



Revista ION

ISSN: 0120-100X

ISSN: 2145-8480

Universidad Industrial de Santander

de Oliveira Siqueira, Antônio Marcos; Pierre Lanna, Priscila; Costa Campos, Júlio Cesar
Modelagem matemática e simulação numérica de uma planta de dessalinização - MSF

Revista ION, vol. 34, núm. 2, 2021, Julho-Dezembro, pp. 73-87

Universidad Industrial de Santander

DOI: <https://doi.org/10.18273/revion.v34n2-2021007>

Disponível em: <https://www.redalyc.org/articulo.oa?id=342070411007>

- Como citar este artigo
- Número completo
- Mais informações do artigo
- Site da revista em redalyc.org

UDEM redalyc.org

Sistema de Informação Científica Redalyc

Rede de Revistas Científicas da América Latina e do Caribe, Espanha e Portugal

Sem fins lucrativos acadêmica projeto, desenvolvido no âmbito da iniciativa
acesso aberto

Modelagem matemática e simulação numérica de uma planta de dessalinização - MSF

Antônio Marcos de Oliveira Siqueira^{*}; Priscila Pierre Lanna; Júlio Cesar Costa Campos

Universidade Federal de Viçosa (UFV), Av. Peter Henry Rolfs, s/n, Campus Universitário. Viçosa, Minas Gerais, Brasil.

*antonio.siqueira@ufv.br

Fecha recepción: mayo 28 de 2020

Fecha aceptación: junio 24 de 2021

Resumo

A complexidade do problema de acesso à água potável aponta para a necessidade de estudos e avaliações que viabilizem a utilização de fontes alternativas de água potável, capazes suprir as necessidades básicas humanas, e também possibilitar o desenvolvimento de atividades econômicas nessas regiões. Nestes termos, motivado pela discussão de um assunto tão relevante, o objetivo deste trabalho foi realizar a modelagem matemática e a simulação numérica de uma planta de dessalinização pelo método de Destilação *Flash* de Múltiplos Estágios (MSF), como método de dessalinização para atender as demandas existentes. Para a execução deste estudo foi utilizado o *software* de modelagem EES®, em que se avaliou a influência dos parâmetros operacionais sobre o desempenho da planta de dessalinização. O modelo resultante foi capaz de reproduzir os dados operacionais reais e prever as condições de operação. As ferramentas de modelagem matemática e simulação numérica são importantes para o desenvolvimento de proposições de projetos e tecnologias eficientes e viáveis de dessalinização da água, capazes de auxiliar no suprimento de água. Em teoria, a sua utilização pode reduzir significativamente o tempo de engenharia, criando a capacidade de se testar diferentes opções variáveis e operacionais e demais parâmetros, em um programa de computador, e não em modelos de teste físico. Essa capacidade pode afetar teoricamente o custo do projeto/instalação, bem como o custo final para a população que poderá usufruir destas instalações (se construídas, instaladas e colocadas em operação), eliminando a necessidade de vários protótipos físicos a serem feitos e testados. Os resultados do estudo mostram que o número de estágios é a variável que mais afeta o desempenho da planta, uma vez que a vazão de vapor de aquecimento diminui drasticamente com o aumento do número de estágios, isso torna a planta mais eficiente e econômica no ponto de vista energético. Verifica-se ainda que as variáveis relacionadas à água do mar não fornecem variações significativas no desempenho da planta. E, finalmente que a elevação da temperatura máxima da salmoura ocasiona a redução na área total de troca térmica, no entanto, com relação ao desempenho da planta, a temperatura máxima da salmoura não afeta significativamente esse parâmetro no processo.

Palavras-chave: Destilação; EES®; Múltiplos estágios; Simulação numérica.

Mathematical modeling and numerical simulation of a desalination plant - MSF

Abstract

The complexity of the access to drinking water problem points to the need for studies and evaluations that facilitate the use of alternative sources of drinking water able meet basic human needs and also enable the development of economic activities in these regions. In these terms, motivated by the discussion of such a relevant subject, the objective of this work was to perform the mathematical modeling and the numerical simulation of a desalination plant using the Multiple Stage Flash Distillation (MSF) method, as a desalination method to meet the existing demands. For the execution of this study, the EES® modeling software was used, in which the influence of operational parameters on the performance of the desalination plant was evaluated. The resulting model was able to reproduce the actual operational data and forecast operating conditions. The tools of mathematical modeling and numerical simulation are important for the development of proposals of projects and efficient and viable technologies for water desalination, able to assist in water supply. In theory, its use can significantly reduce engineering time, creating the ability to test different variable and operational options and other parameters, in a computer program, and not in physical test models. This capability can theoretically affect the cost of the project/installation, and the final cost to the population that can take advantage of these facilities (if constructed, installed and put into operation), eliminating the need for multiple physical prototypes to be made and tested. The results of the study show that the number of stages is the variable that most affects the performance of the plant, since the flow of heating steam decreases dramatically with the increase in the number of stages, this makes the plant more efficient and economical from an energetic point of view. It is also verified that the variables related to sea water do not provide significant variations in plant performance. And finally, the elevation of the maximum brine temperature causes a reduction in the total area of heat transfer, however, with respect to plant performance, the maximum brine temperature does not significantly affect this parameter in the process.

Keywords: *Distillation; EES®; Multiple stages; Numerical simulation.*

Modelado matemático y simulación numérica de una planta desaladora - MSF

Resumen

La complejidad del problema del acceso al agua potable apunta a la necesidad de estudios y evaluaciones que faciliten el uso de fuentes alternativas de agua potable, las cuales puedan satisfacer las necesidades humanas básicas y también permitan el desarrollo de actividades económicas en estas regiones. En estos términos, motivados por la discusión de un tema tan relevante, el objetivo de este trabajo fue realizar el modelado matemático y la simulación numérica de una planta de desalinización utilizando el método de Destilación Flash de Etapa Múltiple (MSF), como un método de desalinización para cumplir las demandas existentes. Para la ejecución de este estudio, se utilizó el software de modelado EES®, en el que se evaluó la influencia de los parámetros operativos en el rendimiento de la planta desaladora. El modelo resultante pudo reproducir los datos operativos reales y las condiciones operativas previstas. Las herramientas de modelado matemático y simulación numérica son importantes para el desarrollo de propuestas de proyectos y tecnologías eficientes tecnologías eficientes, viables para la desalinización del agua con capacidad de ayudar en el suministro de la misma. En teoría, su uso puede reducir significativamente el tiempo de ingeniería, creando la capacidad de probar diferentes opciones variables, operativas y otros parámetros, en un programa de computadora y no en modelos de prueba física. Esta capacidad fue teóricamente el costo del proyecto / instalación, y el costo final para la población que puede aprovechar estas instalaciones (si se construyen, instalan y ponen en funcionamiento), eliminando la necesidad de hacer y probar múltiples prototipos físicos. Los resultados del estudio muestran que el número de etapas es la variable que más afecta el rendimiento de la planta, ya que el flujo de vapor de calefacción disminuye dramáticamente con el aumento en el número de etapas, esto hace que la planta sea más eficiente y económica desde el punto de vista energético. También se verifica que las variables relacionadas con el agua de mar no proporcionan variaciones significativas en el rendimiento de la planta. Finalmente, la elevación de la temperatura máxima de salmuera causa una reducción en el área total de transferencia de calor, sin embargo, con respecto al rendimiento de la planta, la temperatura máxima de la salmuera no afecta significativamente este parámetro en el proceso.

Palabras clave: *Destilación; EES®; Etapas múltiples; Simulación numérica.*

Introdução

O Brasil possui uma das maiores reservas de água doce do planeta, apesar disso, a escassez de água é um problema real. Deve-se compreender que as reservas brasileiras estão disseminadas desigualmente ao longo do território nacional. Este problema ocorre mundialmente e, atualmente, chegou-se a marca de aproximadamente um quarto da população sem acesso à água potável [1].

Um dos recursos para fornecer água a essa parcela da população é a dessalinização que é um dos processos com maiores avanços tecnológicos e utilizado principalmente em regiões de clima árido e semiárido, onde geralmente as únicas fontes de água são salinas ou subterrâneas salobras. Até o final de 2015 existiam aproximadamente 18 mil instalações de dessalinização no mundo, onde cerca de 44% está localizada no Oriente Médio e Norte da África [2].

