$$\frac{k' \rho_p R^2}{D_e} = \frac{\textit{Velocidade da reacção}}{\textit{Velocidade da difusão}}$$

Módulo de Thiele

$$\phi = R\sqrt{\frac{k' \rho_p}{D_e}}$$

ϕ grande: Velocidade da reacção >> Velocidade da difusão

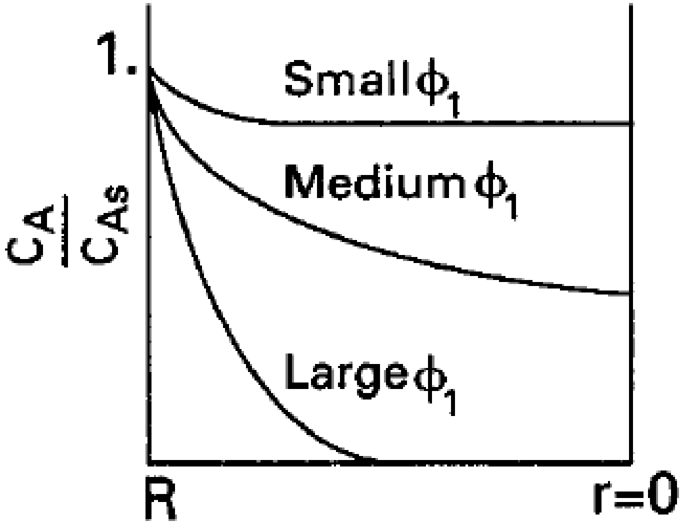
ϕ pequeno: Velocidade da reacção << Velocidade da difusão

Equação Balanço Molar à *pellet* esférica

$$\boxed{\therefore \frac{d^2\varphi}{d\lambda^2} + \frac{2}{\lambda}\frac{d\varphi}{d\lambda} - \phi^2\varphi = 0}$$

$$\begin{cases} \lambda = 0 \quad \Rightarrow \quad \varphi = \text{Finito} \\ \lambda = 1 \quad \Rightarrow \quad \varphi = 1 \end{cases}$$

Perfil de concentração numa pellet esférica para diferentes módulos de Thiele



ϕ pequenos- reação à superfície controla. Quantidades significativas de reagente difundem bem para o interior da *pellet* sem reagir

ϕ grandes- reação de superfície é rápida. O reagente é consumido muito perto da superfície exterior da *pellet* e muito pouco penetra no interior da *pellet* (se o catalisador fosse revestido com um metal precioso não valia a pena cobrir a *pellet* inteira já que a difusão interna é limitante).

- Quando os reagentes se difundem pelos poros do catalisador a concentração na entrada dos poros será superior à concentração dentro do poro.

A mesma concentração não está acessível a toda a área de superfície catalítica.

Para ter em consideração as variações de concentração através da *pellet*

⇩

Factor de Efectividade η

Mede quanto o reagente se difunde na *pellet* antes de reagir

O Factor de Efectividade

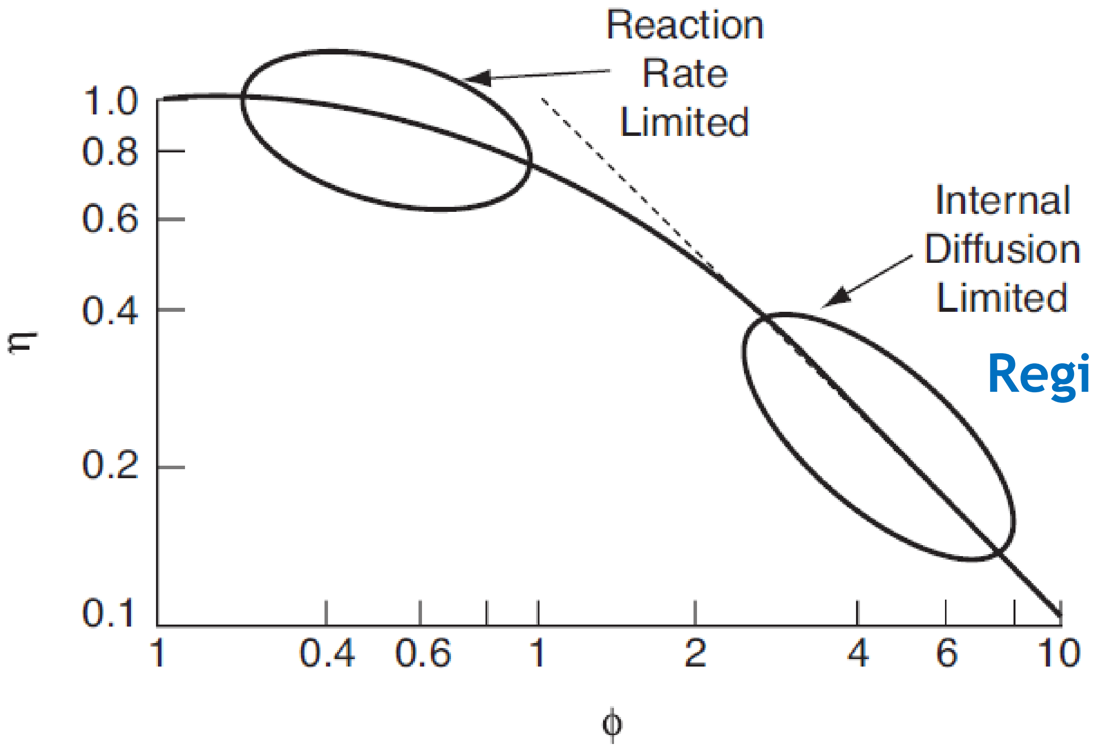
$$\eta = \frac{r'_{Aobs}}{r'_A(C_{As})}$$

r'_{Aobs} – **velocidade de reacção observada experimentalmente =**

velocidade à qual o reagente se difunde para dentro da "pellet" = Nº de moles gerados/consumidos por unidade de massa do catalisador.

