

# TRANSPORTE DE CALOR NO INTERIOR DE REATOR CILÍNDRICO ELÍPTICO INCLUINDO O TERMO DE REAÇÃO QUÍMICA

**Júlio Pereira Cambuí**  
Bolsista PIBIC/CCT/UFCG

**Rodrigo Moura da Silva**  
Bolsista PIBIC/CCT/UFCG

**Laércio Gomes de Oliveira**

Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia, Departamento de Engenharia Química, 58109-970, Campina Grande, PB, Brasil. e-mail: laercio@deq.ufcg.edu.br

**Antonio Gilson Barbosa de Lima**

Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia, Departamento de Engenharia Mecânica, 58109-970, Campina Grande, PB, Brasil e-mail: gilson@dem.ufcg.edu.br

**Resumo.** *O estudo da transferência de calor em meios porosos, percolados por fluidos na direção axial, tem despertado o interesse de pesquisadores em vários ramos da ciência e tecnologia, por sua aplicação em processos de filtração, destilação, absorção e adsorção em colunas recheadas, secagem e reações catalíticas em leitos fixos e fluidizados, para promover reações catalíticas heterogêneas (gás-sólido) exotérmicas ou endotérmicas. Soluções analíticas ou numéricas da equação da difusão/convecção de calor em reator de leito fixo têm sido reportadas na literatura, contudo, os estudos estão limitados ao uso de geometria cilíndrica e poucos são os trabalhos que assumem condições de contorno para o fluido na entrada do reator e propriedades termofísicas variáveis. Neste sentido, este trabalho tem como objetivos apresentar um modelo pseudo-homogêneo tridimensional em regime permanente para descrever a distribuição de temperatura no interior de um reator de leito fixo com geometria cilíndrica elíptica incluindo os efeitos de geração de energia proveniente de uma reação química. A equação da energia aplicada ao meio poroso e escrita em coordenadas cilíndricas elípticas foi discretizada numericamente usando o método dos volumes finitos. O esquema de interpolação WUDS foi usado para os termos convectivos com uma formulação totalmente implícita. Resultados numéricos da distribuição de temperatura no interior do reator são mostrados e analisados. Dos resultados obtidos pode-se concluir que: existe uma dependência da temperatura adimensional com as coordenadas, radial, angular e axial, no entanto, os maiores gradientes de temperatura existem na direção radial; nas regiões pontiagudas, os gradientes de temperatura são mais pronunciados; e que nenhum efeito expressivo do termo de reação química na distribuição de temperatura foi observado.*

**Palavras-chave:** reator, cilindro elíptico, volumes finitos, simulação, reação química

## 1. INTRODUÇÃO

O estudo da transferência de calor em meios porosos, percolados por fluidos na direção axial, está presente em vários ramos da ciência e tecnologia. Esse interesse advém segundo Freire (1979), de estarem os meios porosos presentes tanto na natureza (solos e plantas, por exemplo) quanto na

maioria das operações unitárias empregadas na Engenharia Química, como: filtração, destilação, absorção e adsorção em colunas recheadas, secagem e reações catalíticas em leitos fixos e fluidizados.

Andrigó et al. (1999) afirmam que os leitos fixos de partículas catalíticas são os tipos de reatores mais largamente usados na indústria para promover reações heterogêneas (gás-sólido) na produção de intermediários e produtos químicos básicos. Nos últimos anos, os reatores de leito fixo também vêm sendo crescentemente usados para tratar substâncias tóxicas e prejudiciais aos seres vivos e ao ambiente: a remoção de óxidos de nitrogênio de chaminés de centrais elétricas e purificação de efluentes gasosos de escapamentos automotivos representam sem dúvida as aplicações mais amplamente empregadas.

Vários estudos de transferência de calor e massa acompanhados por reação química em um reator catalítico de leito fixo têm sido reportados na literatura, cada um com sua condição de operação e hipóteses particulares.

Entre esses trabalhos destacamos alguns que acompanham o perfil de temperatura na saída do reator (Andrigó et al., 1999; Burgharrdt et al., 1999; Rodrigues e Ferreira, 1990; Balakotaiah et al., 1999, Koning e Westerterp, 1999; Wang et al., 2003).

Burgharrdt et al (1999) estudaram a influência de uma reação de primeira ordem juntamente com a adoção da hipótese de uma frente térmica ideal de temperatura se deslocando uniformemente ao longo do reator, sobre o perfil de temperatura na saída.

Rodrigues e Ferreira (1990) destacam em seu trabalho, o efeito da convecção intrapartícula em catalisadores de poros grandes, sobre o comportamento global do reator, utilizando neste estudo, modelos heterogêneos e pseudo-homogêneos para encontrar condições de operação estáveis e mais favoráveis.

Balakotaiah et al. (1999) estudaram, a relação existente entre a razão diâmetro do reator para diâmetro da partícula sobre às não-uniformidades no perfil de temperatura e perfil transversal de concentração quando contemplam na modelagem do reator, uma reação heterogênea complexa do tipo Langmuir-Hinshelwood.