A dessalinização é um processo físico-químico onde retira-se da água salobra os sais, microrganismos e outros sólidos dispersos, e envolve diferentes tecnologias tais como: a destilação *flash* de múltiplos estágios (MSF), a destilação de múltiplo efeito (MED), a compressão de vapor (VC), a eletrodiálise (ED) e a osmose reversa (RO) [3], além dos modelos passivos [4]. Em grandes plantas, as tecnologias mais aplicadas são MSF e RO. Em comparação com o método RO, uma planta com o método MSF necessita de uma quantidade maior de energia para sua operação, tornando-a onerosa. Todavia, se acoplado a equipamentos capazes de transformar energia solar em elétrica este método se torna mais competitivo que o tradicional método de osmose reversa alimentada por motor a diesel. Em termos reais, as melhorias tecnológicas nos processos MSF e MED também levaram à diminuição dos custos [5].

Nos últimos anos, os métodos de dessalinização comprovaram que são processos viáveis e econômicos capazes de resolver o problema de escassez de água, gerando água potável suficiente para abastecer grandes áreas metropolitanas ou indústrias. Os exemplos pelo mundo utilizam diferentes tecnologias de dessalinização disponíveis, porém MSF e RO são as mais implementadas. Unidades de MSF são amplamente utilizadas de modo que são responsáveis por 34% da dessalinização da água do mar no mundo. Porém, esses valores têm mudado constantemente devido ao rápido crescimento do mercado global

de dessalinização, chegando a um investimento de \$21,4 bilhão de dólares com taxa de crescimento de 17,6% ao ano [6]. A previsão do mercado de dessalinização para os próximos 50 anos mostra que esse processo continuará a ser uma das principais tecnologias de dessalinização, a taxa de crescimento na capacidade de dessalinização esperada atingiria 55% ao ano [7].

As ferramentas de modelagem matemática e simulação numérica são importantes para o desenvolvimento de proposições de projetos e tecnologias eficientes e viáveis de dessalinização da água, capazes de auxiliar no suprimento de água. Em teoria, a sua utilização pode reduzir significativamente o tempo de engenharia, criando a capacidade de se testar diferentes opções variáveis e operacionais e demais parâmetros, em um programa de computador, e não em modelos de teste físico. Essa capacidade pode teoricamente o custo do projeto/instalação, bem como o custo final para a população que poderá usufruir destas instalações (se construídas, instaladas e colocadas em operação), eliminando a necessidade de vários protótipos físicos a serem feitos e testados.

Considerando o problema de abastecimento de água potável e a necessidade de investigação de modelos de plantas dessalinização, neste trabalho apresenta-se a modelagem matemática e a simulação numérica de uma planta de dessalinização pelo método de Destilação Flash de Múltiplos Estágios (MSF), utilizando a ferramenta EES.

Destilação Flash de Múltiplos Estágios (MSF)

As usinas de dessalinização MSF são divididas em dois modelos, a destilação *flash* de múltiplos estágios simples ou de passagem única, MSF-OT, do inglês *Multistage Flash Desalination Once Through*, e a de recirculação de salmoura, MSF-BC, do inglês *Multistage Flash Desalination Brine Circulation*, sendo o modelo mais comum o com reciclagem de salmoura (MSF-BC). Quanto ao sistema de passagem única (MSF-OT), sua utilização é mais limitada, isso ocorre porque o modelo MSF-BC aproveita o calor da salmoura que sai do processo para regular a temperatura da água do mar que entra no processo, assim, a temperatura de alimentação se torna constante e mais alta que a ambiente, economizando na quantidade de calor fornecido para evaporar a água do mar [8].

O método de dessalinização MSF é exemplificado na Figura 1. O sistema, em ambos os casos, consiste em fases intermitentes, um aquecedor de salmoura, um sistema de vácuo, circuitos de controle e unidades de bombeamento. Cada estágio *flash* inclui tubos condensadores,

bandejas de destilado e desumidificadores. No caso da configuração MSF-BC, uma planta real tem o número de estágios na seção de rejeição de calor comumente definido como 3 e o número de estágios na seção de recuperação de calor varia de 12 a 30 [9].

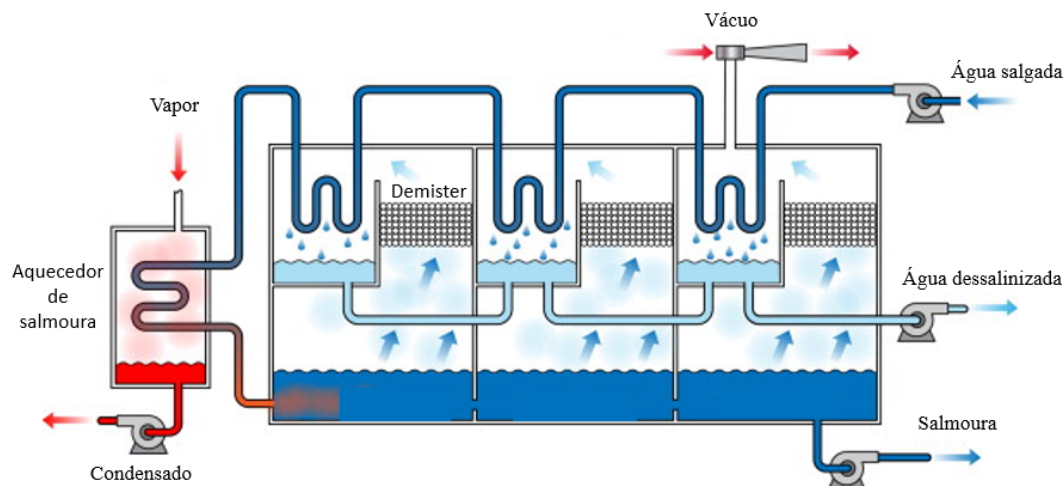


Figura 1. Diagrama esquemático de uma unidade de MSF. Fonte: Adaptado de [8].

As unidades de MSF geralmente variam de 10.000 a 70.000 m³/dia e seu consumo total de energia elétrica (energia elétrica acrescida da energia térmica equivalente), encontra-se na faixa de 19,58 a 27,25 kWhm⁻³ [8].

Metodologia

A modelagem é constituída por um conjunto de balanços de massa e de energia. Para desenvolver o modelo matemático foram levadas em consideração algumas hipóteses:

1. Operação em regime permanente.
2. As capacidades térmicas, entalpia específica e propriedades físicas para água do mar e salmoura são funções de temperatura e salinidade.
3. A resistência devido a incrustação é constante.
4. As perdas termodinâmicas incluem a elevação do ponto de ebulição, a tolerância ao não-equilíbrio e as perdas por demister.
5. O produto destilado é isento de sal.
6. Os efeitos de superaquecimento são insignificantes.

O modelo matemático é um conjunto de equações que descrevem cada fase. A modelagem foi

dividida em duas fases, a modelagem do estágio *flash* e a modelagem do aquecedor de salmoura. Para efetuar a avaliação de uma planta MSF é necessário determinar um indicador de desempenho, o mais comum é o GOR que é definido como a taxa de ganho da saída (*Gain Output Ratio*), ou seja, a produção final de água em relação ao vapor fornecido no aquecedor de salmoura. Para plantas MSF, um GOR típico possui valores em torno de oito [8].

Modelagem do estágio flash

Para efeito de entendimento dos fluxos, para um estágio genérico “i”, as grandezas que saem do estágio recebem o subscrito do estágio (i). As correntes que entram pela esquerda do estágio recebem subscrito do estágio anterior (i-1), e as que entram pela direita recebem o subscrito do estágio seguinte (i+1). Em cada estágio, considera-se uma corrente de destilado (D_i), que se refere a porção da água salgada que entrou em ebulição, evaporou e posteriormente condensou, conforme ilustrado na Figura 2. As propriedades termo físicas e termodinâmicas, como entalpia, calor específico, entre outras, foram calculadas através de equações apropriadas ou determinadas a partir de dados disponíveis na literatura.

