Transferts de chaleur
Convection

Pierre Le Cloirec

Ecole Nationale Supérieure de Chimie de Rennes

11 allée de Beaulieu, CS 50837

35700 Rennes, France

Tel 33 (0) 2 23 23 80 00 e-mail Pierre.Le-Cloirec@ensc-rennes.fr

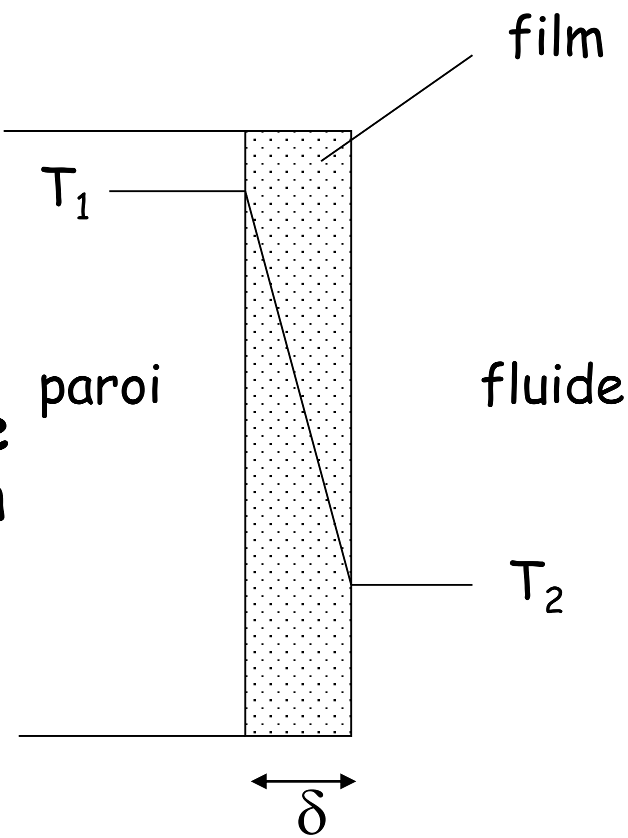
Trois modes de transfert de la chaleur :

- Conduction
- Convection
- Rayonnement

Loi de l'échange par convection

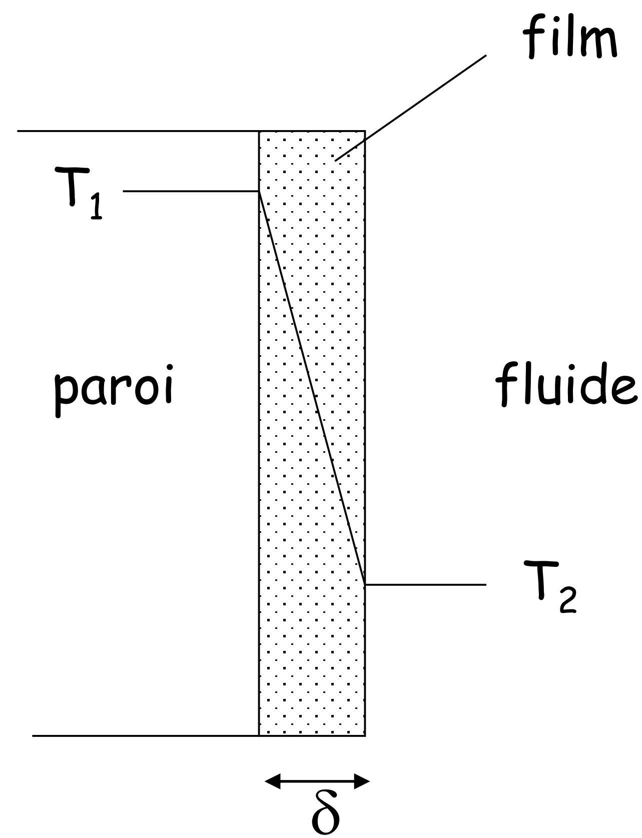
Loi d'échange par convection

- **Soit une paroi et un fluide**
- **Proche de la paroi, il existe un film**
- **Si les températures de paroi et de fluide sont différentes il existe un gradient de température dans le film**
- **Il est montré que quelque soit le régime d'écoulement, dans la zone de film, l'écoulement est laminaire.**



Loi d'échange par convection

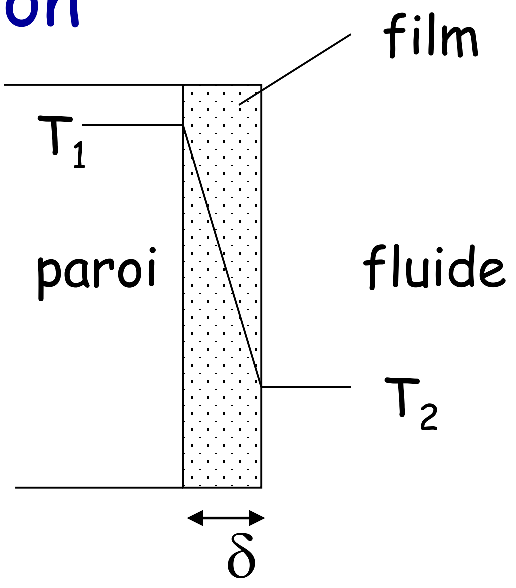
- **L'épaisseur du film est fonction de Re.**
- **δ augmente quand Re diminue**
- **Si $T_1 > T_2$ ➔ échange de chaleur**
- **La résistance thermique est située presque entièrement dans le film**
- **Si δ est faible (Re élevé) l'échange est facilité**



Loi de Newton

Loi d'échange par convection

$$\Phi = hA(T_1 - T_2)$$



avec

- Φ : flux de chaleur échangée
- A : surface d'échange
- T_i : température
- h : coefficient d'échange par convection

$$[h] = [W\ m^{-2}K^{-1}] = [kcal\ h^{-1}m^{-2}K^{-1}]$$

Loi d'échange par convection

Le coefficient h ?

$$\Phi = hA(T_1 - T_2)$$

h est fonction de :

- la nature de fluide
- la température
- la vitesse d'écoulement
- La forme de la surface d'échange
- …

Exemples de quelques équations utilisables pour des transferts dans des échangeurs tubulaires

Le coefficient h ?

Analyse dimensionnelle…

Transfert sans changement d'état

Le coefficient h ?

On suppose un échange de chaleur entre fluide circulant en écoulement forcée

Liste des variables :

- Le coefficient de convection	: h	$Js^{-1}m^{-2}K^{-1}$	$JT^{-1}L^{-2}\theta^{-1}$
- Le diamètre du tube	: D	m	L
- la vitesse d'écoulement du fluide	: U	$m\ s^{-1}$	LT^{-1}
- la masse volumique du fluide	: ρ	$kg\ m^{-3}$	ML^{-3}
- la viscosité dynamique du fluide	: μ	Pl	$ML^{-1}T^{-1}$
- la chaleur spécifique	: Cp	$Jkg^{-1}K^{-1}$	$JM^{-1}T^{-1}$
- la conductivité thermique du fluide	: K	$Js^{-1}m^{-1}K^{-1}$	$JT^{-1}L^{-1}\theta^{-1}$

$$h = \alpha D^{a} U^{b} \rho^{c} \mu^{d} C_P^{e} K^{f}$$

$$h = \alpha D^{b-1} U^{b} \rho^{b} \mu^{e-b} C_P^{e} K^{1-e}$$

Le coefficient h ?

$$h = \alpha D^{b-1} U^b \rho^b \mu^{e-b} C_P^e K^{1-e}$$

$$h = \alpha \left(\frac{DU\rho}{\mu} \right)^b \left(\frac{C_p \mu}{K} \right)^e \left(\frac{K}{D} \right)$$

$$\boxed{\frac{hD}{K} = \alpha \left(\frac{DU\rho}{\mu} \right)^b \left(\frac{C_p \mu}{K} \right)^e}$$

$$\frac{hD}{K} = \alpha\left(\frac{DU\rho}{\mu}\right)^{b}\left(\frac{C_p\mu}{K}\right)^{e}$$

ou

$$\boxed{Nu = \alpha(Re)^{b}(Pr)^{e}}$$

avec

$$Nu = \frac{hD}{K} \qquad Re = \frac{DU\rho}{\mu} \qquad Pr = \frac{C_p\mu}{K}$$