Wang et al. (2003) desenvolveram um modelo unidimensional heterogêneo para simular o comportamento de um reator de leito fixo no andamento de uma reação do tipo Fischer-Tropsch para a produção de hidrocarbonetos. Dessa forma, fica caracterizado que inúmeras variáveis podem interferir no comportamento, desempenho e projeto de tais sistemas reacionais.

O projeto confiável de reatores exige a adoção de modelos matemáticos confiáveis, baseados em experimentos de fluxo e cinéticos, que permitam simular diversas condições experimentais, visando uma futura mudança de geometria ou ampliação de escala de forma segura (Paterson e Carberry, 1983, Azevedo et al., 1990).

Soluções analíticas ou numéricas da equação da difusão/convecção de calor em reator de leito fixo, para vários casos têm sido reportadas na literatura (Li e Finlayson, 1977; Lerou e Froment, 1977; Dixon et al., 1978; Dixon, 1985; Borkink e Westerterp, 1992; Oliveira et al., 2003), contudo, todos os estudos limitam-se ao uso de geometria cilíndrica e poucos trabalhos que assumem propriedades termofísicas do fluido e condições de contorno variáveis na entrada do reator. Desta forma fica evidente a necessidade de serem apresentadas soluções mais amplas e rigorosas para o problema em questão.

Neste sentido, este trabalho tem como objetivos apresentar um modelo pseudo-homogêneo tridimensional em regime permanente para descrever a distribuição de temperatura no interior de um reator de leito fixo com geometria cilíndrica elíptica incluindo os efeitos de geração de energia proveniente de uma reação química.

## 2. MODELO MATEMÁTICO

### 2.1. Modelagem da Transferência de Calor

O ponto de partida para a modelagem do fenômeno da transferência de calor em reator de leito fixo é a equação geral da conservação de energia:

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

onde na Eq. (1) tem-se:  $\lambda = \rho C_p \varepsilon$ ;  $\Phi = T$  e  $\Gamma^\Phi = k$ . As variáveis  $\rho$ ,  $C_p$ ,  $T$  e  $k$  são a massa específica, o calor específico, a temperatura e condutividade térmica do fluido, respectivamente, enquanto  $\varepsilon$ , é a porosidade do leito. Nesta equação,  $\bar{v}$  é o vetor velocidade e  $S^\Phi$ , representa o termo fonte, dado por:

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

na Eq. (2),  $DP/Dt$  é a derivada substantiva da pressão,  $\mu\phi$  representa o termo de dissipação viscosa e  $q$ , a geração interna de energia, que geralmente é proveniente de reações químicas. A Fig. (1) mostrada abaixo apresenta um esquema do reator de leito fixo com geometria cilíndrica elíptica.

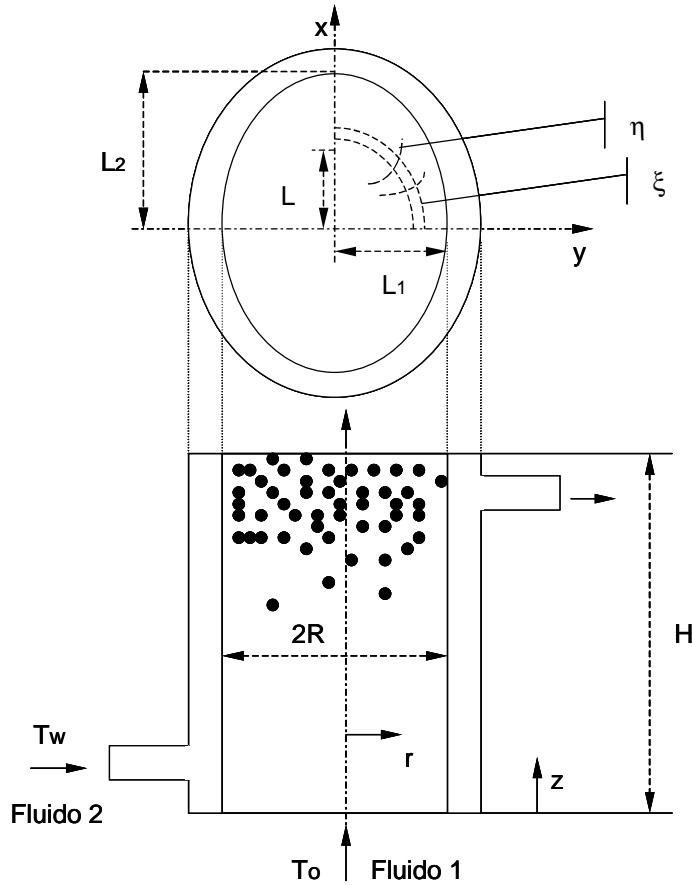


Figura 1. Reator de leito compactado num tubo com escoamento axial de fluido.

