



I-240 - OBTENÇÃO DE ÁGUA POTÁVEL A PARTIR DE ÁGUA SALOBRA OU DO MAR POR EVAPORAÇÃO

Paul Fernand Milcent⁽¹⁾

Engenheiro Químico pela Universidade Federal do Paraná. Mestre em Tecnologia dos Alimentos pela Universidade Federal do Paraná. Professor da Universidade Federal do Paraná.

Agnes de Paula Scheer

Engenheira Química pela Universidade Federal do Paraná. Mestre em Tecnologia dos Alimentos pela Universidade Federal do Paraná. Doutora em Engenharia Química pela Universidade Estadual de Campinas. Professora da Universidade Federal do Paraná.

Regina Weinschutz

Engenheira Química pela Universidade Federal do Paraná. Mestre em Tecnologia dos Alimentos pela Universidade Federal do Paraná. Doutora em Engenharia Química pela Universidade Estadual de Campinas. Professora da Universidade Federal do Paraná.

Endereço⁽¹⁾: Rua Gustavo Rattman, 860 – Bacacheri – Curitiba – PR – CEP: 82520-630 – Brasil – Tel: (41) 3264-2827 – e-mail: milcent@ufpr.br

RESUMO

Esforços nacionais tem sido feitos para a purificação de água salobra por osmose inversa. Esta é no entanto uma das muitas alternativas técnicas disponíveis para a obtenção de água potável a partir de tal fonte. Em termos mundiais, para a dessalinização da água do mar, as unidades evaporativas se igualam em capacidade produtiva com aquelas baseadas em membranas semipermeáveis. Neste contexto o presente trabalho estuda a obtenção de água dessalinizada a partir de água salobra ou do mar, e mais especificamente sua evaporação num sistema de compressão mecânica do evaporado. Tal técnica tem se mostrado mundialmente eficaz para a purificação de água em unidades de pequeno e médio porte. O menor consumo de energia observado nas simulações efetuadas corresponde a uma concentração da água salobra, de 2.000 ppm até 0,1 Kg/Kg à pressão atmosférica, atingindo o valor de 15,07 KWh/m³ de água pura produzida. Neste caso a produtividade da instalação é de 0,98 Kg de água pura produzida/ Kg de água salobra alimentada. Recomenda-se um esforço de pesquisa nacional de exploração das várias alternativas disponíveis de dessalinização, visto que uma revisão bibliográfica demonstra a inexistência de solução unívoca e consagrada para a questão.

PALAVRAS-CHAVE: Dessalinização, Destilação, Evaporação, Compressão, Salobra, Mar, Água.

INTRODUÇÃO

O território brasileiro contém grandes extensões de terra apresentando escassez de água doce de superfície. Dentre as alternativas tecnológicas, encontram-se o aproveitamento da água salgada do mar e a exploração da água contida no subsolo. Em alguns casos também a água de subsolo apresenta um teor de sais elevado que a torna inapropriada para consumo direto. No mundo, desde meados do século passado tem-se produzido água potável em larga escala a partir destas fontes. É de se esperar que a necessidade da utilização de tais recursos hídricos aumente.

O Brasil neste contexto apresenta uma situação contraditória: ao lado de extensas e ricas bacias hidrográficas, incluindo a maior do planeta, possui a região do semi-árido, caracterizada por temperaturas elevadas ao longo de todo o ano com chuvas escassas e muito mal distribuídas. Estão submetidos a este clima, excluindo-se a faixa litorânea, quase todos os Estados da região nordeste e o norte do Estado de Minas Gerais. A população de tais Estados ultrapassa os 40 milhões de pessoas.

A exploração dos mananciais subterrâneos se abre como alternativa. No entanto, como mostra estudo recente do IBGE (2003), parte desta água está classificada como de qualidade medíocre ou má, exigindo para seu consumo, a redução da concentração de sais.

Neste contexto se insere o presente trabalho: há o interesse presente e a necessidade futura da redução do teor de sais de recursos hídricos para consumo humano e em vista disto apresenta-se alternativas tecnológicas que



viabilizam tal ação. As técnicas de dessalinização tem se mostrado factíveis de realização em larga escala, em inúmeras regiões do planeta, há décadas. A experiência prática tem demonstrado inclusive a sua viabilidade econômica.

Desta forma, dois são os objetivos do presente trabalho:

- Equacionar e analisar um sistema de produção de água potável baseado na evaporação (destilação) com compressão mecânica do evaporado.

- Revisar as alternativas técnicas disponíveis para a produção de água potável a partir de água salobra ou do mar.

REVISÃO

A diferença entre a água dita salobra e a água do mar está fortemente associada à concentração salina. As alternativas técnicas gerais válidas para a purificação de ambas são as mesmas. Grande parte dos padrões de potabilidade da água (FUNASA, 2001), baseiam-se na observação de baixas concentrações de substâncias presentes.

ETTOUNEY e EL-DESSOUKY (2001), observam que o custo da água potável dessalinizada tem se reduzido gradualmente no transcorrer dos anos. Na década de 80 estava entre US\$ 3,00 e 5,00 /m³. Já no início dos anos 90 reduziu-se para menos de US\$ 2,00 /m³. Na ocasião da publicação do seu artigo, já estava entre US\$ 0,50 e 1,30 /m³.

A maior parte dos custos se baseia na dessalinização de água do mar. Para a dessalinização de águas salobras, com teores de sólidos bem menores, tais como são algumas daquelas encontradas no subsolo brasileiro, é de se esperar um custo igualmente menor, da ordem de US\$ 0,20 a 0,35 /m³. Os menores custos de produção contínua são observados com o emprego das técnicas de membranas semipermeáveis, porém são justamente estas técnicas que apresentam as maiores dificuldades na manutenção e operação do sistema. Tais dificuldades podem levar até mesmo à inoperância das instalações, pouco tempo após a sua montagem e aquisição.

A dessalinização tem progredido rapidamente, desde o início de sua aplicação em larga escala em âmbito mundial, a partir da metade do século XX. Em 1960 haviam 5 instalações de porte com uma capacidade total de produção de 5000 m³/dia. Em 2001, a capacidade de produção mundial de água potável dessalinizada foi de 22,7 x 10⁶ m³/dia obtida por meio de mais de 12.500 unidades de dessalinização, empregando diferentes tecnologias.

