

UNIVERSIDADE FEDERAL DE JUIZ DE FORA
FACULDADE DE ENGENHARIA

MAURO RODRIGUES MARTINS

**ANÁLISE EXERGÉTICA DE TROCADORES DE CALOR APLICADOS EM
DESTILADOR DE ÁGUA DO MAR**

JUIZ DE FORA

2014

MAURO RODRIGUES MARTINS

**ANALISE EXERGÉTICA DE TROCADORES DE CALOR APLICADOS EM
DESTILADOR DE ÁGUA DO MAR**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado a Faculdade de Engenharia da Universidade Federal de Juiz de Fora, como requisito parcial para a obtenção do título de Engenheiro Mecânico.

Orientador: Prof. Dr. Marco Aurélio da Cunha Alves

Co-Orientador: Prof. Dr. Washington Orlando Irrazabal Bohorquez

JUIZ DE FORA

2014

Ficha catalográfica elaborada através do Programa de geração automática da Biblioteca Universitária da UFJF, com os dados fornecidos pelo(a) autor(a)

Rodrigues Martins, Mauro.

Análise Exergética de Trocadores de Calor Aplicados em Destilador de Água do Mar. / Mauro Rodrigues Martins. -- 2014. 50 f.

Orientador: Marco Aurélio da Cunha Alves

Coorientador: Washington Orlando Irrazabal Bohorquez

Trabalho de Conclusão de Curso (graduação) - Universidade Federal de Juiz de Fora, Faculdade de Engenharia, 2014.

1. Dessalinização. 2. Eficiência. 3. Exergia. 4. Trocadores de calor. I. Aurélio da Cunha Alves, Marco, orient. II. Orlando Irrazabal Bohorquez, Washington, coorient. III. Título.

MAURO RODRIGUES MARTINS

**ANÁLISE EXERGÉTICA DE TROCADORES DE CALOR APLICADOS EM
DESTILADOR DE ÁGUA DO MAR**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado a Faculdade de Engenharia da Universidade Federal de Juiz de Fora, como requisito parcial para a obtenção do título de Engenheiro Mecânico.

Aprovado em 26 de novembro de 2014.

BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. Marco Aurélio da Cunha Alves
Juiz de Fora

Prof. Dr. Washington Orlando Irrazabal Bohorquez
Juiz de Fora

Prof. Dr. Moisés Luiz Lagares Júnior
Juiz de Fora

AGRADECIMENTOS

Primeiramente gostaria de agradecer a Deus por ter me concedido a perseverança necessária para percorrer essa longa jornada.

Agradeço aos meus amigos de faculdades, que me apoiaram durante todos esses anos, amigos os quais levarei pelo resto da vida.

Agradeço aos meus familiares pelos pensamentos positivos.

Agradeço a todos os professores do departamento pelos ensinamentos passados durante as aulas.

Agradeço ao professor e orientador Dr. Marco Aurélio da Cunha Alves pela atenção, apoio, orientação e contribuição no estudo e no trabalho realizado.

Agradeço ao professor e orientador Dr. Washington Orlando Irrazabal Bohorquez por suas intervenções decisivas em pontos determinantes para a qualidade técnica do trabalho.

Agradeço ao coordenador do curso, professor Dr. Moisés Lagares, pelo empenho total para o sucesso do curso de Engenharia Mecânica.

Agradeço a minha esposa Priscilla, por ter acreditado em mim em todos os momentos, inclusive nos momentos difíceis. Sem seu apoio e compreensão esse momento não seria possível.

Agradeço aos meus filhos Lara e Artur, pela inspiração para transformar as dificuldades em superação.

RESUMO

O trabalho destina-se a estudar a eficiência exergética no processo de transferência de energia térmica em trocadores de calor, também chamados de permutadores de calor, durante a dessalinização da água do mar. Tal processo térmico para dessalinização da água do mar denomina-se destilação. A ideia básica do processo é simples, eleva-se a água salgada do mar à condição de vaporização, onde obtemos a separação das moléculas de H₂O dos sais minerais. A próxima etapa é condensar o vapor produzindo assim água destilada. O projeto mais simplificado é composto por um único estágio, tal destilador é composto por dois trocadores distintos, um evaporador de água salgada e um condensador de vapor. A partir dos cálculos de exergia de cada trocador de calor, determina-se o rendimento térmico com base na segunda Lei da Termodinâmica. A partir dos fundamentos básicos da termodinâmica e transferência de calor será estudado o problema proposto. Para o desenvolvimento da simulação numérica no cálculo da eficiência exergética do processo de dessalinização será utilizado o software EES, onde serão inseridas as equações necessárias para a modelagem das diferentes condições operativas envolvidas no processo. Para determinar os pontos de operação ótimos serão utilizados os parâmetros da temperatura e pressão a fim de obter as maiores eficiências exergéticas. Como resultado da mudança proposta pode-se obter uma melhoria de rendimento exergético em até 25% do valor inicial.

Palavras-chave: Trocadores de calor, dessalinização, eficiência, exergia.

ABSTRACT

The research aims to study the exergy efficiency of thermal energy transfer process involved in heat exchangers during the desalination of seawater. This thermal process for desalination of seawater is known as distillation. The basic idea of the process is simple, amounts of seawater are elevated to the condition of vaporization, where it will have the separation of H₂O molecules and mineral salts. The next step is to condense the steam thereby producing distilled water. The simplified design is composed of a single stage, this distiller is comprised of two separate exchangers, a brine evaporator, and a vapor condenser. Based on the Second Law of Thermodynamics and from the exergy for each heat exchanger, the thermal efficiency is calculated. From the fundamentals of Thermodynamics and Heat Transfer will be studied the proposed problem. For the development of numerical simulation in calculating the exergetic efficiency of the desalination process, the EES software will be used, where the necessary equations for modeling the different operating conditions involved in the process will be inserted. To determine the optimal operating points will be used the parameters of temperature and pressure in order to obtain the highest exergetic efficiencies. As a result of the proposed change may obtain an improvement in exergy efficiency of up to 25% of the initial value.

Keywords: Heat exchangers, desalination, efficiency, exergy.

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

SÍMBOLOS

E – energia (kW)
S – entropia (kJ/kg-k)
I – irreversibilidade (kJ/kg)
W - potência (kW)
m - fluxo de massa (kg/s)
vc- volume de controle
u - energia interna específica (kJ/kg)
h - entalpia específica (kJ/kg)
V - velocidade (m/s)
T - temperatura (°C)
v - vazão volumétrica (m³/s)
P- pressão (kPa)
g – gravidade (m/s²)
Q - Taxa de transferência de calor (kW)

LETRAS GREGAS

Σ - somatório
 Ψ – exergia (kJ/kg)
 Φ - disponibilidade (kJ/kg)
e - índice de entrada
s - índice de saída

SUBSCRITOS

as - água salgada
qs - vazão mássica de água quente saindo
v - vapor
sal - salmoura
ap - água produzida
rer - reversível

ABREVIATURAS

WHRU - Waste Heat Recovery

MEE - Multi-effect Evaporation

MED - Multiple Effect Distillation

MD - Membrane Distillation

MSF - Multistage Flash Distillation

EES - Engineering Equation Solver

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Arranjo de um turbogerador com aquecimento de água através de WHRU	13
Figura 2 - Custos dos sistemas de osmose reversa e dessalinização térmica	19
Figura 3 - Princípio de destilação de simples estágio.....	21
Figura 4 - Câmara do processo do MSF	22
Figura 5- Diagrama esquemático de um volume de controle.....	24
Figura 6 - Relação entre transferência de energia - entropia - exergia.....	26
Figura 7 - Trocador de calor	29
Figura 8 - Principais sais contidos na água do mar	30
Figura 9 - Gráfico de BPE (Boiling Point Elevation).....	31
Figura 10 - Valores dos dados de entrada do processo MSF.....	35
Figura 11 - Volume de Controle para processo de vaporização.....	38
Figura 12 - Volume de controle para o processo de condensação.....	40
Figura 13 - Gráfico de tendência da destruição exergética no processo	45
Figura 14 - Gráfico de tendência da eficiência exergética no processo	46

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Custos de Investimento, Operação e Manutenção.....	20
Tabela 2 - Boiling Point Elevation	32
Tabela 3 - Pressão de saturação (kPa) de solução salina.....	32
Tabela 4 - Densidade (kg/m ³) de solução salina.....	32
Tabela 5 - Calor específico a pressão constante (kJ/kgK) de solução salina	32
Tabela 6 - Entalpia específica (kJ/kg) de solução salina.....	32
Tabela 7 - Entropia de solução salina.....	32
Tabela 8 - Exergia específica (kJ/kg) de solução salina.....	33
Tabela 9 - Condutividade térmica (W/mK) de solução salina.....	33
Tabela 10 - Viscosidade (mPa sec) de solução salina	33
Tabela 11 - Dados coletados do processo de dessalinização.....	34
Tabela 12 - Saída dos valores na condição operacional inicial	44
Tabela 13 - Efeitos do incremento da T[3] (temperatura da água dessalinizada).	44

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	12
1.1 CONSIDERAÇÕES INICIAIS	12
1.2 JUSTIFICATIVA	13
1.3 ESCOPO DO TRABALHO.	14
1.5 DEFINIÇÃO DA METODOLOGIA	15
1.6 ESTRUTURA DO TRABALHO.	16
2 MÉTODO EXERGÉTICO EM PROCESSOS DE DESSALINIZAÇÃO.	18
2.1 PROCESSOS DE DESSALINIZAÇÃO.	18
2.2 CONSUMO ENERGÉTICO E CUSTO.....	19
2.3 PROCESSO DE DESSALINIZAÇÃO MULTISTAGE FLASH (MSF)	20
2.4 SISTEMA MSF MODELADOS.	23
2.5 PRIMEIRA LEI APLICADA AO VOLUME DE CONTROLE	23
2.6 ANÁLISE EXERGÉTICA.	26
2.7 EFICIÊNCIA BASEADA NA SEGUNDA LEI.	28
3 MODELAGEM DO SISTEMA MSF	30
3.1 COMPOSIÇÃO DA ÁGUA SALGADA	30
3.2 PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS DA ÁGUA SALGADA	31
3.3 LEVANTAMENTO DOS DADOS	33
3.4 APROPRIAÇÃO DAS VARIÁVEIS AO PROGRAMA EES.....	35
3.5 EVAPORADOR COMO VOLUME DE CONTROLE.....	37
3.6 CONDENSADOR COMO VOLUME DE CONTROLE	40
3.7 ANÁLISE EXERGÉTICA.	42
4 RESULTADOS	44
4.1 RESULTADOS ALCANÇADOS.....	44
4.2 DISCUSSÕES DOS RESULTADOS	46
5. CONCLUSÃO	48
6. TRABALHOS FUTUROS	49

1. INTRODUÇÃO

“O processo de troca de calor entre dois fluidos que estão a diferentes temperaturas e se encontram separados por uma parede sólida ocorre em muitas aplicações de engenharia. Os trocadores de calor utilizados para implementar essa troca de calor, podem ser encontrados na aplicação para aquecimento ou resfriamento de fluidos, na produção de energia, na recuperação de calor em processos e no processamento químico ” (INCROPERA; DEWITT, 2012, p. 425).

1.1 CONSIDERAÇÕES INICIAIS

Em plataformas de petróleo localizadas a centenas de quilômetros da costa é inviável levar água doce por tubulações e o custo do transporte marítimo dessa água é elevado. Com isso é necessário o uso de destiladores de água do mar, capazes de atender a demanda das plataformas.

Muitas vezes os destiladores instalados nas plataformas não atendem a demanda. A deficiência do equipamento ocorre principalmente pela incrustação de NaCl no sistema de destilação. Pode-se minimizar o problema com uso de destiladores mais eficientes, que apresentem uma operação mais limpa e menor tempo de manutenção.

O equipamento a ser estudado no presente trabalho tem a função de retirar o sal da água do mar, produzindo assim água para o processo industrial e consumo humano (banho). O tipo de tecnologia de dessalinização aplicada nesse destilador estudado é conhecido no meio industrial de “multi-stage flash” (MSF), onde é empregado para tarefa um conjunto de equipamentos mecânicos, tais como trocadores de calor (evaporador e condensador), bombas de circulação de água, bomba de vácuo ou edutor.

Os valores de temperaturas e pressão dos fluidos de processo foram levantados levando em consideração as condições operacionais de um destilador instalado em uma planta de processo de uma plataforma continental instalada na região da Bacia de Campos, tais valores serão prontamente expostos no desenvolvimento do trabalho.

Na plataforma onde o dessalinizador de múltiplos efeitos (MSF) está instalado tem-se a alimentação de energia térmica provenientes do WHRU, Waste Heat Recovery Unit. Que são unidades de recuperação de calor, ou seja, são permutadores de calor montados nas

chaminés das descargas das turbinas para aquecimento da água para processo, sendo por sinal um bom exemplo de cogeração.

