NUMERO: 1453A - ANNO: 2015

A P P U N T I

STUDENTE: Cammarata

MATERIA: Termocinetica e Termofluodinamica temi d'esame, Prof.Malandrone

Qui troverete tutti gli esami degli ultimi anni di "termocinetica e termofluidodinamica" del professore Mario Malandrone.

Gli esami di teoria (domande aperte) che troverete sono quelli che vanno da luglio 2012 a settembre 2014.

Gli esami pratici (problemi) che troverete sono quelli che vanno da luglio 2013 a settembre 2014.

Per qualsiasi informazione o chiarimento riguardo questo materiale contattatemi: *appunti.cammarata@gmail.com*

Spero che il materiale sia comprensibile e che vi aiuti al superamento dell'esame. Buono studio!

© Proprietà riservata dell'autore - Digitalizzazione e distribuzione a cura del CENTRO APPUNTI - Corso Luigi Einaudi, 55 - Torino / Pagina 3 di 106

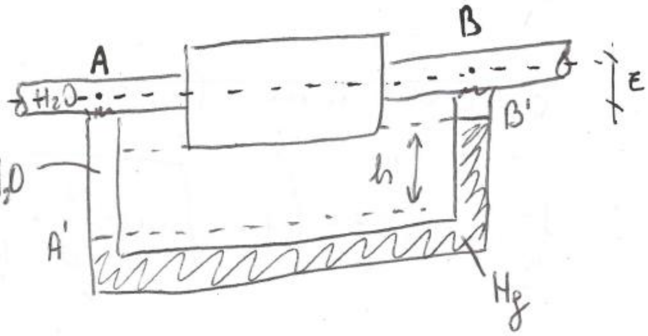
23 GENNAIO 2014

2) Misuratore di portata con diaframma

$\Delta p = 0{,}3$ bar

$\rho_{H_2O} = 1000 \frac{Kg}{m^3}$ $\rho_{Hg} = 13579 \frac{Kg}{m^3}$

$h = ?$



$$P_{A'} = P_A + \rho_{H_2O}\, g\,(h+z)$$
$$P_{B'} = P_B + \rho_{H_2O}\, g\, z$$

$$\Rightarrow \quad P_A = P_{A'} - \rho_{H_2O} \cdot g \cdot (h+z)$$
$$P_B = P_{B'} - \rho_{H_2O} \cdot g \cdot z$$

$$P_{B'} = P_{A'} - \rho_{Hg} \cdot g \cdot h$$

$$\begin{cases} P_A = P_{A'} - \rho_{H_2O}\, g\,(h+z) \\ P_B = P_{A'} - \rho_{Hg} \cdot g \cdot h - \rho_{H_2O} \cdot g \cdot z \end{cases}$$

$$\Rightarrow P_A - P_B = \cancel{P_{A'}} - \rho_{H_2O}\, g\,(h+z) - \cancel{P_{A'}} + \rho_{Hg}\, g\, h + \rho_{H_2O}\, g\, z$$

$$\Rightarrow P_A - P_B = -\rho_{H_2O}\, g\, h + \rho_{Hg} \cdot g \cdot h$$

$$\Delta p = h \cdot g\,(\rho_{Hg} - \rho_{H_2O}) \Rightarrow h = \frac{\Delta p}{g\,(\rho_{Hg} - \rho_{H_2O})} = \frac{30000\ Pa}{9{,}81\,(13579 - 1000)} = 0{,}243\ m$$

4) deflusso monofase

tubazione orizzontale

$d = 2\,cm = 0{,}02\,m$

acqua $\Rightarrow \rho_{H_2O} = 1000\ \frac{kg}{m^3}$

$W = 0{,}7\ \frac{kg}{s}$

$\Delta p = 0{,}4\ bar = 40000\ Pa$

Calcolare il coefficiente di perdita della valvola $K_{loc} = ?$

$$\Delta p_{loc} = K_{loc} \cdot \frac{1}{2} \rho v^2$$

$$W = \rho A \bar{v} \Rightarrow v = \frac{W}{\rho \cdot A} = \frac{W}{\rho \cdot \left(\frac{\pi d^2}{4}\right)} = \frac{0{,}7\ kg/s}{1000\ \frac{kg}{m^3} \cdot \left(\frac{\pi\ 0{,}02^2\ m^2}{4}\right)} = 2{,}228\ \frac{m}{s}$$

$$\Rightarrow K_{loc} = \frac{2\,\Delta p_{loc}}{\rho\, v^2} = \frac{2 \cdot 40000\ Pa}{1000\ \frac{kg}{m^3} \cdot 2{,}228^2\ \frac{m^2}{s^2}} = 16{,}116$$

Quindi, viene:

$$\Phi \cdot S' = G \cdot A \cdot \left[x \left(h_{\substack{vap. \\ saturo}} - h_{\substack{liq. \\ saturo}} \right) + \left(h_{\substack{liq. \\ saturo}} - h_{\substack{liq. \\ sott.}} \right) \right]$$

$$\Rightarrow \frac{\Phi \cdot \pi \cancel{d} \frac{L}{2}}{G \cdot \pi \frac{d^{\cancel{2}}}{4}} = x \, \Delta h_{vap.} + \Delta h_{risc.} \Rightarrow x = \left(\frac{2 \Phi L}{G d} - \Delta h_{risc.} \right) \cdot \frac{1}{\Delta h_{vap.}}$$

$$\Rightarrow x = \left(\frac{2 \cdot 400000 \cdot 21{,}24}{0{,}02 \cdot 1000} - (1213{,}73 - 1085{,}65) \right) \cdot \frac{1}{(2784{,}56 - 1213{,}73)}$$

$$\Rightarrow x = 0{,}458$$

<u>NB</u> = trasformare KJ in J moltiplicando per $1000 \frac{J}{KJ}$

c) le velocità superficiali del liquido e del vapore nelle condizioni del punto (b)

$G = 1000 \frac{Kg}{m^2 s}$

$G \cdot x = 458{,}32 \frac{Kg_v}{m^2 s}$ portata specifica di vapore

$G(1-x) = 540{,}68 \frac{Kg_{liq}}{s \, m^2}$ portata specifica di acqua liq.

$$V_{\substack{superficiale \\ liquido}} = \frac{G_{liq}}{\rho_{H_2O \substack{liq. \\ saturo}}} = \frac{540{,}68 \, \cancel{Kg}/s\,\cancel{m^2}}{757{,}88 \, \frac{\cancel{Kg}}{\cancel{m^3}}} = 0{,}713 \frac{m}{s}$$

$$V_{\substack{superficiale \\ vapore}} = \frac{G_{vap}}{\rho_{H_2O \substack{vapore \\ saturo}}} = \frac{458{,}32 \, \cancel{Kg}/\cancel{m^2} s}{30{,}818 \, \frac{\cancel{Kg}}{m^{\cancel{3}}}} = 14{,}8 \frac{m}{s}$$

$$P_r = \frac{\mu \cdot c_p}{K} \Rightarrow \mu = \frac{P_r \cdot K}{c_p} = \frac{0{,}0053 \cdot 57}{1273} = 0{,}000237 \frac{Kg}{m\,s}$$

$$R_e = \frac{\rho \cdot \bar{v} \cdot d}{\mu} = \frac{829 \cdot 5{,}51 \cdot 0{,}01}{0{,}000237} = 192702$$

La velocità si è calcolata da: $W = \rho \cdot A \cdot \bar{v} \Rightarrow \bar{v} = \dfrac{W}{\rho \cdot \pi \frac{d^2}{4}} = 5{,}51 \frac{m}{s}$

$$P_e = P_r \cdot R_e = 1021{,}32$$

Per i metalli:

$$Nu = 7 + 0{,}025\, P_e^{0{,}8} = 13{,}387$$

$Nu = \dfrac{h\, d}{K}$ dove h = coeff. di scambio termico tra sodio e parete

$$\Rightarrow h = \frac{Nu \cdot K}{d} = \frac{13{,}387 \cdot 57 \frac{W}{m\,°C}}{0{,}01\ m} = 76305{,}8 \frac{W}{m^2\,°C}$$

$$\Phi_{imposto} = h\, \Delta T$$

$$\Rightarrow \Delta T = \frac{1000000 \frac{W}{m^2}}{76305{,}8 \frac{W}{m^2\,°C}} = 13{,}10\ °C$$

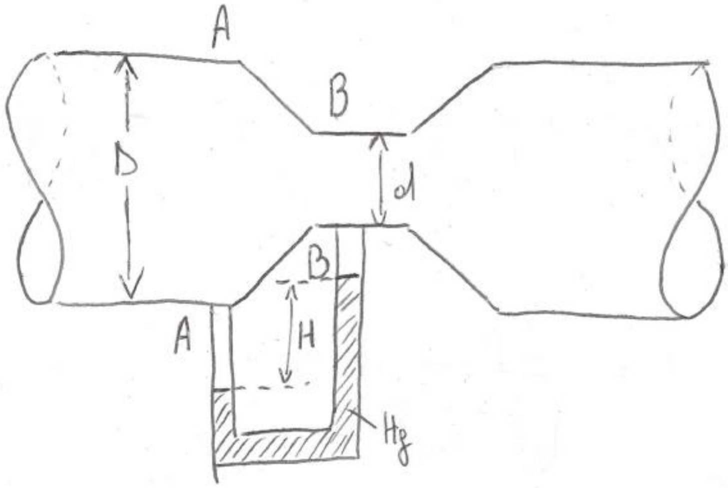
$$\Rightarrow T_{max,parete} = 500\ °C + 13{,}10\ °C = 513{,}10\ °C$$

23 GIUGNO 2014

3) Tubo di Venturi - asse orizzontale

manometro ad U a mercurio Hg

$D = 0{,}04\ m$



- Calcolare il diametro d in modo tale che $W = 2{,}5\ \frac{Kg}{s}$ e $\Delta p_{A-B} = 0{,}3\ bar = 30000\ Pa$
- Calcolare inoltre il dislivello H corrispondente a $\Delta p = 0{,}3\ bar = 30000\ Pa$