A Líbia é o país da região do Mediterrâneo que mais faz emprego das técnicas de dessalinização com mais de 400 instalações em atividade. As maiores instalações são baseadas na técnica evaporativa da Expansão em Múltiplos Estágios – MSF, produzindo 70 % da água para consumo humano. BINDRA E ABOSH (2001), dentre outros, consideram a evaporação solar como uma alternativa promissora para a purificação de água salgada. Envolve a produção de água pura com energia gratuita, tecnologia simples e meio ambiente limpo, em particular para comunidades rurais distantes dos centros urbanos.

Os meios de se purificar água salobra ou salgada podem ser classificados simplificadaamente em dois grandes grupos. As técnicas baseadas na evaporação do líquido impuro e posterior condensação, comumente referida como destilação e aquelas que se baseiam no bombeamento do líquido em contato com membranas semipermeáveis, as quais permitem a passagem da água, mas não dos sais contidos em seu interior.

As técnicas predominantes em termos mundiais são a Expansão em Múltiplos Estágios -MSF e a Osmose Inversa - RO correspondendo a 44% e 42% da capacidade instalada. A MSF representa mais de 93% da produção por meio de técnicas evaporativas e a RO, mais de 88% da produção por técnicas de membranas. Cabe salientar no entanto, que para baixas produções, a compressão mecânica do evaporado (e a evaporação simples movida por energia solar) pode dentre outras alternativas, se mostrar atraente e efetivamente é empregada em termos mundiais.



Processos evaporativos geram um produto de melhor qualidade do que as técnicas por membranas e somente elas asseguram um produto aceitável no caso de poluição da matéria prima.

A técnica da evaporação (destilação) consiste basicamente em se fazer evaporar o líquido impuro contido num dado recipiente. A evaporação é feita graças ao aporte de energia de alguma fonte, como por exemplo, a solar ou a oriunda da queima de um combustível ou ainda a hidroelétrica. O vapor d'água volátil, separa-se das impurezas não voláteis que permanecem no recipiente original. O vapor então é levado a se condensar, liberando com isto calor e permitindo, portanto, a recuperação de parte da energia despendida para a evaporação. As variantes deste método básico, que podemos denominar por evaporação simples, via de regra, pretendem a economia na energia necessária ao processo. As variantes são a evaporação em múltiplos efeitos (multi effect distillation-MED), a expansão em múltiplos estágios (multi stage flash –MSF) e a evaporação por compressão do evaporado (vapor compression-VC). Na compressão mecânica do evaporado, o líquido é conduzido a um recipiente onde recebe calor e evapora. O evaporado passa por um compressor, normalmente do tipo centrífugo e então com maior temperatura e pressão é levado à superfície de troca de calor com a água impura. Depois desta troca, a água já condensada, se torna o produto final. Outras técnicas disponíveis seriam a da evaporação com o uso de ejetores a jato de vapor d'água, a evaporação acoplada a ciclo de refrigeração (bomba de calor), e aquelas baseadas em ciclos de umidificação e desumidificação do ar.

A técnica de osmose inversa (reverse osmosis-RO) é a mais corriqueira porém não a única disponível para a purificação de água dentre aquelas empregando membranas semi-permeáveis. Neste caso, a água impura é bombeada com pressões em torno de 50 Kgf/cm² tangencialmente às membranas. (Apenas cerca de 20 Kgf/cm² quando o objetivo é purificar água salobra, com menor concentração de sais.) A fonte de energia usual para o bombeamento é a elétrica. A osmose inversa, tal como qualquer alternativa tecnológica apresenta inconvenientes. As membranas são mecanicamente frágeis; são suscetíveis ao efeito da temperatura e estão sujeitas à colmatação (entupimento) devido a presença de sólidos suspensos. Além disto tais membranas são constituídas de material orgânico e como tal sujeitas ao ataque e proliferação microbiológica. A questão do entupimento dos poros por sólidos suspensos é contornada por pré-tratamento e lavagens em contracorrente. A tecnologia do controle de um sistema de osmose inversa é sofisticada, exigindo mão de obra mais especializada do que aquela necessária em técnicas corriqueiras de evaporação. Uma operação não cuidadosa do sistema destrói as membranas. As membranas são danificadas pela ação do cloro. Para a implantação de um tal sistema compete avaliar a disponibilidade e custos dos produtos químicos e das membranas cuja substituição periódica é previsível (BINDRA e ABOSH, 2001).

Outras técnicas baseadas em membranas seriam eletrodialise reversa (electrodialysis reversal-EDR) e a Eletrodialise (electrodialysis-ED), que é supostamente mais aceitável para a purificação de água salobra em regiões remotas do que a RO pois é mais robusta e sua manutenção e operação é mais simples. As técnicas evaporativas também a princípio são mais adequadas à purificação de água em áreas remotas, pois além de fortes e duráveis, exigem menos mão de obra qualificada e menos insumos químicos para tratamento. Além disto, não estão sujeitas à necessidade de substituição das membranas e o produto é de maior qualidade.

