

INFLUÊNCIA DA GEOMETRIA DO REATOR NO DESEMPENHO DE UM REFRIGERADOR SOLAR À ADSORÇÃO OPERANDO COM CARVÃO-AATIVO/METANOL

Ronald Borges Buere

Márcio Fonte Boa Cortez

Universidade Federal de Minas Gerais, Departamento de Engenharia Mecânica, 31270-901, Belo Horizonte, MG, Brasil. E-mail: buere@demec.ufmg.br

Evandro Ferreira Passos

Universidade Federal de Viçosa, Departamento de Física, 36571-000, Viçosa, MG, Brasil. E-mail: epassos@mail.ufv.br

Resumo

Uma análise teórica do reator de um sistema de refrigeração solar à adsorção, baseado em um modelo matemático representativo dos processos relativos ao fenômeno da sorção, é apresentada. O modelo matemático utilizado descreve a transferência de calor e massa durante o processo de dessorção, permitindo a avaliação do desempenho térmico do sistema. Diferentes concepções geométricas do reator, comuns na literatura, são consideradas na composição do sistema, possibilitando comparações de desempenho sob condições de operação definidas.

Palavras-chave: Refrigeração solar, adsorção, carvão ativo, leito poroso

1. INTRODUÇÃO

Um sistema de refrigeração solar à adsorção é composto, basicamente, de um reator (coletor solar) – constituído de um leito poroso, uma superfície absorvedora da radiação solar, uma cobertura transparente e isolamento térmico nas laterais e fundo – de trocadores de calor, condensador e evaporador, e de válvulas de retenção (figura 1).

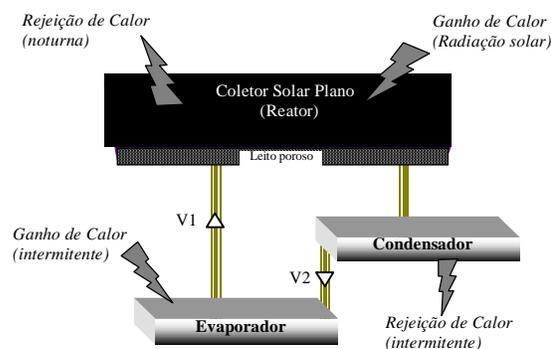


Figura 1 – Representação de um sistema de refrigeração à adsorção.

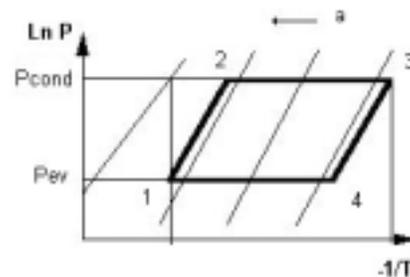


Figura 2 – Ciclo de refrigeração no diagrama isotérmico.

O ciclo de refrigeração nesta instalação é caracterizado por uma operação intermitente, completando-se em duas fases: regeneração ou aquecimento (etapa diurna) e produção de frio ou adsorção (etapa noturna). A figura 2 mostra o ciclo de refrigeração à adsorção, no diagrama isostérico onde estas fases podem ser identificadas – a fase de regeneração (1-2-3) compõe-se dos processos de aquecimento isostérico (1-2) e dessorção (2-3) e a fase de produção de frio (3-4-1) dos processos de resfriamento isostérico (3-4) e adsorção (4-1).

A fase de regeneração inicia-se com a incidência de radiação solar no reator, que provoca o aumento de sua temperatura e pressão. Nesta fase, tem-se um processo inicial no qual a massa de fluido refrigerante adsorvida no leito poroso permanece constante (processo isostérico) que ocorre até que a pressão interna do reator alcance o valor da pressão de condensação, quando então, inicia-se o processo de dessorção. Na dessorção, a radiação solar continua a aquecer o leito poroso e a pressão do reator é a pressão de condensação. O vapor de refrigerante dessorvido dirige-se ao condensador e, após condensado, atinge o evaporador.

