



*universidade federal da Paraíba
centro de tecnologia
curso de pós-graduação em engenharia mecânica
- mestrado – doutorado –*

**ANÁLISE TÉRMICA DE UMA PLANTA DE
DESSALINIZAÇÃO DE MÚLTIPLO EFEITO (MED) COM
ALIMENTAÇÃO PARALELA**

por

José Welhigton Morais de Souza

*Dissertação apresentada à Universidade Federal da Paraíba
para obtenção do grau de Mestre*

João Pessoa – Paraíba

Setembro - 2004

**ANÁLISE TÉRMICO DE UMA PLANTA DE
DESSALINIZAÇÃO DE MÚLTIPLO EFEITO (MED) COM
ALIMENTAÇÃO PARALELA**

JOSÉ WELHIGTON MORAIS DE SOUZA

DISSERATAÇÃO APRESENTADA AO CURSO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA COMO PARTE DOS REQUISITOS PARA A OBTENÇÃO DO TÍTULO DE MESTRE EM ENGENHARIA MECÂNICA.

ÁREA DE CONCENTRAÇÃO: TERMOFLUIDOS

ORIENTADORES: PROF. DR. TOMAZ ARAKAKL

PROF. ZAQUEU ERNESTO DA SILVA

JOÃO PESSOA – PB

2004

S729a

Souza, José Welhigton Morais de.

Análise térmica de uma planta de dessalinização de múltiplo efeito (MED) com alimentação paralela / José Welhigton Morais de Souza. – João Pessoa, 2004.

125 p.:il.

Orientadores: Tomaz Arakaki; Zaqueu Ernesto da Silva.

Dissertação (mestrado) – UFPB/CT

1. Engenharia Mecânica. 2. Termofluidos. 3. Dessalinização água do mar. 4. Evaporação múltiplo efeito. 5. Alimentação paralela.

UFPB/BC

CDU: 621 (043)

Análise Térmica de uma Planta de Dessalinização de Múltiplo Efeito (MED) com Alimentação Paralela

por

José Welhigton Morais de Souza

Dissertação aprovada em 24 de setembro de 2004

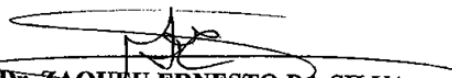
Período letivo 2004.1



Prof. Dr. CELSO ROSENDO BEZERRA FILHO
Examinador Externo – UFCG



Prof. Dr. MARCO ANTONIO WANDERLEY CAVALCANTI
Examinador Interno - UFPB



Prof. Dr. ZAQUEU ERNESTO DA SILVA
Examinador Interno – UFPB



Prof. Dr. TOMAZ ARAKAKI
Examinador Interno – UFPB

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho:

À minha esposa Edivânia e a minha filha Tayná, ícones importantes na minha vida e as razões principais para a minha incessante luta.

Aos meus pais, José Nascimento e Lindalva Morais, que com a humildade interiorana, viram no estudo o bem maior para cada um dos filhos.

E aos meus irmãos, Perpétua (peta) e Keila, pelo o amor e sintonia com o qual vivemos validando assim todos os ensinamentos de família passadas pelos nossos pais.

AGRADECIMENTOS

À Deus, pela minha existência e por estar sempre comigo para estender sua mão quando tropeço no caminhar desta vida.

À coordenação do Curso de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, CPGEM/CT/UFPB.

Aos professores e funcionários do Laboratório de Energia Solar – LES/UFPB. Em especial, ao Prof. Dr. Marco Antônio Wanderley Cavalcanti pelo o apoio e incentivo nos primeiros contatos desta caminhada.

À Escola Agrotécnica Federal de Colorado do Oeste – Rondônia pela liberação para fazer este curso.

Aos meus orientadores, Prof. Dr. Tomaz Arakaki e Prof. Dr. Zaquel Ernesto da Silva, não só pela grande ajuda e contribuição na conclusão deste trabalho, mas acima de tudo por terem demonstrado nesta caminhada que conciliam com tamanha eficiência trabalhos científicos, profissionalismo e humildade.

Aos colegas de pós-graduação, Vanderlan, Laurivan, Rodrigo, Leonardo, Paulinho, Pierre, Ediman e em especial Severino Cirino de Lima Neto (Bino) pelo companheirismo, incentivo, humildade. Dignidade e principalmente pelo seu lado humano.

À minha família em geral e aos amigos que sempre me apoiaram e ajudaram nos momentos mais difíceis para que pudesse alcançar este objetivo.

SUMÁRIO

RESUMO.....	v
ABSTRACT	vi
LISTA DE TABELAS.....	vii
LISTA DE FIGURAS.....	ix
NOMENCLATURA	xii

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO	1
-------------------------	----------

CAPÍTULO 2

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	9
2.1 – Introdução.....	9
2.2 – Destilação Por Múltiplo Efeito (MED)	11

CAPÍTULO 3

PRINCÍPIOS BÁSICOS DE FUNCIONAMENTOS DOS PRINCIPAIS PROCESSOS DE DESSALINIZAÇÃO.....	14
---	-----------

3.1 – Introdução	14
3.2 – Processos Térmicos	15
3.2.1 – Destilação Por Múltiplo Efeitos Flash (DMEF)	17
3.2.2 – Destilação Por Múltiplo Efeito (DME)	22
3.2.3 – Princípios Básico de Funcionamento de um Destilador Solar	25
3.2.4 – Destilação Mecânica Por Compressão a Vapor (DMCV)	27
3.2.5 – Congelamento	29
3.2.5.1 – Congelamento Direto	30
3.2.5.2 – Congelamento Indireto	32
3.3 – Processos com Membranas	33
3.3.1 – Osmose Reversa (OR)	34
3.3.2 – Eletrodialise	38

CAPÍTULO 4

ANÁLISE TÉRMICA DE UMA PLANTA DE DESSALINIZAÇÃO DE MÚLTIPLO EFEITO (DME) COM ALIMENTAÇÃO PARALELA	44
4.1 – Introdução	44
4.2 – Aspecto do Sistema	45
4.3 – Análise Térmica da Instalação	49
4.3.1 – Balanço de Massa Global do Sistema	49
4.3.1.1 – Balanço de Massa e Concentrado Para o Sistema DME	50
4.3.1.2 – Balanço de Massa e Concentrado Para o Misturador	51
4.3.1.3 – Balanço de Massa Para o Concentrado	52

4.3.1.4 – Balanço Global do Sistema DME.....	52
4.3.2 – Balanço de Energia para o Misturador	53
4.3.3 – Balanço de Massa e Energia para o Aquecedor	54
4.3.4 – Balanço de Massa, Concentrado e Energia para o Evaporador (i)	56
4.3.5 – Balanço de Massa, Concentrado e Energia para o Evaporador (N)	58
4.3.6 – Balanço de Massa para os Condensados	60
4.3.7 – Balanço de Energia para o Pré-aquecedor	60
4.3.8 – Balanço de Energia para o Condensador	61
4.3.9 – Balanço de Massa e Energia para os Concentrados	62
4.4 – Propriedades Físicas	63
4.4.1 – Calor Específico	64
4.4.2 – Calor Latente de Vaporização	64
4.4.3 – Elevação do Ponto de Ebulição (EPE)	65
4.4.4 – Coeficiente Global de Transmissão de Calor para os Evaporadores.....	65
4.4.5 - Coeficiente Global de Transmissão de Calor para o Aquecedor	65
4.4.6 - Coeficiente Global de Transmissão de Calor para o Pré-aquecedor	66
4.4.7 - Coeficiente Global de Transmissão de Calor para o Condensador	66
4.4.8 – Método Computacional	66

CAPÍTULO 5

METODOLOGIA.....	67
-------------------------	-----------

CAPÍTULO 6

ANÁLISE DOS RESULTADOS	74
-------------------------------------	-----------

6.1 – Análise dos Resultados	74
------------------------------------	----

CAPÍTULO 7

CÁLCULO DOS COLETORES SOLARES	87
--	-----------

CONCLUSÕES E PERSPECTIVAS	99
--	-----------

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	101
---	------------

RESUMO

Este trabalho apresenta um estudo sobre uma unidade de dessalinização por múltiplo efeito com alimentação paralela dotada de evaporadores com feixe flutuante de tubos horizontais com filme fino, para conversão de água salgada em potável. A energia para o sistema é fornecida pela água aquecida a 85 °C, o aquecimento é obtido através de coletores solares planos. Com as equações de balanço de massa e energia para o sistema de evaporadores de múltiplo efeito, bem como as funções que fornecem a elevação do ponto de ebulição, o calor latente do vapor saturado, o calor específico das soluções e os coeficientes de transmissão de calor para os evaporadores, foram obtidas equações lineares, que devem ser resolvidas de forma interativa; assim podemos obter todas as variáveis que influenciam o sistema. Neste estudo foi considerado um pré-aquecedor e recirculação do concentrado salino, visando recuperação de energia e de insumos (Agentes anti-incrustações, corretores de pH, bactericidas) adicionados na alimentação do sistema. Os cálculos foram realizados por um programa escrito em FORTRAN 90. São apresentados diversas tabelas e gráficos que descrevem o funcionamento da unidade para produção de 100000 a 200000 litros/dia de água destilada. Na parte da energia solar, os dados solarimétricos foram obtidos pelo aplicativo RADIASOL e os rendimentos dos coletores pelo aplicativo CODEPRO. O cálculo do número de coletores necessários para o aquecimento da água foi obtido por um programa codificado em FORTRAN 90 com dados obtidos dos aplicativos mencionados.

Palavras-chaves: Dessalinização água do mar. Evaporação múltiplo efeito. Alimentação paralela.

ABSTRACT

In this work we present a study on a desalination unit for sea water, it has evaporators with horizontal tubular floating pipes working with thin film water spray. Energy for the unit is provided by hot water at 85°C, the heat is obtained by flat solar collectors. With mass and energy conservation equations for the system of multiple evaporators, and functions which can provide the boiling point elevation of the saline solutions, the latent heat of saturated steam, the specific heat of the solutions and the heat transfer coefficients for the evaporators; a system of linear equations was obtained, an iterative solution must be used. The system also has a pre heating unit and recirculation of the concentrated saline solution, all to decrease energy and chemicals (anti scalants, pH correctors, bactericide) consumption, added to the feeding stream of sea water. Calculation was made by a FORTRAN 90 program. Tables and graphics are presented, describing how the system works for distilled water production of 100000 Litres/day to 200000 Litres/Day. On the solar energy side, the solarimetric data were obtained by the RADIASOL program and the yields of the solar collector by the CODEPRO program. The needed collector area was calculated using a FORTRAN 90 program, with data from the two previously mentioned applications.

Keywords: Sea water desalination. Multiple effect evaporations. Parallel feed.

LISTA DE TABELAS

CAPÍTULO 1

Tabela 1.1 – Percentual da Quantidade de Água na Superfície das Regiões Brasileiras 2

Tabela 1.2 – Concentração Média dos Principais Íons na Água Marinha..... 3

CAPÍTULO 6

Tabela 6.1 – Simulação com 2 a 20 efeitos para uma produção de 100000 kg/dia
de Destilado 74

Tabela 6.2 - Simulação com 2 a 20 Efeitos para uma Produção de 150000 kg/dia
de Destilado 75

Tabela 6.3 - Simulação com 2 a 20 Efeitos para uma Produção de 200000 kg/dia
de Destilado 75

Tabela 6.4 – Comportamento de M_{A1} , M_{S0} , M_{AQUEC} , T_A e T_{A1} para uma Produção
de 100000 kg/dia de Destilado em Função do Número de Evaporadores..... 80

Tabela 6.5 - Comportamento de M_{A1} , M_{S0} , M_{AQUEC} , T_A e T_{A1} para uma Produção
de 150000 kg/dia de Destilado em Função do número de Evaporadores..... 81

Tabela 6.6 - Comportamento de M_{A1} , M_{S0} , M_{AQUEC} , T_A e T_{A1} para uma Produção
de 200000 kg/dia de Destilado em Função do Número de Evaporadores..... 81

Tabela 6.7 – Simulação com 18 Efeitos para uma Produção de 120000 kg/dia
de Destilado 85

CAPÍTULO 7

Tabela 7.1 – Radiação Solar em João Pessoa, latitude 7,1° Sul, longitude 34,87° Oeste fixado o dia 11 de junho	88
Tabela 7.2 – Dimensões Globais e Absortivas dos Coletores	89
Tabela 7.3 – Parâmetro do Material de Cobertura do Coletor Solar	91
Tabela 7.4 – Especificação da Tubulação que Compõe o Coletor Solar.....	92
Tabela 7.5 – Valores do Banco de Coletores Medidos a cada Hora	96
Tabela 7.6 – Parâmetros comparados entre Sistemas de Dessalinização	97

LISTA DE FIGURAS

CAPÍTULO 3

Figura 3.1 – Esquema Simplificado dos Processos de Dessalinização	14
Figura 3.2 – Destilação Por Múltiplo Efeito Flash.....	18
Figura 3.3 – Diagrama Simplificado de um Destilador Flash Por Múltiplo Efeito.....	21
Figura 3.4 – Destilação Por Múltiplo Efeito MED com Alimentação Paralela	24
Figura 3.5 – Destilador Solar.....	25
Figura 3.6 – Destilação Mecânica por Compressão a Vapor (DMCV).....	29
Figura 3.7 – Destilação por Congelamento Direto	31
Figura 3.8 – Destilação por Congelamento Indireto.....	33
Figura 3.9 – Comparação entre Osmose e Osmose Reversa	34
Figura 3.10 – Diagrama do Processo de Destilação por Osmose Reversa (OR).....	37
Figura 3.11 – Diagrama de um Dessalinizador por Eletrodíálise.....	41

CAPÍTULO 4

Figura 4.1 – Diagrama de uma Planta de Dessalinização por Múltiplo Efeito (DME) com Alimentação Paralela.....	48
Figura 4.2 – Diagrama do Balanço Global de um Sistema Múltiplo Efeito	50
Figura 4.3 – Balanço de Massa e Concentrado do Sistema DME.....	50
Figura 4.4 – Balanço de Massa e Concentrado para o Misturador.....	51
Figura 4.5 – Balanço de Massa para o Concentrado	52
Figura 4.6 – Balanço de Energia para o Misturador.....	53
Figura 4.7 – Diagrama de Fluxo de um Pré-aquecedor (1º Efeito).....	54

Figura 4.8 – Diagrama de Fluxo de um Evaporador (i)	56
Figura 4.9 – Diagrama de Fluxo de um Evaporador (N)	58
Figura 4.10 – Diagrama de Fluxo do Pré-Aquecedor.....	60
Figura 4.11 – Diagrama de Fluxo do Condensador.....	61
Figura 4.12 – Diagrama dos Concentrados Provenientes dos Efeitos Anteriores	62

CAPÍTULO 5

Figura 5.1 – Diagrama dos Procedimentos de Cálculos do Programa em Fortran 90.....	73
--	----

CAPÍTULO 6

Figura 6.1 – Comportamento das Áreas do Aquecedor em Função do Número de Evaporadores e da Produção de Destilado.....	76
Figura 6.2 - Comportamento das Áreas do Condensador em Função do Número de Evaporadores e da Produção de Destilado.....	77
Figura 6.3 - Comportamento das Áreas do Pré-aquecedor em Função do Número de Evaporadores e da Produção de Destilado.....	77
Figura 6.4 - Comportamento das Áreas dos Evaporadores em Função do Número de Evaporadores e da Produção de Destilado.....	78
Figura 6.5 – Consumo de Energia por Quilo de Destilado em Função do Número de Evaporadores e da Produção de Destilado.....	78
Figura 6.6 – Consumo Total de Energia em Função do Número de Evaporadores.....	79
Figura 6.7 – Comportamento do Fluxo da Água Marinha para cada Evaporador em Função do Número de Evaporadores e da Produção de Destilado.....	82

Figura 6.8 – Comportamento do Fluxo da Água Marinha de Alimentação do Sistema em Relação à Produção de Destilado e Número de Evaporadores	83
Figura 6.9– Comportamento do Fluxo da Água Aquecida em Relação à Produção de Destilado e Número de Evaporadores	83

CAPÍTULO 7

Figura 7.1 – Dimensões Globais dos Coletores.....	89
Figura 7.2 – Diagrama da Placa de Cobertura do Coletor Solar	90
Figura 7.3 – Diagrama do Encaixe dos Tubos no Coletor Solar	91
Figura 7.4 – Diagrama dos Coletores Solares para Aquecimento da Água do Sistema.....	93
Figura 7.5 – Diagrama do Balanço de Energia no Coletor Solar	95

NOMENCLATURA

Nomenclatura

$A_{(i)}$	Área de Transferência de Calor no Evaporador i (m^2)
A_{aq}	Área de Transmissão de Calor do Aquecedor (m^2)
A_C	Área de Transmissão de Calor do Condensador (m^2)
$A_{Coletor}$	Área do Coletor (m^2)
A_{PR}	Área de Transmissão de Calor no Pré-aquecedor (m^2)
CEE	Consumo Específico de Energia (kJ/kg de destilado)
C_P	Calor Específico (kJ/kg.°C)
D	Produção de Destilado (kg/dia)
EPE	Elevação do Ponto de Ebulição (°C)
G_d/G_T	Porcentagem de Radiação Difusa (%)
G_T	Radiação Solar Incidente (W/m^2)
k_{pl}	Condutividade do Material de Isolamento da Placa (W/m.k)
L_V	Calor latente de vaporização (kJ/kg)
M	Fluxo de massa (kg/h)
M_A	Fluxo da Água de Alimentação dos Efeitos (kg/h)
M_C	Fluxo dos Concentrados dos Efeitos (kg/h)
M_{C1}	Fluxo do Rejeito Salino do Sistema (kg/h)
M_{C2}	Fluxo de Circulação de Parte dos Concentrados dos Efeitos (kg/h)
M_S	Fluxo de Parte da Água Marinha de Alimentação (kg/h)
M_{S0}	Fluxo da Água do Mar de Alimentação do Sistema (kg/h)

M_v	Fluxo de Massa do Vapor (kg/h)
m_{vT}	Fluxo de Massa dos Destilados (kg/h)
$N_{B_{Col}}$	Números de Bancos de Coletores
N_{Col}	Número de Coletores por Fila
$Q_{(i)}$	Quantidade de Calor Trocado em um Evaporador (i) (kJ)
Q_{aq}	Quantidade de Calor Trocado no Aquecedor (kJ)
Q_C	Quantidade de Calor Trocado no Condensador (kJ)
Q_{PR}	Quantidade de Calor Trocado no Pré-aquecedor (kJ)
q_T	Quantidade de Calor Absorvida pelo Coletor
R	Umidade Relativa do Ar (%)
T	Temperatura(°C)
T_{A1}	Temperatura da Mistura de M_{C2} e M_S (°C)
T_{amb}	Temperatura Ambiente (°C)
T_{aq1}	Temperatura da Água Aquecida de Entrada (°C)
T_{aq2}	Temperatura da Água Aquecida de Saída (°C)
T_{C2}	Temperatura de Parte do Concentrado de Circulação (°C)
$T_{m_{vT}}$	Temperatura da Mistura dos Destilados (°C)
T_R	Temperatura de Referência (°C)
T_{S0}	Temperatura da Água do Mar de Alimentação do Sistema (°C)
TSD	Teor de Sais Dissolvidos (%)
$U_{(i)}$	Coefficiente Global de Transmissão de Calor no Evaporador (i)
U_{aq}	Coefficiente Global de Transmissão de Calor no Aquecedor
U_C	Coefficiente Global de Transmissão de Calor no Condensador
U_{PR}	Coefficiente Global de Transmissão de Calor no Pré-aquecedor
V_{wind}	Velocidade do Vento (m/s)

- X_A Salinidade da Água de Alimentação do Sistema (kg de sal/kg de solução)
- X_C Salinidade da Água de Saída do Sistema (kg de sal/kg de solução)
- X_S Salinidade da Água Marinha (kg de sal/kg de solução)

Subscritos

- Aq Água Aquecida
- I Efeitos
- N Último Efeito
- V Vapor

Letras Grega

- ΔT Variação de Temperatura ($^{\circ}C$)
- β Ângulo de Inclinação dos Coletores (graus)
- θ Ângulo de Inclinação da Radiação (graus)
- η Rendimento do Coletor (%)

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

Durante milênios, a humanidade considerou a água existente no planeta Terra como algo ilimitado, que não se modificaria e que jamais seria escassa. Visão esta, que encontrou reforço nos dados estatísticos que mostrava que 3/4 do Planeta tinha sua superfície coberta por água. Acontece que, deste abundante volume d'água no planeta Terra, 97,2 % estão nos oceanos e mares apresentando um teor de sais dissolvidos (TSD) igual ou superior a 30.000 partes por milhão(ppm) sendo assim imprópria para o consumo humano, 2,15 % estão nas calotas glaciais, 0,625% compõe as águas subterrâneas onde parte destas são consideradas salobras apresentando um TSD entre 500 e 30.000 ppm, 0,009 % formam os rios e lagos e 0,001 % encontra-se na atmosfera (Fonte UNESCO/PHI/REDES – 1994).

No Brasil, estima-se que o percentual dos recursos hídricos chegue a 53 % da reserva da América do Sul e 12 % do total mundial. Em números isso equivale a 5.604 quilômetros cúbicos/ano, considerando apenas a contribuição do território brasileiro e 7.906 quilômetros cúbicos/ano se levarmos em conta as contribuições de mananciais de outros países integrantes da Bacia Amazônica. O Brasil, ainda detém dois terços de um manancial subterrâneo que passa pelos países do Mercosul, com extensão superior à Inglaterra, França e Espanha juntas.

Apesar da grande quantidade de água existente, o Brasil enfrenta problemas ocasionados pela distribuição desigual destes recursos. De acordo com a Secretária de Recursos Hídricos do Ministério do Meio Ambiente, se compararmos em termos percentuais a quantidade de água com a superfície das diversas regiões do país e a sua população, teremos os seguintes números conforme mostra a tabela 1.1 a seguir.

Tabela 1.1- Percentual da Qualidade de Água por Superfície nas Regiões Brasileiras
(FONTE DNAEE – 1992)

Regiões	Água	Superfície	População
Região Norte	68,5 %	45,3 %	6,98 %
Região Nordeste	3,3 %	18,3 %	28,91 %
Região Centro-Oeste	15,7 %	18,8 %	6,41 %
Região Sudeste	6,0 %	10,8 %	42,65 %
Região Sul	6,5 %	6,8 %	15,05 %

Do exposto, notamos que as regiões Norte e Centro-Oeste seriam as mais favorecidas por deterem juntas 84,2 % das reservas de águas brasileiras e as regiões mais prejudicadas seriam as regiões Nordeste e Sudeste devido a pouca quantidade de água disponível e o grande contingente populacional. Na realidade, para esta aparente tranquilidades surgem diversas contradições, pois sabemos que grande parte dos recursos naturais do planeta há vários anos vem sendo degradados pelo desperdício, pela poluição destes mananciais ao serem despejados lixo e esgotos das grandes metrópoles, pelos maus usos destes recursos através da agricultura irrigável e da indústria, como também pela contaminação dos grandes rios pelo mercúrio vindo dos grandes garimpos.

O aumento desordenado da população mundial também é visto como um problema a mais para contribuir com a escassez hídrica do planeta pelo simples fato da quantidade de água no mundo ter permanecido constante nos últimos 500 milhões de anos, sendo apenas renovada pelo seu ciclo hidrológico que se caracteriza por precipitações (chuvas, neve), escoamento (rios) e fluxo de águas subterrâneas que é recarregada pela infiltração do solo.

Diante da constância e da degradação acelerada destes recursos, vários pesquisadores e organizações não governamentais vem alertando a população mundial quanto a um colapso hídrico no futuro e ao mesmo tempo busca alternativas para solucionar esta possível escassez hídrica que já é real para vários países como, por exemplo, Egito, Kuwait, Arábia Saudita,

Israel, Argélia e Bélgica. No Brasil, esta escassez já atinge alguns estados, como Pernambuco, Alagoas, Paraíba, Sergipe, Rio Grande do Norte, Distrito Federal e mais recentemente São Paulo.

Uma das alternativas para enfrentar esta escassez hídrica vem do tratamento da água salgada ou salobra, de forma a torná-la potável para o consumo já que sabemos que três quartos da superfície da Terra são cobertos por água salgada, com composição variável dependendo da posição geográfica e da profundidade considerada. Mesmo sabendo que a concentração de sais varia de lugar para lugar, a relação entre os constituintes mais abundantes como cloreto de sódio, bicarbonato, sulfato de cálcio e sulfato de magnésio são as mesmas, conforme mostra a concentração média dos principais íons presentes na água do mar na tabela 1.2.

Tabela 1.2 – Concentração Média dos Principais Íons na Água Marinha

Íons	Fórmula	%o
Cloreto	Cl	18,900
Sódio	Na ⁺⁺	10,556
Sulfato	SO ₄ ⁻	2,649
Magnésio	Mg ⁺⁺	1,272
Cálcio	Ca ⁺⁺	0,400
Potássio	K ⁺	0,380
Bicarbonato	HCO ₃ ⁻	0,140
Brometo	Br ⁻	0,065
Borato	H ₂ BO ₃ ⁻	0,026
Estrôncio	Sr ⁺⁺	0,013
Fluoreto	F ⁻	0,001
Total		34,482

Outros fatores que determinam a salinidade das águas naturais são as características geológicas, tipos de solos, clima e distância em relação ao mar. Nas regiões semi-áridas do Nordeste brasileiro, é comum a salinização das águas devido as mesmas estarem localizadas

no escudo cristalino, como também o manejo inadequado do solo com a utilização de águas de má qualidade na irrigação tem contribuído para o aumento da salinização das águas da região semi-árida. Já no setor industrial, a salinidade tolerada, dependerá do tipo de produto a ser industrializado.

Estas águas, com concentrações de sais dissolvidos igual ou superior a 1000 mg/l, são impróprias para o consumo humano e por isso tem restringido o desenvolvimento e a localização de várias comunidades ao redor do mundo, conduzindo ao estresse hídrico muitas pessoas que não tem recursos para viver próximo a um manancial ou fonte de água potável.

Para reverter esta situação, nos últimos 40 anos, várias tecnologias de dessalinização têm sido empregadas para mudar este panorama. Em todo mundo, várias cidades, vilas e indústrias têm sido implantadas em regiões consideradas como semi-áridas ou secas onde se dispunha de água do mar ou salobra que foram tratadas pelos processos de dessalinização.

No Nordeste brasileiro, por não dispor de recursos hídricos suficientes para abastecer plenamente a população local, o Fundo Setorial de Recursos Hídricos(CTHIDRO), por meio do Centro de Gestão de Estudos Estratégicos (CGEE), lançou um projeto de plataforma tecnológica para realizar estudos sobre a dessalinização, tendo como objetivo, combater a seca e o desabastecimento naquela região brasileira, já que, o aproveitamento da água do mar e salobra em reservatórios para o consumo humano já é uma realidade em outros países há décadas.

Segundo João Metello de Matos (Ciência, Tecnologia & Meio Ambiente – Agência Brasil), consultor do CTHidro e especialista em dessalinização, um sistema de tratamento de água salgada ou salobra em água potável, para obter resultados satisfatórios, precisa considerar além das questões econômicas, as informações que a própria natureza fornece. Para ele, não é mais racional continuarmos investindo em grandes barragens, visto que, a intensa insolação e os ventos constantes provocam uma evapotranspiração de cerca de 30 %

da vazão dos açudes e barragens. Outra consideração feita pelo mesmo autor, é a de que as águas das grandes barragens poderiam ser destinadas à agricultura e aos municípios menores onde a dessalinização não é vista como uma solução mais viável e para as grandes cidades localizadas na faixa litorânea, seriam ideais para a implantação das usinas de dessalinização, visto que, o mar nordestino é caracterizado por apresentar menor partículas em suspensão.

A dessalinização da água do mar ou salobra através de processos térmicos, é vista como uma alternativa viável para minimizar o problema de abastecimento dos grandes municípios localizados na faixa litorânea do Nordeste. Dentre estas tecnologias que utilizam o calor como fonte de energia, as usinas de dessalinização por evaporadores múltiplo efeito (DME) é vista como a que melhor se adapta a realidade nacional. O processo de evaporação da água marinha ou salobra para obter água potável, é semelhante ao que ocorre nos evaporadores das usinas de cana-de-açúcar.

Uma das vantagens da instalação de usinas de dessalinização na região litorânea, é a inexistência de contaminantes, já que a captação será feita longe dos emissários submarinos de esgotos e dos portos, como também os rejeitos dessas usinas não se transformariam em passivo ambiental, uma vez que poderiam ser devolvidos ao mar sem problemas. Entretanto, a dessalinização não é um processo aplicado só à água do mar. Ou seja, os poços artesianos, principalmente os das bacias cristalinas, caso de 95 % do semi-árido nordestino, apresentam-se na sua grande maioria como água salobra que uma vez dessalinizada, viriam a atender e solucionar os problemas do meio rural dessas regiões. No caso da dessalinização das águas salobras dos poços, dependendo da vazão, poderiam ser usados em usinas de múltiplo efeitos (DME) de pequeno porte ou para uma vazão pequena, a dessalinização por osmose reversa onde a água é submetida a uma forte pressão forçando-a passar por uma membrana onde será retido o sal e os minerais.

A opção de usar a água do mar para suprir a necessidade da população através da dessalinização é notória em algumas partes do Oriente Médio, Norte da África e em algumas ilhas do Caribe, onde a falta de água potável vinha limitando drasticamente o desenvolvimento destas regiões. Entretanto, cidades modernas e indústrias de grande porte, desenvolvem-se nestas áreas, graças a disponibilidades de água potável produzidas por processos de dessalinização da água do mar, segundo Buros (1990).

Na Europa em 1910, muitas indústrias já utilizavam os processos de dessalinização, e em 1920 o Japão destilava água do mar. No decorrer da Segunda Guerra Mundial, destilavam cerca de $7,0 \text{ m}^3/\text{dia}$ de água do mar para abastecimento próprio utilizando para isto 40 litros de gasolina como fonte de energia. Em navios para os eventuais naufrágos dos aviões abatidos, a Pfausdler-Permitit Co de Nova York/EUA desenvolveu um “Kit” de emergência para dessalinização da água do mar em pequenas quantidades para o consumo dos sobreviventes.

Na década de 60 a dessalinização foi usada especialmente para tratar água subterrâneas com altas concentrações de sólidos dissolvidos na Califórnia, Flórida, Texas e Ilhas Virgens. Nos anos 70, com o aumento do petróleo, países produtores do Oriente Médio situados em regiões áridas descobriram que a única solução lógica e disponível para o problema da escassez de água doce era a dessalinização da água do mar ou salobra e com isso, incentivaram a expansão do mercado, passando a comprar equipamentos para a produção de água potável. Com esta expansão, a indústria da dessalinização cresceu rapidamente e hoje já são encontradas mais de 12.506 unidades de dessalinização em mais de 100 países ao redor do mundo com uma capacidade total de produção igual a $22,8 \times 10^6 \text{ m}^3/\text{dia}$ (K. Wangnick – 1998). A capacidade percentual de destilação destas usinas estão instaladas na Arábia Saudita (24%), seguida dos EUA (15,2%), Emirados Árabes (10,6%) e Kuwait (9,1%).

