



21-25
AGOSTO DE 2016
FORTALEZA - CEARÁ

TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM REATOR CILÍNDRICO-ELÍPTICO: UM MODELO TRIDIMENSIONAL TRANSIENTE USANDO VOLUMES FINITOS

Rodrigo Moura da Silva, rodrigo.silva@ifpb.edu.br¹

Antonio Gilson Barbosa de Lima, antonio.gilson@ufcg.edu.br²

Laercio Gomes de Oliveira, laercio@deq.ufcg.edu.br³

¹Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia da Paraíba, Campus Princesa Isabel. AC Rodovia PB 426, S/N Sítio Barro Vermelho. CEP: 58755000 - Princesa Isabel, PB – Brasil.

²Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia, Departamento de Engenharia Mecânica. Av. Aprígio veloso, 882, Bodocongó. CEP: 58429-900. Campina Grande, PB – Brasil.

³Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia, Departamento de Engenharia Química. Av. Aprígio veloso, 882, Bodocongó. CEP: 58429-900. Campina Grande, PB – Brasil.

Resumo: *Reatores de leito fixo com geometria cilíndrica de paredes aquecidas ou resfriadas são equipamentos amplamente utilizados em projetos de engenharia com destaque na indústria química haja vista a sua utilidade em realizar reações heterogêneas do tipo gás-sólido altamente endotérmicas ou exotérmicas. Simulação de processos em reatores por meio de modelagem matemática tem sido feita por ser importante no controle desses equipamentos. Muitos trabalhos na literatura estão relacionados a simulação em regime permanente, sendo poucos ainda os que fazem estudo em regime dinâmico. Neste sentido, o presente trabalho propõe a estudar a transferência de calor no interior de um reator cilíndrico-elíptico de leito fixo considerando a operação em regime transiente. O modelo considera como uniformes os perfis de velocidade e temperatura da fase fluida na entrada do reator, as propriedades termofísicas constantes e condição de contorno convectiva na superfície do equipamento. A equação da energia, escrita em coordenadas cilíndrico-elípticas, foi discretizada utilizando o método dos volumes finitos considerando uma formulação totalmente implícita e esquema de interpolação WUDS. O modelo proposto foi validado em pesquisas pretéritas quando se analisou a operação em regime permanente. Resultados numéricos de distribuição de temperatura em diferentes instantes de processo são apresentados e discutidos.*

Palavras-chave: *reator, leito fixo, transferência de calor, cilindro-elíptico, transiente.*

1. INTRODUÇÃO

O estudo da transferência de calor em meios porosos está presente em diversas áreas da ciência e tecnologia. Este interesse ocorre devido os meios porosos estarem presentes nos solos e plantas, bem como em muitas das operações unitárias utilizados na engenharia química, tais como: filtração, destilação, absorção e adsorção em colunas recheadas, secagem e reações catalíticas em reatores de leito fixo e fluidizado (Freire, 1979).

Os reatores tubulares de leito fixo de paredes aquecidas ou resfriadas são frequentemente utilizados na indústria para realizar reações catalíticas heterogêneas (gás-sólido) altamente exotérmicas ou endotérmicas. No entanto, um bom projeto desses equipamentos requer a adoção de modelos eficientes, com base em experimentos usando fluxo resfriado (ou aquecido) e também experimentos cinéticos que permitem simular muitas condições experimentais e obter novas geometrias de uma maneira segura (Paterson e Carberry, 1983; Feyo de Azevedo et al., 1990).

Soluções numéricas e analíticas da equação de difusão/convecção de calor em reator de leito fixo, em vários casos, foram apresentados por muitos pesquisadores (Gunn e Khalid, 1975; Li e Finlayson, 1977; Dixon, 1985; Borkink e Westerterp, 1992), contudo, todos os estudos são limitados à utilização de geometria cilíndrica circular e com operação em regime permanente. Sendo que a simulação da operação em regime dinâmico é imprescindível ao controle do reator podendo dar também um confiável prognóstico de seu desempenho. A tarefa de simulação de reatores de leito fixo é uma atividade árdua permeada por minuciosos detalhes tais como consideração de um ou mais parâmetros para o modelo; condições de contorno para as diversas variáveis do fluido na entrada do reator (Borkink e Westerterp, 1992; Gupta e

Nag, 2002); propriedades termofísicas dependentes da temperatura e espaço; efeitos térmicos de entrada, que, se não forem bem captados pelo modelo, podem implicar em dispersão de resultados; entre outros fatores.

No tocante aos leitos fixos com uma geometria mais complexa, ou exibindo condições de contorno temporal e dependente também de condições espaciais (perfil de temperatura parabólico na entrada, por exemplo), soluções analíticas, e até mesmo soluções aproximadas são mais difíceis de serem obtidas, não sendo abundantes na literatura. Os poucos pesquisadores que trabalharam com condições mais realistas na análise, usaram técnicas integrais para obtenção de soluções analíticas para problemas de geometria e condições de contorno mais complexos, com destaque para Maia et al. (2000, 2001), os quais reportam resultados da transferência de calor em dutos elípticos considerando os coeficientes de transporte e as condições de contorno variando com o tempo.

Neste sentido, o objetivo deste trabalho é apresentar um modelo pseudo-homogêneo tridimensional e em regime transiente para descrever a distribuição de temperatura dentro de um reator de leito fixo com formato cilíndrico-elíptico, considerando propriedades termofísicas constantes e condição de contorno convectiva na superfície do equipamento.

