



**Trường ĐHBK Hà nội - Viện KH&CN Nhiệt-Lạnh - Bộ môn Kỹ thuật nhiệt**  
Đ/c: Phòng 201 nhà C7 ĐHBK Hà nội      ĐT: (04) 8.692.333

---

# PHẦN THỨ HAI TRUYỀN NHIỆT



# CÁC DẠNG TRAO ĐỔI NHIỆT CƠ BẢN

- **Dẫn nhiệt:** là quá trình trao đổi nhiệt giữa các phần của vật hay giữa các vật có nhiệt độ khác nhau khi chúng tiếp xúc với nhau.
- **Đối lưu:** là quá trình trao đổi nhiệt nhờ sự chuyển động của chất lỏng hoặc chất khí giữa những vùng có nhiệt độ khác nhau.
- **Bức xạ:** Là quá trình trao đổi nhiệt được thực hiện bằng sóng điện từ



Trường ĐHBK Hà nội - Viện KH&CN Nhiệt-Lạnh - Bộ môn Kỹ thuật nhiệt  
Đ/c: Phòng 201 nhà C7 ĐHBK Hà nội      ĐT: (04) 8.692.333

---

# TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỔI LƯU



# TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỔI LƯU

- Là quá trình trao đổi nhiệt nhờ sự chuyển động (vĩ mô) của chất lỏng hoặc chất khí giữa những vùng có nhiệt độ khác nhau.
- Trao đổi nhiệt đối lưu luôn **kèm theo dẫn nhiệt (nhưng không đáng kể)** vì luôn có sự tiếp xúc giữa các phần tử có nhiệt độ khác nhau.
- Toả nhiệt đối lưu: là quá trình trao đổi nhiệt đối lưu giữa bề mặt vật rắn với chất lỏng hoặc chất khí chuyển động.



# NHỮNG NHÂN TỐ ẢNH HƯỞNG

*Những nhân tố ảnh hưởng đến chuyển động của chất lỏng hoặc chất khí đều ảnh hưởng đến quá trình trao đổi nhiệt đối lưu.*

- Nguyên nhân gây ra chuyển động
  - Chuyển động tự nhiên do chênh lệch mật độ. Lực nâng  $P = g\Delta\rho$ .
  - Chuyển động cưỡng bức do tác dụng của ngoại lực (bơm, quạt...). *Trong chuyển động cưỡng bức luôn kèm theo chuyển động tự nhiên.*



# NHỮNG NHÂN TỐ ẢNH HƯỞNG

- Chế độ chuyển động (phụ thuộc vào  $Re = \omega l / \nu$  -  $\omega$  [m/s];  $l$  [m]; độ nhớt động học  $\nu$  [ $m^2/s$ ])
  - Chảy tầng ( $Re < 2300$ ): quỹ đạo chuyển động của các phần tử song song với nhau.
  - Chảy rối ( $Re > 2300$ ): quỹ đạo chuyển động của các phần tử không theo quy luật nào. Trong dòng chảy rối, luôn tồn tại lớp đệm (biên) chảy tầng ở sát bề mặt vách rắn do ma sát giữa chất lỏng với nhau và với vách chất rắn. Chiều dày lớp đệm tầng phụ thuộc vào tốc độ chuyển động và độ nhớt của chất lỏng.



# NHỮNG NHÂN TỐ ẢNH HƯỞNG

- Tính chất vật lý của chất lỏng hay chất khí:  $\rho$ ,  $C_{\mu}$ ,  $\lambda$ ,  $a$ , độ nhớt động học  $\nu$  [ $m^2/s$ ], độ nhớt động lực học  $\mu$  [ $Ns/m^2$ ], hệ số giãn nở thể tích  $\beta$  [ $1/K$ ]. Ta có quan hệ  $\mu = \nu \rho$
- Hình dạng, kích thước, vị trí bề mặt trao đổi nhiệt



# HỆ PHƯƠNG TRÌNH VI PHÂN

- Phương trình năng lượng (cân bằng năng lượng);
- Phương trình chuyển động (phương trình động lượng - cân bằng lực);
- Phương trình liên tục (cân bằng chất);
- Phương trình trao đổi nhiệt.





# ĐIỀU KIỆN ĐƠN TRỊ

- **Điều kiện thời gian**: đặc trưng cho đặc tính của quá trình theo thời gian;
- **Điều kiện hình học**: đặc trưng cho hình dạng kích thước bề mặt trao đổi nhiệt đối lưu;
- **Điều kiện vật lý**: đặc trưng cho tính chất vật lý của môi trường trong đó xảy ra quá trình trao đổi nhiệt đối lưu;
- **Điều kiện biên** (loại 3) đặc trưng cho đặc tính của quá trình trao đổi nhiệt xảy ra trên



# CÔNG THỨC NEWTON

- Để xác định lượng nhiệt trao đổi giữa bề mặt vách chất lỏng hay chất khí:

$$q = \alpha(t_w - t_f) \quad [W/m^2]$$

$$Q = qF = \alpha F(t_w - t_f) \quad [W]$$

- $q, Q$  là mật độ dòng nhiệt và dòng nhiệt
- $F$  là diện tích bề mặt trao đổi nhiệt [ $m^2$ ]
- $t_w, t_f$  là nhiệt độ bề mặt vách và chất lỏng ở xa bề mặt vách [ $^{\circ}C$ ]
- $\alpha$  là hệ số trao đổi (toả) nhiệt đối lưu  
 $W/m^2K$



# CÁC PHƯƠNG PHÁP XÁC ĐỊNH $\alpha$

$\alpha = f(\lambda, C, \rho, \nu, \beta, t_w, t_f, \omega, \text{kích thước...})$

- **Phương pháp giải tích:** viết hệ phương trình vi phân và giải cùng với các điều kiện đơn trị.
- **Phương pháp thực nghiệm:** xây dựng thí nghiệm để đo một số đại lượng cần thiết để từ đó có thể xác định được  $\alpha$
- **Lý thuyết đồng dạng:** để mở rộng kết quả thực nghiệm



# LÝ THUYẾT ĐỒNG DẠNG

- 2 hiện tượng vật lý chỉ có thể đồng dạng khi chúng có cùng bản chất vật lý và cùng được mô tả bởi một hệ phương trình vi phân, kể cả điều kiện đơn trị.
- Nếu 2 hiện tượng vật lý đồng dạng được biểu diễn bằng phương trình  $f(\rho, \lambda, \mu, \tau, l, \dots)$ , ta có các hằng số đồng dạng:

$$\frac{\rho_1}{\rho_2} = C_\rho; \quad \frac{\lambda_1}{\lambda_2} = C_\lambda; \quad \frac{\mu_1}{\mu_2} = C_\mu; \quad \frac{\tau_1}{\tau_2} = C_\tau; \quad \frac{l_1}{l_2} = C_l$$