No Brasil nos últimos anos, a expansão dos processos de dessalinização tem aumentado, pois conforme citado anteriormente o Fundo Setorial de Recursos Hídricos por meio do Centro de Gestão de estudos Estratégicos já cogitam a possibilidade de instalação de usinas térmicas como a múltiplo efeito (DME) para sanar a escassez de água potável das grandes cidades situadas na faixa litorânea nordestina, embora alguns estados do Nordeste como Pernambuco, Paraíba, Alagoas, Rio Grande do Norte e a Ilha de Fernando de Noronha já utilizem o sistema de Osmose Reversa para dessalinizar as águas de pequenos poços, beneficiando assim pequenas comunidades das região do semi-árido nordestino.

Hoje existem várias tecnologias de dessalinização da água marinha ou salobra, cada uma destas operando numa relação muito próxima com as outras e dividindo-se em dois processos tais como, os processos térmicos compostos pela destilação flash de múltiplos efeitos, destilação por múltiplo efeito (DME), destilação por compressão a vapor (DMVC), destilação através da energia solar e congelamento. Outros dois processos funcionam com membranas como a osmose reversa (OR) e a eletrodialise.

No decorrer dos anos foram feitas incansáveis pesquisas visando otimizar o funcionamento destes processos térmicos. Nos dias de hoje, encontramos destiladores de múltiplo efeito (MED) disponíveis no mercado que são utilizados frequentemente por pequenas comunidades pelo simples fato de se caracterizarem por um baixo consumo de energia quando comparado com o sistema de destilação flash múltiplo efeito de pequeno porte.

Uma usina de destilação por múltiplo efeito (DME) pode utilizar água quente nos seus evaporadores como fonte de energia térmica. Energia esta que pode vir de um aquecedor solar ou outras fontes de energia, operando com baixas temperaturas da água marinha ou salobra (70°C) para minimizar os problemas de incrustações na tubulação da planta.

Neste trabalho, por acharmos que a dessalinização da água do mar ou salobra apresenta-se como a alternativa mais viável para solucionar o problema de abastecimento de água das populações dos grandes centros urbanos situados na faixa litorânea, como também do meio rural do semi-árido nordestino, iremos descrever os principais processos de dessalinização e seus princípios básicos de funcionamento, como também faremos um balanço térmico em um dessalinizador múltiplo efeito (DME) com alimentação paralela de pequeno porte, verificando o seu comportamento em diversas condições de operação através do desenvolvimento de um código computacional em Fortran 90.

CAPÍTULO 2

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 - INTRODUÇÃO

A incidência dos raios solares nos rios, lagos e principalmente nos oceanos, provoca a evaporação destas águas que sobem na atmosfera para formar as nuvens que conseqüentemente precipitam-se dando origem às chuvas e neves. Através deste fenômeno natural, a água do mar é transformada em água doce ao evaporar-se. Vista por esse ângulo, poderemos afirmar que, a dessalinização é tão antiga quanto o sistema solar.

O desejo do homem de transformar a água salgada em água potável para o consumo humano, remonta a antiguidade. Aristóteles, preocupado com o problema, há 2300 anos, costumava dizer aos seus alunos que "a água salgada, quando passa a vapor se torna doce e o vapor não produz água salgada depois que se condensa".

Em 1928, Curaçao instalou uma estação de dessalinização pelo processo de destilação artificial com uma produção diária de 50 m³ de água potável. O ápice do desenvolvimento da dessalinização teve seu apogeu nos anos 40 durante a Segunda Guerra Mundial quando vários estabelecimentos militares situados em zonas áridas, necessitavam de água potável para saciar a sede de suas tropas. Este potencial oferecido pela dessalinização, ficou evidenciado e vários países resolveram prosseguir com os trabalhos após a guerra. Neste campo de desenvolvimento da dessalinização, o Governo Norte Americano mereceu destaque por concentrar esforços na criação do Office of Water (OW), no início dos anos 50 e das suas organizações sucessoras como o Office of Water Research and Technology (OWRT). O Governo Norte Americano, destinou cerca de 300 milhões de dólares, financiando assim, o desenvolvimento deste processo por mais de 30 anos. Esta iniciativa, ajudou na investigação

básica e no desenvolvimento de diversas tecnologias para a dessalinização das águas do mar e salobra.

Em várias partes do Mundo no final da década de 60, começavam a ser instaladas unidades de dessalinização. Sendo a maioria dessas unidades usadas para dessalinizar a água do mar através de processos térmico com capacidades de até 8.000 m³/dia. Pioneiro na destilação solar, em 1961 o Chile construía o seu primeiro destilador. Já na ilha grega do mar Egeu, em 1965 entrava em funcionamento o alambique solar de Syni considerado o maior da época destinado a abastecer de água potável sua população de 30.000 habitantes. A Grã-Bretanha em 1965, já respondia por 74 % da água destilada no mundo, num total aproximado de 190.000 m³/dia.

Nos anos 70, começam a surgir e serem empregados os processos com membrana. Por serem muito dispendiosa, o desenvolvimento dessa técnica para o tratamento da água foi inibido, dando lugar ao processo de eletrodíálise por ser mais viável economicamente na dessalinização da água salobra. De maneira similar, a Osmose Reversa (OR), foi também utilizada no tratamento das águas salobras. Estudos posteriores viabilizaram este processo para a dessalinização da água do mar. Também nesta época, o Brasil através do Instituto Tecnológico da Aeronáutica (ITA) e do laboratório de energia solar da Universidade Federal da Paraíba, iniciava suas primeiras experiências com destilação solar (Jaguaribe, 1974).

Em 1987, os professores Severino Rodrigues de Araújo e Rogério Pinheiro Kluppel do laboratório de energia solar (LES) publicaram um estudo sobre a determinação dos parâmetros dos coletores solares do tipo serpentina (Araújo, 1987).

Portanto, baseado nestas pesquisas sobre coletores solares e beneficiando-se das experiências operacionais de várias usinas de dessalinização que foram construídas e instaladas em décadas anteriores, a tecnologia da dessalinização nos anos 80 tornou-se um empreendimento comercial viável. Nas últimas décadas, vários estudos foram realizados com

o objetivo de melhorar o desempenho, segurança e viabilidade econômica das mais variadas técnicas de dessalinização existentes.

2.2 – Destilação Por Múltiplo Efeito (DME)

Por ter referências e patentes registradas desde 1840, o processo de dessalinização por múltiplo efeito (DME) é considerado o mais antigo dentre os processos de destilação. Ao longo do tempo, este processo foi utilizado na destilação industrial, tornando-se popularmente conhecido na produção de açúcar ao evaporar a água do suco da cana-de-açúcar ou na produção de sal com o processo de evaporação. Algumas das primeiras plantas de destilação de água, utilizavam o processo de destilação por múltiplo efeito que logo após foram substituídas por unidades de destilação por múltiplo efeito flash por apresentarem menor problema de corrosão. No entanto, a partir de 1980, o interesse pelas unidades de destilação múltiplo efeito (DME) renova-se e, novos projetos dessas unidades foram construídos atentando sempre para o conceito de operacionalização a baixas temperaturas e menor problema de corrosão.

Pode-se encontrar na Índia, Caribe, Ilhas Canárias e Emirados Árabes as aplicações mais recentes dos processos de destilação por múltiplo efeito, embora, após a instalação das plantas MED de configuração HTTF (horizontal tube, thin-film), a popularidade deste processo de dessalinização tenha crescido consideravelmente.

Na literatura, poderemos encontrar vários artigos publicados, onde são feitas análises de vários aspectos relacionados às unidades de destilação por múltiplo efeito (DME). Problemas onde o número de efeitos, temperatura do concentrado no topo (primeiro efeito), performance dos evaporadores e a temperatura da água do mar são detectados e especificados no projeto da planta. São encontrados também, artigos que tratam dos cálculos das áreas de transferência de calor e do consumo do calor específico.

Takada e Drake (1983), descreveram um evaporador do tipo HTTF mostrando as vantagens deste evaporador quando utilizados numa unidade de dessalinização por múltiplo efeito (DME).

El-Nashar (1985), descreveu com detalhe uma unidade de dessalinização de pequeno porte instalada em Abu Dhabi (EUA) que operava utilizando como energia térmica de aquecimento da água uma fonte de energia solar.

El-Dessouky e Asaza (1985), deram suas contribuições ao modelar matematicamente as plantas DME.

Darwish e El-Hadik (1986), investigaram o desempenho de uma planta térmica de destilação múltiplo efeito (DME), comparando-a com a performance de uma unidade de destilação por múltiplo efeito flash.

Lambert (1987), desenvolveu um sistema de equações não-lineares que governa o sistema DME e apresentou um procedimento de cálculo que reduz este sistema de equações não-lineares a uma forma linear e interativa resolvida pela técnica de eliminação Gaussiana.

Morin (1993), comparou o projeto e operacionalização entre as plantas DME e MSF.

Hanbury (1995), apresentou uma solução para as equações de desempenhos em estado estacionários para uma planta DME.

El-Nashar e Qamhieh (1995), desenvolveu um programa para simular o desempenho de uma unidade de dessalinização por múltiplo efeito (DME).

Aly e Marwan (1997), estudaram o comportamento transiente de uma unidade de dessalinização DME, ao desenvolver um modelo dinâmico.

Bednarski e Minamide (1997), relatou o custo de produção por unidade de \$ $0.8/\text{m}^3$ para $2.7 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{dia}$ para o sistema flash, \$ $0.72/\text{m}^3$ a $0.93/\text{m}^3$ para a osmose reversa dependendo do custo do pré-tratamento e \$ $0.45/\text{m}^3$ para a baixa temperatura de evaporação do sistema múltiplo efeito (DME).

El-Dessouky e Ettouney (1997), mostraram a diminuição no consumo de energia para um sistema MED, combinados com vários trocadores de calor.

El-Dessouky (1998), mostrou a redução drástica nas áreas de transferência de calor específico no evaporador e no condensador para sistemas que operam a altas temperaturas de topo para a salmoura, como também, uma relação térmica de desempenho semelhante ao sistema múltiplo efeito flash, quando operado a altas temperaturas (acima de 100 °C).

Leahy (1998), estudou os custos de produção de unidades de dessalinização por múltiplo efeitos comparados com os custos de uma unidade de dessalinização por múltiplo efeito flash.

Al-Shammiri e Safar (1999), abordaram aspectos gerais de uma planta comercial MED, ao associar aos aspectos técnicos relativos a correntes, condensadores, evaporadores, bombas e capacidade de produção. Também foram abordados nesse estudo sobre a taxa de ganho, temperatura operacional, materiais de construção, manutenção e operação da planta.

García-Rodríguez e Gómez-Camacho (1999), avaliaram o custo de produção de uma unidade de dessalinização DME acoplada a um coletor solar instalado na plataforma solar de Almería (PSA), Espanha. Os custos da água aquecida por uma fonte de energia solar de uma planta MED com os custos de uma planta que utilizava fonte de energia convencional, também foram avaliados por eles.

El-Nashar (2000a), através de um programa simplificado desenvolvido por ele, simulou o desempenho de uma unidade de dessalinização DME.

El-Nashar (2000b), simulou a operação de uma unidade de dessalinização DME, utilizando um programa denominado SOLDES.

Luis Faustino (2002), desenvolveu um estudo sobre a análise térmica de um dessalinizador múltiplo efeito para obtenção de água potável.

CAPÍTULO 3

PRINCÍPIOS BÁSICOS DE FUNCIONAMENTO DOS PRINCIPAIS PROCESSOS DE DESSALINIZAÇÃO

3.1 INTRODUÇÃO

Resumidamente um processo de dessalinização tem como objetivo principal, separar a água salina ou salobra a ser dessalinizada em duas correntes conforme mostra a Figura 3.1 abaixo. Uma apresentando concentrações baixas, ou seja, com teor de sais dissolvido (TSD) permitido para o consumo humano (água potável), e a outra corrente, com altas concentrações de sais, conhecida como concentrado ou rejeito salino. Estes processos, necessitam de energia para funcionar e para a separação dos sais da água salina ou salobra, podem ser usadas diversas tecnologias.

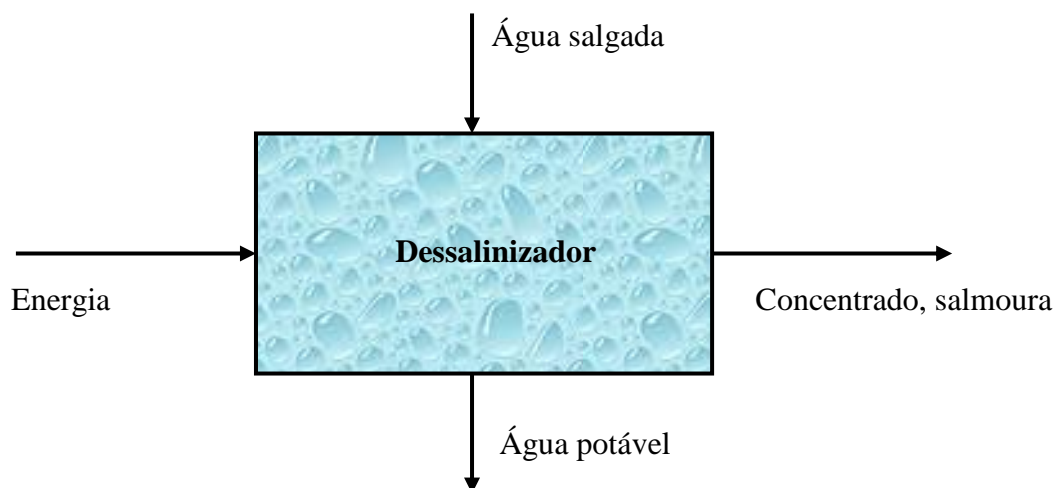


Figura 3.1 – Esquema Simplificado dos Processos de Dessalinização

3.2 Processos Térmicos

Dos processos de dessalinização existentes no mundo, os processos que utilizam o calor como fonte de energia (processos térmicos), respondem por 60 % da produção de água destilada no planeta. Numa unidade de dessalinização para que isso ocorra economicamente, é necessário controlar o ponto de ebulição através dos ajustes de pressão da água que está sendo destilada.

Com o objetivo de reduzir significativamente a quantidade de energia necessária requerida pelo processo para que ocorra a vaporização, as unidades de dessalinização das águas marinhas ou salobras, frequentemente operam com evaporações múltiplas em sucessivos estágios (efeitos), sendo que, à medida avançamos nos sucessivos efeitos, ocorrem uma diminuição contínua nos valores da pressão e temperatura.

Outro fator relevante é o controle das incrustações que ocorrem devido à água do mar ser composta por uma complexa mistura de sólidos dissolvidos, gases e fauna marinha. Alguns desses sólidos, ao se incrustarem nas superfícies dos tubos de aquecimento vão formando crostas que passam a prejudicar o processo de transferência de calor. Procedimento idêntico ocorre com os organismos marinhos que ao se agregarem nas áreas de transferência de calor formaram uma camada de isolamento. Estes fenômenos quando não evitados, comprometem a eficiência do processo por causarem reduções drásticas no coeficiente de transferência de calor.

Através do pré-tratamento da água marinha, tenta-se minimizar os problemas causados por esses componentes, removendo as substâncias nocivas ou mesmo tornando-as inativas. O sulfato de cálcio, hidróxido de magnésio e carbonato de cálcio, são as substâncias mais comuns responsáveis pelas formações de crostas na tubulação do sistema. A formação de crosta causada pelo hidróxido de magnésio e carbonato de cálcio são evitados com o

pré-tratamento no controle do pH e a descarbonatação. Os problemas de incrustações causados pelo sulfato de cálcio, poderão ser evitados se o processo de dessalinização for altamente eficiente e operar a temperaturas inferiores a 95°C, uma vez que esta substância se torna insolúvel com o aumento da temperatura mencionada. Caso contrário, investimentos maiores no pré-tratamento tornam-se necessário. Os organismos marinhos presentes na água do mar são tratados através da cloração, que além de eliminar os organismos existentes, previne crescimentos subsequentes.

Fatores como a volatilidade dos componentes do soluto, das condições nas quais se formam as crostas e a ocorrência de corrosão, dependerão da máxima temperatura aplicada ao processo para liberação do vapor da solução.

O fornecimento do calor para as unidades de destilação pode vir por vários meios, como por exemplo: utilização de combustíveis fósseis, aquecimento da água por energia solar ou mesmo energia elétrica, como também utilizar rejeitos térmicos. Dentre estas fontes de fornecimento de energia para a unidade de dessalinização, a mais usada é o vapor d'água por oferecer vantagens tais como, fácil controle das temperaturas e liberar uma grande quantidade de calor latente no decorrer da condensação.

Nos processos de destilação da água marinha ou salobra, a taxa de transferência de calor é essencial, pois através deste processo que em geral se dá através de tubos de aquecimento, podemos determinar o tamanho da unidade de dessalinização.

Quanto maior for o coeficiente global de transferência de calor, mais eficiente será o fluxo de energia. Desta forma, poderíamos diminuir o tamanho das instalações tornando-as assim mais econômicas.

Diferentes tecnologias, com seus respectivos arranjos caracterizam os vários processos de destilação existentes. Os principais processos de destilação são: Destilação por múltiplo efeito flash (DMEF), destilação por múltiplo efeito (DME), destilação através da

energia solar, destilação mecânica por compressão a vapor (DMCV). Dentre estes, os processos por destilação múltiplo efeito flash (MSF), destilação por múltiplo efeito (DME) e compressão mecânica a Vapor (CMV), se destacam por serem comercialmente mais usados.

Outros processos de dessalinização são a eletrodialise, osmose reversa (OR) e o processo por congelamento que se divide em congelamento direto e congelamento indireto.

3.2.1 – Destilação Por Múltiplos Efeitos Flash (DMSF)

Nos processos de destilação por múltiplo efeito flash (DMSF), conforme ilustra a figura 3.2, a água a ser destilada é previamente aquecida em tubos, antes de ser levada a evaporar-se em câmaras nas quais a pressão no interior destas é inferior à pressão suportada pelo líquido a ser destilado nos tubos de aquecimento.

A princípio, os processos de destilação por múltiplo efeito flash nos parecem ineficientes, devido ao fato da água resfriar-se consideravelmente quando apenas uma pequena parcela desta água foi evaporada. Ou seja, ao evaporar-se 7% de uma dada quantidade de água que inicialmente estava a uma temperatura de 100°C, esta por resfriamento chegará a uma temperatura de 60°C no final do processo, conforme SPIEGLER (1965).

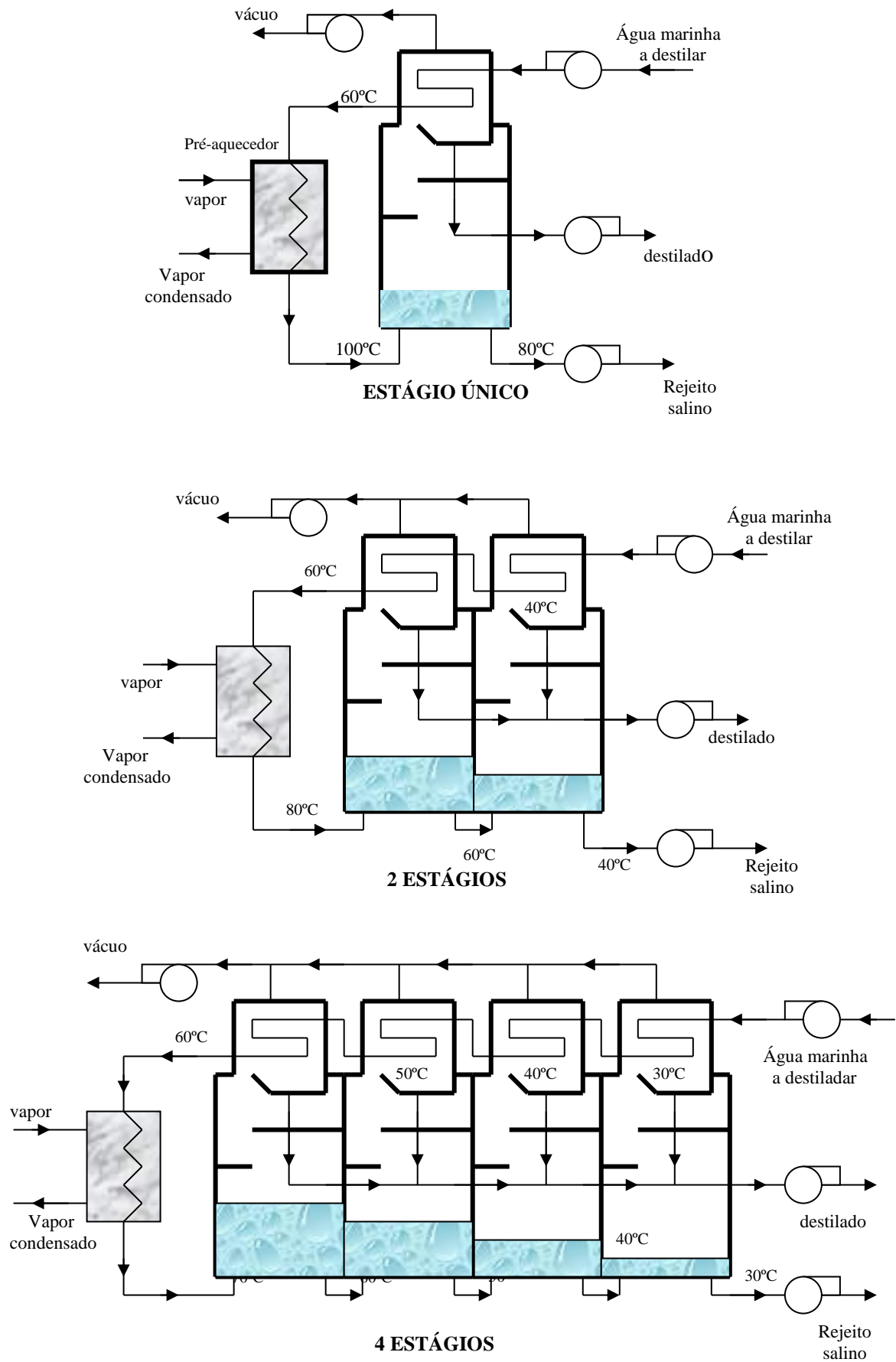


Figura 3.2 – Destilação Por Múltiplo Efeito Flash – SPIEGLER (1965)

Por outro lado, vantagens como minimizar as incrustações através do controle de temperatura e a simplicidade do modelo dos evaporadores flash, fazem desta unidade de destilação uma das mais competitivas no mercado, como por exemplo, podemos citar unidades de destilação com múltiplo efeito flash instaladas no Kuwait, como também um projeto de demonstração em San Diego, SPIEGLER (1965).

Para uma utilização mais econômica, os processos de destilação com múltiplo efeito flash, podem operar com vários estágios (efeito). A água a ser destilada, entra no sistema, através de um feixe de tubos e segue passando pelas câmaras de evaporação aproveitando o calor destas câmaras para o pré-aquecimento. Após previamente aquecida, esta água segue nos tubos para um aquecedor de vapor onde a temperatura é elevada a 100 °C, mantendo-se nos tubos uma pressão superior a 1 atm para que não ocorra a ebulição.

A água marinha ou salobra a ser destilada é então lançada numa câmara (efeito) com pressão inferior a pressão nos tubos o que obviamente fará com que parte desta água evapore-se quase que instantaneamente numa explosão flash, dando origem aos vapores que serão condensados ao entrarem em contato com a tubulação da água fria de entrada que segue em direção ao aquecedor. Tal procedimento representa uma economia considerável no processo de destilação.

Neste processo, a produção de destilado poderá ser aumentada, à medida que aumentamos o número de estágios (efeitos) do sistema. Por exemplo, em dois estágios o concentrado evapora-se a uma temperatura de 60°C no primeiro efeito e a uma temperatura de 40°C no segundo, quando o concentrado de alimentação normalmente encontra-se mais ou menos a 20°C. A quantidade de água evaporado em cada um destes dois efeitos, é a metade da água evaporada em um efeito único. Ou seja, em dois estágios (efeitos), perderemos menos calor já que o rejeito concentrado é descarregado a uma temperatura de 40°C ao invés de 60°C em um único estágio e o aquecedor terá de elevar a temperatura do concentrado de 60°C

para 80°C e, não de 60°C para 100°C como ocorreria em um estágio único. Resumindo, a multiplicidade dos estágios em uma unidade de dessalinização operando com múltiplo efeito flash é considerável, conforme visto, pelo exemplo citado. A necessidade do calor externo a ser fornecido ao sistema para dois estágios (efeitos) é a metade do necessário para um estágio único.

Lembramos que, os valores mencionados para as temperaturas são aproximados e tem o único objetivo de ilustrar o ganho na economia a medida que aumentamos o número de estágios de uma unidade de dessalinização.

Por ter um coeficiente de transferência de calor menor que o coeficiente dos evaporadores do processo de destilação múltiplo efeito (MED), a água nos tubos de entrada destas unidades deixa os estágios sem absorver o calor total do vapor condensado já que o concentrado salino nos evaporadores flash, não entra em ebulição. Para utilizar uma significativa parcela do calor latente do rejeito salino concentrado e aquecido, descarta-se apenas 10 a 20 % deste rejeito. Sendo o restante, recirculado na seção de aquecimento.

Através do pré-tratamento, liberamos grande parte do ar e dióxido de carbono, como também, precipitamos o carbonato de cálcio contido na água marinha, evitando assim a formação de crostas na tubulação do sistema. Para minimizarmos os efeitos da corrosão, submetemos a água de alimentação do sistema antes mesmo de ser aquecida, a passar por um dispositivo que subtrai o ar desta solução salina. Gases não condensáveis e incompressíveis são continuamente eliminados por um sistema de ventilação usado para manter as pressões nos diferentes estágios.

O principal custo no investimento de uma unidade de dessalinização com múltiplo efeito flash, está representado no material da tubulação do sistema que é costume considerar a economia da evaporação ocorrida nas câmaras flash (estágios) em termos do tratamento de sua área de transferência de calor, já que, com o aumento no número de estágios (efeito),

ocorrerá um decréscimo nas áreas de transferência de calor requerida pela unidade. Por exemplo, comparando instalações que operam com um grande número de estágios, e tendo idêntica produção diária, poderemos demonstrar que o grau de desempenho desta unidade é proporcional à área de aquecimento.

Nestas unidades de destilação da água marinha ou salobra, os tubos de aquecimento podem ser dispostos vertical ou horizontalmente. Cada um desses arranjos com suas vantagens, sendo que para unidades de destilação de grande capacidade, prefere-se o arranjo com os tubos dispostos horizontalmente.

Esquemáticamente, a figura 3.3 ilustra o processo com múltiplo efeito flash (DMEF) operando com n estágios onde a água a ser destilada passa por uma sequencia de trocadores de calor nos quais a temperatura é progressivamente acumulada em decorrência da condensação do vapor produzido nas correspondentes câmaras flashes (efeitos), atingindo temperaturas de 80°C a 110°C. Após um aquecimento suplementar a temperatura chega a 90°C e 120°C. A água marinha a ser destilada expande-se consecutivamente por um número n de estágios contendo trocadores de calor, onde reduz-se progressivamente a pressão de vapor através de um ejetor de vapor.

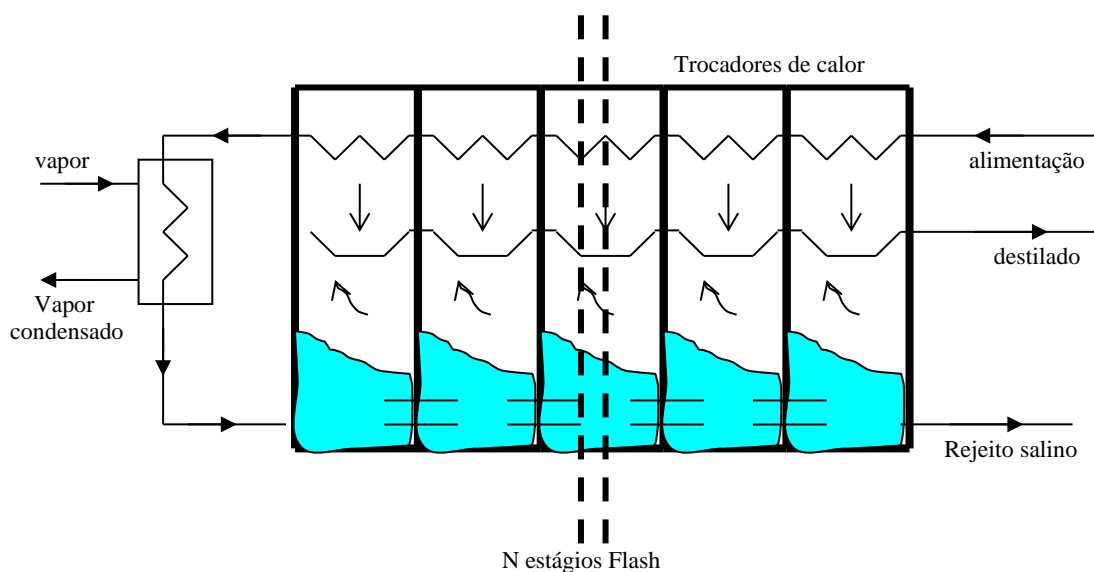


Figura 3.3 – Diagrama Simplificado de um Destilador Flash de Múltiplo Estágio

Parcialmente ocorrem em cada estágio ebulição e evaporação. Os vapores condensados nos trocadores de calor são coletados em canais como destilado (água potável), que deixam a instalação juntamente com o rejeito salino, até que ambos sejam extraídos do último estágio a uma temperatura de 40 °C. Faz-se o vácuo nas câmaras flash utilizando um ejetor de vapor para mantermos a requerida queda de pressão do vapor.

3.2.2 Destilação Com Múltiplo Efeito (DME)

Como no processo de dessalinização com múltiplo efeito flash (DMEF), o procedimento de destilação da água marinha ou salobra utilizando unidades de destilação com múltiplo efeito (DME), também ocorre numa série de câmaras (efeitos) com redução da pressão nos sucessivos estágios. Um dos objetivos do controle interno da pressão e temperatura nos efeitos desta unidade de dessalinização, é para permitir que a água marinha ou salobra a ser destilada, submeta-se a evaporações múltiplas sem necessitar de um suprimento adicional de calor após o primeiro efeito.

Em linhas gerais, numa unidade de dessalinização com múltiplo efeito (MED), a água marinha ou salobra a ser destilada, ao entra no primeiro efeito já previamente aquecida nas tubulações da unidade, tem sua temperatura elevada até atingir o ponto de ebulição. O aquecimento dos tubos no primeiro efeito (aquecedor) se dá durante a condensação do vapor, fornecido por uma fonte de energia convencional ou solar, através do processo de transferência de calor. Após esta troca de calor, o vapor condensado é reciclado para a reutilização.

Para que ocorra a dessalinização nestas unidades, a água marinha ou salobra é pulverizada sobre a superfície dos tubos evaporadores numa película fina de forma a promover ebulição e evaporação rápida. Apenas parte da água marinha ou salobra aplicada

aos tubos evaporadores do primeiro efeito é evaporada, o concentrado (salmoura) restante é, direcionada para o segundo efeito onde novamente será aplicada a uma série de tubos. Os vapores criados no primeiro efeito, servirá para aquecer a tubulação do segundo efeito. No segundo efeito, estes vapores condensam-se dando origem ao produto desejado (água doce), enquanto libera calor para evaporar parte da água marinha (concentrado) remanescente do primeiro efeito. Este procedimento, repete-se pelos efeitos sucessivos desta unidade. Em unidades de grande porte, poderemos encontra plantas de dessalinização com 8 a 16 efeitos.

