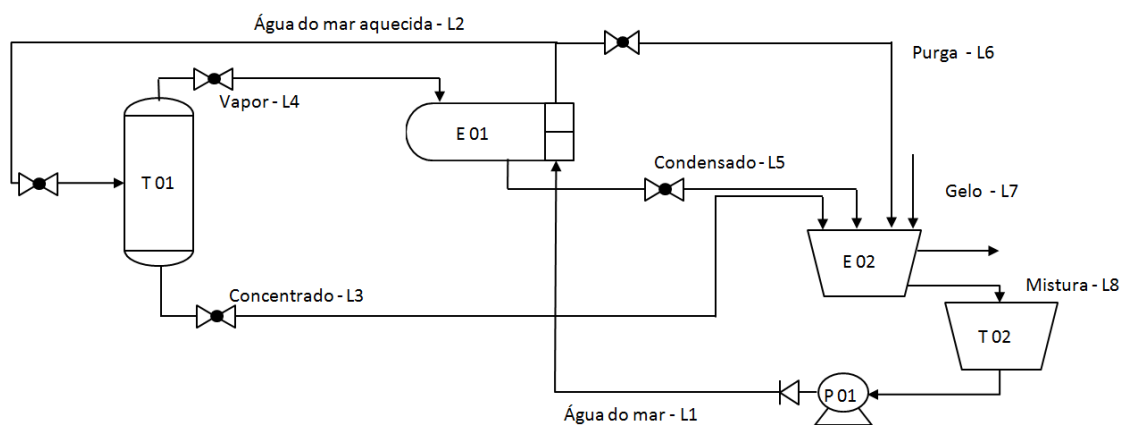


Figura 15 Processo de dessalinização proposto

O processo se inicia com a entrada da corrente (L1) de água do mar no condensador para ser aquecida. A corrente L6 de purga retorna para o tanque de resfriamento. A corrente (L2) de água do mar aquecida (aa) alimenta o tanque evaporador onde serão formadas a corrente (L3) de concentrado (co) e a corrente (L4) de vapor (va). A corrente de vapor alimenta o casco do condensador inicial onde a água do mar é pré-aquecida, e formará a corrente (L5) de condensado (cd) que é o produto final.

Após a produção do condensado as correntes de concentrado (L3), de purga (L6) e de condensado (L5) são misturadas no tanque de resfriamento onde é feita a redução da temperatura através da troca térmica com gelo para formar a corrente de água do mar novamente, mantendo o circuito fechado.

4.1.1. Balanço de massa e energia no evaporador

No tanque evaporador, a água do mar aquecida é esquentada através de uma resistência para chegar a temperatura de ebulição. Assim o vapor é formado, sem presença de sais e o concentrado, que sai no fundo, possui maior porcentagem mássica de sal, ambos apresentam uma temperatura de aproximadamente 100 °C.

A partir do fluxograma ilustrado pela Figura 16 foi feito o balanço de massa global, o balanço de massa para o sal e de energia do tanque.

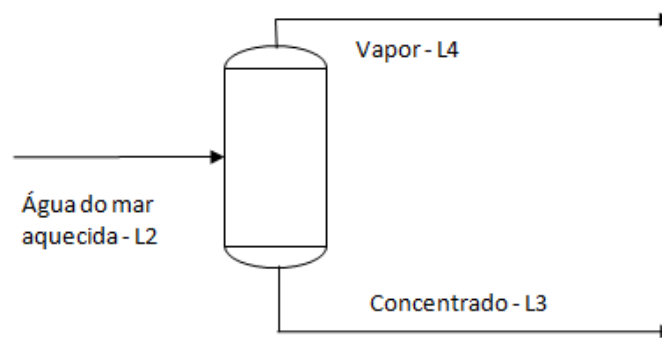


Figura 16 Tanque Evaporador

Para o evaporador o balanço de massa global é demonstrado pela equação 1 que é utilizada para o cálculo de vazão de concentrado.

$$M_{aa} = M_{co} + M_{va} \quad \text{Eq: 1}$$

Onde:

M_{aa} é vazão mássica de entrada no evaporador;

M_{co} é a vazão mássica de concentrado no evaporador;

M_{va} é vazão mássica de vapor.

Além do balanço de massa global foi feito o balanço de massa demonstrada na equação 2Eq: 2 do sal para ser calculada a composição mássica de sal da saída do evaporador na corrente de concentrado.

$$xsa * Maa = xsco * Mco \quad \text{Eq: 2}$$

Onde:

xsa é a composição mássica de sal na corrente de entrada do evaporador;

$xsco$ é a composição mássica de sal no concentrado.

O balanço de energia é demonstrado pela equaçãoEq: 3 3 que é usada para calcular a vazão de vapor produzida.

$$Q = Mva * \Delta h_{vap} + Mco * Cp * Teb - Maa * Cp * Taa \quad \text{Eq: 3}$$

Onde :

Cp é o calor específico da água líquida que é igual a 4,180 kJ/kgK

Teb é a temperatura de ebulição dentro do tanque evaporador;

Taa é a temperatura da água aquecida;

Q é a energia fornecida no evaporador;

ΔH_{vap} é o calor latente de vaporização.

O calor latente e pode ser calculado a partir da temperatura de acordo com a equação 4 (Perry,2008).

$$\Delta h_{vap} = C1 * (1 - Tr)^{C2+C3*Tr+C4*Tr^2+C5*Tr^3} \quad \text{Eq: 4}$$

Em que:

$$Tr = \frac{T}{Tc} \quad \text{Eq: 5}$$

Os valores das constantes C1 até C5 e TC foram retirados a partir da literatura e são apresentados na Tabela 1 (Perry,2008).

Tabela 1 Constantes utilizadas da literatura

Name	C1 × 1E-07	C2	C3	C4	TC,K
Water	5.2053	0.3199	-0.212	0.25795	647.096

Assim, o calor latente de evaporação utilizados nos cálculos foi de 2264,685 kJ/kg.

Além disso, por meio de um balanço de energia foi o estudado o comportamento dinâmico da temperatura durante o aquecimento da água até a temperatura de ebulição, processo onde há apenas calor sensível. Desta forma, o modelo utilizado pode ser descrito pela equação 6Eq: 6.

$$\rho C_p V \frac{dT(t)}{dt} = Maa * C_p * (T_{in} - T(t)) + Q(t) \quad \text{Eq: 6}$$

Onde:

ρ é a densidade;

V é o volume;

T é a temperatura;

t é o tempo.

A função de transferência que relaciona a temperatura em função de perturbações no calor é demonstrada pela equação 7:

$$\frac{T'(s)}{Q'(s)} = G(s) = \frac{1}{\frac{Maa * C_p}{\rho V} * s + 1} \quad \text{Eq: 7}$$

Onde:

T' é a temperatura como variável desvio em função da variável complexa s.

Q' é a vazão como variável desvio em função da variável complexa s.

Resolvendo esta equação por Transformada de Laplace Inversa, obtêm-se a função da temperatura em função do tempo de acordo com a equação 8:

$$T(t) = T_0 + \frac{A}{Maa C_p} * \left(1 - e^{-\left(\frac{Maa}{\rho V}\right) * t} \right) \quad \text{Eq: 8}$$

4.1.2. Balanços de massa e energia do condensador

No condensador, o vapor produzido no evaporador (corrente quente), é condensado gerando água pura. A água do mar (corrente fria) aquecida e parte da corrente dessa corrente alimenta o tanque evaporador e parte é direcionada a uma corrente de purga.

A Figura 17 representa as correntes de entrada e saída do condensador:

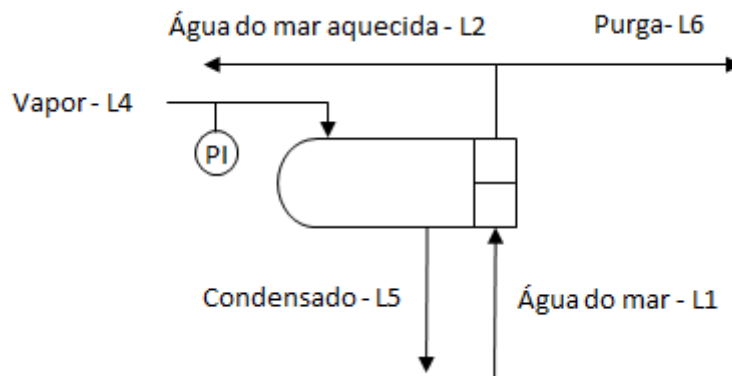


Figura 17 Condensador

No condensador foi realizado o balanço de energia demonstrado pela equação 9 para o cálculo da massa de água na entrada do condensador (L1).

$$M_{va} * \Delta H_{vap} = M_{am} * C_p * (T_{aa} - T_{am}) \quad \text{Eq: 9}$$

Onde:

M_{am} é a vazão de água do mar;

T_{am} é temperatura da água do mar na entrada do condensador.

Além disso foi realizado o balanço de massa global para determinar a vazão mássica da corrente de purga de acordo com a equação 10:

$$M_{pu} = M_{am} - M_{aa} \quad \text{Eq: 10}$$

Onde:

M_{pu} é a vazão mássica da purga.

4.1.3. Balanços de massa e energia do tanque resfriado

No processo industrial, a corrente de purga é direcionada novamente ao mar. Neste projeto, esta corrente é misturada em um tanque resfriado com a corrente de concentrado de sais, que é a corrente de fundo do tanque evaporador, e a corrente de condensado que é a água pura líquida, o produto do processo. O objetivo desta mistura é reproduzir a corrente de água do mar alimentada no processo.

Após a mistura destas correntes, elas são resfriadas utilizando gelo para que a corrente de saída do tanque resfriado seja utilizada como a corrente de água do mar que entra no condensador para ser pré-aquecida mantendo o circuito fechado.

As correntes de entrada e saída do tanque resfriado estão representadas na Figura 18:

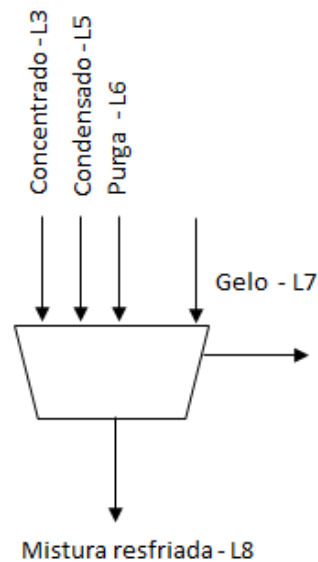


Figura 18 Tanque resfriado

A mistura das correntes de entrada do tanque resfriado gera uma vazão de mistura resfriada que pode ser calculada pelo balanço de massa total demonstrado pela equação 11 Eq: 11. Considerando estado estacionário:

$$M_{mist} = M_{co} + M_{cond} + M_{pu} \quad \text{Eq: 11}$$

Onde:

M_{cond} é a vazão mássica do condensado;

M_{pu} é a vazão mássica da purga.

Por meio do balanço de massa de sal dissolvido, foi calculado a porcentagem mássica de sal da mistura no estado estacionário conforme a equação 12Eq: 12:

$$x_{s a} = \frac{M_{co} * x_{s co} + M_{cond} * x_{s cond}}{M_{mist} - M_{pu}} \quad \text{Eq: 12}$$

Onde:

$x_{s cond}$ é a composição mássica de sal no condensado que é igual 0.

A temperatura da corrente antes do resfriamento com gelo pode ser calculada pela equação 13:

$$M_{mis} * T_{mist} = M_{co} * T_{co} + M_{cond} * T_{cond} + M_{pu} * T_{pu} \quad \text{Eq: 13}$$

Onde:

T_{mis} é a temperatura da mistura antes do resfriamento;

T_{co} é a temperatura do concentrado;

T_{cond} é a temperatura condensado;

T_{pu} é a temperatura da purga.

Por fim o balanço de energia demonstrado pela equação 14 foi utilizado para calcular o calor que deve ser retirado pelo gelo para resfriar a corrente de mistura até a temperatura inicial da água do mar.

$$Q_{gelo} = M_{mist} * C_p * (T_{inicial da mist} - T_{am}) \quad \text{Eq: 14}$$

Assim, a massa de gelo por unidade de tempo necessária para retirar este calor pode ser calculada pela equação 15 considerando que o gelo é adicionado a 0 °C, de forma que há apenas calor latente de condensação:

$$M_{gelo} = \frac{Q_{gelo}}{\Delta H_{fusão}} \quad \text{Eq: 15}$$

Onde:

M_{gelo} é a massa de gelo por unidade de tempo;

ΔH fusão é o calor latente de fusão igual a 1436 cal/mol (Perry,2008)

4.2. Software AspenHysys

Após os cálculos realizados, o mesmo processo foi realizado no software AspenHysys a fim de analisar os resultados encontrados por EL-DESSOUKY, H.T em Fundamental of Salt Water Desalination e definir pontos operacionais do protótipo.

O AspenHysys é um simulador de processos muito utilizado nas indústrias químicas por engenheiros de processos para cálculos complexos de balanços de massa e energia, dimensionamento de equipamentos, equilíbrio químico, otimização de processo, custos de operação dentre outras ferramentas. Também, possui uma grande quantidade de dados para diferentes substâncias químicas e diversos modelos termodinâmicos que podem ser escolhidos de acordo com o processo simulado. Se tornando uma ferramenta que pode ser utilizada para os mais diversos segmentos desde indústrias de óleo e gás até indústria de alimentos.

Neste trabalho, a ferramenta foi utilizada para simular o processo de dessalinização e para isso, foram escolhidos os componentes NaCl e água simulando a água do mar. O modelo utilizado para a simulação foi o PRSV indicado pelo software através da ferramenta "methods assistant" onde filtramos por processos químicos com compostos polares.

As variáveis de entradas foram definidas como valores que podem ser alterados e são no simulador a concentração de sal no concentrado e na água do mar, a vazão de vapor produzido, a pressão no evaporador e as temperaturas de entrada e saída do fluido frio no pré aquecedor. Todas indicadas em vermelho no fluxograma da Figura 19

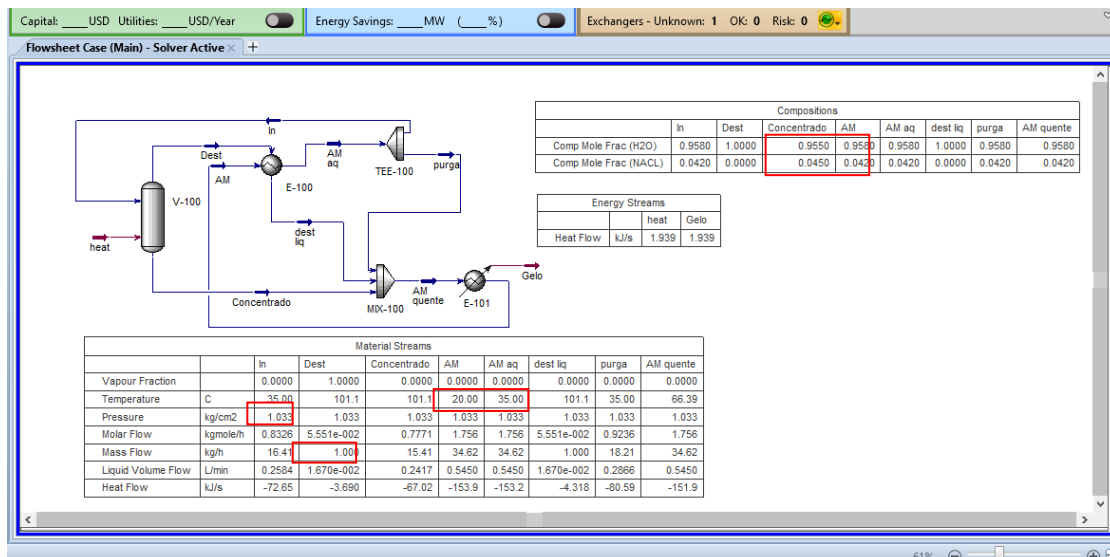


Figura 19 Simulação de processo de dessalinização

4.3. Material e instrumentação

Um dos objetivos deste trabalho é construir um protótipo, é apresentada a especificação do material utilizado no desenvolvimento da planta. Já que o processo engloba correntes de água quente e de vapor, é necessária uma escolha criteriosa dos materiais dos equipamentos e das tubulações para evitar danos e vazamentos de fluidos quentes, o que compromete a operação segura do processo.

