

Chapitre 5

ÉCHANGEURS À CHANGEMENT DE PHASE

Tu gagneras ton pain à la sueur de ton front.

Genèse, 3.19
(préfiguration de l'échangeur
à changement de phase)

Le chapitre 4 a permis de faire le point sur les coefficients de transfert dans les échangeurs à fluides monophasiques. Il reste maintenant à envisager le cas des appareils où l'un des fluides subit un changement de phase, soit que l'on ait besoin de produire de la vapeur ou du liquide, soit que l'on veuille accroître les transferts en utilisant la chaleur latente de changement d'état. Le changement de phase se produisant à température constante, ces appareils sont donc des « échangeurs à fluide isotherme » (voir § 2.4).

5.1. – GÉNÉRALITÉS

♣ Un « *condenseur* » est un échangeur dans lequel le fluide froid provoque un changement de phase du fluide chaud, qui passe de l'état de vapeur à l'état liquide. Inversement, « *l'évaporateur* » utilise le fluide chaud pour faire passer le fluide froid de l'état liquide à l'état de vapeur. On réserve les termes « *chaudière* » ou « *générateur de vapeur* » aux évaporateurs destinés à fournir de la vapeur d'eau sous pression pour la production d'énergie mécanique ou électrique. Tous sont des échangeurs à paroi sensiblement isotherme, dont le facteur de déséquilibre R est voisin de zéro (§ 2.4 et 3.5.2).

⚠ Dans un condenseur, on va donc produire à la surface d'échange un film liquide ; dans un évaporateur on fait des bulles, qui pourront former un film de vapeur si le flux de chaleur est assez intense (ébullition en film, § 5.3.1). Le fait physique marquant est que dans les deux cas la présence de ce film entraîne une résistance thermique supplémentaire qui tend à diminuer le flux de chaleur. Autrement dit, le produit même que l'on souhaite obtenir constitue un frein à sa propre production. Il y aura donc un optimum à trouver en ce qui concerne l'épaisseur du film dans un condenseur, et il faudra éviter autant que possible la formation d'un film de vapeur dans un évaporateur (où de toute façon la vapeur se forme dans les bulles, et où on n'a donc pas besoin d'un film de vapeur entre la paroi et le liquide en ébullition).

Au point de vue pratique, signalons dès à présent que la résistance thermique du film sera incluse dans les expressions du coefficient d'échange pariétal h .

◆ Compte tenu de ce qui précède, il sera logique de prendre comme température de référence pour le calcul des caractéristiques thermophysiques *la température de film* T_F (voir § 4.1.3).

♥ D'autre part, on ne s'étonnera pas de voir les forces de pesanteur prendre ici une place déterminante : il est clair que dans un gaz, le condensat, dont la masse volumique est considérablement plus importante, va s'écouler vers le bas ; à l'inverse, dans un liquide, la vapeur se dirigera spontanément vers le haut.

Les mécanismes de la convection avec changement de phase sont donc complexes et ne se prêtent guère à une formulation allégée. Dans certaines dispositions simples cependant, on peut faire confiance à quelques formules classiques pour accéder à l'ordre de grandeur du coefficient h . On notera qu'il est plus commode ici d'exprimer directement h , sans passer par les critères de similitude.

♠ *Nomenclature*

C_l = chaleur massique de la phase liquide ($J/kg.K$)

d = diamètre intérieur d'un tube

D = diamètre extérieur d'un tube

g = accélération de la pesanteur

L_V = chaleur latente de changement de phase (J/kg)

T_v = température de la vapeur saturante (ou température du liquide à la saturation)

T_p = température de paroi

σ = tension superficielle du liquide (N/m)

Indice « l » : phase liquide

Indice « v » : phase vapeur

5.2. – CONDENSEURS

Les condenseurs sont la plupart du temps des échangeurs tubulaires : à serpentin, bitubes, à faisceau de tubes et calandre, ou encore à tubes et ailettes. Les données qui suivent concernent la seconde et la troisième de ces familles.

5.2.1. – Condensation à l'extérieur d'un tube horizontal

♣ Le film liquide se forme tout autour du tube, mais sous l'effet des forces de pesanteur son épaisseur sera plus grande à la partie inférieure, d'où il va ruisseler (fig. 5.1). Il y a donc une dissymétrie dans la distribution locale du coefficient h . On donne en général comme valeur moyenne :

$h = 0,725 \left(\frac{g \rho_l \lambda_l^3 L_V}{\nu_l D (T_v - T_p)} \right)^{0,25}$
ν_l et λ_l pris à la température de film $T_F = (T_v + T_p) / 2$

(5.1)

Avec l'eau, on atteint assez couramment des coefficients d'échange avoisinant $10000 \text{ W} / \text{m}^2 \text{ K}$.