2. MODELAGEM MATEMÁTICA

A equação para a modelagem do fenômeno de transferência de calor no reator de leito fixo é a da conservação da energia, dada por:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\lambda\Phi) + \nabla \cdot (\lambda \vec{v}\Phi) = \nabla \cdot (I^\Phi \nabla \Phi) + S^\Phi \quad (1)$$

Na Equação 1, tem-se $\lambda = \rho c_p \varepsilon$; $\Phi = T$ e $I^\Phi = k$, onde ρ , c_p , T e k , são a massa específica, o calor específico, a temperatura e a condutividade térmica do fluido, respectivamente, enquanto ε é a porosidade do leito. Nesta mesma equação $\vec{v}$ é o vetor de velocidade e S^Φ representa o termo fonte dada por:

$$S^\Phi = \frac{DP}{Dt} + \mu\phi + \dot{q} \quad (2)$$

onde, DP/Dt é a derivada substantiva da pressão, $\mu\phi$ é o termo dissipação viscosa e, $\dot{q}$ é a geração interna de calor. Considere-se um reator de leito fixo recheado de partículas sólidas com o calor a ser removido do sistema por um líquido de refrigeração que flui de fora do equipamento num escoamento ascendente de acordo com a Fig. 1-a. Esta figura apresenta um esquema do reator de leito fixo com forma cilíndrico-elíptica com seu leito recheado de partículas. Informações do sistema de coordenadas cilíndrico-elípticas e de suas relações com o sistema de coordenadas cartesianas podem ser obtidas na literatura (Straton et al., 1941; Morse e Feshbach, 1953). Ao passo que a Fig. 1-b representa, esquematicamente, os coeficientes e variáveis envolvidas nos mecanismos combinados de transferência de calor da condição de contorno convectiva que foi usada no presente trabalho.

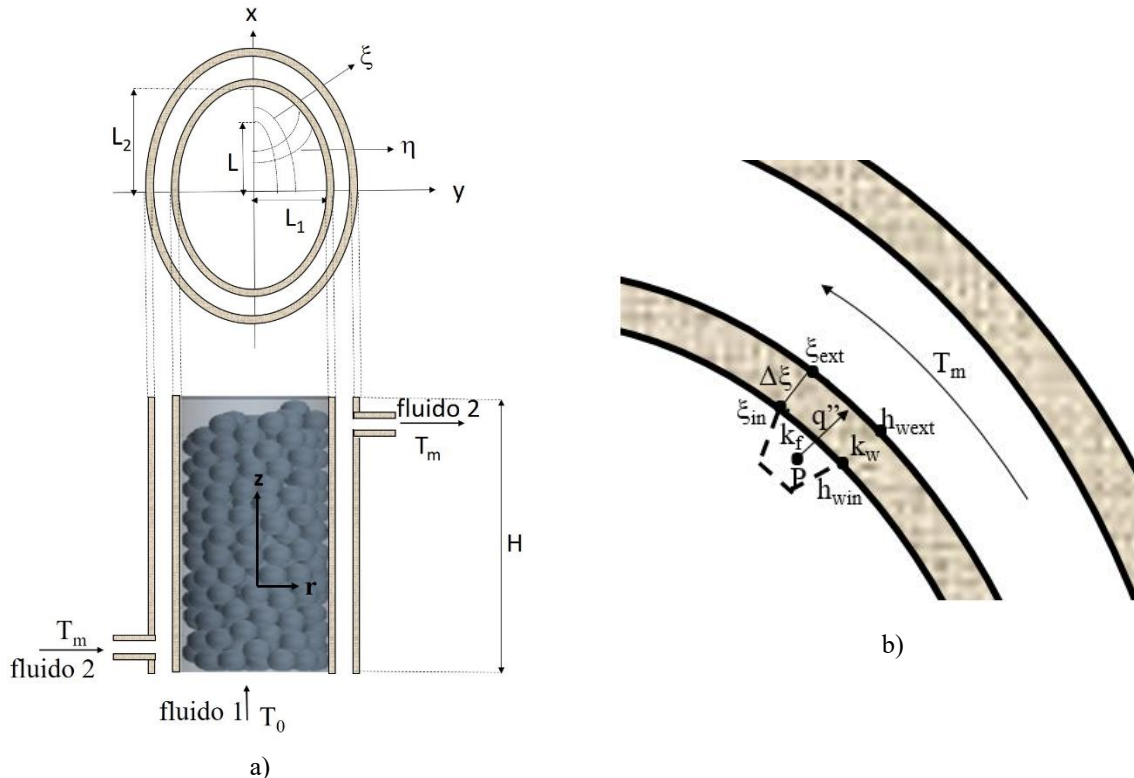


Figura 1. Esquema representativo do reator cilíndrico-elíptico: a) leito recheado de partículas, b) variáveis da condição de contorno convectiva na parede

No modelo em estudo foram utilizadas as seguintes hipóteses:

- Não ocorrência de reações químicas;
- As propriedades termofísicas do fluido são constantes durante o processo;
- O processo ocorre sem geração interna de energia;
- As distribuições de temperatura e de velocidade são constantes e uniformes na entrada do leito;
- Simetria do perfil de temperatura no centro do reator;
- A velocidade e a porosidade são uniformes e constantes no leito;
- A condição na superfície do equipamento é do tipo convectiva (Figura 1-b);
- A velocidade do fluido é mais baixa do que a velocidade do som;
- Não é feita distinção entre as fases sólida e fluida.