$r'_A(C_{As})$ – **velocidade de reacção intrínseca = velocidade que se observaria se toda a superfície activa do catalisador (poroso) estivesse exposta à mesma concentração (CAs) que a sua superfície externa**

Regime cinético



Regime difusional interno

Zona de fortes limitações difusionais: $\phi > 3$

$$\eta \propto \frac{1}{\phi}$$

Relação entre o Factor de Efectividade e o Módulo de Thiele

$$\eta = \frac{r'_{Aobs}}{r'_A(C_{As})} \qquad r'_{Aobs} = \frac{(\text{Área Exterior}) \cdot (\text{Fluxo Molar})}{(\text{Massa da "Pellet"})}$$

$$[-r_A{}'_{obs}] = -\frac{(4\pi R^2) \cdot \left(J_A\big|_{r=R}\right)}{\left(\frac{4}{3}\pi\rho_p R^3\right)} \qquad [-r_A{}'(C_{As})] = k' C_{As}$$

$$\therefore \quad \eta = \frac{-r'_{Aobs}}{-r'_A(C_{As})} = \frac{-\dfrac{4\pi R^2 \, J_A\big|_{r=R}}{\dfrac{4}{3}\pi R^3 \, \rho_p}}{k' C_{As}} = \frac{-4\pi R^2 \, J_A\big|_{r=R}}{k' C_{As} \, \dfrac{4}{3}\pi R^3 \, \rho_p}$$

$$\eta = \frac{-4\pi R^2 \quad J_A\big|_{r=R}}{k' C_{As} \frac{4}{3}\pi R^3 \rho_p}$$

1ª Lei de Fick

$$J_A\big|_{r=R} = -D_e \frac{dC_A}{dr}\bigg|_{r=R} = -\frac{De\,C_{As}}{R} \frac{d\varphi}{d\lambda}\bigg|_{\lambda=1}$$

$$\varphi = \frac{1}{\lambda}\left(\frac{senh\,\phi\,\lambda}{senh\,\phi}\right)$$

$$\frac{d\varphi}{d\lambda}\bigg|_{\lambda=1} = \left(\frac{\phi\cosh(\phi\lambda)}{\lambda\,senh\,\phi} - \frac{1}{\lambda^2}\cdot\frac{senh(\phi\lambda)}{senh\,\phi}\right)\bigg|_{\lambda=1} = \frac{\phi\cosh\phi}{senh\,\phi} - 1 = \phi\coth\phi - 1$$

Perfil de concentração adimensional na pellet esférica em função do Módulo de Thiele

$$\eta = \frac{-4\pi R^2 \quad J_A\big|_{r=R}}{k' C_{As} \dfrac{4}{3}\pi R^3 \ \rho_p}$$

1ª Lei de Fick

$$J_A\big|_{r=R} = -D_e \frac{dC_A}{dr}\bigg|_{r=R} = -\frac{De\, C_{As}}{R}(\phi \coth\phi - 1) \qquad \varphi = \frac{1}{\lambda}\left(\frac{senh\,\phi\lambda}{senh\,\phi}\right)$$

$$\frac{d\varphi}{d\lambda}\bigg|_{\lambda=1} = \left(\frac{\phi\cosh(\phi\lambda)}{\lambda\, senh\,\phi} - \frac{1}{\lambda^2}\cdot\frac{senh(\phi\lambda)}{senh\,\phi}\right)\bigg|_{\lambda=1} = \frac{\phi\cosh\phi}{senh\,\phi} - 1 = \phi\coth\phi - 1$$

Perfil de concentração adimensional na pellet esférica em função do Módulo de Thiele

$$\eta = \frac{4\pi R^2 \dfrac{De\, C_{As}}{R} \cdot (\phi \coth \phi - 1)}{k' C_{As} \dfrac{4}{3} \pi R^3 \rho_p}$$

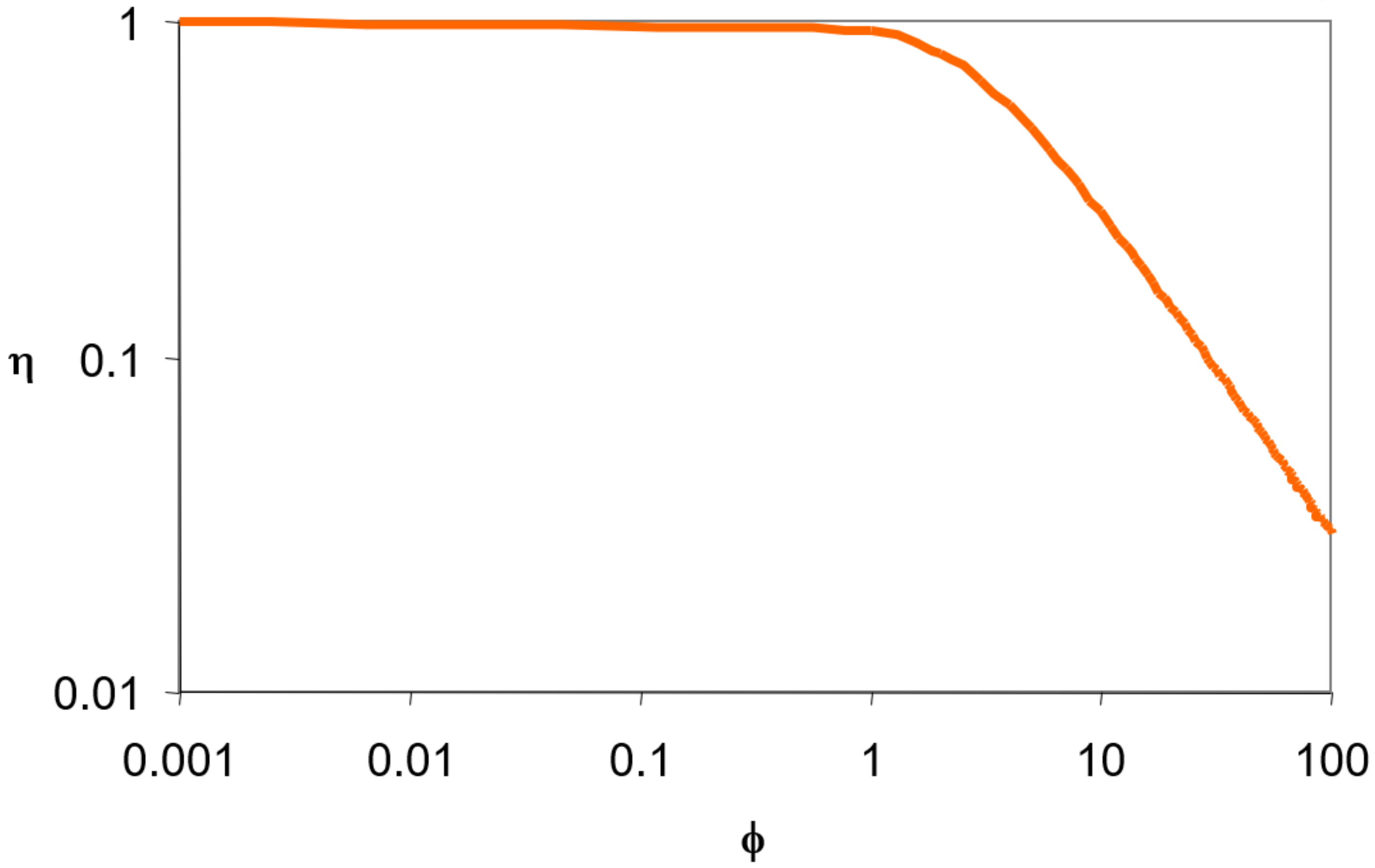
$$\therefore \quad \eta = \frac{3}{\Bigg(\underbrace{R\sqrt{\dfrac{k'\rho_p}{D_e}}}_{\phi}\Bigg)^2} \cdot (\phi \coth \phi - 1)$$

