

**UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO  
INSTITUTO DE QUÍMICA DE SÃO CARLOS**



*Operações Unitárias I*

**Introdução a transferência de quantidade de movimento**

**TRANSPORTE DE FLUIDO**

**AULA 24**

**Profa. Dra. Bianca Chierigato Maniglia**

[biancamaniglia@usp.br](mailto:biancamaniglia@usp.br)

[biancamaniglia@iqsc.usp.br](mailto:biancamaniglia@iqsc.usp.br)

# Medidores de Vazão

- ✓ Controle de processos industriais => quantidade de material que entra e sai
- ✓ Vazão de fluidos => aplicação do balanço de energia.
- ✓ Medidores de vazão => evidencia uma queda de pressão que pode ser medida e relacionada à vazão.
- ✓ Queda de pressão => modificação da energia cinética, ou pelo atrito, ou pelo arraste.

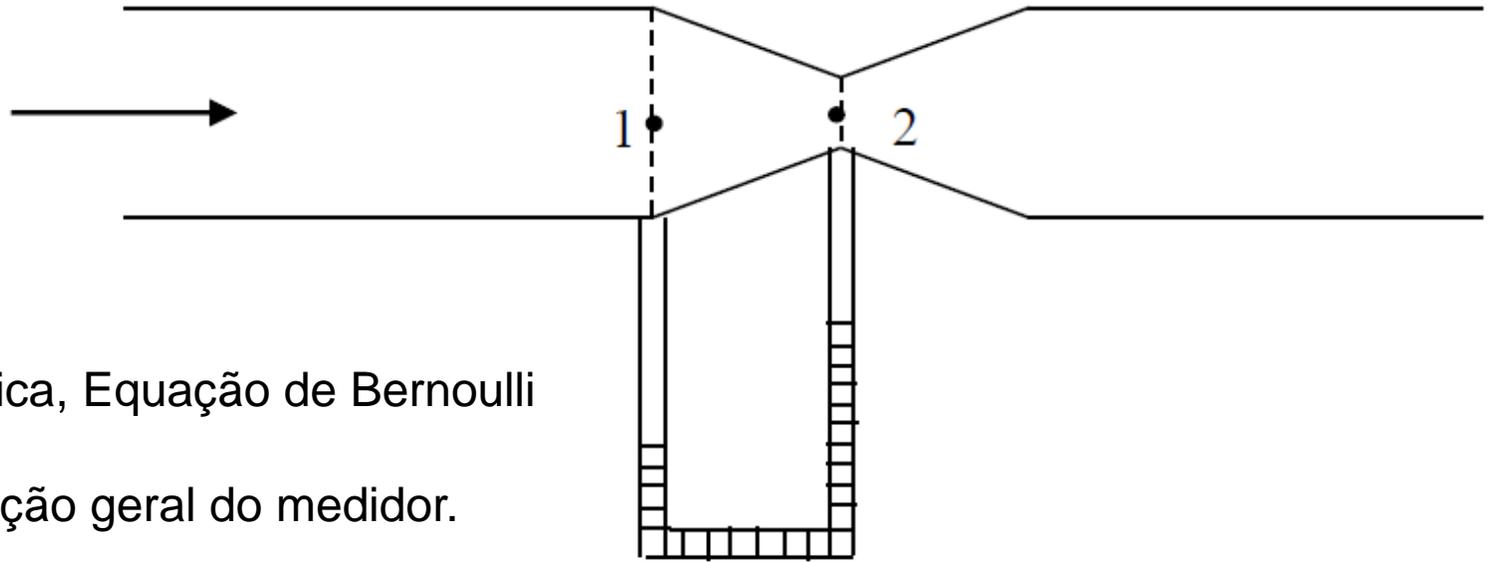
Medidores de vazão => diferença de pressão numa secção sensível do dispositivo

Medidor de pressão simples => **o manômetro de TUBO em U**

Os medidores de vazão mais comuns são:

- ✓ Tubo de Venturi
- ✓ Medidores de Orifício
- ✓ Tubos de Pitot
- ✓ Rotâmetros

# Tubo de Venturi



Aplicando o Balanço de Energia Mecânica, Equação de Bernoulli entre os pontos 1 e 2, temos a equação geral do medidor.

$$Q = C_v A_2 \sqrt{\frac{2(-\Delta P)}{\rho(1 - \beta^4)}} \quad \beta = \frac{D_2}{D_1}$$

$$p/Re > 10.000 \quad \rightarrow \quad C_v = 0,98$$

$$Re < 10.000 \quad \rightarrow \quad C_v \text{ varia com } Re$$

$C_v$  é determinado experimentalmente, medindo a vazão e o  $\Delta P$  correspondente.

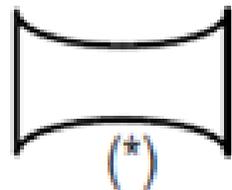
$C_v$  é colocado num gráfico em função do nº de Reynolds.



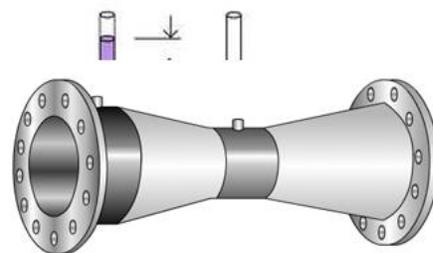
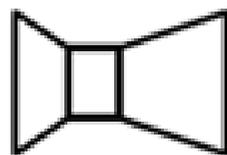
## Vantagens:

- Queda de pressão mínima
- Minimiza o desgaste e entupimento, permitindo que o fluxo limpe sólidos suspenso através dele sem obstrução.

Simbologia:



ou



$$Q = A_1 v_1 = A_2 v_2$$

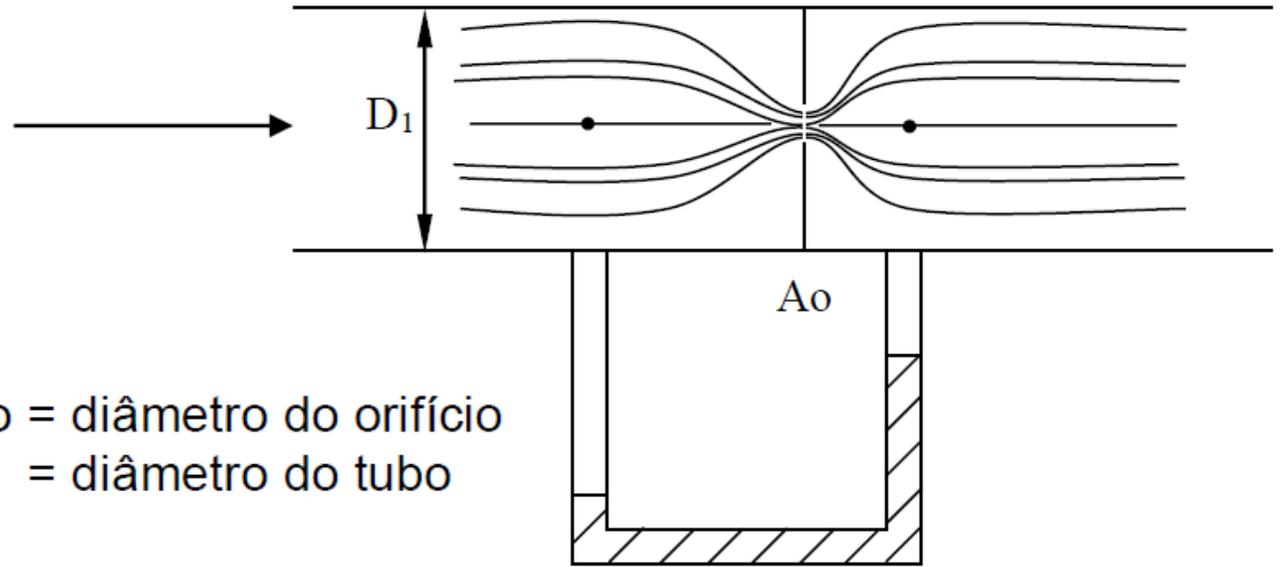
## Desvantagens:

- São menos precisos do que a placa de orifício.
- Para maior precisão, cada tubo Venturi tem de ser calibrado, passando fluxos conhecidos através do Venturi e gravando as pressões diferenciais resultantes
- A pressão diferencial gerado por um tubo de Venturi é inferior que da placa de orifício e, portanto, um transmissor de fluxo de alta sensibilidade é necessário.
- É mais volumoso e mais caro.

