

§ 3.4 suite

①

Corrélations utilisées dans les échangeurs de chaleur.

a) Convection forcée

Dans le cas de conduite lisse, on se place à l'abscisse x de l'entrée. La paroi est à la température T_p . Le fluide a pour propriétés λ, c_p, μ à la température moyenne T_f et circule à la vitesse moyenne V . L est la longueur de la conduite.

1. Régime laminaire

$$Re = \frac{PVD}{\mu} < 2000$$

• Régime non établi si $\frac{x}{D} < 0,1 Re \cdot Pr$

(région d'entrée).

$$\overline{Nu} = \frac{h \cdot D}{\lambda} = 1,86 \left(\frac{D}{L} \cdot Re \cdot Pr \right)^{1/3} \quad [\text{Sieder-Tate}]$$

• Régime établi si $\frac{x}{D} > 0,1 \cdot Re \cdot Pr$

$$\overline{Nu} = 3,66$$

[Graetz-Nusselt]

— pour les liquides dont la viscosité varie beaucoup avec la température on multiplie ces formules par $\left(\frac{\mu_{T_f}}{\mu_{T_p}} \right)^{0,14}$.

— on peut aussi utiliser la formule générale [Hausen]:

$$\overline{Nu}_e = 3,66 + \frac{0,0668 Re \cdot Pr \cdot D/L}{1 + 0,04 (Re \cdot Pr \cdot D/L)^{2/3}} \cdot \left(\frac{\mu_{T_f}}{\mu_{T_p}} \right)^{0,14}$$

... / 000

② - En écoulement laminaire, il est parfois nécessaire de tenir compte de la convection naturelle dont les effets s'ajoutent ou se retranchent à cause de la convection forcée.

tube horizontal: $\overline{Nu}_D = 1,75 \left[G_{\frac{D}{L}} + 0,04 \left(\frac{D}{L} \cdot Gr \cdot Pr \right)_{TP} \right]^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu_{TF}}{\mu_{TP}} \right)^{0,14}$

tube vertical: $\overline{Nu}_D = 1,75 \cdot F_1 \left[G_{\frac{D}{L}} + 0,072 \left(\frac{D}{L} \cdot Gr \cdot Pr \right)_{TP} \cdot F_2 \right]^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu_{TF}}{\mu_{TP}} \right)^{0,14}$

avec:

| $\frac{T_{entree} - T_{sortie}}{T_P - T_F}$ | 0 | 0,5 | 1,0 | 1,5 | 1,9 |
|---|---|------|------|------|------|
| F_1 | 1 | 0,98 | 0,91 | 0,77 | 0,57 |
| F_2 | 1 | 0,79 | 0,59 | 0,40 | 0,21 |

2. Régime transitoire $2000 < Re < 10000$

Pas de règle générale dans ce domaine qu'on aie d'utiliser dans les échangeurs de chaleur industriels. On peut calculer Nu en laminaire et en turbulent puis prendre par mesure de sécurité, la valeur la plus faible.

3. Régime turbulent $Re > 10000$

Régime établi si $\frac{x}{D} > 60$:

$\overline{Nu}_D = 0,023 Re^{0,8} Pr^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu_{TF}}{\mu_{TP}} \right)$ [Colburn]

pour $0,7 < Pr < 160$ et $10^4 < Re < 1,2 \cdot 10^5$

... / ...

Les propriétés du fluide sont évaluées à \bar{a} ^③
 $\frac{T_P + T_f}{2}$

• $\overline{N_{\text{e}}}$ = $0,0243 \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{0,4}$ si $T_P > T_f$ [Dittus-Boelter]
 $\overline{N_{\text{e}}}$ = $0,0265 \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{0,3}$ si $T_P < T_f$ [Boelter]

Valables pour $0,7 < \text{Pr} < 17000$

les propriétés du fluide sont évaluées à T_f .

Régime non établi (à l'entrée) si $\frac{x}{D} < 60$:
 (cas généralement négligé pour les tubes longs).

$$\overline{N_{\text{eL}}} / N_{\text{e}\infty} = 1 + \left(\frac{D}{L}\right)^{0,7} \text{ si } 2 < x/D < 20$$

$$\overline{N_{\text{eL}}} / N_{\text{e}\infty} = 1 + 6 \frac{D}{L} \text{ si } 20 < x/D < 60$$

avec

$\overline{N_{\text{eL}}}$: N_{e} moyen sur la longueur L

$N_{\text{e}\infty}$: N_{e} calculé pour $L/D > 60$

b) Faisceaux de tubes ailetés

• Arrangement en ligne ○ ○

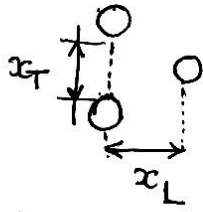
$$N_{\text{e}} = 0,3 \text{Re}^{0,625} \text{Pr}^{1/3} \varepsilon^{-0,375} \quad \text{○ ○}$$

$$\varepsilon = \frac{\text{Surface totale du tube aileté}}{\text{Surface totale du tube seul}}$$

○ ○ ○ / ○ ○ ○

(4)

• Arrangement en quinconce



$$Nu = 0,19 \cdot Re^{0,65} \cdot P^{-1/3} \cdot \left(\frac{x_T}{x_L}\right) \cdot \left(\frac{P}{d}\right)^{0,18} \cdot \left(\frac{l}{d}\right)^{-0,14}$$

P : pas entre 2 ailettes.

l : hauteur des ailettes.

Re est calculé sur le diamètre extérieur.