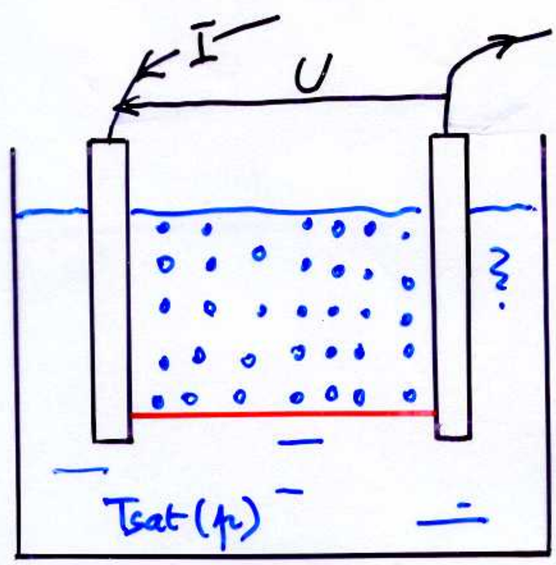
TRANSFERTS de CHALEUR

EBULLITION et CONDENSATION

- EBULLITION en VASE
- EBULLITION en CONVECTION FORCÉE
- CONDENSATION
- INSTABILITÉS de LEDINEGG

⚠ . Liquides purs seulement

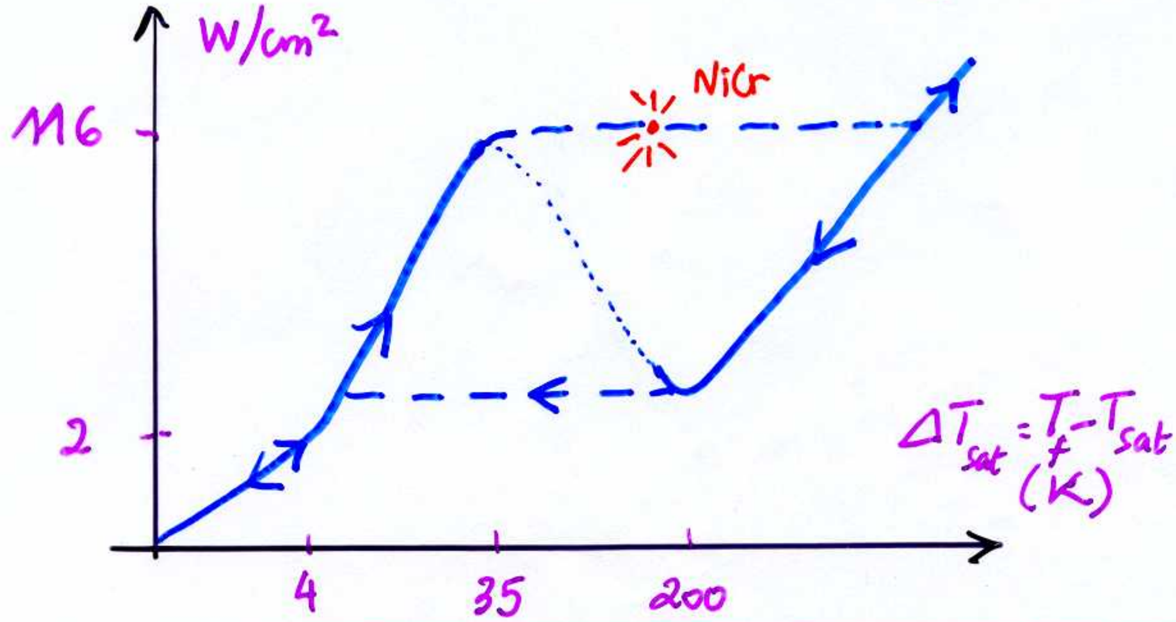
EBULLITION EN VASE. EXP. de NUKIYAMA

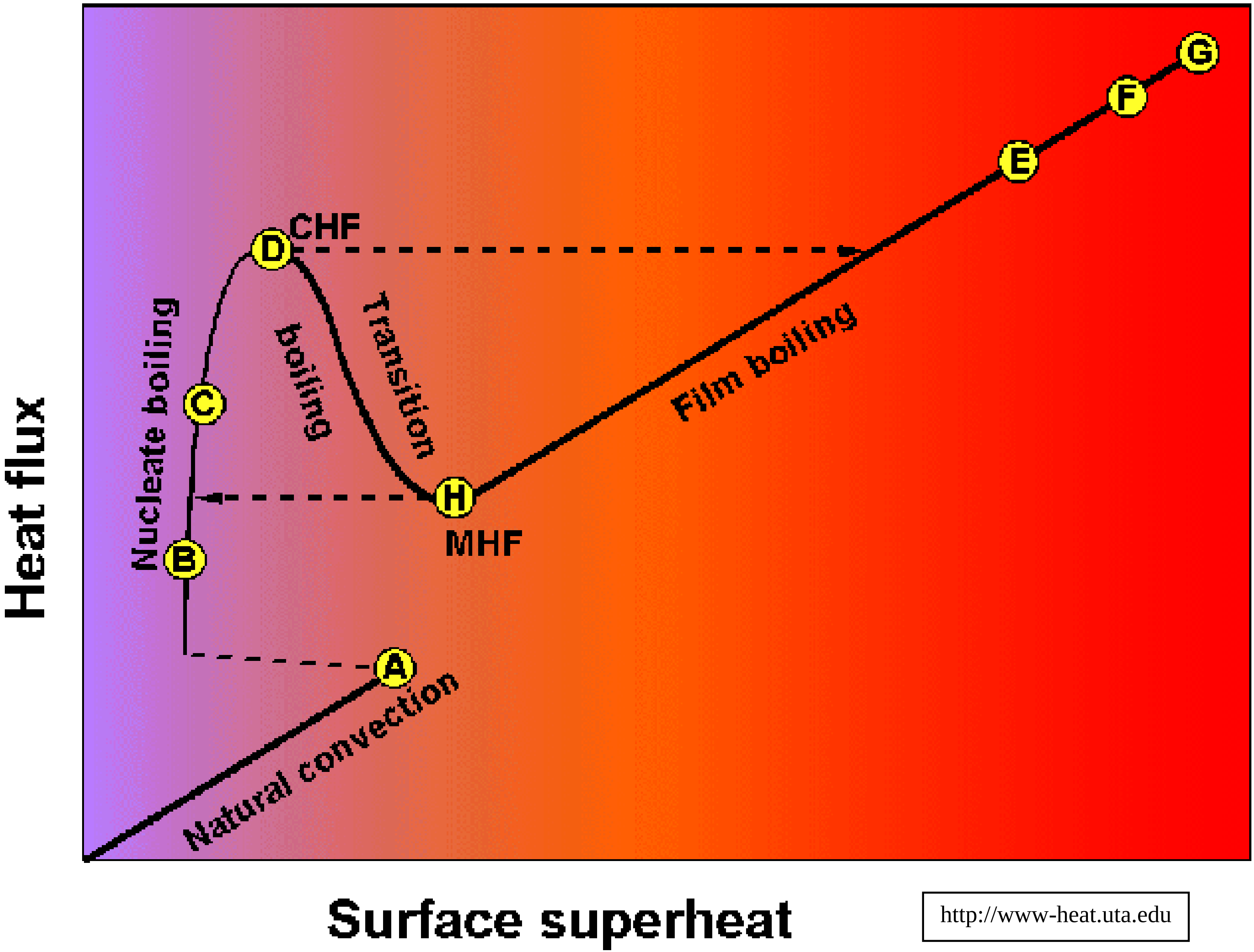


- Nukiyama 1934
- eau : Tsat (p_a)
- fil, diam : d
  long : ℓ
- NiCr et Pt

- Chauffage à flux constant q (ℓ)

$$P = UI = q\pi d\ell \quad ; \quad R = \frac{U}{I} \; ; \; R(T_f)$$





Heat flux
Surface superheat
Natural convection
Nucleate boiling
Transition boiling
Film boiling
CHF
MHF
A
B
C
D
E
F
G
H
http://www-heat.uta.edu

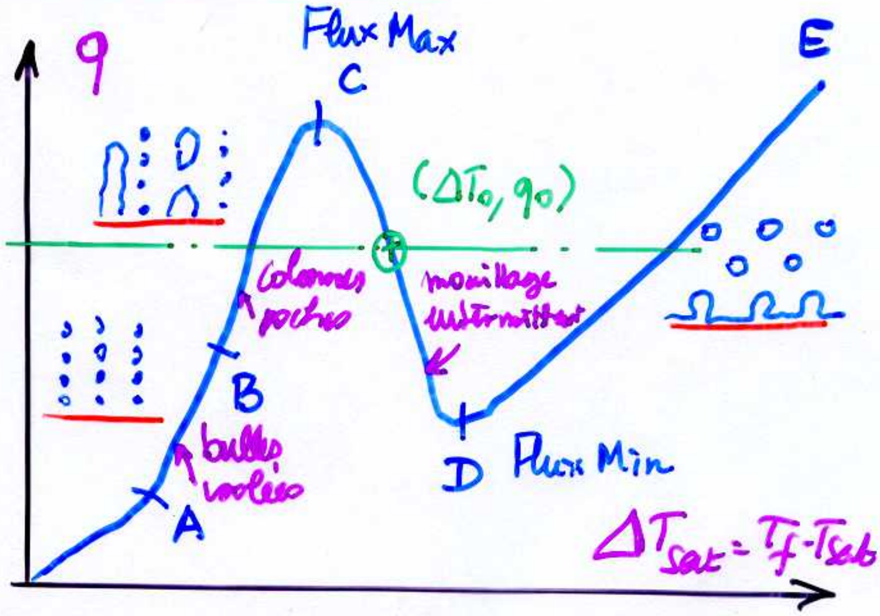
REGIMES d'EBULLITION en VASE

OA : conv nat 1ϕ

AC : Ebul. Nucléé

CD : Ebul Transition

DE : Ebul. film



- Branche CD : ébullition de Transition
  Instable pour un chauffage à q imposé

bilan thermique

$$M C_p \frac{dT}{dt} = P - qS$$

Linéarisé $q_0(\Delta T_0)$; $T = T_0 + T_1$

$$M C_p \frac{dT_1}{dt} = \cancel{P - q_0 S} - S \frac{\partial q}{\partial \Delta T} T_1$$

$$T_1 = T_{10}\, e^{-\alpha t} \qquad \alpha = \frac{S}{M C_p} \left.\frac{\partial q}{\partial \Delta T}\right)_{T_0}$$

- Stable si $\alpha > 0$:

  Branche CD instable : $\left(\frac{\partial q}{\partial \Delta T} < 0 \right)$

- Expérience à T- imposée (asservissement...)
  DREW & MULLER (1937)

CONVECTION NATURELLE

- Monophasique fil diam : D

$$Nu \triangleq \frac{hD}{k_L} \qquad q = h\left(T_f - T_{sat}(p)\right)$$

$$Pr \triangleq \frac{\nu_L}{\alpha_L} \qquad k_L, \nu_L, \alpha_L$$

$$Ra \triangleq \frac{g\beta_L \Delta T_{sat} D^3}{\nu_L \alpha_L} \qquad @\ T_{film} \triangleq \frac{T_p + T_{sat}}{2}$$

Churchill & Chu (1975) $\quad 10^{-5} < Ra < 10^{12}$

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

- Plaque plane Aire : A ; Perimètre P.

