

**FACULDADE DE ENGENHARIA DA UNIVERSIDADE
DO PORTO**

Departamento de Engenharia Química

**OPERAÇÕES DE TRANSFERÊNCIA
3º ano - 1º semestre – 2002/2003**

DOCENTE:

Alberto M. Sereno, professor associado c/agregação

OBJECTIVOS:

- Rever e aprofundar os métodos para projecto de instalações industriais para transporte de fluidos, calcular a potência necessária à sua movimentação e a definir quais as principais características do respectivo equipamento, incluindo o caso de fluidos não-newtonianos;
- Descrever o movimento de fluidos através de leitos porosos assentes e fluidizados, incluindo o transporte pneumático;
- Estudar as operações de agitação e mistura e calcular a potência necessária a esse fim.
- Rever e aprofundar os métodos para projecto permutadores de calor industriais e aprender a definir as características técnicas e seleccionar o equipamento mais adequado às diferentes utilizações na indústria química;
- Estudar algumas das principais operações de separação físico-mecânica utilizadas na industria química: filtração, sedimentação, centrifugação e moagem; descrição técnica e selecção do equipamento habitualmente mais utilizado nessas operações.

PROGRAMA

1. Apresentação dos objectivos da disciplina, programa e método de avaliação.

2. Breve revisão de alguns conceitos fundamentais da mecânica de fluidos.

- 2.1. A equação de Bernoulli (2.7).
- 2.2. Equações de projecto para o fluxo laminar e turbulento em tubagens (2.10).
- 2.3. Fluxo compressível de gases (2.11).

3. Aplicações e projecto de instalações envolvendo fluxo de fluidos.

- 3.1. Fluxo com objectos imersos, em leitos porosos assentes e fluidizados (3.1).
- 3.2. Medição e medidores de caudal (3.2).
- 3.3. Bombas e equipamento para movimentação de gases (3.3).
- 3.4. Agitação e mistura de fluidos; cálculo da potência necessária (3.4).
- 3.5. Fluidos não-Newtonianos (3.5).
- 3.6. Fluxo em sistemas de tubagens ramificadas (notas a fornecer).

4. Princípios e projecto de unidades de transferência de calor em estado estacionário.

- 4.1. Transferência de calor por convecção forçada em tubagens (4.5).
- 4.2. Transferência de calor por convecção forçada no exterior de várias geometrias (4.6).
- 4.3. Transferência de calor por convecção natural (4.7).
- 4.4. Ebulição e condensação (4.8).
- 4.5. Permutadores de calor (4.9).

- 4.6. Transferência de calor por radiação; utilizações principais (4.10).
- 4.7. Transferência de calor com fluidos não-Newtonianos (4.12).
- 4.8. Coeficientes de transferência de calor especiais (4.13).
- 4.9. Condensadores para evaporadores e cristalizadores (8.6)

5. Processos de separação físico-mecânica.

- 5.1. Introdução e classificação das operações de separação físico-mecânica (14.1).
- 5.2. Filtração em separação sólido-líquido (14.2).
- 5.3. Elutriação e sedimentação na separação de partículas (14.3).
- 5.4. Processos de separação centrífuga (14.4).
- 5.5. Redução mecânica do tamanho (moagem) (14.5).

BIBLIOGRAFIA

Base (capítulos indicados acima):

Geankoplis, C.J., 1993. "Transport Processes and Unit Operations, 3rd ed.", Prentice Hall International, Inc., New Jersey, USA

Complementar:

Foust, A.S., et al., 1960. "Principles of Unit Operations", John Wiley.

McCabe, W.L., Smith, J.C., Harriot, P., 1993 (2001). "Unit Operations of Chemical Engineering, 5th (6th)ed.", McGraw Hill, N.Y., USA.

Coulson, Richardson, 1993. "Engenharia Química, vol.1", Fund. Calouste Gulbenkian, Lisboa.

Perry, R.H., Green, D.W., Maloney, J.O., eds., 1991. "Perry's Chemical Engineering Handbook, 7th ed., McGraw Hill, N.Y.

APLICAÇÕES INFORMÁTICAS A UTILIZAR

MS-Excel (resolução de problemas)

OPERAÇÕES DE TRANSFERÊNCIA

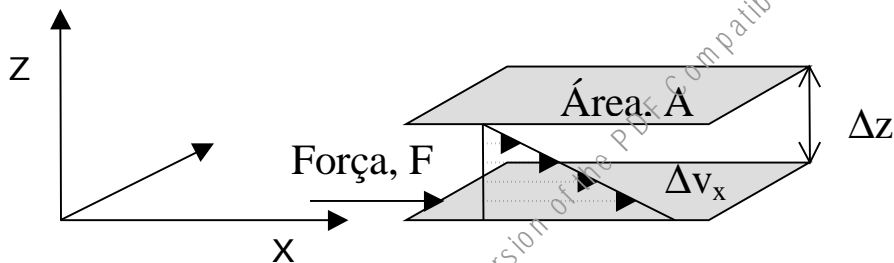
3º ano - 1º semestre – 2002/2003

AVALIAÇÃO

- A frequência é obrigatória. Não obterão frequência os alunos que faltarem a mais de 25% das aulas teórico-práticas (conjuntas e individuais). Estão dispensados da frequência os casos previstos no n.º 3 do art.º 4 das Normas gerais de avaliação, bem como aqueles que obtiveram frequência do ano lectivo de 2001/2002.
- Exame final com consulta do livro base (Geankoplis, C.J., 1993. “Transport Processes and Unit Operations) e tempo limitado.

2. Breve revisão de alguns conceitos fundamentais da transferência de momento.

- Lei de Newton e viscosidade

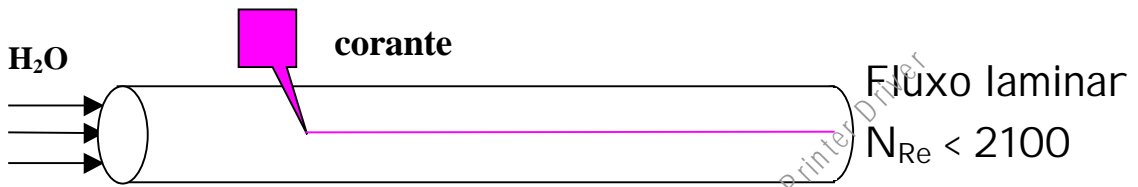


$$\frac{F}{A} = -\mu \frac{\Delta v_x}{\Delta z}$$

F/A - tensão de corte, Pa

μ - viscosidade dinâmica, Pa.s ou $\text{kg.m}^{-1}.\text{s}^{-1}$
 [$\text{g.cm}^{-1}.\text{s}^{-1}$ (p,poise), cp]

viscosidade aproximada a 20°C			
CH4	0.011 cp	1.1 e-5 Pa.s	1/100 *
CO2	0.015 cp	1.5 e-5 Pa.s	1/70 *
ar	0.018 cp	1.8 e-5 Pa.s	1/50 *
água a 100°C	0.3 cp	3 e-4 Pa.s	1/3 *
gasolina	0.5 cp	5 e-4 Pa.s	1/2 *
água	1. cp	1 e-3 Pa.s	1 *
azeite	100 cp	0.1 Pa.s	100 *
Glicerina	1000 cp	1 Pa.s	1000 *



Número de Reynolds:
$$N_{Re} = \frac{Dv\rho}{\mu} = \frac{\text{Forças de inércia}}{\text{Forças viscosas}}$$

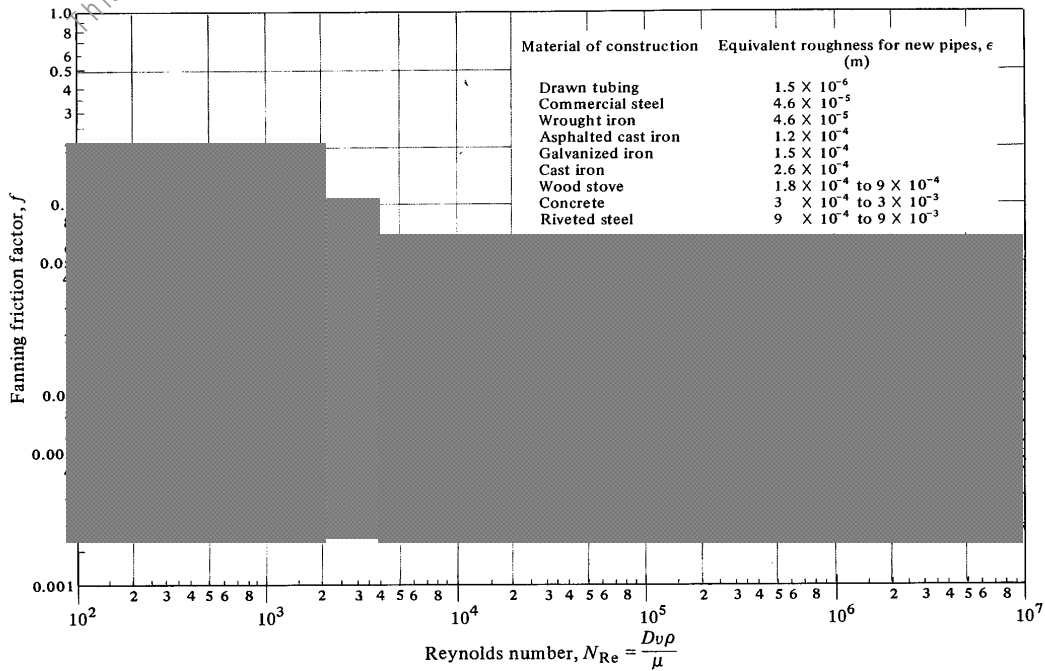


FIGURE 2.10-3. Friction factors for fluids inside pipes. [Based on L. F. Moody, *Trans. A.S.M.E.*, **66**, 671, (1944); *Mech. Eng.* **69**, 1005 (1947). With permission.]