# Medidor de orifício

$$Q = \frac{C_o A_o}{\sqrt{1 - \beta^4}} \sqrt{\frac{2\Delta P}{\rho}} \quad \beta = \frac{D_o}{D_t} \quad \text{onde } D_o = \text{diâmetro do orifício}$$

$$D_t = \text{diâmetro do tubo}$$

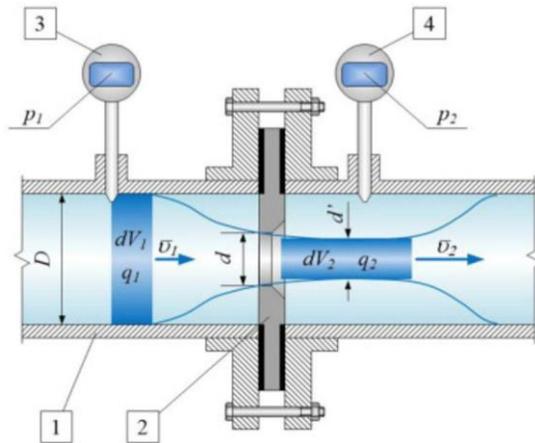
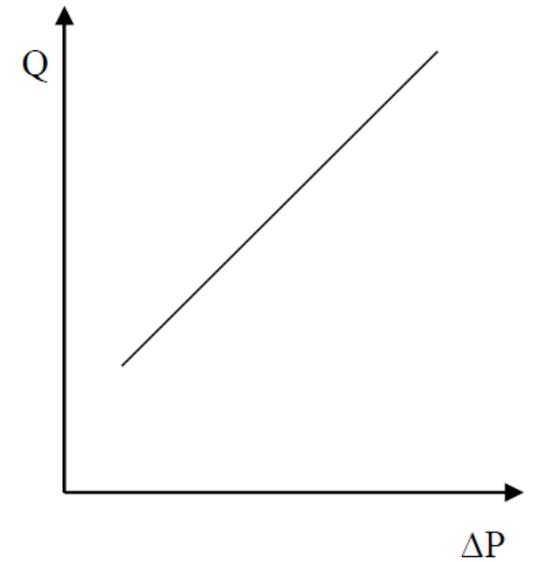
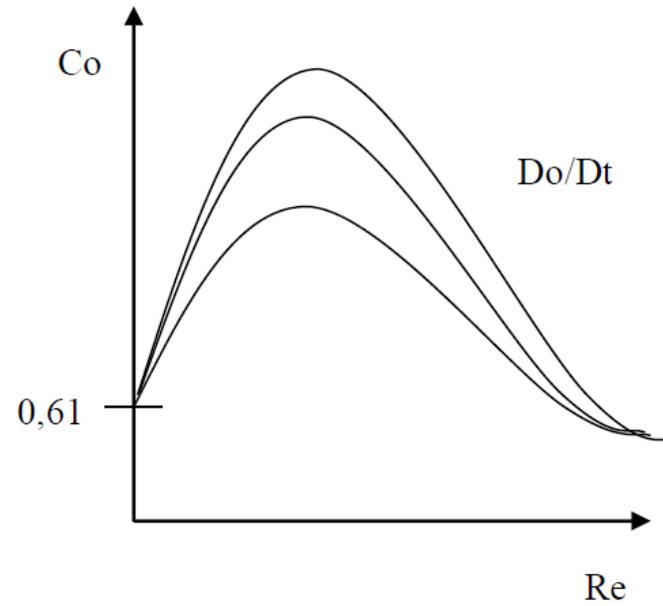


$p / Re > 20.000$

$C_o = 0,61$

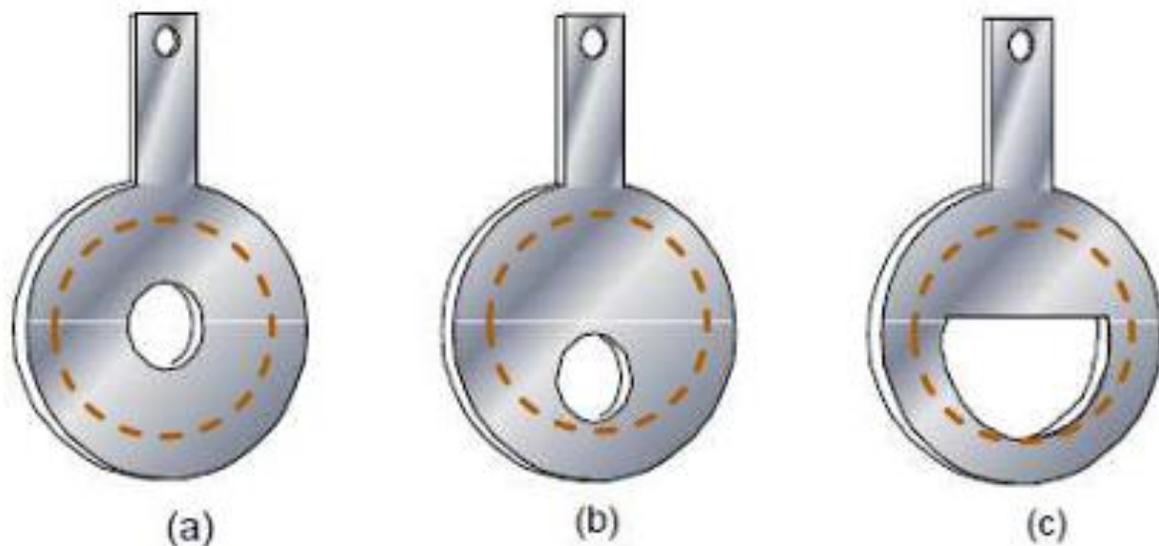
$p / Re < 20.000$

$C_o$  varia com a vazão



Curva de calibração do medidor

## Tipos de orifícios:



- a) **Orifício concêntrico:** Orifício concêntrico: Este tipo de placa é utilizado para líquidos, gases e vapor que não contenham sólidos em suspensão.
- b) **Orifício excêntrico:** Utilizada quando tivermos fluido com sólidos em suspensão, os quais possam ser retidos e acumulados na base da placa, sendo o orifício posicionado na parte de baixo do tubo.
- c) **Orifício segmental:** Esta placa tem a abertura para passagem de fluido, disposta em forma de segmento de círculo. É destinada para uso em fluidos laminados e com alta porcentagem de sólidos em suspensão.

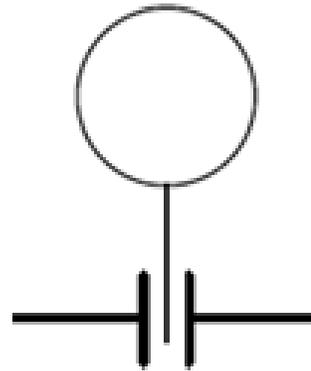
## Vantagens

Instalação fácil  
Econômica  
Construção simples  
Manutenção e troca simples.