Com base nestas hipóteses e na geometria apresentada na Fig. 1, a equação da conservação da energia, escrita em coordenadas cilíndrico-elípticas, é dada como se segue:

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\frac{\rho c_p \varepsilon T}{J} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{\rho c_p \varepsilon u_z T}{J} \right) = \frac{\partial}{\partial \xi} \left(k \sqrt{\frac{\xi^2 - 1}{1 - \eta^2}} \frac{\partial T}{\partial \xi} \right) + \frac{\partial}{\partial \eta} \left(k \sqrt{\frac{1 - \eta^2}{\xi^2 - 1}} \frac{\partial T}{\partial \eta} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{k}{J} \frac{\partial T}{\partial z} \right) \quad (3)$$

onde o Jacobiano da transformação é obtido de:

$$J = \frac{1}{L^2} \frac{\sqrt{(\xi^2 - 1)(1 - \eta^2)}}{\xi^2 - \eta^2} \quad (4)$$

sendo $L = \sqrt{L_2^2 - L_1^2}$ o comprimento focal.

As seguintes condições de contorno e simetria foram usadas:

- a) Condições de simetria:

$$\frac{\partial T}{\partial \xi} (\xi = 1, \eta, z, t) = \frac{\partial T}{\partial \eta} (\xi, \eta = 0, z, t) = \frac{\partial T}{\partial \eta} (\xi, \eta = 1, z, t) = 0 \quad (5)$$

- b) Condição de contorno na superfície do reator

$$h_{win} (T_p - T_{win}) - \hat{U} k_f \left. \frac{\partial T}{\partial \xi} \right|_{\xi = \frac{L_2}{L}} = -\hat{U} k_w \left. \frac{\partial T}{\partial \xi} \right|_{\xi = \frac{L_2}{L}} = h_{wext} (T_{wext} - T_m) \quad (6)$$

- c) Condição de entrada

$$T(\xi, \eta, z = 0, t) = T_0 \quad (7)$$

- d) Condição de saída

$$\frac{\partial T}{\partial z} (\xi, \eta, z = H, t) = 0 \quad (8)$$

- e) Condição inicial

$$T(\xi, \eta, z, t = 0) = T_m \quad (9)$$

O domínio das variáveis ξ , η e z é $1 \leq \xi \leq L_2/L$; $0 \leq \eta \leq 1$ and $0 \leq z \leq H$. O valor $\xi=1$ corresponde a linha $0 \leq x \leq L$; $\xi = L_2/L$ corresponde à superfície do reator; $\eta=0$ corresponde a linha $0 \leq y \leq L_1$ e $\eta = 1$ corresponde a linha $L \leq x \leq L_2$.

3. METODOLOGIA NUMÉRICA

Vários métodos numéricos (diferenças finitas, elementos finitos, a exemplo) são usados para resolver o problema da transferência de calor em reatores de leito fixo. Neste trabalho, utilizou-se o método dos volumes finitos, considerando e esquema totalmente implícito, a prática de considerar os pontos nodais no centro do volume de controle, e o esquema WUDS de interpolação (Maliska, 1995). O método desenvolvido consiste em integrar a equação diferencial governante do fenômeno sobre um volume de controle no espaço e no tempo obtendo-se equações algébricas lineares (Maliska, 1995, Patankar, 1980). Assim, a equação linear discretizada é dada por:

$$A_P T_P = A_E T_E + A_W T_W + A_N T_N + A_S T_S + A_F T_F + A_T T_T + A_P^0 T_P^0 \quad (10)$$

onde:

$$\begin{aligned} A_E &= \sqrt{\frac{1-\eta_e^2}{\xi_e^2-1}} \frac{k\beta_e \Delta \xi \Delta z}{\delta \eta_e}; & A_W &= \sqrt{\frac{1-\eta_w^2}{\xi_w^2-1}} \frac{k\beta_w \Delta \xi \Delta z}{\delta \eta_w}; & A_N &= \sqrt{\frac{\xi_n^2-1}{1-\eta_n^2}} \frac{k\beta_n \Delta \eta \Delta z}{\delta \eta_n} \\ A_S &= \sqrt{\frac{\xi_s^2-1}{1-\eta_s^2}} \frac{k\beta_s \Delta \eta \Delta z}{\delta \eta_s}; & A_F &= \frac{L^2(\xi_f^2-\eta_f^2)}{\sqrt{(\xi_f^2-1)(1-\eta_f^2)}} [(0,5-\alpha_f)\rho \varepsilon_p u_z + \frac{\beta_f k}{\delta z_f}] \Delta \xi \Delta \eta \\ A_F &= \frac{L^2(\xi_f^2-\eta_f^2)}{\sqrt{(\xi_f^2-1)(1-\eta_f^2)}} [(0,5-\alpha_t)\rho \varepsilon_p u_z + \frac{\beta_t k}{\delta z_t}] \Delta \xi \Delta \eta; & & \\ A_P^0 &= \frac{L^2(\xi^2-\eta^2)}{\sqrt{(\xi^2-1)(1-\eta^2)}} \frac{\rho^0 c_p^0 \varepsilon^0 \Delta \xi \Delta \eta \Delta z}{\Delta t} \\ A_P &= A_E + A_W + A_N + A_S + A_F + A_T + \frac{L^2(\xi^2-\eta^2)}{\sqrt{(\xi^2-1)(1-\eta^2)}} \frac{\rho c_p \varepsilon \Delta \xi \Delta \eta \Delta z}{\Delta t} \end{aligned} \quad (11 \text{ a - h})$$