Avanços tecnológicos propiciaram a construção de unidades de dessalinização com múltiplo efeito (MED) para operarem com uma temperatura de topo (primeiro efeito) em torno de 70 °C, evitando assim a formação de crostas causadas pela água marinha no interior da instalação, mas por sua vez, tal procedimento aumenta a necessidade da área de transferência de calor adicional na forma de tubos.

Recentemente, conforme mostra a figura 3.4 (El-Dessouky – 2000) algumas plantas de destilação com múltiplo efeito funcionam com alimentação paralela para reduzir os custos com a energia adicional necessária para o bombeamento dos rejeitos salinos (concentrado) para os efeitos subsequentes, como também utilizam evaporadores flutuantes para minimizar os efeitos causados pela corrosão destes equipamentos ocorridos em plantas anteriores que utilizavam os evaporadores submergidos na solução salina.

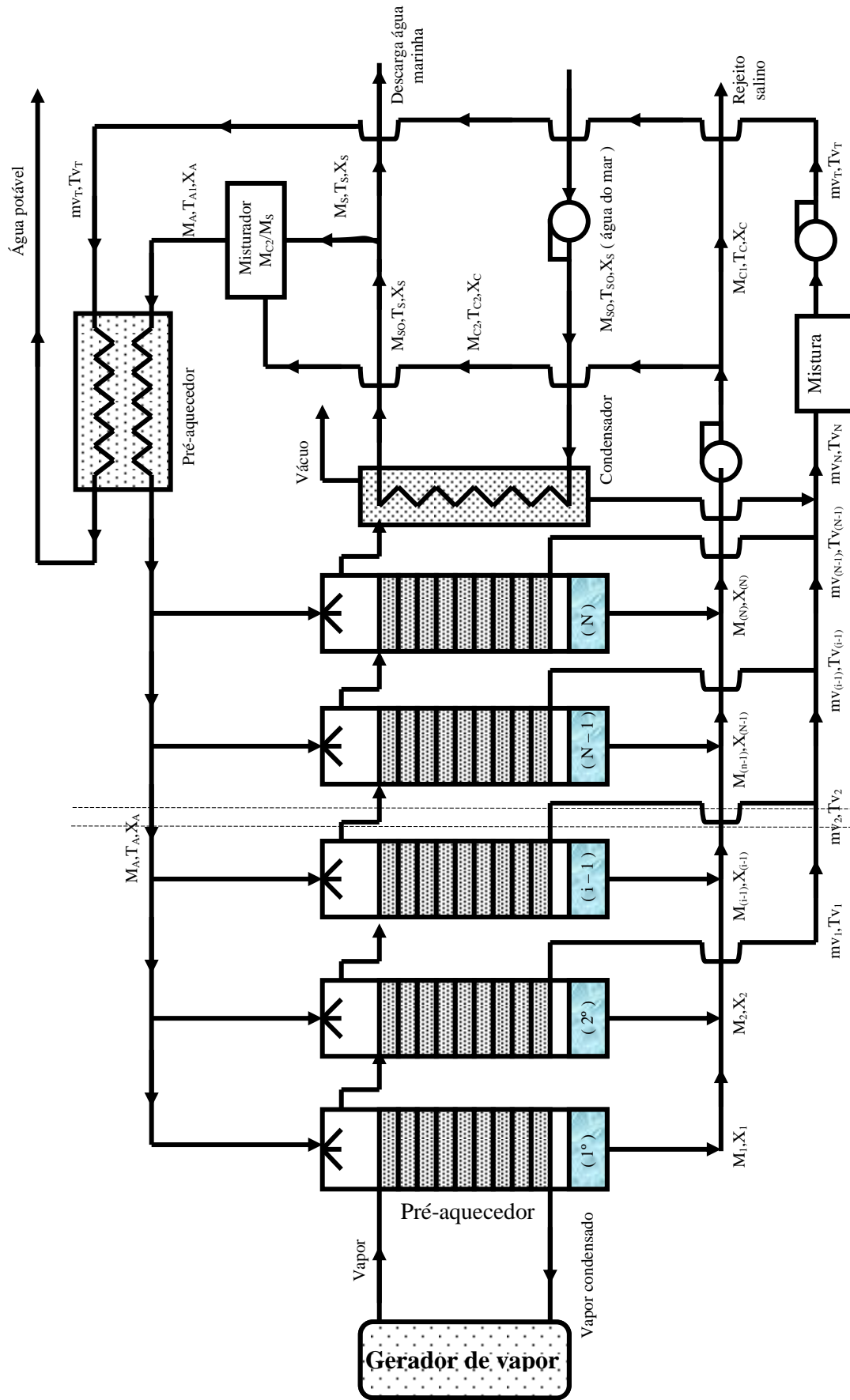


Figura 3.4 – Destilação Por Múltiplo Efeito (DME) Com Alimentação Paralela

3.2.3 Princípio Básico de Funcionamento de um Destilador Solar

O processo de dessalinização com a utilização direta dos raios solares é a que mais se aproxima do ciclo hidrológico natural. Trabalhos consideráveis foram realizados durante a II Guerra Mundial no intuito de construir pequenos alambiques, conhecidos como destiladores solares para serem usados por eventuais náufragos em botes salva-vidas.

Neste processo de destilação, a água salina é aquecida pelos raios solares provocando a evaporação d'água (umidificação). Ao entrarem em contato com uma superfície fria, estes vapores formados pela irradiação solar, condensam-se, dando origem à água doce que será então recolhida por um sistema como produto final do processo.

Um destilador solar, similar às estufas solares de plantas e vegetais, nas quais a água é aquecida em um reservatório que ocupa todo o piso destas instalações, exemplificam este tipo de processo de destilação. Nestas instalações (estufas), a água condensa-se na superfície fria da cobertura inclinada de vidro ou de plástico transparente que cobre o reservatório conforme ilustra a figura 3.5.

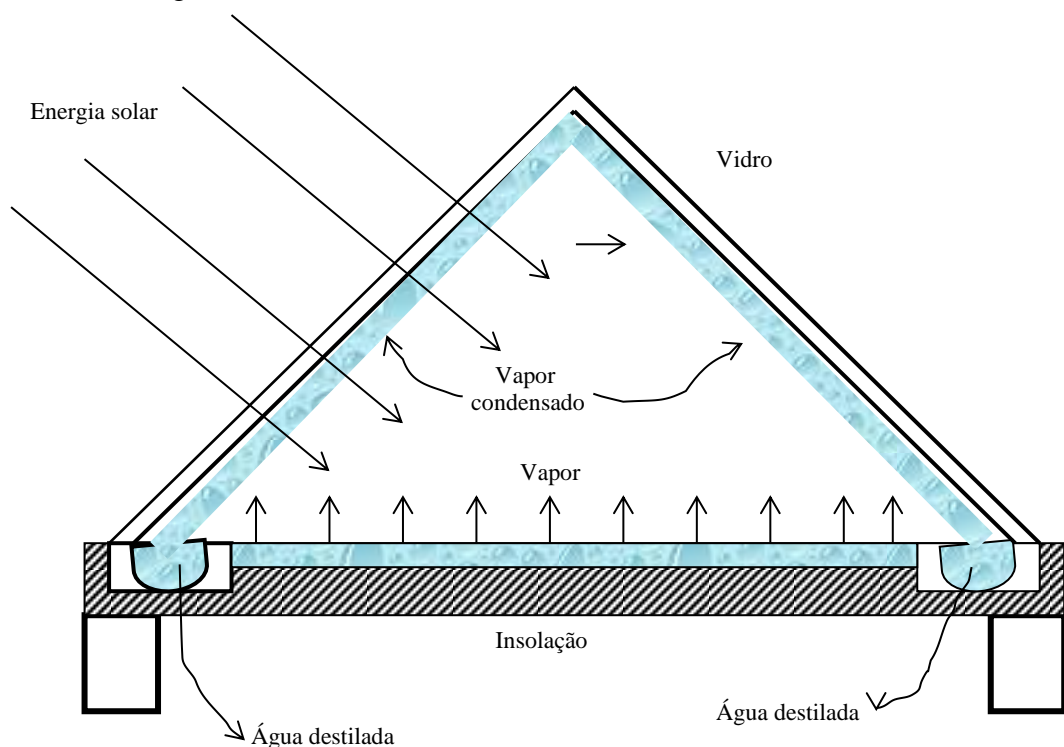


Figura 3.5 – Destilador Solar – SPIEGLER (1965)

A maioria das pesquisas relacionadas com este tipo de destilador solar, tem-se concentrado em conseguir aumentar sua eficiência, mas dificuldades como a necessidade de amplas áreas para as instalações dos coletores, alto custo nos investimentos de capital e a grande vulnerabilidade relacionadas às condições climáticas são opiniões compartilhadas pelos pesquisadores que ver a inviabilidade da utilização desta técnica para produção de destilado em larga escala.

Embora, a energia utilizada nestas unidades de dessalinização esteja livre dos custos, com exceção da energia adicional necessária para bombear a água. A construção destes destiladores solares ainda é muito dispendiosa. Cuidados na manutenção, operacionalização adequada para prevenir a formação de crostas causadas pela secagem do reservatório, vem tornar ainda mais oneroso, a operação destas unidades.

Com o avanço da tecnologia, vários dispositivos como por exemplo, o emprego de lentes e espelhos, já foram utilizados com o objetivo de aumentar o efeito da radiação solar. Em termos percentuais, a radiação solar encontra-se dividida da seguinte forma: 40% de radiação visível, 5% de radiação ultravioleta que varia com a umidade do ar e 55 a 60% desta radiação representada pelos raios infravermelhos.

Utilizando uma superfície receptora com rotação contínua, aumenta-se a captação de energia solar, já que manteríamos a incidência normal desses raios. Por exemplo, numa latitude de 35°, é possível captar 58 % ou mais da radiação solar. As perdas de energia nas unidades de destilação solar, estão relacionadas com as condições climáticas, tais como irradiação, temperatura do ar, velocidade dos ventos. Perdas que ocorrem com o projeto do evaporador, como por exemplo, tipo de material, forma e profundidade da câmara a evaporar, a qual afeta a variação da temperatura diária da água salina influenciando decisivamente nas perdas da instalação.

Destiladores solares tem aplicabilidade na Índia e África com produção diária variando entre 16,4 l/dia/m² a 32 l/dia/m², com eficiência de 50% do aproveitamento da energia solar disponível.

3.2.4 Destilação Mecânica Por Compressão a Vapor (DMCV)

As unidades de dessalinização da água marinha do tipo destilação mecânica por compressão a vapor (DMCV), geralmente são utilizadas para produzir água potável em média e larga escala. Este processo vem normalmente combinado com outros processos, como por exemplo o processo de destilação com múltiplo efeito (DME). A única diferença está no fato da energia necessária para a evaporação da água marinha, vir da compressão mecânica do vapor em vez da energia fornecida por um fluxo de vapor ou de água aquecida.

Os projetos de uma planta de dessalinização por compressão a vapor, geralmente estão direcionados para tirarem proveito do princípio da redução de temperatura do ponto de ebulição através do controle da redução de pressão.

Um compressor mecânico ou um jato de vapor são os principais métodos utilizados por estas unidades de destilação tanto para condensar o vapor, quanto para produzir calor suficiente para evaporar a água marinha que chega ao sistema. Geralmente o compressor mecânico funciona com o uso exclusivo de energia elétrica.

Várias configurações já foram empregadas na construção das unidades de destilação por compressão a vapor visando otimizar o processo de transferência de calor para evaporar a água marinha. O compressor ao retirar vapor de um recipiente, cria um vácuo. O vapor retirado deste recipiente é comprimido e condensado dentro de um grupo de tubos do mesmo recipiente. A água marinha ao ser espalhada na superfície dos tubos aquecidos, irá ferver e evaporar parcialmente produzindo água potável.

As unidades de destilação do tipo jato a vapor, também conhecido como termo-compressor, operam com pressão ambiente mais baixa, devido um orifício existente no jato de vapor que permite criar e extrair vapor de água do recipiente principal. O vapor extraído da água do recipiente principal é comprimido pelo jato de vapor.

Esta mistura do vapor do jato com o vapor de água extraído irá condensar-se nas paredes dos tubos para fornecer energia (calor de condensação) necessário para evaporar a água marinha que está sendo aplicada no lado externo das paredes dos tubos do recipiente.

A figura 3.6 mostra um diagrama simplificado do processo de destilação mecânica por compressão a vapor (DMCV). Neste processo, a água a ser destilada esta previamente aquecida através da troca de calor da condensação do destilado e do rejeito salino com temperaturas variando entre 60 a 100°C. Alimenta-se externamente um pré-aquecedor para dar a partida e garantir as condições normais de operacionalização do sistema. Comprimimos o vapor produzido no efeito ou nos efeitos, já que podem ser encontradas unidades de destilação por compressão a vapor com um ou vários efeitos, através da compressão mecânica ou usando um termo-compressor antes mesmo deste vapor entrar no condensador e efetuar a troca de calor no evaporador. Um trocador de calor é usado nestas unidades de destilação para descarregar o rejeito salino (concentrado) e o produto final do processo (destilado).

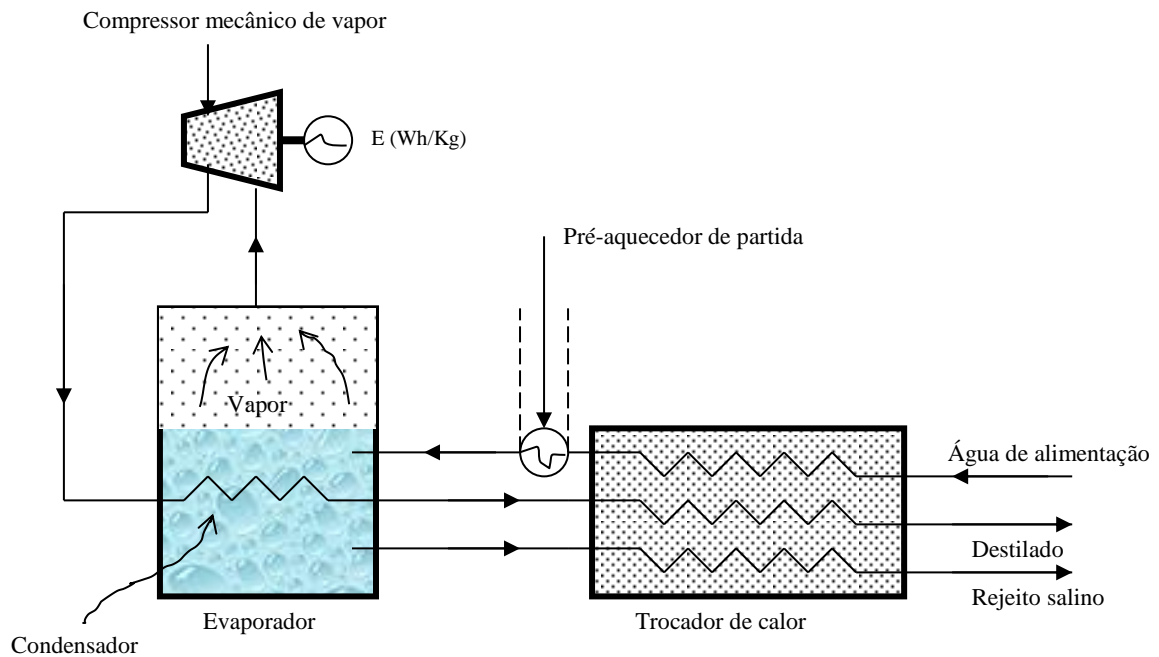


Figura 3.6 – Destilador Mecânico Por Compressão a Vapor (DMCV)

3.2.5 Congelamento

Inúmeros trabalhos foram desenvolvidos nos anos 50 e 60 com o intuito de melhorar, otimizar o processo de dessalinização da água marinha por congelamento. Durante o processo de dessalinização por congelamento, os sais dissolvidos na substância a ser destilada são excluídos naturalmente durante a formação dos primeiros cristais de gelo. Estes cristais de gelos são formados pelo resfriamento da água marinha a ser dessalinizada em condições controladas. Antes de toda esta água ser congelada, esta mistura de água e gelo normalmente é lavada e enxaguada para que ocorra a remoção dos sais de água remanescente ou aderidos aos cristais de gelo. Após este procedimento, o gelo é então derretido para produção de água doce.

Teoricamente, o processo de destilação por congelamento ao ser desenvolvido, apresentou algumas vantagens em relação aos processos de destilação existentes na época. As

vantagens teóricas mostradas no desenvolvimento deste processo, relacionava-se com a requisição baixa de energia para o seu funcionamento, potencial mínimo para corrosão e pouca incrustações ou precipitações. A desvantagem surgida neste processo, é o envolvimento com o manuseio de água e gelo que são complexos mecanicamente tanto para o transporte ou até mesmo no processamento.

A dessalinização da água marinha através do processo por congelamento, fundamenta-se nos princípios e equipamentos da tecnologia de refrigeração e estão classificados como congelamento direto e congelamento indireto.

No congelamento direto, utiliza-se a água como seu próprio refrigerante ao usar o vapor d'água. Já no processamento por congelamento indireto é usado um líquido volátil, como por exemplo, o n-butano por ser insolúvel na água e dispensar a instalação de dois sistemas de circulação separados por superfície de troca de calor.

3.2.5.1 Congelamento Direto

Neste tipo de destilação por congelamento direto, a água a ser dessalinizada é previamente resfriada por troca de calor e entra numa torre de congelamento ou "freezer", onde a pressão é mantida aproximadamente a 0,004 atmosfera, conforme ilustra a figura 3.7.

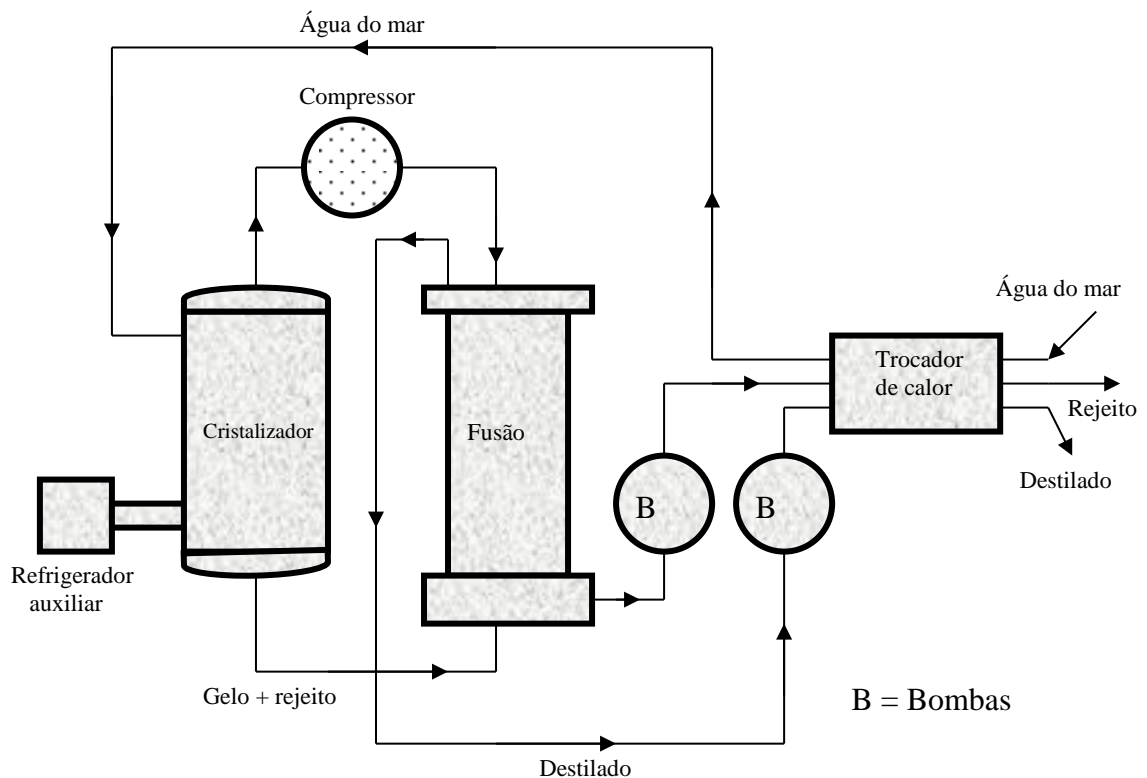


Figura 3.7 – Destilador Por Congelamento Direto

Sob tal pressão, a água marinha a ser tratada entra em ebulição e libera vapor. Este calor de evaporação ao ser removido da água resfriada, inicia a formação dos primeiros cristais de gelo. Através de trocadores de calor, o líquido residual e o resíduo do rejeito salino (concentrado) voltam a temperatura ambiente e é então afastado do processo, com exceção de uma parcela que retorna ao "freezer" para controlar a fluidez do rejeito.

Os cristais de gelo são então raspados e direcionados para o derretedor que mantém a mesma pressão do "cristalizador" para impedir a entrada de ar e facilitar a formação dos cristais. No recipiente de derretimento, o gelo é distribuído e entra em contato com o vapor d'água do "cristalizador" que é condensado, fundindo o gelo. Esta água produzida está a uma temperatura próxima do ponto de congelamento, é então bombeada para armazenamento e através de trocadores de calor vai resfriar a água de alimentação de entrada do processo.

Para mantermos o equilíbrio térmico do sistema, torna-se necessário compensar as entradas de calor, derivadas das seguintes fontes: energia aplicada ao compressor principal, trabalho de bombeamento e penetração de calor da atmosfera. Para o isolamento dessas entradas de calor no sistema, em geral, usa-se um sistema convencional de refrigeração que removerá o calor da água de alimentação.

3.2.5.2 Congelamento Indireto

No processo de dessalinização da água marinha através do sistema de congelamento indireto, o n-butano é misturado com a água do mar previamente resfriada, conforme mostra a figura 3.8. Com a troca de calor, ocorrerá o congelamento da água e o aquecimento do hidrocarboneto. Devido à baixa pressão no sistema, o n-butano evapora-se.

A solução salina adsorvida nos cristais de gelo é removida através de lavagem com água doce. Estes cristais de gelo são levados a um recipiente para que ocorra o derretimento e a obtenção do produto final desejado (água potável).

Neste processo de destilação da água marinha, os gastos com energia são reduzidos, já que são formados cristais de gelo de dimensões relativamente grandes diminuindo assim os custos com a lavagem.

Se a taxa de formação de cristais for alta, e a retirada de vapores não estiver envolvida, o equipamento requer um volume relativamente pequeno. A desvantagem apresentada por este processo de destilação por congelamento indireto, refere-se aos elevados custos com a separação e na lavagem do gelo.

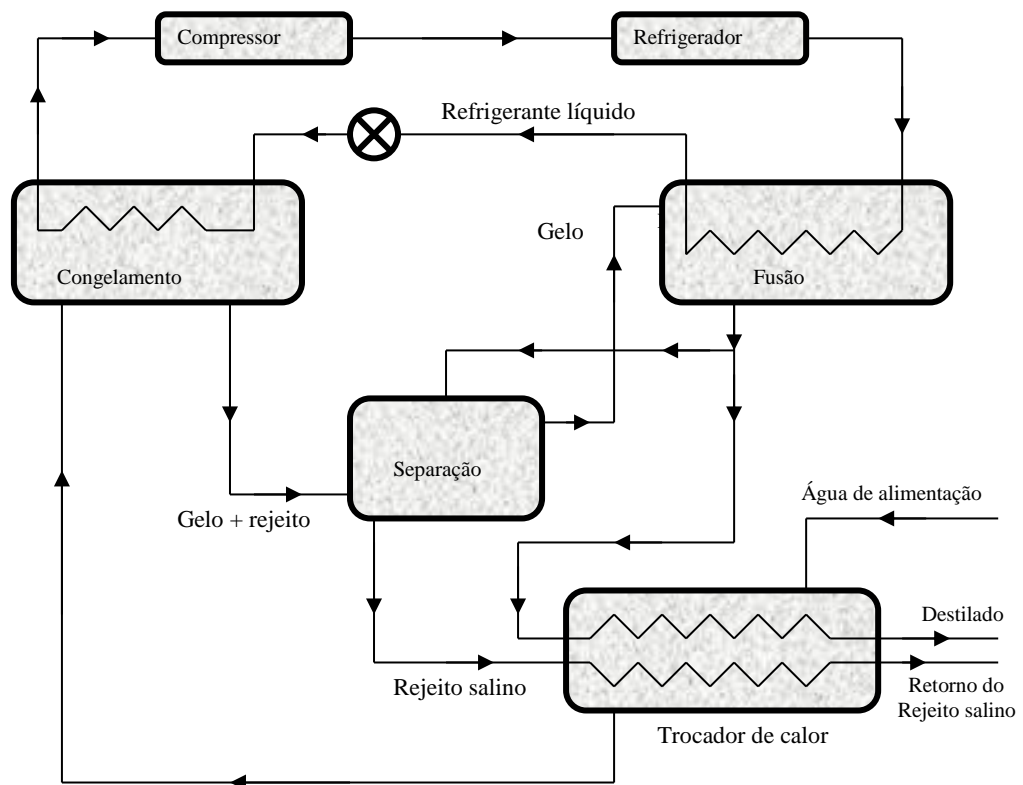


Figura 3.8 – Destilação Por Congelamento Indireto

3.3 Processos Com Membranas

As membranas na natureza desempenham um importante papel na separação dos sais. Esta separação inclui tanto os processos de diálise quanto o processo de osmose reversa que ocorrem no corpo humano. Comercialmente, as membranas são utilizadas em dois importantes processos na dessalinização das águas marinhas ou salobras, que são a eletrodialise (ED) e a osmose reversa (OR). Estes processos, utilizam a capacidade das membranas de separar seletivamente sais e água. Entretanto, em cada processo, estas membranas são utilizadas de modo diferenciado.

Usando um potencial elétrico, a eletrodialise desloca os sais através de uma membrana, deixando para trás o produto desejado no processo que é a água doce. Já no processo de osmose reversa (RO), uma pressão é aplicada para a separação permitindo que a

água doce se mova através de uma membrana, deixando para trás os sais retidos no conjunto de membranas do sistema.

Embora estes dois processos de separação já venham sendo discutidos pelos pesquisadores desde a virada do século passado, comercialmente o seu uso na dessalinização da água marinha ou salobra veio ocorrer apenas nos últimos trinta anos.

3.3.1 Osmose Reversa (OR)

No processo de dessalinização, a água a ser separada pela osmose reversa escoar no sentido inverso ao da osmose natural, pela influência da pressão aplicada a solução salina que se quer dessalinizar. Portanto, a água passa pela membrana no sentido da solução mais diluída, produzindo assim água doce e deixando para trás uma solução altamente concentrada e com pressão obviamente superior a pressão osmótica, cujo valor dependerá da diferença entre as concentrações. A figura 3.9, ilustra uma comparação entre a osmose e o processo de dessalinização por osmose reversa.

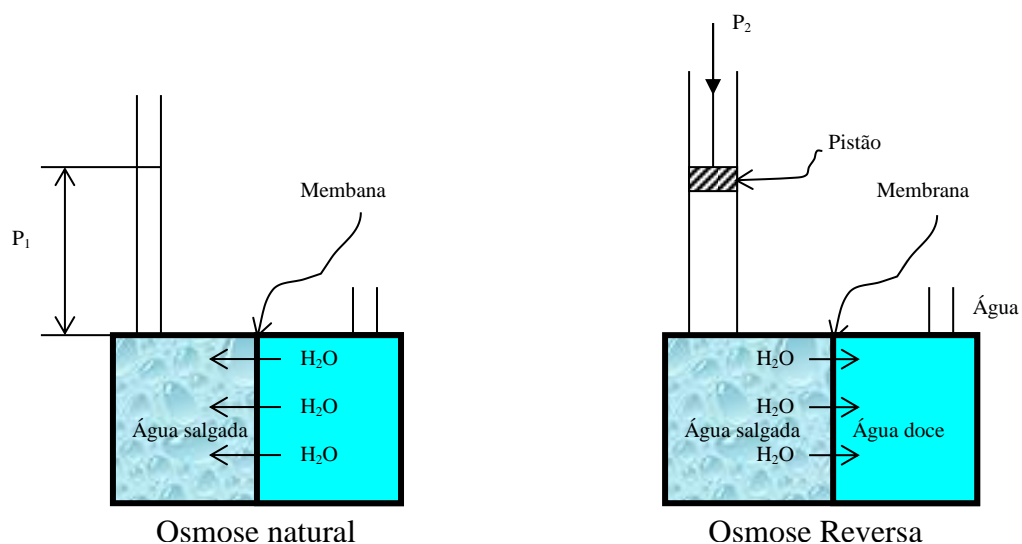


Figura 3.9 – Comparação entre Osmose e Osmose Reversa – KEMMER (1988)

Na prática, nos processos de dessalinização da água marinha ou salobra a água a ser separada é bombeada para um recipiente fechado onde é pressurizada contra uma membrana. Parte desta água pressurizada atravessa a membrana ficando assim livres dos sais enquanto a concentração de sais aumenta na água remanescente água remanescente. Neste mesmo tempo, uma parte desta água é escoada sem passar através da membrana.

Sem este escoamento controlado, a água que está sendo pressurizada continuaria aumentando a concentração de sais sobre a membrana, o que geraria problemas, como por exemplo, precipitações de sais altamente saturados e aumento da pressão osmótica através da membrana. A quantidade de água escoada para ser consumida neste fluxo de salmoura varia de 20 a 70 % do fluxo da água de alimentação do sistema, dependendo da quantidade de sal da água de abastecimento.

O pré-tratamento é importante nos processos de dessalinização por osmose reversa (OR) já que a água a ser tratada terá que passar através de orifícios muito estreitos durante o processo. Através do pré-tratamento, são removidos os sólidos em suspensão de modo a evitar a precipitação de sal e o crescimento de microorganismos nas membranas. O pré-tratamento da água a ser dessalinizada geralmente consiste na filtração e adição de ácido ou outras substâncias químicas com a função de inibir a precipitação.

Uma bomba de alta pressão fornece a pressão necessária que a água a ser tratada necessita para passar através do conjunto de membranas e reter os sais dissolvidos. Esta pressão varia de 17 a 27 bar (250 a 400 psi) para a água salobra e de 54 a 80 bar (800 a 1180 psi) para a água do mar.

Em um recipiente, este conjunto de membranas deverá suportar toda a pressão exercida sobre elas pela a água que esta sendo pressurizada por uma bomba de alta pressão. Estas membranas semipermeáveis são frágeis e variam em sua capacidade ao deixar passar a água doce e rejeitar a passagem de sais. Nenhuma destas membranas são perfeitas na retenção

de sais, de modo que no produto destilado final é comum apresentar uma pequena concentração de sais.

As membranas utilizadas nos processos de osmose reversa são de configurações variadas. Duas destas membranas de membranas, como por exemplo, as de forma em espiral e as membranas de fibra porosa destacam-se comercialmente no mercado. Estas configurações, poderão ser usadas tanto para dessalinizar água salobra como água marinha, embora as construções destas membranas e do recipiente de pressão irão variar dependendo do fabricante e da concentração de sais existente na água que se quer tratar.

Após a obtenção do produto final destilado, procede-se o pós-tratamento em que consiste na estabilização da água a ser distribuída para o consumo humano através da remoção de gases como sulfeto de hidrogênio e ajuste de pH.