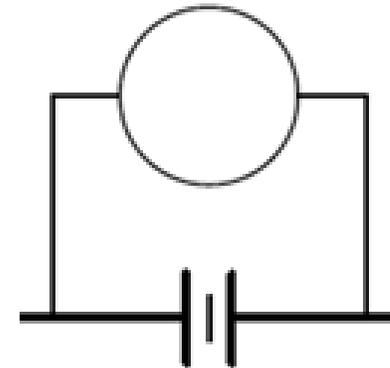
## Desvantagens

Alta perda de carga  
Baixa Rangeabilidade

## Simbologia:



ou



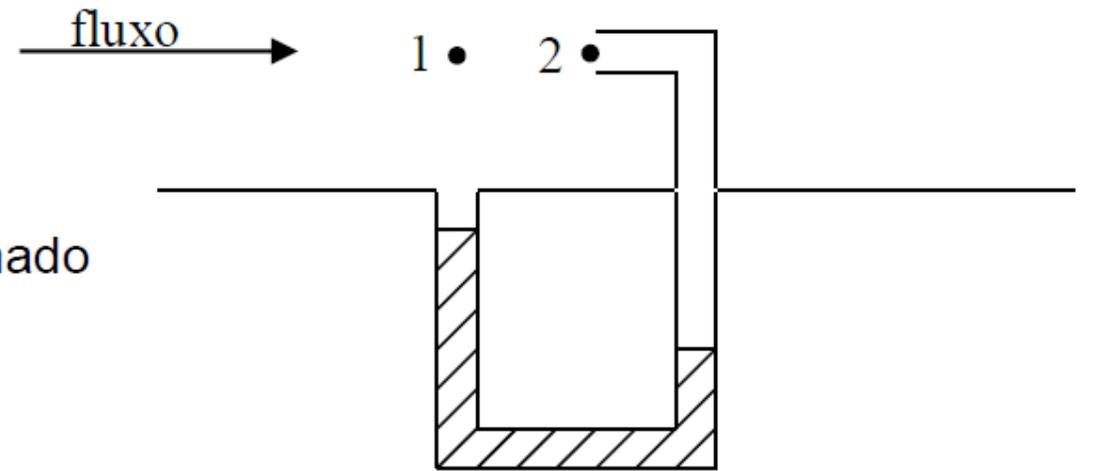
# Tubo de Pitot

Bernoulli entre 1 e 2,

$$\frac{v_1^2}{2} = \frac{p_2 - p_1}{\rho} \quad (*)$$

$v_2 = 0$  fluido estagnado

$$v_1 = C \sqrt{\frac{2\Delta P}{\rho}} \quad Q = CA \sqrt{\frac{2\Delta P}{\rho}}$$

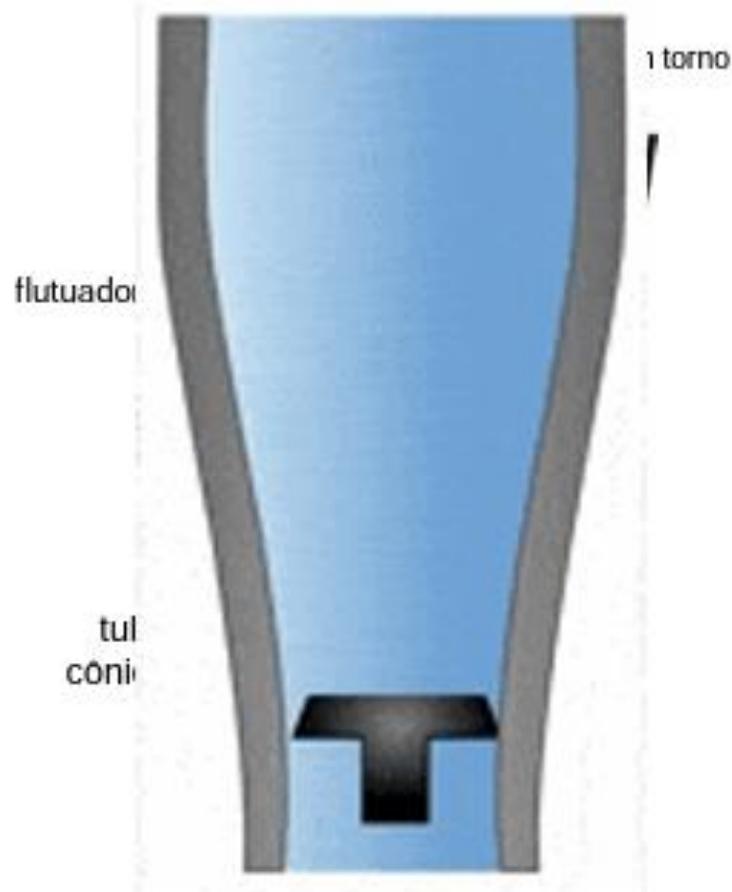


C é um fator que leva em conta os desvios da equação (\*).

C ~ 1 para a maioria dos tubos de Pitot, mas para determinações precisas ele deve ser determinado por calibração do Instrumento.

# Rotômetros

Rotômetros são medidores de vazão por área variável, nos quais um flutuador varia sua posição dentro de um tubo cônico, proporcionalmente à vazão do fluido.



Simbologia:



## Rotômetros

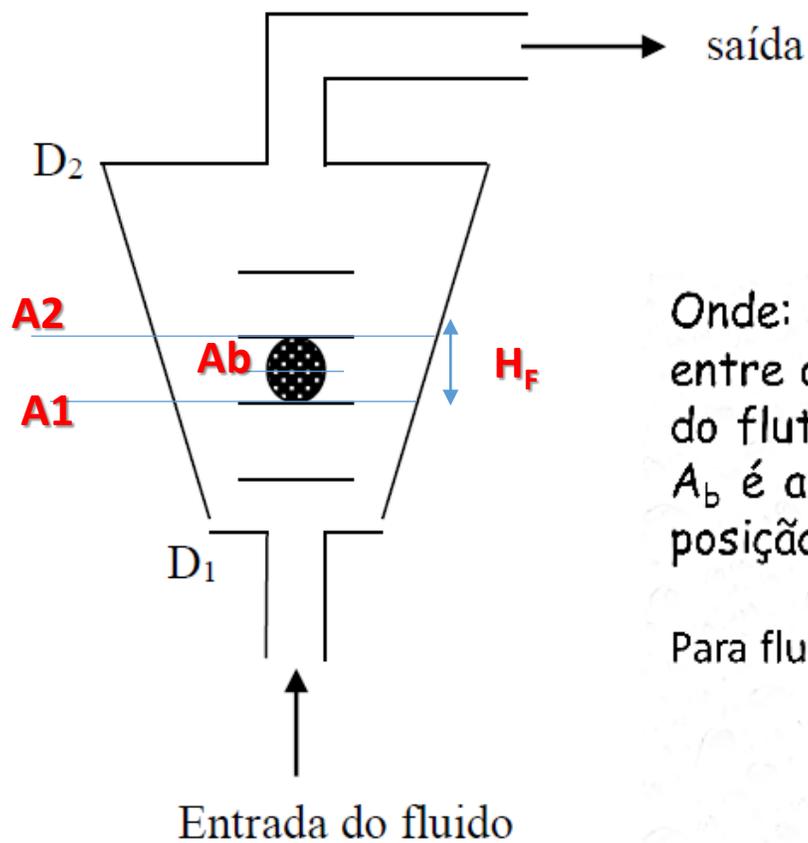
- Fornecem uma relação linear com a vazão e é um dos poucos medidores que não exige trecho reto.
- São muito aplicados para indicação local na área industrial, e em laboratórios.
- Geralmente a instalação é vertical, mas existem modelos próprios para instalação na horizontal.

Basicamente, um rotômetro consiste de duas partes:

- 1) Um tubo de vidro de formato cônico, o qual é colocado verticalmente na tubulação em que passará o fluido que queremos medir. A extremidade maior do tubo cônico ficará voltada para cima.
- 2) No interior do tubo cônico teremos um flutuador que se moverá verticalmente, em função da vazão medida.



# Rotômetro



$$Q = C \cdot A_2 \sqrt{\frac{2 \cdot V_b (\rho_b - \rho) g}{\rho A_b \left[ 1 - \left( \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \right]}}$$

Onde:  $C$  é um coeficiente que depende da forma do flutuador,  $A_2$  é a área entre o tubo e o flutuador,  $V_b$  é o volume do flutuador,  $\rho_b$  é a massa específica do flutuador,  $\rho$  é a massa específica do fluido,  $g$  é a aceleração da gravidade,  $A_b$  é a área máxima do flutuador no plano horizontal,  $A_1$  é a área do tubo na posição do flutuador.

