

DETERMINAÇÃO DE PARÂMETROS NA OPERAÇÃO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA EM LEITO FIXO GÁS – SÓLIDO

HENAUTH, R. C. S.*; VASCONCELOS, R. S.*

Henauth, R. C. S. Graduada em Eng^a Química pela Universidade Católica de Pernambuco – UNICAP; Mestranda em Desenvolvimento de Processos Ambientais – DPA (UNICAP)

e-mail: rosangelahenauth@yahoo.com.br

Vasconcelos, R. S. Técnico em Química Industrial pelo Centro Federal de Tecnologia de Pernambuco – CEFET/PE; Graduado em Eng^a Química pela Universidade Católica de Pernambuco – UNICAP; Mestrando em Desenvolvimento de Processos Ambientais – DPA (UNICAP)

e-mail: robsonsv12@yahoo.com.br

INTRODUÇÃO

Um leito fixo pode ser simplesmente, um aglomerado de partículas aleatoriamente distribuídas e bem equilibradas. No leito fixo, o material sólido particulado é colocado dentro de tubos ou tanques pelo interior dos quais o fluido percorre de baixo para cima ou de cima para baixo o leito poroso (VASCONCELOS, 2011). Um dos principais objetivos da utilização do leito de partículas é promover o contato íntimo entre as fases (fase fluida gasosa e/ou líquida com a fase estacionária/partículas ou entre diferentes fases fluidas) envolvidas no processo, onde através de uma baixa velocidade do gás, ele perpassa os espaços vazios entre as partículas, sem promover movimentação do material – É uma simples percolação e o leito permanece fixo (GUARDANI, 1998).

O contato entre sólidos e fluidos pode ser realizado por três tipos de operações ou técnicas denominadas:

Leito Fixo→ As partículas sólidas grandes (5 a 10 cm) ou pequenas (2 mm) permanecem fixas, ficando retidas por blindagens porosas, enquanto o fluido dentro de tubos ou tanques circula de baixo para cima ou de modo inverso através do leito poroso. A grande desvantagem são as características desfavoráveis de transferência de calor e massa (GOMIDE, 1980).

Leito Móvel→ As partículas sólidas grandes estão livres no topo do leito, o qual se expande à medida que a velocidade aumenta. Não existe nenhum escoamento total dos sólidos. Essa técnica introduziu melhorias na técnica do leito fixo, mas não melhorou as transferências de calor e massa (GOMIDE, 1980).

Leito Fluidizado→ Ocorre escoamento tanto dos sólidos quanto do fluido (GOMIDE, 1980).

Em algumas operações químicas, um fator importante que afeta a velocidade da reação é a difusão de um componente gasoso através de um sólido poroso. A difusividade efetiva do sólido é reduzida abaixo do valor que ela teria num fluido livre por duas razões. Primeiramente, a natureza tortuosa do percurso aumenta a distância que

a molécula deve percorrer para avançar uma certa distância no sólido. Em segundo lugar, restringe-se a área de secção reta (BENNETT, 1978).

O termo Creeping Flow é usado para descrever um escoamento com velocidade muito baixa, ou para ser mais preciso, escoamento com o número de Reynolds muito baixo. Frequentemente em processos químicos ocorre escoamentos através de um leito fixo com enchimento. Alguns exemplos são (BENNETT, 1978):

- ✓ Escoamento através de um reator catalítico de leito fixo;
- ✓ Escoamento através de uma coluna de absorção ou de adsorção;
- ✓ Escoamento através de uma torta de filtração;
- ✓ Remoção de cor e DQO de efluente de indústria têxtil;
- ✓ Estudo e caracterização de digestores anaeróbios de leito fixo;
- ✓ Processos de adsorção em leito fixo com objetivos de purificação de efluentes, recuperação de soluto e separação de componentes de uma mistura;

Processos industriais envolvendo operações de transferência de calor e massa entre um fluido e um sólido particulado, com ou sem reações químicas, possuem ampla aplicação nos mais variados ramos da indústria e a eficácia do contato entre as faces é o fator preponderante na determinação do resultado final do processo (GOMIDE, 1980).

Segundo Gomide, o material de empacotamento pode ser:

- ✓ Esferas;
- ✓ Partículas irregulares;
- ✓ Cilindros.

Embora os fatos relativos ao escoamento de fluidos possam ser estabelecidos pela experiência, um tratamento analítico para o problema é também necessário para a compreensão do mecanismo do escoamento (STREET, 1978).