Função trigonométrica do Factor de Efectividade

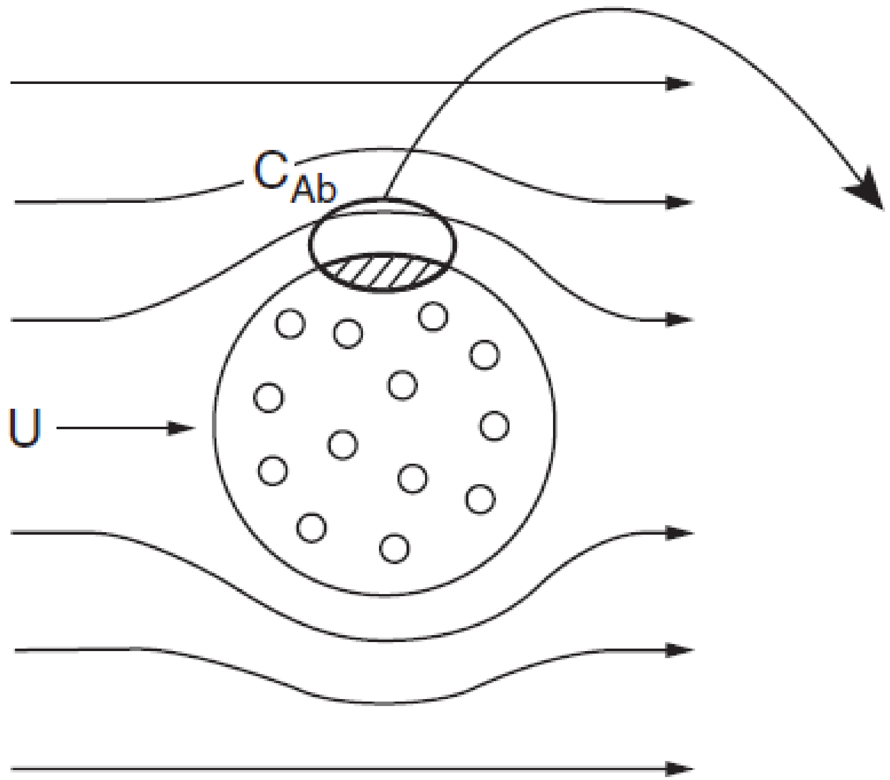
$$\eta = \frac{3}{\phi^2} \cdot (\phi \coth \phi - 1)$$