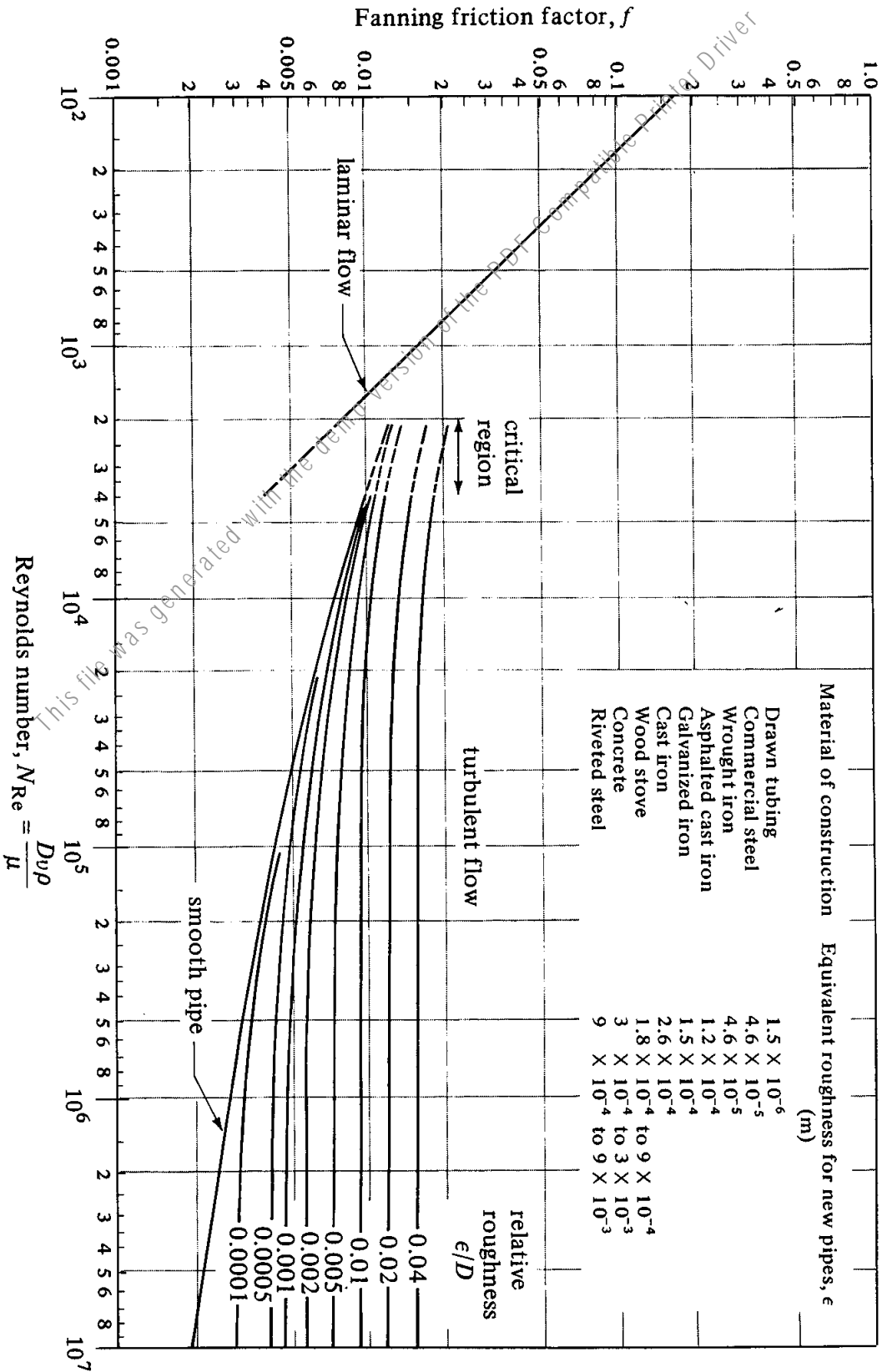


FIGURE 2.10-3. Friction factors for fluids inside pipes. [Based on L. F. Moody, Trans. A.S.M.E., 66, 671, (1944); Mech. Eng. 69, 1005 (1947). With permission.]

2.1. A equação de Bernoulli (2.7).

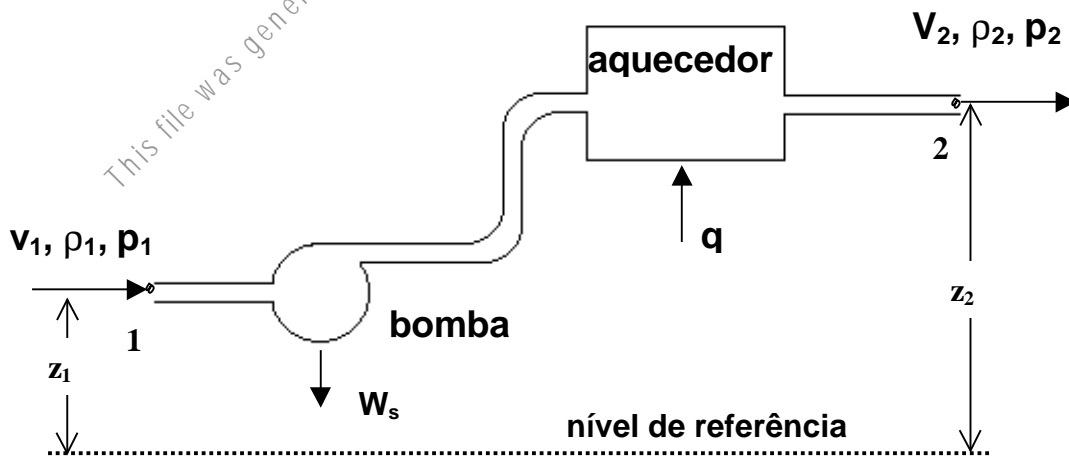
Balço de energia a um sistema em fluxo

$$\iint_A \left(H + \frac{v^2}{2} + zg \right) (\rho v) \cos \alpha \, dA + \frac{\partial}{\partial t} \iiint_V \left(U + \frac{v^2}{2} + zg \right) \rho \, dV = \dot{q} - \dot{W}_s$$

(energia saída - en. entrada) (energia acumulada) (calor+trab. recebido)

depois de integrada e aplicada entre a entrada (1) e a saída (2) do sistema, obtem-se:

$$H_2 - H_1 + \frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} = q - W_s$$



No caso de haver apenas trocas de energia mecânica (fluxo isotérmico incompressível entre dois pontos à entrada (1) e à saída do sistema (2) - eq. de Bernoulli) :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

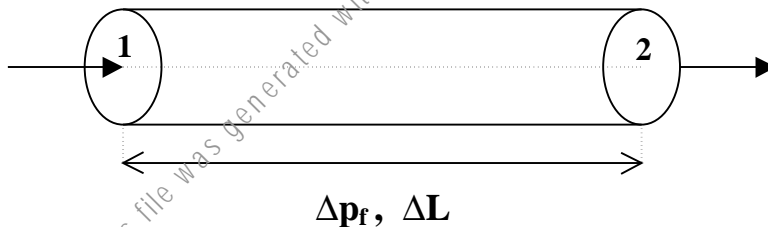
$$\alpha = \frac{v_{av}^3}{(v^3)_{av}} \quad , \quad \text{r.laminar: } \alpha = 0.5 \quad ; \quad \text{r.turb.: } \alpha = 0.9 - 0.99 \cong 1$$

2.2. Equações de projecto para o fluxo laminar e turbulento em tubagens (2.10).

- Tubagens cilíndricas: características geométricas; perfis de velocidade nos vários regimes;
- Queda de pressão e perdas por atrito em regime laminar: equação de Hagen-Poiseuille

$$\Delta p_f = (p_1 - p_2)_f = \frac{32\mu v_f(L_2 - L_1)}{D^2} \quad , \text{ queda de pressão por}$$

atrito na parede



$$F_f = \frac{(p_1 - p_2)_f}{\rho} \quad \frac{\text{N.m}^{-2}}{\text{kg.m}^{-3}} = \frac{\text{N.m}}{\text{kg}} = \frac{\text{J}}{\text{kg}} \quad \text{energia (perdida) por}$$

atrito

a equação de Poiseuille serve nomeadamente para medir pequenos caudais e a viscosidade de fluidos

- Factor de atrito de Fanning

$$f = \frac{\tau_s}{\rho v^2 / 2} = \frac{\Delta p_f \cdot \pi R^2 / 2\pi R \cdot \Delta L}{\rho v^2 / 2} \quad (\text{adimens.}) ; \quad \Delta p_f = 4f \rho \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2}$$

$$F_f = \frac{\Delta p_f}{\rho} = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2} ; \quad \text{energia de atrito}$$

para fluxo laminar em tubagens cilíndricas: $f = \frac{16\mu}{Dv\rho} = \frac{16}{N_{Re}}$

$$f_{Darcy} = 4 * f_{Fanning} = \frac{64}{N_{Re}}$$

para fluxo turbulento foi obtida uma correlação empírica entre o factor de atrito de Fanning e o N_{Re} expressa no diagrama de Moody (1944):