Com o desenvolvimento nas pesquisas dos processos de osmose reversa, foram surgindo aperfeiçoamentos importantes na última década que reduziram os custos operacionais destas unidades de dessalinização. Destes aperfeiçoamentos, podemos citar o desenvolvimento e a criação de membranas que passaram a operar a baixas pressões como também, a utilização de equipamentos como turbinas de recuperação de energia.

As membranas que operam a baixa pressão, são amplamente utilizadas na separação de água com baixa concentração salina (água salobra). Já as turbinas de recuperação de energia, são conectadas ao fluxo de concentrado (rejeito salino) a medida que este deixa o recipiente de pressão. A perda de pressão na corrente do concentrado geralmente é em torno de 1 a 4 bar (15 a 60 psi) em relação a pressão aplicada pela bomba de alta pressão. Estes instrumentos de recuperação de energia, geralmente são mecânicos e consistem em turbinas ou algum tipo de bomba que possam reverter a queda de pressão em energia rotativa. A figura 3.10., ilustra um sistema simplificado de uma unidade convencional do processo de destilação por osmose reversa.

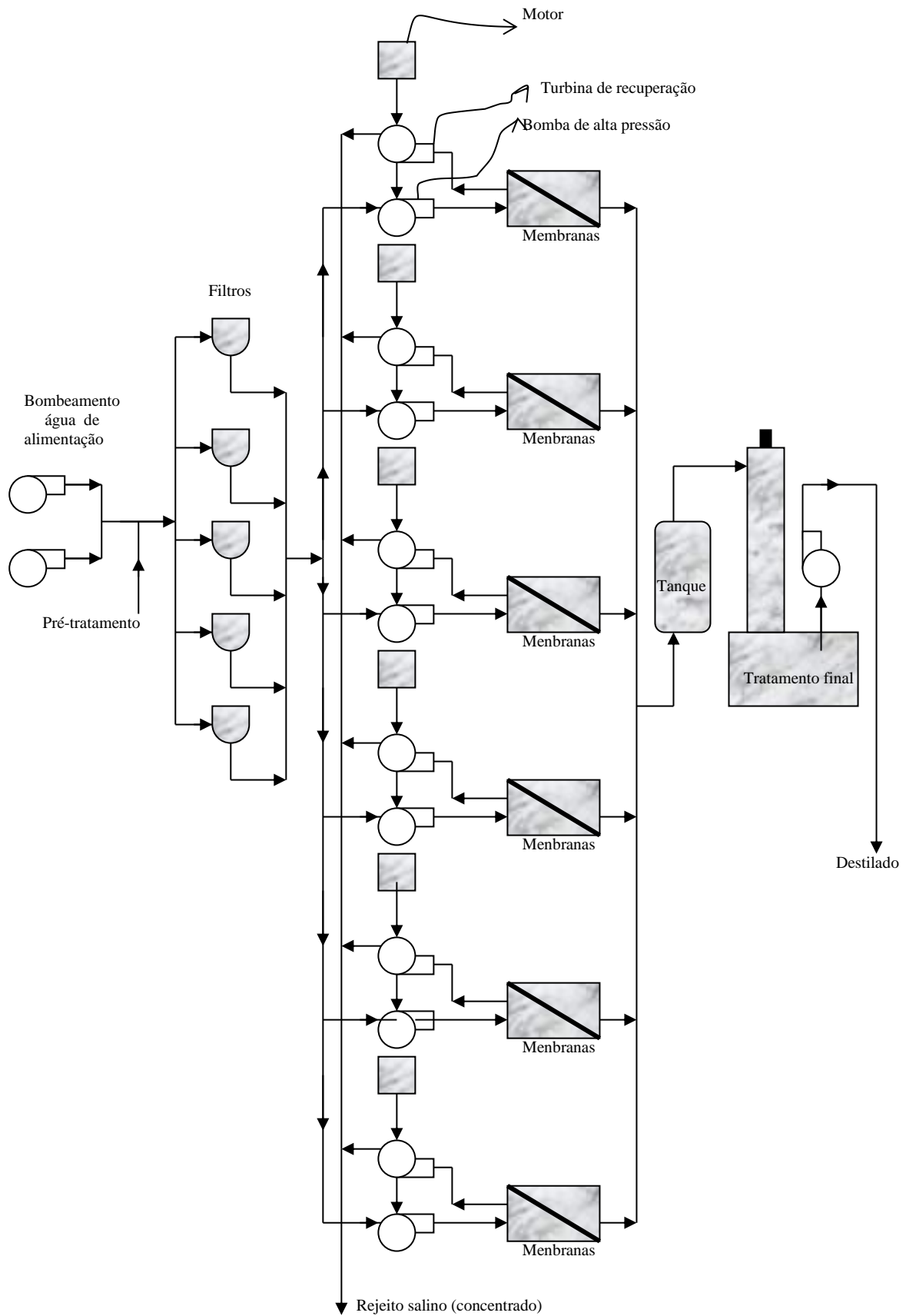


Figura 3.10 – Diagrama do Processo de Destilação por Osmose Reversa (OR)

Os principais problemas que envolvem uma unidade de dessalinização por osmose reversa (RO) em geral são ocasionados pelos resíduos nas membranas. Portanto, ao efetuar o pré-tratamento é necessário considerar as incrustações nas membranas, precipitações de óxidos metálicos, entupimento no equipamento, resíduos coloidais e crescimento de microorganismos dentro dos equipamentos.

Um projeto simplificado de uma unidade de dessalinização por osmose reversa consiste basicamente de uma bomba para trazer a água de alimentação a tratar na pressão de operação requerida, um conjunto de membranas sob pressão em um recipiente, turbina de recuperação de energia e uma válvula para controle da descarga do rejeito salino. No entanto, para que o tratamento seja interessante devem ser consideradas exigências como por exemplo: resistência da membrana a pressão da ordem de 14 a 83 atmosferas (dependendo das concentrações de sais dissolvidos da água que se quer tratar), alta produtividade por unidade de volume, fácil manutenção na limpeza dos equipamentos e evitar a passagem secundária da água de alimentação para o produto.

3.3.2 Eletrodiálise

Introduzida nos anos 60, a eletrodiálise (ED) surgiu dez anos antes do processo de separação por osmose reversa (RO). O desenvolvimento da eletrodiálise mostrou uma forma eficaz no que diz respeito à dessalinização da água salobra com redução considerável nos custos e estimulou grandes interesses nesta área.

O processo de dessalinização por eletrodiálise depende basicamente do fato de que a maioria dos sais dissolvidos na água são iônicos e estão carregados positivamente (catiônico) ou negativamente (aniônico), estes íons são atraídos para os eletrodos com carga elétrica

oposta e as membranas são construídas de modo a permitir a passagem seletiva tanto de ânions como cátions.

Os constituintes iônicos desenvolvidos em uma solução salina tais como Na^+ , Ca^{2+} e CO_3^{2-} estão dispostos na água, de forma a neutralizarem com eficiência suas cargas individuais. Ao colocarmos eletrodos ligados a uma fonte externa de corrente contínua como por exemplo, uma bateria e um tanque de água salgada, a corrente elétrica é transportada através da solução salina, com os íons tendendo a migrarem para o eletrodo de carga oposta.

Para que um processo de dessalinização de água salgada por eletrodialise tenha sucesso, as membranas deverão permitir a passagem de cátions ou ânions (mas não de ambos), sendo colocadas num par de eletrodos. Estas membranas são dispostas alternadamente com uma membrana seletiva de ânions seguida de uma membrana de seletiva de cátions. Uma chapa espaçadora que permitirá a água fluir pela face da membrana é colocada entre cada par de membranas.

Este espaçador, funcionará como um canal que transportará a água destilada (água doce), enquanto o próximo transportará a água salobra. Estando os eletrodos carregados e a água salina fluindo ao longo do espaçador em ângulos retos para os eletrodos, os ânions na água serão atraídos e desviados na direção dos eletrodos positivos. Tal procedimento, diluirá o conteúdo de sais presente na água do canal.

Os ânions passam através da membrana seletiva de ânions, mas não permite a sua passagem na membrana seletiva dos cátions, que bloqueia a sua passagem prendendo assim, o ânion na água salgada. De forma análoga, os cátions sob influência do eletrodo negativo movem-se na direção oposta através da membrana seletiva de cátion para o canal do concentrado salino que esta do outro lado. Desta forma, os cátions são aprisionados, pois a próxima membrana seletiva de ânions evitará movimentos na direção dos eletrodos.

Desta combinação, são criadas nos espaços das membranas alternadas soluções concentradas e diluídas. Estes espaços, ligados pelas duas membranas (uma aniônica e outra catiônica) são chamados de células. A migração dos íons (a célula diluída com a água de produto) e a concentração destes íons (a célula concentrada com o fluxo de salmoura) formam um par de células.

Uma unidade básica de um processo de dessalinização por eletrodialise é formada por pares (centenas) de células juntas a eletrodos na parte externa distribuídas como um perfilado de membranas. A água passa simultaneamente em caminhos paralelos através de todas as células para proporcionar um fluxo contínuo de água dessalinizada e água salgada para emergir no perfilado. Dependendo do projeto do sistema, poderão ser adicionados produtos químicos nos fluxos dos perfilados de modo a reduzir a formação de crostas.

A água de alimentação em seu estado natural deverá ser previamente tratada para evitar a existência de substâncias que possam vir a danificar as membranas ou obstruir os canais estreitos nas células de entrada do perfilado de membrana. Uma bomba de baixa pressão mas com energia suficiente, faz a água circular pela parede, ao mesmo tempo em que sobrepõe (vence) a resistência da água à medida que esta passa através das passagens estreitas. Geralmente, usa-se um retificador para transformar corrente alternada em corrente contínua nos eletrodos do lado externo dos perfilados das membranas.

Após a obtenção do produto final destilado, procede-se ao pós-tratamento em que consiste na estabilização da água a ser distribuída para o consumo humano através da remoção de gases como sulfeto de hidrogênio e ajuste de pH. A figura 3.11, ilustra um diagrama simplificado de um processo de dessalinização por eletrodialise.

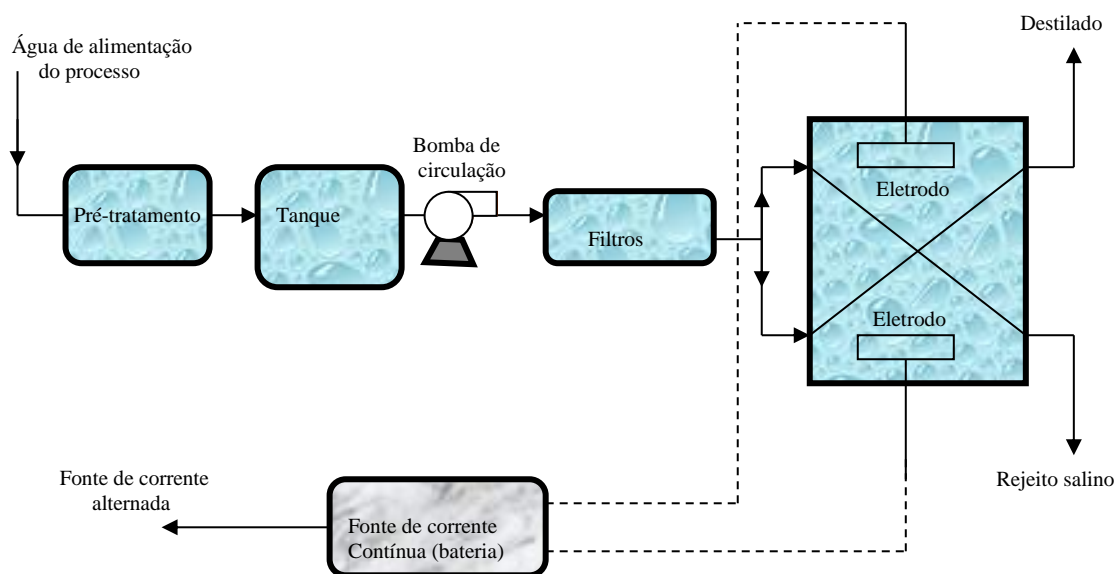


Figura 3.11 – Diagrama de um Dessalinizador por Eletrodiálise

A eficiência de uma unidade de dessalinização por eletrodiálise é medida pelo uso da quantidade de energia aplicada no transporte dos íons em oposição à dissipação em forma de calor no retorno da resistividade elétrica interna do sistema, ou de eventuais desperdícios ocasionados por outra forma de reações químicas. No desempenho das membranas, uma das exigências refere-se a facilidade da passagem dos íons oferecida pela membrana para minimizar a resistência interna. A segunda, requer uma baixa transferência de água para assegurar a mais alta produção de destilado possível.

Como em qualquer processo, a destilação por eletrodiálise apresenta alguns problemas como por exemplo: Impedimentos à passagem de corrente elétrica entre o arranjo das membranas, resistência apresentada pelas interfaces solução/membranas, imperfeições das membranas na seletividade dos íons, desperdícios de energia provocado pelo aquecimento das próprias membranas e da solução ionizada, e polarização das concentrações de sal. Portanto, partindo destes pressupostos teoricamente a energia necessária para a prática da eletrodiálise poderá aumentar.

A eficiência total de uma unidade de dessalinização por eletrodialise dependerá do uso eficaz da corrente elétrica, das necessidades de voltagem e da polarização da solução. O nível de eficiência de corrente vai depender da quebra da molécula da água com a ionização, formando hidrogênio (H^+) e hidroxila (OH^-), e conseqüentemente desvio de corrente. Grandes transferências de água e o surgimento de corrente alternativa paralela através das pilhas, é conseqüência da baixa seletividade das membranas, o que aumenta a tendência à formação de incrustações de carbonato e sulfato de cálcio junto às mesmas.

A polaridade, além de apresentar conseqüências técnicas, apresenta também econômica. O uso de bombas de circulação, caracterizadas por altas taxas de escoamento, irá minimizar a formação de camadas nas divisas e aumentará os espaços dos compartimentos. Os custos de energia ocasionados pela bomba de circulação serão adicionados, mas a redução da polarização diminuirá a energia total necessária nos acumuladores.

Podem ocorrer reações nos eletrodos, aumentando o consumo de energia além de conseqüências prejudiciais ao processo. O tráfego de elétrons que ocorre nos eletrodos resulta em reações químicas, que devem ser acomodadas no projeto do acumulador (bateria). Para tanto, recomenda-se isolamento hidráulico dos compartimentos dos eletrodos. Reações no catodo provocam aumento da alcalinidade devido à formação de hidroxilas, e neste caso deve-se ajustar o pH. E se por ventura houver tendência à concentração de íons cloro (reações no anodo), pode-se usar agente redutores, tais como bissulfito de sódio.

Do ponto de vista do produto água, deve-se levar em consideração alguns fatores, como por exemplos:

- A água de alimentação do processo deve ser livre de ferro, manganês, turbidez e matéria orgânica para uma ótima operacionalização do sistema;
- Em geral de 10 a 30 % da água de alimentação do sistema é necessário para afastar os sais concentrados e os minerais removidos;

- Verificar dados sobre a vida útil das membranas e eletrodos na determinação dos custos;
- Pequenas unidades compactas de eletrodialise produzem de 500 a 1000 litros de água potável por dia, consumindo para isso menos de 60 watts. Em geral estas unidades são empregadas para uso doméstico e pequenas fazendas onde a energia elétrica convencional é disponível;

Para tratamento da água do mar, este processo não é considerado viável economicamente, devido às altas concentrações de sais presente na água, o que viria a saturar as membranas mais facilmente.

CAPÍTULO 4

ANÁLISE TÉRMICA DE UMA PLANTA DE DESSALINIZAÇÃO DE MÚLTIPLO EFEITO (DME) COM ALIMENTAÇÃO PARALELA

4.1 Introdução

Das diversas configurações do processo de dessalinização por múltiplo efeito (DME) existentes no Mundo, as plantas do tipo HTTF (horizontal tube thim-film) são as mais atuais e conhecidas popularmente. Neste tipo de planta, a água a ser destilada é distribuída como um filme fino sobre a face externa dos tubos horizontais para condensar o vapor que flui pela parede interna destes tubos que compõe os evaporadores. Neste arranjo, devido à água a ser destilada estar fervendo fora dos tubos e o vapor condensando-se dentro, pode-se alcançar altos coeficientes de transferência de calor.

Os gases não-condensáveis formados pelo vapor de aquecimento que entra na série de tubos por um lado e pela descarga de destilado pelo outro são direcionados positivamente e uni-direcionalmente fora da zona de transferência de calor. O desprendimento de vapor da água em ebulição por ser muito suave minimiza o transporte de gotículas já que a evaporação ocorre em toda a extensão da superfície de transferência de calor.

Uma das principais vantagens desta configuração é a operação estável a condição de carga parcial com respostas rápidas às alterações nas condições terminais devido à quantidade relativamente pequena de concentrado nos efeitos. Este aspecto é fundamental quando se usa uma fonte de energia solar para suprir a energia térmica necessária no aquecimento da água a

ser destilada no evaporador do primeiro efeito. Em situações como esta, a temperatura da água aquecida irá variar durante o dia, pois o seu aquecimento dependerá da intensidade da radiação solar que chegará até os coletores forçando assim, o evaporador operar sob condições de carga parcial em uma parte substancial de um dia típico.

As configurações das plantas MED tipo HTTF (horizontal tube thim-film) podem ser constituídas de várias formas. O normal é ter a água de alimentação do sistema previamente aquecida em vários pré-aquecedores até atingir uma temperatura logo abaixo da temperatura do primeiro efeito numa configuração onde a água de alimentação do sistema é distribuída para frente com fluxo único de água e concentrado (salmoura) em cada efeito. O concentrado (salmoura) do segundo efeito abastecerá o terceiro efeito e assim por diante.

Nesta configuração a concentração salina da água do mar aumentará enquanto a temperatura diminui desde o efeito de topo (1º efeito) até os efeitos sucessivos. Desta forma, teremos uma concentração salina mais alta no último efeito cuja temperatura é mais baixa. Este é sem dúvida a melhor configuração de uma planta de dessalinização com múltiplo efeito no que se refere à formação de crostas.

4.2 Aspectos do Sistema

A unidade de dessalinização múltiplo efeito (DME) analisada em nosso estudo traz em seu arranjo evaporadores dispostos horizontalmente tipo HTTF (horizontal tube thim-film), constituída de 20 efeitos, sendo 1 pré-aquecedor, 1 aquecedor, 19 efeitos e um condensador. Nesta unidade os efeitos estão dispostos paralelamente um após o outro numa configuração horizontal.

Nesta unidade, a água a ser destilada previamente aquecida é distribuída paralelamente nos efeitos como um filme fino sobre a superfície de uma série de tubos

dispostos horizontalmente em cada efeito. Esta água de alimentação ao ser pulverizada sobre a superfície externa dos tubos, evapora-se através da troca de calor com o vapor que esta condensando-se na parede interna dos tubos.

Neste estudo, o aquecimento da água de alimentação do sistema não ocorre através da troca de calor nos evaporadores como acontece nas unidades de dessalinização com múltiplo efeito mais populares. Em nosso trabalho, o aquecimento prévio da água de alimentação do sistema antes mesmo dela chegar ao efeito de topo (primeiro efeito) passa por uma série de mudanças feitas no arranjo da planta, objetivando uma economia maior de energia, como também, reduzir os gastos com os insumos que tornam a operação destas unidades de dessalinização mais onerosas. Em nosso estudo, através da alimentação paralela dos efeitos, conseguimos reduzir o consumo de energia ocasionado pelo bombeamento do concentrado para os efeitos subsequentes como ocorre nas plantas de dessalinização múltiplo efeito convencionais, como também possibilitamos a instalação de unidades de dessalinização horizontais mais compactas de fácil manutenção, ao invés de instalações de difícil manutenção como as unidades de dessalinização por múltiplos efeitos que utilizam o cascadeamento de concentrado durante sua operação. Outra mudança considerável no arranjo do projeto da planta é a redução nos gastos com os insumos uma vez que o concentrado dos diversos efeitos já previamente tratados não são descartados e sim misturados com uma parte da água de alimentação do sistema ocasionando assim, uma economia no pré-tratamento desta água de alimentação, como também o aproveitamento da energia térmica deste concentrado.

Nesta configuração, o concentrado (rejeito salino) proveniente de cada efeito são então direcionados para um misturador onde parte deste concentrado será misturado com uma parte da água marinha de alimentação do sistema. Esta parte de água marinha antes de seguir para o misturador já teve sua temperatura elevada por trocar calor com o vapor do último efeito (no condensador). Após a mistura de parte do concentrado com parte da água marinha

de alimentação, esta água de alimentação segue então para um pré-aquecedor onde novamente trocará calor com a soma dos destilados dos efeitos e seguirá previamente aquecida com uma temperatura um pouco abaixo da temperatura do efeito de topo (primeiro efeito).

Nos efeitos (evaporadores), são colocados separadores em cada passagem do vapor com o objetivo de evitar o transporte de gotículas de água salgada que poderiam contaminar o produto desejado (água potável).

A energia térmica que abastece o primeiro evaporador (aquecedor), é proveniente da água aquecida por uma fonte de energia solar que flui através do feixe de tubos deste efeito. A medida que a água aquecida flui através dos tubos, sua temperatura diminui ocasionada pela transferência de calor para a água marinha que está sendo pulverizada por fora dos tubos.

Através da fervura e da evaporação instantânea, o vapor é gerado em cada efeito com exceção do primeiro efeito no qual o vapor é gerado principalmente pela fervura. O vapor gerado em cada efeito passa através dos separadores para dentro dos tubos do efeito seguinte onde é então condensado liberando calor. O condensado de um efeito junta-se ao condensado do efeito seguinte através de tubos de conexões. O vapor gerado no último efeito segue para um condensador onde é então condensado. O destilado que sai do condensador junta-se aos destilados acumulados dos efeitos anteriores.

Também nestas unidades de dessalinização, sistemas de produção de vácuo são utilizados no condensador ligado ao último evaporador.

Este sistema pode ser um ejetor de vapor que deverá produzir uma pressão de 47,5 kPa para uma temperatura de 32°C.

O vapor necessário para fazer o ejetor funcionar poderá ser produzido por um gerador de vapor. Este poderá funcionar como fonte de energia de emergência em dias de pouca insolação e nos casos de danos no sistema de aquecimento e estocagem da água quente. A figura 4.1 ilustra todas as etapas de funcionamento deste sistema citadas anteriormente.

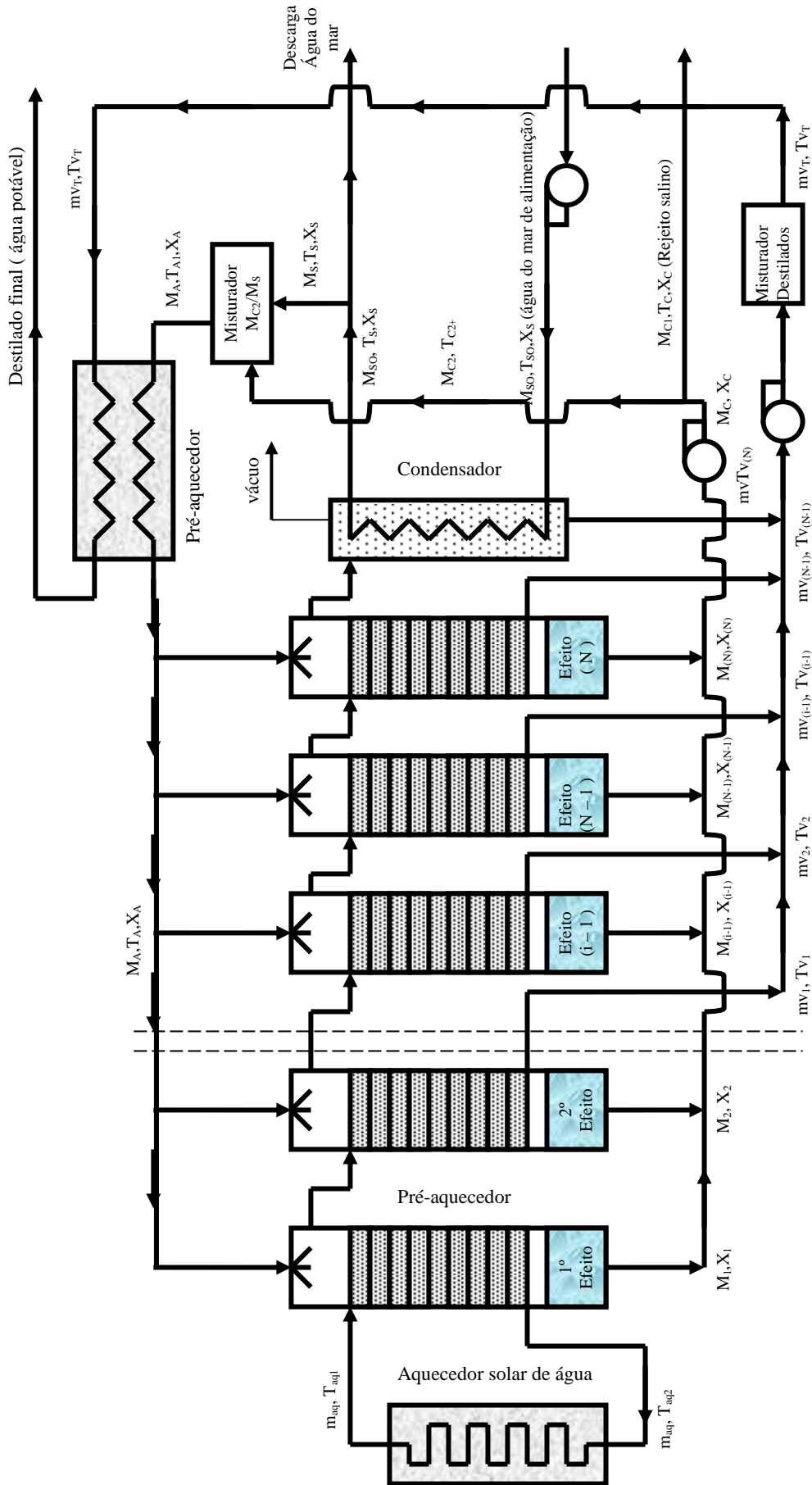


Figura 4.1 – Diagrama de uma Planta de Dessalinização por Múltiplo Efeito (DME) com Alimentação Paralela

O nosso estudo fundamenta-se numa unidade de dessalinização com aquecimento solar, múltiplo efeito com alimentação paralela.

4.3 Análise Térmica da Instalação

Para a unidade de dessalinização analisada neste estudo, foram feitas as seguintes considerações:

- ✓ O processo ocorre em regime permanente;
- ✓ Nenhuma perda de calor para a atmosfera é considerada em qualquer parte da planta;
- ✓ Não há mistura do concentrado com o vapor;
- ✓ O condensado que deixa cada efeito encontra-se no estado de líquido saturado;
- ✓ São desprezíveis as quedas de pressão ocorridas nos separadores;

A seguir serão feitas análises separadas das seguintes partes do sistema de dessalinização de múltiplo efeito com alimentação paralela: balanço global do sistema, balanço de energia para o misturador, pré-aquecedor, aquecedor (1º efeito), evaporadores (do 2º até o último efeito) e condensador.