Ainda segundo Street, Reynolds verificou que o limite superior para o escoamento laminar corresponde a $12.000 < Re < 14.000$, mas infelizmente este número é apenas indicativo, pois depende de várias circunstâncias ocasionais tais como:

- ✓ Calmaria inicial do fluido;
- ✓ Forma de entrada no tubo;
- ✓ Rugosidade do tubo.

Entretanto, estes valores mais elevados não são de interesse prático, e o engenheiro pode considerar como limite superior para o escoamento laminar a faixa $2.700 < Re < 4.000$. O conceito de número de Reynolds crítico, que caracteriza o limite entre o escoamento laminar e o turbulento é de grande utilidade para generalizar certos fenômenos relativos a escoamentos (STREET, 1978).

O projeto de uma coluna de leito fixo é um tanto complexo, verificando-se assim a importância dos modelos matemáticos no projeto deste processo de separação, pois estes reduzem os custos de implantação de tal operação, pois a validação dos modelos pode ser realizada por meio de levantamento de dados experimentais em escala laboratorial.

Estudos sobre escoamento e transporte de calor e massa, em meios porosos, vêm sendo realizados desde o século passado, visando caracterizar o comportamento térmico e fluidodinâmico do escoamento (GUARDANI, 1998).

Os objetivos desta prática foram à determinação experimental da velocidade de evaporação, o estudo da influência do regime de escoamento na determinação desses parâmetros, além de fazer uma comparação entre os dados obtidos pela determinação dos parâmetros de transferência de massa em leito fixo com os valores obtidos por um modelo matemático computacional, o *software* Matlab, versão 2008.

Principais equações utilizadas durante o experimento

$$A = \frac{Dt^2 \cdot \pi}{4} \quad (cm^2) \quad (1)$$

$$V = \frac{Q}{A \cdot \varepsilon} \quad (cm/s) \quad (2)$$

$$V_{\text{exp}} = \frac{m_i - m_f}{t} \quad (g/h) \quad (3)$$

$$Re = \frac{Dt \cdot V \cdot \rho_{Ar}}{\mu_{Ar}} \quad (4)$$

$$C_{ni} = \frac{P_{Vnaft} \cdot M_{naft} \cdot \rho_{Ar}}{P_{Atm} \cdot M_{Ar}} \quad (g/cm^3) \quad (5)$$

$$Sc = \frac{\mu_{Ar}}{\rho_{Ar} \cdot D_{naft_{Ar}}} \quad (6)$$

$$\xi = Re \cdot Sc \cdot \left(\frac{Dt}{Lt} \right) \cdot \left(\frac{\pi}{4} \right) \quad (7)$$

$$C_{ns} = \eta \cdot C_{ni} \quad (g/cm^3) \quad (8)$$

$$\eta = 13,26794 \cdot (\xi)^{-0,760349} \quad (9)$$

$$V_{\text{evap.}} = A \cdot V \cdot Sc \cdot C_{ns} \cdot 3600 \quad (g/h) \quad (10)$$

MATERIAIS E EQUIPAMENTOS

Arranjo Experimental

O arranjo experimental consta de um reator de leito fixo gás-sólido recheado com esferas de naftaleno. As figuras abaixo mostram o esquema geral de funcionamento um reator de leito fixo.