A etapa de produção de frio inicia-se ao final do período de insolação, quando a temperatura e a pressão do reator começam a diminuir. Inicialmente, tem-se um processo de resfriamento isostérico que ocorre até que a pressão do reator alcance o valor da pressão de evaporação, momento em que se inicia o processo de adsorção e a realização do efeito frigorífico através do evaporador. Durante o processo de adsorção em que a temperatura do leito poroso continua a diminuir e a pressão interna do reator é imposta pelo evaporador, o vapor de refrigerante que se forma no evaporador (através da cessão de calor do espaço a ser refrigerado) dirige-se ao reator onde é adsorvido pelo leito poroso. Ao final da fase de produção de frio, a concentração de refrigerante adsorvida no leito poroso é, novamente, elevada e o reator encontra-se preparado para nova etapa diurna.

2. MODELAGEM MATEMÁTICA

O modelo matemático baseia-se em uma análise bidimensional, em regime transiente, das equações de condução de calor e conservação de massa em um reator adsorvivo de geometrias, tubular e plana, face às seguintes considerações:

- 1-A transferência de massa dentro do leito adsorvivo, ocorre somente na fase de vapor. O equilíbrio termodinâmico do par adsorvente/adsorvato é verificado a cada instante em todos os pontos do leito poroso;
- 2-A pressão é considerada uniforme a cada instante, em todo o leito poroso ($\text{grad } P = 0$);
- 3-O leito poroso em presença da fase adsorvida é considerado um meio contínuo e homogêneo, para efeito da condução de calor;
- 4-A resistência à difusão de massa intergranular e através dos poros é desprezada;
- 5-Não se considera a transferência de calor convectiva no interior do leito poroso.

2.1 – Equação de Dubinin e Astakhov

Na região do leito poroso, a concentração da fase adsorvida (a) em função da temperatura (T) e pressão (P) pode ser determinada pela equação de estado de Dubinin e Astakhov:

$$a = W_0 \rho_{\text{sorb}}(T) \exp\left[-D \left(T \ln \frac{P_{\text{sat}}(T)}{P}\right)^n\right], \quad (1)$$

onde, a é a massa de sorbato por unidade de massa de adsorvente, W_0 é a capacidade máxima de adsorção (volume de adsorvato/massa de adsorvente), ρ é a massa específica do sorbato líquido e D e n são parâmetros característicos do par adsorvente/adsorvato.

A variação de massa no interior do leito poroso, decorrente das variações de temperatura e pressão pode ser calculada através da diferenciação total da equação 1 em relação ao tempo:

$$\frac{da}{dt} = b(a, T, P) \left(\frac{d \ln P}{dt} - \frac{q_{st}}{RT^2} \frac{dT}{dt} \right), \quad (2)$$

sendo, $b(a, T, P) = aDnT^n \left(\ln \frac{P_{sat}(T)}{P} \right)^{n-1}$ e q_{st} , o calor isostérico de adsorção, dado por:

$$q_{st} = L + RT \ln \frac{P_{sat}}{P} + \frac{\alpha RT}{nD} \left(T \ln \frac{P_{sat}}{P} \right)^{1-n}, \quad (3)$$

onde L é o calor latente de vaporização e α é o coeficiente de expansão térmica do sorbato.

2.2 – Reator Plano

O reator plano analisado possui configuração semelhante à encontrada em diversos trabalhos (Grenier & Pons, 1983; Passos, 1986; Guillemint et al., 1987; Passos et al., 1989). O modelo é desenvolvido para uma região do reator compreendida entre duas aletas, cuja simetria permite a análise em meia-célula (figura 3).