Exemples d'équations donnant h

Circulation d'un fluide en convection forcée

Hypothèses :

- Régime laminaire
- fluide très visqueux ou très faibles vitesses

$$\frac{hD}{K} = 3{,}66\left(\frac{DU\rho}{\mu}\right)^0\left(\frac{C_p\mu}{K}\right)^0$$

Température de paroi constante

$$\frac{hD}{K} = Nu = 3{,}66$$

Flux thermique constant

$$\frac{hD}{K} = Nu = 4{,}66$$

Exemples d'équations donnant h

Circulation d'un fluide en convection forcée

Hypothèses :

- Le fluide à l'intérieur des tubes
- L/D > 60
- Régime turbulent
- Equation utilisable si Re > 10 000
- 0,7 < Pr < 160

Relation de Colburn

$$\frac{hD}{K} = 0{,}023\left(\frac{DU\rho}{\mu}\right)^{0{,}8}\left(\frac{C_p\mu}{K}\right)^{1/3}$$

$$Nu = 0{,}023\,Re^{0{,}8}\,Pr^{1/3}$$

Exemples d'équations donnant h

Circulation d'un fluide en convection forcée

Hypothèses :

- Le fluide à l'intérieur des tubes
- Régime turbulent
- Equation utilisable si Re > 10 000
- 0,7 < Pr < 160

Relation de Dittus et Boelter

$$\frac{hD}{K} = 0{,}023\left(\frac{DU\rho}{\mu}\right)^{0{,}8}\left(\frac{C_p\mu}{K}\right)^{n}$$

$$Nu = 0{,}023\,Re^{0{,}8}\,Pr^{n}$$

avec

n = 0,3 si le fluide est refroidi

n = 0,4 si le fluide est réchauffé

Exemples d'équations donnant h

Circulation d'un fluide en convection forcée

Hypothèses :

- Le fluide à l'intérieur des tubes lisses
- Régime turbulent
- Equation utilisable si Re > 10 000

Relation de Sieder et Tade

$$\frac{hD}{K} = 0{,}023\left(\frac{DU\rho}{\mu}\right)^{0{,}8}\left(\frac{C_p\mu}{K}\right)^{0{,}33}\left(\frac{\mu}{\mu_s}\right)^{0{,}14}$$

$$Nu = 0{,}023\,Re^{0{,}8}\,Pr^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_s}\right)^{0{,}14}$$

avec

μ viscosité de la masse du fluide

μ_s viscosité du fluide à la température de paroi

Exemples d'équations donnant h

Circulation d'un fluide en convection forcée

Hypothèses :

- Le fluide à l'intérieur des tubes
- Régime laminaire
- Equation utilisable si Re < 2100

$$\frac{hD}{K} = 1{,}86\left(\frac{D}{L}\right)^{1/3}\left(\frac{DU\rho}{\mu}\right)^{1/3}\left(\frac{C_p\mu}{K}\right)^{n}\left(\frac{\mu}{\mu_s}\right)^{0{,}14}$$

avec

μ	viscosité de la masse du fluide
μ_s	viscosité du fluide à la température de paroi
L	longueur de la conduite
n = 0,3	si le fluide est refroidi
n = 0,4	si le fluide est réchauffé

Exemples d'équations donnant h

Circulation d'un fluide en convection forcée

Relation de Petukhov

$$\mathrm{Nu} = \frac{\mathrm{Re}\,\mathrm{Pr}}{X}\left(\frac{\Lambda}{8}\right)\left(\frac{\mu}{\mu_s}\right)^{n}$$

$$X = 1{,}07 + 1{,}27\left(\mathrm{Pr}^{2/3} - 1\right)\left(\frac{\Lambda}{8}\right)^{1/2}$$

avec

Λ ~ 4f coefficient de friction

n = 0,11 si le fluide est refroidi

n = 0,25 si le fluide est réchauffé

n = 0 pour les gaz

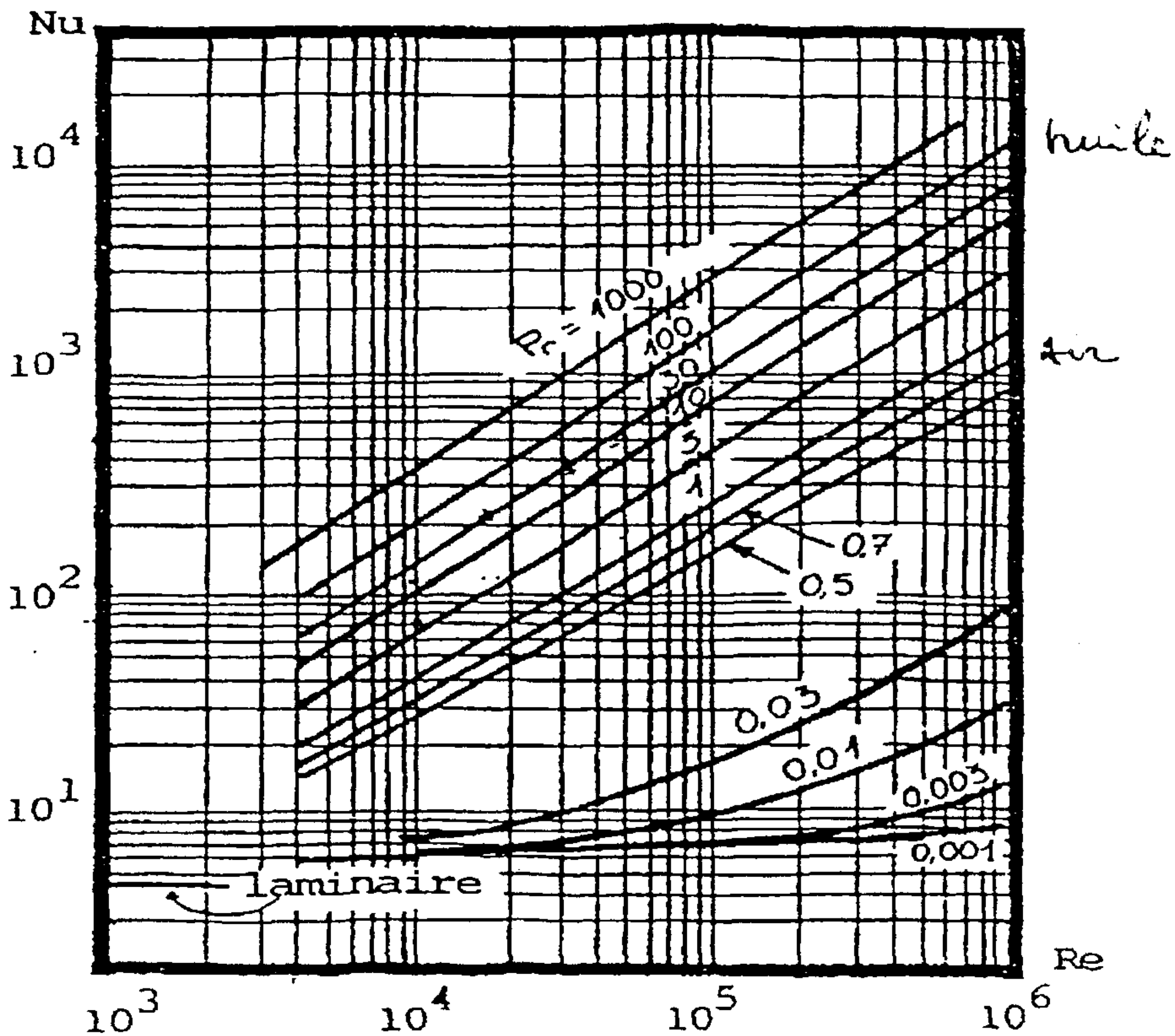
$10\,000 < \mathrm{Re} < 5\;10^6$

$2 < \mathrm{Pr} < 2\,000$ (erreur de 5 – 6 %)