4.3.1 Balanço de Massa Global do Sistema

Na figura 4.2, aplicando o balanço de massa, balanço para o sal e balanço de energia aos componentes do sistema, obteremos as seguintes equações:

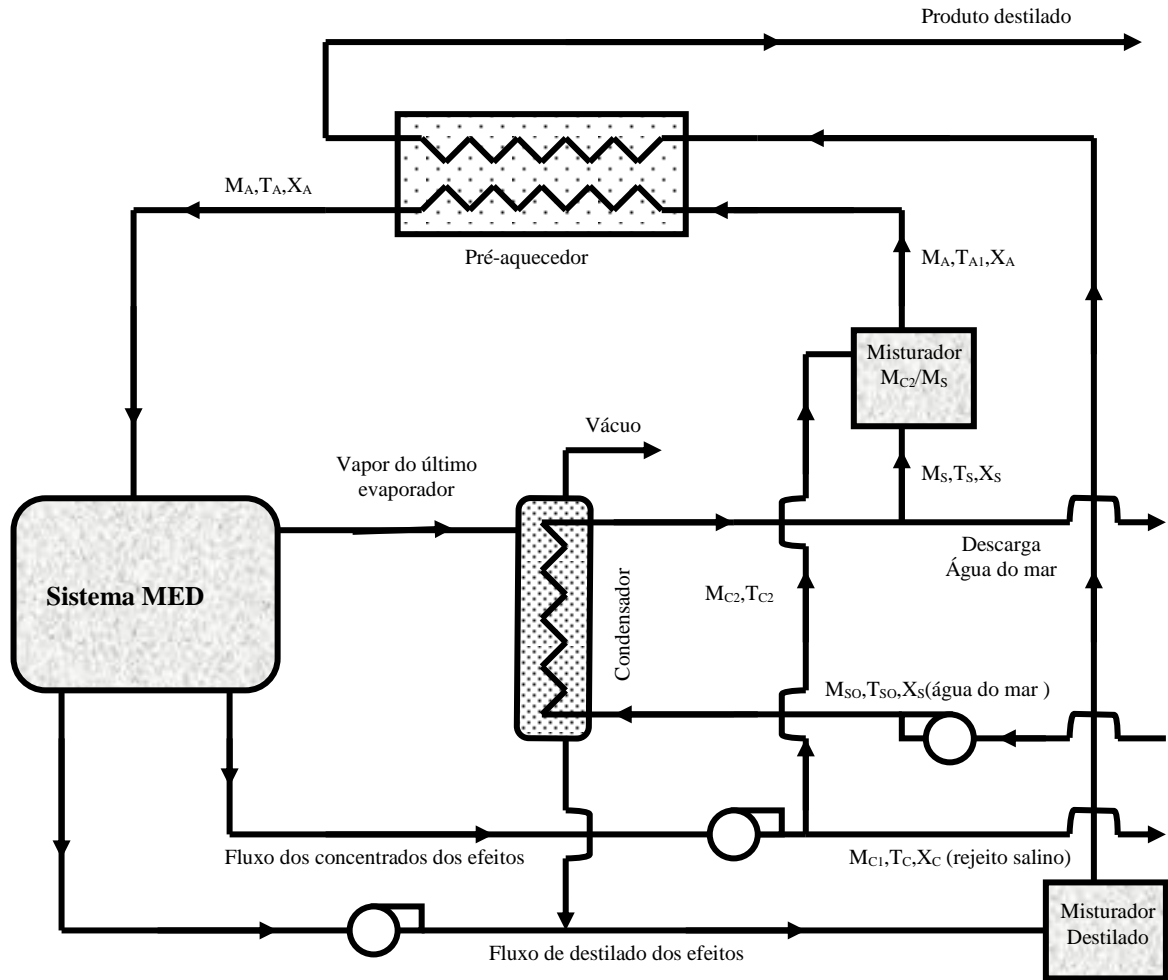


Figura 4.2 – Diagrama do Balanço Global do Sistema Múltiplo Efeito

4.3.1.1 Balanço de Massa e Concentrado para o Sistema DME.

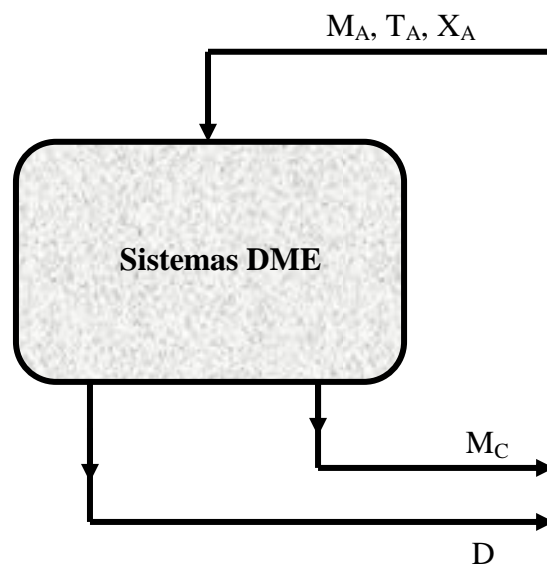


Figura 4.3 – Balanço de Massa e Concentrado do Sistema DME

➤ **Balço de massa**

$$M_A - D - M_C = 0$$

$$M_A = D + M_C \quad (4.1)$$

➤ **Balço do Concentrado**

$$M_A \cdot X_A = M_C \cdot X_C \quad (4.2)$$

4.3.1.2 Balço de Massa e Concentrado para o Misturador

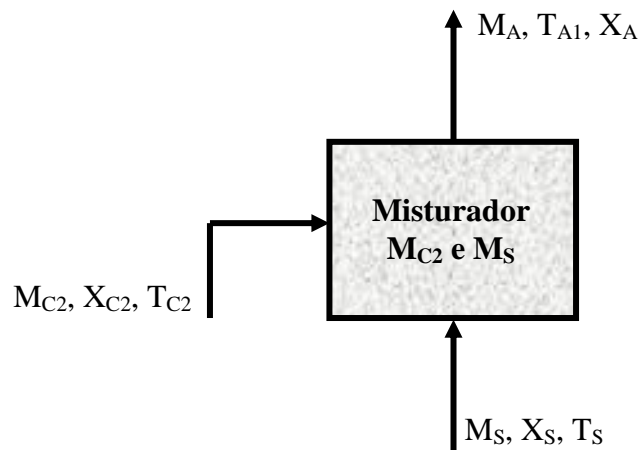


Figura 4.4 – Balço de Massa e Concentrado para o Misturador

➤ **Balço de massa**

$$M_{C2} + M_S - M_A = 0 \quad (4.3)$$

➤ **Balço do Concentrado**

$$M_{C2} \cdot X_{C2} + M_S \cdot X_S = M_A \cdot X_A \quad (4.4)$$

4.3.1.3 Balanço de Massa para o Concentrado

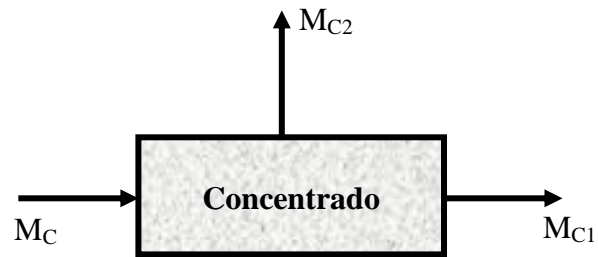


Figura 4.5 – Balanço de Massa dos Concentrados

$$M_C - M_{C2} - M_{C1} = 0$$

$$M_C = M_{C2} + M_{C1} \quad (4.5)$$

4.3.1.4 Balanço Global do Sistema DME

➤ **Balanço de massa**

$$M_S - M_{C1} - D = 0 \quad (4.6)$$

➤ **Balanço do Concentrado**

$$M_S \cdot X_S = M_{C1} \cdot X_{C1} \quad (4.7)$$

4.3.2 Balanço de Energia para o Misturador

Através do balanço de energia aplicado ao misturador da figura 4.6, obtemos a seguinte equação:

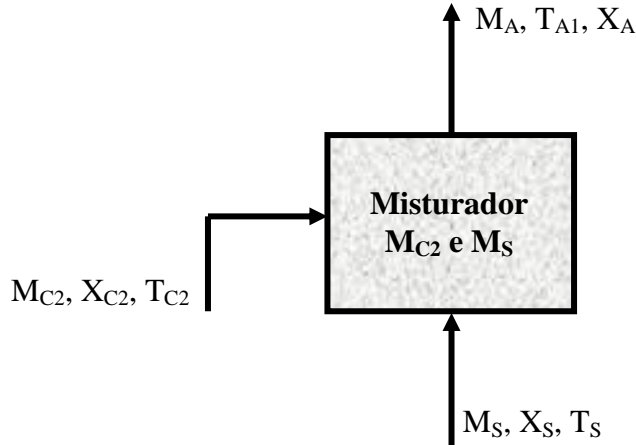


Figura 4.6 – Balanço de Energia para o Misturador

$$M_{C2} \cdot C_{PM_{C2}} \cdot (T_{C2} - T_{A1}) + M_S \cdot C_{PM_S} \cdot (T_S - T_{A1}) = M_A \cdot C_{PM_A} \cdot (T_{A1} - T_{A1})$$

$$M_{C2} \cdot C_{PM_{C2}} \cdot (T_{C2} - T_{A1}) + M_S \cdot C_{PM_S} \cdot (T_S - T_{A1}) = 0$$

$$M_{C2} \cdot C_{PM_{C2}} \cdot T_{C2} - M_{C2} \cdot C_{PM_{C2}} \cdot T_{A1} + M_S \cdot C_{PM_S} \cdot T_S - M_S \cdot C_{PM_S} \cdot T_{A1} = 0$$

$$-M_{C2} \cdot C_{PM_{C2}} \cdot T_{A1} - M_S \cdot C_{PM_S} \cdot T_{A1} + M_{C2} \cdot C_{PM_{C2}} \cdot T_{C2} + M_S \cdot C_{PM_S} \cdot T_S = 0$$

$$-M_{C2} \cdot C_{PM_{C2}} \cdot T_{A1} - M_S \cdot C_{PM_S} \cdot T_{A1} = -M_{C2} \cdot C_{PM_{C2}} \cdot T_{C2} - M_S \cdot C_{PM_S} \cdot T_S$$

$$M_{C2} \cdot C_{PM_{C2}} \cdot T_{A1} + M_S \cdot C_{PM_S} \cdot T_{A1} = M_{C2} \cdot C_{PM_{C2}} \cdot T_{C2} + M_S \cdot C_{PM_S} \cdot T_S$$

$$T_{A1} = \frac{M_{C2} \cdot C_{PM_{C2}} \cdot T_{C2} + M_S \cdot C_{PM_S} \cdot T_S}{M_{C2} \cdot C_{PM_{C2}} + M_S \cdot C_{PM_S}} \quad (4.8)$$

$$\text{Lembrando que: } T_{C2} = T_{v(N)} + EPE \quad (4.9)$$

4.3.3 Balanço de Massa e Energia para o Aquecedor

Através de um balanço de massa, concentrado e energia na figura 4.7, obtemos as seguintes equações para o aquecedor:

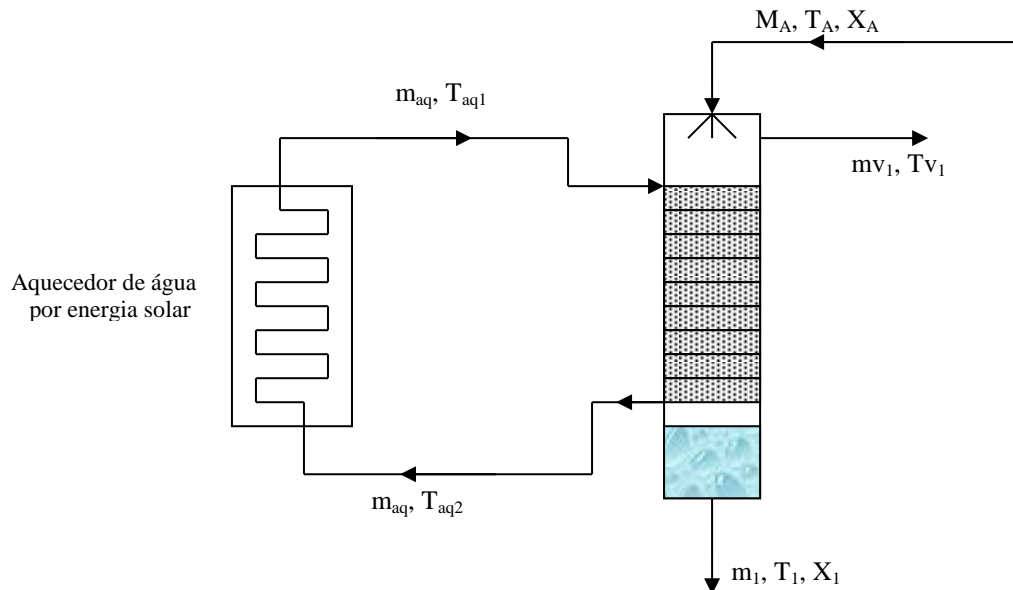


Figura 4.7 – Diagrama de Fluxo do Aquecedor (1º Efeito)

➤ Balanço de Massa

$$M_A - mv_{(1)} - m_{(1)} = 0$$

$$M_A = mv_{(1)} + m_{(1)} \quad (4.10)$$

➤ Balanço do Concentrado

$$M_A \cdot X_A = m_{(1)} \cdot X_{(1)} \quad (4.11)$$

➤ **Balço de Energia**

$$\begin{aligned}
m_{aq} \cdot C_{Pm_{aq}} \cdot (T_{aq_1} - T_{aq_2}) + M_A \cdot C_{PM_A} \cdot (T_A - T_{(1)}) &= mv_{(1)} \cdot C_{PMV_{(1)}} \cdot (T_{v_{(1)}} - T_{(1)}) + mv_{(1)} \cdot Lv_{(1)} \\
+ mv_{(1)} \cdot C_{PV_{(1)}} \cdot (T_{(1)} - T_{V_{(1)}}) + m_{(1)} \cdot C_{Pm_{(1)}} \cdot (T_{(1)} - T_{(1)}) & \\
m_{aq} \cdot C_{Pm_{aq}} \cdot (T_{aq_1} - T_{aq_2}) + M_A \cdot C_{PM_A} \cdot (T_A - T_{(1)}) &= mv_{(1)} \cdot C_{PMV_{(1)}} \cdot (T_{v_{(1)}} - T_{(1)}) + mv_{(1)} \cdot Lv_{(1)} \\
+ mv_{(1)} \cdot C_{PV_{(1)}} \cdot (T_{(1)} - T_{V_{(1)}}) & \\
m_{aq} \cdot C_{Pm_{aq}} \cdot (T_{aq_1} - T_{aq_2}) + M_A \cdot C_{PM_A} \cdot (T_A - T_{(1)}) &= \\
mv_{(1)} \cdot [C_{Pmv_{(1)}} \cdot (T_{V_{(1)}} - T_{(1)}) + L_{V_{(1)}} + C_{PV_{(1)}} \cdot (T_{(1)} - T_{V_{(1)}})] & \\
m_{aq} \cdot C_{Pm_{aq}} \cdot (T_{aq_1} - T_{aq_2}) - mv_{(1)} \cdot [C_{Pmv_{(1)}} \cdot (T_{V_{(1)}} - T_{(1)}) + L_{V_{(1)}} + C_{PV_{(1)}} \cdot (T_{(1)} - T_{V_{(1)}})] & \\
= -M_A \cdot C_{PM_A} \cdot (T_A - T_{(1)}) &
\end{aligned}$$

(4.12)

A equação da transferência de calor para o aquecedor pode ser escrita como:

$$Q_{aq} = m_{aq} \cdot C_{Pm_{aq}} \cdot (T_{aq_1} - T_{aq_2})$$

$$Q_{aq} = M_A \cdot C_{PM_A} \cdot (T_A - T_{(1)})$$

$$Q_{aq} = U_{aq} \cdot A_{aq} \cdot \frac{(T_{aq_2} - T_{aq_1})}{\ln \left[\frac{(T_{aq_1} - T_{(1)})}{(T_{aq_2} - T_{(1)})} \right]}$$

(4.13)

4.3.4 Balanço de Massa, Concentrado e Energia para o Evaporador (i)

Através do balanço de massa, concentrado e energia no evaporador (i) da figura 4.8, obtemos as seguintes equações:

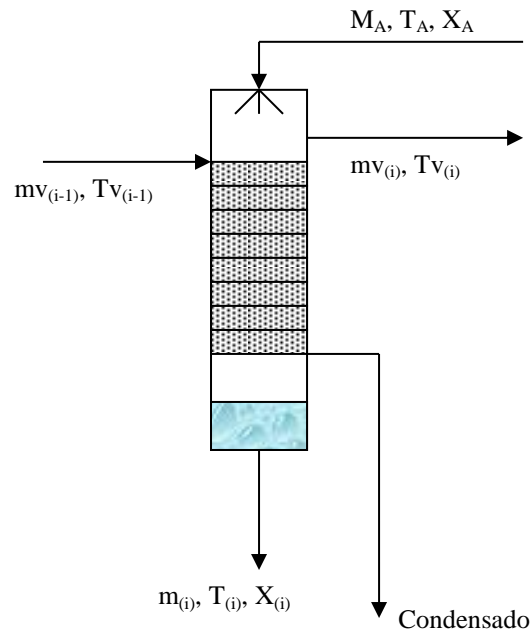


Figura 4.8 – Diagrama de Fluxo do Evaporador (i)

➤ **Balanço de Massa**

$$M_A = mv_{(i-1)} + m_{(i)} \quad (4.14)$$

➤ **Balanço do Concentrado**

$$M_A \cdot X_A = m_{(i)} \cdot X_{(i)} \quad (4.15)$$

➤ **Balço de energia**

$$\begin{aligned}
& m \cdot v_{(i-1)} \cdot C_{Pmv_{(i-1)}} \cdot (Tv_{(i-1)} - T_i) + m \cdot v_{(i-1)} \cdot Lv_{(i-1)} + m \cdot v_{(i-1)} \cdot C_{Pv_{(i-1)}} \cdot (T_{(i-1)} - Tv_{(i-1)}) \\
& + M_A \cdot C_{PMA} \cdot (T_A - T_{(i)}) = mv_{(i)} \cdot C_{Pmv_{(i)}} \cdot (Tv_{(i)} - T_{(i)}) + Lv_{(i)} + mv_{(i)} \cdot C_{Pv_{(i)}} \cdot (T_{(i)} - Tv_{(i)}) \\
& + m_{(i)} \cdot C_{Pv_{(i)}} \cdot (T_{(i)} - T_{(i)}) \\
& m \cdot v_{(i-1)} \cdot C_{Pmv_{(i-1)}} \cdot (Tv_{(i-1)} - T_i) + m \cdot v_{(i-1)} \cdot Lv_{(i-1)} + m \cdot v_{(i-1)} \cdot C_{Pv_{(i-1)}} \cdot (T_{(i-1)} - Tv_{(i-1)}) \\
& + M_A \cdot C_{PMA} \cdot (T_A - T_{(i)}) = mv_{(i)} \cdot C_{Pmv_{(i)}} \cdot (Tv_{(i)} - T_{(i)}) + Lv_{(i)} + mv_{(i)} \cdot C_{Pv_{(i)}} \cdot (T_{(i)} - Tv_{(i)}) \\
& mv_{(i-1)} \cdot [C_{Pmv_{(i-1)}} (Tv_{(i-1)} - T_{(i)}) + Lv_{(i-1)} + C_{Pv_{(i-1)}} (T_{(i-1)} - Tv_{(i-1)})] \\
& + M_A \cdot C_{PMA} \cdot (T_A - T_{(i)}) = mv_{(i)} \cdot [C_{Pmv_{(i)}} (Tv_{(i)} - T_{(i)}) + Lv_{(i)} + C_{Pv_{(i)}} (T_{(i)} - Tv_{(i)})] \\
& mv_{(i-1)} \cdot [C_{Pmv_{(i-1)}} (Tv_{(i-1)} - T_{(i)}) + Lv_{(i-1)} + C_{Pv_{(i-1)}} (T_{(i-1)} - Tv_{(i-1)})] \\
& + M_A \cdot C_{PMA} \cdot (T_A - T_{(i)}) = mv_{(i)} \cdot [C_{Pmv_{(i)}} (Tv_{(i)} - T_{(i)}) + Lv_{(i)} + C_{Pv_{(i)}} (T_{(i)} - Tv_{(i)})] \\
& mv_{(i-1)} \cdot [C_{Pmv_{(i-1)}} (Tv_{(i-1)} - T_{(i)}) + Lv_{(i-1)} + C_{Pv_{(i-1)}} (T_{(i-1)} - Tv_{(i-1)})] \\
& - mv_{(i)} \cdot [C_{Pmv_{(i)}} (Tv_{(i)} - T_{(i)}) + Lv_{(i)} + C_{Pv_{(i)}} (T_{(i)} - Tv_{(i)})] = -M_A \cdot C_{PMA} \cdot (T_A - T_{(i)})
\end{aligned} \tag{4.16}$$

A equação da transferência de calor para um evaporador (i) pode ser escrita como:

$$\begin{aligned}
Q_{(i)} &= mv_{(i)} \cdot C_{Pmv_{(i)}} \cdot (Tv_{(i)} - T_{(i)}) + mv_{(i)} \cdot Lv_{(i)} + mv_{(i)} \cdot C_{Pv_{(i)}} \cdot (T_{(i)} - Tv_{(i)}) \\
&+ m_{(i)} \cdot C_{Pm_{(i)}} \cdot (T_{(i)} - T_{(i)}) \\
Q_{(i)} &= mv_{(i)} \cdot C_{Pmv_{(i)}} \cdot (Tv_{(i)} - T_{(i)}) + mv_{(i)} \cdot Lv_{(i)} + mv_{(i)} \cdot C_{Pv_{(i)}} \cdot (T_{(i)} - Tv_{(i)}) \\
Q_{(i)} &= mv_{(i)} \cdot [C_{Pmv_{(i)}} \cdot (Tv_{(i)} - T_{(i)}) + Lv_{(i)} + C_{Pv_{(i)}} \cdot (T_{(i)} - Tv_{(i)})]
\end{aligned}$$

$$Q_{(i)} = U_{(i)} \cdot A_{(i)} \cdot (T_A - T_{(i)}) \quad (4.17)$$

4.3.5 Balanço de Massa, Concentrado e Energia para o Evaporador (N)

Através do balanço de massa, concentrado e energia no evaporador (N) da figura 4.9, obtemos as seguintes equações:

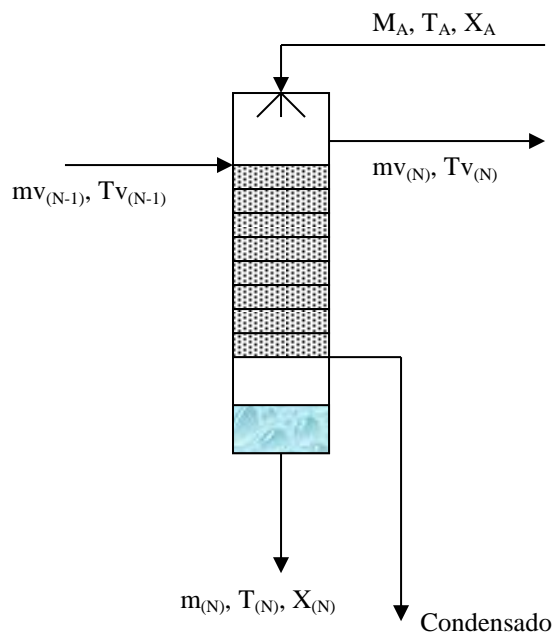


Figura 4.9 – Diagrama de Fluxo do Evaporador (N)

➤ Balanço de Massa

$$M_A = mv_{(N-1)} + m_{(N)} \quad (4.18)$$

➤ Balanço do Concentrado

$$M_A \cdot X_A = m_{(N)} \cdot X_{(N)} \quad (4.19)$$

➤ **Balço de Energia**

$$\begin{aligned}
& mv_{(N-1)} \cdot C_{Pmv(N-1)} \cdot (Tv_{(N-1)} - T_{(N)}) + mv_{(N-1)} \cdot Lv_{(N-1)} + mv_{(N-1)} \cdot C_{Pv(N-1)} \cdot (T_{(N-1)} - Tv_{(n-1)}) \\
& + M_A \cdot C_{PMA} \cdot (T_A - T_{(N)}) = mv_{(N)} \cdot C_{Pmv(N)} \cdot (Tv_{(N)} - T_{(N)}) + Lv_{(N)} \\
& + mv_{(N)} \cdot C_{Pv(N)} \cdot (T_{(N)} - Tv_{(N)}) + m_{(N)} \cdot C_{Pv(N)} \cdot (T_{(N)} - T_{(N)}) \\
& mv_{(N-1)} \cdot C_{Pmv(N-1)} \cdot (Tv_{(N-1)} - T_{(N)}) + mv_{(N-1)} \cdot Lv_{(N-1)} + mv_{(N-1)} \cdot C_{Pv(N-1)} \cdot (T_{(N-1)} - Tv_{(n-1)}) \\
& + M_A \cdot C_{PMA} \cdot (T_A - T_{(N)}) = mv_{(N)} \cdot C_{Pmv(N)} \cdot (Tv_{(N)} - T_{(N)}) + Lv_{(N)} \\
& + mv_{(N)} \cdot C_{Pv(N)} \cdot (T_{(N)} - Tv_{(N)}) \\
& mv_{(N-1)} \cdot [C_{Pmv(N-1)} \cdot (Tv_{(N-1)} - T_{(N)}) + Lv_{(N-1)} + C_{Pv(N-1)} \cdot (T_{(N-1)} - Tv_{(n-1)})] \\
& + M_A \cdot C_{PMA} \cdot (T_A - T_{(N)}) = \\
& mv_{(N)} \cdot [C_{Pmv(N)} \cdot (Tv_{(N)} - T_{(N)}) + Lv_{(N)} + C_{Pv(N)} \cdot (T_{(N)} - Tv_{(N)})] \\
& mv_{(N-1)} \cdot [C_{Pmv(N-1)} \cdot (Tv_{(N-1)} - T_{(N)}) + Lv_{(N-1)} + C_{Pv(N-1)} \cdot (T_{(N-1)} - Tv_{(N-1)})] \\
& - mv_{(N)} \cdot [C_{Pmv(N)} \cdot (Tv_{(N)} - T_{(N)}) + Lv_{(N)} + C_{Pv(N)} \cdot (T_{(N)} - Tv_{(N)})] = \\
& - M_A \cdot C_{PMA} \cdot (T_A - T_{(N)})
\end{aligned}
\tag{4.20}$$

A equação da transferência de calor para um evaporador (N) pode ser escrita como:

$$\begin{aligned}
Q_{(N)} &= mv_{(N)} \cdot C_{Pmv(N)} \cdot (Tv_{(N)} - T_{(N)}) + mv_{(N)} \cdot Lv_{(N)} + mv_{(N)} \cdot C_{Pv(N)} \cdot (T_{(N)} - Tv_{(N)}) \\
&+ m_{(N)} \cdot C_{Pm(N)} \cdot (T_{(N)} - T_{(N)})
\end{aligned}$$

$$Q_{(N)} = mv_{(N)} \cdot C_{Pmv_{(N)}} \cdot (Tv_{(N)} - T_{(N)}) + mv_{(N)} \cdot Lv_{(N)} + mv_{(N)} \cdot C_{Pv_{(N)}} \cdot (T_{(N)} - Tv_{(N)})$$

$$Q_{(N)} = mv_{(N)} \cdot [C_{Pmv_{(N)}} \cdot (Tv_{(N)} - T_{(N)}) + Lv_{(N)} + C_{Pv_{(N)}} \cdot (T_{(N)} - Tv_{(N)})]$$

$$Q_{(N)} = U_{(N)} \cdot A_{(N)} \cdot (T_A - T_{(N)}) \quad (4.21)$$

4.3.6 Balanços de Massa Para os Condensados

$$mv_1 + mv_2 + \dots + mv_{(N-1)} + mv_{(N)} = D \quad (4.22)$$

4.3.7 Balanço de Energia para o Pré-aquecedor

Aplicando o balanço de energia para o pré-aquecedor da figura 4.10 podemos obter:

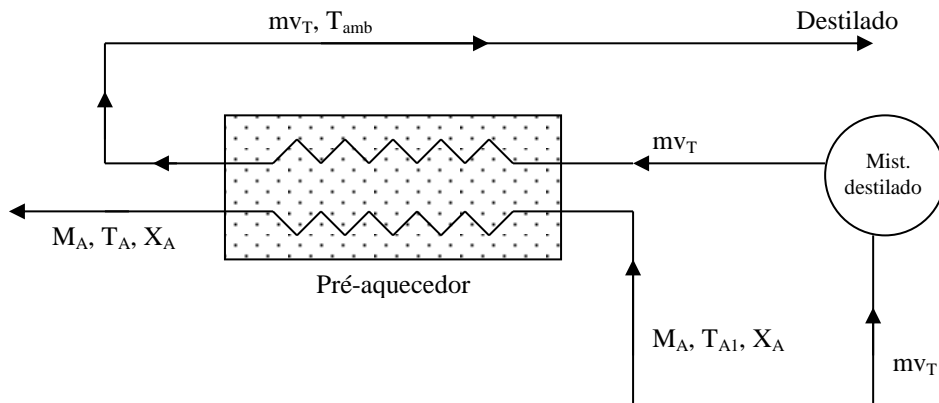


Figura 4.10 – Diagrama de Fluxo do Pré-aquecedor

$$Tmv_T = \frac{\sum_{i=2}^{NEV} mv_{(i)} \cdot C_{Pmv_{(i)}} \cdot Tv_{(i)}}{\sum_{i=2}^{NEV} mv_{(i)} \cdot C_{Pmv_{(i)}}} \quad (4.23)$$

$$Q_{PR} = mv_T \cdot C_{Pmv_{(T)}} \cdot (Tmv_{(T)} - T_{amb}) \quad (4.24)$$

Lembrando que: $mv_{(T)} = \sum_{i=2}^{NEV} mv_{(i)}$ (4.25)

$$Q_{PR} = M_A \cdot C_{PM_A} \cdot (T_A - T_{A1}) \quad (4.26)$$

$$Q_{PR} = U_{PR} \cdot A_{PR} \cdot \frac{[(Tmv_{(T)} - T_A) - (T_{amb} - T_{A1})]}{\ln \left[\frac{(Tmv_{(T)} - T_A)}{(T_{amb} - T_{A1})} \right]} \quad (4.27)$$

4.3.8 Balanço de Energia para o Condensador

Aplicando o balanço de energia para o condensador da figura 4.11 podemos obter:

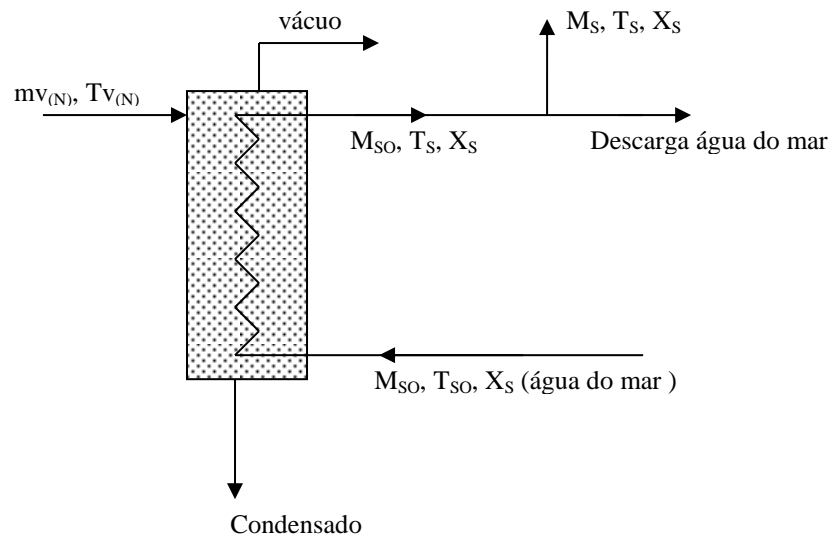


Figura 4.11 – Diagrama de Fluxo do Condensador

$$Q_C = mv_{(N)} \cdot Lv_{(N)} + mv_{(N)} \cdot C_{Pmv_{(N)}} \cdot (T_{(N)} - Tv_{(N)}) \quad (4.28)$$

$$Q_C = M_{s0} \cdot C_{PM_{s0}} \cdot (T_s - T_{s0}) \quad (4.29)$$

$$\text{Sendo } T_S = T_{v(N)} - 0,5 \quad (4.30)$$

$$Q_C = \frac{U_C \cdot A_C \cdot (T_S - T_{SO})}{\ln \left[\frac{(T_{v(N)} - T_{SO})}{(T_{v(N)} - T_S)} \right]} \quad (4.31)$$

4.3.9 Balanço de Massa e Energia para os Condensadores

Aplicando um balanço de massa e energia na figura 4.12, deduziremos uma equação para encontrar a temperatura T_C dos concentrados provenientes dos efeitos anteriores.

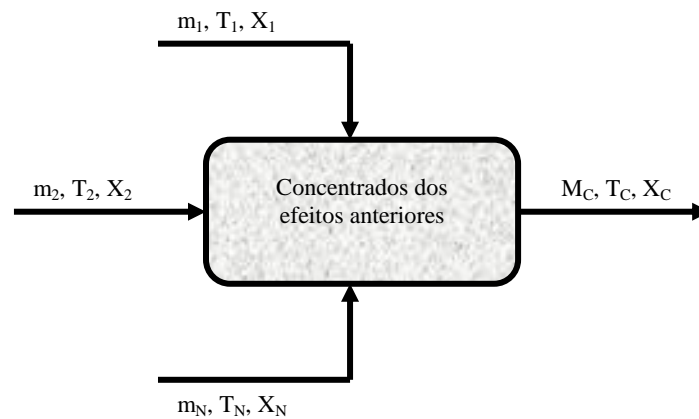


Figura 4.12 – Diagrama dos concentrados provenientes dos efeitos anteriores

➤ Balanço de Massa

$$m_1 + m_2 + \dots + m_{N-1} + m_N = M_C \quad (4.32)$$

➤ **Balço de Energia**

$$m_1 \cdot C_{Pm_1} \cdot (T_1 - T_R) + m_2 \cdot C_{Pm_2} \cdot (T_2 - T_R) + \dots + m_{N-1} \cdot C_{Pm_{N-1}} \cdot (T_{N-1} - T_R) \\ + m_N \cdot C_{Pm_N} \cdot (T_N - T_R) = M_C \cdot C_{PM_C} \cdot (T_C - T_R)$$

Sendo $T_R = T_C$, temos:

$$m_1 \cdot C_{Pm_1} \cdot (T_1 - T_C) + m_2 \cdot C_{Pm_2} \cdot (T_2 - T_C) + \dots + m_{N-1} \cdot C_{Pm_{N-1}} \cdot (T_{N-1} - T_C) \\ + m_N \cdot C_{Pm_N} \cdot (T_N - T_C) = M_C \cdot C_{PM_C} \cdot (T_C - T_C)$$

$$m_1 \cdot C_{Pm_1} \cdot (T_1 - T_C) + m_2 \cdot C_{Pm_2} \cdot (T_2 - T_C) + \dots + m_{N-1} \cdot C_{Pm_{N-1}} \cdot (T_{N-1} - T_C) \\ + m_N \cdot C_{Pm_N} \cdot (T_N - T_C) = 0$$

$$T_C = \frac{\sum_{i=1}^N m_i \cdot C_{Pm_i} \cdot T_i}{\sum_{i=1}^N m_i \cdot C_{Pm_i}} \quad (4.33)$$

4.4 Propriedades Físicas

Estas propriedades, representam uma parte complementar essencial as análises feitas neste estudo. Tais propriedades utilizadas nestas análises são o calor específico, C_P , calor latente de vaporização, L_V , e a elevação do ponto de ebulição EPE.

