

**CHƯƠNG 2****ĐỔI LƯU NHIỆT (CẤP NHIỆT)****Chế độ chuyển động của chất lỏng, khí:**

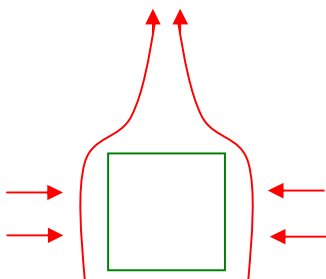
Từ thủy lực học chúng ta biết rằng có 2 chế độ chuyển động :

- Chế độ chảy tầng : xảy ra khi các phần tử chất lỏng, khí có tốc độ nhỏ và chúng chuyển động song song với vách. Trong chế độ chảy tầng, nhiệt truyền đi theo phương vuông góc với hướng dòng chảy và dẫn nhiệt qua lớp chất lỏng hoặc khí là chủ yếu.

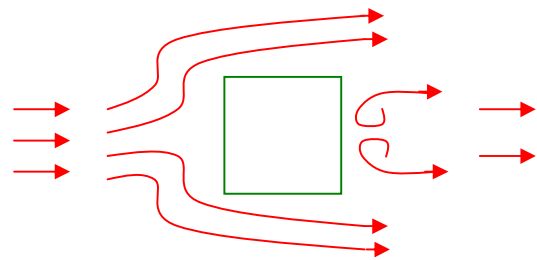
- Chế độ chảy rối : xảy ra khi chất lỏng hoặc khí có tốc độ lớn và hướng tốc độ của các phần tử trong khối chất lỏng hoặc khí không ngừng thay đổi, tuy vậy ở sát vách vẫn có một lớp rất mỏng chất lỏng hoặc khí chảy tầng gọi là lớp biên thủy động. Bởi vì tốc độ của các phần tử chất lỏng hoặc khí theo hướng vuông góc với bề mặt vách sẽ biến đổi nhiều nhất là trong lớp biên nên nó đóng vai trò rất quan trọng trong các quá trình trao đổi nhiệt và cơ học lưu chất.

Nhiệt lượng truyền đi theo phương vuông góc với bề mặt vách trước tiên được thực hiện bằng sự dẫn nhiệt qua lớp biên chảy tầng và sau đó được tăng cường bởi sự xáo trộn của các phần tử chuyển động rối bên trong.

Tốc độ càng tăng, chiều dày lớp biên chảy càng mỏng vì **nhiệt của lớp chất lỏng chảy tầng lớn hơn chảy rối rất nhiều, do đó cường độ toả nhiệt khi chảy rối lớn hơn chảy tầng rất nhiều, tốc độ càng tăng, nhiệt trở lớp biên càng giảm.**



**Hình 2.1 : Chuyển động tự nhiên**



**Hình 2.2 : Chuyển động cưỡng bức**

**2.1. ĐỊNH LUẬT CẤP NHIỆT NEWTON****2.1.1. Phát biểu định luật**

« Một nhiệt lượng  $dQ$  do một bề mặt  $dF$  của vật thể có nhiệt độ  $t_T$  cấp cho môi trường xung quanh có nhiệt độ  $t_L$  (hoặc ngược lại) trong khoảng thời gian  $d\tau$  thì tỷ lệ với hiệu số nhiệt độ giữa vật thể và môi trường ».

**2.2.2. Công thức**

$$dQ = \alpha (t_T - t_L).dF.d\tau \quad (J) \quad (2.1)$$

↙ Công thức Newton

$t_T$ : nhiệt độ của vật thể ( $^{\circ}\text{C}$ )

$t_L$ : nhiệt độ của lưu chất (chất lỏng hoặc khí) ( $^{\circ}\text{C}$ )

$\alpha$ : hệ số cấp nhiệt (hệ số tỷ lệ)

$dF$ : diện tích ( $\text{m}^2$ )

$d\tau$ : thời gian (s)

Nếu quá trình tiến hành trong trạng thái nhiệt ổn định thì phương trình trên có thể viết dưới dạng:

$$Q = \alpha (t_T - t_L).F.\tau \quad (2.1a)$$

→ Ý nghĩa  $\alpha$ : Khi  $F = 1\text{m}^2$ ,  $\tau = 1\text{s}$  và  $t_T - t_L = 1$  thì  $Q = \alpha$

Vậy: Hệ số cấp nhiệt  $\alpha$  là lượng nhiệt do một đơn vị bề mặt của vật thể cấp cho môi trường xung quanh (hay ngược lại nhận nhiệt từ môi trường xung quanh) trong khoảng thời gian 1s và hiệu số nhiệt độ là  $1^{\circ}$ .

→ Thứ nguyên của  $\alpha$  là:  $[\alpha] = \left[ \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \text{h}^{\circ}\text{C}} \right] = \left[ \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{C}} \right]$

Hệ số cấp nhiệt  $\alpha$  phụ thuộc rất nhiều yếu tố:

+ Loại chất tải nhiệt: khí, lỏng, hơi và chế độ chuyển động của chất tải nhiệt (dòng hay xoáy) cũng như tốc độ chuyển động của nó. Nếu tốc độ chất tải nhiệt tăng thì chiều dày của lớp chảy dòng ở sát thành thiết bị sẽ giảm làm cho nhiệt trở giảm nên hệ số cấp nhiệt  $\alpha$  sẽ tăng.

+ Kích thước, hình dạng, vị trí và trạng thái của bề mặt trao đổi nhiệt,...

+ Tính chất vật lý của chất tải nhiệt: độ nhớt, độ dẫn nhiệt, khối lượng riêng, nhiệt dung riêng, áp suất,...

Nếu  $\mu \downarrow$ ,  $\lambda \uparrow$ ,  $\rho \uparrow$ ,  $c \uparrow$  thì  $\alpha \uparrow$ . Như vậy  $\alpha$  còn phụ thuộc vào nhiệt độ vì các tính chất lý học thay đổi theo nhiệt độ.

+ Nhiệt độ của tường.

Vậy  $\alpha$  được xác bằng những yếu tố thủy động lực học, vật lý và hình học. Quan hệ giữa  $\alpha$  với các yếu tố đó rất phức tạp, do đó không thể nêu thành một công thức lý thuyết chung để tìm  $\alpha$  mà chỉ có những công thức thực nghiệm cho từng trường hợp cụ thể riêng.

Hiện nay, phương pháp thực nghiệm vẫn đóng một vai trò quan trọng để cung cấp những số liệu cần thiết cho kỹ thuật. Tuy nhiên việc nghiên cứu bằng thực nghiệm cũng gặp nhiều khó khăn bởi vì quá trình trao đổi nhiệt đối lưu tương đối phức tạp, phụ thuộc nhiều yếu tố. Ngoài ra, phương pháp thực nghiệm còn mang tính cục bộ của từng trường hợp cụ thể, nếu áp dụng lý thuyết đồng dạng, những khó khăn trên có thể giảm đi rất nhiều.

Phương pháp đồng dạng là một phương pháp khoa học, nhờ nó chúng ta có thể đem kết quả nghiên cứu của hiện tượng các biệt suy rộng cho các hiện tượng đồng dạng.

**Các chuẩn số đồng dạng :**

1. Chuẩn số Nuselt (Nu) : đặc trưng cho cường độ trao đổi nhiệt giữa chất tải nhiệt và thành thiết bị.

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda} \quad (2.2)$$

$\alpha$  : hệ số cấp nhiệt (W/m<sup>2</sup>độ)

$\lambda$  : hệ số dẫn nhiệt (W/mđộ)

l : kích thước hình học (m)

(Nếu là ống thì « l » là đường kính ống còn nếu tấm thẳng đứng thì « l » là chiều cao).

2. Chuẩn số Prantl (Pr) : đặc trưng cho tính chất vật lý của chất tải nhiệt.

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{\lambda} \quad (2.3)$$

$C_p$  : nhiệt dung riêng đẳng áp của chất tải nhiệt (J/kg độ)

$\mu$  : độ nhớt của chất tải nhiệt (N.s/m<sup>2</sup>)

$\lambda$  : hệ số dẫn nhiệt (W/m<sup>2</sup> độ)

3. Chuẩn số Reynold (Re) : đặc trưng cho chế độ chuyển động cưỡng bức của chất tải nhiệt.

$$Re = \frac{l \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (2.4)$$

l : kích thước hình học

v : tốc độ chuyển động của chất tải nhiệt (m/s)

$\rho$  : khối lượng riêng của chất tải nhiệt (kg/m<sup>3</sup>)

$\mu$  : độ nhớt của chất tải nhiệt (Ns/m<sup>2</sup>)

4. Chuẩn số Gratkov (Gr): đặc trưng cho chế độ chuyển động trong đối lưu tự nhiên.

$$Gr = \frac{g \cdot l^3}{\gamma^2} \cdot \beta \cdot \Delta t \quad \gamma = \frac{\mu}{\rho} \quad (2.5)$$

$g$ : gia tốc trọng trường ( $m/s^2$ )

$l$ : kích thước hình học (m)

$\gamma$ : độ nhớt động lực học ( $m^2/s$ )

$\mu$ : độ nhớt của chất tải nhiệt ( $Ns/m^2$ )

$\rho$ : khối lượng riêng của chất tải nhiệt ( $kg/m^3$ )

$\beta$ : hệ số giãn nở thể tích theo nhiệt độ của chất tải nhiệt ( $1/^\circ C$ )

$\Delta t$ : hiệu số nhiệt độ giữa thành thiết bị và môi trường ( $^\circ C$ )

Dựa vào ý nghĩa của các chuẩn số trên, ta có thể thành lập 1 phương trình chuẩn số tổng quát đặc trưng cho quá trình đặc trưng cho quá trình trao đổi nhiệt đối lưu:

$$Nu = f(Re, Pr, Gr)$$

Tuỳ trường hợp cụ thể mà phương trình trên có thể đơn giản hơn.

+ Nếu là đối lưu tự nhiên, ta không xét đến chuẩn số Re:

$$Nu = f(Pr, Gr)$$

+ Nếu là đối lưu cưỡng bức, ta không xét đến chuẩn số Gr:

$$Nu = f(Re, Pr)$$

+ Nếu nghiên cứu sự trao đổi nhiệt của các khí có nguyên tử đồng nhất thì chuẩn số Pr có thể coi là một đại lượng không đổi (sự biến đổi chuẩn số Pr theo nhiệt độ rất ít)..

▪ Nếu là đối lưu tự nhiên:  $Nu = f(Gr)$

▪ Nếu là đối lưu cưỡng bức:  $Nu = f(Re)$

Qua thực nghiệm, các chuẩn số trên thường được biểu diễn dưới dạng hàm số mũ:

$$Nu = C \cdot Re^k \cdot Pr^m \cdot Gr^n$$

$C, k, m, n$  là những hằng số xác định bằng thực nghiệm.

Khi biết chuẩn số Nu, ta có thể xác định được hệ số cấp nhiệt  $\alpha$  theo công thức:

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{l} \quad (2.2a)$$

### Chú ý:

Khi sử dụng các kết quả thực nghiệm của phương trình chuẩn số cần chú ý đến việc chọn nhiệt độ xác định và kích thước xác định.

▪ Nhiệt độ xác định: là nhiệt độ được dùng để chọn các thông số vật lý trong các chuẩn số đồng dạng. Có nhiều cách chọn nhưng phổ biến nhất có 3 dạng: nhiệt độ vách  $t_T$ , nhiệt độ trung bình của chất lỏng (khí)  $t_L$  và nhiệt độ trung bình của lớp biên  $t_{tb} = 0,5(t_T + t_L)$ . Trên các chuẩn số đồng dạng thường có ghi rõ điều này.

VD:  $Re_L$  là chuẩn số mà thông số vật lý chọn theo  $t_L$ .

▪ Kích thước xác định: là kích thước có ảnh hưởng chính đến quá trình trao đổi nhiệt và được đưa vào sử dụng trong các chuẩn số đồng dạng. Tùy theo đặc điểm của quá trình trao đổi nhiệt cụ thể mà kích thước này có thể khác nhau.

Vì hệ số cấp nhiệt  $\alpha$  là một đại lượng rất phức tạp nên ta không thể tiến hành thí nghiệm để thiết lập 1 công thức tổng quát được mà chỉ xác định hệ số cấp nhiệt  $\alpha$  đối với từng trường hợp cụ thể riêng biệt đối với mỗi thiết bị riêng biệt. Sau đây là một số công thức thực nghiệm phổ biến dùng để xác định hệ số cấp nhiệt.

## 2.2. CÁC CÔNG THỨC THỰC NGHIỆM VỀ CẤP NHIỆT

### 2.2.1. Cấp nhiệt đối lưu tự nhiên

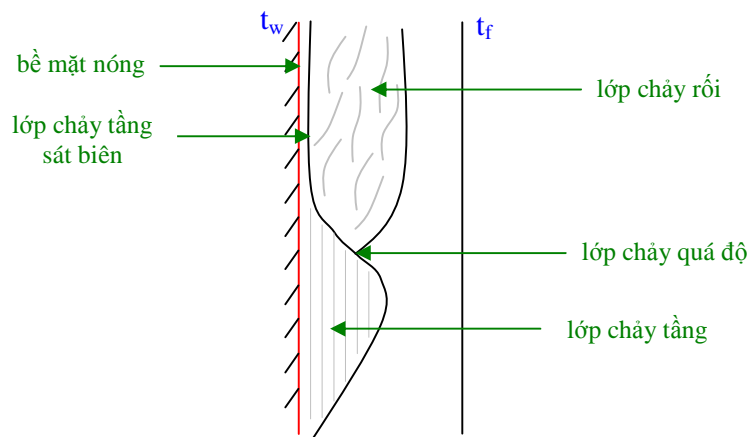
#### 2.2.1.1. Cấp nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian vô hạn

Không gian vô hạn là không gian chứa lưu thể có kích thước đủ lớn để cho dòng lưu thể chuyển động tự nhiên không bị cản trở bởi một vật khác hoặc một dòng lưu thể chuyển động tự nhiên khác.