# TIÊU CHUẨN ĐỒNG DẠNG

- Giả sử có 2 hiện tượng đồng dạng cùng được mô tả bằng phương trình vi phân

$$\lambda_1 \left( \frac{\partial t}{\partial n} \right)_1 = \alpha_1 \Delta t_1; \quad \lambda_2 \left( \frac{\partial t}{\partial n} \right)_2 = \alpha_2 \Delta t_2;$$

$$\frac{\lambda_1}{\lambda_2} = C_\lambda; \quad \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = \frac{\partial t_1}{\partial t_2} = C_t; \quad \frac{n_1}{n_2} = \frac{l_1}{l_2} = C_l; \quad \frac{\alpha_1}{\alpha_2} = C_\alpha$$

$$\Rightarrow (\lambda_2 C_\lambda) \left\{ \left( \frac{\partial t}{\partial n} \right)_2 \frac{C_t}{C_l} \right\} = (\alpha_2 C_\alpha) (\Delta t_2 C_t) \Rightarrow \frac{C_\lambda C_t}{C_l} \lambda_2 \left( \frac{\partial t}{\partial n} \right)_2 = C_\alpha C_t \alpha_2 \Delta t_2$$

$$\Rightarrow \lambda_2 \left( \frac{\partial t}{\partial n} \right)_2 = \frac{C_\alpha C_l}{C_\lambda} \alpha_2 \Delta t_2 \Rightarrow \frac{C_\alpha C_l}{C_\lambda} = 1 \Rightarrow \frac{\alpha_1 l_1}{\lambda_1} = \frac{\alpha_2 l_2}{\lambda_2} \Rightarrow Nu = \frac{\alpha l}{\lambda}$$



# TIÊU CHUẨN ĐỒNG DẠNG

- Các tiêu chuẩn đồng dạng trong trao đổi nhiệt đối lưu ổn định:

$$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda}; \quad Re = \frac{\omega l}{\nu}; \quad Gr = \frac{g \beta l^3 \Delta t}{\nu^2}; \quad Pr = \frac{\nu}{a}$$

- Nếu 2 hiện tượng vật lý đồng dạng thì các tiêu chuẩn đồng dạng cùng tên có giá trị bằng nhau.



# KÍCH THƯỚC XÁC ĐỊNH

- Là kích thước đặc trưng cho quá trình trao đổi nhiệt (tổng quát là quá trình bất kỳ).
- Tùy trường hợp có thể **chọn** khác nhau:
  - **Đối lưu tự nhiên**:  $l$  là chiều cao của ống hoặc tấm đặt đứng.
  - **Đối lưu cưỡng bức**: là đường kính trong của ống hoặc khoảng cách giữa 2 vách cứng song song.

*Trường hợp ống có tiết diện bất kỳ:*

$$d_{td} = \frac{4F}{U} \quad [m]$$



# NHIỆT ĐỘ XÁC ĐỊNH

- Là giá trị nhiệt độ dùng để xác định các đại lượng vật lý như  $\lambda$ ,  $C$ ,  $\rho$ ,  $\beta$ ...
- Nhiệt độ xác định có thể **chọn** khác nhau:
  - Nhiệt độ của chất lỏng:  $t_f$ ;
  - Nhiệt độ bề mặt vách:  $t_w$ ;
  - Nhiệt độ trung bình:  $t_m = 0,5(t_w + t_f)$
- Nhiệt độ xác định được ký hiệu luôn vào tiêu chuẩn đồng dạng:  $Re_f$ ,  $Re_w$ ,  $Nu_f$ ...





# PHƯƠNG TRÌNH TIÊU CHUẨN

- Là phương trình nêu lên mối quan hệ giữa các tiêu chuẩn **cần xác định** và **tiêu chuẩn xác định**.
- **Tiêu chuẩn cần xác định**: là tiêu chuẩn chứa đại lượng cần tìm (ví dụ Nu chứa  $\alpha$  trong trao đổi nhiệt đối lưu)
- **Tiêu chuẩn xác định**: là các tiêu chuẩn còn lại.
- Phương trình tiêu chuẩn trong trao đổi nhiệt đối lưu thường có dạng:



Trường ĐHBK Hà nội - Viện KH&CN Nhiệt-Lạnh - Bộ môn Kỹ thuật nhiệt  
Đ/c: Phòng 201 nhà C7 ĐHBK Hà nội      ĐT: (04) 8.692.333

---

# TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỔI LƯU TỰ NHIÊN



# ĐỔI LƯU TỰ NHIÊN

- Là quá trình trao đổi nhiệt thực hiện khi chất lỏng hay chất khí chuyển động tự nhiên.
- Nguyên nhân gây ra chuyển động tự nhiên là chênh lệch mật độ giữa những vùng có nhiệt độ khác nhau.
- Chuyển động tự nhiên phụ thuộc và bản chất của chất lỏng hoặc khí và độ chênh nhiệt độ.
- Đổi lưu tự nhiên có thể xảy ra trong không

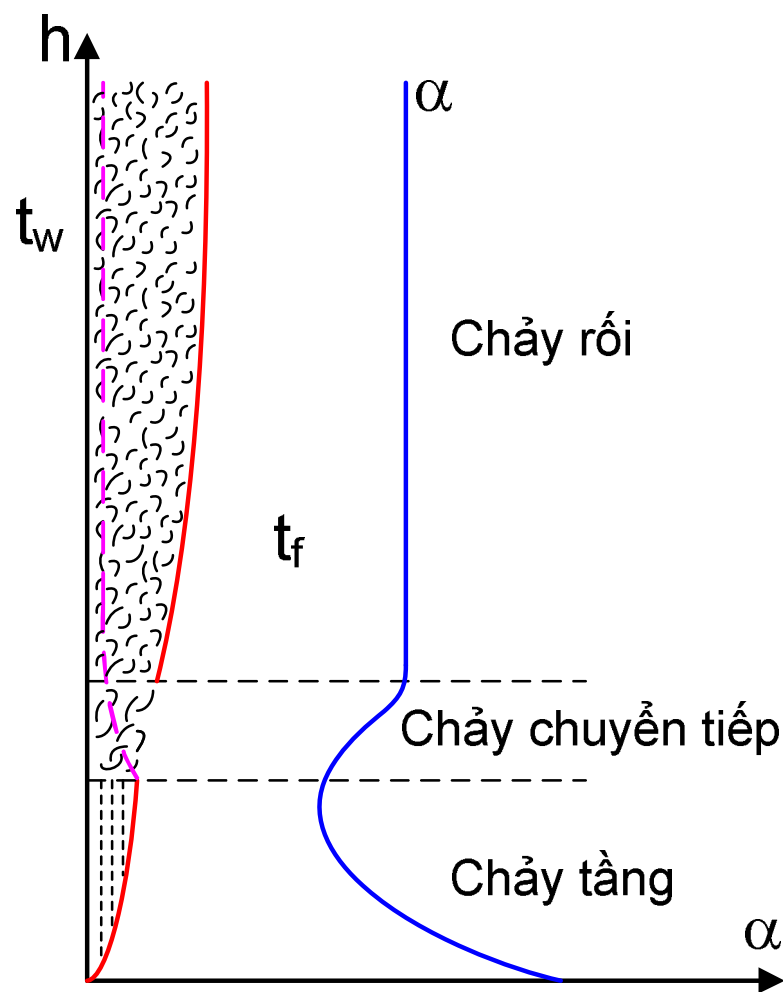


# ĐÔI LƯU TỰ NHIÊN TRONG KHÔNG GIAN VÔ HẠN

- **Không gian vô hạn**: đủ lớn để trong đó quá trình đốt nóng hoặc làm nguội chất lỏng hay chất khí **xảy ra độc lập**.
- Xét 2 dạng không gian vô hạn: ống hoặc tấm phẳng **đặt đứng** và ống hoặc tấm phẳng **đặt nằm ngang**.