Zona de fortes limitações difusionais: $\phi > 3$

$$\eta \propto \frac{1}{\phi}$$



Resistência Externa à Transferência de Massa

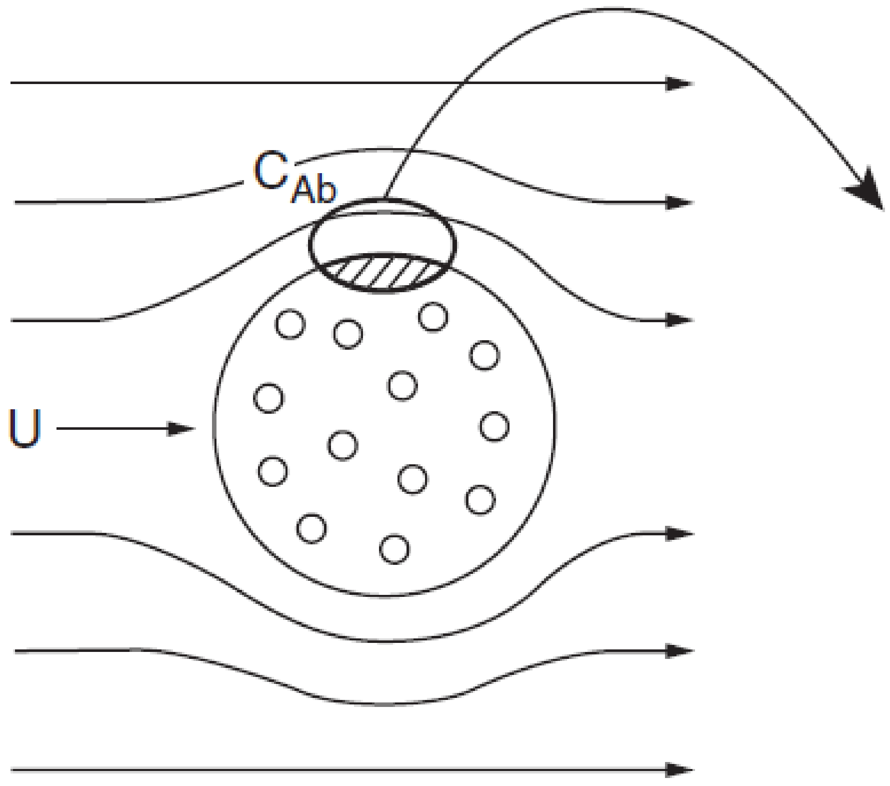


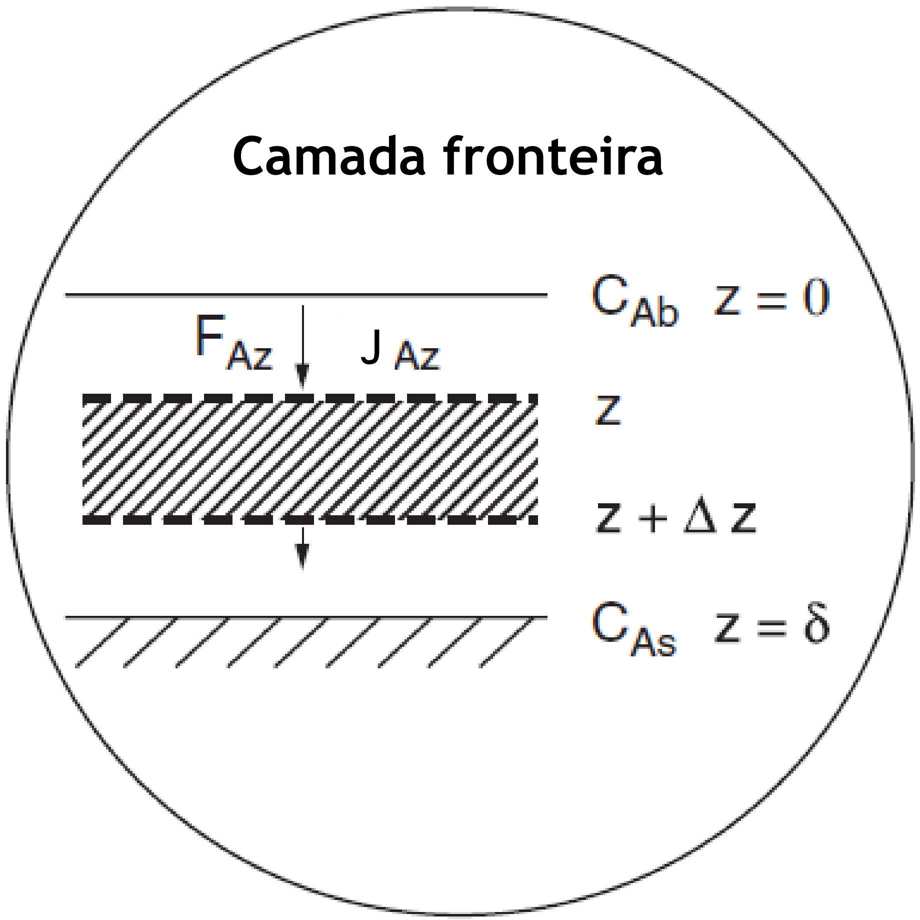
Transporte para a esfera

Hipótese do filme estagnado de espessura δ

C_{Ab} concentração de A na fronteira externa do filme

U velocidade linear do fluido- *bulk flow*





Transporte para a esfera

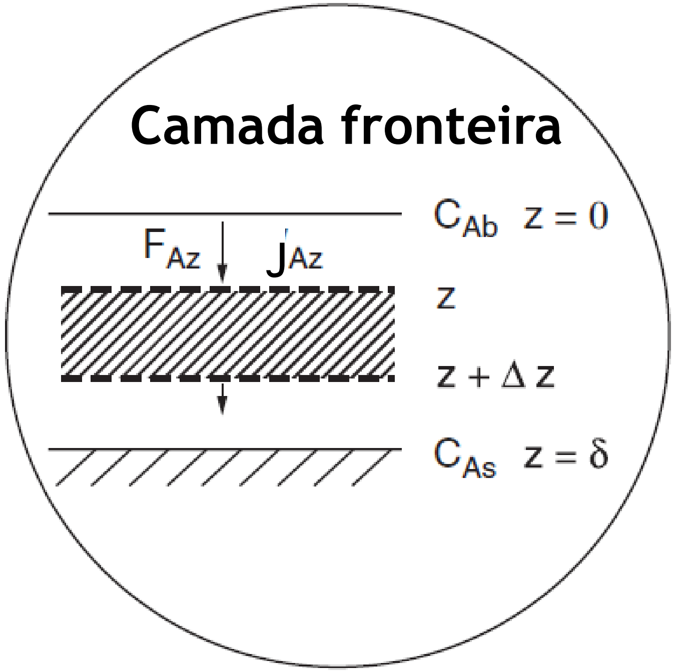
Como $\delta <<< d_p$ podemos negligenciar a curvatura da *pellet* e representar a difusão em termos de coordenadas retilíneas