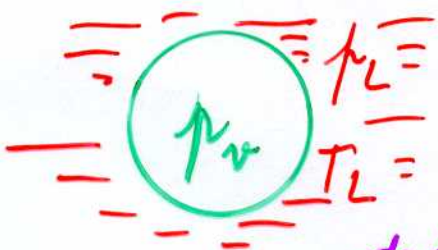
$$Nu = \begin{cases} 0{,}54\, Ra^{1/4} ; & 10^4 < Ra < 10^7 \\ 0{,}15\, Ra^{1/3} ; & 10^7 < Ra < 10^{11} \end{cases} \qquad Nu = \frac{hL}{k_L} = \frac{qL}{k_L \Delta T_{sat}}$$

$$Ra = \frac{g\beta \Delta T L^3}{\nu_L \alpha_L}$$

$$L \triangleq \frac{A}{P}$$

APPARITION de L'EBULLITION NUCLÉE

- Seuil d'apparition (stabilité)



Eq. Mécanique : $p_V = p_L + \frac{2\sigma}{R_C}$

Eq. thermique : $T_V = T_L$

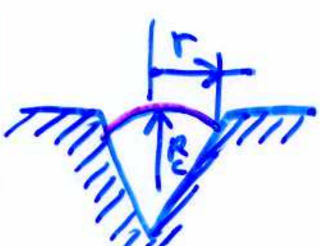
de la bulle $p_V = p_{sat}(T_V) = p_{sat}(T_L)$

$$\Rightarrow \quad R_C = \frac{2\sigma}{p_{sat}(T_L) - p_L} \quad : \text{condition d'eq.}$$

- Bulle de Rayon R (R qcq : pas équilibre)

$$R = \frac{2\sigma}{p_V - p_L}$$

- $R > R_C \Rightarrow p_V < p_{sat}(T) \longrightarrow$ evaporation $R \uparrow$
- $R < R_C \Rightarrow p_V > p_{sat}(T) \longrightarrow$ condensation $R \downarrow$

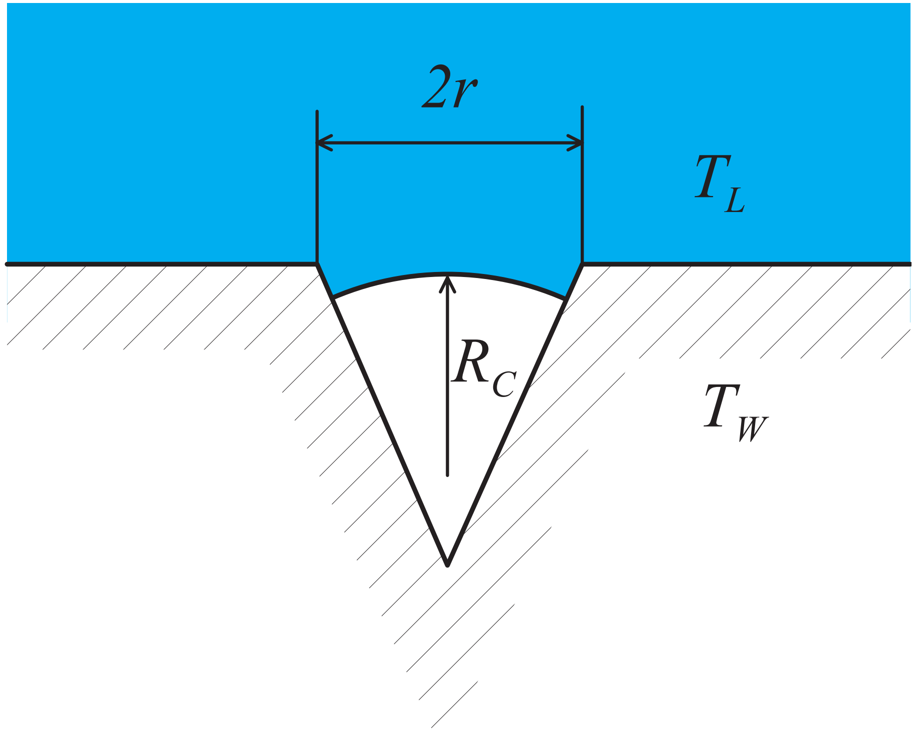


Site rayon $r \sim R_c$

- qd $T_W \uparrow$, $T_L \uparrow$; $R_C = \frac{2\sigma}{p_{sat}(T_L) - p_L} \searrow$.

le rayon des sites activés diminue quand $T_W \uparrow$

APPARITION DE L'EBULLITION NUCLEE (3/3)



- 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. : $p_V = p_{\text{sat}}(T_{Li})$

$$T_{Li} = T_{\text{sat}}(p_L + \frac{2\sigma}{R}) \approx (T_{L\infty} - \Delta T) + \frac{2\sigma}{R} \frac{\mathrm{d}T}{\mathrm{d}p}_{\text{sat}}$$

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

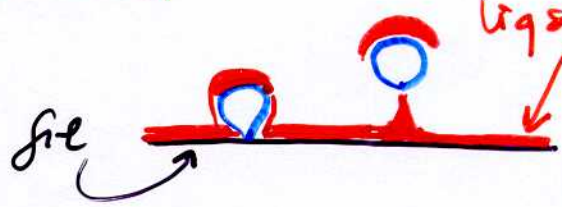
$$q = h(T_{L\infty} - T_{Li}) = h\left(\Delta T - \frac{2\sigma}{R} \frac{\mathrm{d}T}{\mathrm{d}p}_{\text{sat}}\right)$$

$$\Delta T > \Delta T_{\text{eq}} = \frac{2\sigma}{R} \frac{\mathrm{d}T}{\mathrm{d}p}_{\text{sat}}, \quad R > R_{\text{eq}} = \frac{2\sigma}{\Delta T} \frac{\mathrm{d}T}{\mathrm{d}p}_{\text{sat}}$$

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

MECANISMES D'EBULLITION (NUCLÉE)

- Transport de liq. surch.



Yagumata et al. (1955)

$$q \sim (T_w - T_{sat})^{1,2} \, \underset{\uparrow}{n}^{0,33}$$

densité surfacique (m^{-2})
de sites de nucléation actifs

n : $n \nearrow$ qd $\Delta T = T_f - T_{sat} \nearrow$

$$n \sim \Delta T^{5 \div 6} \Longrightarrow q \propto \Delta T_{sat}^{3}$$

échange très efficace (précision secondaire ...)

- Corrélations de Rosenow (1952)

$\frac{\text{conv}}{\text{cond}}$: $Nu_L = C \, Re_L^{x} \, Pr_L^{y}$

diamètre de détachement (flot ~ cap.)

Echelles vitesse : $\frac{q}{\rho_L \mathcal{L}} \left(\frac{q}{\mathcal{L}} \simeq \dot{m}_L = \dot{m}_v \right)$ L : $\sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_L - \rho_v)}}$

$$\frac{c_L (T_w - T_{sat})}{\mathcal{L}} = C_{sf} \left[\frac{q}{\mu_L \mathcal{L}} \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_L - \rho_v)}} \right]^{0,33} \left[\frac{\mu_L c_L}{k_L} \right]^{s}$$

$$\boxed{J_a = C_{sf} \; Re_L^{0,33} \; Pr^{s}}$$

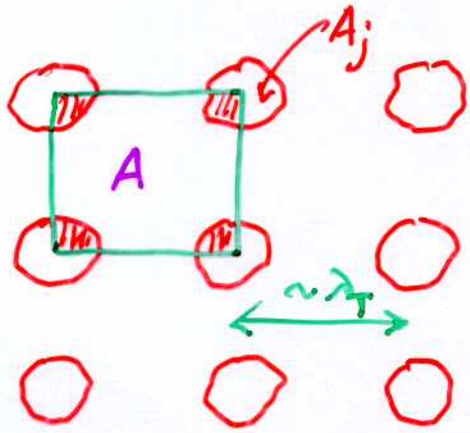
$\text{Jakob} = \frac{\text{chaleur sensible}}{\text{chaleur latente}}$

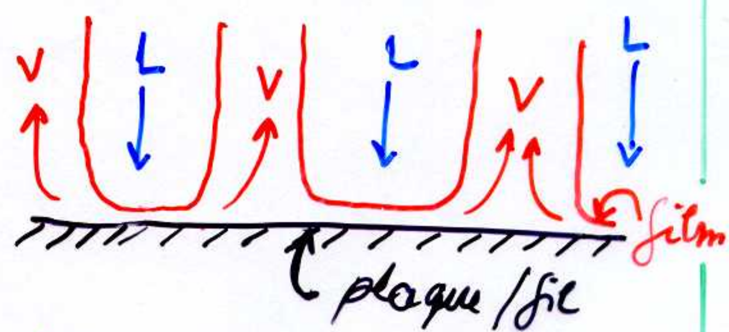
dépend du liquide et surface (~ 0.013)

$s = 1$ eau
$s = 1{,}7$ autres fluides

FLUX CRITIQUE & CRISE d'EBULLITION

- Régime d'écoulement au voisinage du CHF





distance entre colonne

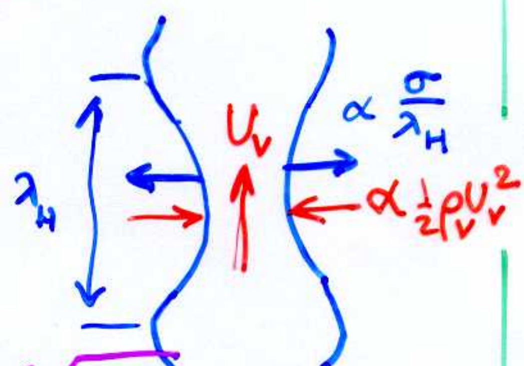
long d'onde la + dangereuse (R.T.I)

RT: Rayleigh-Taylor (T)

$$\lambda_T = 2\pi\sqrt{3}\sqrt{\frac{\sigma}{(\rho_L-\rho_V)g}}$$

- Stabilité de la colonne de vapeur

Instabilité de Kelvin Helmholtz



Capillarité > Effets "Bernoulli"

- Stabilité marginale K-H

$$\frac{1}{2}\rho_V U_V^2 < \pi\frac{\sigma}{\lambda_H} \implies U_V < \sqrt{\frac{2\pi\sigma}{\lambda_H \rho_V}}$$

- U_V: bilan thermique sur □ le motif

$$qA = \rho_V U_V A_j \mathcal{L} \qquad U_V = \frac{q}{\mathcal{L}\rho_V}\frac{A}{A_j}$$

FLUX MAXIMUM (Pool Boiling)

Stabilité de la colonne de vapeur :

$$U_v = \frac{q}{\mathcal{L}\rho_v}\frac{A}{A_j} < \sqrt{\frac{2\pi\sigma}{\lambda_H \rho_v}}$$

d'où

$$q < \frac{A_j}{A}\mathcal{L}\rho_v\sqrt{\frac{2\pi\sigma}{\lambda_H\rho_v}} \triangleq q_{max}.$$

Corrélations :

- Zuber (1958) Rayon du jet $(A_j) = \frac{1}{4}\lambda_T$

$$\lambda_H = \lambda_R = 2\pi\left(\frac{1}{4}\lambda_T\right)$$

λ la + gde stable pour RTI

$$q_{max} = 0{,}12\,\rho_v^{1/2}\mathcal{L}\sqrt[4]{\sigma(\rho_l-\rho_v)g}$$

- Lienhard & Dhir (1973) Rayon du jet $= \frac{1}{4}\lambda_T$

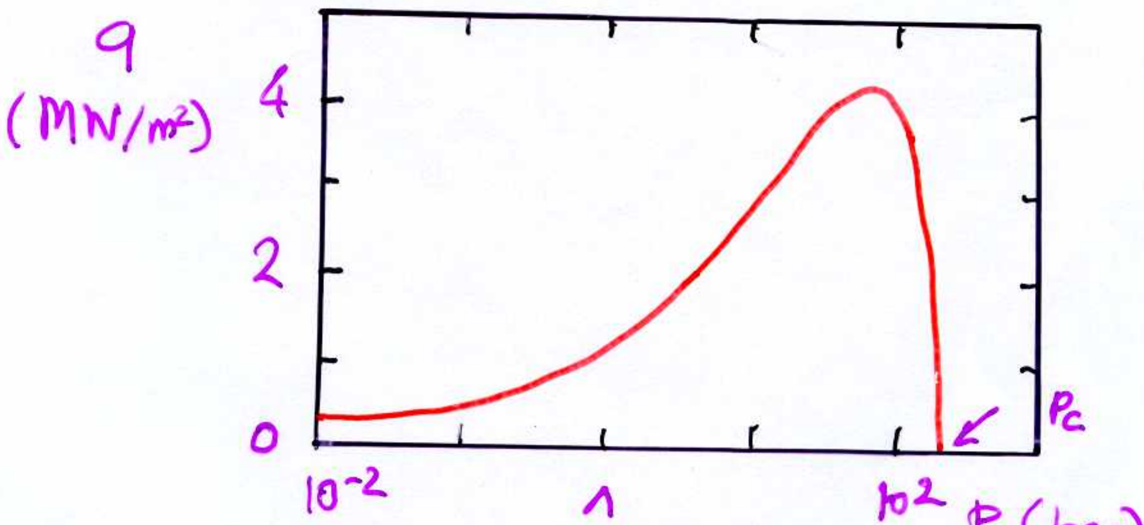
$$\lambda_H = \lambda_T$$

$$q_{max} = 0{,}15\,\rho_v^{1/2}\mathcal{L}\sqrt[4]{\sigma(\rho_l-\rho_v)g}$$

- Kutateladze (1948)

analyse dimensionnelle

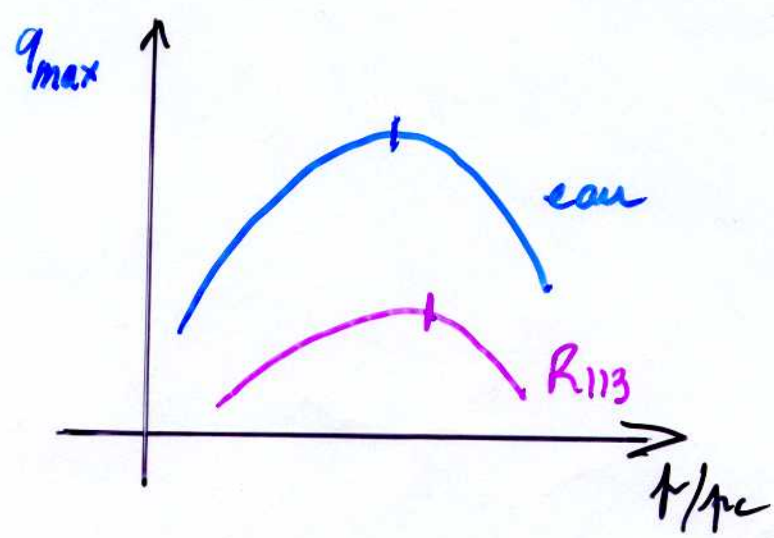
$$q_{max} = 0{,}13\,\rho_v^{1/2}\mathcal{L}\sqrt[4]{\sigma(\rho_l-\rho_v)g}.$$



flux critique
Plaque plane - eau

$$q_{max} \propto \underbrace{\rho_v^{1/2}\, \mathcal{L} \sqrt[4]{\sigma(\rho_l-\rho_v)}}_{f(p)}$$