# ĐÔI LƯU TỰ NHIÊN TRONG KHÔNG GIAN VÔ HẠN





# ĐÔI LƯU TỰ NHIÊN TRONG KHÔNG GIAN VÔ HẠN

- Ống hoặc tấm đặt đứng
- Chế độ chảy tầng ( $10^3 < (Gr_f Pr_f) < 10^9$ )

$$Nu_f = 0,76 (Gr_f Pr_f)^{0,25} \left( \frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25}$$

- Chế độ chảy rối ( $(Gr_f Pr_f) > 10^9$ )

$$Nu_f = 0,15 (Gr_f Pr_f)^{0,33} \left( \frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25}$$



# ĐÔI LƯU TỰ NHIÊN TRONG KHÔNG GIAN VÔ HẠN

- Ống hoặc tấm đặt ngang ( $10^3 < (Gr_f Pr_f) < 10^9$ )

$$Nu_f = 0,5 (Gr_f Pr_f)^{0,25} \left( \frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25}$$

- Nhiệt độ xác định:  $t_f$
- Kích thước xác định:
  - Ống, tấm đặt đứng là **chiều cao**
  - Ống nằm ngang là **đường kính ngoài**
  - Tấm nằm ngang là **chiều rộng**



# ĐÔI LƯU TỰ NHIÊN TRONG KHÔNG GIAN VÔ HẠN

- Với tấm nằm ngang:
  - Bề mặt nóng quay lên trên  $\alpha$  tăng 30% so với công thức
  - Bề mặt nóng quay xuống dưới  $\alpha$  giảm 30% so với công thức
- Hệ số hiệu chỉnh chiều dòng nhiệt  $\left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25}$
- Với chất khí:  $\left(\frac{Pr_f}{Pr_w}\right)^{0,25} \approx 1$



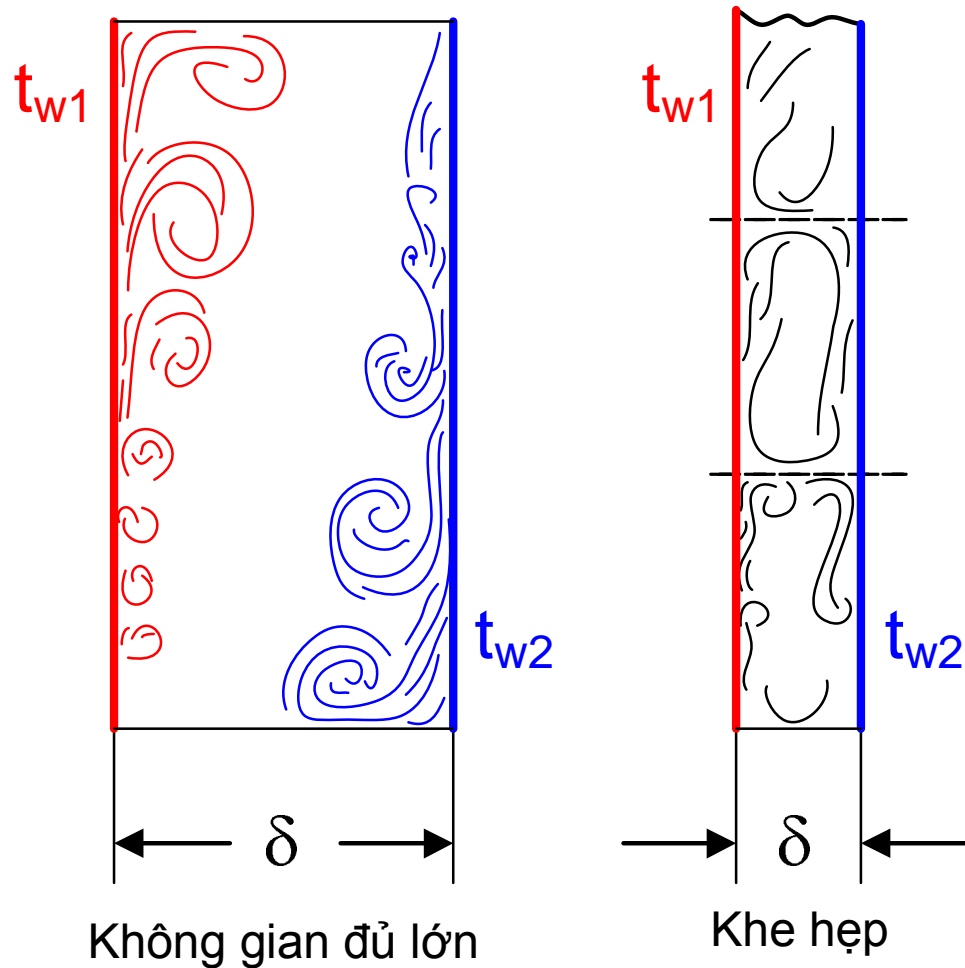


# ĐÔI LƯU TỰ NHIÊN TRONG KHÔNG GIAN HỮU HẠN

- **Không gian hữu hạn:** quá trình đốt nóng hoặc làm nguội chất lỏng hay chất khí có ảnh hưởng lẫn nhau.
- Các dạng không gian hữu hạn:
  - Khe hẹp thẳng đứng
  - Khe hẹp nằm ngang
  - Khe hình xuyên
  - ...



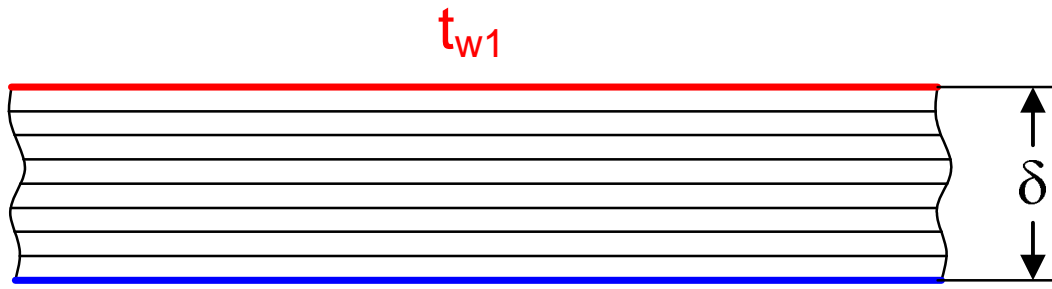
# KHE HẸP GIỮA 2 VÁCH SONG SONG THẲNG ĐỨNG