Os coeficientes α e β nas equações acima são dados por (Maliska, 1995):

$$\alpha = \frac{r^2}{(10+2r^2)}; \quad \beta = \frac{(1+0.005r^2)}{1+0.05r^2} \quad (12 \text{ a - b})$$

Nessas equações r é a razão entre o fluxo convectivo e difusivo nas direções coordenadas. A Figura 2 ilustra um volume de controle característico e os seus pontos vizinhos na malha numérica. Os coeficientes A_K , com $K \neq P$, representam as contribuições para a variação de T por difusão e/ou convecção, devido aos pontos vizinhos em direção ao ponto P . A Equação 10 é válida para os pontos internos do domínio, sendo que para os pontos de fronteira utiliza-se procedimento semelhante, contudo, considerando a condição de contorno na parede do reator.

O sistema de equações foi resolvido de forma iterativa utilizando o algoritmo de Gauss-Seidel, no qual o critério de convergência estabelecido para ser satisfeito em todos os pontos do domínio computacional é dado por:

$$|T^{n+1} - T^n| \leq 10^{-9} \quad (13)$$

onde n representa a n -ésima iteração.

A fim de aplicar esta metodologia, foi elaborado um programa computacional codificado no ambiente Mathematica® para resolver as equações obtidas a fim de determinar a distribuição de temperatura no interior do reator de leito fixo. As distribuições de temperatura foram determinadas para uma razão de aspecto $L_2/L_1 = 2$ e um comprimento do leito z . Utilizou-se um passo de tempo de 0.1 s, após um processo de refino adequado. Os valores das propriedades termofísicas do fluido foram tomados na média entre a temperatura T_0 , na entrada, e T_w , na parede do reator. Todos os resultados foram obtidos assumindo coeficiente de transferência de calor k_w , infinito na parede do leito e a contribuição convectiva do ar na direção radial também foi desprezada, logo $h_r = 0$. Neste trabalho foram usados os seguintes parâmetros efetivos para condutividade térmica, massa específica, velocidade, calor específico do gás, porosidade e as dimensões do leito: $k_f = 0,1 \text{ W/mK}$, $\rho = 1.09488 \text{ kg/m}^3$, $u_z = 0,11417 \text{ m/s}$, $c_p = 1000 \text{ J/kg.K}$, $\varepsilon = 0,40$, $L_2 = 0,1 \text{ m}$ e $H = 0,2 \text{ m}$. O coeficiente de transferência de calor do gás, h_{win} , que é o ar, foi desprezado e o do fluido refrigerante, que é a água, é $h_{wext} = 2 \text{ W/m}^2\text{K}$. A temperatura do ar na entrada foi $T_0 = 70^\circ \text{C}$ e a do fluido refrigerante, $T_m = 30^\circ \text{C}$.

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

A geometria de um leito fixo recheado pode exercer influência sobre o escoamento fluido neste sistema particulado e também na dinâmica de troca de calor, sendo um requisito imprescindível de estudo, daí a justificativa de se avaliar uma geometria diferente da cilíndrica circular. No tocante ao modelo, o leito compactado ora analisado é tratado como percolado por fase quase completamente homogênea. O tamanho, forma e direções dos interstícios e as localizações detalhadas das partículas no interior do leito são negligenciados e o fluxo do fluido no leito na direção axial (eixo z) é assumido como sendo de fluxo pistonado e há dispersão axial, radial e angular de calor.

O modelo pseudo-homogêneo usado tem se mostrado eficaz na medida em que capta a interação de partículas sólidas e do fluido como uma fase homogênea e as propriedades térmicas são tomadas como efetivas para ambos e consideradas dependentes da natureza individual de cada fase simplificando o modelo.

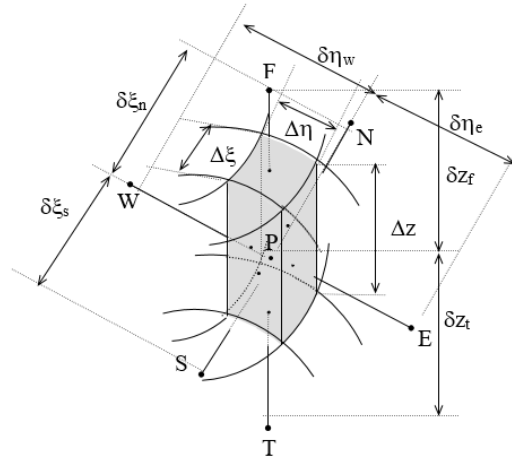


Figura 2. Volume de controle, com pontos nodais vizinhos na malha numérica (Fonte: Oliveira, 2004)

A distribuição de temperatura no interior do reator é muito importante, a fim de verificar a estabilidade do equipamento e, se for verificado em diferentes instantes de tempo, tem-se informação ainda mais detalhada para se poder exercer controle na operação com eficiência. Os perfis de temperatura adimensional dentro do leito fixo, no regime transiente, em planos nas posições $z = 0.00556\text{m}$, 0.03889m , 0.10556m e 0.19444m e em planos longitudinais em $x = 0$ (semi-eixo menor) e $y = 0\text{m}$ (semi-eixo maior) são mostrados nas próximas figuras. Foram convenientemente escolhidos, para apresentação dos resultados em regime dinâmico, os instantes de tempo $t = 0.5, 1.5, 3$ e 4.2 s , sendo este último quando a operação alcança o regime permanente.