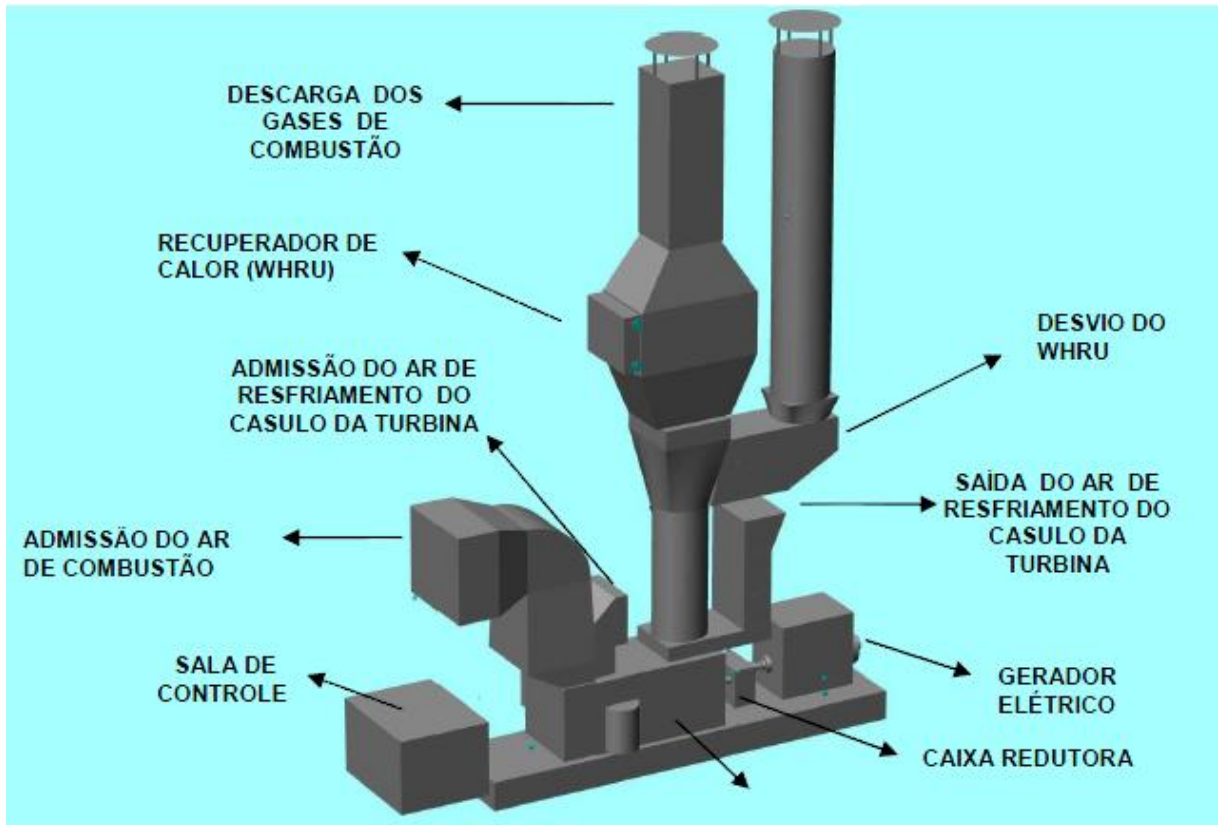


Figura 1 - Arranjo de um turbogerador com aquecimento de água através de WHRU
Fonte: Neves, 2008

A água do mar tem dupla função nesse projeto. A primeira função é servir como o fluido de processo para o evaporador a condição da temperatura da água no ambiente marítimo torna-se um ponto termodinâmico importante de entrada. O segundo papel é servir como fonte fria no condensador, com a função de resfriar o vapor produzido até a condição de água fresca.

1.2 JUSTIFICATIVA

Devido à escassez de água doce, é necessário surgir alternativas para obtenção de água doce para atender as necessidades da população, sendo a dessalinização de água do mar uma alternativa de alto potencial (97% da água do planeta é salgada).

O Brasil é conhecido como o “País das águas”, e de fato é o país onde se concentra a maior quantidade de água doce disponível para consumo no mundo. Devido a tal condição existe uma lacuna na literatura nacional sobre abordagem do uso das tecnologias de destilação de água salgada.

Entretanto tal situação está na eminência de se modificar, o mundo em uma crise de água a porcentagem de água potável para consumo diminui. Em grandes centros urbanos da região sudeste e no nordeste do país já está faltando água para o consumo. E como medida para amenizar a situação o governo pratica o racionamento de água doce.

Como em toda crise, surgem às oportunidades de negócio, uma saída seria construir usinas de dessalinização de água salgada, que seriam utilizadas em momentos críticos de estiagem, assim como as usinas térmicas. Apesar de ambos os processos tornarem o recursos mais caros é necessário para manter a qualidade de vida da população, e a atividade industrial.

Por outro lado o mundo está experimentando uma crise de água. O Programa das Nações Unidas para o Ambiente estima que a até 2027, aproximadamente um terço da população mundial vai sofrer sérios problemas de escassez de água. A dessalinização, que é a separação da água do mar em duas correntes, uma corrente de água doce contendo uma baixa concentração sais dissolvidos e a outra uma solução salina concentrada, tem sido como uma abordagem importante para obter água doce. Hoje, alguns países dependem das tecnologias de dessalinização para de atender a sua necessidades de água doce. Em países do Oriente Médio como a Arábia Saudita, Emirados Árabes Emirados e Kuwait, o domínio das tecnologias dessalinização da água do mar é um vital recursos de obtenção água doce segura.

1.3 ESCOPO DO TRABALHO.

O destilador utiliza o calor rejeitado da camisa de motores de combustão interna ou de chaminés de turbinas a gas para aquecer um sistema de água fechado. Esse circuito de água quente fechado irá circular pelo evaporador. A destilação ocorre devido ao vácuo no evaporador (lado da água salgada) que faz a água do mar entrar em ebulição em temperaturas abaixo de 100°C. O vapor de água passa no condensador, tendo a própria água do mar com fonte fria, para obtenção da água em estado líquido, e com pureza desejada.

Baseando-se nos conhecimentos da Termodinâmica, Transferência de Calor e Massa, serão tratadas todas as variáveis necessárias para o entendimento do destilador de água do

mar. Tais como as trocas térmicas dos trocadores de calor, as vazões mássicas dos fluidos de processo, e por último uma análise exergética do processo.

1.4 OBJETIVO

Tem-se nesse Trabalho de Conclusão de Curso (TCC), a finalidade de definir uma configuração possível dos permutadores para um estágio de produção, observando-se as condições particulares de operação e manutenção de uma plataforma de petróleo, onde há o processamento de água do mar para obtenção de água dessalinizada. Apresentando no final os valores de eficiência de todos os trocadores de calor utilizados no processo de dessalinização de água do mar.

O objetivo deste estudo é avaliar as fontes de ineficiência do processo de dessalinização de água do mar, de modo maximizar o desempenho termodinâmico do mesmo, identificando os parâmetros operacionais que devem ser modificados para tal finalidade. Esta avaliação é feita por meio de análise exergética dos trocadores de calor, onde a eficiência energética baseada na segunda lei da termodinâmica será a ferramenta caracterizadora do rendimento térmico do processo.

1.5 DEFINIÇÃO DA METODOLOGIA

A instalação de destiladores de água do mar exige a interligação basicamente de seis linhas de processo, sendo:

- 1 - Entrada de água do mar para resfriamento no condensador
- 2 - Saída de água do mar, mais aquecida, no condensador.
- 3 - Entrada de água aquecida do circuito fechado da plataforma no evaporador
- 4 - Saída de água aquecida em uma temperatura mais baixa no evaporador.
- 5 - Saída da salmoura pela linha geradora de vácuo.
- 6 - Saída de água dessalinizada.

Todos os fluxos são monitorados constantemente por termômetros, manômetros, medidores de vazão. Tal monitoramento fornece temperatura, pressão, vazão mássica. Sendo assim, conseguiu-se especificar duas ou mais propriedades independentes do fluido. Duas

propriedades independentes são necessárias para especificar as propriedades termodinâmicas de substâncias puras. (Borgnakke; Sonntag, 2009).

Para prever o desempenho de um trocador de calor é necessário relacionar a taxa total de transferência de calor com grandezas tais como as temperaturas de entrada e de saída dos fluidos (Incropera, 2008). Tendo como base as informações termodinâmicas de cada ponto além das vazões mássicas dos fluidos, parte-se para o cálculo da transferência de calor total nos trocadores de calor, considerando-se a transferência de calor entre o trocador e a vizinhança desprezível, assim como as mudanças nas energias potenciais e cinéticas.

Cada trocador de calor será definido como um volume de controle, onde aplica-se a equação de balanço de exergia. Em seguida compare a exergia fornecida por um escoamento com a exergia ganha pelo outro escoamento, definindo-se assim a eficiência baseada na segunda Lei da Termodinâmica.

Com o auxílio da ferramenta computacional (EES), modela-se o mesmo problema variando as variáveis do processo de modo a identificar a melhor condição de operação que fornecer a maior eficiência exérgica.

1.6 ESTRUTURA DO TRABALHO.

O capítulo 2 faz referência aos tipos processos de dessalinização. Entre todos meios possíveis de se processar água salgada podem ser divididos em dois grupos distintos. Abordam as questões dos custos envolvidos no processo de dessalinização, como os gastos energéticos e manutenção. Explica em detalhe o funcionamento do processo de dessalinização MSF, onde são abordados os processos vaporização e condensação. É tratado também a importância da primeira lei da termodinâmica aplicada ao volume de controle para explicar matematicamente os processos de transferência de energia. O principal parâmetro de eficiência que iremos empregar nesse trabalho, a análise exérgica é definido no final do capítulo

No capítulo 3 se inicia referindo-se as propriedades da água do mar. Determinando-se, dentro de certos parâmetros, como a água salgada pode ser tratada como substância pura. Em seguida fazemos a modelagem do processo de dessalinização multistage flash. Inserimos os dados de entrada e com funções adequadas retornamos os valores das propriedades

termodinâmicas de interesse, onde serão manipuladas matematicamente de modo a levantar as perdas e eficiência do sistema MSF

No capítulo 4 disponibilizam-se os resultados dos processos em forma de tabelas e gráficos. São debatidos os efeitos relativos às mudanças que foram propostos das variáveis do processo.

Ao final do trabalho, conclui-se a análise de forma crítica pelo ponto vista da engenharia, onde além da importância numérica dos resultados o bom senso é fator importante para soluções de engenharia.

2 MÉTODO EXERGÉTICO EM PROCESSOS DE DESSALINIZAÇÃO.

2.1 PROCESSOS DE DESSALINIZAÇÃO.

Dentre os vários processos de dessalinização que operam em escala industrial nas unidades industriais podem ser divididos unidades basicamente em dois grandes grupos. (Younos; Tulou, 2005). Os processos que empregam tecnologias térmicas e processos que empregam a tecnologia das membranas.

Os processos térmicos de dessalinização podem ser subdivididos nas classes listadas abaixo

- Solar Distillation (SD)
- Multistage Flash Distillation (MSF);
- Multi-effect Evaporation (MEE);
- Thermal Vapor Compression (TVC);
- Mechanical Vapor Compression (MVC);

No que diz respeito às tecnologias de membranas, referem aos seguintes métodos:

- Micro filtração;
- Ultra filtração;
- Nano filtração;
- Osmose Inversa (OI);
- Electrodialise (ED) e Electrodialise Reversível (EDR).

A escolha entre as alternativas de dessalinização deve ser baseada em diversos fatores de caráter técnico e econômico. Entre os fatores econômicos estão o consumo energético e o custo de manutenção. Entre os fatores técnicos está a pureza da água produzida, que é determinante para o tipo de aplicação do produto. Assim, cada cenário poderá receber um tipo de planta diferente, dependendo da disponibilidade energética da região e a destinação que será dado à água produzida.

No Brasil, algumas experiências com destilação solar foram realizadas em 1970, sob a proeminência do Instituto Tecnológico da Aeronáutica (ITA), em São José dos Campos. Em 1987, a Petrobrás iniciou um programa de dessalinização de água do mar para atender às necessidades de água nas suas plataformas marítimas, usando o processo OI (Laranjeira, C. 2010). Este processo foi usado pioneiramente no Brasil, na Bahia.

2.2 CONSUMO ENERGÉTICO E CUSTO.

De acordo com Ebensperger (2005), o consumo de energia é um fator essencial na comparação entre as técnicas de dessalinização por osmose reversa e térmica. A osmose reversa utiliza uma quantidade menor de energia quando comparada com qualquer uma das técnicas de evaporação. Ebensperger (2005) apresenta ainda uma comparação entre duas plantas de mesma capacidade com o objetivo de confrontar os resultados obtidos, em termos de consumo energético para os dois conceitos.

A primeira é uma planta de evaporação chamada Tripoli West, localizada na Líbia, que produz 10 milhões gpd (galões por dia). A segunda, Sabha A, localizada em Israel, com a mesma capacidade, funciona com base no conceito de membrana.

A planta térmica Tripoli West apresentou um custo de energia equivalente a 41% do custo operacional. No caso da planta Sabha A, o custo de energia representou apenas 26% do custo operacional da planta. O motivo para tal discrepância deve-se à necessidade de produção de vapor para as plantas térmicas e bombeio ao longo do sistema, o que é desnecessário no caso de produção por membrana, cujo consumo energético consiste exclusivamente no bombeio da água da região mais concentrada para amenos concentrada. Portanto, do ponto de vista energético, as plantas de dessalinização por osmose reversa são mais eficientes.

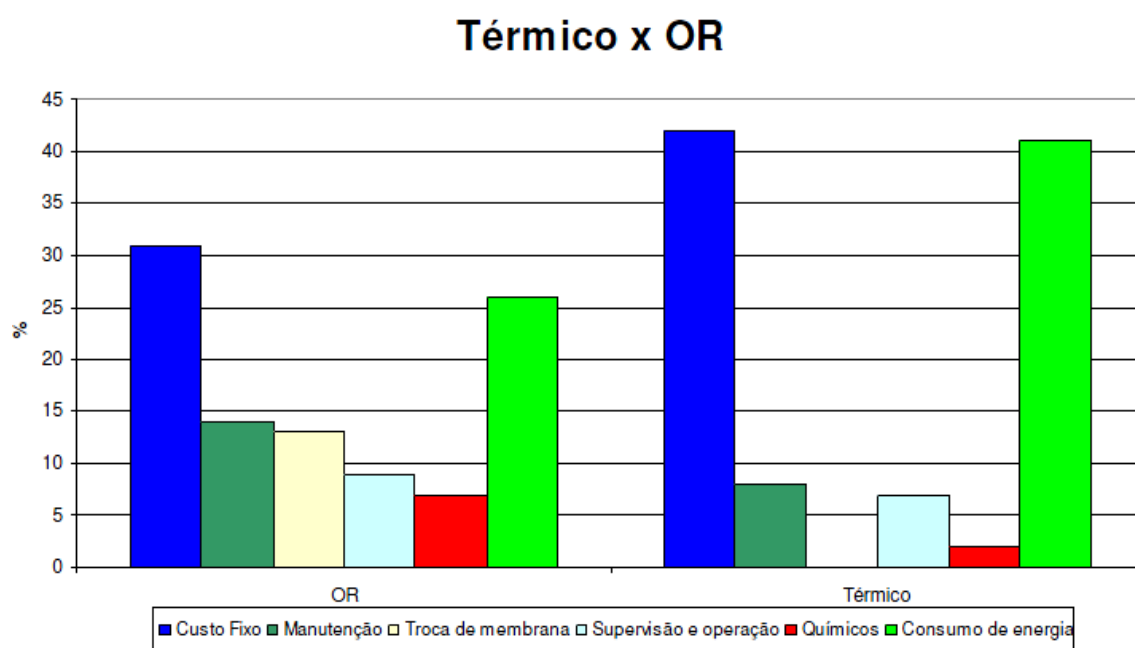


Figura 2 - Custos dos sistemas de osmose reversa e dessalinização térmica
Fonte: Ebensperger, 2005

A operação e manutenção nos processos de destilação requerem mão de obra especializada e treinada, que proporcional pela tal qualificação técnica a perfeita operação do processo, contudo é considerado custo da mão de obra um valor relevante para processo MSF. Paralelamente temos outros custos de consumíveis como os aditivos anti-incrustantes, no caso da unidade estuda utiliza-se o Ameroyal.

