

ÉCOULEMENTS ET TRANSFERTS THERMIQUES

Mécanismes de transfert de chaleur
en ébullition et condensation

HERVE LEMONNIER

DTN/SE2T, CEA/Grenoble, 38054 Grenoble Cedex 9

Tél. 04 38 78 45 40, *herve.lemonnier@cea.fr*

herve.lemonnier.sci.free.fr

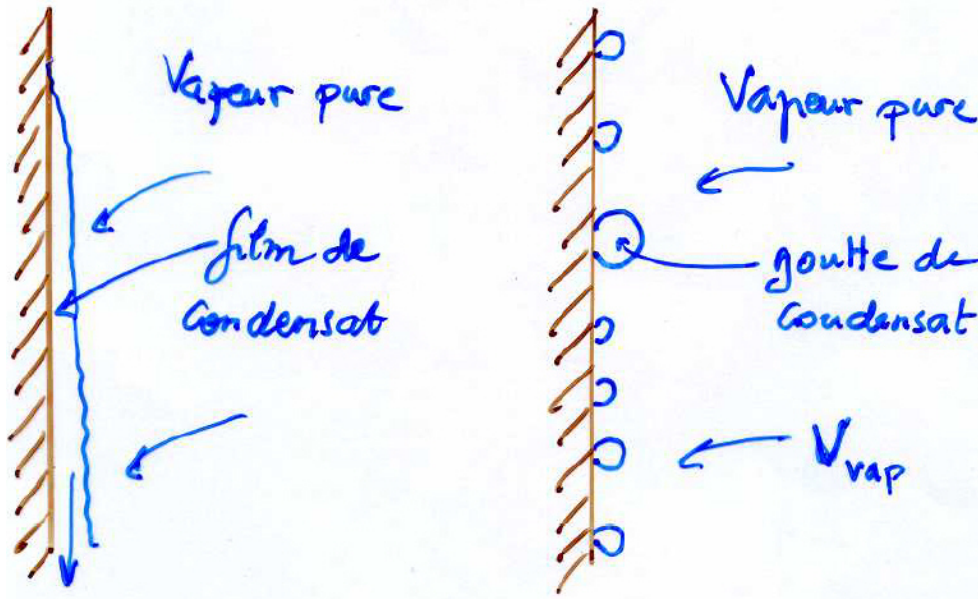
INSTN, décembre 2009

MÉCANISMES DE TRANSFERTS DE CHALEUR

- Condensation :
 - en film
 - à gouttes
- Ebullition :
 - Convection naturelle, en vase (*pool boiling*)
 - Convection forcée (*convective boiling*)
- Fluides purs uniquement. Pour les mélanges phénomènes nouveaux. Pour un mélange, $h \leq \sum x_i h_i$ et souvent $\ll h_i$.
- Attention aux définitions des coefficients de transfert,

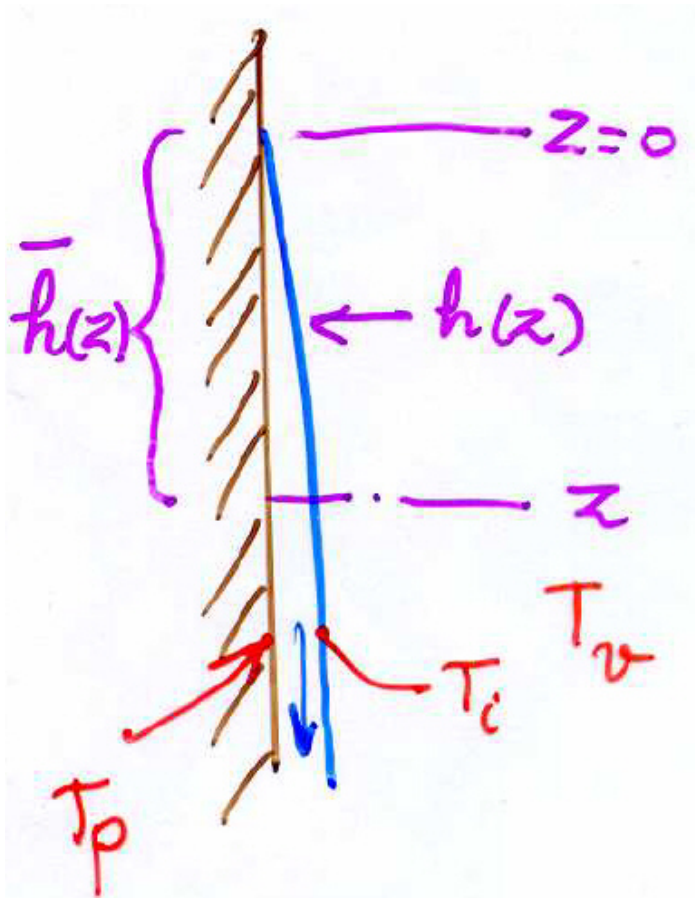
$$h[\text{W}/\text{m}^2/\text{K}] = \frac{q}{\Delta T}, \quad \text{Nu} = \frac{hL}{k}, \quad k(T?)$$

CONDENSATION DE VAPEURS PURES



- Deux configurations :
 - Film liquide, écoulement.
 - Gouttes, surface hydrophobe (θ grand) : support propre et meilleur échange.
- Mélanges de fluides, incondensables :
 - Couche limite de diffusion.
 - Accumulation des incondensables vers la paroi froide.
 - Résistance au transfert de chaleur augmentée.

CONDENSATION EN FILM



- Équilibre thermodynamique de l'interface :

$$T_i = T_{\text{sat}}(p_\infty)$$

- Coefficients d'échange local :

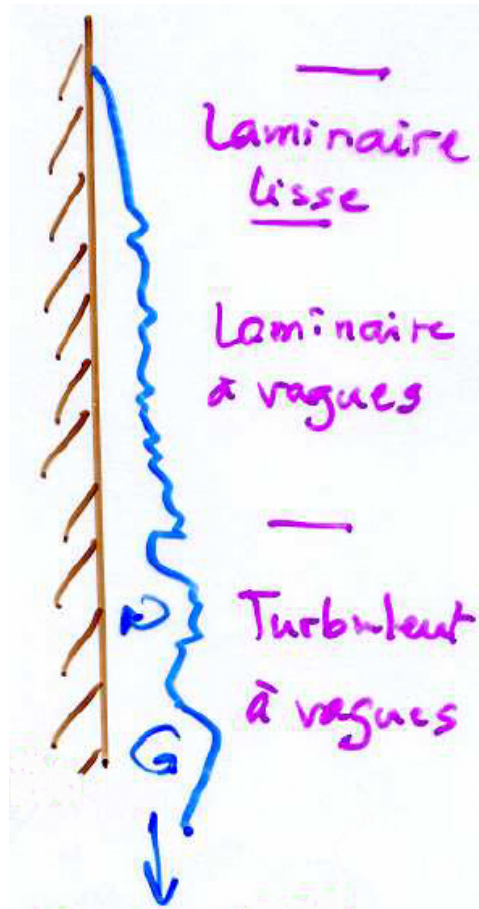
$$h(z) \triangleq \frac{q}{T_i - T_p} = \frac{q}{T_{\text{sat}} - T_p}$$

- Coefficients d'échange global (moyen) :

$$\bar{h}(L) \triangleq \frac{1}{L} \int_0^L h(z) dz$$

- NB : Mélanges binaires $T_i(x_\alpha, p)$ et $p_\alpha(x_\alpha, p)$. Equilibre thermo. approché,
 - Incondensables dans la vapeur, $p_V = x P_{\text{sat}}(T_i)$, Loi de Raoult,
 - Gaz dissous dans un liquide, $p_G = H x_G$, Loi de Henry.

MECANISMES PHYSIQUES



- Film lent, effet convectif limité : le film est la résistance prépondérante (conduction).
- Caractéristiques du film, épaisseur, régime, vagues, contrôlent le transfert.
- Régimes thermiques :

$$\Gamma \triangleq \frac{M_L}{\mathcal{P}}, \quad \text{Re}_L \triangleq \frac{4\Gamma}{\mu_L}$$

- Laminaire lisse, $\text{Re}_L < 30$,
- Laminaire à vagues, $30 < \text{Re}_L < 1600$
- Turbulent, $\text{Re}_L > 1600$

VAPEUR À SATURATION

- La source de chaleur est uniquement à l'interface
- Film laminaire (Nusselt, 1916, Rohsenow, 1956), correction 10 à 15%,

$$h(z) = \left(\frac{k_L^3 \rho_L g (\rho_L - \rho_V) (h_{LV} + 0,68 C_{PV} [T_{\text{sat}} - T_P])}{4 \mu_L (T_{\text{sat}} - T_P) z} \right)^{\frac{1}{4}}$$

- Coefficient de transfert moyen ($T_P = \text{cste}$) : $h(z) \propto z^{-\frac{1}{4}}$, $\bar{h}(L) = \frac{4}{3} h(L)$
- Débit de condensat, bilan thermique à l'interface,

$$\Gamma(L) = \frac{\bar{h}(L) (T_{\text{sat}} - T_P) L}{h_{LV}}$$

- Relation coefficient d'échange - débit de film,

$$\frac{\bar{h}(L)}{k_L} \left(\frac{\mu_L^2}{\rho_L (\rho_L - \rho_V)} \right)^{\frac{1}{3}} = 1,47 \text{Re}_L^{-\frac{1}{3}}$$

- h_{LV} et ρ_V à saturation. k_L , ρ_L à la température de film : $\frac{1}{2}(T_P + T_i)$,
- Si $1/\mu_L$ linéaire en T , $\mu = \frac{1}{4}(3\mu_L(T_P) + \mu_L(T_i))$.

VAPEUR SURCHAUFFÉE

- Deux sources de chaleur, la vapeur ($T_V > T_i$) et l'interface.
- Augmentation du coefficient de transfert. Correction empirique,

$$\bar{h}_S(L) = \bar{h}(L) \left(\frac{1 + C_{PV}(T_V - T_{\text{sat}})}{h_{LV}} \right)^{\frac{1}{4}} = 1,47 \text{Re}_L^{-\frac{1}{3}}$$

- Bilan thermique, débit de film,

$$\Gamma(L) = \frac{\bar{h}_S(L)(T_P - T_{\text{sat}})L}{h_{LV} + C_{PV}(T_V - T_{\text{sat}})}$$

RELATIONS DÉBIT - COEFFICIENT D'ÉCHANGE MOYEN

- Laminaire :

$$\frac{\bar{h}(L)}{k_L} \left(\frac{\mu_L^2}{\rho_L(\rho_L - \rho_V)} \right)^{\frac{1}{3}} = 1,47 \text{Re}_L^{-\frac{1}{3}}$$

- Laminaires à vague, intégration avec le régime précédent (Kutateladze, 1963), $h(z) \propto \text{Re}^{-0,22}$,

$$\frac{\bar{h}(L)}{k_L} \left(\frac{\mu_L^2}{\rho_L(\rho_L - \rho_V)} \right)^{\frac{1}{3}} = \frac{\text{Re}_L}{1,08\text{Re}_L^{1,22} - 5,2}$$

- Turbulent, intégration sur les deux régimes précédents (Labuntsov, 1975), $h(z) \propto \text{Re}^{0,25}$,

$$\frac{\bar{h}(L)}{k_L} \left(\frac{\mu_L^2}{\rho_L(\rho_L - \rho_V)} \right)^{\frac{1}{3}} = \frac{\text{Re}_L}{8750 + 58\text{Pr}_L^{-0,5}(\text{Re}_L^{0,75} - 253)}$$

- Résolution de la relation implicite, point fixe.

AUTRES EFFETS

- Effets de la vitesse de la vapeur, v_V , prépondérant
- V_v descendant, cisaillement de la vapeur dans le même sens que la gravité,
- Diminution de l'épaisseur du film,
- Retarde la transition à la turbulence,

$$h \propto \tau_i^{\frac{1}{2}}$$

- Voir par exemple [Delhaye \(2008, Ch. 9, p. 370\)](#)
- Effets du même ordre, h_1 sans vitesse, h_2 avec vitesse,

$$h = (h_1^2 + h_2^2)^{\frac{1}{2}}$$

CONDENSATION SUR UN TUBE HORIZONTAL

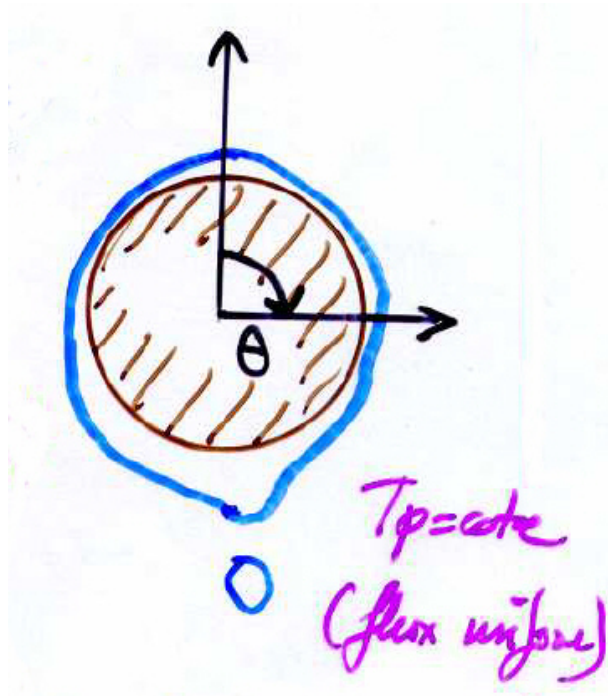
- Définition du coefficient de transfert

$$\bar{h} = \frac{1}{\pi} \int_0^{\pi} h(u) du$$

- Vitesse de vapeur faible, Nusselt (1916)

$$\bar{h} = \begin{matrix} 0,728 \\ (0,70) \end{matrix} \left(\frac{k_L^3 \rho_L (\rho_L - \rho_V) g h_{LV}}{\mu_L (T_{\text{sat}} - T_p) D} \right)^{\frac{1}{4}}$$

- 0.728, température imposée, 0.70, flux imposé.
- Γ , débit de film par unité de longueur du tube.