- $W = \rho v A \Rightarrow v_1 = \frac{W}{\rho A_1}$, $v_2 = \frac{W}{\rho A_2}$

$$\Delta p = \frac{1}{2}\rho \cdot g\ (v_2^2 - v_1^2) \Rightarrow \Delta p = \frac{1}{2}\rho \cdot g \cdot \left(\frac{W^2}{(\rho A_2)^2} - \frac{W^2}{(\rho A_1)^2}\right)$$

$$\frac{2\Delta p}{\rho \cdot g} + \frac{W^2}{(\rho A_1)^2} = \frac{W^2}{(\rho A_2)^2} \Rightarrow \frac{W}{\rho A_2} = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho \cdot g} + \frac{W^2}{\rho^2 A_1^2}}$$

$$\Rightarrow A_2 = \frac{W}{\rho} \cdot 1 \Big/ \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho \cdot g} + \frac{W^2}{\rho^2 A_1^2}} = 0{,}001010467 \Rightarrow \pi \frac{d^2}{4} \Rightarrow$$

$$\Rightarrow d = \sqrt{\frac{4 \cdot 0{,}001010467}{\pi}} = 0{,}03587\ m$$

- Scopro il moto del fluido

$$Re^* = \frac{\rho v d}{\mu} = \frac{1000 \cdot 3{,}183 \cdot 0{,}02}{0{,}001} = 63660$$

$$Re^* > 2300 \Rightarrow \text{moto turbolento}$$

e quindi uso la formula $f' = 0{,}078\, Re^{-\frac{1}{4}}$

$$\Rightarrow f' = 0{,}078 \cdot (63660)^{-\frac{1}{4}} = 0{,}0048735$$

$$f = \frac{1}{4} f_B^* = \frac{0{,}03548}{4} = 0{,}00887$$

$$\Delta f = f - f' = 0{,}00887 - 0{,}0048735 = \underline{\underline{0{,}004897}}$$

5) Tubo evaporatore

$d = 0{,}02\ m$

entra H_2O sottoraffreddata a $T_{in} = 210°C$, $p = 30\ bar = 3000000\ Pa$

$$G = 1500 \frac{kg}{s\,m^2} \qquad \Phi_w = 20 \frac{W}{cm^2} = 200000 \frac{W}{m^2}$$

1) Calcolare lunghezza regione monofase

2) calcolare il coeff. di scambio termico convettivo h_c e la differenza di temperatura di parete T_w e quella di massa T_b

3) Dire se h_c (calcolato al punto (2)) è valido per tutta la regione sottoraffreddata

3)

1 LUGLIO 2013

1) Sfera cava di acciaio è immersa al 50% del suo volume in acqua.

$$\rho_{H_2O} = 1000 \frac{Kg}{m^3} \qquad \rho_{ACCIAIO} = 7860 \frac{Kg}{m^3}$$

Determinare rapporto tra $\underbrace{\text{raggio interno}}_{= r_i}$ e $\underbrace{\text{raggio esterno}}_{= r_e}$ della sfera

Vale il teorema di Archimede: "un corpo immerso in un liquido riceve una spinta dal basso verso l'alto pari al peso del liquido spostato".

$$\vec{F}_P = \vec{F}_A \Rightarrow \rho_1 \cdot g \cdot dV_1 = \rho_2 \cdot g \cdot dV$$

$$\Rightarrow \rho_{H_2O} \cdot \cancel{g} \cdot \left(\frac{4}{\cancel{3}} \pi \cdot r_e^3\right) \cdot \underbrace{\frac{1}{2}}_{\substack{\text{solo il} \\ 50\% \text{ è immerso}}} = \rho_{ACCIAIO} \cdot \cancel{g} \cdot \left(\frac{4}{\cancel{3}} \pi \left(r_e^3 - r_i^3\right)\right)$$

$$\Rightarrow \frac{\rho_{H_2O} \cdot r_e^3}{2} = \rho_{Acc} \cdot r_e^3 - \rho_{Acc} \cdot r_i^3 \Rightarrow \rho_{Acc} \cdot r_i^3 = r_e^3 \left(\rho_{Acc} - \frac{\rho_{H_2O}}{2}\right)$$

$$\Rightarrow \frac{r_i^3}{r_e^3} = 1 - \frac{1}{2} \frac{\rho_{H_2O}}{\rho_{Acc}} \Rightarrow \frac{r_i}{r_e} = \sqrt[3]{1 - \frac{\rho_{H_2O}}{2 \rho_{Acc}}} = 0,9677$$

b) $X = \dfrac{G_{vap}}{G_{liq}} \Rightarrow G_{vap} = 0{,}3 \cdot 1000 \dfrac{Kg}{s\,m^2} = 300 \dfrac{Kg}{s\,m^2}$

$G_{H_2O} = (1-0{,}3)\cdot 1000 \dfrac{Kg}{s\,m^2} = 700 \dfrac{Kg}{s\,m^2}$

$$\alpha_h = \frac{1}{1 + \frac{1-x}{x}\cdot\frac{\rho_{vap.\,sat.}}{\rho_{liq.\,sat.}}} = \frac{1}{1 + \frac{0{,}7}{0{,}3}\cdot\frac{30{,}818}{757{,}99}} = 0{,}913352$$

frazione di vuoto nel modello omogeneo

rapporto di densità

$$\bar{\rho}_{miscela} = \alpha \cdot \rho_{vap.\ saturo} + (1-\alpha)\,\rho_{liq.\ saturo} = 93{,}826 \frac{Kg}{m^3}$$

e) Per il regime di deflusso, dato che abbiamo un tubo verticale, usiamo la mappa di Hewitt-Roberts

$\dfrac{G_{vap}^2}{\rho_{vap}} = 2920{,}37 \dfrac{Kg}{s^2 \cdot m}$ $\qquad \dfrac{G_{liq}^2}{\rho_{liq.}} = 646{,}45 \dfrac{Kg}{s^2\,m}$

flow pattern $\Rightarrow$ ANNULAR

3) tubazione orizzontale con valvola

$d = 0{,}02\ m$ $\qquad \Delta p = 0{,}5\ bar = 50\,000\ Pa$ tra monte e valle della valvola

$W_{H_2O} = 1 \dfrac{Kg}{s}$ $\qquad \rho_{H_2O} = 1000 \dfrac{Kg}{m^3}$ $\qquad \mu = 0{,}001 \dfrac{Kg}{m \cdot s}$

Determinare il coeff. di perdita localizzata K_{loc}

tra la presa di pressione e la valvola $L = 0{,}5\ m$

$\varepsilon = 0{,}001\ mm = 0{,}000001\ m$

4) Tubo di Venturi in un tubo orizzontale

$D = 0{,}03\, m$ $\qquad H_2O \quad \rho = 1000 \frac{Kg}{m^3}$

$d = 0{,}02\, m$

fluido non viscoso

$\Delta p_{D-d} = 0{,}3\ bar = 30000\ Pa$

Calcolare la portata in massa W

$$p_D + \frac{1}{2}\rho v_D^2 = p_d + \frac{1}{2}\rho v_d^2$$

$$\Rightarrow \Delta p_{D-d} = \frac{1}{2}\rho\left(v_d^2 - v_D^2\right) = \frac{1}{2}\rho\left(v_d^2 - \underbrace{v_d^2 \cdot \frac{d^4}{D^4}}\right)$$

↳ viene da

$W_D = W_d$

$\cancel{\rho} v_D A_D = \cancel{\rho} v_d A_d$

$v_D = v_d \frac{\pi d^2/4}{\pi D^2/4} \Rightarrow v_D = v_d \cdot \frac{d^2}{D^2}$

$$\Rightarrow v_d = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho} \cdot \frac{1}{\left(1 - d^4/D^4\right)}} = 8{,}65\ \frac{m}{s}$$

$$W = \rho A_d \cdot v_d = \rho \cdot \frac{\pi d^2}{4} \cdot v_d = 2{,}72\ \frac{Kg}{s}$$

5) tubo

$d = 0{,}008\ m$

Na liquido $\bar{v} = 5\ \frac{m}{s}$

$T_b = 400\,°C$

$\Phi = 100\ \frac{W}{cm^2} = 1000000\ \frac{W}{m^2}$

Calcolare $T_w = ?$

↑ temperatura di parete

16 SETTEMBRE 2013

1) Tubo verticale

$d = 0{,}03\ m$ regime stazionario

H_2O

$\rho_{H_2O} = 1000 \frac{Kg}{m^3}$ $\mu = 0{,}001 \frac{Kg}{ms}$

$f_B = 0{,}02$

Portata in massa W alla quale corrisponde un $\Delta p = 0$

NB = se tubo fosse stato orizzontale $\Rightarrow \Delta p = f_B \cdot \frac{L}{d} \cdot \frac{1}{2} \rho v^2$

$$\Delta p = \underbrace{-\rho g L}_{\text{caduta di pressione per gravità}} + \underbrace{f_B \cdot \frac{1}{2} \cdot \frac{L}{d} \cdot \rho v^2}_{\text{caduta di pressione per attrito continuo}}$$

$$\Delta p = 0 \Rightarrow \cancel{\rho} g \cancel{L} = + f_B \frac{\cancel{L}}{d} \cdot \frac{1}{2} \cancel{\rho} v^2$$

sappiamo che $v = \frac{W}{\rho A}$, quindi:

$$g = f_B \cdot \frac{1}{2d} \cdot \frac{W^2}{\rho^2 A^2} \Rightarrow W = \sqrt{\frac{2 g d}{f_B} \cdot \rho^2 \cdot \left(\frac{\pi d^2}{4}\right)^2} = 3{,}835 \frac{Kg}{s}$$

3) Tubo evaporatore (verticale)