Balanços de Massa. Para tal, foram considerados três volumes de controle afim de facilitar a organização das equações e variáveis, conforme

apresentado na Figura 2. Considerou-se que não há acúmulo, geração ou consumo e que o destilado é isento de sal.

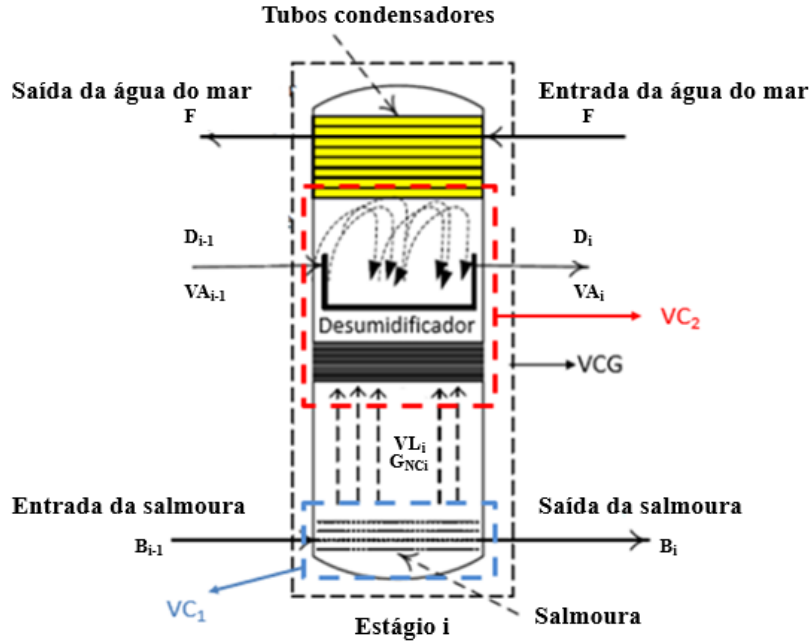


Figura 2. Esquema para o estágio i.
Fonte: Adaptado de [8].

O primeiro volume de controle (VC_1), na porção inferior do estágio da Figura 2, é apresentado, com maior destaque na Figura 3.

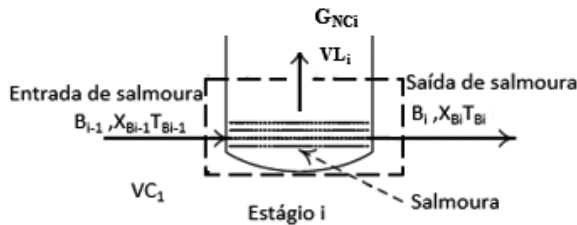


Figura 3. Entradas e saídas do fundo do estágio i.
Fonte: Adaptado de [8].

O volume de controle VC_1 envolve entradas e saídas relacionadas ao fundo do estágio *flash*. Considerando este volume, as equações de balanço de massa são as seguintes:

$$B_{i-1} = VL_i + G_{NCi} + B_i \quad (1)$$

$$B_{i-1}X_{Bi-1} = B_iX_{Bi} \quad (2)$$

$$B_{i-1}Y_{Bi-1} = G_{NCi} + B_iY_{Bi} \quad (3)$$

$$Y_{B_0} = Y_F \quad (4)$$

$$X_{B_0} = X_F \quad (5)$$

Onde,

B_{i-1} é a vazão de salmoura que entra no estágio i (kgs^{-1}).

B_i é a vazão de salmoura que sai do estágio i (kgs^{-1}).

X_{Bi-1} é a salinidade da salmoura que entra no estágio i (gkg^{-1}).

X_{Bi} é a salinidade da salmoura que sai do estágio i (gkg^{-1}).

Y_{Bi-1} é a fração de gases não condensáveis que entra no estágio i.

Y_{Bi} é a fração de gases não condensáveis na salmoura no estágio i.

Y_F é a fração de gases não condensáveis na água do mar.

VL_i é a vazão de vapor liberado no estágio i (kgs^{-1}).

G_{NCi} é a vazão gases não condensáveis no estágio i (kgs^{-1}).

O segundo volume de controle (VC_2), apresentando na porção central da Figura 2, pode

ser esquematizado, em maior detalhamento como apresentado na Figura 4, VC₂ envolve entradas e saídas relacionadas ao topo do estágio *flash*. As

equações do balanço de massa correspondentes são:

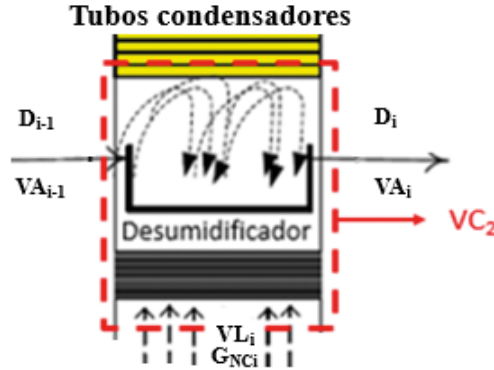


Figura 4. Entradas e saídas topo do estágio i. Fonte: Adaptado de [8].

$$D_{i-1} + VL_i + VA_{i-1} (1 - Y_{VA_{i-1}}) = D_i + VA_i (1 - Y_{VA_i}) \quad (6)$$

$$VA_i = (1 - Z_C)VL_i + G_{NCi} \quad (7)$$

$$VA_{i-1} Y_{VA_{i-1}} + G_{NCi} = VA_i Y_{VA_i} \quad (8)$$

Onde,

$Y_{VA_{i-1}}$ é a fração de gases não condensáveis no vapor não condensado que entra no estágio i.

Y_{VA_i} é a fração de gases não condensáveis no vapor não condensado do estágio i.

VA_i é o vapor não condensado do estágio i (kgs^{-1}).

VA_{i-1} é o vapor não condensado que entra no estágio i (kgs^{-1}).

D_{i-1} é a vazão de destilado que entra no estágio i (kgs^{-1}).

D_i é a vazão de destilado que sai do estágio i (kgs^{-1}).

Z_C é o rendimento do condensador.

O rendimento do condensador é uma parcela incorporada com o intuito de tornar o modelo mais próximo do real possível, esse termo corresponde ao quanto de vapor liberado é transformado em destilado pelo condensador.

O volume de controle global (VCG) envolve todas as entradas e saídas do estágio *flash*, e aplicando-se o balanço de massa obtém-se:

$$D_{i-1} + VA_{i-1} + B_{i-1} = VA_i + D_i + B_i \quad (9)$$

Balancos de energia. Utilizou-se novamente os três volumes de controle conforme:

$$B_{i-1}h_{B_{i-1}} = VL_ih_{VL_i} + G_{NCi}h_{NCi} + B_ih_{B_i} \quad (10)$$

$$D_{i-1}h_{D_{i-1}} + VL_ih_{VL_i} + VA_{i-1}(1 - Y_{VA_{i-1}})h_{VA_{i-1}} = D_ih_{D_i} + VA_i(1 - Y_{VA_i})h_{VA_i} \quad (11)$$

$$G_{NCi}h_{NCi} + VA_{i-1}Y_{VA_{i-1}}h_{NC_{i-1}} = VA_iY_{VA_i}h_{NCi} \quad (12)$$

Onde,

$h_{B_{i-1}}$ é a entalpia da salmoura que entra no estágio i (kJkg^{-1}).

h_{B_i} é a entalpia da salmoura que sai do estágio i (kJkg^{-1}).

$h_{D_{i-1}}$ é a entalpia do destilado que entra no estágio i (kJkg^{-1}).

h_{VL_i} é a entalpia do vapor liberado no estágio

i (kJkg^{-1}).

h_{VA_i} é a entalpia do vapor não condensado no estágio i (kJkg^{-1}).

h_{D_i} é a entalpia do destilado que sai do estágio i (kJkg^{-1}).

$h_{F_{i+1}}$ é a entalpia da água do mar que entra no estágio (kJkg^{-1}).

h_{F_i} é a entalpia da água do mar que sai do estágio (kJkg^{-1}).

$h_{NC_{i-1}}$ é a entalpia dos gases não condensáveis que entram no estágio (kJkg^{-1}).