$0{,}5 < \mathrm{Pr} < 2\,000$ (erreur de 10 %)

$0{,}08 < \mu/\mu_s < 40$

Variation de Nu = f(Re, Pr)
En régime établi



Pierre Le Cloirec

Exemples d'équations donnant h
Diamètre équivalent

Circulation d'un fluide en convection forcée

Hypothèses :

- Le fluide à l'extérieur des tubes
- Ecoulement parallèle aux tubes

$$\frac{hD_e}{K} = 0{,}023\left(\frac{D_e U\rho}{\mu}\right)^{0,8}\left(\frac{C_p\mu}{K}\right)^{n} \quad \text{ou} \quad \frac{hD_e}{K} = 0{,}023\left(\frac{D_e U\rho}{\mu}\right)^{0,8}\left(\frac{C_p\mu}{K}\right)^{0,33}\left(\frac{\mu}{\mu_s}\right)^{0,14}$$

ou

$$\frac{hD_e}{K} = 1{,}86\left(\frac{D_e}{L}\right)^{1/3}\left(\frac{D_e U\rho}{\mu}\right)^{1/3}\left(\frac{C_p\mu}{K}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_s}\right)^{0,14}$$

avec

D_e diamètre équivalent
A section de l'écoulement
P périmètre d'échange

$$\boxed{D_e = \frac{4A}{p}}$$

Exemples d'équations donnant h

Circulation d'un fluide en convection forcée

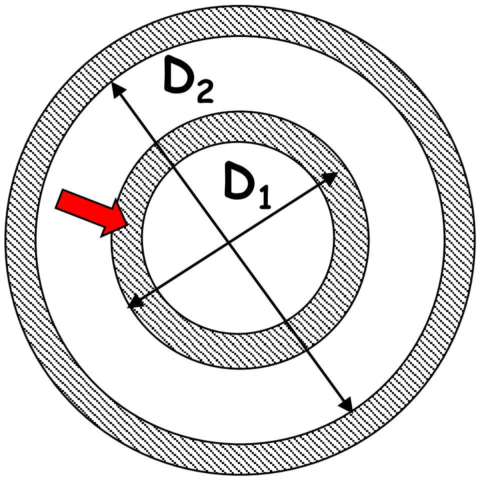
Calcul du diamètre équivalent

Cas où le fluide circule dans l'espace annulaire entre deux tubes co-axiaux

$$D_e = \frac{4A}{p}$$

$$A = \frac{1}{4}\pi\left(D_2^2 - D_1^2\right)$$

L'échange a lieu entre le fluide et la paroi extérieure Du tube intérieur



$$p = \pi D_1$$

et donc

$$\boxed{D_e = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}}$$

Pierre Le Cloirec

Exemples d'équations donnant h

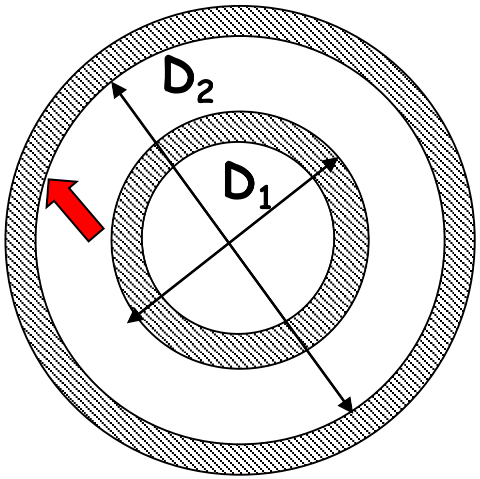
Circulation d'un fluide en convection forcée

Calcul du diamètre équivalent

Cas où le fluide circule dans l'espace annulaire entre deux tubes co-axiaux

$$D_e = \frac{4A}{p}$$

$$A = \frac{1}{4}\pi\left(D_2^2 - D_1^2\right)$$



L'échange a lieu entre le fluide et la paroi intérieur du tube extérieur

$$p = \pi D_2$$

et donc

$$\boxed{D_e = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_2}}$$

Exemples d'équations donnant h

Circulation d'un fluide en convection forcée

Calcul du diamètre équivalent

Cas où le fluide circule dans l'espace
Compris entre une enveloppe et n tubes

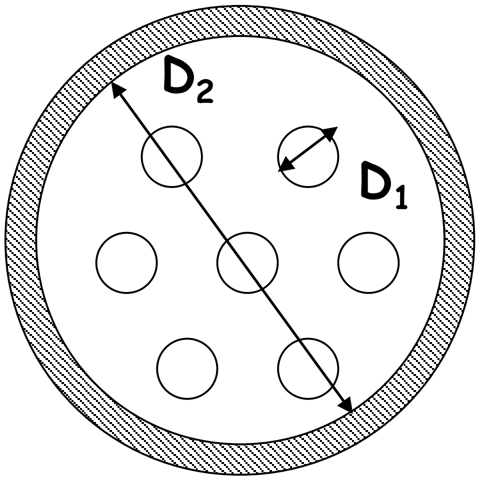
$$D_e = \frac{4A}{p}$$

$$A = \frac{1}{4}\pi\left(D_2^2 - nD_1^2\right)$$

$$p = n\pi D_1$$

et donc

$$\boxed{D_e = \frac{D_2^2 - nD_1^2}{nD_1}}$$



Exemples de valeurs de h

Fluide en convection libre

Cas d'un tube placé dans une pièce
(permet de déterminer les pertes thermiques)

$$h = h_{rayonnement} + h_{convection}$$

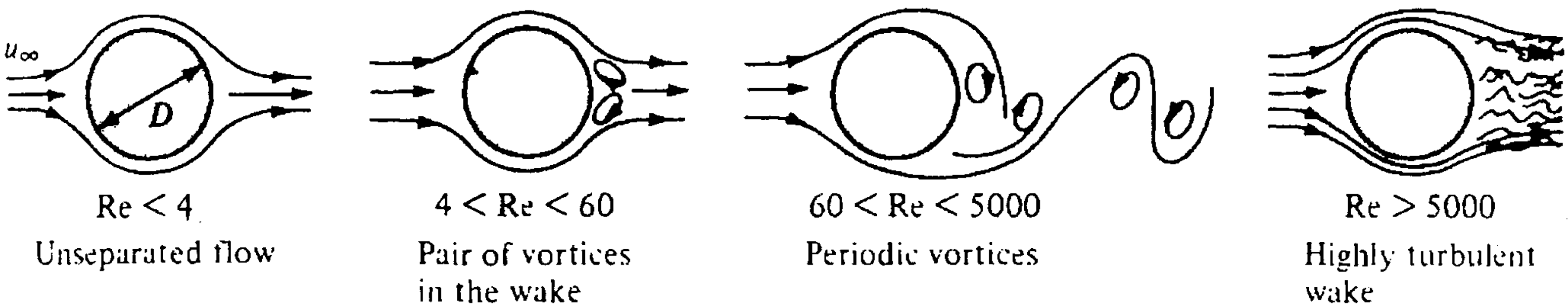
h en kcal $h^{-1}m^{-1}K^{-1}$

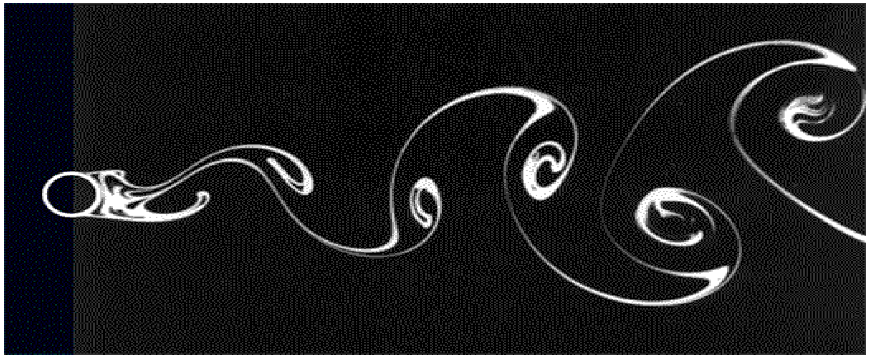
Diamètre du tube (mm)	ΔT (°C ou K) 28	56	83	111
25	11	12,2	13,3	14,7
76	10	11	12,1	13,3
111	9,5	10,5	11,5	12,8

