

* Exemplo:

- Considere o catálogo de bombas centrífugas. I) Bombearamento de um líquido, a uma vazão de 275 gal/min contra uma altura manométrica de 72 ft.

- Analisando:

$$\cdot Q = 275 \text{ gal/min}$$

$$\cdot H = 72 \text{ ft}$$

- Passa a passa para seleção da bomba:

• Selecionar modelo. ($3 \times 4-10$)

• Ilhar o catálogo do modelo. (Determinar outras propriedades)

- Outras propriedades:

$$\cdot P = 7,5 \text{ hp}$$

$$\cdot E = 66\%$$

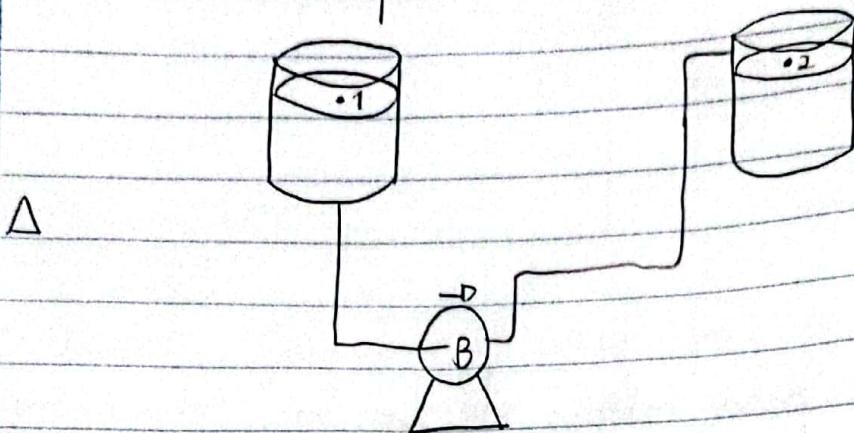
$$\cdot D_{rotor} = 9 \text{ in}$$

$$\cdot NPSH_R = 4,7 \text{ ft}$$

Operações unitárias 1: (3).

* Distensão fluidomecânico:

- Considerar a esquema abaixo:



- A carga na ponta 1 e 2 é:

$$\bullet H_1 = z_1 + \frac{V_1^2}{2g} + P_1 \rho g$$

$$\bullet H_2 = z_2 + \frac{V_2^2}{2g} + P_2 \rho g$$

- Chamamos a carga em "1" de carga de sucção
a carga em "2" de carga de recalque (descarte).

- O balanço de energia (equação de Bernoulli) é:

$$\bullet H_1 + H_B = H_2 + H_C$$

$$\bullet H_B = W$$

$$\bullet H_B = H_D - H_S + H_C$$

g

- Índice:

• H_C : Perda por atrito. (perda de carga)

* Perdas de carga:

- A perda de carga (H_c) é a somatória da perda de carga distribuída com a localizada:

$$\cdot H_c = \sum H_{cD} + \sum H_{cL}$$

* Perdas de carga: Distribuída.

- A perda de carga distribuída é expressa por:

$$\cdot H_{cD} = f \frac{L v^2}{D^2 g}$$

• f : fator de atrito

- Para cálculo do fator de atrito usamos:

$$\cdot \text{Regime laminar: } f = \frac{64}{Re}$$

$$\cdot \text{Regime transição: } \frac{1}{f^{0,5}} = -2 \log \left[\frac{\epsilon/D}{3,7} + \frac{2,51}{Re \cdot f^{0,5}} \right]$$

$$\cdot \text{Regime turbulento (tubo liso): } f = \frac{0,316}{Re^{0,25}}$$

$$\cdot \text{Regime turbulento (tubo rugoso): } \frac{1}{f^{0,5}} = -2 \log \left[\frac{\epsilon/D}{3,7} \right]$$

○ Estas funções estão plotadas no eixo de Moody e no diagrama de Moody-Rouse.

* Perda de carga: Localizada.