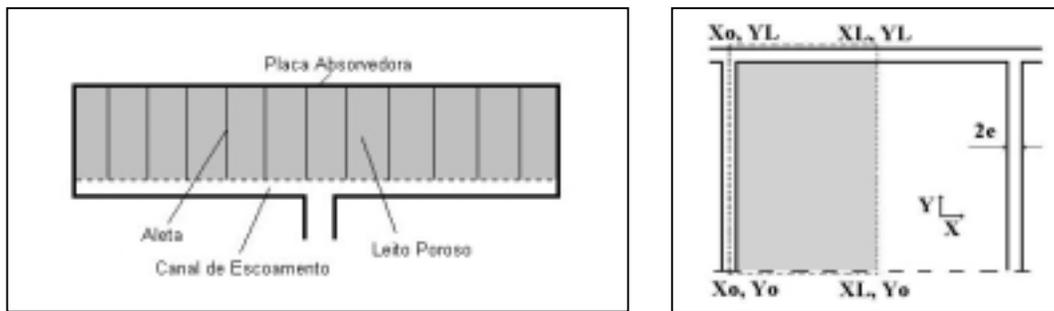


Figura 3 – Representação do reator plano e do domínio da solução.

Nas partes metálicas (placa absorvedora e aletas) a equação da condução de calor é:

$$\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} = \left(\frac{\rho c}{k} \right)_{met} \frac{\partial T}{\partial t}, \quad (4)$$

onde, k , ρ e c são, respectivamente, a condutividade térmica, a massa específica e o calor específico à pressão constante do metal utilizado.

No leito poroso a equação é escrita como a seguir:

$$k_{lp} \left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} \right) + q_{st} \rho_{sorb} \frac{da}{dt} = [\rho_{sorb} (c_{sorb} + a(T, P)c_{sorb})] \frac{\partial T}{\partial t} \quad (5)$$

Na região de contato entre as partes metálicas e o adsorvente, estabelece-se uma resistência térmica (h). Considerando-se T_{met} e T_{lp} , respectivamente, as temperaturas do metal e do leito poroso na região de contato, pode-se escrever:

$$-k \frac{\partial T}{\partial x} \Big|_{x_0+e} = h(T_{met} - T_{lp}), \quad -k \frac{\partial T}{\partial y} \Big|_{y_L-2e} = h(T_{met} - T_{lp}). \quad (6)$$

As condições iniciais são fixadas em função das temperaturas, ambiente e do evaporador no início da fase de regeneração:

$$T(x, y, t = 0) = T_{\text{amb}}, \quad P(x, y, t = 0) = P_{\text{sat}}(T_{\text{ev}}). \quad (7)$$

Utilizando-se as equações 1 e 7, a concentração (a_0) e a massa total de sorbato (M_{sorb}) no início da regeneração podem ser determinadas:

$$a(T_0, P_0) = a_0, \quad M_{\text{sorb}}|_0 = \rho_{\text{sorb}} V_{\text{lp}} a_0, \quad (8)$$

onde, V_{lp} é o volume do leito poroso.

As condições de contorno são implementadas assumindo-se simetria em (x_0, y) e (x_L, y) e fluxo prescrito em (x, y_L) e (x, y_0) :

$$\left. \frac{\partial T}{\partial x} \right|_{x_0} = 0, \quad \left. \frac{\partial T}{\partial x} \right|_{x_L} = 0, \quad (9-a)$$

$$\left. \frac{\partial T}{\partial y} \right|_{y_L} = S - U_t [T(x, y_L) - T_{\text{amb}}], \quad \left. \frac{\partial T}{\partial y} \right|_{y_0} = U_b [T(x, y_0) - T_{\text{amb}}], \quad (9-b)$$

onde S é a radiação solar absorvida pelo reator e U_t e U_b são os coeficientes globais de perda de calor pelas partes superior e inferior do reator, respectivamente. As expressões para determinação destes parâmetros são detalhadas em (Duffie & Beckman, 1991).

