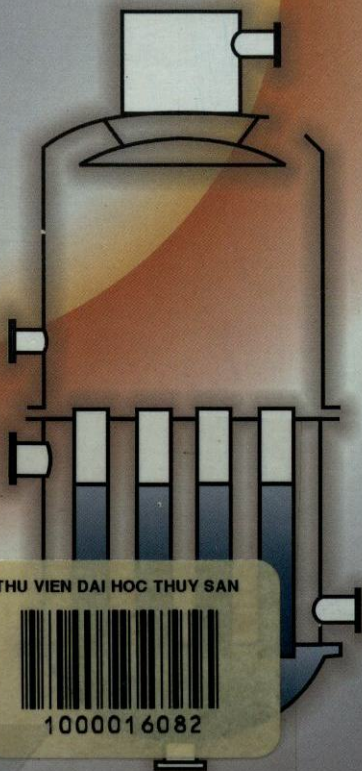


NGUYỄN BIN

TÍNH TOÁN QUÁ TRÌNH, THIẾT BỊ

TRONG CÔNG NGHỆ
HÓA CHẤT
VÀ THỰC PHẨM

TẬP 1



THU VIEN DAI HOC THUY SAN



1000016082

*Chào mừng bạn đã đến với
thư viện của chúng tôi*

Xin vui lòng:

- Không xé sách
- Không gạch, viết, vẽ lên sách



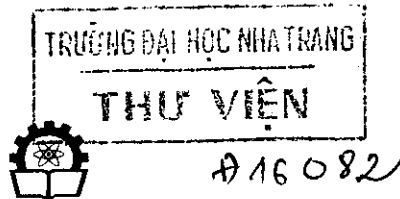
NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT

GS, TSKH NGUYỄN BIN

**TÍNH TOÁN QUÁ TRÌNH, THIẾT BỊ
TRONG CÔNG NGHỆ HÓA CHẤT VÀ
THỰC PHẨM**

(Tái bản lần thứ ba)

TẬP 1



**NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT
HÀ NỘI**

LỜI NÓI ĐẦU

Các quá trình và thiết bị trong công nghệ hóa chất và thực phẩm là lĩnh vực rộng được xây dựng trên cơ sở của khoa học tự nhiên và kỹ thuật. Vì vậy muốn nắm vững, người kỹ sư phải vừa có kiến thức về qui luật tự nhiên lại vừa hiểu sâu thực tiễn kỹ thuật. Đặc điểm của lĩnh vực này là nghiên cứu những diễn biến quá trình và cơ cấu thiết bị để nắm vững các qui luật hoạt động của quá trình và cơ cấu thiết bị, nhằm ứng dụng vào thực tế sản xuất. Mặt khác đối tượng phục vụ lại rất rộng, bao gồm các công nghệ của công nghiệp hóa chất và thực phẩm, như công nghiệp phân bón, xi măng, chế biến dầu khí, chế biến bảo quản các loại nông sản, tức là mọi công nghệ có các quá trình thủy lực, thủy cơ, chuyển khối, truyền nhiệt và chuyển hóa vật chất.

Do đó, nó trở thành một chuyên ngành quan trọng, đào tạo kỹ sư có khả năng thích ứng tốt với mọi vị trí công tác. Đối với các ngành công nghệ thì nó được cấu tạo thành một môn học cơ sở mấu chốt.

Cuốn "Tính toán quá trình, thiết bị trong công nghệ hóa chất và thực phẩm" đúc kết những cơ sở lý thuyết chính và đưa ra những bài tập ví dụ minh họa, nhằm giúp cho sinh viên nắm vững thêm lĩnh vực quá trình và thiết bị, đồng thời là cơ sở tham khảo tốt cho các kỹ sư và cán bộ kỹ thuật trong ngành công nghệ.

Cuốn sách được kết cấu theo chương trình môn học "Quá trình và thiết bị trong công nghệ hóa chất và thực phẩm" để giảng dạy cho sinh viên các ngành công nghệ, gồm tập 1 có các quá trình và thiết bị thủy lực, thủy cơ, truyền nhiệt, bốc hơi và kết tinh và tập 2 có các quá trình và thiết bị sấy chưng luyện, hấp thụ, hấp phụ, trích ly và làm lạnh.

Những hạn chế và thiếu sót trong cuốn sách chắc khó tránh khỏi, tác giả mong nhận được sự đóng góp và chỉ bảo của các bạn đọc.

Tác giả

NHỮNG KÝ HIỆU THƯỜNG DÙNG

Chiều dài	l (m)
Chiều rộng	b (m)
Chiều cao	h (m)
Bán kính	R, r (m)
Bán kính thủy lực	r_{11} (m)
Đường kính	D, d (m)
Chu vi	u (m)
Bề mặt tiếp xúc	F (m ²)
Tiết diện	f (m ²)
Thể tích	V (m ³)
Thể tích riêng	v (m ³ /kg)
Hệ số giãn thể tích	β (1/°C)
Khối lượng	m (kg)
Khối lượng riêng	ρ (kg/m ³)
Khối lượng phân tử	M
Áp suất	P, p (N/m ² , at)
Nồng độ	y, x (kg/kg, mol/mol, kg/m ³ , mol/m ³)
Thời gian	t, τ (h, s)
Vận tốc	w (m/s)
Độ nhớt động lực	η (kg/ms)
Độ nhớt động học	ν (m ² /s)
Lưu lượng	G, V (kg/s, m ³ /s)
Hệ số khuếch tán	D (m ² /h)
Hệ số chuyển khối	K [kg/(hm ² kg/kg)]
Nhiệt độ	T, θ (°C, °K)
Nhiệt lượng	$Q_w, J/h$

Nhiệt dung riêng	C_p (kJ/kg độ)
Hàm nhiệt	I, i (kJ/kg)
Hệ số dẫn nhiệt	λ (kJ/mh độ)
Hệ số cấp nhiệt	α (kJ/m ² h độ)
Hệ số truyền nhiệt	K (kJ/m ² h độ)
Độ dẫn nhiệt	a (m ² /h)
Công suất	N (kW)
Năng suất	Q (kg/h, m ³ /h)

Các đơn vị cơ sở của hệ đo

Chiều dài	m
Thời gian	s
Khối lượng	kg
Nhiệt độ	độ

Hệ đơn vị cơ bản:

Vận tốc	m/s
Gia tốc	m/s ²
Lực	kgm/s ² = N
Áp suất	N/m ² = kg/ms ²
Khối lượng riêng	kg/m ³
Công, năng lượng	Nm = kgm ² /s ² = J (Joule)
Công suất	Nm/s = kgm ² /s ² = W (Watt)
Độ nhớt	Ns/m ² = kg/ms
Nhiệt lượng riêng	J/kg độ = m ² /s ² độ

Hệ này có quan hệ với thứ nguyên khác theo hệ số chuyển đổi bằng 9,81 gồm có:

Lực : $k_p = 9,81 \text{ N}$

Công: $k_{pm} = 9,81 \text{ Nm}$

Công suất: $k_{pm/s} = 9,81 \text{ W}$

Áp suất: $k_{p/m^2} = 9,81 \text{ N/m}^2$

Nhiệt lượng kcal = 427 kpm = 9,81.427 Nm = 4186 J.

Chương 1

CÁC QUÁ TRÌNH VÀ THIẾT BỊ THỦY LỰC

1.1. Giới thiệu khái quát về thủy lực

Nghiên cứu về thủy lực có nhiều vấn đề và cũng rất phức tạp vì nó được thể hiện ở mọi nơi có tồn tại dòng khí và lỏng. Trong phạm vi của môn học quá trình và thiết bị thì cơ sở thủy lực chỉ ở giới hạn ứng dụng, vì vậy ta cần phân biệt các khái niệm sau:

- *Thủy tĩnh*: Chỉ một chất lỏng ở trạng thái tĩnh. Một chất lỏng nào đó có được trạng thái tĩnh tuyệt đối, tức đã đạt được điều kiện cân bằng giữa lực trọng lượng và lực áp suất. Khi đó ta có áp suất thủy tĩnh ở dạng vi phân:

$$dp = - \rho g dz = - \gamma dz; \quad (1.1)$$

dạng chung:

$$p = p_0 + \rho gh. \quad (1.2)$$

- *Thủy động*: Chỉ một chất lỏng ở trạng thái chuyển động. Xét về chuyển động, trong thực tế có nhiều dạng, song trong tính toán thường xét hai dạng chính: dòng chuyển động có ma sát và không có ma sát. Nguyên nhân gây ra chuyển động có nhiều yếu tố, trong đó có yếu tố nội lực, tức là các lực tồn tại trong lòng chất lỏng. Ở khía cạnh này thể hiện ở dòng chảy dọc và dòng chảy ngang.

Khi $p = \text{const}$, thì dòng chảy dọc theo tường từ trên xuống hoặc dọc trên bề mặt tự do nào đó.

Khi dòng chảy ngang thì trọng lực bằng không, nên nếu:

◆ Lực trọng lượng lớn hơn nhiều so với lực ma sát thì coi dòng chảy không có ma sát, trong thực tế chỉ có dòng khí, trái lại

◆ Lực trọng lượng nhỏ hơn nhiều so với ma sát thì có chuyển động trượt, tức chuyển động có ma sát.

Vì vậy khi nghiên cứu dòng chảy người ta thường đề cập đến những phương trình cơ bản như:

◆ Phương trình dòng liên tục, được tính dựa vào vận tốc dòng chảy

$$w = \dot{m}/\rho F, \text{ m/s}, \quad (1.3)$$

và định luật bảo toàn:

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_2 = \text{const.}$$

◆ Phương trình dòng ổn định. Sự ổn định của dòng nhờ sự triệt tiêu giữa các lực tác dụng lên nó. Đó là lực khối lượng (còn gọi là lực gia tốc K_ρ , vì theo Newton thì $K_\rho = \rho g$), lực áp suất K_p , trọng lực K_g và lực ma sát K_η .

Sự cân bằng lực có khí:

$$dK_\rho + dK_p + dK_g + dK_\eta = 0. \quad (1.4)$$

Dựa vào tính chất này, Euler đã thiết lập phương trình vi phân cho dòng ổn định. Giả sử theo chiều z các lực tác dụng lên nguyên tố chiều dài dL sẽ là:

$$dK_\rho = + [w \cdot (w + \frac{\partial w}{\partial L} dL)] \dot{m} = -\rho w \frac{dw}{dL} F \cdot dL$$

$$dK_p = [p \cdot (p + \frac{\partial p}{\partial L} dL)] F = - \frac{dp}{dL} F dL$$

$$dK_g = dG \cdot \cos\beta = -dG \sin\alpha = -\rho g \frac{dz}{dL} F dL$$

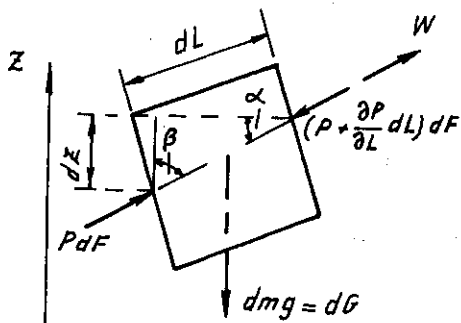
$$dK_\eta = -\tau_t dF_1 = -\tau_t \frac{u}{F} F dL,$$

và phương trình của Euler :

$$\rho w \frac{dw}{dL} + \frac{dp}{dL} + \rho g \frac{dz}{dL} + \tau_t \frac{u}{F} = 0$$

♦ Dòng động lượng.

Nếu giới hạn một vùng nào đó của dòng chuyển động, thì cân bằng lực được thiết lập trên vùng đó, và gọi là vùng động lượng. Giới hạn của vùng chuyển động này chính là thành và tiết diện ống. Mặt cắt của vùng tạo thành một mặt và các lực tác dụng lên nó chỉ trừ lực trọng lượng. Các lực trên vùng động lượng được thể hiện:



Hình 1.1

$$\vec{K}_{\rho_1} - \vec{K}_{\rho_2} = \dot{m} (\vec{w}_1 - \vec{w}_2)$$

$$\vec{K}_{p_1} - \vec{K}_{p_2} = p_1 \vec{F}_1 - p_2 \vec{F}_2$$

$$\vec{K}_g = -g \int_1^2 \rho \sin \alpha F dL$$

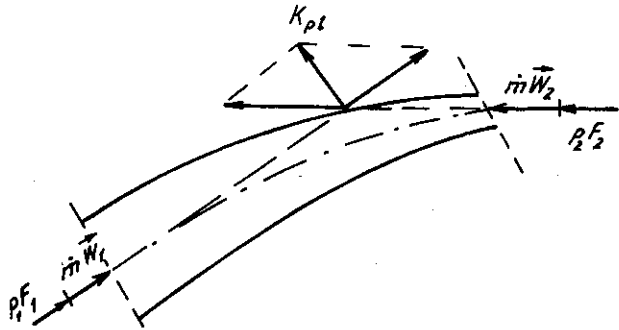
$$\vec{K}_\eta = - \int_1^2 \tau_t u dL.$$

Khi các lực này tác dụng lên vùng động lượng sẽ sinh ra lực phản hồi (gọi là phản lực) K_{pl} và tạo thành cân bằng:

$$\vec{K}_{pl} = (\dot{m} \vec{w}_1 - \dot{m} \vec{w}_2) + (p_1 \vec{F}_1 - p_2 \vec{F}_2) + \vec{K}_g + \vec{K}_\eta,$$

hoặc $\vec{K}_{pl} = (\dot{m}\vec{w} - p\vec{F})_1 - (\dot{m}\vec{w} - p\vec{F})_2 + \vec{K}_g + \vec{K}_\eta$. (1.5)

Nếu biểu diễn phân lực trên một ống cong nằm ngang bỏ qua lực ma sát ta thấy như trong hình 1.2.



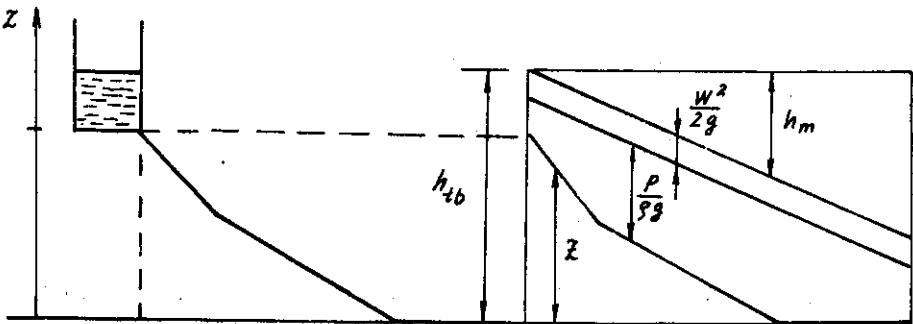
Hình 1.2

Lấy tích phân của phương trình Euler sẽ nhận

được phương trình Bernoulli cho chất lỏng chuyển động với $\rho = \text{const}$:

$$\frac{1}{2} \rho w_1^2 + p_1 + \rho g z_1 = \frac{1}{2} \rho w_2^2 + p_2 + \rho g z_2 + \Delta p_m$$

Tổng giá trị ba áp suất giảm dần theo chiều dài chuyển động đến giá trị áp suất Δp_m là áp suất tổn thất, chủ yếu do lực ma sát, chính là thừa số $\tau_t \frac{u}{F}$ trong phương trình Euler.



Hình 1.3

Có thể biểu diễn dưới dạng chiều cao:

$$\frac{w_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} + z_1 = \frac{w_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} + z_2 + h_m \equiv h_{tb},$$

và được minh họa ở sơ đồ trong hình 1.3.

1.2. Công thức cơ bản

1.2.1. Khối lượng riêng ρ , trong kỹ thuật còn được gọi trọng lượng riêng γ

$$\rho = \gamma/g, \text{ kg/m}^3, \quad (1.6)$$

Thứ nguyên của γ (kp/m^3), g (m/s^2).

1.2.2. Khối lượng riêng của một chất khí bất kỳ ở áp suất p và nhiệt độ T (°K) được tính

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0 p}{T p_0} = \frac{M}{22,4} \cdot \frac{273p}{T p_0}, \text{ kg/m}^3, \quad (1.7)$$

trong đó $\rho_0 = \frac{M}{22,4}$ [kg/m^3 tc] là khối lượng riêng của khí ở 0°C và 760 mmHg, kg/m^3 tiêu chuẩn;

M - trọng lượng phân tử khí;

Mét khối tiêu chuẩn là lượng khí ở 0°C và 760 mmHg có thể tích 1 m^3 .

Thứ nguyên của p và p_0 thể hiện tương ứng. Đối với hỗn hợp khí có nhiều thành phần, khối lượng riêng được tính:

$$\rho_h = n_1 \rho_1 + n_2 \rho_2 + \dots \quad (1.8)$$

1.2.3. Áp suất của cột chất lỏng ở độ cao h (m) có khối lượng riêng ρ (kg/m^3) được tính:

$$p = h\rho g, \text{ N/m}^2. \quad (1.9)$$

Thứ nguyên của áp suất:

hệ vật lý: 760 torr (mmHg) = 10330 mm H₂O = 10330 kp/m^2 = 1,033 kp/cm^2 .

hệ kỹ thuật: 1 at = 1 kp/cm^2 = 10⁴ mm H₂O = 10⁴ kp/m^2 = 9,81 kg/ms^2 = 735 torr (mmHg).

1.2.4. Phương trình thủy tĩnh

$$p = p_0 + \rho gh, \text{ N/m}^2. \quad (1.10)$$

1.2.5. Áp lực tác dụng lên thành bể chứa chất lỏng:

$$p = (p_0 + \rho gh) F, \text{ N}, \quad (1.11)$$

trong đó F - diện tích thành bể, m^2 .

1.2.6. Thứ nguyên của độ nhớt động lực

$$1 \frac{\text{kp.s}}{\text{m}^2} = \frac{9,81 \text{ N.s}}{\text{m}^2} = 98,1 \text{ p} = 9810 \text{ cP}$$

$$1 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}} = 1 \frac{\text{N.S}}{\text{m}^2} = 10\text{P} = 1000 \text{ cP} = 0,102 \cdot \frac{\text{kps}}{\text{m}^2}$$

Quan hệ giữa độ nhớt động lực μ và độ nhớt động học:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho}, \text{ m}^2/\text{s}.$$

1.2.7. Độ nhớt của hỗn hợp khí được tính theo công thức (gần đúng):

$$\frac{M_h}{\mu_h} = \frac{n_1 M_1}{\mu_1} + \frac{n_2 M_2}{\mu_2} + \dots, \quad (1.12)$$

trong đó M_1, M_2, \dots, M_h - trọng lượng phân tử của các thành phần và hỗn hợp;

n_1, n_2, \dots - phần thể tích của các thành phần;

$\mu_1, \mu_2, \dots, \mu_h$ - độ nhớt của thành phần và hỗn hợp.

Cũng có thể tính theo công thức thực nghiệm ở điều kiện tiêu chuẩn:

$$\mu_h = \frac{n_1 \mu_1 \sqrt{M_1 T_{c1}} + n_2 \mu_2 \sqrt{M_2 T_{c2}} + \dots}{n_1 \sqrt{M_1 T_{c1}} + n_2 \sqrt{M_2 T_{c2}} + \dots}, \quad (1.13)$$

với $T_{c1,2}$ - nhiệt độ tiêu chuẩn của các thành phần trong hỗn hợp, $^{\circ}\text{K}$.

Giá trị $\sqrt{MT_c}$ tra ở bảng PL.2.

Sự thay đổi của μ theo nhiệt độ được tính

$$\mu_1 = \mu_0 \frac{273 + C}{T + C} \left(\frac{T}{273} \right)^{3.2} \quad (1.14)$$

trong đó μ_0 - độ nhớt ở nhiệt độ 0°C;

T - nhiệt độ, °K

Hằng số C và μ_0 tra ở bảng PL.1.

1.2.8. Độ nhớt của hỗn hợp lỏng không liên kết tính theo công thức:

$$\lg \mu_h = n_1 \lg \mu_1 + n_2 \lg \mu_2 + \dots \quad (1.15)$$

1.2.9. Độ nhớt của huyền phù loãng (có nồng độ chất hòa tan nhỏ hơn 10% thể tích) tính theo công thức:

$$\mu_h = \mu_1 (1 + 2,5\varphi), \quad (1.16)$$

trong đó μ_1 - độ nhớt của chất lỏng nguyên chất;

φ - phần thể tích của chất rắn hòa tan.

1.2.10. Độ nhớt của một chất lỏng được tính dựa vào độ nhớt của một chất lỏng khác theo công thức của Pawlow (theo nguyên lý hàm tuyến tính):

$$\frac{t\mu_1 - t\mu_2}{\theta\mu_1 - \theta\mu_2} = K, \quad (1.17)$$

trong đó $t\mu_1, t\mu_2$ - nhiệt độ của chất lỏng cần tính ở độ nhớt μ_1, μ_2 ;

$\theta\mu_1, \theta\mu_2$ - nhiệt độ của chất lỏng chuẩn có độ nhớt tương ứng với độ nhớt của chất lỏng cần tính μ_1, μ_2 .

1.2.11. Phương trình lưu lượng

$$V = f.w \quad (1.18)$$

trong đó V - lưu lượng, m³/s;

f - tiết diện, m²;

w - vận tốc lưu thể, m/s.

Đường kính ống tròn được tính khi biết lưu lượng V(m³/h) và w(m/s):

$$d = \sqrt{\frac{V}{3600.0,785 w}}, \text{ m} \quad (1.19)$$

Trong thực tế dòng chảy của lưu thể trong ống có giá trị:

chất lỏng: $w = 0,5 - 2 \text{ m/s}$

khí (ở áp suất thường) : $w = 10 - 20 \text{ m/s}$

hơi nước bão hòa: $w = 20 - 40 \text{ m/s}$

hơi nước quá nhiệt: $w = 30 - 50 \text{ m/s}$

Qua các tiết diện khác nhau của ống lưu lượng không đổi:

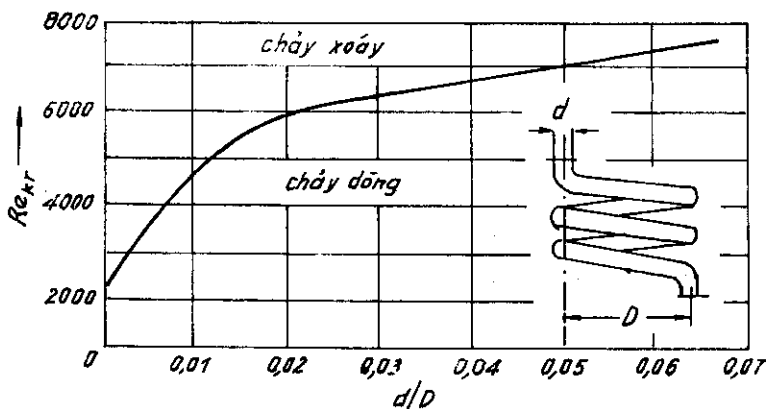
$$V = f_1 w_1 = f_2 w_2 = \dots \quad (1.20)$$

Chế độ chuyển động của dòng chảy (chảy dòng hoặc chảy xoáy) được thể hiện qua chuẩn số Reynold:

$$Re = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{w d}{\nu} \quad (1.21)$$

Giá trị giới hạn của Re trong ống $Re = 2300$.

Đối với ống xoắn giá trị này thay đổi theo tỷ lệ d/D (đường kính ống d và đường kính vòng xoắn D).



Hình 1.4. Quan hệ $Re = f(d/D)$ cho ống xoắn

Trong trường hợp lưu thể chảy trong không gian bất kỳ thì đường kính d được thay thế bằng bán kính thủy lực r_{tl} (hay đường kính tương đương d_{td}):

$$r_{tl} = \frac{f}{u} \quad (1.22)$$

trong đó f - tiết diện ngang;
 u - chu vi thấm ướt.

Tương quan giữa bán kính thủy lực và đường kính ống tròn:

$$r_{tl} = \frac{\pi d^2}{4\pi d} = \frac{d}{4} \quad (1.23)$$

Dựa vào bán kính thủy lực ta có thể tính đường kính tương đương:

$$d_{td} = 4r_{tl} = \frac{4f}{u} \quad (1.24)$$

1.2.12. Những chuẩn số quan trọng được dùng trong thủy lực gồm:

- Chuẩn số Newton (đồng dạng cơ học) $Nu = \frac{Pl}{mw^2}$,
 trong đó p - lực tác dụng, kgm/s^2 ;

l - chiều dài, m;

m - khối lượng, kg;

w - vận tốc, m/s.

- Chuẩn số Froude (quan hệ lực và lực quán tính) $Fr = \frac{w^2}{gl}$,
 với g - gia tốc trọng trường, m/s^2 .

- Chuẩn số Reynolds (đồng dạng thủy động lực)

$$Re = \frac{wl\rho}{\mu} = \frac{wl}{\nu}$$

- Chuẩn số Euler (đồng dạng thủy động lực) $Eu = \frac{\Delta p}{\rho w^2}$,
 với Δp - hiệu số áp suất, N/m^2 .

1.2.13. Phương trình thủy động lực cho chất lỏng không chịu nén ép:

$$Z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = Z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}, \text{ m.} \quad (1.25)$$

Đối với chất lỏng thực (độ nhớt cao) phương trình có dạng:

$$Z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} - h_w = Z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}, \text{ m}, \quad (1.26)$$

trong đó Z - chiều cao hình học, m;

$p/\rho g$ - chiều cao thủy tĩnh, m;

$w^2/2g$ - chiều cao thủy động, m;

h_w - chiều cao thất trở lực, m.

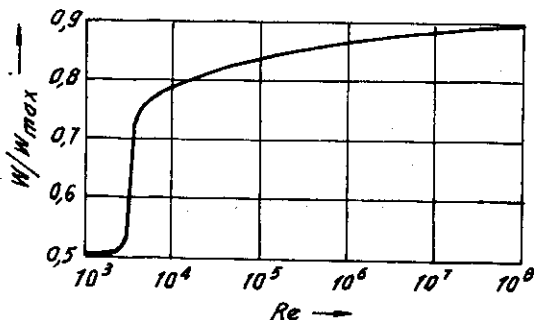
1.2.14. Vận tốc trung bình của lưu thể chảy trong ống:
trong trường hợp chảy dòng:

$$w = 0,5.w_{\max}$$

trong trường hợp chảy xoáy:

$$w = (0,8 \text{ đến } 0,9).w_{\max}$$

phụ thuộc vào giá trị của chuẩn số Re . Cụ thể quan hệ w/w_{\max} theo Re được biểu thị theo hình 1.5.



Hình 1.5. Quan hệ $w/w_{\max} = f(Re)$

1.2.15. Vận tốc của chất lỏng trong bể chứa chảy qua cửa mở được tính:

$$w = \varphi \sqrt{2gH}, \text{ m/s} \quad (1.27)$$

trong đó φ - hệ số vận tốc;

H - chiều cao từ tâm cửa mở đến mặt thoáng, m.

Trong trường hợp có sự chênh lệch áp suất ở mặt thoáng và cửa mở thì thay H bằng:

$$H' = H + (p_0 - p)/\rho g, \text{ m}, \quad (1.28)$$

với p_0, p - áp suất ở mặt thoáng và cửa mở, N/m^2 .

Lưu lượng dòng chảy qua cửa mở có tiết diện f_0 :

$$V = 2f_0\sqrt{2gH}, \text{ m}^3/\text{s}, \quad (1.29)$$

với α - hệ số chảy, bằng tích của φ và ε mức tia.

$$\alpha = \varphi\varepsilon. \quad (1.30)$$

Thời gian để chất lỏng trong bể có tiết diện f chảy hết qua cửa mở có tiết diện f_0 được tính:

$$\tau = \frac{2f\sqrt{H}}{\alpha f_0\sqrt{2g}}, \text{ s}. \quad (1.31)$$

1.2.16. Công suất của bơm hoặc quạt được tính:

$$N = \frac{V \cdot \Delta p}{1000\eta}, \text{ kW} \quad (1.32)$$

$$N = \frac{mgH}{1000\eta} = \frac{mH}{102\eta}, \text{ kW}, \quad (1.33)$$

trong đó V, m - lưu lượng, tính bằng m^3/s , kg/s ;

$\Delta p, H$ - áp suất do bơm hoặc quạt tạo ra, tính bằng N/m^2 hoặc m ;

η - hiệu suất bơm, quạt;

g - gia tốc trọng trường, m/s^2 .

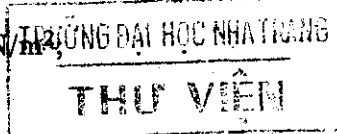
Áp suất Δp được tính:

$$\Delta p = \Delta p_w + \Delta p_m + \Delta p_{tr} + \Delta p_h + \Delta p_p, \quad (1.34)$$

trong đó

- áp suất tạo ra vận tốc dòng chảy Δp_w :

$$\Delta p_w = \frac{w^2 \rho}{2}, \text{ N/m}^2, \quad (1.35)$$



- áp suất để thắng trở lực ma sát Δp_m :

$$\Delta p_m = \frac{\lambda l}{d} \cdot \frac{\omega^2 \rho}{2}, \text{ N/m}^2 \quad (1.36)$$

hoặc $\Delta p_m = \xi_l \cdot \Delta p_w$,

ở đây $\xi_l = \lambda \frac{l}{d}$ - hệ số trở lực ống thẳng.

Đối với trường hợp chảy dòng Δp_m cũng có thể tính theo công thức của Hagen-Poiseulle:

$$\Delta p_m = \frac{32l\mu w}{d^2}, \text{ N/m}^2. \quad (1.37)$$

Phương trình lưu lượng được tính theo Δp_m :

$$V = \frac{\pi d^2}{4} w = \frac{\pi d^4 \Delta p_m}{128l\mu};$$

- áp suất thắng trở lực cục bộ Δp_{tr} :

$$\Delta p_{tr} = \sum \xi \frac{\omega^2 \rho}{2}, \text{ N/m}^2, \quad (1.38)$$

ở đây $\sum \xi$ - tổng trở lực cục bộ (gồm chỗ cong, van, rẽ, thắt, mở,...) được tra ở bảng PL.3.

Đôi khi người ta tính theo chiều dài tương đương $l_{td} = nd$, với $n = \xi/\lambda$ và d là đường kính trong của ống dẫn. n tra ở bảng PL.4.

$$\Delta p_{tr} = \frac{\lambda l_{td}}{d} \cdot \frac{\omega^2 \rho}{2}, \text{ N/m}^2; \quad (1.39)$$

- áp suất thắng chênh lệch chiều cao H :

$$\Delta p_h = \rho g H, \text{ N/m}^2; \quad (1.40)$$

- áp suất chênh lệch giữa đầu hút và đẩy Δp_p .