A entalpia do vapor de água, é função da temperatura e é encontrada através de tabelas termodinâmicas disponíveis na literatura. Já a entalpia da salmoura (h_{Bi}) e da água do mar (h_{Fi}) é função do calor específico (C_p) que, por sua vez, é função da temperatura e salinidade (X_F e X_{Bi}), essas variáveis podem ser expressas pela correlação apresentada por El-Dessouky e

Ettouney [10], válida na faixa de temperatura de 20 °C a 180 °C, e para a salinidade da água na faixa de 20 a 160 gkg⁻¹.

Uma das formas mais utilizadas de realizar o balanço de energia no condensador é utilizando o método do coeficiente global de transferência de calor (U) [11]. Seguindo este método o balanço de energia no condensador pode ser expresso como:

$$F_i \overline{Cp}_{Fi} (T_{Fi} - T_{Fi+1}) = U_{Ci} A_{Ci} \frac{(T_{Fi} - T_{Fi+1})}{\ln \left[\frac{(T_{VAi} - T_{Fi+1})}{(T_{VAi} - T_{Fi})} \right]} \quad (13)$$

$$A_{Ci} = N_{Ci} \pi D_{Ci} L_{Ci} \quad (14)$$

Onde,

U_{Ci} é o coeficiente de transferência de calor global do condensador do estágio i (kW(m⁻² °C⁻¹)).

A_{Ci} é a área de transferência de calor do condensador do estágio i (m²).

L_{Ci} é o comprimento dos tubos condensadores do estágio i (m).

N_{Ci} é o número de tubos do condensador do estágio i .

D_{Ci} é o diâmetro dos tubos condensadores do estágio i (m).

De acordo com Incropera *et al.* [11], a determinação do coeficiente global de transferência de calor é uma etapa essencial de qualquer análise de trocadores de calor. O coeficiente é determinado em função da resistência térmica total à transferência de calor entre dois fluidos.

$$\frac{1}{U_{Ci}} = \frac{r_{Ei} L_{Ci}}{hc_{Ii} r_{Ii} L_{Ci}} + \frac{r_{Ei} L_{Ci} \ln \left(\frac{r_{Ei}}{r_{Ii}} \right)}{L_{Ci} k_{Mc}} + \frac{r_{Ei} L_{Ci}}{hc_{Ei} r_{Ei} L_{Ci}} \quad (15)$$

Onde,

r_{Ei} é o raio externo dos tubos do estágio i (m).

r_{Ii} é o raio interno dos tubos do estágio i (m).

h_{Ci} é o coeficiente de troca térmica por convecção interno (kW°C⁻¹).

h_{Ei} é o coeficiente de troca térmica por convecção externo (kW°C⁻¹).

k_{Mc} é a condutividade térmica do material do condensador (kWm⁻¹°C⁻¹).

O coeficiente de troca térmica por convecção que caracteriza o escoamento interno (h_{Ci}) pode ser

definido através da Equação 16. A condutividade térmica da água salgada (k_{Fi}), em W m⁻¹°C⁻¹, pode ser calculada através da correlação citada por El-Dessouky e Ettouney [9], onde é pode ser obtida em função da temperatura, em uma faixa de 20 a 180 °C, e da salinidade, em uma faixa de 0 a 160 gkg⁻¹.

$$hc_{Ii} = Nu_{Ii} \frac{k_{Fi}}{D_{Ci}} \quad (16)$$

Onde,

Nu_{Ii} é o número de Nusselt referente ao escoamento interno no estágio i .

Optou-se pela utilização de uma correlação para o número de Nusselt proposta por Gnielinski em [12], e válida para uma ampla faixa do número de Reynolds incluindo a região de transição.

$$3000 < Re_{Fi} < 5 \times 10^6$$

$$Nu_{Ii} = \frac{\left(\frac{f_{Fi}}{8} \right) (Re_{Fi} - 100) Pr_{Fi}}{1 + 12,7 \left(\frac{f_{Fi}}{8} \right)^{\frac{1}{2}} \left(Pr_{Fi}^{\frac{2}{3}} - 1 \right)} \quad (17)$$

Onde,

Re_{Fi} é o número de Reynolds referente ao escoamento de água do mar no estágio i .

Pr_{Fi} é o número de Prandtl da água do mar no estágio i .

f_{Fi} é o fator de atrito referente ao escoamento da água do mar no estágio i .

Para a determinação do fator de atrito utilizou-se a equação de Colebrook [13, 14], que desde muito tempo tem sido considerada como a mais precisa lei de resistência ao escoamento além

disso esta equação é válida para todo o tipo de escoamento e ainda vem sendo utilizada como padrão referencial.

Os números adimensionais de Prandtl e Reynolds são definidos, respectivamente, por:

$$Pr_{Fi} = \frac{Cp_{Fi} \mu_{Fi}}{k_{Fi}} \quad (18)$$

$$Re_{Fi} = \frac{4F_i}{\pi D_{Ci} \mu_{Fi}} \quad (19)$$

A viscosidade dinâmica da água do mar (μ_{Fi}) em Pa.s, foi obtida através de uma correlação citada por El-Dessouky e Ettouney [10], que é eficaz em uma faixa de salinidade de 0 a 130 gkg⁻¹ e temperatura de 10 a 180 °C.

Para o lado externo do condensador que se refere ao vapor, a análise de Nusselt pode ser entendida como uma condensação em filme laminar sobre uma superfície de um tubo horizontal e o coeficiente convectivo médio é representado pela correlação [11]:

$$h_{Ei} = 0,729 \left[\frac{g \rho_{VLi} (\rho_{VLi} - \rho_{VLgi}) k_{VLi}^3 h'_{VLi}}{N_C \mu_{VLi} (T_{sat_{VLi}} - T_{Si}) D_{Ci}} \right]^{\frac{1}{4}} \quad (20)$$

$$h'_{VLi} = h_{VLi} (1 + Ja_i) \quad (21)$$

$$Ja_i = \frac{Cp_{VLi} (T_{sat_{VLi}} - T_{Si})}{h_{VLi}} \quad (22)$$

Onde,

g é a aceleração da gravidade (ms⁻²).

ρ_{VLi} é a massa específica do vapor liberado no estado líquido (kgm⁻³).

ρ_{VLgi} é a massa específica do vapor liberado no estado gasoso (kgm⁻³).

μ_{VLi} é a viscosidade dinâmica do vapor liberado (Pas⁻¹).

T_{sat} é a temperatura de saturação (°C).

T_S é a temperatura da superfície (°C).

h'_{VLi} é a entalpia modificada do vapor liberado (kJkg⁻¹).

Ja_i é o número de Jakob no estágio i .

k_{VLi} é a condutividade térmica do vapor liberado (kWm⁻¹°C⁻¹).

Cp_{VLi} é o calor específico do vapor liberado (kJkg⁻¹°C⁻¹).

Todas as propriedades que se tratam da água pura, foram obtidas através de tabelas termodinâmicas disponíveis no *software* EES®.

A temperatura do vapor liberado da salmoura (T_{VL}) é menor que temperatura da salmoura (T_B), isso devido aos fenômenos de elevação do ponto de ebulição (EPB), e tolerância ao não-equilíbrio (TNE). A elevação do ponto de ebulição é a elevação do ponto de ebulição normal de um líquido puro pela presença de uma substância dissolvida. A tolerância ao não-equilíbrio representa a diferença entre a temperatura da salmoura e a temperatura correspondente ao equilíbrio termodinâmico com o vapor [15]. As relações entre as temperaturas são dadas por:

$$T_{Bi} = TMS - i \Delta T_{st} \quad (23)$$

$$\Delta T_{st} = \frac{TMS - T_{BN}}{N} \quad (24)$$

$$T_{Bi} = T_{VLi} + EPB_i + TNE_i \quad (25)$$

$$T_{VAi} = T_{VLi} - \Delta T_{DMi} \quad (26)$$

Onde,

T_{Bi-1} é a temperatura da salmoura no estágio anterior (°C).

ΔT_{st} é a diferença de temperatura entre estágios (°C).

ΔT_{DMi} é a queda de temperatura ocasionada pelo demister no estágio i (°C).