Durante o aquecimento isostérico, a concentração de sorbato varia, internamente, no leito poroso, permanecendo, entretanto, sua massa total, constante e igual à massa inicial:

$$\frac{d}{dt} \iint_A a(T(x, y), P) \rho_{\text{sorb}} dx dy = 0. \quad (10)$$

Aplicando a equação 10 sobre a equação 2, considerando a pressão uniforme, obtém-se:

$$\frac{d \ln P}{dt} = \frac{\iint b(a, T, P) \frac{q_{\text{st}}}{RT^2} \frac{dT}{dt} dx dy}{\iint b(a, T, P) dx dy}. \quad (11)$$

Durante a fase de dessorção, a pressão do sistema é imposta pelo condensador:

$$\frac{d \ln P}{dt} = \frac{d \ln P_{\text{cond}}}{dt}. \quad (12)$$

A seguinte expressão final é obtida para o leito poroso:

$$k_{\text{lp}} \left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} \right) = \left[\rho_{\text{sorb}} (c_{\text{sorb}} + a(T, P) c_{\text{sorb}}) + \rho_{\text{sorb}} b(a, T, P) \frac{q_{\text{st}}^2}{RT^2} \right] \frac{\partial T}{\partial t} + \rho_{\text{sorb}} b(a, T, P) q_{\text{st}} \frac{d \ln P}{dt} \quad (13)$$

2.3 – Reator Tubular

O reator tubular estudado é semelhante ao utilizado por pesquisadores da Universidade Federal da Paraíba (Gurgel & Kluppel, 1992; Leite, 1997 e 1998). O modelo é desenvolvido para uma região do reator, compreendida entre a superfície externa do duto de escoamento e a superfície externa do tubo. A simetria deste tipo de reator permite a análise em uma porção de 1/2 de tubo, conforme mostrado na figura 4.

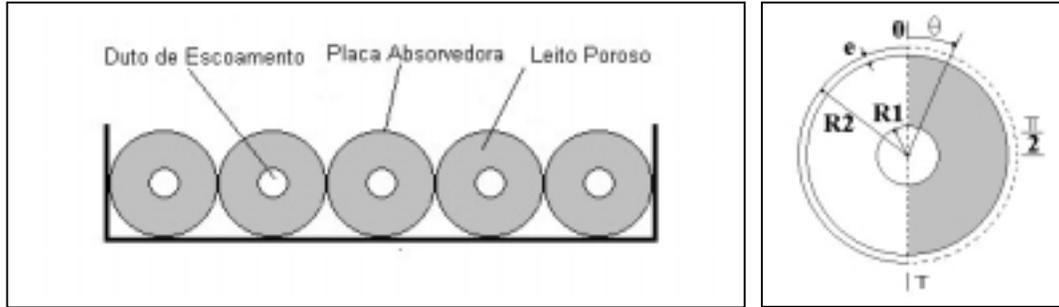


Figura 4 – Representação do reator tubular e do domínio da solução.

Os processos que ocorrem no interior do reator tubular são descritos através da aplicação da equação da condução de calor bidimensional, transiente, em coordenadas cilíndricas a cada um de seus componentes (placa absorvedora e leito poroso). As condições iniciais são como as descritas para o reator plano e as condições de contorno são as seguintes:

$$\left. \frac{\partial T}{\partial \theta} \right|_{r,\theta} = 0, \text{ para } \theta = 0 \text{ ou } \theta = \pi, \quad \left. \frac{\partial T}{\partial r} \right|_{r1,\theta} = 0, \quad (14-a)$$

$$\left. \frac{\partial T}{\partial r} \right|_{r2,\theta} = S - U_t [T(r_2, \theta) - T_{amb}], \text{ para } 0 \leq \theta \leq \pi/2, \quad (14-b)$$

$$\left. \frac{\partial T}{\partial r} \right|_{r2,\theta} = U_b [T(r_2, \theta) - T_{amb}], \text{ para } \pi/2 < \theta \leq \pi. \quad (14-c)$$

Conduzindo-se esta análise como na seção precedente, as seguintes expressões finais são obtidas para a região metálica e leito poroso, respectivamente:

$$\frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 T}{\partial \theta^2} = \left(\frac{\rho c}{k} \right)_{met} \frac{\partial T}{\partial t}, \quad (15-a)$$

$$\left[\rho_{sorb} (c_{sorb} + a(T, P)c_{sorb}) + \rho_{sorb} b(a, T, P) \frac{q_{st}^2}{RT^2} \right] \frac{\partial T}{\partial t} + \rho_{sorb} b(a, T, P) q_{st} \frac{d \ln P}{dt} = k_{ip} \left(\frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 T}{\partial \theta^2} \right) \quad (15-b)$$