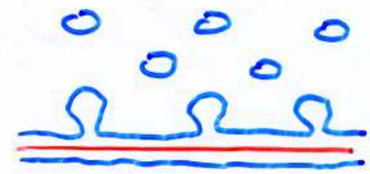
Etats correspondants $q = f(p/p_c)$



CHF maximum : Eau 400 W/cm² @ 70 bar

Freon 113 32 W/cm² @ 10 bar

EBULLITION En FILM.



- Ebullition en film sur un cylindre horizontal, Bromley (1950). eau

$$\overline{Nu_V} = 0{,}62 \left[\frac{\rho_V (\rho_L - \rho_V)\, g\, \mathcal{L}' D^3}{\mu_V k_V (T_W - T_{sat})} \right]^{1/4}$$

$$\mathcal{L}' = \mathcal{L} \left(1 + 0{,}34 \frac{C_{pV}(T_W - T_{sat})}{\mathcal{L}} \right) \quad (*)$$

Pas de rayonnement ; $D > 1{,}3\,mm$; Pression atmosphérique

Analogie / Condensation sur un cylindre horizontal, Nusselt (1916).

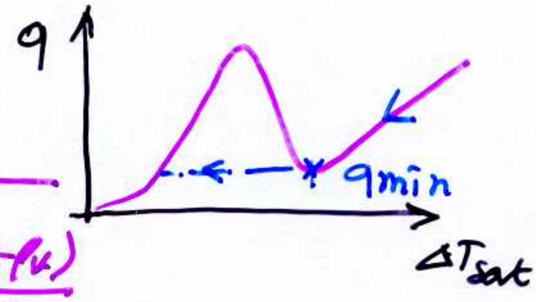
$$\overline{Nu_L} = 0{,}729 \left[\frac{\rho_L (\rho_L - \rho_V)\, g\, \mathcal{L}' D^3}{\mu_L k_L (T_{sat} - T_W)} \right]^{1/4}$$

avec $\mathcal{L}' = \mathcal{L} \left(1 + 0{,}68 \frac{C_{pL}(T_{sat} - T_W)}{\mathcal{L}} \right)$

(*) Propriétés physiques : liq @ T_{sat}

vap @ $T_f = (T_{sat} + T_W)/2$.

• Flux MINIMUM



$$q_{min} = C \rho_v \mathcal{L} \sqrt[4]{\frac{\sigma g (\rho_L - \rho_v)}{(\rho_L + \rho_v)^2}}$$

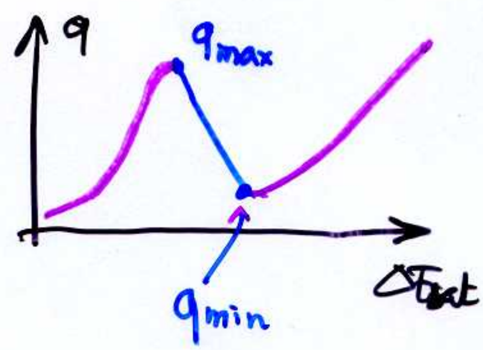
Zuber (1959) $C = 0{,}13$ (stabilité)

Berenson (1960) $C = 0{,}09$ Remouillage, Pt de Liedenfrost

• Ebullition de transition ? peu de données

Méthode pragmatique :

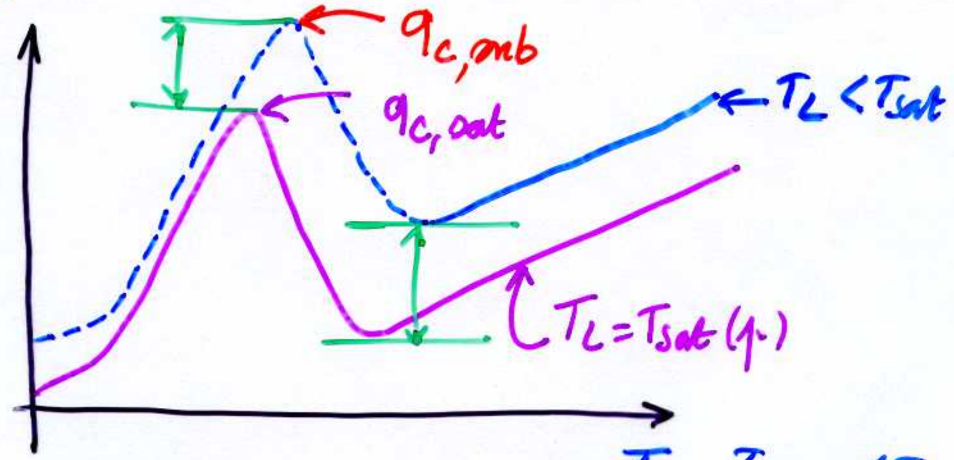
Evolution linéaire entre q_{max} et q_{min} (Echelles log/log)



ΔT_{min} : corrélation éb. film

AUTRES EFFETS

- Sous refroidissement du liquide $T_L < T_{sat}(p)$

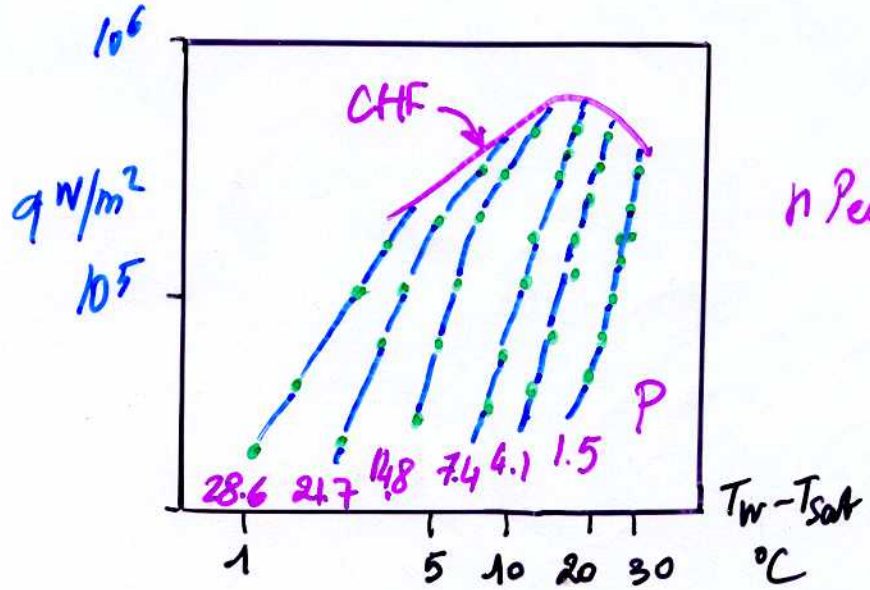


Ivey & Morris (1961)

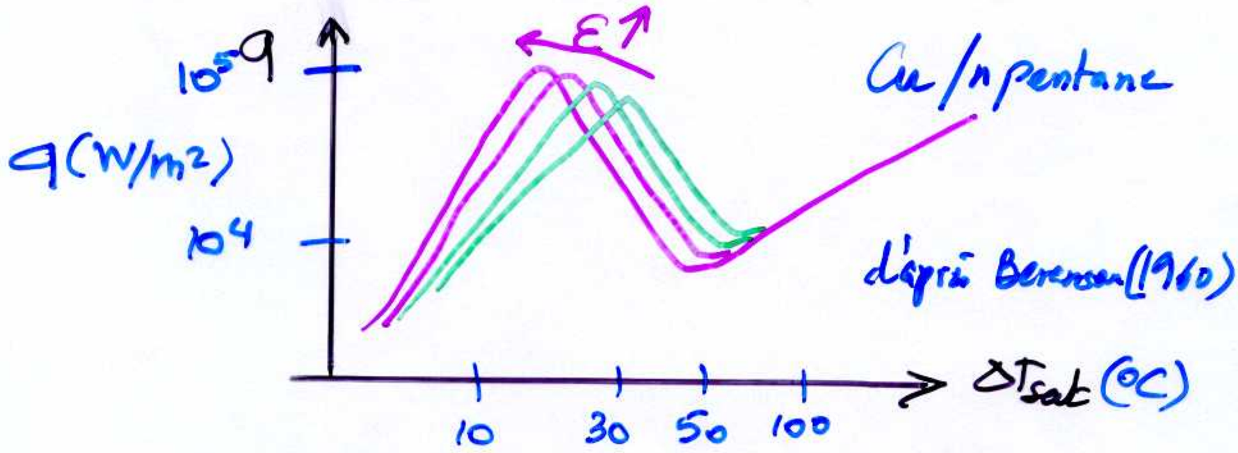
Sous refroidissement $\Delta T_{sub} \triangleq T_{sat} - T_L$

$$q_{c,sub} = q_{c,sat} \left(1 + 0{,}1 \left(\frac{\rho_L}{\rho_V}\right)^{3/4} \frac{C_{pL}\,\Delta T_{sub}}{\mathcal{L}} \right)$$

- Pression $\quad q\ cst \rightarrow P \uparrow \Rightarrow \Delta T_{sat} \searrow \quad (R_c \searrow)$



AUTRES EFFETS (suite)



- **Rugosité ε :**

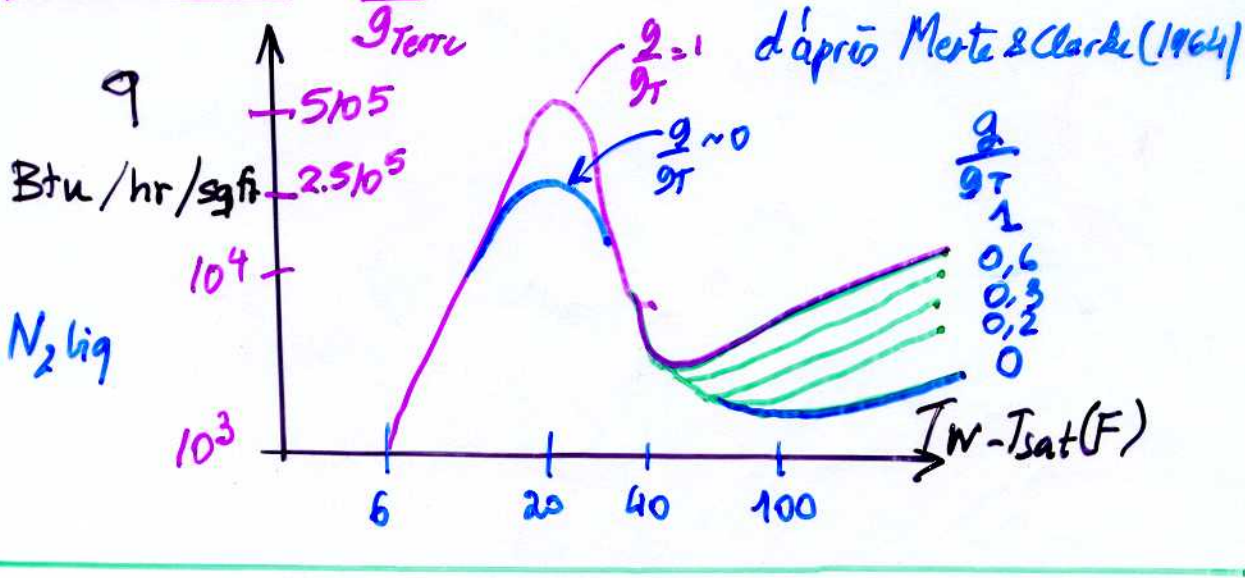
  affecte l'ébullition nucléée $q \nearrow$; $\varepsilon \nearrow$

  effet limité sur le flux critique

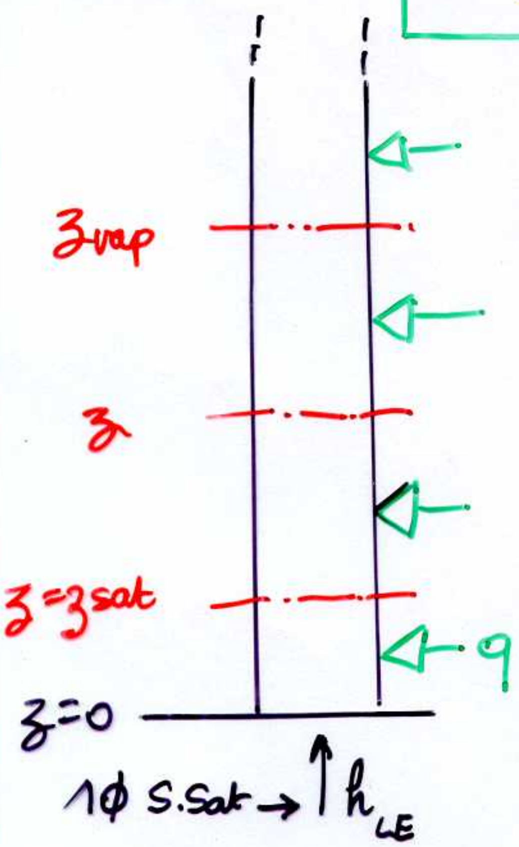
  Pas d'influence sur l'ébullition en film