Cụ thể tổng tổn thất áp suất mà bơm cần có được tính:

$$\Delta p = \frac{\omega^2 \rho}{2} \left(1 + \frac{\lambda l}{d} + \sum \xi \right) + \rho g H + \Delta p_p, \text{ N/m}^2, \quad (1.41)$$

$$\text{hoặc } \Delta p = \frac{\omega^2 \rho}{2} \left[1 + \frac{\lambda(l + l_{td})}{d} \right] + \rho g H + \Delta p_p, \text{ N/m}^2, \quad (1.42)$$

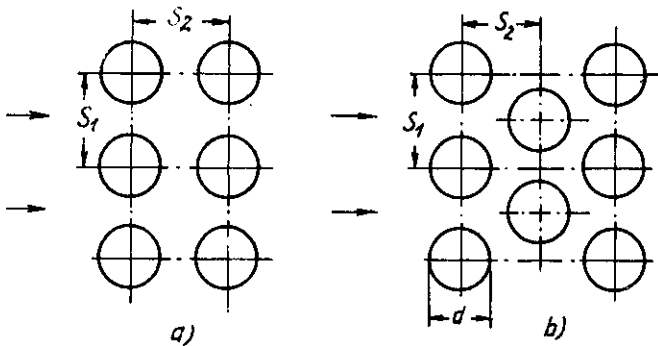
Trong thực tế ta thấy với bơm chất lỏng Δp có giá trị bất kỳ. Đối với chất khí ta dùng quạt khi $\Delta p \leq 0,1$ at, còn dùng máy nén khí $\Delta p > 0,1$ at.

Ngoài ra ở những ống xoắn thì trở lực tăng với hệ số x :

$$\Delta p_x = \Delta p \cdot x. \quad (1.43)$$

x phụ thuộc vào d/D (tỷ lệ giữa đường kính ống và đường kính vòng xoắn):

$$x = 1 + 3,54 \frac{d}{D}.$$



Hình 1.6. Cách xếp ống:
a - xếp thẳng hàng; b - xếp lệch hàng

Trong trường hợp ống chùm dùng công thức của Morosow :

- Ống được sắp xếp thẳng hàng:

$$Eu = (3 + 4,5m) \left(\frac{S_1}{d} \right)^{-0,23} Re^{-0,26}; \quad (1.44)$$

- Ống được sắp xếp lệch hàng:

$$\left. \begin{aligned} S_1/d < S_2/d; Eu &= (2 + 3,3m) Re^{-0,28} \\ S_1/d > S_2/d; Eu &= (2,7 + 1,7m) Re^{-0,28} \end{aligned} \right\} \quad (1.45)$$

trong đó m - số lượng hàng ống trong chùm;

d - đường kính ngoài của ống;

S_1, S_2 - bước ống.

Nếu dòng chảy tạo với ống một góc φ° thì giá trị Eu_{φ} được tính

$$Eu_{\varphi} = bEu. \quad (1.46)$$

Giá trị của b , tra theo bảng sau:

$\varphi, \text{độ}$	90	80	70	60	50	40	30	10
b	1	1	0,95	0,83	0,69	0,53	0,38	0,15

Khi biết chuẩn số Eu tính Δp theo công thức:

$$\Delta p = Eupw^2, \text{ N/m}^2. \quad (1.47)$$

Để tính Δp người ta cần xác định ξ và λ hệ số ma sát như sau:

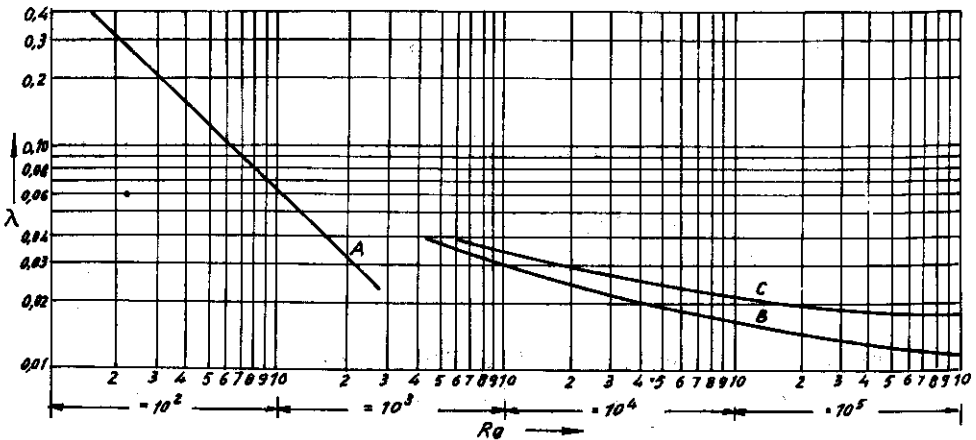
a) Trường hợp chảy dòng, λ hầu như không phụ thuộc độ gồ ghề (hình 1.7):

$$\lambda = \frac{64}{Re}. \quad (1.48)$$

Nếu tiết diện ống khác hình tròn thì:

$$\lambda = \frac{A}{Re}. \quad (1.49)$$

Hệ số A và đường kính tương đương d_{td} được tra ở bảng PL.5.



Hình 1.7. Quan hệ hệ số ma sát và chế độ chảy qua chuẩn số Re

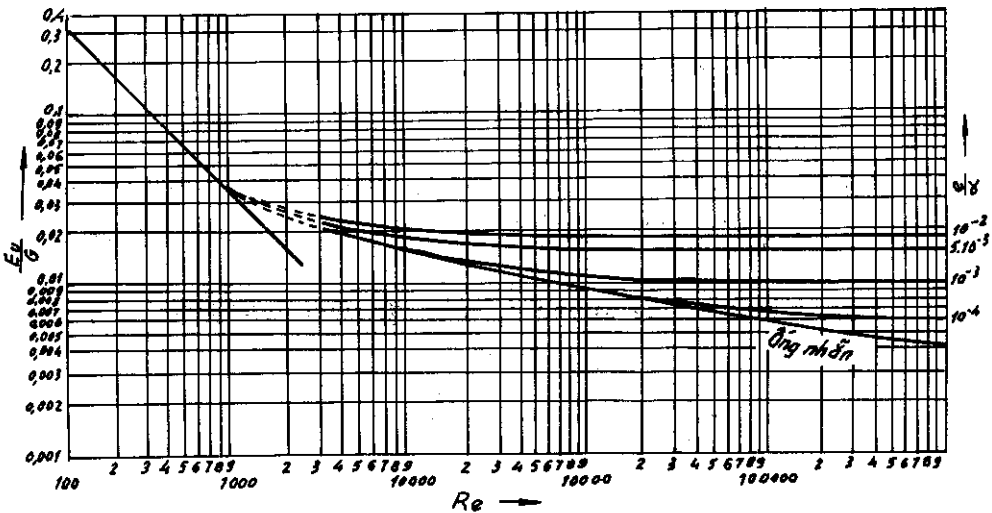
b) Trường hợp chảy xoáy, λ phụ thuộc vào chuẩn số Re và độ nhám của ống. Đường cong c trên hình 1.7 đối với ống ít nhám. Độ nhám của ống được thể hiện qua tỷ số e/d với e là đặc trưng độ gồ ghề, d là đường kính trong của ống. Đặc trưng độ gồ ghề e có thể lấy như sau:

hợp kim, đồng, chì	0,01 - 0,05
thép mạ kẽm	0,1 - 0,2
ống đúc gang	0,3
thép không gỉ	0,2 - 0,3
thép thường	0,5 trở lên
gang đúc	0,86 trở lên

Nếu biết độ gồ ghề của ống, người ta có thể tìm được quan hệ giữa λ và Re theo công thức:

$$\frac{Eu}{G} = f(Re), \quad (1.50)$$

hoặc đồ thị hình 1.8.



Hình 1.8. Quan hệ $\frac{Eu}{G} = f(Re)$

Sự phụ thuộc giữa λ và Re cho ống nhẵn được xác định theo:

$$a) \text{ Blasius : } \lambda = \frac{0,316}{Re^{0,25}} \quad (1.51)$$

Với giá trị $Re = 3000 - 10^5$.

$$b) \text{ Filomenko: } \lambda = \frac{0,303}{(\lg Re - 0,9)} \quad (1.52)$$

với $Re > 5000$.

Phương trình tính trở lực do ma sát nêu trên chỉ thỏa mãn cho dòng đẳng nhiệt. Trong trường hợp có sự thay đổi của nhiệt độ giữa tường và dòng chảy, thì người ta phải nhân thêm hệ số hiệu chỉnh x .

Hệ số hiệu chỉnh x được xác định theo hai trường hợp:

- cho chảy dòng

$$x = \left(\frac{Pr_t}{Pr_1}\right)^{1/3} \cdot [1 + 0,22 \left(\frac{Gr_1 Pr_1}{Re_1}\right)^{0,15}] \quad (1.53)$$

- cho chảy xoáy

$$x = \left(\frac{Pr_t}{Pr_1}\right)^{1/3} \quad (1.54)$$

trong đó Re_1 , Pr_1 , Gr_1 - các chuẩn số được tính ở nhiệt độ trung bình dòng chảy;

Pr_t - chuẩn số Prandtl được tính ở nhiệt độ trung bình tường.

1.2.17. Tính trở lực ma sát của lớp đệm khô có chiều cao H :

$$\Delta p_m = \frac{H\lambda}{d_{td}} \cdot \frac{\omega_k^2 \rho_k}{2}, \text{ N/m}^2. \quad (1.55)$$

Đường kính tương đương d_{td} của lớp đệm được tính

$$d_{td} = \frac{4f_o}{u_o} = \frac{\frac{4f_o H}{V}}{\frac{u_o H}{V}} = \frac{4V_o}{\sigma}$$

trong đó V_o - phần thể tích giữa các đệm (thể tích phần rỗng), m^3/m^3 ;

σ - bề mặt riêng của đệm, m^2/m^3 ;

f_o - diện tích trung bình của tiết diện tự do, m^2 ;

u_o - chu vi trung bình của tiết diện tự do, m ;

V - thể tích lớp đệm có chiều cao H , m^3 .

Vận tốc thật của dòng khí chảy qua phần rỗng của lớp đệm có thể được tính theo vận tốc của khí w qua tiết diện tháp:

$$w_k f_o = w_f f; \text{ với } f = \frac{\pi D^2}{4}, \text{ } D \text{ là đường kính tháp.}$$

$$\text{Rút ra } w_k = w_f \frac{f}{f_o} = \frac{w_f}{V_o}$$

$$\text{Vậy } \Delta p_m = \lambda \frac{H \cdot \sigma}{4 V_o} \cdot \frac{w_f^2 \rho_k}{V_o^2 \cdot 2} = \frac{\lambda}{4} \cdot \frac{H \cdot \sigma}{V_o^3} \cdot \frac{w_f^2 \rho_k}{2}, \text{ N/m}^2. \quad (1.56)$$

Hệ số ma sát λ được xác định qua chuẩn số Re_k :

$$Re_k = \frac{w_k d_{td} \rho_k}{\mu_k} = \frac{4 w_f \rho_k}{\mu_k \sigma}$$

Theo Shaworonkow đối với đệm vòng, λ được tính:

$$\text{a) } Re_k < 40; \lambda = \frac{140}{Re_k} \quad (1.57)$$

$$\text{b) } Re_k > 40; \lambda = \frac{16}{Re_k^{0,2}} \quad (1.58)$$

1.2.18. Trong trường hợp đệm được thấm ướt thì:

$$\Delta P_{m\text{u}} = m \cdot \Delta p_m$$

Hệ số m sẽ làm tăng trở lực của lớp đệm ướt so với lớp đệm khô, và có thể được tính theo Shaworonkow, Aerow và Umnik:

a) với đệm vòng có đường kính $d < 30$ mm:

$$m = \frac{1}{(1 - 1,65 \cdot 10^{-10} \cdot \frac{\sigma^3}{V_o} - A)^3}; \quad (1.59)$$

b) đường kính $d > 30$ mm và $A < 0,3$;

$$m = \frac{1}{(1 - A)^3} ; \quad (1.60)$$

c) đường kính $d > 30$ mm và $A > 0,3$:

$$m = \frac{1}{(1,13 - 1,43A)^3} \quad (1.61)$$

cho vòng kim loại:

$$m = \frac{1}{(1 - 1,39A)^3} \quad (1.62)$$

Hệ số tưới A được tính:

$$A = 3\sqrt[3]{\left(\frac{l}{\rho_1}\right)^2 \frac{\sigma}{V_0^3} \cdot \frac{b}{2g}} \quad (1.63)$$

Hệ số b tính theo công thức:

$$b = \frac{1,74}{Re_1^{0,3}} \quad (1.64)$$

Công thức tính chuẩn số Re_1 :

$$Re_1 = \frac{w_1 d_{td} \rho_1}{\mu_1}$$

thể hiện trong trường hợp cụ thể sau:

nếu thay tích $w_1 \rho_1$ bởi m_s/S và d_{td} bởi $4S/u_0$ thì :

$$Re_1 = \frac{4m_s}{u_0 \cdot \mu_1}$$

với S - tiết diện trung bình của chất lỏng trong tháp, m^2 ;

m_s - lưu lượng dòng chất lỏng, kg/s ;

m_s được tính theo công thức:

$$m_s = L \cdot f,$$

với mật độ tưới $L = \frac{m_s}{f}$, kg/m^2s .

$$\text{Vậy } Re_1 = \frac{4L}{\sigma \mu_1}$$

Vận tốc phụ và vận tốc cực đại của dòng khí được tính ở chương chuyển khối (tập 2).

1.3. Ví dụ

1.3.1. Tính khối lượng riêng của không khí (gồm 79% nitơ và 21% oxy thể tích) ở độ chân không 0,58 at, nhiệt độ -40°C . Áp kế chỉ 0,99 at.

Giải: Khối lượng phân tử của không khí (hỗn hợp):

$$M = 0,79 \cdot 28 + 0,21 \cdot 32 = 28,8$$

Theo công thức

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0 p}{T p_0} = \frac{M}{22,4} \cdot \frac{273 p}{T p_0}, \text{ kg/m}^3.$$

$$\text{Ta có: } \rho = \frac{28,8}{22,4} \cdot \frac{273}{233} \cdot \frac{0,41}{1} \approx 0,62 \text{ kg/m}^3.$$

1.3.2. Một chất lỏng chứa trong bình có khối lượng riêng 1230 kg/m^3 . Một áp kế được gắn vào thành bình chỉ áp suất dư 0,31 at. Tính chiều cao mức chất lỏng từ mặt thoáng đến điểm đặt áp kế.

Giải:

Theo công thức:

$$h = \frac{(p - p_0)}{\rho g}, \text{ m.}$$

Biết $p - p_0 = 0,31 \text{ at} = 0,31 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2$.

$$\text{Vậy } h = \frac{0,31 \cdot 9,81 \cdot 10^4}{1230 \cdot 9,81} \approx 2,52 \text{ m.}$$

1.3.3. Chân không kế đo độ chân không trong thiết bị ngưng tụ chỉ 600 mmHg. Áp kế đo áp suất chỉ 748 mmHg. Cần xác định:

- chiều cao H của nước trong baromet của thiết bị ngưng tụ;
- áp suất tuyệt đối trong thiết bị ngưng tụ.

Giải:

Áp suất tuyệt đối trong thiết bị ngưng tụ:

$$748 - 600 = 148 \text{ mmHg} = 0,148 \text{ mHg}$$

Khối lượng riêng của thủy ngân 13600 kg/m^3

Theo công thức tính chiều cao cột nước:

$$p = \rho g H + p_0$$

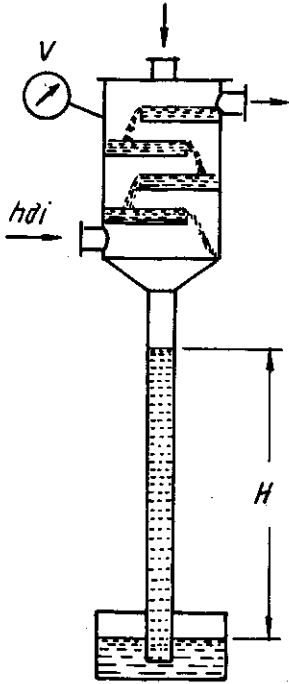
$$\text{có } H = \frac{p - p_0}{\rho g}$$

$$H = \frac{(748 - 148) \cdot 9,81 \cdot 10^4}{735 \cdot 10^3 \cdot 9,81} \approx 8,16 \text{ m}$$

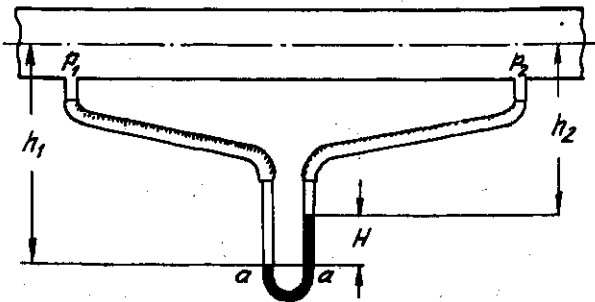
1.3.4. Một áp kế chữ U thủy ngân gắn vào hai điểm của ống dẫn nằm ngang có chênh lệch mực thủy ngân $H = 26 \text{ mm}$. Tính chênh lệch áp suất (N/m^2) khi dòng chuyển động trong ống là nước và không khí có nhiệt độ 20°C ở áp suất khí quyển.

Giải:

Nếu lấy mặt chuẩn $a - a$, theo phương trình Bernoulli áp suất hai bên bằng nhau, tức là:



Hình 1.9 (ví dụ L33)



Hình 1.10 (ví dụ L34)

$$p_1 + h_1 \rho g = p_2 + (h_2 \rho + H \rho_{\text{Hg}}) g$$

Thay h_2 bằng $h_1 - H$ vào phương trình:

$$p_1 + h_1 \rho g = [H \rho_{\text{Hg}} + (h_1 - H) \rho] g + p_2$$

$$p_1 - p_2 = H(\rho_{\text{Hg}} - \rho)g,$$

trong đó ρ - khối lượng riêng lưu thể chuyển động trong ống, kg/m^3 ;

ρ_{Hg} - khối lượng riêng của thủy ngân $\rho_{\text{Hg}} = 13600 \text{ kg/m}^3$.

Trường hợp nước chảy qua ống: $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$; ta có:

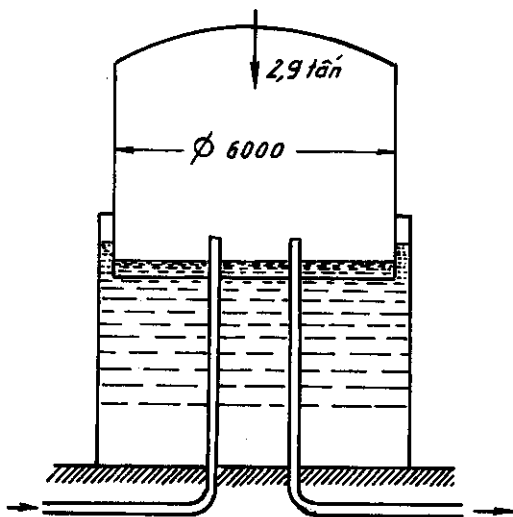
$$p_1 - p_2 = 0,026(13600 - 1000)9,81 = 3213,756 \text{ N/m}^2.$$

Trường hợp không khí thổi qua ống: $\rho = \frac{28,8}{22,4} \cdot \frac{273}{293} = 1,2 \text{ kg/m}^3$; ta có:

$$p_1 - p_2 = 0,026(13600 - 1,2)9,81 \approx 3468,51 \text{ N/m}^2.$$

Nhận xét: Khác với chất lỏng khí đo chênh lệch áp suất bằng áp kế chữ U khối lượng riêng của khí rất bé nên có thể bỏ qua.

1.3.5. Một cái nắp thùng úp vào một bể chứa đầy nước để thu nitơ có đường kính 6m và khối lượng có tải 2,9 tấn. Tính áp lực của khí để nâng thùng.



Hình 1.11 (ví dụ 1.3.5)

Giải:

Tiết diện ngang của thùng $f = \pi d^2/4$

$$f = 0,785 \cdot 6^2 \approx 28,2 \text{ m}^2.$$

Áp lực trong thùng: $p = \frac{F}{f} = \frac{mg}{f}$,

$$p = \frac{2900.9,81}{28,2} \approx 1008,83 \text{ N/m}^2 \approx 103 \text{ mmH}_2\text{O} \approx 0,01 \text{ at (dư)}$$

Nhận xét: Với áp suất dư $p \approx 0,01 \text{ at}$ nắp sẽ ở trạng thái cân bằng với trọng lực (có tải). Nắp sẽ dâng lên hoặc hạ xuống khi p tăng hoặc giảm.

1.3.6. Một sợi dây BE chia bức tường hình chữ nhật ra làm hai phần diện tích (hình 1.12a). Tính góc α để hai phần diện tích của tường chịu một áp lực nước bằng nhau.

Giải:

Bức tường ABCD chứa đầy nước. Cần tính góc α của tam giác EBC để lực tác dụng lên tam giác EBC và hình thang DABE bằng nhau.

Gọi lực tác dụng lên nguyên tố bề mặt F_1 và F_2 là dp_1 và dp_2 . Tính dF_1 và dF_2 ta được:

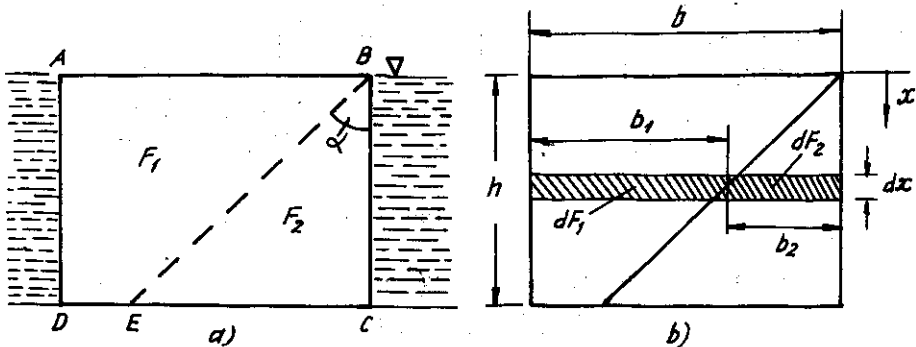
$$dF_1 = b_1 dx = (b - x \operatorname{tg} \alpha) dx$$

$$dF_2 = b_2 dx = x \operatorname{tg} \alpha dx,$$

trong đó $b_2 = x \operatorname{tg} \alpha$;

$$b_1 = b - b_2 = (b - x \operatorname{tg} \alpha)$$

x - vị trí đang xét.



Hình 1.12 (ví dụ 1.3.6)

Tính lực tác dụng lên dF_1 và dF_2 :

$$dp_1 = p \cdot dF_1$$

$$dp_2 = p \cdot dF_2.$$

Với p là áp suất của nước tác dụng lên bề mặt tường tại điểm x đang xét: $p = \rho g x$.

$$\text{Vậy: } p_1 = \int_0^{p_1} dp_1 = \int_0^h \rho g x (b - x \operatorname{tg} \alpha) dx$$

$$p_1 = \rho g \left(\frac{1}{2} b x^2 - \frac{1}{3} x^3 \operatorname{tg} \alpha \right) \Big|_0^h = \rho g \left(\frac{1}{2} b h^2 - \frac{1}{3} h^3 \operatorname{tg} \alpha \right)$$

$$p_2 = \int_0^{p_2} dp_2 = \int_0^h \rho g x (x \operatorname{tg} \alpha) dx = \rho g \cdot \frac{1}{3} x^3 \operatorname{tg} \alpha \Big|_0^h$$

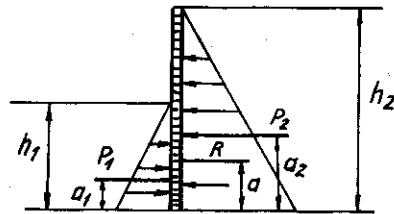
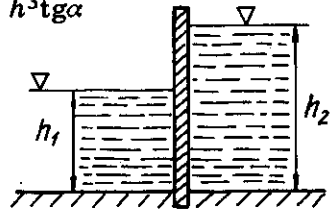
$$p_2 = \rho g \left(\frac{1}{3} h^3 \operatorname{tg} \alpha \right).$$

Theo đầu bài $p_1 = p_2$, nên

$$\rho g \left(\frac{1}{2} b h^2 - \frac{1}{3} h^3 \operatorname{tg} \alpha \right) = \rho g \cdot \frac{1}{3} h^3 \operatorname{tg} \alpha$$

$$\text{Vậy } \operatorname{tg} \alpha = \frac{3b}{4h}.$$

1.3.7. Một tường chắn ngang mương nước. Mực nước ở hai bên tường là h_1 và h_2 . Nước có khối lượng riêng ρ . Tính lực tổng hợp của áp lực nước lên tường, vị trí và hướng của nó.



Hình 1.13 (ví dụ 13.7)

Giải:

Coi áp lực trên mặt thoáng của nước p_0 không đáng kể. Áp lực tác dụng vào tường tăng từ trên xuống đến đáy, lực phân bố

theo hình tam giác, như minh họa ở hình 1.13.

Lực tổng hợp ở hai bên tường là p_1 và p_2 và cách đáy là: a_1 và a_2 , với $a_1 = 1/3h_1$ và $a_2 = 1/3h_2$. Lực này được tính theo diện tích tam giác, tức là:

$$p_1 = \frac{1}{2} \rho g h_1 \cdot h_1$$

$$p_2 = \frac{1}{2} g h_2 \cdot h_2 \cdot$$

Theo đầu bài vì $h_2 > h_1$. Nên lực R được tính :

$$R = p_2 - p_1 = \frac{1}{2} \rho g (h_2^2 - h_1^2),$$

và nằm cách đáy là a .

Để xác định giá trị của a ta lập quan hệ mômen quay

$$\sum M = 0, \text{ tức:}$$

$$R \cdot a = p_1 a_1 - p_2 a_2$$

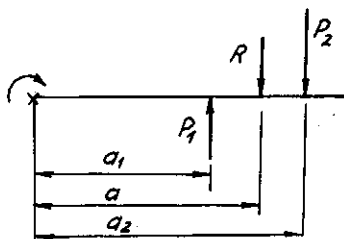
$$a \left[\frac{1}{2} \rho g (h_2^2 - h_1^2) \right] = \left[\frac{1}{2} \rho g h_1 \cdot h_1 \right] a_1 - \left[\frac{1}{2} \rho g h_2 \cdot h_2 \right] a_2.$$

$$\text{Tức: } \frac{1}{2} \rho g (h_2^2 - h_1^2) a = \frac{1}{2} \cdot \frac{1}{3} \rho g (h_1^3 - h_2^3).$$

$$\text{Rút ra: } a = \frac{1}{3} \left(\frac{h_1^3 - h_2^3}{h_2^2 - h_1^2} \right).$$

Theo công thức $a < 0$, điều này đúng, vì theo quan hệ mômen để cân bằng lực thì lực R phải cùng chiều với p_1 , nhưng ta đặt ngược chiều. Do đó kết quả sẽ là giá trị tuyệt đối. Theo đầu bài R cùng chiều với p_2 vì lực $p_2 > p_1$ và có khoảng cách đến đáy là:

$$a = \frac{1}{3} \cdot \frac{h_2^3 - h_1^3}{h_2^2 - h_1^2}.$$



Hình 1.14. (ví dụ 13.7)

1.3.8. Người ta dùng phao hình cầu để đóng cửa tháo nước. Khi đóng mặt nước ngang tâm cầu (hình 1.15a). Quả phao cầu cần khối lượng bao nhiêu để được nâng lên khi mực nước tăng lên ?

Giải:

Trọng lượng quả cầu: $G = mg$.

Áp suất tác dụng lên quả cầu:

$$p_a - p_o = \rho g H$$

với $H = R \sin \psi_1 = \frac{2}{3} R$.

Ta biết rằng lực tác dụng (áp lực) lên quả cầu lớn hơn trọng lượng của nó thì nó sẽ dâng lên, tức là:

$$dG < (p_a - p_o) dF.$$

Để tính góc ψ_1 ta đặt:

$$dG = (p_a - p_o) dF.$$

Nguyên tố diện tích dF là phần bề mặt quả cầu ngập trong nước được tính:

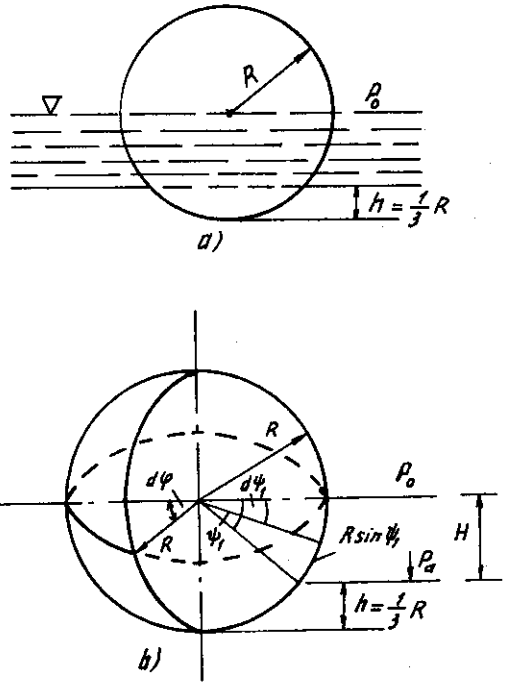
$$dF = R d\psi \cdot R d\varphi = R^2 d\psi d\varphi.$$

Lấy tích phân phương trình:

$$dG = \rho g R \sin \psi \cdot R^2 d\psi d\varphi; \quad H = R \sin \psi \quad (\text{vì thay đổi})$$

$$\begin{aligned} \text{Ta có: } G &= \int_0^{2\pi} \int_0^{\psi_1} \rho g R^3 \sin \psi d\psi d\varphi = -2\pi \rho g R^3 \cos \psi \Big|_0^{\psi_1} = \\ &= -2\pi \rho g R^3 \cos \psi_1 + 2\pi \rho g R^3 = 2\pi \rho g R^3 (1 - \cos \psi_1). \end{aligned}$$

Khối lượng quả cầu là:



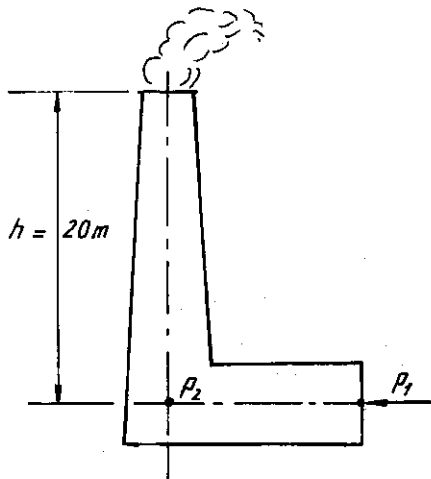
Hình 1.15 (ví dụ 1.3.8)

$$m = \frac{G}{g} = 2\pi\rho R^3(1 - \cos\psi_1).$$

ψ_1 được xác định nếu biết R và H .