A solução do conjunto de equações sujeitas às condições iniciais e de contorno é obtida mediante a utilização de um método numérico baseado na técnica de volumes finitos através do programa computacional *Conduct* (Patankar, 1991). O modelo devidamente implementado determina os campos de temperatura e concentração e a pressão do reator (conseqüentemente, a quantidade de massa de sorbato desorvida), a partir de dados de insolação e temperaturas, ambiente, de condensação e de evaporação.

3. METODOLOGIA DE ANÁLISE

Para a validação do modelo matemático implementado e avaliação do desempenho dos sistemas com reator plano e tubular, tomou-se como referência os estudos apresentados em (Passos, 1986 e Passos et al., 1989). Estes trabalhos, consideram um protótipo com reator plano, composto de uma superfície absorvedora em cobre, com pintura seletiva (absortividade de 0,97 e emissividade de 0,1), aletas em cobre, e cobertura de vidro (emissividade de 0,88). As dimensões da “meia-célula” apresentada na figura 3 são: $x_L = 25$ mm e $y_L = 51$ mm. O par adsorvente/adsorvato utilizado é o carvão ativo/metanol e o carvão ativo, especificamente, é o AC-35 cujas propriedades e parâmetros da equação de estado são: $\rho = 460,0$ kg/m³, $c_p = 1010,0$ J/kgK, $W_o = 0,425$ l/kg_{sorv}, $D = 5,02 \text{ E-}7$ e $n = 2,15$.

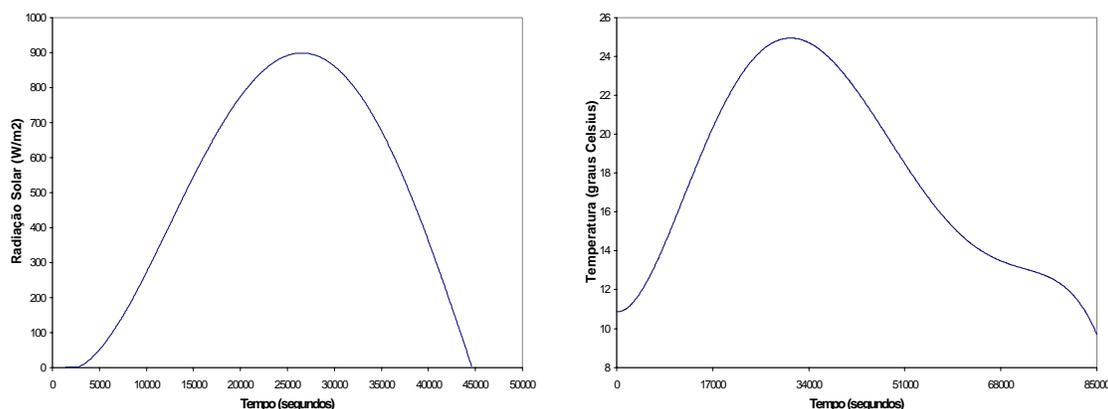


Figura 5 – Condições operacionais.

Para a análise comparativa adotou-se a quantidade de massa dessorvida, durante a fase de regeneração, como critério para avaliação do desempenho de cada sistema. Nas simulações, foram consideradas, então, para ambos os sistemas, as condições operacionais apresentadas na figura 5, a mesma temperatura do reator no início da regeneração, as mesmas temperaturas de condensação e evaporação, o mesmo coeficiente convectivo para o ambiente externo e o mesmo coeficiente global de perdas pela parte inferior do reator.