- Relation débit - coefficient d'échange, bilan thermique

$$\frac{\bar{h}}{k_L} \left(\frac{\mu_L^2}{\rho_L(\rho_L - \rho_V)} \right)^{\frac{1}{3}} = \frac{1,51}{(1,47)} \text{Re}_L^{-\frac{1}{3}}$$

- Effet de surchauffe et évaluation des propriétés : idem plaque plane.
- Effet de la vitesse vapeur (Fujii),

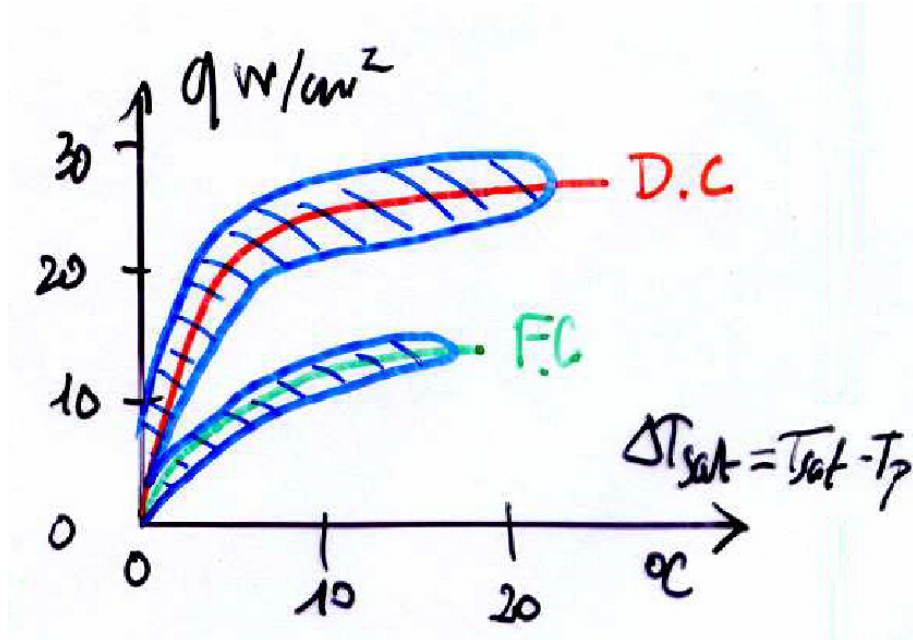
$$\frac{\bar{h}}{h_0} = 1,4 \left(\frac{u_V^2 (T_{\text{sat}} - T_P) k_L}{g D h_{LV} \mu_L} \right)^{0,05} \quad 1 < \frac{\bar{h}}{h_0} < 1,7,$$

- Effet de nombre, ruissellement, (Kern, 1958),

$$\frac{\overline{h(1, N)}}{h_1} = N^{-1/6}$$

CONDENSATION À GOUTTES

- Mécanismes,
 - Nucléation sur des sites privilégiés,
 - Croissance,
 - Coalescence,
 - Ruissellement et assèchement (non mouillant)
- Technologie,
 - Additifs, métaux nobles, résines
 - Durabilité réduite en environnement industriel
 - Récemment surface auto-drainantes à gradient d'énergie de surface.



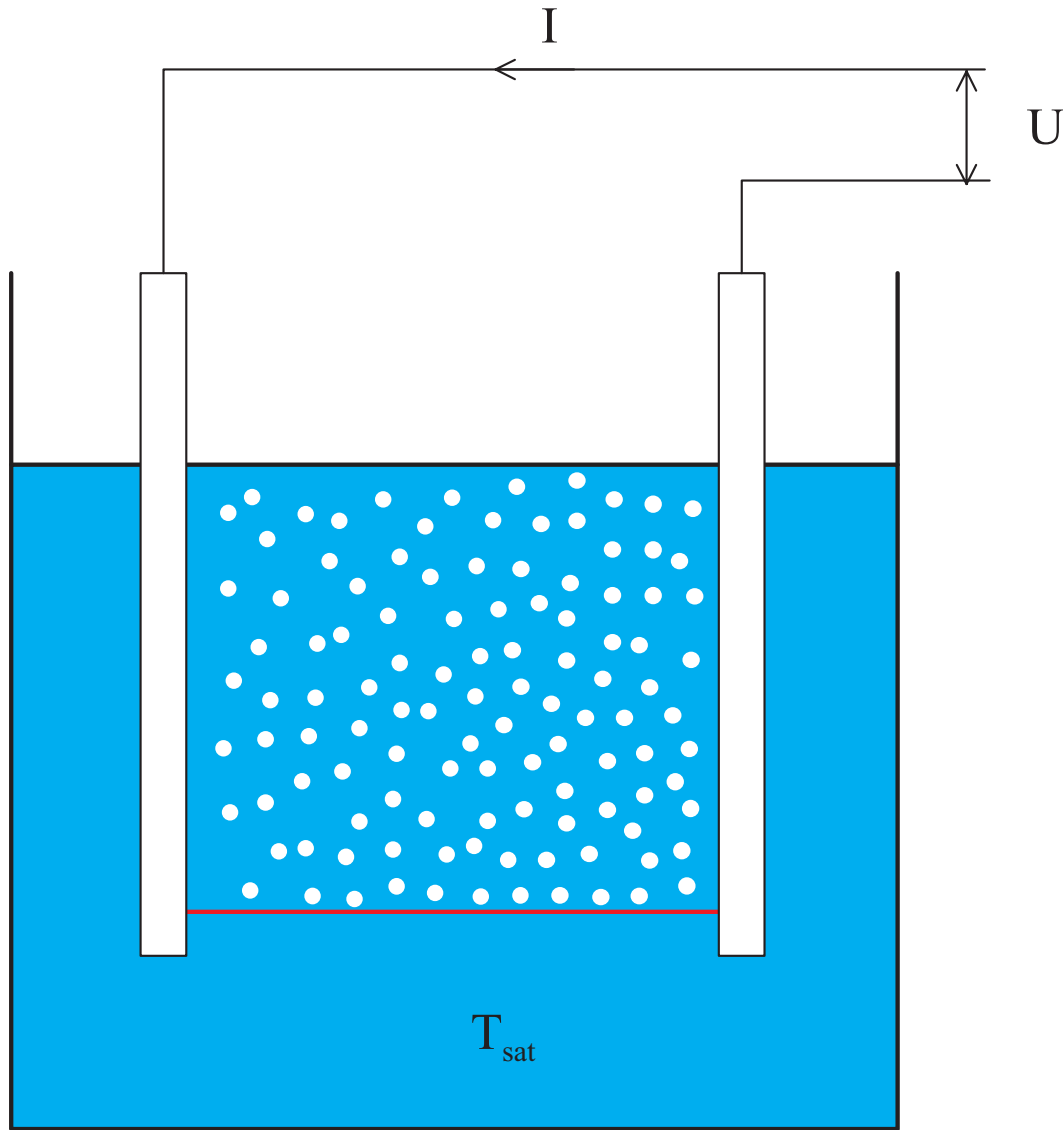
- Coefficient d'échange

$$\frac{1}{h} = \frac{1}{h_G} + \frac{1}{h_{go}} + \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{pr}}$$

- G : incondensables, go : gouttes, i : chgt de phase à l'interface, pr épaisseur du promoteur.
- Effet des incondensables : $\omega_i \approx 0,02 \Rightarrow h \rightarrow h/5$
- Exemple, vapeur d'eau sur cuivre, $T_{sat} > 22^\circ\text{C}$, h en $\text{W}/\text{cm}^2/^\circ\text{C}$,

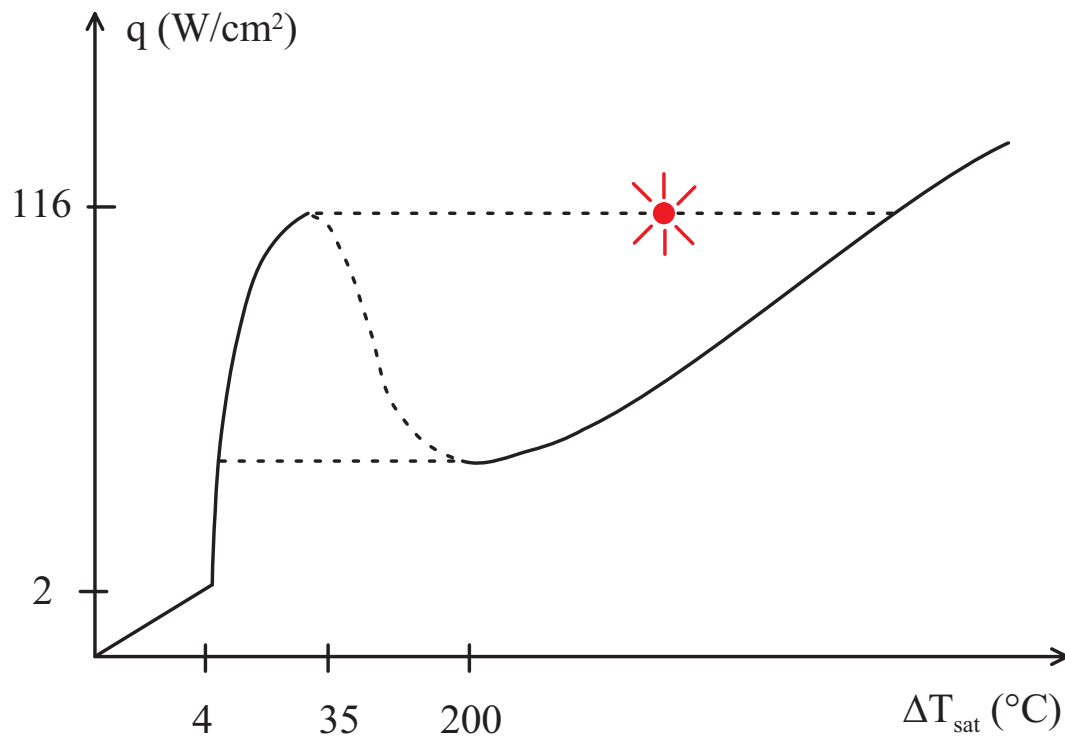
$$h_{go} = \min(0,5 + 0,2T_{sat}, 25)$$

EBULLITION EN VASE



- Nukiyama (1934)
- Eau à saturation, un seul puits de chaleur
- Fil NiCr et Pt,
 - Diamètre $\approx 50\mu\text{m}$,
 - Longueur : l
 - Chauffage à puissance imposée : P

COURBE D'ÉBULLITION



- Flux imposé,

$$P = q\pi D l = UI$$

- Température du fil et de paroi, $D \rightarrow 0$

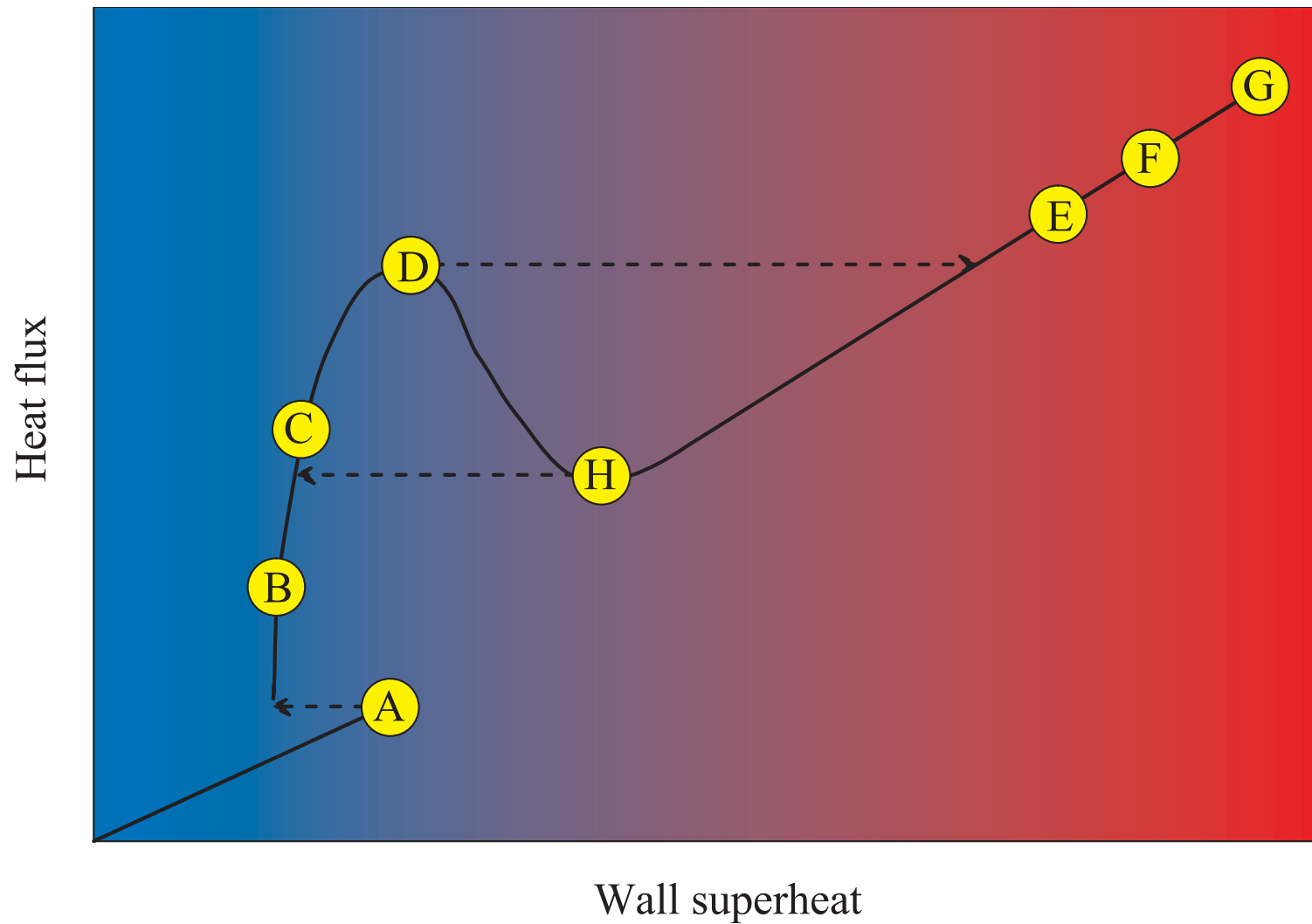
$$R(T) = \frac{U}{I}, \quad \langle T \rangle_3 \approx T_W$$