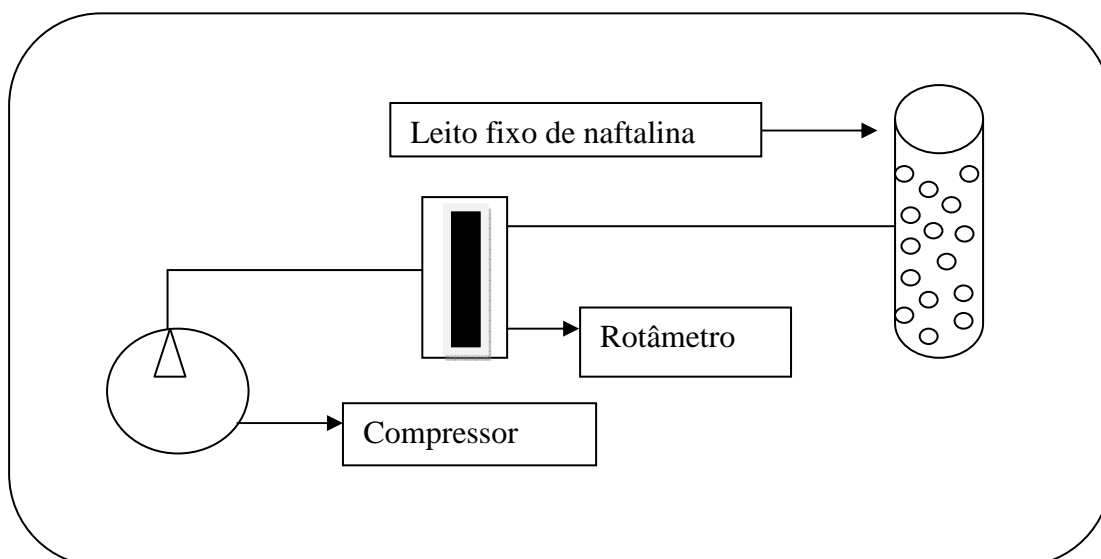
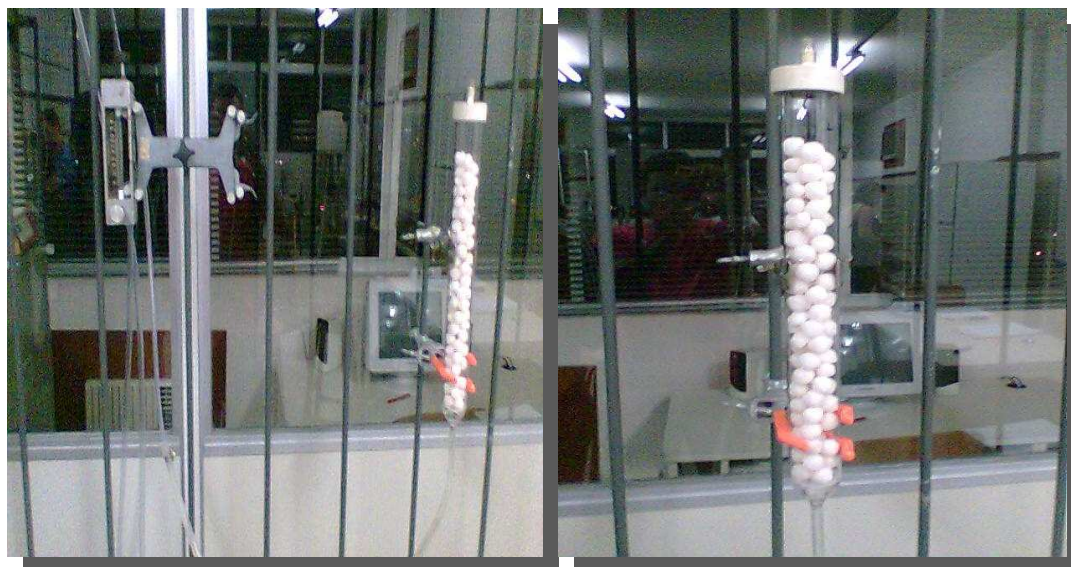


Figura 1- Esquema simplificado do arranjo experimental



Figuras 2 e 3 – Esquema do reator de leito fixo

Material

- ✓ Rotâmetro;
- ✓ Compressor;
- ✓ Ar comprimido;
- ✓ Reator de leito fixo de;
- ✓ Esferas de naftaleno;
- ✓ Suportes;
- ✓ Cronômetro digital;
- ✓ Trena;
- ✓ Balança semi-analítica.

Metodologia aplicada

Inicialmente, aferimos a balança semi-analítica e pesamos o reator junto com o naftaleno dentro do leito fixo, obtendo assim uma massa inicial (m_i) de 419,3g. Em seguida, marcamos um tempo de, aproximadamente, 1 hora para verificar a quantidade de massa evaporada através da passagem do ar comprimido por dentro do leito fixo, com auxílio de um rotâmetro que se encontrava descalibrado. Para correção dessa descalibração utilizamos o gráfico da curva de calibração do rotâmetro (2ª prática – Laboratório de Processo I). A respectiva prática nos forneceu o valor de calibração de, aproximadamente, 551 L/h para a vazão de 360 L/h. com o rotâmetro agora calibrado para esta prática vamos poder calcular, numa escala real, a velocidade do reator, o tipo de escoamento, o número de Reynolds, velocidade de evaporação e outras variáveis de grande importância.