$D = 1{,}5\,cm = 0{,}015\,m$

H_2O $p = 60\,bar = 6000000\,Pa$ $T = 250\,°C$

$G = 2000\,\frac{Kg}{s\,m^2}$

$L = 20\,m$

a) Calcolare flusso termico che determina la completa evaporazione dell'acqua

b) il titolo in massa all'uscita del tubo per un flusso termico al 50% di quello del punto (a)

c) velocità superficiali del liquido e del vapore nelle condizioni (b)

d) il flow pattern nelle condizioni (b)

a) $\Phi S = G \cdot A \cdot \Delta h$ con $\Delta h = h_{\substack{vap.\\saturo}} - h_{\substack{liq.\\sott.}}$

$$\Phi = G \cdot \frac{\frac{\cancel{\pi} d^{\cancel{2}}}{4}}{\cancel{\pi}\cancel{d}L} \cdot \left(2784{,}56\,\frac{KJ}{Kg} - 1085{,}65\,\frac{KJ}{Kg}\right) \cdot 1000\,\frac{J}{KJ}$$

$$\Rightarrow \Phi = 637091{,}25\,\frac{W}{m^2}$$

b) $\Phi_b = \frac{1}{2}\Phi = 318\,545{,}625\,\frac{W}{m^2}$

$$\Phi \cdot S = G \cdot A \cdot \left[x\left(h_{\substack{vap.\\saturo}} - h_{\substack{liq.\\saturo}}\right) + \left(h_{\substack{liq.\\saturo}} - h_{\substack{liq.\\sott.}}\right)\right] \longrightarrow$$

d) siamo in presenza di un tubo verticale e quindi usiamo la mappa di Hewitt-Roberts:

$$\frac{G_{vap}^2}{\rho_{vap}} = 27345{,}18 \ \frac{kg}{m s^2}$$

$\Rightarrow$ ANNULAR

$$\frac{G_{liq}^2}{\rho_{liq}} = 1544{,}51 \ \frac{kg}{m s^2}$$

4) tubo percorso da acqua sottoraffreddata

$T_b \Rightarrow \rho = 1000 \ kg/m^3 \quad \mu = 0{,}001 \ \frac{kg}{m s} \quad d = 0{,}02 \ m$

T_w , Φ_w

$Re = 20000$

a) calcolare la velocità media e la portata in massa dell'acqua

b) calcolare la portata in massa che porta a $2\Phi_w$ come potenza

a) Sappiamo che: $Re = \dfrac{\rho \bar{v} d}{\mu} \Rightarrow \bar{v} = \dfrac{Re \cdot \mu}{\rho d}$

$\Rightarrow \bar{v} = 1 \ m/s$

$$W = \rho \cdot A \cdot v = \rho \cdot \frac{\pi d^2}{4} \cdot v = 0{,}314 \ \frac{K}{s}$$

~~25 GENNAIO 2011~~

15 SETTEMBRE 2014

2) un oggetto di densità uniforme
immerso in acqua per il 30% del suo volume

$\rho_{H_2O} = 1000 \frac{Kg}{m^3}$ $\rho_{oggetto} = ?$

Spinta di Archimede

$\rho_1 g V_1 = \rho_2 g V_2$

$V_1 = \frac{1}{3} V_2 \Rightarrow \rho_{H_2O} \cdot \cancel{g} \cdot \frac{1}{3} \cancel{V_2} = \rho_2 \cdot \cancel{g} \cdot \cancel{V_2}$

$\Rightarrow \rho_2 = \frac{1}{3} \rho_{H_2O} = 333,\overline{33} \frac{Kg}{m^3}$

3) tubo evaporatore (verticale)

$d = 0,015\ m$

H_2O a $p = 60 bar = 6000000\ Pa$ e $T = 250\ °C$

$G = 1000 \frac{Kg}{s\, m^2}$ Φ_w uniforme

a) calcolare flusso termico Φ_w sapendo che la completa evaporazione si ha per $L = 30\ m$

b) frazione di vuoto e la densità media della miscela nella sezione in cui si raggiunge il titolo del 70%

c) il regime di deflusso (flow pattern) quando il titolo è 70%

4) apparecchiatura - tubo verticale - regime stazionario

$d = 0{,}02\ m$

$L = 5\ m$

$H_2O \quad \rho = 1000\ \frac{kg}{m^3}$

Calcolare fattore di attrito di Blasius f_B

$W = 0{,}65\ \frac{kg}{s}$

$\Delta p = 0{,}6 \cdot bar = 60000\ Pa$

$$\Delta p = \rho g \cdot L + \frac{1}{2} \rho v^2 \cdot \frac{L}{d} \cdot f_B$$

$$W = \rho A v \Rightarrow v = \frac{W}{\rho A} = \frac{W}{\rho \cdot \frac{\pi d^2}{4}} = 2{,}07\ \frac{m}{s}$$

$$f_B = \frac{2(\Delta p - \rho g L) d}{\rho v^2 L} = 0{,}02044$$

5) Tubo

$d = 10\ mm = 0{,}01\ m$

$L = 1{,}5\ m$

$W = 0{,}37\ \frac{kg}{s}$ di Na liquido

Φ_w imposto e costante

$T_{b,in} = 400\ °C \qquad T_{b,out} = 500\ °C$

Calcolare Φ_w e T_w di parete massima

6) tubazione orizzontale

$D = 0{,}05\ m \qquad H_2O \quad \rho = 1000\ \frac{Kg}{m^3}$

Tubo di Venturi da inserire, determinare diametro d

$W = 4\ \frac{Kg}{s} \qquad \Delta p_{D-d} = 0{,}37\ bar = 37000\ Pa$

fluido non viscoso $\quad W_1 = W_2$

$$p + \rho g z + \frac{1}{2}\rho v^2 = cost$$

$$p_D + \rho \cancel{g} \underbrace{z}_{z=0} + \frac{1}{2}\rho v_D^2 = p_d + \rho \cancel{g} \underbrace{z}_{z=0} + \frac{1}{2}\rho v_d^2$$

$$\Rightarrow \quad p_D - p_d = \frac{1}{2}\rho\left(v_d^2 - v_D^2\right)$$

$$W = \rho v A \Rightarrow v_D = \frac{W}{\rho A_D} = \frac{W}{\rho \frac{\pi D^2}{4}} = 2{,}037\ \frac{m}{s}$$

$$\Rightarrow \quad \Delta p = \frac{1}{2}\rho\left(v_d^2 - v_D^2\right) \Rightarrow v_d^2 = v_D^2 + \frac{2\Delta p}{\rho}$$

$$\Rightarrow v_d = \sqrt{v_D^2 + \frac{2\Delta p}{\rho}} = 8{,}84\ \frac{m}{s}$$

$$W = \rho A v \Rightarrow A_d = \frac{W}{\rho v_d} = 0{,}000452488\ m^2$$

$$\text{ma } A_d = \frac{\pi d^2}{4} \Rightarrow d = \sqrt{\frac{4 A_d}{\pi}} = 0{,}024\ m$$

17 FEBBRAIO 2014

2) tubo verticale - regime stazionario

d = diametro

$\bar{v} = 3{,}5 \frac{m}{s}$

H_2O $\rho = 1000 \frac{Kg}{m^3}$ $\mu = 0{,}001 \frac{Kg}{ms}$

$f_B = 0{,}02$

- $\Delta p = 0$ quanto vale d=?

- Come si può affrontare il problema se f_B non fosse noto?

- $\Delta p = f_B \cdot \frac{L}{d} \cdot \frac{1}{2} \rho \bar{v}^2 + \rho g L$

$\Delta p = 0 \Rightarrow \cancel{\rho} g \cancel{L} = f_B \frac{\cancel{L}}{d} \frac{1}{2} \cancel{\rho} \bar{v}^2$

$$\Rightarrow d = \frac{f_B \cdot \bar{v}^2}{2g} = \frac{0{,}02 \cdot 3{,}5^2 \frac{m^2}{s^2}}{2 \cdot 9{,}81 \frac{m}{s^2}} = 0{,}0125 \; m$$

- Se f_B non fosse stato noto, avrei proceduto col calcolo del numero di Reynolds e la determinazione del regime di deflusso e poi, a seconda, della tipologia di tubo, avrei calcolato f_B o f con la formulazione empirica adatta.

Sappiamo che:

$$\Phi_w = h_e \cdot \Delta T = h_e \cdot (T_{w,max} - T_{b,out})$$

Calcoliamoci h_e utilizzando la correlazione:

$Nu = 7 + 0{,}025 \cdot Pe^{0,8}$ perchè Na è un metallo

$$Pe = Re \cdot Pr$$

$$Pr = \frac{\mu c_p}{K} \Rightarrow \mu = \frac{Pr \cdot K}{c_p} = 0{,}0002635 \ \frac{Kg}{m\,s}$$

$$Re = \frac{\rho v d}{\mu} = \frac{1000 \cdot 2{,}094 \cdot 0{,}015}{0{,}0002635} = 119\,203 > 2300 \text{ - TURBOLENTO}$$

$$\text{con } v = \frac{W}{\rho A} = \frac{W}{\rho \frac{\pi d^2}{4}} = 2{,}094 \ \frac{m}{s}$$

$$Pe = Pr \cdot Re = 655{,}62$$

$$\text{quindi: } Nu = 7 + 0{,}025 \cdot Pe^{0,8} = 11{,}480$$

$$\text{ma } Nu = \frac{h_e \cdot d}{K} \Rightarrow h_e = \frac{Nu \cdot K}{d} = 46\,685{,}3 \ \frac{W}{m\,°C}$$

$$\text{Allora: } \Phi_w = h_e \cdot \Delta T \Rightarrow \Delta T = \frac{\Phi_w}{h_e} = 10{,}71\,°C$$

$$\Rightarrow T_{b,out} = T_{w,max} - 10{,}71\,°C = 489{,}29\,°C$$

Adesso, so che: $\Phi_w \cdot S = W \cdot c_p \cdot \Delta T'$ con $\Delta T' = (T_{b,out} - T_{b,in})$

$$\Rightarrow T_{b,in} = T_{b,out} - \frac{\Phi_w \cdot S}{W c_p} = T_{b,out} - \frac{\Phi \cdot \pi d L}{W c_p} = 414{,}25\,°C$$