Với khối lượng này quả cầu có thể đóng kín cửa mở, nếu mức nước từ tâm xuống. Ngược lại sẽ mở cửa tháo nếu mức nước tăng cao hơn tâm cầu.

1.3.9. Một ống khói cao 20m. Nhiệt độ trung bình của khói khi ra là 300°C , nhiệt độ ngoài trời 30°C . Khối lượng riêng của khói lò coi bằng khối lượng riêng của không khí ở 300°C . Khối lượng riêng của không khí ở 0°C cho bằng $0,1318 \text{ kg/m}^3$. Tính sự chênh lệch áp suất giữa p_1 và p_2 trong lò (hình 1.16).



Hình 1.16 (ví dụ 1.3.9)

Giải:

Theo hình vẽ ta thấy, p_1 và p_2 cùng nằm trên một mặt phẳng. Nên theo phương trình thủy tĩnh thì:

$$p_1 = p_a + \rho_1 gh,$$

$$p_2 = p_a + \rho_2 gh.$$

Theo hai phương trình trên thì mặt 2 là mặt chuẩn. p_a là áp suất của khí quyển ở mặt 2 (đầu ống khói). ρ_1 và ρ_2 là khối lượng riêng của không khí tương ứng p_1 và p_2 ở nhiệt độ 30°C và 300°C . Vậy sự chênh lệch áp suất giữa p_1 và p_2 là:

$$p_1 - p_2 = gh(\rho_1 - \rho_2).$$

Sự phụ thuộc của khối lượng riêng ρ vào nhiệt độ được tính:

$$\rho_1 = \rho_0 \cdot \frac{T_0}{T_1} \quad \text{và} \quad \rho_2 = \rho_0 \cdot \frac{T_0}{T_2}.$$

Thay ρ_1 và ρ_2 vào phương trình ta có:

$$\Delta p = p_1 - p_2 = gh\rho_0 T_0 \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right).$$

Nếu xét ở mặt chuẩn 1 - 1: thì tại p_1 có áp suất khí quyển p_b nên $p_1 = p_b$. Còn p_2 không thay đổi.

$$\text{Vậy} \quad p_b = p_a + \rho_1 gh.$$

$$\text{Do đó:} \quad p_2 = p_b - \rho_1 gh + \rho_2 gh = p_b - gh(\rho_1 - \rho_2).$$

$$\begin{aligned} \text{Tức:} \quad \Delta p &= p_1 - p_2 = p_b - p_b + gh(\rho_1 - \rho_2) = \\ &= gh(\rho_1 - \rho_2) = gh\rho_0 T_0 \cdot \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right) \end{aligned}$$

Hoàn toàn giống như trường hợp lấy mặt chuẩn 2 - 2 ở trên.

$$\text{Tính được:} \quad \Delta p = 9,81 \cdot 20 \left(\frac{1}{303} - \frac{1}{573} \right) \cdot 273,0 \cdot 1,318 = 11 \text{ N/m}^2.$$

1.3.10. Xác định độ nhớt động học của khí cacbonic theo hệ đơn vị kỹ thuật ở nhiệt độ $t = 30^\circ\text{C}$ và áp suất $p = 5,28 \text{ at}$ (tuyệt đối).

Giải:

Nếu bỏ qua sự thay đổi của độ nhớt do áp suất, tra trên đồ thị hình PL.1. Nhận được độ nhớt ở 30°C là $\mu = 0,015 \text{ cP} = 15 \cdot 10^{-6} \text{ kg/ms}$. Khối lượng riêng của khí cacbonic ở điều kiện đầu bài:

$$\rho = \frac{44 \cdot 273 \cdot 5,28}{22,4 \cdot 303 \cdot 1,033} \approx 9,05 \text{ kg/m}^3.$$

Từ kết quả thu được tính độ nhớt động học ta có:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{15 \cdot 10^{-6}}{9,05} \approx 1,66 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}.$$

1.3.11. Cần tính độ nhớt của nitrobenzen $C_6H_5NO_2$ ở nhiệt độ $20^\circ C$ nếu không làm được thực nghiệm để xác định.

Giải:

Theo công thức thực nghiệm để tính độ nhớt của chất hữu cơ là:

$$\lg(\lg u) = K \frac{\Delta}{M} - 2,9,$$

trong đó khối lượng riêng tương đối của chất hữu cơ so với nước là $\Delta = 1,2$ và hằng số K phụ thuộc cấu trúc phân tử được tính:

$$K = \sum A_n + \sum p;$$

ở đây A - nguyên tử trong phân tử;

n - số nguyên tử;

p - hệ số hiệu chỉnh dựa vào nhóm và loại liên kết nguyên tử.

Theo bảng PL.6 tra được:

$$\sum A_n = 6.50,2 + 5.2,7 + 1.37 + 2.29,7 = 411,1.$$

Theo bảng PL.39 (ở các điểm 1, 3, 4 và 16) là:

$$\sum p = 3(-15,5) + 1(-21,0) + 1(-17,0) + 1(-16,4) = -100,9.$$

Vậy:

$$K = \sum A_n + \sum p = 411,1 - 100,9 = 310,2.$$

$$\text{Tính: } y = \lg(\lg u) = K \cdot \frac{\Delta}{M} - 2,9 = 310,2 \cdot \frac{1,2}{123} - 2,9 \approx 0,126$$

Theo đồ thị hình PL.32 tra được $\mu = 2,15$ cP.

1.3.12. Xác định độ nhớt của hỗn hợp khí nóng có thành phần thể tích: $16\%CO_2$; $5\%O_2$; $79\%N_2$ ở nhiệt độ $400^\circ C$ và áp suất tuyệt đối lat.

Giải:

Độ nhớt của từng cấu tử trong hỗn hợp được xác định theo đồ thị hình PL.9 như sau (ở $400^\circ C$):

$$\mu_{CO_2} = 0,035 \text{ cP}; \mu_{O_2} = 0,039 \text{ cP}; \mu_{N_2} = 0,0335 \text{ cP}.$$

Độ nhớt của hỗn hợp khí được xác định theo công thức (1.12):

$$\mu_{hh} = \frac{0,16.44}{0,035} + \frac{0,05 \cdot 32}{0,039} + \frac{0,79 \cdot 28}{0,0335} = 902,5.$$

Khối lượng phân tử của hỗn hợp:

$$M_{hh} = 0,16.44 + 0,05.32 + 0,79.28 \approx 30,8.$$

Vậy độ nhớt của hỗn hợp khí nóng ở 400°C là:

$$\mu_{hh} = \frac{30,8}{902,5} = 0,034 \text{ cP} = 34 \cdot 10^{-6} \text{ kg/ms.}$$

1.3.13. Xác định độ nhớt động học của hỗn hợp lỏng gồm 70% mol O₂ và 30% mol N₂ ở nhiệt độ 84°K và áp suất tuyệt đối 1 at.

Giải:

Giả thiết khí hóa lỏng O₂ và N₂ là chất lỏng thường nên độ nhớt được tính theo công thức (1.15):

$$\lg \mu_{hh} = n_1 \lg \mu_1 + n_2 \lg \mu_2 + \dots$$

Tra độ nhớt của O₂ và N₂ ở 84°K và 1 at ta có:

$$\mu_{O_2} = 23 \cdot 10^{-6} \text{ kps/m}^2 \text{ và } \mu_{N_2} = 12 \cdot 10^{-6} \text{ kps/m}^2.$$

Vậy: $\lg \mu_{hh} = 0,7 \lg(23 \cdot 10^{-6}) + 0,3 \lg(12 \cdot 10^{-6}) = 5,276.$

Tức $\mu_{hh} = 18,9 \cdot 10^{-6} \text{ kps/m}^2 = 185,5 \cdot 10^{-6} \text{ kg/ms.}$

Thành phần khối lượng của các cấu tử trong hỗn hợp:

$$m_{O_2} = \frac{0,7.32}{0,7.32 + 0,3.28} = 0,727$$

$$m_{N_2} = \frac{0,3.28}{0,7.32 + 0,3.28} = 0,273.$$

Khối lượng riêng của oxy và nitơ lỏng:

$$\rho_{O_2} = 1180 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{N_2} = 780 \text{ kg/m}^3.$$

Khối lượng riêng của hỗn hợp lỏng:

$$\rho_{hh} = 1 / \left(\frac{0,727}{1180} + \frac{0,273}{780} \right) = 1036 \text{ kg/m}^3.$$

Vậy độ nhớt động học của hỗn hợp:

$$\nu_{hh} = \frac{\mu_{hh}}{\rho_{hh}} = \frac{185,5 \cdot 10^{-6}}{1035} = 0,179 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}.$$

1.3.14. Xác định độ nhớt của huyền phù là benzidin hòa tan trong nước, với nồng độ 1 tấn benzidin trong 10m³ nước ở nhiệt độ 20°C. Trọng lượng tương đối của pha rắn là 1,2.

Giải:

$$\text{Thể tích của pha rắn: } \frac{1000}{1200} \approx 0,833 \text{ m}^3.$$

Phần thể tích của pha rắn:

$$\varphi = \frac{0,833}{10 + 0,833} \approx 0,077.$$

Ở 20°C, độ nhớt của nước $\mu_{\text{H}_2\text{O}} = 1\text{cP}$, còn độ nhớt của huyền phù được tính theo công thức (ở $\varphi < 10\%$):

$$\mu_h = \mu_{\text{H}_2\text{O}}(1 + 2,5\varphi)$$

$$\mu_h = (1 + 2,5 \cdot 0,077) = 1,19\text{cP} = 1,19 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}.$$

1.3.15. Biết độ nhớt của clobenzen ở 20°C là 0,9 cP và 50°C là 0,6 cP. Cần xác định độ nhớt ở 70°C.

Giải:

$$\text{Dựa vào quan hệ } K = \frac{t\mu_1 - t\mu_2}{\theta\mu_1 - \theta\mu_2} = \text{const.}$$

Chọn nước làm chất lỏng chuẩn, ta có độ nhớt của nước là 0,9 cP ở 25°C và 0,6 cP ở 45°C (tra theo bảng PL.7). Từ đó tính được hằng số K :

$$K = \frac{50 - 20}{45 - 25} = \frac{30}{20} = 1,5.$$

Từ đó tính được nhiệt độ của nước có độ nhớt bằng độ nhớt của clobenzen ở 70°C là $\theta\mu_1$:

$$\frac{70 - 20}{\theta\mu_1 - 25} = 1,5.$$

Rút ra $\theta_{\mu_1} = 58,4^{\circ}\text{C}$.

Từ bảng PL.7 tra được độ nhớt của nước:

ở 58°C là $0,483 \text{ cP}$

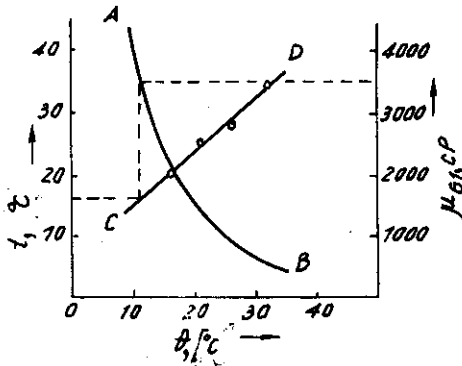
ở 59°C là $0,476 \text{ cP}$

Vậy $\Delta\mu = -0,007 \text{ cP}$.

Độ nhớt ở $58,4^{\circ}\text{C}$ là:

$$\mu = 0,483 + 0,4 \cdot (-0,007) = 0,48 \text{ cP} = 0,48 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms.}$$

Như vậy, ta đã tính được độ nhớt của clobenzen ở 70°C là: $0,48 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}$. Điều này có thể kiểm tra bằng cách tra độ nhớt của clobenzen biểu đồ hình PL.2, ta nhận được giá trị $\mu = 0,46 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}$ (có sai số nhưng không đáng kể). Theo phương pháp tuyến tính



Hình 1.17 (ví dụ 1.3.15)

Pawlow này cũng có thể thực hiện bằng đồ thị. Ví dụ chọn glycerin làm chất lỏng chuẩn để xác định độ nhớt của một chất lỏng khác ở 16°C khi biết các giá trị về độ nhớt của nó như sau:

tại 34°C có độ nhớt 554 cP

tại 28°C có độ nhớt 934 cP

tại 25°C có độ nhớt 1420 cP

tại 20°C có độ nhớt 2090 cP

Mặt khác tại giá trị độ nhớt này ta có nhiệt độ của glycerin:

ở 554 cP có $\theta = 32^{\circ}\text{C}$

ở 934 cP có $\theta = 26^\circ\text{C}$

ở 1420 cP có $\theta = 21^\circ\text{C}$

ở 2090 cP có $\theta = 16^\circ\text{C}$

Trên đồ thị về quan hệ $\mu = f(\theta)$ cho glycerin được đường A-B. Mặt khác ta cũng có quan hệ $t = f(\theta)$ theo cùng độ nhớt (quan hệ giữa nhiệt độ của chất lỏng và glycerin) ta được đường C - D (là đường thẳng). Như vậy ở 16°C của chất lỏng tương ứng với 11°C của glycerin và có độ nhớt chung là $\mu = 3460$ cP.

1.3.16. Một thiết bị truyền nhiệt loại ống chùm có ống truyền nhiệt bằng thép với đường kính ngoài 76 mm và dày 3 mm (76 x 3), thích hợp cho dòng khí chảy qua ống ở áp suất thường. Cần xác định đường kính ống thích hợp để dòng khí chảy qua với áp suất dư 5 at ở cùng điều kiện trên ($w, n = \text{const}$).

Giải:

Chấp nhận dòng khí chảy qua ống ở áp suất dư 5at sẽ có khối lượng riêng lớn gấp sáu lần khi ở áp suất thường.

Lưu lượng dòng khí:

$$m = V \cdot \rho = w f \rho, \text{ kg/s}$$

sẽ không đổi ở mọi vị trí, do đó:

$$w_1 n_1 \cdot 0,785 \cdot d_1^2 \rho_1 = w_2 n_2 \cdot 0,785 \cdot d_2^2 \rho_2,$$

trong đó $w_1 = w_2$ và $n_1 = n_2$ (trong một điều kiện thiết bị). Đường kính trong $d_1 = 70$ mm (vì đường kính ngoài ống 76 mm và dày 3 mm). Khối lượng riêng $\rho_2 = 6 \cdot \rho_1$ (hai điều kiện áp suất khác nhau).

$$\text{Vậy từ quan hệ } d_1^2 \rho_1 = d_2^2 \rho_2, \text{ tức } 70^2 = 6 \cdot d_2^2 .$$

$$\text{Rút ra } d_2 = \sqrt{\frac{70^2}{6}} \approx 28,6 \text{ mm.}$$

Theo qui chuẩn chọn thiết bị có đường kính ống 35 x 3 mm hoặc 33 x 2 mm (tra theo bảng PL.8).

1.3.17. Cần xác định chế độ dòng chảy của chất lỏng ở phía

ngoài của thiết bị hai vỏ (phần không gian giữa hai vỏ) với các điều kiện cho sau: đường kính ống trong 25 x 2 mm và ống ngoài 51 x 2,5 mm; lưu lượng chất lỏng 3,73 tấn/h; Khối lượng riêng $\rho = 1150 \text{ kg/m}^3$; độ nhớt $\mu = 1,2 \text{ cP}$.

Giải:

Để biết được chế độ chảy của dòng, cần xác định giá trị của Re .

Vận tốc của dòng chảy được xác định:

$$w = \frac{V}{f} = \frac{3725}{1150 \cdot 3600} \cdot \frac{1}{0,785(0,046^2 - 0,025^2)} = 0,77 \text{ m/s.}$$

Mặt khác ta còn tính được đường kính tương đương của phần giữa và vỏ:

$$d_{td} = \frac{4\pi(D^2 - d^2)}{4\pi(D + d)} = D - d = 0,046 - 0,025 = 0,021 \text{ m,}$$

trong đó D - đường kính trong của vỏ ngoài;

d - đường kính ngoài của vỏ trong.

Vậy giá trị của chuẩn số Re là:

$$Re = \frac{dw\rho}{\mu} = \frac{0,021 \cdot 0,77 \cdot 1150}{1,2 \cdot 10^{-3}} = 15500 > 2300.$$

Do đó, dòng chảy chất lỏng có chế độ xoáy.

1.3.18. Cần xác định vận tốc giới hạn trong ống thẳng có đường kính 51 x 2,5 mm ở hai trường hợp sau:

a) không khí ở 20°C và 1 at;

b) dầu mỏ với độ nhớt 35 cP = 35.10⁻³ kg/ms và khối lượng riêng tương đối 0,963.

Giải:

Vận tốc giới hạn của dòng chảy có giá trị $Re = 2300$, tức là:

$$w_{th} = \frac{2300 \cdot \mu}{d\rho}$$

a) Trường hợp dòng không khí chảy qua:

$$w_{th} = \frac{2300 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3}}{0,046 \cdot 1,2} = 0,75 \text{ m/s,}$$

ở đây, độ nhớt của không khí ở 20°C tra được 0,018 cP = 0,018.10⁻³ kg/ms; khối lượng riêng của không khí ở 20°C và 1 at là 1,2 kg/m³.

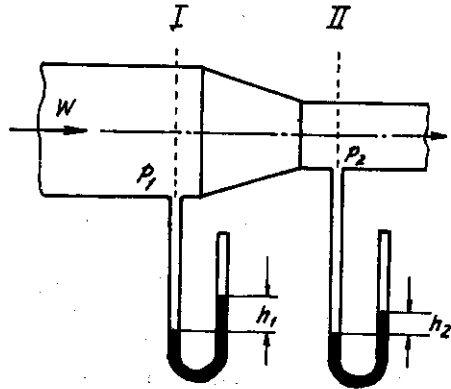
b) Trường hợp dòng chảy là dầu mỏ:

$$w_{th} = \frac{2300 \cdot 35 \cdot 10^{-3}}{0,046 \cdot 963} = 1,82 \text{ m/s.}$$

1.3.19. Hai ống dẫn có đường kính $d_1 = 200 \text{ mm}$ và $d_2 = 100 \text{ mm}$ được nối với nhau bởi đoạn phễu. Khí metan ở 30°C chảy qua ống với lưu lượng 1700m³/h. Một áp kế chữ U hở đầu được dùng để đo áp kế ở phần ống lớn và chỉ áp suất dư là 40 mmH₂O. Tính chiều cao mức nước được dâng cao ở áp kế thứ hai mắc ở phần ống bé. Bỏ qua trở lực trong ống (phễu).

Giải:

Giả thiết khối lượng riêng ở vị trí I và II là không đổi. Theo phương trình dòng liên tục:



Hình 1.18 (ví dụ 1.3.19)

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}$$

$$\text{Rút ra } p_1 - p_2 = \frac{w_2^2 - w_1^2}{2} \cdot \rho.$$

Vận tốc của metan ở đoạn ống lớn w_1 và đoạn ống nhỏ w_2 :

$$w_1 = \frac{1700}{3600 \cdot 0,785 \cdot 0,2^2} \approx 15,04 \text{ m/s}$$

$$w_2 = w_1 \frac{f_1}{f_2} = 15,04 \cdot \left(\frac{200}{100}\right)^2 = 60,16 \text{ m/s.}$$

Khối lượng riêng của metan ở 30°C:

$$\rho = \frac{M \cdot T_0}{22,4 \cdot T} = \frac{16,273}{22,4 \cdot 303} = 0,645 \text{ kg/m}^3.$$

Sự chênh lệch áp suất giữa hai đầu của phễu:

$$p_1 - p_2 = \frac{60,16^2 - 15,04^2}{2} \cdot 0,645 = 1094,25 \text{ N/m}^2 = 111,54 \text{ mmH}_2\text{O}.$$

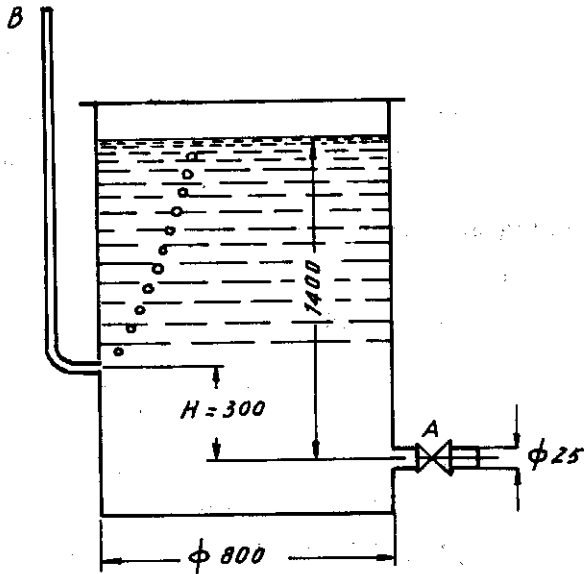
Vì ở I có áp suất dư 40 mmH₂O, nên ở II có áp suất chân không là:

$$111,54 - 40 = 71,54 \text{ mmH}_2\text{O}.$$

Vậy áp kế chữ U ở II phải là áp kế chân không (kín đầu) và mức chất lỏng dâng ở độ cao $h_2 = 71,54 \text{ mmH}_2\text{O}$.

Từ đó ta tính được áp suất ở I là: $p_1 = 10330 + 40 = 10370 \text{ mmH}_2\text{O}$ và áp suất ở II là: $p_2 = 10330 - 71,54 = 10258,46 \text{ mmH}_2\text{O}$ hoặc $p_2 = p_1 - 111,54 = 10258,46 \text{ mmH}_2\text{O}$

1.3.20. Một bình kín được nối với ống dẫn nước vào và ra A và



Hình 1.19 (ví dụ 13.20)

một ống thông áp B (hình 1.19). Nước được đổ đầy bình và được tháo ra qua A. Khi đó phía trên mặt nước sẽ có chân không, nên không khí sẽ theo ống B vào bình. Khoảng cách giữa ống B và A là $h = 300\text{mm}$. Khi chảy luôn giữ độ cao áp lực không đổi, đến khi mức chất lỏng xuống thấp hơn chiều cao H . Các kích thước được cho như hình vẽ. Xác định vận tốc dòng chất lỏng chảy ra và thời gian để chất lỏng đạt độ cao H . Cho hệ số vận tốc $\varphi = 0,82$ và hệ số thất tia $\epsilon = 1$.

Giải:

Trường hợp $p_0 = p$ ta có công thức tính vận tốc chất lỏng chảy ra:

$$w = \varphi\sqrt{2gH} = 0,82 \cdot \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 0,3} = 1,98 \text{ m/s.}$$

Thể tích nước từ mức 1400 đến mức 300 là:

$$V = 0,785 \cdot 0,8^2 \cdot (1,400 - 0,300) = 0,553 \text{ m}^3$$

Thời gian để chảy hết lượng $V\text{m}^3$:

$$\tau = \frac{0,553}{0,785 \cdot 0,025^2 \cdot 1,98} = 569\text{s} \approx 9,5 \text{ ph.}$$

1.3.21. Một bể chứa hình trụ có đường kính 1000mm, cao 2500mm. Bên trong đựng nước. Mực nước cao 2000 mm. Ở đáy bể có lỗ tháo đường kính 30 mm. Tính thời gian để tháo hết lượng nước trong bể.

Giải:

Theo công thức:

$$\tau = \frac{2f\sqrt{H}}{\alpha f_0 \sqrt{2g}}, \text{ s,}$$

trong đó f - tiết diện bể, $f = 0,785 \cdot D^2$;

f_0 - tiết diện lỗ tháo, $f_0 = 0,785 \cdot d^2$;

$H = 2\text{m}$, chiều cao mực nước lúc đầu;

α - hệ số chảy lấy 0,61 (lỗ tròn).

Vậy thời gian tháo hết nước trong bể:

$$\tau = \frac{2 \cdot 0,785 \cdot 1000^2 \sqrt{2}}{0,61 \cdot 0,785 \cdot 30^2 \cdot \sqrt{29,81}} = 1163,1s \approx 19,4ph.$$

1.3.22. Dòng nước chảy qua một ống nằm ngang có đường kính 152mm với vận tốc 1,3 m/s. Trong ống có mắc một vòng chắn (màng chắn) có độ mở 86,5 mm. Có hệ số vận tốc $\varphi = 0,97$ và độ thất của tia $\epsilon = 0,62$. Cần xác định:

- hệ số lưu lượng α ;
- chênh lệch áp suất ở hai bên màng chắn.

Giải:

Hệ số lưu lượng qua màng α được xác định từ công thức:

$$w_0 = \alpha \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}}$$

Nếu bỏ qua tổn thất áp suất (coi chất lỏng lý tưởng) theo phương trình Bernoulli:

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}$$

Rút ra:

$$\sqrt{w_2^2 - w_1^2} = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}}$$

Đưa hệ số vận tốc φ vào phương trình, tức có nhắc đến tổn thất cơ năng (áp suất) để vượt qua trở lực thủy lực của màng:

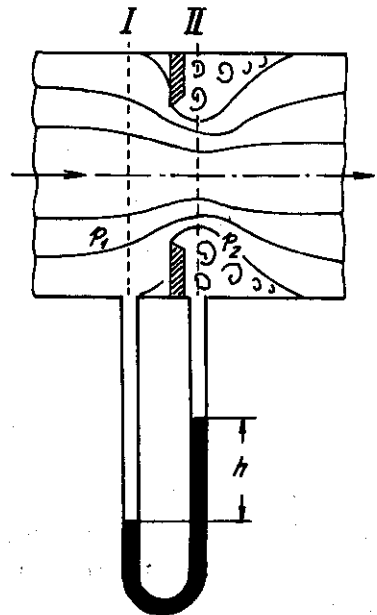
$$\sqrt{w_2^2 - w_1^2} = \varphi \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}}$$

Phương trình lưu lượng:

$$w_1 f_1 = w_2 f_2 = w_0 f_0$$

Thay vào ta được:

$$w_1 = w_0 \frac{f_0}{f_1} = w_0 \left(\frac{d_0}{d_1}\right)^2$$



Hình 1.20 (ví dụ 13.22)

$$w_2 = w_0 \frac{f_0}{f_2} = w_0 \left(\frac{d_0}{d_2} \right)^2 = w_0 / \varepsilon, \text{ vì } \varepsilon = \frac{f_2}{f_0}$$

đặc trưng độ thất của tia.

Thay w_1 và w_2 vào phương trình trên ta có:

$$\text{Từ } \sqrt{w_2^2 - w_1^2} = \varphi \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}}$$

$$\text{Rút ra } \frac{w_0}{\varepsilon} \sqrt{1 - \varepsilon^2 \left(\frac{d_0}{d_1} \right)^4} = \varphi \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}}$$

hoặc

$$w_0 = \frac{\varphi \varepsilon}{\sqrt{1 - \varepsilon^2 \left(\frac{d_0}{d_1} \right)^4}} \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}}$$

Giá trị α là:

$$\alpha = \frac{\varepsilon}{\sqrt{1 - \varepsilon^2 \left(\frac{d_0}{d_1} \right)^4}} = \frac{0,97 \cdot 0,62}{\sqrt{1 - 0,62^2 \left(\frac{86,5}{152} \right)^4}} = \frac{0,6}{\sqrt{1 - 0,04}} = 0,61$$

Hiệu số áp suất Δp được tính từ:

$$w_0 = \alpha \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}}$$

Thay w_0 bởi $w_1 \left(\frac{d_1}{d_0} \right)^2$ ta có

$$w_1 \left(\frac{d_1}{d_0} \right)^2 = \alpha \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}}$$

Rút ra:

$$\Delta p = \frac{w_1^2}{\alpha^2} \left(\frac{d_1}{d_0} \right)^4 \frac{\rho}{2} = \frac{1,3^2}{0,61^2} \left(\frac{152}{86,5} \right)^4 \frac{1000}{2} = 21652,45 \text{ N/m}^2$$

Trong trường hợp này chất lỏng trong ống áp kế u là thủy ngân. Vì vậy không thể bỏ qua sự khác biệt của khối lượng riêng giữa chất lỏng (nước) chảy trong ống và chất lỏng (thủy ngân) trong áp kế u . Do đó:

$$h = \frac{\Delta p}{(\rho_M - \rho)g} = \frac{21652,45}{(13600 - 1000) \cdot 9,81} = 0,175 \text{ m} =$$

$$= 175 \text{ torr} = 175 \text{ mmHg.}$$

1.3.23. Khí hydro chảy vào một bể chứa đặt ở độ cao 10m so với bình đựng hydro. Bình đựng có áp lực 350 mmH₂O. Dòng khí có lưu lượng 200 m³/h. Bể chứa có áp lực 280 mmH₂O.

Cần tính tổn thất áp suất của hydro từ bình đựng sang bể chứa do trở lực đường ống. Biết ống dẫn có kích thước 60 x 3 mm. Khối lượng riêng của hydro là 0,083 kg/m³.

Giải:

Vận tốc của hydro chảy trong ống:

$$w = \frac{200}{3600 \cdot 0,785 \cdot 0,054^2} \approx 24,27 \text{ m/s.}$$

Áp suất (thế năng riêng vận tốc):

$$\Delta p = \frac{w^2 \rho}{2g} = \frac{24,27^2 \cdot 0,083}{2} \approx 24,44 \text{ N/m}^2 \approx 2,49 \text{ mmH}_2\text{O.}$$

Lực nâng do khối lượng riêng của hydro nhỏ hơn không khí:

$$H(\rho_K - \rho_H)g = 10(1,2 - 0,083) \cdot 9,81 \\ \approx 109,58 \text{ N/m}^2 \approx 11,17 \text{ mmH}_2\text{O.}$$

Chênh lệch áp suất giữa hai đầu ống dẫn:

$$\Delta p = 350 - 280 = 70 \text{ mmH}_2\text{O.}$$

Do đó sự tổn thất áp suất do ma sát và trở lực trong ống dẫn là:

$$70 + (11,17 - 2,49) = 78,68 \text{ mmH}_2\text{O.}$$

1.3.24. Xác định tổn thất áp suất qua ma sát của nước khi chảy trong ống xoắn với vận tốc 1m/s. Ống xoắn bằng thép với kích thước 43 x 2,5 mm. Số vòng xoắn là 10. Nhiệt độ trung bình của nước 30°C.