◆ Si le condenseur comporte des nappes verticales, le condensat formé sur chaque tube s'écoule et contribue à épaissir le film liquide sur les tubes situés au-dessous, d'où une baisse du coefficient h (qui inclut, rappelons-le, la résistance thermique du film). Dans un faisceau assez serré, il peut même y avoir continuité du film liquide entre les tubes inférieurs de la nappe (fig. 5.1b). Sur les N tubes d'une nappe, on admet alors un coefficient de transfert moyen pour l'ensemble des tubes :

$$h_m = h N^{-0,25} \quad (5.2)$$

où h est calculé pour le tube supérieur de la nappe.

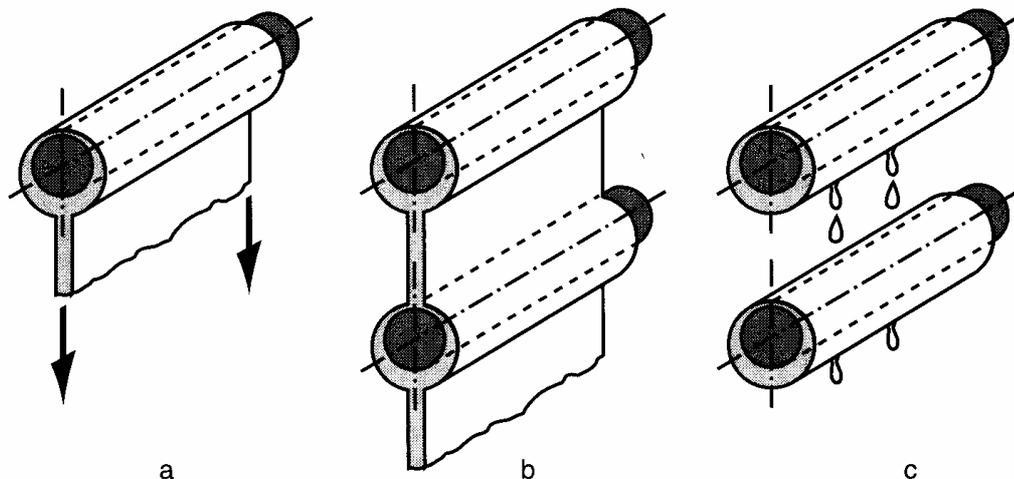


FIG. 5.1. – Condensation en film : a) sur un tube horizontal ;
b) sur une rangée de tubes avec continuité du film entre les nappes ;
c) avec écoulement en gouttes (d'après Incropera et de Witt)

♥ Cependant, lorsqu'on se trouve en présence d'un écoulement de vapeur rapide et perpendiculaire aux tubes, le coefficient d'échange est très supérieur à ce que donne la formule 5.1, et il faut prendre d'autres bases de calcul [cf. Zukauskas, Kakaç].

♠ Un paramètre important est évidemment la quantité de vapeur condensée par seconde, c'est-à-dire le « débit-masse de condensat » q_{ml} ; il a pour expression :

$$q_{ml} = \frac{\Phi}{L_V} = \frac{h \Sigma (T_v - T_p)}{L_V} \quad (5.3)$$

5.2.2. – Condensation à l'extérieur d'un tube vertical

♣ En s'écoulant le long de la paroi verticale, le film de condensation s'épaissit, et il en résulte une dégradation du coefficient h .

À une abscisse x (mesurée le long de la paroi, dans le sens de l'écoulement) l'épaisseur du film est $\delta(x)$, notée simplement δ , et sa vitesse débitante $V_f(x)$, notée

également V_f pour alléger l'écriture. On définit alors un nombre de Reynolds local de l'écoulement :

$$Re = \frac{V_f D_h}{\nu_l} \quad (5.4a)$$

où D_h est le diamètre hydraulique (FEMM, § 6.6.1.5) ; sachant que le contact entre le film et la paroi se fait sur une longueur πD , on a :

$$D_h = \frac{4 \pi D \delta}{\pi D} = 4 \delta \quad (5.4b)$$

en admettant que $\delta \ll D$; d'où :

$$Re = \frac{4 V_f \delta}{\nu_l} \quad (5.5a)$$

Soit q_{ml} le débit-masse de condensat à l'abscisse x :

$$q_{ml} = \rho V_f \pi D \delta \quad (5.5b)$$

On voit que Re s'écrit aussi, en remplaçant ν_l par μ_l / ρ_l :

$$Re = \frac{4 q_{ml}}{\pi D \mu_l} \quad (5.5c)$$

En particulier, à la base du tube ($x = H$), q_{mlH} est le *débit total* (formule 5.3), d'où :

$$Re_H = \frac{4 q_{mlH}}{\pi D \mu_l} \quad (5.5d)$$

◆ Si l'on a $Re_H < 30$ environ, l'écoulement est *laminaire* sur l'ensemble de la paroi. Toutefois, ce cas correspond à des hauteurs H très petites (quelques *cm*) et n'a guère d'intérêt pratique.