As hipóteses admitidas na modelagem são dadas abaixo:

- o reator é operado em regime permanente;
- existe geração de energia através da ocorrência de reação química;
- as propriedades termofísicas do fluido constantes, durante todo o processo;

- d) os perfis de temperatura e velocidade são uniformes na entrada do reator;
- e) existe simetria do perfil de temperatura a partir do centro do reator;
- f) a porosidade do leito é uniforme e constante;
- g) os coeficientes de transporte de calor invariantes com a posição no leito;
- h) na parede do reator existe uma condição de contorno convectiva;
- i) a velocidade linear de escoamento do fluido muito inferior à velocidade sônica;
- j) a queda de pressão no reator é desprezível;
- k) não existe distinção entre as fases sólida e fluida.

Baseado nessas hipóteses e na geometria apresentada na Fig. 1, a equação geral da energia, em coordenadas elípticas segundo Abramowitz e Stegun (1970), passa a ser escrita da seguinte forma:

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

$J$  é o Jacobiano da transformação entre os sistemas de coordenadas, sendo calculado por:

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

$L = \sqrt{L_2^2 - L_1^2}$ , é o comprimento focal da elipse. As seguintes de contorno são usadas:

$$T(\xi, \eta, z = 0, t) = T_0, \quad \frac{\partial T}{\partial z}(\xi, \eta, z = H, t) = 0 \quad (5a)$$

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

$$-\frac{k}{L} \sqrt{\frac{(\xi^2 - 1)}{(\xi^2 - \eta^2)}} \frac{\partial T}{\partial \xi} \bigg|_{\xi=\xi_n} = h_w [T(\xi = \xi_n, \eta, t) - T_m], \quad \xi_n = L_2/L \text{ na superfície}$$

(5c)

De acordo com Oliveira e Maiorino (1977) o domínio das variáveis  $\xi$ ,  $\eta$  e  $z$  neste trabalho são:  $1 \leq \xi \leq L_2/L$ ;  $0 \leq \eta \leq 1$  e  $0 \leq z \leq H$ . O valor  $\xi=1$  corresponde a uma linha reta  $0 \leq x \leq L$ ;  $\xi = L_2/L$  corresponde à superfície do reator;  $\eta=0$  corresponde à linha reta  $0 \leq y \leq L_1$  e  $\eta=1$  corresponde à linha reta  $L \leq y \leq L_2$ .

## 2.2. Efeito de uma Reação Química

Nield e Bejan (1992), afirmam que nem sempre é permissível negligenciar os efeitos da convecção presente em reatores químicos de leito fixo. Suponha-se que se tenha uma solução de um reagente de concentração  $C$  e ainda que esteja ocorrendo uma reação simples cuja equação da taxa de reação seja dada por:

$$r_A = \frac{dC}{dt} = -\hat{k}C^m \quad (6)$$

onde  $m$  representa a ordem global da reação. O coeficiente  $\hat{k}$  representa a constante de velocidade da reação e é uma função da temperatura absoluta  $T$  dada pela relação de Arrhenius, como segue:

$$\hat{k} = A \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) \quad (7)$$

onde  $E_a$  é a energia de ativação da reação (energia por mol),  $R$  é a constante universal dos gases, e  $A$  é uma constante chamada fator pré-exponencial de Arrhenius.

Assumindo-se que o material sólido do meio poroso seja inerte, que a reação gera um produto cuja massa pode ser ignorada; que a variação de volume é desprezível, e ainda que um consumo de um mol de reagente provoque um aumento na energia térmica de uma quantidade igual a  $-\Delta\hat{H}$  devido à reação química, então, pode-se escrever o aumento na energia por unidade de volume da mistura fluida ( $\dot{q}$ , na Eq. 2) por:

$$\dot{q} = \Delta\hat{H} \frac{dC}{dt} = -A(\Delta\hat{H})C^m \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) \quad (8)$$

### 3. METODOLOGIA NUMÉRICA

Dentre os vários métodos numéricos disponíveis na literatura (diferenças finitas, elementos finitos, colocação ortogonal, volumes finitos, etc.) para resolver o problema da transferência de calor em reator de leito fixo, optou-se neste trabalho, pelo método dos volumes finitos, assumindo uma formulação totalmente implícita, junto com a prática B (pontos nodais no centro do volume de controle) e o esquema WUDS como função de interpolação espacial para os fluxos difusivos e convectivos (Maliska,1995). A Equação (3), discretizada no volume e no tempo, com as considerações acima, escrita na forma algébrica linear (Patankar,1980 e Maliska,1995) assume a seguinte forma:

$$A_P T_P^* = A_E T_E^* + A_W T_W^* + A_N T_N^* + A_S T_S^* + A_F T_F^* + A_T T_T^* + A_P^0 T_P^{*0} + B \quad (9)$$

onde os coeficientes  $A_K$  da eq. (9) são dados como segue:

$$\begin{aligned} A_E &= \sqrt{\frac{1-\eta_e^2}{\xi_e^2-1}} \frac{k_e \beta_e \Delta\xi \Delta z}{\delta\eta_e}; \quad A_W = \sqrt{\frac{1-\eta_w^2}{\xi_w^2-1}} \frac{k_w \beta_w \Delta\xi \Delta z}{\delta\eta_w} \\ A_N &= \sqrt{\frac{\xi_n^2-1}{1-\eta_n^2}} \frac{k_n \beta_n \Delta\eta \Delta z}{\delta\eta_n} \quad A_S = \sqrt{\frac{\xi_s^2-1}{1-\eta_s^2}} \frac{k_s \beta_s \Delta\eta \Delta z}{\delta\eta_s} \\ A_F &= \frac{L^2(\xi_f^2-\eta_f^2)}{\sqrt{(\xi_f^2-1)(1-\eta_f^2)}} [(0,5-\alpha_f) \rho_f \epsilon_f c_{pf} u_z + \frac{\beta_f k_f}{\delta z_f}] \Delta\xi \Delta\eta \\ A_T &= \frac{L^2(\xi_t^2-\eta_t^2)}{\sqrt{(\xi_t^2-1)(1-\eta_t^2)}} [(0,5-\alpha_t) \rho_t \epsilon_t c_{pt} u_z \frac{\beta_t k_t}{\delta z_t}] \Delta\xi \Delta\eta \\ A_P^0 &= \frac{L^2(\xi^2-\eta^2)}{\sqrt{(\xi^2-1)(1-\eta^2)}} \frac{\rho^0 c_p^0 \epsilon^0 \Delta\xi \Delta\eta \Delta z}{\Delta t} \quad T^* = \frac{T - T_m}{T_0 - T_m} \\ B &= \dot{q} \frac{L^2(\xi^2-\eta^2)}{\sqrt{(\xi^2-1)(1-\eta^2)}} \Delta\xi \Delta\eta \Delta z \\ A_P &= A_E + A_W + A_N + A_S + A_F + A_T + \frac{L^2(\xi^2-\eta^2)}{\sqrt{(\xi^2-1)(1-\eta^2)}} \frac{\rho c_p \epsilon \Delta\xi \Delta\eta \Delta z}{\Delta t} \end{aligned} \quad (10a-h)$$

Os coeficientes  $\alpha$  e  $\beta$  que aparecem nas equações acima são dados por (Mliska 1995):

$$\alpha = \frac{r^2}{(10+2r^2)} \quad (11a)$$

$$\beta = \frac{(1+0.005r^2)}{1+0.05r^2} \quad (11b)$$

Nas Equações (11a) e (11b), o parâmetro  $r$  representa a razão entre os fluxos convectivo e difusivo na direção da coordenada. A Fig. 2 ilustra um volume de controle típico da malha numérica deste trabalho com a localização do ponto nodal  $P$ , seus vizinhos,  $E$ ,  $W$ ,  $N$ ,  $S$ ,  $F$  e  $T$ , a distância entre eles, bem como as dimensões e as faces do volume de controle.

