

PARÂMETROS TÉRMICOS EM REATOR DE REFORMA DE GÁS NATURAL

P. Gomes¹ (UFPR); R. M. M. Jorge² (UFPR)

¹Departamento de Engenharia Química - Universidade Federal do Paraná - Centro Politécnico - C. P. 19011, Curitiba, PR, CEP 81531-900, e-mail: paulabgomes@yahoo.com.br

²Departamento de Engenharia Química - Universidade Federal do Paraná - Centro Politécnico - C. P. 19011, Curitiba, PR, CEP 81531-900, e-mail: rjorge@ufpr.br.

Reatores de leito fixo são extensamente usados em processos químicos, como na produção de gás de síntese tanto na reforma de gás natural ou de nafta, amônia, ácido sulfúrico e metanol. Este trabalho objetivou a avaliação da transferência de calor em reator catalítico de leito fixo, contemplando a avaliação de parâmetros térmicos. A determinação do coeficiente global de transferência de calor foi baseada em experimentos realizados na ausência de reação química, ou seja, PFR sem dispersão axial, quando o pellet de catalisador pode ser assumido como sendo isotérmico. Neste caso, apenas dois parâmetros estão envolvidos: a difusividade efetiva e o coeficiente global de transferência de calor. Como a difusividade efetiva é uma propriedade do fluido, o único parâmetro do reator é o coeficiente global de transferência de calor e, portanto espera-se que ele tenha uma grande influência sobre os resultados previstos pelo modelo. Este estudo consistiu na avaliação do coeficiente global, interno e externo, explorando as suas dependências com a vazão e a temperatura. Dados experimentais foram obtidos em um reator de leito fixo, em escala de bancada, na ausência de reação química. O catalisador industrial é de níquel (57%) suportado em alumina (43%). No centro do reator foram instalados axialmente 11 termopares e 7 termopares foram instalados na parede do reator. O reator é aquecido por uma fornalha elétrica, sendo que a temperatura variou de 100 a 500°C e foram empregadas 5 vazões de alimentação de ar durante os experimentos. A modelagem foi realizada mediante um modelo uni-dimensional pseudo-homogêneo para avaliação dos coeficientes de transferência de calor. Os resultados obtidos mostram uma tendência crescente dos coeficientes de calor com o aumento da temperatura e da vazão de ar. Os valores calculados mostram que a resistência da parede do reator é desprezível quando comparada com as outras duas resistências. A resistência no leito fixo catalítico é mais baixa que a resistência externa. A contribuição da resistência externa na resistência equivalente é quase 75%, enquanto que a interna é apenas 25%.

Transferência de calor, reator catalítico de leito fixo, coeficiente de transferência de calor.

1. INTRODUÇÃO

O extenso uso de reatores de leito fixo, seja em processos químicos ou ainda na indústria Petroquímica, como na produção de óxido de etileno, acetato de vinila, ciclo-hexano, estireno, butadieno e hidroalquilação, justifica a importância do estudo deste tipo de reator. No refino de petróleo, ele é usado em reforma catalítica (Jorge, 2000), isomerização e polimerização.

Devido à alta endotermicidade do processo de reforma catalítica de gás natural, é de grande valia o estudo da transferência de calor no reator em que ocorre tal processo, sendo fundamental a avaliação dos parâmetros térmicos do reator.

2. REVISÃO DA LITERATURA

Os modelos mais usados são divididos basicamente em pseudo-homogêneos e heterogêneos. Eles também podem ser uni-dimensionais ou bidimensionais. É importante notar que há variações nos modelos dependendo das hipóteses assumidas.

A complexidade do modelo depende de seu propósito. Outro fator é a precisão dos dados e parâmetros requerida pelo modelo (Martinez *et al.*, 1986). Às vezes, a diferença entre os modelos ocorre devido à incerteza nos parâmetros.

Foram obtidos dados experimentais em escala piloto sem reação química. Um modelo de fluxo empistonado sem dispersão axial é considerado. Os *pellets* são assumidos isotérmicos, assim dois parâmetros são envolvidos: a difusividade e o coeficiente global de transferência de calor (Froment e Wasch, 1971). Desde que a difusividade é uma propriedade do fluido, o único parâmetro a ser calculado é o coeficiente global de transferência de calor, que tem grande influência nos resultados previstos pelo modelo.