- Surchauffe : $\Delta T = T_W - T_{\text{sat}}$

- Coefficient de transfert de chaleur,

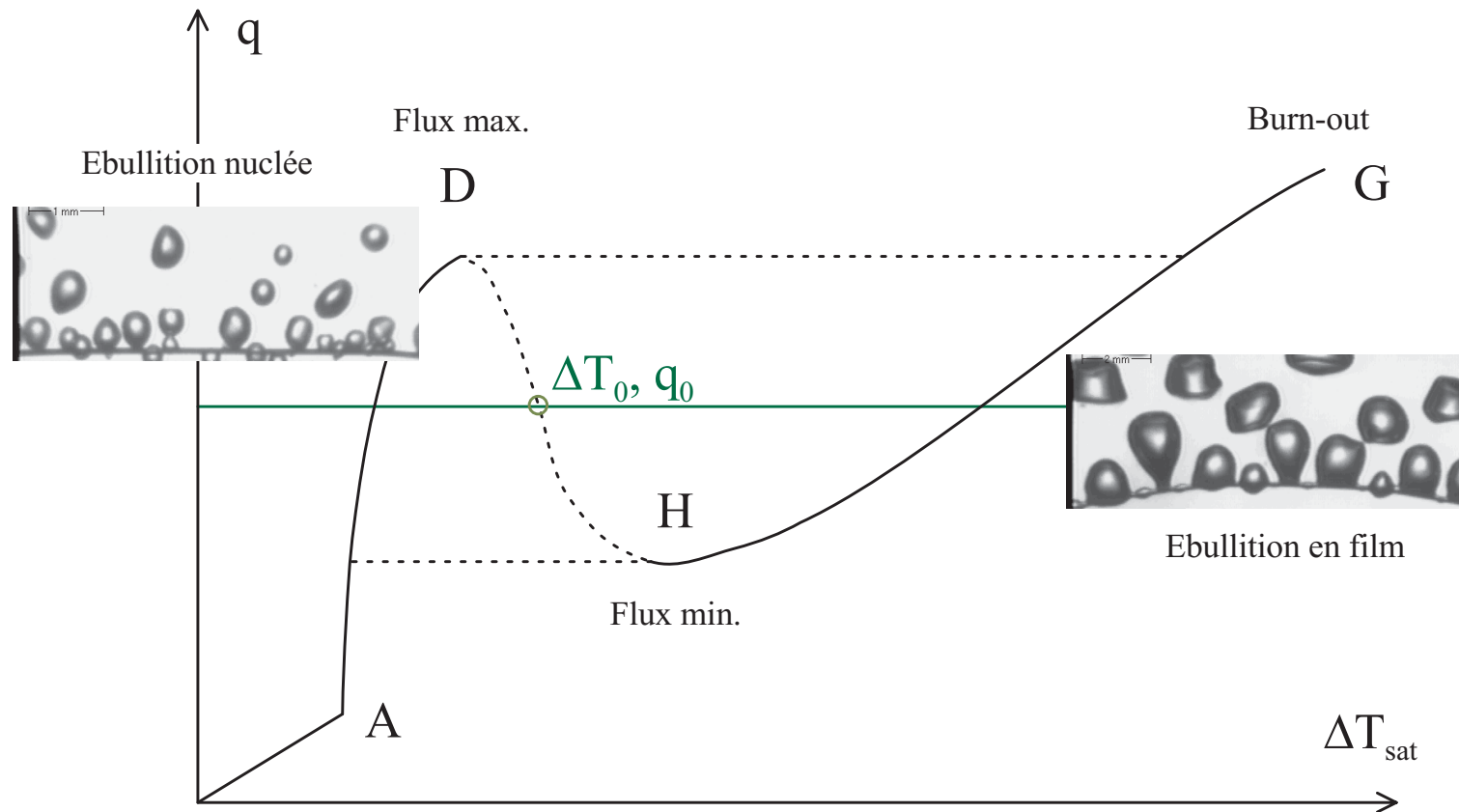
$$h \triangleq \frac{q}{T_W - T_{\text{sat}}}$$

COURBE D'ÉBULLITION



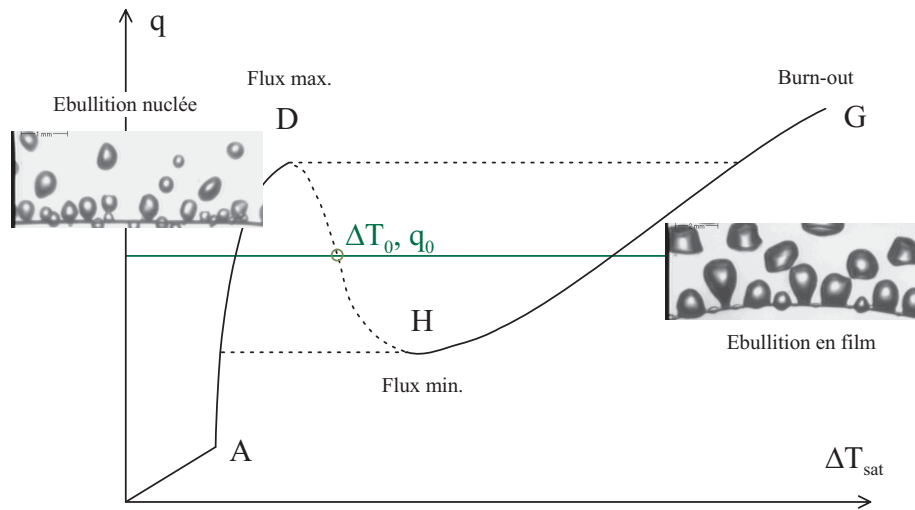
<http://www-heat.uta.edu>, Suite

REGIMES D'ÉBULLITION EN VASE



- OA : Convection naturelle
- AD : Ebullition nucléée
- DH : Ebullition de transition
- HG : Ebullition en film

STABILITE DE L'ÉBULLITION DE TRANSITION



- Solution, EDO linéaire,

$$T_1 = T_{10} \exp(-\alpha t), \quad \alpha = \frac{S}{MC_v} \left(\frac{\partial q}{\partial \Delta T} \right)_{T_0}$$

- 2 solutions stables, une instable (DH),

$$\frac{\partial q}{\partial \Delta T} < 0$$

- Expérience à température imposée (Drew et Müller, 1937).

- Bilan thermique du fil,

$$MC_v \frac{dT}{dt} = P - qS$$

- Linéarisation autour de $\Delta T_0, q_0, T = T_0 + T_1,$

$$MC_v \frac{dT_1}{dt} = \underbrace{P - q_0 S}_{=0} - S \frac{\partial q}{\partial \Delta T} T_1$$

CONVECTION NATURELLE

- Convection naturelle monophasique, fil de diamètre D ,

$$q = h(T_F - T_{\text{sat}}), \quad \text{Nu} = \frac{hD}{k}$$

$$\text{Pr} = \frac{\nu_L}{\alpha_L}, \quad \text{Ra} = \frac{g\beta(T_F - T_{\text{sat}})D^3}{\nu_L\alpha_L}$$

- Le nombre de Nusselt représente le transfert de chaleur sans dimension (h).
- k_L, α_L, ν_L évalués à la température de film $\frac{1}{2}(T_F + T_{\text{sat}})$, β à T_{sat} .
- Churchill & Chu (1975), $10^{-5} < \text{Ra} < 10^{12}$,

$$\text{Nu} = \left(0,60 + \frac{0,387 \text{Ra}^{1/6}}{\left[1 + \left(\frac{0,559}{\text{Pr}} \right)^{9/16} \right]^{8/27}} \right)^2$$

CONVECTION NATURELLE, PLAQUE PLANE

- Plaque plane, échelles A aire et P périmètre, longueur : $L = \frac{A}{P}$.

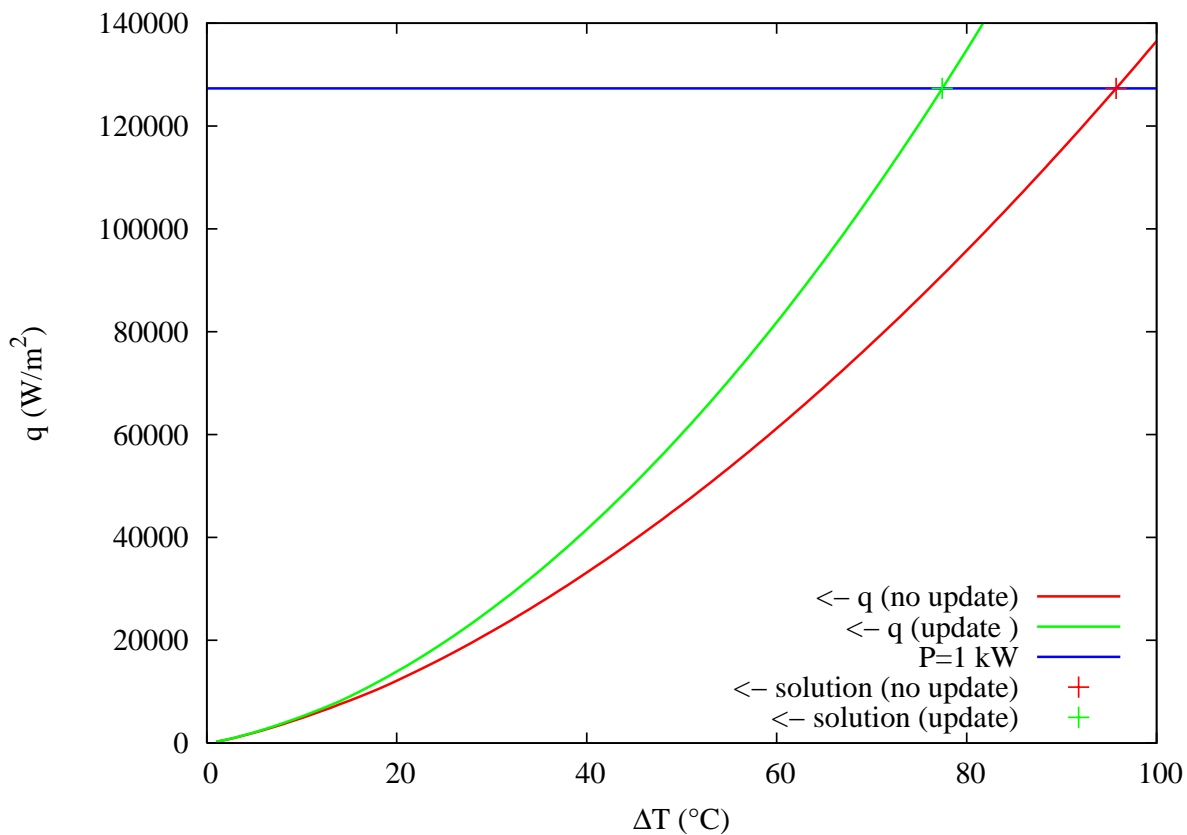
$$\text{Nu} = \frac{hL}{k} = \frac{qL}{k_L(T_P - T_\infty)}, \quad \text{Ra} = \frac{g\beta(T_P - T_\infty)L^3}{\nu_L\alpha_L}$$

- Selon le régime,

$$\text{Nu} = \begin{cases} \frac{0,560 \text{Ra}^{1/4}}{(1 + (0,492\text{Pr})^{9/16})^{4/9}} & 1 < \text{Ra} < 10^7 \\ 0,14 \text{Ra}^{1/3} \left(\frac{1 + 0,0107\text{Pr}}{1 + 0,01\text{Pr}} \right) & 0,024 \leq \text{Pr} \leq 2000, \quad \text{Ra} < 2 \cdot 10^{11} \end{cases}$$