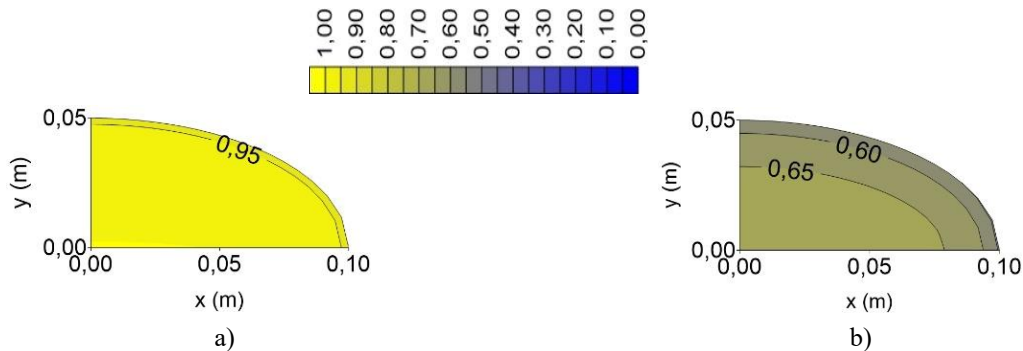


Figura 3. Distribuição de temperatura adimensional $\left(\frac{T-T_m}{T_0-T_m}\right)$ no instante de tempo $t = 0.5\text{ s}$ nos planos: a) $z = 0.00556\text{m}$, b) $z = 0.03889\text{ m}$

Observando-se os gráficos para o tempo $t = 0.5\text{ s}$, percebe-se nas Figs. 3 - 5 que logo no início da operação do reator, tem-se altos gradientes de temperaturas na direção axial, principalmente na crítica região de entrada do equipamento e na sua parede. Nesse tempo, praticamente ainda não há perturbações no perfil de temperatura após a altura $z = 0.13\text{ m}$, aproximadamente.



Figura 4. Distribuição de temperatura sdimensional $\left(\frac{T-T_m}{T_0-T_m}\right)$ no instante de tempo $t = 0.5$ s nos planos: a) $z = 0.10556$ m, b) $z = 0.1944$ m

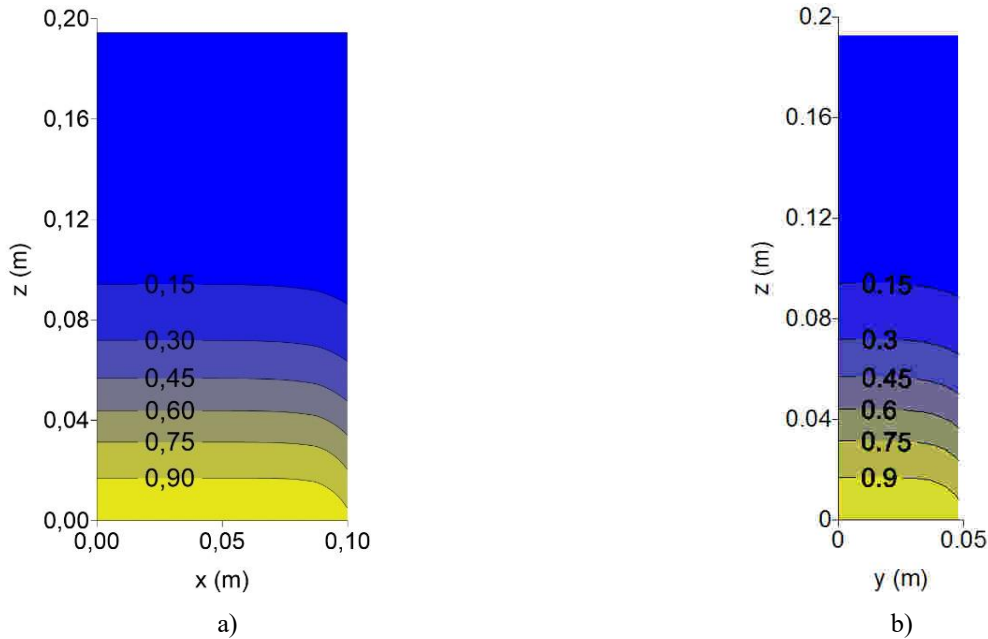


Figura 5. Distribuição de temperatura sdimensional $\left(\frac{T-T_w}{T_0-T_w}\right)$ no instante de tempo $t = 0.5$ s nos planos: a) $y = 0$ m, b) $x = 0$ m

Após 1, 5 s de operação, nas Figs. 6 - 8, observa - se a relativa redução dos gradientes axiais de temperatura até a a altura $z = 0.08$ m, aproximadamente, apontando para uma estabilização gradativa dos mesmos nessa região. Deste ponto até a saída do reator, os gradientes axiais de temperatura que eram menores em $t = 0.5$ s agora são bem mais pronunciados.

Nesse tempo verifica-se a formação do perfil de temperatura nas seções transversais, e os gradientes de temperatura vão aumentando na direção radial em direção à parede com o aumento da altura e também do tempo, conforme se pode comparar com as Figs. 3 a 5 do tempo $t = 0.5$ s.



Figura 6. Distribuição de temperatura sdimensional $\left(\frac{T-T_m}{T_0-T_m}\right)$ no instante de tempo $t = 1.5$ s nos planos: a) $z = 0.00556$ m, b) $z = 0.03889$ m

Já é notável um maior aquecimento na região extrema do semi - eixo menor para qualquer z ($y = 0,05$ m, com $x = 0$ m, $\forall z$), a qual é uma região mais próxima do núcleo de escoamento do que a região extrema do semi - eixo maior para qualquer z ($x = 0,1$ m, com $y = 0$ m, $\forall z$), todavia, esta última região possui maiores gradientes de temperatura que a anterior.