3. METODOLOGIA

Foram obtidos dados de um reator catalítico de reforma de metano sem reação química.

O ar que flui pelo leito vem de um compressor, é filtrado e flui por um rotâmetro e uma válvula onde a taxa de fluxo de ar é fixa.

O reator é constituído de um tubo com diâmetros interno e externo 21,8 mm e 27 mm respectivamente, e 645 mm de comprimento, que foi preenchido com um catalisador industrial de níquel (57%) suportado em alumina e é instalado dentro de um forno aquecido por dispositivos elétricos.

No eixo central do reator, é instalado um termopar multiponto central, capaz de medir 12 valores de temperatura associados a diferentes posições axiais em seu eixo central. A parede externa do reator possui sete poços, nos quais são instalados axialmente sete termopares.

Foram colecionados dados de temperatura para temperaturas de forno programadas de 100, 200, 300, 400 e 500°C, e para taxas de vazão de 0,85; 1,02; 1,19; 1,36 e 1,53 m³/h.

Os coeficientes de transferência de calor global, interno e externo foram obtidos para estado estacionário. A temperatura média do leito $\bar{T}$ é calculada como a média logarítmica entre a temperatura de parede e sua temperatura axial. Os coeficientes foram estimados assumindo-se que a temperatura do forno é constante e a temperatura de parede (T_w) é uma função linear da posição axial (z).

4. RESULTADOS

3.1. Avaliação do Coeficiente de Transferência de Calor Global Equivalente

O coeficiente de transferência de calor global (U_{eq}) foi determinado em experimentos sem reação em estado estacionário. O valor de U_{eq} foi estimado ajustando o modelo unidimensional pseudo-homogêneo de fluxo empistonado (Jorge et al., 1999) dado por

$$G \cdot Cp \cdot d\bar{T} = -\pi \cdot Dt \cdot dZ \cdot U_{eq} \cdot (\bar{T} - T_{aq}) \quad (1)$$

com condição inicial $\bar{T} = T_o$ em $Z=0$ onde $\bar{T}$ é a temperatura média da seção transversal (°C), na entrada do reator, Z é a posição axial no reator (m), G é a velocidade de fluxo de massa superficial (kg/m²/s), Cp é a capacidade calorífica específica do fluido (J/kg/°C), e Dt é o diâmetro do tubo interno (m). Desde que a temperatura do forno (T_{aq}) é constante, a solução analítica de Equação (1) é:

$$\ln \left(\frac{\bar{T} - T_{aq}}{T_o - T_{aq}} \right) = - \frac{\pi \cdot Dt \cdot U_{eq}}{G \cdot Cp} \cdot z. \quad (2)$$

Os resultados são mostrados nas Figuras 1 e 2.

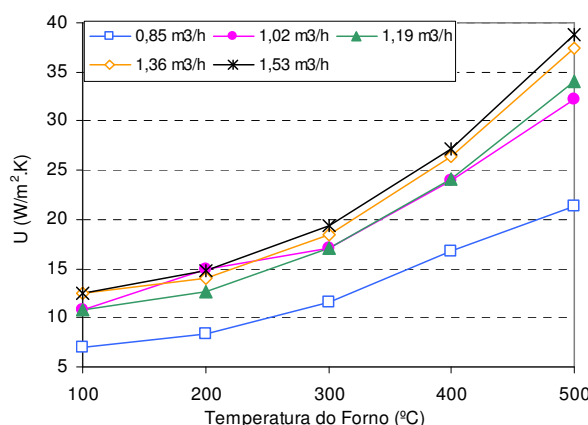


Figura 1. Coeficiente de transferência de calor global para cinco diferentes temperaturas.