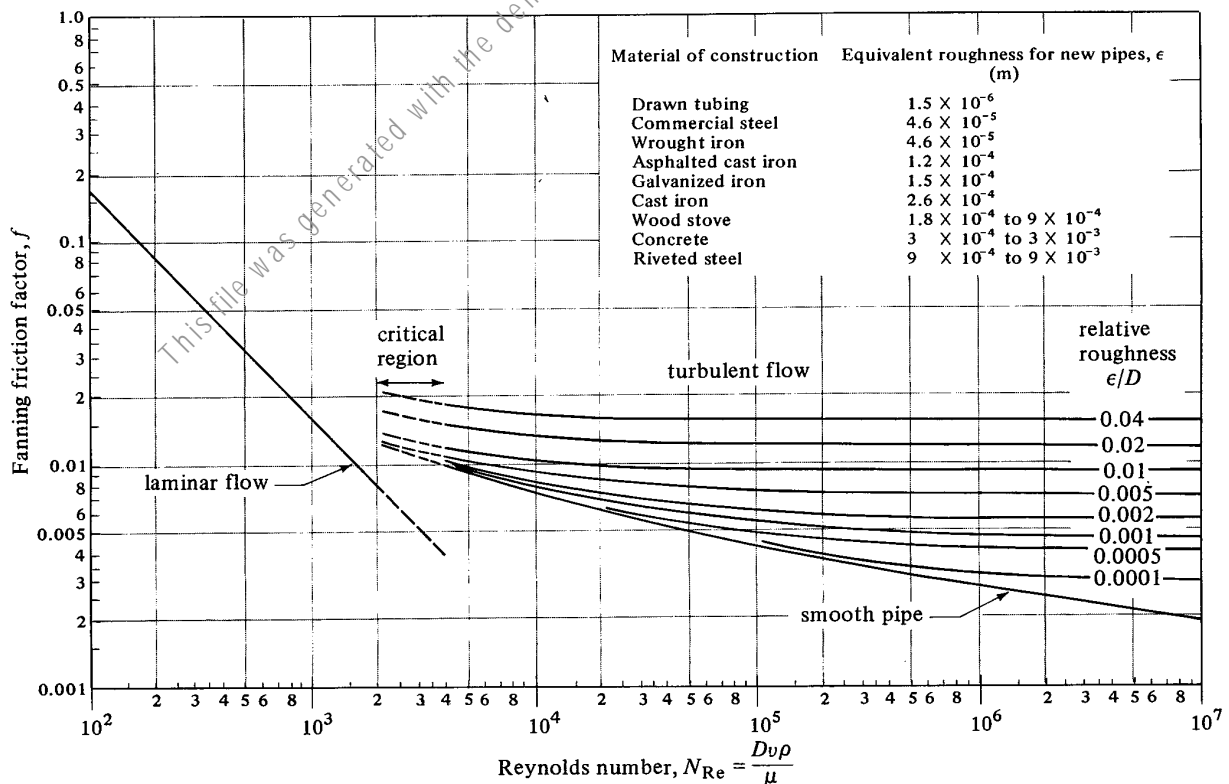


FIGURE 2.10-3. Friction factors for fluids inside pipes. [Based on L. F. Moody, Trans. A.S.M.E., 66, 671, (1944); Mech. Eng. 69, 1005 (1947). With permission.]

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 4.07 \log(N_{Re} \sqrt{f}) - 0.60, \text{ eq. von Karman: tubos lisos, fluxo turbulento}$$

as equações e diagramas anteriores aplicam-se a fluxo incompressível, incluindo de gases (tomar $\rho_{\text{médio}}$ a $\rho_{\text{médio}}$)

- Efeito no factor de atrito das trocas de calor durante o fluxo

$$f = f_{av} / \Psi ; \quad \Psi = (\mu_{av}/\mu_w)^n ;$$

	N_{Re}	n
aquecimento	<2100	0.38
	>2100	0.17
arrefecimento	<2100	0.23
	>2100	0.11

- Perdas por atrito em acessórios, expansões e contracções da tubagem.

$$F_i = K_i \frac{v_j^2}{2\alpha} ; \quad i = \text{exp., contrac., acess.}$$

$j = 1 \quad 2 \quad 1$

em alternativa podem obter-se comprimentos de tubagem equivalentes aos acidentes e somar ao comprimento total linear.

$$\sum F = \left(4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v_1^2}{2} + K_{ex} \frac{v_1^2}{2\alpha} + K_c \frac{v_2^2}{2\alpha} + K_{ac} \frac{v_1^2}{2\alpha} \right) = 4f \left(\frac{\Delta L}{D} + \sum \frac{L_{eq}}{D} \right) \frac{v^2}{2}$$

- Perdas por atrito em tubagens não circulares

$$Deq. = \frac{4 * \text{Área de fluxo}}{\text{Perímetro molhado}}$$

- Comprimento de entrada numa tubagem

$$L_{entr.}/D = 0.0575 N_{Re}$$

- Diâmetros habituais para tubagens

Tipo de fluido	Tipo de fluxo	Velocidade	
		ft/s	m/s
Líquido pouco viscoso	Entrada bomba	2-3	0.6-0.9
	Linha processual ou descarga bomba	5-8	1.5-2.5
Líquido viscoso	Entrada bomba	0.2-0.8	0.06-0.25
	Linha processual ou descarga bomba	0.5-2	0.15-0.6
Gás		30-120	9-36
Vapor		30-75	9-23

MOMENTUM TRANSFER I: THE ENERGY BALANCE AND ITS APPLICATIONS

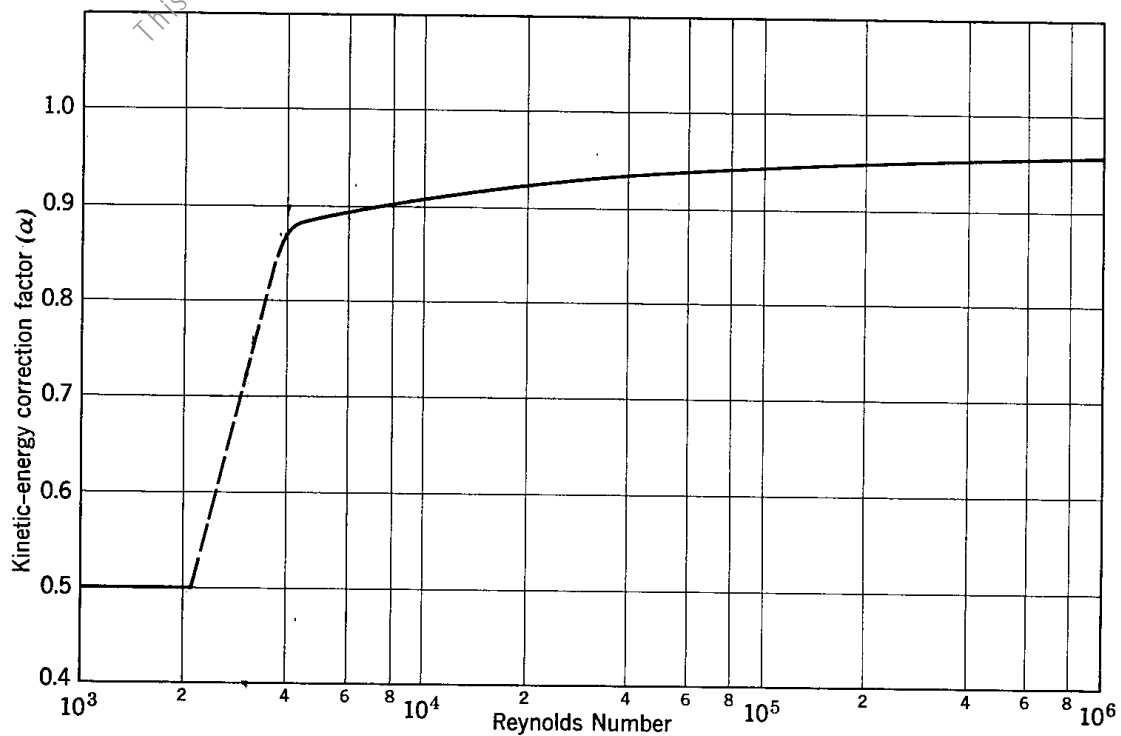
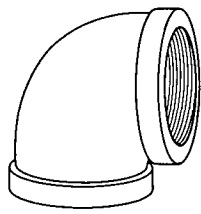
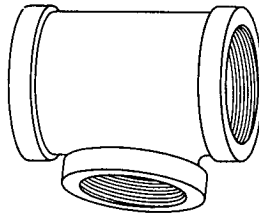


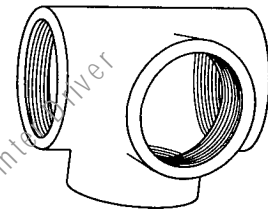
Figure 20.2. Kinetic-energy correction factor as a function of Reynolds number (3).



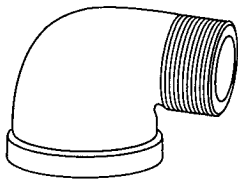
90° Elbow



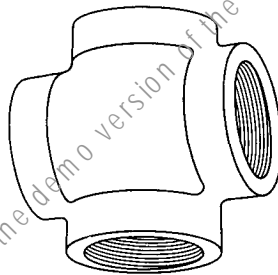
Plain Tee



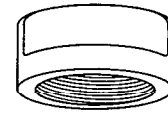
Plain Side Outlet Tee



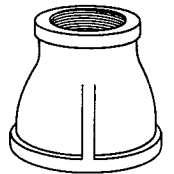
90° Reducing Street Elbow



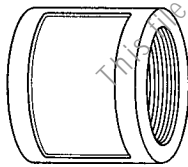
Cross



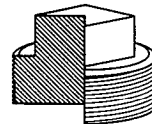
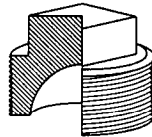
Cap



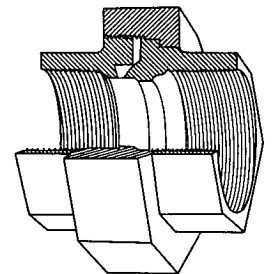
Reducer



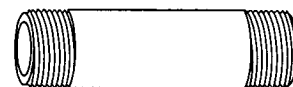
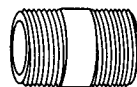
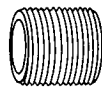
Coupling



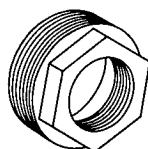
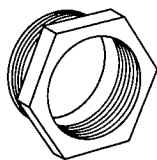
Plugs



Union



Nipples



Bushings

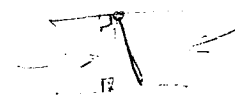


Figure 20.3. Screwed pipe fittings.

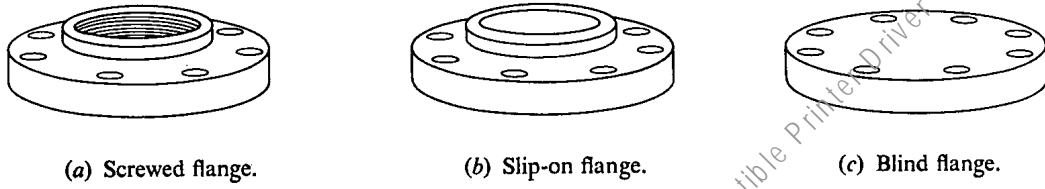


Figure 20.4. Flanged joints.