A instrumentação engloba uma placa Arduino, que é uma plataforma de prototipagem eletrônica de hardware livre com placa microcontroladora; sensores de vazão, temperatura e pressão. Além disso, foi utilizado o software IFIX, um sistema supervisor que comunica com o Arduino.

Os atuadores são as resistências que fornecem energia térmica para o aquecimento da água e a bomba que fornece energia mecânica para o deslocamento da água do tanque de armazenamento até o evaporador.

4.3.1. Medidor de vazão

O medidor de vazão utilizado é o Sensor YF-S201 de 1/2 polegada ilustrado na Figura 20, cujo princípio de operação é o efeito Hall. O sensor é composto por um corpo de plástico, um rotor e um sensor de efeito Hall. O fluido, ao passar pelo corpo, faz o rotor girar proporcionalmente à sua velocidade. O transdutor emite um pulso a cada giro

devido ao efeito Hall, de forma que a frequência de pulsos é a grandeza medida e convertida na vazão do fluido.



Figura 20 Medidor de vazão YF-S201

A faixa de vazão do medidor é de 1 a 30 L/min com uma exatidão de 10%. A temperatura de operação é entre -25 e 80 °C, de forma que este não pode ser utilizado para a passagem de água quente e para vapor.

O valor de saída obtido pelo medidor de vazão foi comparado com o valor obtido pelo método manual de medição de vazão em triplicata, realizado com uma proveta e um cronômetro para as posições da válvula em 25, 50, 75 e 100%. Assim, foi definido uma constante para correção do valor indicado pelo medidor.

4.3.2. Medidor de pressão

O sensor de pressão utilizado é o MPX5010. Ele apresenta dois lados P1 e P2, chamados de “Pressureside” e “Vacuumside”, respectivamente. O sensor opera de forma a fornecer um sinal analógico proporcional à pressão diferencial P1-P2, em que o lado P1 do medidor, obrigatoriamente, deve ser anexado a um ponto de maior pressão no sistema em relação a P2.

Este medidor suporta operação em ambientes com temperaturas de -40 °C a 125 °C e diferenças de pressão entre os pontos P1 e P2 de até 100 kPa, sendo 75 kPa o valor operacional máximo recomendado. Exposições a condições mais extremas podem causar danos permanentes no medidor. O erro máximo é de 5,0% para faixa de temperatura entre 0 °C e 85 °C.

Os medidores MPX5010 devem ter contato apenas com ar, já que o contato com a água e outros líquidos podem comprometer o seu desempenho. Portanto, para medir a pressão, o medidor foi anexado na ponta vedada de uma mangueira preenchida de ar em que o fluido do sistema comprime e expande o ar na mangueira.

O medidor é apresentado na Figura 21.



Figura 21 Medidor de pressão MPX5010

4.3.3. Medidor de temperatura

O sensor de temperatura é o DS18B20 ilustrado na Figura 22 e é adequado para medição de temperatura em meio aquoso. Trata-se de um medidor com exatidão de $\pm 0,5^{\circ}\text{C}$ e apresenta faixa de medição de -55°C a 125°C e foi utilizado para estudar o comportamento dinâmico da temperatura da água do tanque evaporador. Portanto sua faixa de medição é adequada para este objetivo.



Figura 22 Medidor de temperatura DS18B20

4.3.4. Sistema supervisório IFIX

O IFIX é uma ferramenta desenvolvida pela GE para integrar a operação do chão de fábrica com a engenharia facilitando o acompanhamento de processos e

desenvolvimento de projetos para o aumento da eficiência da produção (GENERAL ELETRIC COMPANY,2019). Dentre as várias funções que podem ser executadas pelo IFIX, nesse projeto foi utilizada a de acompanhamento das variáveis em tempo real durante os ensaios através da tela supervisória. Além disso, foram utilizadas as funções de armazenamento e criação de relatórios para análise de dados. A estrutura da ferramenta é ilustrada pela Figura 23 com todos os níveis de utilização.

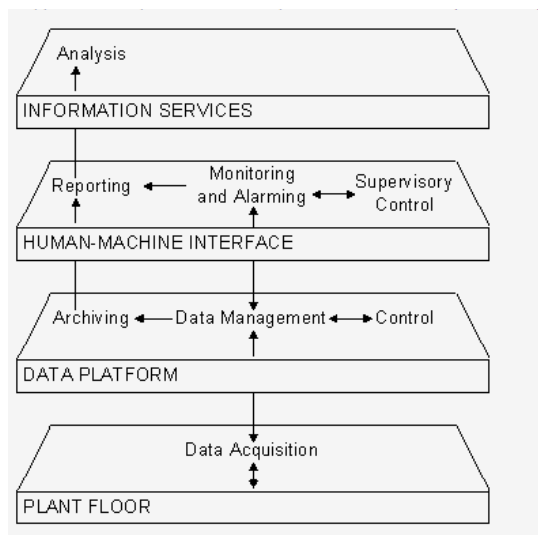


Figura 23 Níveis do sistema supervisório IFIX

4.3.5. Resistências

Foram utilizadas resistências de 1000 W e de 5500 W para fornecer energia ao processo de evaporação. As resistências de 1000 W utilizadas são ebulidores elétrico com resistências blindadas do fornecedor Cherubino. A resistência de 5500 W é as utilizadas em chuveiros elétricos fabricado pela empresa Lorenzetti. Foi necessário utilizar um disjuntor de 36 A para permitir a operação segura da resistência de chuveiro sem comprometer a fiação elétrica.

Na Figura 24, são apresentadas as resistências de 1000 W, 5500 W e o disjuntor utilizado.



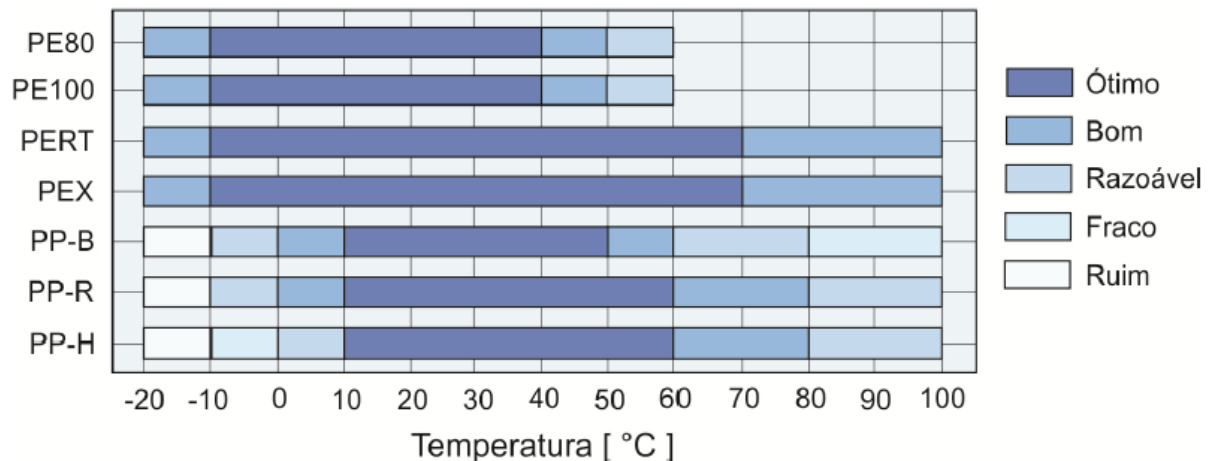
Figura 24 Resistências elétricas

4.3.6. Tubulações, conexões e tanques

As possibilidades consideradas para material dos tanques foram vidro, acrílicos, plásticos. Estes se mostraram os mais benéficos pois seriam de fácil manipulação e baixo custo. Entretanto, o principal critério para determinar o material do tanque evaporador é a resistência à temperatura de 100°C para evitar vazamentos de fluidos quentes – água ou vapor.

Foi estudada a resistência térmica de diferentes tipos de plástico apresentados no Gráfico 1.

Gráfico 1 Resistência térmica dos plásticos



Fonte: Manual de boa prática - Associação Brasileira de Tubos Poliolefícos

É observado que PERT, PEX e PP são classificados como bom ou razoável até temperaturas de 100 °C. O PERT e o PEX são materiais pouco usados sendo disponíveis apenas em grande escala e sob encomenda. O PP apresenta diversos fornecedores que confirmam faixa de operação até 100 °C e disponibilidade imediata.

O fornecedor Incomplast divulga no seu site as propriedades das tubulações onde a faixa de temperatura de uso contínuo da tubulação de PP é entre -10°C e 100 °C com temperatura máxima de uso em curto período de 120°C.

Logo, foram adquiridas tubulações de PP do fornecedor Incomplast para utilização em todos os trechos em que há passagem de água quente ou de vapor. O material do evaporador também é de PP e o condensador é de alumínio, de forma que todo o sistema foi montado com materiais que suportam temperaturas em torno de 100°C e que permitem operação segura durante os ensaios, que apresentam curta duração (30 min).

4.3.7. Bomba

A planta apresenta uma estrutura vertical, onde a alimentação é forçada através de uma bomba. Foi utilizada a bomba do modelo IwakiMagneticPump MD20RZT, disponibilizada pelo LADEQ, que possui a sua curva característica de acordo com o Gráfico 2 elaborada a partir dos dados do catálogo da bomba, disponibilizada pelo fornecedor. A bomba utilizada é apresentada na Figura 25.

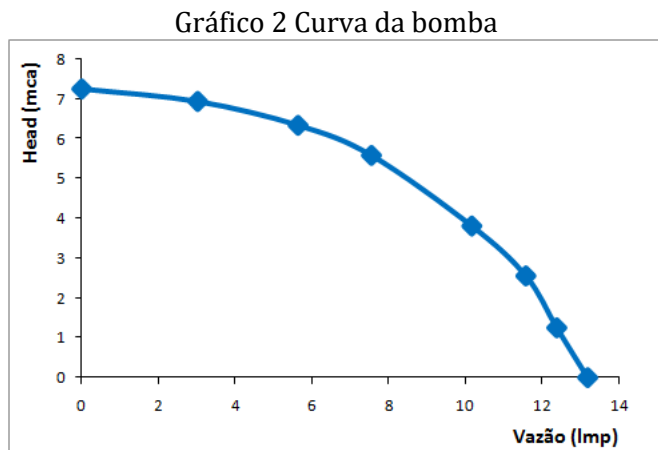


Figura 25 Bomba utilizada

Além disso, para estudar a perda de carga do sistema e assim o ponto de operação do protótipo foram utilizadas as equações 16, 17, 18, 19 e 20.

$$\frac{P_1}{\rho * g} - \frac{P_2}{\rho * g} = \alpha_2 \frac{V_2^2}{2 * g} - \alpha_1 \frac{V_1^2}{2 * g} + Z_2 - Z_1 + H_L + H_m \quad \text{Eq: 16}$$

$$H_l = f * \frac{L}{D} * \frac{V^2}{2} \quad \text{Eq: 17}$$

$$H_m = K * f * \frac{V^2}{2} \quad \text{Eq: 18}$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 * \log\left(\frac{e}{3,7} + \frac{2,51}{Re*\sqrt{f}}\right) \quad \text{Eq: 19}$$

$$Re = \frac{\rho * V * D}{\mu} \quad \text{Eq: 20}$$

4.3.8. Válvulas

As válvulas utilizadas são do tipo esfera de ½ polegada que resistem à passagem de água quente.

A curva da válvula foi elaborada com o objetivo de entender a faixa de abertura da válvula que melhor permite o controle de vazão. Assim, elucidar seu funcionamento para facilitar a operação da planta durante os ensaios.

Foram feitos testes em duplicata para os procedimentos de abertura e fechamento da válvula. Isto foi feito por meio de um transferidor anexado ao volante da válvula para medir a variação de ângulo após cada manipulação da válvula. Desta forma os ângulos correspondentes a abertura de 25 %,50%, 75% e 100% eram 22,5°,45°, 77,5° e 90° respectivamente.

4.3.9. Condensador

O condensador utilizado é um trocador de alumínio do tipo casco e tubo em que um único tubo percorre uma trajetória em espiral no interior do casco, favorecendo a troca térmica. A Figura 26 apresenta o condensador utilizado.



Figura 26 Condensador utilizado

5. Resultados e Discussão

Após definido os materiais utilizados, os equipamentos necessários e a instrumentação para o acompanhamento do processo foi construído o protótipo para a planta de dessalinização com o evaporador. Então, foi determinada a estrutura da planta, realizado a instalação dos instrumentos de medição e atuação, e desenvolvido o modelo de operação da planta.

Assim, os ensaios foram realizados para estudar o comportamento dos parâmetros da planta durante todo o processo de produção. Além disso, foi proposto um modelo dinâmico do aumento da temperatura durante a partida da planta e realizado a comparação dos resultados calculados e experimentais a fim de determinar o melhor ponto de operação dentre os ensaios realizados.

5.1. Protótipo da planta de dessalinização

Na prática o processo com o trocador de calor e com o pré-aquecedor se mostrou inviável pela dificuldade de operação. Portanto, foram realizadas algumas adaptações que embora aumente o gasto energético, se tornou mais prático e realizável.

Então foi retirado o pré-aquecedor e o tanque de resfriamento foi substituído por um tanque de armazenamento onde o concentrado quente era armazenado e posteriormente descartado. Assim, o protótipo não apresenta um circuito fechado como foi planejado.