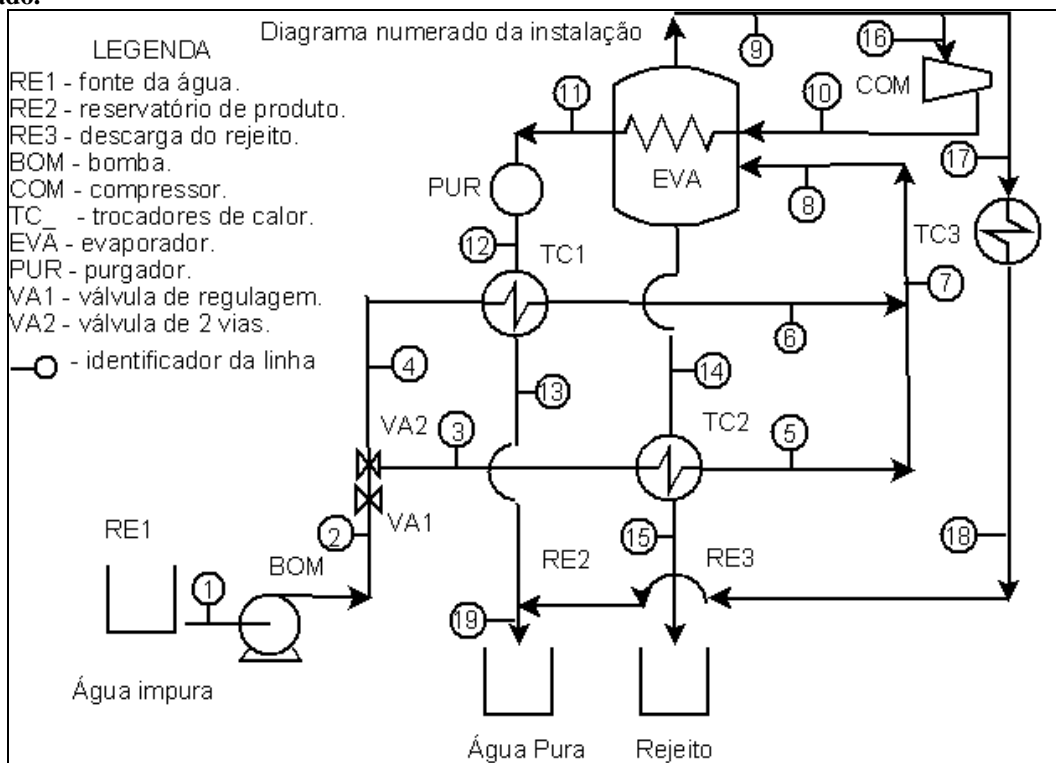
MATERIAIS E MÉTODOS

Após a definição de uma instalação conveniente para a purificação de água por compressão mecânica do evaporado, foi realizada a sua descrição matemática. Nesta fase foram utilizados os métodos tradicionais de balanços materiais e energéticos, bem como a obtenção de dados termodinâmicos. As equações obtidas geram um sistema não linear. As mais de cem equações foram resolvidas com o auxílio da planilha Microsoft Office Excel 2003. Uma parte das mesmas exigiu o emprego da ferramenta Solver, contida na versão profissional do referido software.

A figura 1 mostra esquematicamente a instalação a ser analisada. A água salobra ou do mar, ingressa na instalação pela linha (1). A eventual presença de sólidos suspensos pode ser contornada por técnica de filtração preliminar. Dependendo da pressão nesta linha, uma bomba será necessária para a alimentação. A água alimentada é distribuída por dois ramais. Tal bifurcação se justifica para proporcionar uma maior recuperação do calor das correntes (12) e (14) oriundas do evaporador. Após a passagem pelos trocadores de calor operando em contracorrente, a água impura pré aquecida ingressa no evaporador. Neste equipamento sofre uma vaporização parcial numa temperatura que depende da pressão de trabalho do evaporador e da elevação do ponto de ebulição da solução, ocasionado pelos sais em solução. A solução rica em sais, após



Figura 1: Esquema da instalação proposta para a produção de água pura por compressão mecânica do evaporado.



O evaporado, após a compressão, com maior pressão e mais superaquecido entra no evaporador por (10) e condensa, liberando assim energia para a evaporação. O condensado após troca de calor com a solução impura soma-se ao total de água pura produzida pela instalação. Do trocador de calor (TC3) o calor excedente é removido, o qual tem mesma ordem de magnitude da energia cedida pelo compressor. Tal remoção pode ser efetuada por sistema de resfriamento de baixo custo conveniente. Para a remoção da água pura e do rejeito, dependendo das pressões nas respectivas linhas, poderão ser necessárias bombas trabalhando com baixa diferença de pressão, não representadas no diagrama.

Equacionamento do sistema

Fixou-se uma vazão mássica de água impura alimentada ao sistema de 5.000 Kg/h. A temperatura da fonte foi considerada como sendo de 25°C. Estudou-se a alimentação com água do mar, de concentração salina de 34.000 ppm e de uma água salobra com 2.000 ppm de sais. Ao passar pela bomba tais condições permanecem inalteradas.

$$F_2 = F_1 = 5000$$

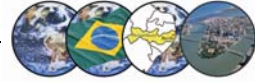
$$T_2 = T_1 = 25$$

$$x_2 = x_1 = 0,034$$

ou

$$x_2 = x_1 = 0,002$$

Para a bifurcação adiabática na válvula de duas vias, é necessário estabelecer um critério conveniente de divisão.



$$F_3 = F_2 - F_4 \qquad \frac{F_3}{F_4} = \frac{F_{14}(h_{14} - h_{15})}{F_{12}(h_{12} - h_{13})}$$

$$T_4 = T_3 = T_2 \qquad x_4 = x_3 = x_2$$

$$h_4 = h_3 = h_2$$

Nos trocadores TC1 e TC2, o calor recebido pela alimentação é igual ao calor liberado pelas correntes oriundas do evaporador.

$$F_3(h_5 - h_3) = F_{14}(h_{14} - h_{15}) \qquad F_4(h_6 - h_4) = F_{12}(h_{12} - h_{13})$$

$$F_6 = F_4 \qquad F_5 = F_3$$

$$F_{14} = F_{15} \qquad F_{12} = F_{13}$$

$$x_6 = x_4 \qquad x_5 = x_3$$

$$x_{14} = x_{15} \qquad x_{12} = x_{13}$$

As diferenças de temperatura média logarítmicas nestes equipamentos são dadas por:

$$DTML1 = \frac{(T_{12} - T_6) - (T_{13} - T_4)}{\ln \frac{(T_{12} - T_6)}{(T_{13} - T_4)}} \qquad DTML2 = \frac{(T_{14} - T_5) - (T_{15} - T_3)}{\ln \frac{(T_{14} - T_5)}{(T_{15} - T_3)}}$$

Após passar pelos trocadores, os escoamentos voltam a se unificar, para entrar no evaporador.

$$(x_5 + x_6)x_8 = x_8 \qquad F_8 = F_2$$

$$F_8.h_8 = F_6.h_6 + F_5.h_5$$

O evaporador consiste de duas câmaras estanques. Numa circula o fluido quente que é o vapor superaquecido oriundo do compressor, que abandona o sistema condensado, na sua temperatura de condensação. A outra câmara é aquela na qual ingressa a alimentação, que graças ao calor recebido, se subdivide em solução concentrada e evaporado. Na análise do evaporador, consideramos três níveis de concentração da água salinizada, no interior do evaporador, quais sejam 0,3 Kg/Kg ; 0,1 Kg/Kg e 0,15 Kg/Kg. O evaporado é praticamente vapor de água puro em equipamentos adequadamente projetados.

$$F_9 = F_8 - F_{14} \qquad F_{14} = \frac{F_8 \cdot x_8}{x_{14}}$$

$$x_{12} = x_{10} = x_9 = 0 \qquad x_{14} = 0,3 \qquad \text{ou}$$

$$x_{14} = 0,15 \qquad \text{ou} \qquad x_{14} = 0,1$$

Fixou-se a pressão de trabalho na câmara de evaporação do evaporador, em 13,53 KPa ou 101,33 KPa (atmosférica). A solução no interior do evaporador apresenta uma elevação do ponto de ebulição, devido aos sais presentes. Há um equilíbrio térmico entre o evaporado e a solução concentrada.