**VD:** - Làm nguội vật nung trong không khí

- Tồn thất nhiệt trên các ống dẫn hơi, các tường lò nung, lò hơi vào môi trường không khí xung quanh.

➤ Vách nóng thẳng đứng:



**Hình 2.3: Đối lưu tự nhiên của vách nóng thẳng đứng**

Lớp không khí tiếp xúc với tường tăng nhiệt độ, nổi lên và tiếp tục truyền nhiệt cho lớp không khí bên ngoài nhưng nhiệt độ của lớp ngoài luôn luôn nhỏ hơn nhiệt độ lớp trong nên nổi ít hơn.

Khi lên cao, lượng nhiệt truyền cho nó càng lớn nên vận tốc càng tăng nhưng vẫn còn chảy tầng.

Càng lên cao nữa, vận tốc càng lớn, do đó chuyển sang chảy rối, chỉ còn một lớp mỏng sát biên chảy tầng.

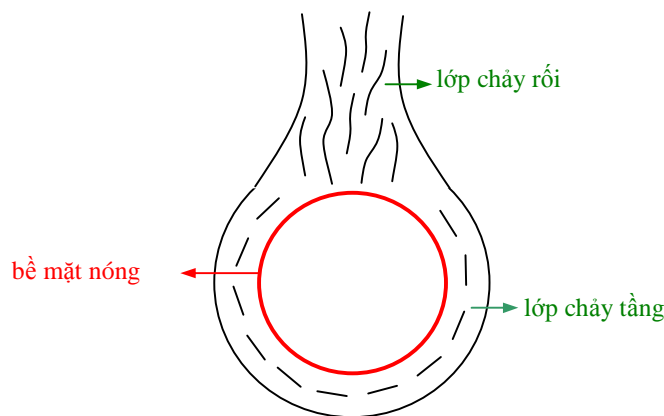
+ Ở vùng chảy tầng: chênh lệch nhiệt độ giữa tường với lớp không khí sát vách và giữa các lớp không khí nhỏ.

+ Ở vùng chảy rối: chênh lệch nhiệt độ giữa tường và không khí lớn.

→ Muốn truyền nhiệt nhanh thì phải chuyển sang chảy rối. Còn nếu không muốn truyền nhiệt thì phải giữ nó chảy tầng (dùng bất cứ vật gì quấn vách).

Vị trí điểm tới hạn chuyển từ chảy tầng sang chảy rối phụ thuộc vào độ chênh nhiệt độ giữa bề mặt tường và lưu thể; độ cao của bề mặt trao đổi nhiệt (quãng đường chất lỏng chuyển động) và tính chất vật lý của lưu thể.

➤ Ống nóng nằm ngang:

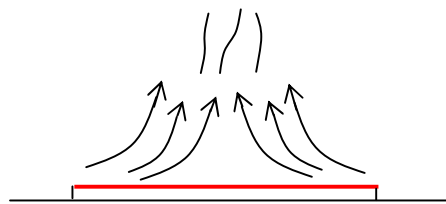


**Hình 2.4: Đối lưu tự nhiên của ống nóng nằm ngang**

Không khí ở sát bề mặt nóng nhận nhiệt, khối lượng riêng giảm, nổi lên, lớp dưới đẩy lớp trên nên có lớp chảy tầng ở dưới. Khi lên cao, vận tốc tăng quá lớn, chiều của các dòng chảy không còn song song nhau nữa tạo ra vùng chảy xoáy ở phía trên ống.

==> Một ống nóng đặt nằm ngang, truyền nhiệt đối lưu tự nhiên phần lớn diện tích diễn ra chảy tầng.

➤ Mặt nóng nhỏ quay lên trên:



**Hình 2.5: Đối lưu tự nhiên khi mặt nóng nhỏ quay lên trên**

Có nhiều dòng không khí, dòng không khí ở giữa có nhiệt độ cao nhất, càng ra ngoài biên nhiệt độ càng giảm do tiếp xúc với dòng không khí bên ngoài. Dòng nóng nhất chảy nhanh nhất, dòng nguội chảy chậm hơn. Khi lên cao các dòng gặp nhau --> chảy rối. Quá trình này diễn ra rất lâu mới toả hết nhiệt. Do đó, mặt nóng để đứng nguội nhanh hơn mặt nóng để ngang.

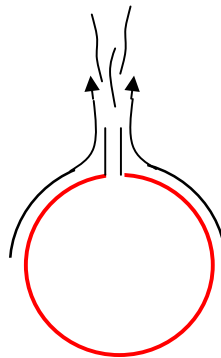
- Mặt nóng lớn quay lên trên:



**Hình 2.6: Đối lưu tự nhiên khi mặt nóng lớn quay lên trên**

Khi không khí nóng đi lên, áp suất giảm, các dòng khí nguội đi vào --> dòng không khí nóng nguội chảy xen kẽ nhau (chảy tầng).

- Ống nóng có cánh:



**Hình 2.6: Đối lưu tự nhiên của ống nóng có cánh**

Do có cánh nên tốc độ vận chuyển nhanh hơn, hơn nữa các dòng chảy không cắt nhau nên quá trình truyền nhiệt lớn.

⇒ **Hệ số cấp nhiệt:**

Đối với những lưu chất có tính chất làm thấm ướt tường và  $Re \geq 0,7$ :

$$Nu = C \cdot (Gr \cdot Pr)^n \quad (2.6)$$

Lưu chất chuyển động tự do có 3 chế độ: dòng, quá độ (ngoảng nghèo) và xoáy. Giá trị của hệ số C & n thay đổi theo chế độ chuyển động tự do của lưu chất.

**Bảng 2.1: Giá trị các hệ số C & n**

Chế độ chuyển động tự do của lưu chất	Trị số của phức hệ $Gr \cdot Pr$	Các hệ số	
		C	n
Chảy dòng	$1 \cdot 10^{-3} \div 5 \cdot 10^2$	1,18	1/8
Quá độ	$5 \cdot 10^2 \div 2 \cdot 10^7$	0,54	1/4
Xoáy	$2 \cdot 10^7 \div 1 \cdot 10^{13}$	0,135	1/3

Trị số các hằng số vật lý trong phương trình (2.6) lấy theo nhiệt độ trung bình của tường và lưu chất.

$$t_{tb} = \frac{t_T + t_L}{2}$$

**Chú ý:**

Các kích thước hình học trong các chuẩn số trên thay đổi tùy theo cấu tạo thiết bị:

- Nếu ống tròn đặt nằm ngang và vật hình cầu thì kích thước hình học là đường kính ống.

Đối với ống nằm ngang có thể tính theo công thức

$$Nu = 0,51.(Gr.Pr)^{0,23} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_T}\right)^{0,25} \quad (2.7)$$

Trong đó  $Pr_T$ : chuẩn số Prandlt tính theo nhiệt độ thành tiếp xúc với lưu chất.

Đối với không khí, phương trình có dạng đơn giản:

$$Nu = 0,47 \cdot Gr^{0,25} \quad (2.8)$$

- Nếu ống đặt thẳng đứng, vách đặt thẳng đứng thì kích thước hình học là chiều cao ( $l=H$ ).

- Nếu tấm phẳng đặt nằm ngang thì kích thước hình học tính theo kích thước cạnh nhỏ.

+ Nếu bề mặt cấp nhiệt hướng lên trên thì trị số  $\alpha$  sẽ tăng lên 30% so với tính theo phương trình (2.6).

+ Nếu bề mặt cấp nhiệt hướng xuống dưới thì  $\alpha$  giảm đi 30%.

**2.2.1.2. Cấp nhiệt đối lưu tự nhiên trong không gian hẹp**

Các công thức nêu trên là ứng với sự cấp nhiệt trong khoảng không gian vô hạn. Trong những trường hợp đối lưu tự nhiên trong khoảng không gian hẹp (rãnh, các thiết bị vỏ bọc ngoài) thì quá trình cấp nhiệt trở nên phức tạp hơn vì độ lớn và hình dạng của khoảng không gian chứa lưu chất có ảnh hưởng đến quá trình. Để đơn giản khi tính toán, người ta xem quá trình trao đổi nhiệt ở đây chủ yếu là do dẫn nhiệt, trong đó đưa vào khái niệm về hệ số dẫn nhiệt tương đương.

$$\lambda_{td} = \lambda \cdot \epsilon_k \quad (2.9)$$

$\lambda$ : hệ số dẫn nhiệt của lưu chất (W/mđộ)

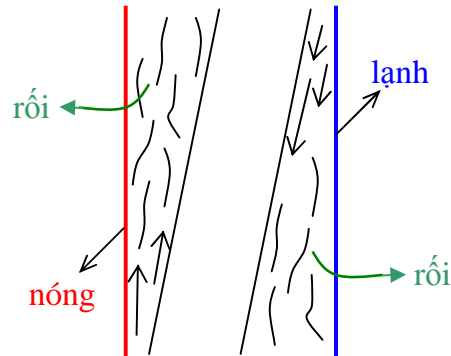
$\epsilon$ : hệ số tính đến ảnh hưởng của đối lưu

$$\epsilon_k = 0,18 \cdot (Gr \cdot Pr)^{1/4} \quad (2.10)$$

Trị số các hằng số vật lý trong phương trình (2.9) và (2.10) lấy theo nhiệt độ trung bình của 2 phía thành thiết bị

$$t_{tb} = \frac{t_{T_1} + t_{T_2}}{2}$$

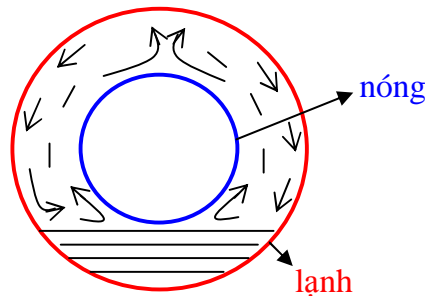
- Giữa 2 bề mặt vách đứng:



**Hình 2.7: Đối lưu tự nhiên giữa hai bề mặt vách đứng**

Dòng không khí tiếp xúc phía bên nóng đi lên và đi qua phía bên lạnh truyền nhiệt cho nó --> dòng không khí đi vòng vòng.

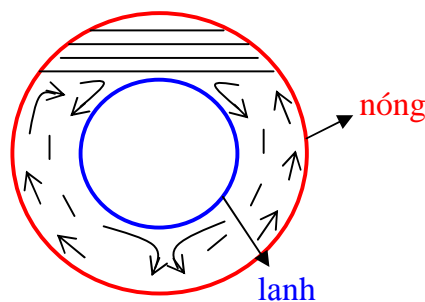
- Ống trụ, vách nóng ở phía trong và vách lạnh ở phía ngoài:



**Hình 2.8: Đối lưu tự nhiên của ống trụ, vách nóng ở phía trong và vách lạnh ở phía ngoài**

Lớp sát dưới chảy tầng, lớp này dày hay mỏng phụ thuộc vào vận tốc lưu thể (nếu không chuyển động thì lớp chảy tầng rất dày), lớp trên chảy rối.

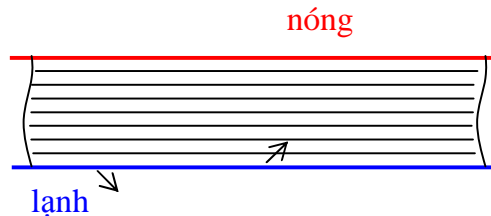
- Ống trụ, vách nóng ở phía ngoài và vách lạnh ở phía trong:



**Hình 2.9: Đối lưu tự nhiên của ống trụ, vách nóng ở phía ngoài và vách lạnh ở phía trong**

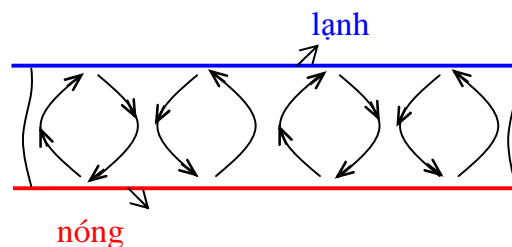
Lớp không khí sát trên chảy tầng, lớp nóng phía dưới truyền nhiệt cho không khí nổi lên gặp bề mặt lạnh truyền nhiệt cho bề mặt lạnh và tăng khối lượng riêng, đi xuống gặp bề mặt nóng và cứ tiếp tục như vậy.