6) Tubo evaporatore - verticale

$d = 1,5\ cm = 0,015\ m$

H_2O a $p = 60\ bar$ e $T = 250°C$

$G = 1000\ \frac{Kg}{s \cdot m^2}$

$L = 20\ m$

a) Calcolare flusso termico Φ_w che determina la completa evaporazione dell'acqua

b) la distanza L' in cui si raggiunge la condizione di liquido saturo

c) le velocità superficiali alla distanza $\frac{L}{2}$

d) il flow pattern alla distanza $\frac{L}{2}$

e) il grado di vuoto a $\frac{L}{2}$

a) $\Phi_w \cdot S = G \cdot A \cdot \Delta h_{evap.} \Rightarrow \Phi_w = \frac{G A}{S} \cdot \left(h_{\substack{vap. \\ saturo}} - h_{\substack{liq. \\ sott.}} \right) =$

$$\Phi_w = \frac{G \cdot \frac{\cancel{\pi} d^{\cancel{2}}}{4}}{\cancel{\pi} \cancel{d} L} \cdot \left(h_{\substack{vap \\ saturo}} - h_{\substack{liq \\ sott}} \right) \cdot \underbrace{1000 \frac{J}{KJ}}_{\text{conversione di KJ in J}} = 318545\ \frac{W}{m^2}$$

b) $\Phi_w \cdot S = G A \Delta h_{\substack{liq \\ saturo}} \Rightarrow \Phi_w \cdot \pi \cdot d \cdot L' = G A \Delta h \Rightarrow L' = \frac{G \cdot \frac{\cancel{\pi} d^{\cancel{2}}}{4}}{\cancel{\pi} \cancel{d} \Phi_w} \cdot \Delta h$

$$L' = \frac{G d}{4 \Phi_w} \cdot \left(h_{\substack{liq \\ saturo}} - h_{\substack{liq \\ sott}} \right) \cdot 1000 \frac{J}{KJ} = 1,51\ m$$

e) il grado di vuoto α a $\frac{L}{2}$ e lo calcoliamo così:

$$\alpha_h = \frac{1}{1 + \frac{1-x}{x} \cdot \frac{\rho_{vap}}{\rho_{liq}}} = 0,9543$$

Se poi volessimo la densità media della miscela:

$$\bar{\rho} = (1 - \alpha_h) \cdot \rho_{liq} + \alpha_h \cdot \rho_{vap} = 64,050 \ \frac{Kg}{m^3}$$

9 LUGLIO 2014

3) Tubo evaporatore - verticale

$d = 0{,}03 \ m$

H_2O a $p = 60$ bar e $T = 250°C$

$G = 1000 \ \frac{Kg}{s\,m^2}$

$\Phi_w = 20 \ \frac{W}{cm^2} = 200000 \ \frac{W}{m^2}$

a) Distanza L per il quale vale $x = 0{,}5$

b) frazione di vuoto α_h e densità media della miscela quando $x = 0{,}5$

c) il regime di deflusso (flow pattern) quando $x = 0{,}5$

d) uso del modello omogeneo è appropriato?

a) $$\Phi_w \cdot S = G \cdot A \cdot \Delta h \Rightarrow \Phi_w \cdot S = G \cdot A \cdot \left[x \left(h_{\substack{vap. \\ saturo}} - h_{\substack{liq \\ saturo}} \right) + \left(h_{\substack{liq \\ saturo}} - h_{\substack{liq \\ sott}} \right) \right]$$

$$\Rightarrow \Phi_w \cdot \cancel{\pi} d \cdot L = G \cdot \frac{\cancel{\pi} d^{\cancel{2}}}{4} \cdot \left(x \Delta h_{evap} - \Delta h_{liq} \right)$$

$$\Rightarrow L = \frac{G d}{4 \Phi_w} \cdot \left[x \left(h_{\substack{vap. \\ saturo}} - h_{\substack{liq \\ saturo}} \right) + \left(h_{\substack{liq \\ saturo}} - h_{\substack{liq \\ sott}} \right) \right] = 34{,}256 \ m$$

b) $$\alpha_h = \frac{1}{1 + \frac{1-x}{x} \cdot \frac{\rho_{vap}}{\rho_{liq}}} = 0{,}961$$

$$\bar{\rho} = (1 - \alpha_h) \cdot \rho_{liq} + \alpha_h \cdot \rho_{vap} = 59{,}178 \ \frac{Kg}{m^3}$$

- Se il fattore di attrito non fosse noto, avrei proceduto col determinare il regime di deflusso attraverso il numero di Reynolds e poi, a seconda del tubo (rugoso, liscio ecc...), avrei usato la formula empirica corretta per il calcolo del fattore d'attrito.

5) tubo orizzontale

$D = 30\ mm = 0{,}03\ m$

Inseriamo un tubo di Venturi

$d = 20\ mm = 0{,}02\ m$

$H_2O\ \rho = 1000\ \frac{Kg}{m^3}$

$\Delta p_{Dd} = 0{,}3\ bar = 30000\ Pa$

- Calcolare la portata in massa W

Ipotesi: flusso non viscoso $\Rightarrow W_D = W_d = W$

- Tale ipotesi andrebbe bene per la parte divergente?

$$A_d = \frac{\pi d^2}{4} = 3{,}14159 \cdot 10^{-4}\ m^2$$
$$A_D = \pi \frac{D^2}{4} = 7{,}06858 \cdot 10^{-4}\ m^2$$

$$\Delta p = P_D - P_d$$

$$P_D + \frac{1}{2}\rho v_D^2 = P_d + \frac{1}{2}\rho v_d^2 \Rightarrow \Delta p = \frac{1}{2}\rho\left(v_d^2 - v_D^2\right)$$

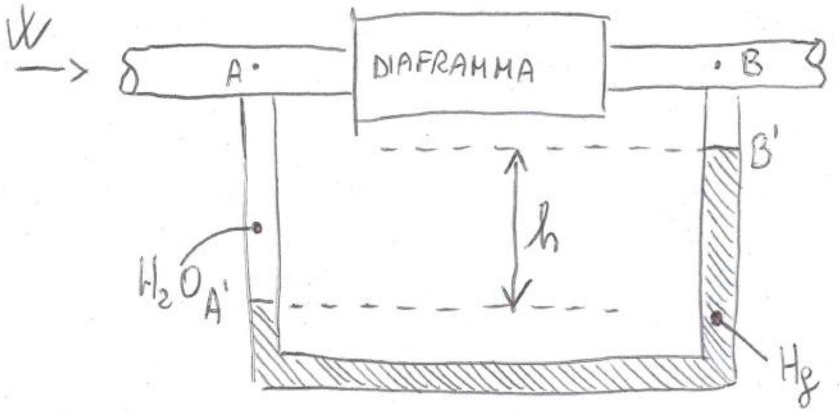
$$W_D = \rho v_D A_D$$
$$W_d = \rho v_d A_d$$
$$\Rightarrow v_D = v_d \cdot \frac{A_d}{A_D}$$

$$\Rightarrow \Delta p = \frac{1}{2}\rho \cdot \frac{1}{A_D^2} \cdot \left(v_d^2 \cdot A_D^2 - v_d^2 \cdot A_d^2\right) \Rightarrow \frac{2\Delta p \cdot A_D^2}{\rho} \cdot \frac{1}{A_D^2 - A_d^2} = v_d^2$$

$$\Rightarrow v_d = \sqrt{v_d^2} = 8{,}647\ \frac{m}{s}$$

24 LUGLIO 2013

1) Misuratore di portata con manometro a mercurio



$h = 20\,cm = 0{,}2\,m$

$\rho_{H_2O} = 1000 \frac{kg}{m^3}$ $\quad \rho_{Hg} = 13579 \frac{kg}{m^3}$

• Determinare la differenza di pressione del diaframma

$$\begin{cases} p_{A'} = p_A + \rho_{H_2O} \cdot g \cdot (h+z) \\ p_{B'} = p_B + \rho_{H_2O} \cdot g \cdot z \end{cases} \Longrightarrow \begin{cases} ① \; p_{A'} = p_A + \rho_{H_2O} \cdot g \cdot (h+z) \\ ② \; p_{A'} - \rho_{Hg} \cdot g \cdot h = p_B + \rho_{H_2O} \cdot g \cdot z \end{cases}$$

ma : $p_{B'} = p_{A'} - \rho_{Hg} \cdot g \cdot h$

$$① - ② \Rightarrow \cancel{p_{A'}} - \cancel{p_{A'}} + \rho_{Hg} \cdot g \cdot h = p_A + \rho_{H_2O} \cdot g \cdot (h + \cancel{z}) - p_B - \cancel{\rho_{H_2O} \cdot g \cdot z}$$

$$\Rightarrow p_A - p_B = g\,h\,(\rho_{Hg} - \rho_{H_2O}) \Rightarrow \Delta p = h g (\rho_{Hg} - \rho_{H_2O}) = 24679{,}998\ Pa$$

c) $\Phi_w \cdot S' = G \cdot A \cdot \left[x \Delta h_{evap} + \Delta h_{liq} \right]$ con $x = 0,5$

$$\Rightarrow \Phi_w \cdot \cancel{\pi D} \cdot L' = G \cdot \pi \frac{D^{\cancel{2}}}{4} \cdot \left[x \Delta h_{evap} + \Delta h_{liq} \right]$$

$$\Rightarrow L' = \frac{G \cdot D}{4 \Phi_w} \cdot \left[x \Delta h_{evap} + \Delta h_{liq} \right] = 13,442 \ m$$

d) La frazione di vuoto si calcola nel seguente modo:

$$\alpha_h = \frac{1}{1 + \frac{1-x}{x} \cdot \frac{\rho_{vap}}{\rho_{liq}}} = 0,86093$$

$$\bar{\rho} = (1 - \alpha_h) \rho_{liq} + \alpha_h \cdot \rho_{vap} = 59,2286 \ \frac{kg}{m^3}$$

e) Siamo in presenza di un tubo verticale e quindi adoperiamo la mappa di Hewitt-Roberts:

$$\frac{G_{vap}^2}{\rho_{vap}} = \frac{x^2 G^2}{\rho_{vap}} = 8112,14 \ \frac{kg}{m s^2}$$

$\Rightarrow$ ANNULAR

$$\frac{G_{liq}^2}{\rho_{liq}} = \frac{(1-x)^2 \cdot G^2}{\rho_{liq}} = 329,82 \ \frac{kg}{m s^2}$$

f) Per vedere se il modello omogeneo va bene, procediamo così:

$$\cancel{u_{vap} = \frac{v_{vap}}{\rho_{vap}} = \frac{G_{vap}}{\rho_{vap}^2} = \frac{x G}{\rho_{vap}^2} =}$$

$$\cancel{u_{liq} = \frac{v_{liq}}{\rho_{liq}} = \frac{G_{liq}}{\rho_{liq}^2} = \frac{x G}{\rho_{liq}^2} =}$$

$$u_{vap} = \frac{v_{vap}}{\alpha_h} = \frac{x G}{\rho_{vap}} \cdot \frac{1}{\alpha_h} = 16,88$$

$$u_{liq} = \frac{v_{liq}}{1 - \alpha_h} = \frac{(1-x) G}{\rho_{liq}} \cdot \frac{1}{1 - \alpha_h} = 16,88$$