Tabela 1 - Custos de Investimento, Operação e Manutenção

ÁGUA	PROCESSO	CUSTOS	
		Investimento (€/m ³ /d)	O&M (€/m ³)
do Mar	MSF	1.080 - 1.680	0,07 - 0,11
	MED-TVC	780 - 1.080	0,06 - 0,10
	MVC	1.020 - 1.500	0,07 - 0,12
	RO	540 - 960	0,07 - 0,29
Salobra	RO	210 - 240	0,04 - 0,11
	ED	230 - 270	0,03 - 0,08

Fonte: Ebensperger, 2005

É importante ressaltar que investimento necessário para implementar unidades dessalinizadoras tem baixado pouco a pouco com a inclusão de novos materiais resistentes à corrosão e não tão caros como os aços inoxidáveis e as ligas de titânio.

2.3 PROCESSO DE DESSALINIZAÇÃO MULTISTAGE FLASH (MSF)

No processo de dessalinização do tipo MSF, existe uma câmara intermediária entre o evaporador e condensador onde ocorre o fenômeno conhecido no meio literário internacional como flash (vaporização instantânea), que é uma das principais características do MSF (M. Khamis Mansour, Hassan E.S, 2012). Dentro da câmara intermediária ocorre arraste da solução salina com uso de bomba de vácuo ou edutor hidrodinâmico. Tal arraste apresenta duas finalidades importantíssimas que garantem operacionalidade do destilador. Para a primeira opção, os autores Younos T. e Tulou K. E. (2005), sugerem que submetendo a água salgada ao vácuo a sua temperatura de ebulição diminui, assim abaixa-se a pressão interna da câmara intermediária de modo a facilitar a liberação dos vapores contidos no fluxo de água salgada, aumentando assim a incidência do processo de “flash” por diminuir a temperatura de saturação da água salgada. A segunda tarefa também importante, é minimizar o depósito de

sais gerados pelo fluxo da água salina durante o processo de flash. O depósito de sais nas partes internas do sistema como tubos de vaporização, câmara intermediária e demister diminuem a eficiência térmica e conseqüentemente a produção de água destilada.

Em seguida o vapor liberado pelo processo de flash flui entre o demister, tela metálica, e encontra a superfície fria do condensador, onde ocorre o processo de condensação a pressão constante produzindo a água destilada. Em seguida a água destilada é acumulada em um tanque de armazenamento de destilado onde está pronta para ser transferida para o consumo.

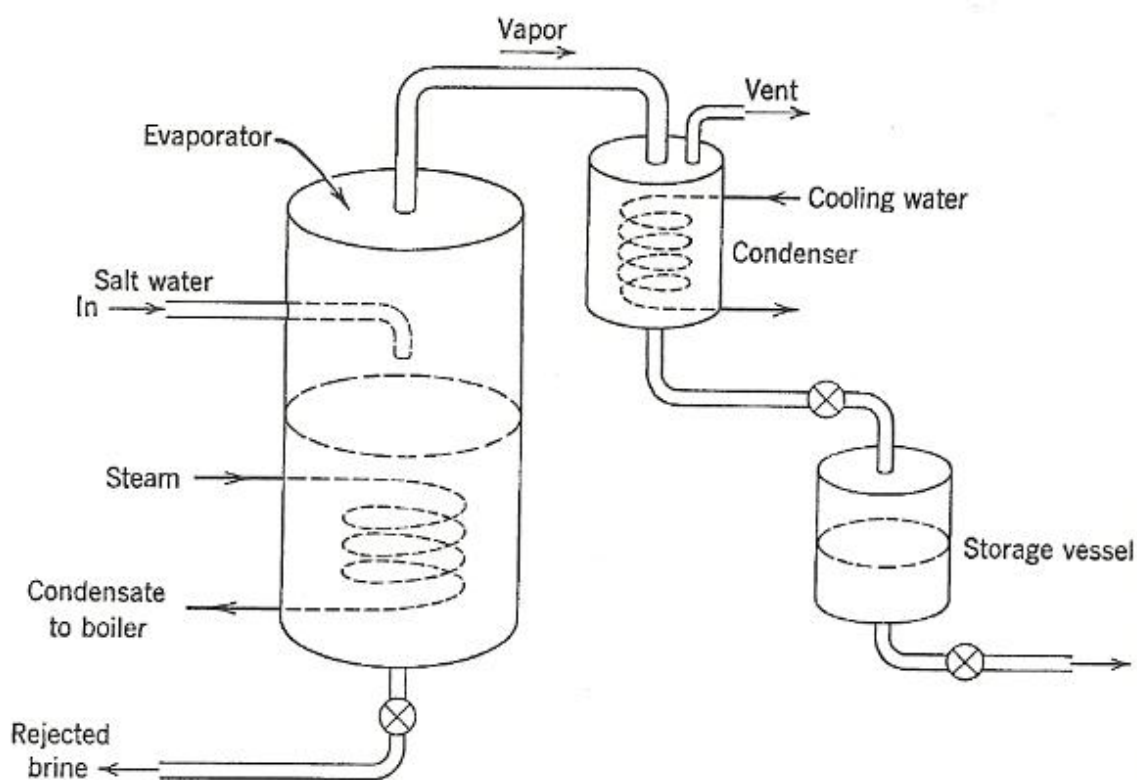


Figura 3 - Princípio de destilação de simples estágio
Fonte: K.S.Spiegler, 1994

O fluxo salmoura, parte do volume de água salgada que é descartado durante o processo de flash para minimizar a pressão na câmara intermediária, pode ser considerado um dreno de energia. A salmoura possui certo valor superaquecimento residual, tal fato influencia consideravelmente as características técnicas e econômicas do projeto de MSF. Quanto menor é o superaquecimento residual, maior é o desempenho térmico do processo e da instalação. O processo de arraste da salmoura, apesar de necessário consiste em procedimento de perda de energia térmica.

O processo de flash em plantas de MSF é geralmente considerado o equilíbrio termodinâmico, onde todas as variáveis do processo são controladas de modo a garantir a eficiência. Compreender o processo de flash na instalação de destilação MSF é essencial, entretanto modelar e definir o melhor flash para o processo é de difícil resolução, seja de maneira teórica ou experimentalmente. Este fato é evidenciado pela quantidade relativamente pequena de dados publicados, bem como pelo número de conclusões conflitantes (Khamis Mansour & Hassan, 2012).

O processo flash, que é a liberação do vapor, em planta MSF de destilação ocorre de duas maneiras. Em primeiro lugar, ocorre por meio de evaporação livre na superfície livre da salmoura e, por outro, na forma de bolhas (conhecido com fervura) que se formam no interior da massa de salmoura que tem sua liberação facilitada pela interceptação do fluxo na antepara presente na câmara intermediária. A evaporação devida tanto à evaporação de superfície livre e fervura está integralmente ligada com os processos de transferência de calor, transferência de massa e termodinâmica. A complexidade do processo de flash ainda dificulta a modelagem detalhada e melhorias inovadoras do processo.

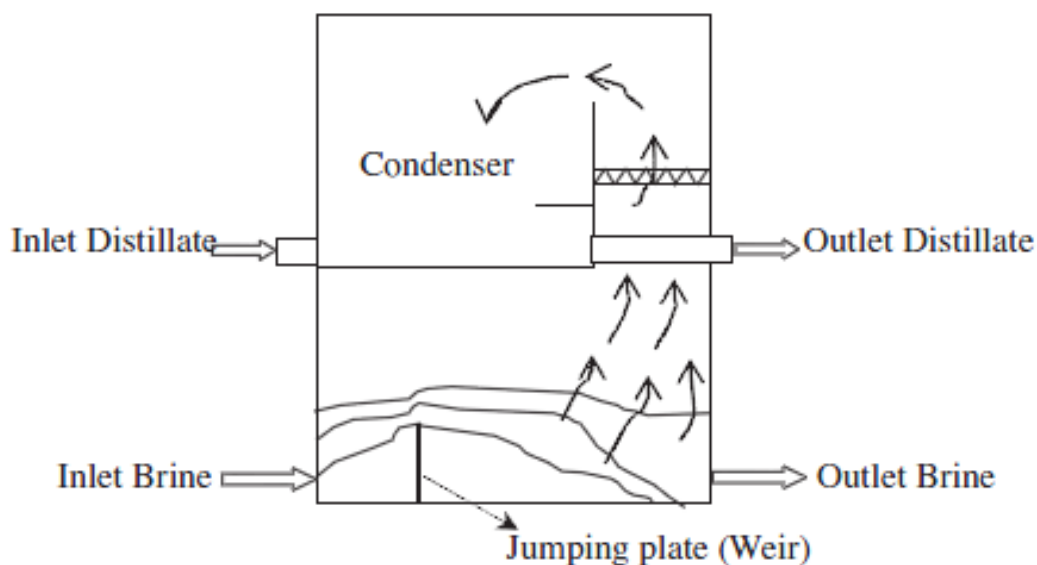


Figura 4 - Câmara do processo do MSF
Fonte: Younos T. 2005

De acordo com o divulgado por El-Dessouky et al. no ano de 2004, o processo multistage flash é o mais utilizado, representando mais de 56% do mercado de dessalinização.

2.4 SISTEMA MSF MODELADOS.

Modelos matemáticos simples do processo de MSF desenvolvidos por Soliman, Darwish, Al-Bahou, são muito úteis para fornecer estimativas rápidas das principais características do processo. Exemplos de aplicações de tal 'atalho' de equações incluem design de planta, a síntese de processos, modelagem e simulação, conservação de energia, análise de folha de fluxo e de dessalinização de água. A simplicidade das equações do modelo faz com que seja fácil de entender e compreender as várias relações que regem os sistemas. Além disso, modelos simples podem ser codificados em calculadoras ou planilhas. No entanto, cuidados devem ser tomados na interpretação dos resultados do modelo. Isso é por causa das hipóteses simplificadoras utilizadas para desenvolver o modelo. Outro aplicativo útil dos modelos mais simples é desenvolver estimativas iniciais para resolver modelos mais detalhados. Suposições comuns entre os modelos matemáticos simplificados para o sistema MSF incluem propriedades físicas constantes, tais como valores constantes para o calor específico a pressão constante, além do calor latente de evaporação, que para condição de operação do evaporador (entre 40-110°C) apresenta pequenas variações.

Os métodos utilizados para analisar um fluxo de duas fases são na verdade extensões dos fluxos monofásicos. O procedimento, invariavelmente, é adotar as equações básicas que regem a conservação de massa, quantidade de movimento, e energia, muitas vezes em uma forma unidimensional e procurar resolver estas equações através da utilização de várias hipóteses simplificadoras (John G. Collier e John R. Thome, 1994)

Dos três modelos proposto por Collier e R. Thome adota-se como análise nesse projeto o modelo de fluxo 'homogêneos'. Nesse sentido, a abordagem torna mais simples para o problema, o fluxo de duas fases é assumido como sendo fluxo de uma única fase contendo propriedades ponderadas adequadamente entre as propriedades de cada uma das fases. Tendo como uso a titulação da substância papel importante nessa análise.

2.5 PRIMEIRA LEI APLICADA AO VOLUME DE CONTROLE

O volume de controle é um volume no espaço que nos interessa para estudo, ou análise, de processo. A superfície que envolve esse volume é chamada de superfície de

controle. Massa, calor e trabalho podem atravessar a superfície de controle e a massa contida no volume de controle pode variar (Borgnakke & Sonntag, 2009).

A massa, assim como a energia, é uma propriedade que se conserva, e não pode ser criada nem destruída durante um processo. Em sistemas fechados, o princípio de conservação da massa é usado implicitamente pela exigência de que a massa do sistema permaneça constante. Em volumes de controle, ou sistemas abertos, a massa pode atravessar a fronteira do sistema e devemos levar em conta a quantidade de massa que entra e sai do volume de controle.

A transferência líquida de massa em volume de controle é igual a diferença entre a vazão mássica que entra no volume de controle e a vazão mássica que sai do volume de controle.

A transferência líquida de massa, ou do fluxo de massa, para ou de um volume de controle durante um intervalo de tempo Δt é igual à variação líquida da massa, ou do fluxo de massa, total dentro do volume de controle durante Δt .

$$\Delta m_{V.C} = \frac{dm_{V.C}}{dt} = \sum \dot{m}_e - \sum \dot{m}_s \quad (1)$$

A primeira Lei da Termodinâmica define que a taxa de variação de energia de um volume de controle é igual à taxa de variação de energia que atravessam o volume de controle. O fluxo de energia que atravessa o volume de controle pode ser por exemplo a taxa de transferência de calor, ou a potencia gerada pelo trabalho de eixo.

$$\frac{dE_{sistema}}{dt} = \dot{Q} - \dot{W} \quad (2)$$

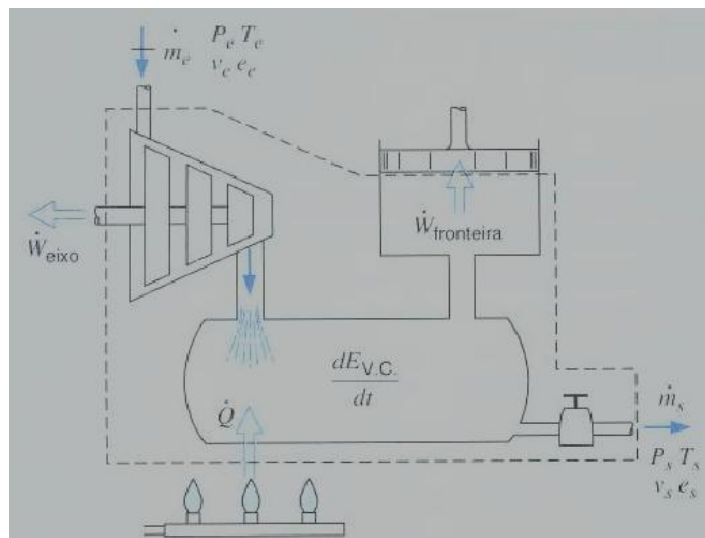


Figura 5- Diagrama esquemático de um volume de controle

Fonte: Borgnakke & Sonntag, 2009

O desenvolvimento do balanço energia aplicando a primeira lei da termodinâmica ao volume de controle, segundo Borgnakke e Sonntag é definido pelo procedimento detalhado a seguir:

$$\frac{dE_{vc}}{dt} = \dot{Q} - \dot{W} + \dot{m}_e \left(u_e + \frac{V_e^2}{2} + gz_e \right) - \dot{m}_s \left(u_s + \frac{V_s^2}{2} + gz_s \right) \quad (3)$$