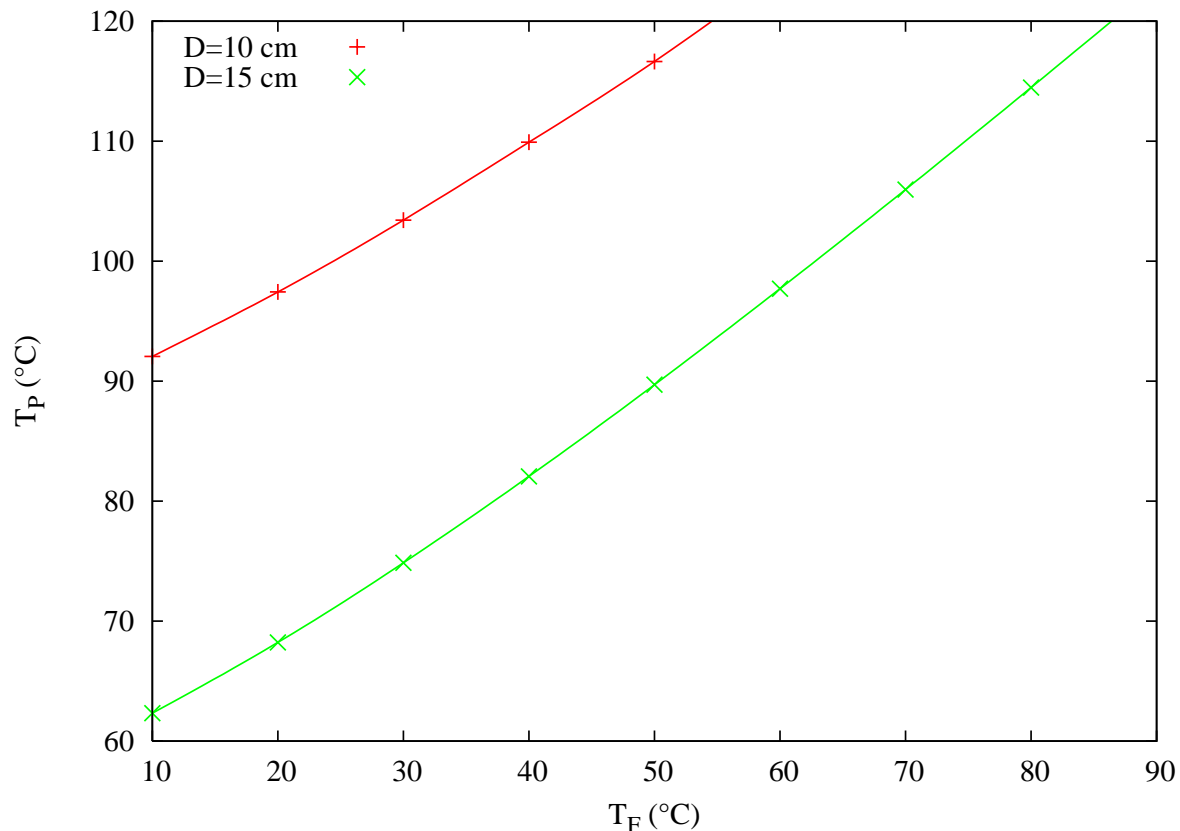
- Evaluation des propriétés de transport et thermodynamiques : [Raithby & Hollands \(1998\)](#). Pour un liquide tout doit être évalué à la température de film, $T_F = \frac{1}{2}(T_P + T_\infty)$

APPLICATION NUMÉRIQUE



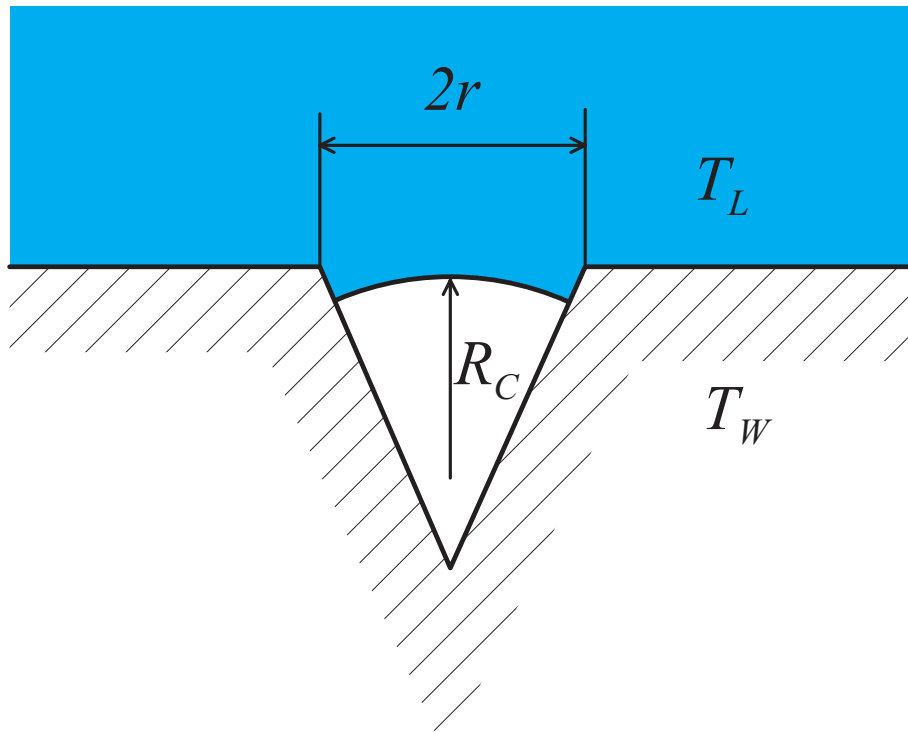
- Récipient cylindrique, $D = 10$ cm, $P = 1$ kW, $T_0 = 20^\circ\text{C}$. Pression atmosphérique.
- Propriétés : NIST
- Représenté par une plaque en milieu infini.
- Attention la température d'évaluation des propriétés importe (beaucoup).
- ρ et β à T_∞ : $T_p = 115,7^\circ\text{C}$.
- Toutes les propriétés à T_F : $T_p = 97,4^\circ\text{C}$.

APPLICATION NUMÉRIQUE



- Deux diamètres, 10 et 15 cm.
- Avec le chauffage T_0 évolue.
- Apparition de l'ébullition : surchauffe de 10°C environ.
- Pour $D = 10$ cm, l'ébullition apparaît pour $T_0 \approx 40^\circ\text{C}$.
- Pour $D = 15$ cm, l'ébullition apparaît pour $T_0 \approx 75^\circ\text{C}$.
- Conclusion ...

APPARITION DE L'EBULLITION NUCLEE



- Paramètres de contrôle : p_L et $T_W = T_{L\infty}$
- Paroi surchauffée : $T_{L\infty} = T_{\text{sat}}(p_L) + \Delta T$
- Distribution de sites : r , $R = R(r, \theta)$
- Equilibre mécanique int. : $p_V = p_L + \frac{2\sigma}{R}$
- Equilibre thermo. int. : $p_V = p_{\text{sat}}(T_{Li})$

$$T_{Li} = T_{\text{sat}}\left(p_L + \frac{2\sigma}{R}\right) \approx (T_{L\infty} - \Delta T) + \frac{2\sigma}{R} \frac{dT}{dp_{\text{sat}}}$$

- Flux vers l'interface : $q > 0$, $\dot{R} > 0$

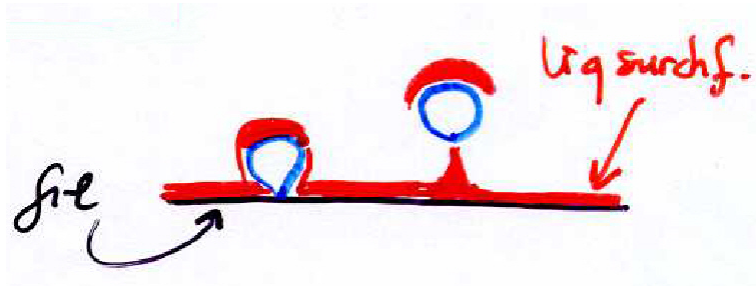
$$q = h(T_{L\infty} - T_{Li}) = h\left(\Delta T - \frac{2\sigma}{R} \frac{dT}{dp_{\text{sat}}}\right)$$

$$\Delta T > \Delta T_{\text{eq}} = \frac{2\sigma}{R} \frac{dT}{dp_{\text{sat}}}, \quad R > R_{\text{eq}} = \frac{2\sigma}{\Delta T} \frac{dT}{dp_{\text{sat}}}$$

1 bar, $\Delta T = 3^\circ\text{C}$, $R_{\text{eq}} = 5,2 \mu\text{m}$, 155 bar, $\Delta T = 3^\circ\text{C}$, $R_{\text{eq}} = 0,08 \mu\text{m}$

MECANISMES EN ÉBULLITION NUCLÉE

- Transport de liquide surchauffé, Yagumata et al. (1955)



$$q \propto (T_P - T_{\text{sat}})^{1,2} n^{0,33}$$

- n : densité numérique de sites actifs,

$$n \propto \Delta T_{\text{sat}}^{5 \div 6} \Rightarrow q \propto \Delta T_{\text{sat}}^3$$

- Echange très efficace, précision secondaire.

- Rohsenow (1952), analogue à la convection forcée : $\text{Nu} = C \text{Re}^a \text{Pr}^b$,

- Echelles : $\text{Re} = \frac{VL}{\mu_L}$,

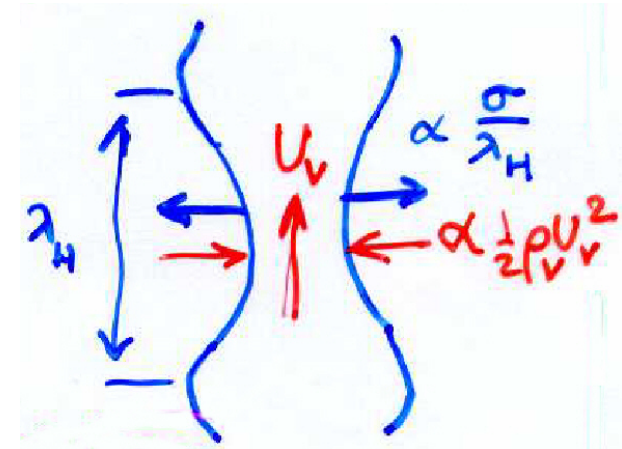
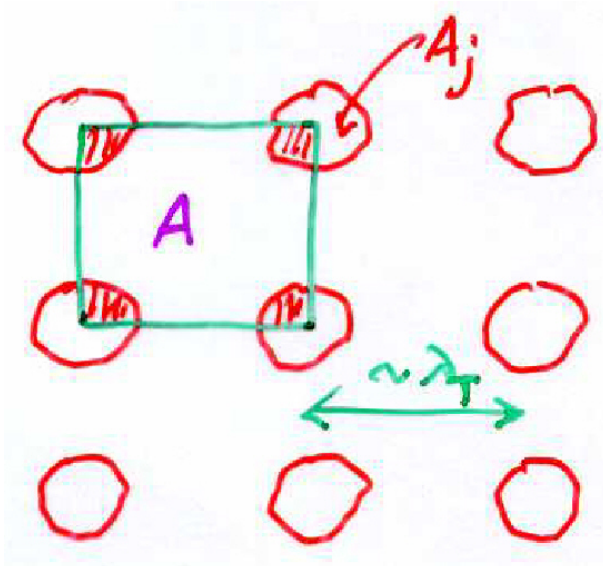
– Longueur : diamètre au détachement, longueur capillaire : $L \approx \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_L - \rho_V)}}$

– Vitesse liquide : bilan d'énergie, $q = \dot{m} h_{LV}$, $V \approx \frac{q}{\rho_L h_{LV}}$

$$\text{Ja} \triangleq \frac{C_{pL}(T_P - T_{\text{sat}})}{h_{LV}} = C_{sf} \text{Re}^{0,33} \text{Pr}_L^s$$

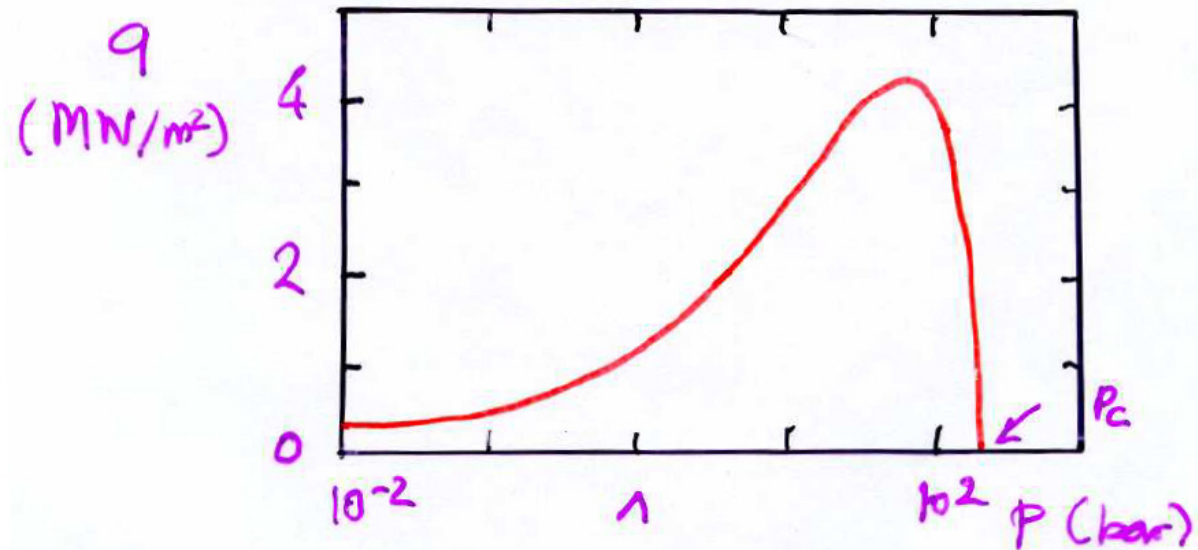
- $C_{sf} \approx 0,013$, $s = 1$ eau, $s = 1,7$ autres fluides.