$\rightarrow$ SI VA BENE

- $p_D + \frac{1}{2}\rho v_D^2 = p_d + \frac{1}{2}\rho v_d^2$

$$\Rightarrow p_D - p_d = \frac{1}{2}\rho\left(v_d^2 - v_D^2\right) \Rightarrow \Delta p = \frac{1}{2}\rho\left(v_d^2 - v_D^2\right)$$

$$v_d = \frac{W}{\rho A_d} \qquad v_D = \frac{W}{\rho A_D} \qquad A_D = \pi\frac{D^2}{4} = 7{,}06858 \cdot 10^{-4}\ m^2$$

$$\Rightarrow \Delta p = \frac{1}{2}\rho\left(\frac{W^2}{\rho^2 A_d^2} - \frac{W^2}{\rho^2 A_D^2}\right) \Rightarrow \Delta p = \frac{W^2}{2\rho}\left(\frac{1}{A_d^2} - \frac{1}{A_D^2}\right)$$

$$\Rightarrow \frac{2\rho\Delta p}{W^2} + \frac{1}{A_D^2} = \frac{1}{A_d^2} \Rightarrow \frac{2\rho\Delta p A_D^2 + W^2}{W^2 \cdot A_D^2} = \frac{1}{A_d^2}$$

$$\Rightarrow A_d = \sqrt{\frac{W^2 \cdot A_D^2}{2\rho\Delta p \cdot A_D^2 + W^2}} = 2{,}42525 \cdot 10^{-4}\ m^2$$

$$A_d = \pi\frac{d^2}{4} \Rightarrow d = \sqrt{\frac{4A_d}{\pi}} = 0{,}0176\ m$$

- $\Delta p' = \frac{1}{2}\rho\left(v_d^2 - v_D^2\right)$

$$v_d' = \frac{W'}{\rho A_d} = \frac{W}{5\rho A_d} = 1{,}649\ \frac{m}{s} \qquad v_D' = \frac{W'}{\rho A_D} = \frac{W}{5\rho A_D} = 0{,}56588\ \frac{m}{s}$$

$$\Delta p' = \frac{1}{2}\rho\left(v_d^2 - v_D^2\right) \simeq 1199{,}5\ Pa$$

che è circa $\frac{\Delta p}{5^2}$ dato che $v_d' = \frac{v_d}{5}$ e $v_D' = \frac{v_D}{5}$ e sono elevate al quadrato con lo stesso fattore di moltiplicazione, ovvero $\frac{1}{25} = \frac{1}{5^2}$.

Compito scritto di
TERMOCINETICA / TERMOFLUIDODINAMICA
3 luglio 2012
domande di teoria

Cognome e nome..Matr.....................

Le risposte debbono essere scritte su questo foglio nello spazio disponibile dopo il testo della domanda.

DOMANDA n° 1 (punti 4)

La risultante delle forze di pressione agenti su una superficie piana immersa sotto battente di liquido con densità costante è applicata nel centro di spinta. Esso si trova al di sotto o al di sopra del baricentro della superficie ? Motivare la risposta.

TEOREMA DI VARIGNON (MOMENTI): $\xi = \dfrac{\int_\sigma x^2 d\sigma}{\int_\sigma x\, d\sigma} = \dfrac{I_{yy}}{M_y}$

dove ξ = braccio risultante, I_{yy} = momento d'inerzia, M_y = momento statico.

Si trova al di sotto perché: $\xi = \dfrac{I_G + \sigma x_G^2}{\sigma x_G} = x_G + \dfrac{I_G}{\sigma x_G} > x_G$

del baricentro ($\xi > x_G$)

DOMANDA n° 2 (punti 4)

Illustrare sinteticamente il significato dei termini al secondo membro dell'equazione integrale di conservazione dell'energia:

$$\underbrace{\frac{\partial}{\partial t}\int_{cv} e\rho\, dv}_{①} + \underbrace{\int_{cs}\left(e+\frac{p}{\rho}\right)\rho V \times n\, dA}_{②}$$

① rappresenta l'accumulo di energia nel volume di controllo.

② rappresenta il flusso di energia, precisamente:

$e\rho v$ = flusso sulla superficie. $\frac{p}{\rho}\rho v = pv$ è il lavoro delle forze di pressione per muovere il fluido.

Gli altri numeri adimensionali sono:
Nusselt, Prandtl, Stanton, Graetz

DOMANDA n° 6 (punti 4)

Nella condensazione a film di un vapore che condensa in assenza di incondensabili, la resistenza termica è localizzata nell'interfaccia liquido vapore o nel film liquido ? Motivare la risposta con riferimento alla fenomenologia rappresentata nel modello di Nusselt.
A parità di diametro e di ΔT_{sat}, il coefficiente di scambio termico medio è più alto nella condensazione su di un tubo verticale o su di un tubo orizzontale ?

All'interfaccia liquido-vapore ho come ipotesi del modello di Nusselt che si trovi solo T_{SAT} e non ΔT, dunque la resistenza R_{th} si trova nel film liquido.
Intuitivamente nel tubo orizzontale poichè agisce la gravità ed è meno spesso il film liquido.

© Proprietà riservata dell'autore - Digitalizzazione e distribuzione a cura del CENTRO APPUNTI - Corso Luigi Einaudi, 55 - Torino / Pagina 57 di 106

Nò, non posso perchè, essendoci evaporazione, cambia $\vec{u}$ e quindi, a causa dell'evaporazione e quindi dello scambio di calore, ρ non è più costante, ma varia in ogni sezione del condotto.

DOMANDA n° 4 (punti 4)

Il modello teorico di Leveque per il calcolo del coefficiente di scambio termico convettivo utilizza la seguente equazione differenziale: $u\dfrac{\partial T}{\partial x} = \dfrac{k}{\rho c_p}\dfrac{\partial^2 T}{\partial y^2}$.

Dire di quale tipo di equazione si tratta ed elencare le ipotesi semplificative della sua stesura rispetto alla formulazione completa non semplificata.

Dire inoltre quali assunzioni sono state fatte da Leveque per la velocità u.

Si tratta di equazione di energia. Le ipotesi sono: (1) tubo schiacciato bidimensionalmente; (2) niente dissipazione per attrito viscoso; (3) velocità lungo y nulla e (4) $\dfrac{\partial^2 T}{\partial x^2}$ trascurabile

Si è assunta una velocità linearizzata $u = c \cdot y$ ← distanza dalla parete

DOMANDA n° 5 (punti 4)

Lo strato limite laminare che si forma in presenza di una corrente infinita che lambisce un piatto è descritto dalle equazioni di Prandtl.

Quale forma semplificata assume la componente dell'equazione differenziale della quantità di moto nella direzione perpendicolare al piatto ?

Su quali elementi si basano le semplificazioni introdotte da Prandtl ?

$$\begin{cases} \dfrac{\partial p}{\partial y} = 0 \; ; \; \dfrac{\partial u}{\partial x} + \dfrac{\partial v}{\partial y} = 0 \\ u\dfrac{\partial u}{\partial x} + v\dfrac{\partial u}{\partial y} = -\dfrac{1}{\rho}\dfrac{\partial p}{\partial x} + \dfrac{\mu}{\rho}\dfrac{\partial^2 u}{\partial y^2} \end{cases}$$

perchè $v \ll u$ dato che una delle due dimensioni è molto più piccola.

Compito scritto di

TERMOCINETICA / TERMOFLUIDODINAMICA

16 luglio 2012

domande di teoria

Cognome e nome...Matr......................

Le risposte debbono essere scritte su questo foglio nello spazio disponibile dopo il testo della domanda.

DOMANDA n° 1 (punti 4)

Come si calcola la risultante delle forze di pressione agenti su una superficie piana immersa sotto battente di liquido con densità costante, in condizioni statiche ?

Per una parete piana: $\vec{S} = \vec{n} \int_\sigma \rho \cdot g \cdot x \sin\alpha \, d\sigma = \rho g \sin\alpha \cdot x_G \sigma \cdot \vec{n}$

$= \rho g \cdot h_G \cdot \sigma$ affondamento baricentrico

ma $\rho g h_G = p_G$ pressione nel baricentro $\Rightarrow S = p_G \cdot \sigma$ elemento di area

DOMANDA n° 2 (punti 4)

Come si calcolano le cadute di pressione dovute all'attrito viscoso in un tubo di diametro d e lunghezza L, percorso dalla portata W di un fluido con densità ρ e viscosità μ ?

Come si effettua il calcolo quando la sezione del condotto non è circolare ?

$\Delta p = f_B \cdot \frac{L}{d} \cdot \frac{1}{2} \rho v^2$ con $v = \frac{W}{\rho \cdot A} = \frac{4W}{\rho \pi d^2}$

f_B = fattore di Blasius

Nel caso di sezione non circolare, si usa il diametro idraulico:

$d_{eq} = \frac{4A}{P_{bagnato}}$ → perimetro bagnato

DOMANDA n° 3 (punti 4)

Nella deduzione dell'equazione differenziale della quantità di moto si considerano gli sforzi normali e tangenziali agenti sulle facce di un volume infinitesimo di fluido in moto.

Con riferimento ad un sistema di assi cartesiani, scrivere le formulazioni degli sforzi normali e tangenziali agenti sulla faccia perpendicolare all'asse x ed indicarne il significato fisico.

DOMANDA n° 6 (punti 4)

Le formulazioni dell'analogia di Martinelli sono state sviluppate a partire dalle seguenti due relazioni: $\frac{\tau}{\rho}=(\nu+\varepsilon_m)\frac{du}{dy}$ e $\frac{q}{\rho c_p}=-(\alpha+\varepsilon_H)\frac{du}{dy}$; descrivere sinteticamente il significato di ε_m e di ε_H e il procedimento utilizzato da Martinelli nello sviluppo delle formulazioni dell'analogia.