- A perda de carga localizada pode ser calculada de duas formas. A primeira é pelo "coeficiente de perda de carga":

$$\boxed{\cdot H_{CL} = K \frac{V^2}{2g}}$$

- A segunda é pelo "comprimento equivalente":

$$\boxed{\cdot H_{CL} = f \left(\frac{L_e}{D} \right) \frac{V^2}{2g}}$$

* Exemplo: (Tipo 1; $H_C = ?$)

- Calcular a queda de pressão para o escoamento de um óleo ($Q = 100 \text{ ft}^3/\text{min}$), através de um tubo horizontal hidráulicamente liso com ($D = 1 \text{ in}$) e ($L = 20 \text{ ft}$).

- Dados ($\rho = 56,8 \text{ lbm/ft}^3$; $V = 49 \cdot 10^{-5} \text{ ft}^2/\text{s}$)

- Analisando:

$$\cdot Q = 100 \text{ ft}^3/\text{min} = 1,667 \text{ ft}^3/\text{s} = 0,0472 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\cdot D = 1 \text{ in} = 0,0833 \text{ ft} = 0,02539 \text{ m}$$

$$\cdot L = 20 \text{ ft} = 6,096 \text{ m}$$

$$\cdot \rho = 56,8 \text{ lbm/ft}^3 = 909,86 \text{ Kg/m}^3$$

$$\cdot V = 49 \cdot 10^{-5} \text{ ft}^2/\text{s} = 4,55 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

- Resolvendo:

$$\cdot \frac{V_1^2}{2g} + \frac{P_1}{\rho g} = \frac{V_2^2}{2g} + \frac{P_2}{\rho g} + H_{C0}$$

$$\boxed{\cdot \frac{H_{C0}}{\rho g} = - (P_2 - P_1)}$$

- Determinando a perda de carga:

$$\cdot H_{C0} = f \frac{L V^2}{D^2 g} \quad \cdot -\Delta P = \rho g H_{C0}$$

$$\boxed{\cdot -\Delta P = f \frac{\rho L V^2}{2D}}$$

- Determinando o fator de atrito:

$$\cdot Re = \frac{\rho V D}{\mu} = \frac{V D}{\nu} \quad \cdot V = \frac{Q}{A} = \frac{4Q}{\pi D^2}$$

$$\cdot Re = \frac{4Q}{\nu \pi D} = 52000 \quad \cdot V = 305,88 \text{ ft/l} = 93,268 \text{ m/h}$$

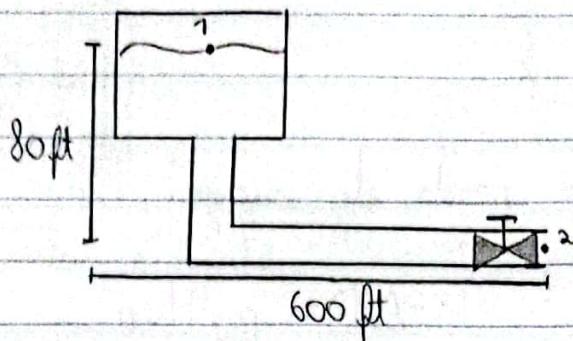
$$\cdot f = \frac{0,316}{Re^{0,25}} = 0,2092 \quad \cdot f_{\text{angulo}} = 0,027$$

- A queda de pressão é:

$$\cdot -\Delta P = 199.537,49 \text{ Pa} = 134.080,45 \frac{\text{ft.lbm}}{\text{ft}^2 \cdot \text{in}^2}$$

* Exemplo: (Tipo 2; $Q = ?$)

- Calcule a vazão (Q) na saída da válvula ($L_e/D = 8$), conforme o esquema. O diâmetro da tubulação é de 4 m. A tubulação é de ferro fundido envelhecido.



- Analisando: (Ignorar perda de carga no Joelho)

$$\begin{array}{ll} \cdot \frac{L_e}{D} = 8 & \cdot \epsilon = 0,00085 \cdot 2 \text{ ft} \\ \cdot D = 4 \text{ in} = 0,333 \text{ ft} & \cdot u_{(\text{água})} = 1 cP = 0,000672 \text{ lbm/ft}^2 \\ \cdot L = 680 \text{ ft} & \cdot \epsilon/D = 0,0051 \end{array}$$