Para fluxo de gás:  $\rho_f = \frac{p}{R \times T}$  eq.8

$$Q_m \approx \frac{1}{\sqrt{\rho_f}} = \sqrt{\frac{R \times T}{p}} \quad \text{eq.9}$$

# Rotâmetro

- Necessidade de observação instantânea da vazão;
- Utilizado para controle de fluxo;
- Trechos em escoamento vertical (possibilidade de instalação direta na tubulação);

## Vantagens

- ✓ Construção simples;
- ✓ Facilmente instalados;
- ✓ Não requer alimentação externa;
- ✓ Capacidade flexível;
- ✓ Apresenta boa rangeabilidade (escala linear);
- ✓ Perda de carga pequena e constante.

## Desvantagens

- ✗ Faixa de incerteza de medição é relativamente grande, quando comparado a outros medidores;
- ✗ Apresenta apenas a medição no local;
- ✗ Deve estar sempre orientado verticalmente;
- ✗ Necessidade de uma nova calibração para a utilização de fluidos diferentes daquele com o qual o rotâmetro foi calibrado;

# **Exercícios – Lista 5**

4) Deve-se bombear água a vazão de  $45 \text{ m}^3/\text{h}$  de um reservatório de grandes dimensões para um tanque pressurizado (pressão manométrica =  $0,5 \text{ atm}$ ). As tubulações de sucção e descarga são de aço comercial  $3 \frac{1}{2}''$  40S. Sabendo-se que a bomba está situada a  $6 \text{ m}$  acima da superfície da água no reservatório e que o nível do tanque pressurizado mantém-se a  $5 \text{ m}$  acima da bomba, solicita-se:

- verificar se a bomba da Figura D.a (anexo) serve para efetuar a operação de bombeamento e, em caso positivo, fornecer a especificação.
- Verificar se a tubulação utilizada concorda com o critério de dimensionamento econômico.

**DADOS:**

Comprimento total da tubulação de descarga =  $12 \text{ m}$  e da sucção =  $8 \text{ m}$

Densidade da água =  $1000 \text{ kg}/\text{m}^3$

Pressão de vapor da água =  $8,72 \cdot 10^2 \text{ N}/\text{m}^2$

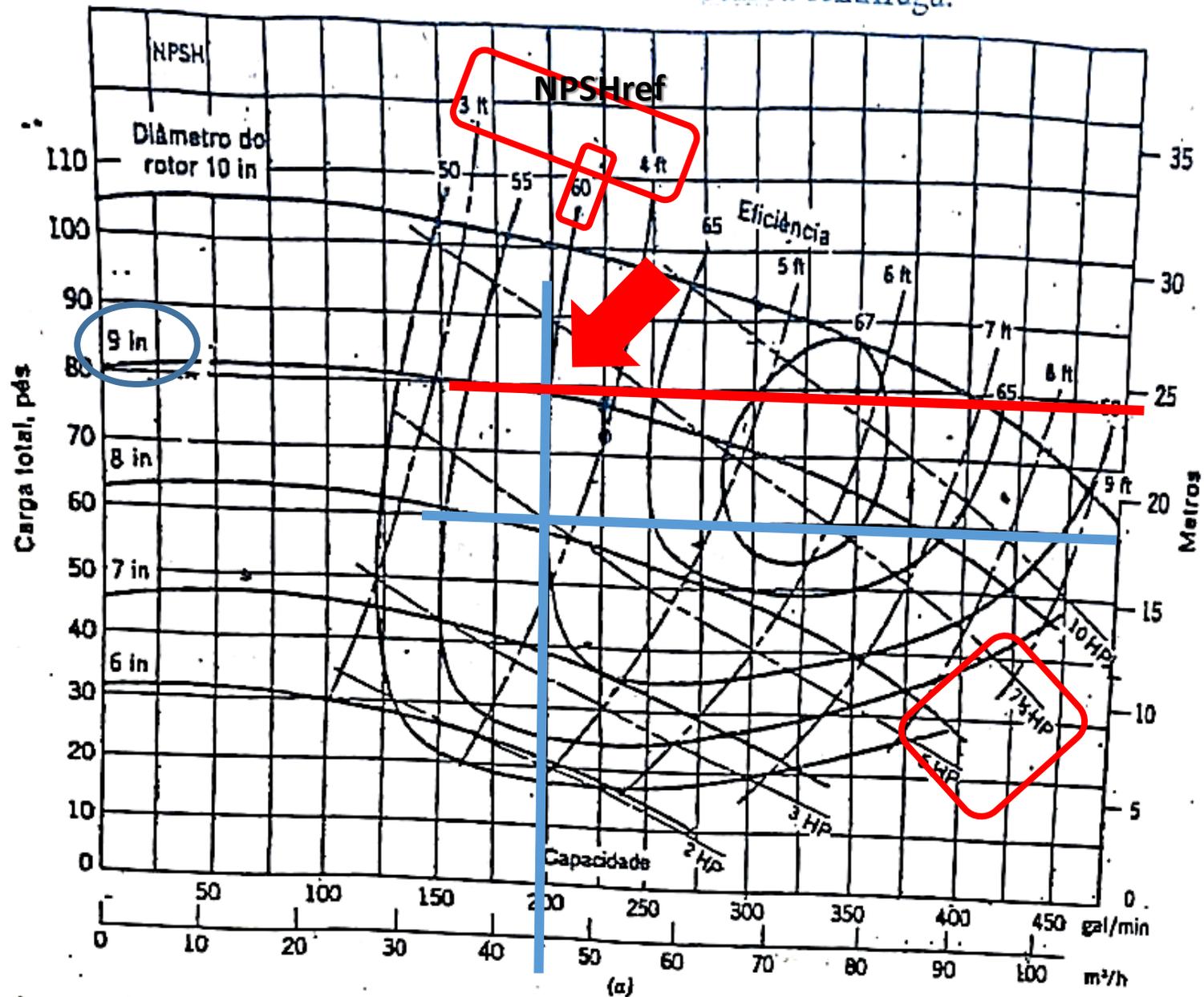
$1 \text{ atm} = 1,013 \cdot 10^5 \text{ N}/\text{m}^2$

$1 \text{ ft} = 0,3048 \text{ m}$

$g = 9,8 \text{ m}/\text{s}^2$

Considere que a perda de carga na tubulação mais acessórios pode ser dada pela equação  $lw \text{ (m)} = 5,5 \times 10^{-5} LQ^2$ , onde  $L$  = comprimento da tubulação (m) e  $Q$  = vazão volumétrica ( $\text{m}^3/\text{h}$ )

FIGURA D: Curvas características de bomba centrífuga.



AMT => 24 m

Rendimento => 60%

Potência => 6.5 HP

NPSH req => 3,6 ft = 1,1 m

**NPSH disp > NPSHref + 1**

**3,3 m > 1,1 m + 1**

5) Dimensionar a tubulação e escolher a bomba adequada (especificar o diâmetro do rotor) para o sistema de bombeamento de água a seguir, que deve operar a vazão de  $50 \text{ m}^3/\text{h}$ .