No dimensionamento do reator tubular foram consideradas duas situações. Inicialmente, a “meia célula” apresentada na figura 4 foi dimensionada de maneira a comportar a mesma quantidade, em massa, de sorvente seco contida na “meia célula” do reator plano (figura 3). No segundo caso, as dimensões foram definidas de forma que o reator tubular comportasse a mesma quantidade, em massa, de sorvente seco, contida no reator plano, por unidade de área de coleta. Definindo-se, então, o duto de escoamento com diâmetro de 16 mm (Gurgel & Kluppel, 1992, utilizaram um duto de escoamento de 15 mm) tem-se para o primeiro caso um tubo com diâmetro de 60 mm e, para o segundo caso um diâmetro externo de 70 mm. Em ambos os casos considera-se tubos com 1 m de comprimento e paredes de 1 mm de espessura.

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Inúmeras simulações foram realizadas considerando diferentes temperaturas de condensação e evaporação. Os resultados mostraram que estas temperaturas afetam, significativamente, o desempenho dos sistemas – maiores quantidades de massa dessorvida são conseguidas quando o sistema opera com baixas temperaturas de condensação e altas temperaturas de evaporação. Os resultados apresentados a seguir foram obtidos para temperaturas de condensação e evaporação de 33°C e -10°C, respectivamente (valores

médios das temperaturas de condensação e evaporação utilizadas nas simulações), e podem ser considerados representativos de todos os demais resultados qualitativos encontrados.

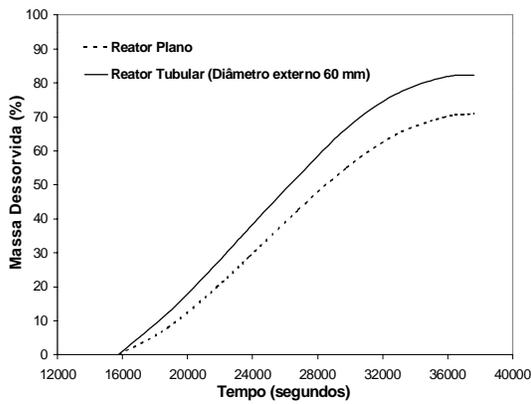


Figura 6 – Massa dessorvida ao longo do tempo, em relação à massa inicial.

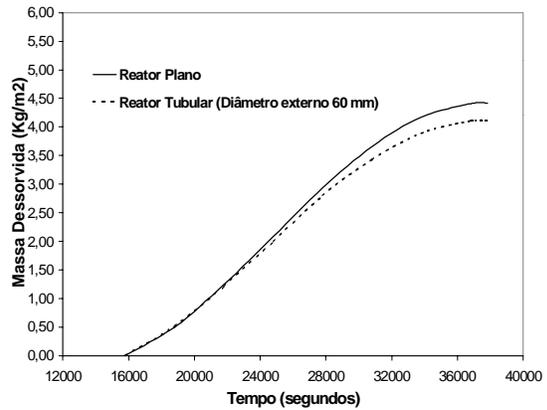


Figura 7 – Massa dessorvida ao longo do tempo, por área de coleta.

Na figura 6 observa-se que a quantidade de massa dessorvida pelo reator tubular é significativamente superior à quantidade dessorvida pelo reator plano, quando analisados em termos da massa inicial. No reator tubular, entretanto, a quantidade de tubos, colocados lado a lado, necessária para preencher um metro quadrado de área é, aproximadamente, de 16 unidades. Esta mesma área comporta, aproximadamente, 20 “células” do reator plano. O melhor “fator de empacotamento” verificado para as células do reator plano, proporciona uma maior quantidade de massa dessorvida por metro quadrado de área de coleta (figura 7).

Conforme citado anteriormente, a utilização de tubos com 70 mm de diâmetro externo no reator tubular proporciona a mesma quantidade, em massa, de sorvente seco contida no reator plano por unidade de área de coleta. Desta forma, a massa inicial de adsorvato é a mesma para ambos os reatores. A quantidade de massa dessorvida pelos reatores, plano e tubular, ao longo do tempo, nesta condição, é mostrada na figura 8, onde se observa uma maior capacidade de dessorção por área de coleta para o reator tubular.