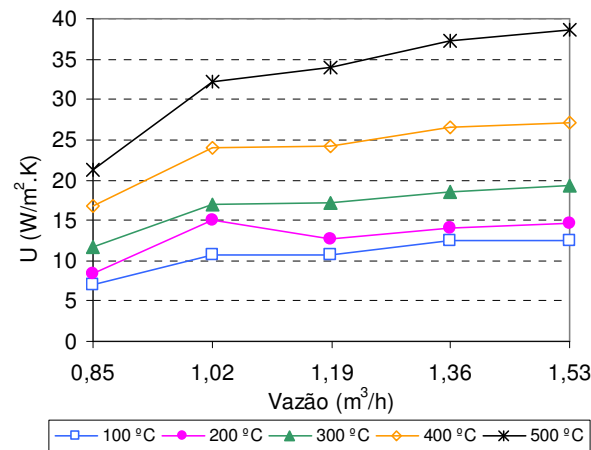


Figura 2. Coeficiente de transferência de calor global para cinco diferentes vazões de ar.

3.2. Avaliação Coeficiente de Transferência de Calor Interno

O coeficiente de transferência de calor interno (U_{int}) corresponde à resistência térmica entre a parede interna do reator e o leito fixo catalítico.

O balanço energético é dado por:

$$G \cdot C_p \cdot d\bar{T} = \pi \cdot Dt \cdot dZ \cdot U_{int} \cdot (T_w - \bar{T}) \quad (3)$$

onde $\bar{T}$ é a temperatura média da seção transversal (°C), na entrada do reator, Z é a posição axial no reator (m), G é a velocidade de fluxo de massa superficial (kg/m²/s), C_p é a capacidade calorífica específica do fluido (J/kg°C), Dt é o diâmetro do tubo interno (m) e T_w é a temperatura de parede (°C).

A solução analítica da Equação 3, usando a Transformada de Laplace, é

$$\bar{T} = \left(\frac{a}{P} + \bar{T}_o - b \right) \cdot e^{-P \cdot Z} + b + aZ - \frac{a}{P} \quad (4)$$

onde $\bar{T}$ é a temperatura média da seção transversal (°C), na entrada do reator, condição inicial $\bar{T} = \bar{T}_o$ em $Z=0$, e Z é a posição axial no reator (m).

Os resultados são mostrados nas Figuras 3 e 4.

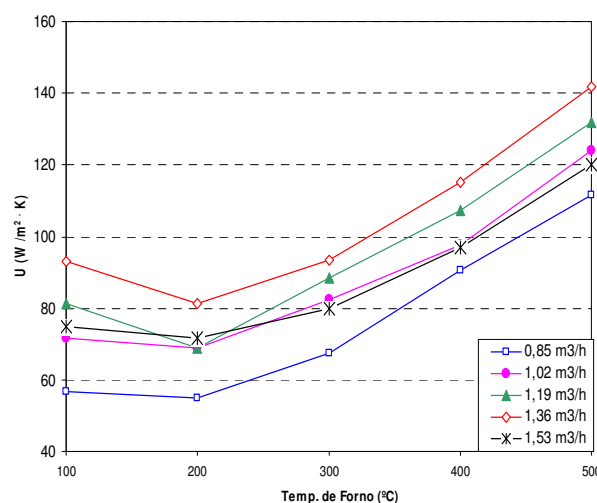


Figura 3. Coeficiente de Transferência de Calor Interno em função da temperatura do forno.

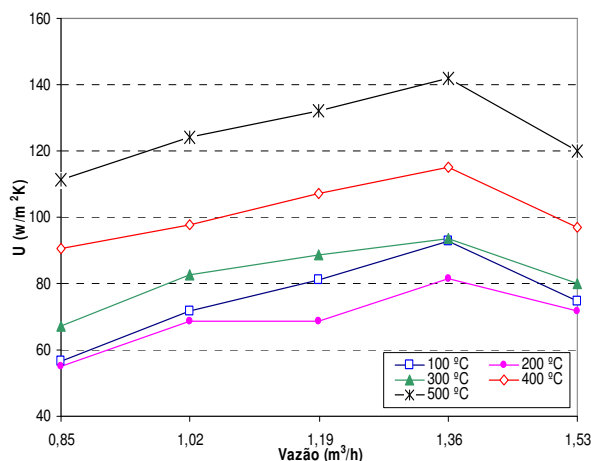


Figura 4. Coeficiente de Transferência de Calor Interno em função vazão de ar.

3.3. Avaliação do Coeficiente Externo de Transferência de Calor

O coeficiente externo de transferência de calor (U_{ext}) corresponde à resistência térmica entre o forno e a parede interna.