Giải:

Để xác định tổn thất áp suất của ống thẳng ta dùng công thức:

$$\Delta p_m = \frac{\lambda L}{d} \cdot \frac{w^2 \rho}{2}, \text{ N/m}^2$$

Khi tính tổn thất áp suất của ống xoắn người ta nhân thêm hệ số hiệu chỉnh theo công thức:

$$x = 1 + 3,54 \cdot \frac{d}{D},$$

với D - đường kính vòng xoắn.

Độ nhớt của nước ở 30°C là $0,8 \text{ cP} = 0,8 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}$ (bảng PL.7).

$$Re = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{1.0,038.1000}{0,8 \cdot 10^{-3}} = 47500.$$

Nước chảy trong ống ở chế độ xoáy. Đối với thép không gỉ chọn $e = 0,25 \text{ mm}$ nên:

$$\frac{e}{d} = \frac{0,25}{38} \approx 0,0066.$$

Theo đồ thị hình 1.8 ở $Re = 47500$ và $e/d = 6,6 \cdot 10^{-3}$ tra được

$$\frac{Eu}{G} = 0,017 \text{ hoặc } \frac{\Delta p}{\rho w^2} = 0,017 \frac{L}{d},$$

trong đó độ dài L của ống xoắn tính gần đúng như sau:

$$L = \pi Dn =$$

$$= 3,14 \cdot 1 \cdot 10 = 31,4$$

(chọn $D = 1 \text{ m}$).

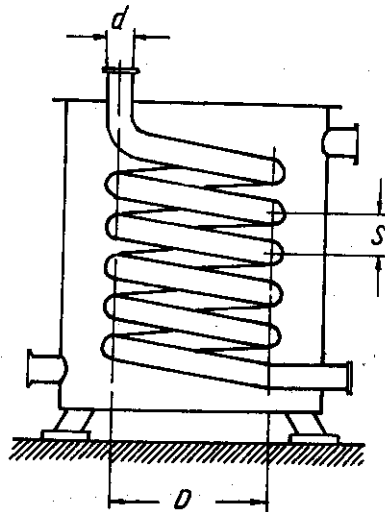
Tính cho ống thẳng ta có:

$$\Delta p = 0,017 \frac{Lw^2\rho}{d} =$$

$$= 0,017 \cdot \frac{31,4 \cdot 1^2 \cdot 1000}{0,038} \approx$$

$$\approx 14047,4 \text{ N/m}^2.$$

Hệ số hiệu chỉnh cho ống xoắn:



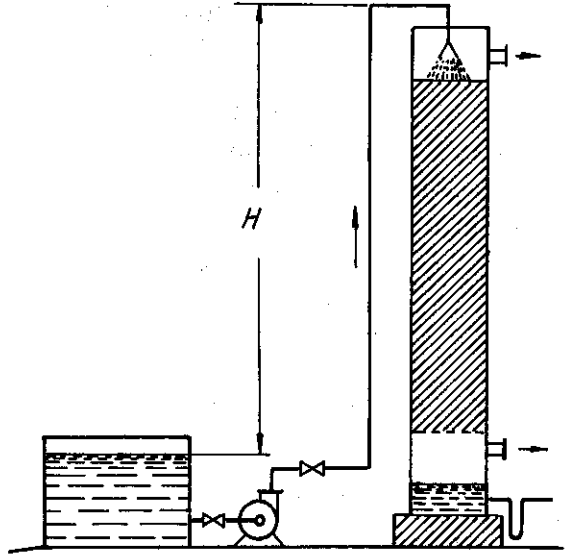
Hình 1.21 (ví dụ 13.24)

$$x = 1 + 3,54 \cdot \frac{0,038}{1} \approx 1,135.$$

Tổn thất áp suất qua ma sát ở ống xoắn là:

$$\Delta p = 14047,4 \cdot 1,135 \approx 15943,8 \text{ N/m}^2.$$

1.3.25. Dung dịch soda từ bể chứa đặt trên mặt đất được bơm vào tháp đệm ở độ cao $H = 16\text{m}$ (hình 1.22). Dung dịch đi qua ống có đường kính $102 \times 3,75 \text{ mm}$; lưu lượng 700 l/ph ; khối lượng riêng 1100 kg/m^3 ; độ nhớt $1,1 \text{ cP}$. Áp suất làm việc trong tháp $0,35 \text{ at}$. Trên ống dẫn có hai van và bốn chỗ cong 90° , ống dài 25 m . Tính công suất cần thiết của bơm, biết hiệu suất bơm là $0,6$.



Hình 1.22 (ví dụ 1.3.25)

Tính công suất cần thiết của bơm, biết hiệu suất bơm là $0,6$.

Giải:

Vận tốc của soda chảy trong ống:

$$w = \frac{0,7}{60 \cdot 0,785 \cdot 0,0945^2} = 1,66 \text{ m/s}.$$

Thế năng vận tốc:

$$\Delta p_w = \frac{\rho w^2}{2} = \frac{1100 \cdot 1,66^2}{2} = 1515,58 \text{ N/m}^2.$$

Tổn thất áp suất qua trở lực ma sát và trở lực cục bộ được

tính:

$$\Delta p_m = \frac{\lambda(L + L_{td})w^2\rho}{2d}$$

$$\text{Chuẩn số } Re = \frac{wd\rho}{\mu}$$

$$Re = \frac{1,66.0,0945 \cdot 1100}{1,1 \cdot 10^{-3}} = 156870.$$

Từ giá trị của Re , theo đồ thị hình 1.7 tra được hệ số ma sát $\lambda = 0,021$. Tính chiều dài tương đương L_{td} đặc trưng cho trở lực cục bộ gồm van và khuỷ với khuỷ 90° từ 76 đến 152 m đường kính thì $n = 40$ và với van $n = 120$.

$$\text{Vậy } L_{td} = \sum nd = (4.40 + 2.120)0,0945 = 37,8 \text{ m.}$$

$$\Delta p_m = \frac{0,021(25 + 37,8)}{0,0945} \cdot 1515,58 = 21150,76 \text{ N/m}^2.$$

Áp suất thủy tĩnh cột dung dịch trong ống:

$$\Delta p_H = \rho gH = 1100.9,81.16 = 172656 \text{ N/m}^2.$$

Tổng trở lực mà bơm phải đạt được trên đường ống:

$$\Delta p = 1515,58 + 21150,76 + 172656 = 195322,34 \text{ N/m}^2.$$

Ngoài ra còn thắng trở lực trong tháp là $0,35 \text{ at} = 34335 \text{ N/m}^2$.
Vậy tổng áp suất bơm tạo ra:

$$\Delta p = 195322,34 + 34335 = 229657,34 \text{ N/m}^2.$$

Công suất được tính theo công thức:

$$N = \frac{V\Delta p}{102\eta} = \frac{0,7 \cdot 229657,34}{60.102.0,6.9,81} = 4,46 \text{ kW.}$$

1.3.26. Dầu mỏ được vận chuyển trên đường ống có đường kính 108 x 4 mm đến bể chứa đặt ở độ cao 20 m đối với năng suất 40000 l/h. Phần ống đặt nằm ngang dài 430 m. Cần xác định công suất của bơm khi vận chuyển dầu ở 15°C và 50°C. Khối lượng riêng tương đối ở hai nhiệt độ này là 0,96 và 0,89, độ nhớt tương ứng là 3430 và 187 cP.

Theo điều kiện kinh tế, dầu cần được gia nhiệt đến 50°C trước khi vận chuyển, nếu 1kWh giá 500 đ và 1 tấn hơi thải (ở áp suất 1 at) giá 50000 đ. Hiệu suất của bơm 0,5.

Giải:

Trước tiên cần xác định chế độ chảy của dầu trong ống. Vận tốc được tính theo công thức tính lưu lượng:

$$w = \frac{V}{f} = \frac{40}{0,785 \cdot 0,1^2 \cdot 3600} \approx 1,415 \text{ m/s.}$$

Chuẩn số Re ở:

$$\text{a) } 15^\circ\text{C là } Re = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{0,1 \cdot 1,415 \cdot 960}{3430 \cdot 10^{-3}} \approx 39,6;$$

$$\text{b) } 50^\circ\text{C } Re = \frac{0,1 \cdot 1,415 \cdot 890}{187 \cdot 10^{-3}} \approx 673,4$$

Qua đó ta thấy cả hai trường hợp đều chảy dòng ($Re < 2300$).

Tổn thất áp suất do ma sát đường ống:

$$\text{a) ở } 15^\circ\text{C } \Delta p_m = \frac{32L\mu w}{d^2} = \frac{32(430 + 20) \cdot 1,415 \cdot 3430 \cdot 10^{-3}}{0,1^2} = 6988968 \text{ N/m}^2 = 71,24 \text{ at};$$

$$\text{b) ở } 50^\circ\text{C } \Delta p_m = \frac{32(430 + 20) \cdot 1,415 \cdot 187 \cdot 10^{-3}}{0,1^2} = 381031,2 \text{ N/m}^2 = 3,88 \text{ at.}$$

Để vượt qua cột áp thủy tĩnh cao 20 m cần áp suất:

$$\text{a) ở } 15^\circ\text{C } \Delta p_H = \rho g H = 20 \cdot 960 \cdot 9,81 = 188352 \text{ N/m}^2 = 1,92 \text{ at};$$

$$\text{b) ở } 50^\circ\text{C } \Delta p_H = 20 \cdot 890 \cdot 9,81 = 174618 \text{ N/m}^2 = 1,78 \text{ at.}$$

Để tạo dòng chuyển động cần có thế năng vận tốc

$$\Delta p = \frac{\rho w^2}{2} = \frac{960 \cdot 1,415^2}{2} \approx 961,1 \text{ N/m}^2.$$

Để xác định tổng trở lực của bơm giá trị này cùng với trở lực

cục bộ trên đường ống bỏ qua, vì quá bé.

Công suất của bơm:

$$\text{ở } 15^{\circ}\text{C: } N = \frac{V\Delta p}{102\eta} = \frac{40(71,24 + 1,92) \cdot 10^4}{3600 \cdot 102 \cdot 0,5} = 159,39 \text{ kW};$$

$$\text{ở } 50^{\circ}\text{C: } N = \frac{40(3,88 + 1,78) \cdot 10^4}{3600 \cdot 102 \cdot 0,5} = 12,33 \text{ kW}.$$

Qua kết quả tính toán ta thấy công suất tiêu tốn của bơm ở 15°C so với 50°C tăng $159,39 - 12,33 \approx 147,1 \text{ kW}$.

Điều đó có nghĩa là nếu bơm ở 15°C cần tiêu tốn thêm năng lượng điện là:

$$147,1 \cdot 500 = 73550 \text{ đ/h.}$$

Tiêu tốn cho hơi để đun từ 15°C đến 50°C . Đối với dầu mỏ nhiệt dung riêng $c = 1674 \text{ J/kg độ}$, nên:

$$Q = mc_p \Delta t = 40 \cdot 960 \cdot 1674 (50 - 15) = 2249,856 \cdot 10^3 \text{ kJ/h.}$$

Nhiệt ngưng tụ của hơi ở 1 at là $r = 2259,9 \text{ kJ/kg}$.

Lượng hơi được dùng để đun nóng dầu mỏ là:

$$D = \frac{Q}{r} = \frac{2249,856 \cdot 10^3}{2259,9} = 995,95 \approx 1000 \text{ kg/h.}$$

Ta biết tiêu tốn 1 tấn hơi là 50000 đ, như vậy theo giá điện và hơi như đầu bài thì đun nóng dầu mỏ trước khi vận chuyển kinh tế hơn.

1.3.27. Công thức tính hệ số trở lực ma sát được lập từ kết quả thực nghiệm:

a) Tổn thất áp suất được đo theo vận tốc khi vận chuyển dầu mỏ trong ống dẫn bằng thép có đường kính 300 mm, dài 13m, khối lượng riêng 900 kg/m^3 như sau:

Số TT	Vận tốc, m/s	Tổn thất áp suất, N/m^2
1	0,85	737,7
2	1,21	1304,7

3	1,54	2060,1
4	1,91	3021,5
5	2,32	4051,5

b) Tiến hành thí nghiệm tương tự nhưng lưu thể vận chuyển là nước trong ống thép có đường kính 60 mm, dài 24m, cho ta các kết quả:

Số TT	Vận tốc, m/s	Tổn thất áp suất, N/m ²
1	0,11	105
2	0,16	201,1
3	0,22	337,5
4	0,26	455,2

Giải :

Công thức tính hệ số ma sát đã cho $\Delta p_m = \frac{\lambda L}{d} \cdot \frac{w^2 \rho}{2}$, N/m².

Trong công thức coi hằng số:

$$A = \frac{L\rho}{2d}$$

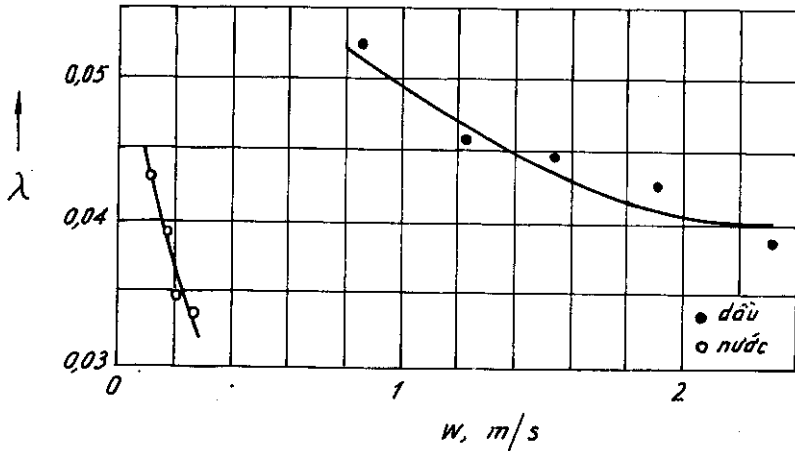
với dầu mỏ: $A = \frac{13.900}{2 \cdot 0,3} = 19500$

với nước: $A = \frac{24.1000}{2 \cdot 0,06} = 200\ 000$

Giá trị của λ được tính theo kết quả thí nghiệm như sau:

Số TT	Dầu mỏ	Nước
1	0,0523	0,0433
2	0,0458	0,0392
3	0,0445	0,0348
4	0,0424	0,0337
5	0,0386	

Nếu xây dựng đồ thị quan hệ giữa λ và w ta sẽ nhận được



Hình 1.23 (ví dụ 13.27)

hai đường cong khác nhau (hình 1.23).

Nếu chuyển hệ tọa độ theo dạng logarit (tức $\lg w$ và $\lg \lambda$) ta sẽ có các đường thẳng dạng:

$$\text{với dầu mỡ: } \lg \lambda = -1,31 - 0,25 \lg w \text{ hoặc } \lambda = -0,049w^{-0,25}$$

$$\text{với nước: } \lg \lambda = -1,65 - 0,31 \lg w \text{ hoặc } \lambda = 0,0224w^{-0,3}$$

Điều đó có nghĩa ta nhận được hai đường cong thực nghiệm khác nhau, mỗi đường chỉ thỏa mãn những điều kiện riêng. Để từ những số liệu thực nghiệm thu được của dầu mỡ và nước có thể lập được một công thức tính λ tổng quát dùng cho mọi chất lỏng khác, ở nhiệt độ và đường kính ống bất kỳ người ta phải vận dụng lý thuyết đồng dạng.

Tính tổn thất áp suất qua trở lực ma sát trên đường ống theo công thức:

$$\Delta p_m = \frac{\lambda L}{d} \cdot \frac{w^2 \rho}{2},$$

ở dạng chuẩn số:

$$Eu = \varphi(Re, G).$$

Qua đó, hệ số ma sát λ cho ống dẫn ở độ nhẵn đã cho trong vùng xoáy chỉ phụ thuộc vào chuẩn số Re , $\lambda = f(Re)$.

Tiếp tục ta phải làm rõ quan hệ này và tính sự phụ thuộc của λ với w như đã làm để thiết lập công thức chung.

Số liệu cho giá trị độ nhớt động của dầu và nước là $0,8 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$ và $10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$. Giá trị của Re , $\lg Re$, λ , $\lg \lambda$ từ số liệu thực nghiệm của dầu và nước được tính và tổng hợp ở bảng 1.1.

Bảng 1.1

Chất lỏng	w, m/s	$Re = \frac{wd}{\nu}$	λ	$\lg Re$	$\lg \lambda$
Dầu mỏ	0,85	3190	0,0523	3,50	2,72
	1,21	4530	0,0458	3,66	2,66
	1,54	5780	0,0445	3,76	2,65
	1,91	7100	0,424	3,85	2,63
	2,32	8700	0,0386	3,94	2,50
Nước	0,11	6600	0,0438	3,82	2,64
	0,16	9600	0,0392	3,98	2,59
	0,22	13200	0,0378	4,12	2,54
	0,26	15600	0,0337	4,19	2,53

Vẽ đồ thị quan hệ giữa λ và Re chung cho cả dầu và nước, Theo quan hệ logarit ta nhận được đường thẳng (hình 1.24). Ở đồ thị trên trục hoành ta chọn $x = \lg Re - 3,5$ và trục tung $y = \lg \lambda + 2$. Phương trình đường thẳng thu được:

$$y = -0,254x + 0,71$$

hoặc $\lg \lambda + 2 = -0,254(\lg Re - 3,5) + 0,71$

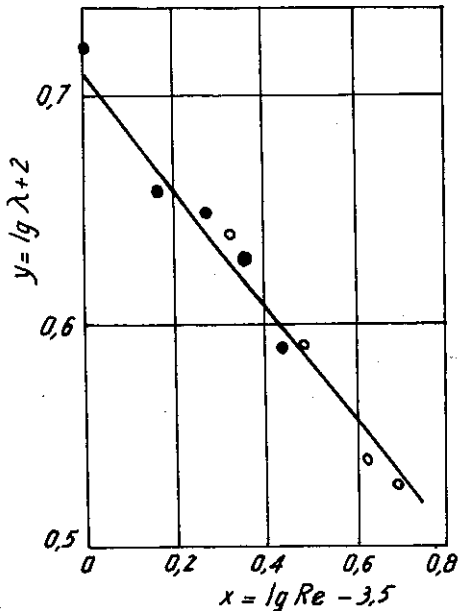
$$\lg \lambda = -0,254 \lg Re - 0,4.$$

Từ đó rút ra:

$$\lambda = \frac{0,398}{Re^{-0,254}}$$

Phương trình nhận được có tính khái quát chung. Nó được dùng để tính λ cho dầu, nước và cả các chất lỏng khác, tuy nhiên chỉ trong phạm vi của $3000 \leq Re \leq 16000$ và độ nhớt của ống giống như điều kiện thí nghiệm.

Vì số liệu thực nghiệm này cùng nằm trên một đường thẳng, nên chấp nhận độ nhớt của ống dẫn dầu và nước gần như nhau. Điều này có thể kiểm tra qua quan hệ $Eu/G = f(Re)$ và đồ thị hình 1.8.



Hình 1.24 (ví dụ 1.3.27);

● - dầu; ○ - nước

1.3.28. Để nghiên cứu thực nghiệm quá trình sản xuất, người ta tiến hành trong phòng thí nghiệm với kích thước thiết bị bằng 1/10 thiết bị thật. Trong sản xuất thiết bị làm việc với không khí nóng ($t = 100^\circ\text{C}$), áp suất khí quyển và vận tốc dòng khí 3, m/s. Trong phòng thí nghiệm dùng dòng khí ở 22°C . Để có sự đồng nhất về thủy động lực giữa hai hệ (sản xuất và thử nghiệm) cần chọn vận tốc của không khí ở thiết bị thí nghiệm là bao nhiêu?

Giải:

Để đạt được giá trị giới hạn giống như giữa hai hệ thí nghiệm và sản xuất thì chuẩn số Re và Fr của cả hai là bằng nhau, tức là:

$$Re = \text{idem} \text{ và } Fr = \text{idem} .$$

Hoặc theo phương trình Re và Fr cho hệ thí nghiệm 1 và sản

xuất 2 thì:

$$\frac{w_1 \rho_1 l_1}{\mu_1} = \frac{w_2 \rho_2 l_2}{\mu_2},$$

và

$$\frac{w_1^2}{g l_1} = \frac{w_2^2}{g l_2}$$

có nghĩa : $w_2 = 3 \text{ m/s}$; $l_2 = l_1$;

$$\rho_2 = 1,29 \cdot \frac{273}{373} \approx 0,944 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_2 = 0,0215 \text{ cP} = 0,0215 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms.}$$

và

$$\rho_1 = 1,29 \cdot \frac{273}{295} \approx 1,19 \cdot \text{kg/m}^3,$$

$$\mu_1 = 0,0185 \text{ cP} = 0,0185 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms.}$$

Đưa các số liệu vào phương trình trên ta có:

$$\frac{3 \cdot l_2 \cdot 0,944}{0,0215} = \frac{w_1 \cdot 0,1 l_2 \cdot 1,19}{0,0185}.$$

$$\text{Rút ra: } w_1 = \frac{3 \cdot 0,944 \cdot 0,0185}{0,1 \cdot 0,0215 \cdot 1,19} = 20,5 \text{ m/s}$$

Tương tự như vậy theo phương trình tính Fr ta có:

$$\frac{3^2}{l_2} = \frac{w_1^2}{0,1 l_2}.$$

Rút ra:

$$w_1 = \sqrt{0,9} = 0,949 \text{ m/s.}$$

Qua kết quả tính toán có nhận xét, sự tương hợp hoàn toàn của chế độ thủy động lực, tức tương hợp về lực ma sát lẫn lực trọng lượng giữa hai hệ là không thể có theo điều kiện trên. Người ta chỉ có thể chấp nhận một sự tương hợp tương đối, điều mà trong thực tế dễ xảy ra, tức là chỉ có một điều kiện tương hợp hoặc $Re = \text{idem}$ hoặc $Fr = \text{idem}$. Chọn trường hợp nào là tùy thuộc vào điều kiện cụ thể. Nếu trong điều kiện lấy tổn thất áp

suất qua ma sát là chính, thì chọn Re sẽ có ý nghĩa hơn, tức vận tốc trong hệ thí nghiệm phải đạt 20,5 m/s.

Từ kết luận trên ta cần tìm điều kiện để đạt được sự tương hợp đồng thời của lực ma sát và lực trọng lượng giữa hai hệ.

Từ điều kiện $Re = idem$, ta có $w_1 l_1 / \nu_1 = w_2 l_2 / \nu_2$, trong đó ν là độ nhớt động học, nên:

$$\frac{w_1}{w_2} = \frac{\nu_1 l_2}{\nu_2 l_1}$$

Từ điều kiện $Fr = idem$ ta có $w_1^2 / l_1 = w_2^2 / l_2$, ta có:

$$\frac{w_1}{w_2} = \left(\frac{l_1}{l_2}\right)^{1/2}$$

vậy $\frac{\nu_1 l_2}{\nu_2 l_1} = \left(\frac{l_1}{l_2}\right)^{1/2}$; rút ra $\frac{\nu_1}{\nu_2} = \left(\frac{l_1}{l_2}\right)^{3/2}$ là điều kiện cần có để

đồng thời có sự tương hợp của lực ma sát và lực trọng lượng giữa hệ sản xuất và hệ thí nghiệm.

1.3.29. Cần xác định đường kính ống dẫn khí hydro để đạt lưu lượng 120 kg/h. Đường ống dài 1000 m. Tổn thất áp suất tối đa $\Delta p = 110 \text{ mmH}_2\text{O}$. Khối lượng riêng của hydro là $0,0825 \text{ kg/m}^3$. Hệ số ma sát $\lambda = 0,03$.

Giải:

Ta biết áp suất do trở lực theo chiều dài ống là lực ma sát, nên ta tính Δp_m theo công thức tính trở lực ma sát.

Vận tốc w được tính qua lưu lượng và đường kính ống:

$$w = \frac{V}{0,785d^2}$$

Vậy theo công thức tính Δp_m ta có:

$$\Delta p_m = \frac{\lambda L}{d} \cdot \frac{V^2 \rho}{0,785^2 \cdot d^4 \cdot 2} = \frac{\lambda L}{d^5} \cdot \frac{V^2 \rho}{2 \cdot 0,785^2}$$

Rút ra:

$$d = C \sqrt[5]{\frac{V^2 \rho L}{\Delta p}}$$

$$\text{với } C = \sqrt[5]{\frac{\lambda}{0,785^2 \cdot 2}} = \sqrt[5]{\frac{0,03}{0,785^2 \cdot 2}} = 0,476.$$

Lưu lượng tính theo m³/s:

$$V = \frac{120}{3600 \cdot 0,0825} = 0,404 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\Delta p = 110 \text{ mmHg} = 110 \cdot 9,81 = 1079,1 \text{ N/m}^2$$

Nên

$$d = 0,476 \cdot \sqrt{\frac{0,0815 \cdot 0,404^2 \cdot 1000}{1079,1}} = 0,2 \text{ m}.$$

1.3.30. Cần xác định áp suất ban đầu của một chất khí chuyển động qua một đường ống dài 100 km, với những điều kiện cho như sau: lưu lượng 5000 kg/h; khối lượng riêng 0,05 kg/m³ (ở 0°C và 1 at); nhiệt độ trung bình của khí 18°C, đường kính ống dẫn 0,3 m, hệ số ma sát $\lambda = 0,026$. Áp suất của dòng khí ra khỏi ống cần đạt 1,5 at.

Giải:

Cần giả thiết, tổn thất áp suất trên đường ống chỉ do ma sát. Do đó, tính tổn thất áp suất trên ống dẫn dài sẽ vận dụng công thức:

$$\Delta p_m = \frac{\lambda L}{d} \cdot \frac{w^2 \rho}{2}, \text{ N/m}^2,$$

ở dạng vi phân như sau:

$$-dp = \frac{\lambda}{d} \cdot \frac{\rho w^2}{2} \cdot dL, \text{ N/m}^2.$$

Dấu trừ thể hiện sự giảm áp suất theo chiều dài đường ống. Những đại lượng thay đổi cùng với độ dài của đường ống (như khối lượng riêng và vận tốc) là hàm số của áp suất khí giảm dần do sự chuyển động của khí trên đường ống. Ngược lại tích ρw , cũng như lưu lượng khí không đổi. Giá trị ρ và w được tính ở điều kiện tiêu chuẩn:

$$\rho = \rho_0 \cdot \frac{p_0 T}{p T_0} \quad \text{và} \quad w = w_0 \cdot \frac{p_0 T}{p T_0}$$

Thay vào phương trình áp suất sẽ là:

$$-dp = \frac{\lambda}{2d} \cdot \frac{\rho_o p T_o}{p_o T} \cdot \frac{w_o^2 p_o^2 T^2}{p^2 T_o^2} dl$$

Cũng cần chấp nhận nhiệt độ của dòng khí trên đường ống không đổi. Hệ số trở lực λ và chuẩn số Re không đổi. Các giá trị không đổi được tổng hợp thành hằng số:

$$C = \frac{\lambda \rho_o w_o^2 p_o T}{2 \cdot d \cdot T_o}$$

Rút ra:

$$-p dp = c dl$$

Tích phân ta có:

$$\int_{p_d}^{p_c} p dp = c \int_0^L dl$$

$$\frac{1}{2} (p_d^2 - p_c^2) = cL$$

Vậy:
$$p_d^2 = 2cL + p_c^2$$

Vận tốc chuyển động của khí ở 0°C và 760 torr :

$$w_o = \frac{5000}{0,65 \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot 0,3^2} = 30,2 \text{ m/s.}$$

Hằng số c :

$$c = \frac{0,026 \cdot 0,65 \cdot 30,2^2 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \cdot 291}{2 \cdot 0,3 \cdot 273} = 268,6 \cdot 10^4$$

Giá trị áp suất tính được:

$$p_d = \sqrt{2 \cdot 268,6 \cdot 10^4 \cdot 10^5 + (1,5 \cdot 9,81 \cdot 10^4)^2} = 74,8 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2$$

Vậy giá trị áp suất ban đầu của khí tối thiểu là:

$$p_d = 74,8 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2 = 4,6 \text{ at.}$$

1.3.31. Cần xác định đường kính ống dẫn (có ý nghĩa kinh tế nhất) để vận chuyển 6000 m³/h khí metan (ở điều kiện tiêu chuẩn) trong khoảng 4 km. Dùng quạt có hiệu suất 0,5. Biết rằng

giá điện cho 1kWh là 500 đ. Làm sạch ống 30.000 đ một năm cho một mét dài và một mét đường kính. Sửa chữa ống 22 500 đ năm cho một mét ống và một mét đường kính.

Giải:

Chấp nhận trở lực ma sát $\lambda = 0,03$ và trở lực cục bộ bằng 10% trở lực đường ống. Nhiệt độ dòng chảy 30°C .

Tính lưu lượng ở nhiệt độ 30°C :

$$V = \frac{6000 \cdot 303}{3600 \cdot 273} \approx 1,85 \text{ m}^3/\text{s}.$$

$$w = \frac{V}{0,785 \cdot d^2} = \frac{1,85}{0,785 \cdot d^2} = \frac{2,36}{d^2} \text{ m/s}.$$

Theo điều kiện đầu bài tổn thất áp suất chỉ do trở lực cục bộ và lực ma sát nên:

$$\Delta p = \Delta p_m + \Delta p_{lr} = 1,1 \Delta p_m.$$

$$\text{Vậy: } \Delta p = \frac{1,1 \cdot \lambda \cdot L w^2 \rho}{2d} = \frac{1,1 \cdot 0,03 \cdot 4000 \cdot 2,36^2 \cdot 0,64}{d \cdot 2 \cdot d^4} = \frac{235,26}{d^5} \text{ N/m}^2,$$

trong đó khối lượng riêng của metan:

$$\rho = \frac{16 \cdot 273}{22,4 \cdot 303} = 0,64 \text{ kg/m}^3.$$

Công suất cần thiết của quạt được tính theo công thức (điều kiện - $\Delta p < 0,1$ at).

$$N = \frac{V \cdot \Delta p}{102 \cdot \eta} = \frac{1,85 \cdot 235,26}{102 \cdot 0,5 \cdot d^5} \approx \frac{8,53}{d^5} : 9,81 \approx \frac{0,87}{d^5}, \text{ kW}$$

Giá điện tiêu tốn cho quạt 1 kW - năm: $500 \cdot 24 \cdot 330 =$
 $= 3,96$ triệu đồng (tính 1 năm có 330 ngày làm việc).