Sendo trabalho total $\dot{W} = \dot{W}_{vc} + \dot{W}_{fluxo}$, onde $\dot{W}_{fluxo} = \dot{m}_s p_s v_s - \dot{m}_e p_e v_e$ (4)

$$\frac{dE_{vc}}{dt} = \dot{Q} - \dot{W}_{vc} + \dot{m}_e \left(u_e + \frac{V_e^2}{2} + gz_e \right) - \dot{m}_s \left(u_s + \frac{V_s^2}{2} + gz_s \right) - \dot{m}_s p_s v_s + \dot{m}_e p_e v_e \quad (5)$$

$$\frac{dE_{vc}}{dt} = \dot{Q} - \dot{W}_{vc} + \dot{m}_e \left(u_e + p_e v_e + \frac{V_e^2}{2} + gz_e \right) - \dot{m}_s \left(u_s + p_s v_s + \frac{V_s^2}{2} + gz_s \right) \quad (6)$$

$$\frac{dE_{vc}}{dt} = \dot{Q} - \dot{W}_{vc} + \dot{m}_e \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + gz_e \right) - \dot{m}_s \left(h_s + \frac{V_s^2}{2} + gz_s \right) \quad (7)$$

Podem existir vários locais na fronteira através dos quais a massa entra e sai.

$$\frac{dE_{vc}}{dt} = \dot{Q} - \dot{W}_{vc} + \sum \dot{m}_e \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + gz_e \right) - \sum \dot{m}_s \left(h_s + \frac{V_s^2}{2} + gz_s \right) \quad (8)$$

Para regime permanente, isto é, sem variação com o tempo temos:

$$0 = \dot{Q} - \dot{W}_{vc} + \sum \dot{m}_e \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + gz_e \right) - \sum \dot{m}_s \left(h_s + \frac{V_s^2}{2} + gz_s \right) \quad (9)$$

$$\dot{Q} + \sum \dot{m}_e \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + gz_e \right) = \sum \dot{m}_s \left(h_s + \frac{V_s^2}{2} + gz_s \right) + \dot{W}_{vc} \quad (10)$$

Considerando as seguintes condições para o processo em trocadores de calor

$$\dot{W}_{vc} = 0;$$

$$\dot{Q} = 0, \text{ transferência térmica adiabática}$$

Sendo a $\dot{m}_e = \dot{m}_s$;

$$\sum \dot{m}_e \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + gz_e \right) = \sum \dot{m}_s \left(h_s + \frac{V_s^2}{2} + gz_s \right) \quad (11)$$

2.6 ANÁLISE EXERGÉTICA.

Tradicionalmente, os processos de conversão e utilização de energia foram avaliados com base na primeira lei de termodinâmica: Análise de Energia. Entretanto nos últimos tempos, a utilização da análise de exergética para obter uma melhor compreensão de tais processos tornou-se popular.

Moran e Shapiro (2002) definem exergia como sendo o maior trabalho teórico possível de ser obtido conforme o ambiente de referência interaja até o equilíbrio com o sistema de interesse. Análise exergética é derivada da segunda lei da termodinâmica e oferece melhores perspectivas na identificação e quantificação das fontes de ineficiências, identificando os parâmetros de processo ideais.

A exergia ou disponibilidade de um sistema, em um estado termodinâmico de referência, pode ser definida como a parcela da energia total do sistema que pode ser convertida em trabalho, por meio de um processo ideal capaz de levar o sistema estudado termodinâmico de referência até o estado de completo equilíbrio com o meio ambiente. Conseqüentemente, segundo TORÍO (2009), a exergia é uma medida do potencial de um fluxo de energia para ser transformada em energia de alta qualidade.

As relações de entropia e exergia energia podem ser explicadas como se mostra na Figura 6:

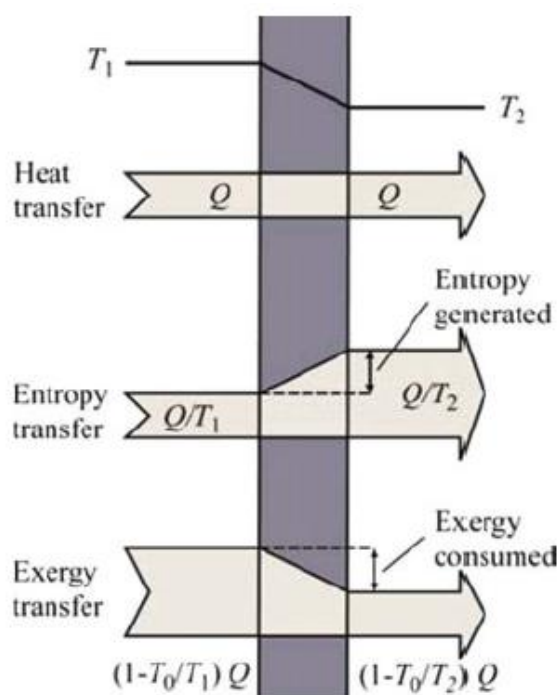


Figura 6 - Relação entre transferência de energia - entropia - exergia
Fonte: A. Hepbasli, 2008

Quando a transferência de calor ocorre entre dois corpos a partir da face quente para face fria, a transferência de energia ocorre à custa de gradiente térmico, como mostra a figura acima. Embora possa ocorrer a transferência de calor de 100% entre dois corpos (idealizando o volume de controle adiabático, ou seja, isolado termicamente da vizinhança), a temperatura do corpo resultante pode não ser igual ao da fonte de onde ocorreu a transferência de calor. Isto significa a degradação da energia ocorrida no processo de transferência de calor, que é muitas vezes expresso em geração da entropia. Como um resultado da geração de entropia, a qualidade de energia transferida a partir da fonte para o dissipador é reduzido o que é refletido pela disponibilidade de energia. A energia não é perdida ela é conservada, contudo o que é perdido é uma oportunidade para converter outra forma de energia em trabalho. Esta degradação na qualidade de energia é chamada de perda de exergia (perda de disponibilidade). A perda de exergia é também chamada irreversibilidade.

$$\dot{I} = \dot{W} - \dot{W}_{v.c.real} = \dot{Q}_0^{rev} = T_0 \dot{S}_{ger} \quad (12)$$

As diferentes formas de energia têm capacidades distintas para serem convertidas em trabalho. Por exemplo, a energia potencial, energia cinética, pode ser completamente convertida a trabalhar, enquanto que, apenas uma fração da energia de calor pode ser convertida para o trabalho, enquanto o restante deve ser rejeitada aos arredores. A propriedade exergia serve como uma medida da capacidade de energia para fazer o trabalho, é igual à quantidade máxima de trabalho que pode ser extraído a partir de uma determinada quantidade de energia (A. Hepbasli, 2008).

Para converter a máxima quantidade de energia Q em trabalho, a máquina térmica deve ser completamente reversível. Isso significa que a máquina térmica deve operar conforme o ciclo de Carnot uma temperatura de T pode ser derivada a partir da eficiência de Carnot (η_{carnot}) de um motor de calor reversível trabalhando entre T e os arredores temperatura, T_0 .

$$E = W_{rev M.T} = \eta_{carnot} Q = \left[1 - \frac{T_0}{T}\right] Q \quad (13)$$

$$\frac{E}{Q} = \left[1 - \frac{T_0}{T}\right] \quad (14)$$

$$W_{rev M.T} = Q \left[1 - \frac{T_0}{T}\right] \quad (15)$$

Agora vamos quantificar a disponibilidade (ϕ) como sendo o máximo trabalho que pode ser obtido referente à vizinhança. A disponibilidade é igual ao trabalho reversível possível de ser obtido da transferência de calor e, assim, é o valor da transferência de calor expressa em trabalho. Segundo Borgnakke e Sonntag, (2009) as contribuições ao trabalho reversível considerando a temperatura ambiente T_0 para a transferência de calor são:

$$\dot{\phi}_q = \sum \left(1 - \frac{T_0}{T_j} \right) \dot{Q}_j \quad (16)$$

A equação abaixo denominada exergia específica, com símbolo ψ , representa a disponibilidade exergética de um escoamento.

$$\psi = \left(h - T_0 s + \frac{v^2}{2} + gz \right) - \left(h_0 - T_0 s_0 + gz_0 \right) \quad (17)$$

Segundo SANTOS (2005), pode-se considerar que a velocidade do sistema e a altura sejam nulas em relação ao ambiente. Portanto a exergia total não terá a contribuição da exergia cinética e potencial. Em seguida de acordo Moran e Shapiro exergia específica de fluxo por um volume de controle em regime permanente e em equilíbrio apresentam uma relação conhecida por:

$$\psi_e - \psi_s = \left(h_{tot} - T_0 s_e \right) - \left(h_{tot0} - T_0 s_0 \right) - \left(h_{tot s} - T_0 s_s \right) - \left(h_{tot0} - T_0 s_0 \right) \quad (18)$$

Moran e Shapiro definem assim o balanço de exergia para regime permanente em termos de taxa

$$0 = \sum_i \left(1 - \frac{T_0}{T_i} \right) \dot{W}_{vc} + \sum_e \dot{m}_e e_{fe} - \sum_s \dot{m}_s e_{fs} - \dot{E}_d \quad (19)$$

2.7 EFICIÊNCIA BASEADA NA SEGUNDA LEI.

Conforme STEPHAN e MAYINGER a eficiência baseada na segunda lei afere o desvio entre o trabalho real obtido pelo processo avaliado e o máximo que seria obtido se o mesmo processo fosse ideal e reversível

A Irreversibilidade devida à transferência de calor através de uma diferença finita de temperaturas é a principal forma de irreversibilidade em permutadores de calor e é devida à redução na qualidade de energia térmica à medida que é transferida para uma temperatura mais

elevada para uma mais baixa. Em todos os permutadores de calor reais a diferença finita de temperaturas entre o meio de transferência de calor é necessária para uma razão de transferência de calor finita de modo a que esta forma de irreversibilidade seja inevitável. Os processos transferência de calor entre fluxos líquidos e entre fluidos de evaporação e de condensação geram uma forma de irreversibilidade que poderá contabilizar a maior parte da taxa de irreversibilidade dos processos.

A definição de eficiência baseada na segunda lei da termodinâmica para um dispositivo que não apresenta interação trabalho é baseada na relação entre a variação de disponibilidade no processo desejado e a variação de disponibilidade dos insumos utilizados para obtenção do objetivo do processo (Borgnakke e Sonntag).

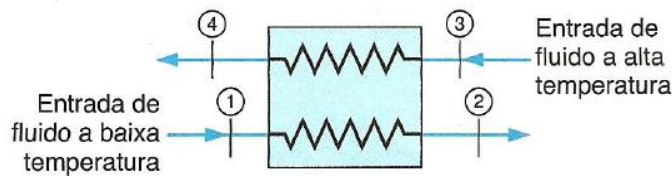


Figura 7 - Trocador de calor
Fonte: Borgnakke & Sonntag, 2009

$$\eta_{seg.lei} = \frac{\dot{\phi}_{desejado}}{\dot{\phi}_{fonte}} \quad (20)$$

O objetivo do trocador de calor define a forma como se calcula sua eficiência:
Aquecimento da corrente fria

$$\eta_{seg.lei} = \frac{\dot{m}_1 (\psi_2 - \psi_1)}{\dot{m}_3 (\psi_3 - \psi_4)} = \frac{Ex_{FS} - Ex_{FE}}{Ex_{QE} - Ex_{QS}} \quad (21)$$

Resfriamento da corrente quente

$$\eta_{seg.lei} = \frac{\dot{m}_3 (\psi_3 - \psi_4)}{\dot{m}_1 (\psi_2 - \psi_1)} = \frac{Ex_{QE} - Ex_{QS}}{Ex_{FS} - Ex_{FE}} \quad (22)$$

Segundo Kotas (1985) e Szargut et al. (1988) quando o trocador de calor tiver varias entradas e saídas, a eficiência exergética pode ser definida pelo chamado grau de perfeição termodinâmico ou eficiência de entrada-saída. Esta eficiência é comumente empregada em equipamentos com muito fluxo de massa na entrada e saída.

$$\eta_{seg.lei} = \frac{\sum \dot{m}_{fs} \psi_{fs} \rceil \sum \dot{m}_{qs} \psi_{qs} \rceil}{\sum \dot{m}_{fe} \psi_{fe} \rceil \sum \dot{m}_{qe} \psi_{qe} \rceil} \quad (23)$$

3 MODELAGEM DO SISTEMA MSF

3.1 COMPOSIÇÃO DA ÁGUA SALGADA

A primeira etapa desse processo é definir as propriedades do fluido processado, a água salgada. Definiremos o tratamento que daremos as propriedades termodinâmicas da água do mar.

A água do mar é composta por 96,7% de água e 3,3% de sais. A água do mar apresenta salinidade de 33000 ppm, ou seja, isso corresponde 33 gramas de sais dissolvidos para cada quilograma de água (33g/Kg). Apenas sete elementos respondem por cerca 93,5 dos sais dissolvidos (Matsuura, 2001).