$$P_9 = 13,53 \quad \text{ou} \quad P_9 = 101,33$$

$$F_{12} = F_{10} \quad T_9 = Tsat_9 + epe_{14}$$

$$T_{14} = T_9$$

Para a adequada troca de calor no evaporador, há a necessidade de uma diferença de temperatura entre aquela de saturação do vapor superaquecido que sai do compressor e é empregado como agente de aquecimento e a temperatura de ebulição da solução concentrada. Fixou-se tal diferença em 5°C ou 10°C.

$$dte = 5 \quad \text{ou} \quad dte = 10$$

$$Tsat_{10} = T_9 + dte$$

Numa compressão ideal a entropia permanece constante. Para prever a não idealidade da compressão, com o consequente aumento da entropia, pode-se introduzir nas equações o rendimento termodinâmico do compressor. Para os cálculos apresentados neste trabalho, tal rendimento assumiu os valores de 0,9 ; 0,93; 0,97; e 1. Tal rendimento é uma característica do equipamento.

$$sid_{10} = s_9 \quad R = \frac{hid_{10} - h_9}{h_{10} - h_9}$$

$$R = 0,9 \quad \text{ou} \quad R = 0,93 \quad \text{ou}$$

$$R = 0,97 \quad \text{ou} \quad R = 1,0$$

O consumo de energia da planta, em KWh/m³ de água pura produzida tem relação direta com a variação entálpica no interior do compressor.

$$dh_{real} = h_{10} - h_9 \quad CON = \frac{dh_{real}.F_{10}.1000}{F_9.3600}$$

$$T_{12} = Tsat_{10} \quad P_{12} = P_{10}$$

$$F_8.h_8 + F_{10}.h_{10} = F_9.h_9 + F_{14}.h_{14} + F_{12}.h_{12}$$

Fixou-se as temperaturas de descarga dos efluentes, 5°C ou 10°C, acima daquela da alimentação.

$$T_{13} = T_{15} = T_{18} = T_1 + 5 \quad \text{ou} \quad T_{13} = T_{15} = T_{18} = T_1 + 10$$

A quantidade de calor a ser removida do sistema é dada por:

$$qTC3 = F_{17}.(h_9 - h_{18})$$

Nem todo o evaporado que sai do evaporador necessita ser comprimido. Uma parte é desviada para resfriamento. As últimas duas equações mostram a capacidade produtiva da instalação em massa de água pura produzida por massa alimentada e a quantidade de calor a ser removido do sistema. Tal remoção de calor, possibilita baixas temperaturas de descarga dos efluentes. É apresentada pela razão entre a quantidade de calor a ser removida pelo sistema de troca TC3 e a vazão de água impura alimentada no sistema.



$$F_{17} = F_9 - F_{10} \quad \text{PROD} = \frac{F_9}{F_1}$$

$$REM = \frac{qTC3}{F_1}$$

A água produzida mundialmente em instalações empregando técnicas evaporativas é tão isenta de sais, que apresenta sabor pouco agradável. Cabe empregar um procedimento de ressalinização parcial da água produzida, que salvo melhor juízo poderia ser efetuado com o acréscimo de pequena quantidade de água com teor de sais elevado. Tal procedimento simples, aumentaria em certa medida a produtividade da instalação. A passagem da água pura por leito de sólidos apropriado é outra alternativa.

Propriedades

A entalpia das soluções salinas foi calculada pela equação abaixo, sugerida por EL-DESSOUKY, ETTOUNEY e MANDANI (2000) onde a temperatura está em °C e a concentração em Kg/Kg total.

$$h = \left[aa.T + \frac{bb.T^2}{2} + \frac{cc.T^3}{3} + \frac{dd.T^4}{4} \right] \cdot 10^{-3}$$

$$aa = 4206,8 + 6,6197 \cdot \left(\frac{x}{10^{-3}} \right) + 1,2288 \cdot 10^{-2} \cdot \left(\frac{x}{10^{-3}} \right)^2$$

$$bb = -1,1262 + 5,4178 \cdot 10^{-2} \cdot \left(\frac{x}{10^{-3}} \right) - 2,2719 \cdot 10^{-4} \cdot \left(\frac{x}{10^{-3}} \right)^2$$

$$cc = 1,2026 \cdot 10^{-2} - 5,3566 \cdot 10^{-4} \cdot \left(\frac{x}{10^{-3}} \right) + 1,8906 \cdot 10^{-6} \cdot \left(\frac{x}{10^{-3}} \right)^2$$

$$dd = 6,8777 \cdot 10^{-7} + 1,517 \cdot 10^{-6} \cdot \left(\frac{x}{10^{-3}} \right) - 4,4268 \cdot 10^{-9} \cdot \left(\frac{x}{10^{-3}} \right)^2$$

A conversão de graus Celsius para Kelvin é a usual. As relações entre temperatura de saturação e pressão, calor latente de vaporização e temperatura de saturação, bem como do calor envolvido com o superaquecimento do vapor, a sua temperatura e a temperatura de saturação para a água pura são dadas abaixo.

$$TK_{sat} = 46,13 + \frac{3816,44}{16,2886 - \ln P} \quad Tsat = TK_{sat} - 273,15$$

$$hfg = 2256,1 \cdot \left(\frac{1 - TK_{sat} / 647,3}{1 - 373,15 / 647,3} \right)^{0,325}$$

$$h_{sup} = \left[a.(TK - TK_{sat}) + \frac{b.(TK^2 - TK_{sat}^2)}{2} + \frac{c.(TK^3 - TK_{sat}^3)}{3} + \frac{d.(TK^4 - TK_{sat}^4)}{4} \right] \cdot \frac{1}{18,016}$$



$$a = 33,46$$

$$b = 0,688 \cdot 10^{-2}$$

$$c = 0,7604 \cdot 10^{-5}$$

$$d = -3,593 \cdot 10^{-9}$$

A entalpia da água pura, abaixo da saturação, tomando como ponto de referência a água líquida a zero graus Celsius, é dada pelo produto de sua capacidade calorífica a pressão constante pela temperatura. A capacidade calorífica foi considerada constante e igual a 4,194 KJ/Kg.K.

$$h = cp_{\text{água}} \cdot T$$

$$cp_{\text{água}} = 4,194$$

A expressão para determinação da elevação do ponto de ebulição de uma solução salina, depende da concentração e da temperatura da solução e é dada por EL-DESSOUKY, ETTOUNEY e MANDANI (2000).