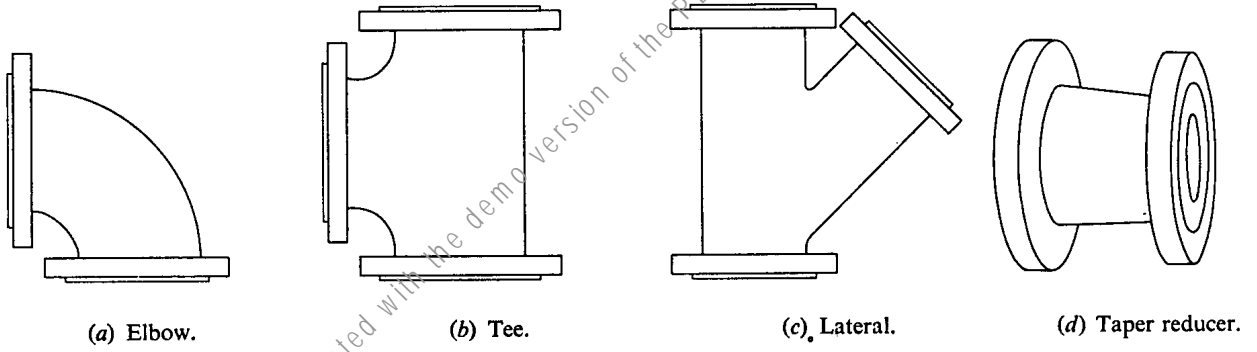


Figure 20.5. Flanged fittings.

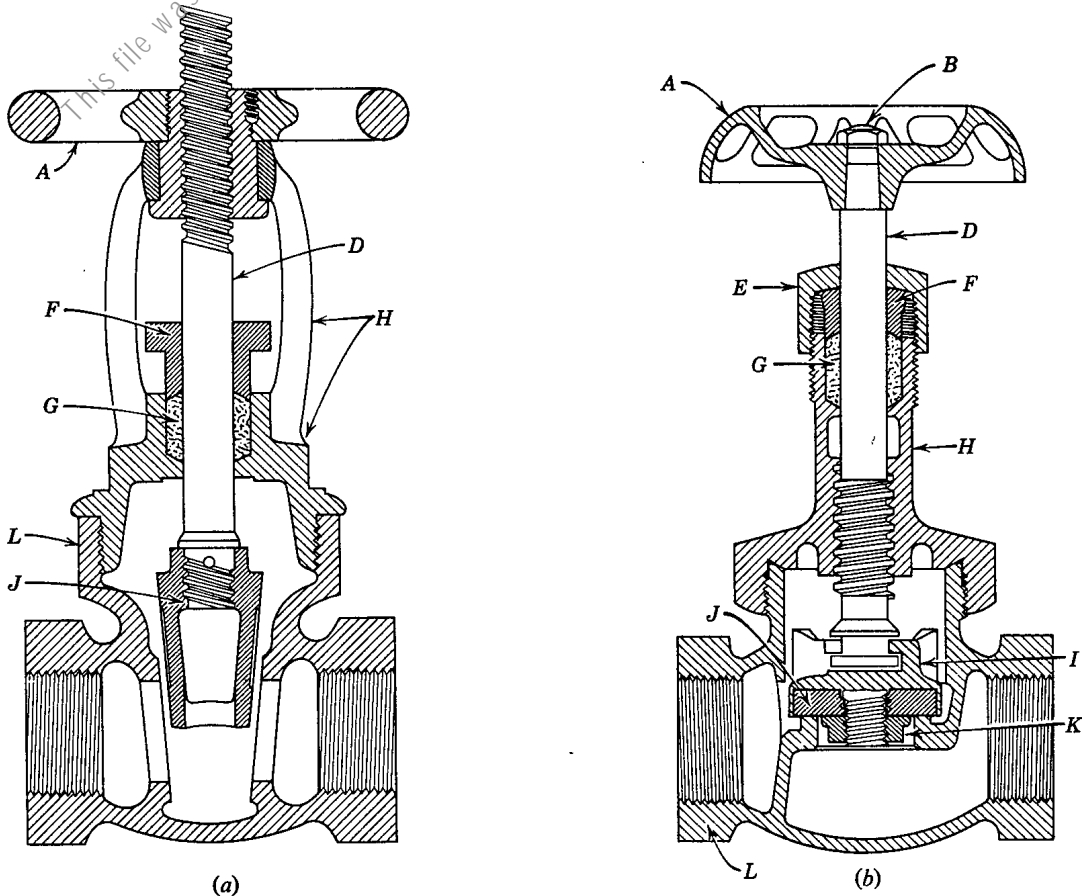


Figure 20.6. Sectional view of (a) gate and (b) globe valves.

- | | | | |
|-------------|---------------|---------------|------------|
| A—Wheel | E—Packing nut | H—Bonnet | K—Disk nut |
| B—Wheel nut | F—Gland | I—Disc holder | L—Body |
| D—Spindle | G—Packing | J—Disc | |

2.3. Fluxo compressível de gases (2.11).

Considera-se quando $\Delta p > 0.1 \cdot p_1$

A eq. diferencial de balanço de energia, em fluxo turbulento ($\alpha=1$), sem trabalho mecânico ($W_s=0$) vem:

$$v dv + g dz + \frac{dp}{\rho} + dF = 0$$

supondo o tubo horizontal, que só há perdas de atrito na parede, estado é estacionário e $D=\text{const.}$ ($G=vp=v/V=\text{const.}$):

$$dv = G dV ; \quad G^2 \frac{dv}{V} + \frac{dp}{V} + \frac{2f G^2}{D} dL = 0$$

para integrar a eq. anterior é necessário conhecer $V(p)$:

- fluxo isotérmico: $pV = RT/M$ (e: $p_1/p_2 = V_2/V_1$)

$$G^2 \ln \frac{p_1}{p_2} + \frac{M}{2RT} (p_2^2 - p_1^2) + 2f \frac{G^2}{D} \Delta L = 0$$

$$\frac{dG}{dp_2} = 0; \quad G_{\max} = \sqrt{\frac{M p_2^2}{RT}} ; \quad v_{\max} = \sqrt{\frac{RT}{M}} = \sqrt{p_2 V_2} \text{ veloc. do som no fluido}$$

- fluxo adiabático: $pV^\gamma = \text{const.}$ e $v_{\max} = \sqrt{\frac{\gamma RT}{M}} = \sqrt{\gamma p_2 V_2}$

$$N^\circ. \text{ de Mach, } N_{Ma} = \frac{v}{v_{\max}}$$

3. Aplicações e projecto de instalações envolvendo fluxo de fluidos

3.1. Fluxo com objectos imersos, em leitos porosos assentes e fluidizados (3.1).

Introdução. Fluxo sobre o exterior de corpos imersos: exemplos. Atrito superficial e atrito de forma. Linhas de corrente ("streamlines"); ponto de estagnação; camada limite ("boundary layer")

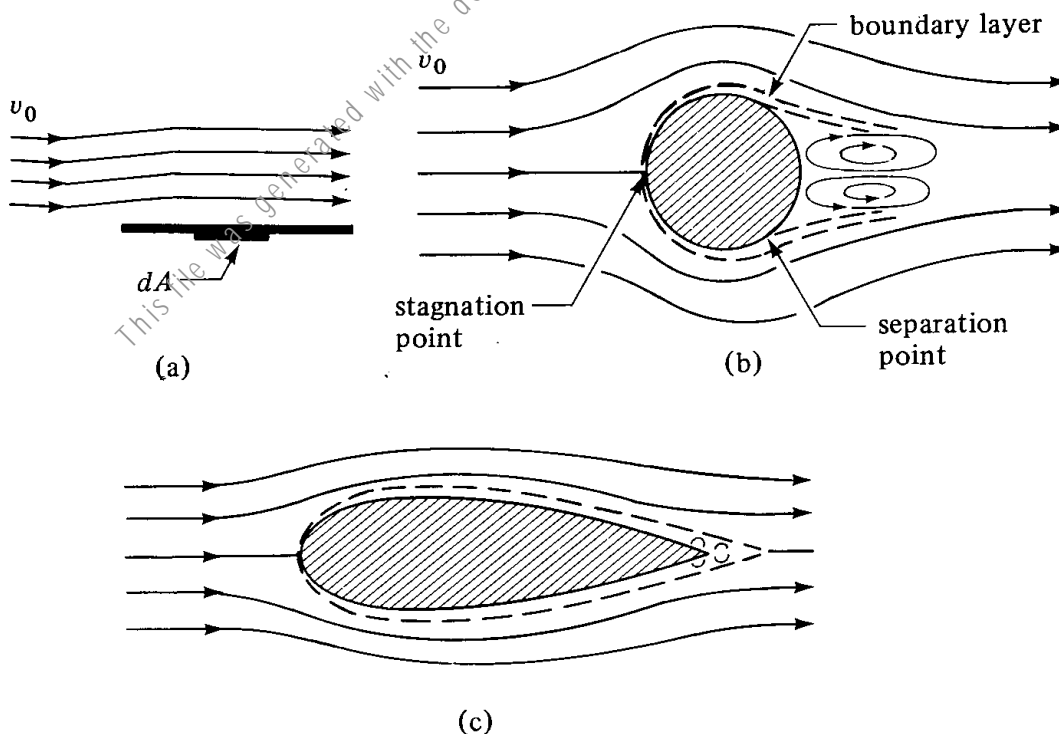


FIGURE 3.1-1. Flow past immersed objects : (a) flat plate, (b) sphere, (c) streamlined object.