Tổng giá điện cho quạt phụ thuộc vào đường kính ống:

$$E = \frac{0,87 \cdot 3,96}{d^5} = \frac{3,45}{d^5} \text{ triệu đồng/năm}.$$

Tương tự tiêu tốn cho làm sạch ống:

$A = 30.000. L.d = 30.000.4000.d = 1200d$ triệu đồng/năm.

Tiêu tốn cho sửa chữa:

$R = 22500.L.d = 22500.4000d = 90.d$ triệu đồng/năm.

Tổng tiêu tốn phụ thuộc vào đường kính ống:

$$E + A + R = \frac{3,45}{d^5} + 120.d + 90d = \frac{3,45}{d^5} + 210d \text{ triệu đồng/năm.}$$

Để có đường kính hợp lý, tức là tiêu tốn bé nhất ta lấy đạo hàm bằng không:

$$\frac{d(E + A + R)}{dd} = -5,3,45d^{-6} + 210 = 0$$

$$d^{-6} = \frac{210}{5 \cdot 3,45} = 12,17.$$

Rút ra: $d = 0,66$ m.

Tổn thất áp suất trên đường ống:

$$\Delta p = \frac{235,26}{0,66^5} = 1878,57 \text{ N/m}^2 = 0,0191 \text{ at.}$$

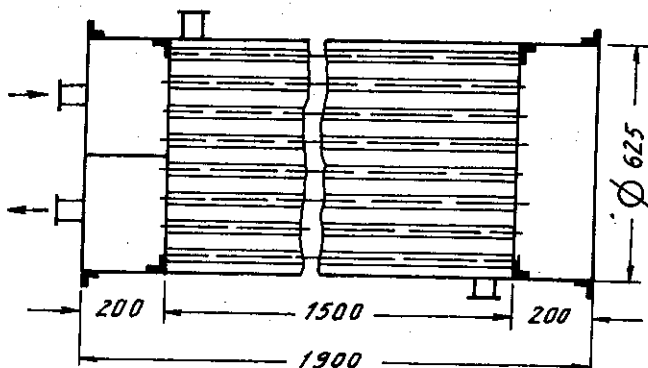
Phù hợp với điều kiện cho quạt 20,1 at.

1.3.32. Xác định trở lực trong một thiết bị trao đổi nhiệt.

Trong đó dung dịch canxi clorua nồng độ 15% được đun nóng từ 15 đến 80°C với năng suất 16 tấn/h. Thiết bị loại ống chùm gồm 52 ống thép với đường kính 38 x 2,5 mm. Đường kính vỏ 625 mm. Chiều dài ống truyền nhiệt 1500 mm. Chiều cao phần trên ống 200 mm. Cửa vào và ra của dung dịch có đường kính 75 x 3,5 mm. Thiết bị chia làm hai ngăn.

Giải:

Theo đầu bài, cần xác định tổn thất áp suất của dòng chảy có nhiệt độ thay đổi. Dòng chảy giả thiết theo chế độ xoáy có nhiệt độ tăng dần. Do đó khi tính toán sẽ tính gần đúng theo quan hệ đẳng nhiệt và sau đó chấp nhận sai số theo hướng tăng của tổn thất áp suất.



Hình 1.25 (ví dụ 13.32)

Tính nhiệt độ trung bình của dung dịch:

$$\frac{15 + 80}{2} = 47,5^{\circ}\text{C}.$$

Khối lượng riêng của dung dịch CaCl_2 là 1100 kg/m^3 .

Độ nhớt của dung dịch được tính theo số tay hóa lý ở 40°C là:

M	2	4
μ_{sp}	1,82	3,72

trong đó M - số mol của dung dịch trong 1000 g nước;

$\mu_{\text{sp}} = \mu_1 / \mu_{\text{H}_2\text{O}}$ - quan hệ độ nhớt giữa dung dịch và nước ở cùng nhiệt độ.

Vậy với CaCl_2 15% thì:

$$M = \frac{150 \cdot 1000}{850 \cdot 111} \approx 1,59,$$

với 111 - khối lượng phân tử của CaCl_2 .

Chấp nhận độ nhớt riêng μ_{sp} tỷ lệ với nồng độ, ta có độ nhớt riêng của CaCl_2 15% là:

$$\mu_{\text{sp}} = \frac{1,82 \cdot 1,59}{2} \approx 1,45.$$

Biết độ nhớt của H_2O ở $47,5^\circ C$ là $0,573\text{cP}$ (bảng PL.7) nên độ nhớt của dung dịch $CaCl_2$ 15% ở $47,5^\circ C$ là:

$$1,45 \cdot 0,573 \approx 0,83 \text{ cP} \approx 0,83 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms.}$$

Vận tốc dung dịch chảy trong ống truyền nhiệt:

$$w = \frac{V}{f} = \frac{16000}{3600 \cdot 1100 \cdot 26 \cdot 0,785 \cdot 0,033^2} \approx 0,182 \text{ m/s.}$$

Chuẩn số Re

$$Re = \frac{dw\rho}{\mu} = \frac{0,033 \cdot 0,182 \cdot 1100}{0,83 \cdot 10^{-3}} \approx 7960.$$

Như vậy dòng chảy của dung dịch ở chế độ xoáy.

Thế năng vận tốc được tính:

$$\Delta p_w = \frac{\rho w^2}{2} = \frac{1100 \cdot 0,182^2}{2} \approx 18,22 \text{ N/m}^2.$$

Từ đồ thị hình 1.7 với giá trị $Re = 7960$ tra được hệ số ma sát $\lambda = 0,039$. Chiều dài ống truyền nhiệt (do hai ngăn) là: $L = 1,5 \cdot 2 = 3 \text{ m}$. Tổn thất áp suất do trở lực ma sát:

$$\Delta p_m = \frac{0,039 \cdot 3}{0,033} \cdot 18,22 \approx 64,6 \text{ N/m}^2.$$

Vì dung dịch chảy trong thiết bị ống chùm, nên hướng dòng chảy khi vào và ra các ống truyền nhiệt cũng đa dạng và tồn tại nhiều đột thu, đột mở. Tiết diện ống dẫn dung dịch vào và ra khỏi thiết bị:

$$f_1 = 0,785 \cdot 0,068^2 \approx 0,00363 \text{ m}^2.$$

Tiết diện phần dưới thiết bị nơi có ống dẫn dung dịch vào và ra, bằng một nửa tiết diện thiết bị:

$$f_2 = \frac{0,785 \cdot 0,625^2}{2} \approx 0,153 \text{ m}^2.$$

Tiết diện của 26 ống truyền nhiệt ở một ngăn:

$$f_3 = 0,785 \cdot 0,033^2 \cdot 26 \approx 0,022 \text{ m}^2.$$

Trở lực cục bộ được tính theo bảng PL.3:

a) ở cửa vào (đột mở).

$$\xi_1 = \left(1 - \frac{f_1}{f_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0,00363}{0,153}\right)^2 = 0,953;$$

b) ở đầu ra của dung dịch vào ống truyền nhiệt (đột thu):

$$\frac{f_3}{f_2} = \frac{0,022}{0,153} \approx 0,144 \text{ có } \xi_2 = 0,45;$$

c) ở đầu ra của dung dịch từ ống truyền nhiệt vào phần trên thiết bị (đột mở):

$$\xi_3 = \left(1 - \frac{f_3}{f_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0,022}{0,153}\right)^2 = 0,73;$$

d) ở đầu ra của dung dịch vào chũm ống ngăn hai (đột thu):

$$\frac{f_3}{f_2} = \frac{0,022}{0,153} \approx 0,144 \text{ có } \xi_4 \approx 0,45;$$

e) ở đầu ra của dung dịch từ chũm ống phần dưới ngăn hai (đột mở):

$$\xi_5 = \left(1 - \frac{0,022}{0,153}\right)^2 \approx 0,73;$$

f) ở đầu ra của dung dịch vào cửa tháo (đột thu):

$$\frac{f_1}{f_2} = \frac{0,00363}{0,153} \approx 0,02 \text{ có } \xi_6 \approx 0,5.$$

Ở điểm a và f tổn thất áp suất qua thế năng vận tốc được tính qua vận tốc dòng chảy ở cửa ra và vào là:

$$w = \frac{16000}{1100 \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot 0,068^2} \approx 1,11 \text{ m/s.}$$

Thế năng vận tốc:

$$\Delta p_w = \frac{1100 \cdot 1,11^2}{2} \approx 677,7 \text{ N/m}^2$$

$$\sum \xi = 0,953 + 0,5 = 1,453.$$

Tổn thất áp suất ở a và f :

$$\Delta p_{a,f} = \sum \xi \cdot \frac{rw^2}{2} = 1,453 \cdot 677,7 \approx 985 \text{ N/m}^2.$$

Tổng trở lực cục bộ các điểm còn lại:

$$\sum \xi = 0,45 \times 2 + 0,73 \times 2 = 2,36.$$

Tổn thất áp suất ở các điểm còn lại:

$$\Delta p_{b-d} = \sum \xi \cdot \frac{\rho w^2}{2} = 2,36 \cdot 18,22 \approx 43 \text{ N/m}^2.$$

Ngoài ra, ở phần trên của chùm ống dòng chảy chuyển dòng hai lần với góc chuyển 90° có trở lực cục bộ:

$$\sum \xi = 2 \cdot 1,1 = 2,2.$$

Để đơn giản coi vận tốc dòng tương tự như ở chùm ống, vậy:

$$\Delta p = 2,2 \cdot 18,22 = 40,1 \text{ N/m}^2.$$

Tổng tổn thất áp suất qua trở lực cục bộ:

$$\Delta p_w = 985 + 43 + 40,1 = 1068,1 \text{ N/m}^2.$$

Tổng trở lực của dòng dung dịch qua thiết bị truyền nhiệt

$$\Delta p = 64,6 + 1068,1 = 1132,7 \text{ N/m}^2.$$

1.3.33. Cần xác định trở lực đường ống của khí nóng đi qua. Đó là thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm. Ống truyền thiết bằng thép có đường kính $30 \times 2,5$ mm. Dòng khí chảy vuông góc chùm ống và được đun nóng từ 20 đến 100°C . Vận tốc khí ở chỗ hẹp nhất của chùm ống 16 m/s. Lượng ống trong chùm 20 ống. Ống xếp thẳng hàng có các khoảng cách $s_1 = 42$ mm và $s_2 = 48$ mm (hình 1.6).

Giải:

Đối với dòng chảy xoáy, trở lực đường ống trong trường hợp dòng đẳng nhiệt và biến nhiệt được tính như nhau.

Tỷ số: $s_1/d = 42/30 = 1,4$ và $s_2/d = 48/30 = 1,6$. Vì $s_1/d < s_2/d$ nên vận dụng công thức:

$$Eu = (2 + 3,3 m) Re^{-0,28}.$$

Xác định chuẩn số Re theo: $Re = \frac{wd\rho}{\mu}$,

trong đó ở nhiệt độ trung bình $t = \frac{20 + 100}{2} = 60^\circ\text{C}$ có độ nhớt

$\mu = 0,02 \text{ cP} = 0,02 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}$ (hình PL.1), khối lượng riêng ở 60°C của không khí (1 at):

$$\rho = 1,29 \cdot \frac{273}{333} \approx 1,06 \text{ kg/m}^3.$$

$$Re = \frac{16 \cdot 0,03 \cdot 1,06}{0,02 \cdot 10^{-3}} = 25440$$

và $Eu = (2 + 3,3 \cdot 20) \cdot 25440^{-0,28} = 68 \cdot 0,059 = 3,97$.

Tổn thất áp suất của dòng khí trong chùm ống được tính:

$$\Delta p = Euw^2\rho = 3,97 \cdot 16^2 \cdot 1,06 \approx 1077,3 \text{ N/m}^2.$$

1.3.34. Anilin chảy dọc theo ống trong không gian giữa các ống của thiết bị trao đổi nhiệt loại ống chùm với vận tốc 1,5 m/s. Thiết bị ống chùm có 19 ống truyền nhiệt với đường kính 26 x 2,5 mm và dài 2,7 m. Đường kính thiết bị 200 mm. Anilin là chất tái nhiệt được làm nguội từ 100 đến 40°C .

Cần xác định tổn thất áp suất qua ma sát của anilin:

a) ở điều kiện đẳng nhiệt, bỏ qua chênh lệch nhiệt độ giữa thành ống và anilin;

b) ở điều kiện biến nhiệt, lấy nhiệt độ trung bình ở thành ống là 25°C .

Giải:

a) Trường hợp dòng chảy đẳng nhiệt, ta lấy nhiệt độ trung bình của anilin:

$$\frac{100 + 40}{2} = 70^\circ\text{C}.$$

Tổn thất áp suất qua trở lực ma sát được tính theo công thức

$$\Delta p_m = \frac{\lambda L}{d} \cdot \frac{w^2 \rho}{2} \text{ N/m}^2.$$

Ở đây đường kính d được thay bằng đường kính tương đương d_{td} :

$$d_{td} = \frac{4f}{u} = \frac{D^2 - nd^2}{D + nd} = \frac{200^2 - 19.26^2}{200 + 19.26} \approx 39,13 \text{ mm.}$$

trong đó D - đường kính trong của thiết bị truyền nhiệt, mm;

d - đường kính ngoài ống truyền nhiệt mm, n số ống truyền nhiệt.

Tính chuẩn số Re :

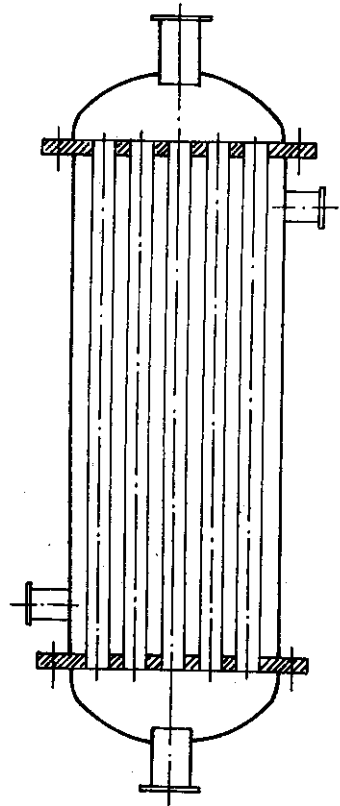
$$Re = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{0,5 \cdot 0,03913 \cdot 1040}{1,4 \cdot 10^{-3}} = 14534.$$

Khối lượng riêng của anilin $\rho = 1040 \text{ kg/m}^3$ tra theo bảng PL.9 và độ nhớt $\mu = 1,4 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}$ tra ở biểu đồ hình PL.2. Ngoài ra từ hình 1.7 tra được $\lambda = 0,032$. Khi đó tổn thất áp suất qua ma sát của dòng anilin:

$$\Delta p_m = \frac{\lambda L}{d} \cdot \frac{w^2 \rho}{2} = \frac{0,032 \cdot 2,7 \cdot 0,5^2 \cdot 1040}{0,03913 \cdot 2} \approx 287,04 \text{ N/m}^2.$$

b) Nếu dòng chảy không đẳng nhiệt, tức nhiệt độ tường khác với nhiệt độ của dòng và chảy xoáy, thì ta cần nhân thêm hệ số hiệu chỉnh x :

$$x = \left(\frac{Pr_t}{Pr_d} \right)^{1/3} ,$$



Hình 1.26

trong đó Pr_t - chuẩn số Prandtl của dòng chảy ở nhiệt độ tường;

Pr_d - chuẩn số Prandtl của dòng chảy ở nhiệt độ dòng.

Chuẩn số Pr của anilin được tra theo biểu đồ hình PL.9:

$$t_t = 25^\circ\text{C}; \quad Pr_{25} = 47$$

$$t_d = 70^\circ\text{C}; \quad Pr_{70} = 16,5$$

Khi đó tổn thất áp suất qua trở lực ma sát của dòng anilin:

$$\Delta p_m = 287,04 \cdot \left(\frac{47}{16,5}\right)^{1/3} = 406,9 \text{ N/m}^2.$$

So sánh ta thấy trong trường hợp không đẳng nhiệt trở lực ma sát lớn hơn dòng đẳng nhiệt. Tuy nhiên chỉ ở điều kiện dòng chảy được làm nguội, tức là nhiệt độ dòng lớn hơn nhiệt độ tường. Nên hệ số hiệu chỉnh $x > 1$. Ngược lại nhiệt độ dòng nhỏ hơn nhiệt độ tường, tức là dòng được đun nóng thì $x < 1$ và kết quả ngược lại, vì nhiệt độ càng tăng chuẩn số Pr càng giảm.

1.3.35. Xác định trở lực của lớp đệm. Trong đó có quá trình làm sạch hơi axeton trong không khí bằng nước. Đường kính tháp 810 mm, cao 9 m. Đệm bằng sứ dạng vòng có kích thước 25 x 25 x 3 mm. Mật độ tưới 18 m³/m²h. Lưu lượng khí thổi qua tháp đệm 1000 m³/h tiêu chuẩn. Áp suất dư trong tháp 0,4 at và nhiệt độ làm việc 20°C.

Giải:

Tính trở lực đệm khô theo công thức:

$$\Delta p = \lambda \frac{H}{d_{1d}} \cdot \frac{w_k^2 \rho_k}{2}, \quad \text{N/m}^2.$$

Khối lượng riêng của không khí:

$$\rho = \frac{1,29 \cdot 273 \cdot 1,4}{293} \approx 1,68 \text{ kg/m}^3.$$

Vận tốc dòng khí qua tháp rỗng:

$$w = \frac{1000 \cdot 1,29}{1,68 \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot 0,81^2} \approx 0,41 \text{ m/s}.$$

Độ nhớt của không khí ở 20°C là $\mu_k = 0,018 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}$ (hình PL.1).

Từ bảng PL.10 tra được bề mặt riêng của đệm và thể tích tự do là:

$$\sigma = 204 \text{ m}^2/\text{m}^3 \quad \text{và} \quad V_{td} = 0,74 \text{ m}^3/\text{m}^3.$$

Chuẩn số Re được tính:

$$Re_k = \frac{4w\rho_k}{\sigma\mu_k} = \frac{4 \cdot 0,41 \cdot 1,68}{204 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3}} \approx 750.$$

Hệ số trở lực λ tính theo công thức: $\lambda = 16/Re^{0,2}$

$$\lambda = \frac{16}{750^{0,2}} = 4,26.$$

Trở lực đệm khô: $\Delta p_{kh} = \frac{\lambda H \sigma w^2 \rho_k}{4V_{td}^2} \text{ , N/m}^2$,

có
$$\Delta p_{kh} = \frac{4,26 \cdot 9 \cdot 204 \cdot 0,41^2 \cdot 1,68}{4 \cdot 0,74^3 \cdot 2} \approx 504,2 \text{ N/m}^2.$$

Để tính trở lực lớp đệm ướt, ta cần tính hệ số tưới

$$A = 3 \sqrt{\left(\frac{L}{\rho}\right)^2 \frac{\sigma b}{V_{td}^3 \cdot 2g}}$$

Mật độ tưới tính theo giây là:

$$L = \frac{18 \cdot 1000}{3600} = 5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}.$$

Độ nhớt của nước ở 20°C là: $\mu = 10^{-3} \text{ kg/ms}$.

Chuẩn số Re cho dòng nước tính theo công thức:

$$Re = \frac{4L}{\sigma\mu} = \frac{4 \cdot 5}{204 \cdot 10^{-3}} \approx 98.$$

Hệ số b được tính:

$$b = \frac{1,74}{Re^{0,3}} = \frac{1,74}{98^{0,3}} = 0,44.$$

Vậy hệ số tưới:

$$A = 3 \sqrt{\left(\frac{5}{1000}\right)^2 \frac{04 \cdot 0,44}{0,74^2 \cdot 2 \cdot 9,81}} = 0,197$$

Hệ số tăng trở lực m khi có dòng tưới được tính theo công thức:

$$m = 1 / (1 - 1,65 \cdot 10^{-10} \cdot \frac{\sigma^2}{V_{td}} - A)^3$$

Giá trị:

$$1,65 \cdot 10^{-10} \cdot \frac{\sigma^3}{V_{td}} = 1,65 \cdot 10^{-10} \cdot \frac{204^3}{0,74} = 0,0019.$$

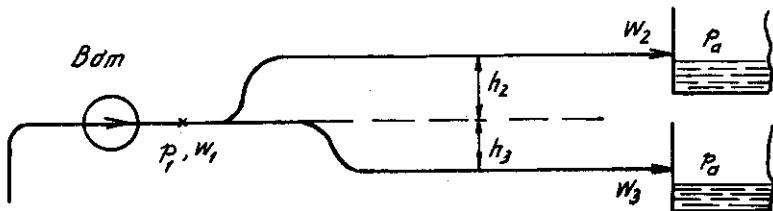
Vậy:

$$m = 1 / (1 - 0,0019 - 0,197)^3 = 1,95.$$

Trở lực lớp đệm ướt là:

$$\Delta p = m \Delta p_{kh} = 1,95 \cdot 681,4 = 1328,73 \text{ N/m}^2.$$

1.3.36. Dùng bơm để đưa nước vào hai bể chứa đồng thời. Bể hở nên có áp suất khí quyển (hình 1.27). Tính vận tốc chảy ra ở đầu hai ống vào bể w_2 và w_3 (bỏ qua ma sát). Tính áp suất p_1 để $w_2 = 0$.



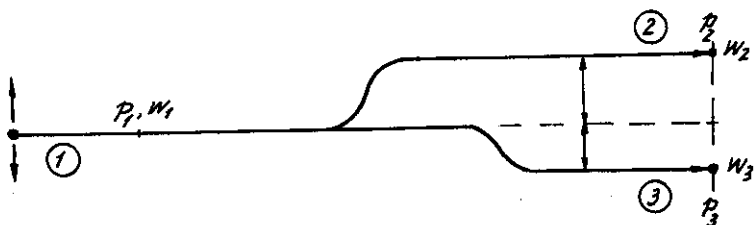
Hình 1.27: $p_1 = 2 \text{ at}$; $h_2 = 5 \text{ m}$; $\rho = 998,2 \text{ kg/m}^3$;
 $w_1 = 1 \text{ m/s}$; $h_3 = 2 \text{ m}$; $p_a = 1 \text{ at}$

Giải:

Dựa vào phương trình thủy động Bernoulli, xét mặt 1 và 2 ta có:

$$p_1 + \frac{\rho}{2} w_1^2 + \rho g z_1 = p_2 + \frac{\rho}{2} w_2^2 + \rho g z_2.$$

Ở mặt 1 chuẩn: $z_1 = 0$, $z_2 = h_2$, $p_2 = p_a$.



Hình 1.27b

Rút ra:

$$w_2 = \sqrt{\frac{2}{\rho} (p_1 - p_a + \frac{\rho}{2} w_1^2 - \rho g h_2)} =$$

$$= \sqrt{\frac{2}{998,2} (2 \cdot 10^5 - 10^5 + \frac{998,2}{2} \cdot 9,81 \cdot 5)} = 10,16 \text{ m/s.}$$

Tương tự xét hai mặt 1 và 3 ta có:

$$w_3 = \sqrt{\frac{2}{\rho} (p_1 - p_b + \frac{\rho}{2} w_1^2 + \rho g h_3)}$$

$$\rho g h_3 = \sqrt{\frac{2}{998,2} (2 \cdot 10^5 - 10^5 + \frac{998,2}{2} + 998,2 \cdot 9,81 \cdot 2)} = 15,5 \text{ m/s.}$$

Để $w_2 = 0$ thì p_1 phải có giá trị:

$$0 = \sqrt{\frac{2}{\rho} (p_1 - p_b + \frac{\rho}{2} w_1^2 - \rho g h_2)}$$

Rút ra:

$$p_1 = p_b + \rho g h_2 - \frac{\rho}{2} w_1^2 =$$

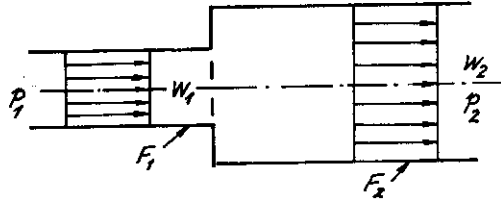
$$= 10^5 + 998,2 \cdot 9,81 \cdot 5 - \frac{998,2}{2} \cdot 12^2 = 1,485 \cdot 10^5 \text{ N/m}^2 = 1,5 \text{ at.}$$

1.3.37. Nước chảy qua ống dẫn (hình 1.28) với lưu lượng m .

Tính áp suất p_2 , vận tốc w_2 và tổn thất áp suất Δp_m . Cho p_1 , w_1 và tỷ số F_2/F_1 .

Giải:

Bài toán được giải trên cơ sở phân tích lực tác dụng vào hệ thống được xét. Khi chất lỏng chảy vào phần ống lớn sẽ có sự thay đổi về vận tốc và lực. Toàn bộ phần nằm trong ô là một hệ thống. Các lực tác dụng vào hệ thống theo chiều vào và ra như sau:

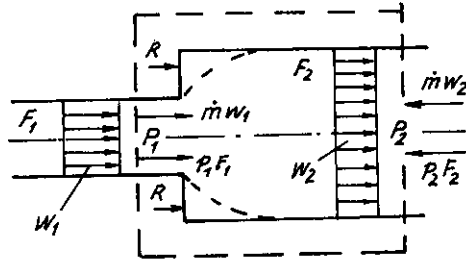


Hình 1.28 (ví dụ 1337)

- Lực do vận tốc dòng nước gây ra:

$$K_1 = mw_1; K_2 = mw_2;$$

- Lực do áp lực nước vào thành ống:



Hình 1.29 (ví dụ 1337)

$$K_1 = p_1 F_1; K_2 = p_2 F_2.$$

Ngoài ra còn có lực thẳng tắn thất trên eo ống. Coi lực này tương ứng với R là nguyên nhân làm dòng nước không chảy được vào góc (ở phần đột mở): $R = p_1(F_2 - F_1)$.

Theo dòng động lượng ta có:

$$\vec{\Sigma} K = 0;$$

$$\text{tức là } mw_1 + p_1 F_1 + p_1(F_2 - F_1) - mw_2 - p_2 F_2 = 0$$

Mặt khác theo phương trình dòng liên tục:

$$w_1 F_1 = w_2 F_2; \quad \text{nên } w_2 = \frac{F_1}{F_2} w_1.$$

Thay vào phương trình trên ta có:

$$mw_1 + p_1 F_1 + p_1(F_2 - F_1) - m \frac{F_1}{F_2} w_1 - p_2 F_2 = 0.$$

Rút ra:

$$p_2 = p_1 \frac{F_1}{F_2} + p_1 \frac{F_2 - F_1}{F_2} + \frac{mw_1}{F_2} \left[1 - \frac{F_1}{F_2} \right]$$

$$p_2 = p_1 + \frac{mw}{F_2} \left(1 - \frac{F_1}{F_2} \right).$$

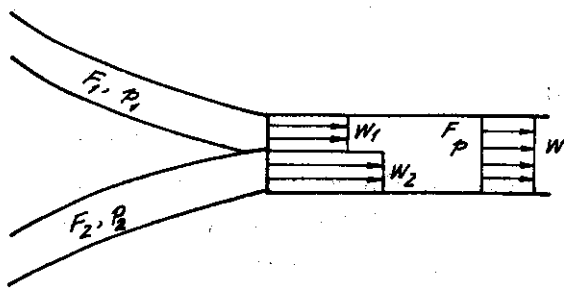
Nếu tính đến tổn thất áp suất trên đường ống, theo phương trình Bernoulli ta có:

$$p_1 + \frac{\rho}{2} w_1^2 + \rho g z_1 = p_2 + \frac{\rho}{2} w_2^2 + \rho g z_2 + \Delta p_m.$$

Vì xét trên cùng một mặt chuẩn nên $z_1 = z_2 = 0$, vậy

$$\Delta p_m = p_1 - p_2 + \frac{\rho}{2} (w_1^2 - w_2^2) = \frac{\rho}{2} w_1^2 \left[1 - \left(\frac{F_1}{F_2} \right)^2 \right].$$

1.3.38. Nước
từ hai máng nhỏ
cùng chảy vào
máng to với vận
tốc w_1 và w_2 .
Sau một khoảng
nhất định nước
chảy trong máng
to với vận tốc w
và độ chênh áp
 $\Delta p = (p - p_1)$.



Hình 1.30 (ví dụ 13.38)

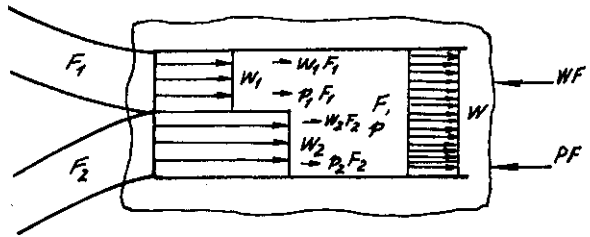
Tính vận tốc w , độ chênh áp Δp và tổn thất áp suất Δp_m .

Biết $F_1 = F_2$; $F = F_1 + F_2$

$$w_1 = \frac{1}{2} w_2; p_1 = p_2.$$

Giải:

Tương tự như bài 1.3.37 tập hợp các lực trong hệ thống. Dựa vào các phương trình dòng liên tục, dòng động lượng, phương trình Bernoulli để tính.