Figura 7. Distribuição de temperatura sdimensional $\left(\frac{T-T_m}{T_0-T_m}\right)$ no instante de tempo $t = 1.5$ s nos planos: a) $z = 0.10556$ m, b) $z = 0.1944$ m

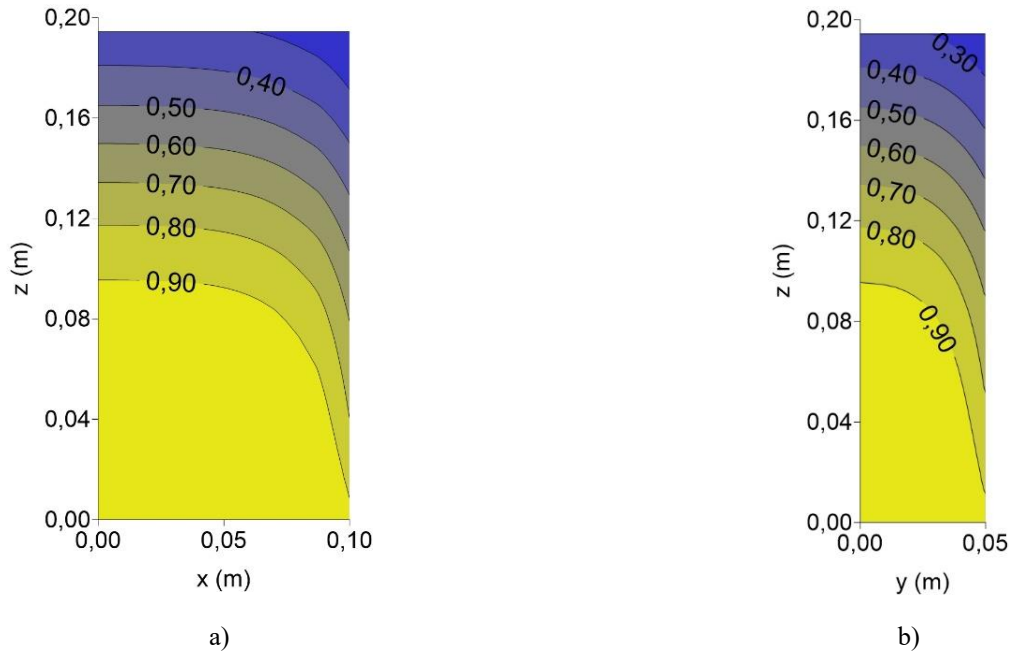


Figura 8. Distribuição de temperatura sdimensional $\left(\frac{T-T_m}{T_0-T_m}\right)$ no instante de tempo $t = 1.5$ s nos planos: a) $y = 0$ m, b) $x = 0$ m

No tempo $t = 3$ s já é bastante notável a redução dos gradientes axiais de temperatura, fato percebido ao se observar as Fig. 9 a 11. Observando-se, percebe-se a estabilidade do perfil de temperatura da entrada até aproximadamente uma altura correspondente a um quarto do comprimento do equipamento. Após essa altura os gradientes de temperatura na direção radial continuam a aumentar em direção à parede com efeito mais pronunciado na seção transversal da altura $z = 0.1944$ m.

O tempo $t = 4.2$ s é o tempo de regime permanente, no qual o perfil de temperatura no reator alcança estabilidade, fato verificado cuidadosamente ao se produzir gráficos para tempos próximos ao mesmo. Verifica-se que ao longo de toda a operação, os gradientes de temperatura próximo à parede sempre são altos. Os gradientes de temperatura na direção radial em um plano específico foram maiores em direção à parede do reator na medida em que o valor da altura z e do tempo aumentaram. Na direção angular sempre se verificou a redução da temperatura em cada plano analisado ao longo do tempo.



Figura 9. Distribuição de temperatura sdimensional $\left(\frac{T-T_m}{T_0-T_m}\right)$ no instante de tempo $t = 3$ s nos planos: a) $z = 0.00556\text{m}$, b) $z = 0.03889$ m



Figura 10. Distribuição de temperatura sdimensional $\left(\frac{T-T_m}{T_0-T_m}\right)$ no instante de tempo $t = 3$ s nos planos: a) $z = 0.10556\text{m}$, b) $z = 0.1944$ m