4.4.1 Calor Específico

As correlações usadas para o cálculo do calor específico foram obtidas de FIORINI et al (2001):

$$C_P = (A + B.T + C.T^2 + D.T^3) \cdot 10^3 \quad (4.34)$$

Onde

$$A = 4206,8 - 6,6197.X + 1,2288 \times 10^{-2}.X^2 \quad (4.35)$$

$$B = - 1,1262 + 5,4178 \times 10^{-2} X - 2,2719 \times 10^{-4} X^2 \quad (4.36)$$

$$C = 1,026 \times 10^{-2} - 5,3566 \times 10^{-4} X + 1,8906 \times 10^{-6} X^2 \quad (4.37)$$

$$D = 6,87774 \times 10^{-7} + 1,517 \times 10^{-6} X - 4,42 \times 10^{-9} X^2 \quad (4.38)$$

Sendo C_P , T e X expresso por [KJ/Kg.°C], [°C] e [g de sal/Kg de solução] respectivamente.

4.4.2 Calor Latente de Vaporização

As correlações usadas para o cálculo do calor latente de vaporização foram obtidas de El-Dessouky (2000):

$$L_V = 2589,583 + 0,9156.T - 4,8343 \times 10^{-2}. T^2 \quad (4.39)$$

Sendo L_v e T expresso por [KJ/Kg] e [°C] respectivamente.

4.4.3 Elevação do Ponto de ebulição (EPE)

As correlações usadas para o cálculo da elevação do ponto de ebulição (EPE) foram obtidas de El-Nashar (1995):

$$\text{EPE} = - 0,05 + 8,77.X.(0,9576 + 0,8189 \times 10^{-2}.T + 0,1647 \times 10^{-4}.T^2) \quad (4.40)$$

Sendo EPE, T e X expresso por [°C], [°C] e [mg de sal/ Kg de solução(ppm)] respectivamente.

4.4.4 Coeficiente Global de Transmissão de Calor para os Evaporadores (Perry e Chilton, 1973).

$$U_{EV} = (40,50.T_v - 794,77).4,1868$$

Onde a temperatura do vapor saturado T_v e o coeficiente de transmissão de calor U_{EV} são dados por (°C) e (KJ/h.m².°C) respectivamente.

4.4.5 Coeficiente Global de Transmissão de Calor para o Aquecedor (El-Nashar, 2000)

$$U_{aq} = 6787 \text{ KJ/h.m}^2.\text{°C}$$

4.4.6 Coeficiente Global de Transmissão de Calor para o Pré-aquecedor (Perry e Chilton, 1973)

$$U_{PR} = 5142 \text{ KJ/h.m}^2.\text{°C}$$

4.4.7 Coeficiente Global de Transmissão de Calor para o Condensador (El-Nashar, 2000)

$$U_C = 6733 \text{ KJ/h.m}^2.\text{°C}$$

4.4.8 Método Computacional

Os códigos computacionais foram desenvolvidos utilizando a linguagem de programação FORTRAN 90 e usando o Power Station 4.0 sendo executado em ambiente Windows.

CAPÍTULO 5

METODOLOGIA

Após pesquisar e analisar alguns artigos da literatura que descrevem os vários processos de dessalinização, norteamos nossa pesquisa para os processos térmicos, mais especificamente para os processos de dessalinização que operam com efeitos múltiplos. Dentre estes processos térmicos, optamos por aprofundarmos nosso estudo pelo sistema de dessalinização por múltiplo efeito (DME) com alimentação paralela por apresentar algumas vantagens em termos econômicos em relação aos processos de dessalinização por múltiplos efeitos convencionais, como também em relação ao processo de dessalinização flash de múltiplos efeitos descrito no capítulo anterior. Estas vantagens econômicas advêm de mudanças feitas no arranjo da planta como, por exemplo, o direcionamento dos destilados dos efeitos anteriores para um pré-aquecedor, para que ocorra transferência de calor com a água marinha de alimentação que segue para os efeitos da planta. Outra mudança que reduz consideravelmente os gastos com os insumos é a recirculação de parte dos concentrados dos efeitos já previamente tratados sendo direcionados para um misturador onde ocorrerá uma troca de calor com parte da água marinha de alimentação do sistema, reduzindo assim a quantidade de energia térmica no processo de aquecimento da água de alimentação desta unidade de dessalinização.

A metodologia aplicada para as análises térmicas desta unidade de dessalinização por múltiplo efeito (DME) com alimentação paralela que foi desenvolvida ao longo deste estudo, necessitou a princípio que fossem fornecidos dados iniciais para algumas variáveis do sistema, como por exemplo:

- Número de evaporadores do sistema (NEV);
- Produção de destilado por dia (D);
- Concentração de sal na alimentação (entrada) X_A e saída do sistema X_C ;
- Concentração de sal da água marinha de alimentação do sistema (X_S);
- Temperatura do primeiro evaporador (aquecedor) $T_{V(1)}$;
- Temperatura de saída do último evaporador $T_{V(NEV)}$;
- Temperatura da água marinha (T_{S0});
- Temperatura ambiente (T_{am});
- Temperatura de alimentação (T_A);
- Calor específico do vapor (C_{Pv});
- Temperatura da água quente na entrada (T_{aq1}) e saída (T_{aq2}) do primeiro evaporador.
- Coeficientes globais de transmissão de calor para os evaporadores ($U_{(i)}$);
- Coeficiente global de transmissão de calor para o pré-aquecedor (U_{PR});
- Coeficiente global de transmissão de calor para o condensador (U_C);
- Coeficiente global de transmissão de calor para o primeiro evaporador (U_{aq}).

Fornecidos os dados iniciais, utilizamos as equações (4.1), (4.2), (4.3), (4.6) e (4.7) surgidas do balanço global de massa e energia na unidade de dessalinização em estudo para calcularmos o valor de M_A , M_C , M_{C2} , M_{C1} e M_S .

As concentrações de sal nas soluções que saem dos evaporadores foram estimadas, no início, como a média das concentrações de entrada (X_A) e saída do sistema (X_C).

As temperaturas do vapor saturado nos evaporadores foram estimadas considerando que as diferenças entre temperaturas de evaporadores vizinhos seriam iguais à diferença entre a temperatura do primeiro e a temperatura do último evaporador, dividida por número total de

evaporadores menos um, isso porque o primeiro evaporador é aquecido por água quente dos coletores solares e tem características diferentes dos demais evaporadores.

$$\text{DELTA}(i)=[T_{v(i)} - T_{v(\text{NEV})}]/(\text{NEV} - 1)$$

Então as temperaturas nos evaporadores podem ser estimadas:

$$T_{v(i)}= T_{v(i-1)} - \text{DELTA}(i) \text{ com } I=2, \dots, \text{NEV} - 1$$

Como existe sólido dissolvido nas soluções, vai haver uma elevação no ponto de ebulição das soluções, a temperatura da solução é calculada:

$$T_{(i)}= T_{v(i)} + \text{EPE}.(T_{v(i)}, X_{(i)})$$

$\text{EPE}(T_{v(i)}, X_{(i)})$ – função que calcula a elevação do ponto de ebulição que depende de $T_{v(i)}$ e da concentração de sal ($X_{(i)}$).

Através do balanço global de massa e energia na planta e dos balanços separadamente de cada componente da unidade obtivemos várias equações que após serem manipuladas originaram um sistema de equações lineares que foram utilizadas para calcular os coeficientes. As variáveis dessas equações são o fluxo da água de aquecimento e os fluxos de vapor de cada evaporador.

Para o primeiro evaporador utilizamos a equação (4.12), para obter os coeficientes:

$$A(1,1) = C_P((T_{aq1}+T_{aq2})/2.D0, 0.D0).(T_{aq1} - T_{aq2})$$

$$A(1,2) = - (C_P((TV(1) + T(1))/ 2.D0, X(1)).(TV(1) - T(1)) + L(TV(1)) + C_{PV}.(T(1) - TV(1)))$$

$$B(1) = - M_{A1}.C_P(T_A, X_A).(T_A - T1))$$

Do segundo até o último evaporador, utilizamos a equação (4.16), para obter os coeficientes:

$$A(I,I)=C_P(TV(I - 1), X(I - 1)).(TV(I - 1) - T(I)) + L(TV(I - 1)) + C_{PV}.(T(I - 1) - TV(I - 1))$$

$$A(I, I+1)= - (C_P(TV(I), X(I)).(TV(I) - T(I)) + L(TV(I)) + C_{PV}.(T(I) - TV(I)))$$

$$B(I)= - M_{A1}.C_P(T_A, X_A).(T_A - T(I))$$

Para o balanço dos destilados $i = 2, \dots, \text{NEV}$ os coeficientes da equação (4.22) são:

$$A(\text{NEV} + 1, 1) = 0.D0$$

$$A(\text{NEV} + 1, I) = 1.D0$$

$$I = 2, \dots, \text{NEV} + 1$$

$$B(\text{NEV} + 1) = D$$

Determinado os coeficientes das equações lineares, chamamos através da biblioteca do IMSL do Fortran 90 a subrotina (CALL DLSLRG(NEV+1, A, NEV+1, B, 1, XM)) para resolver o sistema de equações lineares, determinando assim os valores das massas de vapor nos evaporadores e do fluxo de água quente no primeiro evaporador.

Determinados os coeficientes, utiliza-se as equações $M_{\text{AQUEC}} = \text{XM}(1)$, $\text{MV}(I - 1) = \text{XM}(I)$, $M(I) = M_{\text{A1}} - \text{MV}(I)$ e $X(I) = M_{\text{A1}} \cdot X_{\text{A}} / M(I)$ com $i = 2, \dots, \text{NEV}$ para calcular M_{AQUEC} , MV_I , M_i e as concentrações de sal respectivamente.

As áreas (A_i) dos trocadores de calor dos evaporadores foram calculadas da seguinte maneira.

Para a área do primeiro evaporador (aquecedor) utilizamos a equação (4.13).

$$Q_{\text{AQUEC}} = M_{\text{AQUEC}} \cdot C_p \cdot ((T_{\text{AQ1}} + T_{\text{AQ2}}) / 2.D0, 0.D0) \cdot (T_{\text{AQ1}} - T_{\text{AQ2}})$$

$$\text{AREA}_{\text{AQUEC}} = Q_{\text{AQUEC}} / (U_{\text{PR}} \cdot (T_{\text{AQ1}} - T_{\text{AQ2}})) \cdot \text{DLOG}((T_{\text{AQ1}} - T(1)) / (T_{\text{AQ2}} - T(1)))$$

Para as áreas do segundo evaporador até o penúltimo foi utilizada a equação (4.17).

$$Q(I) = \text{MV}(I-1) \cdot L(\text{TV}(I-1)) + \text{MV}(I-1) \cdot C_{\text{PV}} \cdot (T(I-1) - \text{TV}(I-1))$$

$$A_{\text{EV}}(I) = Q(I) / (U_{\text{EV}}(\text{TV}(I)) \cdot (\text{TV}(I-1) - T(I)))$$

Para o último evaporador escrevemos a equação (4.21).

$$Q(\text{NEV}) = \text{MV}(\text{NEV}-1) \cdot L(\text{TV}(\text{NEV}-1)) + \text{MV}(\text{NEV}-1) \cdot C_{\text{PV}} \cdot (T(\text{NEV}-1) - \text{TV}(\text{NEV}-1))$$

$$A_{\text{EV}}(\text{NEV}) = Q(\text{NEV}) / (U_{\text{EV}}(\text{TV}(\text{NEV})) \cdot (\text{TV}(\text{NEV}-1) - T(\text{NEV})))$$

Para o cálculo da média das áreas dos evaporadores foram utilizadas as seguintes equações:

$$\text{SOMA_A}_{EV_DELT} = \sum \text{A}_{EV}(I) \cdot \text{DELT}(I)$$

$$\text{SOMA_EPE} = \sum \text{EPE}(\text{TV}(I), \text{X}(I)) \text{ com } i = 1, \dots, \text{NEV}$$

$$\text{AEVM} = \text{SOMA_A}_{EV_DELT} / (\text{TV}(1) - \text{TV}(\text{NEV}) - \text{SOMA_EPE})$$

Calculado a média das áreas dos evaporadores, o próximo passo é determinarmos o erro destas áreas através da equação $\text{ERRO_AI} = \sum (\text{AEVM} - \text{A}_{EV})^2$ e em seguida proceder com a correção das temperaturas ($\text{TV}(I)$, $\text{T}(I)$ e $\text{T}(\text{NEV})$) através das seguintes equações $\text{DELT}(I) = \text{DELT}(I) \cdot \text{A}_{EV}(I) / \text{AEVM}$, $\text{TV}(I) = \text{TV}(I-1) - \text{DELT}(I)$, $\text{T}(I) = \text{TV}(I) + \text{EPE}(\text{TV}(I), \text{X}(I))$ e $\text{T}(\text{NEV}) = \text{TV}(\text{NEV}) + \text{EPE}(\text{TV}(\text{NEV}), \text{X}(\text{NEV}))$ com $i = 1, \dots, \text{NEV}$.

Feito a correção, procuramos calcular a temperatura da mistura dos concentrados (T_C) utilizando as equações $\text{MI_C}_P\text{-TI} = \sum \text{M}(I) \cdot \text{C}_P(\text{T}(I), \text{X}(I)) \cdot \text{T}(I)$, $\text{MI_C}_P = \sum \text{M}(I) \cdot \text{C}_P(\text{T}(I), \text{X}(I))$, $\text{TC} = \text{MI_C}_P\text{-TI} / \text{MI_C}_P$: a temperatura da água de refrigeração (T_S) na saída do condensador foi calculada por $\text{T}_S = \text{TV}(\text{NEV}) - 0.5\text{D0}$ e a temperatura (T_{A1}) da mistura de M_{C2} e M_S , utiliza a equação (4.8) $\text{T}_{A1} = (\text{M}_{C2} \cdot \text{C}_P(\text{T}_C, \text{X}_C) \cdot \text{T}_C + \text{M}_S \cdot \text{C}_P(\text{T}_S, \text{X}_S) \cdot \text{T}_S) / (\text{M}_{C2} \cdot \text{C}_P(\text{T}_C, \text{X}_C) + \text{M}_S \cdot \text{C}_P(\text{T}_S, \text{X}_S))$.

Seguindo com a resolução do problema procuramos calcular através das equações $\text{MVT} = \sum \text{MV}(I)$, $\text{MV_C}_P\text{-TV} = \sum \text{MV}(I) \cdot \text{C}_P(\text{TV}(I), 0.\text{D0}) \cdot \text{TV}(I)$ e $\text{MV_C}_P = \sum \text{MV}(I) \cdot \text{C}_P(\text{TV}(I), 0.\text{D0})$ com $i = 1, \dots, \text{NEV}$. O valor da mistura dos destilados provenientes dos evaporadores, como também a temperatura dessa mistura através da equação $\text{TMVT} = \text{MV_C}_P\text{-TV} / \text{MV_C}_P$.

Encontra-se o calor transferido no pré-aquecedor utilizando a equação (4.24) escrita da seguinte forma: $\text{Q}_{PR} = \text{MVT} \cdot \text{C}_P(\text{TMVT}, 0.\text{D0}) \cdot (\text{TMVT} - \text{T}_{amb})$. Em seguida, chama-se uma subrotina (CALL DZREAL(FA, ERRABS, ERRREL, EPS, ETA, NROOT, ITMAX, XG, TAX, INFO)) para calcular a temperatura (TA) da água marinha de alimentação dos

evaporadores através da função $F_A = M_A \cdot C_P(T_A, X_A) \cdot (T_A - T_{A1}) - Q_{PR}$. A razão da utilização dessa subrotina é devido ao cálculo de $C_P(T_A, X_A)$ que depende de T_A .

O erro ($T_{Ai} - T_{Ai+1}$) foi calculado, sendo T_{Ai} calculado na iteração anterior e T_{Ai+1} na atual.

Através da equação (4.28), (4.29) e (4.31) escritas a seguir $Q_C = MV(NEV) \cdot L(TV(NEV)) + MV(NEV) \cdot C_P(T(NEV) - TV(NEV))$, $M_{S0} = Q_C / (C_P(T_{S0}, X_S) \cdot (T_S - T_{S0}))$ e $A_C = Q_{PR} \cdot DLOG((TV(NEV) - T_{S0}) / (TV(NEV) - T_S)) / (U_{PR} \cdot 2 \cdot D0 \cdot (T_S - T_{S0}))$ calcula-se a transferência de calor, a quantidade de água marinha de alimentação do sistema (M_{S0}) e a área de transferência do condensador respectivamente.

Por último, utilizando a equação (4.27) $A_{PR} = Q_{PR} \cdot DLOG((TMVT - T_A) / (T_{A1} - T_{amb})) / (U_{PR} \cdot ((TMVT - T_A) - (T_{A1} - T_{amb})))$ encontramos o valor da área de transferência do pré-aquecedor.

Por fim, usando um processo iterativo, onde o mesmo irá verificar se o erro das áreas e de T_A são pequenos. Caso contrário, o programa continuará a fazer iterações até chegar a valores menores do que 0,01; prosseguindo depois com a impressão dos resultados encontrados conforme mostra o diagrama a seguir.

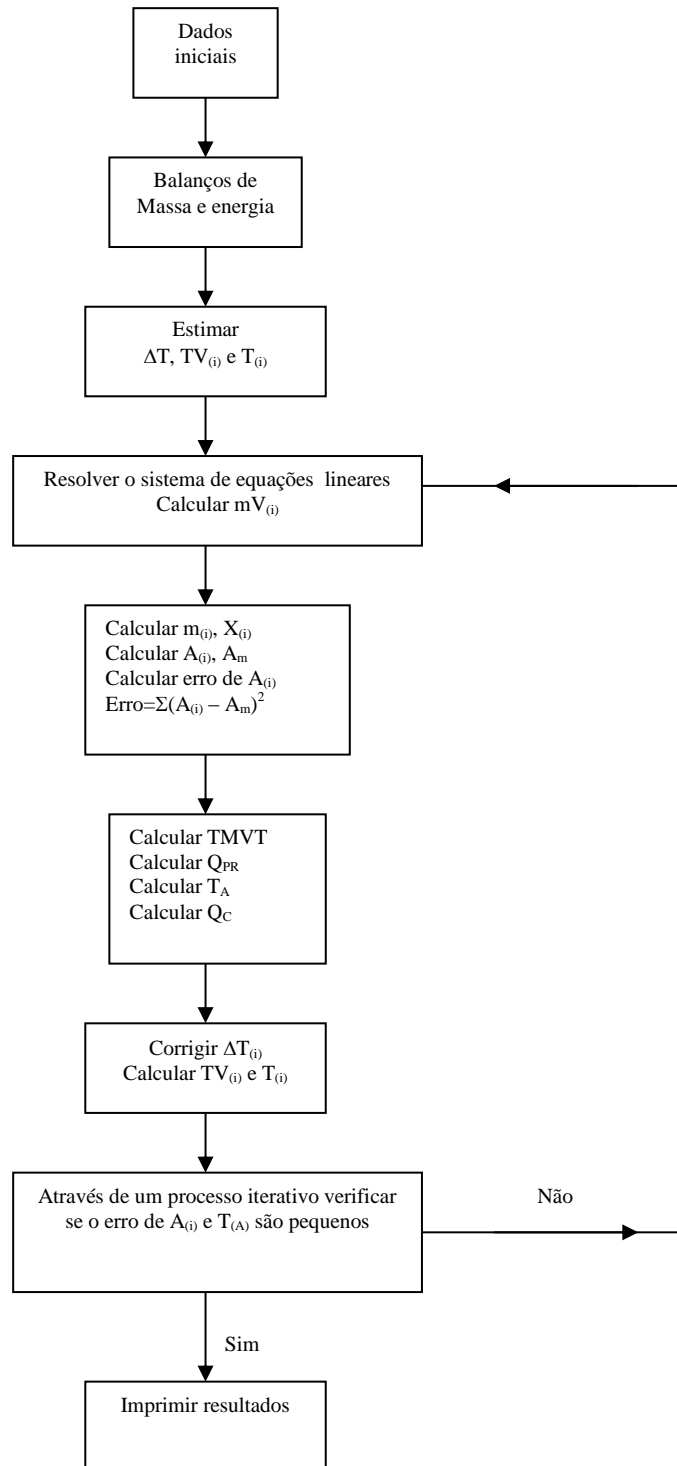


Figura 5.1 – Diagrama dos Procedimentos de Cálculos do Programa Fortran 90

CAPÍTULO 6

ANÁLISE DOS RESULTADOS

6.1 – Análise dos Resultados

Utilizando um código computacional em Fortran 90, fizemos uma série de simulações onde os valores das concentrações de sal na entrada $X_A=0,049$, $X_C=0,058$ na saída, $X_S=0,035$ concentração da água marinha são fixados, variando apenas a produção de destilado por dia para observar o comportamento das áreas do evaporador, condensador, pré-aquecedor e consumo de energia por quilo de destilado conforme mostra as tabelas 6.1, 6.2 e 6.3.

Tabela 6.1 – Simulação com 2 a 20 efeitos para uma produção de 100000 kg/dia de destilado

Efeitos	A_{AQUEC} (m^2)	A_{EV} (m^2)	A_{C} (m^2)	A_{PR} (m^2)	CEE (kJ/kg de destilado)	Consumo de energia (kJ/h)
02	112,37	61,51	505,26	9,89	1420,43	5918463,06
03	79,55	55,96	337,38	9,33	1002,97	4179045,01
04	62,45	55,33	252,87	9,15	786,36	3276502,62
05	52,12	56,01	202,49	9,05	655,45	2731043,85
06	45,23	57,15	169,12	8,99	567,97	2366543,56
07	40,30	58,48	145,41	8,93	505,38	2105751,68
08	36,60	59,91	127,70	8,89	458,37	1909876,52
09	33,71	61,42	113,98	8,85	421,68	1757001,40
10	31,40	62,98	103,04	8,81	392,23	1634292,97
11	29,51	64,59	94,11	8,78	368,08	1533667,89
12	27,93	66,26	86,70	8,74	347,84	1449334,49
13	26,59	67,98	80,45	8,72	330,67	1377792,76
14	25,44	69,78	75,11	8,69	315,88	1316167,72
15	24,44	71,65	70,50	8,66	303,01	1262542,677
16	23,56	73,59	66,47	8,63	291,69	1215375,97
17	22,79	75,62	62,94	8,61	281,66	1173584,27
18	22,10	77,75	59,80	8,59	272,69	1136209,24
19	21,48	79,97	57,01	8,57	264,65	1102709,21
20	20,92	82,31	54,51	8,55	257,37	1072375,85

Tabela 6.2 – Simulação com 2 a 20 efeitos para uma produção de 150000 kg/dia de destilado

Efeitos	A _{AAQUEC} (m ²)	A _{EV} (m ²)	A _C (m ²)	A _{PR} (m ²)	CEE (kJ/kg de destilado)	Consumo de energia (kJ/h)
02	168,55	92,26	757,89	14,84	1420,43	8877687,50
03	119,32	83,95	506,07	13,99	1002,96	6268500,00
04	93,68	82,99	379,30	13,72	786,36	4914750,00
05	78,19	84,01	303,74	13,58	655,44	4096500,00
06	67,84	85,72	253,69	13,48	567,97	3549812,50
07	60,45	87,72	218,12	13,41	505,40	3158750,00
08	54,90	89,87	191,55	13,34	458,37	2864812,50
09	50,57	92,13	170,97	13,28	421,68	2635500,00
10	47,11	94,46	154,56	13,22	392,25	2451562,50
11	44,27	96,89	141,17	13,17	368,07	2300437,50
12	41,90	99,39	130,05	13,12	347,85	2174062,50
13	39,88	101,99	120,68	13,07	330,66	2066625,00
14	38,16	104,68	112,67	13,03	315,87	1974187,50
15	36,66	107,48	105,75	12,99	303,00	1893750,00
16	35,34	110,39	99,71	12,95	291,68	1823000,00
17	34,18	113,44	94,41	12,92	281,65	1760312,50
18	33,15	116,62	89,71	12,88	272,70	1704375,00
19	32,22	119,96	85,52	12,85	264,64	1654000,00
20	31,39	123,46	81,77	12,82	257,37	1608562,50

Tabela 6.3 – Simulação com 2 a 20 efeitos para uma produção de 200000 kg/dia de destilado

Efeitos	A _{AAQUEC} (m ²)	A _{EV} (m ²)	A _C (m ²)	A _{PR} (m ²)	CEE (kJ/kg de destilado)	Consumo de energia (kJ/h)
02	224,74	123,02	1010,52	19,79	1420,43	11836911,93
03	159,09	111,93	674,76	18,66	1002,96	8357996,65
04	124,91	110,66	505,74	18,30	786,36	6552997,37
05	104,25	112,02	404,99	18,11	655,44	5461997,81
06	90,46	114,30	338,25	17,98	567,97	4733081,44
07	80,60	116,96	290,83	17,88	505,40	4211664,98
08	73,20	119,83	255,41	17,78	458,36	3819665,13
09	67,43	122,84	227,96	17,70	421,68	3513998,59
10	62,81	125,95	206,08	17,63	392,25	3268748,69
11	59,02	129,18	188,23	17,56	368,07	3067248,77
12	55,86	132,52	173,41	17,50	347,85	2898748,84
13	53,18	135,98	160,91	17,43	330,66	2755498,89
14	50,88	139,57	150,22	17,38	315,87	2632248,94
15	48,88	143,31	141,00	17,32	303,00	2524998,99
16	47,13	147,19	132,95	17,27	291,69	2430749,02
17	45,58	151,25	125,88	17,22	281,65	2347082,39
18	44,20	155,49	119,62	17,18	272,70	2272499,09
19	42,96	159,95	114,03	17,14	264,65	2205415,78
20	41,85	164,62	109,03	17,09	257,37	2144749,14

Analisando os resultados das simulações expostos nas tabelas anteriores, notamos uma relação direta de proporcionalidade entre as áreas do aquecedor, condensador e pré-aquecedor a medida que aumentamos a produção de destilado por dia, podemos também verificar que as áreas de troca de calor diminuem com o aumento do número de evaporadores conforme mostra os gráficos 6.1, 6.2 e 6.3.

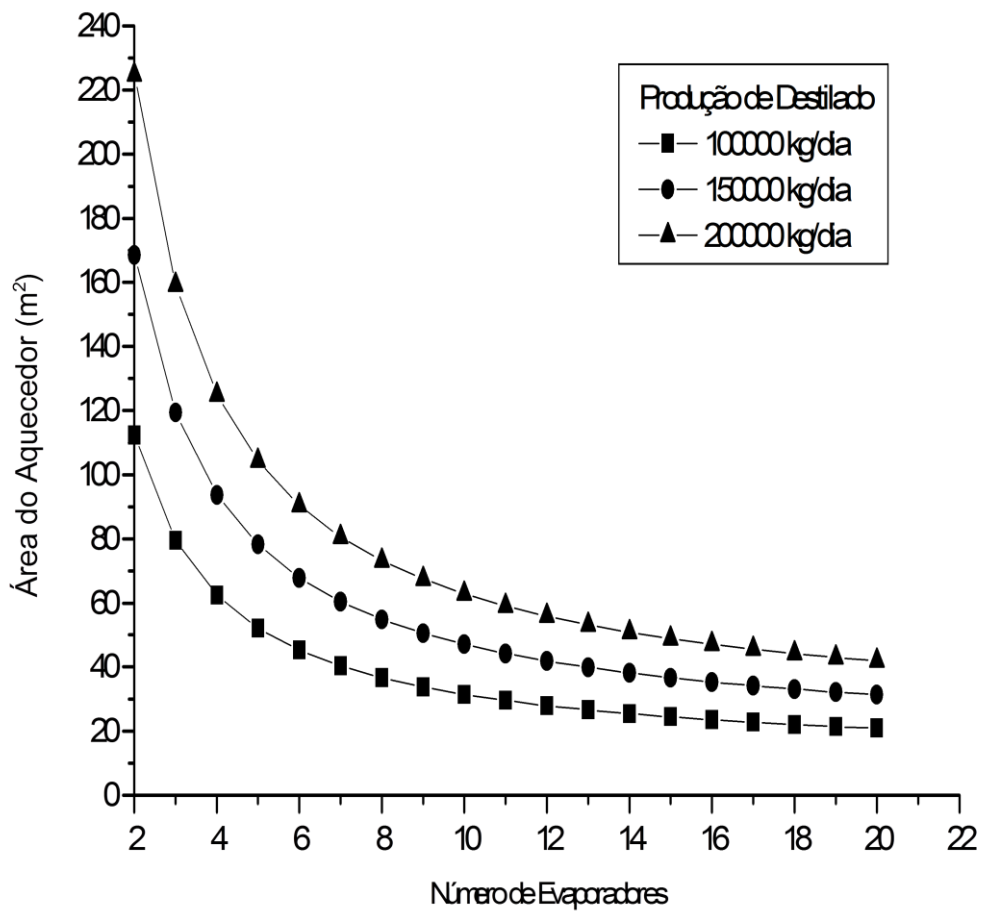


Figura 6.1 – Comportamento das áreas do aquecedor em função do número

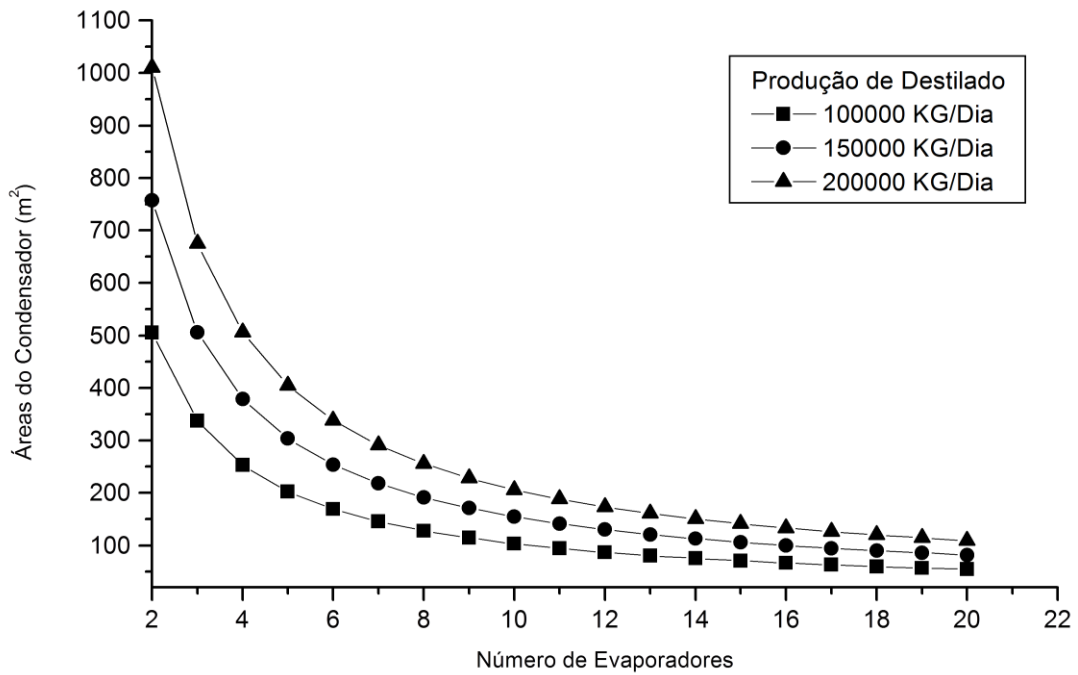


Figura 6.2 – Comportamento das áreas do condensador em função do número de evaporadores e da produção de destilado.