- Resolvendo: ($g = 32,174 \text{ ft/s}^2$)

$$\cdot z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} = z_2 + \frac{v_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} + H_c$$

$$\therefore z_1 - \frac{v_2^2}{2g} = H_c //$$

- A perda de carga é:

$$\cdot H_c = H_{CD} + H_{CL} = f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g} + f \frac{L_e}{D} \frac{v^2}{2g}$$

$$\cdot V = \frac{Q}{A} = \frac{4Q}{\pi D^2}$$

$$\cdot H_C = f \left(\frac{L + L_e}{D} \right) \frac{V_2^2}{2g} \quad \cdot z_1 = \left[f \left(\frac{L + L_e}{D} \right) + 1 \right] \frac{V_2^2}{2g}$$

$$\cdot V_2 = \sqrt{\frac{2g z_1}{f \left(\frac{L + L_e}{D} \right) + 1}}$$

- Agora supomos exoamento turbulento, chutarmos (f), calcularmos (V) e calcularmos (R_e). Com o reynolds calculado diminuimos o novo (f) e seguimos o procedimento:

$$\cdot f(R_e, \epsilon/D) = 0,03$$

$$\cdot V_2 = \sqrt{\frac{2 \cdot 32,774 \cdot 80}{0,03 \cdot (2048) + 1}} = 9,079 \text{ ft/h}$$

$$\cdot R_{e1} = \frac{\rho V D}{\mu} = \frac{(62,427) \cdot 9,079 \cdot 0,333}{0,000672} = 2,8 \cdot 10^5$$

- Segunda iteração:

$$\cdot f(R_e/\epsilon/D) = 0,033$$

$$\cdot V_2 = 8,66 \text{ ft/h}$$

$$\cdot R_{e2} = 2,6 \cdot 10^5$$

- Como ($R_{e1} \approx R_{e2}$) temos que a razão é:

$$\cdot Q = \frac{\pi D^2 V}{4} = 0,7557 \text{ ft}^3/\text{h}$$

- Chegamos em:

$$\cdot H_2 = H_1 \left(\frac{Y_1}{Y_2} \right)$$

$$\cdot N_2 = \left(\frac{Y_1}{Y_2} \right)^{1/2}$$

$$\cdot Q_2 = Q_1 \left(\frac{Y_1}{Y_2} \right)^{1/2}$$

$$\cdot W_2 = W_1 \left(\frac{Y_1}{Y_2} \right)^{3/2}$$

$$\cdot H_2 = H_1 \left(\frac{N_2}{N_1} \right)^2$$

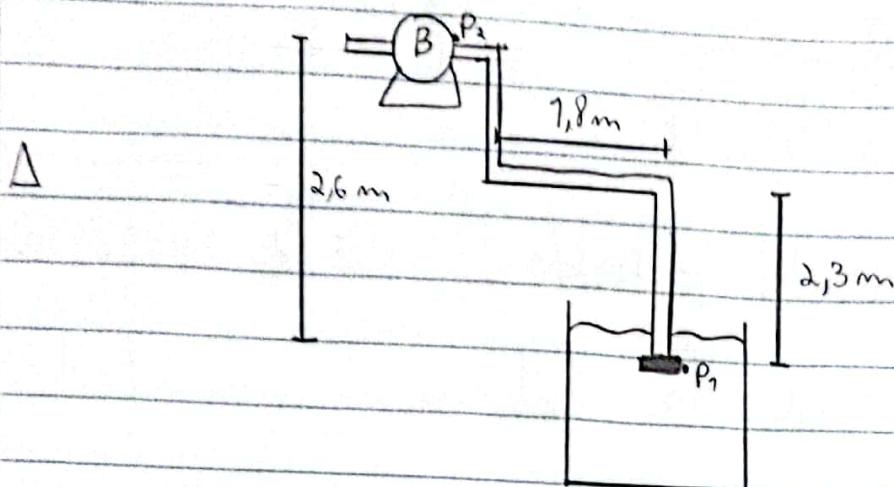
Operações unitárias 1:(5).

* Dimensionamento de tubulações:

- O dimensionamento de tubulações é o que chamamos de "problema tipo 3", no qual é conhecida as informações (L, Q, H_c, ν, K) e deseja-se o diâmetro das tubulações (D_H).

* Exemplo: (Problema tipo 3)

- Diminuir o diâmetro da tubulação de saída (água galvanizada) do sistema abaixo.