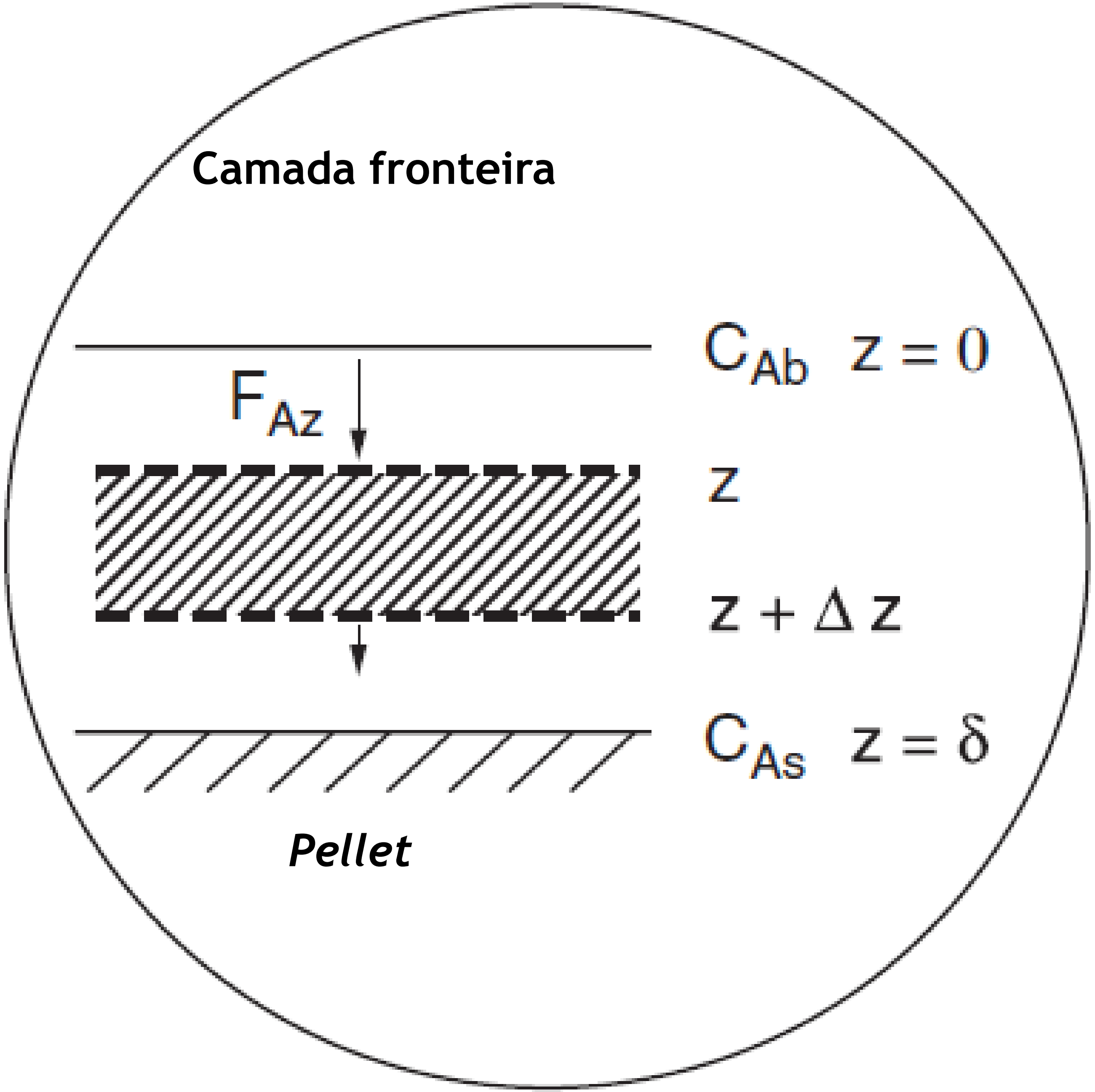
Balanço molar

$$\begin{bmatrix}\text{Rate}\\ \text{in}\end{bmatrix} - \begin{bmatrix}\text{Rate}\\ \text{out}\end{bmatrix} + \begin{bmatrix}\text{Rate of}\\ \text{generation}\end{bmatrix} = \begin{bmatrix}\text{Rate of}\\ \text{accumulation}\end{bmatrix}$$

$$F_{Az}\big|_z - F_{Az}\big|_{z+\Delta z} + 0 = 0$$

Só há reacção na pellet




Camada fronteira
C_{Ab} $z = 0$
F_{Az}
z
$z + \Delta z$
C_{As} $z = \delta$
Pellet

$$F_A\big|_z - F_A\big|_{z+dz} = 0 \qquad dF_A = 0 \qquad \frac{dF_A}{dz} = 0$$

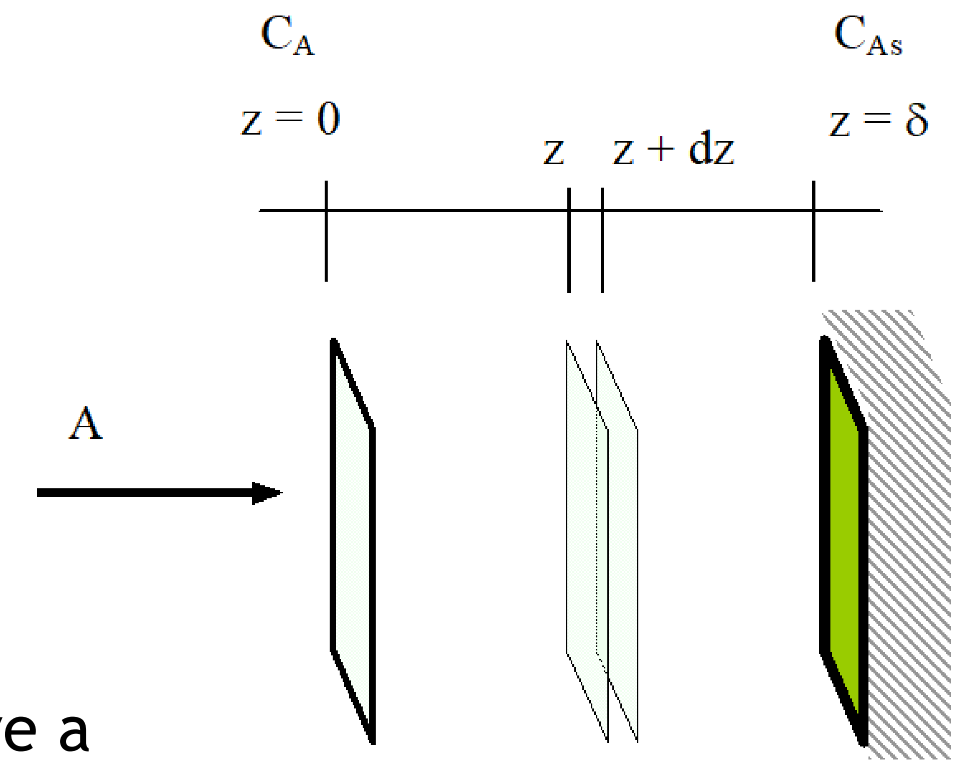
$$F_A = J_{Az} \cdot A_c \qquad \frac{dJ_{Az} \cdot A_c}{dz} = 0$$

$$\frac{dJ_{Az}}{dz} = 0$$

1ª lei de Fick

$$J_{Az} = -D_{AB}\frac{dC_A}{dz}$$

$$\frac{dJ_{Az}}{dz} = -D_{AB}\frac{d^2C_A}{dz^2} = 0$$



Equação diferencial que descreve a difusão através de um filme líquido

D_{AB}= Difusividade, m^2/s

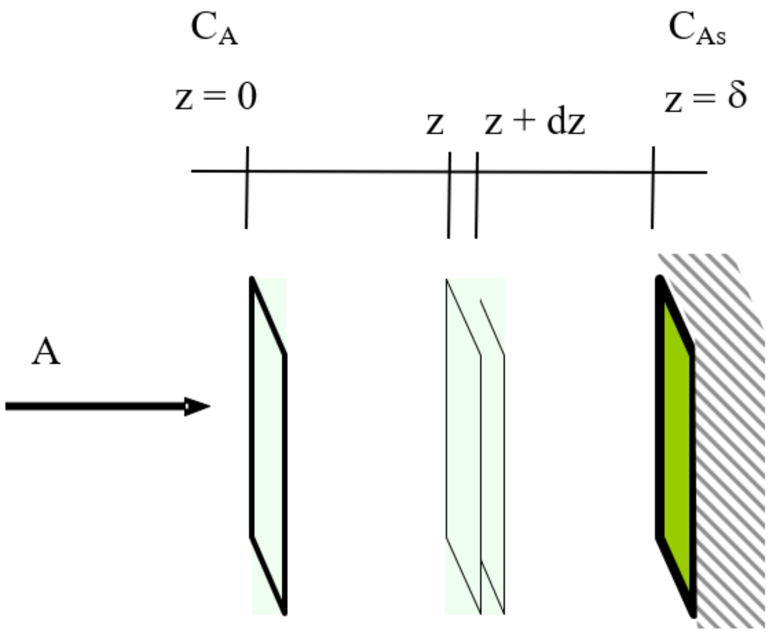
$$\frac{dJ_{Az}}{dz} = -D_{AB}\,\frac{d^2 C_A}{dz^2} = 0$$