T_{Di} é a temperatura do destilado no estágio i (°C).

TMS é a temperatura máxima da salmoura (°C).

A correlação para a elevação do ponto de ebulição da água do mar utilizada é apresentada por El-Dessouky e Ettouney [10], e precisa em uma faixa de salinidade de 1% a 16% e a uma faixa de temperatura de 10 °C a 180 °C.

A correlação para a tolerância de não-equilíbrio (TNE) foi obtida pelo Laboratório Nacional de Oak Ridge (ORNL) [10], a partir de alguns dados obtidos a partir de algumas plantas comerciais.

$$TNE_i = \left(\frac{TNE_{10i}}{0,5 \Delta T_{st} + TNE_{10i}} \right)^{0,328 L_i} (0,5 \Delta T_{st} + TNE_{10i}) \quad (27)$$

$$TNE_{10_i} = (0,9784)^{T_{B_i}} (15,7378)^{H_i} (1,3777)^{\frac{B_i}{L_i}} 10^{-6} \quad (28)$$

A perda de temperatura devido à queda de pressão nos tubos do demister (ΔT_{DM_i}), expressa como perda de temperatura ($^{\circ}\text{C}$), foi citada por Mazzotti *et al.* [16] de acordo com a Equação 29.

$$\Delta T_{DM_i} = e^{\frac{1,885 - 0,02063 T_{VLi}}{1,8}} \quad (29)$$

A estimativa da pressão nos estágios foi obtida através da equação de Antoine.

$$B_0 = F_i \quad (30)$$

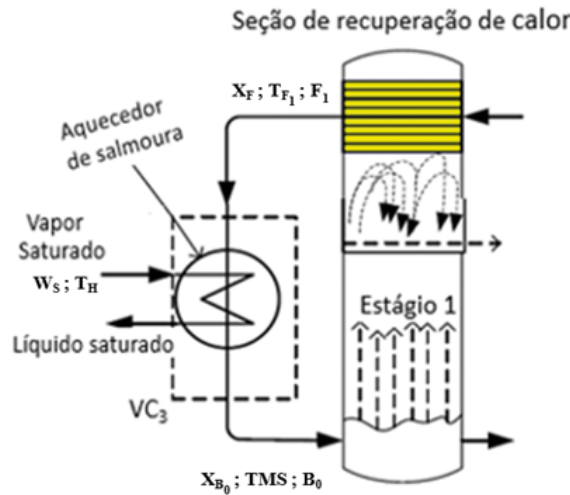


Figura 5. Aquecedor de salmoura. Fonte: Adaptado de [17].

O balanço de energia no aquecedor foi realizado similarmente ao do condensador existente dentro dos estágios. Aplicando a lei de conservação de energia no volume de controle três (VC_3):

$$B_0 \overline{Cp}_H (TMS - T_{F1}) = W_S \lambda_H \quad (31)$$

$$TMS = T_{B0} \quad (32)$$

$$F_i = F_N \quad (33)$$

$$\overline{Cp}_H = \frac{Cp_{B0} + Cp_{F1}}{2} \quad (34)$$

$$\lambda_H = 2501,897149 - 2,407064037 T_H + 1,192217 \cdot 10^{-3} T_H^2 - 1,5863 \cdot 10^{-5} T_H^3 \quad (35)$$

Onde,

$\overline{W}_S$ é a vazão de vapor no aquecedor (kg s^{-1}).

$\overline{Cp}_H$ é o calor específico médio no aquecedor ($\text{kJ kg}^{-1} \cdot ^{\circ}\text{C}^{-1}$).

λ_H é o calor latente de condensação do vapor de água do aquecedor (kJ kg^{-1}), conforme correlação apresentada em El-Dessouky e Ettouney [10].

T_H é a temperatura do vapor do aquecedor ($^{\circ}\text{C}$).

Parâmetros

Para as análises que foram realizadas, optou-se por considerar todas as variáveis de entrada do processo como constantes, enquanto foi realizada a variação de apenas uma variável afim de avaliar seus impactos na produção de água dessalinizada, no desempenho da planta (GOR) ou na área de troca térmica. Para tal, estipulou-se as seguintes

variáveis operacionais [18]:

- Número de estágios (N) [6 a 30];
- Temperatura da água do mar (T_F) [14 a 32 °C];
- Temperatura máxima da salmoura (TMS) [90 a 120°C];
- Temperatura do vapor do aquecedor de salmoura (T_H) [124 a 200°C];
- Vazão de água do mar (F) [350 a 2800 tonh⁻¹];
- Salinidade no último estágio (X_N) [50000 a 70000 ppm];
- Salinidade da água do mar (X_F) [25000 a 65000 ppm].

Resultados e discussões

Os resultados obtidos a partir da realização deste trabalho incluem a modelagem, a implementação desta no *software* e a análise da influência das principais variáveis na produção de destilado.

Influência do número de estágios

Observa-se na Figura 6, que o aumento do número de estágios resulta em um aumento considerável do GOR. Isso deve-se ao fato direto de que quanto maior o número de estágios, menor a vazão de vapor de aquecimento utilizado, fato confirmado pela Figura 7.

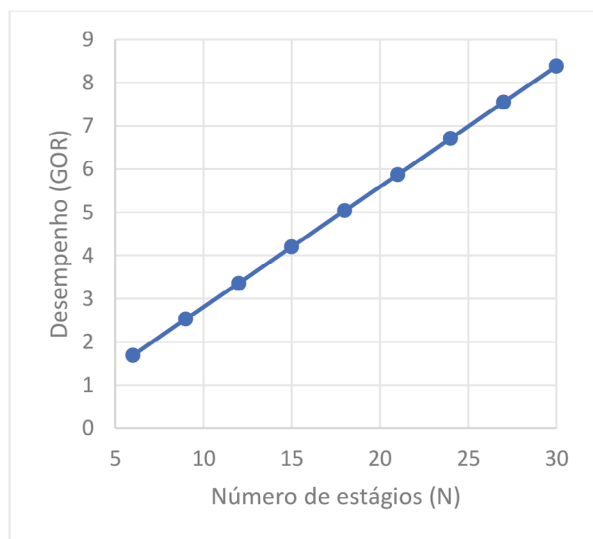


Figura 6. Influência do número de estágios no desempenho da planta (GOR).

Conforme a Figura 8, a utilização de uma quantidade menor de vapor para o aquecimento da salmoura é explicada pelo fato de que, com o aumento do número de estágios, a área total de troca térmica é maior.

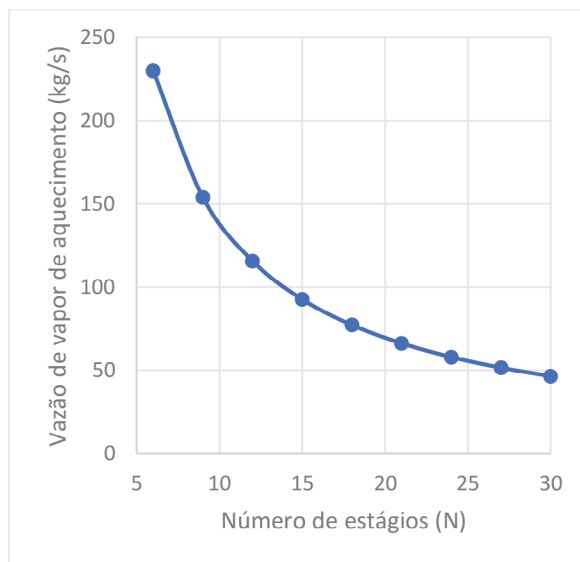


Figura 7. Influência do número de estágios na vazão de vapor de aquecimento.