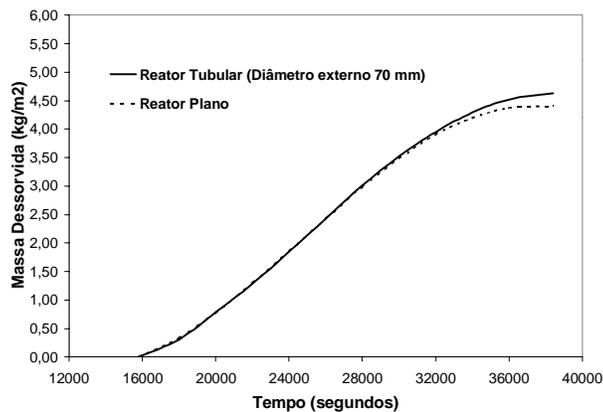


Figura 8 – Massa dessorvida por área de coleta, ao longo do tempo.

5. CONSIDERAÇÕES FINAIS

A análise comparativa entre os reatores plano e tubular demonstrou que o reator tubular, nas condições estabelecidas para as simulações, possui uma capacidade de dessorção superior à verificada para o reator plano quando ambos comportam a mesma quantidade, em massa, de sorvente seco por unidade de área de coleta. A capacidade de dessorção do sistema com reator tubular foi, em média, 5% superior à do sistema com reator plano. Quando a quantidade de massa de sorvente seco contida no reator tubular é inferior à contida no reator plano, observa-se que uma maior quantidade de massa é dessorvida pelo reator plano, por unidade de área de coleta, e que o reator tubular dessorve maior quantidade em relação a massa inicial. Pode-se, então, concluir que a utilização de tubos de pequeno diâmetro externo na composição do reator tubular pode ser indicada para proporcionar boas quantidades de massa dessorvida em locais ou períodos de baixa insolação.

Neste trabalho, realizou-se apenas uma análise térmica dos reatores, não tendo sido considerado qualquer aspecto construtivo, como soldagem, montagem e custos envolvidos. Diante disto, para a proposição de sistemas reais, deve-se estabelecer uma análise criteriosa que contemple tanto o desempenho térmico do sistema, quanto os obstáculos à sua construção.

6. REFERÊNCIAS

- Duffie, J.A., Beckman, W.A., 1991, "Solar Engineering of Thermal Processes", Wiley Interscience Publication.
- Grenier, P., Pons, M., 1983, "Experimental and Theoretical Results on the Use of an Activated - Carbon Intermittent Cycle for the Application to a Solar Powered Ice Maker", Proceedings of the ISES Conference Perth.
- Guillemintot, J.J., Meunier, F., Pakleza, J., 1987, "Heat and Mass Transfer in a Non-Isothermal Fixed Bed Solid Adsorbent Reactor: a Uniform Pressure – Non-Uniform Temperature Case", Int. Journal Heat Mass Transfer, Vol. 30, No. 8, 1595-1606.
- Gurgel, J.M, Kluppel, R.P., 1992, "Simulação Numérica de um Sistema de Refrigeração por Adsorção", ENCIT-92.
- Leite, A.P.F., 1997, "Sistema Frigorífico à Adsorção Utilizando Carvão Ativado-Metanol com Regeneração por Energia Solar", COBEM-CIDIM/97, Baurú-SP.
- Leite, A.P.F., 1998, "Thermodynamic Analysis and Modeling of an Adsorption-Cycle System for Refrigeration from Low-Grade Energy Sources", J. of the Braz. Soc. Mechanical Sciences, Vol. XX, No. 4, 518-531.
- Passos, E.F., 1986, "Etude des Couples Charbon Actif/Methanol et de leur Application a la Réfrigération Solaire", Tese de Doutorado No. 624, Ecole Polytechnique Federale de Lausanne, Suisse.
- Passos, E.F., Escobedo, J.F., Meunier, F., 1989, "Simulation of an Intermittent Adsorptive Solar Cooling System", Solar Energy, Vol. 42, No. 2, 103-111.
- Patankar, S.V., 1991, "Computation of Conduction and Duct Flow Heat Transfer", Innovative Research Inc..