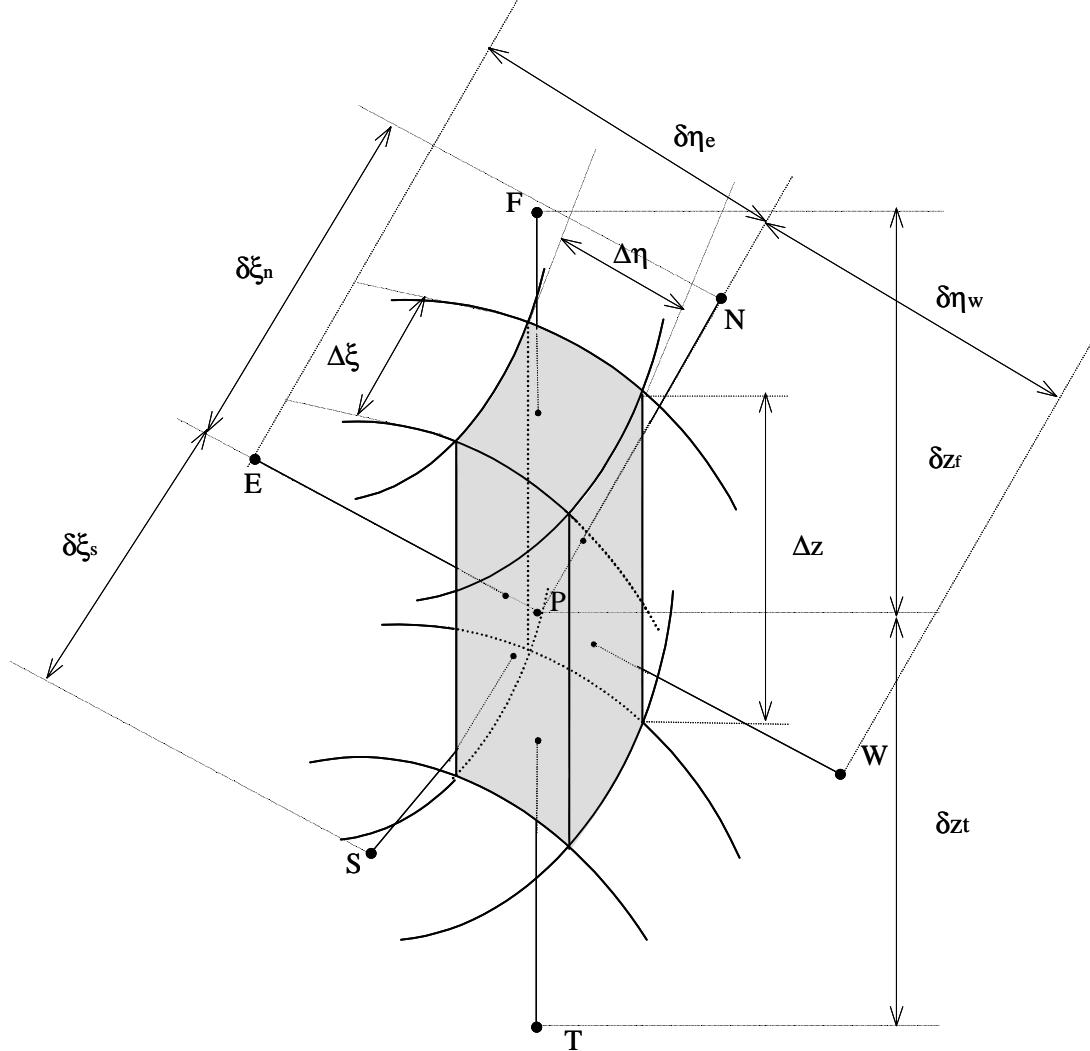


Figura 2. Volume de controle e pontos da malha numérica.

Os coeficientes  $A_K$ , com  $K \neq P$ , representam as contribuições dos transportes difusivo e convectivo de  $T$ , provenientes dos pontos vizinhos em direção ao ponto  $P$ . O sistema de equações proveniente da Eq. (9), foi resolvido iterativamente usando-se o algoritmo Gauss-Sidel. O critério de convergência adotado é apresentado na Eq. (12) e tem de ser satisfeito em todos os pontos do domínio computacional.

$$|T^{n+1} - T^n| \leq 10^{-8} \quad (12)$$

onde  $n$ , representa a  $n$ -ésima iteração do critério de convergência. Aliado ao critério de parada acima, está a exigência da positividade de todos os coeficientes  $A_K$ .

Um algoritmo computacional no ambiente do Software Mathematica® foi elaborado, para gerar os resultados provenientes de uma malha numérica constituída de 20x20x20 pontos nodais obtida após vários refinamentos. Os valores das propriedades termofísicas do fluido utilizados neste trabalho, foram tomados como a temperatura média entre os valores da temperatura na entrada do reator,  $T_0$  e a temperatura do fluido refrigerante do reator  $T_m$ .

## 4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

O conhecimento da distribuição de temperatura no interior de um reator é muito importante para se verificar a validade de um determinado modelo matemático, assim como avaliar a estabilidade do equipamento numa dada condição de operação. A validação da solução numérica apresentada neste trabalho, bem como um estudo de refino de malha, já foram realizados e apresentados em trabalhos anteriores Oliveira e Lima (2001, 2003).

Os resultados obtidos neste estudo adotaram os seguintes valores de parâmetros,  $\varepsilon = 0,4$ ;  $\rho = 1,09488 \text{ kg/m}^3$ ;  $u_z = 0,11417 \text{ m/s}$ ;  $k = 0,1 \text{ W/mK}$ ;  $A = 2,6075 \cdot 10^{16} \text{ s}^{-1}$ ;  $\Delta\hat{H} = -104575 \text{ kJ/kmol}$ ;  $Ea = 158954 \text{ kJ/kmol}$ ;  $C = 0,0008 \text{ kmol/m}^3$ ;  $c_p = 1000 \text{ J/kg K}$ ;  $L_1 = 0,05 \text{ m}$ ;  $L_2 = 0,10 \text{ m}$  e  $H = 0,20 \text{ m}$ .

### 4.1. Distribuição de Temperatura

Distribuições de temperatura na saída do reator foram obtidas para ordem global de reação  $m$ , iguais a 0 e 1; temperatura de entrada  $T_0$ , iguais a 80, 100 e 120 °C, razão de aspecto geométrica  $L_2/L_1 = 2,0$  coeficiente de transferência de calor infinito.

A Figura (3a-d) apresenta os perfis adimensionais de temperatura em estado estacionário no reator, nas posições axiais  $z = 0,00556 \text{ m}$ ,  $0,03889 \text{ m}$ ,  $0,10556 \text{ m}$  e  $0,19444 \text{ m}$ , respectivamente para uma temperatura na entrada do reator  $T_0 = 100^\circ\text{C}$ , e ordem global de reação  $m = 0$ . É possível observar que o perfil de temperatura é fortemente dependente das três posições no reator (axial, radial e angular), porém os maiores gradientes ocorrem na direção radial.

Observa-se que à medida que a altura do leito aumenta, a taxa de transferência de calor também aumenta, fazendo com que as regiões de maiores temperaturas sejam progressivamente substituídas por regiões de menores gradientes térmicos, conforme pode ser visualizado na Figura 3 desde a entrada (a) até a saída (d), evidenciando que quando a altura do leito aumenta, a temperatura do reagente tende para a temperatura de equilíbrio na superfície do reator. Os maiores gradientes de temperatura acontecem próximos à parede do reator.