- Vách nóng ở phía trên và vách lạnh ở phía dưới:



**Hình 2.10: Đối lưu tự nhiên khi vách nóng ở phía trên và vách lạnh ở phía dưới**

- Vách nóng ở phía dưới và vách lạnh ở phía trên:



**Hình 2.11: Đối lưu tự nhiên khi vách nóng ở phía dưới và vách lạnh ở phía trên**

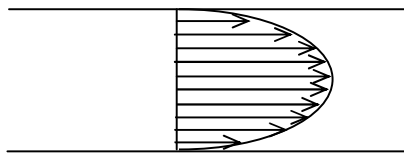
## 2.2.2. Cấp nhiệt đối lưu cưỡng bức

Cấp nhiệt đối lưu cưỡng bức là quá trình cấp nhiệt từ một bề mặt tới lưu thể khi lưu thể chuyển động cưỡng bức. Sự chuyển động cưỡng bức của lưu thể do tác động bên ngoài. Tuy nhiên trong quá trình truyền nhiệt, đối lưu tự nhiên vẫn xảy ra trong dòng chảy cưỡng bức. Thông thường do vận tốc chuyển động của đối lưu tự nhiên tương đối nhỏ so với dòng chảy cưỡng bức nên có thể bỏ qua. Tuy nhiên, trong một số trường hợp ảnh hưởng của đối lưu tự nhiên lớn khi vận tốc chuyển động cưỡng bức của dòng lưu thể nhỏ và như vậy phải xem xét cả 2 quá trình.

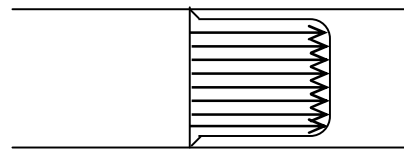
### 2.2.2.1. Lưu thể chuyển động trong ống thẳng

Để thuận tiện trong vấn đề tính toán, người ta phân quá trình thành các giai đoạn sau:

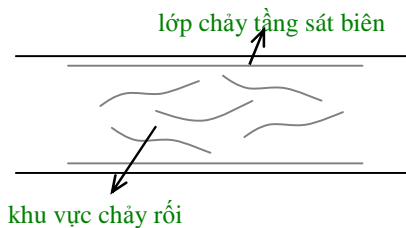
- +  $Re < 2300$ : chảy tầng.
- +  $2300 < Re < 10^4$ : chảy chuyển tiếp từ chế độ chảy tầng sang chảy rối (chảy quá độ).
- +  $Re > 10^4$ : chảy rối.



Hình 2.12. Sự phân bố vận tốc dòng chảy tầng

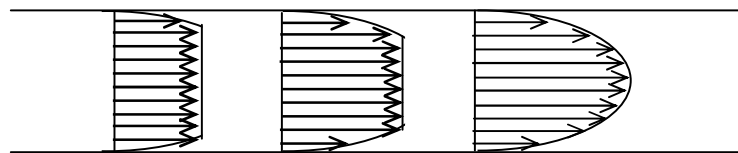


Hình 2.13. Sự phân bố vận tốc khi chảy rối



Hình 2.14: Biểu diễn lớp chảy tầng và chảy rối

Hệ số cấp nhiệt  $\alpha$  còn thay đổi theo chiều dài ống:



Hình 2.15: Sự phân bố vận tốc dọc theo chiều dài ống

Khi chất lỏng chuyển động từ ngoài vào ống, chỗ miệng ống chất lỏng mới bắt đầu tiếp xúc với vách nên sự ma sát giữa dòng lưu thể và vách chưa hình thành, sự phân bố tốc độ tương đối đều (chiều dày lớp biên rất mỏng), càng vào trong do ma sát nên lớp chất lỏng gần vách tốc độ càng giảm (lớp biên tăng dần chiều dày) nhưng do lưu lượng lưu thể không thay đổi nên tốc độ giữa ống càng tăng, qua một khoảng chiều dài nhất định thì sự phân bố tốc độ không thay đổi nữa (đoạn ống này gọi là đoạn ống ổn định).

Tuy nhiên, trên thực tế chúng ta chỉ quan tâm đến hệ số cấp nhiệt trung bình trên toàn khoảng chiều dài ống.

➤ Hệ số cấp nhiệt khi lưu thể chuyển động dòng (chảy tầng) cưỡng bức trong ống thẳng tiết diện tròn ( $Re < 2300$ )

$$Nu = 0,15 \cdot \epsilon_d \cdot Re^{0,33} Pr^{0,43} \cdot Gr^{0,1} \left( \frac{Pr}{Pr_T} \right)^{0,25} \quad (2.11)$$

Bảng 2.2: Trị số của  $\epsilon_d$

$L/d_{td}$	1	2	5	10	15	20	30	40	50 và lớn hơn
$\epsilon_d$	1,9	1,7	1,44	1,28	1,18	1,12	1,05	1,2	1,0

Các đại lượng vật lý tính cho chuẩn số  $Pr_T$  lấy theo nhiệt độ phía thành tiếp xúc với lưu thể, các chuẩn số khác lấy theo nhiệt độ trung bình của lưu thể.

➤ Hệ số cấp nhiệt ở chế độ chuyển động quá độ (Re = 2.300 ÷ 10.000)

Việc tính toán hệ số cấp nhiệt chưa có phương trình cụ thể chính xác. Nhưng khi tính toán không cần mức độ chính xác cao có thể dùng phương trình gần đúng:

$$Nu = 0,008 \cdot Re^{0,9} \cdot Pr^{0,43} \tag{2.12}$$

Các chuẩn số trong phương trình (2.12) tính theo đường kính tương đương nếu ống không phải là tiết diện tròn. Các thông số vật lý tính theo nhiệt độ trung bình của lưu thể.

➤ Hệ số cấp nhiệt khi lưu thể chảy xoáy cưỡng bức trong ống thẳng tiết diện tròn

$$Nu = 0,021 \cdot \epsilon_k \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \cdot \left( \frac{Pr}{Pr_T} \right)^{0,25} \tag{2.13}$$

Nếu ống có tiết diện bất kỳ, không phải tiết diện tròn thì tính các chuẩn số theo đường kính tương đương  $d_{td}$ .

Hệ số  $\epsilon_k$  trong phương trình (2.13) gọi là hệ số điều chỉnh, nói lên ảnh hưởng của tỷ số giữa chiều ống L và đường kính ống đến hệ số cấp nhiệt. Trị số của  $\epsilon_k$  nêu lên trong bảng sau:

**Bảng 2.3: Trị số của  $\epsilon_k$**

Re \ L/d	1	2	5	10	20	30	40	50 và lớn hơn
1.10 <sup>4</sup>	1,65	1,50	1,34	1,23	1,13	1,07	1,03	1
2.10 <sup>4</sup>	1,51	1,40	1,27	1,18	1,10	1,05	1,02	1
5.10 <sup>4</sup>	1,34	1,27	1,18	1,13	1,08	1,04	1,02	1
1.10 <sup>5</sup>	1,28	1,22	1,15	1,10	1,06	1,03	1,02	1
1.10 <sup>6</sup>	1,14	1,11	1,08	1,05	1,03	1,02	1,01	1

Các đại lượng vật lý tính toán trong chuẩn số  $Pr_T$  lấy theo nhiệt độ của thành tiếp xúc với lưu thể, còn trong các chuẩn số Nu, Re và Pr lấy theo nhiệt độ trung bình của lưu thể.

$$t_{tb} = \frac{t_d + t_c}{2}$$

Trong đó,  $t_d$  và  $t_c$  là nhiệt độ đầu, cuối của lưu thể.

Đối với các chất khí thì phương trình (2.13) sẽ đơn giản hơn nhiều, vì trong trường hợp các nguyên tử khí đồng nhất thì chuẩn số Pr là một đại lượng không đổi, không phụ thuộc vào nhiệt độ và áp suất (khi áp suất không lớn lắm). Do đó,  $\left( \frac{Pr}{Pr_T} \right) = 1$ .

Trị số gần đúng của chuẩn số Pr đối với một số chất khí như sau:

- Khí đơn nguyên tử:  $Pr = 0,67$
- Khí hai nguyên tử:  $Pr = 0,72$
- Khí ba nguyên tử:  $Pr = 0,80$
- Khí nhiều nguyên tử:  $Pr = 1,00$

### 2.2.2.2. Lưu thể chảy ngang cưỡng bức qua ống đơn chiếc

Khi dòng chảy cắt ngang bên ngoài ống tròn thì hiện tượng toả nhiệt phụ thuộc rất nhiều vào sự va đập giữa dòng và bề mặt ống. Thực nghiệm cho thấy khi dòng lưu thể có tốc độ nhỏ ( $Re < 5$ ) thì dòng chảy điều hoà quanh ống, vật lúc này không trở thành chướng ngại lớn đối với dòng nên phía sau vật không có hiện tượng xoáy.

Khi  $Re > 5$  thì không còn dòng chảy điều hoà quanh ống nữa mà phía sau ống bắt đầu có hiện tượng tạo xoáy. Sở dĩ có hiện tượng xoáy ở phía sau ống là vì áp lực tĩnh ở phía sau ống lớn hơn phía trước. Khi  $Re > 10^3$  thì sự tách dòng và tạo xoáy ở phía sau xảy ra một cách có chu kỳ. Vị trí tách dòng (tách lớp biên) khỏi bề mặt và tạo xoáy phụ thuộc vào chế độ chuyển động của dòng.

+ Nếu chảy tầng thì góc tách ly  $\varphi = 82 \div 84^\circ$  (góc  $\varphi$  được tính từ vị trí chính giữa phía trước).

+ Nếu chảy rối thì  $\varphi = 120 \div 140^\circ$ .

⇒ **Hệ số cấp nhiệt:**

$$Nu = C \cdot Re^n \cdot Pr^{0,4} \quad (2.14)$$

$$\Rightarrow \boxed{\alpha = C \cdot \frac{\lambda}{d_H} \cdot Re^n \cdot Pr^{0,4}} \quad (2.14a)$$

$d_H$ : đường kính ngoài của ống (m).

C, n: là hệ số phụ thuộc vào giá trị của chuẩn số Re.

**Bảng 2.4: Giá trị của các hệ số C và n**

Chuẩn số Re	Các hệ số	
	C	n
5 ÷ 80	0,93 (0,81)	0,40
80 ÷ 5000	0,715 (0,625)	0,46
≥ 5000	0,226 (0,197)	0,60

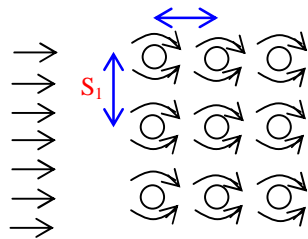
Các hằng số vật lý trong công thức (2.14) xác định theo nhiệt độ trung bình của lưu chất. Ở đây, kích thước hình học trong các chuẩn số là đường kính ngoài  $d_H$  của ống.

Đối với các khí có nguyên tử đồng nhất, chuẩn số Pr là đại lượng không đổi và trong trường hợp này công thức (2.14) có thể đơn giản bằng cách bỏ thừa số  $Pr^{0,4}$ . Trị số của C và n trong dấu ngoặc ở bảng trên là để tính cho các chất khí.

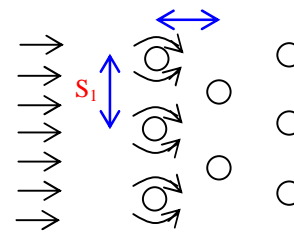
### 2.2.2.3. Lưu thể chảy ngang cưỡng bức đối với một chùm ống

Trong thực tế kỹ thuật ta ít gặp thiết bị trao đổi nhiệt trong đó chỉ có một ống mà thường gặp loại có nhiều ống (chùm ống) trong đó một lưu thể (nóng hoặc lạnh) chuyển động bên ngoài chùm ống còn một lưu thể khác chảy bên trong ống.

**VD:** Bộ quá nhiệt, bộ hâm nước, bộ sấy không khí, bình ngưng,...



Hình 2.16: Chùm ống thẳng hàng



Hình 2.17: Chùm ống xen kẽ

Trong chùm ống thẳng hàng, đặc tính chuyển động của dòng lưu thể qua hàng ống thứ nhất cũng tương tự như trong trường hợp 1 ống vì hàng ống thứ nhất chưa bị ảnh hưởng của các hàng ống khác. Từ hàng ống thứ hai trở đi do dòng chảy bị ảnh hưởng qua lại của các hàng ống bên cạnh nên thông thường xoáy được tạo thành ở cả phía trước lẫn phía sau và hệ số toả nhiệt tăng lên. Thực nghiệm cho thấy từ hàng ống thứ ba trở đi hệ số toả nhiệt trung bình sẽ không thay đổi nữa.

Tương tự như vậy đối với chùm ống xen kẽ, hàng ống thứ nhất giống như trường hợp ống đơn, hàng ống thứ hai có chịu ảnh hưởng qua lại của các ống khác nhưng ít hơn chùm ống thẳng hàng. Trong trường hợp sắp xen kẽ thì xoáy của hàng ống trước tạo nên ít ảnh hưởng đến hàng ống sau nhưng sự va đập của dòng lưu thể vào các hàng ống phía sau thì đều hơn so với sắp ống theo kiểu thẳng hàng.

Thông thường chùm ống sắp xen kẽ có hệ số toả nhiệt trung bình lớn hơn chùm ống thẳng hàng nên rất thường được sử dụng trong các thiết bị, tuy vậy cách sắp xếp này cũng sẽ gây sức cản thủy lực lớn nên đòi hỏi quạt hoặc bơm có áp lực mạnh hơn.