$$t_{w1} > t_{w2}$$

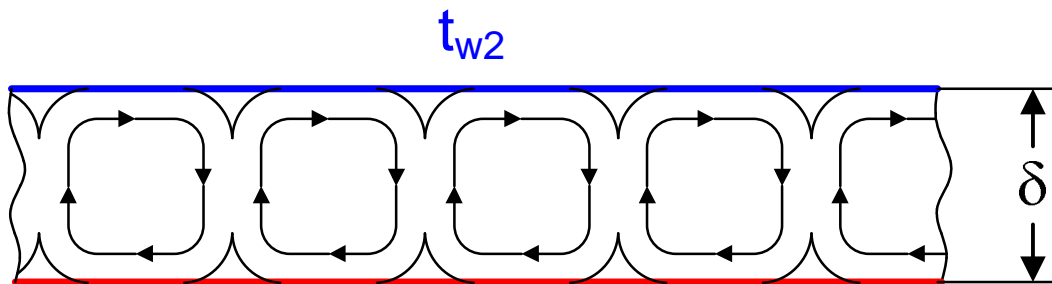


# KHE HẸP GIỮA 2 VÁCH SONG SONG NẪM NGANG



$t_{w2}$   
Bề mặt nóng phía trên

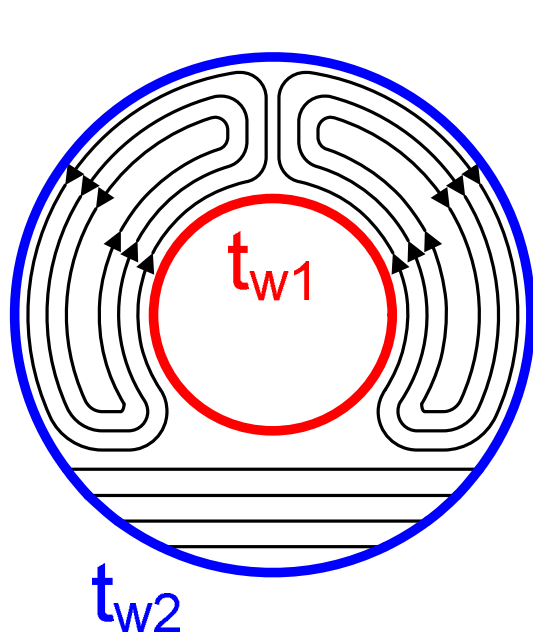
$$t_{w1} > t_{w2}$$



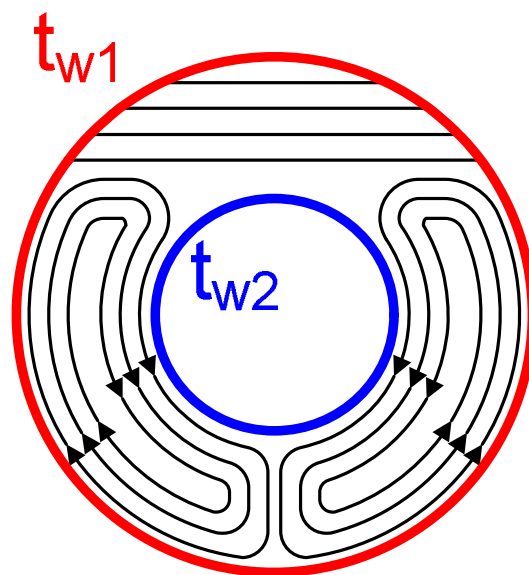
$t_{w1}$   
Bề mặt nóng phía dưới



# KHE HỢP HÌNH XUYÊN



Bề mặt nóng phía trong



Bề mặt nóng phía ngoài

$$t_{w1} > t_{w2}$$



# TÍNH TOÁN ĐÔI LƯU TỰ NHIÊN TRONG KHÔNG GIAN HỮU HẠN

- Coi quá trình là **dẫn nhiệt**:

$$q = \frac{\lambda_{td}}{\delta} (t_{w1} - t_{w2}) \quad \lambda_{td} = \varepsilon_{dl} \lambda$$

- Khi  $10^3 < (Gr_f Pr_f) < 10^6$

$$\varepsilon_{dl} = 0,105 (Gr_f Pr_f)^{0,3}$$

- Khi  $10^6 < (Gr_f Pr_f) < 10^{10}$

$$\varepsilon_{dl} = 0,40 (Gr_f Pr_f)^{0,2}$$

- Kích thước xác định  $\delta$ ;
- Nhiệt độ xác định:

$$t_f = 0,5 (t_{w1} + t_{w2})$$



Trường ĐHBK Hà nội - Viện KH&CN Nhiệt-Lạnh - Bộ môn Kỹ thuật nhiệt  
Đ/c: Phòng 201 nhà C7 ĐHBK Hà nội      ĐT: (04) 8.692.333

---

# TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỔI LƯU CƯỜNG BỨC



# ĐỔI LƯU CƯỜNG BỨC

- Là quá trình trao đổi nhiệt thực hiện nhờ sự chuyển động cưỡng bức của chất lỏng hay khí.
- Các trường hợp trao đổi nhiệt đối lưu cưỡng bức:
  - Chảy trong ống
  - Chảy ngoài 1 ống
  - Chảy ngoài 1 chùm ống



# TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU CƯỜNG BỨC, CHẢY TÀNG TRONG ỐNG

- Chế độ chảy tầng:  $Re < 2300$
- Đối lưu tự nhiên có ảnh hưởng lớn
- Hệ số toả nhiệt thay đổi dọc theo chiều dài ống
- Hệ số toả nhiệt trung bình sẽ ổn định từ khoảng cách  $l > 50d$  ( $d$  - đường kính trong của ống)





# TRAO ĐỔI NHIỆT ĐÔI LƯU CƯỜNG BỨC, CHẢY TÀNG TRONG ỐNG

- Công thức thực nghiệm của M.A. Mikheev:

$$Nu_f = 0,15 Re_f^{0,33} Pr_f^{0,43} Gr_f^{0,1} \left( \frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \varepsilon_l \varepsilon_R$$

- Đối với không khí:

$$Nu_f = 0,13 Re_f^{0,33} Gr_f^{0,1} \varepsilon_l \varepsilon_R$$

- Hệ số hiệu chỉnh chiều dài ống (bảng 6.1)
- Hệ số hiệu chỉnh tính đến độ cong của ống

$$\varepsilon_R = 1 + 1,77 \frac{d}{R}$$



# TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU CƯỜNG BỨC, CHẢY RỐI TRONG ỒNG

*Chế độ chảy rối, đối lưu tự nhiên hầu như không ảnh hưởng đến trao đổi nhiệt.*

- Công thức thực nghiệm của M.A. Mikheev

(với  $Re > 10^4$ ):

$$Nu_f = 0,021 Re_f^{0,8} Pr_f^{0,43} \left( \frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \varepsilon_l \varepsilon_R$$