♥ Avec $Re_H > 30$, le film commence à être assez épais et rapide, et l'écoulement est *laminaire-ondulé*.

Kutadeladze recommande pour $30 < Re_H < 1800$ une expression de la forme :

$$h = \lambda_l \left(\frac{g}{\nu_l^2} \right)^{1/3} \frac{Re_H}{1,08 Re_H^{1,22} - 5,2} \quad (5.6)$$

h étant une valeur moyenne sur l'ensemble de la paroi. Les paramètres λ_l et ν_l sont toujours estimés à la température de film T_F .

♠ Au-delà de $Re_H = 1800$, le film « dégouline » et l'écoulement devient franchement turbulent, ce qui se traduit par une remontée du coefficient h . Cependant il faut pour y parvenir des hauteurs de tubes relativement importantes ($H \approx 2m$) rarement atteintes dans les appareils courants.

△ **En pratique**, on dispose pour évaluer Re_H d'une formule qui n'est peut-être pas totalement fiable, mais qui servira de point de départ à une itération [J. Gosse] :

$$Re_H \approx 4 \left(\left\{ \frac{g H^3}{\nu_l^2} \right\}^{1/3} \frac{1}{Pr_l} \frac{C_{pl} (T_v - T_p)}{L_V} \right)^{0,75} \quad (5.7)$$

On en déduit h , puis Φ et q_{mlH} , ce qui permet de recalculer Re_H et d'affiner les valeurs précédentes.

5.2.3. - Condensation sur une paroi plane verticale

Appelons L la longueur de la paroi (dans la direction horizontale). La longueur de contact avec le film est donc L , et la section du film $L\delta$, d'où $D_h = 4 \times L\delta / L = 4\delta$, et $Re = 4 V_f \delta / \nu_l$, identique au cas du tube. Par contre, le débit s'écrit $q_{ml} = \rho V_f L\delta$, de sorte que :

$$Re_H = 4 \frac{q_{ml}}{L \mu_l}$$

On peut conserver le même repère ($Re_H < 1800$) et la même formule (5.6) que dans le cas du tube vertical.

5.2.4. - Condensation à l'intérieur d'un tube horizontal

Lorsque la condensation a lieu à l'intérieur d'un tube horizontal l'entraînement du film liquide, qui assure l'évacuation du condensat, est commandé soit par la pesanteur (si le tube est incliné) soit par le gradient de pression dans l'écoulement de vapeur.

Dans le premier cas, correspondant à des vitesses de vapeur pas trop élevées, le condensat occupe la partie inférieure du tube et sa dynamique est celle d'un écoulement à surface libre. On dispose ici de la formule de Chato :

$Re < 35000$ à l'entrée
$h = 0,555 \left(\frac{g \rho_l \lambda_l^3 L_V}{\nu_l d (T_v - T_p)} \right)^{0,25}$
λ_l et ν_l estimés à T_F

(5.8)

Lorsque l'entraînement est assuré par la vapeur, l'écoulement du film liquide est de type annulaire, comme ce serait aussi le cas dans un tube vertical sous le simple effet de la pesanteur.

De toute façon, la longueur des tubes devra être limitée si on ne veut pas se trouver en présence d'un bouchon liquide.

Enfin, des études ont montré que l'utilisation de tubes rainurés (rainures hélicoïdales de faible profondeur et proches les unes des autres) augmente le coefficient h d'un facteur 2 environ [Marvillet & Messan, Congrès TEC 88].

5.3. - ÉVAPORATEURS ET GÉNÉRATEURS DE VAPEUR

5.3.1. - Mécanismes de l'ébullition

L'ébullition est un changement de phase liquide → gaz qui se produit à une interface solide-liquide. Elle peut se manifester sous deux aspects :

- Pour des flux modérés, l'ébullition est « nucléée ». Le processus se caractérise par la formation de bulles de vapeur qui grossissent, puis se détachent de la surface et sont remplacées par du liquide. Leur dynamique est conditionnée en particulier par la tension superficielle de ce liquide.
- A partir d'un « flux critique » φ_c , la formation de vapeur est suffisamment rapide pour qu'un film de vapeur sépare en permanence la paroi du liquide : c'est « l'ébullition en film ». Ce flux critique dépend lui aussi de la tension superficielle ; il est approché par l'expression [Zuber & Tribus] :

$$\varphi_c \approx cte \times \rho_v^{0,5} L_V (\sigma \rho_l g)^{0,25} \quad (\text{en } W / m^2) \quad (5.9a)$$

avec :

$$cte = 0,13 + 4 \mu_l^{0,8} \left(\frac{\rho_l \sigma^3}{g} \right)^{-0,2} \quad (5.9b)$$

(les notations ont été spécifiées au § 5.1. ♠).