Theo thực nghiệm, tùy theo cách bố trí ống mà hệ số cấp nhiệt có trị số khác nhau:

- Trường hợp bố trí ống thẳng hàng, từ dãy ống thứ ba trở đi hệ số cấp nhiệt khi lưu thể chảy ngang qua bên ngoài chùm ống có thể tính theo phương trình:

$$Nu = 0,23 \cdot \epsilon_{\phi} \cdot Re^{0,65} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left( \frac{Pr}{Pr_T} \right)^{0,25} \quad (2.15)$$

- Trường hợp bố trí ống xen kẽ, cũng từ dãy ống thứ ba trở đi hệ số cấp nhiệt được tính theo phương trình có dạng sau:

$$Nu = 0,41 \cdot \varepsilon_{\varphi} \cdot Re^{0,6} \cdot Pr^{0,35} \cdot \left( \frac{Pr}{Pr_T} \right)^{0,25} \quad (2.16)$$

Các đại lượng vật lý trong các chuẩn số của phương trình (2.15) và (2.16) đều lấy theo nhiệt độ trung bình của lưu thể, riêng chuẩn số  $Pr_T$  lấy theo nhiệt độ thành ống tiếp xúc với lưu thể. Các kích thước hình học lấy theo đường kính ngoài của ống. Vận tốc của lưu thể trong chuẩn số  $Re$  lấy ở chỗ hẹp nhất của tiết diện ống.

Hệ số  $\varepsilon_{\varphi}$  tính đến ảnh hưởng của góc  $\varphi$  và trị số cụ thể phụ thuộc vào góc  $\varphi$  như sau:

**Bảng 2.5: Hệ số  $\varepsilon_{\varphi}$  tính đến ảnh hưởng của góc  $\varphi$**

$\varphi^\circ$	90	80	70	60	50	40	30	20	10
$\varepsilon_{\varphi}$	1	1	0,98	0,94	0,88	0,78	0,67	0,52	0,42

Phương trình (1.15) và (1.16) có thể sử dụng cho bất kỳ chất lỏng nào khi trị số của  $Re$  trong khoảng từ 200 đến  $2 \cdot 10^6$ , nhưng riêng đối với các chất khí phương trình sẽ đơn giản hơn. Cụ thể đối với không khí thì có dạng sau:

- Khi các ống xếp thẳng hàng:

$$Nu = 0,21 \cdot \varepsilon_{\varphi} \cdot Re^{0,65} \quad (2.17)$$

- Khi các ống xếp xen kẽ:

$$Nu = 0,37 \cdot \varepsilon_{\varphi} \cdot Re^{0,6} \quad (2.18)$$

Tất cả các phương trình trên chỉ cho phép tính hệ số cấp nhiệt của lưu thể ở dãy ống thứ ba và các dãy ống sau. Muốn tính hệ số cấp nhiệt cho lưu thể ở dãy ống thứ nhất và dãy ống thứ hai có thể lấy hệ số cấp nhiệt  $\alpha$  tính theo phương trình (1.15) hoặc (1.16) nhân thêm với hệ số  $\varepsilon_a$ :

Hệ số  $\varepsilon_a$  có trị số cụ thể như sau:

- Đối với ống xếp thẳng hàng:

+ Dãy ống thứ nhất:  $\varepsilon_a = 0,6$

+ Dãy ống thứ hai:  $\varepsilon_a = 0,9$

- Đối với ống xếp xen kẽ:

+ Dãy ống thứ nhất:  $\varepsilon_a = 0,6$

+ Dãy ống thứ hai:  $\varepsilon_a = 0,7$

Hệ số cấp nhiệt ở từng dãy ống đều có trị số khác nhau. Vậy khi cần thiết tính hệ số cấp nhiệt trung bình cho toàn bộ chùm ống ta có thể tính theo công thức sau:

$$\alpha_{tb} = \frac{\alpha_1 \cdot F_1 + \alpha_2 \cdot F_2 + \alpha_3 \cdot F_3 + \dots}{F_1 + F_2 + F_3 + \dots} \quad (2.19)$$

Trong đó:  $\alpha_1, \alpha_2, \alpha_3, \dots$  là hệ số cấp cấp nhiệt tương ứng với từng dãy ống 1, 2, 3,...

$F_1, F_2, F_3, \dots$  là bề mặt trao đổi nhiệt tương ứng trong từng dãy ống tương ứng 1, 2, 3,...

Khi số dãy ống khá lớn ta có thể lấy gần đúng :  $\alpha_{tb} = \alpha_3$ .

#### 2.2.2.4. Hệ số cấp nhiệt trong ống có tiết diện bất kỳ

Nếu ống có tiết diện không phải hình trụ mà có dạng bất kỳ thì khi tính hệ số cấp nhiệt trong chuyển động cưỡng bức của lưu chất cần phải thay đường kính  $d =$  đường kính “tương đương” tương ứng:

$$d_{td} = \frac{4f}{C} \tag{2.20}$$

với  $f$ : bề mặt ngang của tiết diện ống ( $m^2$ )

$C$ : phần chu vi có tham gia vào sự trao đổi nhiệt (m)

Trong các trường hợp riêng, các hệ số cấp nhiệt có thể xác định chính xác hơn:

- Ống có tiết diện hình vành khăn:

$$Nu = 0,23 \cdot \left(\frac{d_m}{d_{nt}}\right)^{0,45} \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} \tag{2.21}$$

$$\implies \boxed{\alpha = 0,23 \cdot \frac{\lambda}{d} \left(\frac{d_m}{d_{nt}}\right)^{0,45} \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4}} \tag{2.21a}$$

$d_m$ : đường kính ngoài của ống trong (m)

$d_{nt}$ : đường kính trong của ống ngoài (m)

- Chùm ống hình trụ: lưu chất chuyển động dọc trong khoảng không gian ở giữa các ống.

$$Nu = 1,16 \cdot D_{td}^{0,6} \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,23} \tag{2.22}$$

$$\implies \boxed{\alpha = 1,16 \cdot \frac{\lambda}{d_n} \cdot D_{td}^{0,6} \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,23}} \tag{2.22a}$$

với  $D_{td}$ : đường kính tương đương của khoảng không gian giữa các ống mà lưu thể đi qua (m).

$d_n$ : đường kính ngoài của một ống (m)

- Chùm ống hình trụ có tấm chắn ngang:

$$Nu = C \cdot D_{td}^{0,6} \cdot Re^{0,6} \cdot Pr^{0,23} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_T}\right)^{0,14} \tag{2.23}$$

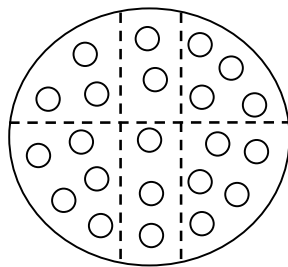
$$\alpha = \frac{\lambda}{d_n} C \cdot D_{td}^{0,6} \cdot Re^{0,6} \cdot Pr^{0,23} \cdot \left( \frac{\mu}{\mu_T} \right)^{0,14} \quad (2.23a)$$

$\mu$ : độ nhớt của lưu chất ở nhiệt độ trung bình của tường và lưu chất (kg.s/m<sup>2</sup>).

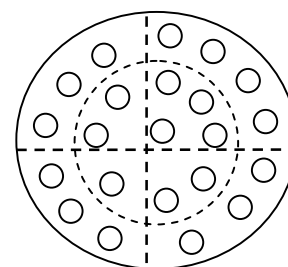
$\mu_T$ : độ nhớt của lưu chất ở nhiệt độ của tường (vỏ bọc ngoài) (kg.s/m<sup>2</sup>).

$C = 1,72$  đối với tấm chắn hình viên phân.

$C = 2,08$  đối với tấm chắn hình vành khăn.

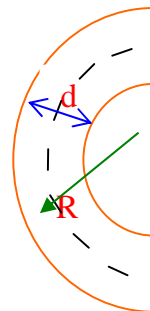


Hình 2.18: Tấm chắn hình viên phân



Hình 2.19: Tấm chắn hình vành khăn

### 2.2.2.5. Lưu thể chuyển động trong ống uốn cong



Hình 2.20: Ống uốn cong

Khi chất lỏng chảy trong ống uốn cong (như ống xoắn), dưới tác dụng của lực ly tâm độ xoáy của dòng sẽ tăng lên, do đó cường độ trao đổi nhiệt cũng có tăng lên một ít.

Hệ số cấp nhiệt đối với ống xoắn có thể xác định gần đúng theo đẳng thức:

$$\alpha_R = \alpha \cdot \left( 1 + 1,77 \cdot \frac{d}{R} \right) \quad (2.24)$$

$\alpha$ : hệ số cấp nhiệt đối với ống thẳng

$d$ : đường kính trong của ống xoắn.

$R$ : bán kính cong của vòng xoắn.

2.2.2.6. Lưu thể được khuấy bằng máy khuấy cơ khí

Nếu chất lỏng chuyển động nhờ máy khuấy cơ khí thì trị số hệ số cấp nhiệt phụ thuộc vào hình dạng của bề mặt đun nóng, kích thước cánh khuấy và số vòng quay của nó. Vì khi khuấy độ xoáy của chất lỏng chuyển động sẽ lớn, nên phương trình cấp nhiệt dưới dạng tổng quát:

$$Nu = C \cdot Re^m \cdot Pr^n$$

- Nếu sự trao đổi nhiệt của lưu chất khuấy tiến hành qua vỏ bọc ngoài:

$$Nu = 0,36 \cdot Re_M^{2/3} \cdot Pr^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_T}\right)^{0,14} \tag{2.25}$$

$$\implies \boxed{\alpha = 0,36 \cdot \frac{\lambda}{D} \cdot Re_M^{2/3} \cdot Pr^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_T}\right)^{0,14}} \tag{2.25a}$$

- Nếu sự trao đổi nhiệt của lưu chất tiến hành qua ống xoắn:

$$Nu = 0,87 \cdot Re_M^{0,62} \cdot Pr^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_T}\right)^{0,14} \tag{2.26}$$

$$\implies \boxed{\alpha = 0,87 \cdot \frac{\lambda}{D} \cdot Re_M^{0,62} \cdot Pr^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_T}\right)^{0,14}} \tag{2.26a}$$

Với D: đường kính của thiết bị (m)

$$Re_M = \frac{\omega \cdot d \cdot \rho}{\mu}$$

$$\text{Mà } \omega = d \cdot n \implies Re_M = \frac{d^2 \cdot n \cdot \rho}{\mu}$$

d: đường kính của cánh khuấy.

n: số vòng quay của cánh khuấy trong 1s.

$\mu$ : độ nhớt của lưu chất ở nhiệt độ trung bình của tường và lưu chất (Ns/m<sup>2</sup>).

$\mu_T$ : độ nhớt của lưu chất ở nhiệt độ của tường (vỏ bọc ngoài) (Ns/m<sup>2</sup>).

Các hằng số vật lý  $\rho$ ,  $\lambda$  trong các phương trình (2.25) và (2.26) lấy ở nhiệt độ trung bình số học của lưu chất.

Các công thức (2.25) và (2.26) dùng cho các thiết bị có đường kính 300mm (nếu đường kính lớn hơn thì kết quả không đúng).

**2.2.2.7. Lưu thể chảy thành màng trên bề mặt thẳng đứng**

- Khi màng chảy rời ( $Re > 2000$ ):

$$Nu = 0,01.Ga.Pr.Re^{1/3} \tag{2.27}$$

- Khi màng chảy dòng ( $Re < 2000$ ):

$$Nu = 0,67.Ga^2.Pr^3.Re^{1/9} \tag{2.28}$$

Các đại lượng vật lý lấy ở nhiệt độ trung bình của màng:

$$t_m = \frac{t_T + t_L}{2}$$

**2.2.2.8. Hệ số cấp nhiệt khi dòng khí chuyển động cưỡng bức dọc theo tường phẳng**

Nếu các tường dẫn nhiệt gồm có những mặt phẳng đặt gần nhau, ngay cả khi tạo thành những rãnh kín thì quá trình trao đổi nhiệt có thể xem như là sự trao đổi nhiệt trong ống tiết diện hình chữ nhật.

$$Nu = 0,0356.Re^{0,8}.Pr^{0,4} \tag{2.29}$$

$$\implies \alpha = 0,0356 \cdot \frac{\lambda}{l} Re^{0,8} . Pr^{0,4} \tag{2.29a}$$

Các hằng số lý học trong phương trình (2.29) lấy theo nhiệt độ trung bình của lưu thể.

**2.2.3. Cấp nhiệt khi ngưng tụ hơi**

Quá trình ngưng tụ (quá trình ngưng hơi) là quá trình biến trạng thái hơi thành trạng thái lỏng. Đây là quá trình chuyển pha, do đó nó chỉ xảy ra khi hơi ở trạng thái dưới tới hạn do làm lạnh hoặc do bị nén.

Vùng xảy ra các quá trình ngưng có thể ở trong thể tích khối hơi khi nhiệt độ nhỏ hơn nhiệt độ bão hoà ở áp suất tương ứng hoặc xảy ra trên bề mặt vật rắn khi nhiệt độ bề mặt bé hơn nhiệt độ bão hoà ở áp suất tương ứng. Trên thực tế, chúng ta thường gặp là quá trình hơi ngưng thành trạng thái lỏng trên bề mặt vật rắn.

**VD:**

- Quá trình ngưng hơi trong các bình ngưng của nhà máy nhiệt điện.
- Hiện tượng đọng sương của hơi nước trong các thiết bị lạnh, kho lạnh.

Muốn xảy ra quá trình ngưng hơi trên bề mặt vật rắn cần phải có 2 điều kiện:

+ Rút nhiệt từ hơi ngưng (ẩn nhiệt hoá hơi  $r$ ) qua bề mặt vật rắn, muốn vậy nhiệt độ bề mặt vật rắn phải thấp hơn nhiệt độ bão hoà ở áp suất tương ứng.