O fluxograma do protótipo está ilustrado na Figura 27:

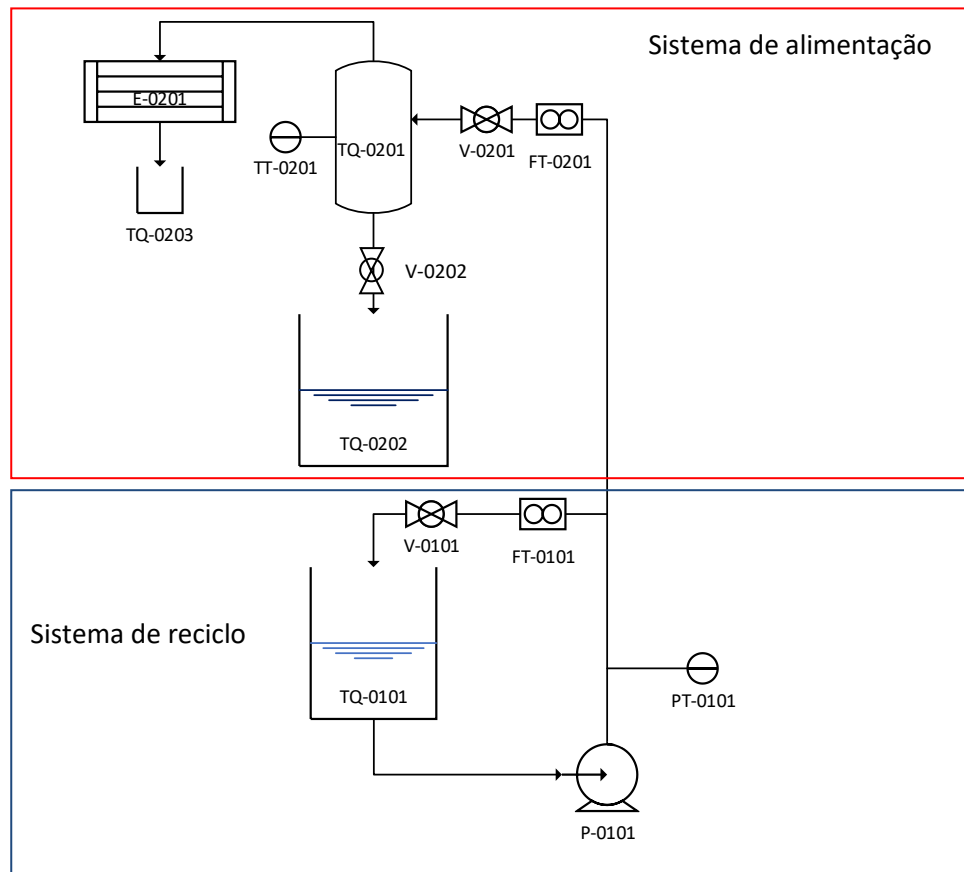


Figura 27 Fluxograma do processo experimental

O protótipo foi dividido em dois sistemas: o de reciclo e o de alimentação. O sistema de reciclo é composto pelo tanque TQ-0101, bomba P-0101, medidor de pressão PT-0101, medidor de vazão FT-0101 e a válvula V-0101. A função do reciclo é permitir a alimentação no evaporador com uma vazão baixa, apesar da bomba estar superdimensionada.

O sistema de alimentação engloba o medidor de vazão FT-0201; a válvula V-0201; o evaporador TQ-0201, o tanque de armazenamento de concentrado TQ-0202, o tanque de armazenamento do condensado TQ-0203; o medidor de temperatura TT-0201 e o condensador E-0201. Nesse sistema ocorre a formação de vapor e produção do condensado.

5.2. Faixa de operação do protótipo

Uma vez o protótipo pronto, foi realizado os cálculos usando as equações de balanço de massa e energia apresentada no capítulo 3. Assim, foi determinada a faixa de operações da vazão de alimentação do evaporador para o calor fornecidos pelas potências de 1000W, 2000W e 5500W.

A faixa de operação da vazão de alimentação no evaporador varia de 0 kg/min até a vazão máxima. Esta é definida como a vazão em que toda a energia fornecida é utilizada para aquecer a água de alimentação até 100°C e não há calor disponível para transição de fase. Desta forma, os dados utilizados e as vazões máximas obtidas a partir da equação 3 estão listadas na Tabela 2.

Tabela 2 Vazão máxima na alimentação do evaporador

Calor (W)	Tco (°C)	Taa (°C)	Cp (J/kg °C)	Mvap (kg/s)	Maa (kg/min)
1000	100	25	4180	0	0,19
2000	100	25	4180	0	0,38
5500	100	25	4180	0	1,05

Além disso, foi calculada a massa de gelo máxima necessária para produção de vapor máxima de acordo com a equação 14. Para obter a produção de vapor máxima foi utilizada a equação 3 com a vazão de concentrado tendendo a 0 os dados estão listados na Tabela 3 Consumo máximo de gelo

Tabela 3 Consumo máximo de gelo

Calor fornecido (W)	ΔH_{vap} (kJ/kg)	Taa (°C)	Cp (J/kg °C)	Mvap (kg/min)	Quantidade de Gelo (kg/min)
1000	2264,685	25	4180	0,023	0,15
2000	2264,685	25	4180	0,046	0,31
5500	2264,685	25	4180	0,128	0,86

Assim foi possível determinar a faixa de operação da planta e a viabilidade da quantidade de gelo e água consumida para operação contínua da planta durante 30 min.

5.3. Instrumentação

O Capítulo 4.3 apresenta de forma sucinta os medidores e atuadores. Já este capítulo tem como objetivo apresentar o resultado dos cálculos e os procedimentos que englobam a implementação dos instrumentos e dos atuadores no sistema. Serão descritos a montagem do circuito elétrico para instalação dos medidores, a calibração do medidor de vazão e a operação da bomba e das válvulas do protótipo.

5.3.1. Circuito elétrico para instalação dos medidores

Os circuitos elétricos conectam os medidores a placa do Arduino por meio de fios. São feitas três conexões em todos os medidores: um fio envia o sinal de saída do medidor

para a placa (fio DATA); um fio conecta a fonte de voltagem do Arduino para o medidor (fio VCC) e um fio conecta o medidor ao aterramento do Arduino (fio GND).

No circuito do medidor de temperatura, é informado na folha de dados que é necessário colocar uma resistência de 4,7 ohm ligada em paralelo ao medidor para o correto funcionamento do mesmo. Além disso, os medidores de temperatura e vazão são ligados a placa Arduino pelas portas entre 1 e 12 pois possuem sinal digital já o de pressão é conectado pelas portas entre A0 e A5 pois apresenta sinal analógico. O circuito com os três medidores está ilustrado na Figura 28 e a Tabela 4 é uma legenda dos componentes utilizados.

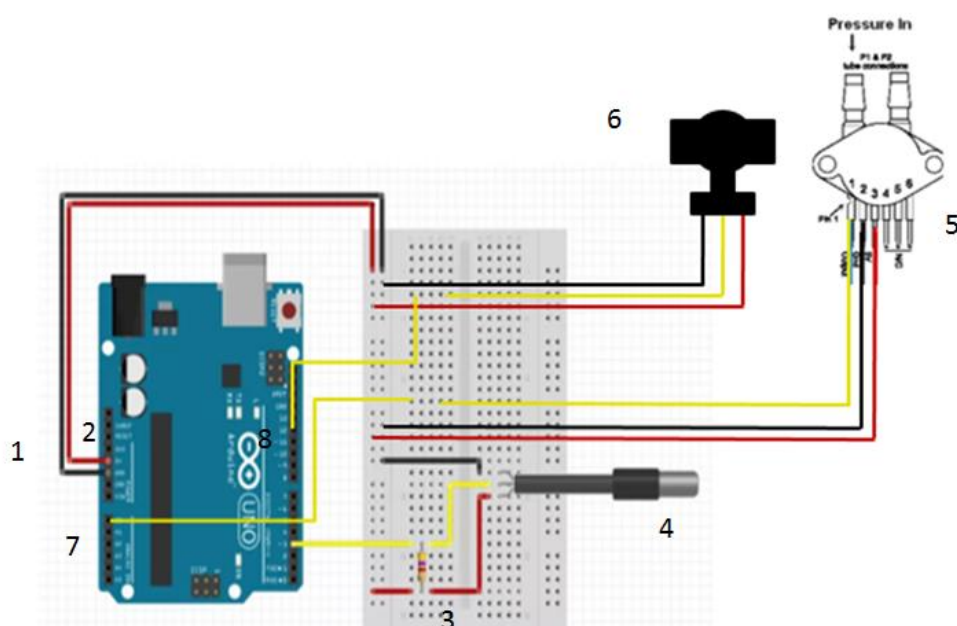


Figura 28 Circuito elétrico

Tabela 4 Componentes do circuito elétrico

Numeração	Componente
1	Aterramento do Arduino
2	Fonte de voltagem do arduino para os medidores
3	Resistência elétrica
4	Medidor de temperatura
5	Medidor de pressão
6	Medidor de vazão
7	Portas que recebem sinal analógico
8	Portas que recebem sinal digital

5.3.2. Calibração do medidor de vazão

A metodologia de calibração do medidor, descrita no Capítulo 4.3.1, engloba a comparação do sinal de saída do medidor com a medição manual da vazão, manipulando a válvula para obter uma constante de conversão.

Os dados obtidos estão descritos nas Tabela 5 e Tabela 6.

Tabela 5 Dados Fechando a Válvula

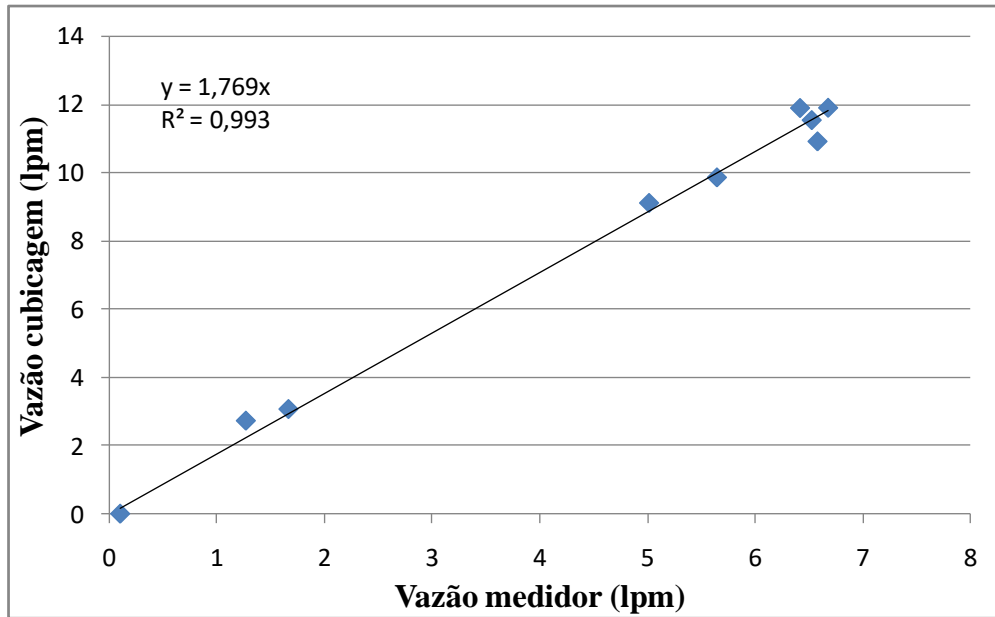
Método Direto de Medição				Medidor
(%)	Tempo (s)	Volume (ml)	Vazão (l/min)	Sinal de saída
100	1,82	350,00	11,54	6,53
75	2,35	427,50	10,91	6,59
50	1,78	292,50	9,86	5,65
25	1,76	90,00	3,07	1,66
0	0,00	0,00	0,00	0,00

Tabela 6 Dados abrindo a Válvula

Método Direto de Medição				Medidor
(%)	Tempo (s)	Volume (ml)	Vazão (l/min)	Sinal de saída
0	0	0	0	0
25	1,98	90	2,73	1,26
50	1,91	290	9,11	5,02
75	1,69	335	11,89	6,42
100	1,79	355	11,90	6,68

O valor de vazão obtido pelo método manual de medição é maior que o valor do sinal de saída do medidor para todos os cenários, logo o medidor está com uma indicação ruim da vazão. A curva de calibração do medidor é apresentada no Gráfico 3.

Gráfico 3 Curva de calibração do medidor de vazão



É observado um comportamento linear e que 1,77 é uma constante de conversão adequada para calibração do medidor. Essa constante foi adicionada no código do Arduino e o medidor foi calibrado para a operação do protótipo.

5.3.3. Análise da faixa de operação da bomba

Para estudar a operação da bomba que foi utilizada no protótipo e o range do instrumento de pressão que será instalado na descarga da bomba, foi realizado o cálculo de perda de carga do sistema de alimentação.

A partir do levantamento do número de acidentes, do comprimento e do tipo de tubulação, dos dados do fluido e das equações entre 16 e 20, foi calculada a perda de carga do sistema de alimentação. Desta forma, foi possível definir a operação da bomba.

A Figura 29 apresenta o fluxograma simplificado do processo e as Tabelas 7, 8 e 9, os dados utilizados para o cálculo.

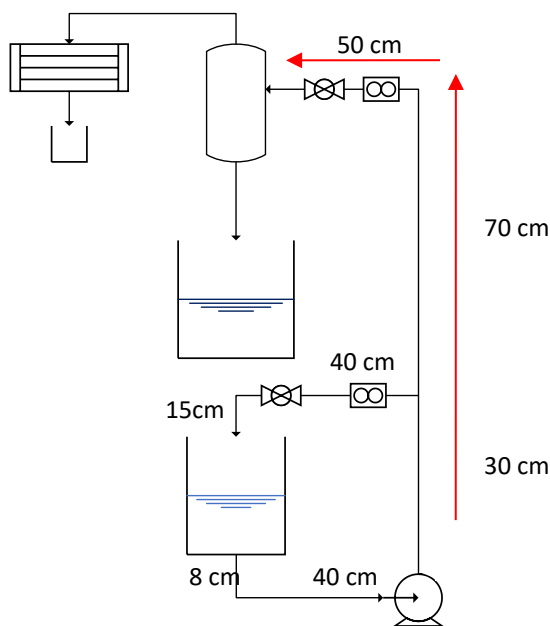


Figura 29 Fluxograma simplificado para cálculo da perda de carga

Tabela 7 Acidentes sistema alimentação

Acidente	Fator K ou L/D	n° de Ac.
Cotovelo 90	30	1
Tê Ramal	60	1
Val. Esfera	3	1

Tabela 8 Dados da tubulação

Dados Sistema de alimentação		
Propriedade	Valor	Unid.
Diâmetro Interno	17	mm
Rugosidade	0,0015	mm
z inicial	0	m
z final	1,2	m
L total	1,7	m

Tabela 9 Dados fluido

Dados Sistema de alimentação		
Propriedade	Valor	Unidade
Densidade	1000	kg/m ³
Viscosidade	0,001	Pa.s
Vazão	0,012	m ³ /h

Assim, a perda de carga do sistema é de 1,2 mca, para a vazão na alimentação máxima no evaporador em 1,05 l/min calculada no capítulo 5.2. De acordo com o Gráfico 2, quando a bomba fornece essa vazão ela tem uma pressão de descarga de 7 mca muito maior que o valor de perda de carga causado pelo sistema. Assim seria necessário trabalhar com a válvula anterior ao evaporado muito fechada e exigir que a bomba trabalhe muito próxima ao seu "head" máximo.