$\varepsilon \searrow$ $r_{cav} \searrow$ ΔT_{sat} à l'apparition bulle $\nearrow$

- **Gravité Réduite** $\frac{g}{g_{Terre}}$



TITRES et BILANS THERMIQUES



Titre massique $x = \dfrac{M_G}{M_G + M_L}$

$x \sim x_{eq}$ titre à l'éq. th.

- La vapeur apparaît à z_{sat} où $T_L = T_{sat}(p)$
- Le liquide disparaît à z_{vap}
- Entre les deux Liq + Vap à T_{sat}

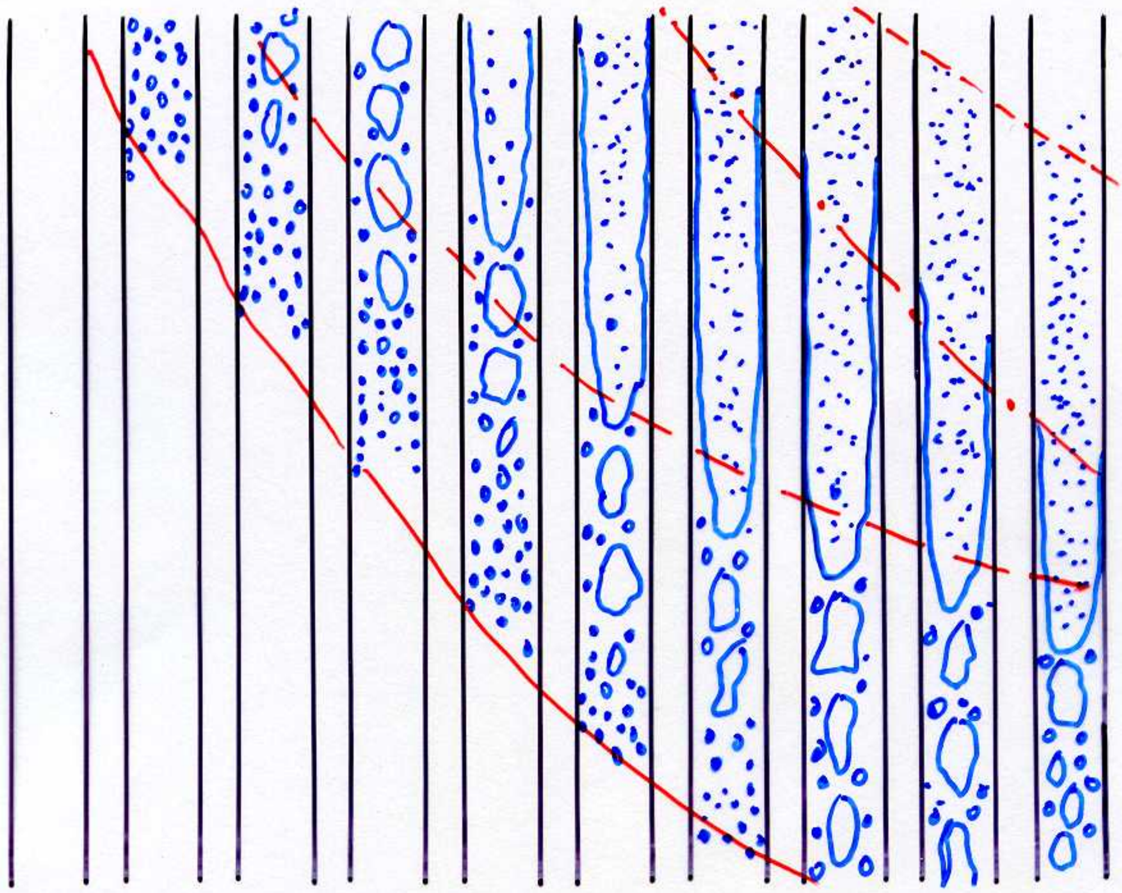
$2\phi : z_{sat} < z < z_{vap}$ $\quad \Phi \pi D z = M(h_L^{sat} - h_{LE}) + x_{eq} M \mathcal{L}$

	Titre thermodynamique	Enthalpie fluide
Monophasique liquide	$x_{eq} = -\dfrac{h_L^{sat} - h_L}{\mathcal{L}} < 0$	$h = h_L$
Diphasique	$x_{eq} \Leftarrow$ Bilan Therm.	$h = x_{eq} h_V^{sat} + (1 - x_{eq}) h_L^{sat}$
Monophasique Vapeur	$x_{eq} = 1 + \dfrac{h_V - h_V^{sat}}{\mathcal{L}} > 1$	$h = h_V$
Partout	$x_{eq} \triangleq \dfrac{h - h_L^{sat}}{\mathcal{L}}$	

REGIMES D'ECOULEMENT VERTICAL ASCENDANT

• Ecoulements bouillants (Chauffage)

→ Evaporateurs, chaudières



(4) — flux de chaleur croissant →

[d'après Hewitt & Hall Taylor (1970)].

• débit liquide constant

——— apparition de l'ébullition nucléé

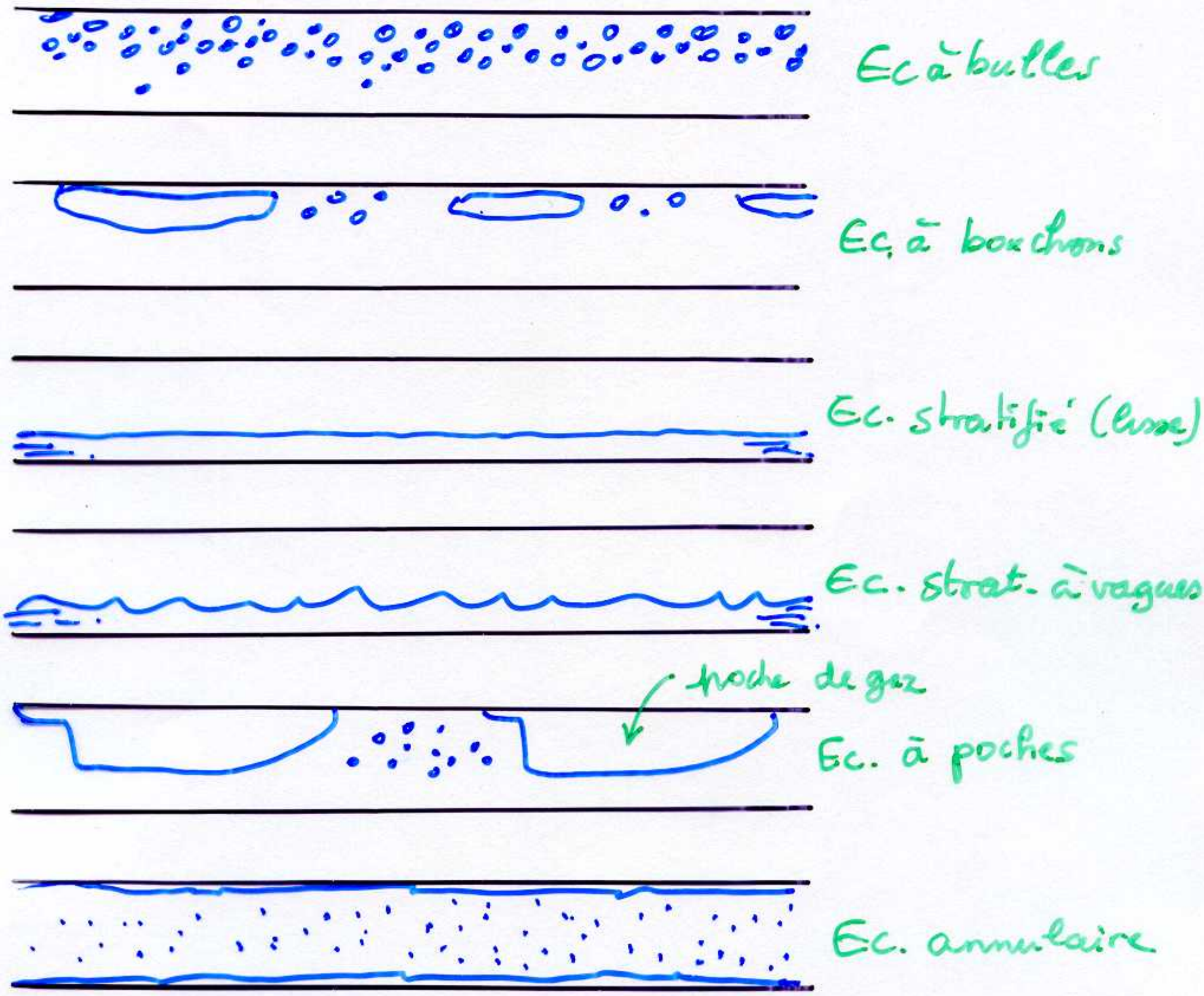
— — — fin de l'ebullition nucléé

-·—·- assèchement (du film)

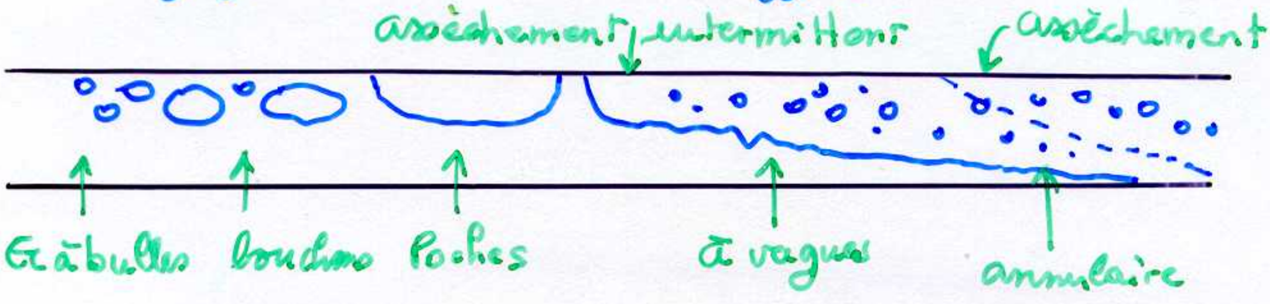
- - - - - vapeur surchauffée

REGIMES D'ECOULEMENT HORIZONTAUX CO-COUR.