Exemples d'équations donnant h

Circulation d'un fluide en <u>convection forcée</u>

Cas d'un écoulement autours d'un cylindre :
4 régimes d'écoulement





Pierre Le Cloirec

Exemples d'équations donnant h

Circulation d'un fluide en convection forcée

Cas d'un écoulement autours d'un cylindre :

Relation de Whitaker

$$\mathrm{Nu} = \left[0{,}4\,\mathrm{Re}^{0{,}5} + 0{,}06\,\mathrm{Re}^{2/3}\right]\mathrm{Pr}^{0{,}4}\left[\frac{\mu}{\mu_s}\right]^{0{,}25}$$

avec
$40 < \mathrm{Re} < 100\,000$
$0{,}67 < \mathrm{Pr} < 300$
$0{,}25 < \mu/\mu_s < 5{,}2$

Relation de Churchill

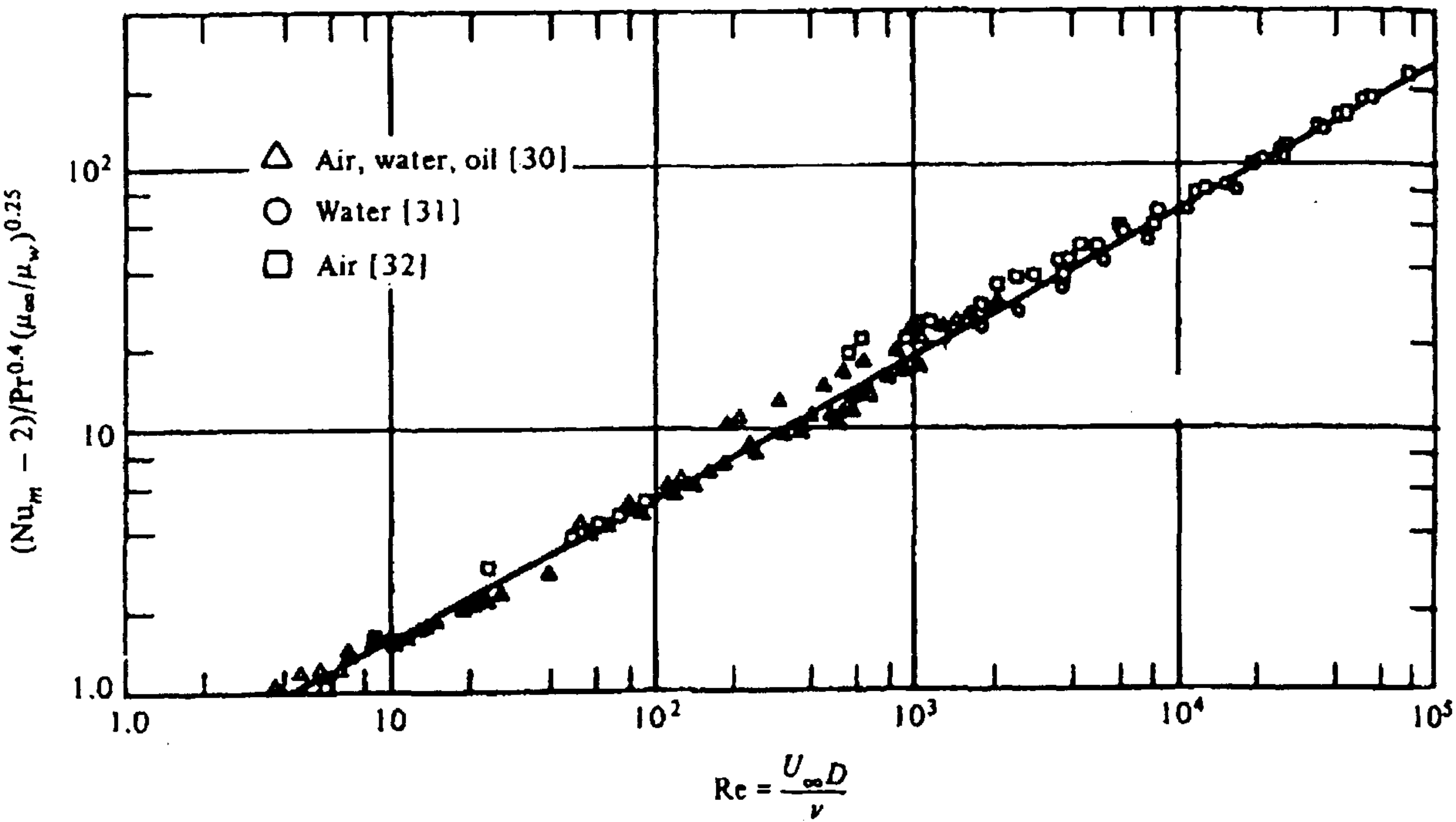
$$\mathrm{Nu} = 0{,}3 + \frac{0{,}62\,\mathrm{Re}^{0{,}5}\,\mathrm{Pr}^{1/3}}{\left[1+\left(\frac{0{,}4}{\mathrm{Pr}}\right)^{2/3}\right]^{0{,}25}}\left[1+\left(\frac{\mathrm{Re}}{282000}\right)^{5/8}\right]^{4/5}$$

avec
$100 < \mathrm{Re} < 10^7$
$\mathrm{Pe} = \mathrm{Re}\,\mathrm{Pr} > 0{,}2$

Exemples d'équations donnant h

Circulation d'un fluide en convection forcée

Cas d'un écoulement autours d'un cylindre :



Pierre Le C

Exemples d'équations donnant h

Ecoulement autours d'un obstacle non cylindrique

$$\mathrm{Nu}_m = c\left(\frac{D_e U \rho}{\mu}\right)^n$$

$$\mathrm{Nu}_m = c\,\mathrm{Re}_e^{\,n}$$

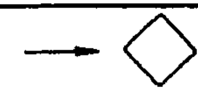
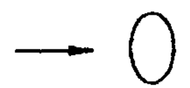
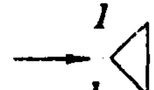
Flow direction and geometry	$\mathrm{Re} = \frac{u_\infty D_e}{\nu}$	n	c
$u_\infty \rightarrow$ D_e	5,000–100,000	0.588	0.222
$u_\infty \rightarrow$ D_e	2,500–15,000	0.612	0.224
$u_\infty \rightarrow$ D_e	2,500–7500	0.624	0.261
$u_\infty \rightarrow$ D_e	5,000–100,000	0.638	0.138
$u_\infty \rightarrow$ D_e	5,000–19,500	0.638	0.144
$u_\infty \rightarrow$ D_e	5,000–100,000	0.675	0.092
$u_\infty \rightarrow$ D_e	2,500–8,000	0.699	0.160
$u_\infty \rightarrow$ D_e	4,000–15,000	0.731	0.205
$u_\infty \rightarrow$ D_e	19,500–100,000	0.782	0.035
$u_\infty \rightarrow$ D_e	3,000–15,000	0.804	0.085

Exemples d'équations donnant h

écoulement autours d'un obstacle non cylindrique

$$Nu = C\left(\frac{D_e U \rho}{\mu}\right)^m \left(\frac{C_p \mu}{K}\right)^{0,35}$$

$$Nu = C(Re)^m (Pr)^{0,35}$$

	Re_d	C	m
 d	5.10^3 à 10^5	0,25	0,588
 d	$2,5.10^3$ à 8.10^3 5.10^3 à 10^5	0,180 0,104	0,699 0,675
 d	$2,5.10^3$ à $1,5.10^4$	0,25	0,612
 d	3.10^3 à $1,5.10^4$	0,096	0,804
 d	5.10^3 à 10^5	0,156	0,638
 d	5.10^3 à $1,9510^4$ $1,95.10^4$ à 10^5	0,162 0,0395	0,638 0,782
2/1  d	3.10^3 à 2.10^4	0,264	0,66
 d	4.10^3 à $1,5.10^4$	0,232	0,731
1  √2 d 1	3.10^3 à2.10^4	0,246	0,61