$$epe = \left(\frac{x}{10^{-6}} \right) \left[ee + ff \cdot \left(\frac{x}{10^{-6}} \right) \right] \cdot 10^{-3}$$

$$ee = (6,71 + 6,34 \cdot 10^{-2} \cdot Tsat + 9,74 \cdot 10^{-5} \cdot Tsat^2) \cdot 10^{-3}$$

$$ff = (22,238 + 9,59 \cdot 10^{-3} \cdot Tsat + 9,42 \cdot 10^{-5} \cdot Tsat^2) \cdot 10^{-8}$$

A entalpia total e a entropia total de um vapor superaquecido são dadas pelas expressões abaixo:

$$h = cp_{\text{água}} \cdot Tsat + hfg + h_{\text{sup}}$$

$$s = cp_{\text{água}} \cdot \ln \left(\frac{Tsat + 273,15}{273,15} \right) + \frac{hfg}{Tsat + 273,15} + \frac{h_{\text{sup}}}{T - Tsat} \cdot \ln \left(\frac{T + 273,15}{Tsat + 273,15} \right)$$

RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados mais relevantes, referentes aos cálculos efetuados para as diferentes variáveis estabelecidas neste estudo, podem ser observados na Tabela 1. Nela são listadas 41 simulações. A primeira coluna é o número de ordem do teste. As próximas, referem-se à (x_1), concentração de sais na alimentação, a (P_9), pressão de trabalho estabelecida na câmara de evaporação do evaporador, (R), o rendimento considerado do compressor, (x_{14}), a concentração da solução no interior do evaporador e (dte), a diferença de temperatura útil fixada neste mesmo equipamento. A vazão (F_9) é a quantidade de evaporado que se transforma no total de água produzida pela instalação. Tal vazão depende apenas da concentração de sais da alimentação e da concentração no interior do evaporador. As maiores produções em igualdade de condições são obtidas com água salobra. Com a redução, neste caso de 30% para 10% na concentração da solução no evaporador, a redução na produção de água pura é de apenas 67 Kg/h. A temperatura (T_{10}) é a temperatura do vapor superaquecido que sai do compressor e é empregado como agente de aquecimento da instalação. Tais temperaturas são de tal ordem, que o produto final além de puro está também esterilizado. O consumo de energia por metro cúbico de água pura produzido e a temperatura de condensação do evaporado que aquece o evaporador constituem-se nas colunas seguintes da tabela 1. O menor consumo observado corresponde à simulação (22) correspondendo a uma concentração da água, de 0,002 Kg/Kg até 0,1 Kg/Kg à pressão atmosférica, atingindo o valor de 15,07 KWh/m³ de água pura produzida. Considerando uma tarifa para a energia elétrica de R\$ 0,30/KWh, compatível com aquelas divulgadas pela Agência Nacional de Energia Elétrica, teremos um custo de R\$ 4,52/ m³ de água pura. Ajustes das condições operacionais e tarifas mais acessíveis reduzirão ainda mais tal valor. Altas pressões de evaporação acarretam em maiores temperaturas de ebulição da solução. Tal fato pode acarretar em incrustação de sais de solubilidade inversa porventura existentes na alimentação. Isto por sua vez, diminui o intervalo entre manutenções e limpeza da instalação. Uma técnica factível para contornar tal inconveniente constitui-se em substituir o evaporador convencional, por um trocador de calor, seguido de uma válvula de expansão e de uma câmara para separação das fases.



A temperatura (T_{14}) é a temperatura de ebulição da solução concentrada, levando-se em conta a elevação do ponto de ebulição. A temperatura (T_8) é a temperatura da alimentação diluída que entra no evaporador, após passar pelos trocadores de calor. Nas corridas de (6) a (13) a alimentação pré aquecida entra parcialmente vaporizada no evaporador. Nenhum problema é esperado com tal acontecimento.

Tabela 1: Valores das variáveis estabelecidas e resultados obtidos nas diferentes simulações.

ORDE M	x_1 Kg/Kg	P_9 KPa	R	x_{14} Kg/Kg	dte °C	F_9 Kg/h	P_{10} KPa	T_{10} °C	CON KWh/m ³ a. pura
1	0,034	13,53	0,9	0,3	5	4433	48,64	208	67,65
2	0,034	13,53	0,9	0,3	5	4433	48,64	208	68,28
3	0,034	13,53	0,97	0,3	5	4433	48,64	199	63,8
4	0,034	13,53	0,93	0,3	5	4433	48,64	204	66,29
5	0,034	13,53	1	0,3	5	4433	48,64	196	62,05
6	0,034	101,33	1	0,3	5	4433	277,79	235	54,64
7	0,034	101,33	0,97	0,3	5	4433	277,79	238	56,2
8	0,034	101,33	0,93	0,3	5	4433	277,79	242	58,42
9	0,034	101,33	0,9	0,3	5	4433	277,79	246	60,2
10	0,002	101,33	0,9	0,3	5	4967	277,79	246	60
11	0,002	101,33	0,93	0,3	5	4967	277,79	242	58,18
12	0,002	101,33	0,97	0,3	5	4967	277,79	238	55,96
13	0,002	101,33	1	0,3	5	4967	277,79	235	54,41
14	0,002	13,53	1	0,3	5	4967	48,64	196	61,78
15	0,002	13,53	0,97	0,3	5	4967	48,64	199	63,52
16	0,002	13,53	0,93	0,3	5	4967	48,64	204	66
17	0,002	13,53	0,9	0,3	5	4967	48,64	208	67,99
18	0,002	13,53	0,9	0,1	5	4900	20,12	91	19,14
19	0,002	13,53	0,93	0,1	5	4900	20,12	89	18,54
20	0,002	13,53	0,97	0,1	5	4900	20,12	88	17,8
21	0,002	13,53	1	0,1	5	4900	20,12	87	17,28
22	0,002	101,33	1	0,1	5	4900	137,65	133	15,07
23	0,002	101,33	0,97	0,1	5	4900	137,65	133	15,52
24	0,002	101,33	0,93	0,1	5	4900	137,65	135	16,18
25	0,002	101,33	0,9	0,1	5	4900	137,65	136	16,7
26	0,034	101,33	0,9	0,1	5	3300	137,65	136	24,21*
27	0,034	101,33	0,93	0,1	5	3300	137,65	135	24,18*
28	0,034	13,53	1	0,1	5	3300	20,12	87	23,24*
29	0,034	13,53	0,9	0,1	5	3300	20,12	91	19,34
30	0,034	13,53	0,93	0,1	5	3300	20,12	89	19,96*
31	0,034	13,53	0,93	0,3	5	4433	48,64	204	65,67
32	0,034	13,53	0,97	0,3	5	4433	48,64	199	63,2
33	0,034	13,53	1	0,3	5	4433	48,64	196	61,47
34	0,034	13,53	1	0,3	10	4433	59,31	218	72,3
35	0,034	13,53	0,97	0,3	10	4433	59,31	222	74,3
36	0,034	13,53	0,93	0,3	10	4433	59,31	228	77,15
37	0,034	13,53	0,9	0,3	10	4433	59,31	232	79,43
38	0,034	13,53	1	0,15	5	3867	23,48	104	24,64
39	0,034	13,53	0,97	0,15	5	3867	23,48	105	25,37
40	0,034	13,53	0,93	0,15	5	3867	23,48	107	26,42
41	0,034	13,53	0,9	0,15	5	3867	23,48	109	27,27