Condições fronteira:

$z = 0, \quad C_A = C_{A0}$

$C_{A0} = C_{Ab}$

$z = \delta, \quad C_A = C_{As}$



Integração

$$\frac{dC_A}{dz} = K_1 \qquad C_A = K_1 z + K_2 \qquad \therefore \qquad K_1 = \frac{C_{As} - C_{A0}}{\delta}$$

1ª integração

2ª integração

Pela 1ª condição: $C_{A0} = 0 + K_2$

$$\boxed{C_A = \frac{C_{As} - C_{A0}}{\delta}\cdot z + C_{A0}}$$

Pela 2ª condição: $C_{As} = K_1\,\delta + K_2 = K_1\,\delta + C_{A0}$

Equação diferencial elementar- Resolução por integração dupla relativamente z

K1 e K2- Constantes arbitrárias de integração

$$J_{Az} = -D_{AB}\frac{dC_A}{dz}$$

$$J_{Az} = -D_{AB}\frac{d}{dz}\left[\frac{C_{As} - C_{A0}}{\delta}\cdot z + C_{A0}\right]$$

$$\therefore \quad J_{Az} = \frac{D_{AB}}{\delta}\left(C_{A0} - C_{As}\right)$$

Coeficiente de transferência de massa

$$k_c = \frac{D_{AB}}{\delta}$$

$$\boxed{J_{Az} = k_c\,(\,C_{A0} - C_{As})}$$

Fluxo molar médio desde o *bulk* até à superfície da *pellet*

$$\text{Flux} = \frac{\text{Driving force}}{\text{Resistance}} = \frac{C_{Ab} - C_{As}}{(1/k_c)}$$

Reacção química e transferência de massa

$$A \longrightarrow B$$

Como o fluxo molar é proporcional à diferença de concentrações entre uma qualquer ponto da solução (afastado da superfície do catalisador uma distância superior à espessura δ da camada limite), C_A, e a superfície do catalisador, C_{As}, ***a velocidade da transferência de massa terá de ser igual à velocidade da reacção química.***

$$J_{Az} = k_c\,(C_A - C_{As}) = k_r\,C_{As} = (-r''_A)$$

$$\therefore \quad C_{As} = \frac{k_c \cdot C_A}{k_r + k_c} \qquad\qquad \therefore \quad -r''_A = k_r \cdot \frac{k_c \cdot C_A}{k_r + k_c}$$

Caso 1: velocidade da reacção química muito superior à velocidade da transferência de massa ($k_r >> k_c$) – a transferência de massa controla.

$$\therefore \quad -r''_A = k_r \cdot \frac{k_c \cdot C_A}{k_r + k_c} = \frac{k_c \cdot C_A}{1 + \frac{k_c}{k_r}}$$

$$\frac{k_c}{k_r} << 1$$

$$\boxed{\therefore \quad -r''_A \approx k_c C_A}$$

Caso 2: velocidade da transferência de massa muito superior à da reacção química ($k_c >> k_r$).

$$\therefore \quad -r''_A = k_r \cdot \frac{k_c \cdot C_A}{k_r + k_c} = \frac{k_r \cdot C_A}{\frac{k_r}{k_c} + 1}$$

$$\frac{k_r}{k_c} << 1$$

$$\boxed{\therefore \quad -r''_A \approx k_r C_A}$$

Correlações para o coeficiente de transferência de massa

Número de Sherwood $$\mathrm{Sh} = \frac{k_c d_p}{D_{AB}}$$

d_p = diameter of pellet, m

D_{AB} is the diffusivity m^2/s

Número de Schmidt $$\mathrm{Sc} = \frac{\nu}{D_{AB}}$$

$\nu = \frac{\mu}{\rho}$ = kinematic viscosity (momentum diffusivity), m^2/s

Número de Reynolds $$\mathrm{Re} = \frac{\rho d_p U}{\mu} = \frac{d_p U}{\nu}$$

U = free-stream velocity, m/s

= u velocidade linear

Correlação de Frössling

$$Sh = 2 + 0.6 Re^{1/2} Sc^{1/3}$$

Correlação da transferência de massa do fluxo à volta da *pellet* esférica

NOVA SCHOOL OF SCIENCE & TECHNOLOGY

Exercício 1

A reacção elementar A→B é conduzida, na fase gasosa, num reactor multitubular de leito fixo, consistindo em 100 tubos de 2 m de comprimento e 2 cm de diâmetro da secção recta, cheios com um catalisador sólido, poroso, na forma de *pellets* esféricas de 5 mm de diâmetro. O reagente A é alimentado puro a um caudal de 20 L/min, à temperatura de 373 K e à pressão de 2 atm.

a) Calcule o valor da constante cinética observada, sabendo que se obtém uma conversão de 34,1% à saída do reactor.

b) Calcule o valor da constante cinética aparente, que observaria no caso da ausência de limitações difusionais externas.

c) Calcule o valor do coeficiente de transferência de massa.

d) Diga, justificando a sua resposta, se o reactor se encontra em regime cinético, difusional interno, difusional externo ou misto.

e) Determine o valor do coeficiente de difusão externo.

Dados:

ρ_p = 1.3 g/cm^3; viscosidade cinemática: $(\mu/\rho) = 4\text{x}10^{-6}$ m^2/s; ε_b=0.48; Difusividade efectiva intraparticular: $D_e = 1.4 \times 10^{-11}$ m^2/s; constante cinética intrínseca: k' = 0,044 L g_{cat}^{-1} min^{-1}; R = 0,082 atm L mol^{-1} K^{-1}.

$$Sh = 1.0\, Re^{1/2}\, Sc^{1/3} \quad ; \quad Sh = \frac{k_c d_p}{D_A} \cdot \frac{\varepsilon_b}{1-\varepsilon_b} \quad ; \quad Re = \frac{u\, d_p}{\frac{\mu}{\rho}(1-\varepsilon_b)} \quad ; \quad Sc = \frac{\mu/\rho}{D_A} \quad ; \quad \phi = R\sqrt{\frac{k'\rho_p}{D_e}} \quad ;$$

$$\eta = \frac{3}{\phi^2}(\phi \coth\phi - 1);$$

Calcule o valor da constante cinética observada, sabendo que se obtém uma conversão de 34,1% à saída do reactor.

a)

No reator é sempre a velocidade da reação observada, correspondente à transferência de massa e reação na pellet. Se não houver qualquer resistência à transferência de massa externa, a r'obs= r'ap