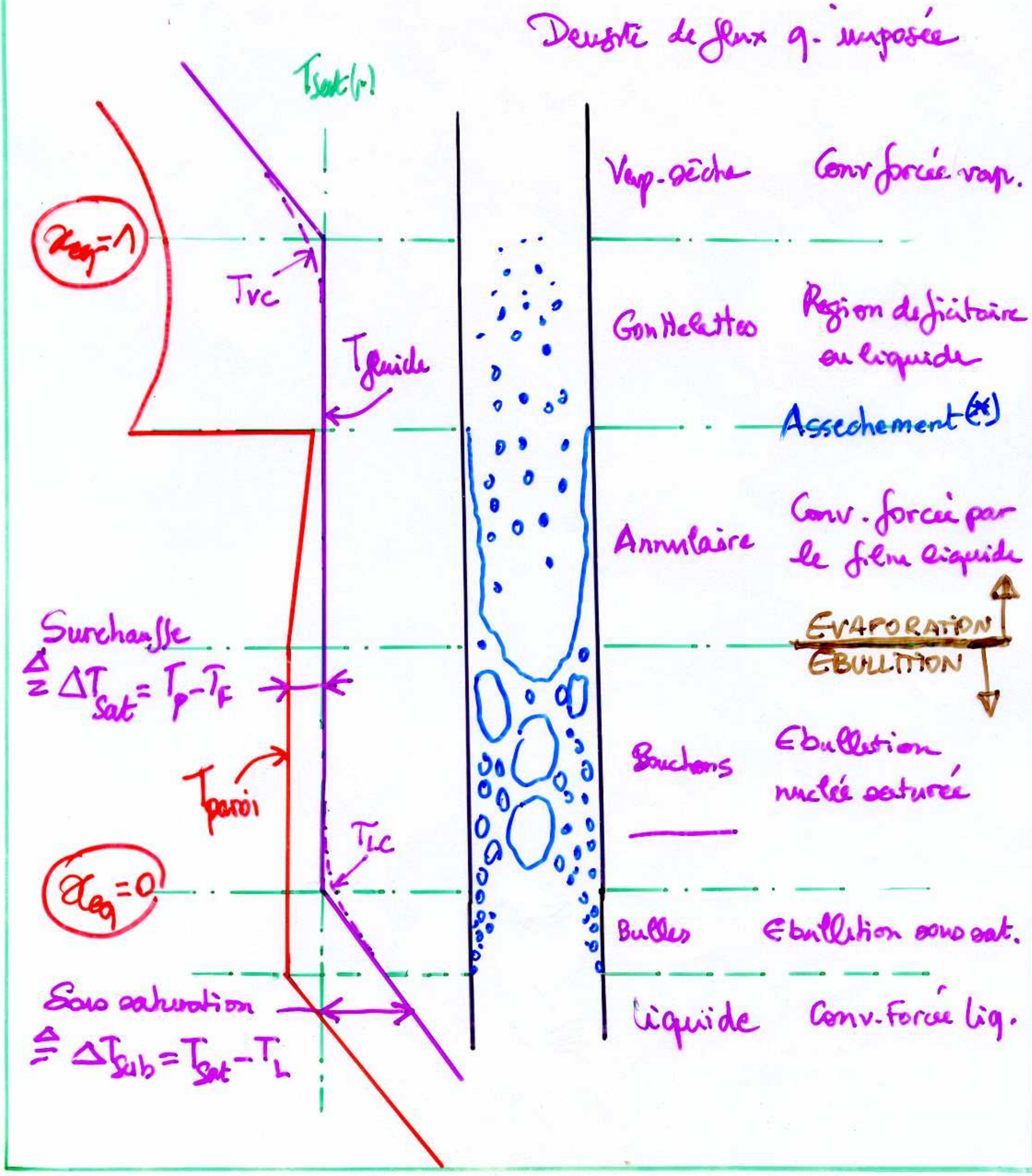
- Configurations principales (adiabatiques)

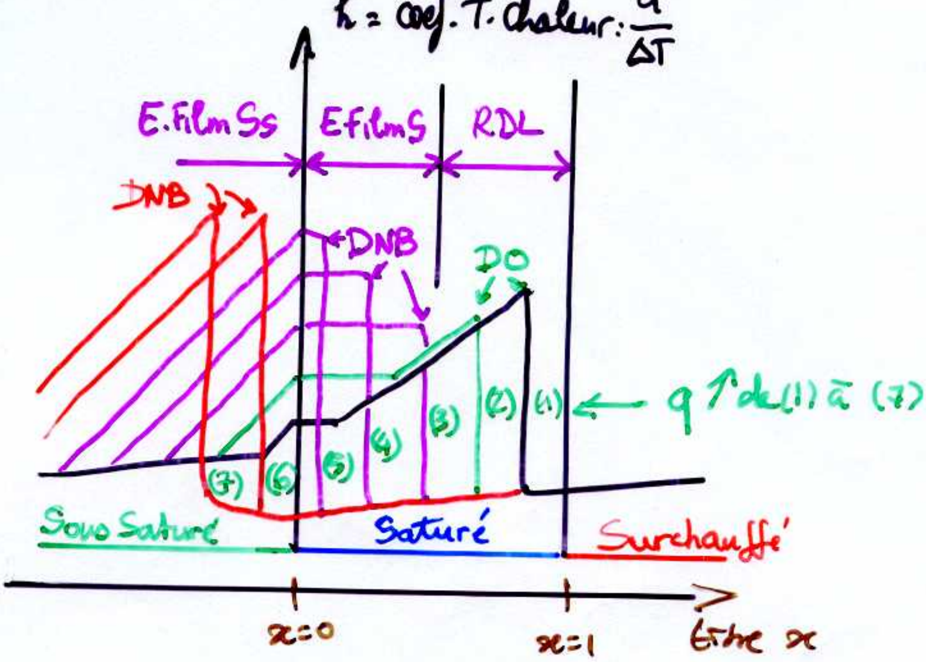


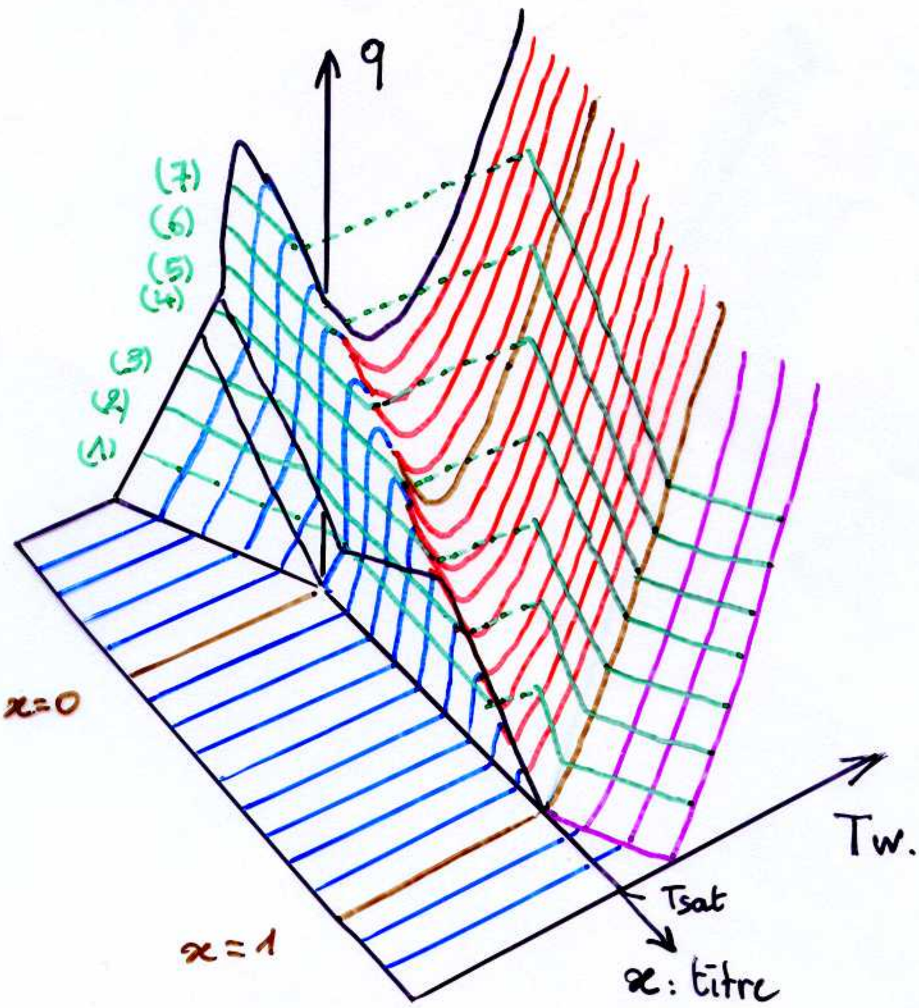
- Configurations avec chauffage



REGIMES THERMIQUES TUBE CHAUFFANT VERTICAL



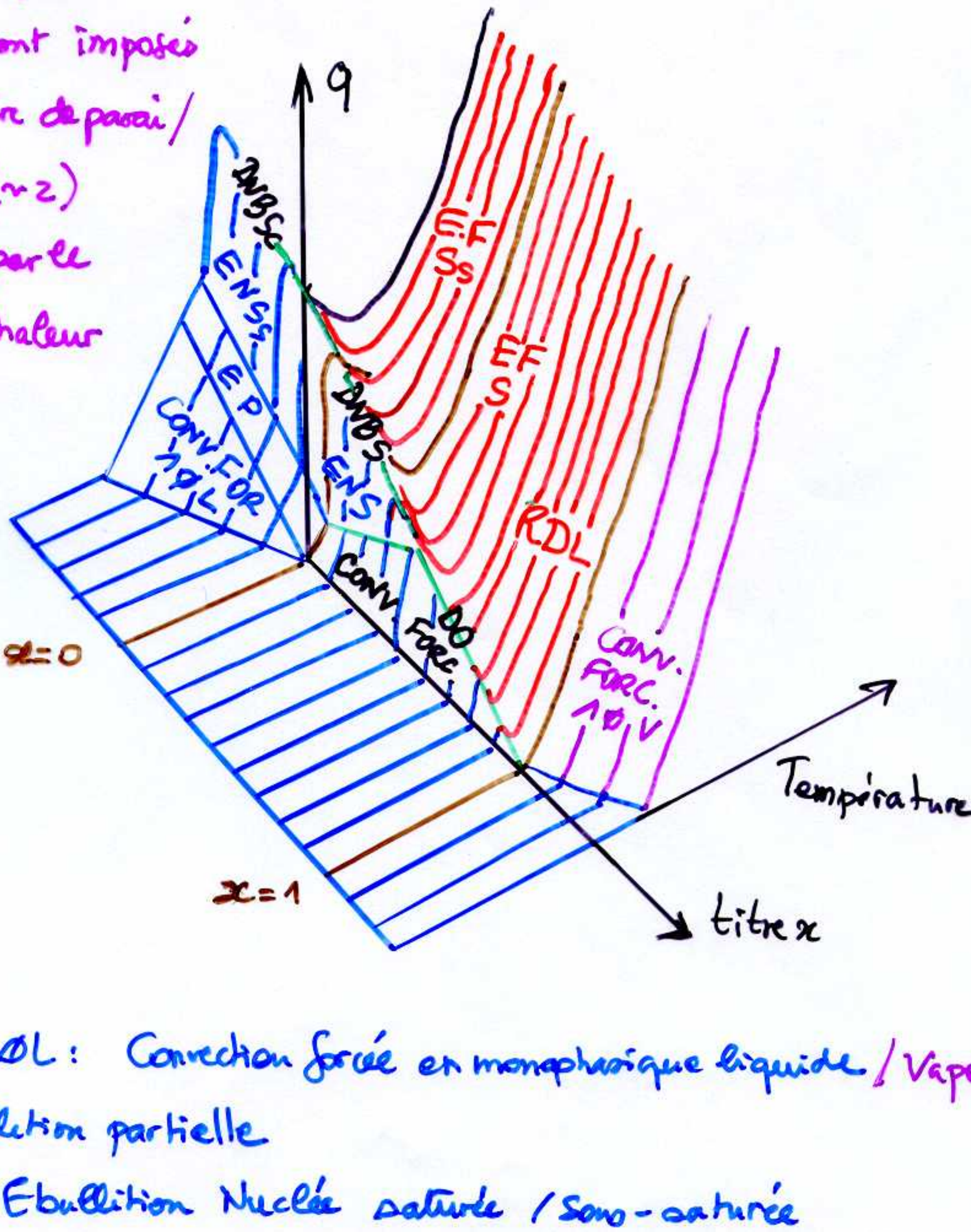

h = coef. T. chaleur : q/ΔT
E.Film Ss
EFilm S
RDL
DNB
DNB
DO
(7)
(6)
(5)
(4)
(3)
(2)
(1)
q ↑ de (1) à (7)
Sous Saturé
Saturé
Surchauffé
x=0
x=1
titre x



d'après Collier (1981)

REGIMES D'EBULLITION
FLUX VARIABLE

- débit liquide et T° amont imposés
- Température de paroi / titre x (~z) paramétrée par le flux de chaleur