Coeficiente de atrito (C_D)

$$C_D = \frac{F_D / A_p}{\rho v_0^2 / 2}$$

$$F_D = C_D \frac{v_0^2}{2} \rho A_p$$

$$N_{Re} = \frac{D_p v_0 \rho}{\mu} = \frac{D_p G_0}{\mu}$$

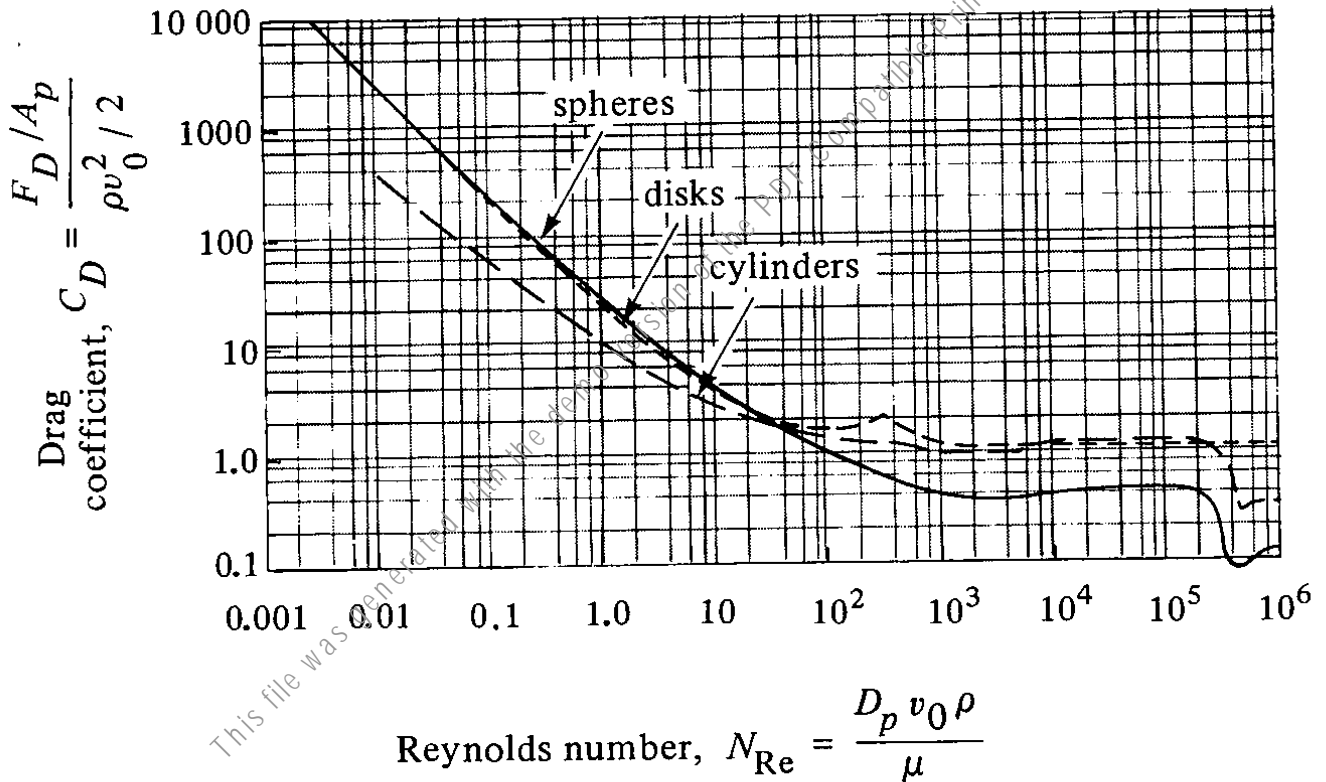


FIGURE 3.1-2. Drag coefficients for flow past immersed spheres, long cylinders, and disks. (Reprinted with permission from C. E. Lapple and C. B. Shepherd, *Ind. Eng. Chem.*, 32, 606 (1940). Copyright by the American Chemical Society.)

Acção do fluido sobre uma esfera em regime laminar: lei de Stokes:

$$F_D = 3\pi \mu D_p v_0 \quad \text{à} \quad C_D = \frac{24}{N_{Re}}$$

Fluxo através de leitos porosos. Importância em eng^a.

Química; tipos de leitos e distribuição das partículas; efeito de parede.

Porosidade, $\varepsilon = \frac{\text{volume de vazios no leito}}{\text{volume total de leito}}$

Superfície (área) específica, $a_p = \frac{S_p}{V_p}$; *p/ esfera*: $a_p = \frac{6}{D_p}$

Diâmetro efectivo de uma partícula, $D_p = \frac{6}{a_p} = \frac{6V_p}{S_p}$

Area total de partículas por unidade de volume de coluna,

$$a = a_p (1 - \varepsilon) = \frac{6}{D_p} (1 - \varepsilon)$$

Velocidade média no leito (v) e velocidade superficial (v'):

$$v' = \varepsilon v$$

Raio hidráulico: $r_H = \frac{\text{área de secção recta de fluxo}}{\text{perímetro molhado}} = \frac{D_{eq}}{4} =$

$$= \frac{\text{volume vazio no leito}}{\text{área molhada total}} = \frac{\text{volume vazio} / \text{volume leito}}{\text{área molhada} / \text{volume leito}} = \frac{\varepsilon}{a}$$

$$r_H = \frac{\varepsilon}{6(1 - \varepsilon)} D_p$$

para um poro do leito: $D_{eq} = 4 r_H$ donde:

$$N_{Re} = \frac{4 r_H v \rho}{\mu} = \frac{4 \varepsilon}{6(1 - \varepsilon)} D_p \frac{v' \rho}{\varepsilon \mu} = \frac{4}{6(1 - \varepsilon)} \frac{D_p v' \rho}{\mu}$$

Ergun definiu o N_{Re} para fluxo através de um leito poroso como:

$$N_{Re,p} = \frac{D_p v' \rho}{(1-\varepsilon)\mu} = \frac{D_p G'}{(1-\varepsilon)\mu}$$

Substituindo na equação de Poiseuille o valor de $D_{eq} = 4 \cdot r_H$ calculado acima:

$$\Delta p = \frac{72 \mu v' \Delta L (1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3 D_p^2}; \text{ verificou-se experimentalmente que}$$

o coeficiente é 150 e não 72 devido a erro na avaliação de ΔL , obtendo-se a equação de Blake-Kozeny (ou de Carman-Kozeny), válida para regime laminar, $\varepsilon < 0.5$, D_p e $N_{Re,p} < 10$:

$$\Delta p = \frac{150 \mu v' \Delta L (1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3 D_p^2}$$

Em regime turbulento, obteve-se experimentalmente a equação de Burke-Plummer:

$$\Delta p = \frac{1.75 \rho v'^2 \Delta L (1-\varepsilon)}{D_p \varepsilon^3}$$

Somando as duas contribuições, obtem-se a equação de Ergun:

$$\Delta p = \frac{150 \mu v' \Delta L (1-\varepsilon)^2}{D_p^2 \varepsilon^3} + \frac{1.75 \rho v'^2 \Delta L (1-\varepsilon)}{D_p \varepsilon^3}$$

a equação de Ergun pode ser usada para fluxo de gases, utilizando $\rho_{\text{médio}}$ e $G' = v' \cdot \rho = \text{constante}$.