**DADOS:**

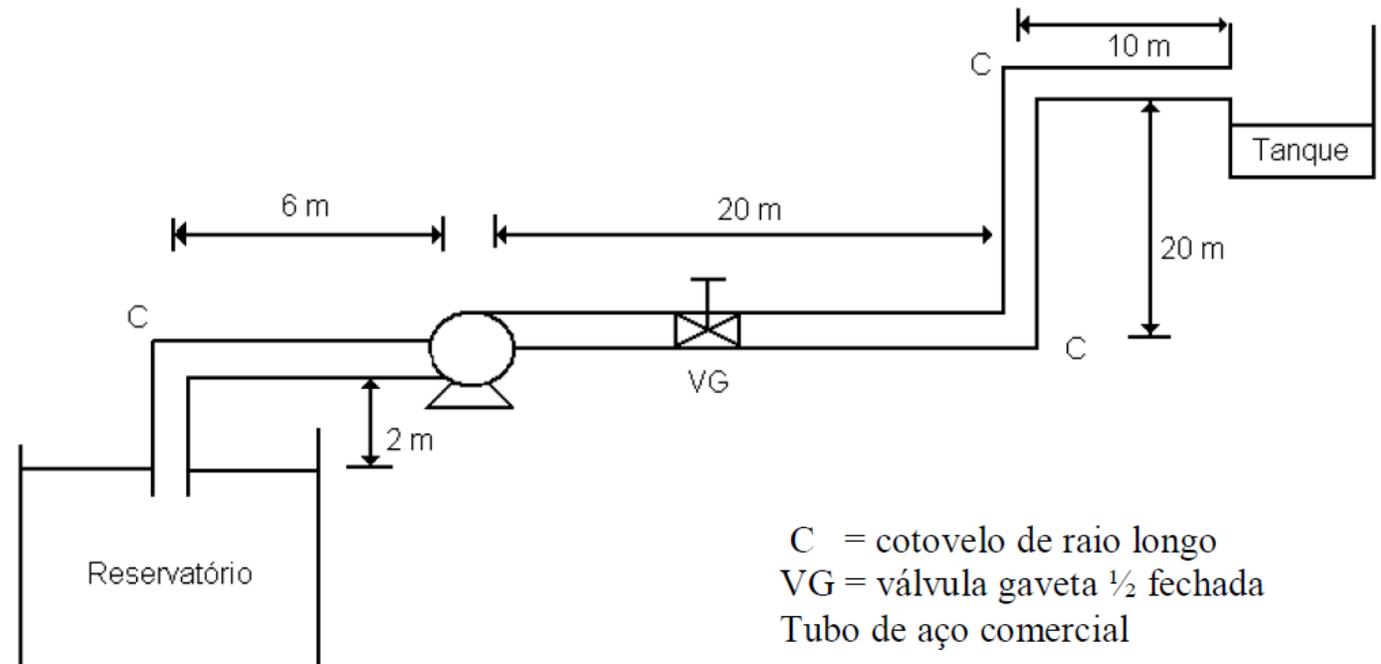
Peso específico da água =  $9,8 \cdot 10^3 \text{ N/m}^3$

Viscosidade cinemática da água =  $1,13 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$

Temperatura da água =  $20^\circ\text{C}$

$1 \text{ atm} = 1,03 \cdot 10^5 \text{ N/m}^2 = 760 \text{ mmHg}$

OBS: Checar o NPSH disponível



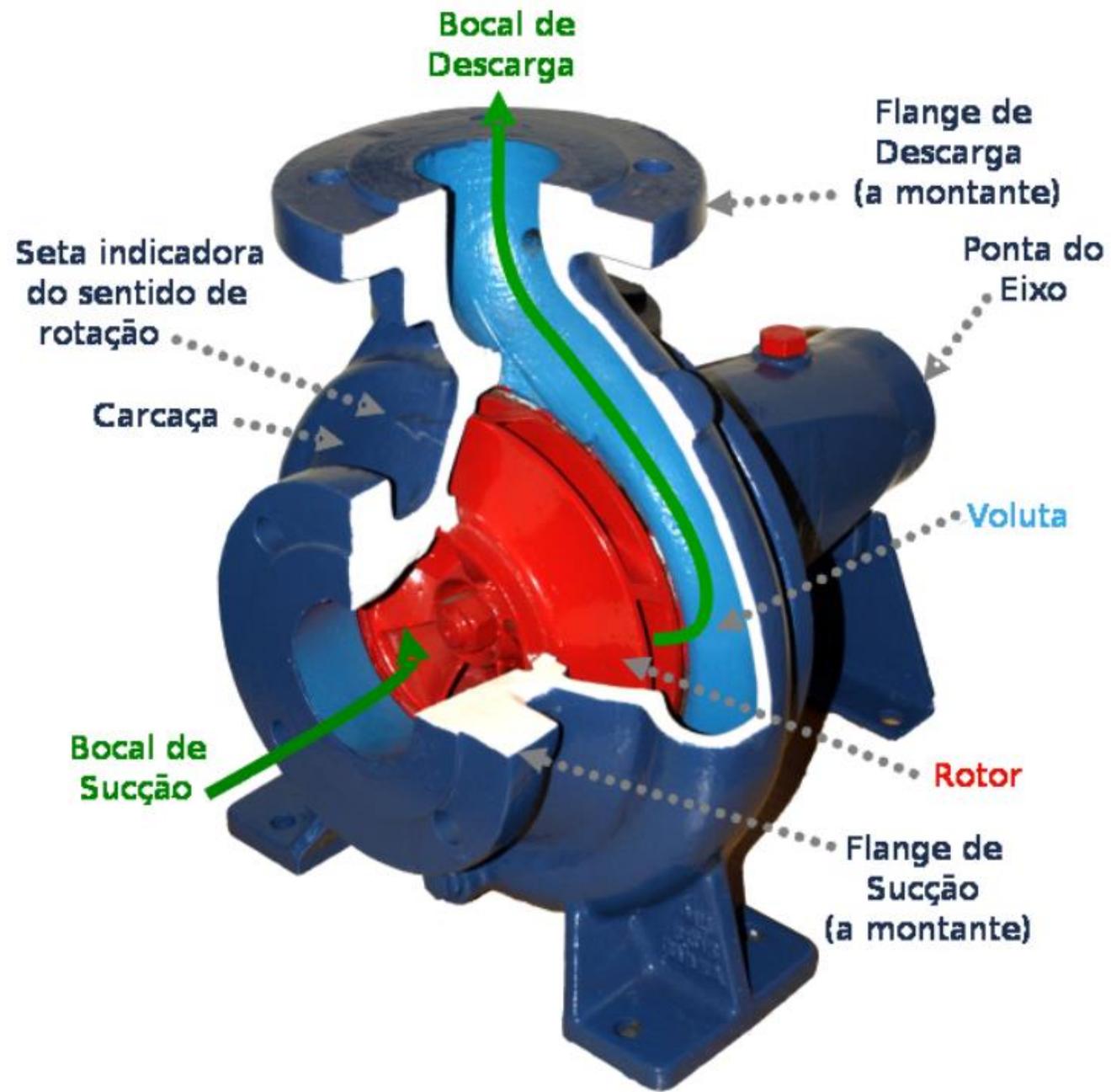


Figura 7.2: Vista em corte de uma bomba centrífuga.