CRISE D'ÉBULLITION, FLUX CRITIQUE



- Régime d'écoulement au voisinage du flux critique (CHF : *critical heat flux*), Rayleigh-Taylor,
- Stabilité de la colonne de bulles : Kelvin-Helmholtz,
- Bilan thermique sur le motif A ,

$$\lambda_T = 2\pi\sqrt{3}\sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_L - \rho_V)}}, \quad \frac{1}{2}\rho_V U_V^2 < \pi\frac{\sigma}{\lambda_H}, \quad qA = \rho_V U_V A_J h_{LV}$$



- Zuber (1958), rayon du jet $R_J = \frac{1}{4}\lambda_T$, $\lambda_H = 2\pi R_J$, stabilité marginale colonne,

$$q_{CHF} = 0,12\rho_V^{1/2}h_{LV}\sqrt[4]{\sigma g(\rho_V - \rho_L)}$$

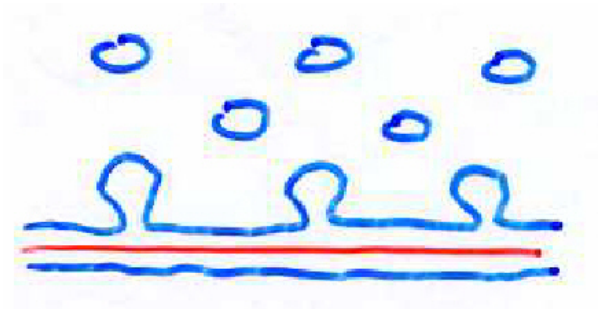
- Lienhard et Dhir (1973), Rayon du jet $R_J = \frac{1}{4}\lambda_T$, $\lambda_H = \lambda_T$,

$$q_{CHF} = 0,12\rho_V^{1/2}h_{LV}\sqrt[4]{\sigma g(\rho_V - \rho_L)}$$

- Kutateladze (1948), analyse dimensionnelle, expériences,

$$q_{CHF} = 0,13\rho_V^{1/2}h_{LV}\sqrt[4]{\sigma g(\rho_V - \rho_L)}$$

EBULLITION EN FILM



- Analogie avec la condensation en film (Nusselt, Rohsenow), Bromley (1950), $V \Leftrightarrow L$

$$\text{Nu}_L = 0,62 \left(\frac{\rho_V g (\rho_L - \rho_V) h'_{LV} D^3}{\mu_V k_V (T_P - T_{\text{sat}})} \right)^{\frac{1}{4}}, \quad h'_{LV} = h_{LV} \left(1 + 0,34 \frac{C_{PV} (T_P - T_{\text{sat}})}{h_{LV}} \right)$$

- Propriétés physiques :

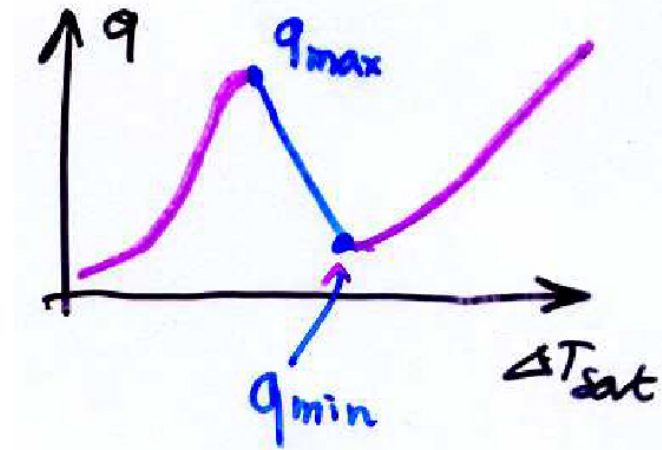
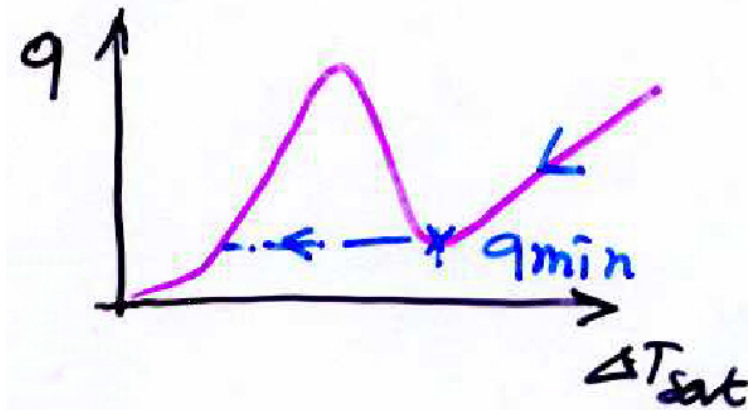
- Liquide à T_{sat} ,

- Vapeur à la température de film $T_F = \frac{1}{2}(T_{\text{sat}} + T_P)$.

- Correction rayonnement : $T_P > 300^\circ\text{C}$, ϵ : émissivité, $\sigma = 5,67 \cdot 10^{-8} \text{ W/m}^2/\text{K}^4$

$$h = h(T < 300^\circ\text{C}) + \frac{\epsilon \sigma (T_P^4 - T_{\text{sat}}^4)}{T_P - T_{\text{sat}}}$$

EBULLITION DE TRANSITION

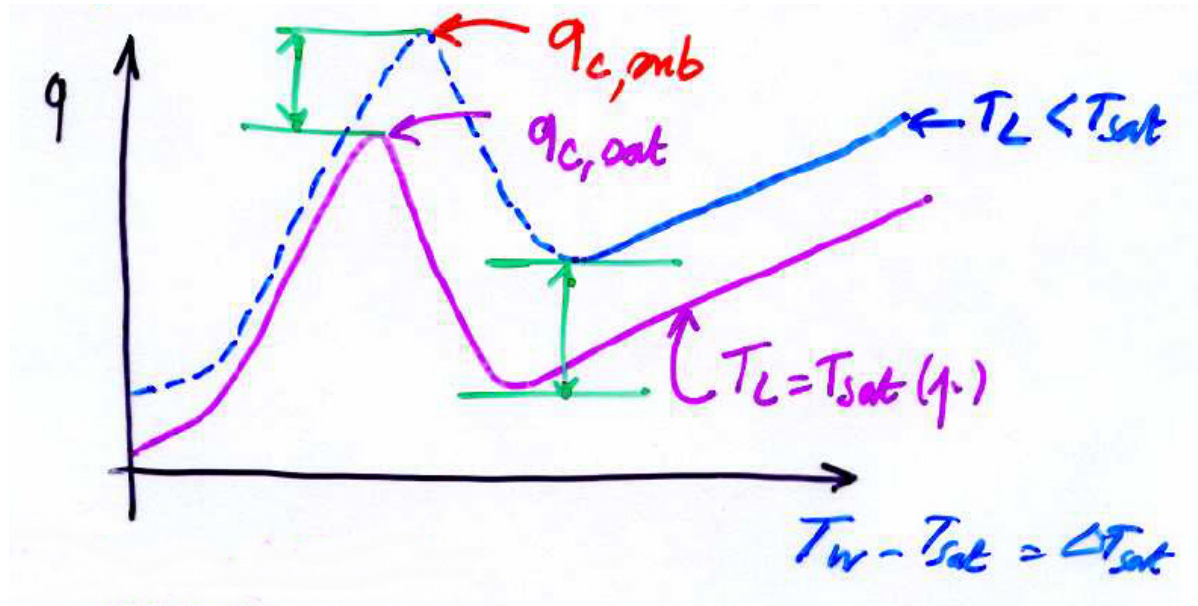


- Flux minimum,

$$q_{min} = Ch_{LV} \sqrt[4]{\frac{\sigma g(\rho_L - \rho_V)}{(\rho_L + \rho_V)^2}}$$

- Zuber (1959), $C = 0,13$, stabilité de l'ébullition en film,
- Berenson (1960), $C = 0,09$, remouillage, point de Liendenfrost.
- Ebullition de transition, peu de données
- Méthode pragmatique : ΔT_{min} et ΔT_{max} : limites des régimes pour les flux correspondants,
- Evolution linéaire (log-log).

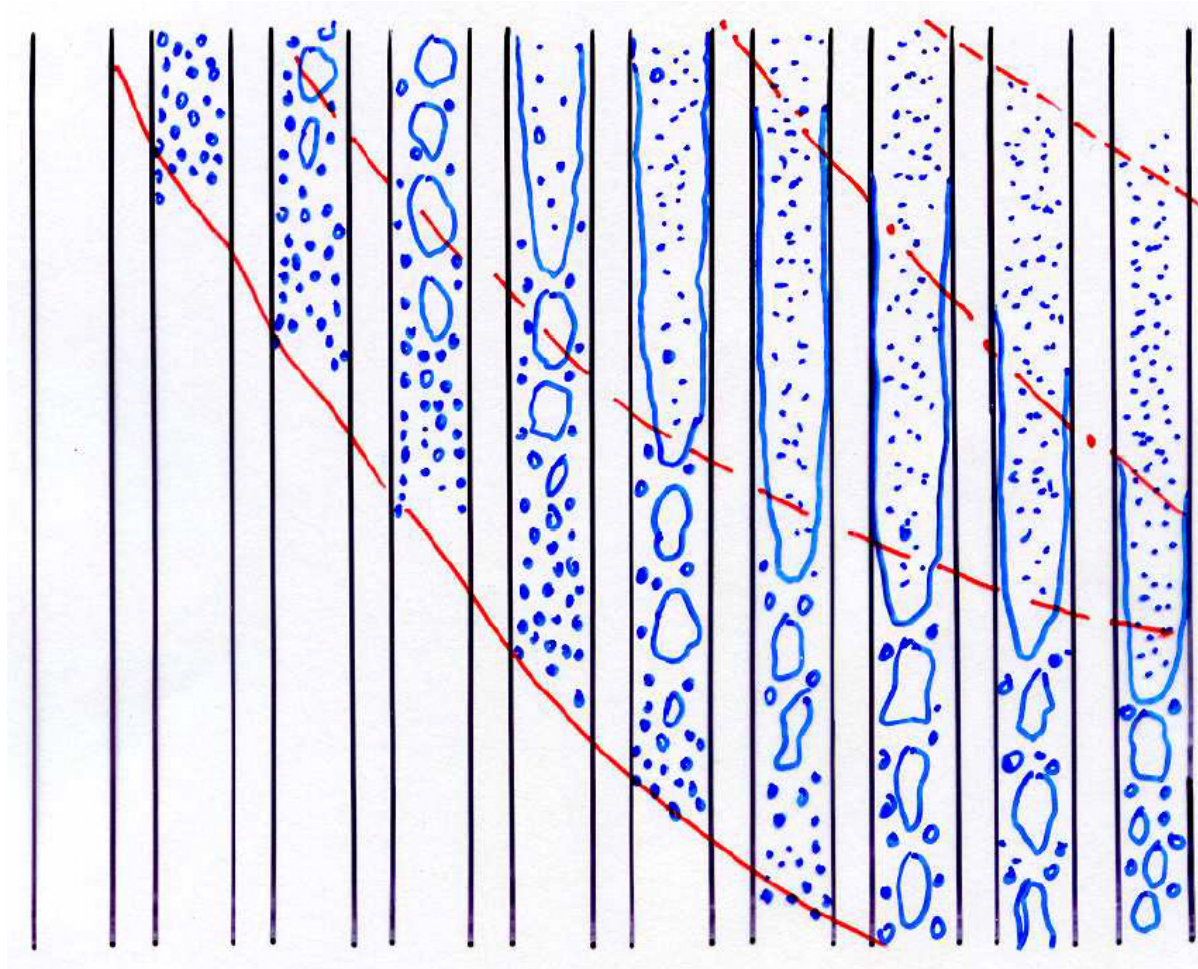
EFFET DU SOUS-REFROIDISSEMENT



- Sous refroidissement du liquide : $T_L < T_{sat}$, $\Delta T_{sub} \triangleq T_{sat} - T_L$
- Ivey & Morris (1961)

$$q_{C,sub} = q_{C,sat} \left(1 + 0,1 \left(\frac{\rho_L}{\rho_V} \right)^{3/4} \frac{C_{PL} \Delta T_{sub}}{h_{LV}} \right)$$

CONFIGURATIONS ECOULEMENTS BOUILLANTS



→ Flux de chaleur croissant →

1. Apparition de l'ébullition nucléée
2. Fin de l'ébullition nucléée
3. Assèchement du film
4. Vapeur surchauffée

TITRE THERMODYNAMIQUE

- Les frontières dépendent de z . Changement de variable : x_{eq}
- Titre thermodynamique : enthalpie du mélange, h , sans dimension, pression uniforme,

$$x_{\text{eq}} = \frac{h - h_{L\text{sat}}}{h_{LV}}$$

- Relation titre-position, bilan thermique, basse vitesse, permanent,

$$M \frac{dh}{dz} = M h_{LV} \frac{dx_{\text{eq}}}{dz} = q\mathcal{P}$$

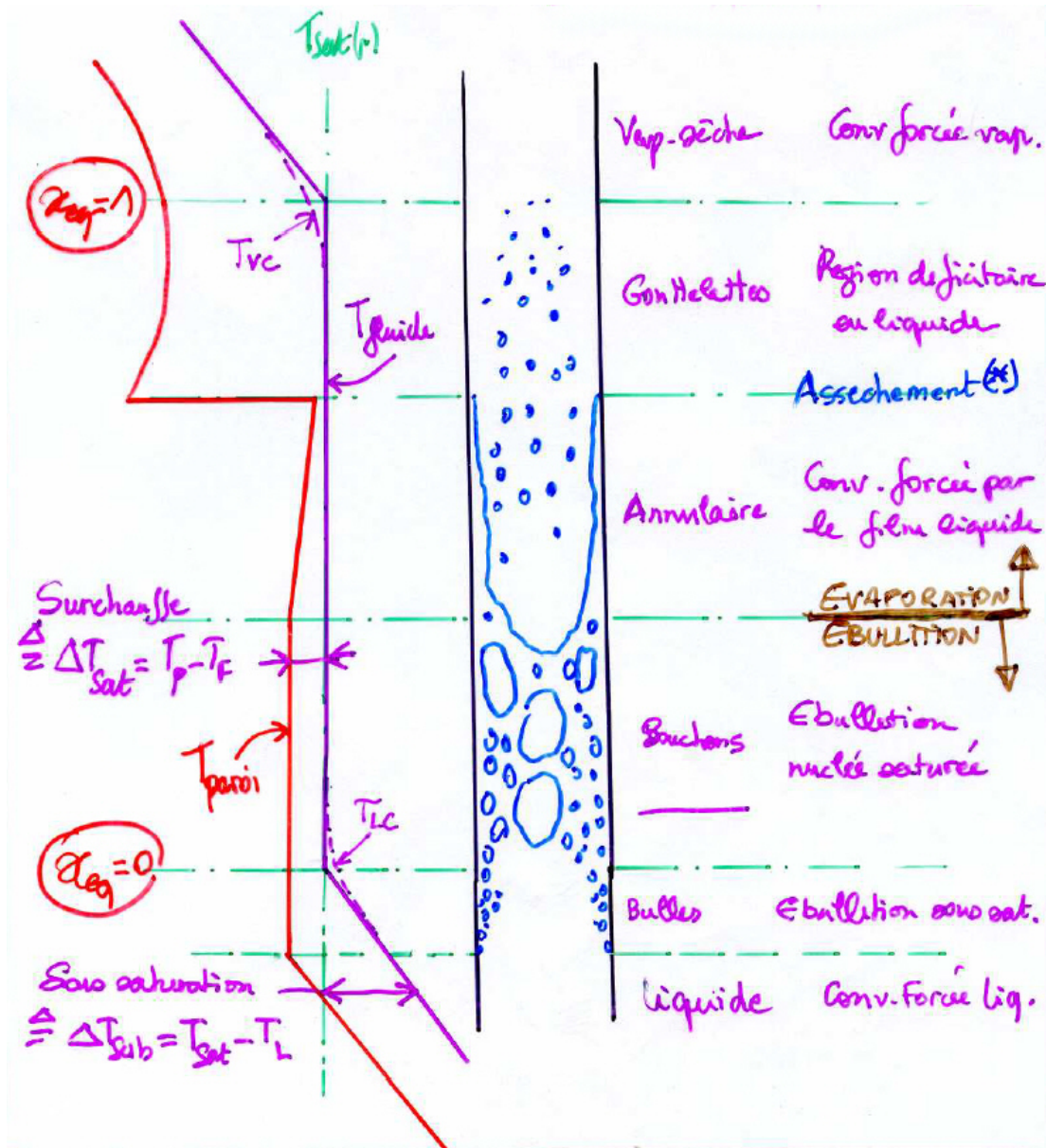
- Flux uniforme : x_{eq} linéaire en z . $x_{\text{eq}} \approx x$

