

Resolução:

Para o sistema considerado, os balanços de massa para os componentes A e B , e o balanço entálpico, são:

$$\begin{aligned}\frac{dn_A}{dt} &= r_A V \\ \frac{dn_B}{dt} &= Q_e C_{Be} + r_A V \\ V c_p \frac{dT}{dt} &= Q_e c_p (T_e - T) + r_A V \Delta H_R + U A (T_{\text{ext}} - T),\end{aligned}$$

em que

$$\begin{aligned}V &= V_o + Q_e t \\ r_A V &= -k C_A C_B V = -k_o e^{-\frac{E_A}{RT}} \frac{n_A n_B}{V_o + Q_e t}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}A(\text{área de transferência de calor}) &= 2\pi(\text{raio tubo})(\text{comprimento}) \\ &= 2\pi(0.02/2)10 = 0.6283\text{m}^2 \\ R &= 8.314 \text{ J mol}^{-1}\text{K}^{-1}.\end{aligned}$$

As equações de balanço tomam então a forma

$$\begin{aligned}\frac{dn_A}{dt} &= -k_o e^{-\frac{E_A}{RT}} \frac{n_A n_B}{V_o + Q_e t} \\ \frac{dn_B}{dt} &= Q_e C_{Be} - k_o e^{-\frac{E_A}{RT}} \frac{n_A n_B}{V_o + Q_e t} \\ \frac{dT}{dt} &= \frac{Q_e}{V_o + Q_e t} (T_e - T) - k_o e^{-\frac{E_A}{RT}} \frac{n_A n_B}{(V_o + Q_e t)^2} \frac{\Delta H_R}{c_p} \\ &\quad + \frac{U A}{(V_o + Q_e t) c_p} (T_{\text{ext}} - T),\end{aligned}$$

cujas resoluções, por um processo numérico, com as condições iniciais:

$$\text{para } t = 0, \quad n_{A0} = 300 \text{ mol}, \quad n_{B0} = 0; \quad T_0 = 313 \text{ K},$$

conduz às evoluções de conversão de A , $x_A = (n_{A0} - n_A)/n_{A0}$, e de temperatura no interior do reator, apresentadas na Figura C.2.

1.4 Num dado reator tubular, com fluxo do tipo pistão, em funcionamento adiabático, ocorre o seguinte processo reaccional em fase gasosa:



A alimentação é constituída por reagente A diluído a 50% num inerte.

Calcular os perfis de conversão de A , frações molares dos vários constituintes e temperatura ao longo do reator. São dados:

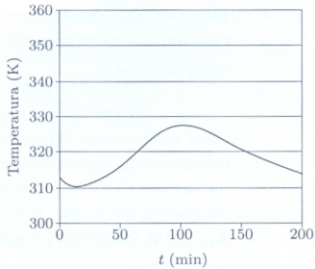
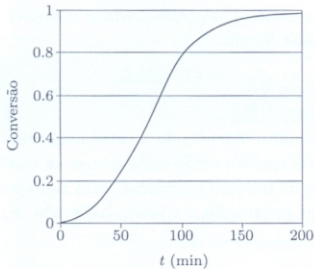


FIGURA C.2: Evolução da conversão de reagente e de temperatura ao longo do tempo no reator semicontínuo.