Exemples d'équations donnant h

écoulement autours d'une sphère

Au point d'arrêt

$$\mathrm{Nu}_{(\alpha=0°)} = 0{,}37\,\mathrm{Re}^{0{,}53}$$

$4{,}4\ 10^4 < \mathrm{Re} < 1{,}5\ 10^5$

Valeur moyenne : Relation de Whitaker

$$\overline{\mathrm{Nu}} = 2 + \left(0{,}4\,\mathrm{Re}^{0{,}5} + 0{,}06\,\mathrm{Re}^{2/3}\right)\mathrm{Pr}^{0{,}4}\left(\frac{\mu}{\mu_s}\right)^{1/4}$$

$3{,}5 < \mathrm{Re} < 7{,}6\ 10^4$

$0{,}71 < \mathrm{Pr} < 380$ $\quad 1{,}0 < \mu/\mu_s < 3{,}2$

Valeur moyenne : Relation de Katsnel'son et Timofeyeva

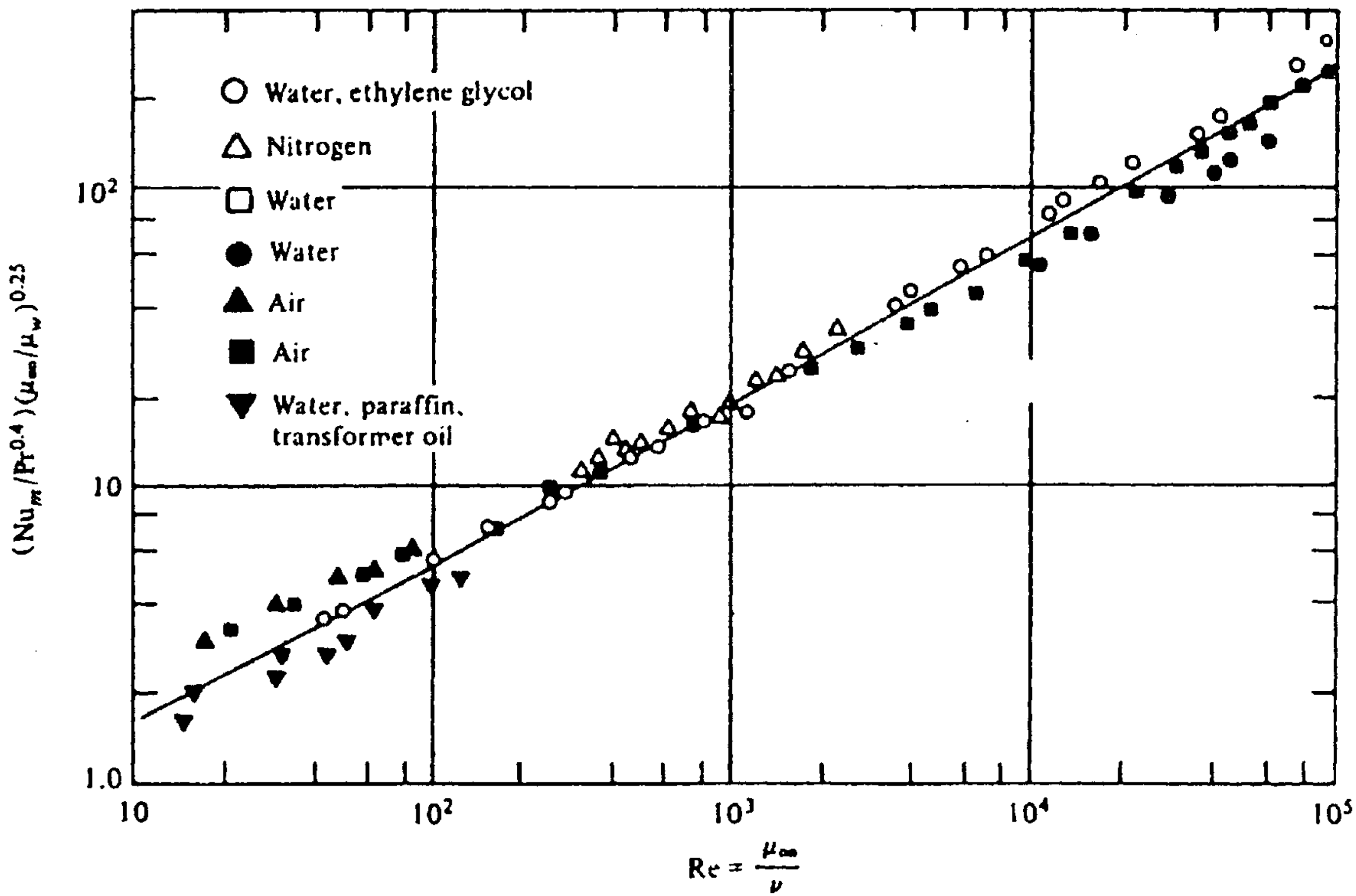
$$\overline{\mathrm{Nu}} = 2 + 0{,}03\,\mathrm{Pr}^{0{,}33}\,\mathrm{Re}^{0{,}54} + 0{,}35\,\mathrm{Pr}^{0{,}36}\,\mathrm{Re}^{0{,}58}$$