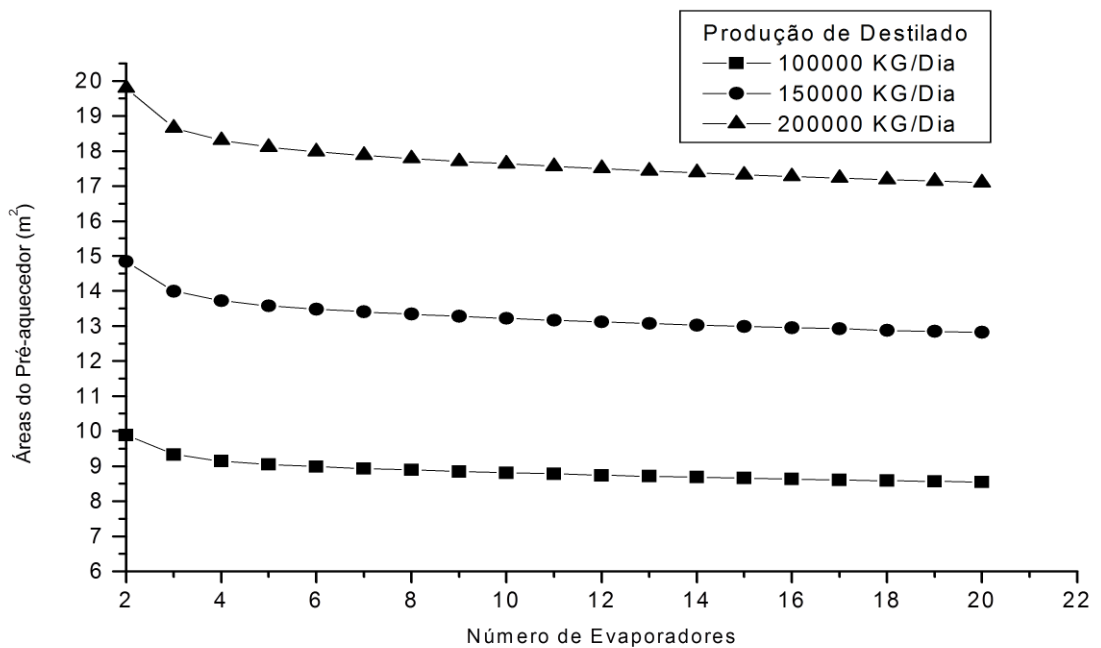


Figura 6.3 – Comportamento das áreas do pré-aquecedor em função do número de evaporadores e da produção de destilado.

A área dos evaporadores atinge um mínimo para 4 evaporadores conforme mostra a figura 6.4 para qualquer produção de destilado. Podemos notar na figura 6.5 que o consumo específico de energia depende apenas do número de evaporadores do sistema.

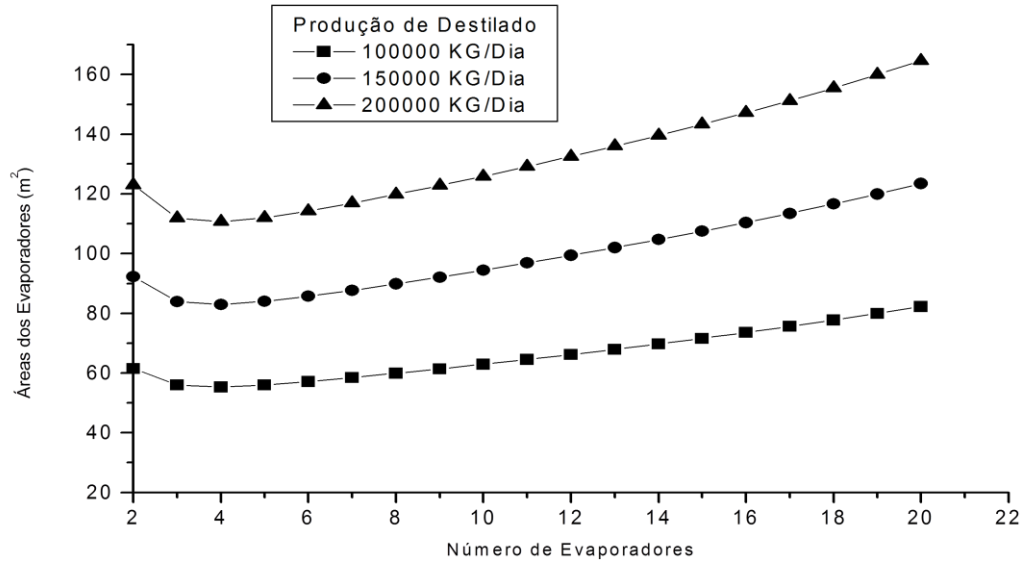


Figura 6.4 – Comportamento das áreas dos evaporadores em função do número de evaporadores e da produção de destilado.

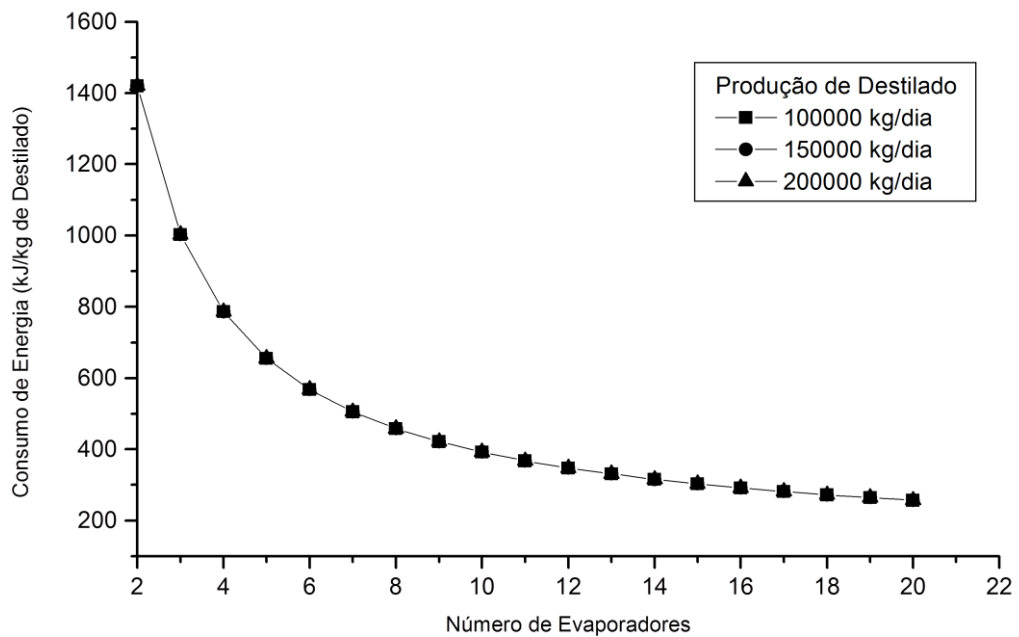


Figura 6.5 – Consumo de energia por quilo de destilado em função do número de evaporadores e da produção de destilado.

Desta análise devemos levar em consideração que, mesmo que a quantidade de energia por quilo de destilado seja constante quando aumentamos a produção de destilado por dia, o consumo final de energia tende a aumentar à medida que aumentamos a produção de destilado conforme mostra a figura 6.6. Sendo assim, ocorrerá um aumento na área dos coletores solar para aquecer a água que circula no aquecedor.

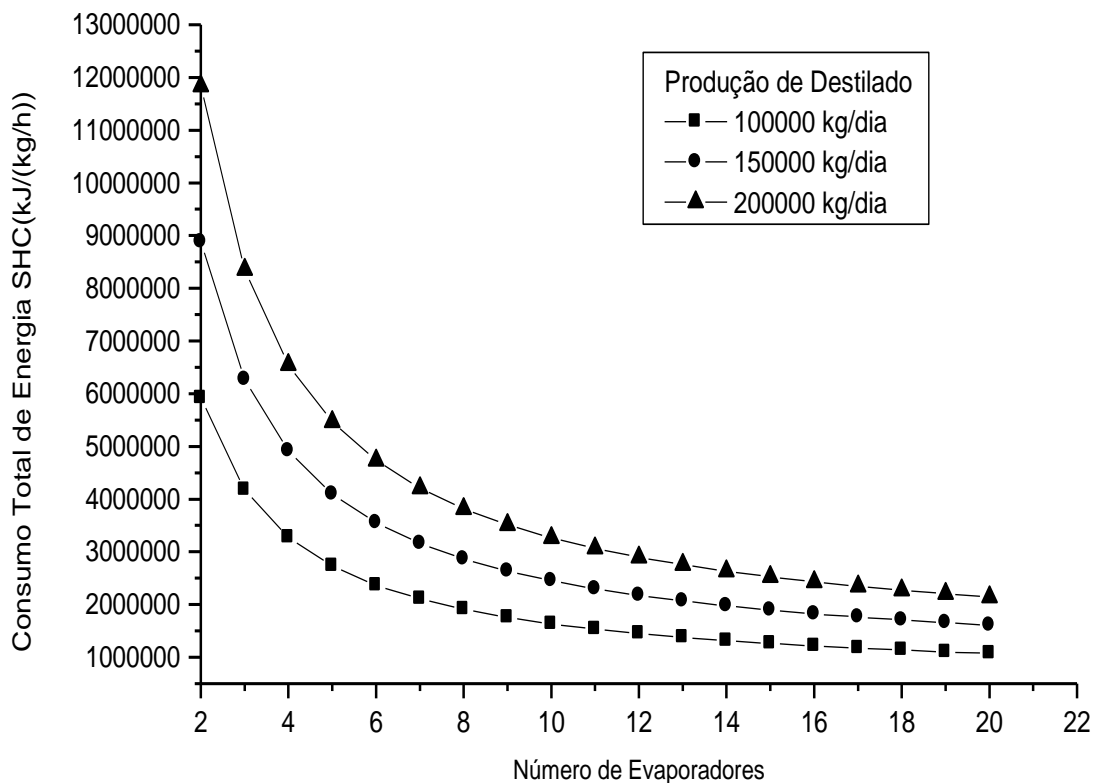


Figura 6.6 – Consumo Total de Energia em Função do Número de Evaporadores

A tabela 6.4 mostra para uma produção de 100000 kg/dia a variação do fluxo da água de alimentação em cada efeito (M_{A1}), a variação da água do mar de alimentação do sistema (M_{S0}), a variação do fluxo de massa aquecida (M_{Aquec}), as variações da temperatura do fluxo da água marinha de alimentação dos efeitos (T_A) e a temperatura do fluxo da água de alimentação dos efeitos na entrada do pré-aquecedor, isso para valores fixos de $M_C=20416,7$

kg/h, $M_{C1}=6076,39$ kg/h, $M_{C2}=14340,3$ kg/h, $M_A=24583,3$ kg/h, $M_S=10243,1$ kg/h e $T_S=31,50$ °C.

Tabela 6.4 – Comportamento de M_{A1} , M_{S0} , M_{Aquec} , T_A e T_{A1} para uma produção de 100000 kg/dia em função do número de evaporadores.

Efeitos	$M_{A1}(kg/h)$	$M_{S0}(kg/h)$	$M_{Aquec}(kg/h)$	$T_A(^{\circ}C)$	$T_{A1}(^{\circ}C)$
02	12291,7	406220,00	116456,00	46,43	43,03
03	8194,44	270917,00	82001,4	48,66	44,61
04	6145,83	202855,00	64156,4	48,99	44,80
05	4916,67	162276,00	53372,7	48,94	44,72
06	4097,22	135386,00	46166,3	48,82	44,59
07	3511,90	116278,00	41010,8	48,67	44,45
08	3072,29	102006,00	37138,8	48,53	44,31
09	2731,48	909451,00	34117,4	48,40	44,19
10	2458,33	821279,00	31693,4	48,27	44,06
11	2234,85	749354,00	29705,0	48,15	43,95
12	2048,61	689644,00	28039,9	48,03	43,84
13	1891,03	639258,00	26627,2	47,92	43,73
14	1755,95	596237,00	25410,5	47,81	43,63
15	1638,89	559078,00	24351,6	47,71	43,53
16	1536,46	526680,00	23421,2	47,61	43,43
17	1446,08	498201,00	22595,6	47,51	43,34
18	1365,74	472983,00	21860,2	47,42	43,25
19	1293,86	450493,00	21197,8	47,34	43,17
20	1229,17	430348,00	20600,2	47,25	43,08

A tabela 6.5 mostra para uma produção de 150000 kg/dia a variação do fluxo da água de alimentação em cada efeito(M_{A1}), a variação da água do mar de alimentação do sistema(M_{S0}), a variação do fluxo de massa aquecida (M_{Aquec}), as variações da temperatura do fluxo da água marinha de alimentação dos efeitos(T_A) e a temperatura do fluxo da água de alimentação dos efeitos na entrada do pré-aquecedor, isso para valores fixos de $M_C=30625,0$ kg/h, $M_{C1}=9114,58$ kg/h, $M_{C2}=21510,4$ kg/h, $M_A=36875,0$ kg/h , $M_S=15364,6$ kg/h e $T_S=31,50$ °C.

Tabela 6.5 – Comportamento de M_{A1} , M_{SO} , M_{Aquec} , T_A e T_{A1} para uma produção de 150000 kg/dia em função do número de evaporadores

Efeitos	M_{A1} (kg/h)	M_{SO} (kg/h)	M_{Aquec} (kg/h)	T_A (°C)	T_{A1} (°C)
02	18437,5	609330,00	174683,00	46,43	43,03
03	12291,7	406381,00	123000,00	48,66	44,61
04	9218,75	304283,00	96234,6	48,99	44,80
05	7375,00	243410,00	80057,6	48,94	44,72
06	6145,83	203080,00	69249,4	48,82	44,59
07	5267,86	174418,00	61518,2	48,67	44,45
08	4609,38	153008,00	55708,2	48,53	44,31
09	4097,22	136418,00	51176,1	48,40	44,19
10	3687,50	123191,00	47541,6	48,27	44,06
11	3352,27	112404,00	44556,4	48,14	43,95
12	3072,92	103445,00	42060,9	48,03	43,84
13	2836,54	958905,00	39939,7	47,92	43,75
14	2633,93	894355,00	38115,7	47,81	43,63
15	2458,33	838617,00	36527,4	47,71	43,53
16	2304,69	790024,00	35130,7	47,61	43,44
17	2169,12	747302,00	33894,6	47,52	43,34
18	2048,61	709463,00	32789,3	47,42	43,25
19	1940,79	675762,00	31797,4	47,34	43,17
20	1843,75	645527,00	30900,3	47,25	43,08

Tabela 6.6 – Comportamento de M_{A1} , M_{SO} , M_{Aquec} , T_A e T_{A1} para uma produção de 200000 kg/dia em função do número de evaporadores.

Efeitos	M_{A1} (kg/h)	M_{SO} (kg/h)	M_{Aquec} (kg/h)	T_A (°C)	T_{A1} (°C)
02	24583,3	812439,00	232911,00	46,43	43,03
03	16388,9	541841,00	164000,00	48,66	44,61
04	12291,7	405710,00	128313,00	48,99	44,80
05	9833,3	324547,00	106743,00	48,94	44,72
06	8194,4	270773,00	92332,5	48,82	44,59
07	7023,8	232557,00	82024,3	48,67	44,45
08	6145,8	204011,00	74277,7	48,53	44,31
09	5462,9	181890,00	68234,8	48,40	44,19
10	4916,6	164254,00	63388,8	48,27	44,06
11	4469,7	149873,00	59408,5	48,14	43,95
12	4097,2	137927,00	56081,2	48,03	43,84
13	3782,0	127854,00	53252,9	47,92	43,73
14	3511,9	119248,00	50819,8	47,81	43,63
15	3277,7	111816,00	48702,1	47,71	43,53
16	3072,9	105337,00	46840,9	47,61	43,44
17	2892,1	996398,00	45191,7	47,51	43,34
18	2731,4	945964,00	43720,0	47,42	43,25
19	2587,7	900992,00	42396,1	47,34	43,17
20	2458,3	860706,00	41200,2	47,25	43,08

Por último a tabela 6.6 mostra para uma produção de 200000 kg/dia a variação do fluxo da água de alimentação em cada efeito (M_{A1}), a variação da água do mar de alimentação do sistema (M_{S0}), a variação do fluxo de massa aquecida (M_{Aquec}), as variações da temperatura do fluxo da água marinha de alimentação dos efeitos (T_A) e a temperatura do fluxo da água de alimentação dos efeitos na entrada do pré-aquecedor, isso para valores fixos de $M_C=30625,0$ Kg/h, $M_{C1}=9114,58$ kg/h, $M_{C2}=21510,4$ kg/h, $M_A=36875,0$ kg/h, $M_S=20486,1$ kg/h e $T_S=31,50$ °C.

Os gráficos 6.7, 6.8 e 6.9 mostra o comportamento do fluxo da água marinha de alimentação para cada efeito, o fluxo da água marinha de alimentação do sistema e o fluxo de massa aquecida respectivamente para uma variação na produção de destilado de 100000, 150000 e 200000 kg/dia.

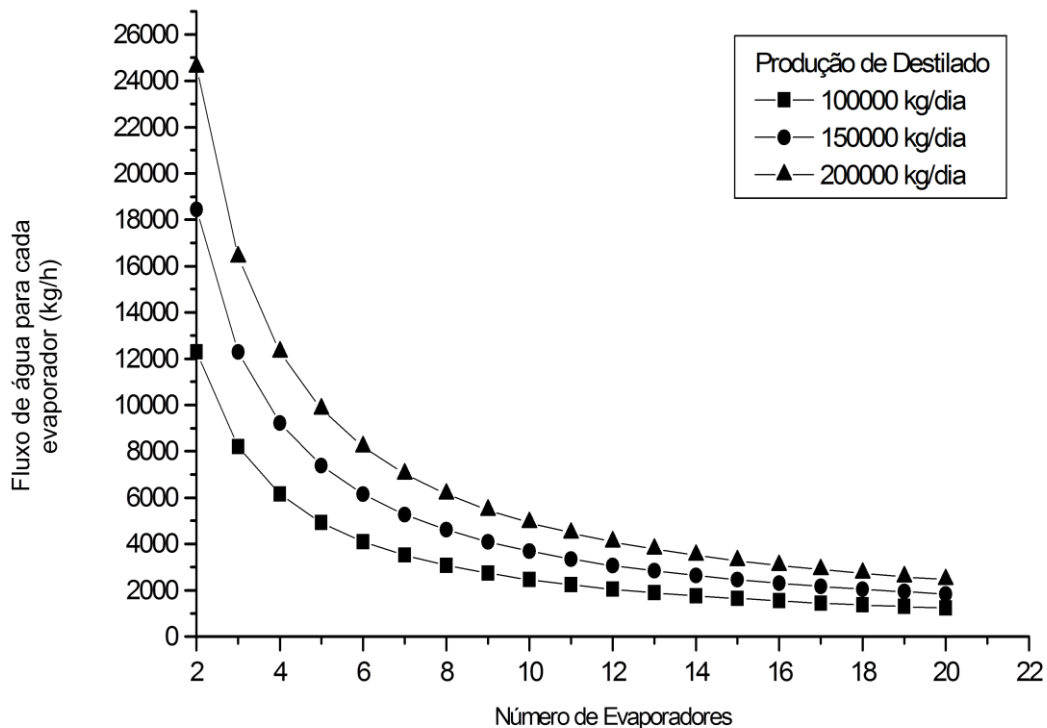


Figura 6.7 – Comportamento do fluxo da água marinha para cada evaporador em função do número de evaporadores e da produção de destilado.

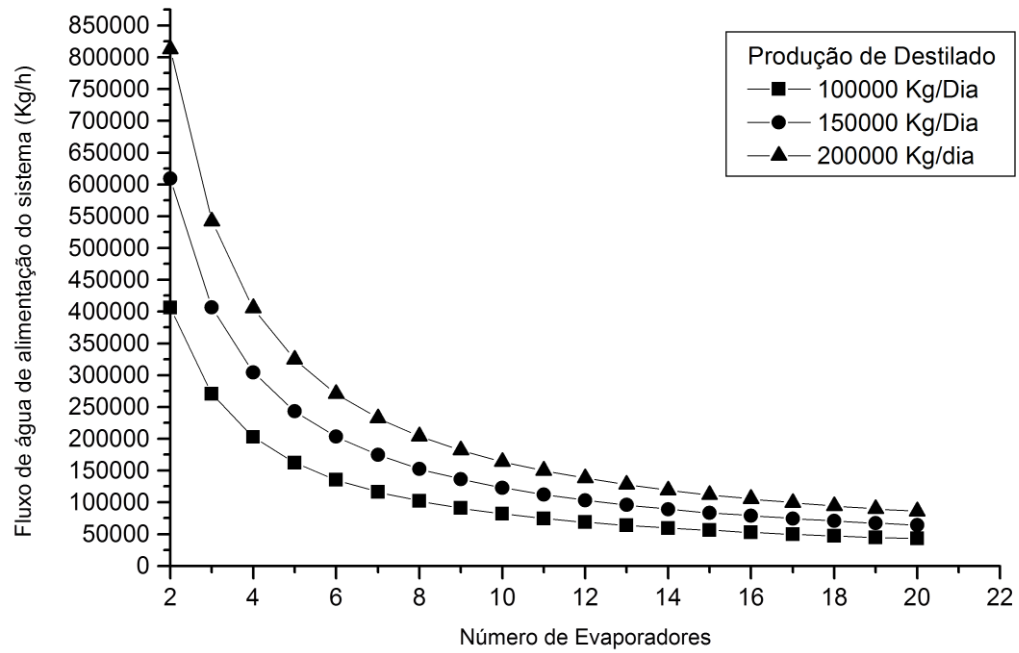


Figura 6.8 – Comportamento do fluxo da água marinha de alimentação do sistema em relação à produção de destilado e número de evaporadores.

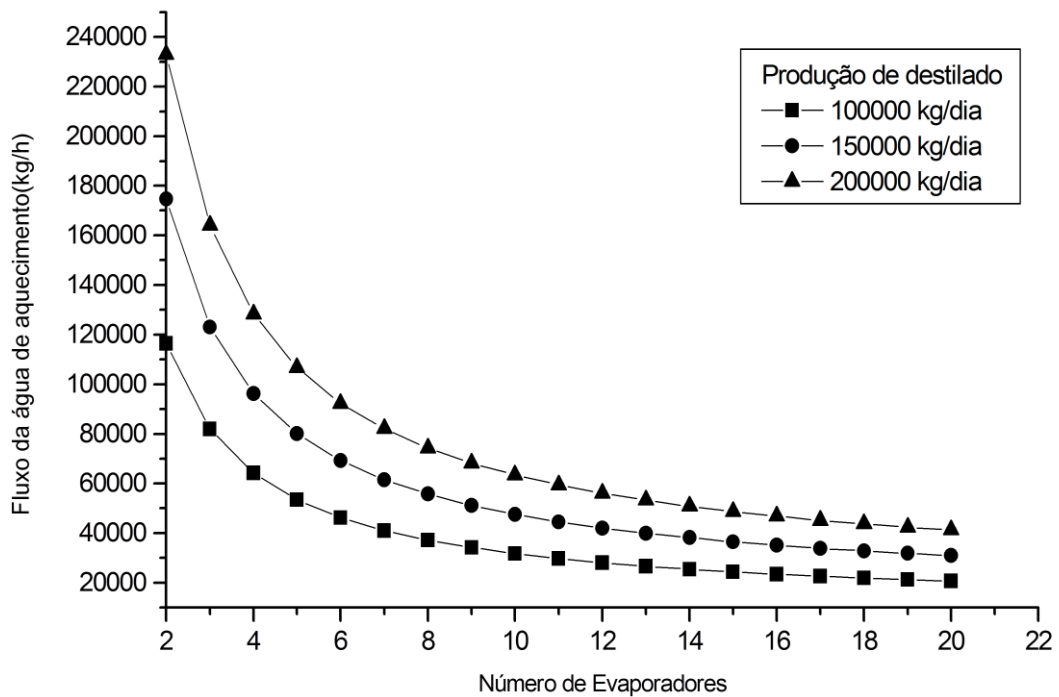


Figura 6.9 – Comportamento do fluxo da água aquecida em relação à produção de destilado e número de evaporadores

Os dados gerados nas nossas simulações foram confrontados com uma unidade de dessalinização por múltiplo efeito (DME), existente em Abu Dhabi, U.A E. Esta unidade em funcionamento tem uma capacidade nominal de 120000 kg/dia e consiste de 18 efeitos, 17 pré-aquecedores e um condensador. Esta unidade de dessalinização opera com um consumo de energia específica de 43,8 kcal/kg de destilado o que equivale a 183,38 kJ/ kg de destilado.

Embora nossa unidade em estudo tenha sido analisada para operar com 20 efeitos, Para compararmos o desempenho da nossa unidade de dessalinização por múltiplo efeito (DME) com a de Abu Dhabi, fizemos uma simulação para 18 efeitos em nosso sistema para uma produção de destilado de 120000 kg/dia e obtemos os seguintes resultados:

- Área do aquecedor (A_{AQUEC}) = 26,52 m²
- Área do Evaporador (A_{EV}) = 93,30 m²
- Área do Condensador (A_{C}) = 71,77 m²
- Área do Pré-aquecedor (A_{PR}) = 10,31 m²
- Consumo de Energia (CEE) = 272,69 kJ/kg de destilado
- Consumo Total de Energia = 1363450,00 kJ

Tabela 6.7 – Simulação com 18 efeitos para uma produção de 120000 kg/dia de destilado

Desempenho	Abu Dhabi	Atual
Produção	120000 kg/dia	120000 kg/dia
Nº de Efeitos	18	20
Pré-aquecedores	17	19
A_{PR}	19,5 m ²	10,31 m ²
Aquecedor(1ºEfeito)	1	1
A_{Aquec}	24,9 m ²	26,52 m ²
A_{EVAP}	63,1 m ²	93,30 m ²
Condensador	1	1
A_C	35,3 m ²	71,77 m ²
Consumo de Energia específica	179,91kJ/kg	272,69 kJ/kg
M_{AQUEC}	18500 kg/h	25573,7 hg/h
M_{S0}	42500 kg/h	52934,0 kg/h
TSD água marinha	55 ppm	35 ppm
Temperatura água do mar	30°C	28°C

A tabela 6.7 compara o desempenho para uma produção de 120000 kg/dia de destilado entre a nossa unidade de dessalinização por múltiplo efeito (DME) com alimentação paralela com uma unidade de dessalinização também múltiplo efeito (DME) em cascata em Abu Dhabi(El-Nashar,1998).

Comparando dados da tabela 6.7, notamos que os valores apresentados em nossa unidade são mais altos em relação ao desempenho mostrado pela unidade de Abu Dhabi.

Esta diferença nos parâmetros analisados entre estas duas unidades são explicados pela diferença nos projetos já que a unidade em funcionamento em Abu Dhabi é constituída por 18 efeitos, sendo, um aquecedor, 17 pré-aquecedores e um condensador enquanto a nossa unidade em estudo é constituída de 20 efeitos, sendo um aquecedor, um pré-aquecedor, 19 efeitos e um condensador.

Outro detalhe que justifica a eficiência no consumo de energia de 179,91 kJ/kg de destilado desta unidade contra 272,69 kJ/kg de destilado da nossa unidade em estudo é o fato da unidade instalada em Abu Dhabi operar com 17 pré-aquecedores e a água de alimentação

chegar ao efeito de topo (1º efeito) mais elevada já que a mesma circula por todos os pré-aquecedores antes de chegar ao primeiro efeito. Já a nossa unidade opera com apenas um pré-aquecedor.

Embora não tenhamos feito um levantamento financeiro quanto aos custos das instalações dos equipamentos de uma unidade de dessalinização, acreditamos que este aumento no consumo de energia por quilograma de destilado em nossa unidade poderá ser compensado pelos gastos no tamanho da área dos vários pré-aquecedores que constitui a unidade de dessalinização de Abu Dhabi em relação a área de apenas um pré-aquecedor instalado em nossa unidade. Outra economia importante seria um menor gasto de energia para alimentar os evaporadores.

Outro fator importante e econômico em nossa unidade é a recirculação de parte dos concentrados dos efeitos já previamente tratados que se mistura com parte da água marinha de alimentação do sistema, evitando assim, um gasto maior nos insumos usados no pré-tratamento desta água para eliminar algumas substâncias e organismos vivos que poderiam causar danos na tubulação da unidade e comprometer o seu desempenho.

CAPÍTULO 7

CÁLCULO DOS COLETORES SOLARES

Com o objetivo de calcular a área dos coletores solar que a nossa unidade de dessalinização ora em estudo necessita, como também a potência necessária para um perfeito funcionamento utilizamos o programa RADIASOL do Laboratório de Energia Solar da Universidade Federal do Rio Grande do Sul (UFRGS).

Este programa é constituído por um banco de dados com mais de duzentas estações instaladas pelo Brasil. Seleccionada a estação de João Pessoa, escolhemos o dia 11 do mês de junho como referência por ser este o mês que normalmente apresenta-se com uma incidência menor nessa região por encontra-se na estação do inverno e também pelo fato do programa escolher este dia como representativo do mês de Junho. Ao ser fixado o ângulo de inclinação dos coletores em $\beta=17^\circ$, o programa gerou os seguintes dados conforme tabela 7.1.

Tabela 7.1 – Radiação Solar em João Pessoa, latitude 7,1° Sul, longitude 34,87° Oeste fixado o dia 11 de junho.

Dados da radiação solar para João Pessoa tendo o dia 11 de junho como dia e mês de referência						
Horário (h/min)	Radiação Total (kJ/m²)	Radiação Difusa (kJ/m²)	Cosθ	θ (graus)	Potência (kW/m²)	R.D/R.T (%)
04:30	0,00	0,00	-	-	0,000	-
05:30	0,00	0,00	-	-	0,000	-
06:30	137,00	105,00	0,1856	79,3	0,038	76,64
07:30	641,00	496,00	0,4142	65,5	0,178	77,38
08:30	1256,00	891,00	0,6192	51,7	0,349	70,94
09:30	1841,00	1177,00	0,7865	38,1	0,511	63,93
10:30	2250,00	1295,00	0,9048	25,2	0,625	57,56
11:30	2450,00	1316,00	0,9661	15,0	0,681	53,71
12:30	2450,00	1316,00	0,9661	15,0	0,681	53,71
13:30	2250,00	1295,00	0,9048	25,2	0,625	57,56
14:30	1841,00	1177,00	0,7865	38,1	0,511	63,93
15:30	1256,00	891,00	0,6192	51,7	0,349	70,94
16:30	641,00	496,00	0,4142	65,5	0,178	77,38
17:30	137,00	105,00	0,1856	79,3	0,038	76,64
18:30	0,00	0,00	-	-	0,000	-
19:30	0,00	0,00	-	-	0,000	-
20:30	0,00	0,00	-	-	0,000	-
Radiação Total=17150,00 kJ/m²						

Os dados fornecidos pelo programa RADIASOL foram usados no programa CODEPRO da Universidade de Wisconsin. Na utilização deste PROGRAMA, foram estabelecidas as seguintes condições de testes:

- Radiação Solar Incidente: $G_T=625 \text{ W/m}^2$ (Depende do horário)
- Porcentagem da Radiação Difusa: $G_d/G_T= 57,56 \%$ (Depende do horário)
- Ângulo de Incidência da Radiação: $\theta=25,2^\circ$ (Depende do horário)
- Ângulo de Inclinação dos Coletores: $\beta= 17^\circ$ (Fixo)
- Temperatura Ambiente: $T_{amb}= 27^\circ\text{C}$ (fixo)
- Velocidade do Vento: $V_{wind}= 2 \text{ m/s}^2$ (Fixo)
- Umidade Relativa do Ar: $R= 70\%$ (Fixo)

Ao serem estabelecidas as condições de teste, o CODEPRO nos fornece as dimensões globais e absorptivas do coletor da figura 7.1, como por exemplo, comprimento, largura, densidade, área total do coletor e área do absorvedor conforme mostra a tabela 7.2.