- Đối với không khí:

$$Nu_f = 0,018 Re_f^{0,8} \varepsilon_l \varepsilon_R$$

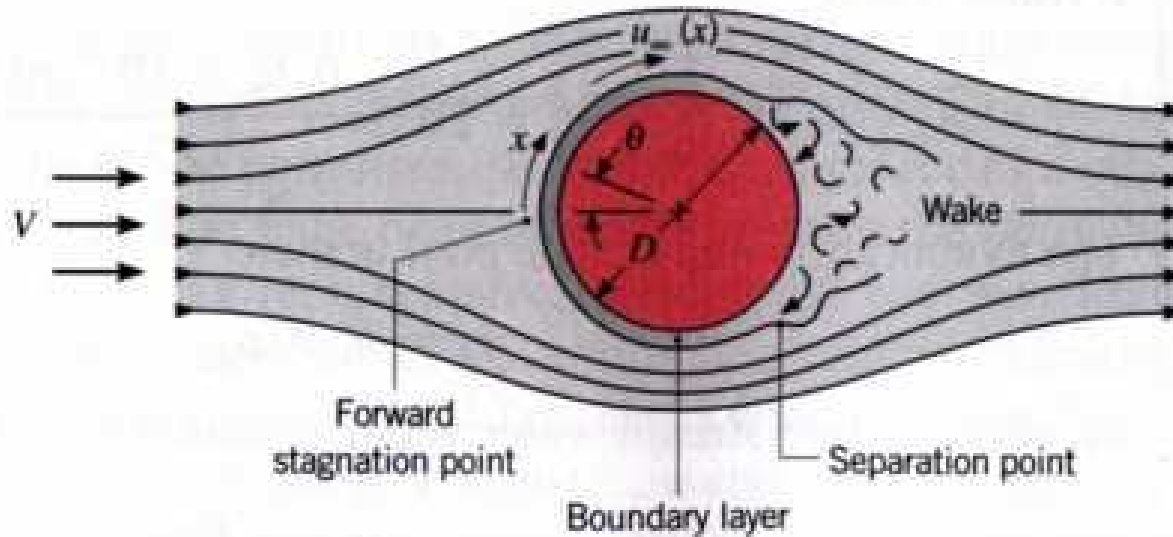


# TRAO ĐÔI NHIỆT ĐÔI LƯU CƯỜNG BỨC, CHẢY NGANG QUA 1 ỐNG

- $Re < 5$ , toàn bộ bề mặt ống được bao bởi chất lỏng (hình 6.3a – Tr. 143)
- $Re > 5$ , chỉ có 1 phần bề mặt ống được bao bởi chất lỏng, phần còn lại nằm trong vùng xoáy (hình 6.3b, c – Tr. 143)
- Hệ số toả nhiệt quanh bề mặt ống thay đổi theo hình 6.4 – Tr. 143.



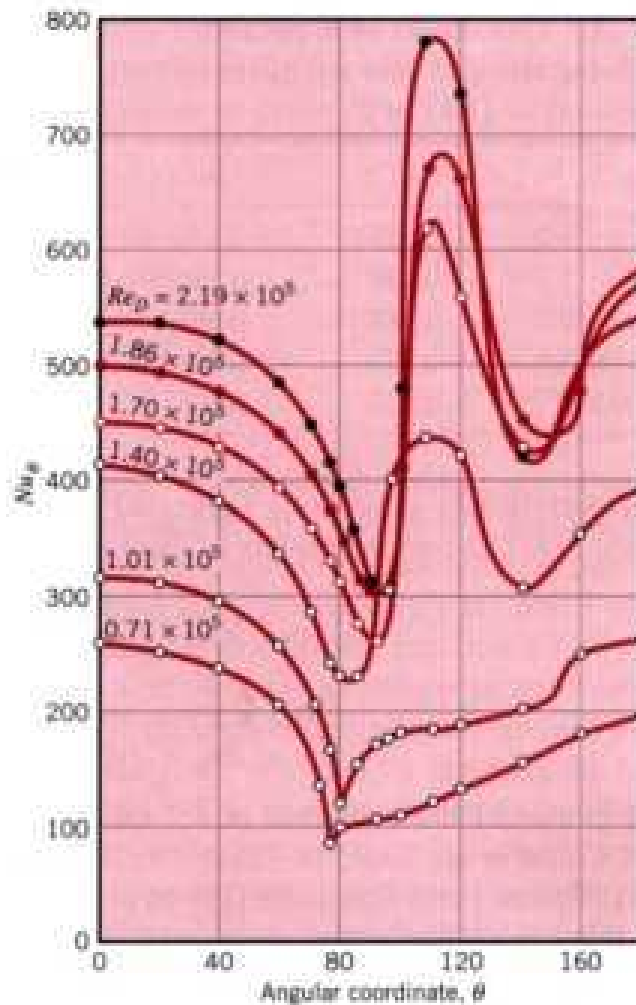
# TRAO ĐỔI NHIỆT ĐÔI LƯU CƯỜNG BỨC, CHẢY NGANG QUA 1 ỒNG



**FIGURE 7.5** Boundary layer formation and separation on a circular cylinder in cross flow.



# TRAO ĐỔI NHIỆT ĐÔI LƯU CƯỜNG BỨC, CHẢY NGANG QUA 1 ỒNG



**FIGURE 7.9**  
Local Nusselt number for airflow normal to a circular cylinder.  
Adapted with permission from W. H. Giedt, *Trans. ASME*, 71, 375, 1949.



# TÍNH TOÁN TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU CƯỜNG BỨC, NGANG QUA 1 ỒNG

- Khi  $10^3 < Re_f < 2 \cdot 10^5$

$$Nu_f = 0,25 Re_f^{0,6} Pr_f^{0,38} \left( \frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \varepsilon_\varphi$$

- Với không khí:

$$Nu_f = 0,216 Re_f^{0,6} \varepsilon_\varphi$$

- Khi  $5 < Re_f < 10^3$

$$Nu_f = 0,5 Re_f^{0,5} Pr_f^{0,38} \left( \frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \varepsilon_\varphi$$

- Với không khí:

$$Nu_f = 0,43 Re_f^{0,5} \varepsilon_\varphi$$



# TÍNH TOÁN TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU CƯỜNG BỨC, NGANG QUA 1 ỒNG

- **Kích thước xác định:** là đường kính ngoài của ống.
- **Nhiệt độ xác định:** là nhiệt độ chất lỏng  $t_f$ .
- **Hệ số ảnh hưởng của góc va đập** (góc tới) của dòng  $\varepsilon_\varphi$  (tra theo đồ thị hình 6.5 – Tr. 144).



# TRAO ĐÔI NHIỆT ĐÔI LƯU CƯỜNG BỨC, CHẢY NGANG QUA CHÙM ỐNG

- Các trường hợp chòm ống:
  - Bố trí song song;
  - Bố trí so le.
- Đặc tính của chòm ống:
  - Bước ống ngang tương đối  $s_1/d$ ;
  - Bước ống dọc tương đối  $s_2/d$ .





# TRAO ĐÔI NHIỆT ĐÔI LƯU CƯỜNG BỨC, CHẢY NGANG QUA CHÙM ỐNG

- Các trường hợp cụm ống:
  - Bố trí song song;
  - Bố trí so le.
- Đặc tính của cụm ống:
  - Bước ống ngang tương đối  $s_1/d$ ;
  - Bước ống dọc tương đối  $s_2/d$ .



# TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU CƯỜNG BỨC, CHẢY NGANG QUA CHÙM ỐNG

Từ dãy ống thứ 3 trở đi, hệ số toả nhiệt đối lưu  $\alpha$  bắt đầu ổn định.