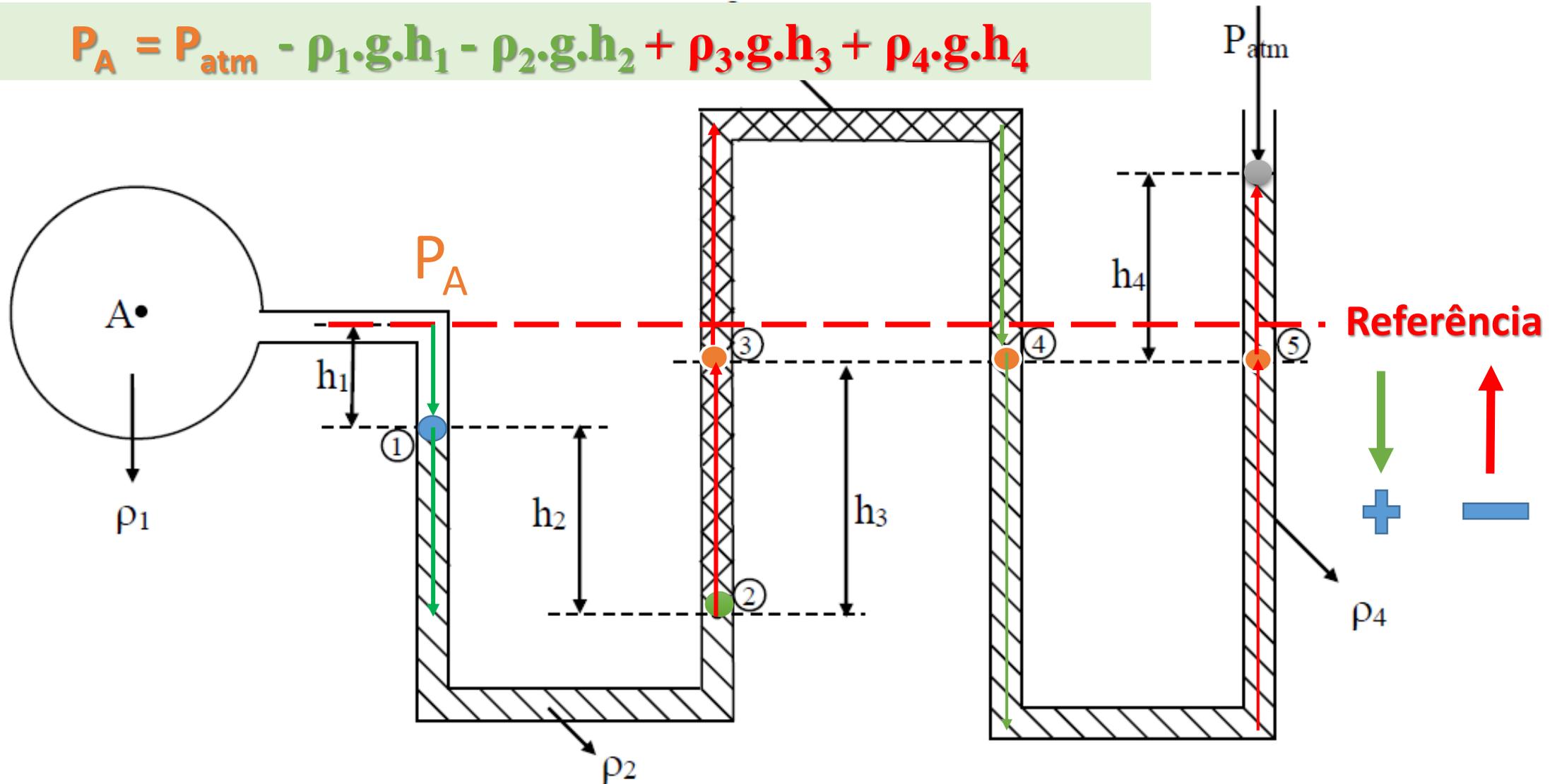
# Revisão

## Capítulo 4 e 5

# Capítulo 4 – Manometria

$$P_A + \rho_1 \cdot g \cdot h_1 + \rho_2 \cdot g \cdot h_2 - \rho_3 \cdot g \cdot h_3 - \rho_4 \cdot g \cdot h_4 = P_{\text{atm}}$$

$$P_A = P_{\text{atm}} - \rho_1 \cdot g \cdot h_1 - \rho_2 \cdot g \cdot h_2 + \rho_3 \cdot g \cdot h_3 + \rho_4 \cdot g \cdot h_4$$



# Capítulo 5 – Reologia

## *Fluidos Newtonianos*

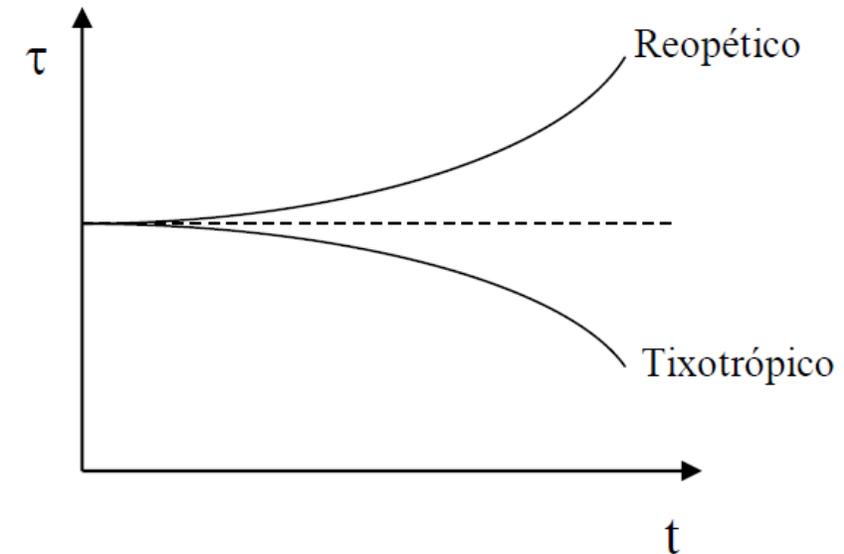
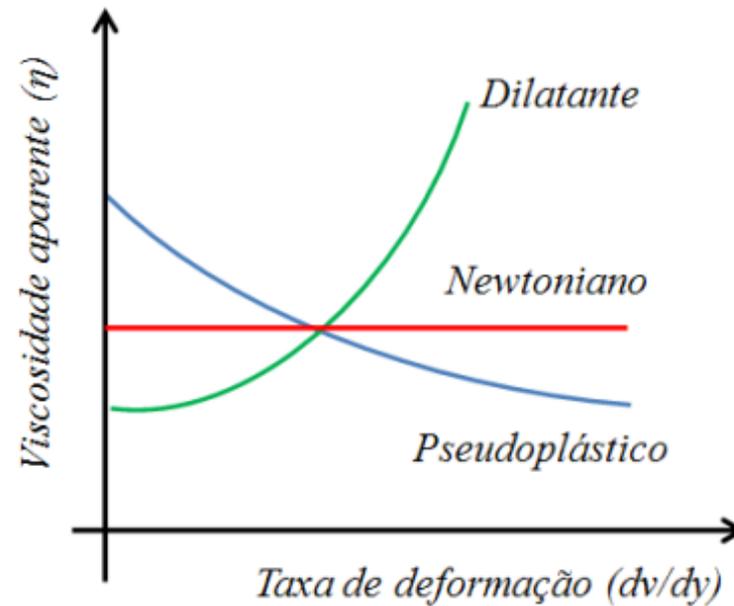
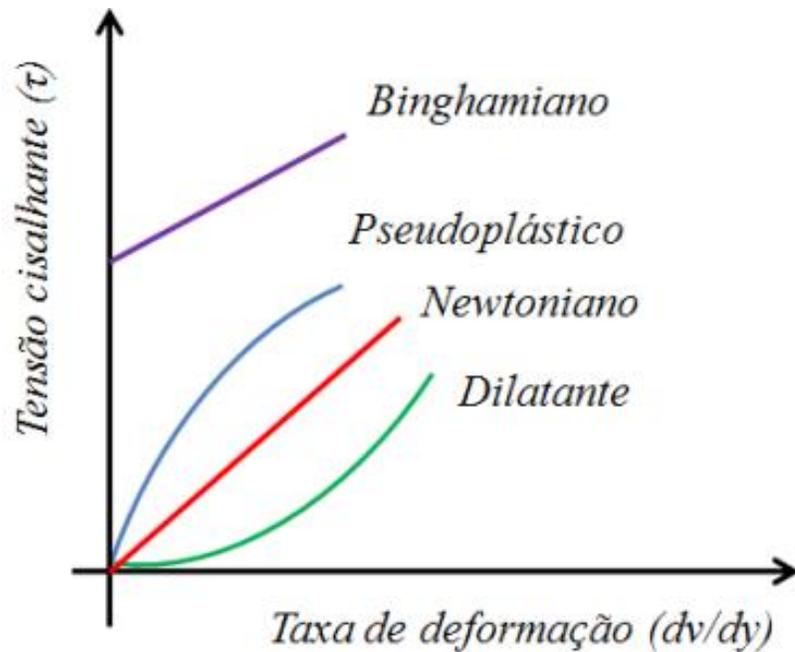
$$\tau = \mu \frac{dv}{dy} = \mu \dot{\gamma}$$

**LINEAR**

## *Fluidos Não-newtonianos*

$$\tau = K \left( \frac{du}{dy} \right)^n$$

**NÃO LINEAR**



# Capítulo 5 – Bomba e perda de carga

Equação de Bernoulli para **Fluidos Reais** ✓ Correção

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + z_1 + W_e = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + z_2 + h_f$$

**Trabalho de Bomba**

**PERDA DE CARGA**

*Energia perdida  
pelo fluido entre 2 pontos*

# Capítulo 4 – perda de carga

## Perda de carga normal ( $h_{fN}$ )

### *Equação de Darcy*

$$h_{fn} = f \frac{Lv^2}{D2g}$$

onde: D = diâmetro interno da tubulação

L = comprimento do trecho reto do tubo

v = velocidade de escoamento

f = fator de atrito ou coeficiente de atrito

**Tubulações industriais**

**Fórmula Universal**

### *Equação de Hazen-Willians*

$$h_{fn} = 10,643 \frac{L}{D^{4,87}} \left( \frac{Q}{C} \right)^{1,85}$$

onde:  $h_f$  = perda de carga (m)

L = comprimento da tubulação (m)

Q = vazão volumétrica (m<sup>3</sup>/s)

D = diâmetro interno do tubo (m)

C = coeficiente que depende da natureza do material de fabricação dos tubos e da rugosidade interna das paredes (vide Tabela IV.1).