**VD:** Hơi nước ở áp suất khí quyển nhiệt độ bão hoà là 100°C.

+ Trên bề mặt vật rắn có những tâm ngưng tụ (những hạt bụi, những bọt khí hoặc do chính độ nhô nhám của bề mặt,...). Nếu bề mặt phẳng tuyệt đối thì rất khó có hiện tượng ngưng tụ.

Tùy thuộc vào trạng thái của bề mặt làm lạnh và tính dính ướt của chất lỏng mà có thể xảy ra 2 loại quá trình ngưng:

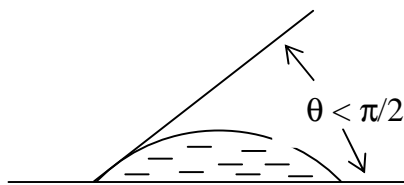
+ Nếu hơi ngưng đọng thành giọt trên thành ống hoặc thành thiết bị gọi là ngưng tụ giọt.

Hiện tượng này xảy ra khi bề mặt ngưng tụ không thấm ướt nước ngưng ( $\theta > \pi/2$ )

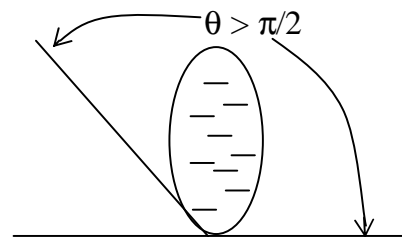
**VD:** Khi ta bôi dầu mỡ lên nó hoặc bề mặt ngưng tụ sạch nhưng nước ngưng có lẫn dầu mỡ. Hơi nước đọng thành 1 giọt, khi trọng lượng đủ lớn sẽ chảy xuống. Đây là quá trình ngưng tụ giọt.

+ Nếu hơi ngưng tụ tạo thành lớp màng chảy dọc theo thành ống hay thành thiết bị từ trên xuống thì gọi là ngưng tụ màng.

Hiện tượng này xảy ra khi bề mặt ngưng tụ hoàn toàn thấm ướt nước ngưng hoặc hơi sạch và bề mặt ngưng tụ cũng sạch ( $\theta < \pi/2$ ). Các giọt chất lỏng có chân rộng, dễ liên kết với nhau thành 1 màng chất lỏng bám trên bề mặt và chảy xuống dưới do tác dụng của lực trọng trường.



Hình 2.21: Ngưng tụ màng



Hình 2.22: Ngưng tụ giọt

Khi hơi ngưng tụ trên thành ống thẳng đứng thì nước ngưng sẽ tạo ra 1 màng chất lỏng bao phủ trên thành và chảy dọc từ trên xuống. Chiều dày của màng nước ngưng tăng dần từ trên xuống vì nó được bổ sung lượng nước ngưng mới trên đường đi. Màng nước ngưng ngăn trở việc tiếp xúc trực tiếp của pha hơi đối với bề mặt vật rắn để nhả ẩn nhiệt hóa hơi cho vách nên cường độ tỏa nhiệt khi ngưng màng thấp hơn khi ngưng giọt khoảng từ 10 – 15 lần.

**VD:** Hệ số tỏa nhiệt khi ngưng màng của hơi nước ở áp suất khí quyển khoảng 7.000 – 12.000 W/m<sup>2</sup>độ còn khi ngưng tụ giọt khoảng 50.000 – 120.000 W/m<sup>2</sup>độ.

Khi ngưng hơi kim loại do nhiệt trở của màng kim loại lỏng rất bé nên cường độ tỏa nhiệt khi ngưng màng và ngưng giọt không giống nhau mấy.

Trong các thiết bị ngưng hơi, để tạo nên ngưng giọt người ta chế tạo bề mặt vách thật nhẵn bóng hoặc bôi trơn bằng 1 lớp dầu. Tuy nhiên các phương pháp nhân tạo này không bền lâu, sau một thời gian vẫn bị rỗ. Do đó trong các thiết bị kỹ thuật chúng ta thường gặp chế độ ngưng tụ màng.

Sự truyền nhiệt đối lưu trong màng và sự truyền nhiệt bằng dẫn nhiệt dọc theo phương chuyển động là không đáng kể, nhiệt lượng của hơi truyền cho vách trước tiên phải được truyền qua màng nước ngưng bằng dẫn nhiệt. Do đó, lượng nhiệt truyền từ hơi đến thành thiết bị khi qua lớp màng nước ngưng thì có thể xem như dưới dạng dẫn nhiệt và có thể xác định theo phương trình dẫn nhiệt:

$$Q = \lambda \cdot \frac{t_{bh} - t_T}{\delta} \cdot F \cdot \tau \quad (J) \quad (1)$$

$t_{bh}$ : nhiệt độ của hơi bão hòa

$t_T$ : nhiệt độ của thành thiết bị

$\delta$ : chiều dày của màng nước ngưng

Với một khía cạnh khác thì lượng nhiệt truyền từ hơi ngưng cho bề mặt vách lạnh có thể tính theo phương trình cấp nhiệt tổng quát:

$$Q = \alpha \cdot (t_{bh} - t_T) \cdot F \cdot \tau \quad (J) \quad (2)$$

Từ (1) & (2)  $\Rightarrow$   $\alpha = \frac{\lambda}{\delta}$

Vậy hệ số  $\alpha$  tỷ lệ nghịch với chiều dày của màng nước ngưng  $\delta$ .

Tùy trường hợp cụ thể mà có công thức thực nghiệm để tính hệ số  $\alpha$  khi hơi ngưng tụ:

+ Trường hợp hơi ngưng tụ bên ngoài thành ống thẳng đứng hay mặt tường thẳng đứng, hơi bão hòa không chứa khí không ngưng, màng nước ngưng chảy dòng:

$$\alpha = 2,044 \sqrt{\frac{r \cdot \rho^2 \cdot \lambda^3}{\mu \cdot \Delta t \cdot H}} \quad (W/m^2 \cdot \text{độ}) \quad (2.30)$$

Công thức (2.30) khi áp dụng cho hơi nước ngưng tụ có thể rút gọn như sau:

$$\alpha = 2,04 \cdot A \cdot \left(\frac{r}{\Delta t \cdot H}\right)^{0,25} \quad (W/m^2 \cdot \text{độ}) \quad (2.30a)$$

$$\text{Với } A = \sqrt[4]{\frac{\rho^2 \cdot \lambda^3}{\mu}}$$

Đối với nước, hệ số A có trị số phụ thuộc vào nhiệt độ màng  $t_m$  như sau:

**Bảng 2.6: Hệ số A của nước phụ thuộc vào nhiệt độ màng**

$t_m$ (°C)	0	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200
A	104	120	139	155	169	179	188	194	197	199	199

r: ẩn nhiệt ngưng tụ của hơi (J/kg)

$\rho$ : khối lượng riêng của nước ngưng ( $\text{kg/m}^3$ )

$\lambda$ : hệ số dẫn nhiệt của nước ngưng (W/m độ)

$\mu$ : độ nhớt của nước ngưng ( $\text{Ns/m}^2$ )

H: chiều cao ống thẳng đứng hay tường (m)

$\Delta t$ : hiệu số nhiệt độ giữa hơi ngưng tụ và thành thiết bị ( $t_{bh} - t_T$ )

**Chú ý:** Đại lượng r phải lấy ở nhiệt độ hơi ngưng tụ  $t_{bh}$  còn các đại lượng vật lý  $\rho, \mu, \lambda$  lấy theo nhiệt độ trung bình của màng nước.

$$t_m = \frac{t_{bh} + t_T}{2} \quad t_T: \text{nhiệt độ thành phía hơi ngưng tụ}$$

+ Trường hợp hơi ngưng tụ trên bề mặt ngoài của 1 ống đơn độc nằm ngang:

$$\alpha = 1,28,4 \sqrt{\frac{r \cdot \rho^2 \cdot \lambda^3}{\mu \cdot d_n \cdot \Delta t}} \quad (\text{W/m}^2\text{độ}) \quad (2.31)$$

$d_n$ : đường kính ngoài của ống (m)

Nếu ngưng tụ hơi nước thì công thức (2.31) sẽ có dạng rút gọn như sau:

$$\alpha = 1,28 \cdot A \cdot \left(\frac{r}{d_n \cdot \Delta t}\right)^{0,25} \quad (\text{w/m}^2\text{độ}) \quad (2.31a)$$

Từ hai phương trình (2.30) & (2.31) cho thấy hệ số cấp nhiệt trong công thức (2.31) lớn hơn nhiều so với hệ số cấp nhiệt trong trường hợp tính theo công thức (2.30) khi điều kiện nhiệt độ làm việc như nhau vì  $H \gg d_n$ .

+ Trường hợp ngưng tụ hơi trên mặt ngoài của một chùm ống nằm ngang:

Đối với chùm ống nằm ngang thì những dây ống phía dưới sẽ bị phủ 1 lớp nước ngưng dày hơn các dây ống trên. Đồng thời tốc độ hơi cũng giảm từ trên xuống do

có một phần hơi đã ngưng tụ. Vì vậy hệ số cấp nhiệt cũng giảm dần đối với các dãy ống phía dưới.

Khi ngưng tụ hơi trên chùm ống nằm ngang, nếu không có khí tro lẫn trong hơi thì hệ số cấp nhiệt trung bình có thể tính theo công thức:

$$\alpha_{tb} = \epsilon_{tb} \cdot \alpha \quad (\text{w/m}^2\text{độ}) \quad (2.32)$$

Với  $\alpha$ : hệ số cấp nhiệt của hơi ngưng tụ trên 1 ống đơn độc nằm ngang và đã được tính theo công thức (2.31)

$\epsilon_{tb}$ : hệ số phụ thuộc vào cách sắp xếp ống và số ống trên mỗi dãy đứng, thường tra theo đồ thị trong các sổ tay kỹ thuật truyền nhiệt.

+ Trường hợp ngưng tụ hơi trong ống xoắn:

Hệ số cấp nhiệt có thể tính gần đúng theo công thức (2.31).

Ống xoắn không được quá dài vì nước ngưng sẽ tích tụ lại ở đoạn cuối ống làm hệ số cấp nhiệt giảm. Hơn nữa, nếu ống xoắn quá dài còn làm giảm áp suất hơi, đưa đến làm giảm hệ số nhiệt độ hữu ích.

Trong thực tế, khi đun nóng nước, tốc độ hơi ban đầu trong ống xoắn không vượt quá 30m/s. Tỷ lệ giới hạn giữa chiều dài và đường kính ống xoắn phụ thuộc vào áp suất hơi. Ở nhiệt độ trung bình ( $\Delta t_{tb}$ ) từ 30 ÷ 40°C có số cụ thể như sau:

P (at)	5	3	1,5	0,8
(l/d) <sub>max</sub>	275	225	175	125

P: áp suất tuyệt đối

Ở những trị số khác với  $\Delta t_{tb}$ , tỷ số l/d phải nhân thêm với hệ số  $\frac{6}{\sqrt{\Delta t_{tb}}}$

Để tránh ống quá dài, người ta có thể lắp đặt nhiều ống xoắn song song nhau với điều kiện bề mặt truyền nhiệt không thay đổi.

❖ Những nhân tố cơ bản ảnh hưởng đến quá trình tỏa nhiệt khi ngưng:

– Ảnh hưởng của tốc độ và phương hướng lưu động của dòng hơi:

Đối với trường hợp ngưng hơi trên ống đứng của vách đứng, phương chuyển động của dòng hơi trùng với phương của lực trọng trường thì do ma sát tốc độ lưu động của màng nước ngưng tăng lên, bề dày của màng giảm, hệ số tỏa nhiệt tăng.

Khi dòng hơi chuyển động ngược chiều với lực trọng trường, màng nước ngưng sẽ bị hãm lại, bề dày màng nước ngưng tăng lên, hệ số tỏa nhiệt giảm xuống nhưng nếu tốc độ dòng hơi vượt quá trị số giới hạn nào đấy để cho lực ma sát của dòng hơi lớn hơn lực trọng trường, màng nước ngưng sẽ bị bắn ung ra làm cho nhiệt trở giảm và hệ số tỏa nhiệt tăng.

- Ảnh hưởng của các khí không ngưng lẫn trong hơi:

Khi trong hơi có lẫn không khí hoặc các khí không ngưng khác, các khí này tích tụ lại trên bề mặt ngoài của màng nước ngưng làm tăng nhiệt trở truyền nhiệt và cản trở sự khuếch tán của các phân tử hơi vào màng nước ngưng.

Thực tế cho thấy rằng cường độ tỏa nhiệt có thể giảm đi gần 60% khi trong hơi có lẫn 1% không khí. Vì vậy trong các thiết bị ngưng hơi (như bình ngưng của tuabin trong nhà máy nhiệt điện,...) người ta phải tìm cách hút không khí hoặc các khí không ngưng ra để làm cho bình ngưng hoạt động tốt (thường áp dụng cho trường hợp áp suất trong bình ngưng thấp hơn áp suất khí trời nên không khí dễ lọt vào làm cản trở quá trình ngưng, những trường hợp ngưng hơi ở áp suất lớn hơn áp suất khí trời thì ảnh hưởng này ít vì không khí khó lọt vào).

- Ảnh hưởng của trạng thái và vật liệu bề mặt ngưng hơi:

Theo tài liệu của S.S.Cutachelatze cho thấy rằng hệ số tỏa nhiệt không chịu ảnh hưởng đáng kể của loại vật liệu mà chỉ phụ thuộc rất lớn vào trạng thái bề mặt vách. Trên các bề mặt nhám hoặc các bề mặt có phủ 1 lớp oxide, màng nước ngưng sẽ dày hơn trên các bề mặt nhẵn, hệ số tỏa nhiệt giảm đi khoảng 20 – 30%.