Ho assunto andamenti lineari per lo sforzo di taglio e per il flusso termico:

$$\frac{\tau_w}{\rho}\left(1-\frac{y}{r_w}\right)=(\nu+\varepsilon_m)\frac{du}{dy} \qquad \frac{q_w}{\rho c_p}\left(1-\frac{y}{r_w}\right)=-(\alpha+\varepsilon_H)\frac{du}{dy}$$ leggi elementari

Poi: $$\int_{T_w}^{T} dT = -\frac{q_w}{\rho c_p}\int_0^y \frac{1}{\frac{\nu}{Pr}+\frac{\varepsilon_H}{\varepsilon_m}\cdot\varepsilon_m}\left(1-\frac{y}{r_w}\right)dy$$

per risolvere l'integrale si sostituisce con la legge elementare dello sforzo di taglio

introdotto al posto di α diffusività molecolare

è stato volutamente introdotto tale rapporto tra le due diffusività turbolente

$\rightarrow$ spesso $\frac{\varepsilon_H}{\varepsilon_m}=1$

DOMANDA n° 5 (punti 4)

Indicare la denominazione della seguente equazione differenziale di conservazione e specificare le assunzioni semplificative su cui si basa e il significato fisico dei termici dell'equazione; indicare inoltre l'espressione della derivata $\frac{Du}{Dt}$:

$$\underbrace{\rho\frac{Du}{Dt}}_{1}=\underbrace{-\rho\frac{\partial PE}{\partial x}}_{2}\underbrace{-\frac{\partial p}{\partial x}}_{3}+\underbrace{\mu\left(\frac{\partial^2 u}{\partial x^2}+\frac{\partial^2 u}{\partial y^2}+\frac{\partial^2 u}{\partial z^2}\right)}_{4}$$

eq. di conservazione della quantità di moto con ρ e μ costanti (Naviere-Stokes)

1 forze d'inerzia 2 forze di corpo 3 forze di pressione 4 forze viscose

Se $\mu = 0 \Rightarrow$ eq. di Eulero: $\frac{Du}{Dt}=-\frac{\partial PE}{\partial x}-\frac{1}{\rho}\frac{\partial p}{\partial x}$ (fluidi ideali)

$\frac{Du}{Dt}$ = derivata materiale

$$\cancel{\frac{Du}{Dt}=-\frac{\partial PE}{\partial x}-\frac{1}{\rho}\frac{\partial p}{\partial x}+\frac{\mu}{\rho}\left(\frac{\partial^2 u}{\partial x^2}+\frac{\partial^2 u}{\partial y^2}+\frac{\partial^2 u}{\partial z^2}\right)}$$

$$\frac{Du}{Dt}=u\frac{\partial u}{\partial x}+v\frac{\partial u}{\partial y}+w\frac{\partial u}{\partial z}+\frac{\partial u}{\partial t}$$

DOMANDA n° 6 (punti 4)

In un condensatore entra vapore d'acqua surriscaldato alla pressione p_1, alla velocità media V_1 ed alla quota z_1 ed esce acqua sottoraffreddata alla pressione p_2, alla velocità media V_2 ed alla quota z_2; le grandezze relative alla sezione di ingresso (1) e alla sezione di uscita (2) possono essere messe in relazione mediante l'equazione di Bernoulli nella forma $p+\frac{1}{2}\rho V^2+\rho g z=\text{cost.}$?

Motivare sinteticamente la risposta.

No, perchè vi è un cambiamento di fase e quindi la densità ρ non è costante, ma varia a causa degli effetti di

© Proprietà riservata dell'autore - Digitalizzazione e distribuzione a cura del CENTRO APPUNTI - Corso Luigi Einaudi, 55 - Torino / Pagina 67 di 106

DOMANDA n° 3 (punti 4)

La formulazione $u = 2\,\bar{u}\left[1-\left(\frac{r}{R}\right)^2\right]$ rappresenta il profilo di velocità in un tubo di raggio R in condizioni di moto laminare sviluppato, in funzione della coordinata radiale r. Determinare la velocità massima del fluido nella sezione retta del condotto, la portata in volume, la portata in massa e il fattore d'attrito f.

Per il calcolo del fattore d'attrito scegliere la formulazione adatta tra le tre che seguono.

a) $f = \frac{16}{Re}$ b) $f = 0.079\,Re^{-1/4}$ c) $f = \frac{0.0055}{4}\left(1+\sqrt[3]{2000\frac{\varepsilon}{d}+\frac{10^6}{Re}}\right)$

$u_{max} = 2\bar{u}$ $W = \pi R^2 \cdot \bar{u} \cdot \rho$ (portata in massa)

$f = \frac{16}{Re}$ perchè moto laminare

DOMANDA n° 4 (punti 4)

Le formulazioni seguenti esprimono lo sforzo di taglio τ e il flusso termico q per unità di superficie in funzione delle derivate della velocità u e della temperatura T calcolate rispetto alla distanza dalla parete y:

$$\frac{\tau}{\rho} = (\nu+\varepsilon_m)\frac{du}{dy} \quad (1)$$

$$\frac{q}{\rho\,c_p} = -(\alpha+\varepsilon_H)\frac{dT}{dy} \quad (2)$$

- Le precedenti formulazioni (1) e (2) valgono per deflusso laminare o turbolento ?
- Come si esprimono ν e α ?
- A quale fenomenologia sono associate le diffusività ε_m ed ε_H ?

• Valgono per deflusso turbolento

• $\alpha = \frac{K}{\rho c_p}$ e $\nu = \frac{\tau_\alpha \cdot \delta_1}{\rho \cdot u_{\delta_1}}$ α = diff. molecolare del calore
ν = " " delle quantità di moto

• ε_H diffusività turbolenta del calore
ε_m diffusività turbolenta delle quantità di moto

© Proprietà riservata dell'autore - Digitalizzazione e distribuzione a cura del CENTRO APPUNTI - Corso Luigi Einaudi, 55 - Torino / Pagina 71 di 106

DATI: $D, L, \Phi_w, W, T_1, p_1, h_1, h_2$ $\qquad \Delta h = c_p \Delta T$

$$\Phi_w \cdot \pi D L_{NB} = W \cdot \Delta h \Rightarrow L_{NB} = \frac{W}{\Phi_w \cdot \pi D} \cdot (h_{sat} - h_1)$$

$$\Phi_w \cdot \pi D L = W \cdot \left[x_2 (h_2 - h_{sat}) + (h_{sat} - h_1) \right] \Rightarrow x_2 = \left[\frac{\Phi_w \pi D L}{W} - (h_{sat} - h_1) \right] \cdot \frac{1}{(h_2 - h_{sat})}$$

Le entalpie variano lungo il tubo a causa delle variazioni di pressione, ma in generale si trascura tale effetto nei calcoli.

DOMANDA n° 5 (punti 4)

Nel moto bidimensionale piano di un fluido viscoso che defluisce parallelamente ad una piastra si forma, come noto, uno strato limite di spessore crescente nel verso del moto.

- Come viene definito il contorno dello strato limite ?
- quali equazioni possono essere utilizzate nello studio del campo di moto nello strato limite ?
- l'equazione di Bernoulli per fluidi non viscosi può essere applicata nello strato limite, o nella regione esterna ?

- La regione in prossimità della parete passa dal valore V_∞ a quello zero della parete, lo spessore cresce lungo il moto e il confine dello strato limite si trova a $u = 0{,}99 \cdot V_\infty$; ci sono due componenti ma $v \ll u$.
- Si usano le equazioni di Prandtl che divise il moto in due regioni: 1) vicino alla parete dove sforzi di taglio contano, 2) fuori dallo strato limite dove le forze viscose sono trascurabili.
- Nella regione esterna perché nello strato limite uso le considerazioni di Prandtl

DOMANDA n° 6 (punti 4)

In quali condizioni e per quali tipi di fluido si applicano le seguenti correlazioni per il calcolo del coefficiente di scambio termico convettivo ?

(1)	$Nu = Nu_\infty + \dfrac{K_1 \frac{d_i}{x} Re \cdot Pr}{1 + \left(K_2 \frac{d_i}{x} Re \cdot Pr \right)^n}$	correlazione di Hausen per flusso termico uniforme (coefficienti ed esponenti da tabelle in base al profilo di velocità parabolico o in sviluppo e al numero di Prandtl)
(2)	$\overline{Nu} = Nu_\infty + \dfrac{K_1 \frac{d_i}{L} Re \cdot Pr}{1 + \left(K_2 \frac{d_i}{L} Re \cdot Pr \right)^n}$	correlazione di Hausen per temperatura di parete uniforme (coefficienti ed esponenti da tabelle in base al profilo di velocità parabolico o in sviluppo e al numero di Prandtl)

© Proprietà riservata dell'autore - Digitalizzazione e distribuzione a cura del CENTRO APPUNTI - Corso Luigi Einaudi, 55 - Torino / Pagina 75 di 106

Sono le equazioni di Prandtl per lo strato limite.

Fluido incomprimibile, nelle ipotesi che non vi siano forze di campo e che le proprietà fisiche siano costanti; inoltre lungo la coordinata y, la velocità è trascurabile (ordine di grandezza << 1).

DOMANDA n° 6 (punti 4)

Si vuole studiare sperimentalmente in laboratorio il fascio di barre di un reattore veloce innovativo raffreddato con sodio liquido realizzando, con un opportuno fattore di scala, un modello da strumentare per lo studio delle cadute di pressione e dello scambio termico.

E' possibile effettuare la simulazione dal punto di vista sia fluidodinamico che termico utilizzando acqua come fluido termovettore ? motivare la risposta con riferimento ai numeri adimensionali che intervengono nella simulazione.

Dal punto di vista termico non è possibile perchè il numero $Pr = \frac{\mu c_p}{K}$ non lo si può rendere uguale a causa di un $K_{Na} \gg K_{H_2O}$

Dal punto di vista fluidodinamico è possibile, però:
1) H_2O a 100°C per avere μ non troppo diversi
2) imponendo i Re uguali $\Rightarrow$ cioè un diametro maggiore per H_2O

DOMANDA n° 7 (punti 4)

Descrivere sinteticamente la fenomenologia dell'ebollizione nucleata di un liquido a contatto di una parete riscaldata.

Si ha la formazione di bolle di vapore a partire dalla parete riscaldata (dalle sue impurità).
Si ha inizialmente la formazione di piccole bollicine indipendenti tra di loro; dopo le bolle iniziano a coalescere ed ad allontanarsi dalla parete sotto forma di grosse bolle.
Dopo si viene a creare sulla superficie della parete una sottile pellicola di vapore (film-boiling) ostacolando il contatto tra liquido e parete.