- Considerar: (Líquido = gasolina)

$$Q = 540 \text{ L/min} = 0,009 \text{ m}^3/\text{s}$$

- Boca saída da bomba (D_B) = 2,5 m

- $\gamma_{gas} = 790 \text{ Kgf/m}^3$

- $\gamma = 6 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$

- $P_v = 3520 \text{ Kgf/m}^2$

- $NPSH_n = 1,9 \text{ m}$

- $\epsilon = 0,00076 \text{ m}$

○ Temos que determinar o diâmetro da tubulação de modo que $(NPSH_d > NPSH_n)$ na boca da bomba.

- Analisando: ($NPSH_d = \frac{P_2}{\rho g} + \frac{V_2^2}{2g} - \frac{P_v}{\rho g}$)

- $z_1 + \frac{V_1^2}{2g} + P_1 = z_2 + \frac{V_2^2}{2g} + P_2 + H_c$

$$\frac{(z_1 - z_2)}{pg} - H_c - \frac{P_v}{pg} + \frac{v_1^2}{2g} + \frac{P_1}{pg} = NPSH_d$$

$$\boxed{\frac{(z_1 - z_2)}{pg} + \frac{P_1}{pg} + \frac{v_1^2}{2g} - H_c - \frac{P_v}{pg} = NPSH_d}$$

- Determinando o ($NPSH_d$):

$$\cdot v_1 = 0 \quad \cdot P_1 = 1 \text{ atm} = 10332 \text{ Kgf/m}^2 \quad \cdot z_1 = 0 \quad \cdot pg = \gamma_{\text{água}}$$

$$\cdot NPSH_d = 13,07 - 2,6 - H_c - 4,45$$

$$\boxed{\cdot NPSH_d = 6,07 - H_c}$$

- Determinando a perda de carga: (Chutamos um D)

$$\cdot H_c = \sum H_{cD} + \sum H_{cL} = f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g} + f \frac{L_e}{D} \frac{v^2}{2g}$$

- Suponda ($D = 4 \text{ in} = 0,1016 \text{ m}$)

$$\cdot \text{Juntas } 90^\circ: L_e/D = 30 \quad \therefore L_e \cdot 3 \approx 9,15 \text{ m}$$

$$\cdot \text{Válvula pé: } L_e/D = 75 \quad \therefore L_e = 7,62 \text{ m}$$

$$\cdot \text{Redução } 4 \text{ in} \rightarrow 2,5 \text{ in:} \quad \therefore L_e = 1 \text{ m}$$

- Chegarmos a: ($L = 1,8 + 2,6 = 4,4 \text{ m}$)

$$\cdot H_c = f \frac{(L + L_e) v^2}{D 2g} \quad \cdot v = \frac{4Q}{\pi D^2} = 1,11 \text{ m/h}$$

$$\bullet H_c = f \frac{(L+L_e)}{D^5} \cdot \frac{16 \cdot Q^2}{2\pi g} = f \frac{(6,69 \cdot 10^{-6})(L+L_e)}{D^5} \quad (1)$$

- Determinando Reynolds:

$$\bullet Re = \frac{\nu D}{\eta} = \frac{4Q}{\pi D \nu} = \frac{1909,8}{D} \quad (2)$$

• As equações 1 e 2 servem para tornar fáceis nossas iterações.

- Então seguimos os passos:

• 1º Calculamos (D) [$D = 0,1016 \text{ m}$]

• 2º Calculamos (Re) e (ϵ/D) [$Re = 18797,82$; $\epsilon/D = 0,00157$]

• 3º Calculamos (f) e (H_c) [$f = 0,029$; $H_c = 0,3969 \text{ m}$]

- Analisando o resultado:

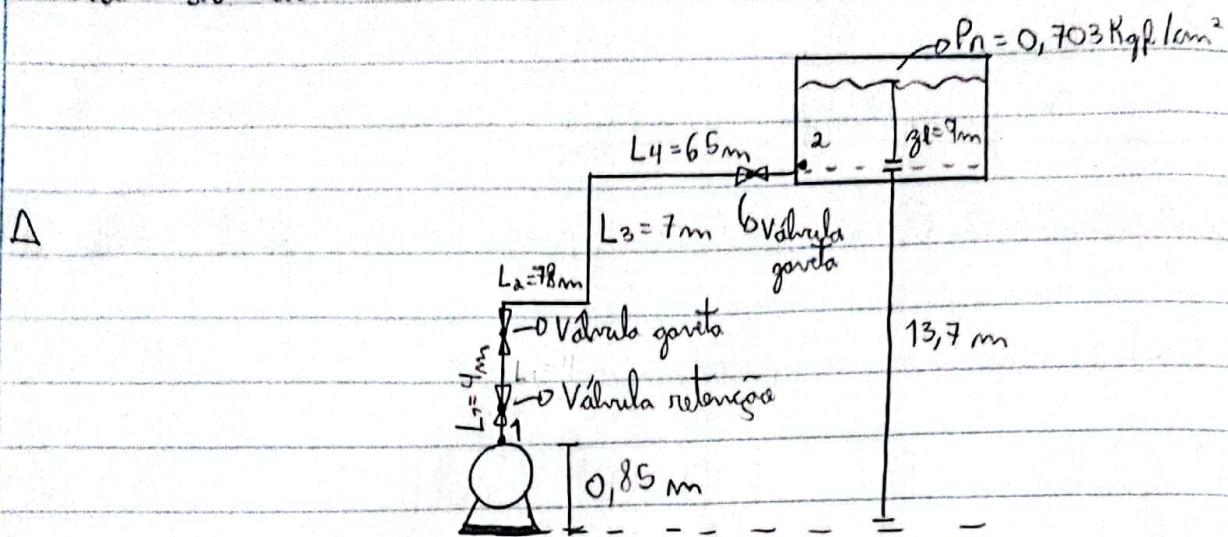
• $NPSH_d = 5,61 \text{ m}$

• Como $NPSH_d > NPSH_r$, nosso chute foi bom e podemos manter nosso resultado.

• Caso o bocal da bomba não seja do mesmo diâmetro que a tubulação será necessário um acessório para ligar os dois.

*Exemplo:

- Dimensione o diâmetro que deverá ter a tubulação mostrada na figura, que vai do local de recalque de uma bomba até um reservatório elevado.



- Dados:

$$\cdot Q = 200 \text{ m}^3/\text{h} = 0,0555 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\cdot P_1 = 3,16 \text{ Kgf/cm}^2$$

$$\cdot z_l = 9 \text{ m}$$

$$\cdot P_n = 0,703 \text{ Kgf/cm}^2$$

$$\cdot \gamma_l = 0,95 \text{ Kgf/L} = 0,00095 \text{ Kgf/cm}^3$$

$$\cdot \gamma = 5,5 \text{ cm}^3/\text{N}$$

$$\cdot \text{local bomba} = 10 \text{ in}$$

- Analisando:

$$\therefore P_2 = P_n + \rho g z_l = 1,558 \text{ Kgf/cm}^2,$$

- Aplicando Bernoulli:

$$\cdot z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + P_1 = z_2 + \frac{v_2^2}{2g} + P_2 + H_c \quad \textcircled{V_1 = V_2}$$

$$\cdot (0,85) + (33,2637) = (73,7) + (16,40) + H_c$$

$$\boxed{\cdot H_c = 4,013 \text{ m}} \quad \textcircled{P} \text{ Perda de carga máxima por atrito.}$$

- Supondo o diâmetro da tubulação: ($D = 10 \text{ m} = 0,254 \text{ m}$)

$$\cdot H_c = f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g} + f \frac{L_e}{D} \frac{v^2}{2g} \quad \cdot v = \frac{4Q}{\pi D^2} = 1,095 \text{ m/s}$$

- Determinando o Reynolds:

$$\cdot R_e = \frac{vD}{\nu} = 505,83 \quad \textcircled{E} \text{ escoamento laminar.}$$

- Determinando o fator de atrito:

$$\cdot f = \frac{64}{R_e} = 0,726 \quad \textcircled{f}$$

- Determinando os comprimentos equivalentes acessórios:

$$\cdot 1 \times \text{Válvula retenção:} \quad \cdot L/D = 75 \quad \cdot L_e = 19,05 \text{ m}$$

$$\cdot 2 \times \text{Válvula gaveta:} \quad \cdot L/D = 35 \quad \cdot L_e = 77,78 \text{ m}$$

$$\cdot 3 \times \text{Curva } 90^\circ: \quad \cdot L/D = 20 \quad \cdot L_e = 15,24 \text{ m}$$

$$\cdot 1 \times \text{Expansão na reservatório:} \quad \cdot L_e = 10 \text{ m}$$