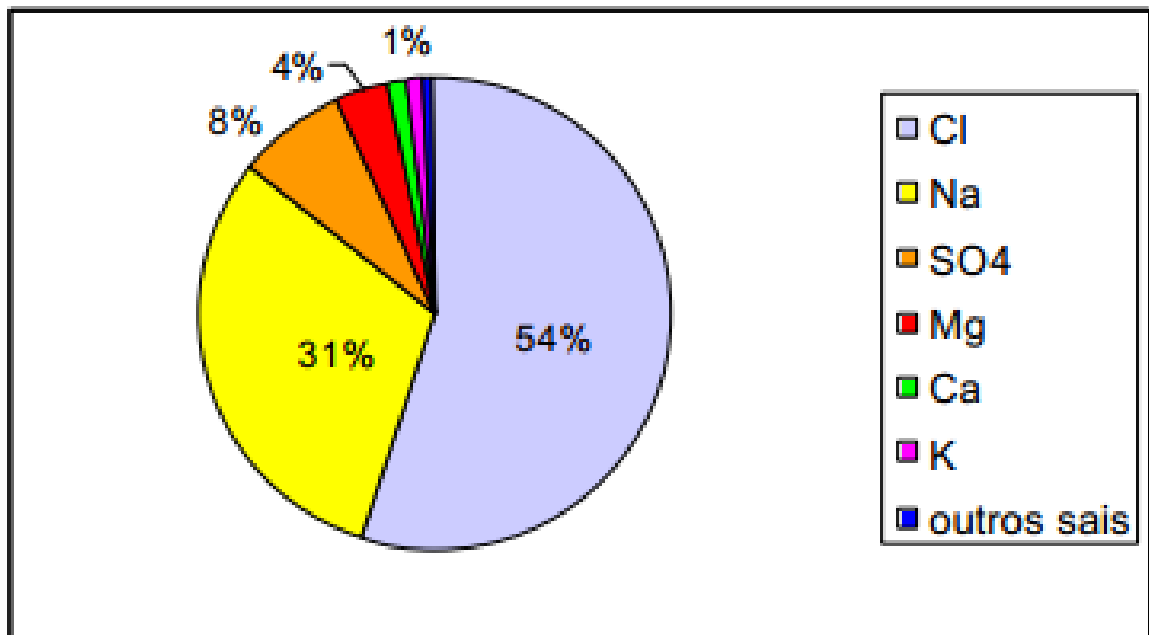


Figura 8 - Principais sais contidos na água do mar
Fonte: Matsuura, 2001

Tendo como base as informações acima, no primeiro momento, não podemos considerar a água do mar como substância pura. E conseqüentemente não aplicar as propriedades termodinâmicas da água pura.

3.2 PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS DA ÁGUA SALGADA

Tratar a água salgada como substância não pura acarretaria em grandes dificuldades para determinar as propriedades termodinâmicas. As maiorias das tabelas termodinâmicas não contemplam a solução da água do mar. Contudo a dificuldade foi superada graças ao programa conhecido como Desalt, da autoria de K.S.Spiegler and Y.M. El-Sayed. Tal programa fornece dados de referências sobre as propriedades termodinâmicas para água do mar.

O BPE (Boiling Point Elevation) é uma informação técnica muito conhecida no ramo da dessalinização. É o valor ao qual deve ser acrescido à temperatura de vaporização de uma solução salina se comparado ao da água pura.

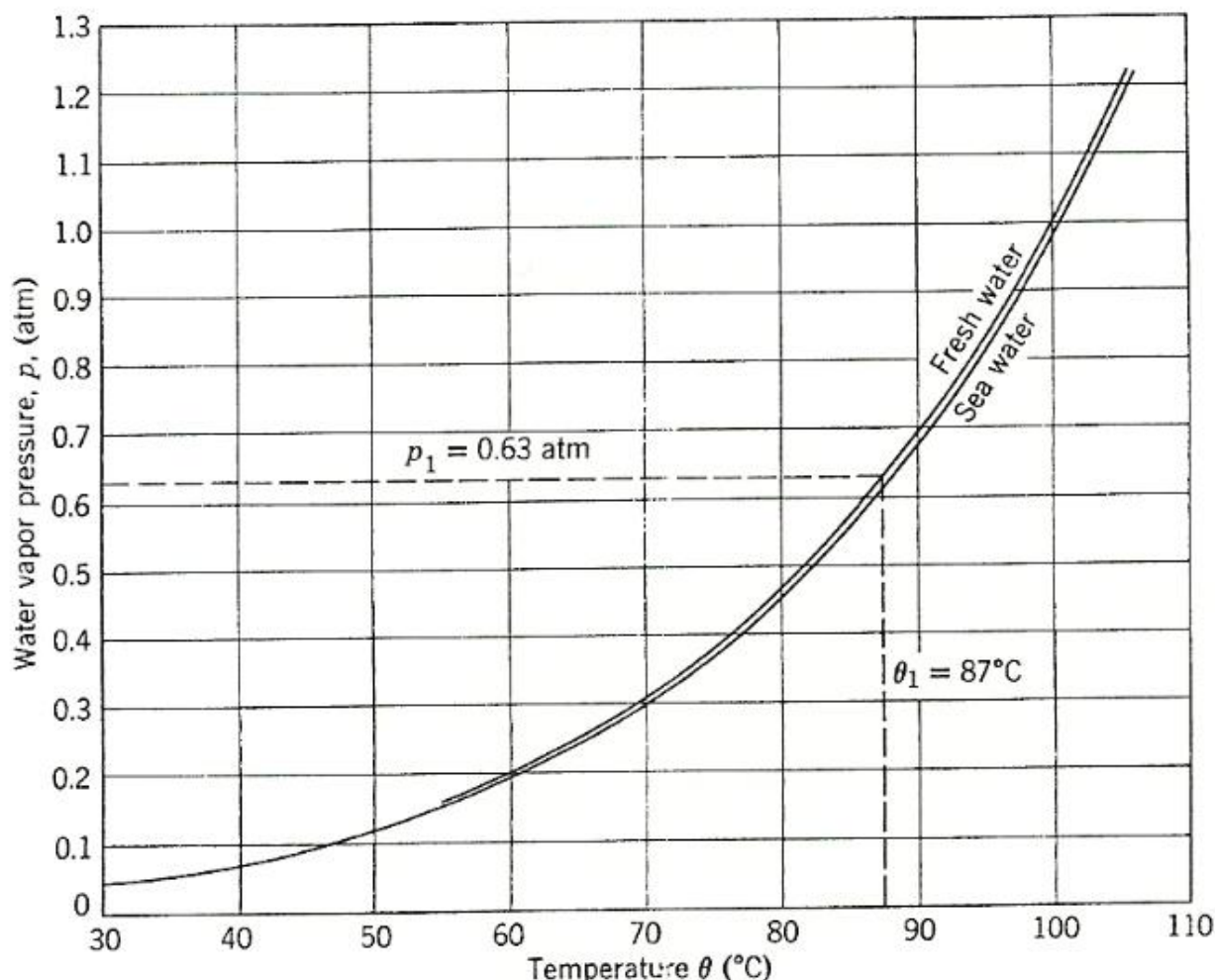


Figura 9 - Gráfico de BPE (Boiling Point Elevation)
Fonte: K.S.Spiegler, 1994

Segue abaixo uma seqüência de tabelas termodinâmicas geradas pelo programa Desalt. Onde na primeira linha é a escala de temperatura de 5°C até 95°C com o incremento de 10°C. Na primeira coluna é a salinidade da água 0g/kg até 140g/kg com incremento de 35g/kg.

Tabela 2 - Boiling Point Elevation

T C	5	15	25	35	45	55	65	75	85	95
Xs g/kg										
.00	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000	.000
35.00	.242	.273	.303	.334	.365	.396	.426	.457	.488	.519
70.00	.537	.602	.668	.733	.798	.864	.929	.995	1.061	1.127
105.00	.886	.989	1.093	1.197	1.301	1.405	1.509	1.613	1.718	1.822
140.00	1.288	1.433	1.579	1.726	1.872	2.018	2.165	2.312	2.459	2.606

Tabela 3 - Pressão de saturação (kPa) de solução salina

T C	5	15	25	35	45	55	65	75	85	95
Xs g/kg										
.00	.87	1.70	3.17	5.63	9.59	15.75	25.03	38.57	57.82	84.53
35.00	.86	1.68	3.11	5.52	9.41	15.46	24.55	37.83	56.72	82.92
70.00	.84	1.64	3.04	5.40	9.20	15.11	24.00	36.99	55.45	81.08
105.00	.82	1.60	2.97	5.27	8.97	14.72	23.39	36.04	54.03	79.01
140.00	.80	1.55	2.88	5.11	8.71	14.29	22.70	34.99	52.46	76.74

Tabela 4 - Densidade (kg/m3) de solução salina

T C	5	15	25	35	45	55	65	75	85	95
Xs g/kg										
.00	1007.6	1000.7	993.9	987.0	980.1	973.2	966.3	959.4	952.6	945.7
35.00	1034.4	1027.6	1020.9	1014.1	1007.3	1000.5	993.7	987.0	980.2	973.4
70.00	1061.2	1054.5	1047.9	1041.2	1034.5	1027.8	1021.2	1014.5	1007.8	1001.1
105.00	1088.0	1081.4	1074.9	1068.3	1061.7	1055.2	1048.6	1042.0	1035.4	1028.9
140.00	1114.8	1108.3	1101.9	1095.4	1088.9	1082.5	1076.0	1069.5	1063.1	1056.6

Tabela 5 - Calor específico a pressão constante (kJ/kgK) de solução salina

T C	5	15	25	35	45	55	65	75	85	95
Xs g/kg										
.00	4.189	4.184	4.181	4.180	4.180	4.183	4.188	4.195	4.204	4.215
35.00	3.994	3.996	3.999	4.003	4.007	4.013	4.019	4.027	4.035	4.045
70.00	3.823	3.829	3.835	3.842	3.849	3.856	3.863	3.871	3.878	3.886
105.00	3.674	3.682	3.690	3.698	3.705	3.712	3.720	3.727	3.734	3.740
140.00	3.548	3.556	3.562	3.569	3.576	3.582	3.589	3.595	3.601	3.607

Tabela 6 - Entalpia específica (kJ/kg) de solução salina

T C	5	15	25	35	45	55	65	75	85	95
Xs g/kg										
.00	21.0	62.8	104.7	146.5	188.3	230.1	272.0	313.9	355.9	398.1
35.00	20.0	59.9	99.9	139.9	180.0	220.1	260.3	300.5	340.9	381.3
70.00	19.1	57.4	95.7	134.1	172.6	211.1	249.7	288.4	327.2	366.0
105.00	18.4	55.2	92.0	129.0	166.0	203.1	240.3	277.5	314.8	352.2
140.00	17.7	53.3	88.9	124.5	160.3	196.1	231.9	267.9	303.9	339.9

Tabela 7 - Entropia de solução salina.

T C	5	15	25	35	45	55	65	75	85	95
Xs g/kg										
.00	.0760	.2239	.3666	.5045	.6380	.7674	.8930	1.0152	1.1341	1.2501
35.00	.0725	.2136	.3500	.4819	.6098	.7340	.8545	.9718	1.0859	1.1972
70.00	.0693	.2045	.3352	.4618	.5846	.7039	.8197	.9324	1.0422	1.1491
105.00	.0666	.1965	.3223	.4441	.5623	.6771	.7887	.8972	1.0028	1.1058
140.00	.0643	.1898	.3112	.4289	.5429	.6537	.7614	.8660	.9679	1.0672

Tabela 8 - Exergia específica (kJ/kg) de solução salina

T C	5	15	25	35	45	55	65	75	85	95
Xs g/kg										
.00	6.432	3.963	3.008	3.466	5.245	8.266	12.457	17.757	24.110	31.467
35.00	3.289	.933	.020	.458	2.163	5.060	9.081	14.168	20.266	27.326
70.00	4.379	2.123	1.248	1.669	3.305	6.088	9.953	14.842	20.703	27.487
105.00	7.204	5.035	4.194	4.598	6.174	8.853	12.574	17.281	22.923	29.453
140.00	11.223	9.128	8.316	8.706	10.227	12.812	16.402	20.943	26.384	32.681

Tabela 9 - Condutividade térmica (W/mK) de solução salina

T C	5	15	25	35	45	55	65	75	85	95
Xs g/kg										
.00	.5815	.5932	.6040	.6139	.6230	.6313	.6387	.6453	.6512	.6563
35.00	.5756	.5882	.5999	.6107	.6207	.6298	.6381	.6456	.6523	.6582
70.00	.5696	.5830	.5955	.6072	.6180	.6280	.6371	.6454	.6529	.6596
105.00	.5634	.5776	.5909	.6034	.6150	.6258	.6357	.6448	.6531	.6605
140.00	.5571	.5720	.5861	.5993	.6117	.6232	.6339	.6437	.6527	.6609

Tabela 10 - Viscosidade (mPa sec) de solução salina

T C	5	15	25	35	45	55	65	75	85	95
Xs g/kg										
.00	1.5060	1.1436	.8976	.7241	.5975	.5025	.4296	.3726	.3273	.2909
35.00	1.6031	1.2206	.9607	.7770	.6429	.5422	.4648	.4042	.3560	.3172
70.00	1.7397	1.3257	1.0442	.8452	.6998	.5906	.5067	.4410	.3887	.3465
105.00	1.9160	1.4588	1.1482	.9287	.7683	.6479	.5554	.4830	.4254	.3790
140.00	2.1318	1.6200	1.2726	1.0273	.8484	.7141	.6110	.5303	.4662	.4146

Observa-se nas tabelas termodinâmicas da solução salina, uma variação dos valores das propriedades entre as soluções de 0g/kg (água pura) e a de 35g/kg (água do mar) na casa de décimos, ou seja, trata-se de uma variação muito pequena. A partir dessa constatação torna-se interessante tratar a água do mar como água potável, de modo a facilitar as modelagens no programa EES. Então consideremos esse desvio como irrelevantes.

3.3 LEVANTAMENTO DOS DADOS

As informações de entrada foram levantadas da folha de registro diário de operação, assim fica registrado que não foi divulgada nenhuma informação referente à folha de dados do fabricante da unidade dessalinizadora. Todavia como se trata de estudo de campo as variáveis do processo coletadas são perfeitamente adequadas como informações de entrada na modelagem no programa EES.

Os dados são diariamente coletados pelo operador de produção, de modo a gerar histórico operacional do equipamento e estão contidos na Tab. 11. As informações de entrada utilizados em nosso estudo foram coletados em um período de 30 dias, entre os dias 03 de abril à 03 de maio de 2014.

Os valores inicialmente inseridos como dados, são as médias das leituras de cada instrumento no período de 30 dias. Apenas como caráter estatístico foram calculados os valores do desvio padrão de cada leitura, de modo a verificar em quanto os valores coletados se distanciam da média aritmética.

Tabela 11 - Dados coletados do processo de dessalinização.