Balanço molar ao reator de leito fixo

$$dW = \frac{dF_A}{r'_{Aobs}} = F_{A0}\frac{dX}{-r'_{Aobs}}$$

Lei cinética

$$-r'_{Aobs} = k'_{obs}C_A = k'_{obs}C_{A0}(1-X)$$

Equação condensada

$$dW = F_{A0}\frac{dX}{k'_{obs}C_{A0}(1-X)} = C_{A0}v_0\frac{dX}{k'_{obs}C_{A0}(1-X)} = \frac{v_0}{k'_{obs}}\frac{dX}{1-X}$$

$$W = \frac{v_0}{k'_{obs}}\int_0^X \frac{dX}{1-X} = \frac{v_0}{k'_{obs}}\ln\frac{1}{1-X}$$

$$k'_{obs} = \frac{v_0}{W}\ln\frac{1}{1-X}$$

Massa de catalisador:

Peso do catalisador

Porosidade do bulk

Volume do reactor

$$V_R = V_{cat} + V_{vazios} = \frac{W}{\rho_c} + \varepsilon_b V_R$$

área da secção recta

O reactor é multitubular. Tem 100 tubos iguais com 2m de comprimento e 20 cm de diâmetro de secção recta

$$W = \rho_c(1-\varepsilon_b)\frac{\pi D^2}{4} L\, N_{tubos}$$

comprimento do reactor

$$W = 1300000 \times (1-0.48) \times \frac{\pi \times 0.02^2}{4} \times 2 \times 100 = 42474\ g$$

$$k'_{obs} = \frac{v_0}{W}\ln\frac{1}{1-X} = \frac{20}{42474} \times \ln\frac{1}{1-0.341} = 1.964 \times 10^{-4}\frac{L}{g.min}$$

$$\equiv 3.273 \times 10^{-9}\ m^3/(g.s)$$

34.1% de conversão

NOVA SCHOOL OF SCIENCE & TECHNOLOGY

b) Calcule o valor da constante cinética aparente, que observaria no caso da ausência de limitações difusionais externas.

Atenção às unidades.
Está por L e por min

Pellet esférica

$$\phi = R\sqrt{\frac{k'\rho_p}{D_e}} = 0.0025\sqrt{\frac{\frac{0.044}{1000\times 60}\times 1300000}{1.4\times 10^{-11}}} = 652$$

$$\eta = \frac{3}{\phi^2}\left(\phi\coth\phi - 1\right) = \frac{3}{652^2}\left(652-1\right) = 0.00459$$

$$k'_{ap} = \eta\, k' = 0.00459\times 0.044 = 2.02\times 10^{-4}\frac{L}{min.g} \equiv 3.367\times 10^{-9} m^3/(g.s)$$

NOVA SCHOOL OF SCIENCE & TECHNOLOGY

Calcule o valor do coeficiente de transferência de massa.

c)

O fluxo de A do *bulk* para a superfície = à velocidade de consumo de A na superfície

$$k'_c\,(C_{Ab} - C_{AS}) = (-r'_A) = k'_{ap}\,C_{AS}$$

C_{AS} não é tão facilmente medida como C_{Ab}, logo eliminamos C_{AS} da equação

$$\frac{k'_c}{k'_{ap} + k'_c}C_{Ab} = C_{AS}$$

Resolvemos para C_{AS} e substituímos na velocidade

$$-r'_A = \frac{k'_{ap}\ k'_c}{k'_{ap} + k'_c}C_{Ab} = k'_{obs}C_{Ab}$$

k'_{obs}- constante cinética observada da transferência de massa e reacção na pellet

$$\therefore k'_{obs} = \frac{k'_{ap}\ k'_c}{k'_{ap} + k'_c} \qquad \therefore k'_c = \frac{k'_{obs}k'_{ap}}{k'_{ap} - k'_{obs}}$$

$$\therefore k'_c = \frac{k'_{obs}k'_{ap}}{k'_{ap} - k'_{obs}} = \frac{3.273 \times 10^{-9} \times 3.367 \times 10^{-9}}{3.367 \times 10^{-9} - 3.273 \times 10^{-9}} = 1.169 \times 10^{-7}\ m^3/(g.s)$$

Coeficiente de Transferência de Massa

d) Diga, justificando a sua resposta, se o reactor se encontra em regime cinético, difusional interno, difusional externo ou misto.

$$k'_{ap} = 3.367 \times 10^{-9}\ m^3/(g.s)$$
$$k'_c = 1.169 \times 10^{-7}\ m^3/(g.s)$$

Comparando os valores do coeficiente de transferência de massa e da constante cinética aparente (que seria a observada, na ausência de limitações difusionais externas), concluímos que esta última é inferior em duas ordens de grandeza.

⇩

Nestas condições, o passo controlador é a reacção química e a transferência de massa interna.

Como o valor do módulo de Thiele é elevado ($\phi = 652$) exclui o regime cinético, concluímos então que o reactor se encontra a operar em regime difusional interno.

Determine o valor do coeficiente de difusão externo.

e)

$$v_{tubo} = \frac{v}{N_{tubos}} = \frac{0.02}{60 \times 100} = 3.333 \times 10^{-6}\, m^3/s$$

Caudal volumétrico

$$u = \frac{v_{tubo}}{Ac} = \frac{v_{tubo}}{\frac{\pi D^2}{4}\varepsilon_b} = \frac{3.333 \times 10^{-6}}{\frac{\pi \times 0.02^2}{4} \times 0.48} = 0.0221\, m/s$$

Velocidade linear

Área de secção recta efectiva= área x porosidade do leito

$$Re = \frac{u\, d_p}{\frac{\mu}{\rho}(1-\varepsilon_b)} = \frac{0.0221 \times 0.005}{4 \times 10^{-6} \times (1-0.48)} = 53.1$$

Viscosidade cinemática

$$k_c = k'_c \frac{massa\ cat}{área\ externa} = k'_c \frac{\frac{\pi\, \mathrm{d_p}^3}{6}\rho_c}{\pi\, \mathrm{d_p}^2} = k'_c \frac{\mathrm{d_p}\, \rho_c}{6}$$

$$= 1.169 \times 10^{-7} \times \frac{0.005 \times 1300000}{6} = 1.266 \times 10^{-4}\, m/s$$

Para transformar as unidades do coeficiente de transferência de massa. No número de Sh o kc vem em m/s

Correlação de Frössling- correlaciona a transferência de massa no fluxo à volta da pellet esférica