Hình 1.31 (ví dụ 1.3.38)

Theo phương trình dòng liên tục:

$$w_1 F_1 + w_2 F_2 = w F.$$

Rút ra:
$$w = \frac{w_1 F_1 + w_2 F_2}{F} = \frac{3}{4} w_2$$

Từ phương trình động lượng: $\vec{\sum K} = 0$, có:

$$m_1 w_1 + p_1 F_1 + m_2 w_2 + p_2 F_2 - p F - m w = 0$$

Vậy
$$p F - p_1 F_1 - p_2 F_2 = m_1 w_1 + m_2 w_2 - m w.$$

Thay điều kiện đầu bài tính theo w_2 ta được:

$$2 F_2 (p - p_1) = \rho F_1 w_1^2 + \rho F_2 w_2^2 - \frac{9}{8} \rho F_2 w_2^2$$

Rút ra:
$$\Delta p = p - p_1 = \frac{1}{16} \rho w_2^2.$$

Tổn thất áp suất trong hệ bằng tổng tổn thất áp suất ở hai ống bé và ở ống lớn. Nếu lấy tâm ống lớn làm mặt chuẩn ta có thể vận dụng phương trình Bernoulli như sau:

$$p_1 + \frac{\rho}{2} w_1^2 + \rho g h_1 = \frac{1}{2} (p + \frac{\rho}{2} w^2 + \rho g h) + \Delta p_1$$

$$p_2 + \frac{\rho}{2} w_2^2 + \rho g h_2 = \frac{1}{2} (p + \frac{\rho}{2} w^2 + \rho g h) + \Delta p_2.$$

Tổng áp suất tổn thất qua ma sát:

$$\begin{aligned} & (p_1 + \frac{\rho}{2} w_1^2 + \rho g h_1) + (p_2 + \frac{\rho}{2} w_2^2 + \rho g h_2) = \\ & = p + \frac{\rho}{2} w^2 + \rho g h + \Delta p_m \end{aligned}$$

với $\Delta p_m = \Delta p_1 + \Delta p_2$, $h = 0$ và $h_1 = -h_2$.

Rút ra:

$$\Delta p_m = 2p_2 + \frac{\rho}{2} (w_1^2 + w_2^2) - p - \frac{\rho}{2} w^2$$

$$\Delta p_m = p_2 + \frac{9}{32} \cdot \rho w_2^2.$$

Chương 2

BƠM, QUẠT, MÁY NÉN

2.1. Công thức tính toán

2.1.1. Chiều cao cần thiết của bơm chất lỏng được tính theo công thức:

$$H = \frac{(p_2 - p_1)}{\rho g} + H_g + h_p, \text{ m.} \quad (2.1)$$

Công thức này tương tự với công thức tính tổng tổn thất áp suất trong đường ống, trong đó:

H - chiều cao áp suất, chiều cao bơm tạo ra được, m;

p_1, p_2 - áp suất ở bể hút và đẩy, N/m^2 ;

ρ - khối lượng riêng chất lỏng, kg/m^3 ;

H_g - chiều cao hình học (khoảng cách hai mặt thoáng), m;

h_p - tổng tổn thất trên đường ống, m.

Áp suất toàn phần H mà bơm cần có cũng có thể được tính theo công thức:

$$H = \frac{(p_d - p_h)}{\rho g} + H_o + \frac{w_d^2 - w_h^2}{2g}, \text{ m;} \quad (2.2)$$

trong đó p_d - áp suất đẩy của bơm (trên áp kế ống đẩy), N/m^2 ;

p_h - áp suất hút của bơm (chân không kế trên ống hút), N/m^2 ;

H_0 - khoảng cách (chiều cao) giữa hai điểm đo áp suất, m;

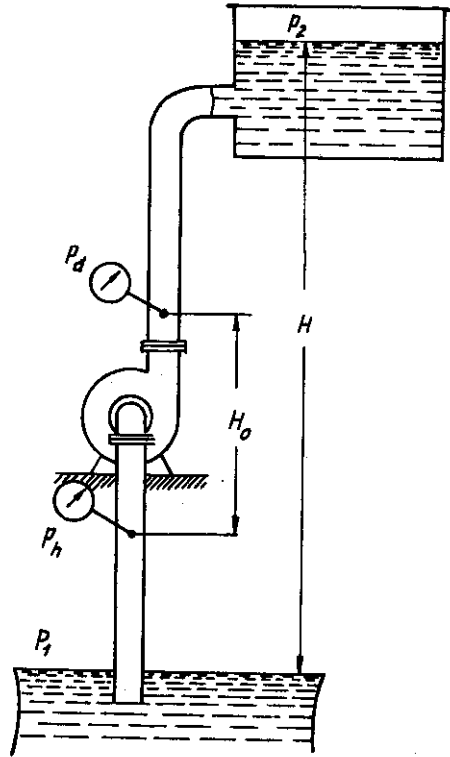
w_d - vận tốc dòng trên đường ống đẩy, m/s;

w_h - vận tốc dòng trên đường ống hút, m/s.

Trong trường hợp vận tốc w_d , w_h không khác nhau và H_0 rất bé, ta có thể tính H như sau:

$$H = \frac{(p_d - p_h)}{\rho g}, \text{ m.}$$

Hai phương trình (2.2) và (2.1) được tính theo phương trình Bernoulli.



Hình 2.1. Sơ đồ hệ thống bơm

2.1.2. Phương trình tính công suất của bơm:

$$N = \frac{Q\rho H}{102\eta} = \frac{m.H}{102\eta}, \text{ kW}, \quad (2.3)$$

trong đó Q - năng suất tính bằng m^3/s ;

m - năng suất tính bằng kg/s ;

η - hiệu suất của bơm được tính từ tích của hiệu suất qua bơm η_b qua độ truyền từ động cơ η_u và hiệu suất động cơ η_M :

$$\eta = \eta_b \cdot \eta_u \cdot \eta_M.$$

Để tạo được năng lượng dự trữ, động cơ được dùng cần có công suất lớn hơn công suất tính:

$$N_t = \beta N,$$

với β - hệ số dự trữ được chọn tùy thuộc công suất tính được N :

Bảng 2.1

$N, \text{ kW}$	< 1	1,5	5-50	>50
β	2-1,5	1,5-1,2	1,2-1,15	1,1

2.1.3. Chiều cao hút lý thuyết của bơm pittông được tính theo công thức:

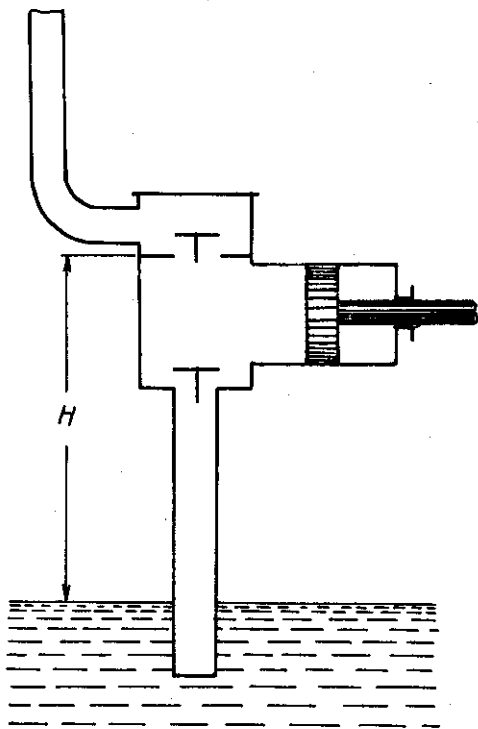
$$H_h \leq A - h_t - \sum h, \text{ m},$$

trong đó A - áp suất khí quyển, m;

h_t - áp suất của hơi bão hòa của chất lỏng ở nhiệt độ đã cho, m;

$\sum h$ - tổn thất chiều cao hút, do năng lượng tiêu tổn tạo gia tốc dòng chảy và tổn thất qua trở lực thủy lực. Do đó nó tăng khi số vòng quay của bơm tăng.

Áp suất khí quyển có giá trị thay đổi phụ thuộc vào độ chênh lệch ở nơi bơm với mặt biển, và được lấy từ bảng 2.2:



Hình 2.2. Sơ đồ bơm pittông

Bảng 2.2. Áp suất khí quyển

Độ cao so mặt biển, m	-600	0	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	1500
A , mH ₂ O	11,3	10,3	10,2	10,1	10	9,8	9,7	9,6	9,5	9,4	9,3	9,2	8,6

Áp suất h_t của hơi bão hòa chất lỏng được bơm ở nhiệt độ đã cho. Đối với nước, h_t với nhiệt độ cho ở bảng 2.3.

Bảng 2.3. Áp suất hơi bão hòa

Nhiệt độ, °C	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
h_t , mH ₂ O	0,09	0,12	0,24	0,43	0,75	1,25	2,02	3,17	4,82	7,14	10,33

Chiều cao hút cần thiết của bơm pittông khi vận chuyển nước có thể xác định từ bảng 2.4.

Bảng 2.4. Chiều cao hút của bơm pittông H_h (mH₂O)

Vòng quay, vg/ph	Nhiệt độ của nước, °C						
	0	20	30	40	50	60	70
50	7	6,5	6	5,5	4	2,5	0
60	6,6	6	5,5	5	3,5	2	0
90	5,5	5	4,5	4	2,5	1	0
120	4,5	4	3,5	3	1,5	0,5	0
150	3,5	3	2,5	2	0,5	0	0
180	2,5	2	1,5	1	0	0	0

2.1.4. Năng suất của bơm pittông:

$$a) \text{ cho tác dụng đơn: } Q = \eta \frac{Fsn}{60}, \text{ m}^3/\text{s}, \quad (2.4)$$

$$b) \text{ cho tác dụng kép: } Q = \eta \frac{(2F - f)sn}{60}, \text{ m}^3/\text{s}; \quad (2.5)$$

trong đó η - độ tận dụng (hiệu suất) chọn từ 0,8 đến 0,9;

F - tiết diện tác dụng của pittông, m^2 ;

f - tiết diện cánh tay đòn (pittông), m^2 ;

S - khoảng chạy của pittông, m ;

n - số lần tiến lùi của pittông trong 1 ph.

2.1.5. Ở mỗi số vòng quay, năng suất của bơm ly tâm thay đổi theo chiều cao bơm. Nếu thiết lập đồ thị quan hệ $Q - H$ thì ta có đường đặc tuyến của bơm. Điểm cắt giữa đường đặc tuyến và mạng cho ta điểm làm việc của bơm (hình 2.3).

Hiệu suất của bơm ly tâm cũng thay đổi cùng với sự thay đổi của năng suất và áp suất.

Chiều cao hút của bơm ly tâm:

$$H_h \leq A - h_t - h_m - h_v, m,$$

trong đó A - áp suất khí quyển, m ;

h_t - áp suất hơi bão hòa ở nhiệt độ bơm, m ;

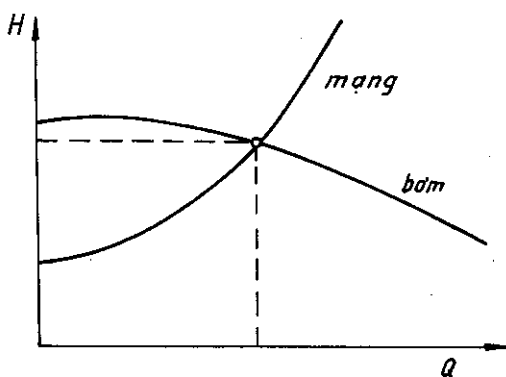
h_m - trở lực thủy lực và tổn thất qua gia tốc dòng, m ;

h_v - sự giảm chiều cao hút để chống xâm thực, h_v phụ thuộc vào năng suất bơm, tức là:

$$h_v = 0,00125 (Qn^2)^{0,67}, mH_2O. \quad (2.6)$$

Khi số vòng quay n thay đổi, thì năng suất cũng thay đổi và do đó H , N cũng thay đổi theo quan hệ sau:

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{n_1}{n_2}; \quad \frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2; \quad \frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3. \quad (2.7)$$



Hình 2.3. Đặc tuyến bơm

2.1.6. Năng suất của bơm cũng có thể tính qua chuẩn số không thứ nguyên như

- Chuẩn số năng suất: $K_Q = \frac{Q}{nD^3}$;

- Chuẩn số chiều cao: $K_H = \frac{H_g}{n^2D^2}$;

- Chuẩn số công suất: $K_N = \frac{N}{\rho n^3D^5}$;

- Chuẩn số Re (lực ly tâm):
 $Re_1 = \frac{\rho n D^2}{\mu}$,

trong đó D - đường kính vòng bơm, m;

N - công suất, $\text{kg/m}^2/\text{s}^3$ (W);

μ - độ nhớt, kg/ms .

2.1.7. Áp suất được quạt tạo ra có thể tính theo quan hệ:

$$\Delta p = (p_2 - p_1) + (\Delta p_h - \Delta p_d) + \frac{W^2 \rho}{2}, \text{ N/m}^2 \quad (2.8)$$

và
$$\Delta p = (p_d + \frac{W_d^2 \rho}{2}) - (p_h + \frac{W_h^2 \rho}{2}), \text{ N/m}^2, \quad (2.9)$$

trong đó Δp - áp suất tạo ra bởi quạt, N/m^2 ;

p_1, p_2 - áp suất ở buồng hút và đẩy, N/m^2 ;

$\Delta p_h, \Delta p_d$ - tổn thất áp suất trên ống hút và đẩy, N/m^2 ;

w - vận tốc dòng khí ra khỏi mạng, m/s ;

p_d, p_h - áp suất tĩnh ở sau và trước quạt, N/m^2 ;

w_d, w_h - vận tốc khí trong ống đẩy và hút, m/s .

ρ - khối lượng riêng của khí, kg/m^3 .

Phương trình (2.8) giống như các phương trình đã nêu trên. Nếu quạt không vận chuyển không khí mà là một loại khí bất kỳ,

thì phải đưa thêm khối lượng riêng của khí đó vào phương trình, tức ở vế phải cộng thêm:

$$\Delta p_H - (\rho_{kk} - \rho_{kk}) gz, \text{ N/m}^2.$$

Công suất tiêu thụ của quạt:

$$N = \frac{Q \Delta p}{1000 \eta}, \text{ kW}.$$

2.1.8. Công nén đoạn nhiệt của máy nén cho 1 kg khí được tính:

$$L = \frac{\infty}{\infty - 1} p v_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\infty - 1/\infty} - 1 \right] =$$

$$= \frac{\infty - 1}{\infty} R T_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\infty - 1/\infty} - 1 \right], \text{ Nm/kg} \quad (2.10)$$

hoặc $L = 427(i_2 - i_1)$, kpm/kg.

Nhiệt độ cuối của quá trình nén được tính theo công thức:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{(\infty - 1)/\infty}, \quad (2.11)$$

trong đó ∞ - số mũ được tính c_p/c_v ;

p_1, p_2 - áp suất đầu và cuối của khí nén, N/m²;

v_1 - thể tích riêng của khí ở điều kiện p_1, T_1 , m³/kg;

i_1, i_2 - hàm nhiệt của khí đầu và cuối quá trình, kcal/kg;

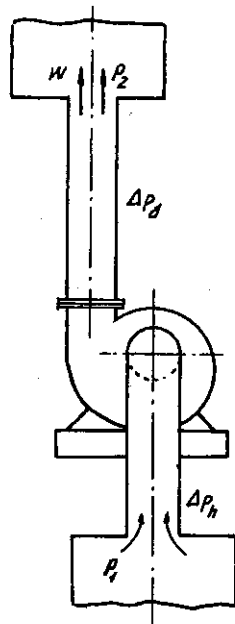
R - hằng số khí bằng 848/M, Nm/kg^oK;

M - khối lượng mol của khí.

Công suất của động cơ cho máy nén một bậc để nén m kg/h khí từ áp suất p_1 đến p_2 tính theo công thức:

$$N = \frac{m.L}{3600.1000\eta} = \frac{m(i_2 - i_1)}{860\eta}, \text{ kW}.$$

2.1.9. Năng suất của máy nén một cấp



Hình 2.4. Sơ đồ quạt ly tâm

$$Q = \lambda \frac{Fsn}{60}, \text{ m}^3/\text{s}.$$

Hệ số cung cấp λ được tính:

$$\lambda = (0,8 + 0,95) \lambda_0$$

với

$$\lambda_0 = 1 - \varepsilon_0 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{1/m} - 1 \right]$$

ở đây ε_0 - hệ số quan hệ giữa vùng chết và vùng nén;

m - hệ số nở ở vùng chết.

2.1.10. Đối với máy nén nhiều cấp (n bậc) công nén được tính:

$$\begin{aligned} L &= n p_1 v_1 \frac{\kappa - 1}{n \kappa} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right) - 1 \right] = \\ &= n R T_1 \frac{\kappa - 1}{\kappa} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right) - 1 \right], \text{ Nm/kg}, \end{aligned}$$

hoặc $L = 427(\Delta i_1 + \Delta i_2 + \dots + \Delta i_n)$, kpm/ kg. (2.12)

Tương tự công suất được tính:

$$N = \frac{1,69 mL}{3600 \cdot 1000} = \frac{1,69 m R T_1 \ln \frac{p_2}{p_1}}{3600 \cdot 1000}, \text{ kW.} \quad (2.13)$$

Số 1,69 là hệ số thực nghiệm phân biệt với quá trình nén đẳng nhiệt.

2.2. Ví dụ

2.2.1. Áp kế trên ống đẩy chỉ 3,8 at. Chân không kế trên ống hút chỉ 210 torr. Khoảng cách giữa áp kế và chân không kế 410 mm. Đường kính ống hút 350 mm và ống đẩy 300 mm. Lưu lượng nước trong ống 12 m³/ph. Cần xác định áp suất bơm tạo ra.

Giải:

Từ công thức (2.2):

$$H = \frac{(p_d - p_h)}{\rho g} + H_0 + \frac{w_d^2 - w_h^2}{2g}, \text{ m,}$$

trong đó, vận tốc của nước trong ống hút:

$$w_h = \frac{v}{f} = \frac{12}{60.0,785.0,35^2} \approx 2,08 \text{ m/s};$$

trong ống đẩy:

$$w_d = \frac{12}{60.0,785.0,3^2} \approx 2,83 \text{ m/s} .$$

Áp suất trong ống đẩy:

$$p_d = 3,8 + 1 = 4,8 \text{ at.}$$

Áp suất trong ống hút:

$$p_h = 735,6 - 210 = 525,6 \text{ torr} = 0,71 \text{ at.}$$

Áp suất do bơm tạo ra:

$$H = \frac{4,8.9,81.10^4 - 0,71.9,81.10^4}{1000.9,81} + 0,41 + \frac{2,83^2 - 2,08^2}{2 \cdot 9,81} =$$

$$H \approx 41,5 \text{ m.}$$

2.2.2. Một bơm pittông có số vòng quay 150 vg/ph dùng bơm nước nóng 60°C ở bể chứa đặt dưới đất. Biết tổng tổn thất áp suất do vận tốc, quán tính và thủy lực là $\sum h = 6,5 \text{ m}$. Áp suất khí quyển 736 torr. Tính khoảng cách đặt bơm so với mặt nước.

Giải:

Theo công thức:

$$H_h \leq A - h_t - \sum h, \text{ m.}$$

Ta tính:

$$A = 736 \text{ torr} = \frac{736.13,6}{1000} \approx 10,01 \text{ m.}$$

Từ bảng 2.3 tra giá trị h_t ở 60°C là 2,02 .

Vậy bơm được đặt ở độ cao cho phép:

$$H = 10,01 - 2,02 - 6,5 = 1,49 \text{ m.}$$

Giá trị tính được là dựa theo lý thuyết. Trong thực tế từ bảng 2.4 với số vòng quay 150 vg/ph và nhiệt độ 60°C thì chiều cao hút bằng không. Điều đó có nghĩa để bơm làm việc tốt phải đặt thấp hơn mặt nước trong bể chứa.

2.2.3. Dùng bơm pittông hai cấp để vận chuyển nước với năng suất 22 800 l/h. Số vòng quay 65 vg/ph. Đường kính pittông 125 mm; tay đòn 35 mm; bán kính khuỷu 136 mm. Cần xác định hiệu suất của bơm η .

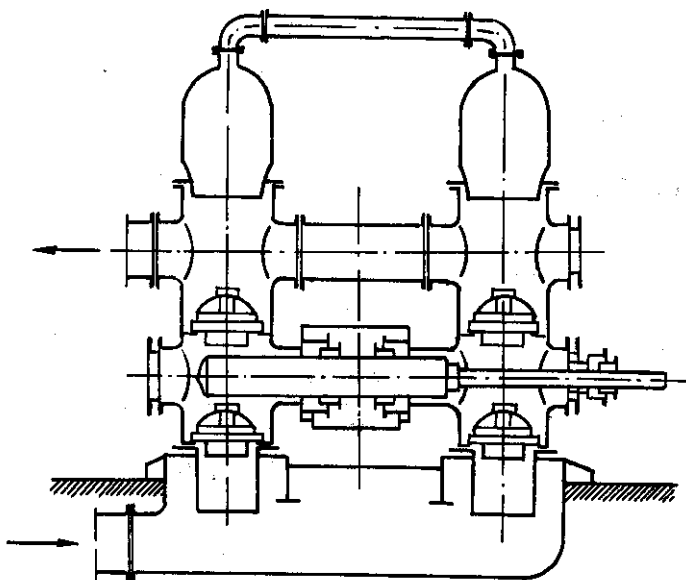
Giải:

Thể tích nén khí pittông quay một vòng:

$$(2F - f)s = [(2.0,785 \cdot 0,125^2) - (0,785 \cdot 0,035^2)] 0,272 \approx 0,0064 \text{ m}^3.$$

Giá trị 0,272 là khoảng chạy của pittông bằng hai lần trục khuỷu (136x2). Năng suất lý thuyết bơm vận chuyển ở vòng quay 65 vg/ph:

$$0,0064.65 = 0,416 \text{ m}^3/\text{ph}.$$



Hình 2.5 (ví dụ 2. 2. 3)

Năng suất thực tế theo đầu bài:

$$\frac{22,8}{60} = 0,38 \text{ m}^3/\text{ph.}$$

Như vậy hiệu suất bơm:

$$\eta = \frac{0,38}{0,416} \approx 0,913.$$

2.2.4. Một bơm pittông đơn giản có đường kính pittông 160 mm, khoảng chạy 200 mm được dùng để bơm chất lỏng có khối lượng riêng 930 kg/m^3 . Năng suất bơm 430 l/ph. Chất lỏng từ bể chứa có áp suất khí quyển được bơm vào thiết bị có áp suất 3,2 at ở chiều cao là 19,5 m. Tổn thất áp suất ở ống hút 1,7 m, ở ống đẩy 8,6m.

Cần xác định số vòng quay của bơm, và công suất của động cơ, nếu lấy hiệu suất bơm là 0,80, hiệu suất truyền động 0,95 và hiệu suất mô tơ 0,95. Biết hiệu suất năng suất của bơm 0,85.

Giải:

Từ công thức $Q_{\min} = \eta_Q \cdot F \cdot s \cdot n$.

Rút ra
$$n = \frac{Q_{\min}}{\eta_Q \cdot F \cdot s}$$
,

trong đó

$$Q_{\min} = \frac{430}{1000} = 0,43 \text{ m}^3/\text{ph.}$$

Tiết diện $F = 0,785 \cdot 0,16^2 \approx 0,02 \text{ m}^2$,

vậy
$$n = \frac{0,43}{0,85 \cdot 0,02 \cdot 0,2} \approx 126 \text{ vg/ph.}$$

Áp suất do bơm tạo ra theo công thức (2.1) có:

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + H_g + h_p.$$

$$H = \frac{3,2 \cdot 10^4}{930} + 19,5 + 10,3 \approx 64,2 \text{ m.}$$

Công suất động cơ được tính:

$$N = \frac{Q\rho H}{102.\eta} = \frac{0,43.930.64,2}{102.60.0,72} \approx 5,83 \text{ kW.}$$

Giá trị 0,72 hiệu suất chung của động cơ được tính:

$$\eta = 0,80.0,95.0,95 \approx 0,72.$$

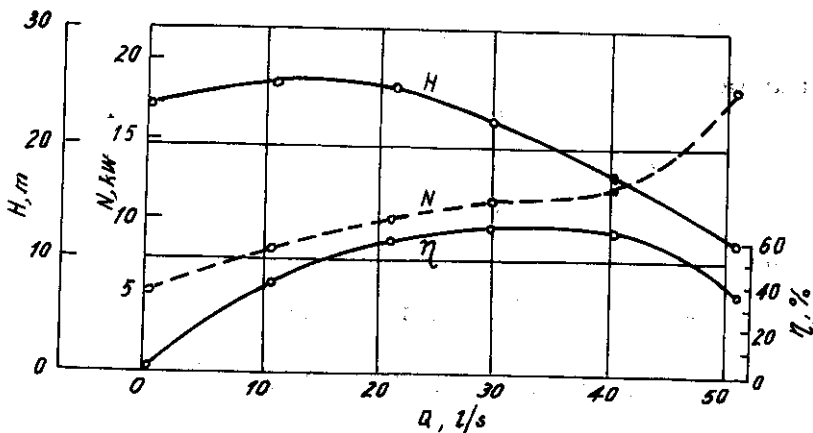
Ngoài ra cần nhân thêm hệ số dự trữ β từ bảng 2.1 ta có:

$$N = 5,83.1,17 \approx 6,82 \text{ kW.}$$

3.2.5. Qua thực nghiệm của bơm ly tâm ở vòng quay 1200 vg/ph thu được các số liệu sau:

$Q, \text{ l/s}$	0	10,8	21,2	29,8	40,4	51,1
$H, \text{ m}$	23,4	25,8	25,4	22,1	17,3	11,9
$N, \text{ kW}$	5,16	7,87	10,1	11,3	12,0	18,5

Chất lỏng được bơm có khối lượng riêng 1120 kg/m^3 . Cần xác định hiệu suất η của bơm tương ứng với mỗi năng suất và vẽ đặc tuyến bơm.



Hình 2.6 (ví dụ 2. 2. 5)

Giải:

Hiệu suất của bơm (theo công suất) được tính từ công thức:

$$N = \frac{QH\rho}{102\eta}$$

Rút ra

$$\eta = \frac{QH\rho}{102N}$$

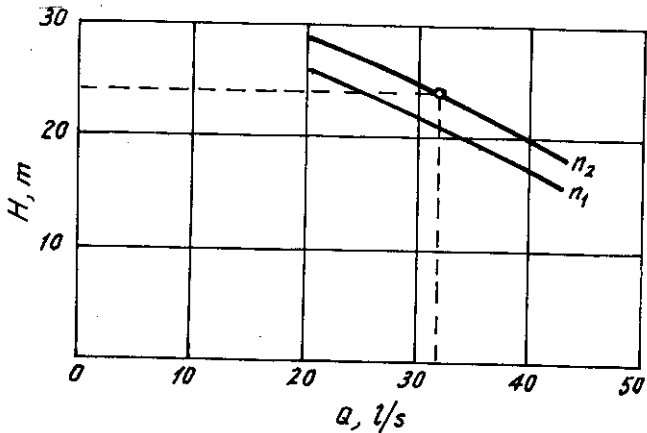
Thay số liệu tính được:

Q, l/s	0	10,8	21,2	29,8	40,4	51,1
η	0	0,39	0,59	0,64	0,64	0,36

Đường đặc tuyến của bơm được thể hiện ở hình 2.6.

2.2.6. Cần vận chuyển dung dịch có khối lượng riêng 1120 kg/m^3

từ bể chứa vào thiết bị ở độ cao 10,8 m với năng suất $115 \text{ m}^3/\text{h}$. Áp suất dư trong thiết bị 0,4 at. Trong bể chứa có áp suất khí quyển. Ống dẫn có đường kính $140 \times 4,5 \text{ mm}$, dài (tính theo độ dài tương đương với trở lực cục bộ) 140 m. Có thể dùng bơm ly tâm



Hình 2.7 (ví dụ 2. 2. 6)

đã nêu để vận chuyển được không, nếu trở lực ma sát trong ống $\lambda = 0,03$?

Giải:

Cần tính áp suất bơm cần có để vận chuyển chất lỏng. Trước tiên cần tính các số liệu sau:

Vận tốc dòng chất lỏng trong ống:

$$w = \frac{V}{f} = \frac{115}{3600 \cdot 0,785 \cdot 0,131^2} \approx 2,37 \text{ m/s.}$$

Thế năng vận tốc:

$$h_w = \frac{w^2}{2g} = \frac{2,37^2}{2 \cdot 9,81} = 0,286 \text{ m.}$$

Áp suất toàn phần bơm cần tạo ra:

$$H = \frac{\Delta p}{\rho g} + H + h_m + h_w, \text{ m,}$$

với

$$h_m = \frac{\lambda(L + L_{td})}{d} h_w = \frac{0,03 \cdot 140}{0,131} \cdot 0,286 \approx 9,17 \text{ m;}$$

$$\text{Vậy } H = \frac{0,4 \cdot 10^4}{1120} + 10,8 + 9,17 + 0,286 = 23,83 \text{ m.}$$

Năng suất của bơm:

$$Q = \frac{115 \cdot 1000}{3600} \approx 31,94 \text{ l/s.}$$

Bảng 2.5.

$n_1 = 1200 \text{ vg/ph}$	$Q_1, \text{ l/s}$	21,2	29,8	40,4
	$H_p, \text{ m}$	25,4	22,1	17,3
$n_2 = 1260 \text{ vg/ph}$	$Q_2, \text{ l/s}$	22,3	31,3	42,5
	$H_2, \text{ m}$	28,0	24,4	19,1

Từ đồ thị đường đặc tuyến (xem bài 2.2.5) theo năng suất $Q = 31,94 \text{ l/s}$ và $H = 23,83 \text{ m}$ thì nằm trên đường đặc tuyến của bơm thực nghiệm, do đó bơm sử dụng với 1200 vg/ph đã nêu ở bài 2.2.5 chỉ có thể bơm ở năng suất 26 l/s với chiều cao 23,83 m. Nếu tăng số vòng quay lên thì có thể đạt năng suất và chiều cao. Số vòng quay được tính từ công thức:

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{n_1}{n_2} \quad \text{và} \quad \frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2.$$

Giả dụ lấy số vòng quay 1260 vg/ph ở bài 2.2.5 ta có các giá trị tương ứng trong bảng 2.5.

Vẽ đồ thị $H = f(Q)$ với n_1 và n_2 ta thấy: ở số vòng quay $n = 1260$ vg/ph sẽ đạt được năng suất 32 l/s và chiều cao 23,8 m. Năng suất của bơm có thể tính theo công thức:

$$N_2 = N_1 \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3$$

hoặc

$$N = \frac{QH\rho}{102\eta} = \frac{32 \cdot 1120 \cdot 23,8}{1000 \cdot 102 \cdot 0,64} \approx 13,1 \text{ kW}.$$

Hiệu suất của bơm được lấy ở năng suất từ 30 đến 40 l/s là $\eta = 0,64$.