$0 > x_{\text{eq}}$ monophasique liquide

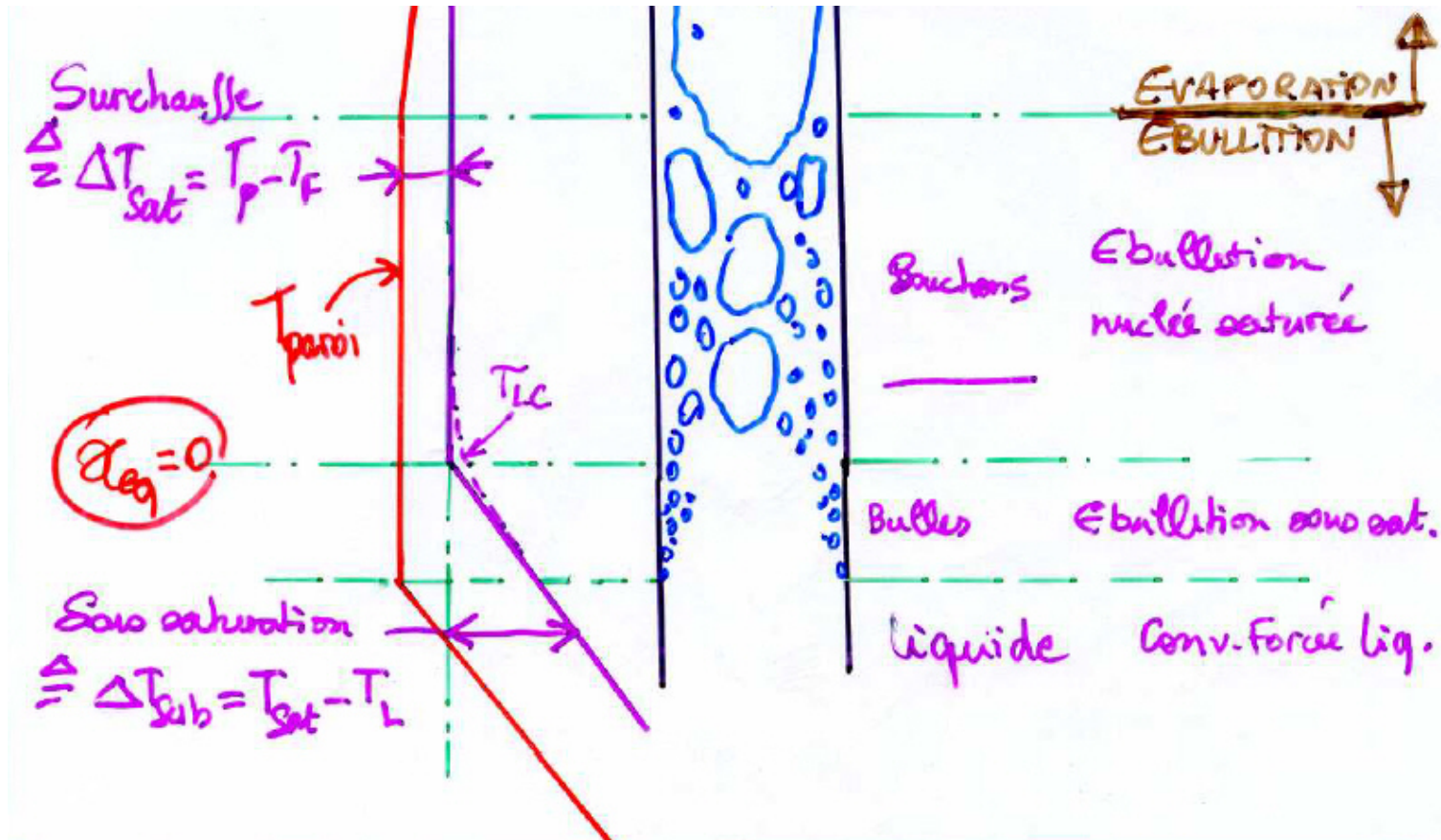
$0 < x_{\text{eq}} < 1$ diphasique liquide-vapeur

$1 < x_{\text{eq}}$ monophasique vapeur

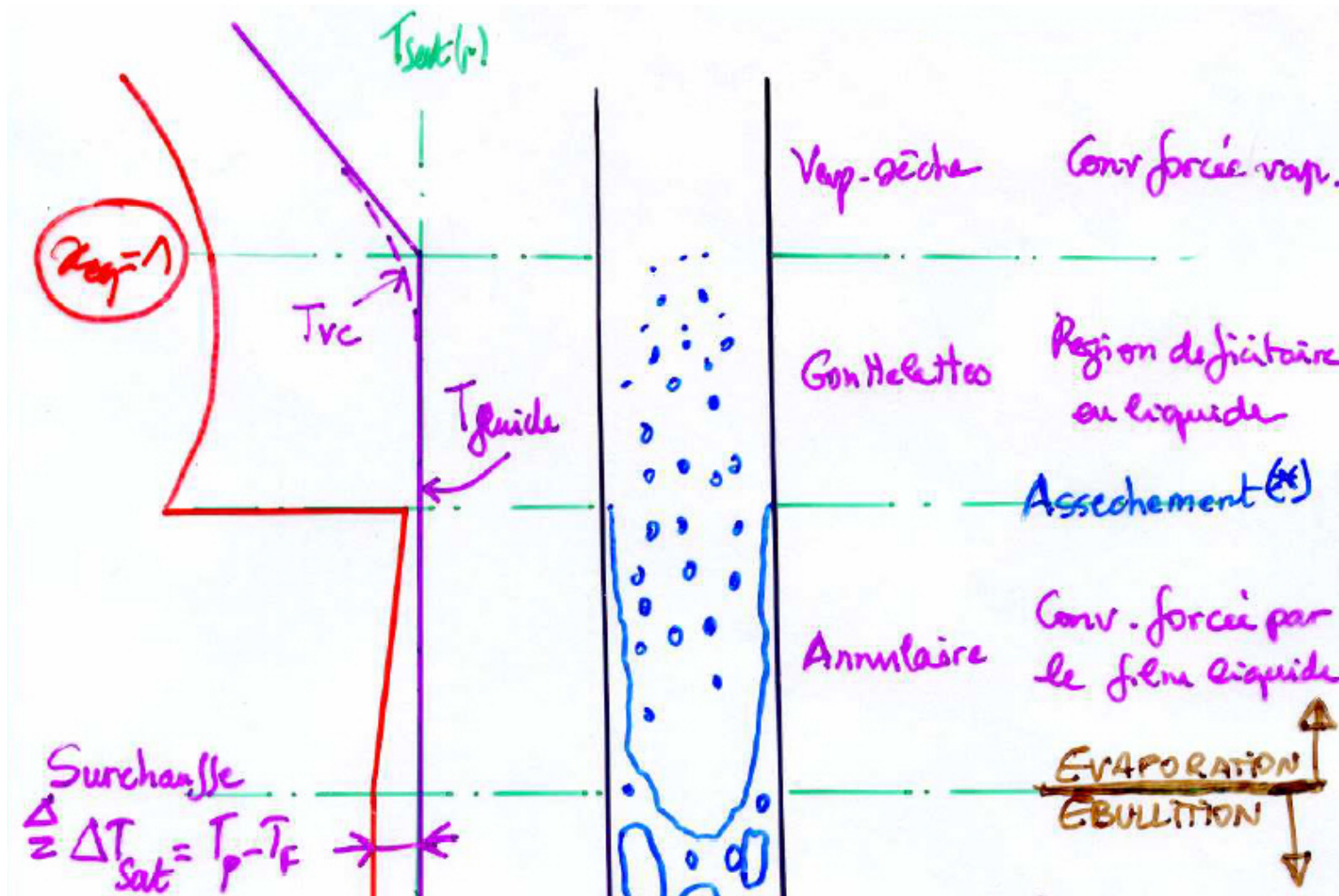
REGIMES THERMIQUES : VERTICAL ET CHAUFFAGE



- Chauffage à flux uniforme,
- Température du fluide, (T_{sat}),
- Température de paroi,
- Régime d'écoulement,
- Mécanisme de transfert

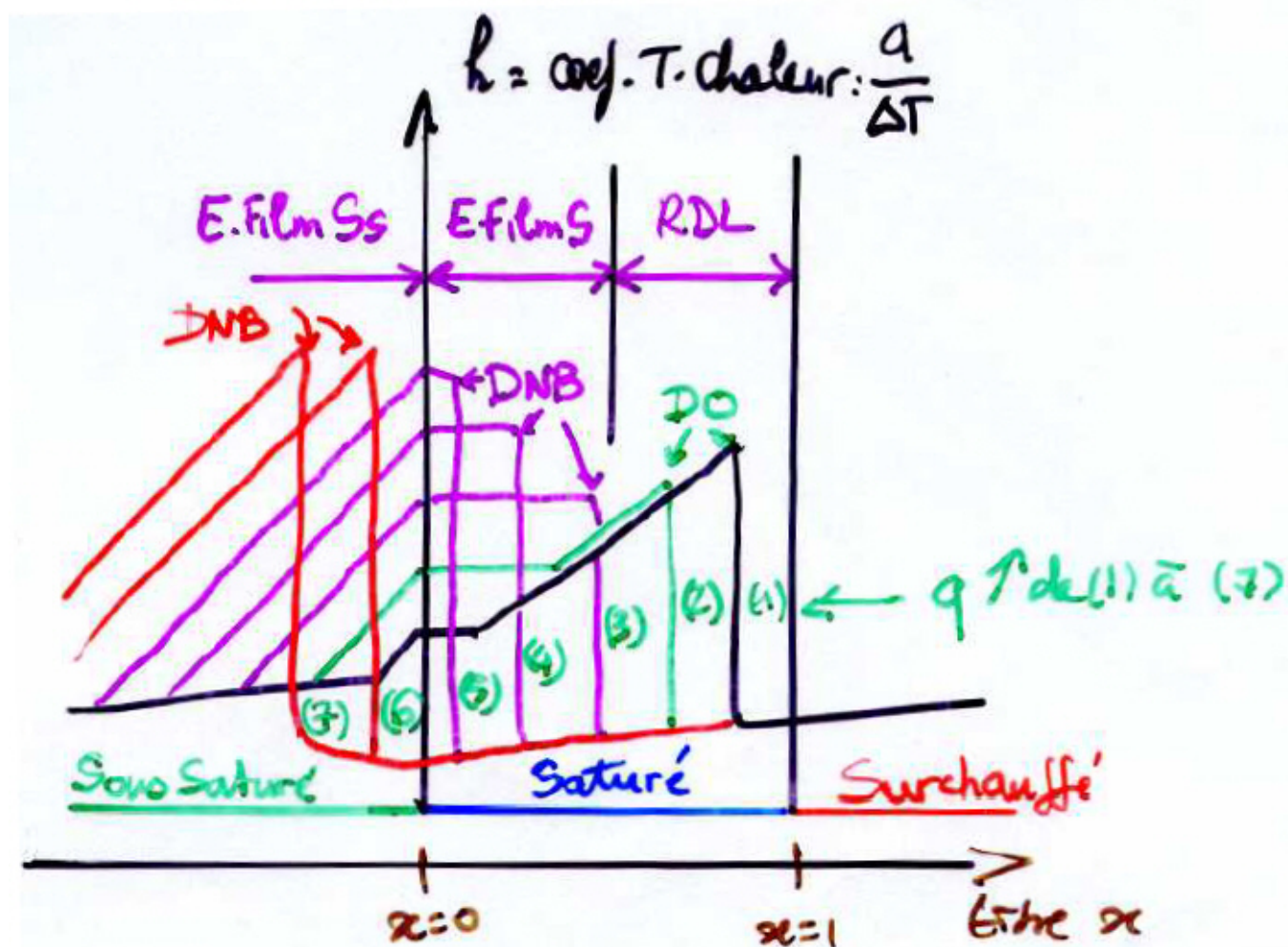


- Convection monophasique liquide
- Démarrage de l'ébullition nucléée, ONB : *onset of nucleate boiling*,
- Apparition significative de la vapeur, OSV : *onset of significant void*,
- Instabilité des canaux chauffants : calcul de la composante hydrostatique.