RESULTADOS E DISCUSSÕES

De posse dos valores obtidos na variação de massa em função do tempo e, após a correção da calibração do rotâmetro, admitindo o valor máximo da vazão, que foi de 360 L/h sendo, posteriormente, substituído na equação da reta. Assim encontramos o valor real da mesma que foi de, aproximadamente, 551 L/h . Após fazermos as devidas alterações com relação às unidades da vazão, chegamos ao valor de $153,055 \text{ cm}^3/\text{s}$.

Em seguida, calculamos a velocidade do reator $V = 35,518 \text{ cm/s}$, onde levamos em consideração a porosidade $\varepsilon = 0,38$. Após isso verificamos a velocidade de evaporação experimental, levando em conta a variação de massa e o tempo em que o ar percolou através do leito $V_{\text{exp}} = 2,3 \text{ g/h}$. Através do cálculo do nº de Reynolds $Re = 944,6377$ pudemos caracterizar o tipo de escoamento que foi laminar para esta situação, ou seja, um escoamento de baixa velocidade.

Com o cálculo da concentração de naftaleno na interface $C_{ni} = 1,52 \cdot 10^{-7} \text{ g/cm}^3$, o nº de Schmidt, $Sc = 2,769$, a porosidade do leito $n = 258,49$, e a concentração de naftaleno na saída do leito $C_{ns} = 2,974 \cdot 10^{-8} \text{ g/cm}^3$, foi possível encontrar a velocidade de evaporação do naftaleno $V_{\text{evap.}} = 0,1194 \text{ g/h}$.

Através dos valores obtidos com os cálculos realizados, podemos verificar que a velocidade de evaporação experimental ($V_{\text{Experimental}}$) foi maior do que a velocidade de evaporação real ($V_{\text{evap.}}$), o que explica o número de variáveis que esta leva em consideração. Observamos também um escoamento laminar, justificando, assim, a utilização da equação 10, enquanto que àquela considera apenas a variação de massa em decorrência do tempo.

CONCLUSÕES

Nesta prática podemos analisar todo o funcionamento de um leito fixo gás-sólido com o uso de um reator com partículas de naftaleno e algumas de suas particularidades.

O principal fator observado foi à igualdade dos valores obtidos entre forma experimental e pelo *software* Matlab, na versão 2010. Podemos comprovar que, com os resultados calculados experimentalmente e os obtidos através do Matlab acima citado foram precisos nessa modelagem em escala piloto.

Isto vem a comprovar que a utilização de *softwares* pode ser de grande valia em âmbitos industriais, pois além de sua precisão nos resultados e o ganho de tempo, pode, evitar ou diminuir possíveis erros em um determinado sistema que resultaria em possíveis prejuízos, em muitos casos, com maiores projeções.

REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

GOMIDE, R. **Operações Unitárias**. 1º volume: operações com sistemas sólidos granulares. São Paulo: R. Gomide, 1983. cap.:8.

GUARDANI, R. **Fluidização Gás-Sólido – Fundamentos e Avanços**. Departamento de Engenharia Química, escola politécnica da USP.

GUARDANI, R.; TEIXEIRA, A. C. S. C.; CASELLA, E. L.; SOUZA, A. M. I. **Fluidynamic Aspects of Gás-Phase Athylene Polymerization Reactor Design**. Brazilian Journal of Chemical Engineering, V. 15, n. 3, p. 281-294, 1998.

SISSOM, L. E.; PITTS, D. R. **Fenômeno de Transporte**. ed.: Guanabara: Rio de Janeiro – RJ, 765 p. 1988.

VASCONCELOS, E. C. **Laboratório de Processos de Engenharia II**. Prática 4 – Determinação de parâmetros de transferência de massa em leito fixo gás-sólido. Universidade Católica de Pernambuco – Unicap. 2011.2.

VENNARD, S. **Elementos de Mecânica dos Fluidos**. 5ª Ed. Ed. Guanabara. Rio de Janeiro – RJ, 687 p. 1978.