O balanço de energia é dado por:

$$G \cdot C_p \cdot d\bar{T} = \pi \cdot Dt \cdot dZ \cdot U_{ext} \cdot (T_{aq} - T_w) \quad (5)$$

onde $\bar{T}$ é a temperatura média da seção transversal (°C), na entrada do reator, Z é a posição axial no reator (m), G é a velocidade de fluxo de massa superficial (kg/m²/s), C_p é a capacidade calorífica específica do fluido (J/kg/°C), Dt é o diâmetro do tubo interno (m), T_w é a temperatura de parede (°C) e T_{aq} é a temperatura de parede (°C).

A solução analítica da Equação 5 é

$$\bar{T} = \bar{T}_o + P \cdot (T_{aq} - b) \cdot z - P \cdot \left(\frac{a}{2}\right) \cdot z^2 \quad (6)$$

onde $\bar{T}$ é a temperatura média da seção transversal (°C), na entrada do reator, condição inicial $\bar{T} = \bar{T}_o$ em $Z=0$, T_{aq} é a temperatura de parede (°C) e Z é a posição axial no reator (m).

Os resultados são mostrados nas Figuras 5 e 6.

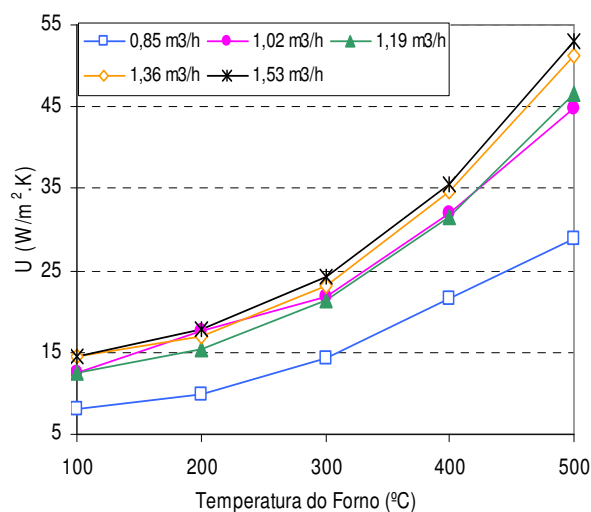


Figura 5. Coeficiente de transferência de calor externo em função da temperatura do forno.

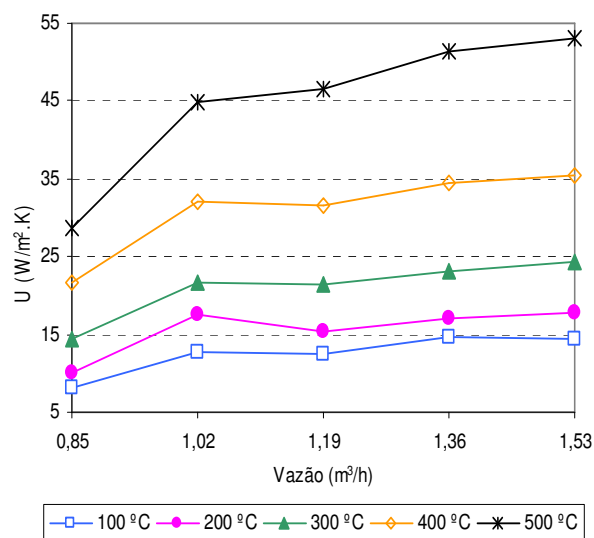


Figura 6. Coeficiente de transferência de calor externo em função da vazão de ar.

As Figuras 1, 2, 3, 4, 5 e 6 mostram uma tendência crescente dos coeficientes de calor com a temperatura e com a vazão de ar, que estão de acordo com Wellauer e Cresswell (1982). Um aumento na temperatura e na vazão, aumenta a troca térmica no leito. Os valores calculados são mostrados na Tabela 1.

Tabela 1. Coeficientes de Transferência de Calor.

U	W/m ² .K
Global	5 – 40
Interno	50 – 140
Externo	8 – 55

Os dados na Tabela 1 são consistentes e mostram que a resistência da parede do reator é desprezível quando comparada com as outras duas resistências, porque a resistência equivalente é expressa como uma combinação da resistência efetiva no forno (R_{ext}) e a resistência do leito fixo catalítico efetiva (R_{int}) com precisão boa. Desde que o coeficiente de calor interno é maior que o externo. A resistência no leito fixo catalítico é mais baixa que a resistência externa.