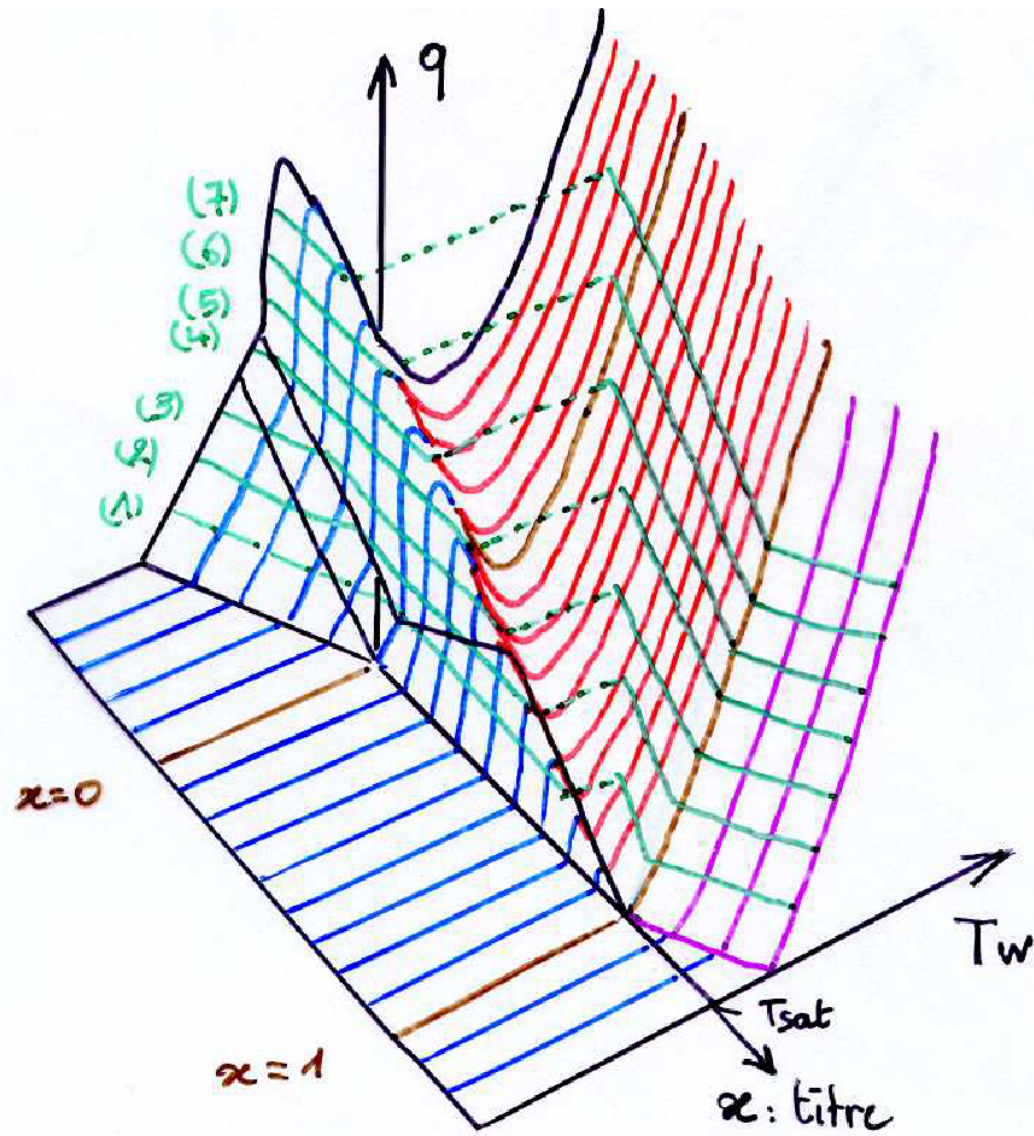
- Disparition de l'ébullition nucléée,
- Crise d'ébullition par assèchement, *dry out*,
- Convection monophasique vapeur.

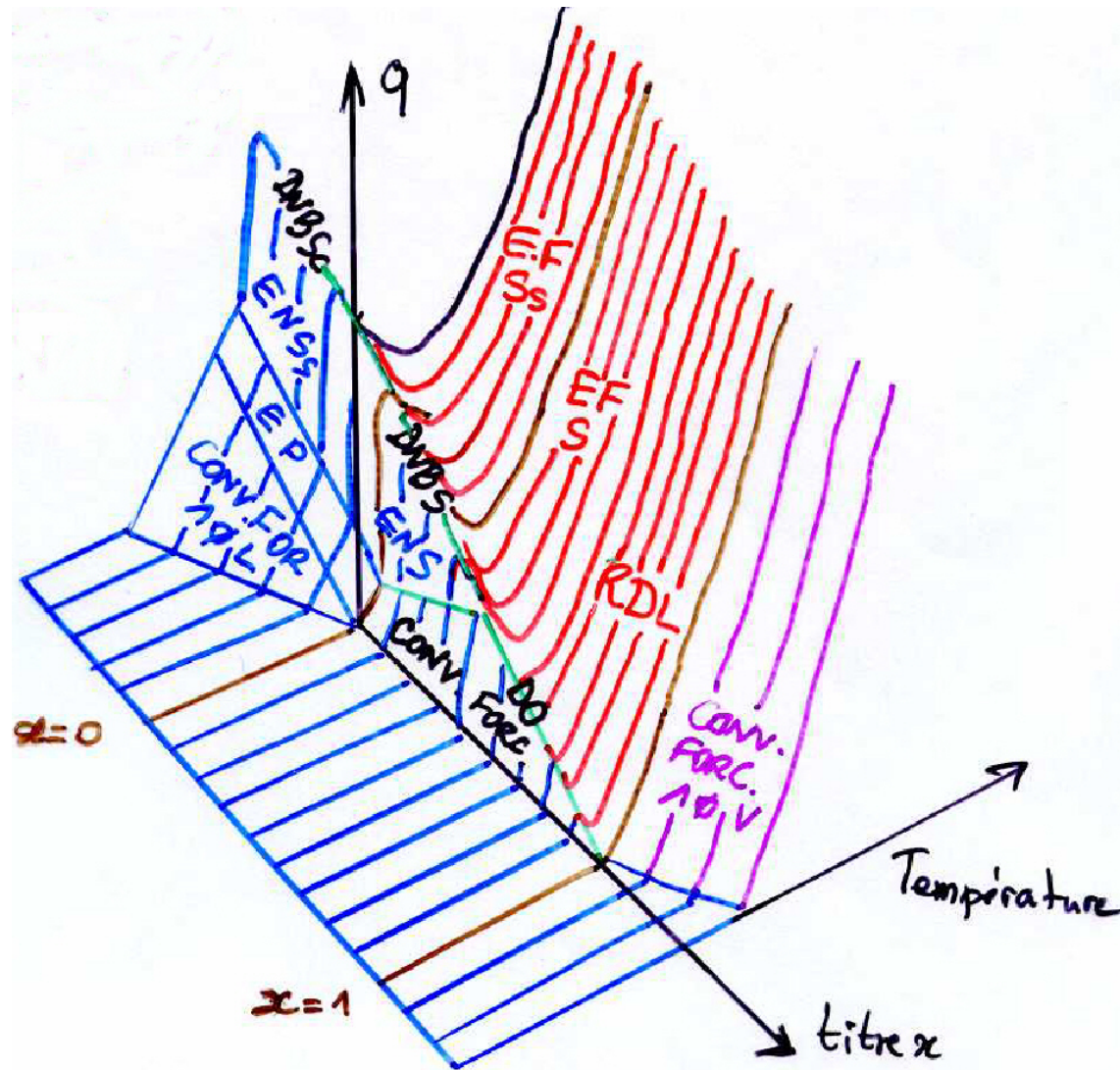
COEFFICIENT DE TRANSFERT



Assèchement, *dry-out*, caléfaction, *departure from nucleate boiling*

SURFACE D'ÉBULLITION





EP : ébullition partielle, EN : ébullition nucléée, EF : ébullition en film, DNB : calefaction, DO ; assèchement (Ss, sous-saturée, S, saturée).

CONVECTION FORCÉE MONOPHASIQUE

- Convection forcée (Dittus & Boelter, Colburn), $Re > 10^4$,

$$Nu \triangleq \frac{hD}{k_L} = 0,023Re^{0,8}Pr^{0,4}, \quad Re = \frac{GD}{\mu_L}, \quad Pr_L = \frac{\mu_L C_{PL}}{k_L}$$

- Propriétés de transport évaluées à T_{av}
 - Coefficient de transfert local,

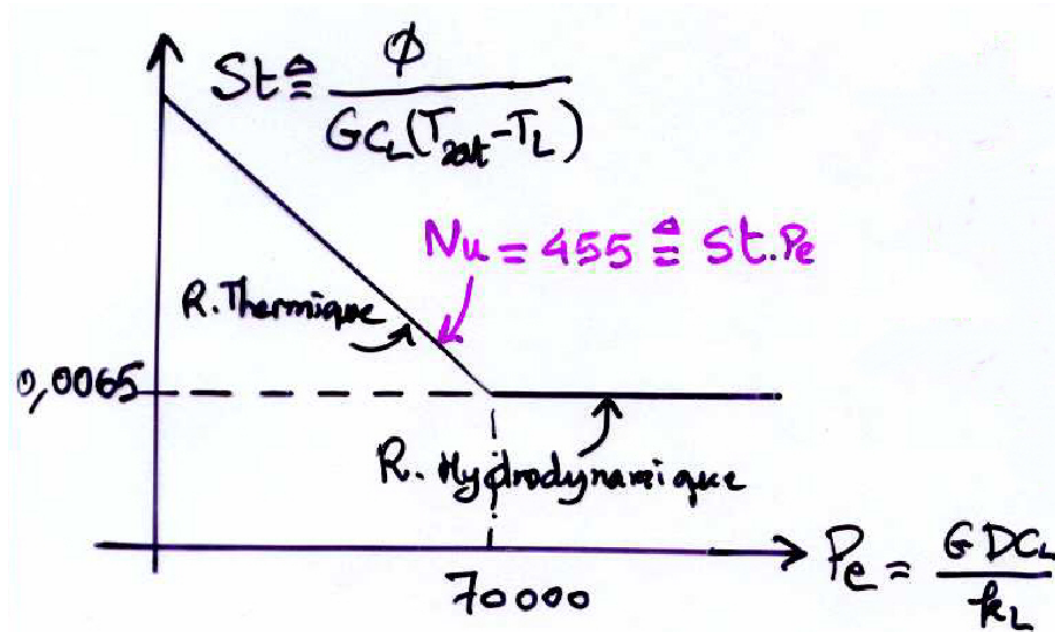
$$q \triangleq h(T_W - T_F), \quad T_{av} = \frac{1}{2}(T_W + T_F)$$

- Coefficient de transfert moyen (length L),

$$\bar{q} \triangleq \bar{h}(\bar{T}_W - \bar{T}_F), \quad \bar{T}_F = \frac{1}{2}(T_{Fin} + T_{Fout}), \quad T_{av} = \frac{1}{2}(\bar{T}_W + \bar{T}_F)$$

- Si doute, toujours relire les papiers originaux...

ONB-OSN



- Démarrage et arrêt de l'ébullition nucléée, ONB, (Frost & Dzakowic, 1967),

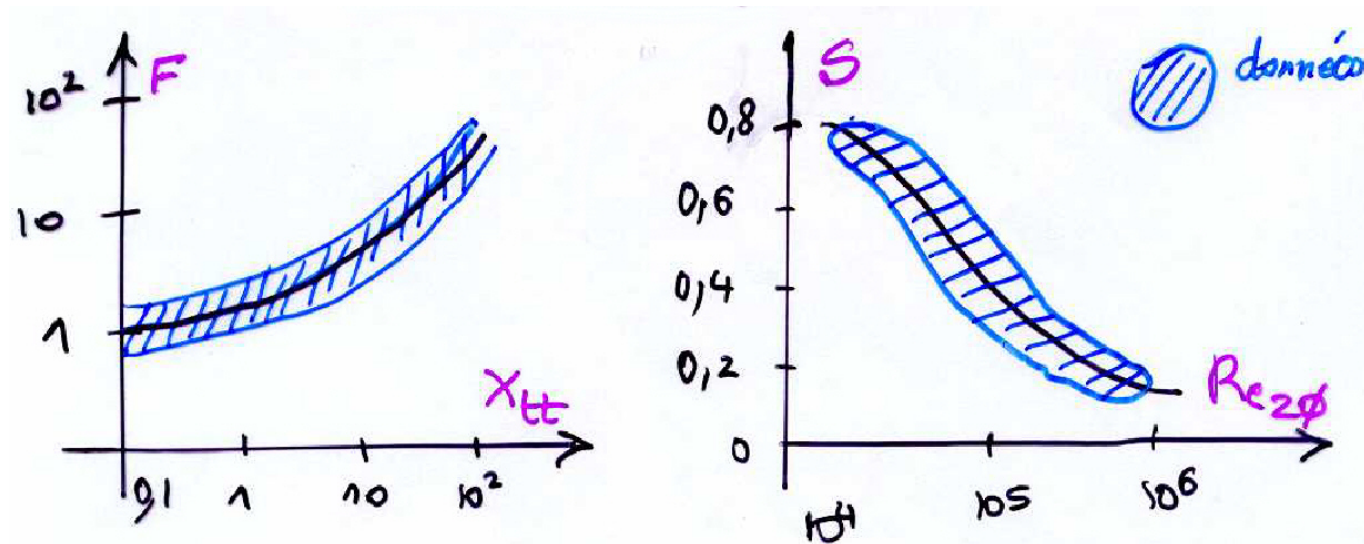
$$T_P - T_{sat} = \left(\frac{8\sigma q T_{sat}}{k_L \rho_V h_{LV}} \right)^{0,5} Pr_L$$

- Apparition significative de la vapeur, OSV, (Saha & Zuber, 1974)

$$Nu = \frac{qD}{k_L (T_{sat} - T_L)} = 455, \quad Pe < 7 \cdot 10^4, \quad \text{régime thermique}$$

$$St = \frac{q}{C_{PL} (T_{sat} - T_L)} = 0,0065, \quad Pe > 7 \cdot 10^4, \quad \text{régime hydrodynamique}$$