Sc Número de Schmidt
Sh Número de Sherwood

$$Sh = Re^{1/2} Sc^{1/3} = Re^{1/2} \left(\frac{\mu/\rho}{D_A}\right)^{1/3}$$

$$Sh = \frac{k_c\, \mathrm{d_p}}{D_A} \frac{\varepsilon_b}{1-\varepsilon_b}$$

$$\frac{k_c\, \mathrm{d_p}}{D_A} \frac{\varepsilon_b}{1-\varepsilon_b} = Re^{1/2} \left(\frac{\mu/\rho}{D_A}\right)^{1/3}$$

$$D_A{}^{1/3} D_A{}^{-3/3} = Re^{1/2} \frac{(\mu/\rho)^{1/3}(1-\varepsilon_b)}{\varepsilon_b k_c\, \mathrm{d_p}}$$

$$D_A{}^{2/3} = \frac{\varepsilon_b k_c\, \mathrm{d_p}}{Re^{1/2}(\mu/\rho)^{1/3}(1-\varepsilon_b)}$$

Coeficiente de Difusão externo ou Difusividade

$$D_A = \left(\frac{\varepsilon_b k_c\, \mathrm{d_p}}{Re^{1/2}(\mu/\rho)^{1/3}(1-\varepsilon_b)}\right)^{\frac{3}{2}} = \left(\frac{0.48 \times \overbrace{1.266 \times 10^{-4}}^{k_c \text{ em m/s}} \times 0.005}{53.1^{1/2} \times (4 \times 10^{-6})^{1/3} \times (1-0.48)}\right)^{\frac{3}{2}}$$

$$= 1.13 \times 10^{-6}\ m^2/s$$

NOVA SCHOOL OF SCIENCE & TECHNOLOGY

3º Trabalho prático

Reação 1ª ordem

$$-r'_A = k'_{ap} C_A = k'_{ap} C_{A0} (1 - X)$$

$$r'_A = \frac{1}{W}\frac{dN_A}{dt} = -\frac{N_{A0}}{W}\frac{dX}{dt}$$

Reator Batch

$$\frac{N_{A0}}{W}\frac{dX}{dt} = k'_{ap} C_{A0} (1 - X)$$

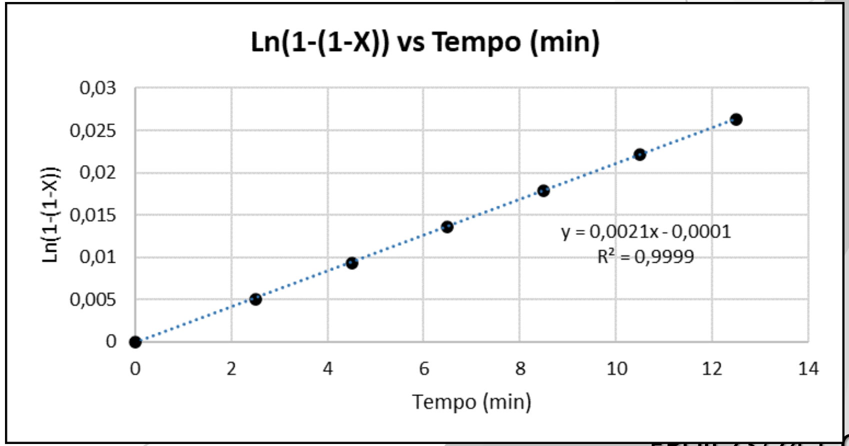
$$\frac{\cancel{C_{A0}}\, V}{W}\frac{dX}{dt} = k'_{ap} \cancel{C_{A0}} (1 - X)$$

$$k'\mathrm{ap} = \frac{Declive\ V}{W}$$

$$\frac{dX}{dt} = \frac{W}{V} k'_{ap} (1 - X)$$

$$\int_0^X \frac{dX}{1-X} = \frac{W}{V} k'_{ap} \int_0^t dt$$

$$\boxed{ln\frac{1}{1-X} = \frac{W}{V} k'_{ap} t}$$



?

Diferentes diâmetros de pellet

$$\eta = \frac{k'_{ap}}{k'} \qquad \eta_1 = \frac{k'_{ap1}}{k'} \qquad \eta_2 = \frac{k'_{ap2}}{k'}$$

$$\phi = R\sqrt{\frac{k'\rho_p}{D_e}} \qquad \phi_1 = R_1\sqrt{\frac{k'\rho_p}{D_e}} \qquad \phi_2 = R_2\sqrt{\frac{k'\rho_p}{D_e}}$$

$$\frac{\phi_1}{\phi_2} = \frac{R_1}{R_2} = \frac{d_{p1}}{d_{p2}} \qquad \boxed{\phi_1 = \phi_2 \frac{d_{p1}}{d_{p2}}}$$

$$\eta = \frac{3}{\phi^2}\left(\phi \coth\phi - 1\right)$$

$$\frac{\eta_1}{\eta_2} = \frac{k'_{ap1}}{k'_{ap2}} = \frac{\frac{3}{\boxed{\phi_1{}^2}}\left(\phi_1 \coth\phi_1 - 1\right)}{\frac{3}{\phi_2{}^2}\left(\phi_2 \coth\phi_2 - 1\right)}$$

$$f(\phi_2) = \frac{\left(\phi_2 \frac{d_{p1}}{d_{p2}} \coth\left(\phi_2 \frac{d_{p1}}{d_{p2}}\right) - 1\right)}{\left(\frac{d_{p1}}{d_{p2}}\right)^2 \left(\phi_2 \coth\phi_2 - 1\right)} - \frac{k'_{ap1}}{k'_{ap2}} = 0$$

NOVA SCHOOL OF SCIENCE & TECHNOLOGY

$$\eta = \frac{k'_{ap}}{k'} \qquad \eta_1 = \frac{k'_{ap1}}{k'} \qquad \eta_2 = \frac{k'_{ap2}}{k'}$$

$$\boxed{k' = \frac{k'_{ap1} - k'_{ap2}}{\eta_1 - \eta_2}}$$

Constante cinética Intrínseca

$$\phi = R\sqrt{\frac{k'\rho_p}{D_e}} \qquad \phi_1 = R_1\sqrt{\frac{k'\rho_p}{D_e}} \qquad \phi_2 = R_2\sqrt{\frac{k'\rho_p}{D_e}}$$

$$\boxed{D_e = \frac{\left(d_{p1} - d_{p2}\right)^2 k'\rho_p}{4(\phi_1 - \phi_2)^2}}$$

Difusividade Efectiva