**Equação empírica**

**Tubulações com diâmetros entre 5 cm e 350 cm**

**Qualquer material de construção dos tubos**

# Capítulo 5 – perda de carga

## Perda de carga localizada ( $h_{fL}$ )

### Equação Geral

ou Equação Baseada no Coeficiente K

$$h_{fL} = K \frac{v^2}{2g}$$

$h_{fL}$ : m

$v$ : m/s

$g$ : m/s<sup>2</sup>

K: coeficiente adimensional que depende do tipo de acidente

### COMPRIMENTO EQUIVALENTE ( $L_{eq.}$ )

$$h_{fn} = h_{fL}$$

$$f.L \frac{v^2}{2gD} = K \frac{v^2}{2g} \Rightarrow K = f \frac{L}{D} \therefore L_{eq.} = \frac{K}{f} D$$

$$\therefore L_{TOTAL} = L_{eq.} + L_{real} \quad \text{K/f tabelado}$$

Acessórios    Trecho reto

$$h_f = f.L_{TOTAL} \frac{v^2}{2gD}$$

## Capítulo 5 – perda de carga

### Qual a perda de carga total?

**Outro método:**

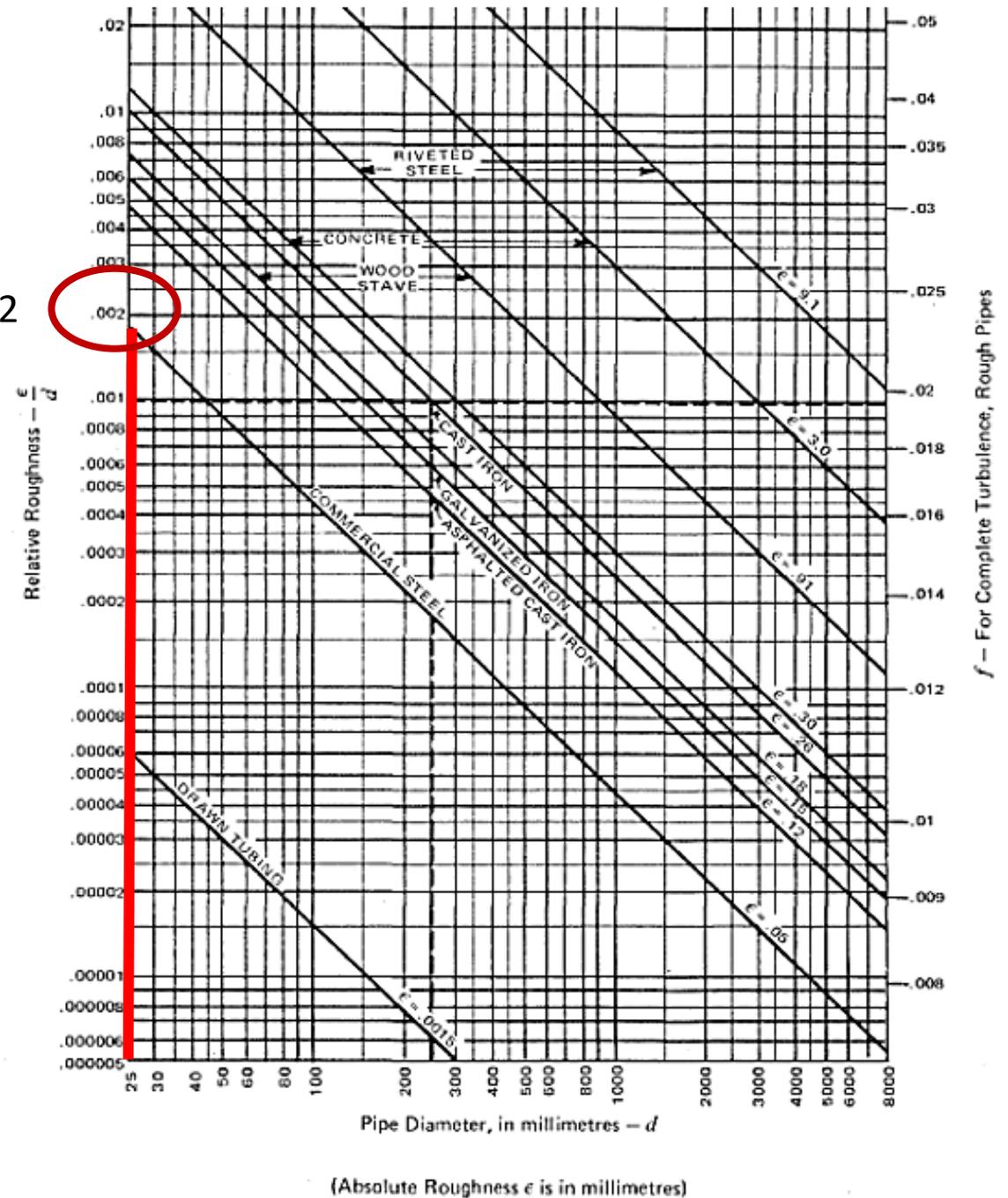
$$h_{fN} \text{ (trecho reto)} + h_{fL} \text{ (acessórios)} = h_T$$

$$h_T = \underbrace{f \cdot \frac{L_{\text{reto}} \cdot v^2}{D \cdot 2 \cdot g}}_{\text{TRECHO RETO}} + \underbrace{f \cdot \frac{L_{\text{acessórios}} \cdot v^2}{D \cdot 2 \cdot g}}_{\text{ACESSÓRIOS}}$$

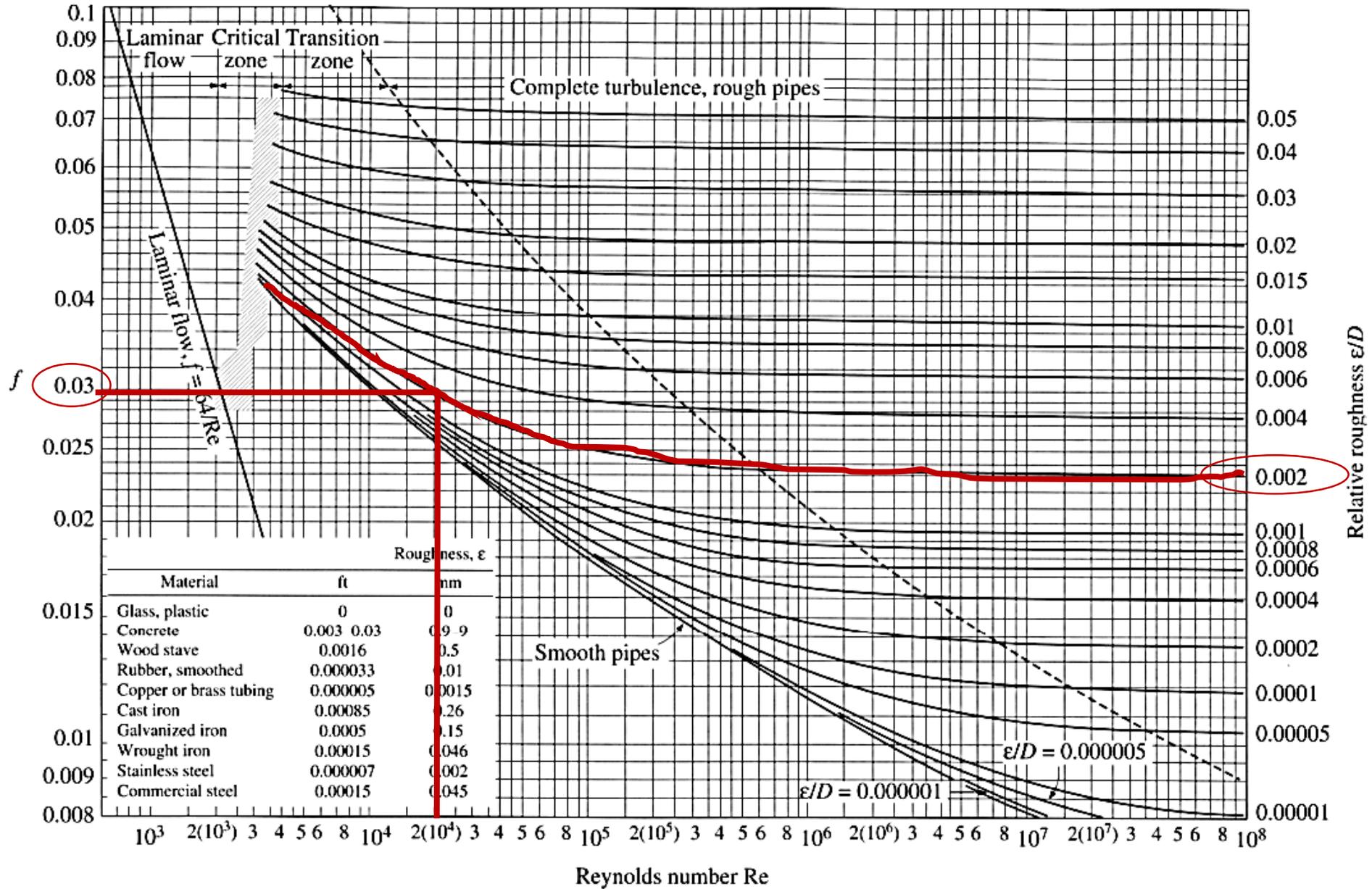
# Como achar f???