- O comprimento total de tubulação:

$$\cdot L = 154 \text{ m} \quad \cdot L_T = 276 \text{ m}$$

- A perda de carga é:

$\cdot H_C = 6,548 \text{ m}^2$ ○ Como a perda de carga é maior do que a perda de máxima, precisamos de um metro maior.

- Supõe ($D = 12 \text{ in} = 0,3048 \text{ m}$)

$$\cdot v = 0,7606 \text{ m/l} \quad \cdot Re = \frac{vD}{\nu} = 421,51$$

$$\cdot f = \frac{64}{Re} = 0,1518$$

- Determinando a perda de carga:

$$\cdot H_C = 2,26 + 1,06 = 3,32 \text{ m}$$

○ Como a perda de carga atingida é menor que a perda de carga máxima disponível, este diâmetro de tubulação é suficiente.

Operações unitárias 1: Caracterização de partículas.

* Caracterização de partículas:

- Quando tratamos de partículas pensamos de características que a definem como partícula. Deste modo, as seguintes propriedades definirão uma partícula:

- Tamanho
- Morfologia
- Densidade
- Exoabilidade

* Tamanho das partículas:

- A determinação do tamanho das partículas pode se dar de diversas formas, sendo as mais comuns:

- Penetrometria
- Imagens (Image J)
- Elutriação
- Picnometria
- Mostreigas

- Ademais, na maior parte das vezes não estamos interessados na forma exata da partícula, apenas em seu volume. Deste modo, dada um volume de partícula se associa-se a um diâmetro de esfera equivalente:

$$\cdot V_p = \frac{\pi}{6} d_{eq}^3$$
$$\cdot d_{eq} = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot V_p}{\pi}}$$

* Tamanho de partícula: Diâmetro de Peneira.

- O diâmetro de peneira ($d_{\#}$) não é uma forma de determinar o diâmetro de partícula.
- As peneiras não especificadas pelo "Mesh", que é o número de abertura em cada polegada medida da largura de um fio.

- Quanto maior o Mesh menor o tamanho da abertura.
- Usaremos peneiras da série Tyler.

* Tamanho de partícula: Picnometria.

- Na picnometria é usado uma vibraria de volume conhecido, um líquido de densidade conhecida para determinar o volume de partículas sólidas.
- Determinado o volume das partículas, é determinado o volume de esfera equivalente.

$$V_p = \frac{\pi d_{eq}^3}{6}$$

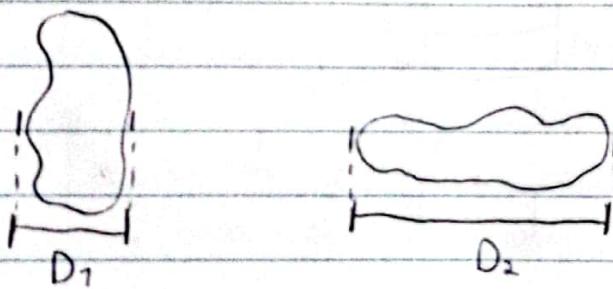
* Tamanho de partícula: Método microscópico ótico.

- Com a ajuda de um microscópio é retirada foto das partículas e enviadas a um software.
- O software calcula a área superficial da partícula e em seguida seu diâmetro equivalente, como se ela fosse um círculo perfeito:

$$\bullet A_p = \frac{\pi d_a^2}{4}$$

* Tamanho de partícula: Diâmetro de Ferret.