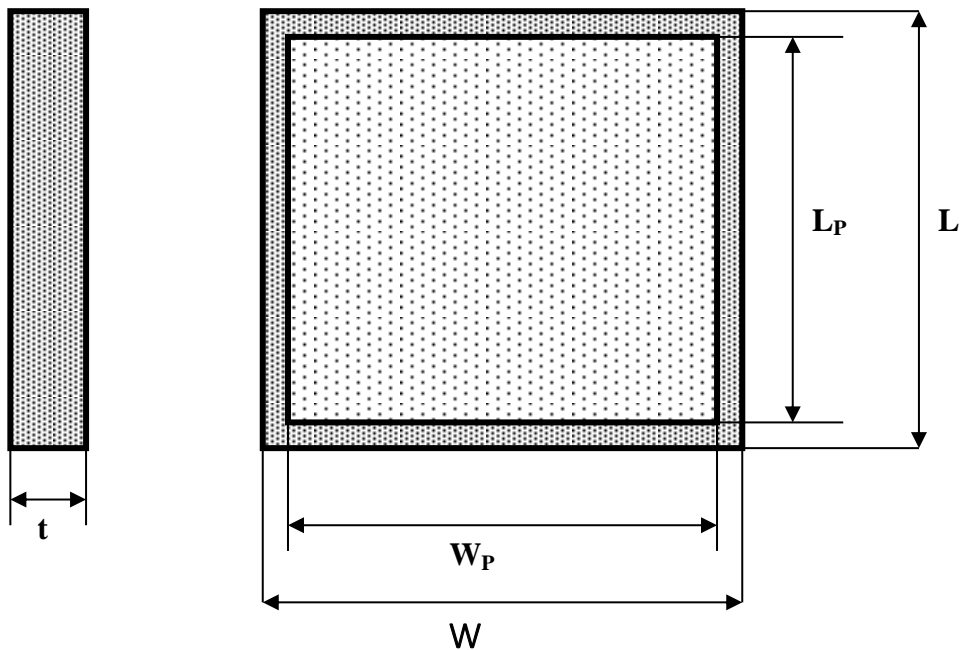


Figura 7.1 – Dimensões dos Coletores

Tabela 7.2 – Dimensões Globais e Absortivas dos Coletores

DIMENSÕES DOS COLETORES			
Dimensões Globais	Comprimento	L	2,491 m
	Largura	W	1,221 m
	Densidade	T	0,079 m
Dimensões do absorvedor	Comprimento	L _P	2,4 m
	Largura	W	1,137 m
	Área total	A _C	3,042 m ²
	Área do absorvedor	A _P	2,729 m ²

Também são fornecidas pelo programa o material do qual é constituído o coletor, como também as propriedades do material de cobertura do coletor da figura 7.2 como por

exemplo, índice refrativo e transmitância do espectro solar, absorvância e transmitância da radiação, espaçamento do ar entre as superfícies de cobertura do coletor, revestimento do material da placa e o valor da condutividade do material do isolamento da placa (Lã de vidro) abaixo e dos lados $k_{pl}=0.04 \text{ W/m.k}$ e condutividade definida conforme mostra a tabela 7.3.

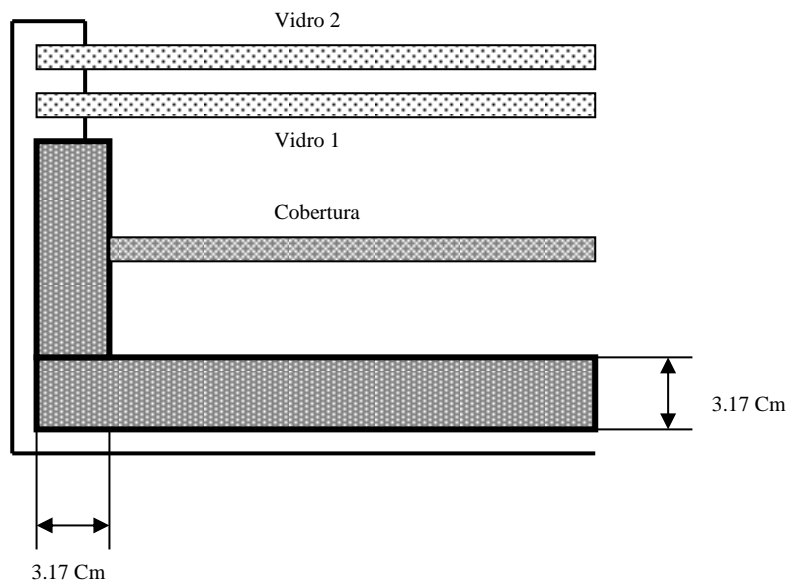


Figura 7.2 – Diagrama da Placa de Cobertura do Coletor

Tabela 7.3 – Parâmetro do Material de Cobertura do Coletor Solar

Número de cobertura		N_{Cov}	02	
VIDRO 2	Material da cobertura		Vidro	
	Propriedades do material da cobertura			
	Espectro Solar	Índice refrativo	n	1,526
		Transmitância	$\tau_{c,s}$	0,891
	Comprimento de onda	Absorbância	ϵ_c	0,88
		Transmitância	$\tau_{c,IR}$	0
VIDRO 1	Material da cobertura		Vidro	
	Propriedades do material da cobertura			
	Espectro Solar	Índice refrativo	n	1,526
		Transmitância	$\tau_{c,s}$	0,891
	Comprimento de onda	Absorbância	ϵ_c	0,88
		Transmitância	$\tau_{c,IR}$	0
Espaçamento do ar		d_{cp}	1,8 Cm	
Espaçamento do ar do vidro 1 e 2		d_{c1}, d_{c2}	0,5 Cm	
PLACA	Revestimento do material		Alumínio Alloy2024-T6	
	Usar condutividade definida		k_{pl}	177 W/m.k
	Espessura da placa		t_p	0,02 Cm
	Espectro solar	Absorbância	α_n	0,88
	Comprimento de onda	Emitância	ϵ_{pl}	0,15

Por último o CODEPRO nos dá as especificações dos tubos do coletor da figura 7.3, como também especifica os valores dos parâmetros do fluido de trabalho(água) e a condutância do material que envolve e sustenta os tubos no coletor(braçadeiras) conforme mostra a tabela 7.4.

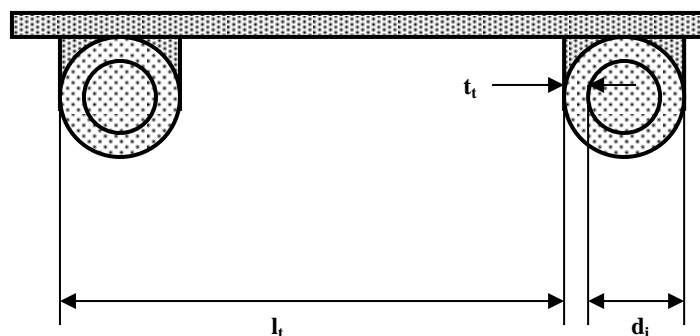
**Figura 7.3** – Diagrama do encaixe dos tubos no coletor

Tabela 7.4 – Especificações da tubulação que compõe o coletor solar

TUBOS	Número de tubos	N_t	10
	Diâmetro interno	d_i	1,6 Cm
	Diâmetro externo	d_o	1,8 Cm
	Espaçamento entre os tubos	i_t	11,37 Cm
FLUIDO	Fluido de trabalho		Água
	Taxa do fluxo volumétrico	V	4,75 L/min
	Pressão de entrada	P_{in}	200 kPa
Condutância do material que envolve os tubos			400 W/m.k

Com estas especificações dos coletores e utilizando os dados solarimétricos do programa RADIASOL e os dados meteorológicos já pré-estabelecidos anteriormente utilizamos o programa CODEPRO para calcularmos os rendimentos dos coletores para os seguintes horários:

$$10:30 - \eta_1 = 0,5704 - 3,882 \cdot \text{DELTA} / G_{T1}$$

$$11:30 - \eta_2 = 0,5769 - 3,918 \cdot \text{DELTA} / G_{T2}$$

$$12:30 - \eta_3 = 0,5769 - 3,918 \cdot \text{DELTA} / G_{T3}$$

$$13:30 - \eta_4 = 0,5704 - 3,882 \cdot \text{DELTA} / G_{T4}$$

$$14:30 - \eta_5 = 0,5588 - 3,807 \cdot \text{DELTA} / G_{T5}$$

Onde $\text{DELTA} = T_e - T_{amb}$, (T_e) temperatura de entrada do fluido no coletor, (T_{amb}) temperatura ambiente ambas medidas em °C e (G_T) a irradiação solar medida em W/m^2 .

Sabendo do rendimento (η) dos coletores através do programa CODEPRO para cada valor da irradiação solar (G_T) para horários diferentes, utilizamos um código computacional em Fortran 90 para calcular o número de coletores para aquecer a água dos reservatórios que serão utilizados no decorrer do funcionamento da unidade de dessalinização.

A disposição dos coletores e o fluxo de água a ser aquecida é mostrado conforme figura 7.4.

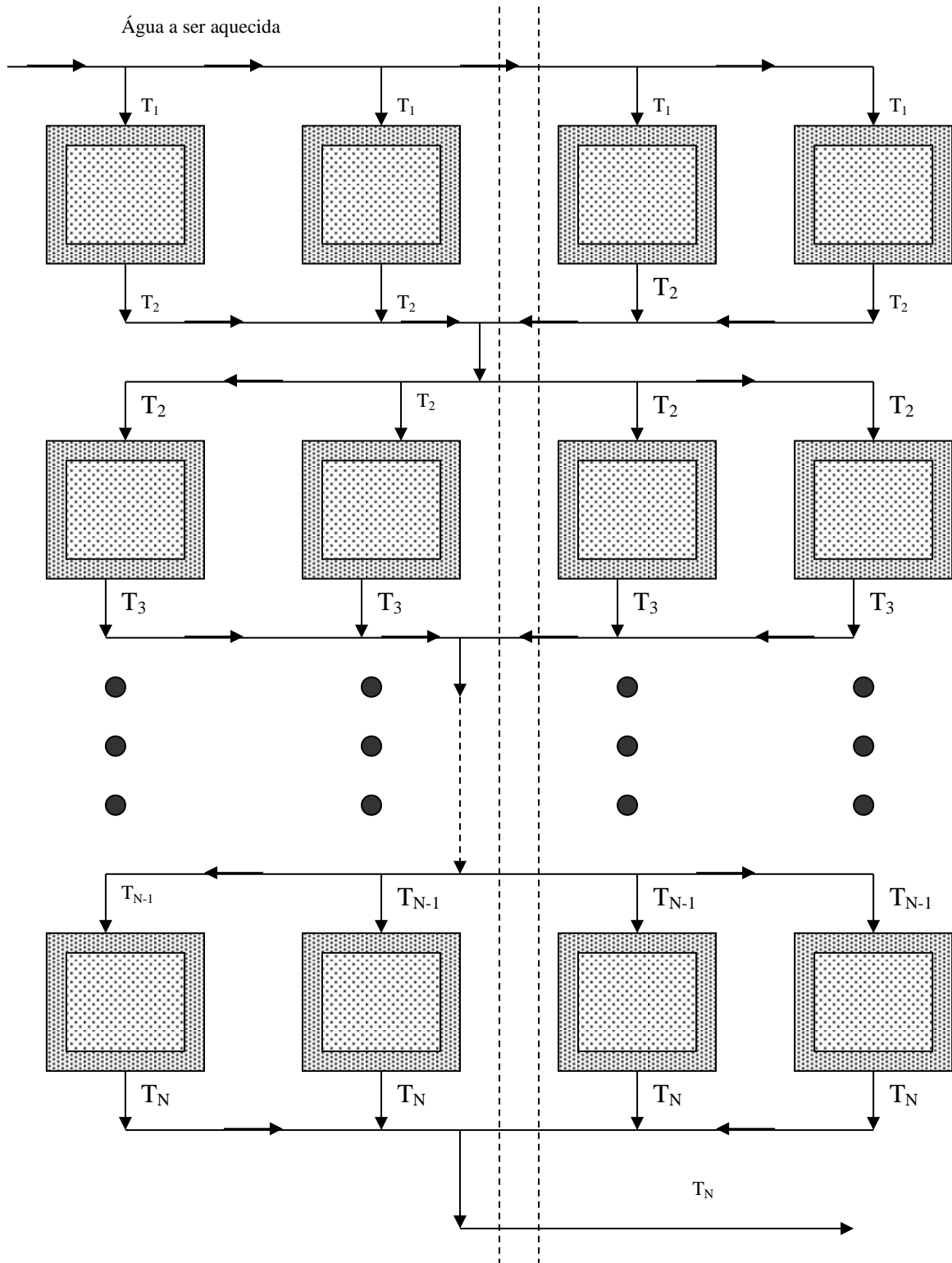


Figura 7.4 - Diagrama dos Coletores Solares para Aquecimento da Água do Sistema

Para obtermos a quantidade de calor (q_t) absorvida pelo coletor para cada hora determinada utilizamos a seguinte equação $q_t = G_T \cdot \eta_i$, lembrando que o valor de neta (η) é calculado pela equação $\eta_i = a - b \cdot \frac{(T_e - T_{amb})}{G_{Ti}}$, onde T_e é a temperatura de entrada no coletor e T_{amb} é a temperatura ambiente ambas dadas em °C.

Em seguida, utilizando a equação $q_{T1} \cdot A_{Coletor} = m \cdot C_p \cdot (T_{Si} - T_{ei})$, onde (q_{t1}) é a quantidade de calor absorvida na primeira fila, ($A_{Coletor}$) é a área do coletor, (m) é a massa de água/tempo, (C_p) é o calor específico, (T_{Si}) é a temperatura de saída e (T_{ei}) é a temperatura de entrada, podemos calcular as temperaturas entre os coletores.

Tal procedimento, é então repetido para os coletores das filas subsequentes, porém devemos lembrar que ao passarmos de uma fila de coletores para outra, notaremos que o valor de neta (η) irá diminuindo já que está variável depende da temperatura de entrada no coletor.

No final, após calcularmos todos os valores de $q_{t1} + q_{t2} + \dots + q_{tN}$, calculamos a quantidade de calor total (Q_T) absorvida multiplicada pelo número de coletores por fila através da seguinte equação $Q_T = (\sum q_t) N_{Col} \cdot A_{Coletor}$. Lembrando que (N_{Col}) representa o número de coletores por fila.

Ao determinarmos a quantidade de calor total (Q_T) absorvida pelos coletores por fila em uma hora pré-determinada, tornou-se necessário fazermos um balanço de energia no coletor para deduzirmos uma equação que permitisse calcular a temperatura de aquecimento da água do reservatório que será usada pela unidade de dessalinização para aquela hora pré-determinada. Portanto, ao efetuarmos o balanço de energia no coletor da figura a seguir, chegamos a seguinte equação:

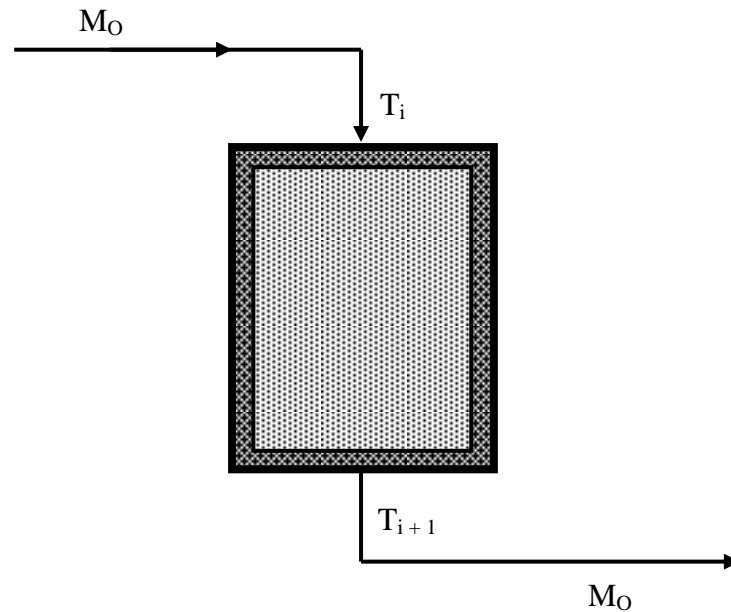


Figura 7.5 – Diagrama do Balanço de Energia no Coletor Solar

Portanto do balanço de energia temos:

$$Q_T \cdot 1h = \frac{M_o}{N \cdot B_{Col}} \cdot C_P \cdot (T_{i+1} - T_i)$$

$$T_{i+1} = T_i + \frac{Q_T \cdot 1h}{\frac{M_o}{N \cdot B_{Col}}} \cdot C_P$$

$$T_{i+1} = T_i + \frac{Q_T \cdot 3600seg}{\frac{M_o}{N \cdot B_{Col}}} \cdot C_P$$

Onde (T_i) é a temperatura de entrada da água a ser aquecida no coletor vinda do reservatório, (M_o) é a massa de água necessária para 24 horas, (C_P) é o calor específico da água a ser aquecida, ($N \cdot B_{Col}$) é o número de bancos de coletores e (T_{i+1}) é a temperatura atingida pela água do reservatório depois de uma operação.

Este procedimento é repetido para o cálculo da hora seguinte, sendo que o valor assumido pela temperatura da água de entrada do reservatório (T_i) para esta nova hora é o

valor da temperatura da água do depósito calculada na hora anterior, ou seja, (T_{i+1}) e assim por diante até atingirmos uma temperatura de $87,6\text{ }^{\circ}\text{C}$ para a água do reservatório, suficiente para manter o sistema funcionando.

Durante a execução do código computacional em Fortran 90, foram analisados os horários de 10:30 h as 13:30 h. Ao chegarmos as 13:30 h, se a temperatura atingida fosse inferior a $87,6^{\circ}\text{C}$ aumentaríamos o número de coletores, caso contrário, ou seja, se a temperatura atingida pela água do reservatório fosse superior a $87,6^{\circ}\text{C}$, diminuiríamos o número de coletores. Os resultados das medições obtidas nos horários das 10:30 h as 13:30 h são mostrados na tabela 7.5.

Tabela 7.5 – Valores do banco de coletores medidos a cada hora

CÁLCULO DOS COLETORES SOLARES	
Banco de coletores solares	4
Fila de coletores em cada banco	6
Número de coletores por fila	250
Número total de coletores em cada banco	1500
Número total de coletores em 4 bancos	6000
Área de cada coletor	$2,72\text{ m}^2$
Área total dos coletores em cada banco	$4093,50\text{ m}^2$
Área total dos coletores em 4 bancos	$16374,00\text{ m}^2$
TEMPERATURA DO RESERVATÓRIO DE ÁGUA AQUECIDA EM FUNÇÃO DO TEMPO	
Para o horário de 10:30 h	$76,8^{\circ}\text{C}$
Para o horário de 11:30 h	$81,0^{\circ}\text{C}$
Para o horário de 12:30 h	$84,8^{\circ}\text{C}$
Para o horário de 13:30 h	$87,6^{\circ}\text{C}$

A água circula continuamente dos reservatórios aos coletores a temperatura desejada.

Cada reservatório será suficiente para abastecer a unidade de dessalinização por um período de 24 horas. A água do reservatório que está sendo usada, ao passar pelo o aquecedor é então direcionada para outro sistema de tanques e no dia seguinte vai circular novamente pelo bancos de coletores e ter sua temperatura elevada para 87,6°C para alimentar a planta novamente. Este revezamento entre os tanques é suficiente para manter o sistema de dessalinização operando sem interrupções durante 24 h do dia.

Ao compararmos nossa unidade de dessalinização com uma planta de dessalinização solar instalada em Abu Dhabi (El-Nashar, 1998) e com o sistema de aquecimento solar de água (Nagaraju, 1999) obtemos os seguintes resultados conforme mostra tabela 7.6

Tabela 7.6 – Parâmetros Comparados Entre Sistemas de Dessalinização

Parâmetros comparados	Abu Dhabi (El_Nashar,1998)	Sistema de aquecimento solar de água (Ngaraju,1999)	Trabalho atual
Capacidade	18500 kg/h	57000 kg/h	25573,7 hg/h
Temperatura de entrada	85°C	85°C	85°C
Área dos Coletores	1862 m ²	2560 m ²	16374 m ²

Observando os dados da tabela acima, veremos que a área dos coletores da nossa unidade apresenta-se muito maior com relação às outras unidades. O fato da planta de Abu Dhabi apresentar uma área menor quando comparada com a nossa é que nesta unidade os coletores são constituídos de refletores por onde passam os canos que concentram a energia

irradiada em direção aos canos o que faz com que haja uma troca de calor maior ao passar a água a ser aquecida. Já o outro sistema tem uma área menor em relação a nossa unidade visto que destila uma quantidade seis vezes menor que a nossa o que obviamente diminui consideravelmente a quantidade de coletores para chegar a temperatura desejada.

Uma maneira de aumentar a eficiência do sistema seria colocar pré-aquecedores entre cada evaporador fazendo com que a água de alimentação do sistema circular-se por todos eles trocando calor antes de chegar ao efeito de topo (1° efeito), como também, fazer circular o concentrado salino nos evaporadores.

CONCLUSÕES E PESPECTIVAS

O presente trabalho, enfatiza a dessalinização da água marinha ou salobra como uma fonte alternativa de água potável para minimizar o problema hídrico que hora se faz presente na humanidade.

No desenvolvimento deste trabalho, descreve-se os princípios de funcionamentos dos mais diversos processos de dessalinização da água marinha ou salobra especificamente para unidade de dessalinização por múltiplo efeito (DME) com alimentação paralela para a qual fora aplicado o balanço térmico global no sistema.

Aplicou-se também, um balanço de massa e energia em cada componente desta unidade de dessalinização verificando os princípios Termodinâmicos da primeira lei e da conservação de massa e energia.

Desenvolve-se um código computacional em Fortran 90 para simular diversas condições de operação deste sistema à medida que variava a produção de destilado para 100000, 150000 e 200000 kg/dia de destilado. Este código permitiu estimar a produção de destilado e consumo específico de energia (CEE), como também controlar a temperatura e a salinidade de entrada e saída durante o processo de operação.

Analisando os resultados obtidos nas simulações feitas para esta unidade de dessalinização por múltiplo efeito (DME) com alimentação paralela, verifica-se que os valores encontrados são considerados altos em relação à unidade de dessalinização instalada em Abu Dhabi, visto que o consumo de energia nesta unidade mostrou-se menor, já que a mesma é constituída de 18 efeitos e 17 pré-aquecedores e que, a água de alimentação do sistema antes de chegar no efeito de topo (1º efeito) passa por todos estes pré-aquecedores sendo previamente aquecida.

Uma das vantagens da unidade de dessalinização proposta em nosso trabalho é justamente o uso de apenas um pré-aquecedor o que acarreta numa diminuição nas áreas destes e conseqüentemente uma economia considerável em relação à instalação. Outra vantagem é a recirculação dos concentrados provenientes dos efeitos anteriores já previamente tratados e a utilização do calor proveniente dos destilados, como também a facilidade de operação da unidade.

Portanto, por não ter sido feita uma análise exérgica e termoeconômica utilizando todos os recursos da primeira lei da termodinâmica, concluí-se que os resultados apresentados pela unidade de dessalinização proposta neste trabalho são aceitáveis.

Como perspectivas e continuidade deste trabalho, propõe-se uma análise exérgica e termoeconômica para esta unidade e até mesmo a construção de uma unidade piloto experimental para podermos diminuir estas dúvidas econômicas que ora impediu-nos de validar por completo esta unidade de dessalinização proposta neste trabalho.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AL-NAJEM, N. M. et al. Heat Transfer Analysis of Preheated Turbulent Falling Films in Vertical Tube Evaporators Desalination, v. 115, p. 43-55. 1998.

ARAÚJO, S. R; KLÜPPEL, R. P. Determinação dos parâmetros dos coletores solares do tipo serpentine. In: IX Congresso brasileiro de ciências mecânicas, Santa Catarina, 1987.

AL-SHAMMIRI, M.; SAFAR, M. Multi-Effect Distillation Plants: State of the Art. Desalination, v. 126, p. 1-3. 1999.

ALY, H. N.; MARWAN, M.A. Dynamic Response of Multi-Effect Evaporators. Desalination, v. 114, p. 189-196. 1997.

BEDNARSKI, J.; MINAMIDE, M.; MORIN, O. J. Test program to evaluate and enhance seawater distillation process for the metropolitan water district of southern California, in: Proceeding of the IDA World Congress on Desalination and Water Sciences, Madrid, Spain, v. 1, p. 227-241. 1997.

BRASIL/DNAEE, Departamento nacional de água e energia elétrica, plano nacional de recursos hídricos, 1992.

BUROS, O. K. The Desalting ABC's. 2^a ed. International Desalination Association. 2000.

BUROS, O. K. The Desalting ABC's. International Desalination Association. 1990.

CAOURIS, Y. G. et al. Economic Aspects of Low-Temperature Multi-Effect Desalination Plants. *Desalination*, v. 71, p. 177-201. 1989.

CURRY, J. A.; WEBSTER, P. J. Thermodynamics of Atmospheres and Oceans. University of Colorado, Boulder. Academic Press. 1999.

DARWISH, M. A.; EL-HADIK, A. A. The Multi-Effect Boiling Desalting System and its Comparison with the Multi-Stage Flash System. *Desalination*, v. 60, p. 251-265.

DUKER, A. E. et al. Development of Mathematical Model and Computer Program for Optimization of Vertical Tube Evaporator Saline Water Plants. OSW R&D Report N° 404. 1969.

EL-DESSOUKY, H. T.; ALATIQL, I.; BINGULAC, S.; ETTOUNEY, H. M. Steady-state analysis of the multiple effect evaporation desalination process, *Chem. Eng. Technol*, v. 21, p. 15-29. 1998.

EL-DESSOUKY, H. T.; ASAZA G. M. R. Computer Simulation of the Horizontal Falling Film Desalination. *Desalination*, v. 55, p. 119-138. 1985.

EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, H. T. Hybrid multiple effect evaporation/heat pump water desalination systems, in: 1 st IDA Int. Desalination Conference in Egypt, Cairo, September, 1997.

EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, H. T; MANDANI, F Performance of parallel feed multiple effect evaporation system for seawater desalination, v 20, p 1679-1706. 2000a.

EL-NASHAR, A. M. Abu Dhabi Solar Distillation Plant. Desalination, v. 52, p. 217-234. 1985.

EL-NASHAR, A. M. Predicting Part Load Performance of small MED Evaporators – A Simple Simulation Program and its Experimental Verification. Desalination, v. 130, p. 217-234. 2000.

EL-NASHAR, A. M. Validating the Performance Simulation Program "SOLDES" Using Date from an Operating Solar Desalination Plant. Desalination, v. 130, p. 235-253. 2000.

EL-NASHAR, A. M.; QAMHIYEH, A. A. Simulation of the Steady-State Operation of a Multi-Effect Stack Seawater Distillation Plant. Desalination, v. 101, p. 231-243. 1995.

EL-NASHAR, A. M.; QAMHIYEH, A. Simulation of the Performance of MES Evaporators Under Unsteady State Operating Conditions. Desalination, v. 79, p. 65-83. 1990.

FIORINI, P. Et al. A new Formulation For the Non-Equilibrium Allowance in MFS Proceses. Desalination, v. 136, p. 177-188. 2001.

FOFONOFF, N. P. Physical Properties of Sea Water. In: The Sea Ideas and Observations on Progress in the Study of the Seas. Ed. M. N. Hill, Interscience, N. Y., p. 3-30. 1962.

FOFONOFF, N. P.; MILLARD Jr., R. C. Algorithms for Computations of Fundamental Properties of Seawater. In: UNESCO. UNESCO Technical Papers in Marine Science N° 44, Paris, p. 53. 1983.

GARCIA-RODRIGUES, L.; GÓMES-CAMACHO, C. Thermo-Economic Analysis of a Solar Multi-Effect Distillation Plant Installed at the Plataforma Solar de Almería(Spain). Desalination, v. 122, p. 205-214. 1999.

HANBURY, W. T. An analytical simulation of multiple effect distillation plant. In: Proceedings of the IDA World Conference on Desalination and Water Science, Proc, Abu Dhabi, UAE, November, v. 4, p. 375-382. 1995.

JUGUARIBE, E. F. , Efeitos de meios porosos na eficiência do processo de destilação solar, II Simpósio brasileiro de energia solar, v. II, p. 1-6, João Pessoa, 1974.

KEMMER, F. N. The NALCO Water Handbook, 2^a ed. McGraw-Hill Book Co., 1988.

LAMBERT, R. N; JOYO, D; KOYO, F. W. Ind. Eng. Chem. Res., v. 26, p. 100. 1987.

LORCH, W. Handbook of Water Purification, 2^o ed. The Lorc Foundation. University of Buckingham, 1987.

MATOS, JOÃO M. Dessalinização e uma das opções para combater seca no nordeste. Ciência, Tecnologia & Meio Ambiente, Brasília, 26, p. 1-4. 2001. Disponível em: <http://www.radiobras.gov.br/ct/2001/materia-261001-4>.

MORIN, O. J. Design and Operating Comparison of MSF and MED Systems. *Desalination*, v. 93, p. 69-109. 1993.

PERRY, ROBERT H.; CHILTON, CECIL H. *Chemical Engineers Handbook*, International Student Edition, p. 10-33. 1973a.

PERRY, ROBERT H.; CHILTON, CECIL H. *Chemical Engineers Handbook*, International Student Edition, p. 10-33. 1973b.

SOUZA, L. F. Análise Térmica de um Dessalinizador Múltiplo Efeito para Obtenção de Água Potável. CPGEM/UFPB, Dissertação de Mestrado, 2002.

SPIEGLER, K. S. *Salt-Water Purification*. 3ª ed. John Wiley & Sons Inc., Haifa. Israel, 1965.

SPIEGLER, K. S.; LAIRD, A. D. K. *Principles of Desalination, Part A and Part B*. Michigan Technological University. University of California, 2ª ed. Academic Press Inc., 1980.

TAKADA, M.; DRAKE, J. C. Application of Improved High-Performance Evaporator. *Desalination*, v. 45, p. 3-12. 1983.

UNESCO/PHI/REDES, 1994 – Água: um recurso frágil – cartaz/folder.

VAM WYLEN, G. J. et al. Fundamentos da Termodinâmica Clássica. 4^a ed. Tradução, São Paulo, EDITORA EDGARD BLUCHER LTDA, 1997.

WANGNICK, K. New IDA worldwide desalting plants inventory, Int. Desalination and Water Reuse, v 8, p. 11-12. 1998.