L'ébullition nucléée constitue en principe le régime le plus favorable, du fait que les mouvements engendrés par les bulles provoquent un brassage du liquide et un accroissement du coefficient d'échange. Au contraire, dans l'ébullition en film, la couche de vapeur est à l'origine d'une résistance thermique supplémentaire, qui peut en outre entraîner une surchauffe de la paroi.

5.3.2. – Ébullition en film à l'extérieur d'un tube horizontal

Lorsque l'on considère un tube isolé, il existe une ressemblance assez marquée entre l'ébullition en film et la condensation, ce qui se traduit par une expression du coefficient d'échange présentant la même structure que (5.1). La valeur moyenne de h sur la paroi est en effet approchée par :

$$h = 0,62 \left(\frac{g \rho_v \lambda_v^3 L_V}{\nu_v D (T_p - T_v)} \right)^{0,25} \quad (5.10)$$

ν_v, λ_v à la température de film

Par contre, lorsque l'échangeur comporte des rangées verticales de tubes, les deux situations ne sont plus du tout comparables, car les bulles de vapeur qui proviennent des tubes inférieurs provoquent une agitation du liquide, ce qui a plutôt tendance à augmenter un peu le coefficient d'échange à la paroi des tubes supérieurs. Le phénomène est d'ailleurs sensiblement plus marqué en ébullition nucléée, quand les flux sont modérés.

5.3.3. – Ébullition nucléée à l'intérieur d'un tube horizontal

Une analyse de nombreux résultats expérimentaux a permis à Dembi, Dhar et Arona de proposer une corrélation pour l'ébullition nucléée de réfrigérants en conduite horizontale ; cette corrélation est adaptée ici pour fournir directement le flux à la paroi :

$$\varphi_p = \left\{ 23400 (T_p - T_v) \frac{\lambda_l}{D} \right\}^{2,78} \left(\frac{l}{\rho_v L_V w} \right)^{1,78} \left(\frac{g d}{L_V} \right)^{0,75} \left(\frac{G^2 d}{\sigma \rho_l} \right)^{0,39} \quad (5.11)$$

où $w = 0,36.10^{-3} (p_{critique} / p)^{1,4}$ représente la vitesse de formation des bulles, G étant la vitesse massique du mélange (§ 4.1.5).

5.3.4. – Ébullition nucléée en cuve

L'ébullition nucléée est réalisée très souvent dans une enceinte où il n'y a pas de circulation forcée et où la hauteur de la couche liquide est grande devant le diamètre des bulles : on parle alors d'*ébullition en cuve*.

Une estimation du flux à la paroi φ_p est donnée par la corrélation de Rosenhow, pour de l'eau :

$$\varphi_p = \mu_l L_V \left(\frac{g \rho_l}{\sigma} \right)^{0,5} \left[\frac{C_l (T_p - T_v)}{K L_V Pr_l} \right]^3 \quad (5.12)$$

Surface polie : $K \cong 0,013$

Surface rugueuse : $K \cong 0,006$

La valeur de φ_p ainsi obtenue est vraiment *un ordre de grandeur*. Cependant, Incropera note avec humour que si l'estimation de φ_p à partir de $T_p - T_v$ peut être affectée d'une erreur allant jusqu'à 100% (vu que $T_p - T_v$ et K sont élevés au cube), inversement la marge d'erreur se trouve divisée par trois si on évalue $T_p - T_v$ à partir de φ_p . On se console comme on peut !

La difficulté provient en réalité du fait que les bulles se forment à la paroi à partir de sites de nucléation dont le nombre et la distribution statistique sont très difficiles à apprécier. La rugosité et la température exacte de surface jouent donc évidemment un rôle déterminant dans le processus.

5.4. – REMARQUES SUR LA PRÉCISION DES FORMULES

Les expressions (5.1) et (5.8), de même que (5.10), peuvent sous-estimer un peu h . En toute rigueur, on devrait remplacer ρ_l par $\rho_l - \rho_v$ et L_V par une *chaleur latente modifiée* $L'_V > L_V$. Ces raffinements n'ont qu'une faible incidence et peuvent être négligés au stade de l'avant-projet.