As próximas colunas da tabela, referem-se às diferenças de temperatura representativas nos trocadores de calor TC1 e TC2. Uma diminuição pela metade nas diferenças de temperatura médias logarítmicas acarretam



em se dobrar o porte e a área de troca térmica dos trocadores de calor, com consequente reflexo nos custos de implantação do sistema. A produtividade é dada pela relação entre a quantidade de água pura produzida e a quantidade de água alimentada no sistema. Em todos os casos considerou-se a alimentação de 5000 Kg/h, quer de água do mar, quer de água salobra. A (REM) é a quantidade de calor que deve ser removida por quilo de água alimentada. A quantidade de calor a ser removida pelo sistema é da mesma ordem de magnitude da quantidade de calor cedida pelo compressor.

Tabela 1: Valores das variáveis estabelecidas e resultados obtidos nas diferentes simulações.
CONTINUAÇÃO

ORDE M	T ₁₂ °C	T ₁₄ °C	T ₈ °C	DTML 1 °C	DTML 2 °C	PROD água pura/alim.	REM KJ/Kg alim.	F ₃ Kg/h	F ₁₇ Kg/h
1	81	76	72	6,7	4,4	0,8867	191,1	878	380
2	81	76	67	11,5	9,1	0,8867	170	861	341
3	81	76	68	11,4	9	0,8867	156,1	857	313
4	81	76	68	11,5	9	0,8867	164,1	860	329
5	81	76	68	11,4	8,9	0,8867	150,6	855	302
6	131	126	-	-	-	0,8867	126,9	888	246
7	131	126	-	-	-	0,8867	131,89	890	254
8	131	126	-	-	-	0,8867	138,99	892	269
9	131	126	-	-	-	0,8867	144,69	894	280
10	131	126	-	-	-	0,9933	172,16	57	333
11	131	126	-	-	-	0,9933	165,8	57	321
12	131	126	-	-	-	0,9933	157,87	56	306
13	131	126	-	-	-	0,9933	152,32	56	295
14	81	76	67	11,5	9	0,9933	178,68	54	358
15	81	76	67	11,6	9,1	0,9933	184,9	54	370
16	81	76	67	11,6	9,2	0,9933	193,76	54	388
17	81	76	67	11,7	9,3	0,9933	200,87	54	402
18	60	55	50	10,2	7,4	0,98	25,41	98	52
19	60	55	50	10,2	7,4	0,98	23,29	97	47
20	60	55	50	10,1	7,4	0,98	20,66	97	42
21	60	55	50	10,1	7,4	0,98	18,83	97	38
22	109	104	98	10,2	7,4	0,98	11,04	113	22
23	109	104	98	10,2	7,5	0,66	12,64	113	25
24	109	104	98	10,2	7,5	0,66	14,95	113	29
25	109	104	98	10,2	7,5	0,66	16,81	113	33
26	109	104	98	10,7	8,1	0,66	-5,24	1830	-10
27	109	104	98	10,7	8,1	0,66	-6,51	1830	-12
28	60	55	48	10,9	8,3	0,66	-3,86	1657	-8
29	60	55	48	10,9	8,3	0,66	0,62	1660	1
30	60	55	48	10,9	8,3	0,66	-0,82	1659	-2
31	81	76	72	6,7	4,3	0,8867	184,76	876	367
32	81	76	72	6,6	4,3	0,8867	176,89	873	351
33	81	76	72	6,6	4,2	0,8867	171,36	871	340
34	86	76	71	12,2	7	0,8867	183,28	794	367
35	86	76	71	12,2	7	0,8867	189,67	797	380
36	86	76	71	12,3	7,2	0,8867	198,76	800	398
37	86	76	71	12,4	7,3	0,8867	206,05	802	413
38	64	59	52	10,7	8,1	0,7733	22,71	1218	46
39	64	59	52	10,7	8,1	0,7733	24,76	1219	50
40	64	59	52	10,7	8,1	0,7733	27,68	1221	56
41	64	59	52	10,7	8,1	0,7733	30,04	1222	61



A vazão (F_3) indica a subdivisão do escoamento, entre os trocadores de calor TC1 e TC2 de acordo com o critério já exposto. Tal critério possibilita atingir-se temperaturas de saída das soluções iguais. A última vazão tabelada corresponde à quantidade de vapor que não necessita ser comprimida na instalação, sendo diretamente condensado e resfriado. As corridas (26), (27), (28) e (30) mostram valores negativos para esta vazão. Tal fato significa que nestes quatro casos é necessário se promover alguma complementação de energia para o funcionamento do sistema, introduzindo-se água pura e vaporizando-a até condições adequadas de ingresso no compressor. A coluna de consumo foi convenientemente corrigida, para levar em conta a complementação efetuada.

A figura 2 mostra que o consumo de energia da instalação reduz com o aumento do rendimento do compressor empregado. Uma elevação da pressão de trabalho no evaporador igualmente reduz o consumo, de modo que uma evaporação na pressão ambiente é mais econômica do que sob vácuo. Uma redução na concentração de trabalho do evaporador, reduz drasticamente o consumo, reduzindo também a produtividade da instalação. Tal fato pode ser irrelevante tendo em vista a abundância na disponibilidade de água impura para alimentação do sistema.

Figura 2 : Gráfico de consumo de energia em relação ao rendimento do compressor para testes realizados com água do mar.