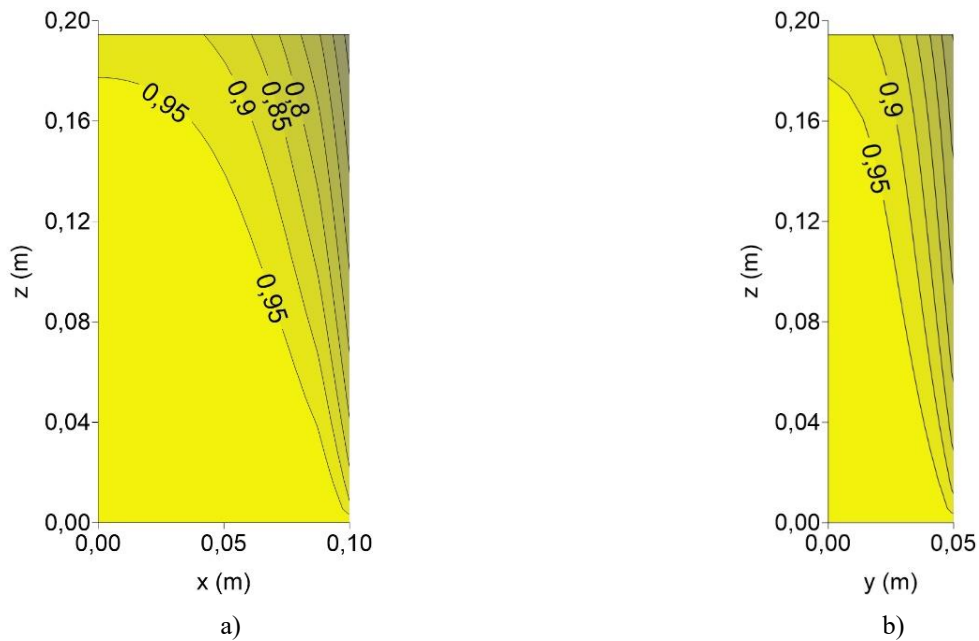


Figura 11. Distribuição de temperatura sdimensional $\left(\frac{T-T_m}{T_0-T_m}\right)$ no instante de tempo $t = 3$ s nos planos: a) $y = 0$ m , b) $x = 0$ m



Figura 12. Distribuição de temperatura sdimensional $\left(\frac{T-T_m}{T_0-T_m}\right)$ no instante de tempo $t = 4.2$ s nos planos: a) $z = 0.00556\text{m}$, b) $z = 0.03889$ m



Figura 13. Distribuição de temperatura sdimensional $\left(\frac{T-T_m}{T_0-T_m}\right)$ no instante de tempo $t = 4.2$ s nos planos: a) $z = 0.10556\text{m}$, b) $z = 0.1944\text{ m}$

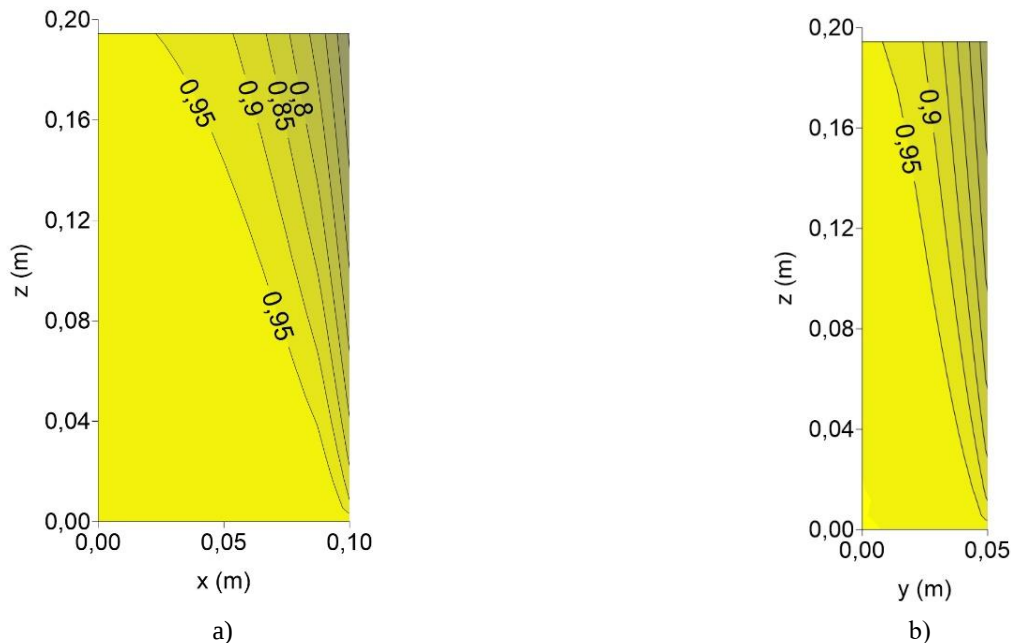


Figura 14. Distribuição de temperatura sdimensional $\left(\frac{T-T_m}{T_0-T_m}\right)$ no instante de tempo $t = 4.2$ s nos planos: a) $y = 0\text{ m}$, b) $x = 0\text{ m}$

5. CONCLUSÕES

Após a análise dos gráficos dos perfis de temperatura apresentados, podem ser sumarizadas as seguintes conclusões:

- Há elevados gradientes de temperatura na direção axial logo no início da operação do reator, principalmente junto à crítica região de entrada;
- Após 1.5 s, a região de maiores gradientes axiais de temperatura ocorre para além $z = 0.08$, aproximadamente, até a saída do reator;
- Os gradientes de temperatura também são muitos altos na região próxima à parede do reator em todo o tempo de processo e ao longo de toda a direção axial;
- Os gradientes radiais de temperatura aumentam do centro para a região da parede do reator, e seus efeitos são ainda mais pronunciados com o tempo;
- Ao longo da direção z , a região extrema do semi-eixo menor apresenta sempre maior temperatura que a região extrema do semi-eixo maior, porém esta última possui maior gradiente de temperatura;
- O modelo é flexível para adaptação à diversas geometrias, a saber, diferentes razões de aspecto L_2/L_1 , como também incorporação de propriedades termofísicas variáveis com a posição e temperatura;

6. AGRADECIMENTOS

Os autores agradecem a CAPES, CNPq, FINEP, UFCG e IFPB pelo suporte financeiro.