Por isso, foi acrescentada a corrente de reciclo com uma válvula, de forma que é possível operar com uma vazão alta na bomba e dividir a correntes utilizando as válvulas.

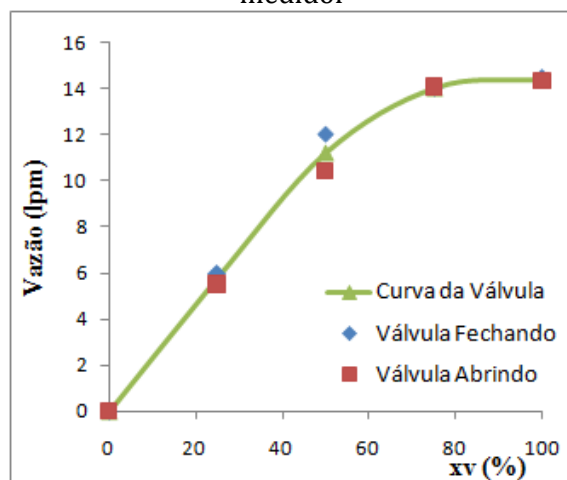
5.3.4. Análise da faixa de operação das válvulas

A operação da bomba demanda a utilização de recirculação e válvulas na linha de alimentação ao evaporador e na linha de recirculação e os dados obtidos para a curva da válvula estão na Tabela 10 e no Gráfico 4.

Gráfico 4 Curva da válvula com dados do medidor

Tabela 10 Dados da curva da válvula

Vazão (%)	Vazão fechando (l/min)	Vazão Abrindo (l/min)	Valor médio (l/min)
100	14,43	14,34	14,38
75	14,03	14,05	14,04
50	12,04	10,39	11,21
25	5,94	5,49	5,71
0	0,00	0,00	0,00



Observa-se que há uma diferença nas curvas para o procedimento de abertura e fechamento das válvulas, fenômeno chamado de histerese. Além disso, observa-se que para aberturas de válvula maiores que 75%, a vazão se estabiliza de forma que abrir mais a válvula não resulta em aumento de vazão. Logo, a faixa de operação utilizada nos testes da válvula é com aberturas menores que 50%, pois esta faixa permite o melhor controle de vazão e é a faixa de menor influência do efeito de histerese.

5.3.5. Análise da confiabilidade do cálculo de perda de carga

Após a montagem do protótipo e o cálculo de perda de carga do sistema de alimentação, o valor indicado pelo medidor de pressão e o calculado apresentou uma diferença maior que 50%. Então, foi feita uma estimativa da perda de carga do medidor de vazão que era o único acidente não considerada no cálculo, e portanto, a possível causa da divergência encontrada.

Desta forma, foi feita uma comparação entre o cálculo e o medidor de pressão para o sistema de alimentação e o sistema de reciclo, separadamente. O único acidente não considerado foi o medidor de vazão. A Tabela 11 mostra os resultados obtidos.

Tabela 11 Perda de carga do medidor de vazão

Sistema	Cálculo da perda de carga	Medidor de pressão	Diferença
Reciclo	6,23 kPa	12,7 kPa	6,48 kPa
Alimentação	15,14 kPa	22,5 kPa	7,35 kPa

Ambos os sistemas apresentaram valores de diferença próximos, e por isso é provável que essa diferença de perda de carga seja provocada pelo medidor. Assim foram utilizadas essa diferença e as equações de perda de carga para calcularmos o coeficiente de perda de carga do medidor de vazão.

Os valores encontrados para o coeficiente de perda de carga do medidor de vazão foram de 427 no sistema de reciclo e de 485 no sistema de alimentação. Para aumentar a confiabilidade no cálculo realizado, esses resultados foram comparados com valores de acidentes na literatura e em folha de dados de medidores de vazão.

De acordo com a literatura a válvula globo e a de retenção apresentam coeficientes de perda de carga 340 e 600 (FOX,2008), respectivamente. Além disso, a folha de dados de um medidor de vazão com tecnologia parecida informa que a perda de carga destes instrumentos é inferior a 68 kPa. (TECNOFLUID,2019)

Assim, tanto o cálculo realizado quanto a indicação do medidor de pressão estão satisfatórios desde que fossem considerados no cálculo os acidentes provocados pelos medidores de vazão.

5.4. Ensaios experimentais

Com o protótipo funcionando e todos os medidores com indicação confiável foram iniciados os ensaios com objetivo de estudar a eficiência do protótipo construído, comparar os dados experimentais com os calculados e decidir o melhor ponto de operação do protótipo. Assim foram realizados 10 ensaios onde as condições de operação estão mostradas na Tabela 12.

Tabela 12 Ensaios planejados

Ensaio	Potência da resistência (W)	Vazão de alimentação (L/min)	Objetivo
1	1000	0,3	Confirmar funcionamentos da instrumentação
2	1000	0,2	Operação na vazão máxima calculada
3	1000	0,1	Produção de vapor
5	2000	0,3	Produção de vapor
6	2000	0,2	Aumentar a produção de vapor
7	2000	0,1	Produção de vapor no limite operacional
8	5500	0,7	Produção de vapor
9	5500	0,6	Produção de vapor
10	5500	0,5	Aumentar a produção de vapor
11	5500	0,2	Aumentar a produção de vapor

5.4.1. Operação da planta

Ao operar a planta, inicialmente a vazão de saída do tanque evaporador é ajustada para a vazão de operação do ensaio a ser feito e a abertura da válvula de entrada do tanque é ajustada até que nível do tanque evaporador se estabilize entre uma faixa de 12 a 12,5 cm de altura. O nível deve se manter nessa faixa durante 10 min, ou seja, já que a área superficial do tanque é de 12 cm², a diferença máxima de vazão é de 0,0006 L/min entre a entrada e saída do tanque.

Após o nível estar estabilizado, gelo é adicionado no condensador e as resistências são ligadas. Os instantes de início de evaporação e de saída da primeira gota de condensado são registrados. A vazão de saída de concentrado é medida manualmente em triplicata para checar se houve alguma alteração nesta vazão durante o ensaio, gelo é repostado após a realização destas medidas. Dez minutos após a saída da primeira gota de condensado, a quantidade de condensado produzida é medida utilizando uma proveta e a vazão média de produção é calculada.

Este procedimento de reposição de gelo, checagem da vazão de saída em triplicata, reposição de gelo novamente e medição da vazão média de produção é repetido por outras duas vezes. Após obter três medidas da vazão média de produção de condensado, o ensaio é finalizado.

O checklist de operação está apresentado na Tabela 13 onde o tempo em que cada etapa era realizada é anotado no espaço cinza:

Tabela 13 Check list de operação

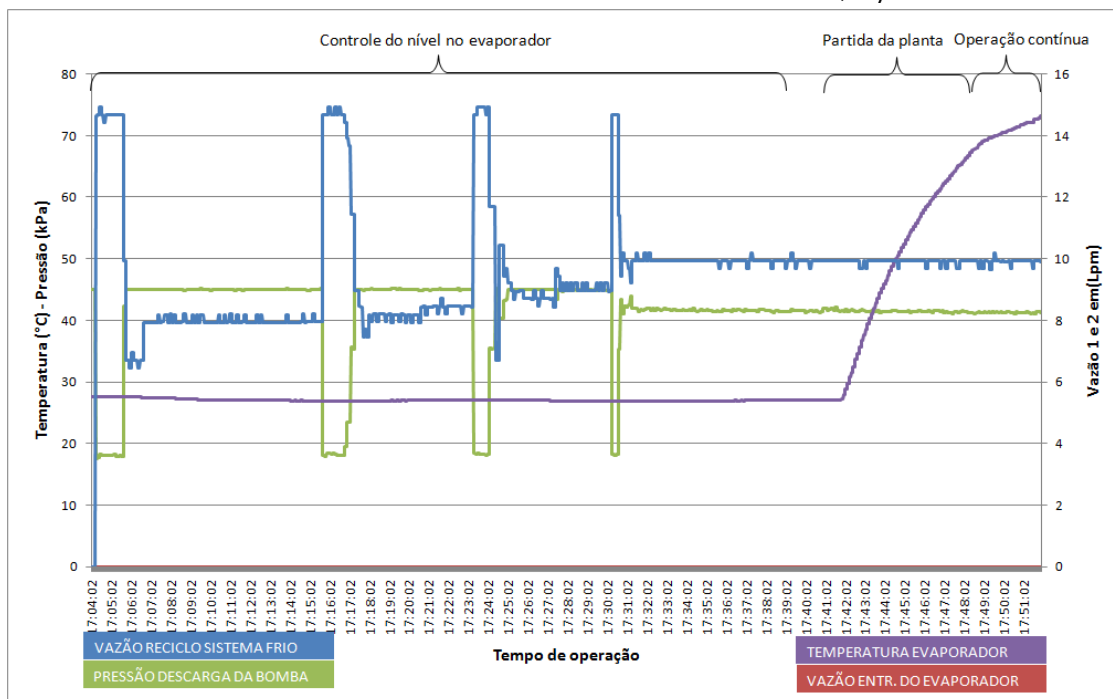
Min	seg	tempo(s)	Etapas	
Preenchido durante os ensaios		0,0	Início	
		0,0	Nível constante	
		0,0	Início cubicagem de concentrado	
		0,0	Fim cubicagem de concentrado	
		0,0	Início cubicagem de concentrado	
		0,0	Fim cubicagem de concentrado	
		0,0	Início cubicagem de concentrado	
		0,0	Fim cubicagem de concentrado	
		0,0	Gelo	
		0,0	Ligar R1 e R2	
		0,0	Primeira gota de condensado	
		0,0	Checar gelo	
		0,0	Início cubicagem de concentrado	
		0,0	Fim cubicagem de concentrado	
		0,0	Início cubicagem de concentrado	
		0,0	Fim cubicagem de concentrado	
		0,0	Início cubicagem de concentrado	
		0,0	Fim cubicagem de concentrado	
		0,0	Repor Gelo	
		0,0	Fim cubicagem condensado	
		0,0		
				Recomeço da cubicagem do
		0,0		condensado
		0,0		Checar gelo
		0,0		Início cubicagem de concentrado
		0,0		Fim cubicagem de concentrado
		0,0		Início cubicagem de concentrado
		0,0		Fim cubicagem de concentrado
		0,0		Início cubicagem de concentrado
		0,0		Fim cubicagem de concentrado
		0,0		Repor Gelo
		0,0		Fim cubicagem condensado
		0,0		
		0,0		Recomeço da cubicagem do condensado
		0,0		Checar gelo
		0,0		Início cubicagem de concentrado
		0,0		Fim cubicagem de concentrado
		0,0		Início cubicagem de concentrado
		0,0		Fim cubicagem de concentrado
		0,0		Início cubicagem de concentrado
	0,0		Fim cubicagem de concentrado	
	0,0		Repor Gelo	
	0,0		Fim cubicagem condensado	

5.4.2. Ensaio 1- operação com 1000 W e Vazão de alimentação 0,3 l/min

Para operar com 1000 W foi realizado inicialmente a vazão de 0,3 l/min. O cálculo dos balanços e a simulação mostra que, com esta vazão e essa potência, não é possível elevar a temperatura da água a 100°C. Entretanto, o ensaio foi feito para operar o protótipo com condições mais brandas. Assim, foi testado o controle manual de vazão com as válvulas, a vedação entre as juntas das tubulações e no evaporador, a resistência do material a temperaturas mais altas e o funcionamento dos instrumentos e dos atuadores.

A operação do protótipo é supervisionada pelo IFIX como mostra o Gráfico 5 Ensaio 1 Potência de 1000 W e vazão de 0,3 l/min, onde o eixo x é o tempo de operação, os eixos y indicam o valor de cada medidor. A linha azul é a indicação do medidor de vazão do sistema de reciclo, a linha roxa é a indicação de temperatura no evaporador, a linha verde é a pressão na descarga da bomba e a linha vermelha que não aparece é a indicação de vazão na alimentação do evaporador.

Gráfico 5 Ensaio 1 Potência de 1000 W e vazão de 0,3 l/min



O gráfico é dividido em três partes, o controle de nível no evaporador, a partida da planta e a operação contínua. Os picos azuis e verdes são ocasionados pela operação da válvula do sistema de reciclo que é responsável por realizar o ajuste mais preciso da vazão de alimentação no evaporador.

Além disso, é possível observar no gráfico o tempo de espera de dez minutos para confirmação do nível constante, a partida da planta quando a resistência é ligada e a subida da temperatura. Ambos os processos ilustrados pelas linhas azul e roxa a partir do tempo de 17:41.

A operação contínua não foi possível ser realizada nesse ensaio pois, após o aquecimento houve um vazamento no flange na saída do evaporador que fez com que o nível diminuísse ao longo de toda partida. Como a resistência não pode funcionar acima do nível de água, o teste teve que ser interrompido. Mesmo assim já foi possível observar a formação de uma tendência de estabilização da temperatura.

Conforme mostrado no checklist, as medições manuais de vazão apresentadas na Tabela 14 são realizadas na saída do concentrado no evaporador enquanto o nível está constante. Isso é feito em todos os ensaios, pois não é possível medir a vazão de alimentação no evaporador com o medidor utilizado, já que a faixa do instrumento é de 1 a 30 l/min e nenhum ensaio foi realizado dentro dela. Por isso a linha vermelha não aparece no Gráfico 5.

Tabela 14 Vazão com nível constante

Amostra	Tempo (s)	V (ml)	Vazão (l/min)
Concentrado 1	11,0	55	0,30
Concentrado 2	14,9	70	0,28
Concentrado 3	20,5	95	0,28

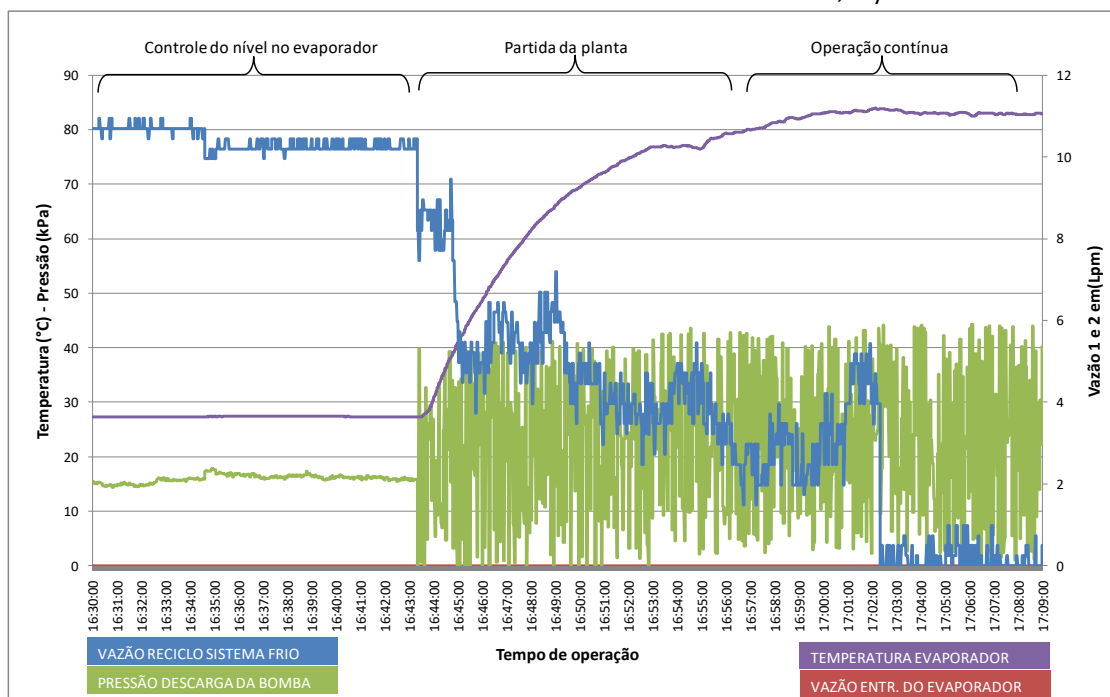
Como resultado, os instrumentos mostraram bom funcionamento durante todo processo realizado, foi possível regular a vazão de alimentação e o nível no evaporador através do bom funcionamento das válvulas e da bomba e o protótipo mostrou suportar temperaturas mais próximas a 100 °C. Foi identificada a necessidade de uma vedação melhor na saída do evaporador para evitar vazamento em ensaios futuros.