Os diferentes valores nos gradientes de temperatura indicam que o fluxo de calor ocorre (nas direções angular e radial) do centro para a parede do reator e (na direção axial) da entrada para a saída, conforme reportado por De Wash e Froment (1972), Gunn e Khalid (1977) e Dixon (1985).

### 4.2. Efeito da Ordem da Reação

As Figuras (4) e (5) apresentam os perfis adimensionais de temperatura no reator para a posição axial  $z = 0,19444 \text{ m}$ , correspondente à saída do reator, e ordens de reação 0 e 1, respectivamente. Observa-se, que a parcela de energia proveniente do termo de reação química, nas condições de operação estudadas não provoca nenhuma modificação apreciável nos perfis adimensionais de temperatura na saída do reator, uma vez que os resultados obtidos quando se admite ocorrência de reação em ordem 0 ou 1 são exatamente coincidentes, ou seja, acontece superposição de resultados. Isto pode talvez ser explicado pelo fato que dentre os diversos mecanismos que contribuem para o transporte de calor no reator, sob as condições estudadas, a parcela de energia correspondente à

ordem da reação tem menor importância que os fluxos difusivos e convectivos quando se admite um coeficiente de transferência de calor infinito no processo global.

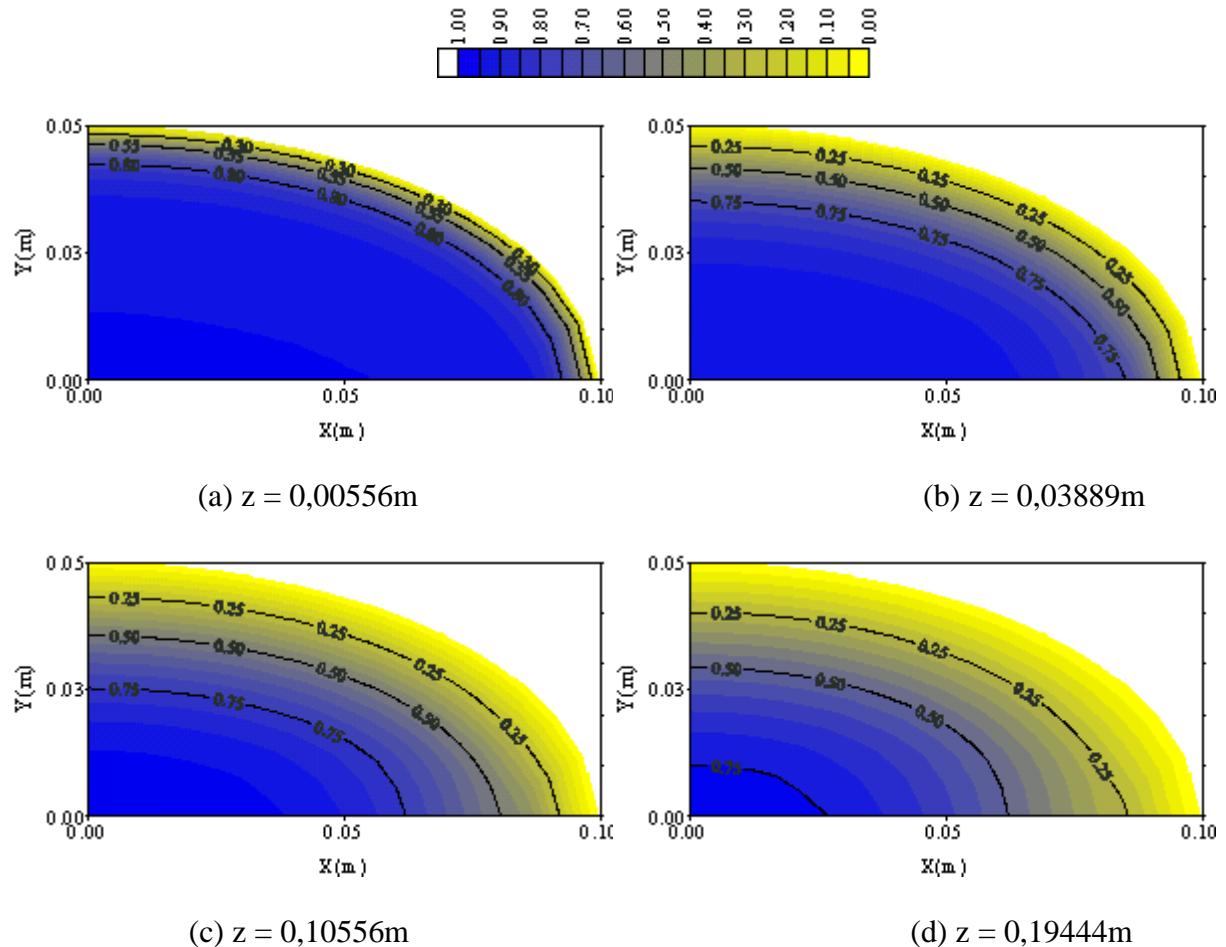


Figura 3. Distribuição adimensional axial de temperatura para  $m = 0$  e  $T_0 = 100^\circ\text{C}$ .