CONV. FOR 1ØL : Convection forcée en monophasique liquide / Vapeur

EP : Ebullition partielle

ENS / Ss : Ebullition Nucléée saturée / Sous-saturée

EFS / Ss : Ebullition en film saturée / Sous-saturée

RDL : Region déficitaire en liquide

CONV. FORC : Convection forcée / film liquide

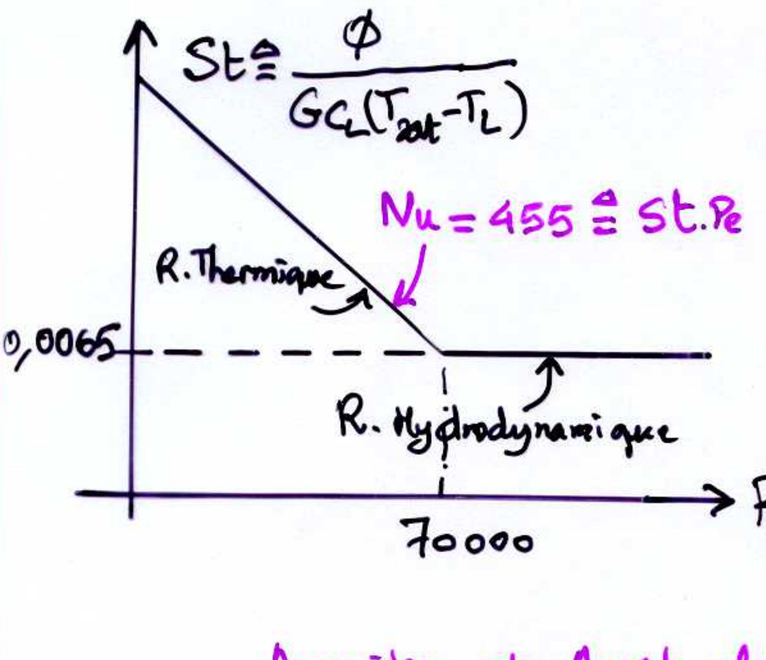
DNB S/Ss : crise d'ébullition DO : Assèchement

CORRELATIONS du TRANSFERT de CHALEUR.

- Monophasique Dittus Boelter $Re > 10\,000$

$$Nu = \frac{hD}{k_L} = 0{,}023 \underbrace{\left(\frac{GD}{\mu_L}\right)^{0,8}}_{(Re)} \underbrace{\left(\frac{C_{p_L}\mu_L}{\lambda_L}\right)^{1/3}}_{(Pr)}$$

- Ebullition sous-saturée Saha & Zuber (1974)
  - démarrage de l'ebullition significative $\rightarrow \Delta P_g$



- Régime thermique ($G\downarrow$)

$$Nu\Big|_{ONB} = \frac{\Phi D}{k_L(T_{sat}-T_L)}\Big|_{ONB} = 455$$

- Regime Hydrodynamique ($G\uparrow$)

$$St = 0{,}0065$$

- Apparition et Arrêt de l'ébullition nucléé (ONB)

Frost et Dazbonic (1967)

surchauffe : $(T_w - T_{sat}) = \left(\frac{8\sigma q T_{sat}}{k_L \rho_v \mathcal{L}}\right)^{0,5} Pr_l$

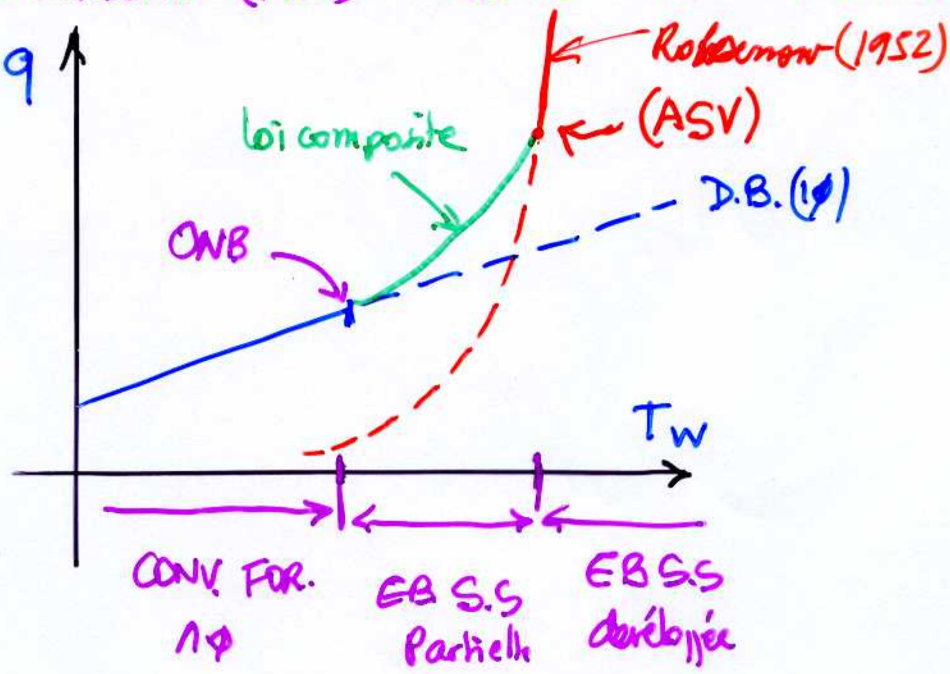
$\forall$ fluide

EBULLITION (Suite)

- Ebullition sous-saturée partielle

— Ebullition (qqs sites) et Conv. forcée 1φ Rohsenow (1952)

ou — Bergles & Rohsenow (1964) : raccord 1φ – Eb. ss dével.



- Ebullition sous saturée développée

Mécanisme identique à l'ébullition nucléée en vase

Rohsenow (1952) $J_a = C_{sf} \, Re_L^{0,33} \, P_r^{\,s}$ $\quad C_{sf} \sim 0{,}015$

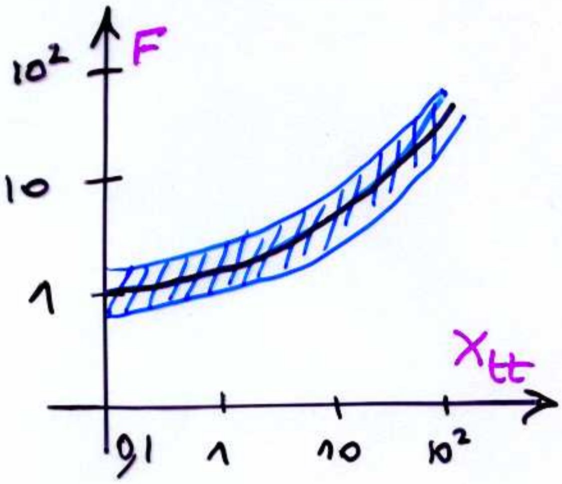
EBULLITION SATURÉE

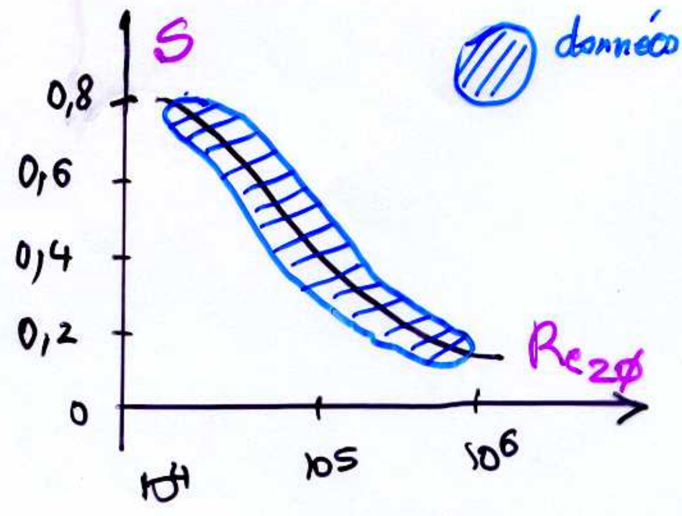
- Ebullition saturée (Franche) Chen (1966).

Pondération de deux mécanismes.

1 – Ebullition nucléé Forster & Zuber (1955) pondérée par un facteur de suppression S

2 – Convection forcée Dittus Boelter (1ϕ) pondérée par un facteur d'amplification F





X_{tt} paramètre de Martinelli $X_{tt} = \left(\frac{1-x_{eq}}{x_{eq}}\right)^{0,9} \left(\frac{\rho_v}{\rho_L}\right)^{0,5} \left(\frac{\mu_L}{\mu_v}\right)^{0,1}$

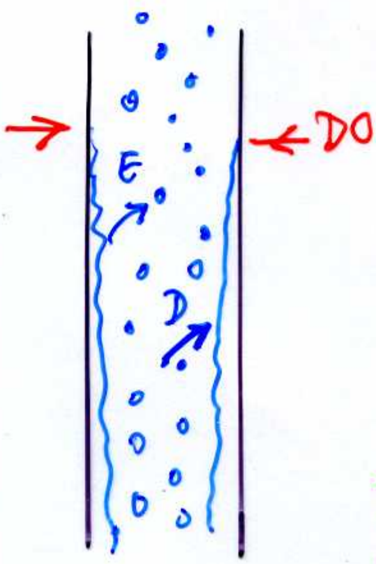
$$F = \begin{cases} 1 & \text{si } 1/X_{tt} \leq 0{,}1 \\ 2{,}35\,(1/X_{tt} + 0{,}213)^{0,735} \end{cases} \qquad R_{2\phi} = \frac{DG(1-x_{eq})}{\mu_L} F^{1,25}$$

$$1/S = 1 + 2{,}53\,10^{-6}\, Re_{2\phi}^{1,17} \quad ; \quad \Delta p_{sat} = \frac{\mathcal{L}\,(T_p - T_{sat})}{T_{sat}\,(1/\rho_v - 1/\rho_L)} \ [C.C]$$

$$h = 0{,}00122\, \frac{k_L^{0,79}\, c_{pL}^{0,45}\, \rho_L^{0,49}}{\sigma^{0,5}\, \mu_L^{0,29}\, \mathcal{L}^{0,24}\, \rho_v^{0,24}} (T_p - T_{sat})^{0,24}\, S + 0{,}023 \left[\frac{DG(1-x_{eq})}{\mu_L}\right]^{0,8} \left(\frac{c_{pL}\,\mu_L}{k_L}\right)^{0,4} \frac{k_L}{D}\, F$$

CRISE D'EBULLITION ET ASSECHEMENT

- Modèles (HARWELL A F-Model) Assèchement (Dryout)



Bilan de Masse du film liquide

$$M_L = x M = M_{LF} + M_{LE}$$

$$\frac{dM_{LF}}{dz} = \mathcal{P} \left(D - E - \frac{q}{\mathcal{L}} \right)$$

D : taux de déposition (modèle)

E : taux d'entrainement (modèle)

$\mathcal{P}$ périmètre mouillé   D/E débit masse / unité d'aire pariétale

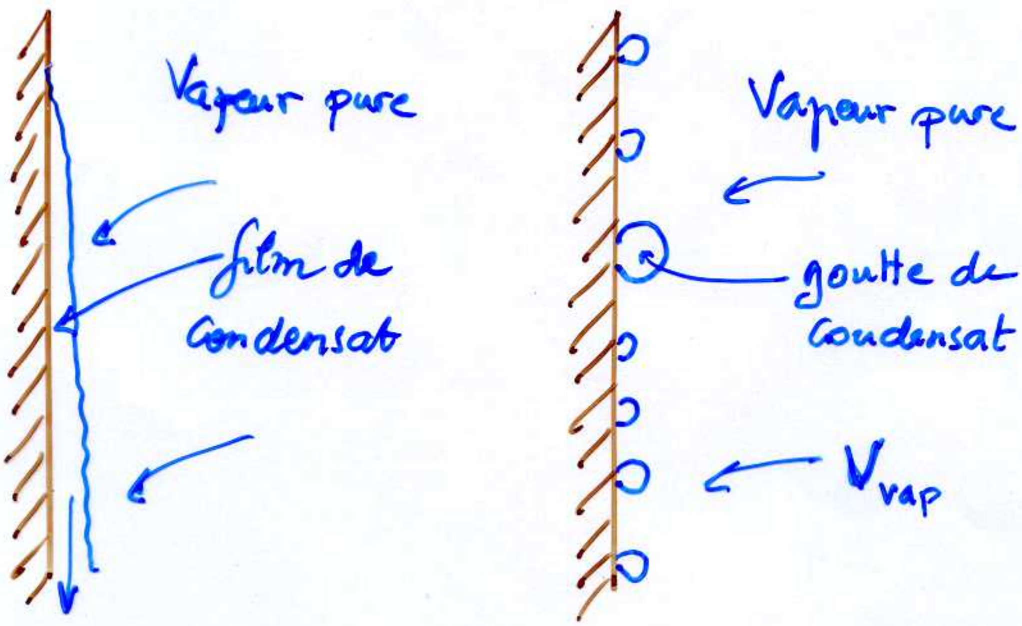
- CORRELATION CALEFACTION et ASSECHEMENT