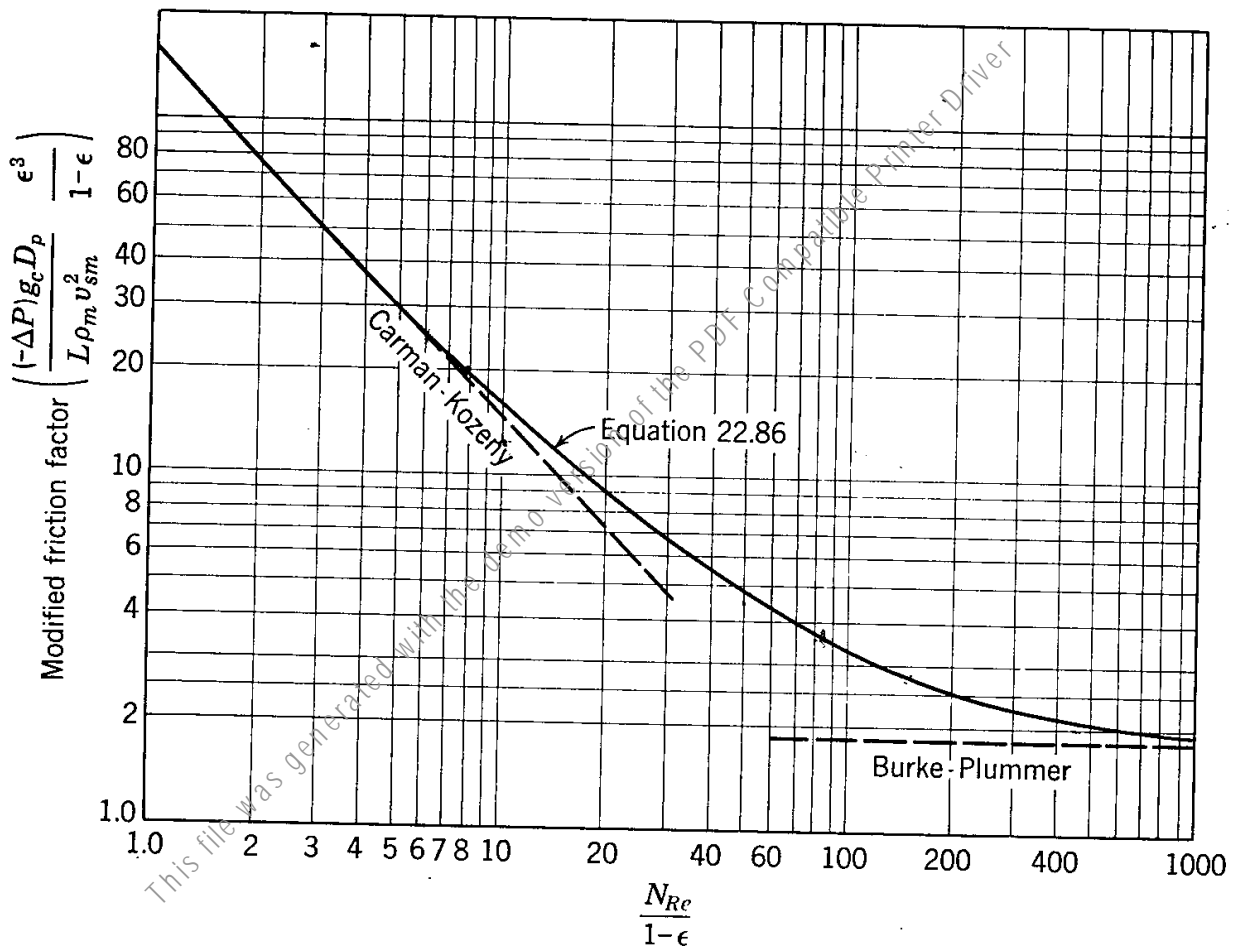


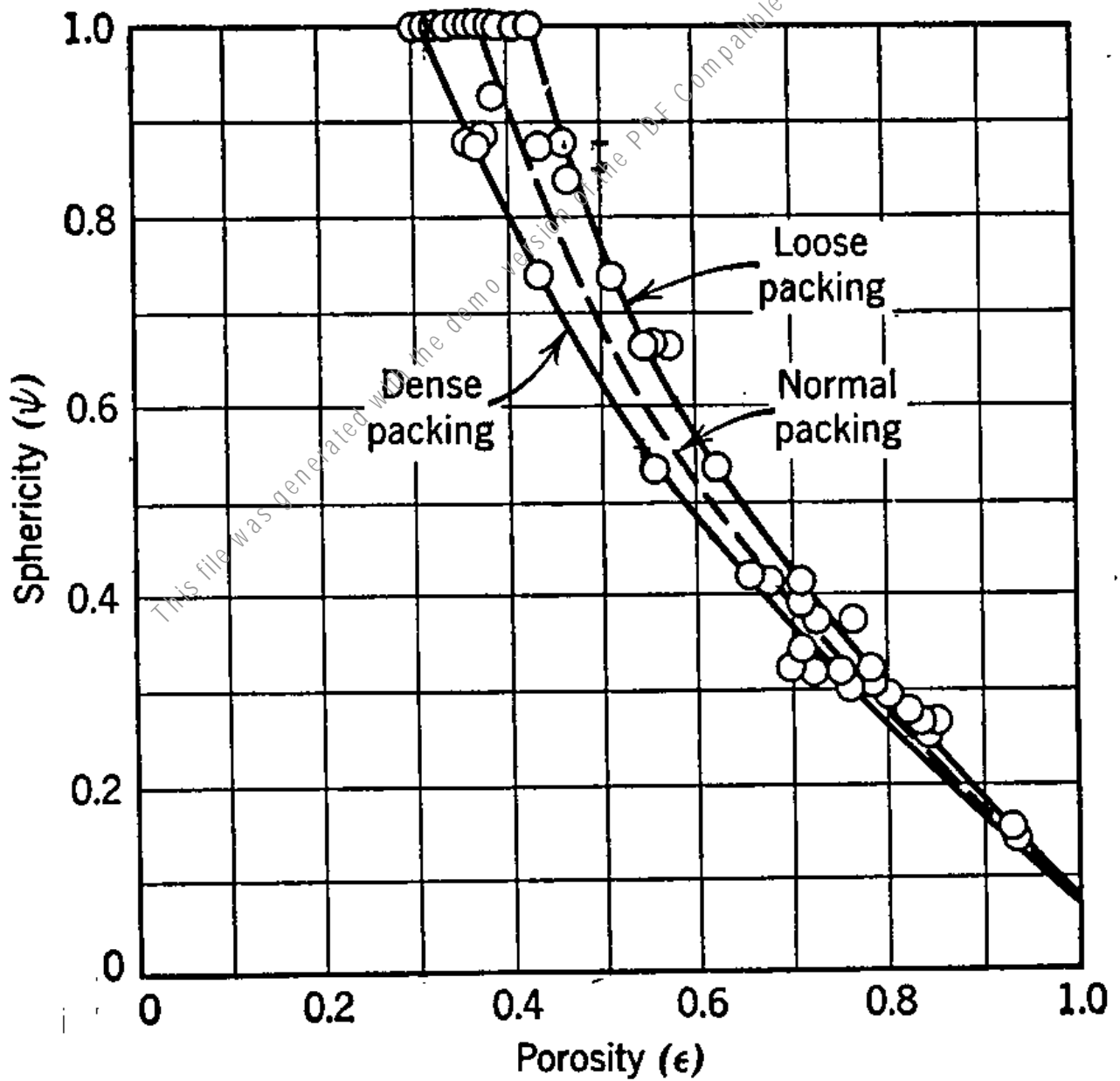
Figure 22.30. Pressure drop for flow through packed beds.

Factor de forma: esfericidade

$$\phi_s = \left[\frac{\pi D_p^2}{S_p} \right]_{\text{volume}} \quad \text{donde:} \quad a_p = \frac{S_p}{V_p} = \frac{\pi D_p^2 / \phi_s}{\pi D_p^3 / 6} = \frac{6}{\phi_s D_p}$$

Tabela 3.1-1 apresenta valores de esfericidade de partículas e enchimentos.

Variação da porosidade de leitos assentes com a esfericidade e o tamanho das partículas.



Fluxo em leitos fluidizados

Velocidade mínima de fluidização: velocidade que produz uma queda de pressão do fluido através do leito correspondente a uma força que iguala o peso do leito

$$\Delta p \cdot A = L_{mf} \cdot A \cdot (1 - \epsilon_{mf}) \cdot (\rho_p - \rho) \cdot g$$

$$\Delta p / L_{mf} = (1 - \epsilon_{mf}) \cdot (\rho_p - \rho) \cdot g$$

substituindo $\Delta p / L_{mf}$ na equação de Ergun e fazendo

$D_p = \phi_s \cdot D_p$, calcula-se v_{mf}

Variação de altura do leito fluidizado com a porosidade:

$$L_1 \cdot A \cdot (1 - \epsilon_1) = L_2 \cdot A \cdot (1 - \epsilon_2)$$

Pode definir-se um $N_{Re,mf} = \frac{D_p v'_{mf} \rho}{\mu}$;

A equação de Ergun permite estimar a variação de pressão com o leito assente. Quando se inicia a fluidização:

$$\Delta p = \frac{150 \mu v' \Delta L (1 - \epsilon)^2}{D_p^2 \epsilon^3} + \frac{1.75 \rho v'^2 \Delta L (1 - \epsilon)}{D_p \epsilon^3} =$$
$$= L_{mf} \cdot (1 - \epsilon_{mf}) \cdot (\rho_p - \rho) \cdot g$$

ou, para partículas não esféricas:

$$\frac{1.75(N_{Re,mf})^2}{\phi_s \epsilon_{mf}^3} + \frac{150(1 - \epsilon_{mf})(N_{Re,mf})}{\phi_s^2 \epsilon_{mf}^3} - \frac{D_p^3 \rho (\rho_p - \rho) g}{\mu^2} = 0$$

Quando $N_{Re,mf} < 20$ (partículas pequenas), a parcela turbulenta da eq. de Ergun pode ser ignorada

$$\frac{150 \mu v'_{mf} (1 - \epsilon_{mf})}{D_p^2 \epsilon_{mf}^3} = (1 - \epsilon_{mf}) \cdot (\rho_p - \rho) \cdot g$$

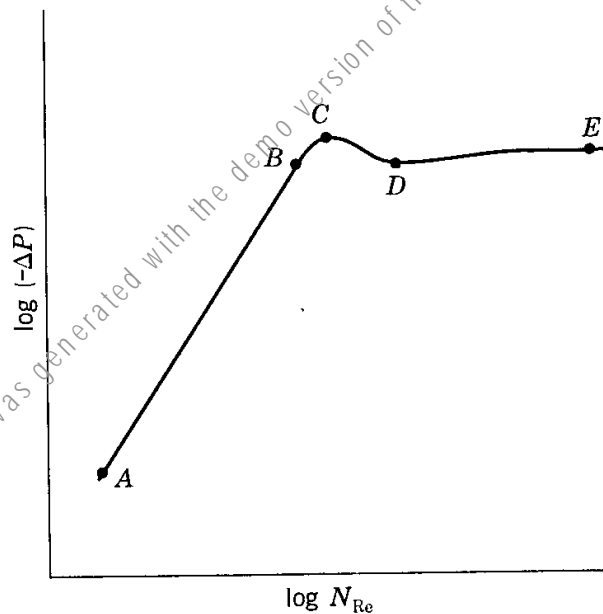


Figure 22.31. Fluidization of a bed of particulate solids (44).

Supondo que com o leito expandido, a queda de pressão se mantém essencialmente constante, é possível estimar a porosidade em função da velocidade superficial do fluido v' :

$$\frac{150 \mu v'}{(\rho_p - \rho) g D_p^2} = \frac{\epsilon^3}{(1 - \epsilon)}$$

Analogamente, quando $N_{Re,mf} > 1000$ (partículas grandes), a parcela laminar da eq. de Ergun pode ser ignorada; esta situação é no entanto pouco habitual.

Wen e Yu verificaram que para vários sistemas fluidizados:

$$\phi_S \cdot \epsilon_{mf}^3 = 1/14 \quad \text{e} \quad \frac{1 - \epsilon_{mf}}{\phi_S \epsilon_{mf}^3} \cong 11$$

que substituindo na eq. de Ergun conduz à equação seguinte, válida para $.001 < N_{Re,mf} < 4000$:

$$N_{Re,mf} = \left[(33.7)^2 + 0.0408 \frac{D_p^3 \rho (\rho_p - \rho) g}{\mu^2} \right]^{1/2} - 33.7$$

Existem outros modelos matemáticos para descrever o fluxo em leitos fluidizados.