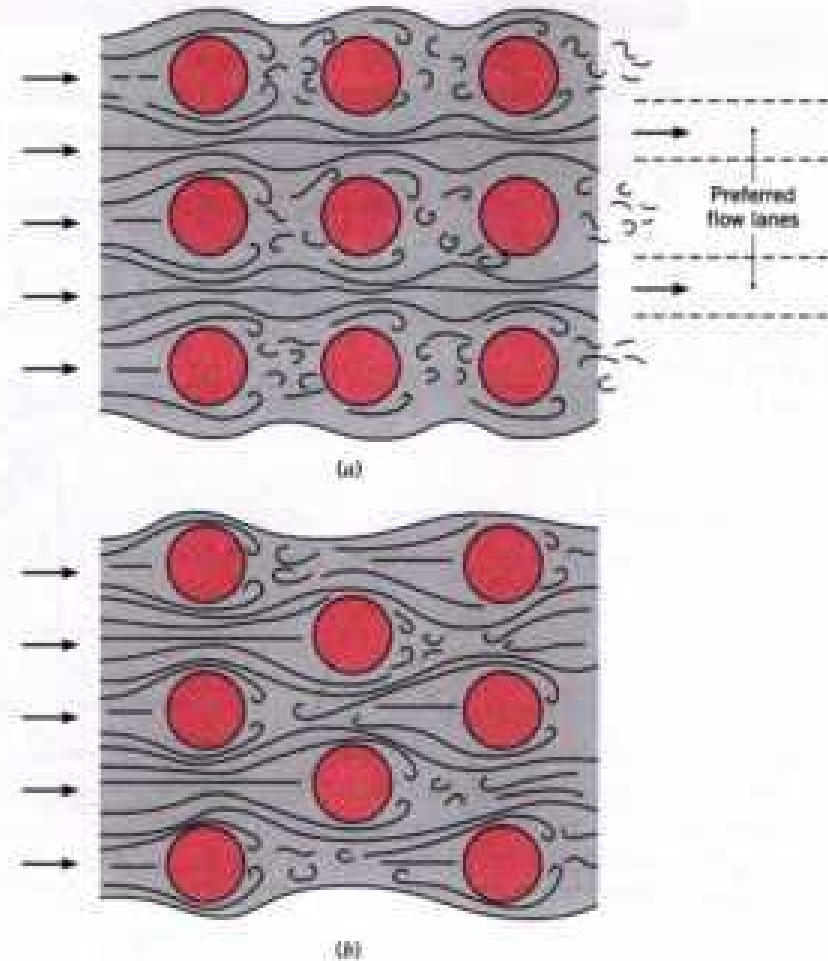


FIGURE 7.12 Flow conditions for (a) aligned and (b) staggered tubes.



# TÍNH TOÁN TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU CƯỜNG BỨC, NGANG QUA CHÙM ỐNG

- Khi  $10^3 < Re_f < 10^5$

- Với chùm ống song song:

$$Nu_f = 0,26 Re_f^{0,65} Pr_f^{0,35} \left( \frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \varepsilon_\varphi \varepsilon_s$$

Với không khí:  $Nu_f = 0,21 Re_f^{0,65} \varepsilon_\varphi \varepsilon_s$

- Với chùm ống so le:

$$Nu_f = 0,41 Re_f^{0,6} Pr_f^{0,33} \left( \frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0,25} \varepsilon_\varphi \varepsilon_s$$

Với không khí:  $Nu_f = 0,37 Re_f^{0,6} \varepsilon_\varphi \varepsilon_s$



# TÍNH TOÁN TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỐI LƯU CƯỜNG BỨC, NGANG QUA CHÙM ỐNG

- **Kích thước xác định:** là đường kính ngoài của ống.
- **Nhiệt độ xác định:** là nhiệt độ chất lỏng  $t_f$ .
- **Tốc độ xác định:** là tại tiết diện hẹp nhất.
- **Hệ số ảnh hưởng của góc va đập (góc tới) của dòng  $\varepsilon_\varphi$**
- **Hệ số ảnh hưởng bước ống  $\varepsilon_s$**



# HỆ SỐ ẢNH HƯỞNG BƯỚC ỐNG

- Với chùm ống song song:

$$\varepsilon_s = \left( \frac{s_2}{d} \right)^{0,15}$$

- Với chùm ống so le:

- Khi  $s_1/s_2 < 2$

$$\varepsilon_s = \left( \frac{s_1}{s_2} \right)^{1/6}$$

- Khi  $s_1/s_2 \geq 2$

$$\varepsilon_s = 1,12$$



# ĐỐI VỚI DÂY ỐNG THỨ 1 VÀ 2

- Với chùm ống song song:

$$\alpha_1 = 0,6\alpha_3; \quad \alpha_2 = 0,9\alpha_3$$

- Với chùm ống so le:

$$\alpha_1 = 0,6\alpha_3; \quad \alpha_2 = 0,7\alpha_3$$

- Hệ số tỏa nhiệt trung bình của chùm ống

$$\alpha = \frac{\alpha_1 + \alpha_2 + (n - 2)\alpha_3}{n}$$



Trường ĐHBK Hà nội - Viện KH&CN Nhiệt-Lạnh - Bộ môn Kỹ thuật nhiệt  
Đ/c: Phòng 201 nhà C7 ĐHBK Hà nội      ĐT: (04) 8.692.333

---

# TRAO ĐỔI NHIỆT ĐỔI LƯU KHI CÓ BIẾN ĐỔI PHA



# ĐỔI LƯU KHI CÓ BIẾN ĐỔI PHA

- Là quá trình trao đổi nhiệt đối lưu trong đó có sự biến đổi chất lỏng thành hơi hoặc hơi thành chất lỏng.
- Trao đổi nhiệt khi lỏng chuyển thành hơi gọi là trao đổi nhiệt khi sôi, ngược lại là trao đổi nhiệt khi ngưng.
- Hệ số trao đổi nhiệt  $\alpha$  khi có biến đổi pha lớn hơn rất nhiều so với đối lưu một pha.





# ĐỔI LƯU KHI SÔI

- Điều kiện để có quá trình sôi:
  - Chất lỏng phải được quá nhiệt ( $t > t_s$ )
  - Phải có các tâm sinh hơi (hạt bụi, bọt khí, chỗ lồi lõm trên bề mặt vật rắn).
- **Sôi thể tích**: toàn bộ khối chất lỏng phải được quá nhiệt (giảm áp suất, nguồn nhiệt thể tích trong chất lỏng).
- **Sôi bề mặt**: lớp chất lỏng sát bề mặt vật rắn phải được quá nhiệt.