5.4.3. Ensaio 2 - operação com 1000 W e vazão de alimentação 0,2 l/min

Após a operação com 0,3 l/min, reduzimos a vazão na alimentação para 0,2 l/min objetivando a produção de condensado. Como mostrado no capítulo 5.2, essa é a máxima vazão de alimentação possível para que haja a produção de vapor.

O Gráfico 6 extraído a partir dos dados do IFIX mostra o comportamento das variáveis durante a operação do protótipo.

Gráfico 6 Ensaio 2 Potência de 1000W e vazão de 0,2 l/min



A etapa de operação contínua apresentou a duração de dez minutos, diferentemente do ensaio 01 em que teve de ser interrompida por nível baixo. Porém, não houve a produção de vapor, já que a temperatura ficou estabilizada entre 80 e 90 °C durante toda a etapa.

Além disso, houve um problema de indicação dos medidores de vazão e pressão durante a partida e a operação contínua. Em um primeiro momento, foi pensado que esse problema tivesse sido provocado por algum mau contato dos fios no Arduino ou no instrumento. Porém, será visto que este problema de indicação ocorre quando a resistência e o computador, que fornece energia para o funcionamento da placa do Arduino e consequentemente dos instrumentos, são ligados na mesma fonte de energia.

Os dados obtidos para a vazão de alimentação no evaporador estão na Tabela 15

Tabela 15 Vazão com nível constante

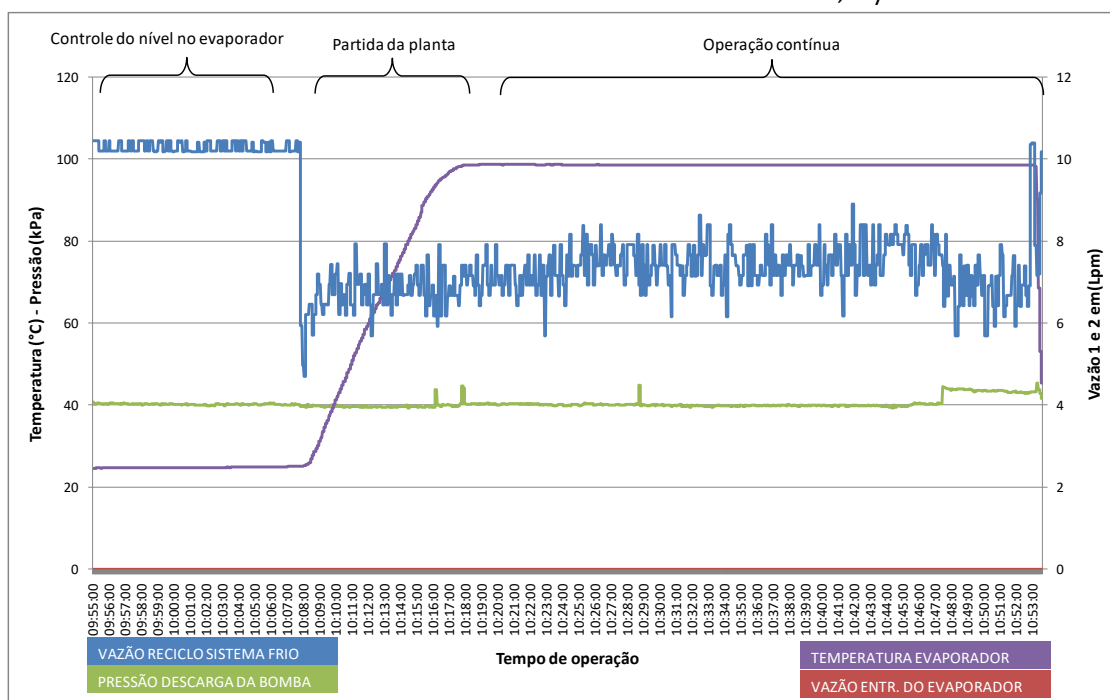
Amostra	Tempo (s)	V (ml)	Vazão (l/min)
Concentrado 1	20,3	75	0,22
Concentrado 2	17,8	65	0,22
Concentrado 3	15,5	57,5	0,22

Portanto, nesse ensaio foi observado que há uma perda de calor no evaporador já que não foi formado vapor como previa o cálculo de balanço de energia. Além disso, foi observado um problema de indicação nos medidores de vazão e pressão que, embora não invalidasse os resultados, era um ponto que deveria ser corrigido.

5.4.4. Ensaio 3 - operação com 1000 W e vazão de alimentação 0,1 l/min

Com o objetivo de produzir vapor utilizando a potência de 1000 W, a vazão de alimentação no evaporador foi reduzida para 0,1 l/min. Assim, o Gráfico 7 extraído a partir dos dados do IFIX apresenta o comportamento das variáveis durante a operação de protótipo.

Gráfico 7 Ensaio 3 Potência de 1000W e vazão de 0,1 l/min



Neste ensaio também houve o problema de indicação do medidor de vazão, e foi nele que foi observada a possibilidade de que ao ligar a resistência a indicação do medidor fica instável. Principalmente, porque quando desligamos a resistência no tempo de 10:52 a indicação voltou para o patamar anterior.

Este foi o primeiro ensaio em que houve a produção de vapor e, conseqüentemente, de condensado visto que a temperatura alcançou o valor bem próximo a 100 °C e permaneceu constante durante aproximadamente 30 min, tempo em que todas

a etapas do checklist foram realizadas e os dados obtidos através da medição manual apresentados na Tabela 16 e Tabela 17.

Tabela 16 Vazão com nível constante

Amostra	Tempo (s)	V (ml)	Vazão (l/min)
Concentrado 1	44,8	72,5	0,10
Concentrado 2	41,0	65	0,10
Concentrado 3	48,7	80	0,10

Tabela 17 Dados da planta durante operação

Amostra	Tempo (s)	V (ml)	Vazão (l/min)
Concentrado 4	25,6	47,5	0,11
Concentrado 5	27,4	50	0,11
Concentrado 6	50,9	95	0,11
Concentrado 7	42,6	75	0,10
Concentrado 8	38,1	65	0,10
Concentrado 9	47,2	75	0,09
Concentrado 10	36,1	65	0,10
Concentrado 11	43,6	75	0,10
Concentrado 12	42,2	70	0,10
Vapor 1	623,0	42,5	0,004
Vapor 2	637,7	37,5	0,003
Vapor 3	600,0	37,5	0,003

Assim, a partir dos ensaios realizados para potência de 1000 W foi possível alcançar as vazões planejadas, mostrando um bom funcionamento das válvulas. Além disso, foi possível acompanhar o processo de produção mostrando que o sistema instrumentos, arduino e IFIX estavam funcionais, embora alguns problemas na indicação dos medidores de pressão e vazão terão de ser corrigidos. E por fim, foi possível a produção 0,003 l/min que é equivalente a 180 ml por hora de condensado através do protótipo e a operabilidade checklist.

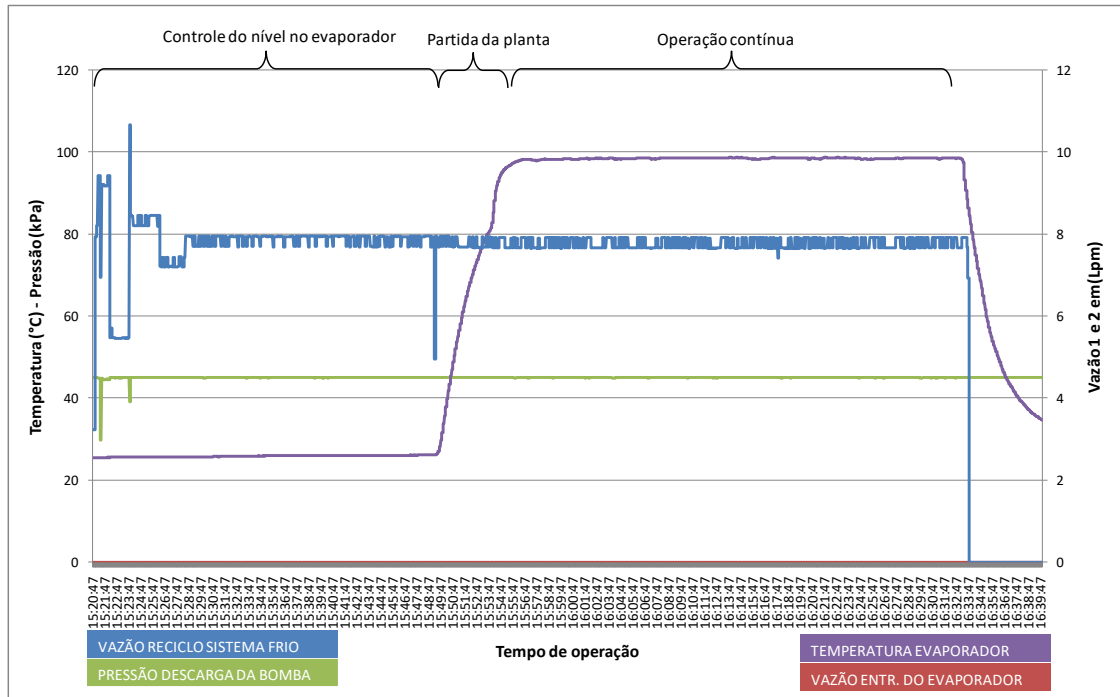
5.4.5. Ensaio 5 - operação com 2000 W e vazão de alimentação 0,3 l/min

Após os ensaios realizados com a potência de 1000 W, a potência foi aumentada para 2000 W e assim conseguir operar com melhor controle da vazão de alimentação e maior produção de vapor. Para isso foram utilizadas duas resistências de 1000 W.

A partir dos cálculos e da simulação a vazão máxima de operação na alimentação seria de aproximadamente de 0,35 l/min. Como já é sabido que há uma perda de calor no processo, foi objetivado operar com a vazão de 0,3 l/min.

O Gráfico 8 extraído a partir dos dados do IFIX apresenta o comportamento das variáveis durante a operação do protótipo.

Gráfico 8 Ensaio 5 Potência de 2000W e vazão de 0,3 l/min



Neste ensaio as três etapas foram realizadas, portanto foi possível controlar o nível e a vazão de alimentação no evaporador, a temperatura chegou a 100 °C e foi possível executar todas as etapas do checklist. Além disso, é possível observar na partida da planta que no tempo de 15:53 houve uma repentina mudança na subida da temperatura. Uma possível explicação para isso é que com a temperatura mais alta há a formação de bolhas na proximidade da resistência contribuindo para a homogeneização do meio e do aumento uniforme da temperatura que é percebido pelo sensor.

Além disso, não houve o problema de indicação das medidas de pressão e vazão. Então, foi observado que nesse teste o computador não estava sendo carregado ao mesmo tempo em que a operação do protótipo estava sendo realizada. Desta forma, surgiu a hipótese de que este problema de indicação ocorre quando a resistência e o computador, que fornece energia para o funcionamento da placa do Arduino e conseqüentemente dos instrumentos, são ligados na mesma fonte de energia.

A indicação de vazão de reciclo zerada ao final do processo é real. Foi uma ação para aumentar a vazão de alimentação no evaporador e resfriá-lo mais rapidamente para que pudesse ser realizado um novo ensaio.

Os dados obtidos manualmente de acordo com o checklist estão apresentados na Tabela 18 e Tabela 19.

Tabela 18 Vazão com nível constante

Amostra	Tempo (s)	V (ml)	Vazão (l/min)
Concentrado 1	15,3	80	0,31
Concentrado 2	16,0	80	0,30
Concentrado 3	13,0	67,5	0,31

Tabela 19 Dados da planta durante operação

Amostra	Tempo (s)	V (ml)	Vazão (l/min)
Concentrado 4	11,9	60	0,30
Concentrado 5	12,9	67,5	0,31
Concentrado 6	14,2	75	0,32
Concentrado 7	13,6	70	0,31
Concentrado 8	13,1	65	0,30
Concentrado 9	13,0	65	0,30
Concentrado 10	13,7	70	0,31
Concentrado 11	15,1	75	0,30
Concentrado 12	14,0	70	0,30
Vapor 1	608,7	41,5	0,0041
Vapor 2	609,2	43,5	0,0043
Vapor 3	617,5	33,5	0,0033

Assim, o ensaio apresentou dados consistentes em todas as etapas do processo com uma média de produção de condensado de 0,004 l/min, que é equivalente 240 ml por hora. Maior que a do ensaio anterior (ensaio 3).