Data	Água quente			Produção destilada	Temperatura evapora	Condensador			Temp saída água	Vazão água alimentação
	Vazão	Entrada	Saída			Entrada	Saída	Vazão		
	FQIT-3	TI-5	TI-6	FQI-1	TI-1	TI-3	TI-4	m ³ /h	Analisador °C	Rotametro
	m ³ /h	°C	°C	m ³ /h	°C	°C	°C			FI-1 m ³ /h
3/4/14	88,10	87,30	73,30	1,32	65,40	25,30	34,20	127,00	60,20	4,30
4/4/14	88,10	87,30	73,20	1,52	65,10	25,20	34,10	126,60	59,80	4,50
5/4/14	88,08	87,60	73,70	1,38	65,20	25,20	34,00	127,35	60,20	4,32
6/4/14	88,17	87,60	73,80	1,47	65,30	25,30	34,10	126,91	60,50	4,54
7/4/14	88,11	87,50	73,80	1,42	65,40	25,30	34,10	126,76	60,50	4,40
8/4/14	88,17	87,20	73,50	1,42	65,10	25,20	34,20	127,60	59,50	4,30
9/4/14	88,20	87,10	73,70	1,32	65,40	25,00	34,00	127,60	59,90	4,00
10/4/14	87,80	87,20	73,20	1,40	66,00	24,50	32,70	126,40	59,30	4,80
11/4/14	88,00	87,70	74,20	1,41	65,30	25,10	33,90	127,10	59,90	4,00
12/4/14	88,17	87,60	74,10	1,41	62,30	25,20	34,10	127,00	60,20	4,30
13/4/14	88,18	87,50	73,90	1,41	65,30	25,10	34,00	126,71	60,40	4,20
14/4/14	88,10	87,50	73,80	1,60	65,30	25,00	34,00	127,10	60,30	4,40
15/4/14	88,00	87,30	73,50	1,36	65,70	25,30	34,10	127,20	60,30	3,76
16/4/14	88,20	87,60	73,70	1,61	64,90	24,90	33,90	127,10	60,30	4,15
17/4/14	88,06	87,70	73,80	1,53	64,70	24,90	34,10	127,35	60,30	4,90
18/4/14	88,08	87,50	73,60	1,66	64,50	25,10	34,20	126,25	60,20	4,60
19/4/14	88,17	87,60	73,60	1,60	64,70	25,00	34,10	125,76	59,70	5,20
20/4/14	88,10	87,60	73,60	1,61	65,00	25,10	34,10	126,30	59,60	4,22
21/4/14	88,30	87,30	73,30	1,41	64,80	25,60	34,10	126,00	59,60	4,40
22/4/14	88,50	87,20	73,20	1,62	64,60	25,30	34,30	126,00	59,50	5,15
23/4/14	89,72	87,50	73,80	1,61	64,70	25,00	34,30	125,66	60,20	4,40
24/4/14	89,39	87,50	74,00	1,52	64,60	25,20	34,30	125,10	59,80	4,60
25/4/14	89,39	87,30	73,70	1,52	64,70	25,10	34,20	124,77	59,90	4,50
26/4/14	88,12	87,30	73,60	1,54	65,40	25,70	34,00	126,70	59,90	4,55
27/4/14	88,20	87,10	73,60	1,69	65,50	25,10	34,30	127,10	59,90	4,30
28/4/14	89,69	87,20	73,70	1,57	64,30	24,90	34,20	125,40	59,50	5,30
29/4/14	89,57	87,10	73,80	1,47	65,20	24,90	34,00	125,34	59,60	4,60
30/4/14	89,34	87,60	74,60	1,44	65,30	25,10	34,10	125,44	60,00	4,80
1/5/14	89,43	87,50	73,90	1,52	65,20	25,10	34,30	126,64	60,20	4,50
2/5/14	89,48	87,60	73,80	1,54	65,10	25,10	34,40	125,34	60,50	5,00
3/5/14	89,51	87,70	74,00	1,60	65,20	25,10	34,30	125,69	60,30	4,60
MÉDIA	88,530	87,43	73,71	1,50	65,01	25,13	34,09	126,43	60,00	4,50
D Padrão	0,645	0,194	0,303	0,102	0,627	0,216	0,287	0,795	0,344	0,354

3.4 APROPRIAÇÃO DAS VARIÁVEIS AO PROGRAMA EES

Para utilizar as ferramentas computacionais do programa EES (Engineering Equation Solver), que retornam as variáveis termodinâmicas, como entalpia e entropia entre outras. Deve-se apropriar cada ponto do processo, com duas informações termodinâmicas (definindo propriedades termodinâmicas de substância pura conforme explicado anteriormente).

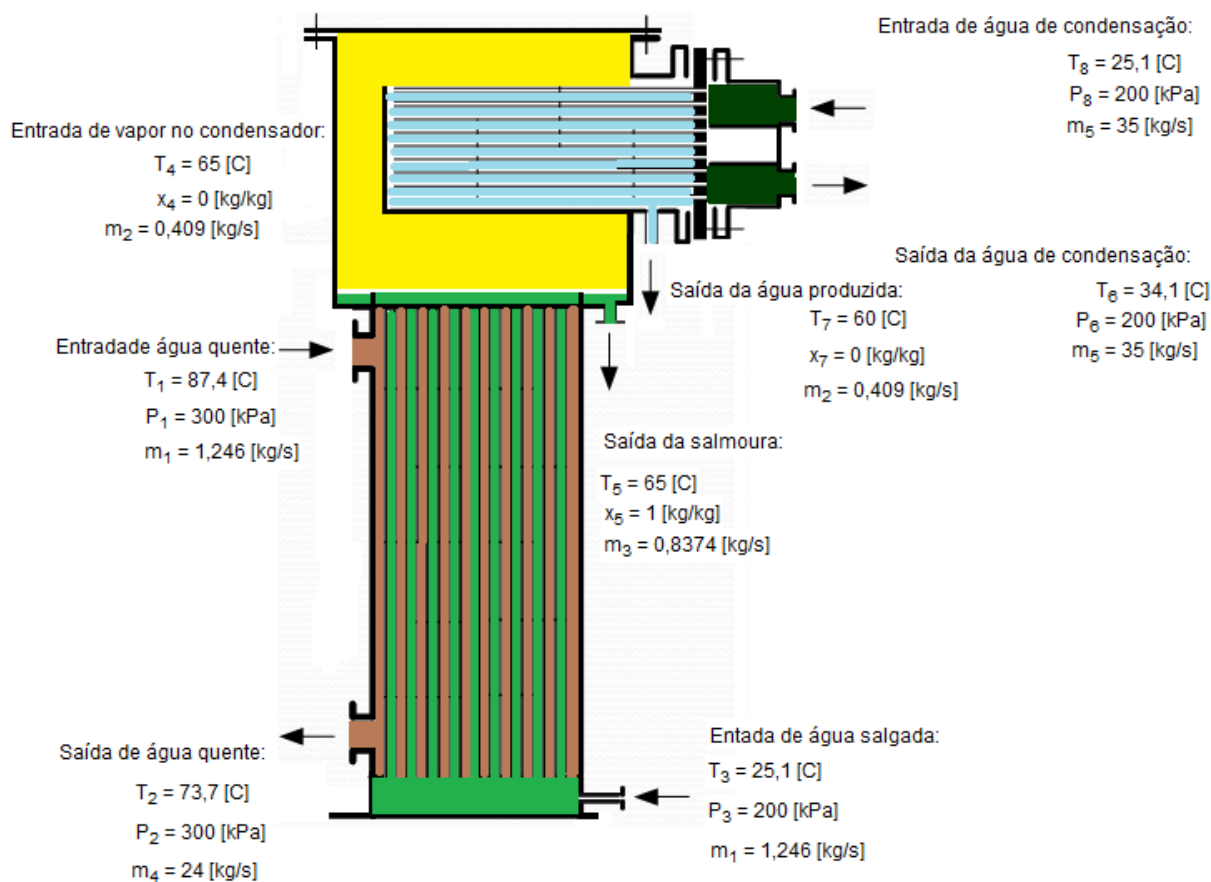


Figura 10 - Valores dos dados de entrada do processo MSF

Após a definição de cada ponto, com o auxílio da ferramenta “Function info”, determina-se a propriedade termodinâmica de interesse e retornando seu valor para a variável na função.

Segue abaixo a apropriação de cada ponto de operação:

"Destilador de água salgada"

"Ponto 1: Evaporador entrada de água quente"

$T[1]=87,4$

$$P[1]=300$$

$$h[1]=\text{Enthalpy}(\text{Water};T=T[1];P=P[1])$$

$$\rho[1]=\text{Density}(\text{Water};T=T[1];P=P[1])$$

$$s[1]=\text{Entropy}(\text{Water};T=T[1];P=P[1])$$

"Ponto 2: Evaporador saída de água quente"

$$T[2]=73,7$$

$$P[2]=P[1]$$

$$h[2]=\text{Enthalpy}(\text{Water};T=T[2];P=P[2])$$

$$s[2]=\text{Entropy}(\text{Water};T=T[2];P=P[2])$$

$$\rho[2]=\text{Density}(\text{Water};T=T[2];P=P[2])$$

"Ponto 3 Evaporador entrada de água salgada; Condensador entrada de água salgada"

$$T[3]=25,1$$

$$P[3]=200$$

$$h[3]=\text{Enthalpy}(\text{Water};T=T[3];P=P[3])$$

$$\rho[3]=\text{Density}(\text{Water};T=T[3];P=P[3])$$

$$s[3]=\text{Entropy}(\text{Water};T=T[3];P=P[3])$$

"Ponto 4: Saída do Evaporador"

$$T[4]=65$$

$$x[4]=0$$

$$h[4]=\text{Enthalpy}(\text{Water};T=T[4];x=x[4])$$

$$P[4]=\text{Pressure}(\text{Water};T=T[4];x=x[4])$$

$$s[4]=\text{Entropy}(\text{Water};T=T[4];x=x[4])$$

"Ponto 5: Entrada de vapor no Condensador"

$$T[5]=65$$

$$x[5]=1$$

$$h[5]=\text{Enthalpy}(\text{Water};T=T[5];x=x[5])$$

$$P[5]=\text{Pressure}(\text{Water};T=T[5];x=x[5])$$

$$s[5]=\text{Entropy}(\text{Water};T=T[5];x=x[5])$$

"Ponto 6: Saída de água salgada do condensador"

$$T[6]=34,1$$

$$P[6]=200$$

$$h[6]=\text{Enthalpy}(\text{Water};T=T[6];P=P[6])$$

$$\rho[6]=\text{Density}(\text{Water};T=T[6];P=P[6])$$

s[6]=Entropy(Water;T=T[6];P=P[6])

"Ponto 7: Saída da água produzida"

T[7]=60

x[7]=0

h[7]=Enthalpy(Water;T=T[7];x=x[7])

s[7]=Entropy(Water;T=T[7];x=x[7])

rho[7]=Density(Water;T=T[7];x=x[7])

"Ponto 8 Condensador entrada de água salgada"

T[8]=25,1

P[8]=200

h[8]=Enthalpy(Water;T=T[8];P=P[8])

rho[8]=Density(Water;T=T[8];P=P[8])

s[8]=Entropy(Water;T=T[8];P=P[8])

Nos pontos 4 e 5 temos o valor da temperatura T[4] é igual a T[5], entretanto tal apropriação de temperatura se justifica, pois na câmara intermediária de vaporização, encontra-se presente duas fases em saturação, vapor é líquido. Assim como tem-se a necessidade de atribuir um título x[4] para vapor diferente do título x[5] para fase líquida, pelo caráter de programação, se faz necessário atribuir um dado de entrada de temperatura para vapor e outro para líquido. Retornando assim as respectivas propriedades termodinâmicas de cada estado.

As tomadas de água salgada para produção e condensação são determinadas ponto 3. A água que será dessalinizada é uma pequena derivação da linha principal de condensação. Assim podemos utilizar o referencial do ponto 3 para definir as propriedades termodinâmicas nas duas situações. Ressaltado que vazões mássicas da água de condensação (m[5]) e água de processo de dessalinização (m[1]) são diferentes.

3.5 EVAPORADOR COMO VOLUME DE CONTROLE

Definindo-se a câmara intermediária de vaporização e o trocador calor de aquecimento da água salgada como um único volume de controle.

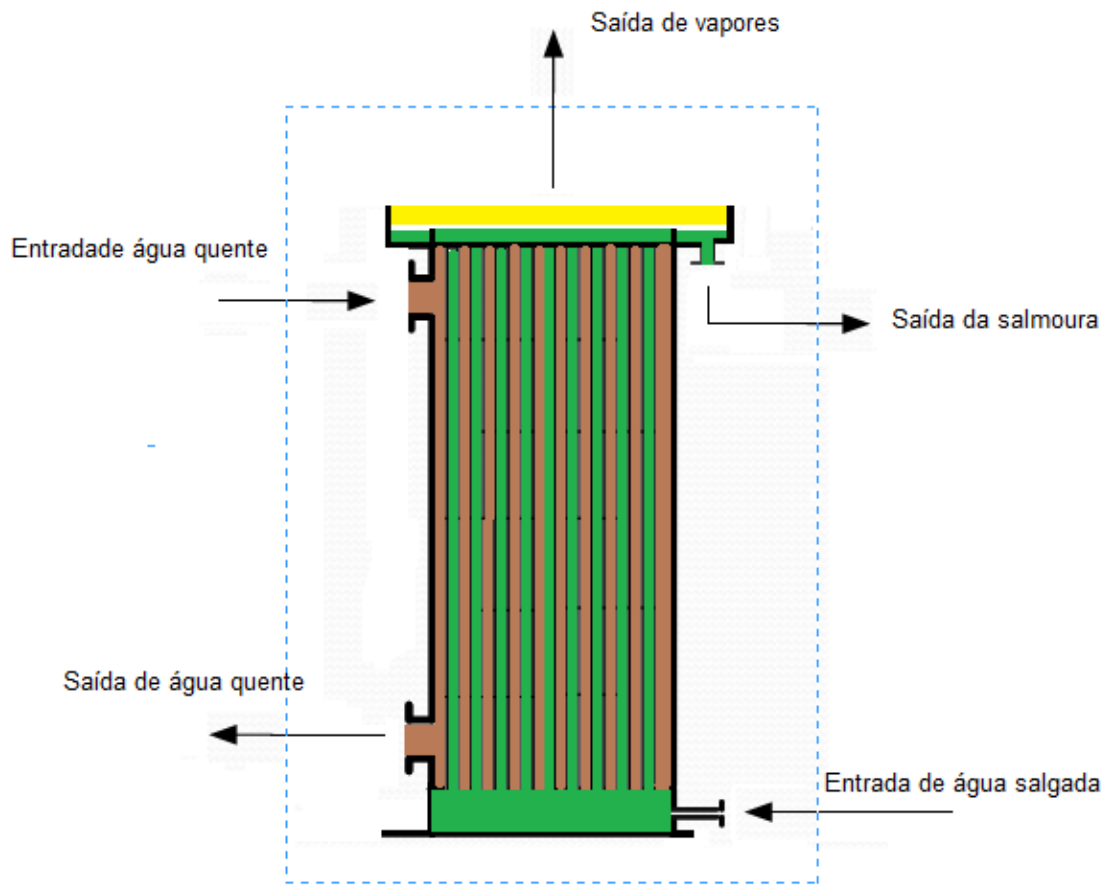


Figura 11 - Volume de Controle para processo de vaporização

Tendo como base o volume de controle do processo de vaporização definiremos o balanço mássico como base a equação 1:

$$\frac{dm_{V.C}}{dt} = \sum \dot{m}_e - \sum \dot{m}_s; \text{ sendo } \frac{dm_{V.C}}{dt} = 0$$

$$\sum \dot{m}_e = \sum \dot{m}_s$$

$$\dot{m}_{qe} + \dot{m}_{ase} = \dot{m}_{qs} + \dot{m}_{vs} + \dot{m}_{sas}$$

$$\dot{m}_{as} = \dot{m}[1]$$

$$\dot{m}_{qs} = \dot{m}[4]$$

$$\dot{m}_v = \dot{m}[2]$$

$$\dot{m}_{sal} = \dot{m}[3]$$

Como $\dot{m}_{qe} = \dot{m}_{qs}$, tem - se :

$$\dot{m}_{ase} = \dot{m}_{vs} + \dot{m}_{sas}$$

$$\dot{m}[1] = \dot{m}[2] + \dot{m}[3]$$

A referência informada entre parêntese representa o parâmetro de atribuição utilizado no programa EES para determinar as vazões mássicas. Contudo não temos a informação de vazão mássica na tabela do processo de dessalinização, assim a mesma não poderia ser tratada como valor de entrada. Como os valores de vazão mássica são necessários para os cálculos de balanço de energia, foi necessário determinar a densidade (massa específica) de cada ponto de entrada do fluxo, onde normalmente são instalados os instrumento de medição de fluxo (rotâmetro) que indicam a vazão volumétrica. A função no programa EES que retorna o valor de densidade é rho[1]=Density.