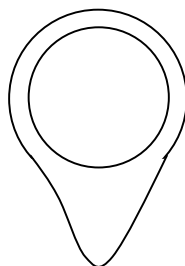
- Ảnh hưởng của cách bố trí bề mặt ngưng hơi:

Cách bố trí bề mặt ngưng hơi quyết định điều kiện chảy của màng nước ngưng, do đó quyết định bề dày và nhiệt trở của màng, điều đó gây ảnh hưởng đáng kể đến cường độ tỏa nhiệt khi ngưng.

+ Nếu thiết bị ngưng hơi chỉ có ống thì ống đặt nằm có cường độ tỏa nhiệt lớn hơn khi đặt đứng. Bởi vì nếu ống đặt đứng thì màng nước ngưng tương đối dày ở phần dưới nên hệ số tỏa nhiệt  $\alpha$  tương đối xấu.

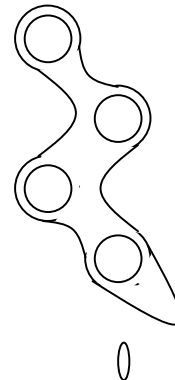
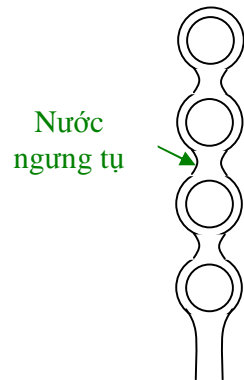
$$\frac{\alpha_n}{\alpha_d} = \frac{0,725}{0,943} \sqrt[4]{\frac{H}{d}} \quad (2.33)$$

**VD:** Ống có đường kính  $d = 0,02\text{m}$ , dài  $L = 1\text{m}$  thì có  $\frac{\alpha_n}{\alpha_d} = 1,7$



Màng nước đọng thành giọt ở dưới và nhiều xuống. Khi ổn định chiều dày lớp lỏng không đổi. Thổi cát trên bề mặt, nước ngưng được nhưng không bám nên bề mặt đọng rất ít → gọi là ống truyền nhiệt cường độ cao.

+ Đối với thiết bị ngưng hơi loại chùm ống đặt nằm, do nước ngưng chảy từ các hàng ống phía trên xuống nên các hàng ống phía dưới màng nước càng dày làm cho hệ số tỏa nhiệt  $\alpha$  giảm.

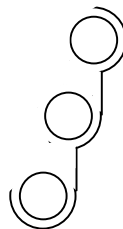


Hình 2.23: Ngưng tụ khi ống xếp thẳng hàng

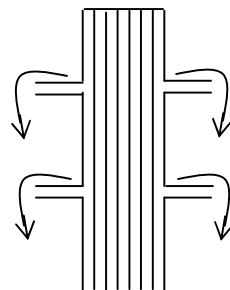
Hình 2.24: Ngưng tụ khi ống xếp xen kẽ

Khi chùm ống sắp so le, nước chảy nhanh hơn (ít bị cản trở)  $\rightarrow$  lớp bề mặt mỏng nhiều  $\rightarrow$  truyền nhiệt tốt hơn.

\* Trong thiết bị ngưng hơi công nghiệp, người ta thường bố trí các ống đặt nằm sắp xếp sao cho nước ngưng từ hàng ống ở trên chảy xuống chỉ tiếp xúc về một phía của bề mặt ống, còn bề mặt phía kia của ống thì tiếp xúc trực tiếp với hơi. Do đó hệ số tỏa nhiệt của các hàng ống phía dưới sẽ bị giảm hơn.



+ Đối với ống đứng:



Làm thêm các vòng tròn gắn vào, nước từ trên chảy xuống gặp vòng tròn chảy ra ngoài nên lớp màng mỏng, lớp dưới không bị ảnh hưởng lớp trên.

Trên mặt ống thêm các rãnh dọc để nước chảy nhanh hơn.

⇒ Hệ số truyền nhiệt  $\alpha$  có thể thay đổi 10 lần.

### 2.2.4. Cấp nhiệt cho chất lỏng sôi

Sôi là quá trình chuyển thể từ thể lỏng sang thể hơi ở điều kiện nhiệt độ sôi.

Một chất lỏng bất kỳ nào ở trong bình chứa đều chỉ có thể đun nóng đến nhiệt độ bão hoà. Nếu ta tiếp tục cấp nhiệt thì chất lỏng sẽ bắt đầu sôi. Trong quá trình sôi thì nhiệt độ chất lỏng giữ nguyên không thay đổi còn lượng nhiệt cung cấp thêm chỉ làm bốc hơi chất lỏng.

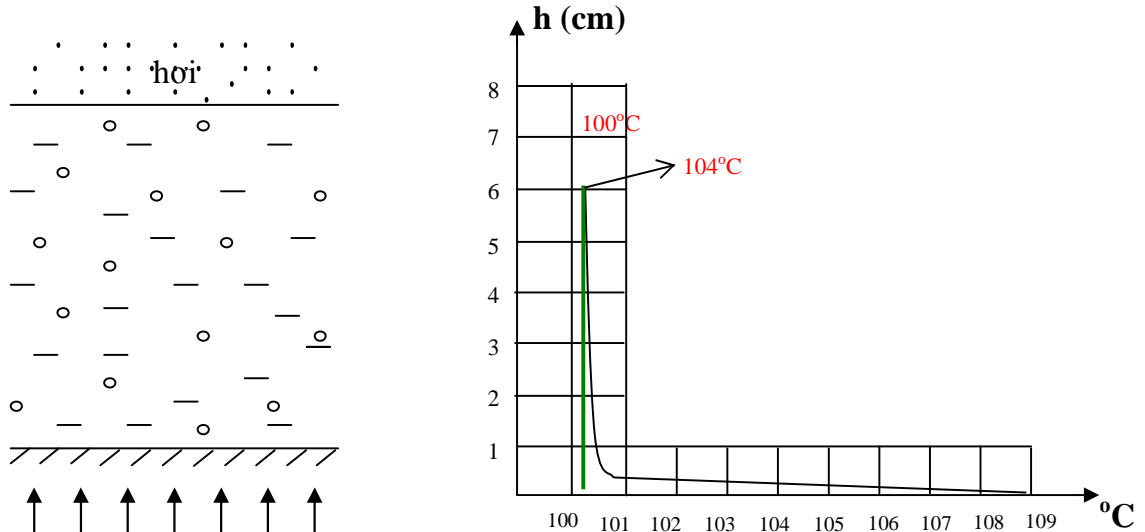
Muốn xảy ra quá trình sôi cần phải có các điều kiện sau:

- Chất lỏng phải được quá nhiệt đến nhiệt độ  $t_T$  nào đó lớn hơn nhiệt độ bão hoà  $t_{bh}$  ở áp suất P. Qua nghiên cứu thực nghiệm cho thấy rằng độ quá nhiệt  $\Delta t = t_T - t_{bh}$  phụ thuộc vào loại chất lỏng, áp suất và tính chất của bề mặt truyền nhiệt:

+ Chất lỏng càng tinh khiết thì độ quá nhiệt ban đầu thường yêu cầu cao khi sôi. Nếu trong chất lỏng có hoà tan các khí (như không khí) và tồn tại các hạt lơ lửng thì quá trình sôi gần như xảy ra ngay sau khi chất lỏng đạt đến nhiệt độ bão hoà.

+ Nếu bề mặt nhám, sần sùi thì độ quá nhiệt để sôi nhỏ, còn nếu bề mặt láng thì độ quá nhiệt để sôi lớn.

- Phải tồn tại các tâm hóa hơi, tâm hoá hơi thường tồn tại ở các vùng của bề mặt trao đổi nhiệt có độ nhấp nhô. Đối với những bề mặt trao đổi nhiệt có độ nhẵn rất cao thì độ quá nhiệt tương đối lớn, còn những bề mặt có độ nhô nhám thì độ quá nhiệt bé.

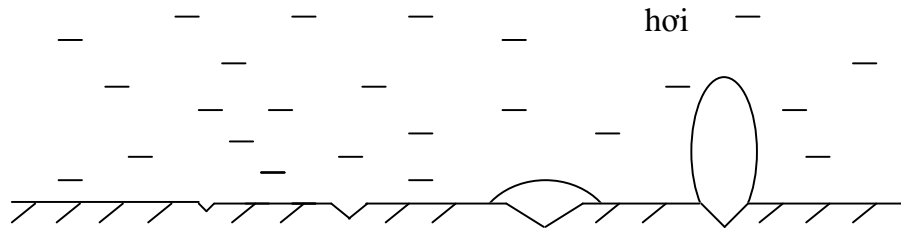


**Hình 2.25: Sự phân bố nhiệt độ trong nước khi sôi ở điều kiện áp suất khí quyển**

Từ đồ thị phân bố nhiệt độ chúng ta thấy nhiệt độ lớp chất lỏng gần sát trên bề mặt gia nhiệt thay đổi tương đối nhiều, sau đó gần như không thay đổi trong suốt chiều cao của khối chất lỏng, nhiệt độ trong khối chất lỏng thực tế cao hơn nhiệt độ bão hoà ở áp suất tương ứng một ít, sự chênh lệch này không đáng kể trong điều kiện tính toán kỹ thuật, do đó trên thực tế người ta xem nhiệt độ chất lỏng khi sôi bằng nhiệt độ bão hoà ở áp suất tương ứng.

2.2.4.1. Cơ cấu quá trình sôi

Khi chúng ta cung cấp nhiệt cho chất lỏng qua bề mặt đun nóng nên chất lỏng ở sát bề mặt có độ quá nhiệt cao, nếu bề mặt có sẵn những tâm hoá hơi thì quá trình sôi của chất lỏng được hình thành. Trên bề mặt đun nóng tại những tâm hoá hơi, giọt nước sẽ nhận nhiệt hoá thành các bọt hơi có kích thước rất nhỏ, chúng được xem là những “mầm hơi” để tạo thành pha hơi. Những bọt hơi sau khi sinh ra có thể tồn tại và dần dần lớn lên do sự bay hơi của chất lỏng gần bề mặt bọt hơi, hoặc có thể bẹp đi do ngưng tụ của hơi trong bọt.



Hình 2.25: Các mầm hơi hình thành tại các tâm sôi

Điều kiện tồn tại của bọt hơi trong chất lỏng được quyết định bởi sự cân bằng các lực tác dụng lên bề mặt bọt hơi. Những lực đó là lực áp suất của hơi trong bọt, lực áp suất của chất lỏng bao chung quanh bọt. Đối với bọt hơi dạng hình cầu, điều kiện cân bằng của các lực đó được thiết lập bởi phương trình Laplace:

$$\Delta p = p_h - p_{cl} = \frac{2}{R_o} \tag{2.34}$$

Với  $p_h$ : áp suất của hơi trong bọt

$p_{cl}$ : áp suất của lớp chất lỏng bao quanh bọt.

$R_o$ : bán kính tới hạn hoặc là bán kính bé nhất của bọt hơi lúc mới phát sinh.

+ Nếu  $\Delta p > \frac{2}{R_o}$  tức lực áp suất của hơi trong bọt lớn hơn tổng lực tác dụng bên ngoài bọt hơi, khi ấy bọt hơi có thể tồn tại và tiếp tục lớn hơn.

+ Nếu  $\Delta p < \frac{2}{R_o}$  bọt hơi sẽ ngưng tụ và bẹp đi.

Từ phương trình (2.34) chúng ta có thể xác định được bán kính tới hạn  $R_o$  của bọt hơi hình cầu. Chúng ta biết rằng hơi trong bọt mới sinh ra là hơi bão hoà có nhiệt độ bằng nhiệt độ vùng chất lỏng được quá nhiệt sát vách (tức bằng nhiệt độ bề mặt đốt nóng  $t_T$ ). Như vậy áp suất của hơi trong bọt hơi sinh ra sẽ được xác định theo nhiệt độ của bề mặt vách  $t_T$ , còn áp suất của lớp chất lỏng bao quanh bọt hơi  $p_{cl}$  có thể xem gần đúng bằng áp suất của hơi bão hoà trên bề mặt thoáng và được xác định theo nhiệt độ bão hoà  $t_{bh}$ . Điều này chỉ cho phép khi chiều cao của mức chất lỏng trên bề mặt đun nóng không lớn lắm và khối chất lỏng đó được quá nhiệt so với nhiệt độ bão hoà.

Các bọt hơi mới sinh ra nhận nhiệt từ bề mặt đun nóng qua lớp chất lỏng bao quanh bọt hơi, lớp chất lỏng này liên tục bay hơi vào trong bọt làm tăng dần kích thước của bọt hơi. Theo mức độ lớn lên của bọt hơi, sức căng bề mặt bị giảm rất nhanh, do đó tốc độ lớn lên của bọt hơi tăng liên tục và càng làm tăng cường độ bay hơi trên bề mặt bọt hơi. Độ chênh nhiệt độ  $\Delta t$  càng tăng thì tốc độ lớn lên của bọt hơi càng tăng, khi áp suất tăng thì tốc độ lớn lên của bọt hơi sẽ chậm lại.