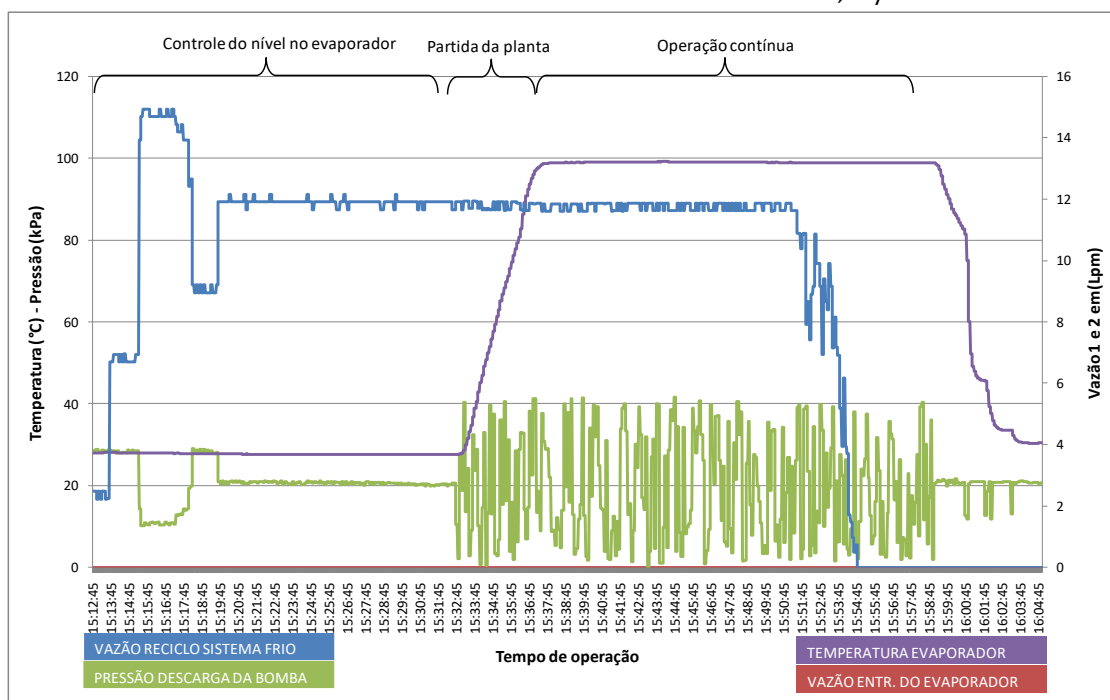
5.4.6. Ensaio 6 - Operação com 2000 W e vazão de alimentação 0,2 l/min

A redução da vazão de alimentação no evaporador foi feita com o objetivo de aumentar a produção de condensado e comparar os resultados a partir de uma mesma

energia fornecida. Neste ensaio, também foi feita a operação da planta com o computador sendo carregado para confirmar a hipótese levantada no capítulo 5.4.5.

O Gráfico 9 extraído a partir dos dados do IFIX apresenta o comportamento das variáveis durante a operação do protótipo.

Gráfico 9 Ensaio 6 Potência de 2000W e vazão de 0,2 l/min



É observado que os medidores apresentaram o mesmo problema de indicação visto anteriormente, confirmando a hipótese levantada. Desta forma, todos os próximos ensaios foram realizados sem que o computador estivesse sendo carregado para que as indicações dos instrumentos não sofressem interferências.

A operação do protótipo foi realizada cumprindo todas as etapas e sem mais nenhuma observação a ser feita. Os dados obtidos estão descritos na Tabela 20 e Tabela 21.

Tabela 20 Vazão com nível constante

Amostra	Tempo (s)	V (ml)	Vazão (l/min)
Concentrado 1	15,0	48	0,19
Concentrado 2	13,0	42	0,19
Concentrado 3	12,0	34	0,17

Tabela 21 Dados da planta durante operação

Amostra	Tempo (s)	V (ml)	Vazão (l/min)
Concentrado 4	11,0	38	0,20
Concentrado 5	9,0	34	0,23
Concentrado 6	9,0	32	0,21
Concentrado 7	20,0	50	0,15
Concentrado 8	20,0	52	0,15
Concentrado 9	20,0	50	0,15
Concentrado 10	16,0	36	0,13
Concentrado 11	23,0	56	0,15
Concentrado 12	21,0	48	0,14
Vapor 1	633,0	94	0,009
Vapor 2	622,0	96	0,009
Vapor 3	807,0	132	0,010

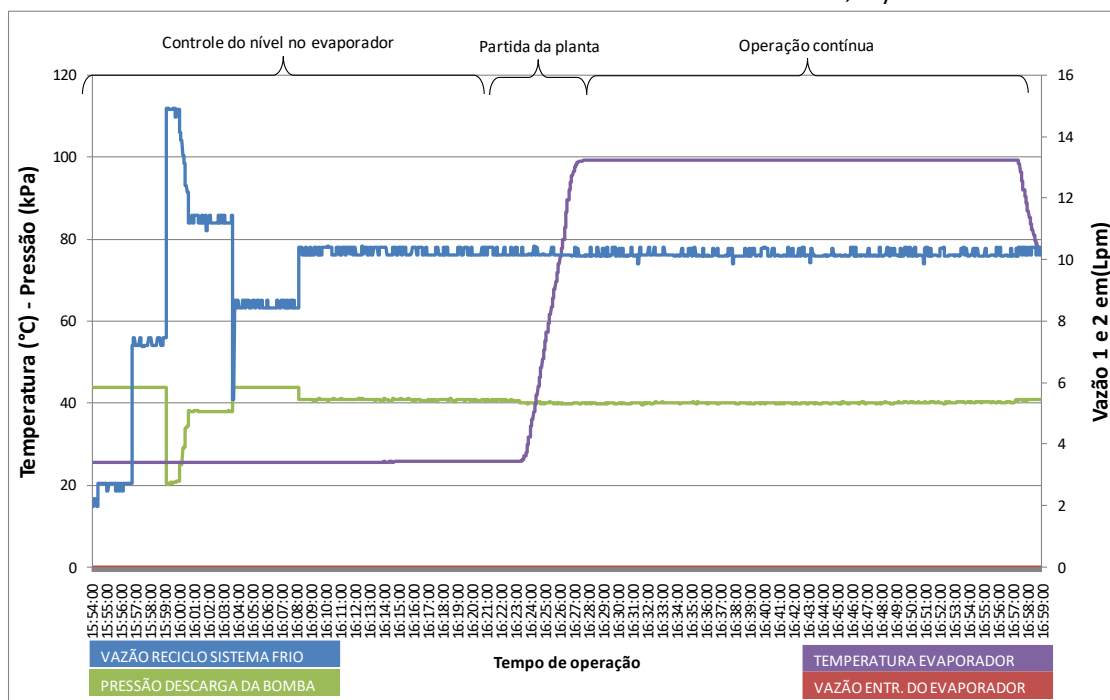
Assim, o objetivo do ensaio foi alcançado já que houve um aumento da produção para 0,009 l/min que corresponde a 540 ml por hora.

5.4.7. Ensaio 7 - operação com 2000 W de aquecimento e vazão de 0,1 l/min

Como foi identificado nos cálculos, quanto menor a vazão de alimentação maior é a produção de vapor até que se alcance um ponto ótimo que é encontrado na maior vazão em que toda alimentação é evaporada. Com o objetivo de chegar mais próximo desse ponto foi reduzida a vazão de alimentação para menor a vazão possível de operação do protótipo em 0,1 l/min.

O Gráfico 10 extraído a partir dos dados do IFIX apresenta o comportamento das variáveis durante a operação do protótipo.

Gráfico 10 Ensaio 7 Potência de 2000W e vazão de 0,1 l/min



Como era esperado houve a produção de vapor, e todas as etapas foram realizadas sem que tivesse ocorrido problemas de indicação de instrumentos. Os dados obtidos manualmente de acordo com os checklist estão apresentados na Tabela 22 e Tabela 23.

Tabela 22 Vazão com nível constante

Amostra	Tempo (s)	V (ml)	Vazão (l/min)
Concentrado 1	28,0	40	0,086
Concentrado 2	23,0	34	0,089
Concentrado 3	20,0	28	0,084

Tabela 23 Dados da planta durante operação

Amostra	Tempo (s)	V (ml)	Vazão (l/min)
Concentrado 4	44,0	32	0,044
Concentrado 5	41,0	28	0,041
Concentrado 6	47,0	31	0,040
Concentrado 7	66,0	34	0,031
Concentrado 8	61,0	32	0,031
Concentrado 9	63,0	34	0,032
Concentrado 10	64,0	34	0,032
Concentrado 11	61,0	32	0,031
Concentrado 12	60,0	32	0,032
Vapor 1	602,0	148	0,015
Vapor 2	845,0	212	0,015
Vapor 3	836,0	108	0,008

Assim, o objetivo foi alcançado uma vez que foi encontrada a produção média de 0,011 l/min correspondente a 660 ml por hora, a maior dentre os ensaios realizados.

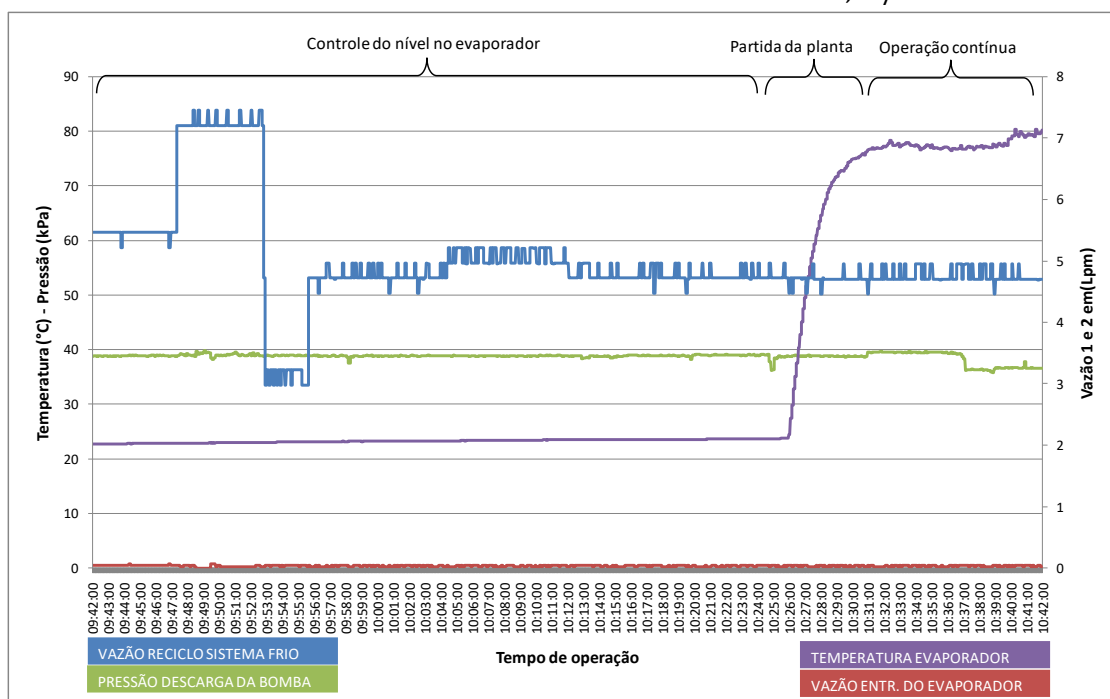
5.4.8. Ensaio 8 - operação com 5500 W de aquecimento e vazão de 0,7 l/min

Para os ensaios de 5500 W foi utilizada uma resistência de chuveiro elétrico como fonte de aquecimento. A potência foi aumentada mais uma vez para aumentar a capacidade de produção do protótipo.

Embora a vazão máxima de operação calculada para essa resistência tivesse sido 1,05 l/min, foi utilizada a vazão de 0,7 l/min para que houvesse vapor apesar da perda de calor.

O Gráfico 11 extraído a partir dos dados do IFIX apresenta o comportamento das variáveis durante a operação do protótipo.

Gráfico 11 Ensaio 7 Potência de 5500W e vazão de 0,7 l/min

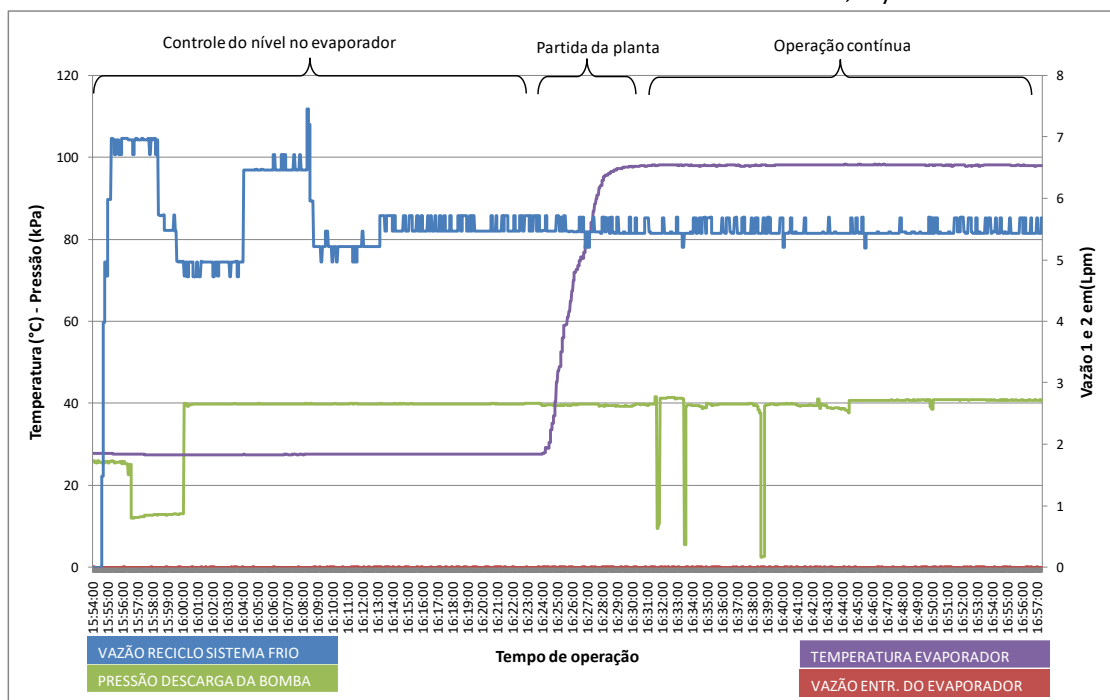


É observado que houve a indicação de vazão do medidor localizado na entrada do evaporador, porém este valor não é confiável já que está fora da faixa do instrumento. Além disso não houve produção de vapor e a temperatura ficou estável em aproximadamente 80 °C. Assim não foi possível alcançar o objetivo planejado para o ensaio.

5.4.9. Ensaio 9 - operação com 5500 W de aquecimento e vazão de 0,6 l/min

Com o objetivo de identificar a vazão máxima experimental de alimentação no evaporador para potência de 5500 W, o protótipo foi operado com uma vazão de alimentação de 0,6 l/min. Assim, o Gráfico 12 extraído a partir dos dados do IFIX apresenta o comportamento das variáveis durante a operação.

Gráfico 12 Ensaio 9 Potência de 5500W e vazão de 0,6 l/min



Neste ensaio as três etapas foram realizadas, portanto foi possível controlar o nível e a vazão de alimentação no evaporador, a temperatura chegou a 100 °C e foi possível executar todas as etapas do checklist. Além disso, é possível observar que para esta potência o tempo da partida do protótipo reduziu significativamente quando comparado aos ensaios com as potências de 1000 e 2000 W.

Os dados obtidos manualmente de acordo com os checklist estão apresentados na Tabela 24 e Tabela 25.