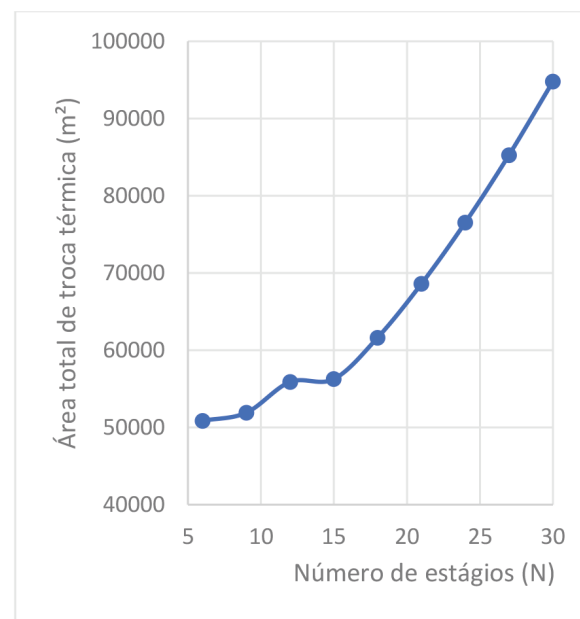


Figura 8. Influência do número de estágios na área total de troca térmica.

Ou seja, a água de resfriamento chega ao aquecedor de salmoura com uma temperatura maior por ter transcorrido mais estágios, necessitando assim, de menos vapor para alcançar a temperatura máxima.

Como mencionado, plantas MSF são consideradas viáveis quando o seu desempenho (GOR) é cerca de 8, o que implica que unidades com variáveis de entrada dentro dos intervalos simulados devem ser

projetas com número de estágios superiores a 29 a fim de se obter o melhor desempenho possível do processo.

Influência da temperatura da água do mar

A temperatura da água do mar, no modelo MSF-BC, só tem influência direta na área de troca térmica da seção de rejeição de calor. Isso porque a água do mar, após sair da seção de rejeição de calor, é misturada a corrente de reciclo, essa mistura segue para a área de seção de recuperação de calor.

A área de troca térmica da seção de rejeição de calor diminui à medida que a água do mar se torna mais fria, conforme Figura 9. Com uma temperatura menor a troca térmica é mais eficiente, ou seja, é necessária uma área menor para resfriar a salmoura antes que ela seja descartada.

Como a área de troca térmica depende diretamente do número de tubos nos estágios, na Figura 10, pode-se confirmar essa relação direta, pois observa-se nitidamente que a influência da temperatura da água do mar no número de tubos condensadores fornece um gráfico exatamente igual ao da a influência da temperatura da água do mar na área de troca térmica da seção de rejeição de calor.

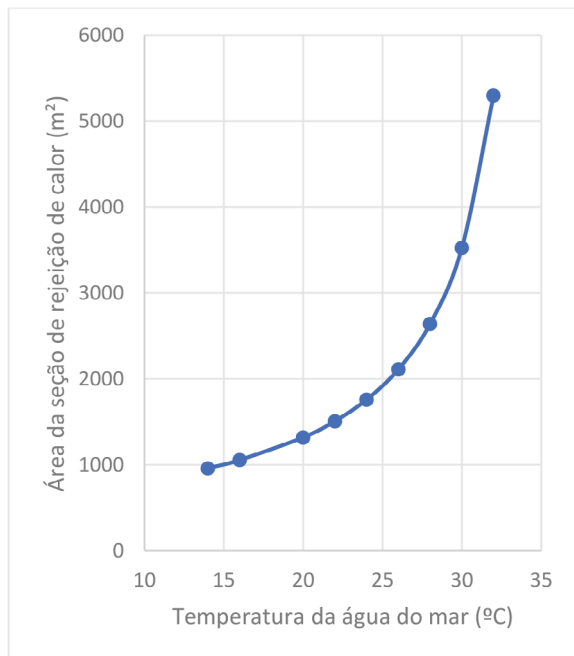


Figura 9. Influência da temperatura da água do mar na área da seção de rejeição de calor.

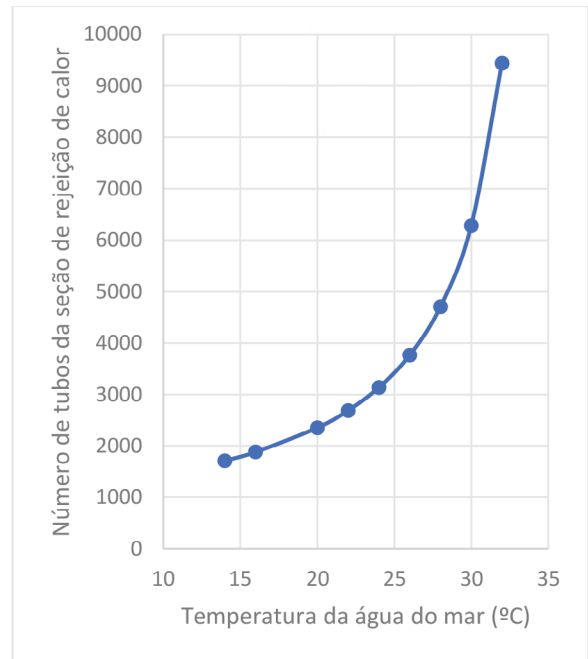


Figura 10. Influência da temperatura da água do mar no número de tubos da seção de rejeição de calor.

Influência da temperatura máxima da salmoura

Ao analisar a relação entre a temperatura máxima da salmoura e a área de transferência de calor, Figura 11 e Figura 12, é possível observar a importância que esta variável apresenta no processo. Plantas MSF projetadas com temperatura máxima da salmoura em torno de 90 °C (valor relativamente baixo), necessitam de uma área de transferência de calor da seção de recuperação de calor maior se comparado a temperaturas maiores como 120 °C. Para a área de transferência de calor do aquecedor de salmoura o processo é inverso. Quanto menor a temperatura máxima da salmoura, menor a área necessária para elevá-la ao valor requerido.

Para uma investigação mais completa acerca da influência da temperatura superior da salmoura no processo de dessalinização MSF faz-se necessário observar como a temperatura afeta o desempenho da planta, para tal apresenta-se na Figura 13, a influência da temperatura superior da salmoura no GOR que caracteriza o desempenho da planta.

Como já mencionado anteriormente plantas MSF apresentam um GOR padrão em torno de 8, ou seja, para cada 1 kgs⁻¹ de vapor utilizado no processo 8 kgs⁻¹ de água dessalinizada são

produzidos. Com o aumento da temperatura máxima da salmoura implica-se numa maior necessidade de vapor de aquecimento resultando em um GOR menor. Porém, para o intervalo de temperatura máxima da salmoura simulado, o GOR mantém-se dentro dos padrões industriais em todas.

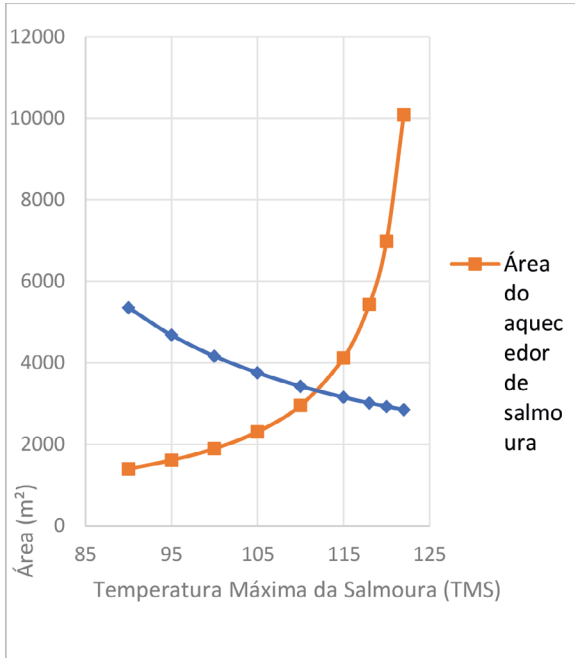


Figura 11. Influência da temperatura máxima da salmoura na área de troca térmica do aquecedor de salmoura e da seção de recuperação de calor.

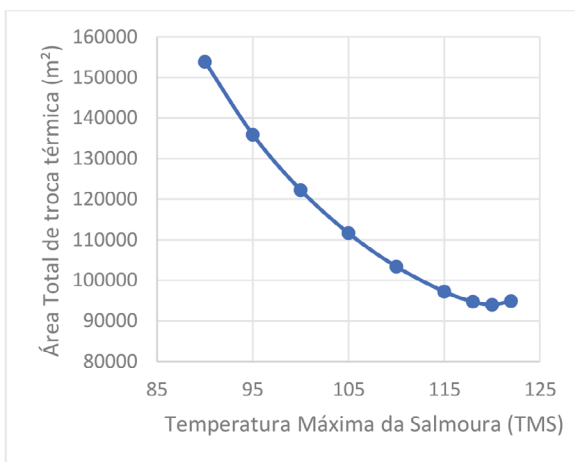


Figura 12. Influência da temperatura máxima da salmoura na área total de troca térmica.