$$\forall\,\mathrm{Re}$$

$0{,}71 < \mathrm{Pr} < 380$ $\quad 1{,}0 < \mu/\mu_s < 3{,}2$

Exemples d'équations donnant h

écoulement autours d'une sphère



Transfert avec changement d'état

Condensation

Pierre Le Cloirec

Condensation

Vapeur saturé

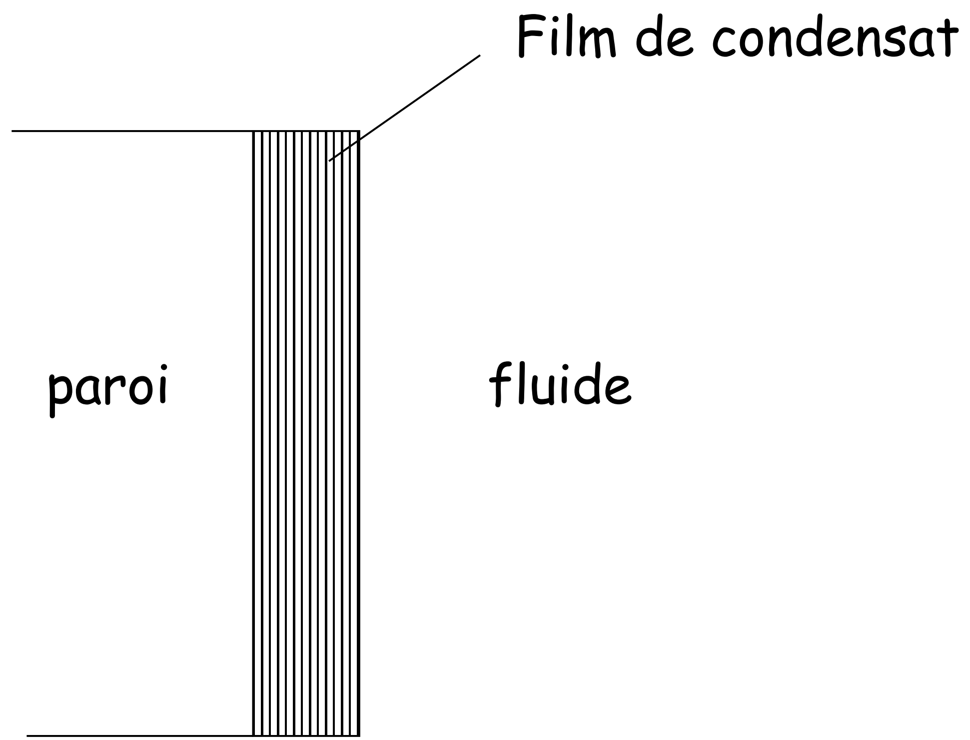
+

Contact avec une paroi froide

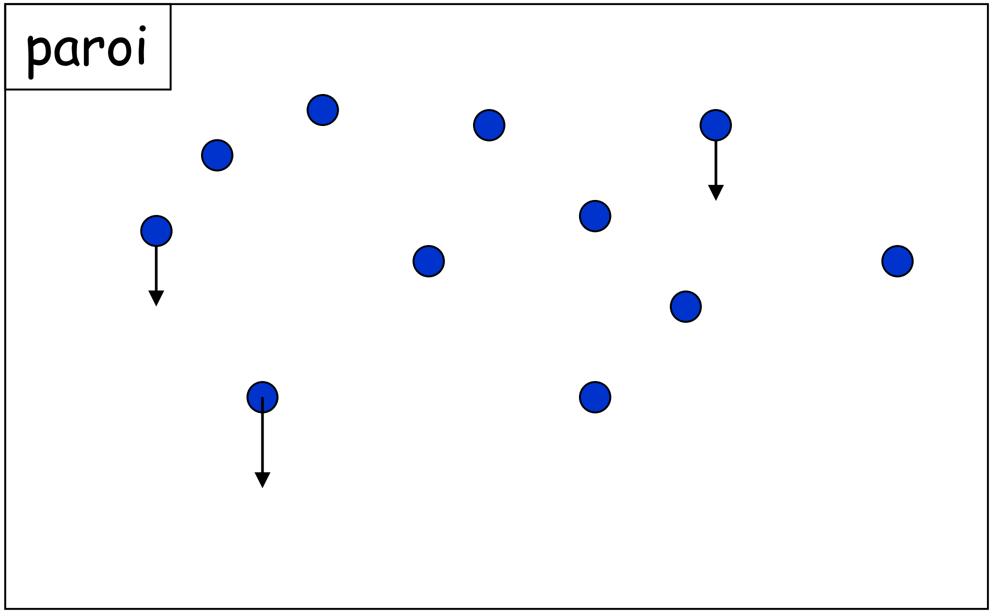
=

Condensation en film ou en gouttes

Condensation en film



Condensation en gouttes



Exemple de coefficients d'échange pour une condensation en film

Condensation sur un seul tube vertical

$$h = 0{,}925\left(\frac{K^3\rho^2 g}{\mu\Gamma}\right)^{1/3}$$

$$Re = \frac{4\Gamma}{\mu} \qquad Re < 2100 \qquad \Gamma = \frac{W}{\pi D}$$

W : flux totale de condensat (kg s^{-1})
K, ρ et μ sont les paramètres du fluide à l'état liquide à une température T définie par :

$$T = \frac{1}{4}\left(T_v - 3T_P\right)\Big)$$

T_v : température de la vapeur
T_P : température de paroi

Exemple de coefficients d'échange pour une condensation en film

Condensation sur un seul tube horizontal

$$h = 0{,}95\left(\frac{K^3\rho^2 g}{\mu\Gamma}\right)^{1/3}$$

$$Re = \frac{4\Gamma}{\mu} \qquad Re < 2100 \qquad \Gamma = \frac{W}{D}$$

W : flux totale de condensat ($kg\ s^{-1}$)
n : nombre de tubes
K, ρ et μ sont les paramètres du fluide à l'état liquide à une température T définie par :

$$T = \frac{1}{4}\left(T_v + 3T_P\right)$$

T_v : température de la vapeur
T_P : température de paroi

Exemple de coefficients d'échange pour une condensation en film

Condensation sur de plusieurs tubes verticaux

Echangeur tubulaire à faisceau

$$h = 0{,}925\left(\frac{K^3\rho^2 g}{\mu\Gamma}\right)^{1/3}$$

$$Re = \frac{4\Gamma}{\mu} \qquad Re < 2100 \qquad \Gamma = \frac{W}{n\pi D}$$

W : flux totale de condensat (kg s^{-1})
n : nombre de tubes
K, ρ et μ sont les paramètres du fluide à l'état liquide à une température T définie par :

$$T = \frac{1}{4}\left(T_v - 3T_P\right))$$

T_v : température de la vapeur
T_P : température de paroi

Condensation en film

Exemple de coefficients d'échange pour une condensation en film

Condensation sur de plusieurs tubes horizontaux

Echangeur tubulaire à faisceau

Les tubes sont dans le même plan horizontal

$$h = 0{,}95\left(\frac{K^3\rho^2 g}{\mu\Gamma}\right)^{1/3}$$

$$Re = \frac{4\Gamma}{\mu} \qquad Re < 2100 \qquad \Gamma = \frac{W}{nD}$$

Condensation en film

Exemple de coefficients d'échange pour une condensation en film

Condensation sur de plusieurs tubes horizontaux

Echangeur tubulaire à faisceau

Les tubes sont dans un volume

$$h = 0{,}95\left(\frac{K^3\rho^2 g}{\mu\Gamma}\right)^{1/3}$$

$$Re = \frac{4\Gamma}{\mu} \qquad Re < 2100 \qquad \Gamma = \frac{W}{n^{2/3}D}$$

Le liquide condensé tombe sur les tubes en position inférieure
Les échanges sont perturbés

Transfert avec changement d'état

Ebullition

Pierre Le Cloirec

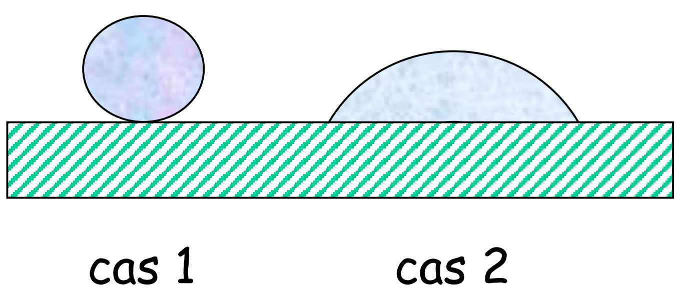
Ebullition - Description du phénomène

Cas d'un liquide en ébullition sur une plaque chauffée

Phénomène fonction de la :

- Rugosité de surface
  Favorise la formation de bulle et l'amorce de l'ébullition

- Mouillabilité de la surface
  les bulles se détachent si la surface est mouillée par le liquide (cas n° 1)