A contribuição da resistência externa na resistência equivalente é quase 75%, enquanto que a interna é apenas 25%.

5. CONCLUSÃO

A resistência equivalente poderia ser expressa como uma combinação da resistência efetiva no forno e a resistência do leito fixo catalítico efetiva com boa precisão.

A resistência no leito fixo catalítico é mais baixa que a resistência externa.

A resistência da parede do reator pode ser considerada desprezível quando comparada com a resistência do forno e a resistência do leito fixo catalítico efetiva.

6. AGRADECIMENTOS

Os autores gostariam de agradecer a FAPESP (processo: 1998/5116-5), e a CAPES/PICD (UFPR) pelo seu apoio financeiro.

7. REFERÊNCIAS

- JORGE, L. M. M.; JORGE, R. M. M.; FUJII, F.; GIUDICI, R. Evaluation of Heat Transfer in a Catalytic Fixed Bed Reactor. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**. Brazil: v. 16, n. 03, p. 407-420, 1999.
- JORGE, R. M. M., Experimental Study and Modeling of Steam Methane Reform in a Catalytic Fixed Bed Reactor (in portuguese). **DSc Thesis, EPUSP, University of São Paulo**. Brazil, 2000.
- MARTINEZ, O. M.; PEREIRA DUARTE, S. I.; FERRETTI, O. A.; LEMCOFF, N. O. Estimation of the pseudohomogeneous one-dimensional heat transfer coefficient in a fixed bed. **Chemical Engineering and Processing**. V. 20, Issue 5, p. 245-253, 1986.

- WASCH, A. P.; FROMENT, G. F. A two dimensional heterogeneous model for fixed bed catalytic reactors. **Chemical Engineering Science**. V. 26, Issue 5, p. 629-634, 1971.
- WELLAUER, T.; CRESSWELL, D. L.; NEWSON, E. J. Heat transfer in packed reactor tubes suitable for selective oxidation. **ACS Symp. Series 196, Chemical Reaction Engineering**. Boston: J. Wei & C. Georgakis (eds), 7th Int. Symp. On Chemical Reaction Engineering, Boston, Massachusetts, chapter 41, p. 527-542, october, 1982.

STUDY OF NATURAL GAS REFORMING: STUDY OF HEAT TRANSFER IN FIXED BED CATALYTIC REACTORS

Fixed bed reactors are widely used in chemical processes, for example, in the synthesis gas production, in the natural gas or nafta reforming, production of ammonia, sulfuric acid and methanol. The aim of this work was to evaluate the heat transfer in fixed bed catalytic reactor, through the evaluation of thermal parameters. The determination of heat transfer global coefficient was based on experiments without chemical reaction, that is, PFR without axial dispersion, when pellet of catalyser can be assumed as being isothermal. In this case, only two parameters are involved: the effective diffusivity and the overall heat transfer coefficient. As the effective diffusivity is a property of the fluid, the unique parameter of the reactor is the overall heat transfer coefficient and, therefore it is expected that it has a great influence on the results predicted for the model. This work determine the overall, inner and the outside heat transfer coefficient showing their dependencies with flow rate and temperature. Experimental data were obtained in a bench-scale fixed bed catalytic reactor without chemical reaction. The industrial catalyst, made of nickel (57%) supported on alumina (43%). Inside the reactor, 11 thermocouples were positioned at different axial coordinates and 7 thermocouples were placed in the reactor wall. An electrical furnace heated the reactor. Temperature was varied from 100 to 500°C and five different feed flow rates were used during the experiments. The one-dimensional pseudo homogeneous model was used to evaluate the heat transfer coefficients. The coefficients showed a tendency to increase with the temperature and flow rate. The calculated values show that the resistance of the wall of the reactor is worthless when compared with the others two resistances. The resistance in the fixed bed catalytic is lower than the external resistance. The contribution of the external resistance in the equivalent is almost 75%, whereas the intern is only 25%.

Heat transfer, fixed bed reactor, heat transfer coefficient.

Os autores são os únicos responsáveis pelo conteúdo deste artigo.