2.2.7. Cần xác định hiệu suất của bơm răng khía, số vòng quay 440 vg/ph. Số lượng răng khía là 12. Bề rộng mỗi răng 42 mm. Tiết diện khe răng 960 mm². Năng suất bơm 312 l/ph.

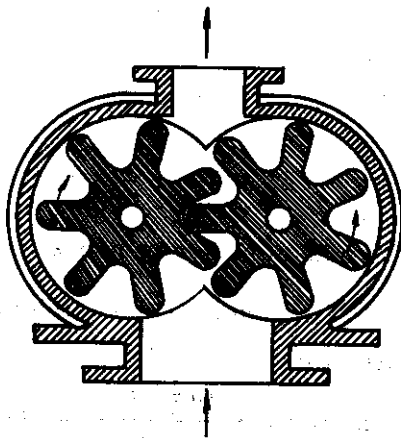
Giải:

Năng suất của bơm răng khía được tính theo công thức:

$$Q = \eta_Q \frac{2fbzn}{60}, \text{ m}^3/\text{s}.$$

trong đó η_Q - hiệu suất;
 f - tiết diện khe răng, m²;
 b - bề rộng của răng, m;
 z - số lượng răng khía;
 n - số vòng quay, vg/ph.

Năng suất lý thuyết tính được:



Hình 2.8 (ví dụ 2.2.7)

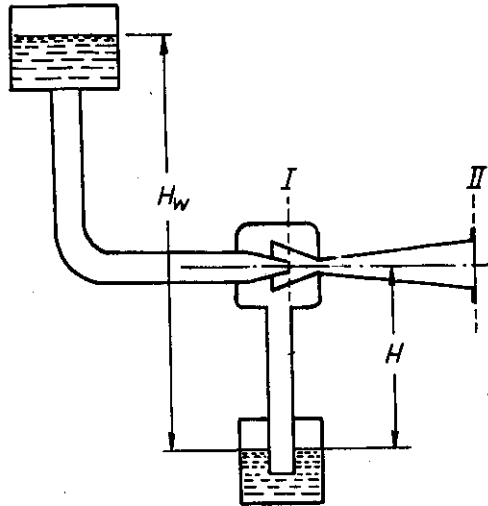
$$Q_{lt} = \frac{2fbzn}{60} = \frac{2.0,00096.0,042.12.440}{60} \approx 0,0071 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Năng suất thực tế: $Q_H = 312 \text{ l/ph} = \frac{312}{1000.60} = 0,0052 \text{ m}^3/\text{s}.$

Từ đó tính được hiệu suất η_Q là:

$$\eta_Q = \frac{Q_{tt}}{Q_{lt}} = \frac{0,0052}{0,0071} \approx 0,73.$$

2.2.8. Cần tính áp suất chân không lý thuyết mà bơm tia thuyết mà bơm tia (tuye) tạo ra. Đầu ra của ống loa có áp suất khí quyển. Vận tốc tia nước tạo ra ở đây là 2,7 m/s; đường kính 23 mm ở mặt cắt I và ở mặt cắt II là 50 mm.



Hình 2.9 (ví dụ 2. 2. 8)

Giải:

Phương trình Bernoulli ở mặt cắt I và II:

$$Z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = Z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}.$$

Vì mặt nằm ngang nên $Z_1 = Z_2$, mặt khác:

$$w_1 = \frac{f_2}{f_1} \cdot w_2 \text{ (phương trình lưu lượng).}$$

Rút ra:

$$p_1 = p_2 + \frac{(w_2^2 - w_1^2) \rho}{2} = 9,81.10^4 + \frac{2,7^2 - 12,8^2}{2} \cdot 1000 = 19825 \text{ N/m}^2$$

$$\text{ở đây } w_1 = \left(\frac{50}{23}\right)^2 \cdot 2,7 \approx 12,8 \text{ m/s.}$$

Như vậy, áp suất chân không bơm tia đạt được là:

$$p_1 = 19825 \text{ N/m}^2 = 0,202 \text{ at, tức độ chân không } 0,8 \text{ at.}$$

2.2.9. Một bơm tia (hình 2.9) vận chuyển $7,8 \text{ m}^3/\text{h}$ một chất lỏng có khối lượng riêng 1020 kg/m^3 lên độ cao 4 m . Lưu lượng đạt được $9,6 \text{ m}^3/\text{h}$. Thùng chứa nước đặt cao hơn 22 m . Cần xác định hiệu suất của bơm tia.

Giải:

Công thực tế của bơm sản sinh trong 1 h :

$$7,8 \cdot 1020 \cdot 4 = 31824 \text{ kpm/h} = 312193 \text{ Nm/h.}$$

Công lý thuyết bơm tạo ra được:

$$9,6 \cdot 1000(22 - 4) = 172800 \text{ kpm/h} = 1695168 \text{ Nm/h.}$$

Vậy hiệu suất của bơm:

$$\eta = \frac{31824}{172800} \approx 0,184, \text{ đạt } 18,4 \%$$

2.2.10. Dùng một quạt để vận chuyển nitơ có khối lượng riêng $1,2 \text{ kg/m}^3$ từ buồng góp. Cần tính áp suất của quạt. Áp suất dư trong buồng góp $60 \text{ mmH}_2\text{O}$. Áp suất nơi nitơ đến $74 \text{ mmH}_2\text{O}$. Tổn thất áp suất trong ống hút $19 \text{ mmH}_2\text{O}$, trong ống đẩy $35 \text{ mmH}_2\text{O}$. Vận tốc chảy của nitơ trong ống đẩy $11,2 \text{ m/s}$.

Giải:

Áp suất được quạt tạo ra là:

$$\Delta p = (p_2 - p_1) + (\Delta p_h + \Delta p_d) + \frac{w^2 \rho}{2}, \text{ N/m}^2.$$

Hiệu số áp suất giữa buồng góp và nơi đến:

$$p_2 - p_1 = 74 - 60 = 14 \text{ mmH}_2\text{O.}$$

Tổng tổn thất áp suất trong ống hút và đẩy:

$$\Delta p_h + \Delta p_d = 19 + 35 = 54 \text{ mmH}_2\text{O.}$$

Thế năng vận tốc ở đầu ra ống dẫn:

$$\frac{w^2 \rho}{2} = \frac{11,2^2 \cdot 1,2}{2} \approx 75,26 \text{ N/m}^2 = 7,7 \text{ mmH}_2\text{O}.$$

Vậy áp suất của quạt là:

$$\Delta p = 14 + 54 + 7,7 = 75,7 \text{ mmH}_2\text{O} = 742,6 \text{ N/m}^2.$$

2.2.11. Trong ống hút của quạt ly tâm có độ chân không 15,8 mmH₂O. Một áp kế đặt trên ống dẫn chỉ áp suất dư là 20,7 mmH₂O. Lưu lượng kế đo được năng suất 3700 m³/h. Ống hút và đẩy có cùng đường kính. Quạt có số vòng quay 960 vg/ph và công suất 0,77 kW.

Cần xác định áp suất mà quạt đã tạo ra và hiệu suất của nó. Năng suất của quạt thay đổi như thế nào, nếu số vòng quay đạt được 1150 vg/ph, và công suất mới là bao nhiêu?

Giải:

Áp suất do quạt tạo ra được tính

$$\Delta p = (p_d + \frac{w_d^2 \rho}{2}) - (p_h + \frac{w_h^2 \rho}{2}), \text{ N/m}^2.$$

Vì ống hút và đẩy có cùng đường kính nên thế năng vận tốc bằng nhau. Vì vậy:

$$\Delta p = p_d - p_h = 20,7 - (-15,8) = 36,5 \text{ mmH}_2\text{O}.$$

Năng suất của quạt:

$$Q = \frac{3700}{3600} \approx 1,03 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Công suất lý thuyết ($\eta = 1$):

$$N_{lt} = \frac{1,03 \cdot 36,5}{102} \approx 0,369 \text{ kW}.$$

Hiệu suất của quạt:

$$\eta = \frac{N_{lt}}{N_{tt}} = \frac{0,369}{0,77} \approx 0,48.$$

Năng suất của quạt ở số vòng quay $n_2 = 1150$ vg/ph.

$$Q_2 = Q_1 \cdot \frac{n_2}{n_1} = 3700 \cdot \frac{1150}{960} \approx 4432,3 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Công suất quạt ở số vòng quay mới:

$$N_2 = N_1 \left(\frac{n_2}{n_1}\right)^3 = 0,77 \cdot \left(\frac{1150}{960}\right)^3 = 1,324 \text{ kW}.$$

2.2.12. Số liệu thí nghiệm đo từ quạt ly tâm với số vòng quay 1440 vg/ph là:

$$Q, \text{ m}^3/\text{h} \quad 100 \quad 350 \quad 700 \quad 1000 \quad 1600 \quad 2000$$

$$\Delta p, \text{ mmH}_2\text{O} \quad 45,8 \quad 43,2 \quad 44 \quad 43,5 \quad 39,5 \quad 32,2$$

Tính năng suất quạt ở số vòng quay 1440 vg/ph ngoài sản xuất với mạng ống có trở lực được tính ở năng suất 1350 m³/h như sau:

$$\Delta p_w = 8,7 \text{ mmH}_2\text{O} \text{ (thế năng vận tốc)}$$

$$\Delta p_m = 29,4 \text{ mmH}_2\text{O} \text{ (do ma sát và trở lực cục bộ)}$$

$$\Delta p_p = p_2 - p_1 = 13 \text{ mmH}_2\text{O} \text{ (giữa ống hút và đẩy)}.$$

Giải:

Để giải bài toán cho cần dựa vào đồ thị đặc tuyến của quạt để tìm điểm làm việc của quạt. Đặc tuyến của mạng là đường parabol sau:

$$\Delta p = aQ^2 + b.$$

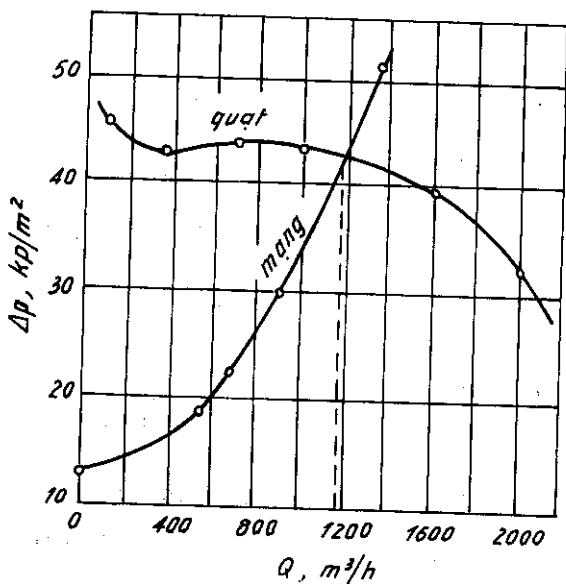
Bảng 2.6

$Q, \text{ m}^3/\text{h}$	aQ^2	b	$\Delta p, \text{ mmH}_2\text{O}$
1350	$8,7 + 29,4 = 38,1$	13	51,1
$\frac{1350}{1,5} = 900$	$\frac{38,1}{1,5^2} = 16,9$	13	29,9
$\frac{1350}{2} = 675$	$\frac{38,1}{2^2} = 9,5$	13	22,5
$\frac{1350}{2,5} = 540$	$\frac{38,1}{2,5^2} = 6,1$	13	19,1
0	0	13	13

Thừa số aQ^2 chứa giá trị của Δp_w và Δp_m và tỷ lệ bậc hai với năng suất lập trong bảng 2.6.

Thừa số thứ hai b không phụ thuộc vào năng suất và là hiệu số áp suất giữa hút và đẩy, tức bằng Δp_p . a là hằng số.

Chúng ta sẽ vận dụng số liệu ở bảng 2.6 để tính toán.



Hình 2.10 (ví dụ 2. 2. 12)

Trên một đồ thị quan hệ $\Delta p = f(Q)$ ta đưa kết quả thực nghiệm (ở đầu bài) và kết quả tính.

Qua đặc tuyến, điểm cắt cho ta khả năng làm việc của quạt ở sản xuất với năng suất $1170 \text{ m}^3/\text{h}$.

2.2.13. Tính công lý thuyết của máy nén để nén 1 m^3 không khí từ 1 at lên:

a) 1,1 at và b) 5 at.

Công được tính theo công thức nhiệt động của nén đoạn nhiệt cũng như theo công thức của thủy khí động lực với giả thiết không khí không bị nén ép.

Giải:

Trường hợp a:

$$p_1 = 1,0 \text{ at và } p_2 = 1,1 \text{ at.}$$

hoặc $p_1 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2$ và $p_2 = 1,1 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2$.

Công được tính theo công thức (ở trạng thái hút):

$$L_{đo} = \frac{\infty}{\infty - 1} p_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{(\infty-1)/\infty} - 1 \right], \text{ Nm/m}^3.$$

Đối với không khí $\infty = 1,4$ (tra ở bảng PL.1), vậy

$$L_{đo} = \frac{1,4}{0,4} 9,81 \cdot 10^4 (1,1^{0,4/1,4} - 1) = 9622,55 \text{ Nm/m}^3$$

Công được tính theo thủy động lực:

$$L_h = Q \cdot \Delta p,$$

trong đó $\Delta p = 1,1 - 1 = 0,1 \text{ at} = 9,81 \cdot 10^3 \text{ N/m}^2$

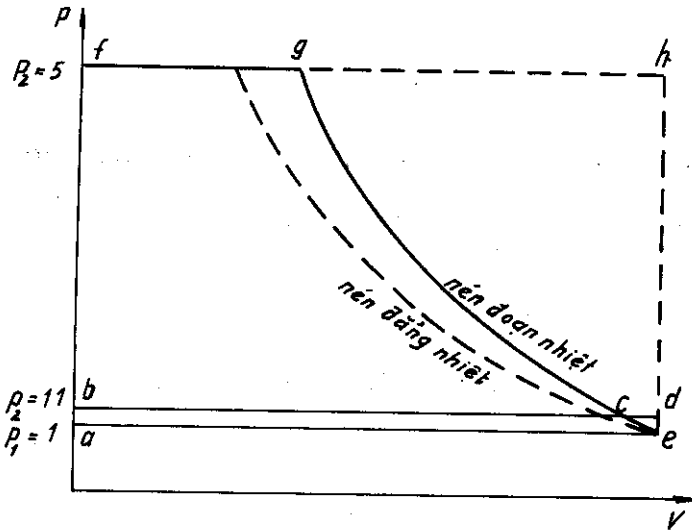
$$L_h = 9,81 \cdot 10^3 \cdot 1 = 9,81 \cdot 10^3 \text{ Nm/m}^3.$$

Trường hợp b:

$p_1 = 1,0 \text{ at} = 9,81 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2$; $p_2 = 5 \text{ at} = 49,1 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2$.

Tính theo công thức nhiệt động:

$$L_{đo} = \frac{1,4}{0,4} 9,81 \cdot 10^4 (5^{0,4/1,4} - 1) = 204218,4 \text{ Nm/m}^3.$$



Hình 2.11 (ví dụ 2.2.13)

Tính theo công thức thủy động lực:

$$L_h = (5 - 1) \cdot 9,81 \cdot 10^4 \cdot 1 = 39,24 \cdot 10^4 \text{ Nm/m}^3.$$

So sánh kết quả tính toán, ở hai phương án, ta thấy ở trường hợp a) có sự sai khác giữa L_{do} và L_h là 3%. Trong trường hợp này ($p_2/p_1 = 1,1$) tương ứng với quan hệ nén không khí của quạt. Trong những trường hợp như vậy ta có thể thấy nhu cầu năng lượng theo công thức tính của thủy động lực.

Trong trường hợp b) ($p_2/p_1 = 5$) tương ứng với quan hệ của một máy nén. Kết quả tính toán sai lệch 100%. Vì vậy nhu cầu năng lượng cho máy nén luôn được tính theo công thức nhiệt động.

Nhìn trên đồ thị chỉ thị của máy nén pittông thể hiện rõ điều này. Diện tích $abce$ (công nén đoạn nhiệt từ 1 đến 1,1 at) gần bằng diện tích $abde$. Nhưng diện tích $afge$ (ở $p_2 = 5$ at) thì quá khác với diện tích $afhe$.

2.2.14. Cần xác định năng lượng (công suất) tiêu thụ của máy nén pittông một bậc, để nén amoniac với năng suất $460 \text{ m}^3/\text{h}$ (tiêu chuẩn) từ 2,5 lên 12 at. Nhiệt độ đầu -10°C , hiệu suất đoạn nhiệt $\eta = 0,7$. Ngoài ra cũng cần tính nhiệt độ cuối của amoniac.

Giải:

Công lý thuyết của nén đoạn nhiệt tính theo công thức:

$$\begin{aligned} L_{do} &= \frac{\infty}{\infty - 1} p_1 v_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{(\infty-1)/\infty} - 1 \right] = \\ &= \frac{\infty}{\infty - 1} RT_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{(\infty-1)/\infty} - 1 \right], \text{ Nm/kg} \end{aligned}$$

Từ bảng Pl.2 tra được $\infty = 1,29$ (cho amoniac) và

$$R = \frac{848}{17} = 49,88 \text{ kpm/kg}^\circ\text{K} = 489,35 \text{ Nm/kg}.$$

$$\text{Vậy } L_{do} = \frac{1,29}{0,29} 489,35 \left[\left(\frac{12}{2,5} \right)^{0,29/1,29} - 1 \right] 263 = 242302,3 \text{ Nm/kg}.$$

Kết quả này cũng có thể thu được, nếu công đoạn nhiệt được tính từ công thức:

$$L_{đo} = 427 (i_2 - i_1), \text{ kpm/kg.}$$

Khi đó dựa vào biểu đồ hình PL.3 để tính i_1 và i_2 tại $t_1 = -10^\circ\text{C}$, $p_1 = 2,5$ at và $t_2; p_2 = 12$ at. Tại điểm 1 có $i_1 = 343,5$ kcal/kg. Từ đây kéo theo $S = \text{const}$ (trên biểu đồ $t - S$) đến điểm cắt với đường đẳng nhiệt với $p_2 = 12$ at ta được điểm 2 và nhận được $i_2 = 399$ kcal/kg. Từ đó ta có:

$$L_{đo} = 427(399 - 343,5) = 23698,5 \text{ kpm/kg} = 232482,3 \text{ Nm/kg.}$$

Hai kết quả khá phù hợp nhau với sai số 4%.

Khối lượng amoniac được nén:

$$m = 460.0,76 = 349,6 \text{ kg/h.}$$

Con số 0,76 là khối lượng riêng của amoniac ở điều kiện tiêu chuẩn:

$$\rho = \frac{M}{22,4} = \frac{17}{22,4} \approx 0,76 \text{ kg/m}^3.$$

Năng lượng tiêu tốn của máy nén:

$$N = \frac{m \cdot L_{đo}}{1000\eta} = \frac{349,6 \cdot 242302,3}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,7} \approx 33,6 \text{ kW.}$$

Nhiệt độ cuối của amoniac được tính:

$$T_2 = T_1 \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{(\infty - 1)/\infty}{\gamma}} = 263 \left(\frac{12}{2,5} \right)^{0,29/1,29} = 374 \text{ }^\circ\text{K} = 101 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Nếu tra từ biểu đồ $t - S$ ta nhận được điểm 2 với nhiệt độ:

$$t_2 = 104^\circ\text{C.}$$

2.2.15. Để tạo ra lượng không khí nén ở áp suất dư 4,5 at với lưu lượng 80 kg/h, có thể dùng một máy nén pittông một bậc có đường kính xilanh 190 mm, khoảng chạy 200 mm và số vòng quay 240 vg/ph được không? Nếu vùng chết chiếm 5%. Hệ số mũ lấy 1,25.

Giải:

Trước tiên tính năng suất máy nén từ công thức:

$$Q = \lambda \frac{FSn}{60}, \text{ m}^3/\text{s}.$$

trong đó $\lambda = 0,85 \lambda_0 = 0,85 [1 - 0,05(5,5^{1/1,25} - 1)] = 0,726$
 vậy

$$Q = \frac{0,726 \cdot 0,18^2 \cdot 3,14 \cdot 0,2 \cdot 240}{4,60} \approx 0,0148 \text{ m}^3/\text{s} \approx 53,18 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Giả dụ không khí được nén ở 20°C có khối lượng riêng $1,20 \text{ kg}/\text{m}^3$. Khi đó lượng không khí tính theo khối lượng là:

$$53,18 \cdot 1,2 \approx 63,8 \text{ kg}/\text{h}.$$

Như vậy, máy nén không thể làm việc ở điều kiện đầu

bài, với năng suất $80 \text{ kg}/\text{h}$. Để có thể dùng nó ở điều kiện đạt năng suất $80 \text{ kg}/\text{h}$ phải:

a) số vòng quay tăng từ $240 \text{ vg}/\text{ph}$ tăng lên $(80/63,8) \cdot 240 \approx 301 \text{ vg}/\text{ph}$.

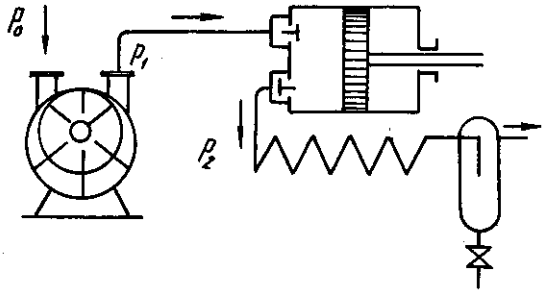
b) hoặc không khí trước khi vào máy nén phải được một quạt nâng từ áp suất khí quyển lên áp suất $80/63,8 \approx 1,254 \text{ at}$.

Cả hai trường hợp đều có liên quan đến tác dụng cơ học. Do đó phải có sự kiểm tra.

2.2.16. Dùng máy nén pittông một cấp để nén khí metan. Máy nén này có khoảng hai chiếm $8,5\%$ thể tích. Khí được bơm vào ở áp suất khí quyển. Trong quá trình nén khí ở khoảng hai giai đoạn nhiệt. Cần tính áp suất cuối để máy nén có năng suất bằng không.

Giải:

Năng suất của máy nén bằng không, nếu hiệu suất của nó



Hình 2.12 (ví dụ 2. 2. 15)

bằng không, tức là nếu

$$\lambda_0 = 1 - \varepsilon'_0 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{1/m} - 1 \right] = 0.$$

Theo giả thiết, phần khí ở khoảng hai sẽ giãn đoạn nhiệt, tức ta sẽ vận dụng ε thay cho m . Đối với metan $\varepsilon = 1,31$ (tra ở bảng PL.1).

Khoảng hai là: $\varepsilon_0 = 0,085$. Áp suất hút $p_1 = 1$ at.

Vậy $1 - 0,085(p_2^{1/1,31} - 1) = 0$.

Rút ra: $p_2^{0,763} = 12,8$

$$p_2 = 28,25 \approx 28 \text{ at.}$$

Như vậy, nếu nén đến áp suất 28 at thì năng suất máy nén bằng không.

2.2.17. Không khí được nén từ 1 at đến 9 at trong:

a) máy nén pittông một bậc;

b) máy nén pittông hai bậc có làm lạnh trung gian.

Nhiệt độ của không khí trước khi vào máy và sau khi làm lạnh trung gian vào bậc hai là 20°C . Khoảng hai chiếm 8% thể tích nén. Cần tính nhiệt độ của khí sau khi nén, công lý thuyết và so sánh hiệu suất thể tích của hai loại máy trên.

Giải:

a) *Máy nén một bậc.* Từ bảng PL.1 cho không khí $\varepsilon = 1,4$

Nhiệt độ sau khi nén được tính:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{(\varepsilon - 1)/\varepsilon}$$

nên $T_2 = 293,9^{0,4/1,4} = 293,1,875 = 549,3^\circ\text{K} = 276,3^\circ\text{C}$.

Công lý thuyết được tính:

$$L_{\text{đo}} = \frac{\varepsilon}{\varepsilon - 1} RT_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{(\varepsilon - 1)/\varepsilon} - 1 \right], \text{ Nm/kg,}$$

với $R = 29,3$ (tra ở bảng PL.1)

$$L_{đo} = \frac{1,4}{0,4} 29,3.293 (1,875 - 1) \approx 26291,3 \text{ kpm/kg} \approx 257917,2 \text{ Nm/kg.}$$

Hiệu suất thể tích của máy nén được tính:

$$\lambda = 1 - \varepsilon_o \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{1/m} - 1 \right]$$

trong đó, không khí ở khoảng hai giãn đoạn nhiệt.

Vậy $\lambda = 1 - 0,08 (9^{1/1,4} - 1) = 0,7.$

b) Máy nén hai bậc:

Tỷ số nén được tính theo công thức:

$$x^n = \frac{P_2}{P_1}, \text{ nên } x^2 = 9; x = 3.$$

Nhiệt độ của không khí khi ra mỗi bậc:

$$T_2 = 293.3^{0,4/1,4} = 293.1,375 \approx 402,9^\circ\text{K} \approx 129,9^\circ\text{C.}$$

Tổng công của máy nén hai bậc:

$$L_{đo} = \frac{\infty}{\infty - 1} nRT_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(\infty - 1)/\infty.n} - 1 \right], \text{ Nm/kg}$$

$$L_{đo} = \frac{1,4}{0,4} 2.29,3.293. (1,875^{1/2} - 1) = 22193,2 \text{ kpm/kg} = 217715,38 \text{ Nm/kg.}$$

Bảng 2.7

	Máy nén một bậc	Máy nén hai bậc
Nhiệt độ cuối $T_2, ^\circ\text{C}$	276,3	129,9
Công lý thuyết $L_{đo}, \text{ Nm/kg}$	257917,2	217715,38
Hiệu suất thể tích λ_o	0,7	0,905

Hiệu suất thể tích là:

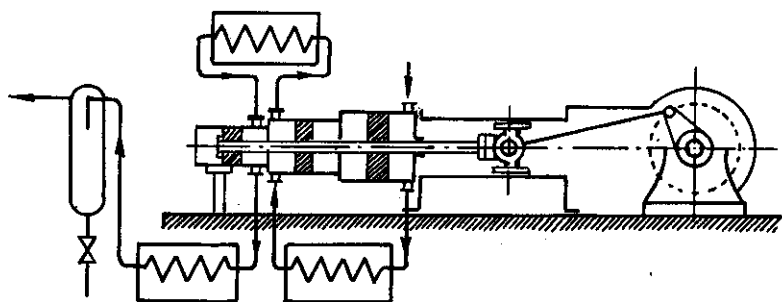
$$\lambda_0 = 1 - 0,08 (3^{1/1,4} - 1) = 0,905.$$

Tổng hợp kết quả tính được ở bảng 2.7.

Từ bảng số liệu ta thấy máy nén hai bậc ưu việt hơn. Quan hệ p_2/p_1 càng lớn thì máy nén nhiều bậc càng ưu việt.

2.2.18. Dùng máy nén để nén khí metan đến áp suất 55 at với năng suất 210 m³/h (tiêu chuẩn). Khí được nén ở áp suất thường và nhiệt độ 18°C cần xác định:

- số bậc của máy nén và phân bố áp suất ở mỗi bậc;
- công suất máy nén ở hiệu suất 0,7;
- lượng nước lạnh cần dùng để làm lạnh, nếu được đun nóng lên 10°C.



Hình 2.13 (ví dụ 2. 2. 18)

Giải:

a) Ở tỷ số nén khoảng 4 ở mỗi bậc thì số bậc cần thiết của máy nén là 3. Theo phương trình tính số bậc:

$$n = \frac{\lg p_2 - \lg p_1}{\lg x} = \frac{\lg 55}{\lg 4} = 2,9.$$

Nếu chọn 3 bậc, ta cần tính chính xác tỷ số nén (hình 2.13)

$$x = \sqrt[3]{55} \approx 3,8.$$

Vậy sự phân bố áp suất trong mỗi bậc sẽ là:

$$\text{bậc I: } p_1 = 1 \text{ at; } p_2 = 3,8 \text{ at}$$

$$\text{bậc II: } p_1 = 3,8 \text{ at; } p_2 = 14,45 \text{ at}$$

$$\text{bậc III: } p_1 = 14,45 \text{ at; } p_2 = 55 \text{ at}$$

b) Công lý thuyết được tính theo công thức:

$$L_{\text{đo}} = nRT_1 \frac{\kappa}{\kappa - 1} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{(\kappa - 1)/\kappa} - 1 \right], \text{ Nm/kg.}$$

Từ bảng PL.1 đối với metan:

$$\kappa = 1,31; R = 52,9 \text{ kpm/kg}^\circ\text{K;}$$

$$\rho_0 = 0,717 \text{ kg/m}^3 \text{ (tiêu chuẩn).}$$

Với giả thiết qua thiết bị gia nhiệt trung gian metan hạ nhiệt độ xuống 30°C ta có:

$$\begin{aligned} L_{\text{đo}} &= 3.52,9.303 \cdot \frac{1,31}{0,31} (55^{0,31/1,31} - 1) \approx 75677,7 \text{ kpm/kg} \\ &= 742398,5 \text{ Nm/kg.} \end{aligned}$$

Công suất máy nén:

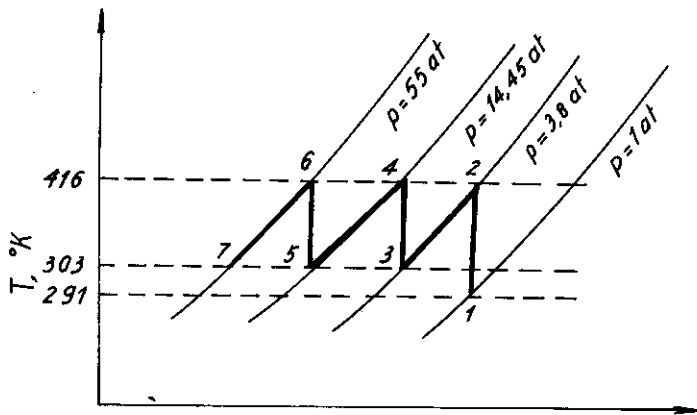
$$N = \frac{mL_{\text{đo}}}{3600.102\eta} = \frac{210.0,717.75677,7}{3600.102.0,7} = 44,33 \text{ kW.}$$

c) Để xác định lượng nước lạnh cần thiết của máy nén ta cần tính nhiệt độ cuối ở bậc I và II. Theo đầu bài nhiệt độ metan vào bậc I là 18°C và theo giả thiết vào bậc II và III là 30°C . Do nhiệt độ vào ở bậc I là $18^\circ\text{C} < 30^\circ\text{C}$ nên nhiệt độ ra (điểm 2) của bậc I thấp hơn một chút (hình 2.14).