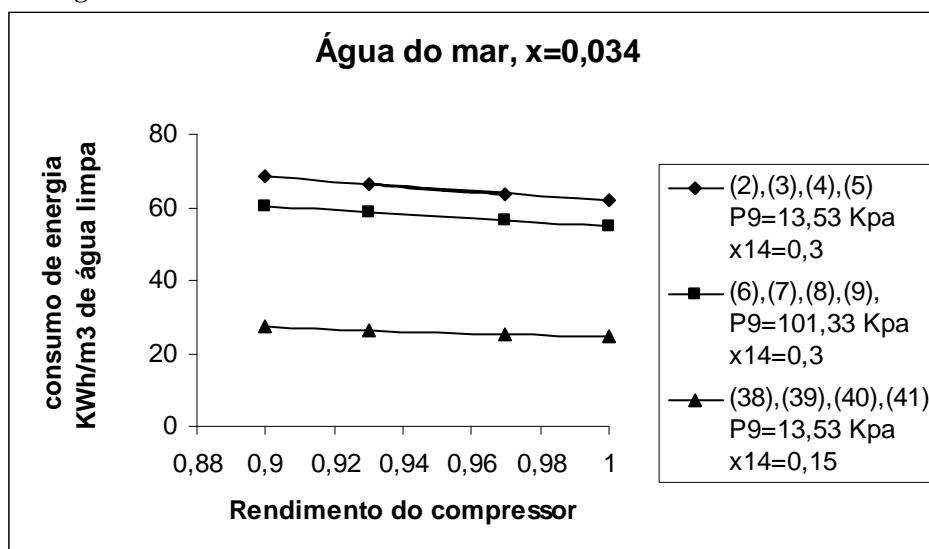
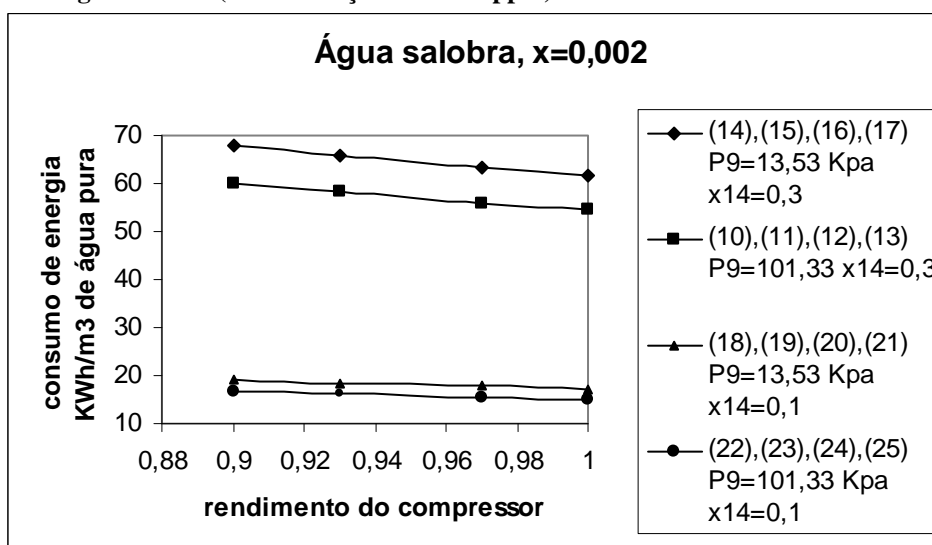
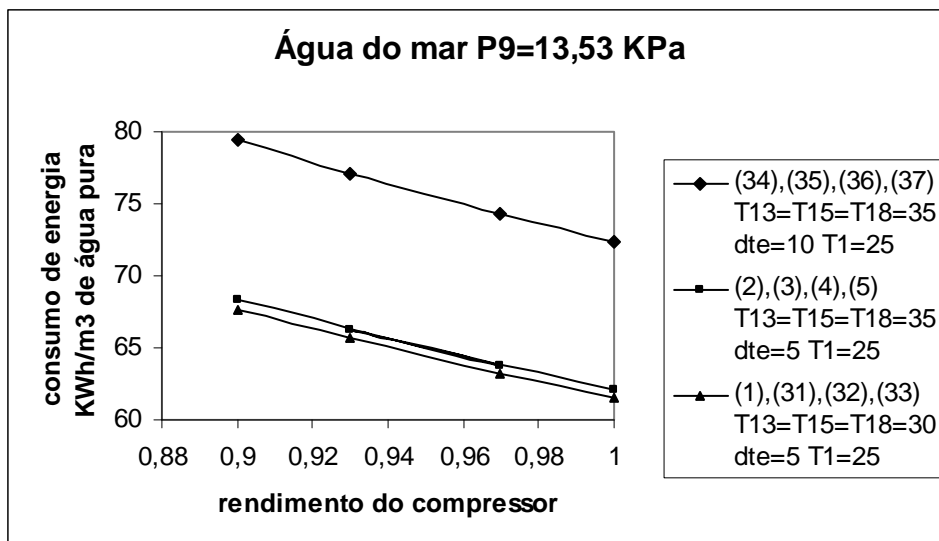


Figura 3 : Gráfico de consumo de energia em relação ao rendimento do compressor para testes realizados com água salobra (concentração de 2.000 ppm).



A figura 3 mostra o mesmo comportamento, quando se emprega o sistema para a purificação de água salobra. A baixas concentrações no interior do evaporador, o efeito da redução do consumo com o aumento da pressão de trabalho torna-se pouco significativo, tendo em vista as menores elevações do ponto de ebulição observadas.

Figura 4 : Comparação dos efeitos da temperatura de descarga dos efluentes e da diferença de temperatura útil no evaporador sobre o consumo de energia da instalação.



Na figura 4, vemos o forte efeito do aumento da diferença de temperatura útil no evaporador sobre o consumo de energia da instalação. Um aumento deste parâmetro aumenta o consumo. Por outro lado, a diminuição da temperatura de descarga da água pura reduz também em pequena medida o consumo. No entanto, como se pode observar na tabela 1, tal mudança reduz em cerca de metade a diferença de temperatura útil nos trocadores de calor, resultando no indesejável do aumento da área de troca térmica dos mesmos.

CONCLUSÕES

Para o sistema proposto observou-se que:

As maiores produções de água pura, em igualdade de condições, quando comparada com a produção a partir da água do mar, são obtidas com água salobra, cuja concentração de sólidos dissolvidos foi fixada, para efeitos de referência, em 2.000 ppm. Com a redução, neste caso de 30% para 10% na concentração da solução no evaporador, a produção caiu apenas de 4.967 Kg/h para 4.900 Kg/h a partir de uma alimentação de 5.000 Kg/h de água salobra.