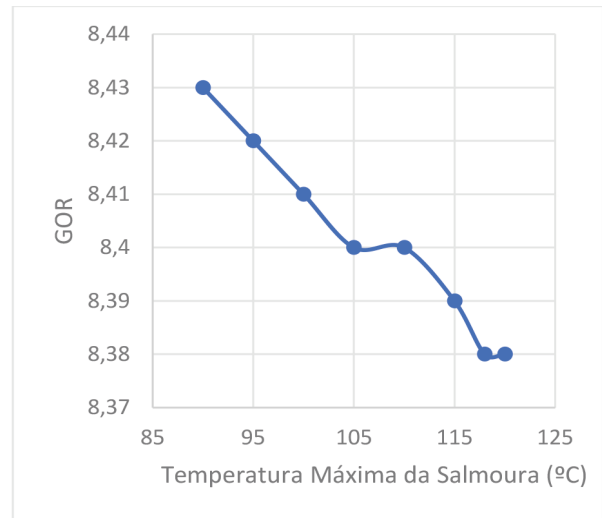


Figura 13. Influência da temperatura máxima da salmoura no desempenho da planta (GOR).

Influência da temperatura do vapor de aquecimento

A mudança na temperatura do vapor de aquecimento praticamente não afeta a área total de transferência de calor, porém afeta diretamente a área de troca térmica do aquecedor de salmoura. Conforme observa-se na Figura 14, a medida que a temperatura do vapor de aquecimento aumenta a área requerida no aquecedor de salmoura diminui. Essa relação direta deve-se ao fato de que quanto maior a temperatura do vapor menor será a área necessária para aquecer a salmoura.

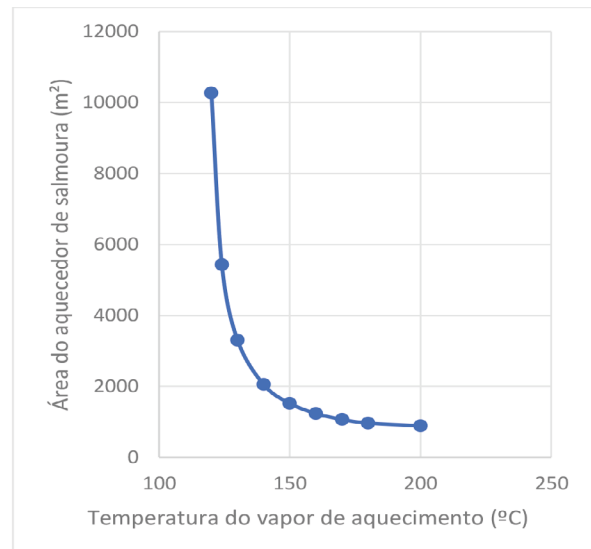


Figura 14. Influência da temperatura do vapor de aquecimento na área de troca térmica do aquecedor de salmoura.

A avaliação da influência da temperatura do vapor de aquecimento no desempenho da planta é apresentada na Figura 15. É notório que à medida que a temperatura do vapor aumenta o desempenho da planta diminui já que são variáveis com relação inversa. Para que a temperatura do vapor seja maior é necessária uma maior vazão, como a produção de destilado é constante, um aumento na vazão de vapor de aquecimento diminui o desempenho da planta.

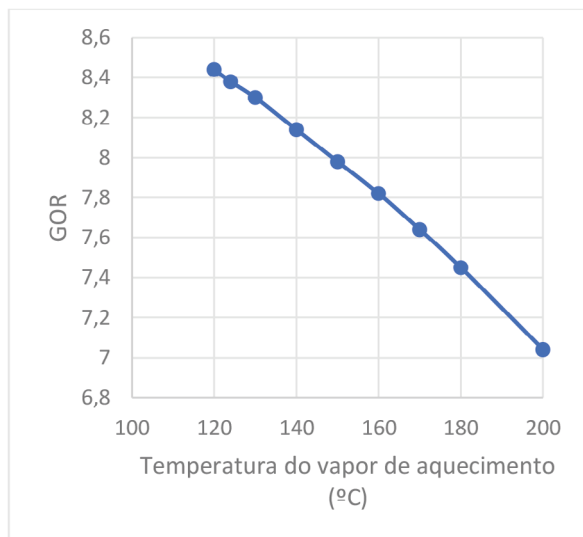


Figura 15. Influência da temperatura do vapor de aquecimento no desempenho da planta (GOR).

Influência da salinidade do último estágio

A salinidade do último estágio é uma variável controlada, aumentando-se a salinidade da salmoura no último estágio quer dizer que mais água dessalinizada deve ser “retirada” da salmoura, ou seja, a produção de destilado aumenta, este fato é mostrado na Figura 16.

Para que a produção de destilado seja aumentada outras variáveis devem ser analisadas. Essas variáveis são a vazão de vapor de aquecimento e a área total de troca térmica, a relação delas com a salinidade do último é mostrada nas Figura 17 e 18. Quanto maior a salinidade da salmoura no último estágio mais vapor necessário para aquece-la e consequentemente retirar a máxima quantidade de água dessalinizada. Essa situação provoca uma alteração direta na área total de transferência de calor que possui a mesma lógica de comportamento causada na quantidade de vapor de aquecimento.

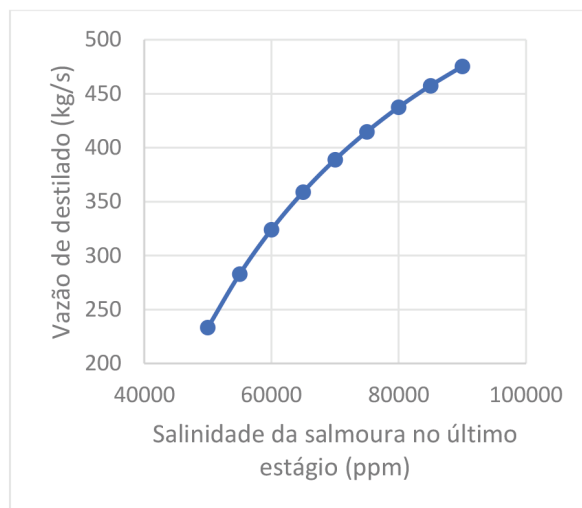


Figura 16. Influência da salinidade do último estágio na vazão de destilado.

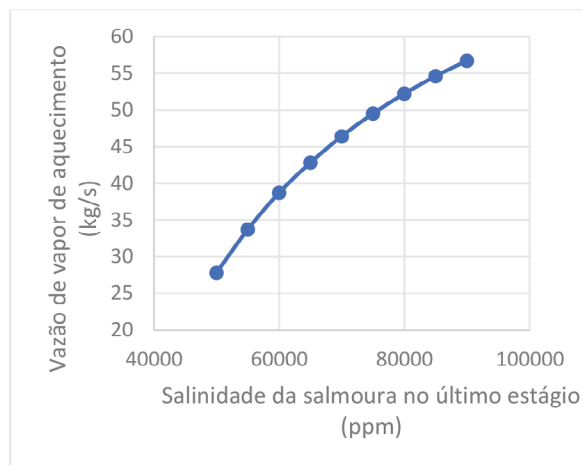


Figura 17. Influência da salinidade do último estágio na vazão de vapor de aquecimento.