— pas de modèle général pas de mécanisme simple très sensible à la géométrie (grilles de mélange)

$\Rightarrow$ approche empirique incontournable. ⚠

- Tables Groeneveld, Académie des Sciences URSS
  - tube 8 mm - flux uniforme -
- Corrélations (Poly p.400)
  - Spécifiques et précises (eau PWR) Bowring (1972)
  - Sans dimension multifluide (Cryo, métaux liq...) Katto et Ohne (1984)

CONDENSATION de VAPEURS PURES

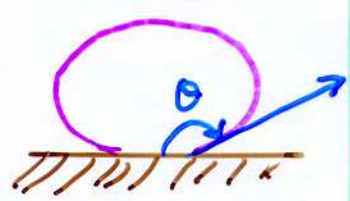


- Condensation de vapeur pure

film liquide, écoulement

gouttelettes, surface hydrophobe (θ grand)

- propreté nécessaire
- meilleur échange



⚠ • Mélanges / incondensable

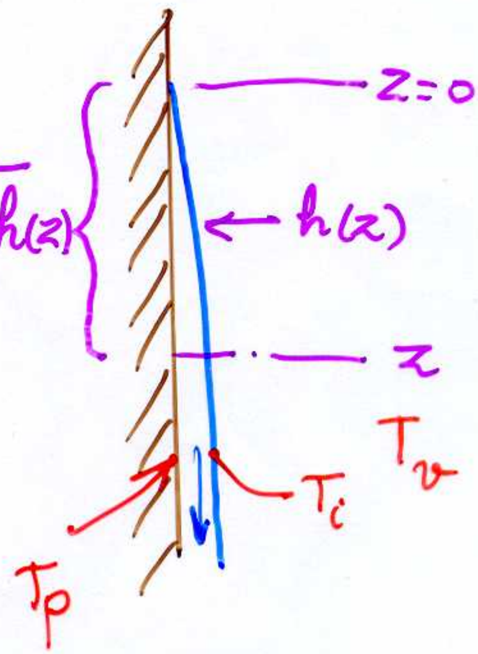
non symétrie condensation evaporation

Couche limite de diffusion : accumulation incondensables – paroi froide

CONDENSATION EN FILM.

- Coefficients d'échange

$T_{interface} = T_{sat}$ (eq. Thermo) $\bar{h}(z)$



local :

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

global :

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

- Mécanismes physiques

Résistance prépondérante : film

épaisseur et structure du film

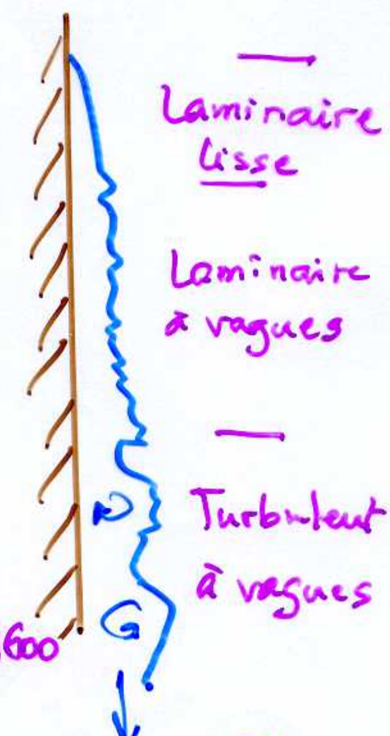
⟹ Régimes Thermiques

— Laminaire lisse $Re_L < 30$

— Laminaire à vagues $30 < Re_L < 1600$

— Turbulent $Re_L > 1600$

$$\Gamma \triangleq M_L / \mathcal{P}$$



$$Re_L \triangleq \frac{4\Gamma}{\mu_e}$$

CONDENSATION EN FILM (Suite)

• Condensation film laminaire $Re_L < 30$

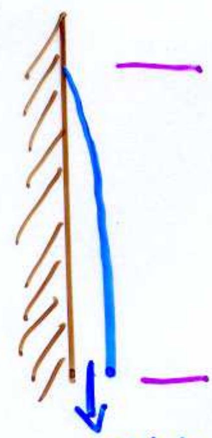
Nusselt (1916) Rohsenow (1956)

$$h(z) = \left(\frac{k_L^3\, \rho_L (\rho_L-\rho_V)\, g\, [\mathcal{L} + 0{,}68\, C_{pL}(T_{sat}-T_L)]}{4\mu_L (T_{sat}-T_p)\, z}\right)^{1/4}$$

si (T_p = cte) : $\bar{h}(z) = \frac{4}{3} h(z)$ ($h \propto z^{-1/4}$!)

• Débit de condensat :

Bilan thermique à l'interface



$\Gamma(z)$

$$\Gamma(z) = \frac{\bar{h}(z)\,(T_{sat}-T_p)\, z}{\mathcal{L}}$$

• Propriétés physiques t° de film

$\mathcal{L} = h_V^{sat} - h_L^{sat}$ (@ T_{sat})

ρ_L, k_L @ $\frac{1}{2}(T_p+T_{sat})$

μ_L @ $\frac{1}{4}\left[3\mu_L(T_p)+\mu_L(T_{sat})\right]$

• Vapeur surchauffée $T_V > T_{sat}$ Butterworth (1977)

$$\bar{h}_s(z) = \bar{h}(T_V=T_{sat})\left(1+\frac{C_{pV}(T_V-T_{sat})}{\mathcal{L}}\right)^{1/4}$$

$$\Gamma(z) = \frac{\bar{h}_s\,(T_p-T_{sat})\, z}{\mathcal{L} + C_{pV}(T_V-T_{sat})}$$

CONDENSATION EN FILM (suite).

- Film laminaire relation $\bar{h}$ / débit

$$\frac{\bar{h}(z)}{k_L}\left[\frac{\mu_L^2}{\rho_L(\rho_L-\rho_v)g}\right]^{1/3} = 1{,}47\, Re_L^{-1/3}$$

- Film laminaire à vagues $30 < Re_L < 1600$

Kutadelaze (1963) $\quad h(z) \propto Re_L^{-0{,}22}$

Zones LL+LV :
$$\frac{\bar{h}(z)}{k_L}\left[\frac{\mu_L^2}{\rho_L(\rho_L-\rho_v)g}\right]^{1/3} = \frac{Re_L}{1{,}08\, Re_L^{1{,}22} - 5{,}2}$$

- Film Turbulent V_v faible $T_v = T_{sat}$

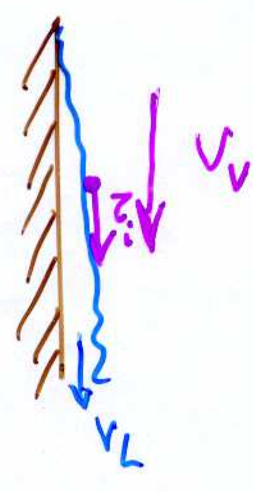
Labuntsov (1957) $\quad h(z) \propto Re_L^{0{,}25}\, Pr_L^{0{,}5}$

Zones LL+LV+TV :
$$\frac{\bar{h}(z)}{k_L}\left[\frac{\mu_L^2}{\rho_L(\rho_L-\rho_v)g}\right]^{1/3} = \frac{Re_L}{8750 + 58\, Pr^{-0{,}5}\left(Re_L^{0{,}75} - 253\right)}$$

- Effet du frottement interfacial

$V_V \nearrow$ ép. film $\searrow$ $R_{th} \searrow \rightarrow h \nearrow$

$h_i \propto \tau_i^{1/2}$

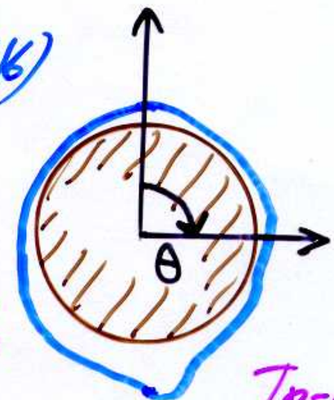


- Régime mixte Effets f.i et g $\approx$

$$h^2 = h_1^2 + h_2^2$$

CONDENSATION en FILM sur UN TUBE

- Vitesse de vapeur faible Nusselt (1916)



$$\bar{h} = \frac{1}{\pi}\int_0^{\pi} h(\theta)\,d\theta$$

$$\bar{h} = \underset{(0{,}70)}{0{,}728}\left[\frac{k_L^3\,\rho_L(\rho_L-\rho_V)\,g\,\mathcal{L}}{\mu_L(T_{sat}-T_p)\,D}\right]^{1/4}$$

$T_p = $ cste

O (flux uniforme)

Relation débit – échange (Bilan thermique)

$$\frac{\bar{h}}{k_L}\left[\frac{\mu_L^2}{\rho_L(\rho_L-\rho_V)\,g}\right]^{1/3} = \underset{(1{,}47)}{1{,}51}\; Re_L^{-1/3} \qquad Re_L \triangleq \frac{4\Gamma}{\mu_L}$$

- Effets surchauffe et p. phys → plaque plane
- Effets de la vitesse vapeur (Fujii)

$$\frac{\bar{h}}{h_0} = 1{,}4\left[\frac{U_V^2\,(T_{sat}-T_p)\,k_L}{g\,D\,\mathcal{L}\,\mu_L}\right]^{0{,}05} \qquad 1 < \frac{\bar{h}}{h_0} < 1{,}7$$

- Effet de nombre (ruissellement) Kern (1958)

faisceaux horizontaux : $\begin{cases} \bar{h} \text{ vertical} \propto z^{-1/4} \\ \bar{h} \text{ horizontal} = O(1) \end{cases}$

$$\frac{\bar{h}(1 \text{ à } N)}{\bar{h}_1} = N^{-1/6}$$

CONDENSATION en GOUTTES.

- **Mécanisme**

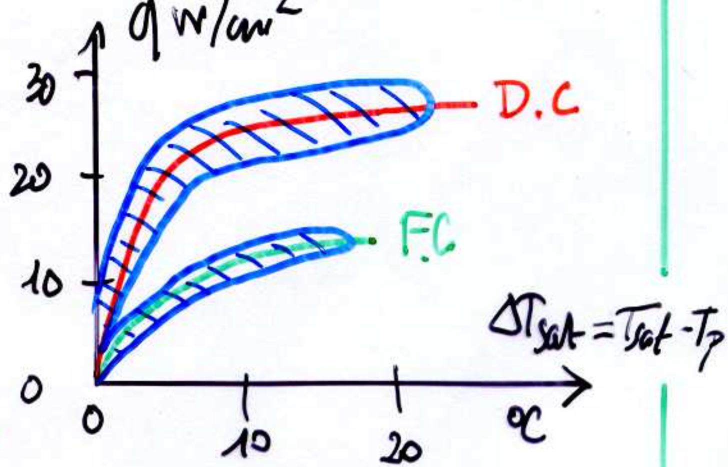
Nucléation (sites)

croissance

coalescence

ruissellement Assèchement

(paroi non mouillante



- **Technologie**

Additifs, métaux nobles, résines (PTFE) (qqs 10^3 hr)

- **Calcul du coefficient d'échange**

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

h_G : incondens.

h_{go} : gouttes.

h_i : chgt de ϕ interface

h_{pr} : promoteur λ/δ

⚠ : $x_V = 0{,}02$
$h \to h/5$

$T_{sat} > 22°C$

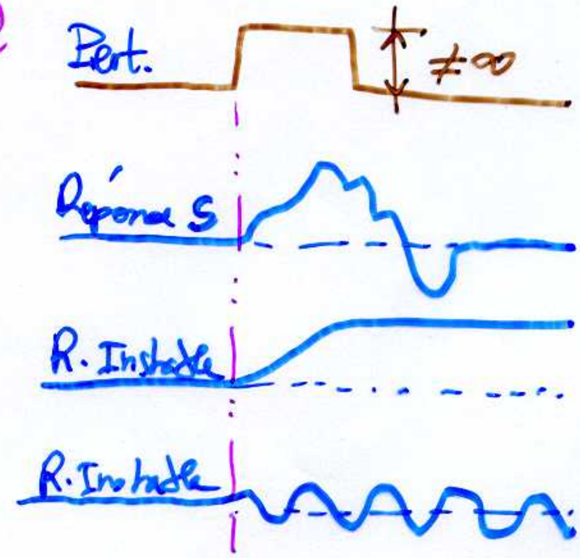
ex : Vap. d'eau / Cu $\quad h_{GO} = \min(5 + 0{,}2\,T_{sat} ; 25)$

W/cm²/K $\qquad$ °C

INSTABILITÉS STATIQUES

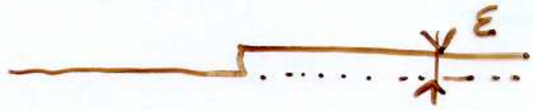
- Stabilité asymptotique

Régime permanent initial
Perturbation ↑ et ↓
Régime permanent final
SABLE ssi
Régime final → R.P. initial



- Instabilité statique.