Ebullition - Description du phénomène

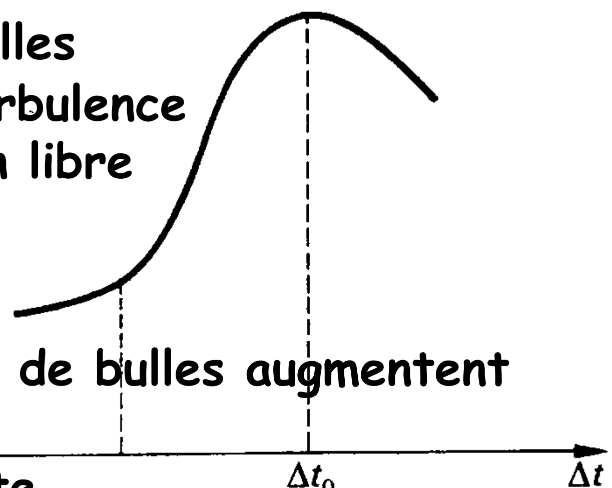
Ebullition - Description du phénomène

Cas d'un liquide en ébullition sur une plaque chauffée

$h = f(\Delta T)$

- ΔT faible

  peu de bulles
  peu de turbulence
  convection libre
  h faible



ΔT moyen

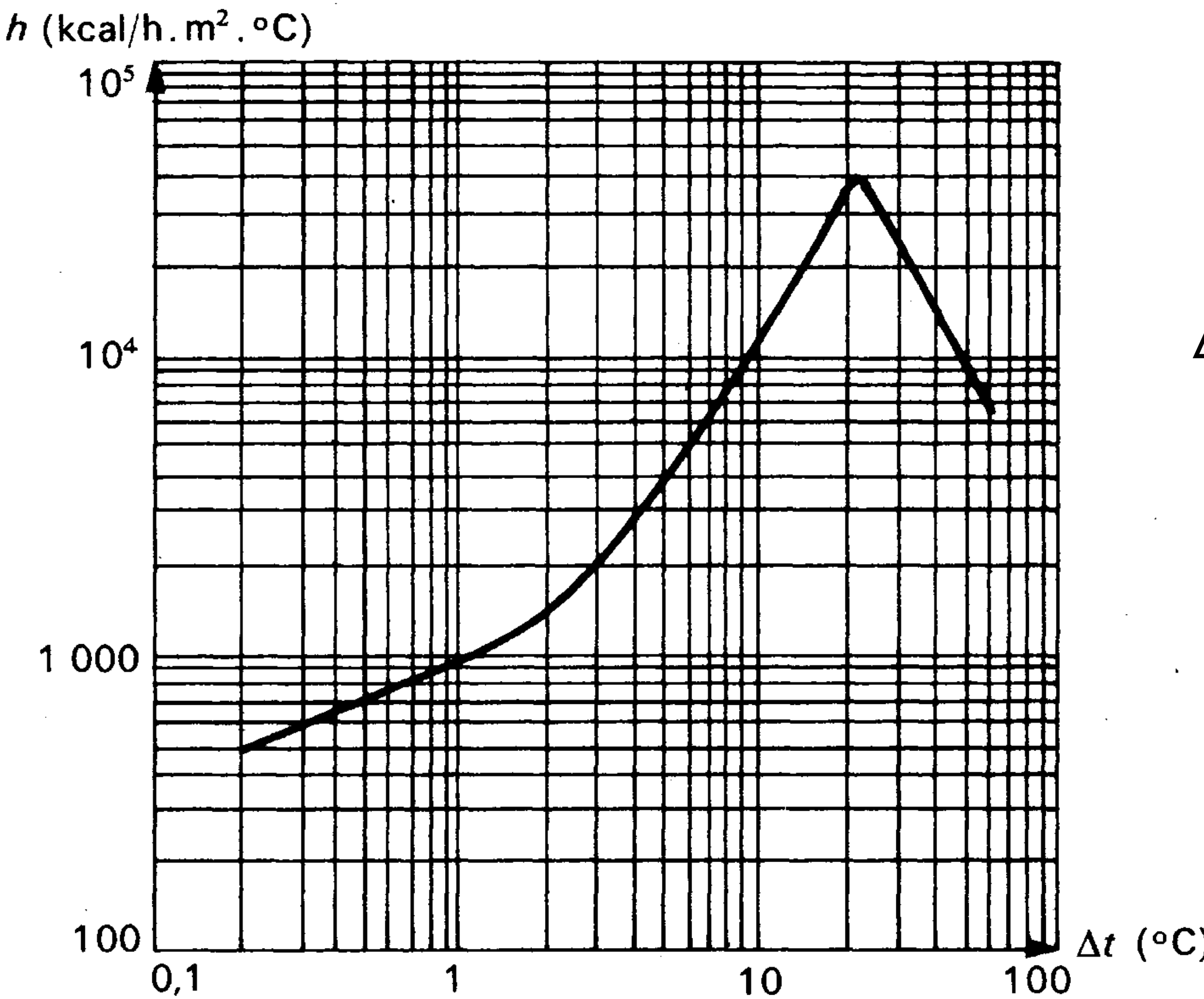
  le nombre de bulles augmentent
  brassage
  h augmente

ΔT critique (ΔT_c)

  le nombre de bulles importante
  nappe gazeuse entre le liquide et la paroi
  mauvais échange thermique
  h décroit

Ebullition – Exemple de valeur de h

Ebullition – Exemple de valeur de h
Ebullition de l'eau



$\Delta T_c = 30°C$

Ebullition et bruit

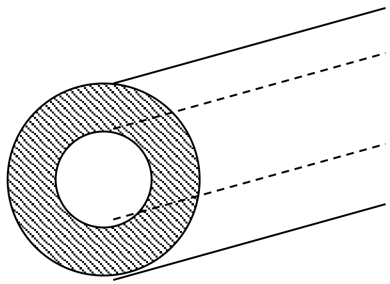
- Avant l'ébullition – frémissement
  - Formation de bulles sur la surface chaude
  - Transfert de chaleur de la bulle dans la phase liquide plus froide
  - Condensation de la vapeur
  - Contraction et disparition de la bulle
  - Mouvement brutale implique une onde de choc
- A l'ébullition
  - Eclatement de bulles de vapeur à la surface
  - Onde de choc en surface

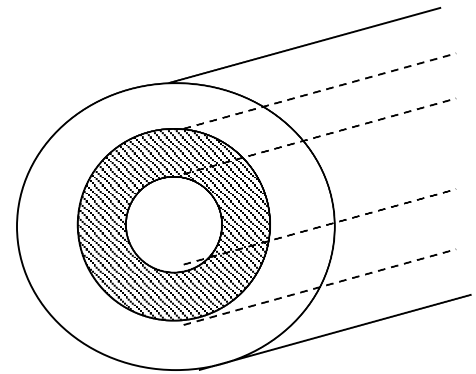
Transfert global de chaleur

Calorifugeage

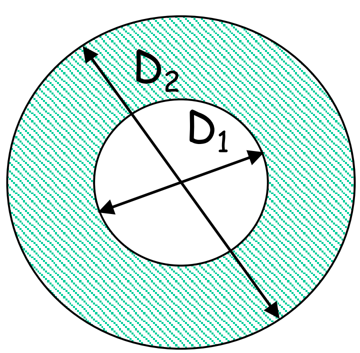
Pierre Le Cloirec

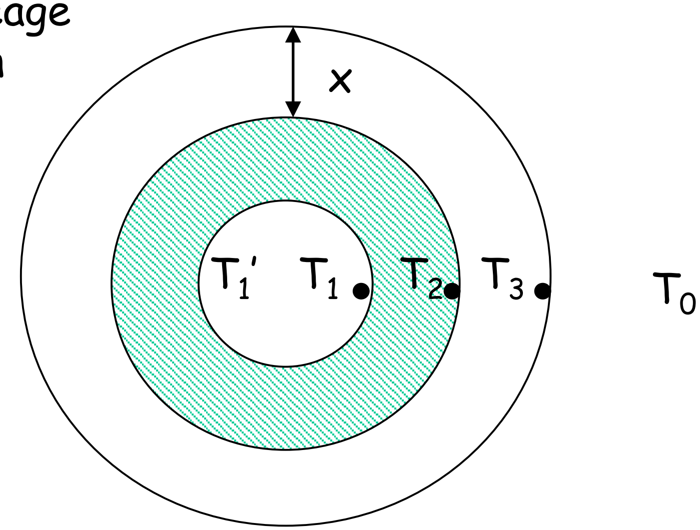
Exemple d'un calorifugeage d'une conduite