Quando a velocidade do fluido excede a velocidade terminal das partículas nesse fluido, começa a haver arrastamento do sólido à transporte pneumático

3.2. Medição e medidores de caudal (3.2).

Tubo de Pitot:

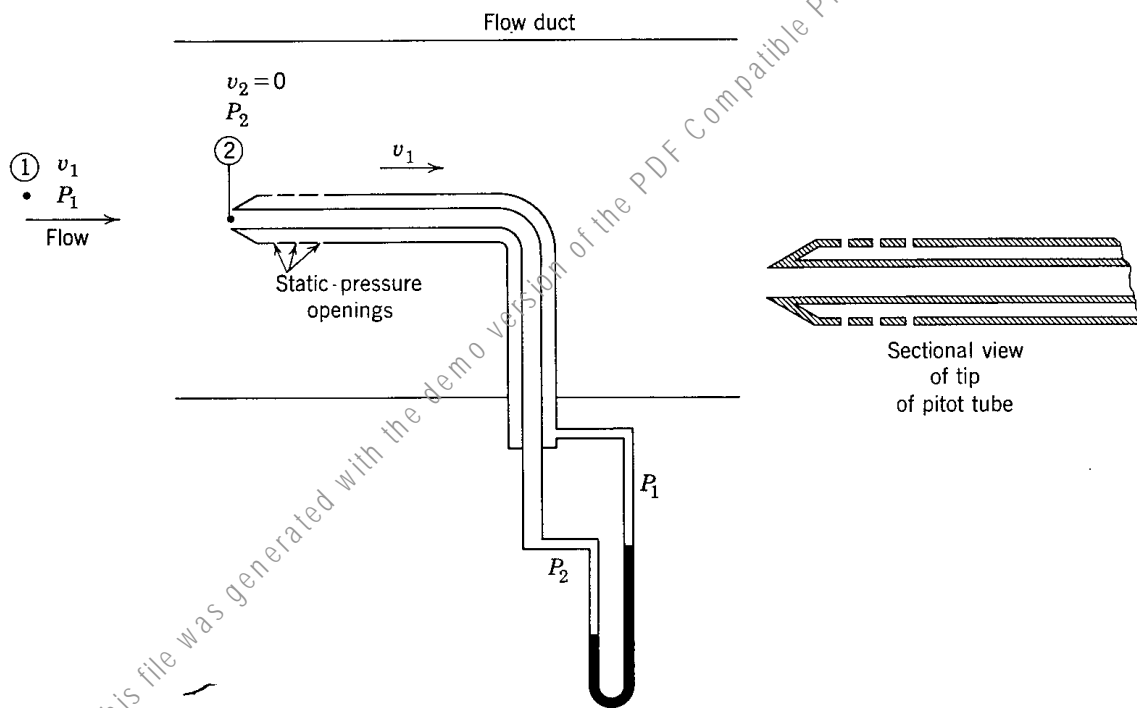


Figure 20.14. Pitot tube.

$$\frac{v_1^2}{2} - \frac{v_2^2}{2} + \frac{p_1 - p_2}{\rho} = 0 ; \text{ sendo } v_2 = 0 \text{ vem:}$$

$$v = C_P \sqrt{\frac{2(p_2 - p_1)}{\rho}}$$

$$\Delta p = p_2 - p_1 = \Delta h \cdot (\rho_A - \rho) \cdot g ; C_P = 0.98 - 1$$

Tubo de Venturi:

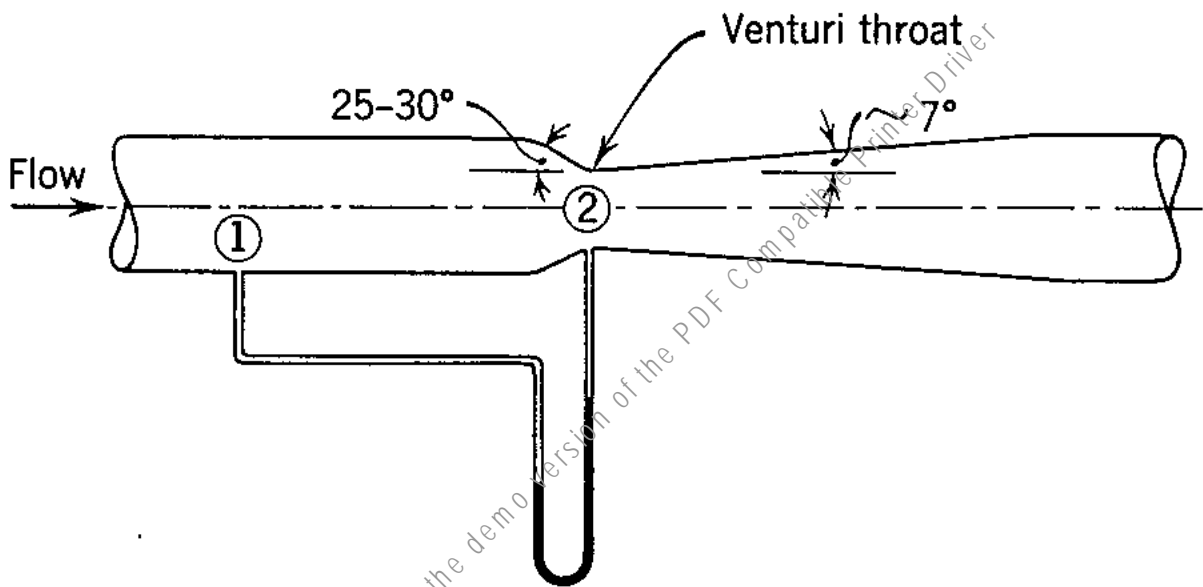


Figure 20.13. Venturi meter.

$$\frac{v_1^2}{2} - \frac{v_2^2}{2} + \frac{p_1 - p_2}{\rho} = 0 \quad \text{e} \quad v_1 \frac{\pi D_1^2}{4} = v_2 \frac{\pi D_2^2}{4}$$

eliminando p. ex. v_1 entre as duas equações e introduzindo um coeficiente C_V para representar pequenas perdas no medidor, vem:

$$v_2 = \frac{C_V}{\sqrt{1 - (D_2/D_1)^4}} \sqrt{\frac{2(p_1 - p_2)}{\rho}}; \quad C_V = 0.98 - 0.99$$

no caso geral C_V tem de ser obtido por calibração

No fluxo compressível de gases introduz-se um factor correctivo para a expansão adiabática do gás entre 1 e 2:

$$v_2 = \frac{C_v A_2 Y}{\sqrt{1 - (D_2/D_1)^4}} \sqrt{\frac{2(p_1 - p_2)}{\rho}} ; \text{ com } Y \text{ da figura 3.2-3}$$

Medidor de orifício

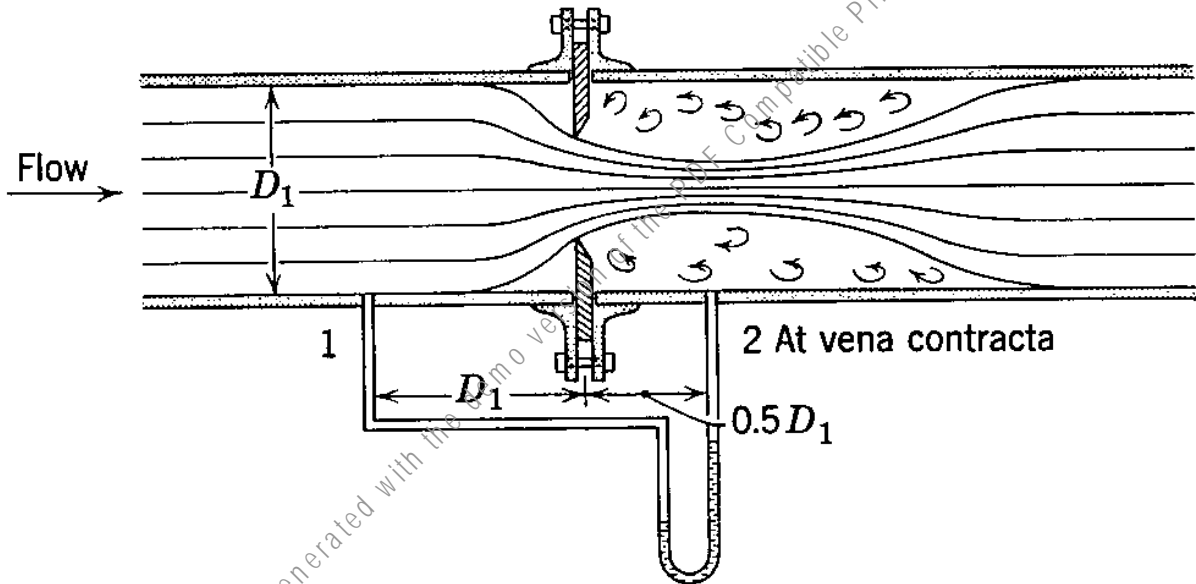
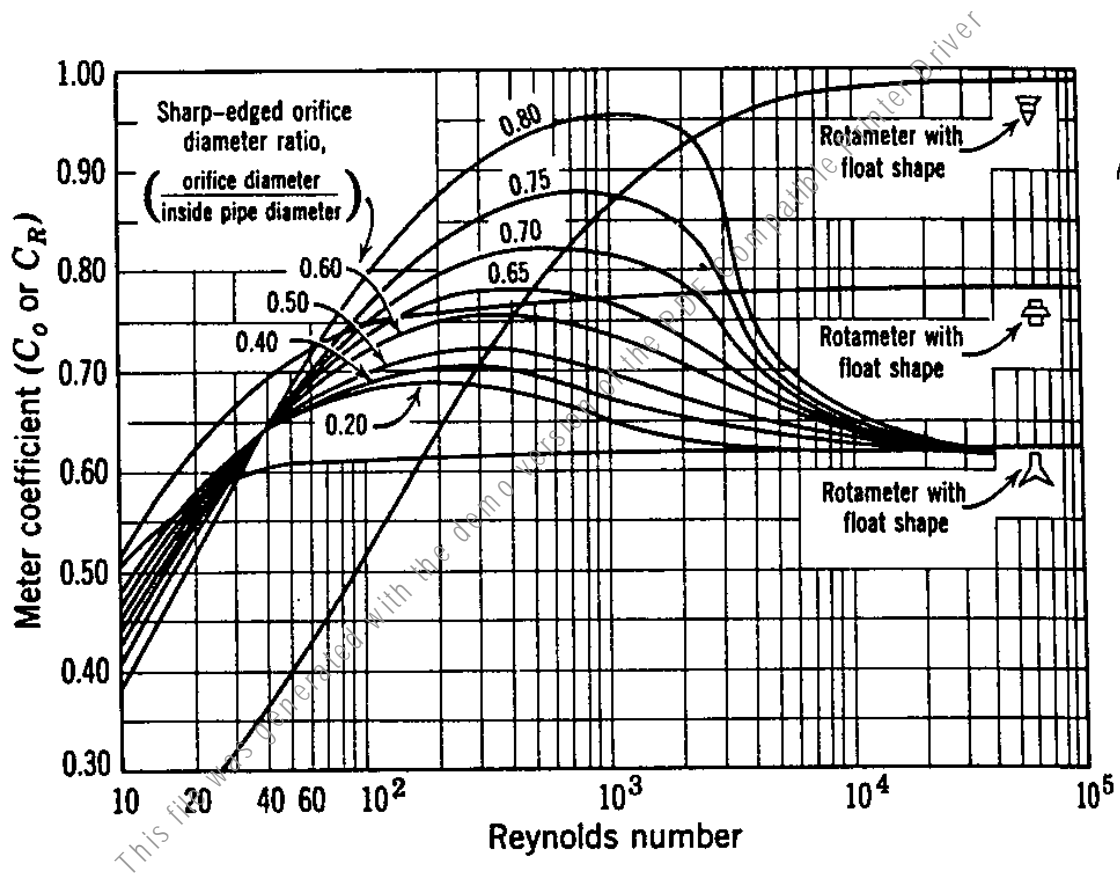


Figure 20.10. Sharp-edged orifice meter.