$$\epsilon/D = 0.002$$

Rugosidade relativa x diâmetro do tubo



### Diagrama de Moody



$$f \times Re \times \epsilon/D$$

FIGURE A-27

The Moody chart for the friction factor for fully developed flow in circular tubes.

# Capítulo 5 – diâmetro da tubulação

## Método da velocidade econômica

Tabela IV.4. Velocidades econômicas para escoamento de líquidos em tubulações (Remi-Tubulações)

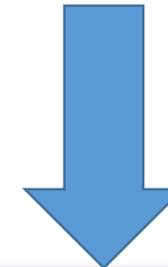
Fluido	Tipo de escoamento	Velocidade (m/s)
Água	Sucção de bomba	1,0 a 2,5
Água	Descarga de bomba	1,5 a 3,0
Água	Alimentação de caldeira	2,5 a 3,0
Água	Rede de distribuição em cidades	0,7 a 1,7
Óleo	Sucção de bomba	1,0 a 2,0
Óleo	Descarga de bomba	1,5 a 2,5

Tabela IV.5. Velocidades recomendadas para escoamento em tubulações (Vilbrandt & Dryden), Di = diâmetro interno do tubo (m).

Tipo de fluido	Tipo de escoamento	Velocidade (m/s)
Líquido com viscosidade $\mu < 10\text{cP}$ (H <sub>2</sub> O, álcool, etc.)	Entrada da bomba	0,40 + 1,92 Di
	Saída da bomba	1,22 + 6,0 Di
	Tubulações normais	1,5 a 2,2
Líquidos viscosos $\mu \geq 10\text{cP}$ (frações de petróleo)	Entrada da bomba	0,06 + 0,6 Di
	Saída da bomba	0,15 + 1,2 Di
	Tubulações normais	0,30 + 6,0 Di

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}}$$

Perda de carga recomendada



- Cálculo de  $h$  (m)

- Cálculo de  $h$  (Pa)

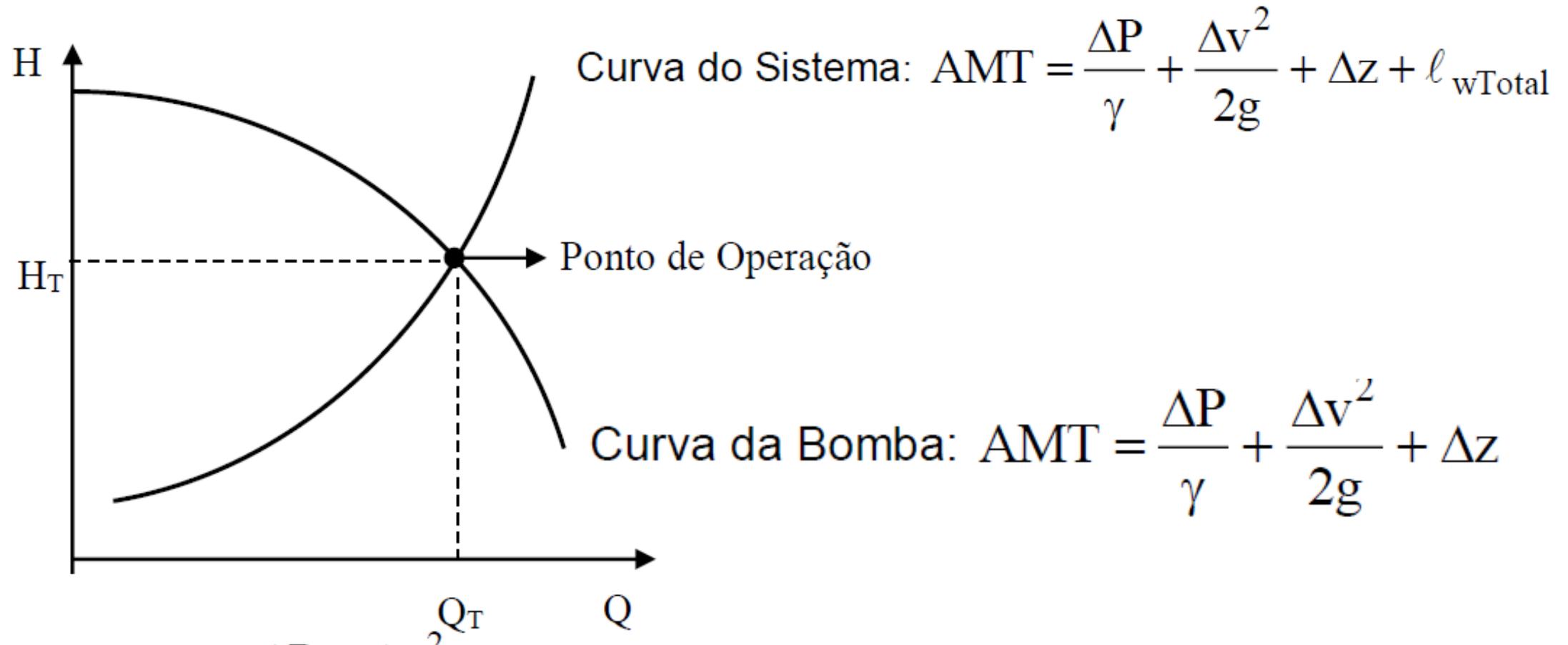
Comparar com o recomendado

Macintyre

1127,76 Pa <  $h$  < 22555,3 Pa

a cada 100 m de tubulação

# Capítulo 5 – altura manométrica total (AMT)



# NPSH ( *Net Positive Suction Head*) disponível

✓ Característica da instalação

$$\mathbf{NPSH_{disp} > NPSH_{req.}}$$

↓  
**Calculado**

$$\mathbf{NPSH_{disp} \geq NPSH_{req.} + 1 \text{ m}}$$

$$NPSH_{disp} = \frac{P_b - P_v}{\gamma} + \frac{v_b^2}{2g} = \frac{P_e - P_v}{\gamma} + z_b - \ell_{wf}$$

Onde:  $P_e$  = pressão absoluta no reservatório de sucção

$P_v$  = pressão de vapor do líquido na temperatura de bombeamento

(Tabela I (Anexo))

$z_b$  = altura estática de sucção

$P_b$  = pressão absoluta na sucção da bomba

## Capítulo 5 – Curva da bomba