DOMANDA n° 8 (punti 4)

I condensatori delle centrali termoelettriche sono tipicamente realizzati con banchi di tubi orizzontali, con disposizione a tubi sfalsati.

Giustificare la scelta costruttiva con riferimento alla fenomenologia descritta dal modello di Nusselt per il calcolo del coefficiente di scambio termico in regime di condensazione.

Dire inoltre se, a parità di superficie di scambio termico e di temperature del vapore e dell'acqua di raffreddamento, la potenza scambiata è una funzione crescente o decrescente del diametro dei tubi.

Compito scritto di
TERMOCINETICA /E TERMOFLUIDODINAMICA
24 luglio 2013
domande di teoria

Cognome e nome...Matr....................

Le risposte debbono essere scritte su questo foglio nello spazio disponibile dopo il testo della domanda.

DOMANDA n° 3 (punti 4)

Una parete piana di area A è immersa in una massa di liquido di densità ρ; il liquido è in quiete. Il baricentro dell'area si trova alla profondità h rispetto al pelo libero. Come si calcola la spinta applicata dal liquido alla parete ? La spinta è applicata nel baricentro dell'area o in un altro punto ?

La spinta applicata dal liquido alla parete si calcola $S = p_g \cdot \sigma$
dove σ è l'area e $p_g = \rho \cdot g \cdot h_g$
La spinta è applicata al baricentro dell'area.

DOMANDA n° 4 (punti 4)

Indicare la denominazione della seguente equazione differenziale di conservazione e specificare le assunzioni semplificative su cui si basa e il significato fisico dei termini dell'equazione; indicare inoltre l'espressione della derivata $\frac{Du}{Dt}$:

$$\underbrace{\rho\frac{Du}{Dt}}_{①} = \underbrace{-\rho\frac{\partial PE}{\partial x}}_{②} \underbrace{-\frac{\partial p}{\partial x}}_{③} + \underbrace{\mu\left(\frac{\partial^2 u}{\partial x^2}+\frac{\partial^2 u}{\partial y^2}+\frac{\partial^2 u}{\partial z^2}\right)}_{④}$$

$$\frac{Du}{Dt} = \frac{\partial u}{\partial x}\cdot u + \frac{\partial u}{\partial y}\cdot v + \frac{\partial u}{\partial z}\cdot w + \frac{\partial u}{\partial t}$$

Equazione differenziale delle quantità di moto con densità e viscosità costanti (Navier - Stokes)

① derivata materiale (forze d'inerzia) ② variazione potenziale (forze di campo)
③ forze di pressione ④ forze viscose

DOMANDA n° 5 (punti 4)

Con riferimento al deflusso di una miscela bifase in un tubo di diametro interno D si richiede di rispondere alle seguenti domande:

- definizione della frazione di vuoto α
- calcolo delle velocità superficiali delle due fasi V_g e V_l, in funzione della portata in massa totale W, del titolo in massa x e delle densità delle fasi ρ_g e ρ_l
- calcolo delle velocità medie delle fasi u_g e u_l
- definizione del rapporto S ("slip ratio") e suo valore nel caso del modello omogeneo.

- Frazione dell'area della sezione retta di un condotto occupata da gas o vapore

$$- \; V_{vap} = \frac{G_{vap}}{\rho_{vap}} = \frac{x \cdot G}{\rho_{vap}} = \frac{x \cdot W}{A \cdot \rho_{vap}} = \frac{x \cdot W \cdot 4}{\pi D^2 \rho_{vap}}$$

$$V_{liq} = \frac{(1-x) W \cdot 4}{\pi D^2 \cdot \rho_{liq}}$$

$$- \; u_{vap} = \frac{V_{vap}}{\rho_{vap}} \qquad u_{liq} = \frac{V_{liq}}{\rho_{liq}}$$

S è il rapporto tra u_{vap} e u_{liq} e nel caso omogeneo $S = 1$

DOMANDA n° 8 (punti 4)

Con riferimento al modello di Nusselt per il calcolo del coefficiente di scambio termico nella condensazione del vapore su di una parete piana verticale, si richiede di rispondere alle seguenti domande:

- da quali forze dipende il profilo di velocità del film liquido condensato ?
- la resistenza termica è localizzata nel film liquido o all'interfaccia tra il liquido e il vapore ?
- in presenza di incondensabili, il coefficiente di scambio termico aumenta o diminuisce rispetto al caso del vapore puro ? (motivare la risposta).

- La forza peso, la gravità e la forza del film sulla parete
- La resistenza termica è localizzata nel film liquido e varia con lo spessore di quest'ultimo

Se non ci sono forze
- ~~In presenza di incondensabili~~, si ha più film liquido, quindi la resistenza termica aumenta e quindi il coeff. di scambio termico diminuisce. E viceversa

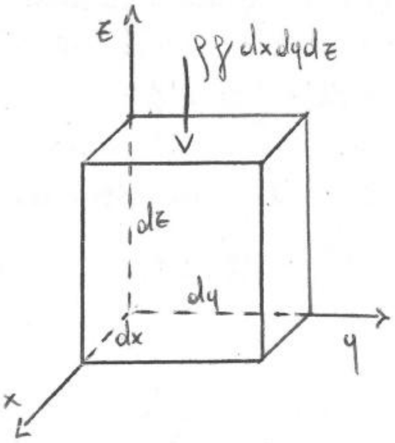
Compito scritto di
TERMOCINETICA /E TERMOFLUIDODINAMICA
16 settembre 2013
domande di teoria

Cognome e nome……………………………………………………Matr…………………

Le risposte debbono essere scritte su questo foglio nello spazio disponibile dopo il testo della domanda.

DOMANDA n° 1 (punti 4)

Ricavare l'equazione differenziale della statica dei fluidi $\frac{dp}{dz} = -\rho g$.



lungo x = $p\,dy\,dz - \left(p + \frac{\partial p}{\partial x} dx\right) dy\,dz = 0 \Rightarrow \frac{\partial p}{\partial x} = 0$

lungo y = $p\,dx\,dz - \left(p + \frac{\partial p}{\partial y} dy\right) dx\,dz = 0 \Rightarrow \frac{\partial p}{\partial y} = 0$

lungo z = $p\,dx\,dy - \left(p + \frac{\partial p}{\partial z} dz\right) dx\,dy = \rho g\,dx\,dy\,dz$

$\Rightarrow \frac{\partial p}{\partial z} = -\rho g$

DOMANDA n° 2 (punti 4)

Sono note la funzione potenziale di velocità ϕ (x,y) e la funzione corrente ψ (x,y) del deflusso bidimensionale piano di un fluido incomprimibile non viscoso; come si calcolano le componenti del vettore velocità u(x,y) e v(x,y) ?

Con quale equazione si calcola la pressione p(x,y) ?

Le componenti si calcolano: $u = \frac{\partial \phi(x,y)}{\partial x}$ $v = \frac{\partial \phi(x,y)}{\partial y}$ oppure $u = \frac{\partial \psi}{\partial y}$ $v = -\frac{\partial \psi}{x}$

Per la pressione possiamo avvalerci dell'equazione di Bernoulli per fluidi non viscosi:

$p + \frac{1}{2}\rho v^2 + \rho g z = \text{costante}$

DOMANDA n° 5 (punti 4)

Quali sono le assunzioni del modello omogeneo del deflusso bifase in un condotto di sezione costante ?

Come si calcolano le cadute di pressione per attrito, elevazione ed accelerazione spaziale secondo tale modello ?

Ipotesi: fasi ben miscelate e le due velocità medie delle fasi (u_g e u_l) siano uguali ($S=1$).

Il modello omogeneo considera il deflusso bifase come un fluido monofase; infatti le cadute di pressione si calcolano inserendo la densità omogenea (ρ_h = calcolata a partire dal grado di vuoto con $S=1$ "slip ratio") e la viscosità omogenea μ_h direttamente nella formulazione innescata e da lì si possono ricavare i dati mancanti.

DOMANDA n° 6 (punti 4)

Quali sono i numeri adimensionali tipicamente utilizzati nelle correlazioni per il calcolo del coefficiente di scambio termico dei fluidi monofase in regime di convezione forzata e naturale ?

Riportare le definizioni e il significato di tutti i simboli utilizzati.

Riportare inoltre la struttura tipica delle correlazioni empiriche.

CONVEZIONE FORZATA: Nu, Re, Pr e anche St

CONVEZIONE NATURALE: Gr, $Ra = Gr \cdot Pr$

$Nu = \dfrac{h \cdot d}{k}$ $\quad Re = \dfrac{\rho v d}{\mu} = \dfrac{\text{forze d'inerzia}}{\text{forze viscose}}$ $\quad Pr = \dfrac{c_p \cdot \mu}{k} = \dfrac{\text{diffusività molecolare q. di moto}}{\text{diffusività molecolare calore}}$

$Gr = \dfrac{g\beta (T_w - T_\infty) D^3}{(\mu/\rho)^2} = \dfrac{\text{forze galleggiamento}}{\text{forze viscose}}$

Struttura tipica: $Nu = A \cdot Re^{\beta} \cdot Pr^{e}$

oppure si usa Gr al posto di Re

Compito scritto di
TERMOCINETICA / TERMOFLUIDODINAMICA
23 gennaio 2014
domande di teoria

Cognome e nome...Matr...................

Le risposte debbono essere scritte su questo foglio nello spazio disponibile dopo il testo della domanda.

DOMANDA n° 3 (punti 4)

Per un deflusso bidimensionale piano di un fluido incomprimibile non viscoso è nota la funzione potenziale di velocità ϕ (x, y). Come si calcolano le componenti u e v della velocità del fluido ?

Se è nota la pressione del fluido in un punto del deflusso, con quale equazione si calcola la pressione del fluido in tutti i punti del deflusso ?

$u = \frac{\partial \phi(x,y)}{\partial x}$ $\quad v = \frac{\partial \phi(x,y)}{\partial y}$

Si può applicare Bernoulli per i fluidi non viscosi:

$p + \frac{1}{2} \rho v^2 = \text{costante}$

DOMANDA n° 4 (punti 4)

In quale modalità di scambio termico interviene il numero adimensionale $Gr = \frac{g \beta (T_w - T_\infty) L^3}{\left(\frac{\mu}{\rho}\right)^2}$?