A água pura produzida atinge altas temperaturas no interior do sistema. É de se esperar assim, que o produto final além de puro esteja também esterilizado.

O menor consumo de energia observado corresponde a uma concentração da água salobra, de 0,002 Kg/Kg até 0,1 Kg/Kg à pressão atmosférica, atingindo o valor de 15,07 KWh/m³ de água pura produzida. Neste caso a produtividade da instalação é de 0,98 Kg de água pura produzida/ Kg de água salobra alimentada. Considerando uma tarifa para a energia elétrica de R\$ 0,30/KWh, compatível com aquelas divulgadas pela Agência Nacional de Energia Elétrica, teremos um custo de R\$ 4,52/ m³ de água pura. Ajustes das condições operacionais e tarifas mais acessíveis reduzirão ainda mais tal valor.

Uma elevação da pressão de trabalho no evaporador reduz o consumo, de modo que uma evaporação na pressão ambiente é mais econômica do que sob vácuo.



Uma redução na concentração de trabalho do evaporador, reduz igualmente o consumo de energia, reduzindo também a produtividade da instalação. Tal fato pode ser irrelevante dentre outros motivos devido a abundância na disponibilidade de água impura para alimentação do sistema.

Um aumento da diferença de temperatura útil no evaporador reduz o porte do equipamento mas aumenta significativamente o consumo de energia.

A diminuição de 35°C para 30°C na temperatura de descarga da água pura e do rejeito reduz também em pequena medida o consumo de energia. Tal mudança reduz em cerca de metade a diferença de temperatura útil nos trocadores de calor, resultando no aumento da área de troca térmica dos mesmos.

Esforços nacionais tem sido feitos para a purificação de água salobra por osmose inversa. Esta é no entanto uma das muitas alternativas técnicas disponíveis para a obtenção de água potável a partir de tal fonte. Em termos mundiais as unidades evaporativas, dessalinizando água do mar, se igualam em capacidade produtiva com aquelas baseadas em membranas semipermeáveis. Neste contexto o presente trabalho estuda a obtenção de água dessalinizada a partir de água salobra ou do mar, e mais especificamente a evaporação num sistema de compressão mecânica do evaporado. Tal técnica tem se mostrado mundialmente eficaz para a purificação de água em unidades de pequeno e médio porte.

Recomenda-se um esforço de pesquisa nacional de exploração das várias alternativas disponíveis de dessalinização, visto que uma revisão bibliográfica demonstra a inexistência de solução unívoca e consagrada para a questão.

AGRADECIMENTOS

Às nossas famílias.

Aos professores doutores Marcos Rogério Mafra e Juarez Souza de Oliveira por relevante auxílio à realização da pesquisa.

NOTAÇÃO

1, 2, 3... Números indicativos das linhas consideradas.

a Constante para o cálculo da entalpia específica de superaquecimento.

aa Variável para o cálculo da entalpia das soluções.

b Constante para o cálculo da entalpia específica de superaquecimento.

bb Variável para o cálculo da entalpia das soluções.

c Constante para o cálculo da entalpia específica de superaquecimento.

cc Variável para o cálculo da entalpia das soluções.

CON Consumo de energia da instalação. (KWh/ m³ de água pura produzida)

cp_{agua} Capacidade calorífica a pressão constante da água líquida. (KJ/Kg.K)

d Constante para o cálculo da entalpia específica de superaquecimento.

dd Variável para o cálculo da entalpia das soluções.

dh_{real} Variação entálpica dentro do compressor. (KJ/Kg)

dte Diferença de temperatura útil no evaporador. (°C)



DTML1 Diferença de temperatura média logarítmica no trocador de calor TC1. ($^{\circ}\text{C}$)

DTML2 Diferença de temperatura média logarítmica no trocador de calor TC2. ($^{\circ}\text{C}$)

ee Variável para cálculo da elevação do ponto de ebulição.

epe Elevação do ponto de ebulição. ($^{\circ}\text{C}$)

F Vazão mássica. (Kg/h)

ff Variável para cálculo da elevação do ponto de ebulição.

h Entalpia específica. (KJ/Kg)

hid Entalpia resultante de uma transformação ideal. (KJ/Kg)

hfg Calor latente de vaporização ou de condensação. (KJ/Kg)

hsup Entalpia específica de superaquecimento. (KJ/Kg)

P Pressão. (KPa)

PROD Produção de água pura pela instalação. (Kg de água pura produzida/ Kg de água alimentada)

qTC3 Energia removida da instalação, pelo equipamento TC3. (KJ/h)

R Rendimento do compressor.

REM Calor removido pela instalação pela vazão alimentada. (KJ/Kg)

s Entropia. (KJ/Kg.K)

sid Entropia resultante de uma transformação ideal. (KJ/Kg.K)

T Temperatura do escoamento. ($^{\circ}\text{C}$)

Tsat Temperatura de saturação. ($^{\circ}\text{C}$)

TK Temperatura do escoamento. (K)

TKsat Temperatura de saturação. (K)

x Concentração de sais em relação à massa total. (Kg sais/ Kg total)

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. BINDRA, S.P.; ABOSH, W. Recent developments in water desalination. **Desalination**, v. 136, p. 49-56, 2001.
2. BRASIL. Ministério da Saúde. Fundação Nacional de Saúde – FUNASA . Portaria Nº 1469 – Controle e Vigilância Da Qualidade da Água para Consumo Humano e seu Padrão de Potabilidade. Brasília, DF, out. 2001.
3. EL-DESSOUKY, H.T.; ETTOUNEY, H. M.; MANDANI, F. Performance of parallel feed multiple effect evaporation system for seawater desalination. **Applied Thermal Engineering**, v. 20, 17, p. 1679-1706, 2000.
4. ETTOUNEY, H.; EL-DESSOUKY, H. Teaching desalination. **Desalination**, v. 141, p. 109-127, 2001.
5. IBGE. INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA. **Hidroquímica dos Mananciais Subterrâneos. Região Nordeste**. 2003.



6. GARCÍA RODRÍGUEZ, L. Renewable energy applications in desalination: state of the art. **Solar Energy**, v. 75, 5, p. 381-393, 2003.
7. VAN DER BRUGGEN, B.; VANDECASTEELE, C. Distillation vs. membrane filtration: overview of process evolutions in seawater desalination. **Desalination**, v.143, p. 207-218, 2002.