As expressões são idênticas ao Venturi, substituindo C_v por C_o ; Os valores típicos destes coeficientes estão dados em diagramas experimentais.



Rotâmetro (ou medidor de área) (Foust et al., McCabe et al.)

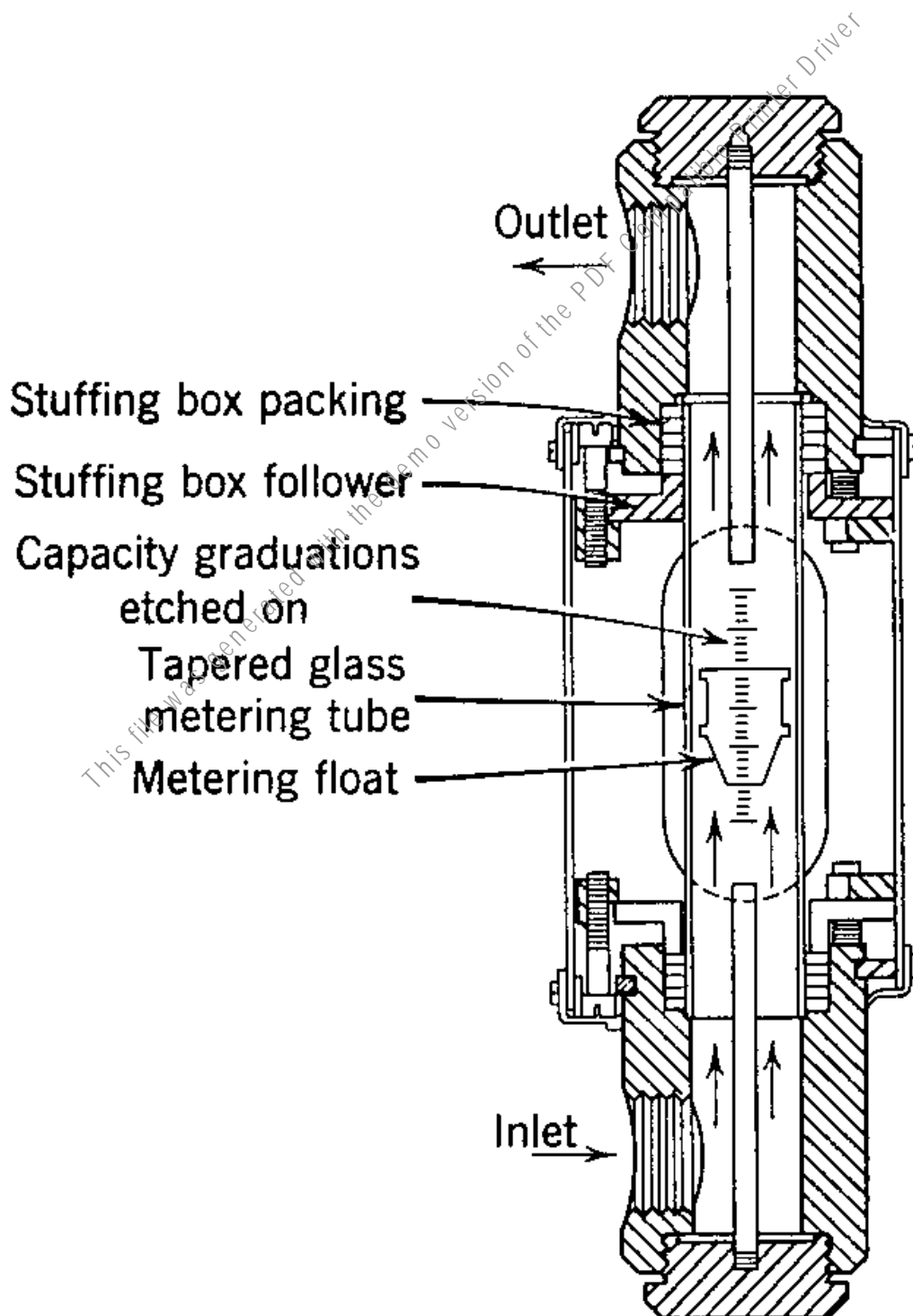


Figure 20.16. Sectional drawing of a rotameter.

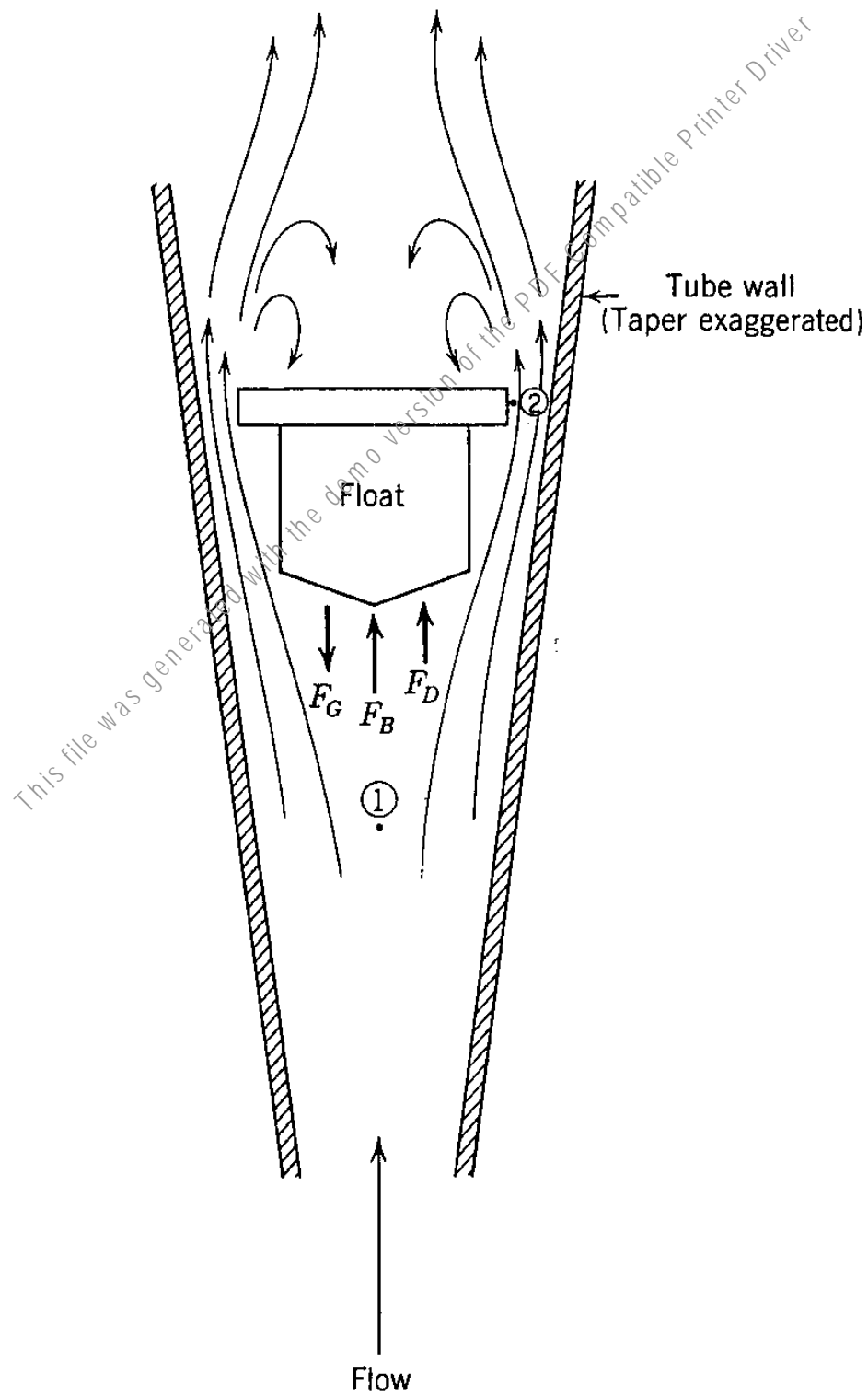


Figure 20.17. Schematic representation of rotameter.

Neste caso o fluido passa através de um tubo vertical, tronco-cônico, onde existe um flutuador que se desloca para baixo e para cima de acordo com o caudal. Esse flutuador está sujeito a três forças: gravidade (descendente), impulsão (ascendente), força de atrito superficial e de forma (ascendente). O flutuador imobiliza-se quando há equilíbrio entre estas três forças. Pode demonstrar-se (eq. de Bernoulli) que nessas condições :

$$\bar{v} = C_R \frac{S_2}{S_f} \sqrt{\frac{2gV_f(\rho_f - \rho)}{\rho(S_1 + S_2)}};$$

dado que $S_2 \ll S_f$ a expressão simplifica-se e pode ser escrita em termos de caudal mássico :

$$\dot{m} = C_R S_2 \sqrt{\frac{2gV_f(\rho_f - \rho)\rho}{S_f}}$$

para dado rotâmetro e flutuador: $\bar{v}, \dot{m} \propto S_2$

Medição do caudal em canais abertos

Utilizam-se "gargantas" com recortes rectangulares ou triangulares, por onde o fluido é forçado a passar.

$$Q = 0.415(L - 0.2h_0)h_0^{1.5} \sqrt{2g}$$

$$Q = \frac{0.31h_0^{2.5}}{\tan\phi} \sqrt{2g}$$

3.3.