APÊNDICE 1 – Cálculos Experimentais da Prática

Dados :

$$L_t = 30,2\text{cm}$$

$$m_i = 419,3\text{g}$$

$$m_f = 417,0\text{g}$$

$$D_t = 3,8\text{cm}$$

$$\rho_{Ar} = 0,00125 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$$

$$\mu_{Ar} = 0,0001786 \frac{\text{g}}{\text{cm} \cdot \text{s}}$$

$$M_{naft} = 128,20 \frac{\text{g}}{\text{Mol}}$$

$$P_{Vnaft} = 0,0209\text{mmHg}$$

$$M_{Ar} = 28,90 \frac{\text{g}}{\text{Mol}}$$

$$\varepsilon = 0,38$$

$$t = 1\text{h}$$

$$P_{Atm} = 1\text{atm} = 760\text{mmHg}$$

$$D_{nar} = 0,0516 \frac{\text{cm}^2}{\text{s}}$$

Cálculo da área de secção transversal

$$A = \frac{Dt^2 \cdot \pi}{4} = \frac{(3,8\text{cm})^2 \cdot \pi}{4} \therefore A = 11,34\text{cm}^2$$

De acordo com a equação da reta, obtida através do gráfico de calibração do rotâmetro, temos que:

$$Y = 1,3497x + 64,849$$

$$Y = 1,3497 \cdot \left(360 \frac{\text{L}}{\text{h}}\right) + 64,849 \therefore Y \cong 551 \frac{\text{L}}{\text{h}}$$

Logo:

$$Q \cong 551 \frac{\text{L}}{\text{h}} = 0,551 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = \frac{0,551 \cdot 1000000\text{cm}^3}{3600\text{s}} \therefore Q = 153,055 \frac{\text{cm}^3}{\text{s}}$$

Cálculo da velocidade

$$V = \frac{Q}{A \cdot \varepsilon}$$

Onde :

$$\varepsilon = 0,38$$

Temos que :

$$V = \frac{153,055 \text{ cm}^3 / \text{s}}{11,34 \text{ cm}^2 \cdot 0,38} \therefore V = 35,518 \text{ cm} / \text{s}$$

Cálculo da velocidade de evaporação experimental

$$V_{\text{Experimental}} = \frac{m_i - m_f}{t} = \frac{(419,3 - 417,0) \text{ g}}{1 \text{ h}} \therefore V_{\text{Experimental}} = 2,3 \text{ g} / \text{h}$$

Cálculo do número de Reynolds

$$\text{Re} = \frac{Dt \cdot V \cdot \rho_{\text{Ar}}}{\mu_{\text{Ar}}} = \frac{3,8 \text{ cm} \cdot 35,518 \text{ cm} / \text{s} \cdot 0,00125 \text{ g} / \text{cm}^3}{0,0001786 \text{ g} / \text{cm} \cdot \text{s}} \therefore \text{Re} = 944,6277$$

Logo:

Re < 2000 → Caracteriza um escoamento laminar, ou seja, um escoamento de baixa velocidade.

Cálculo da concentração de naftaleno na interface

$$C_{ni} = \frac{P_{Vnaft} \cdot M_{naft} \cdot \rho_{Ar}}{P_{Atm} \cdot M_{Ar}}$$

Onde :

P_{Vnaft} = Pressão de vapor do naftaleno

M_{naft} = Massa molecular do naftaleno

ρ_{Ar} = Densidade do ar

P_{Atm} = Pressão atmosférica

M_{Ar} = Massa molecular do ar

Logo:

$$C_{ni} = \frac{P_{Vnaft} \cdot M_{naft} \cdot \rho_{Ar}}{P_{Atm} \cdot M_{Ar}} = \frac{0,0209mmHg \cdot 128,20 \text{ g/Mol} \cdot 0,00125 \text{ g/cm}^3}{760mmHg \cdot 28,90 \text{ g/Mol}} \therefore$$

$$C_{ni} = 1,52 \cdot 10^{-7} \text{ g/cm}^3$$

Cálculo do número de Schmidt

$$Sc = \frac{\mu_{Ar}}{\rho_{Ar} \cdot D_{naft_{Ar}}} = \frac{0,0001786 \text{ g/cm} \cdot s}{0,00125 \text{ g/cm}^3 \cdot 0,0516 \text{ cm}^2/s} \therefore Sc = 2,769$$

Cálculo da porosidade do leito

$$\xi = Re \cdot Sc \cdot \left(\frac{Dt}{Lt} \right) \cdot \left(\frac{\pi}{4} \right)$$

Onde :

Sc = Número de Schmidt

Lt = Altura do leito

Dt = Diâmetro do leito

$$\xi = Re \cdot Sc \cdot \left(\frac{Dt}{Lt} \right) \cdot \left(\frac{\pi}{4} \right) = 944,6277 \cdot 2,769 \cdot \left(\frac{3,8}{30,2} \text{ cm} \right) \cdot \left(\frac{\pi}{4} \right) \therefore \xi = 258,49$$