Quali sono gli altri numeri adimensionali tipicamente presenti nelle correlazioni per il calcolo del coefficiente di scambio termico ? Questo numero adimensionale ha un significato fisico ?

Interviene nella convezione NATURALE e il suo significato fisico è il rapporto tra le forze di galleggiamento e le forze viscose.
Gli altri numeri che intervengono nel calcolo del coeff. di scambio

DOMANDA n° 7 (punti 4)

Perché la formazione delle bolle su di una parete si verifica se la temperatura T_w della parete è maggiore della temperatura di saturazione T_{sat} corrispondente alla pressione locale ?

Motivare la risposta con riferimento alla fenomenologia dell'ebollizione nucleata.

Si forma quando $T_w > T_{SAT}$ perchè per rivelare le tensioni ~~[illegible]~~ superficiali è necessaria una sovrappressione che corrisponde ad un salto di temperatura ΔT_{sat} positiva e quindi $T_w > T_{SAT}$. Infatti, ricordando l'ebollizione nucleata, essa si forma a partire dalle cavità presenti come difetti del materiale: $\Delta p = \frac{2\sigma}{r_e}$ e σ = tensione superficiale e r_e = raggio cavità

$$\Rightarrow \Delta T_{sat} = \Delta p \frac{T_{sat}}{\lambda \cdot \rho_{gas}}$$

DOMANDA n° 8 (punti 4)

Nel modello omogeneo del deflusso bifase in condotti, la densità della miscela è espressa dalla formulazione (1) e la viscosità dinamica può essere espressa con la (2), avente la stessa struttura della (1): $\rho_h = \dfrac{1}{\dfrac{x}{\rho_g} + \dfrac{1-x}{\rho_l}}$ (1) ; $\mu_h = \dfrac{1}{\dfrac{x}{\mu_g} + \dfrac{1-x}{\mu_l}}$ (2)

Come vengono utilizzate ρ_h e μ_h nell'ambito del modello omogeneo ?

Vengono inserite nelle formulazioni immediate e quindi permettono ~~il~~ il calcolo del numero di Re_h e degli altri numeri adimensionali che dipendono dalla densità e dalla viscosità.

Quindi un loro uso immediato è quello anche del calcolo delle cadute di pressione della miscela, considerata come un fluido monofase.

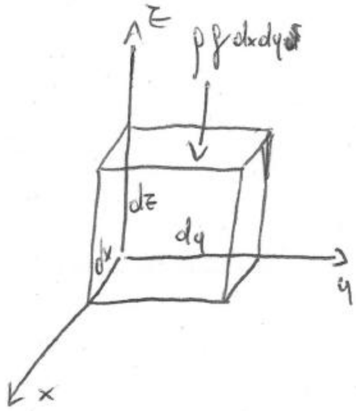
Compito scritto di
TERMOCINETICA /E TERMOFLUIDODINAMICA
17 febbraio 2014
domande di teoria

Cognome e nome………………………………………………Matr…………………

Le risposte debbono essere scritte su questo foglio nello spazio disponibile dopo il testo della domanda.

DOMANDA n° 3 (punti 4)

Ricavare l'equazione differenziale della statica dei fluidi $\frac{dp}{dz} = -\rho g$.



lungo x: $p\,dy\,dz - \left(p + \frac{\partial p}{\partial x} dx\right) dy\,dz = 0 \Rightarrow \frac{\partial p}{\partial x} = 0$

lungo y = $p\,dx\,dz - \left(p + \frac{\partial p}{\partial y} dy\right) dx\,dz = 0 \Rightarrow \frac{\partial p}{\partial y} = 0$

lungo z: $p\,dy\,dx - \left(p + \frac{\partial p}{\partial z} dz\right)^{dy\,dz} = \rho g\,dx\,dy\,dz$

$\Rightarrow -\frac{\partial p}{\partial z} \cancel{dx\,dy\,dz} = \rho g \cancel{dx\,dy\,dz}$

$\frac{\partial p}{\partial z} = -\rho g$

DOMANDA n° 4 (punti 4)

Indicare la denominazione della seguente equazione integrale di conservazione e il significato dei vari termini dell'equazione:

$$\underbrace{q_{cs}}_{1} + \underbrace{\int_{CV} q_v\,dv}_{2} - \underbrace{\frac{dW_s}{dt}}_{3} - \underbrace{\frac{dW_v}{dt}}_{4} = \underbrace{\frac{\partial}{\partial t}\int_{cv} e\rho\,dv}_{5} + \underbrace{\int_{cs}\left(e + \frac{p}{\rho}\right)\rho \mathbf{V} \times \mathbf{n}\,dA}_{6}$$

EQUAZIONE INTEGRALE DELL'ENERGIA

1. potenza termica sulla superficie di controllo
2. potenza termica dovuta a generazione volumetrica interna
3. lavoro delle forze meccaniche
4. lavoro delle forze viscose (inclusi gli sforzi di taglio)
5. energia accumulata nel volume di controllo
6. variazione di entalpia (il condotto si riscalda o si raffredda)

Spesso si semplifica per casi stazionari: $q_{cs} = W \cdot \Delta h$

DOMANDA n° 7 (punti4)

Il coefficiente di scambio termico per la condensazione sulla superficie esterna di un tubo è più elevato per un tubo orizzontale o per un tubo verticale ? Motivare la risposta con riferimento alle assunzioni del modello di Nusselt.

Le assunzioni del modello di Nusselt, portano a dire che ci proporzionalità inversa tra il coeff. di scambio termico h e il diametro e la lunghezza del tubo:

$$h \propto \left(\frac{1}{D}\right)^{\frac{1}{4}} \quad e \quad h \propto \left(\frac{1}{L}\right)^{\frac{1}{4}}$$

ma $D \ll L$ sempre e quindi h è più elevato per un tubo orizzontale.

DOMANDA n° 8 (punti 4)

Quali sono i numeri adimensionali tipicamente utilizzati nelle correlazioni per il calcolo del coefficiente di scambio termico dei fluidi monofase in regime di convezione forzata e naturale ?

Riportare le definizioni e il significato di tutti i simboli utilizzati.

Riportare inoltre esempi di struttura tipica delle correlazioni empiriche.

FORZATA : Nu, Pr, Re
NATURALE : Gr, Ra con $Ra = Gr \cdot Pr$

$$Nu = \frac{h\,d}{\mu} \qquad Pr = \frac{\mu\,c_p}{K} \qquad Re = \frac{\rho\,v\,d}{\mu}$$

$$Gr = \frac{g\,\beta\,(T_w - T_\infty)\,d^3}{\left(\mu/\rho\right)^2}$$

μ = viscosità
K = conducibilità termica
ρ = densità
d = diametro del condotto
v = velocità fluido
c_p = calore specifico
h = coeff. di scambio termico
g = gravità
T_w = temperatura parete
T_∞ = temperatura fluido

Struttura tipica: $Nu = A \cdot Re^B \cdot Pr^C$

alcune volte si sostituisce Re con Gr a seconda del caso in cui ci troviamo

DOMANDA n° 4 (punti 4)

Quali sono i numeri adimensionali tipicamente presenti nelle correlazioni per il calcolo del coefficiente di scambio termico in convezione naturale e forzata ? Riportarne le espressioni indicando anche il significato delle grandezze in esse presenti.

FORZATA: Nu, Re, Pr alcune volte anche St (Stanton)
NATURALE: Gr e Ra

$St = \frac{h}{\rho v c_p}$ $Nu = \frac{h d}{k}$ $Re = \rho \frac{v d}{\mu}$ $Pr = \frac{\mu c_p}{k}$ $Gr = \frac{g \beta (T_w - T_\infty) d^3}{(\mu/\rho)^2}$ $Ra = Gr \cdot Pr$

h = coeff. di scambio termico convettivo ρ = densità v = velocità fluidodinamica
c_p = calore specifico d = diametro del tubo (fattore geometrico) K = conducibilità termica
μ = viscosità dinamica g = gravità T_w = temperatura parete
T_∞ = temp. fluido

DOMANDA n° 5 (punti 4)

Con riferimento al modello di Nusselt per il calcolo del coefficiente di scambio termico nella condensazione a film rispondere sinteticamente ai seguenti quesiti:

1) da quali forze dipendono lo spessore e il profilo di velocità del film liquido ?
2) la resistenza termica è localizzata nello spessore del film o all'interfaccia tra il liquido e il vapore ?
3) il coefficiente di scambio termico è più alto nella condensazione a film o in quella a gocce ?

1) Dalla forza peso, dalla gravità, dalla forza sulla parete del film
2) La resistenza termica è localizzata nello spessore del film
3) Il coefficiente di scambio termico è più alto in quella a gocce, in quanto non c'è film e si ha meno resistenza termica. In quella a gocce il vapore viene direttamente a contatto con la parete (materiali specifici che si usurano nel tempo).

DOMANDA n° 8 (punti 4)

Nel deflusso con scambio termico lo sforzo di taglio τ e il flusso termico q sono espressi dalle relazioni seguenti, nelle quali u è la velocità, T è la temperatura e y è la distanza dalla parete:

$$\frac{\tau}{\rho} = (\nu + \varepsilon_m)\frac{du}{dy} \qquad \frac{q}{\rho\, c_p} = -(\alpha + \varepsilon_H)\frac{dT}{dy}$$

- come si esprimono ν e α ?
- quali sono i fluidi caratterizzati da un valore di α molto elevato ?
- a quale fenomenologia sono associate le diffusività ε_m ed ε_H ?

- $\alpha = \dfrac{K}{\rho c_p}$ $\nu = \dfrac{\tau_w \cdot \delta_1}{\rho \cdot u_{\delta_1}}$ e sono rispettivamente la diffusività molecolare del calore (α) e della quantità di moto (ν)

- i fluidi caratterizzati da α molto elevato sono i metalli liquidi e quelli con ρ e/o c_p molto bassa

- Sono associate alla fenomenologia del rimescolamento turbolento di Prandtl. Essi rappresentano la diffusività turbolenta del calore (ε_H) e quella turbolenta della quantità di moto (ε_m)