

PQI – 3303 – Fenômenos de Transporte III – 2020
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA DA EPUSP

Coefficientes Convectivos de Transporte de Massa

1. Transporte de Massa em Tubos Cilíndricos.

O estudo de transporte de massa em tubos é análogo ao de transferência de calor, no caso de baixo transporte de massa.

1.1. Escoamento Laminar

A equação de conservação de A expressa por:

$$\rho \frac{Dx_A}{Dt} = \frac{\partial \rho x_A}{\partial t} + \text{div} \rho x_A \vec{v} = -\text{div} \vec{J}_A + \dot{r}_A \quad (1)$$

Inicialmente analisaremos o escoamento em regime laminar, permanente, incompressível, sem reação química e considerando-se o modelo de Fick.

A eq. (1) passa, então, a ser expressa por:

$$\vec{v} \cdot \overrightarrow{\text{grad}} \rho_A = D_{AB} \text{Lap} \rho_A \quad (2)$$

Em coordenadas cilíndricas, resulta:

$$u_r \frac{\partial \rho_A}{\partial r} + \frac{u_\theta}{r} \frac{\partial \rho_A}{\partial \theta} + u_z \frac{\partial \rho_A}{\partial z} = D_{AB} \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial \rho_A}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 \rho_A}{\partial \theta^2} + \frac{\partial^2 \rho_A}{\partial z^2} \right] \quad (3)$$

Considere o escoamento do fluido contendo A e um processo de transferência de A entre o fluido e a parede. Para o caso do escoamento na direção axial, por simetria, tem-se:

$$u_r \frac{\partial \rho_A}{\partial r} + u_z \frac{\partial \rho_A}{\partial z} = D_{AB} \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial \rho_A}{\partial r} \right) + \frac{\partial^2 \rho_A}{\partial z^2} \right] \quad (4)$$

Desprezando-se a difusão axial em relação à radial, e admitindo-se escoamento desenvolvido ($u_r=0$), tem-se, finalmente:

$$u_z \frac{\partial \rho_A}{\partial z} = D_{AB} \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial \rho_A}{\partial r} \right) \quad (5)$$

A partir do perfil de velocidades a equação (5) pode ser integrada para a obtenção do perfil de concentração.

A figura 1 apresenta a concentração média de A, ρ_{AB} , numa dada secção do tubo à uma distância X na direção axial. As curvas referem-se aos perfis de velocidade parabólico e pistonado, ambos para a condição de concentração de A, ρ_{AW} , na parede constante. ρ_{Ai} é a concentração na entrada, d_t o diâmetro do tubo, w a vazão mássica e D_{AB} a difusividade.

Na figura 2 são apresentados os resultados na forma do número de Sherwood médio logarítmico e aritmético, para condição de contorno de concentração de A constante na parede.

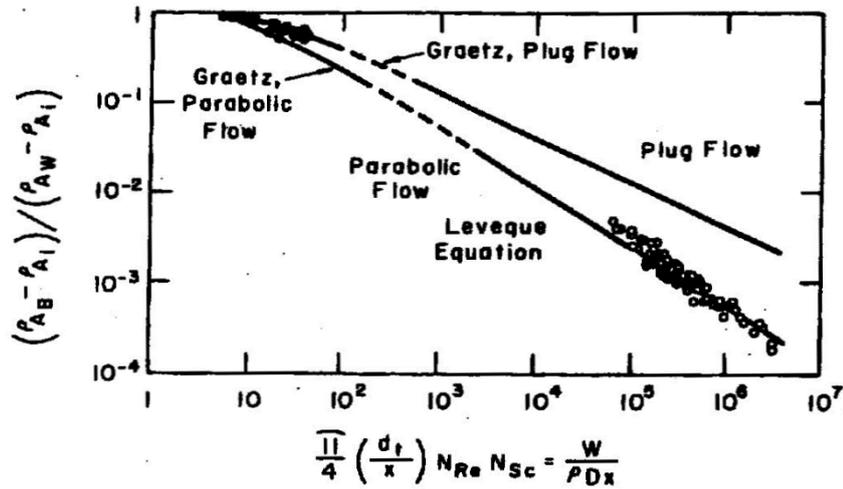


Figure 5.14. Mass transfer in laminar flow through a tube with plug and parabolic velocity distributions (Linton and Sherwood, 1950).

Figura 1- Transporte de massa - Escoamento laminar.