Tabela 24 Vazão com nível constante

Amostra	Tempo (s)	V (ml)	Vazão (l/min)
Concentrado 1	7,0	73	0,62
Concentrado 2	7,0	70	0,6
Concentrado 3	10,0	95	0,57

Tabela 25 Dados da planta durante operação

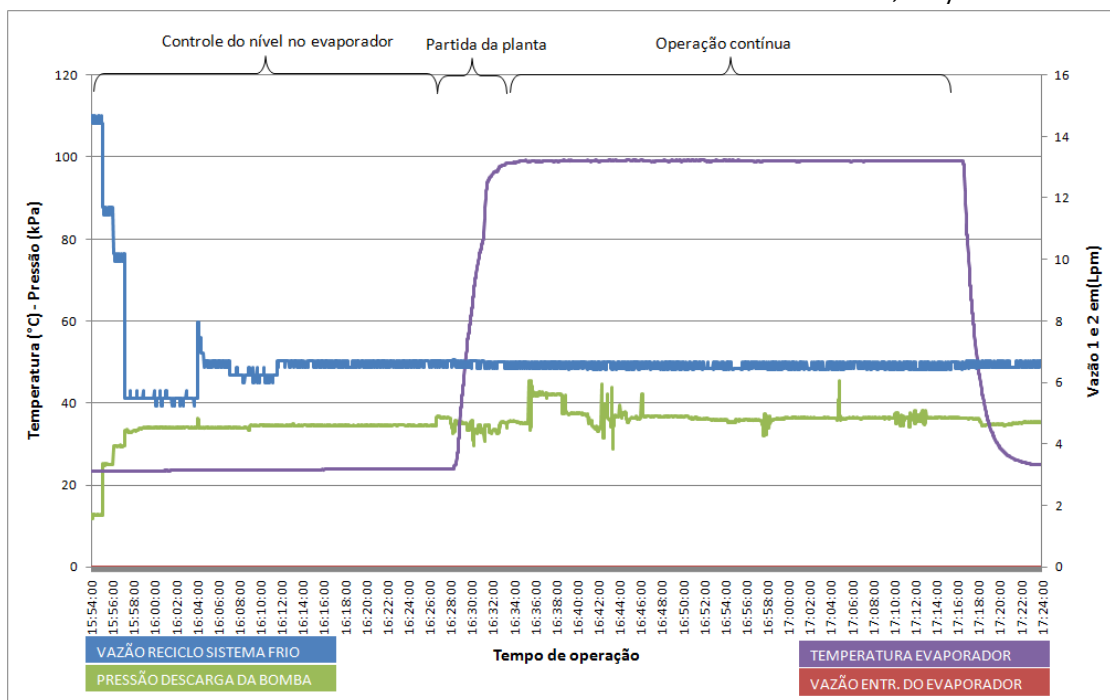
Amostra	Tempo (s)	V (ml)	Vazão (l/min)
Concentrado 4	6,0	60	0,6
Concentrado 5	7,0	66	0,56
Concentrado 6	6,0	62	0,62
Concentrado 7	7,0	72	0,61
Concentrado 8	7,0	74	0,63
Concentrado 9	6,0	62	0,62
Concentrado 10	8,0	70	0,52
Concentrado 11	7,0	70	0,6
Concentrado 12	7,0	70	0,6
Vapor 1	600,0	28	0,0028
Vapor 2	698,0	32	0,0028
Vapor 3	520,0	24	0,0028

Assim, embora a operação tenha ocorrido com maior potência no evaporador, a média de produção de vapor de 0,003 l/min, que é equivalente 180 ml por hora, é menor do que as produções encontradas nos ensaios com potência de 2000 W e igual a produção realizada com a potência de 1000 W.

5.4.1. Ensaio 10 - operação com 5500 W de aquecimento e vazão de 0,5 l/min

Como a produção de condensado no ensaio anterior foi baixa quando comparada aos demais ensaios, foi reduzida a vazão de alimentação para 0,5 l/min. Assim, o Gráfico 13 extraído a partir dos dados do IFIX apresenta o comportamento das variáveis.

Gráfico 13 Ensaio 10 Potência de 5500W e vazão de 0,53 l/min



Neste ensaio as três etapas foram realizadas, houve uma perturbação na indicação de pressão que não interferiu o ensaio. Os dados obtidos a partir dos checklist estão apresentados na Tabela 26 e Tabela 27.

Tabela 26 Vazão com nível constante

Amostra	Tempo (s)	V (ml)	Vazão (l/min)
Concentrado 1	9,9	88	0,533
Concentrado 2	6,3	56	0,533
Concentrado 3	6,9	62	0,539

Tabela 27 Dados da planta durante operação

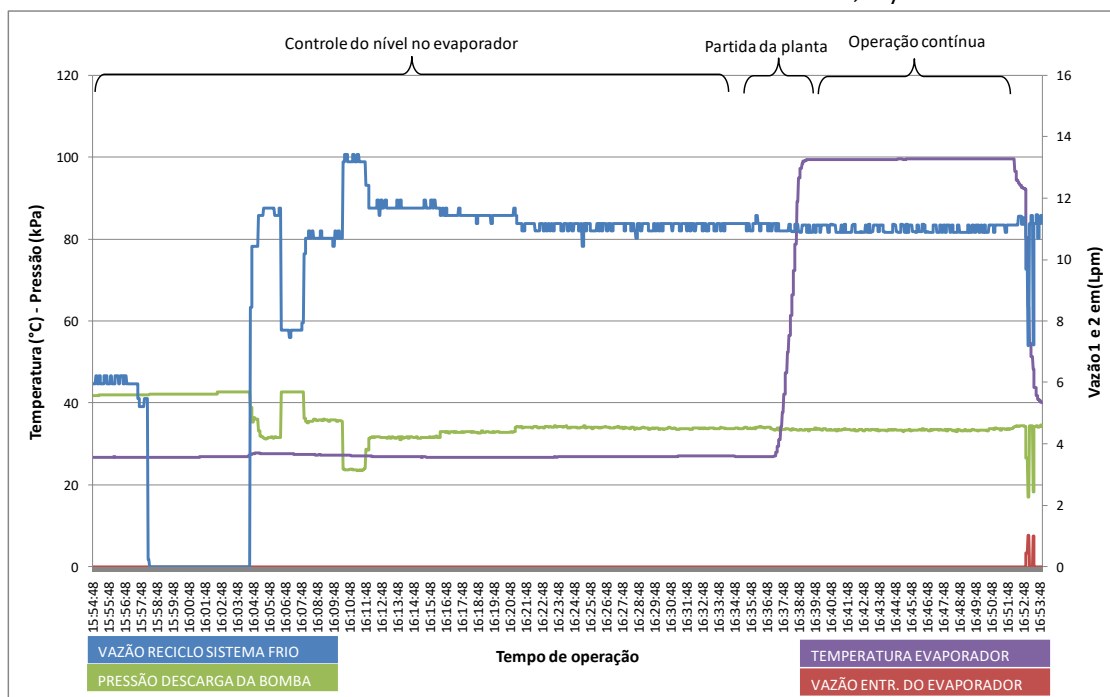
Amostra	Tempo (s)	V (ml)	Vazão (l/min)
Concentrado 4	7,9	70	0,53
Concentrado 5	8,4	68	0,49
Concentrado 6	7,8	72	0,55
Concentrado 7	5,8	52	0,54
Concentrado 8	8,0	72	0,54
Concentrado 9	8,0	68	0,51
Concentrado 10	5,1	46	0,54
Concentrado 11	5,4	50	0,56
Concentrado 12	5,9	54	0,55
Vapor 1	579,4	62	0,006
Vapor 2	655,0	70	0,006
Vapor 3	612,0	52	0,005

Assim, o objetivo do ensaio foi alcançado uma vez que houve um aumento na produção de condensado em relação ao ensaio 7, de 0,003 l/min para 0,006 l/min.

5.4.2. Ensaio 11 - operação com 5500 W de aquecimento e vazão de 0,2 l/min

Com o objetivo de operar o protótipo o mais próximo possível do ponto de operação de maior produção de vapor calculado no capítulo 5.2 como sendo de 0,128. Foi planejado a realização do ensaio com a vazão de 0,2 l/min. Assim, o Gráfico 14 extraído a partir dos dados do IFIX apresenta o comportamento das variáveis durante a operação.

Gráfico 14 Ensaio 11 Potência de 5500W e vazão de 0,2 l/min



É observada um tempo de duração de aproximadamente 15 min da planta pois o teste teve que ser interrompido por baixo nível do evaporador. Possivelmente, a vazão de entrada não foi suficiente para manter o nível estável e formar vapor.

Os dados obtidos manualmente de acordo com o checklist até o momento em que o teste foi interrompido estão apresentados na Tabela 28.

Tabela 28 Dados da planta durante operação

Amostra	Tempo (s)	V (ml)	Vazão (l/min)
Concentrado 4	8,0	26	0,195
Concentrado 5	7,0	20	0,17
Concentrado 6	15,0	38	0,152
Vapor 1	630,0	166	0,0158

Assim, mais uma vez a produção aumentou em relação ao ensaio anterior (ensaio 10). Porém não foi possível fazer uma média da produção uma vez que só tem um dado de vazão de condensado. Desta forma, o teste não alcançou o objetivo planejado por dificuldade operacional do protótipo.

5.5. Estudos preliminares da produção

Com a finalização dos ensaios, foi feita uma análise dos resultados obtidos a partir dos cálculos de balanços de massa e energia e da simulação do processo com os resultados experimentais para identificar se houve desvios nos resultados. A Tabela XX mostra os valores obtidos em cada ensaio calculado pelos balanços de massa e energia pela simulação no Hysys e pelos dados experimentais.

Tabela 29 Resultados dos ensaio

Número	Ensaio		Cálculo		HYSYS		Experimental	
	Q1 W	Me l/min	Vapor l/min	Conc. l/min	Vapor l/min	Conc. l/min	Vapor l/min	Conc. l/min
1	1000	0,29	0	0,29	0	0,29	0	0,29
2	1000	0,22	0	0,22	0	0,22	0	0,22
3	1000	0,10	0,016	0,084	0,011	0,089	0,004	0,1
5	2000	0,31	0,012	0,298	0,01	0,30	0,002	0,29
6	2000	0,19	0,033	0,157	0,05	0,16	0,01	0,17
7	2000	0,09	0,050	0,040	0,04	0,05	0,012	0,030
8	5500	0,69	0,062	0,628	0,05	0,64	0	0,69
9	5500	0,60	0,077	0,523	0,05	0,54	0,003	0,59
10	5500	0,54	0,087	0,453	0,06	0,47	0,006	0,54
11	5500	0,19	0,146	0,044	0,11	0,07	0,015	0,19

A tabela mostra um erro pequena para as vazões encontradas no concentrado, geralmente, na ordem da terceira casa decimal onde o medidor de vazão e o método de medição manual não possuem precisão.

Entretanto, para os valores das correntes de vapor os erros apresentados foram significativos, onde os valores calculados e o do Hysys são superiores ao valor experimental em todos os ensaios. Possivelmente, porque na simulação e nos cálculos não foram consideradas as perdas de calor e de vapor por vazamento.

Desta forma, os erros apresentados não parecem ter ocorrido por falta de precisão nos cálculos, mas sim, pela dificuldade de executar o processo corretamente, com isolamento eficaz para evitar perdas significativas de calor e de vapor.

Para entender a relevância dessas perdas, foram feitas as análises do calor que realmente foi absorvido pelo sistema e a análise da eficiência da produção de condensado.

5.6. Eficiência térmica do evaporador

A eficiência térmica do evaporador foi estudada por meio do modelo dinâmico da temperatura da etapa de aquecimento da água até a evaporação, apresentado na Eq: 7. Esta equação apresenta a variação da temperatura em função do tempo para perturbações no calor. Quando as resistências são ligadas, ocorre uma perturbação degrau de amplitude igual ao calor absorvido pelo sistema.

Esta análise foi feita pela comparação entre a curva experimental e teórica. A primeira foi construída a partir do histórico dos valores de temperatura obtidos pelo medidor. A segunda foi construída pela modelagem dinâmica considerando uma perturbação degrau de amplitude igual ao calor nominal das resistências nos ensaios.

Se as curvas coincidirem, não há perda de calor. Entretanto, se as curvas não coincidirem, o calor real absorvido é calculado ao determinar a amplitude da perturbação degrau que faria com que o tempo para alcançar a temperatura de ebulição corresponda ao tempo em que esta temperatura é atingida de acordo com a medição do sensor de temperatura.

Em relação a potência de 1000 W, houve perda de calor em apenas um teste e as curvas obtidas são apresentados pelos gráficos 15, 16 e 17.

Gráfico 15 Comportamento dinâmico da temperatura (Ensaio 1 $Maa=0,291/\text{min}$)

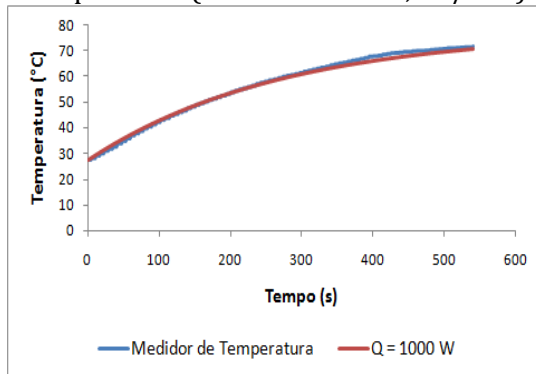


Gráfico 16 Comportamento dinâmico da temperatura (Ensaio 2 $Maa=0,221/\text{min}$)

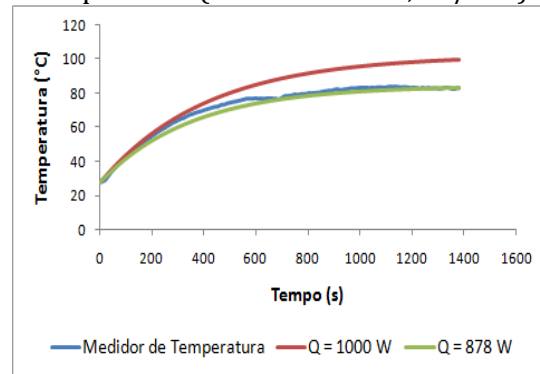


Gráfico 17 Comportamento dinâmico da temperatura (Ensaio 3 Maa=0,1 l/min)

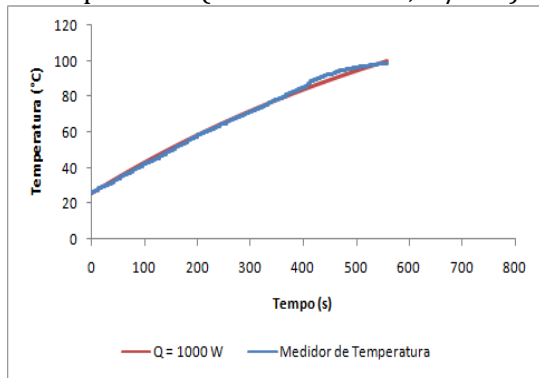


Gráfico 18 Comportamento dinâmico da temperatura (Ensaio 5 Maa=0,31 l/min)