Conhecendo a massa específica em (kg/m³) e o vazão volumétrica (m³/s) é necessário multiplicar os dois valores e retornando o valor de vazão mássica. Então tem-se o seguinte equacionamento para o processo:

$$m[1]=m[2]+m[3]$$

$$v[1]=0,00125 \text{ "vazão (m}^3\text{/s) água salgada no evaporador, aproximadamente 4,5m}^3\text{/h"}$$

$$v[2]=0,000416 \text{ "vazão (m}^3\text{/s) de água produzida, aproximadamente 1,5 m}^3\text{/h"}$$

$$v[4]=0,0246 \text{ "vazão (m}^3\text{/s) água quente no evaporador aproximadamente 88,53 m}^3\text{/h"}$$

$$v[5]=0,0351 \text{ "vazão (m}^3\text{/s) de água salgada no condensador 126,43 m}^3\text{/h"}$$

$$m[1]=rho[3]*v[1]$$

$$m[2]=rho[7]*v[2]$$

$$m[4]=rho[2]*v[4]$$

$$m[5]=rho[8]*v[5]$$

Novamente considerando o volume de processo de vaporização define-se o balanço energético tendo como base a equação (8):

Observação: Considerando as contribuições da energia cinética e energia potencial nulas no processo.

$$\dot{Q} + \sum \dot{m}_e \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + gz_e \right) = \sum \dot{m}_s \left(h_s + \frac{V_s^2}{2} + gz_s \right) + \dot{W}, W = 0$$

$$\dot{Q} + \sum \dot{m}_s \left(h_s + \frac{V_s^2}{2} + gz_s \right) = \sum \dot{m}_e \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + gz_e \right)$$

$$\dot{Q} = \sum \dot{m}_s \left(h_s + \frac{V_s^2}{2} + gz_s \right) - \sum \dot{m}_e \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + gz_e \right)$$

$$\dot{Q} = \dot{m}_{qs} h_2 + \dot{m}_{vs} h_5 + \dot{m}_{sal} h_4 - \dot{m}_{qe} h_1 - \dot{m}_{as} h_3$$

$$\dot{Q} = \dot{m}_{qs} h_2 + \dot{m}_{vs} h_5 + \dot{m}_{sal} h_4 - \dot{m}_{qe} h_1 - \dot{m}_{as} h_3$$

$$\dot{Q} = \dot{m}_{qs} (h_2 - h_1) + \dot{m}_{vs} h_5 + \dot{m}_{sal} h_4 - \dot{m}_{as} h_3$$

$$\dot{m}_{qs} (h_2 - h_1) : \text{Variação da energia de fluxo da água quente. (Q[4])}$$

$$(\dot{m}_{vs} h_5 + \dot{m}_{sal} h_4 - \dot{m}_{as} h_3) : \text{Variação da energia de fluxo da água processada (Q[1])}$$

"Balanço energético Evaporação"

"Q[1]: Calor absorvido pela água produzida (vapor + salmoura)"

$$Q[1] = m[2] \cdot h[5] + m[3] \cdot h[4] - m[1] \cdot h[3]$$

"Q[4]: Calor liberado pela água quente"

$$Q[4] = m[4] \cdot (h[1] - h[2])$$

"Q[3]: Energia térmica ultrapassou volume de controle de vaporação"

$$Q[3] = Q[4] - Q[1]$$

3.6 CONDENSADOR COMO VOLUME DE CONTROLE

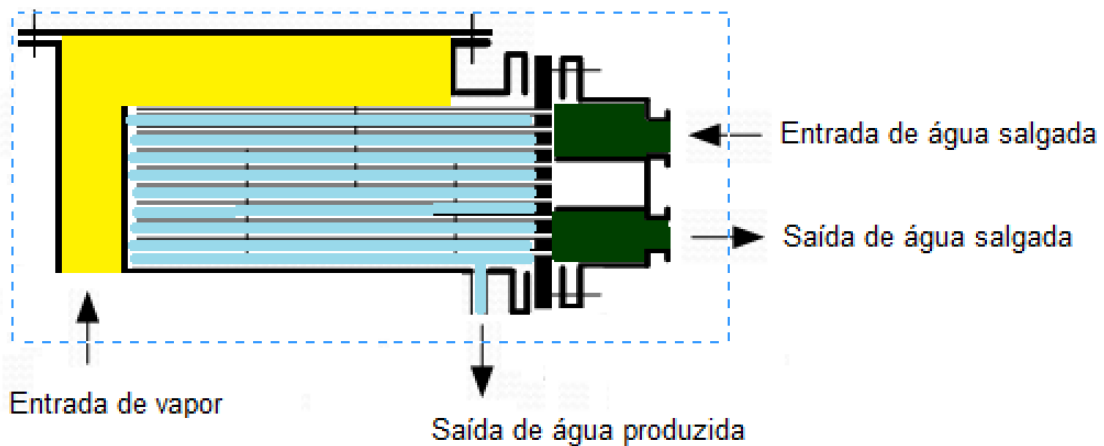


Figura 12 - Volume de controle para o processo de condensação

Tendo como base o volume de controle do processo de condensação definiremos o balanço mássico tendo como a equação (1):

$$\frac{dm_{v,c}}{dt} = \sum \dot{m}_e - \sum \dot{m}_s; \text{ sendo } \frac{dm_{v,c}}{dt} = 0$$

$$\sum \dot{m}_e = \sum \dot{m}_s$$

$$\dot{m}_v + \dot{m}_{ase} = \dot{m}_{ap} + \dot{m}_{ass}$$

$$\dot{m}_v : \dot{m}[5]$$

$$\dot{m}_{ase} : \dot{m}[2]$$

$$\dot{m}_{ap} : \dot{m}[2]$$

$$\dot{m}_{ass} : \dot{m}[5]$$

Como $\dot{m}_v = \dot{m}_{ap}$ e $\dot{m}_{ase} = \dot{m}_{ass}$, temos:

$$(\dot{m}[2]) + (\dot{m}[5]) = (\dot{m}[5]) + (\dot{m}[2])$$

Novamente considerando o volume de controle para processo de condensação define-se o balanço energético tendo como base a equação (8):

Observação: Considerando as contribuições da energia cinética e energia potencial nulas no processo.

$$\dot{Q} = \sum \dot{m}_s \left(\dot{Q}_s \right) - \sum \dot{m}_e \left(\dot{Q}_e \right)$$

$$\dot{Q} = \dot{m}_{ap} h_7 + \dot{m}_{ass} h_6 - (\dot{m}_v h_5 + \dot{m}_{ase} h_8)$$

$$\dot{Q} = \dot{m}_{ase} (h_6 - h_8) + \dot{m}_{ap} (h_7 - h_5)$$

$$\dot{m}_{ase} (h_6 - h_8) : \text{Variação da energia de fluxo da água salgada. (Q[5])}$$

$$\dot{m}_{ap} (h_7 - h_5) : \text{Variação da energia de fluxo da água processada. (Q[2])}$$

"Balanço energético condensação"

"Q[2]: Calor liberado pelo vapor"

$$Q[2] = m[2] * (h[5] - h[7])$$

"Q[5]: Calor absorvido pela água salgada no condensador"

$$Q[5] = m[5] * (h[6] - h[8])$$

"Q[6]: Energia térmica que ultrapassou volume de controle de condensação"

$$Q[6] = Q[2] - Q[5]$$

3.7 ANÁLISE EXERGÉTICA.

A análise exergética se inicia calculando a exergia do escoamento dos fluxos, para isso determina-se o estado de referência. Na programação o estado morto foi determinado como:

"ponto 0: Ponto de referência da vizinhança"

$$T[0]=25$$

$$P[0]=100$$

$$h[0]=\text{Enthalpy}(\text{Water};T=T[0];P=P[0])$$

$$s[0]=\text{Entropy}(\text{Water};T=T[0];P=P[0])$$

Com a equação (17) determina-se a exergia de escoamento em cada ponto.

"Calculo exergético; y é variável que representa a exergia em cada ponto"

$$y[1]=(h[1]-h[0])-\text{converttemp}(C;K;T[0])*\text{convert}(c;K)*(s[1]-s[0])$$

$$y[2]=(h[2]-h[0])-\text{converttemp}(C;K;T[0])*\text{convert}(c;K)*(s[2]-s[0])$$

$$y[3]=(h[3]-h[0])-\text{converttemp}(C;K;T[0])*\text{convert}(c;K)*(s[3]-s[0])$$

$$y[4]=(h[4]-h[0])-\text{converttemp}(C;K;T[0])*\text{convert}(c;K)*(s[4]-s[0])$$

$$y[5]=(h[5]-h[0])-\text{converttemp}(C;K;T[0])*\text{convert}(c;K)*(s[5]-s[0])$$

$$y[6]=(h[6]-h[0])-\text{converttemp}(C;K;T[0])*\text{convert}(c;K)*(s[6]-s[0])$$

$$y[7]=(h[7]-h[0])-\text{converttemp}(C;K;T[0])*\text{convert}(c;K)*(s[7]-s[0])$$

$$y[8]=(h[8]-h[0])-\text{converttemp}(C;K;T[0])*\text{convert}(c;K)*(s[8]-s[0])$$

Os ponto de exergia de índices de 1 ao 7 estão definido nos pontos de temperatura dos respectivos índice na figura 9, ou seja y[1] é referente ao ponto de T[1].

Em seguida temos o cálculo de destruição de exergia nos processos de vaporização e condensação:

"Evaporador"

$$E[1]=m[4]*(y[1]-y[2])-m[2]*y[5]+m[3]*y[4]$$

"Condensador"

$$E[2]=m[2]*(y[5]-y[7])+m[5]*(y[8]-y[6])$$

Finalmente temos os cálculos da eficiência exergética no evaporador, condensador e total inseridos no programa EES.

"n_2L[1]: Eficiência do Evaporador baseada na segunda Lei da termodinâmica"

$$n_{2L}[1]=(m[2]*y[5]-m[1]*y[3])/(m[4]*(y[1]-y[2]))$$

"n_2L[2]: Eficiência do Condensador baseada na segunda Lei da termodinâmica"

$$n_{2L}[1]=(m[2]*y[5]-m[1]*y[3])/(m[4]*(y[1]-y[2]))$$

"n_2L[3]: Eficiência total"

$$n_{2L[3]}=(n_{2L[1]}+n_{2L[2]})/2$$

Com a finalização da programação pode-se modificar as variáveis de entrada, verificando seus efeitos nos parâmetros de saída, principalmente nas eficiências exergética.

Tendo como base a figura 9, observa-se uma possível condição de melhora operacional do processo, que terá seu resultado expressado no próximo tópico. Será feita as seguintes modificações no processo:

Variar os valores de temperatura da água salgada de vaporização T[3], entre 25 °C à 35 °C. Essa possibilidade se torna possível pelo uso da saída da água salgada de condensação T[8]. Consideremos a mesma diferença de temperatura entre os fluxos de entrada e saída nos trocadores de calor. Iremos calcular as eficiências e as perdas exergéticas com o incremento em 1°C da temperatura do ponto T[3] até o ponto T[8].

Todo o fluxo de água no ponto T[8] seria descarregado ao mar (overboard), assim existe uma derivação desse fluxo será reutilizado como matéria prima para produção de água dessalinizada.

4 RESULTADOS

4.1 RESULTADOS ALCANÇADOS

Todos os dados iniciais de entrada e saída das variáveis termodinâmicas estão disponibilizados na tabela abaixo.

Tabela 12 - Saída dos valores na condição operacional inicial

	T_1 [C]	P_1 [kPa]	h_1 [kJ/kg]	m_1 [kg/s]	v_1 [m ³ /s]	y_1 [KJ/Kg]	$n_{2L;1}$	E_1 [kW]
0	25	100	104,8					
1	87,4	300	366,2	1,246	0,00125	24,24	0,5429	107,4
2	73,7	300	308,7	0,409	0,000416	15,22	0,1741	94,51
3	25,1	200	105,4	0,8374		0,1004	0,3585	
4	65	25,02	272,1	24	0,0246	10,23		
5	65	25,02	2617	35	0,0351	287,7		
6	34,1	200	143			0,6696		
7	60		251,2			7,893		
8	25,1	200	105,4			0,1004		

Observa-se a destruição de exergia no evaporador e condensador de 107,4 kW e 94,51 kW respectivamente.

As eficiências exergética do evaporador, condensador e total, seguem respectivamente os valores 0,543; 0,174 e 0,358.

Conforme a proposta feita de mudança da tomada de água a ser dessalinizada, entre o ponto T[3] (atual à 25,1C) ao ponto T[8] (final à 34,1°C). Segue a tabela com os resultados.

Tabela 13 - Efeitos do incremento da T[3] (temperatura da água dessalinizada).