- O diâmetro de Ferret é calculado considerando o diâmetro da partícula em 2 posições espacadas em 90°:

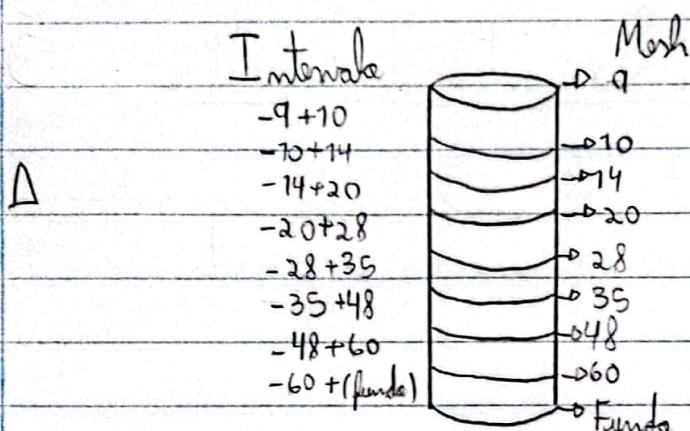


- Índice:

- D_1 : Diâmetro mínimo de Ferret.
- D_2 : Diâmetro máximo de Ferret.
- $D_m = \frac{D_1 + D_2}{2}$: Diâmetro médio de Ferret.

* Peneiramento:

- Quando trabalhamos com partículas haverá partículas de diversos tamanhos. Neste contexto, estamos interessados em encontrar uma função que descreva a distribuição destes tamanhos.
- O peneiramento é o método clássico para se obter uma análise granulométrica. As peneiras são empilhadas de modo que as que permitem menores diâmetros fiquem em baixo.



- Considerando um intervalo de mesh ($-i + j$) o diâmetro médio (d_m) do intervalo será:

$$\cdot d_m = \frac{d_i + d_j}{2}$$

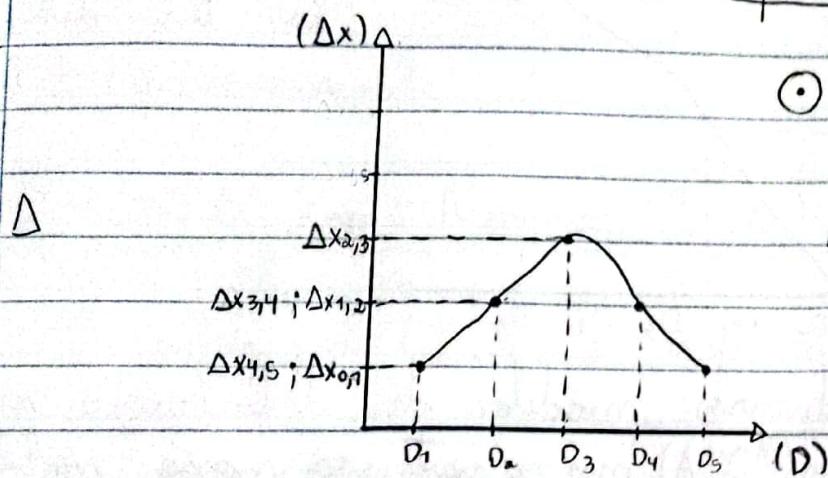
* Peneiramento: (2).

- Em cada intervalo de peneiramento (i, j) será contida uma quantidade de massa ($m_{i,j}$). Estamos interessados pela fração mássica retido:

$$\cdot \Delta x_{i,j} = \frac{m_{i,j}}{m_T}$$

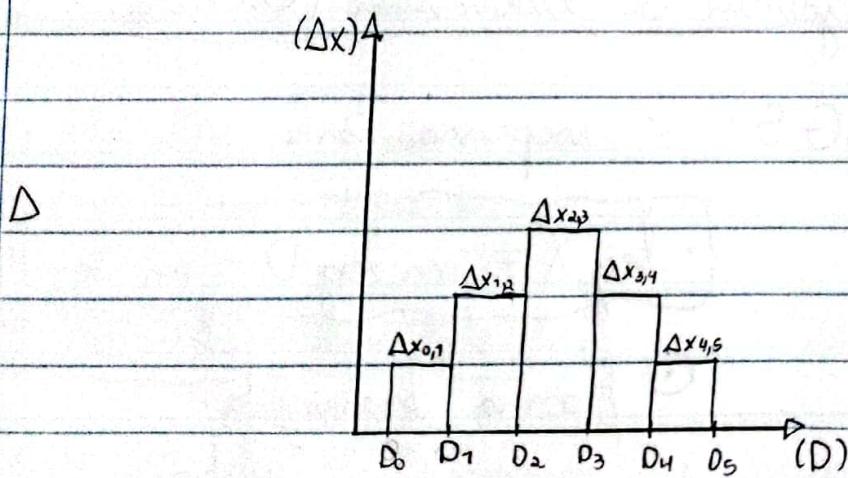
* Distribuição granulométrica:

- Caso plotássemos a distribuição de fração mórica ($\Delta x_{i,j}$) pelo diâmetro da maior parte de cada intervalo (D_{i+1}), teríamos a "distribuição de Freqüência":



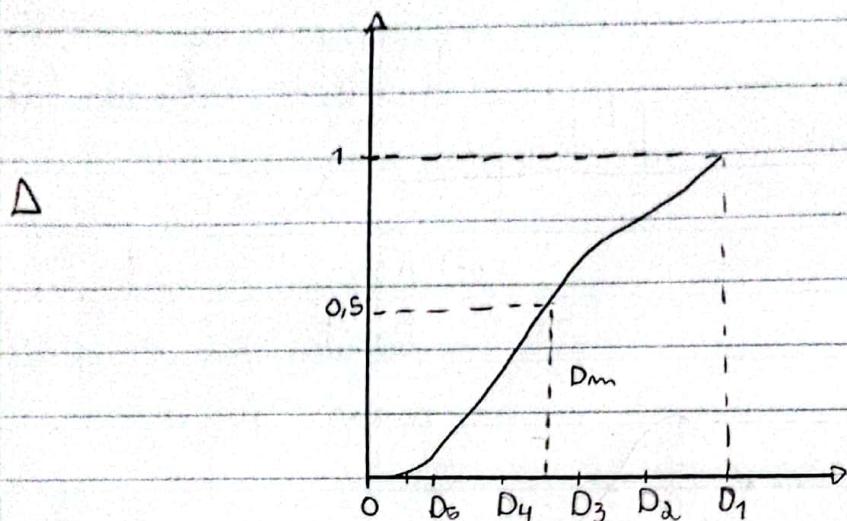
○ $\Delta x_{i,j}$: As partículas possuem diâmetro menor que (j) e maior que (i).

- Também podemos plotar o "histograma" da fração mórica pelos intervalos de diâmetro:



* Distribuição granulométrica Acumulativa:

- Com o intuito de descobrir quanta (%) de partículas são menores que determinado diâmetro, utiliza-se uma "distribuição acumulativa" da "distribuição de Freqüência".



○ 50% das partículas têm diâmetro menor que (D_m).

- Além disto, há diversos "modelos de distribuição granulométrica acumulativa" (MDGA) para se ajustar ao nosso problema real.

* MDGA: Gates, Gaudin & Schumann (G.G.S.)

- O modelo de (G.G.S) é expresso por:

$$\cdot X = \left(\frac{D}{K} \right)^m$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \cdot \log X = m \log D - m \log K \end{array} \right.$$

○ Forma linearizada.

- onde :

- $K = D_{100}$: D_{100} é o diâmetro que 100% das part. são menores
- m : Adimensional

* MDGA: Rosin - Rammler e Bennet (R.R.B.).

- O modelo de (R.R.B) é expresso por:

$$\cdot X = 1 - e^{-\left(\frac{D}{D_{50}}\right)^m}$$

$$\cdot m \left(\ln(D) - \ln(D_{50}) \right) = \ln \left(\frac{1}{1-X} \right)$$

○ Forma linearizada.

- Índice:

• m : Adimensional

* MDGA: Log - Normal (L.N.).

- O modelo de (L.N) é expresso por:

$$\cdot X = \frac{1 + \operatorname{erf}(z)}{2}$$

$$\cdot z = \frac{\ln \left(\frac{D}{D_{50}} \right)}{\sqrt{2} \ln \delta}$$

$$\cdot \operatorname{erf}(z) = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^z e^{-x^2} dx$$

- Índice:

$$\cdot \delta = D_{84,1} = D_{50}$$

$$D_{50} \quad D_{15,9}$$

* MDGA: Dígrómide.

- O modelo (Dígrómide) é expresso por:

$$\cdot X = \frac{1}{1 + \left(\frac{D}{D_{50}} \right)^p}$$

• p : Adimensional