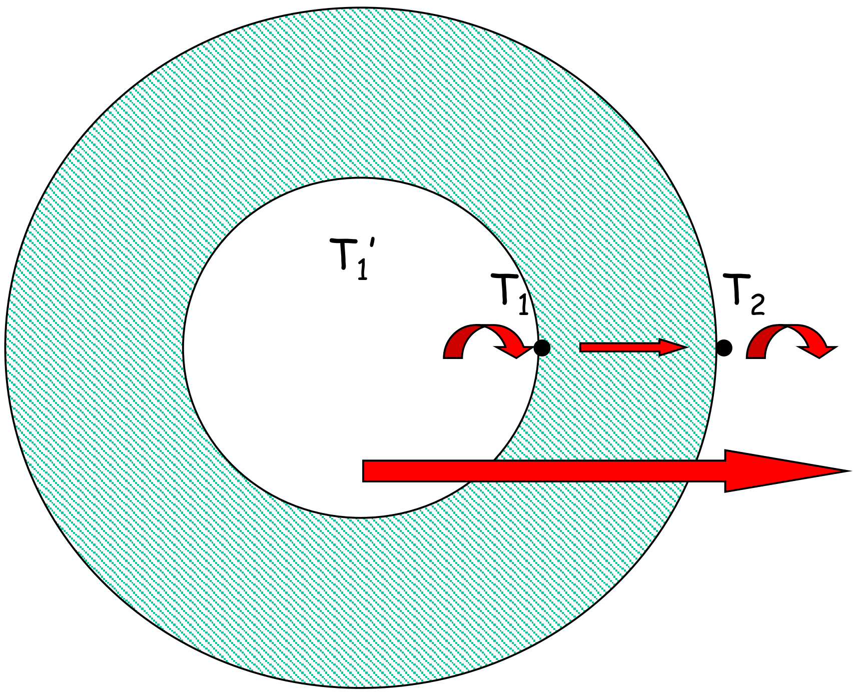


D_1	:	diamètre intérieur
D_2	:	diamètre extérieur
x	:	épaisseur du calorifugeage
K_1	:	conductivité du métal
K_2	:	conductivité du calorifugeage
L	:	longueur de la canalisation





Exemple d'un transfert de chaleur dans une conduite



$T_1' > T_1 > T_2 > T_0$

Convection $T_1' - T_1$

$$\Phi = h_1 A_1 (T_1' - T_1)$$

Conduction $T_1 - T_2$

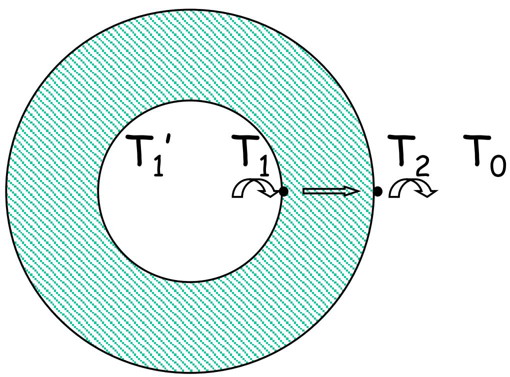
$$\Phi = 2\pi L K_1 (T_1 - T_2) \frac{1}{\mathrm{Ln}\,\dfrac{D_2}{D_1}}$$

Convection $T_2 - T_0$

$$\Phi = h_2 A_2 (T_2 - T_0)$$

$$A_1 = \pi L D_1 \qquad A_2 = \pi L D_2$$

Exemple d'un transfert de chaleur dans une conduite



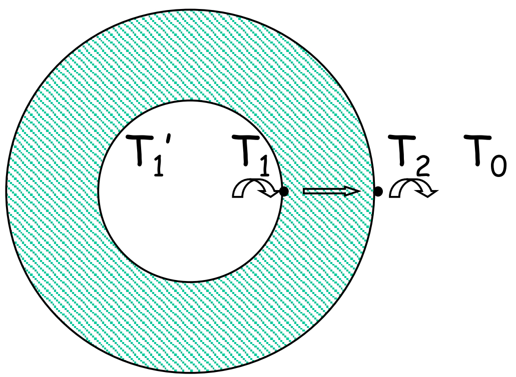
$$\frac{\Phi}{\pi L D_1 h_1} = T_1' - T_1$$

$$\frac{\Phi \, Ln\left(\frac{D_2}{D_1}\right)}{2\pi L K_1} = T_1 - T_2$$

$$\frac{\Phi}{\pi L D_2 h_2} = T_2 - T_0$$

$$\frac{\Phi}{\pi L}\left[\frac{1}{h_1 D_1} + \frac{Ln\left(\frac{D_2}{D_1}\right)}{2K_1} + \frac{1}{h_2 D_2}\right] = T_1' - T_0$$

Exemple d'un transfert de chaleur dans une conduite

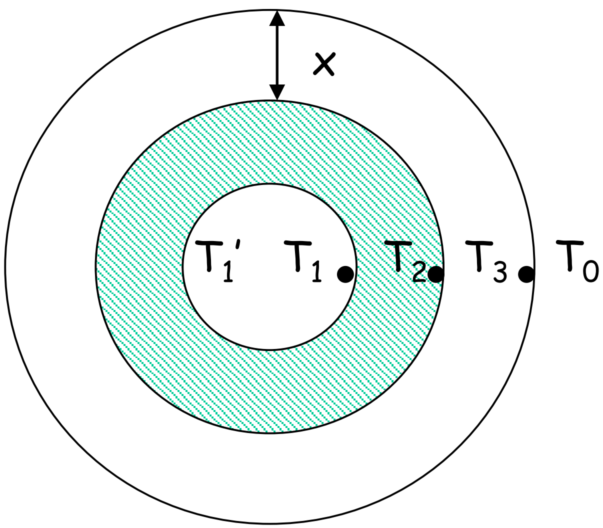


$$\frac{\Phi}{\pi L}\left[\frac{1}{h_1 D_1}+\frac{\mathrm{Ln}\left(D_2/D_1\right)}{2K_1}+\frac{1}{h_2 D_2}\right]=T_1'-T_0$$

$$T_1'-T_0=\Phi\left[R_1+R_2+R_3\right]$$

$$T_1'-T_0=\Phi R$$

Exemple du calorifugeage d'une conduite



$$A_1 = \pi L D_1$$

$$A_3 = \pi L \left(D_2 + 2x\right)$$

Convection $T_1' - T_1$

$$\Phi = h_1 A_1 (T_1' - T_1)$$

Conduction $T_1 - T_2$

$$\Phi = 2\pi L K_1 (T_1 - T_2) \frac{1}{\mathrm{Ln}\frac{D_2}{D_1}}$$

Conduction $T_2 - T_3$

$$\Phi = 2\pi L K_2 (T_2 - T_3) \frac{1}{\mathrm{Ln}\frac{D_2 + 2x}{D_2}}$$

Convection $T_3 - T_0$

$$\Phi = h_2 A_3 (T_3 - T_0)$$

Exemple du calorifugeage d'une conduite

$$\frac{\Phi}{2\pi L}\left[\frac{2}{h_1 D_1}+\frac{Ln\left(\frac{D_2}{D_1}\right)}{K_1}+\frac{Ln\left(\frac{D_2+2x}{D_2}\right)}{K_2}+\frac{2}{h_2\left(D_2+2x\right)}\right]=T_1^{'}-T_0$$

$$T_1^{'}-T_0=\Phi\left[R_1+R_2+R_3+R_4\right]$$

$$T_1^{'}-T_0=\Phi R$$

Exemple du calorifugeage d'une conduite

Etude de la fonction R(x)

$$T_1' - T_0 = \Phi R$$

$$R = \frac{1}{2\pi L}\left[\frac{2}{h_1 D_1} + \frac{\mathrm{Ln}\left(\frac{D_2}{D_1}\right)}{K_1} + \frac{\mathrm{Ln}\left(\frac{D_2 + 2x}{D_2}\right)}{K_2} + \frac{2}{h_2\left(D_2 + 2x\right)}\right]$$

$$\frac{dR}{dx} = \frac{1}{2\pi L}\left[\frac{2}{K_2(D_2 + 2x)} - \frac{4}{h_2\left(D_2 + 2x\right)^2}\right]$$

Exemple du calorifugeage d'une conduite

Etude de la fonction R(x)

$$\frac{dR}{dx} = \frac{1}{2\pi L}\left[\frac{2}{K_2(D_2+2x)} - \frac{4}{h_2(D_2+2x)^2}\right]$$

$$\frac{dR}{dx} = \frac{1}{\pi L}\,\frac{h_2(D_2+2x) - 2K_2}{h_2 K_2 (D_2+2x)^2}$$

$\frac{dR}{dx} = 0$ si $h_2(D_2+2x_0) = 2K_2$ soit $x_0 = \frac{K_2}{h_2} - \frac{D_2}{2}$

$\frac{dR}{dx} > 0$ si $h_2(D_2+2x) > 2K_2$ soit $x > \frac{K_2}{h_2} - \frac{D_2}{2}$