	T_3 [C]	$n_{2L;1}$	$n_{2L;2}$	$n_{2L;3}$	E_1 [kW]	E_2 [kW]
Run 1	25,1	0,5429	0,1741	0,3585	107,4	94,51
Run 2	26,1	0,5545	0,2097	0,3821	105,3	92,28
Run 3	27,1	0,5659	0,2479	0,4069	103,2	89,56
Run 4	28,1	0,5771	0,2884	0,4327	101,2	86,37
Run 5	29,1	0,5882	0,3311	0,4596	99,18	82,7
Run 6	30,1	0,5991	0,3759	0,4875	97,2	78,55
Run 7	31,1	0,6098	0,4227	0,5163	95,24	73,94
Run 8	32,1	0,6204	0,4715	0,5459	93,31	68,86
Run 9	33,1	0,6308	0,522	0,5764	91,4	63,31
Run 10	34,1	0,6411	0,5743	0,6077	89,53	57,31

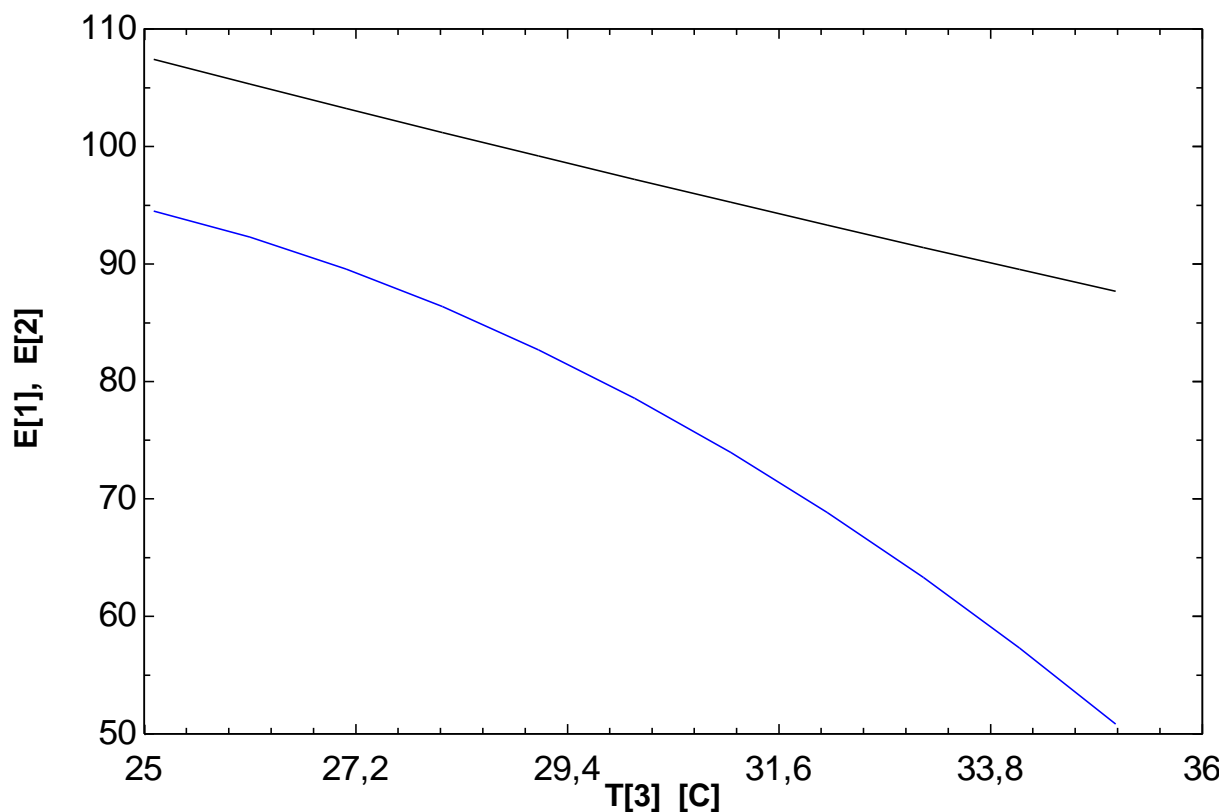


Figura 13 - Gráfico de tendência da destruição exérgica no processo

Baseando-se na tabela 13 traçamos um gráfico de tendência da destruição da exergia no processo. A linha azul se refere às perdas no processo de vaporização, por outro lado, a linha preta expressa os valores das perdas exérgica para processo de condensação.

Observa-se nas duas condições a tendência de diminuição das perdas exérgicas no processo de dessalinização estudado. Significando que a proposta de mudança no projeto de dessalinização, de reutilização da água de condensação, se torna uma alternativa significativa para a melhora da eficiência do processo MSF, assim pode-se ser considerar inicialmente a mudança como benéfica para o processo em relação à diminuição das perdas. Entretanto, apenas esse resultado não é conclusivo, necessita-se analisar os resultados das eficiências exérgicas do processo.

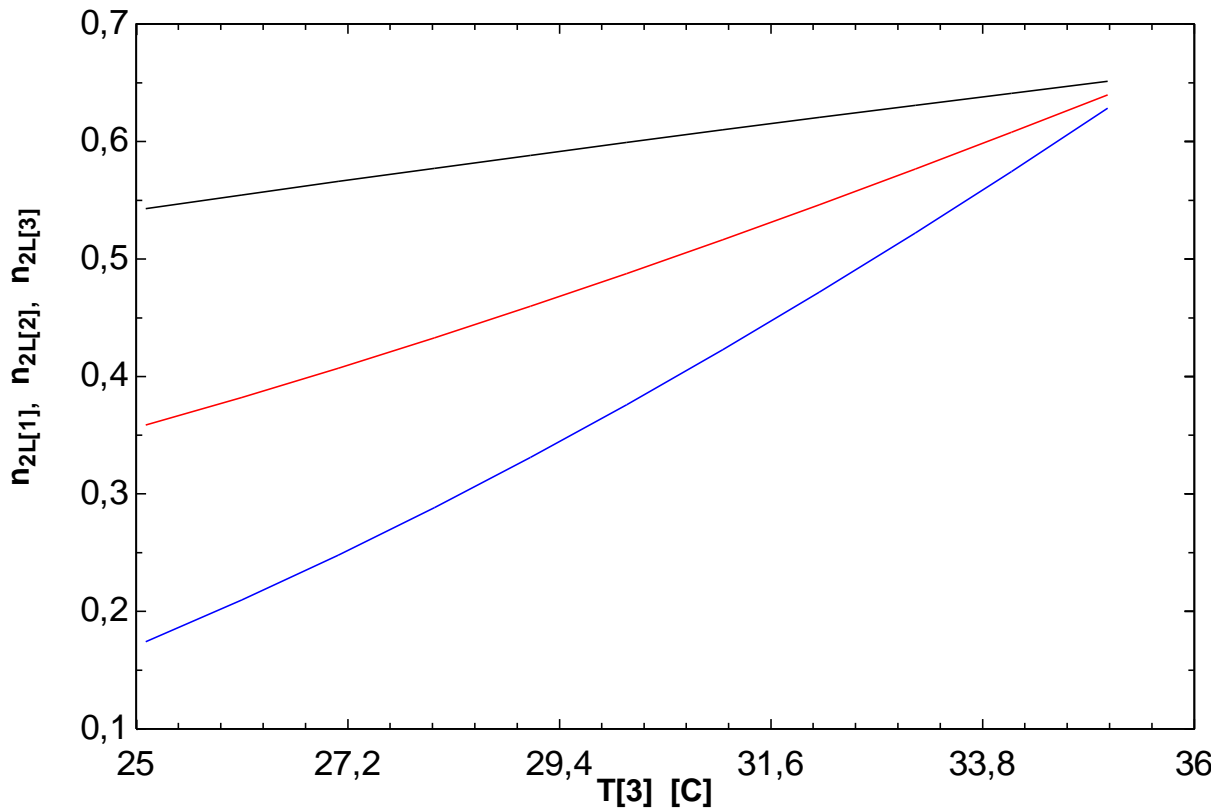


Figura 14 - Gráfico de tendência da eficiência exergética no processo

Baseando-se novamente pela tabela 13 traçamos um gráfico de tendência da eficiência exergética no processo. A linha preta refere-se à eficiência referente ao processo da vaporização, linha azul refere-se ao processo de condensação, e por fim a linha vermelha representa a eficiência total do sistema dessalinização em função da temperatura T[3].

Observa-se claramente uma tendência de aumento da eficiência exergética do processo MSF estudado, a reutilização da água de condensação provocou um aumento na eficiência e todos os seus parâmetros.

4.2 DISCUSSÕES DOS RESULTADOS

A modificação proposta para o processo MSF estudo provocou melhora nos parâmetros termodinâmicos.

As destruições de exergia para o processo de vaporização teve um decréscimo de 17,37 kW. No evento de condensação o decremento alcançado foi de 37,2 kW. Acumulando no total de 54,57 kW de exergia que foi preservada, tal fato culminou no aumento da disponibilidade do sistema.

Ao tratar os dados referentes às eficiências exergéticas, nota-se um aumento considerável principalmente no processo de condensação onde havia a menor eficiência obteve-se um aumento de quase 40%, ou seja, aumentou de aproximadamente 17 para 57 %. No caso do processo de vaporização obteve-se um aumento de 10%, aumentando de 54 para 64 % . Assim a eficiência exergética total do sistema que na condição inicial era de apenas 36 aumentou para 61 %, tendo assim um aumento total de 30%.

5. CONCLUSÃO.

Embora a plataforma de petróleo seja uma unidade autônoma em energia, o processo de dessalinização MFS é uma técnica muito dispendiosa uma vez que necessita de uma grande quantidade de energia para alimentar o processo, apresentando baixa eficiência exergética.

Essa técnica de dessalinização pode ser utilizada em unidade não autônoma de energia, onde as ineficiências no processo MSF poderão apresentar um custo elevado para unidade. Buscando reduzir as perdas exergéticas decorrentes da produção de água salgada, surgiu a idéia em otimizar o processo do sistema de dessalinização térmica.

Conforme foi acordado no objetivo, tinha-se a finalidade de melhorar a eficiência exergética do sistema dentro dos parâmetros da segunda lei, contudo tinha-se que usar os recursos presentes no mesmo equipamento de dessalinização. Tendo como a saída mais prática encontrada foi a reutilização da água de condensação para uma segunda função, aproveitando a exergia que seria perdida, servindo assim para ser a água processada no sistema de dessalinização.

Tal modificação pode ser considerada uma notória solução para aumentar a eficiência exergética, pois aumentar a eficiência exergética de 36 para 61 % pode ser considerado um excelente resultado. Acrescendo do fato que a relação custo benefício é baixa, pois simplesmente torna-se necessário a instalação de uma linha adicional para reutilizar a água de condensação.

A partir da modelagem feita para facilitar a solucionar o problema proposto nesse trabalho, obtivemos o retorno das informações sobre os fluxos dos modelos físicos, destacando os incrementos da temperatura da água a ser dessalinizada. Tendo como resultados numéricos que posteriormente foram representados graficamente. Pelo gráfico observar-se claramente a convergência dos valores de eficiência, possibilitando uma análise rápida a eficácia a solução proposta. Assim pode-se considerar a modelagem proposta uma ferramenta inicial para analisar as variáveis termodinâmicas nos processos MSF.

Pelo ponto vista da engenharia onde a relação custo/benefício é um fator importante para determinação de recursos para transpor dificuldades, temos no procedimento escolhido um resultado satisfatório. Onde alcançou um aumento de 25% da eficiência exergética para o processo de dessalinização MSF estudado com a adição de uma pequena tubulação de recirculação de água de condensação.

6. TRABALHOS FUTUROS.

É evidente que existem outras alternativas para melhorar a eficiência exergética em destiladores MSF, como por exemplo, a possibilidade de aumentar o vácuo na câmara de vaporização diminuindo assim a temperatura de saturação da água salgada e conseqüentemente a demanda de carga térmica.

Uma proposta interessante de continuidade para estudos futuros em processos MSF é a possibilidade de realizar uma análise exergoeconômica.. A primeira etapa que é identificar as partes do equipamento mais deficientes já está determinada no estudo apresentado. A segunda etapa é fazer a alocação dos custos em cada elemento do equipamento, onde se determinam quais partes da planta dessalinização MSF gera maiores custo de operação.

REFERÊNCIAS

A. Hepbasli, A key review on exergetic analysis and assessment of renewable energy resources for a sustainable future, *Renewable Sustainable Energy Rev.*, 12, 2008.

Claus Borgnakke, Richard E. Sonntag, *Fundamentos da Termodinâmica*, Tradução da 7ª Edição Americana, São Paulo: Blucher, 2009.

Frank P. Incropera, *Fundamentos de transferência de calor e massa*, Tradução de: *Fundamentals of heat and mass transfer*, 6th ed, Rio de Janeiro: LTC, 2012.

K.S. Spiegler and Y.M El-Sayed, *Desalination Primer, Reference data on sea water thermodynamics and transport properties*. Balaban Desalination Publications, 1994. 215 p

Kotas, T. J. *The Exergy Method of Thermal Plant Analysis*, 1985 Anchor Brendon Ltda.

L.I. Alawadhi, *Regional Report on Desalination-GCC Countries*, in: *Proceedings of the IDA World Congress on Desalination and Water Reuse*, March 8–13, Manama, Bahrain, 2002, pp.126–135.

Laranjeira, C. *Estudo Numérico dos Escoamentos em Canais de Dessalinização por Osmose*, 2010, 110 p. Dissertação em Engenharia Civil, Universidade de Trás-os-Montes e Alto Douro, Vila Real, Portugal.

M. Khamis Mansour e Hassan E.S. Fath. Título: Faculty Numerical simulation of flashing process in MSF flash chamber, *Desalination and Water Treatment*, London, v.51, n,10-12, nov. 2012. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1080/19443994.2012.734729>>. Acesso em 2 de out 2014.

Moran J. e Shapiro, H. N., 2002, *Princípio de termodinâmica para engenharia - 4ª. Edição - Livros Técnicos e Científicos Editora.S.S.*, Rio de Janeiro/Brasil

Riccardo Petrella, *The Water Manifesto, Arguments for a World Water Contract*, Zed Books, London, 2001.

Veera Gnaneswar Gude Nagamany Nirmalakhandanb, Shuguang Dengc, Anand Magantida *Civil & Environmental Engineering Department, Mississippi State University 235G Walker Hall*, 2010.

Younos T., Tulou K. E. (2005) Overview of Desalination Techniques. *Journal of Contemporary Water Research & Education Issue*, Dezembro/2005, p. 3-10, Universities Council on Water Resources <http://www.ucowr.siu.edu/updates/132/2.pdf> (20/05/2009).