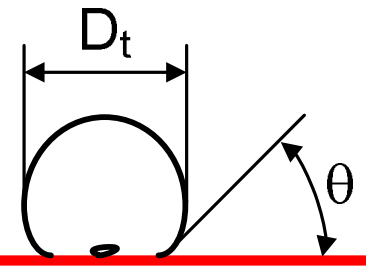
# SỰ HÌNH THÀNH, LỚN LÊN VÀ TÁCH LY CÁC BỌT HƠI

- Bán kính tâm sinh hơi:

$$R_0 = \frac{2\sigma T_s}{r\rho_h\Delta t} \quad [m];$$

$$\sigma [N/m]; \quad T_s [K]; \quad \Delta t = t_w - t_s [K];$$

$$r [J/kg]; \quad \rho_h [kg/m^3]$$



- Đường kính tách ly bọt:

$$D_t = 0,0205 \theta \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_f - \rho_h)}} \quad [m]$$

- Tần số sinh hơi:

$$f = \frac{1}{\tau} \quad [s^{-1}]$$

- Với mỗi chất lỏng:

$$fD_t = const$$



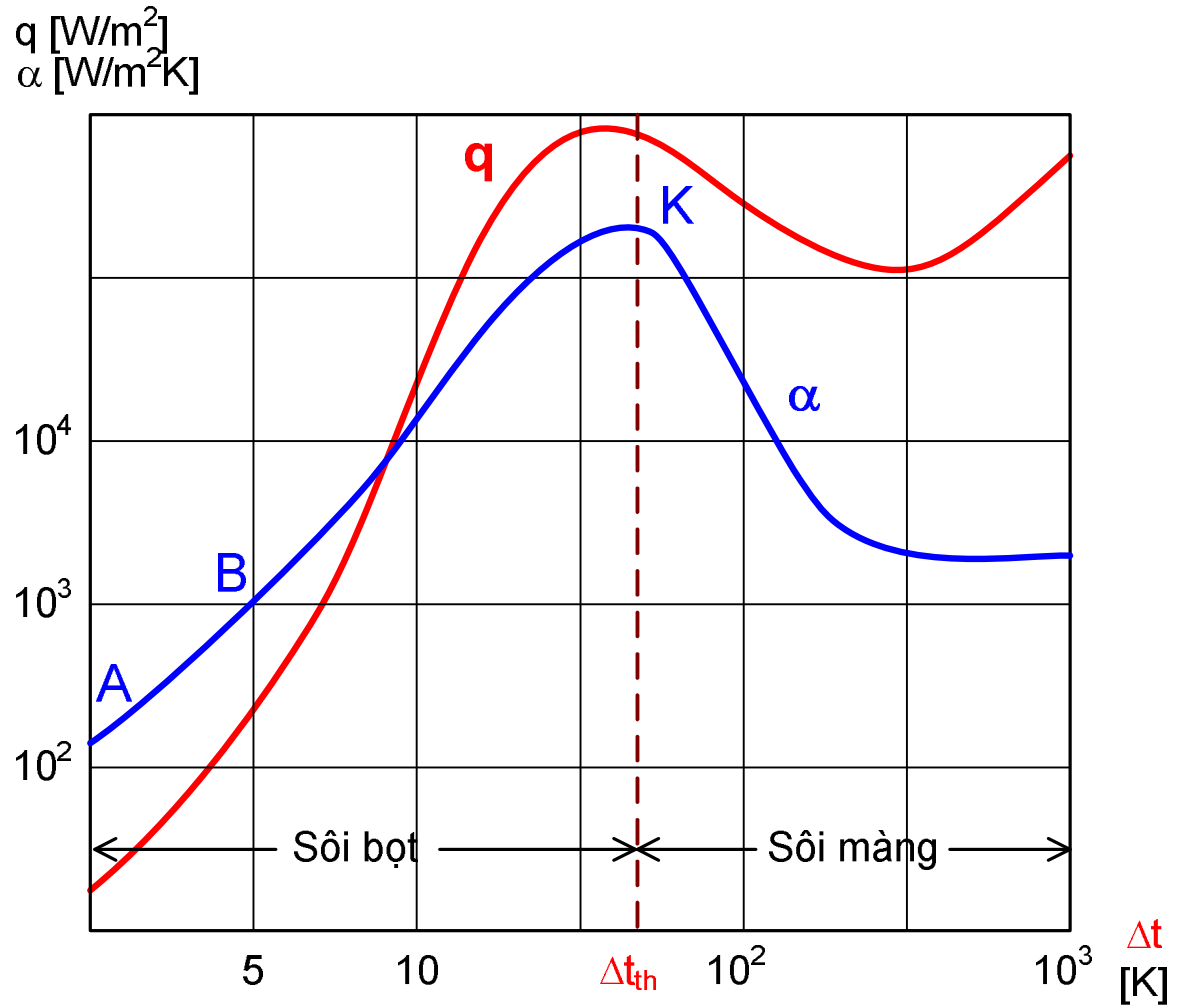
# CHẾ ĐỘ SÔI BỌT, SÔI MÀNG

- **Sôi bọt**: các bọt hơi sinh ra, lớn lên rồi tách khỏi bề mặt đốt (bề mặt gia nhiệt).
- **Sôi màng**: các bọt hơi sinh ra, liên kết với nhau thành màng, lớn lên rồi tách khỏi bề mặt gia nhiệt. Các màng hơi ngăn chất lỏng tiếp xúc với vách →  $\alpha_{\text{bọt}} > \alpha_{\text{màng}}$ .
- Sự hình thành và tách ly của các bọt, màng hơi gây sự xáo trộn mạnh → tăng hệ số trao đổi nhiệt đối lưu  $\alpha$



# ÁNH HƯỞNG CỦA ĐỘ QUÁ NHIỆT ĐẾN TRAO ĐỔI NHIỆT KHÍ SÔI

- AB - chủ yếu là đối lưu tự nhiên.
- BK - sôi bọt là chủ yếu.
- K là điểm chuyển tiếp giữa sôi bọt và sôi màng (điểm tới hạn  $\Delta t_{th}$ ,  $\alpha_{th}$ ,  $q_{th}$ ).
- Cần duy trì chế độ sôi bọt  $\rightarrow \Delta t < \Delta t_{th}$





# TÍNH TOÁN TRAO ĐỔI NHIỆT KHI SÔI

- Với H<sub>2</sub>O, chế độ sôi bọt,  $p = 0,2 \div 80$  bar  
(công thức của M.A. Mikheev)

$$\alpha = 3,15 p^{0,15} q^{0,7} \quad [\text{W/m}^2 \text{K}]$$

$$\alpha = 46 \Delta t^{2,33} p^{0,5} \quad [\text{W/m}^2 \text{K}]$$

- $p$  là áp suất tuyệt đối [bar]
- $q$  là mật độ dòng nhiệt [ $\text{W/m}^2$ ]
- $\Delta t = t_w - t_s$  là độ quá nhiệt [K]



# TÍNH TOÁN TRAO ĐỔI NHIỆT KHI SÔI

- Cần đảm bảo dòng nhiệt nhỏ hơn dòng nhiệt tới hạn:

$$q_{th} = 0,14r \sqrt[4]{\sigma g \rho_h^2 (\rho_f - \rho_h)}$$

- $r$  là nhiệt hoá hơi [J/kg]
- $\sigma$  là sức căng bề mặt [N/m]
- $g = 9,81$  là gia tốc trọng trường [m/s<sup>2</sup>]
- $\rho_f, \rho_h$  là khối lượng riêng của pha lỏng và pha hơi [Kg/m<sup>3</sup>]



# ĐỔI LƯU KHI NGƯNG

- Là quá trình trao đổi nhiệt trong đó hơi ngưng tụ lại thành lỏng. Thường gặp quá trình ngưng trên bề mặt vật rắn.
- Điều kiện để ngưng:
  - Nhiệt độ  $t_w < t_s$
  - Có các tâm ngưng tụ (hạt bụi, bọt khí, chỗ lồi lõm của bề mặt)
- Chế độ ngưng: ngưng giọt, ngưng màng.