EBULLITION FRANCHE



- Pondération de deux mécanismes (Chen, 1966)
 - Ebullition nucléée (Forster & Zuber, 1955), S , facteur de suppression,
 - Convection forcée, Dittus Boelter, F , facteur d'amplification,

$$h = h_{FZ}S + h_{DB}A$$

$$\frac{1}{S} = 1 + 2.53 \cdot 10^{-6} (\text{Re}F^{1.25})^{1.17}, \quad F = \begin{cases} 1 & 1/X \leq 0.1 \\ 2.35(1/X + 0.213)^{0.736} & 1/X > 0.1 \end{cases}$$

LA CORRELATION DE CHEN (SUITE)

- Ebullition nucléée,

$$h_{FZ} = 0.00122 \frac{k_L^{0.79} C_{pL}^{0.45} \rho_L^{0.49}}{\sigma \mu_L^{0.29} h_{LV}^{0.24} \rho_V^{0.24}} (T_W - T_{\text{sat}})^{0.24} \Delta p_{\text{sat}}^{0.75}$$

- Convection forcée

$$h_{DB} = 0.023 \frac{k_L}{D} \text{Re}^{0.8} \text{Pr}_L^{0.4}$$

- D'après Clapeyron, pente de la courbe de saturation,

$$\Delta p_{\text{sat}} = \frac{h_{LV}(T_W - T_{\text{sat}})}{T_{\text{sat}}(v_V - v_L)}$$

- Définition des nombres sans dimension,

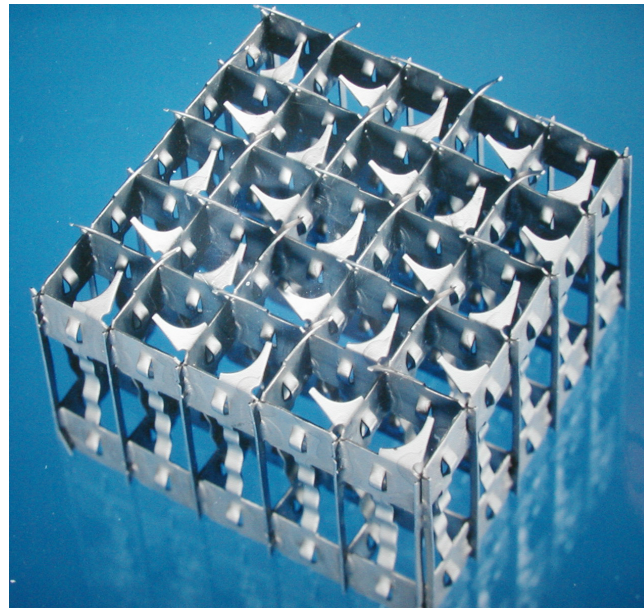
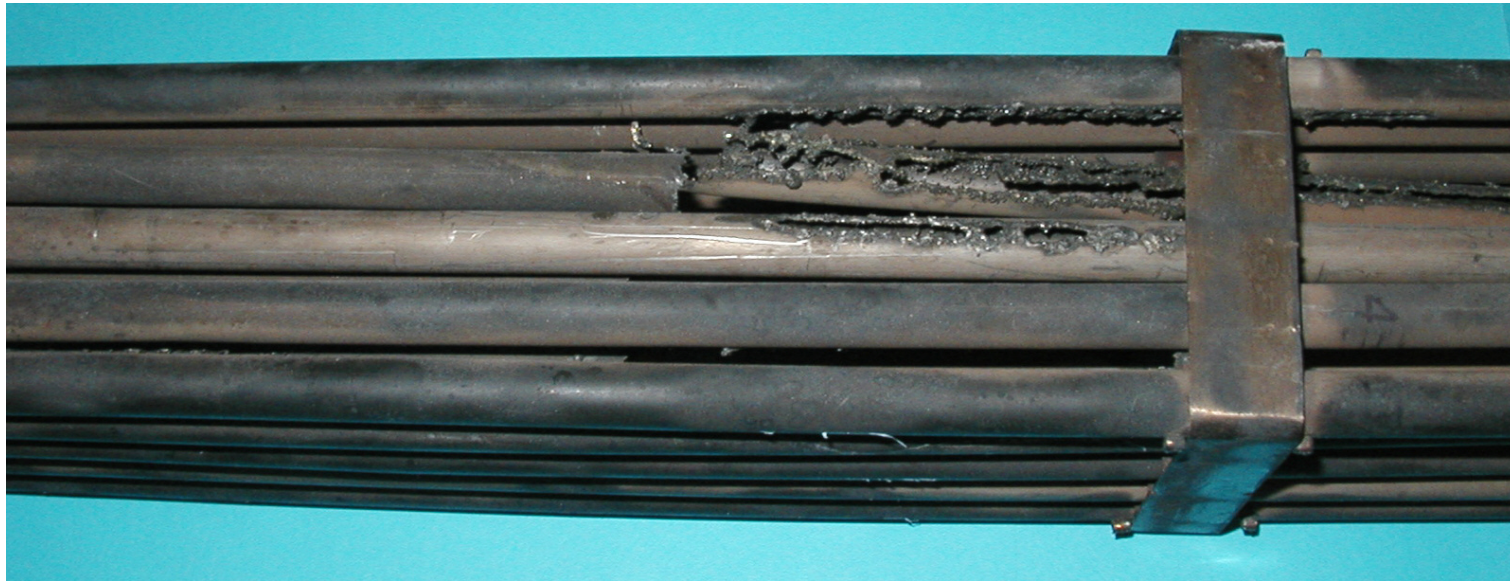
$$\text{Re} = \frac{GD(1 - x_{\text{eq}})}{\mu_L}, \quad X = \left(\frac{1 - x_{\text{eq}}}{x_{\text{eq}}} \right)^{0.9} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5} \left(\frac{\mu_L}{\mu_V} \right)^{0.1}, \quad \text{Pr}_L = \frac{\mu_L C_{pL}}{k_L}$$

- NB : résolution implicite en $(T_W - T_{\text{sat}})$.

CRISE D'ÉBULLITION, CHF

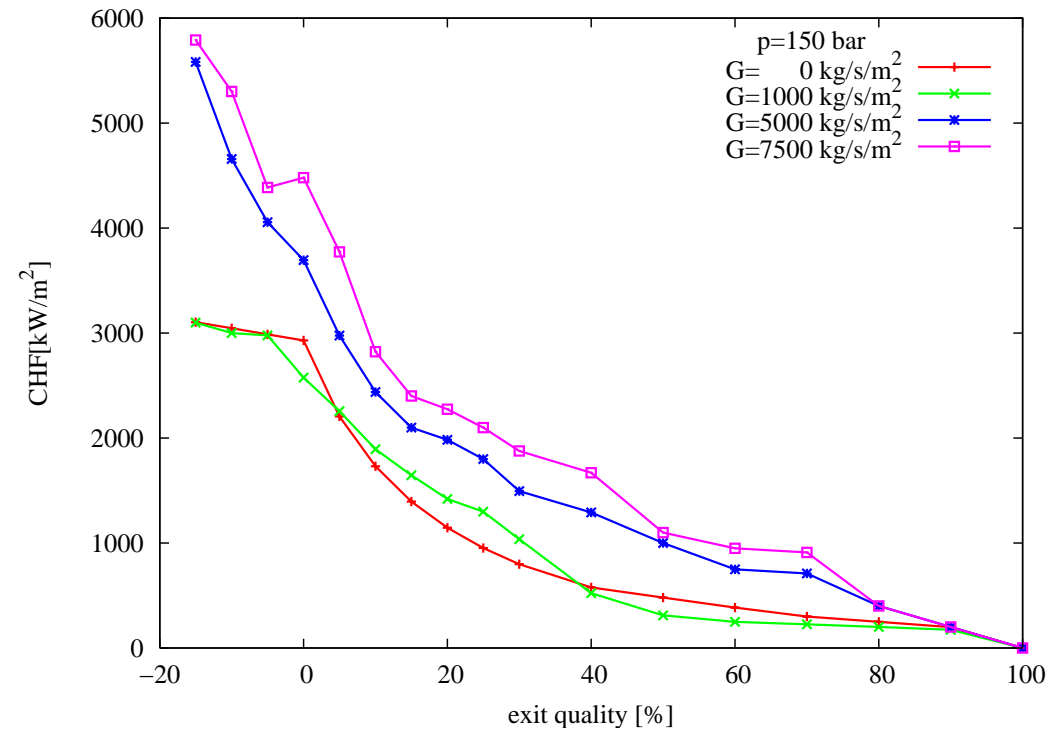
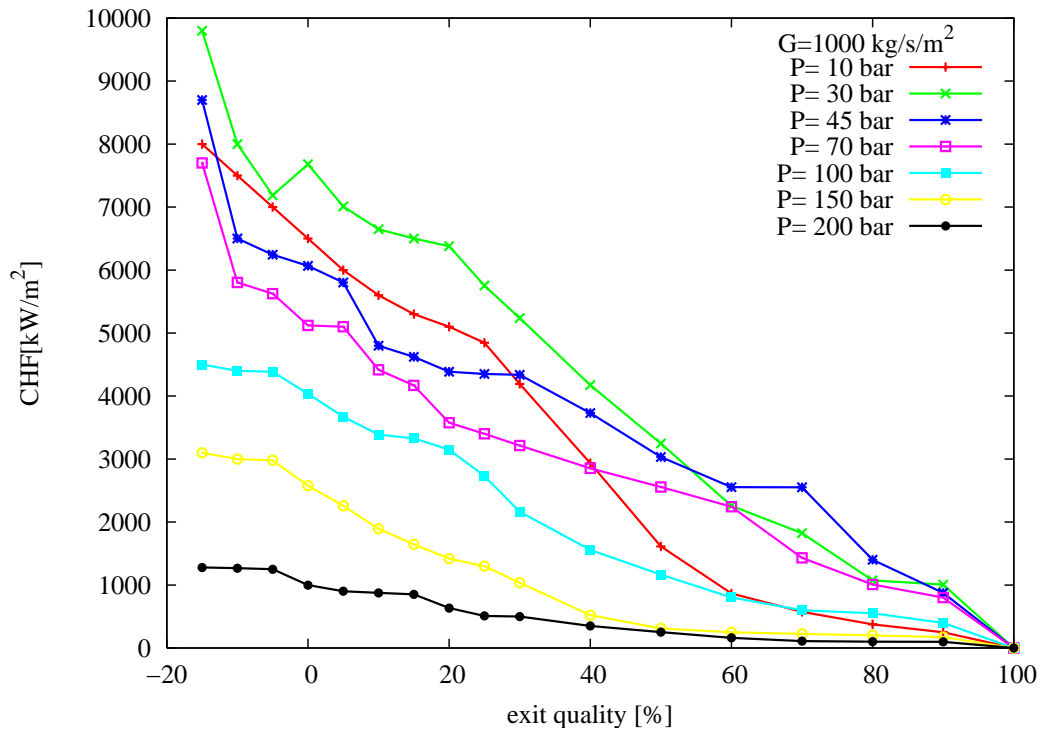
- Pas de modèle général, mécanismes non élucidés.
- Grande sensibilité à la géométrie (grilles de mélange),
- Méthodes empiriques incontournables,
- Faire l'expérience : $q_{CHF}(p, G, x)$
- Pour des tubes, chauffage uniforme :
 - Méthode de Groenveld, tube de 8 mm, tables,
 - Corrélation de Bowring, eau, dimensionnelle,
 - Corrélation de Katto & Ohno (1984), tous fluides, sans dimensions, réduction de données, identification des régimes.

CHF SUR OMEGA



PARAMÈTRES PRINCIPAUX DU CHF

D'après Groeneveld & Snoek (1986), tube, diamètre, $D = 8$ mm.



- L'effet de la pression n'est pas monotone,
- En général, décroît avec l'augmentation du titre de sortie. $q_{CHF} \rightarrow 0$, $x_{eq} \rightarrow 1$,
- En général augmente avec l'augmentation de la vitesse massique.

POUR EN SAVOIR PLUS

- Transferts de chaleur en ébullition et condensation,
 - Delhaye (1990)
 - Delhaye (2008)
 - Roshenow *et al.* (1998)
 - Collier & Thome (1994)
 - Groeneveld & Snoek (1986)
- Voir aussi,
 - Bird *et al.* (2007)
 - Bejan (1993)

REFERENCES

- Bejan, A. (ed). 1993. *Heat transfer*. John Wiley & Sons.
- Bird, R. B., Stewart, W. E., & Lightfoot, E. N. 2007. *Transport phenomena*. Revised second edn. John Wiley & Sons.
- Collier, J. G., & Thome, J. R. 1994. *Convective boiling and condensation*. third edn. Oxford: Clarendon Press.
- Delhaye, J. M. 1990. Transferts de chaleur : ébullition ou condensation des corps purs. *Techniques de l'ingénieur*.
- Delhaye, J.-M. 2008. *Thermohydraulique des réacteurs nucléaires*. Collection génie atomique. EDP Sciences.
- Groeneveld, D. C., & Snoek, C. V. 1986. *Multiphase Science and Technology*. Vol. 2. Hemisphere. G. F. Hewitt, J.-M. Delhaye, N. Zuber, Eds. Chap. 3: a comprehensive examination of heat transfer correlations suitable for reactor safety analysis, pages 181–274.
- Raithby, G. D., & Hollands, K. G. 1998. *Handbook of heat transfer*. 3rd edn. McGraw-Hill. W. M. Roshenow, J. P. Hartnett and Y. I Cho, Eds. Chap. 4-Natural convection, pages 4.1–4.99.
- Roshenow, W. M., Hartnett, J. P., & Cho, Y. I. 1998. *Handbook of heat transfer*. 3rd edn. McGraw-Hill.