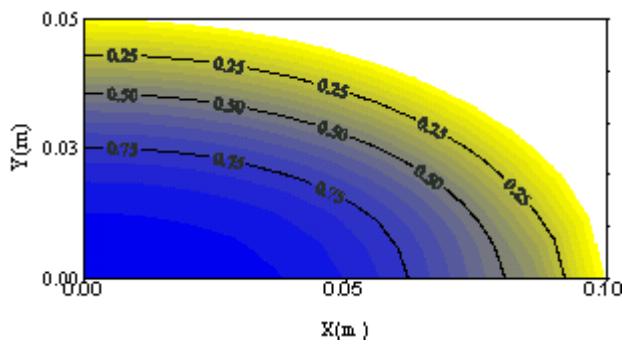


Figura 4. Perfil adimensional de temperatura para  $z = 0,10556\text{m}$ ,  $m = 0$  e  $T_0 = 80^\circ\text{C}$ .

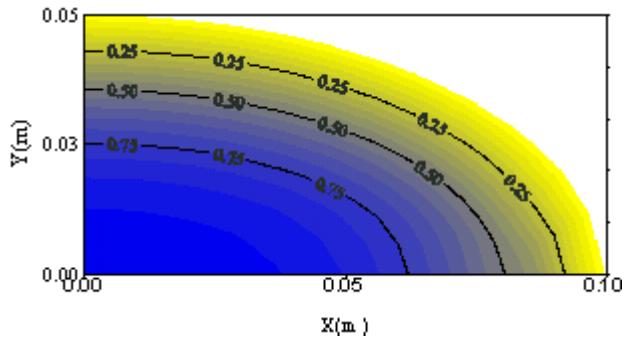


Figura 5. Perfil adimensional de temperatura para  $z = 0,10556\text{m}$ ,  $m = 1$  e  $T_0 = 80^\circ\text{C}$ .

Outro aspecto notório quando se compara as Figs. 3(c) e (4), é que um aumento de  $20^\circ\text{C}$ , na temperatura de entrada do reator, mantendo-se reação de ordem zero, nenhum reflexo é apresentado no perfil adimensional de temperatura numa dada seção do reator.

Segundo Dixon (1985), apesar de haver um maior gradiente de temperatura na entrada do reator (quando usa-se  $T_0 = 100^\circ\text{C}$ ), este não afeta de maneira perceptível os mecanismos de troca térmica nas diversas regiões da coordenada axial ( $z$ ) do leito, de maneira que venha a modificar o processo de perda de calor tipo aleta pela parede do reator.

## 5. CONCLUSÕES

De acordo com a análise dos resultados apresentados pode-se concluir que:

- sob as condições estudadas, a ordem da reação química não tem muita influência sobre o perfil adimensional de temperatura no reator;
- sob as condições estudadas, um aumento de  $20^\circ\text{C}$  na temperatura de entrada do fluido percolante não provoca modificações perceptíveis sobre o perfil adimensional de temperatura no reator;
- o perfil adimensional de temperatura diminui com o aumento da posição radial em todas as posições axiais do reator;
- os maiores gradientes de temperatura acontecem próximos à região da parede do reator, onde predominam os fluxos convectivos de transporte de energia.

## 6. AGRADECIMENTOS

Os autores agradecem ao CNPq e CAPES, pelo apoio financeiro, concedido e aos pesquisadores referenciados, que com suas pesquisas, ajudaram no melhoramento deste trabalho.

## 7. REFERÊNCIAS

- Abramowitz, M. and Stegun, I., 1970, "Handbook of Mathematical Functions with Formulas, Graphs, and Mathematical Tables", John Wiley & Sons, New York, 1046 p.
- Andrigo, P., Bagatin, R. and Pagani, G., 1999, "Fixed Bed Reactors" Catalysis Today, Vol. 52, pp. 197-221.
- Azevedo, S.A., 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.