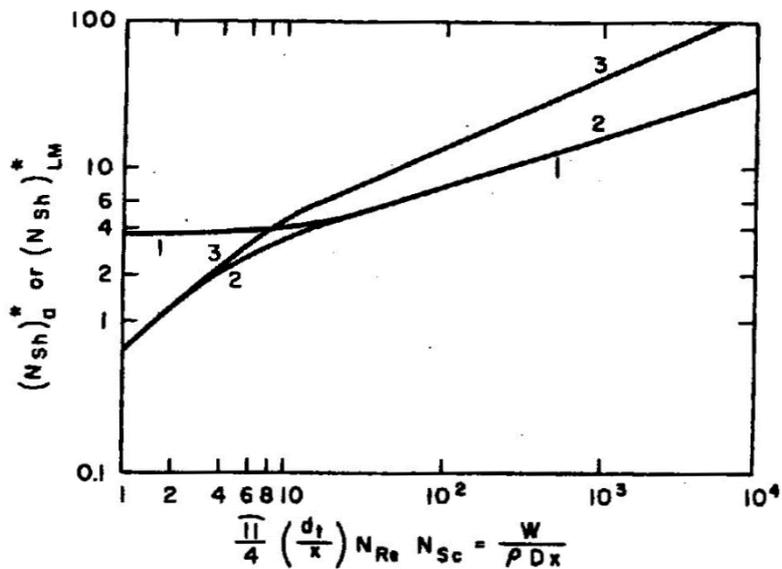


Figure 5.16. Average Sherwood number for mass transfer in laminar flow through a tube with uniform wall concentration. Curve 1: Fully developed parabolic velocity distribution, $(N_{Sh})_{LM}^*$. Curve 2: Fully developed parabolic velocity distribution, $(N_{Sh})_a^*$. Curve 3: Plug flow, $(N_{Sh})_a^*$.

Figura 2- Número de Sherwood médio - Escoamento laminar e concentração de A constante na parede.

O número de Sherwood médio logarítmico, Sh_{LN} , para a condição de concentração constante na parede e perfil parabólico de velocidade (desenvolvido), é expresso por:

$$\frac{k_p D}{D_{AB}} = Sh_{LN} = 3,66 + \frac{0,0668(D/L)ReSc}{1 + 0,04[(D/L)ReSc]^{2/3}} \quad (6)$$

Para a condição de fluxo de massa constante na parede e perfil parabólico de velocidade (desenvolvido), tem-se:

$$\frac{k_p D}{D_{AB}} = Sh_{LN} = 4,36 + \frac{0,023(D/L)ReSc}{1 + 0,0012[(D/L)ReSc]} \quad (7)$$

Observe que no caso de perfil de concentrações desenvolvido tem-se: $Sh = 3,66$, para concentração constante na parede, e $Sh = 4,36$, para fluxo de massa constante na parede.

1.2. Escoamento Turbulento

No caso de escoamentos turbulentos as correlações para transporte de massa são obtidas a partir das analogias discutidas nas aulas anteriores.

O fator de atrito para o escoamento em tubo liso pode ser expresso pela seguinte relação empírica, para $3 \cdot 10^4 < Re < 10^6$:

$$f = 0,046 Re^{-0,2} \quad (8)$$

Substituindo-se a equação (8) na analogia de Colburn, tem-se:

$$Sh_{LN} = \frac{f}{2} Re Sc^{1/3} = 0,023 Re^{0,8} Sc^{1/3} \quad (9)$$

Uma importante correlação semi-empírica é a de Gilliland e Sherwood (1935), que foi obtida da determinação de coeficientes convectivos para a evaporação de solventes em ar, empregando-se coluna de parede molhada. A correlação proposta é, para $2000 < Re < 35000$ e $0,6 < Sc < 2,5$:

$$Sh_{LN} = 0,023 Re^{0,83} Sc^{0,44} \quad (10)$$

Uma segunda correlação semi-empírica foi proposta por Sherwood e Lainton (1950), a partir de dados obtidos do escoamento de água em tubos de diferentes materiais solúveis. A correlação que segue é válida para $2000 < Re < 70000$ e $0,6 < Sc < 2500$:

$$Sh_{LN} = 0,023 Re^{0,83} Sc^{1/3} \quad (11)$$

1.3. Escoamento em coluna de parede molhada

Uma situação usual para sistemas de contato gás-líquido, tem-se o escoamento do líquido na forma de filme líquido na parede de um tubo e o do gás na região interna. O coeficiente convectivo referente à fase gás pode ser expresso por:

$$Sh = 0,00814 Re^{0,83} Sc^{0,44} \left(\frac{4\Gamma}{\mu_L} \right)^{0,15} \quad (12)$$

sendo Γ a vazão de líquido por perímetro molhado. Esta correlação considera o efeito do escoamento do líquido no transporte de massa na fase gás. A correlação é válida para $2000 < Re < 20000$ e $4\Gamma/\mu_L < 1200$.