Perturbation infinitésimale



R. Per. in ≠ R. Per. final : STATIQUE

analyse : éqs R. Permanent

∄ R. permanent : DYNAMIQUE

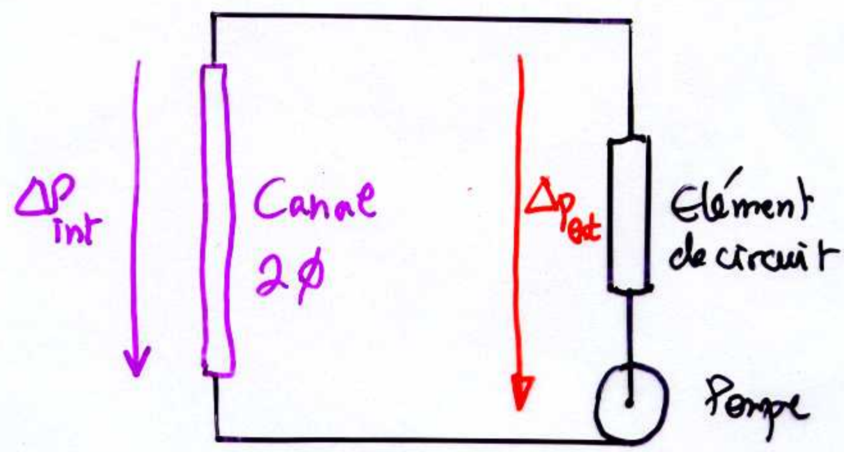
analyse : éqs instationnaires

- 2 exemples.

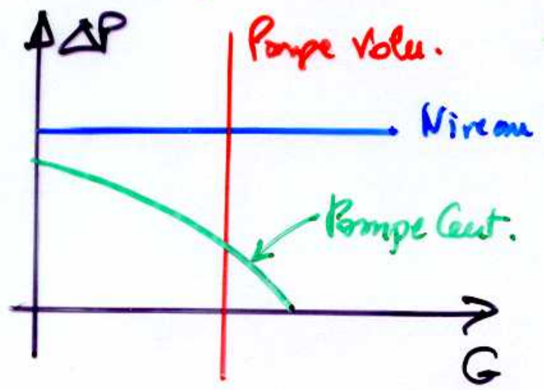
Instabilité de Ledinegg (Canal Chauffant)
Instabilité de type d'écoulement.

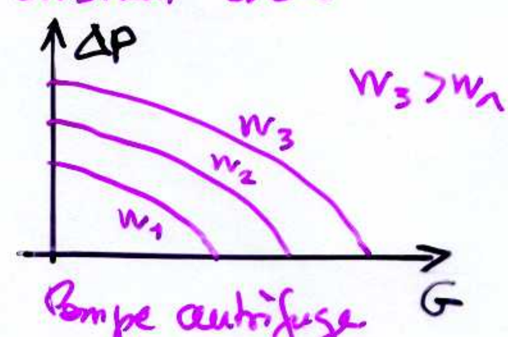
REDISTRIBUTION de débit.

Caractéristiques Hydrauliques



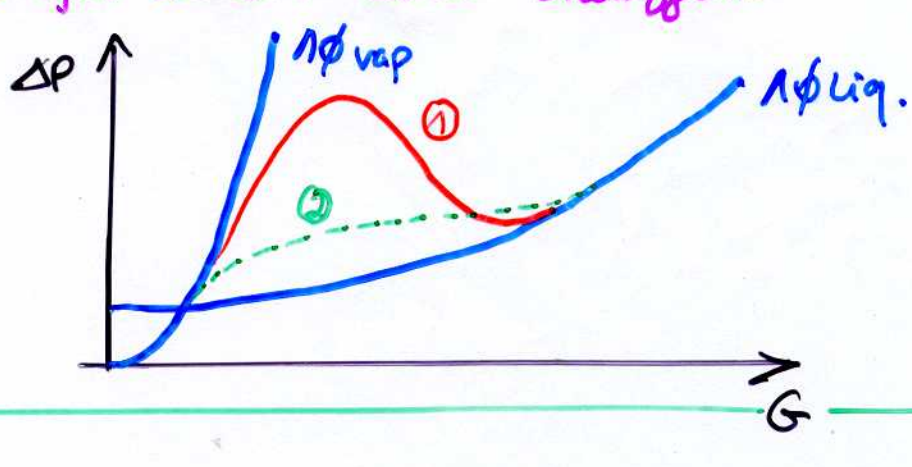
- Caractéristique externe : Pompe centrifuge / volumétrique
Niveau constant etc..





- Caractéristique interne canal chauffant

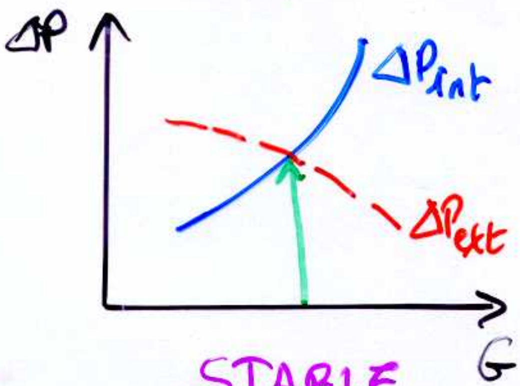
$\Delta P = \Delta P_{acc}$
$+ \Delta P_{frott}$
$+ \Delta P_{grav}$



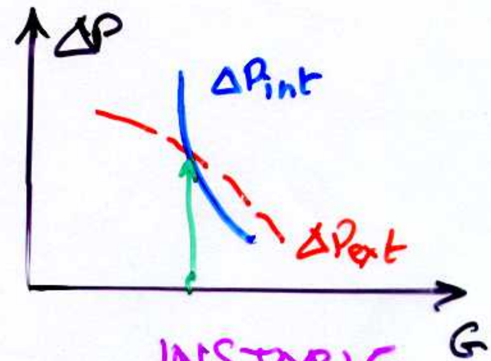
REDISTRIBUTION de DEBIT (suite)

- Critère de Stabilité de LEDINEGG (1938)

caractéristique externe $\frac{\partial \Delta P_{ext}}{\partial G} < 0$



STABLE



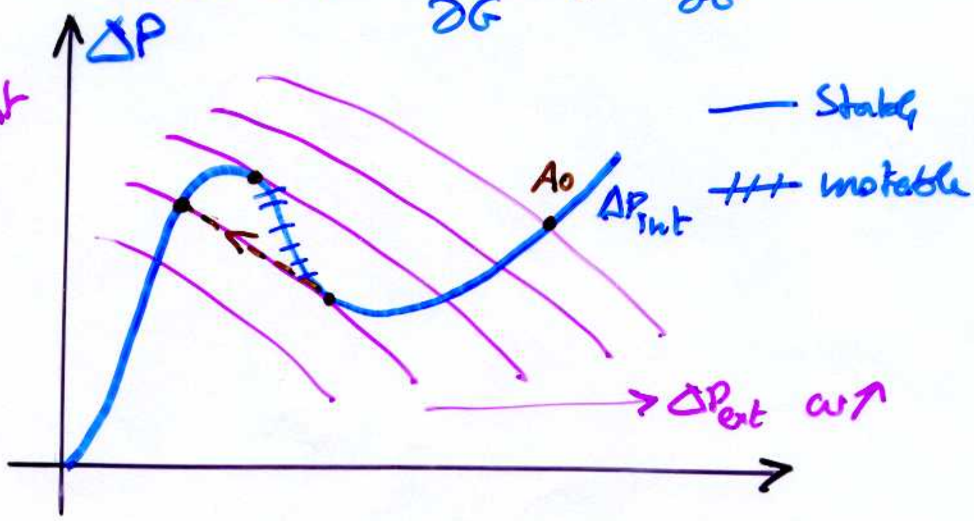
INSTABLE.

si $G \uparrow$ $\Delta P_{int} \nearrow \Rightarrow G \searrow$ | si $G \nearrow$ $\Delta P_{int} \searrow \Rightarrow G \nearrow$

(m̂ raisonnement caractéristique C/Ω moteurs asynchrones)

Stabilité : $\frac{\partial \Delta P_{int}}{\partial G} > \frac{\partial \Delta P_{ext}}{\partial G}$

Canal chauffant à flux imposé



⚠ Instabilité peut engendrer un phénomène secondaire : si $G \downarrow$ on peut avoir $\phi > \phi_{critique}$ (Burnout — CHF)

INSTABILITE de REGIME d'ECOULEMENT

- Transition de régime d'écoulement dans le domaine de fonctionnement

en A_2 si G ↘

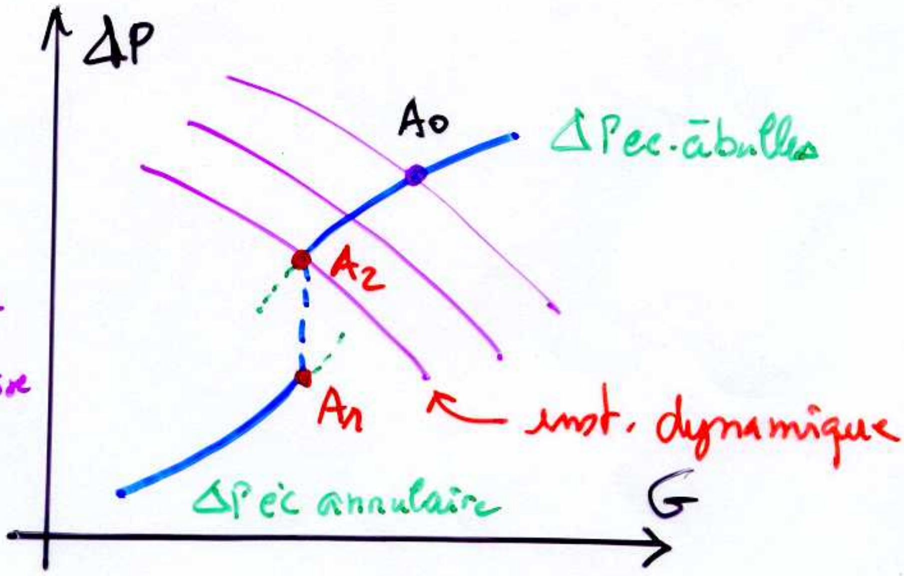
⇒ transition régime bulles → annulaire

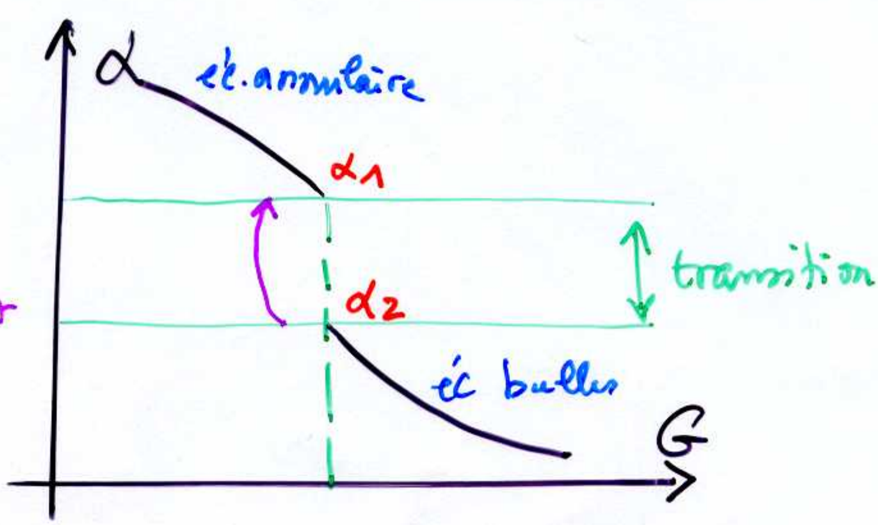
⇒ ΔP_{int} :

⇒ G ↗

⇒ transition de régime inverse

Cycle permanent





Modélisation
- instationnaire (réponse thermodynamique)
- Transition de régime
- ΔP par régime