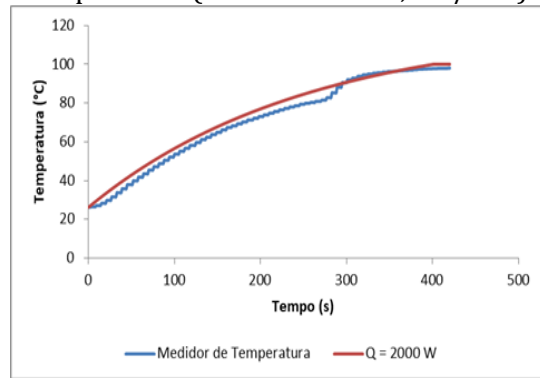


Gráfico 19 Comportamento dinâmico da temperatura (Ensaio 6 Maa=0,18 l/min)

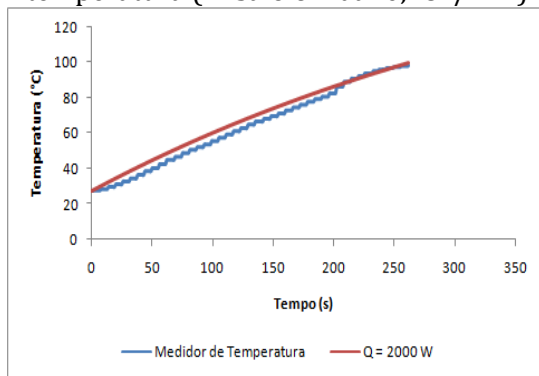


Gráfico 20 Comportamento dinâmico da temperatura (Ensaio 7 Maa =0,10 l/min)

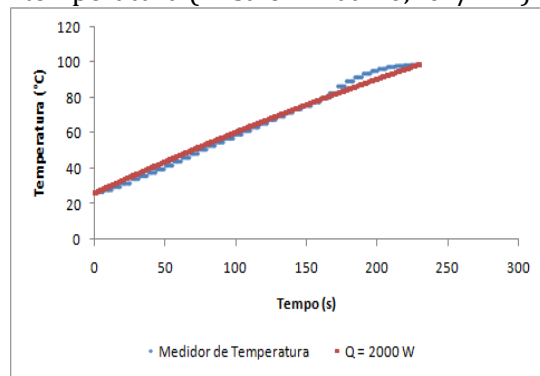


Gráfico 21 Comportamento dinâmico da temperatura (Ensaio 8 Maa=0,69 l/min)

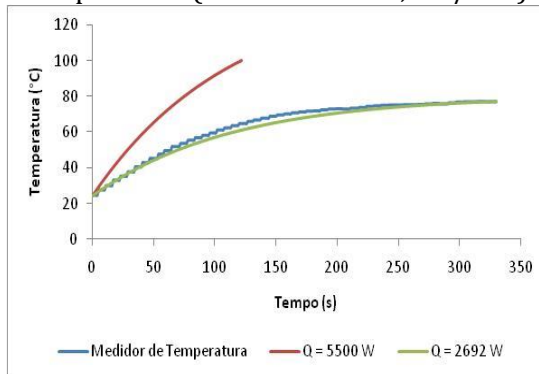


Gráfico 22 Comportamento dinâmico da temperatura (Ensaio 9 Maa=0,6 l/min)

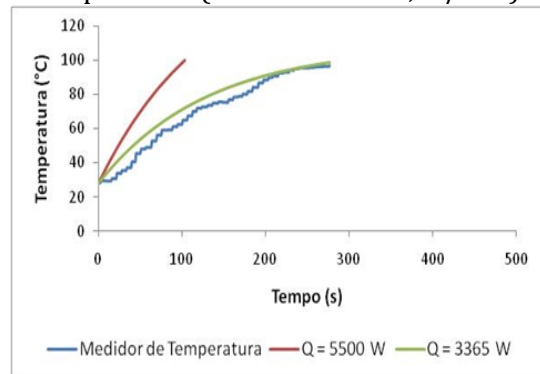


Gráfico 23 Comportamento dinâmico da temperatura (Ensaio 10 Maa=0,54 l/min)

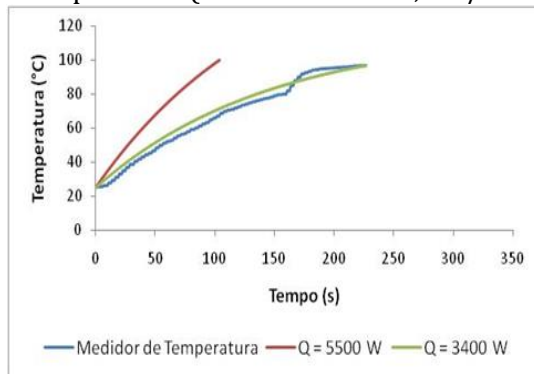
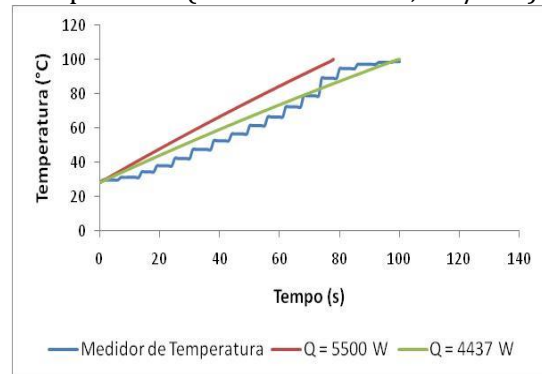


Gráfico 24 Comportamento dinâmico da temperatura (Ensaio 11 Maa=0,19 l/min)



Em todos os testes com calor nominal de 2000 W, as curvas traçadas com os dados dos medidores e a obtida pela modelagem dinâmica teórica para o calor nominal coincidiram, logo não houve perda de calor. Entretanto, para os ensaios com calor nominal de 5500 W, as curvas não coincidiram e a perda de calor foi significativa, variando de 19% a 51%. As curvas correspondentes aos ensaios de 2000 W são apresentadas nos Gráficos 18, 19 e 20. As curvas dos ensaios de 5500 W são apresentadas nos Gráficos 21, 22, 23, 24.

5.7. Eficiência de produção

Após a determinação do calor real absorvido pelo sistema durante os ensaios, é possível determinar a eficiência da planta em termos de produção de água dessalinizada em função da energia absorvida.

Nesta análise, foi comparada a produção teórica de condensado em função do calor absorvido pelo sistema por meio do balanço de energia expresso pela equação 3Eq: 3 Os resultados são apresentados na Tabela 30.

Tabela 30 Dados de eficiência de produção

Ensaio	Calor nominal (W)	Calor real (W)	Vazão de alim. (l/min)	Vazão de cond. teórica (l/min)	Vazão de cond. real (l/min)	Eficiência
1	1000	1000	0,29	0	0	-
2	1000	878	0,22	0	0	-
3	1000	1000	0,1	0,0155	0	0
5	2000	2000	0,31	0,0123	0,003	24,3%
6	2000	2000	0,18	0,0344	0,009	26,1%
7	2000	2000	0,08	0,0514	0,013	25,3%
8	5500	2692	0,69	0	0	0
9	5500	3365	0,6	0,0078	0,0028	35,8%
10	5500	3400	0,54	0,0187	0,006	31,9%
11	5500	4437	0,19	0,1119	0,016	14,3%

Foi observado que o protótipo apresenta em média a eficiência em termos de produção de condensado considerando o calor real absorvido pelo sistema de 25,2% para testes de potência nominal de 2000 W e de 27,9% para os testes de potência nominal de 1000 W. Essa perda ocorre por vazamento de vapor pela vedação do evaporador e pelas conexões ou joelhos das tubulações da linha de vapor até o condensador.

Diferentemente da eficiência térmica do evaporador, a eficiência de produção de condensado não apresentou variação significativa em função da potência. Trata-se de um problema sistêmico que impactou todos os ensaios em que ocorreu geração de vapor.

6. Conclusão

O objetivo do projeto de fornecer um aprendizado prático de engenharia por meio da montagem de um protótipo de processo de dessalinização foi bem-sucedido, pois foi possível a construção do protótipo de baixo custo e fácil operação que foi capaz de gerar condensado. O custo da planta englobou apenas a aquisição de tubulações de PP para o escoamento seguro de fluidos quentes e todos os outros equipamentos e instrumentos foram obtidos utilizando os recursos já disponíveis no LADEQ.

A implementação da instrumentação também foi bem-sucedida pois foi possível estabelecer conexão de todos os medidores com o Arduino e com iFIX, que permitiu o acompanhamento em tempo real das variáveis de processo por meio de tela supervisória e foi possível obter os históricos de dados necessários para elaboração das análises feitas no trabalho.

O principal problema de instrumentação foi a instabilidade em medições de vazões e pressão durante alguns ensaios, entretanto a causa deste problema foi solucionada e este não impactou as análises e os resultados dos testes.

Em relação à eficiência do protótipo, foi observada baixa eficiência térmica no evaporador para potências nominais de 5500 W e uma perda de vapor sistêmica durante todos os ensaios em que ocorreu evaporação. Estes problemas inviabilizaram a continuidade de ensaios com potências maiores que permitiriam a produção de maior vazão de condensado.

As possíveis melhorias que podem ser aplicadas no protótipo seriam a aquisição de um evaporador com melhor vedação e a implementação do trocador de calor para pré-aquecimento da água e do tanque de recirculação para operar com o sistema fechado. Estas melhorias exigiriam custos e acarretariam em maior complexidade de operação, mas gerariam maior eficiência de produção de condensado.

Outra mudança que pode ser aplicada é a troca por um disjuntor de maior amperagem e da fiação elétrica para permitir operação segura com maior potência, que permitiria a operação com maior vazão de alimentação ao evaporador, aumentando a produção de condensado. Além disso, uma maior potência permitiria operação com vazões maiores que alcançariam a faixa de medição do medidor, de forma que seria mais uma variável a ser acompanhada em tempo real cujo histórico de dados poderia ser armazenado.

Assim, o projeto realizado alcançou os objetivos traçados com a construção de um protótipo de uma planta de dessalinização que apresentou melhor ponto de operação entorno de uma vazão de alimentação em 0,18 l/min com 100 % de eficiência de troca térmica e aproximadamente 25 % de eficiência de produção.

7. Referência

AFLON. Tubos e conexões de PEAD, PP, PVDF. Disponível em:

<http://www.aflon.com.br/imagens/catalogo_tec/tubos_conexoes.pdf> Acesso em: 08/08/2019

AGENCIA NACIOAL DE ÁGUAS. Conjuntura Brasil: Recurso hídricos. Brasília: ANA, 2017.

AL-KARAGHOUL, A.; KAZMERSKI,, L.L; Energy consumption and water production cost of conventional and renewable-energy-powered desalination processes. Renewable and Sustainable Energy Reviews. v. 24, ago. 2013.

ASSOCIACAO BRASILEIRA DE TUBOS POLIOLEFICOS E SISTEMAS. **Manual de Boas Práticas**. Brasil: ABPE,2013.

ARDUINO. **What is Arduino?**. [S.I] [2005?]. Disponível em:

<<https://www.arduino.cc/en/guide/introduction#>> Acesso em: 08 ago. 2019

ARDUINO. **Language Reference** [S.I] [2005?]. Disponível em:

<<https://www.arduino.cc/reference/en/>> Acesso em: 08 ago. 2019

ATKINS, P; DE PAULA, J. **Atkins, Físico-química**. Rio de Janeiro: LTC,2008.

BRITO, L. T. DE L.; SILVA, A. DE S.; PORTO, E. R. **Disponibilidade de água e a gestão dos recursos hídrico**. Disponível em: <<https://www.alice.cnptia.embrapa.br/bitstream/doc/159648/1/OPB1514.pdf>>. Acesso em: 01/08/2019.

CLAYTON, R. **Desalination for Water Supply**. United Kingdom: Foundation for Water Research, 2015.

EL-DESSOUKY, H.T.; ETOUNEY, H.M. **Fundamental of Salt Water Desalination**. Amsterdã: Elsevier, 2002.

FOOD AND AGRICULTURE ORGANIZATION OF THE UNITED NATIONS. **Water desalination for agricultural applications**. Roma: FAO, 2006.

FOOD AND AGRICULTURE ORGANIZATION OF THE UNITED NATIONS. **Water withdrawal by sector, around 2010**. Disponível em:

<http://www.fao.org/nr/water/aquastat/tables/WorldData-Withdrawal_eng.pdf> Acesso em:02/08/2019.

Fox, R.W.; McDonald, A.T.; and Pritchard, P.J. **Introdução à Mecânica dos Fluidos**. 8ª ed. LTC, 2010.

GAIO, S. Produção de água potável por dessalinização: tecnologias, mercado e análise de viabilidade económica. 2016. 90 f. Dissertação (Mestrado Integrado em Engenharia da Energia e do Ambiente) - Universidade de Lisboa, Lisboa, 2016.

GENERAL ELECTRIC COMPANY. **Basic Functions**. GE,2019. Disponível em: <https://www.ge.com/digital/documentation/ifix/Subsystems/UND/content/und_basic_functions.htm> Acesso em: 10 ago. 2019.

Global Water Desalination Market 2018-2025 Current Trends, Demand, Consumption Analysis, Key Insights, Business Overview and Future Growth Opportunity. Disponível em: <<https://www.reuters.com/brandfeatures/venture-capital/article?id=48863>>. Acesso em 20/08/2019.

GREEN, D. W.; PERRY, R. H. **Chemical Engineers' Handbook**, 8ª ed. New York: USA: Mc Graw Hill, 2008.

HELAL, A.M. *et al.* A tridiagonal matrix model for multistage flash desalination plants. *Desalination*. v. 10, n 4, nov. 1986.

INCOMPLAST: Polipropileno. Disponível em <<https://incomplast.com.br/polipropilenop>> Acesso em: 07/08/2019

LEVY, J. Novas **Fontes de Abastecimento de Água: reutilização e dessalinização**. Brasil: Ecoseviços, 2008.

KHAWAJI, A.D.; KUTUBKHANAH, I.K.; WIE, J.M. Advances in seawater desalination technologies. *Desalination*, v. 221, n. 1-3, mar. 2008.

Krishna, H.J. **Introduction to Desalination Technologies**.1989. Disponível em <https://www.twdb.texas.gov/publications/reports/numbered_reports/doc/R363/C1.pdf> Acessado em 3 de dez. 2019.

ROSSO, M. *et al.* Modeling multistage flash desalination plants. *Desalination*, v. 108, n. 1-3, fev. 1997.

SAIDUR et al. An overview of different distillation methods for small scale applications. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v.15, n. 9, dez. 2011.

SEMIAT, R. MULTI-EFFECT DISTILLATION (MED): In: Encyclopedia of Life Support Systems. Thermal Desalination Processes. Disponível em <
<http://www.desware.net/Sample-Chapters/D04/E6-144-44.pdf>>. Acesso em 02 de dez. 2019.

THE COOPERATION COUNCIL FOR THE ARAB STATES OF THE GULF
GENERAL SECRETARIAT. **Desalination:** In the GCC The History, the Present & the Future, 2 ed. Gulf (GCC) General Secretariat, 2014.

THE INTERNATIONAL DESALINATION ASSOCIATION. **Desalination:** a critical element of water solutions for the 21st century. Disponível em <
https://idadesal.com/wp-content/uploads/2018/11/desalination-chapter_final.pdf>
Acessado em 2 de dez. 2019.