- Balakotaiah, V., Christoforou, E.L. and West, D.H., 1999, "Transverse Concentration and Temperature Nonuniformities in Adiabatic Packed-Bed Catalytic Reactors", *Chemical Engineering Science*, Vol. 54, pp. 1725-1734.
- 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.
- Burghardt, A., Berezowski, M. and Jacobsen, E.W., 1999, "Approximate Characteristics of a Moving Temperature Front in a Fixed-Bed Reactor", *Chemical Engineering and Processing*, Vol. 38, pp. 19-34.
- De Wash, A.P.E. and Froment, G.F., 1972, "Heat Transfer in Packed Beds", *Chemical Engineering Science*, Vol. 27, pp. 567-576.
- Dixon, A.G. 1985. "The Length Effect on Packed Bed Effective Heat Transfer Parameters", *The Chemical Engineering Journal*, Vol. 31, pp. 163-173.
- Dixon, A.G., Paterson, W.R. and Cresswell, D.L., 1978 "Heat Transfer in Packed Beds of Low Tube/Particle Diameter Ratio", *ACS - Symp. Series*, Vol. 65, pp. 238-245.
- Freire, J.T. 1979, "Transferência de Calor em Meios Porosos", Tese de Doutorado, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, Brasil.
- Gunn, D.J. and Khalid, M., 1975, "Thermal Dispersion and Wall Heat Transfer in Packed Beds", *Chemical Engineering Science*, Vol. 30, pp. 261-267.
- Koning, G.W. and Westerterp, K.R., 1999, "Modeling of Heat Transfer in Wall-Cooled Tubular Reactors", *Chemical Engineering Science*, Vol. 54, pp. 2527-2533.
- Lerou, J.J. and Froment, G.F., 1977, "Velocity, Temperature and Conversion Profiles in Fixed Bed Catalytic Reactors", *Chemical Engineering Science*, Vol. 32, pp. 853-858.
- Li, C.H. and Finlayson, B.A., 1977, "Heat Transfer in Packed Beds - a Reevaluation", *Chemical Engineering Science*, Vol. 32, pp. 1055-1066.
- Nield, D.A. and Bejan, A., "Convection in Porous Media", Ed. Springer-Verlag, New York, USA, 408p.
- Oliveira, E.C. e Maiorino, J.E., 1997, "Introdução aos Métodos de Matemática Aplicada", Editora da UNICAMP, Campinas, Brasil.
- Oliveira, L.G. and Lima, A.G.B., 2001, "Numerical Simulation of Steady-State Heat Transfer in Packed Beds Reactors with Elliptic Cylindrical Shape", Proceedings of the 22th Iberian Latin-American Congress on Computational Methods in Engineering", in CD-ROOM, Campinas, Brasil.
- Oliveira, L.G. and Lima, A.G.B., 2003, "Steady-State Heat Transfer in Packed Beds Reactors with Elliptic Cylindrical Shape: A Finite-Volume Approach", Proceedings of the 3th International Conference on Computational Heat and Mass Transfer", in CD-ROOM, Banff, Canada.
- Oliveira, L.G. Mederos, B.J.T. and Lima, A.G.B., 2003, "Transmisión de calor en un reactor cilíndrico: nueva solución analítica del modelo con tres parámetros", *información Tecnológica* del Chile, Vol. 14, n.1, pp. 145-151.
- 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.
- Rodrigues, A.E. and Ferreira, R.M.Q., "Effect of Intraparticle Convection on the Steady-State Behavior of Fixed-Bed Catalytic Reactors", *Chemical Engineering Science*, Vol. 45, pp. 2653-2660.
- Silveira, A.M. 1991. Transferência de calor em meios porosos: análise do modelo a uma fase em leito fixo. Tese de Doutorado. COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, Brasil.

Wang, Y.N., Xu, Y.Y., Li, Y.W., Zhao, Y.L. and Zhang, B.J., 2003, "Heterogeneous Modeling for Fixed-Bed Fischer-Tropsch Synthesis: Reactor Model and its Applications", Chemical Engineering Science, Vol. 58, pp. 867-875.

## HEAT TRANSFER INSIDE ELLIPTIC CYLINDRICAL REACTOR INCLUDING THE CHEMICAL REACTION TERM

**Júzio Pereira Cambuí**

Bolsista PIBIC/CCT/UFCG

**Rodrigo Moura da Silva**

Bolsista PIBIC/CCT/UFCG

**Laércio Gomes de Oliveira**

Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia, Departamento de Engenharia Química, 58109-970, Campina Grande, PB, Brasil. e-mail: laercio@deq.ufcg.edu.br

**Antonio Gilson Barbosa de Lima**

Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia, Departamento de Engenharia Mecânica, 58109-970, Campina Grande, PB, Brasil e-mail: gilson@dem.ufcg.br

**Abstract** The study of heat transfer in porous media, percolates for fluids in the axial direction, has been realized by researchers in several areas of the science and technology, for your application in filtration processes, distillation, absorption and adsorption in columns; drying and catalytic reactions in fixed and fluidized beds, to carry out heterogeneous catalytic reactions (gas-solid) highly exothermic or endothermic. Numerical or analytical solutions of the energy equation in the fixed bed reactor have been presented in the literature, however, all the studies are limited to the use of cylindrical geometry and few works to assume boundary conditions for the fluid in the entrance of the reactor and properties termofísicas variable. In this sense, objectives this work is to present a steady-state three-dimensional pseudo-homogeneous model to describe the temperature distribution inside of a fixed bed reactor with elliptic cylindrical geometry including the energy generation effects originating from a chemical reaction. The energy equation applied to the porous media in elliptic cylindrical coordinates it was numerically discretized using the finite-volume method and the WUDS interpolation scheme for the convective terms with a totally implicit formulation. Numerical results of the temperature distribution inside the reactor are shown and analyzed. We can conclude that: there is a dependence of the dimensionless temperature with the radial, angular and axial coordinates, however, the largest temperature gradients exist in the radial direction; In the sharp areas, the temperature gradients are more pronounced, and the temperature was not affected for generation term.

**Keywords:** reactor, elliptic cylinder, finite volumes, simulation, chemical reaction