Cálculo da concentração de naftaleno na saída do leito

$$C_{ns} = \eta \cdot C_{ni}$$

Onde :

$$\eta = 13,26794 \cdot (\xi)^{-0,760349} = 13,26794 \cdot (258,49)^{-0,760349} \therefore \eta = 0,1957$$

Então:

$$C_{ns} = \eta \cdot C_{ni} = 0,1957 \cdot 1,52 \cdot 10^{-7} \text{ g/cm}^3 \therefore C_{ns} = 2,974 \cdot 10^{-8} \text{ g/cm}^3$$

Cálculo da velocidade de evaporação do naftaleno

$$V_{evap.} = A \cdot V \cdot Sc \cdot C_{ns} \cdot 3600 = 11,34 (\text{cm}^2) \cdot 35,518 \text{ cm/s} \cdot 2,769 \cdot 10^{-8} \text{ g/cm}^3 \cdot 3600 \therefore$$

$$V_{evap.} = 0,1194 \text{ g/h}$$

APÊNDICE 2 - Software Matlab versão 2010

%ENTRADA DE DADOS:

```
dt=3.8;                % diâmetro interno do tubo, "cm"
Lt=30.2;               % comprimento do tubo, "cm"
roar=0.00125;          % massa específica do ar, "g/cm3"
mi=0.0001786;          % viscosidade dinâmica do ar, "g/(cm.s)"
pvN=0.0209;            % pressão de vapor do naftaleno, "mmHg"
MAr=28.9;              % massa molecular do ar, "g/mol"
patm=760;              % pressão ambiente, "mmHg"
DNAr=0.0516;           % difusividade molecular no ar, "cm2/s"
MN=128.2;              % massa molecular do naftaleno, "g/mol"
E=0.38;                % Porosidade do leito
Qro=360;               % Vazão de ar medido pelo rotâmetro, "L/h"
Mi=419.3;              % massa inicial da coluna com naftaleno, "g"
Mf=417.0;              % massa final da coluna com naftaleno, "g"
T=1;                   % tempo do experimento, "h"
```

% CÁLCULOS

```
A=((dt^2)*pi)/4;
Qr=((1.3497*Qro)+64.849)/3.6;
V=Qr/(A*E);
Vexp=(Mi-Mf)/T;
Sc=mi/(roar*DNAr);
Re=(dt*V*roar)/mi;
fator1=Re*(Sc*((dt/Lt)*(pi/4)));
fator2=13.36794*(fator1^(-0.760349));
CNinterf=(pvN*MN*roar)/(patm*MAr);
CNout=fator2*CNinterf;
v_evap=A*V*Sc*CNout*3600;

disp(['Área do secção:          ' num2str(A) ' cm2'])
disp(['Vazão de ar que atravessa o leito:      ' num2str(Qr) ' cm3/s'])
```

```

disp(['Velocidade do ar:          ' num2str(V) ' cm/s' ])
disp(['Velocidade de evaporação experimental  ' num2str(Vexp) ' g/h' ])
disp(['Número de Schmidt:          ' num2str(Sc)])
disp(['Reynolds:                    ' num2str(Re)])
disp(['Fator 1:                     ' num2str(fator1)])
disp(['Fator 2:                     ' num2str(fator2)])
disp(['Conct. de naftaleno no ar na interface: ' num2str(CNinterf) ' g/cm3'])
disp(['Conct. de naftaleno no ar na saída leito: ' num2str(CNout) ' g/cm3'])
disp(['Veloc. de evaporação do naftaleno:      ' num2str(v_evap) ' g/h'])

```

RESPOSTA:

Área do secção:	11.3411 cm ²
Vazão de ar que atravessa o leito:	152.9836 cm ³ /s
Velocidade do ar:	35.498 cm/s
Velocidade de evaporação experimental	2.3 g/h
Número de Schmidt:	2.769
Reynolds:	944.0965
Fator 1:	258.3477
Fator 2:	0.19586
Concentração de naftaleno no ar na interface:	1.5249e-007 g/cm ³
Concentração de naftaleno no ar na saída do leito:	2.9866e-008 g/cm ³
Veloc. de evaporação do naftaleno:	0.11986 g/h