7. RESPONSABILIDADE AUTURAL

Os autores são os únicos responsáveis pelo conteúdo deste trabalho.

8. REFERÊNCIAS

- Borkink, J.G.H. and Westerterp, K.R., 1992, "The Significance of Axial Heat Dispersion for the Description of Heat Transport in Wall-Cooled Packed Beds". Chemical Engineering Technology, Vol.15, pp. 371-384.
- Dixon, A.G., 1985, "The Length Effect on Packed Bed Effective Heat Transfer Parameters", The Chemical Engineering Journal, Vol. 31, pp.163-173.
- Feyo de Azevedo, S., Romero, M. A. O. and Wardle, A. P., 1990, "Modeling of Tubular Fixed Bed Catalytic Reactor: A Brief Review". Translation Institution of Chemical Engineering, Vol. 68, pp. 483-502.
- Freire, J.T., 1979, "Transferência de Calor em Meios Porosos". Tese de doutorado. COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, Brasil.

- Gunn, D.J., Khalid, M., 1975, ‘Thermal Dispersion and Wall Heat Transfer in Packed Beds’. Chemical Engineering Science, Vol. 30, pp. 261-267.
- Gupta, A. V. S. K. S. and Nag, P. K., 2002, “Bed-to-Wall Heat Transfer Behavior in a Pressurized Circulating Fluidized Bed”, Int. J. of Heat and Mass Transfer, Vol. 45, pp. 3429-3436.
- Li, C. H. and Finlayson, B.A., 1977, “Heat Transfer in Packed Beds: A Reevaluation”. Chemical Engineering Science, Vol. 32, pp. 1055-1066.
- Maia, C. R. M., Aparecido, J. B., and Milanez, L. F., 2000, “Heat Transfer in Laminar Forced Convection Inside Elliptical Tube With Boundary Conditions of First Kind”, 3th European Thermal Sciences Conference, Vol. 1, p. 347, Heidelberg, Germany.
- Maia, C. R. M., Aparecido, J. B. and Milanez, L. F., 2001, “Heat Transfer in Laminar Forced Convection Inside Elliptical Cross Section Ducts With Boundary Conditions of Second Kind”, 22nd Iberian Latin-American Congress on Computational Methods in Engineering, Campinas, Brazil.
- Maliska, C. R., 1995, “Transferência de Calor e Mecânica dos Fluidos Computacional”, LCT, Rio de Janeiro.
- Morse, P. M. and Feshbach, H., 1953, “Methods of Theoretical Physics”, Mc Graw-Hill Book Company, Inc., New York.
- Oliveira, L. G., 2004, “Transferência de Calor em Reator Cilíndrico - Elíptico de Leito Fixo: aspectos termofluidodinâmicos e geométricos”. Tese de doutorado, Universidade Federal de Campina Grande. Campina Grande -Paraíba, Brasil, 172 p.
- Patankar, S. V., 1980, “Numerical Heat Transfer and Fluid Flow”, Hemisphere Publish, Cooperation.
- Paterson, W. R. and Carberry, J.J., 1983, “Fixed Bed Catalytic Reactor Modelling the Heat Transfer Problem”. Chemical Engineering Science, Vol. 38, pp. 175-180.
- Stratton, J. A., Morse, P. M., Chu, L. J. and Hutner, R. A., 1941, “Elliptic Cylinder and Spheroidal Wave Functions”, John Wiley & Sons, Inc., New York.

HEAT TRANSFER IN ELLIPTIC CYLINDRICAL REACTOR: A THREE-DIMENSIONAL TRANSIENT MODEL USING FINITE VOLUMES

Rodrigo Moura da Silva, rodrigo.silva@ifpb.edu.br¹

Antonio Gilson Barbosa de Lima, antonio.gilson@ufcg.edu.br²

Laercio Gomes de Oliveira, laercio@deq.ufcg.edu.br³

¹Federal Institute of Education, Science and Technology of Paraíba, Campus Princesa Isabel. AC Rodovia PB 426, S/N Sítio Barro Vermelho. CEP: 58755000 - Princesa Isabel, PB – Brasil

²Federal University of Campina Grande, Center of Science and Technology, Mechanical Engineering Department, Apriço Veloso Avenue, 882, Universitário. CEP: 58429-900. Campina Grande, PB - Brasil

³Federal University of Campina Grande, Center of Science and Technology, Department of Chemical Engineering, Apriço Veloso Avenue, 882, Universitário. CEP: 58429-900. Campina Grande, PB - Brasil

Abstract: Fixed bed reactors with cylindrical geometry of heated or cooled walls are widely used in equipment engineering projects especially in the chemical industry due its usefulness in performing heterogeneous reactions of gas-solid type highly endothermic or exothermic. Process simulation in reactors using mathematical modeling is often used due to importance in the control of these equipments. Many studies in the literature are engaged in simulation in steady state and few are those related to study in dynamic regime. In this sense, this paper proposes to predict heat transfer inside a cylindrical-elliptic fixed bed reactor considering the operation in transient regime. The model considers uniform velocity and temperature profiles of the fluid phase in the reactor inlet, the constant thermophysical properties and convective boundary condition at the surface of the equipment. The energy equation, written in cylindrical-elliptic coordinates, was discretized using the finite volume method considering a fully implicit formulation and WUDS interpolation scheme. The proposed model was validated on to earlier research when analyzing the operation in steady state regime. Numerical results of temperature distribution inside reactor for different times are presented and discussed.

Key-words: reactor; fixed bed; heat transfer; elliptic cylinder; transient.