2. Escoamento externo - Esferas.

O coeficiente de transporte de massa para o escoamento em torno de uma esfera sólida pode ser obtido da analogia com a transferência de calor, obtendo-se assim a seguinte correlação para o número de Sherwood:

$$\text{Sh} = \frac{k_p D}{D_{AB}} = 2 + 0,6 \text{Re}^{0,5} \text{Sc}^{1/3} \quad (13)$$

Outra correlação clássica é a de Frössling (1938), recomendada para número de Reynolds baixo:

$$\text{Sh} = \frac{k_p D}{D_{AB}} = 2 + 0,552 \text{Re}^{0,5} \text{Sc}^{1/3} \quad (14)$$

3. Escoamento externo - Gotas e Bolhas.

Em sistemas envolvendo bolhas de gás o processo é geralmente controlado pelo transporte na fase líquida. Para o coeficiente convectivo referente à fase líquida Treybal (1981) sugere a correlação:

$$\text{Sh} = \frac{k_p D}{D_{AB,L}} = 2 + b' \text{Re}_G^{0,779} \text{Sc}_L^{1/3} \left(\frac{Dg^{1/3}}{D_{AB,L}} \right) \quad (15)$$

Onde: $\text{Re}_G = DV_G \rho_L / \mu_L$, V_G é a velocidade da bolha, $b' = 0,061$ para bolhas simples e $b' = 0,0187$ para conjunto de bolhas.

No caso de gotas grandes (acima de 3 mm de diâmetro), ascendendo em líquidos agitados, o coeficiente convectivo externo pode ser calculado pela correlação:

$$\text{Sh} = \frac{k_p D}{D_{AB,L}} = 0,42 \left(\frac{D^3 \Delta \rho g}{\rho v^2} \right)^{1/3} \text{Sc}^{1/2} \quad (16)$$

Onde: $\Delta \rho$ é a diferença de densidade entre as fases; as demais propriedades são da fase líquida contínua (não dispersa).

Para gotas menores o coeficiente convectivo externo pode ser expresso por:

$$\text{Sh} = \frac{k_p D}{D_{AB,L}} = 1,13 \left(\frac{DV}{D_{AB,L}} \right)^{0,8} \quad (17)$$

Onde: V é velocidade da gota.

O estudo do transporte de massa no interior de gotas é bastante complexo em função do processo convectivo no interior da mesma. Gotas pequenas são consideradas como estagnadas (sem recirculação interna). Em gotas maiores os efeitos devido à recirculação interna e à interface gás-líquido são muito importantes e devem ser considerados.

4. Escoamento em Leitos Fixos.

O transporte de massa em leitos recheados foi extensivamente estudado, principalmente experimentalmente, para o escoamento de gases e de líquidos. Para um leito fixo é importante a caracterização da área de transferência de calor e/ou massa. Define-se a área específica a , expressa em m^2/m^3 , pela relação entre a área de transferência de massa e o volume de leito recheado. Pode-se verificar que no caso de leito de partículas esféricas a área, a , é relacionada à porosidade, ε , e o diâmetro da partículas, d_p , pela expressão:

$$a = \frac{6(1-\varepsilon)}{d_p} \quad (18)$$

Wilson e Geankoplis (1966) estudaram o transporte de líquidos em leitos fixos recheados de esferas. Os autores propuseram as seguintes correlações para o fator j_D (da analogia de Colburn):

Re	Sc	Correlação	
$0,0016 < Re < 55$	$165 < Sc < 70600$	$\varepsilon j_D = 1,09 Re^{-2/3}$	(19)

$55 < Re < 1500$	$165 < Sc < 10690$	$\varepsilon j_D = 0,25 Re^{-0,31}$	(20)
------------------	--------------------	-------------------------------------	------

O número de Reynolds é calculado considerando-se a velocidade superficial, U' , baseada na velocidade no leito vazio:

$$Re = \frac{\rho U' d_p}{\mu} \quad (21)$$

Para geometrias diferentes de esférica, os autores sugerem que os valores do parâmetro εj_D , obtidos para esferas, sejam multiplicados por 0,79, no caso de cilindros (altura = diâmetro), e por 0,71 no caso cubos.

Dwivedi e Upadhyay, em 1977, propuseram uma correlação obtida a partir de um extensa compilação de dados para o escoamento de gases e líquidos. A correlação proposta para a faixa de $0,01 < Re < 15000$ é expressa por:

$$\varepsilon j_D = \frac{0,765}{Re^{0,82}} + \frac{0,365}{Re^{0,386}} \quad (22)$$

O escoamento bifásico em leitos fixos é bastante frequente em processos químicos tais como : destilação, absorção e desabsorção de gases, etc. Nestas situações o leito fixo é inerte, e o processo de transporte de massa ocorre entre as fases gás e líquida. Este tópico será abordado em futura aula.

5. Bibliografia

- 5.1. Bennett & Myers - Fenômenos de Transporte, 2ª ed. 1978 - Mc Graw Hill.
- 5.2. Maddox & Hines - Mass Transfer - Fundamentals and Applications, 1985 - Prentice Hall.
- 5.3. Mills, A. F. - Mass transfer, 2001 - Prentice Hall.
- 5.4. Cussler, E.L. - Diffusion: Mass Transfer in Fluid Systems, 2 nd ed., 1997 - Cambridge University Press.
- 5.5. Treybal, R. E. - Mass transfer Operations, 3 rd ed., 1981 - Mc Graw Hill.