# ĐỔI LƯU KHI NGỪNG

- **Ngưng giọt:**
  - Không ổn định, xảy ra rất ngắn,
  - Có hệ số trao đổi nhiệt lớn (15 – 20 lần so với ngưng màng) vì hơi được tiếp xúc trực tiếp với bề mặt trao đổi nhiệt.
- **Ngưng màng:**
  - Ổn định,
  - Hệ số trao đổi nhiệt nhỏ, phụ thuộc vào chiều dày màng ngưng.





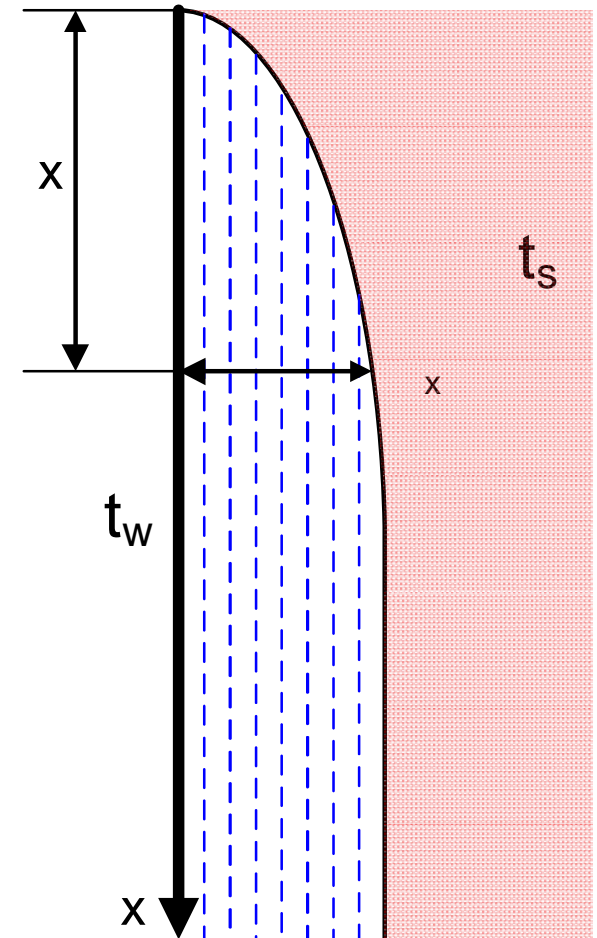
# QUÁ TRÌNH NGƯNG MÀNG TRÊN BÊ MẶT THẲNG ĐỨNG

- Xét quá trình toả nhiệt khi màng ngưng chảy tầng:

$$\left. \begin{aligned} q &= \frac{\lambda}{\delta_x} (t_s - t_w) \quad [W / m^2] \\ q &= \alpha_x (t_s - t_w) \quad [W / m^2] \end{aligned} \right\} \Rightarrow \alpha_x = \frac{\lambda}{\delta_x}$$

- Giải phương trình chuyển động của màng nước ngưng theo hướng x:

$$\delta_x = \sqrt[4]{\frac{4\lambda v (t_s - t_w) x}{r\rho g}} \quad [m]$$



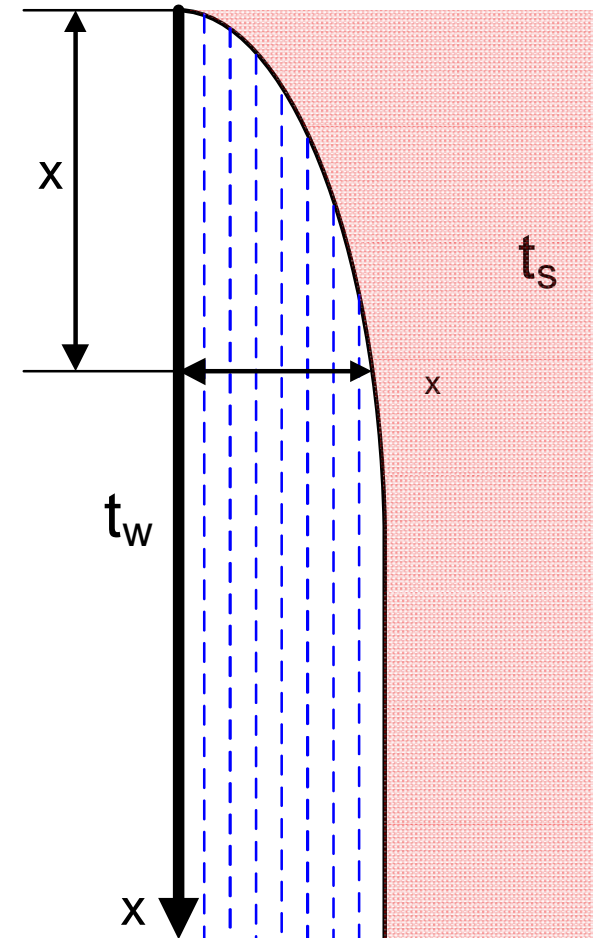


# QUÁ TRÌNH NGƯNG MÀNG TRÊN BÊ MẶT THẲNG ĐỨNG

- Hệ số toả nhiệt trung bình dọc theo ống hoặc tấm đặt đứng có chiều cao  $h$ :

$$\alpha_d = \frac{1}{h} \int_0^h \alpha_x dx = \frac{1}{h} \int_0^h \frac{\lambda}{\delta_x} dx$$

$$\alpha_d = 0,943 \sqrt[4]{\frac{g \rho r \lambda^3}{\nu (t_s - t_w) h}} \quad [W / m^2 K]$$





# QUÁ TRÌNH NGƯNG MÀNG TRÊN BÊ MẶT NGHIÊNG VÀ NẰM NGANG

- Với ống nghiêng một góc  $\varphi$  so với phương thẳng đứng:

$$\alpha_{ngh} = \alpha_d \sqrt[4]{\cos \varphi}$$

- Với ống nằm ngang:

$$\alpha_{ng} = 0,72 \sqrt[4]{\frac{g \rho r \lambda^3}{\nu (t_s - t_w) d}} \quad [W / m^2 K]$$



# CÁC YẾU TỐ ẢNH HƯỞNG ĐẾN ĐỐI LƯU KHÍ NGƯNG

- Ảnh hưởng của tốc độ và hướng chuyển động của hơi (công thức chỉ đúng với trường hợp hơi không chuyển động).
- Ảnh hưởng của cách bố trí ống.
- Ảnh hưởng của hơi quá nhiệt: làm tăng  $\alpha$  vì entanpi của hơi quá nhiệt lớn hơn hơi bão hoà khô.
- Ảnh hưởng của trạng thái bề mặt: với bề mặt xù xì,  $\alpha$  có thể giảm 30% so với mặt nhẵn.
- Ảnh hưởng của khí không ngưng:  $\alpha$  giảm do khí không ngưng bám vào bề mặt vách làm tăng nhiệt trở của màng nước ngưng.