Khi kích thước của bọt hơi đủ lớn, lực nâng tác dụng lên bọt hơi trở nên đáng kể, nó làm tách bọt hơi khỏi bề mặt đun nóng, tiếp ngay sau đây một lượng chất lỏng khác lại vào choán chỗ mà bọt hơi trước đó vừa tách đi. Lượng chất lỏng này cũng cần được quá nhiệt cho đến nhiệt độ cần thiết để tạo thành bọt hơi mới. Thời gian kể từ thời điểm tách ly bọt hơi cũ đến thời điểm tách ly bọt mới kế tiếp trên cùng một vị trí của bề mặt đun nóng (tức trên cùng một tâm hóa hơi) được gọi là chu kỳ sản sinh bọt hơi ( $\tau$ ).

**VD:** Đối với nước khi sôi trong điều kiện tiêu chuẩn,  $\tau = 0,05s$ .

Khoảng một nửa thời gian ấy dùng để tạo nên bọt hơi từ kích thước tới hạn đến kích thước tách ly bọt hơi khỏi bề mặt đun nóng, còn nửa thời gian thì được dùng để quá nhiệt cho chất lỏng mới đến choán chỗ của bọt hơi cũ vừa được tách ra. Đại lượng nghịch đảo của chu kỳ sản sinh bọt hơi được gọi là tần số sản sinh bọt hơi.

Sau khi tách khỏi bề mặt đun nóng, bọt hơi dịch chuyển lên trên về phía mặt thoáng dưới tác dụng của lực nâng, trong quá trình dịch chuyển, bọt hơi phải khắc phục sức cản ma sát của chất lỏng tác dụng lên bề mặt bọt hơi. Tốc độ nâng bọt hơi về phía mặt thoáng tăng dần lên từ 0,17 đến 0,35m/s.

Nếu toàn bộ khối chất lỏng trên bề mặt đun nóng đều được quá nhiệt thì trong quá trình dịch chuyển này, bọt hơi sẽ tiếp tục lớn lên với tốc độ nhanh, các bọt hơi dịch chuyển nhanh đến bề mặt thoáng và ở đây chúng bay hơi vào môi trường. Điều đó chứng tỏ rằng trong quá trình chuyển động xuyên qua lớp chất lỏng, bọt hơi có thu nhận thêm một lượng hơi và một lượng nhiệt bổ sung khá lớn. Vậy các bọt hơi tạo thành chủ yếu không phải trên bề mặt đun nóng mà còn trong lòng chất lỏng.

Trường hợp chất lỏng ngoài lớp biên nhiệt có nhiệt độ bé hơn nhiệt độ bão hòa thì các bọt hơi khi dịch chuyển qua lớp chất lỏng sẽ bị ngưng tụ lại trước khi chúng chuyển đến bề mặt thoáng. Quá trình sôi này được gọi là sôi bề mặt hoặc sôi trong chất lỏng chưa tới nhiệt.

#### **2.2.4.2. Những nhân tố cơ bản ảnh hưởng đến quá trình tỏa nhiệt khi sôi**

##### **❖ Ảnh hưởng của độ chênh nhiệt độ $\Delta t$ :**

Theo thực nghiệm, người ta nhận thấy rằng đặc tính của quá trình sôi và cường độ cấp nhiệt khi sôi phụ thuộc vào hiệu số nhiệt độ  $\Delta t$  giữa bề mặt đun nóng và chất lỏng sôi

$$\Delta t = t_T - t_s$$

$t_T$ : nhiệt độ thành phía tiếp xúc với chất lỏng.

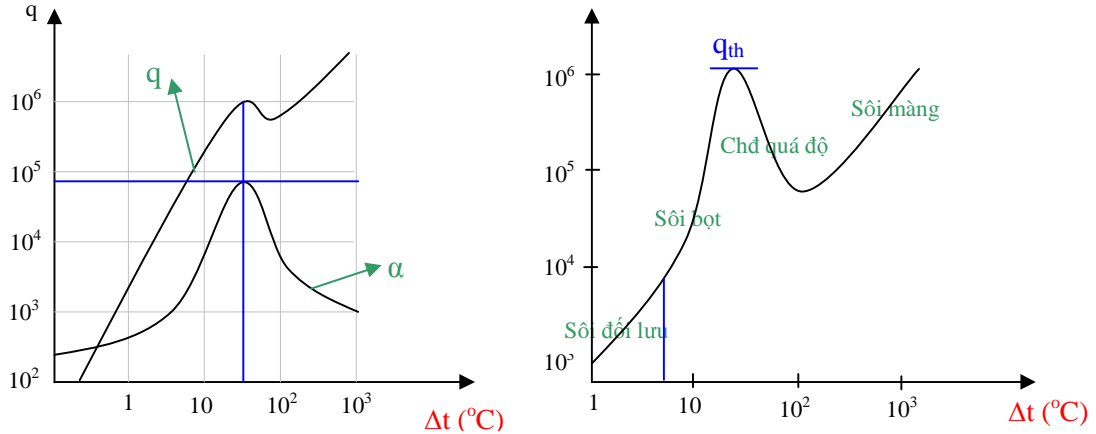
$t_s$ : nhiệt độ sôi của chất lỏng

Mặt khác, hiệu số nhiệt độ  $\Delta t$  có ảnh hưởng đến nhiệt tải riêng  $q$ .

$$q = \frac{Q}{F \cdot \tau} \cdot \alpha \cdot \Delta t$$

do đó, nếu  $\Delta t$  tăng thì  $q$  tăng.

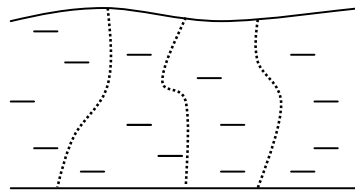
\* Trên hình 1 biểu thị ảnh hưởng của độ chênh nhiệt độ  $\Delta t$  đến hệ số toả nhiệt  $\alpha$  và nhiệt tải riêng  $q$  trong trường hợp sôi ở áp suất khí quyển.



**Hình 2.27: Sự phụ thuộc của  $q$  và  $\alpha$  vào  $\Delta t$**

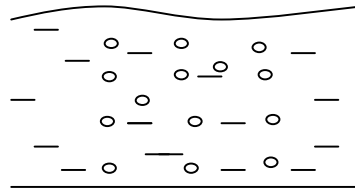
Từ đồ thị chúng ta nhận thấy:

– Khi  $\Delta t$  bé ( $\Delta t < 5^\circ\text{C}$ ), các bọt hơi nhỏ li ti bắt đầu xuất hiện trên bề mặt đun nóng tại các tâm tạo bọt. Lúc này việc tăng  $\Delta t$  ít ảnh hưởng đến  $\alpha$  và  $q$  vì số bọt hơi sinh ra không đủ xáo động mạnh lớp chất lỏng trên bề mặt đun nóng. Việc xác định các đặc tính toả nhiệt trong trường hợp này giống như trong trường hợp đối lưu tự nhiên, vì vậy chế độ này được gọi là chế độ sôi đối lưu tự nhiên (chất lỏng đi chuyển với vận tốc nhỏ do bị lôi kéo bởi đối lưu tự nhiên chứ không phải do trọng lượng riêng).



**Hình 2.28: Sôi đối lưu tự nhiên**

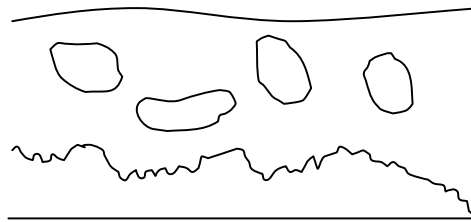
– Khi  $\Delta t > 5^\circ\text{C}$ , việc tăng  $\Delta t$  gây ảnh hưởng rõ rệt đến việc tăng  $\alpha$  và  $q$ . Số tâm tạo bọt tăng lên sinh ra các bọt hơi càng nhiều và càng tách ra khỏi bề mặt đun nóng, chất lỏng sủi bọt nhiều hơn và quá trình sôi mãnh liệt hơn. Chính các bọt hơi này làm tăng tốc độ chuyển động của chất lỏng, chúng bị xáo động mạnh, do đó  $\alpha$  tăng. Chế độ sôi trong lúc này gọi là sôi sủi bọt (đối lưu tự nhiên không có ý nghĩa mà đối lưu do bọt, chỗ nào có bọt thì đi lên, không có bọt đi xuống). Độ chênh nhiệt độ ở chế độ này nằm trong khoảng  $5^\circ\text{C} < \Delta t < 22,2^\circ\text{C}$ .



**Hình 2.29: Sôi sủi bọt**

– Tiếp theo đây là vùng không ổn định ứng với  $22,2^{\circ}\text{C}$  ( $\Delta t < 110^{\circ}\text{C}$ ), khi  $\Delta t$  tăng quá  $22,5^{\circ}\text{C}$  số bọt hơi sinh ra rất nhiều, số bọt hơi này dễ dính liền lại với nhau và tạo nên một màng hơi phủ trên bề mặt đun nóng. Vì hơi có hệ số dẫn nhiệt rất bé so với nước nên ở chế độ này việc tăng độ chênh nhiệt độ sẽ làm cho  $\alpha$  và  $q$  giảm xuống.

– Sau đó, khi toàn bộ bề mặt đun nóng đã bị phủ bởi 1 màng hơi liên tục thì chế độ sôi chuyển sang sôi màng (ứng với  $\Delta t > 110^{\circ}\text{C}$ ). Ở chế độ này hệ số tỏa nhiệt  $\alpha$  có trị số bé nhưng với độ chênh nhiệt độ cao, sự truyền nhiệt qua màng hơi được thực hiện chủ yếu do bức xạ và do đó  $q$  tăng lên cùng với sự tăng của  $\Delta t$ . Trong trường hợp này độ chênh nhiệt độ rất cao, các giọt chất lỏng không thể nào tiếp xúc được với bề mặt vách vì bị màng hơi phủ trên bề mặt đun nóng ngăn cách, chúng “bơi” trên bề mặt màng hơi và phải qua thời gian đáng kể chúng mới bay hơi được hết.



**Hình 2.30: Sôi màng**

– Trạng thái chuyển từ sôi bọt sang sôi màng không ổn định gọi là trạng thái tới hạn thứ I. Đối với nước sôi ở áp suất khí quyển, các thông số ở trạng thái tới hạn thứ I bằng  $\Delta t_{th} \approx 25^{\circ}\text{C}$ ,  $\alpha_{th1} \approx 6,75 \cdot 10^4 \text{ W/m}^2 \text{ độ}$  và  $q_{th1} \approx 1,69 \cdot 10^6 \text{ W/m}^2$ . Nếu chúng ta tiến hành ngược lại từ sôi màng ổn định sang sôi bọt bằng cách giảm  $q$  hoặc  $\Delta t$ , thực nghiệm cho thấy rằng trạng thái tới hạn này sẽ ứng với trị số dòng nhiệt bé hơn và được gọi là trạng thái tới hạn thứ II.

Vậy chế độ sôi thích hợp nhất của chất lỏng là sôi sủi bọt và ở gần điểm tới hạn. người ta cố duy trì ở trạng thái sôi sủi bọt và hoàn toàn không muốn sôi màng (thực phẩm) vì khi sôi màng nhiệt độ rất lớn làm hư sản phẩm.

**Chú ý:** Ở chế độ sôi bọt và sôi màng không ổn định, đặc tính biến đổi của  $q$  và  $\alpha$  phụ thuộc rất lớn vào vật liệu và độ nhám của bề mặt đun nóng hưng ở vùng sôi màng ổn định thì ảnh hưởng của các nhân tố đó hầu như không đáng kể bởi vì khi đó chất lỏng không tiếp xúc trực tiếp với bề mặt đun nóng.

\* Đối với nước khi sôi ở chế độ sủi bọt, chỉ có đối lưu tự nhiên và áp suất làm việc từ  $0,2 \div 100 \text{at}$  thì hệ số  $\alpha$  có thể xác định theo 1 trong 2 công thức sau:

$$\alpha_n = 3,14 \cdot p^{0,13} \cdot q^{0,7} \text{ (W/m}^2 \text{ độ)} \quad (2.35a)$$

$$\alpha_n = 45,3 \cdot p^{0,5} \cdot \Delta t^{2,33} \text{ (W/m}^2 \text{ độ)} \quad (2.35b)$$

Với p: áp suất làm việc (at)

q: nhiệt tải riêng (W/m<sup>2</sup>)

$\Delta t = t_T - t_s$ : hiệu số nhiệt độ giữa thành thiết bị và chất lỏng sôi (°C).

\* Hệ số cấp nhiệt của các chất lỏng bất kỳ khác chưa có công thức tính toán thật đơn giản và chính xác. Vậy khi cần tính toán gần đúng ta có thể tính theo hệ số cấp nhiệt  $\alpha_n$  của nước rồi nhân thêm hệ số hiệu chỉnh  $\Psi$ :

$$\alpha = \Psi \cdot \alpha_n \quad (2.36)$$

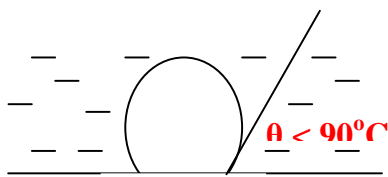
Hệ số  $\Psi$  của dung dịch bất kỳ thì bao giờ cũng nhỏ hơn 1 và được tính theo công thức:

$$\Psi = \left( \frac{\lambda_{dd}}{\lambda_n} \right)^{0,565} \cdot \left[ \left( \frac{\rho_{dd}}{\rho_n} \right)^2 \cdot \left( \frac{C_{dd}}{C_n} \right) \cdot \left( \frac{\mu_n}{\mu_{dd}} \right) \right]^{0,435}$$

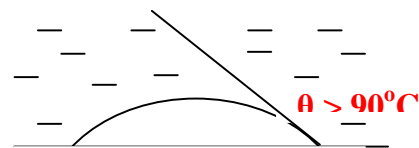
Trong đó,  $\lambda$ ,  $\rho$ ,  $C$ ,  $\mu$  lần lượt là hệ số dẫn nhiệt, khối lượng riêng, nhiệt dung riêng, độ nhớt tương ứng với nhiệt độ sôi của dung dịch (chỉ số dd biểu thị dung dịch, chỉ số n biểu thị nước).