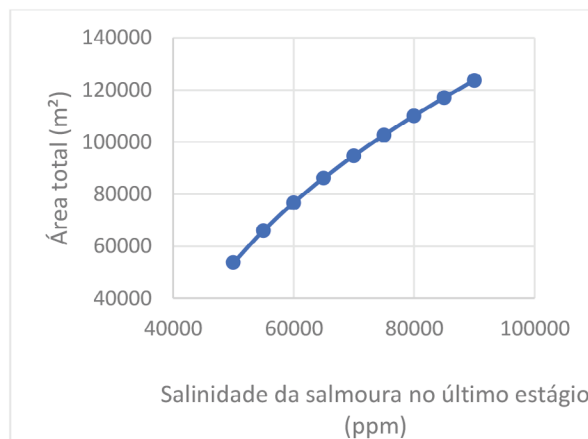


Figura 18. Influência da salinidade do último estágio na área total.

Influência da salinidade e da vazão da água do mar

Como observa-se na Figura 19, o aumento de disponibilidade de água do mar aumenta, a produção de água dessalinizada. Em contra partida, o aumento da salinidade provoca uma queda na produção de destilado, isso porque quanto maior a salinidade menos água disponível. O desempenho da planta medida pelo GOR não sofre variação com o aumento da produção de destilado. Entende-se que, à medida que aumenta a vazão de água do mar aumenta-se proporcionalmente a quantidade de vapor necessário para aquecer a salmoura.

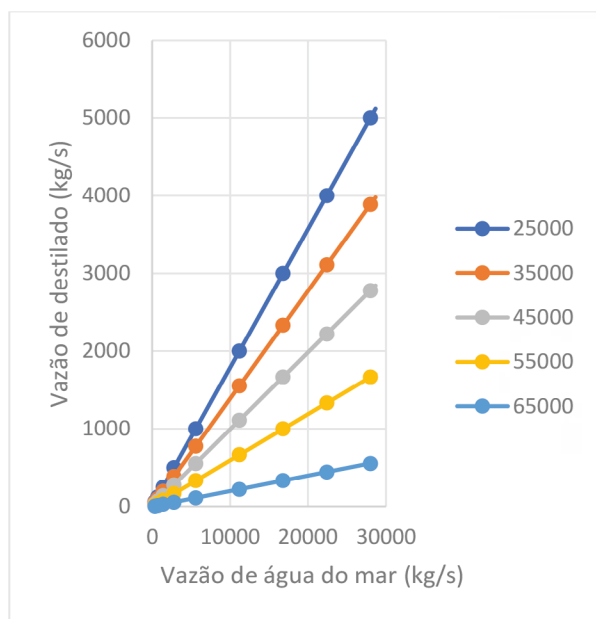


Figura 19. Influência da vazão e salinidade da água do mar na produção de destilado

Conclusão

A simulação possibilitou a investigação das variáveis que ocasionam variação nos principais parâmetros de desempenho de uma unidade de dessalinização por destilação flash de múltiplos estágios. Foram investigadas as influências da temperatura máxima da salmoura, da salinidade, vazão e temperatura da água do mar, salinidade do último estágio e o número de estágios. Dentre as variáveis operacionais analisadas, o número de estágios é a variável que mais afeta o desempenho da planta. A vazão de vapor de aquecimento diminui drasticamente com o aumento do número de estágios, isso torna a planta mais eficiente e econômica no ponto de vista energético.

As variáveis relacionadas à água do mar não fornecem variações significativas no desempenho da planta medida pelo GOR. Suas influências são em variáveis específicas e não são tão relevantes na avaliação da eficiência de uma planta com a configuração de reciclo de salmoura.

A elevação da temperatura máxima da salmoura ocasiona a redução na área total de troca térmica, no entanto, com relação ao desempenho da planta (GOR) a temperatura máxima da salmoura não afeta significativamente esse parâmetro no processo.

A salinidade do último estágio é uma variável controlada, aumentando-se a salinidade da salmoura no último estágio a produção de destilado aumenta, porém aumenta-se proporcionalmente a quantidade de vapor de aquecimento, novamente, essa variável não produz mudanças significativas no desempenho da planta. Deve-se avaliar a salinidade na saída quanto ao tratamento necessário para descarte adequado.

As simulações também indicaram que número de estágios ideal para se projetar plantas MSF mais eficientes é acima de 29, para a temperatura superior da salmoura na faixa de 90 a 120 °C e com uma salinidade da água do mar na faixa de 25000 a 65000 ppm.

Como a complexidade da planta vem da interação que ocorre entre as variáveis, para trabalhos futuros seria interessante verificar o custo juntamente com a escolha das configurações. A pesquisa do custo energético, de tratamento, implantação, equipamentos e etc., possibilitaria avaliar completamente a viabilidade da planta.

Agradecimentos

Os autores agradecem o apoio por parte da Universidade Federal de Viçosa (UFV). O presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior - Brasil (CAPES) – Código de Financiamento 001 e da Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de Minas Gerais (FAPEMIG).

Referências

- [1] United Nations Children Fund; World Health Organisation. Progress on Drinking Water, Sanitation and Hygiene - Joint Monitoring Programme 2017 Update and SDG BaselinesWho. [s.l:s.n.]. Disponível em: <<http://apps.who.int/bookorders>>. Acesso em: 15 fev. 2019.

- [2] Voutchkov N. Desalination – Past, Present and Future - International Water Association. 17 ago. 2016. Disponível em: <<https://iwa-network.org/desalination-past-present-future/>>. Acesso em: 5 abr. 2019.
- [3] Xiao G, Wang X, Ni M, Wang F, Zhu W, Luo Z, Cen K. A review on solar stills for brine desalination. *Applied Energy*, v. 103, p.642-652, mar. 2013.
- [4] Salinas-Freire HA; Perez-Ones O, Rodriguez-Munoz S. Límites termodinámicos a la productividad de los destiladores solares pasivos. *Rev. ion* [online]. 2019, vol.32, n.1, pp.7-20. Epub June 03, 2019. ISSN 0120-100X. <http://dx.doi.org/10.18273/revion.v32n1-2019001>.
- [5] Mekhilef S, Saidur R, Safari A. A review on solar energy use in industries. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 15, n. 4, p. 1777-1790, maio 2011.
- [6] BCC Research. Seawater and Brackish Water Desalination (MST052C). [s.l: s.n.]. Disponível em: <<https://www.bccresearch.com/market-research/membrane-and-separation-technology/seawater-brackish-water-desalination-report-mst052d.html>>. Acesso em: 13 out. 2018.
- [7] Global Water Intelligence (GWI). Market profile and desalination markets, 2009-2012 yearbooks and GWI website. <<http://www.desaldata.com/>> Acesso em: 19 Out 2018.
- [8] El-Ghonemy AMK. Performance test of a sea water multi-stage flash distillation plant: Case study. *Alexandria Engineering Journal*, v. 57, n. 4, p. 2401–2413, 2018
- [9] Al-Karaghoulí A, Kazmerski LL. Energy consumption and water production cost of conventional and renewable-energy-powered desalination processes. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 24, p. 343–356, 2013.
- [10] El-Dessouky HT, Ettouney HM. *Fundamentals of salt water desalination*. USA: Elsevier. 2002.
- [11] Incropera, FP, Dewitt DP, Bergman TL, Lavine AS. *Fundamentos de transferência de calor e massa*. 6. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2008. 643 p.
- [12] Gnielinski V. New Equations for Heat and Mass Transfer in Turbulent Pipe and Channel Flow. *International Chemical Engineering*, Vol. 16, 1976.
- [13] Colebrook CF. Turbulent Flow in Pipes, with Particular Reference to the Transition Region Between the Smooth and Rough Pipe Laws. *Journal of the Institution of Civil Engineers*. Londres. p.133-156, 1938.
- [14] Fox RW, McDonald AT, Pritchard, PJ. *Introdução à Mecânica dos Fluidos*, LTC, 6a ed. 2004.
- [15] Al-Fulaij H. Analysis of MSF Flashing Chambers, Master thesis. Kuwait: Kuwait University, 2002.
- [16] Mazzotti M, Rosso M, Beltrami A, Morbidelli M. Dynamic modeling of multistage flash desalination plants. *Desalination*, vol. 127, p. 207-218, 2000.
- [17] Al-Fulaij H. Dynamic modeling of multi stage flash (MSF) desalination plant. PhD thesis, University College London, 2011.
- [18] Lanna PP. Modelagem matemática e simulação numérica de uma planta de dessalinização – MSF. Dissertação de Mestrado. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, UFV, 2020.