❖ Ảnh hưởng của góc dính ướt  $\theta$

Khi bề mặt đun nóng thấm ướt chất lỏng tốt thì các bọt hơi có chân bám vào thành bề mặt đun nóng nhỏ ( $\theta < 90^\circ$ ), do đó dễ tách ra khỏi bề mặt đun nóng. Khi bề mặt đun nóng thấm ướt không tốt thì các bọt hơi có chân bám vào bề mặt đun nóng lớn ( $\theta > 90^\circ$ ), do đó khó tách ra khỏi bề mặt đun nóng. Trường hợp này, nếu số tâm tạo bọt nhiều thì bề mặt đun nóng có thể bị bao phủ bởi 1 màng hơi làm giảm hệ số cấp nhiệt. Vậy khi đun sôi chất lỏng, nếu bề mặt đun nóng thấm ướt tốt thì hệ số cấp nhiệt sẽ lớn hơn so với trường hợp bề mặt đun nóng thấm ướt không tốt.

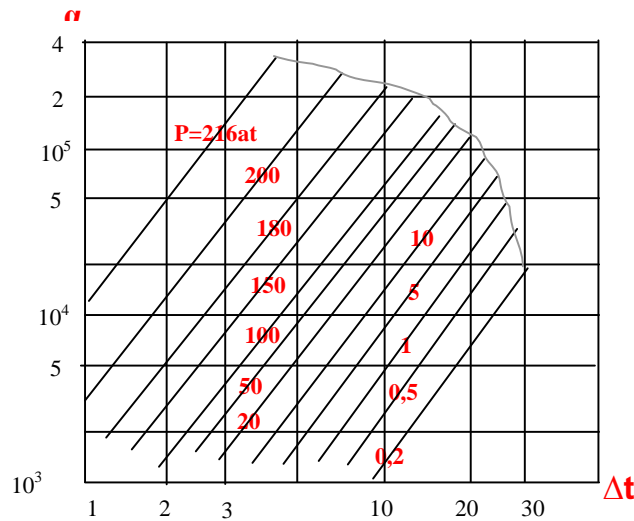


Hình 2.31: Bề mặt đun nóng thấm ướt tốt



Hình 2.32: Bề mặt đun nóng thấm ướt không tốt

❖ Ảnh hưởng của áp suất



**Hình 2.33: Toả nhiệt khi sôi bọt trên bề mặt ống ngang**

Trong điều kiện  $\Delta t$  không thay đổi, khi tăng áp suất bão hoà sẽ dẫn đến làm cho bán kính tới hạn  $R_o$  giảm, số tâm hơi tăng, bọt hơi sinh ra nhiều làm tăng cường độ toả nhiệt  $\alpha$ .

❖ Ảnh hưởng của sức căng bề mặt và độ nhớt của chất lỏng

Trị số bán kính tới hạn  $R_o$  tỷ lệ thuận với sức căng bề mặt  $\sigma$ , cho nên khi  $\sigma$  tăng sẽ dẫn đến làm  $R_o$  tăng, số tâm hoá hơi và cường độ toả nhiệt giảm.

Theo thực nghiệm thì:

$$\alpha \approx \sigma^{-0,33}$$

Đối với độ nhớt động lực học  $\mu$  thì cũng có tác dụng tương tự, nghĩa là khi  $\mu$  tăng thì  $\alpha$  giảm, quan hệ này được thể hiện:

$$\alpha \approx \mu^{-0,45}$$

❖ Ảnh hưởng của trạng thái bề mặt đun nóng

Việc tăng độ nhám trên bề mặt đun nóng sẽ đưa đến khả năng làm tăng số tâm hoá hơi, do đó làm tăng cường độ toả nhiệt. Tuy nhiên, khi nhiệt tải riêng ( $q > 2.10^5 \text{ W/m}^2$ ) thì ảnh hưởng của độ nhám sẽ không đáng kể.

Trường hợp trên bề mặt đốt nóng có lớp oxyde thì tác dụng của lớp này một mặt tăng thêm độ nhám của bề mặt và đồng thời cũng tạo nên một lớp nhiệt trở phụ. Khi nhiệt tải riêng bé ( $q < 2.10^3 \text{ W/m}^2$ ) thì ảnh hưởng của độ nhám tăng, hệ số toả nhiệt của bề mặt bị oxyde hoá lớn hơn đối với bề mặt nhẵn sạch.

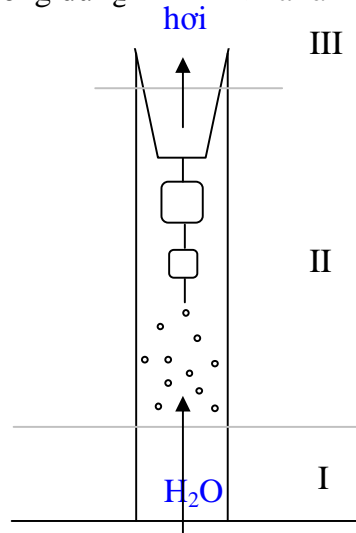
❖ Ảnh hưởng của tốc độ chuyển động chất lỏng và cách bố trí bề mặt đun nóng đối với  $\alpha$

Trong bộ phận sinh hơi của lò hơi, sự tuần hoàn của nước trong các ống được thực hiện do độ chênh mật độ giữa nước và hỗn hợp hơi - nước (tuần hoàn tự nhiên) hoặc

do tác dụng của ngoại lực (tuần hoàn cưỡng bức). Khi chất lỏng sôi trong ống ở điều kiện này thì tốc độ của dòng chảy có thể dẫn đến làm tăng trị số  $\alpha$ . Mức độ tăng được xác định bởi việc làm rối loạn lớp chất lỏng trên bề mặt đun nóng, khi tốc độ lưu động bé thì sự lưu động của dòng ảnh hưởng không đáng kể đối với  $\alpha$  nhưng trong trường hợp tốc độ chảy lớn, dòng chảy sẽ cuốn theo những bọt hơi chưa kịp đủ lớn để làm rối loạn lớp chất lỏng sát bề mặt đun nóng, do đó việc tính toả nhiệt trong trường hợp này cũng gần giống như trường hợp toả nhiệt trong môi trường 1 pha.

Sự phân bố nhiệt độ trong trường hợp sôi của chất lỏng trong ống đứng và ống ngang.

- Khi sôi trong ống đứng chia làm 3 vùng:

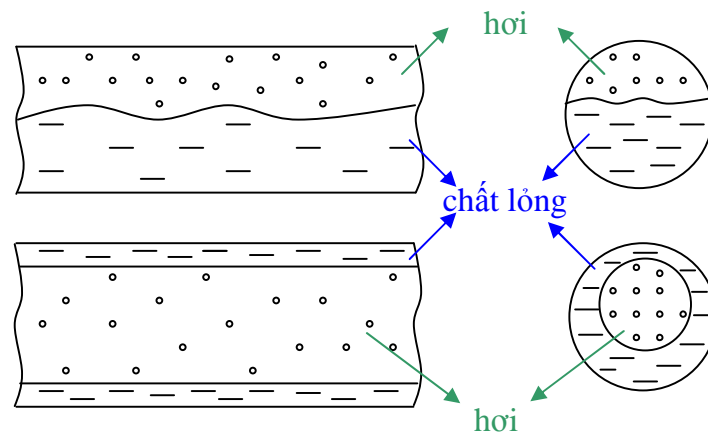


**Hình 2.34: Sự phân bố nhiệt độ trong trường hợp sôi của chất lỏng trong ống đứng**

- + Vùng gia nhiệt cho nước (vùng I); chất lỏng 1 pha (nước).
- + Vùng sôi (vùng II): chế độ nhũ tương.
- + Vùng làm khô hơi nước (vùng III): hơi ẩm.

Khi nhiệt tải riêng không đổi trên toàn chiều dài ống, việc tăng tốc độ dòng chảy sẽ đưa đến làm tăng chiều dài vùng gia nhiệt cho nước và làm giảm chiều dài vùng sôi. Ngược lại, nếu giữ tốc độ dòng chảy không đổi, việc tăng  $q$  sẽ làm cho vùng sôi tăng, vùng gia nhiệt giảm.

- Đối với ống đặt nằm:



**Hình 2.35: Sự phân bố nhiệt độ trong trường hợp sôi của chất lỏng trong ống đặt nằm**

Cấu trúc của dòng không chỉ thay đổi theo chiều dài của ống mà còn thay đổi theo chu vi của ống:

+ Nếu tốc độ của dòng bé và lượng hơi trong ống không lớn lắm thì dòng chảy chia rõ làm 2 phần: phần trên là chuyển động của hơi, phần dưới chuyển động của nước.

+ Nếu tốc độ dòng chảy lớn và lượng hơi sinh ra nhiều thì nước sẽ chuyển động sát vách và hơi sẽ chuyển động theo trục ống.

### 2.2.4.3. Một số công thức tính toán quá trình tỏa nhiệt khi sôi

Việc xác định các đặc tính tỏa nhiệt khi chất lỏng sôi là một vấn đề rất khó khăn phức tạp bởi vì nó phụ thuộc rất nhiều nhân tố. Vấn đề thiết lập 1 công thức tổng quát có thể tính toán chung cho mọi trường hợp của chất lỏng sôi là điều không thể thực hiện được. Phương pháp nghiên cứu chủ yếu hiện nay vẫn là dùng thực nghiệm.

#### ❖ Toả nhiệt khi sôi bọt

Khi  $p = 1 \div 200$  bar:

$$\alpha = b \cdot \left( \frac{\lambda^2}{v \cdot \sigma \cdot t_s} \right)^{1/3} \cdot q^{2/3} \quad (2.37)$$

$$\text{Với } b = 0,075 \cdot \left[ 1 + 10 \cdot \left( \frac{\rho \cdot h}{\rho_{cl} - \rho_h} \right)^{2/3} \right]$$

q: nhiệt tải riêng ( $\text{W/m}^2$ )

Tất cả các thông số vật lý trong công thức (2.37) được chọn theo nhiệt độ bão hoà.

→ Đối với nước:

$$\alpha = \frac{3,4 \cdot p_s^{0,18}}{1 - 0,0045 \cdot p_s} \cdot q^{2/3} \quad (2.38)$$

Với  $p_s$ : áp suất bão hoà (bar)

Hoặc có thể sử dụng công thức của Viện sĩ Mikhêep đối với trường hợp sôi bọt của nước trong điều kiện áp suất  $p = 0,2 \div 80$ bar.

$$\alpha = 3,15 \cdot p^{0,15} \cdot q^{0,7} \quad (\text{W/m}^2 \text{ độ}) \quad (2.39a)$$

$$\alpha = 46 \cdot \Delta t^{0,15} \cdot q^{0,5} \quad (\text{W/m}^2 \text{ độ}) \quad (2.39b)$$

Với  $\Delta t = t_T - t_s$

$p$ : áp suất tuyệt đối của hơi (bar)

$q$ : nhiệt tải riêng ( $\text{W/m}^2$ )

#### ❖ Toả nhiệt khi sôi màng

Sôi màng thường gặp khi bề mặt đun nóng có nhiệt tải riêng lớn. Ở chế độ sôi màng do việc tạo nên màng hơi có hệ số dẫn nhiệt bé bám trên bề mặt đun nóng nên cường độ tỏa nhiệt giảm so với khi sôi bọt. Tuy nhiên ở áp suất cao, trị số  $\alpha$  ở chế độ sôi màng lại trở nên đáng kể. Điều đó ngăn ngừa sự đốt cháy bề mặt gia nhiệt mặc dù độ chênh nhiệt độ giữa vách và chất lỏng cao, vì vậy chế độ sôi màng vẫn có ý nghĩa thực tế và cho phép ứng dụng trong một số thiết bị sinh hơi (**VD: bộ phận thu nhiệt của lò phản ứng hạt nhân trong các nhà máy điện nguyên tử**).

- Trường hợp chất lỏng sôi màng trên bề mặt đun nóng đặt đứng chiều cao  $H$ , hệ số toả nhiệt trung bình trên bề mặt có thể tính theo công thức gần đúng:

$$\alpha_d = C_d \cdot \sqrt[4]{\frac{\lambda_h^3 \cdot \rho_h \cdot r \cdot (\rho_{cl} - \rho_h) \cdot g}{\mu_h \cdot \Delta t \cdot H}} \quad (2.40)$$

- Trường hợp chất lỏng sôi màng trên vách ống đặt nằm đường kính  $d$ :

$$\alpha_n = C_n \cdot \sqrt[4]{\frac{\lambda_h^3 \cdot \rho_h \cdot r \cdot (\rho_{cl} - \rho_h) \cdot g}{\mu_h \cdot \Delta t \cdot d}} \quad (2.41)$$

Trong các công thức trên, hằng số  $C_d$  và  $C_n$  tương ứng bằng 0,677 và 0,943 khi sôi màng và chất lỏng chuyển động. Trường hợp chất lỏng và hơi trên bề mặt phân pha chuyển động cùng vận tốc thì hệ số này lần lượt bằng 0,53 và 0,72.