Nhiệt độ cuối các bậc được tính:

$$T_2 = T_1 \cdot \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{(\kappa - 1)/\kappa} = 303,3,8^{0,31/1,31} = 416^\circ\text{K} = 143^\circ\text{C.}$$

Chấp nhận nhiệt dung riêng của metan ở các bậc như nhau (bỏ qua ảnh hưởng của áp suất) và bằng $0,531 \text{ kcal/kg}^\circ\text{K} = 2,22 \text{ KJ /kg}^\circ\text{K}$ (tra bảng PL.1).



Hình 2.14 (ví dụ 2. 2. 18)

Lượng nhiệt được dùng cho ba thiết bị gia nhiệt:

$$Q = 3.210.0,717.0,531 (143 - 30) \approx 27103,96 \text{ kcal/h} \approx 113430 \text{ kJ/h.}$$

Lượng nhiệt này cũng có thể tính cách khác, nếu coi công nén tương đương:

$$Q = \frac{L_{do} V \cdot \rho}{427} = \frac{75677,7 \cdot 210 \cdot 0,717}{427} \approx 26685,7 \text{ kcal/h} \approx 111679,6 \text{ kJ/h.}$$

Nếu nước được đun nóng 10°C , thì lượng nước cần thiết là:

$$m = \frac{27103,96}{10} \approx 2710,4 \text{ kg/h (coi } C_p \text{ của nước } 1 \text{ kcal/kg}^{\circ}\text{K}).$$

2.2.19. Một thiết bị phân riêng khí làm việc với năng suất $230 \text{ m}^3/\text{ph}$ và áp suất 6 at. Chọn loại máy nén cho thiết bị này.

Giải:

Với điều kiện áp suất ở đầu bài có thể dùng máy nén pittông hoặc tuabin. Để có thể phân biệt nhiều loại máy nén ta sử dụng đồ thị hình 2.15.

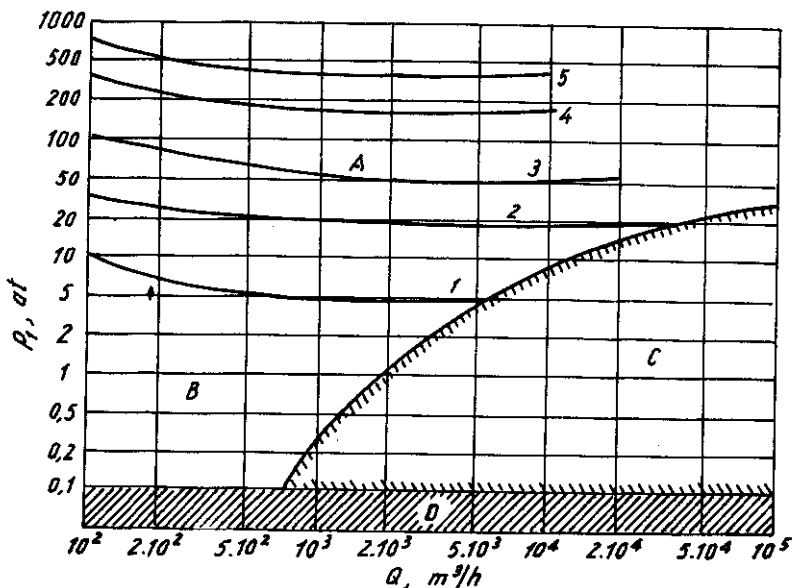
Từ đồ thị rút ra: ở năng suất $Q = 230.60 = 13800 \text{ m}^3/\text{h}$ và áp suất 6 at thì có thể dùng máy nén tuabin. Ta cũng có thể nhận được kết quả tương tự từ thực nghiệm:

$$\frac{Q_{\min}^2}{P_2} > 1000 ,$$

với Q_{\min} - năng suất tối thiểu m^3/ph ;

P_2 - áp suất cuối của máy nén (áp suất dư at).

Theo đầu bài: $230^2/5 = 10580 > 1000$.



Hình 2.15 (ví dụ 2.2. 19)

2.2.20. Dùng máy nén pittông để tạo chân không ở 0,9 at. Chấp nhận nén đa biến với $m = 1,25$. Cần tính công lý thuyết cho:

- thời điểm có độ chân không 0,1 at, tức áp suất 0,9 at;
- áp suất trong thiết bị 0,3 at;

c) áp suất 0,1 at, tức đạt độ chân không 0,9 at.

Giải:

Công lý thuyết được tính theo công thức:

$$L = \frac{m}{m-1} p_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{m-1/m} - 1 \right], \text{ Nm/m}^3.$$

$$\text{a) } \frac{p_2}{p_1} = \frac{1}{0,9} \approx 1,11$$

$$\begin{aligned} L &= \frac{1,25 \cdot 10^4}{0,25} \cdot 0,9 [1,11^{0,25/1,25} - 1] = 949,1 \text{ kpm/m}^3 = \\ &= 9310,8 \text{ Nm/m}^3. \end{aligned}$$

$$\text{b) } \frac{p_2}{p_1} = \frac{1}{0,3} \approx 3,33$$

$$\begin{aligned} L &= \frac{1,25 \cdot 10^4}{0,25} \cdot 0,9 [3,33^{0,25/1,25} - 1] = 4080 \text{ kpm/m}^3 = \\ &= 40025,5 \text{ Nm/m}^3. \end{aligned}$$

$$\text{c) } \frac{p_2}{p_1} = \frac{1}{0,1} = 10$$

$$\begin{aligned} L &= \frac{1,25 \cdot 10^4}{0,25} \cdot 0,1 [10^{0,25/1,25} - 1] = 2924,5 \text{ kpm/m}^3 = \\ &= 28689 \text{ Nm/m}^3. \end{aligned}$$

Qua kết quả tính toán ta thấy công suất của bơm chân không có điểm cực đại. Vì vậy, khi tính công suất của motor ta phải tính giá trị cực đại này.

Chương 3

PHƯƠNG PHÁP PHÂN RIÊNG HỆ KHÔNG ĐỒNG NHẤT

3.1. Công thức tính toán

A. Lắng dưới tác dụng của trọng lực

3.1.1. Tính vận tốc lắng của hạt cầu theo định luật Stokes với giá trị của $Re = 0,2$ ở chế độ chảy dòng theo công thức:

$$w_1 = \frac{d^2 (\rho - \rho_m) g}{18\mu_m} \quad (3.1)$$

Trong trường hợp môi trường khí thì bỏ qua $\rho_m \ll \rho$:

$$w_1 = \frac{d^2 \rho g}{18\mu_m}, \quad (3.2)$$

trong đó d - đường kính hạt cầu, m;

ρ - khối lượng riêng hạt, kg/m^3 ;

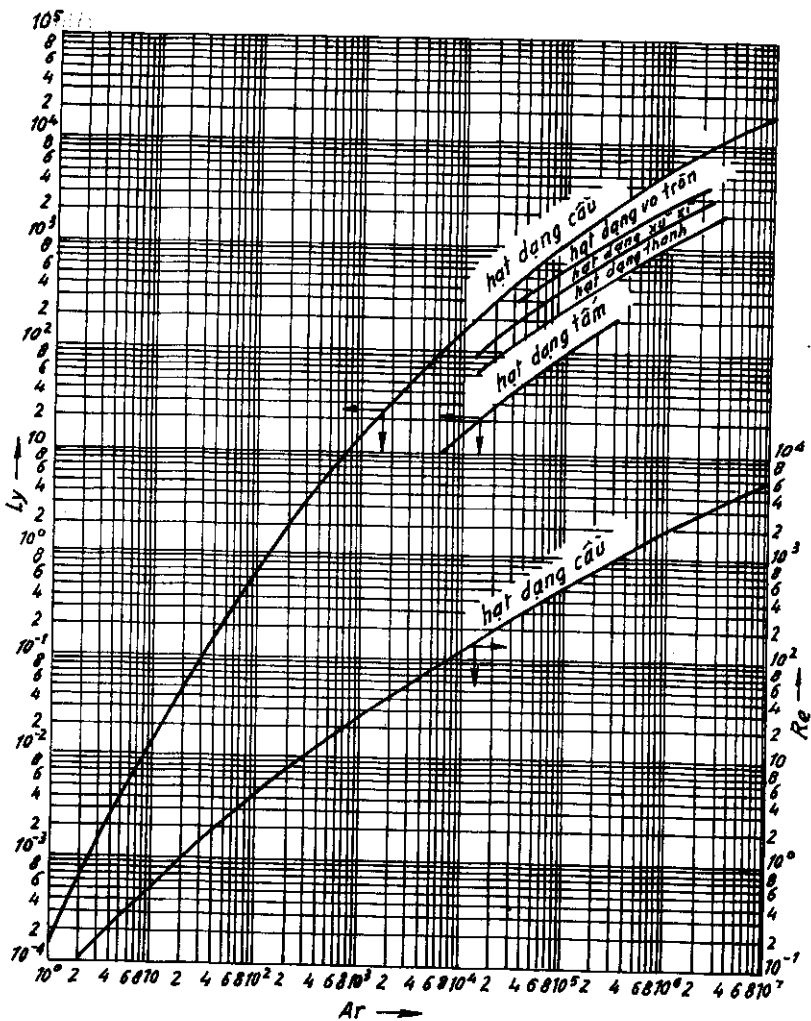
ρ_m - khối lượng riêng môi trường kg/m^3 ;

μ_m - độ nhớt môi trường, kg/ms .

3.1.2. Vận tốc lắng của hạt cầu riêng lẻ trong môi trường tĩnh không giới hạn:

a) Chuẩn số Archimed:

$$Ar = \frac{Re^2 (\rho - \rho_m)}{Fr \cdot \rho_m} = \frac{d^3 (\rho - \rho_m) \rho_m g}{\mu_m^2} \quad (3.3)$$



Hình 3.1. Quan hệ Re , Ly với Ar

Nếu môi trường khí thì:

$$Ar = \frac{d^3(\rho\rho_m)g}{m_m^2}$$

b) Giá trị tiêu chuẩn của Ar theo Re được tra theo đồ thị hình 3.1.

c) Vận tốc lắng:

$$w_l = \frac{Re \mu_m}{d \rho_m} \quad (3.4)$$

Ngoài ra vận tốc lắng cũng có thể tính theo công thức của chuẩn số Lyastschenko:

$$Ly = \frac{Re Fr \rho_m}{(\rho - \rho_m)} = \frac{w_l^3 \rho_m^2}{\mu_m (\rho - \rho_m) g} \quad (3.5)$$

Môi trường khí:

$$Ly = \frac{w_l^3 \rho_m^2}{\mu_m \rho g}$$

Chuẩn số Lyastschenko, được tính theo chuẩn số Archimed theo đồ thị hình 3.1.

3.1.3. Với hạt có hình dáng bất kỳ vận tốc lắng sẽ được xác định từ chuẩn số Lyastschenko, tuy nhiên trong công thức thay d bằng d_{td} khi tính chuẩn số Archimed:

$$d_{td} = \sqrt[3]{\frac{6}{\pi} V} = 1,24 \sqrt[3]{\frac{m}{\rho}} \quad (3.6)$$

với V - thể tích của hạt;

m - khối lượng hạt.

3.1.4. Ngược lại người ta cũng có thể tính đường kính hạt lắng dạng cầu, nếu biết được vận tốc lắng của nó. Theo Lyastschenko:

$$Ly = \frac{w_l^3 \rho_m^2}{\mu_m (\rho - \rho_m) g}$$

Khi xác định được Ly dựa vào đồ thị hình 3.1 xác định Ar . Từ đó tính được đường kính hạt cầu. Nếu biết được Ar thì người ta tính đường kính hạt theo Re .

3.1.5. Tương tự, nếu hạt dạng bất kỳ thì người ta xác định đường kính tương đương d_{td} :

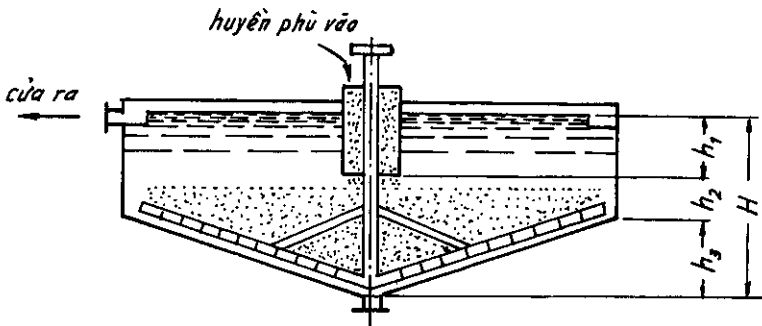
$$d_{td} = \sqrt[3]{\frac{Ar \mu_m^2}{(\rho - \rho_m) \rho_m g}} \quad (3.7)$$

3.1.6. Bề mặt lắng được tính theo công thức:

$$F_l = \frac{V}{w'_l}, \text{ m}^2, \quad (3.8)$$

trong đó V - lưu lượng khí (hoặc lỏng) chảy qua thiết bị song song bề mặt lắng, m^3/s .

w'_l - vận tốc lắng thực tế của hạt, m/s .



Hình 3.2. Bề lắng liên tục

Quan hệ giữa vận tốc lắng thực tế w'_l của khối hạt và vận tốc lắng w_l của một hạt riêng lẻ phụ thuộc vào nồng độ huyền phù. Trong tính toán thường người ta lấy w'_l bằng nửa w_l :

$$w'_l = 0,5 w_l.$$

3.1.7. Ngoài ra người ta còn sử dụng các công thức sau đây để tính bề lắng huyền phù làm việc liên tục:

$$F_l = \frac{1,33 m_d (1 - \frac{c_d}{c_c})}{3600 \rho_b w_l}, \text{ m}^2 \quad (3.9)$$

hoặc

$$F_l = \frac{1,33 V_d (x_c - x_d)}{3600 \cdot w_l x_c}, \text{ m}^2 \quad (3.10)$$

trong đó m_d - lưu lượng huyền phù ban đầu (còn loãng), kg/h;

c_d - nồng độ lúc đầu, kg/kg;

c_c - nồng độ lúc cuối, kg/kg;

ρ_b - khối lượng riêng chất lỏng bột, kg/m³;

V_d - lưu lượng huyền phù ban đầu, m³/h;

x_d - nồng độ lúc đầu của huyền phù, kg pha rắn /kg pha lỏng;

x_c - nồng độ lúc cuối, kg pha rắn/kg pha lỏng.

Những kích thước chính của bể lắng có thể lấy ở bảng PL.11.

B. Lắng dưới tác dụng của lực ly tâm (xyclon)

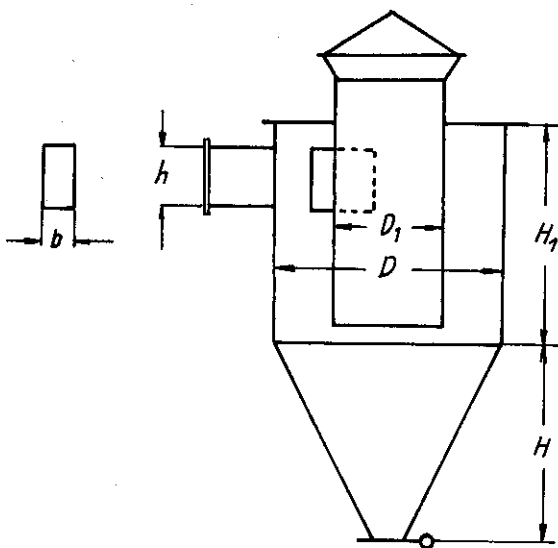
3.1.8. Kích thước chính của xyclon khí (hình 3.3) phụ thuộc vào đường kính của nó. Ở bảng 3.1 chỉ ra một số kích thước chính của ba loại xyclon theo D .

Bảng 3.1

Tính theo tỷ lệ đường kính D	Loại xyclon		
	ZN-24	ZN-15	ZN-11
Đường kính ống trung tâm D_1	0,6	0,6	0,6
Bề rộng cửa vào b	0,26	0,26	0,26
Chiều cao ống vào h_1	1,11	0,66	0,48
Chiều cao ống trung tâm h_2	2,11	1,74	1,56
Chiều cao phần trụ h_3	2,11	2,26	2,08
Chiều cao phần nón h_4	1,75	2	2
Chiều cao toàn bộ	4,26	4,56	4,38

3.1.9. Đường kính D của xyclon được xác định từ vận tốc dòng khí w (m/s);

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785.w}}, \text{ m} \quad (3.11)$$



Hình 3.3

với V - lưu lượng khí thổi qua xyclon, m^3/s .

3.1.10. Trở lực xyclon được tính theo công thức:

$$\Delta p = \xi \frac{w^2 \rho}{2}, \text{ N/m}^2, \quad (3.12)$$

trong đó ξ - hệ số trở lực của xyclon;

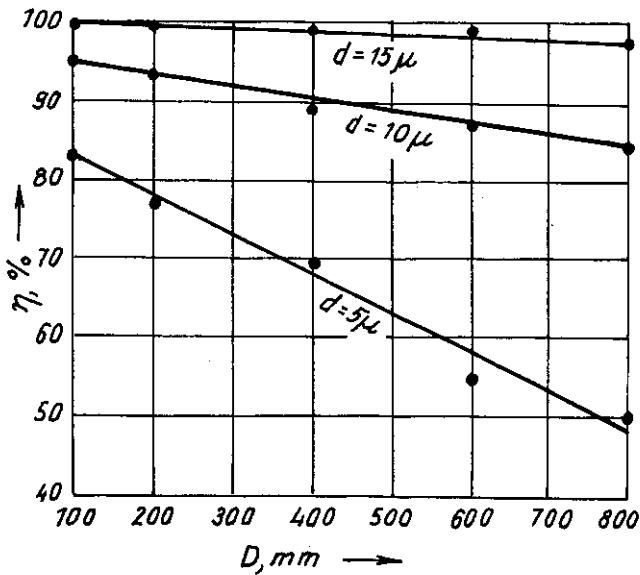
ρ - khối lượng riêng dòng khí thổi qua xyclon, kg/m^3 .

Giá trị của ξ cho như sau:

	ZN-24	ZN-15	ZN-11
ξ :	60	105	180

3.1.11. Hiệu suất tách bụi η của xyclon phụ thuộc tính chất bụi, đường kính vận tốc dòng khí, tức là phụ thuộc $\Delta p/\rho$. Theo kinh nghiệm giá trị $\Delta p/\rho$ trong phạm vi

55-75 - kpm/kg, tức 540 - 736 Nm/kg.



Hình 3.4. Độ tách của xyclon ZN - 15

Hiệu suất tách η của xyclon ZN - 15 theo đường kính thể hiện ở hình 3.4.

Đồ thị hình 3.4 cho bụi có khối lượng riêng 2300 kg/m^3 và tỷ lệ $\Delta p/\rho = 736 \text{ Nm/kg}$.

C. Lọc

3.1.12. Ở $\Delta p = \text{const}$ có phương trình lọc:

$$V^2 + 2VC = K\tau \quad (3.13)$$

trong đó V - thể tích nước trong qua 1 m^2 bề mặt lọc trong thời gian τ , m^3/m^2 ;

C - hằng số lọc, đặc trưng của trở lực lớp vách ngăn, m^3/m^2 ;

K - hằng số lọc, đặc trưng quá trình lọc và tính chất hóa lý của nước trong và bã, công thức (3.15), m^2/s ;

τ - thời gian lọc, s.

Có nghĩa là lọc ở $\Delta p = \text{const}$ thì quan hệ giữa lượng nước lọc V đi qua 1 m^2 bề mặt lọc trong thời gian lọc τ có dạng của phương trình (3.13).

3.1.13. Vận tốc lọc ở thời điểm bất kỳ tính theo công thức:

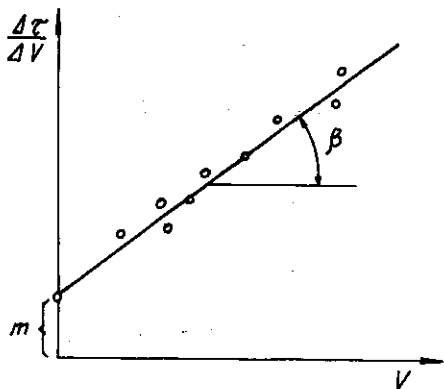
$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V + C)}, \text{ m}^3/\text{m}^2\text{s}. \quad (3.14)$$

Theo công thức (3.14) có thể tính vận tốc rửa bã, nếu nước rửa có cùng độ nhớt với nước lọc và cùng hướng chuyển động. Vì vậy vận tốc rửa bằng vận tốc lọc cuối quá trình.

Biến đổi phương trình (3.14) có dạng:

$$\frac{d\tau}{dV} = \frac{2}{K} V + \frac{2C}{K}.$$

Bằng thực nghiệm đo các giá trị V_1, V_2, \dots tương ứng $\tau_1, \tau_2 \dots$ và thể hiện trên đồ thị quan hệ $\frac{\Delta\tau}{\Delta V} = f(V)$ (hình 3.5) ta có thể tính được K và C như sau:



Hình 3.5. Quan hệ $\frac{\Delta\tau}{\Delta V} = f(V)$

$$\text{tg}\beta = \frac{2}{K} \quad \text{và} \quad m = \frac{2C}{K}.$$

3.1.14. Hằng số lọc K có thể tính:

$$K = \frac{2\Delta p}{\mu c \tau}, \text{ m}^2/\text{s}, \quad (3.15)$$

trong đó Δp - chênh lệch áp suất khi lọc, N/m^2 ;

μ - độ nhớt của nước lọc, kg/ms ;

τ - trở lực lớp bã (tính theo 1 kg bã khô), m/kg ;

c - khối lượng bã khô, lượng đã được tách ra ở 1 m^3 nước lọc trên bề mặt lọc, kg/m^3 .

3.1.15. Đại lượng c có thể tính theo nồng độ x của huyền phù:

$$c = \frac{\rho x}{1 - nx}, \text{ kg/m}^3, \quad (3.16)$$

trong đó ρ - khối lượng riêng nước lọc, kg/m^3 ;

x - nồng độ pha rắn trong dung dịch, kg/kg ;

n - khối lượng bã tính theo 1 kg bã khô, kg/kg .

Thay c vào phương trình (3.15) có:

$$K = \frac{2\Delta p (1 - nx)}{\mu \tau \rho x}, \text{ m}^2/\text{s}. \quad (3.17)$$

Nếu hằng số lọc K đã biết có thể tính trở lực lớp bã:

$$\tau = \frac{2\Delta p (1 - nx)}{K \mu \rho x}, \text{ m/kg bã khô}. \quad (3.18)$$

3.1.16. Hằng số lọc c tính cho 1 m^2 vách ngăn (vải lọc) ở $\Delta p = \text{const}$ như sau:

$$c = \frac{\tau_r}{\tau \cdot c}, \text{ m}^3/\text{m}^2, \quad (3.19)$$

hoặc tương ứng với phương trình (3.16)

$$c = \frac{\tau_r (1 - nx)}{\tau \rho x}, \quad (3.20)$$

với τ_r - trở lực riêng của vách ngăn (vải lọc) cho mỗi mét vuông, m/m^2 ;

τ - trở lực riêng của lớp bã, m/kg .

Trở lực riêng của vách ngăn có thể tính theo công thức:

$$\tau_r = \frac{c \tau \rho x}{1 - nx}, \text{ m/m}^2. \quad (3.21)$$

3.1.17. Nồng độ của nước rửa ở thời gian bất kỳ của đầu chu kỳ rửa có thể tính từ công thức:

$$c = c_1 e^{-\frac{K \tau t}{\delta}} \quad (3.22)$$

trong đó c_1 - nồng độ nước rửa ở đầu quá trình;

K - hệ số đặc trưng tính chất hóa lý của bã, nước rửa và hệ thống rửa;

w - cường độ rửa hoặc vận tốc thấm qua của nước rửa, $m^3/s.m^2$;

τ - thời gian rửa, s;

δ - chiều dày của lớp bã, m.

Logarit hóa phương trình (3.22) ta có:

$$\frac{\tau_2 - \tau_1}{\lg c_1 - \lg c_2} = \frac{2,3\delta}{Kw}, \quad (3.23)$$

trong đó τ_1, τ_2 - thời điểm bắt đầu và kết thúc thực nghiệm trong một khoảng thời gian bất kỳ của quá trình rửa (quá trình khuếch tán);

c_1, c_2 - nồng độ tương ứng của nước rửa.

Từ phương trình (3.22) và (3.23) có thể tính được thời gian rửa. Đó là thời gian cần thiết để thay đổi nồng độ của các chất cần tách trong bã. Ngoài ra còn tính được K .

3.1.18. Lượng bã khô thu được m khi lọc phụ thuộc vào lượng nước lọc V , khối lượng riêng của nước lọc ρ , phần khối lượng bã trong huyền phù x và độ ẩm của bã biểu thị qua phần khối lượng n , được tính theo công thức:

$$m = Vc = V \frac{\rho x}{1 - nx}, \text{ kg.} \quad (2.24)$$

3.1.19. Nồng độ bã trong huyền phù x (nồng độ huyền phù) phụ thuộc vào khối lượng riêng của huyền phù ρ_s được tính:

$$x = \frac{(\rho_s - \rho)\rho_f}{(\rho_f - \rho)\rho_s}, \quad (3.25)$$

trong đó khối lượng riêng huyền phù được tính:

$$\rho_s = \frac{b + 1}{1/\rho_f + b/\rho} = \frac{\rho(1 + b)\rho_f}{\rho + \rho_f b}, \quad (3.26)$$

ở đây x - nồng độ huyền phù, kg/kg;

ρ_s - khối lượng riêng của huyền phù, kg/m³;

ρ - khối lượng riêng pha lỏng (nước lọc), kg/m³;

ρ_f - khối lượng riêng của pha rắn, kg/m³;

b - khối lượng của pha lỏng trong huyền phù theo đơn vị pha rắn (rắn : lỏng = 1:b).

Từ phương trình (3.26) có thể tính khối lượng riêng của bã ẩm, bằng cách coi nó như huyền phù đặc.

3.1.20. Việc tính đậm lọc xấp đối với khí thể hiện qua bề mặt lọc hiệu quả theo công thức:

$$F = \frac{V}{V_r}, \text{ m}^2, \quad (3.27)$$

trong đó V - lưu lượng khí vào (khí bẩn), m³/ph;

V_r - lưu lượng riêng của khí bẩn bám trên 1 m² bề mặt vách ngăn, m³/m² ph. Đại lượng V_r thường lấy từ 0,2 - 1 m³/m² ph. Riêng đối với bụi thô lấy giá trị đến 2,5 m³/m² ph.

D. Ly tâm

3.1.21. Lực ly tâm được tính theo công thức:

$$c = \frac{mgRn^2}{900}, \text{ N}, \quad (3.28)$$

với m - khối lượng của bã và nước trong thùng ly tâm, kg;

R - bán kính thùng ly tâm, m;

n - số vòng quay của ly tâm, 1/ph.

Áp suất lọc của ly tâm:

a) Theo công thức gần đúng:

$$\Delta p = \frac{c}{F}, \text{ N/m}^2, \quad (3.29)$$

trong đó $F = \pi DH$ - diện tích lọc trung bình, m²;

D - đường kính thùng ly tâm, m;

H - chiều cao thùng ly tâm (ly tâm theo chu kỳ và bán liên tục) hoặc chiều dài của vùng lọc (ly tâm liên tục), m.

b) Công thức chính xác:

$$\Delta p = 5,6 \cdot 10^{-4} \rho (R_2^2 - R_1^2) n^2, \quad \text{N/m}^2, \quad (3.30)$$

trong đó ρ - khối lượng riêng của huyền phù, kg/m^3 ;

R_1 - bán kính trong lớp chất lỏng, m;

R_2 - bán kính trong của thùng, m.

3.1.22. Vận tốc lọc của ly tâm được xác định từ định luật thủy lực:

$$\frac{dV}{dr} = \frac{\Delta p}{R},$$

trong đó Δp - tổn thất áp suất bởi ly tâm;

$R = R_b + R_v$ - tổng trở lực từ trở lực bã R_b và trở lực vách ngăn (vải).

3.1.23. Hệ số tách dưới tác dụng của ly tâm bằng quan hệ giữa lực ly tâm và gia tốc trọng trường:

$$f = \frac{c}{m} \frac{u}{Rg} = \frac{w^2 R}{g} \approx \frac{Rn^2}{900}, \quad (3.31)$$

trong đó u - vận tốc vòng của thùng, m/s;

R - đường kính thùng, m;

w - vận tốc góc, 1/s;

n - số vòng quay của thùng, 1/ph.

3.1.24. Độ sâu của phểu chất lỏng trong thùng khi ly tâm được tính:

$$h = \frac{n^2 R^2}{1800}, \quad \text{m}. \quad (3.32)$$

3.1.25. Năng lượng tiêu tốn của ly tâm gián đoạn (mở máy) được tính theo các công thức:

a) Để vượt qua lực ỳ của thùng và nguyên liệu

- Công khởi động máy (thùng):

$$A_1 = \frac{w_2^2 m_T}{2}, \text{ Nm}, \quad (3.33)$$

với w_2 - vận tốc quay ổn định của thùng theo bán kính ngoài R_2 đo ở thời điểm đạt số vòng quay đã định, m/s;

m_T - khối lượng của thùng, kg .

- Công khởi động vượt qua khối nguyên liệu:

$$A_2 = \frac{0,75 w_1^2 \rho V}{4}, \quad \text{Nm}, \quad (3.34)$$

với w_1 - vận tốc quay tính bằng $\pi n R_1 / 30$ (R_1 - bán kính trong của thùng), m/s;

ρ - khối lượng riêng vật liệu, kg/m³;

V - thể tích của thùng được tính $\pi R_1^2 H$, m³.

Thể tích nguyên liệu trong thùng chiếm 0,5 thể tích thùng.

Công suất tiêu tốn khởi động cho ly tâm gián đoạn:

$$N_1 = \frac{A_1 + A_2}{60.1000\tau}, \quad \text{kW}, \quad (8.35)$$

với τ - thời gian khởi động.

Trong thực tế τ nằm giữa 1 ph và 3 ph.

b) Để vượt qua lực ma sát của trục quay, có công suất:

$$N_2 = \frac{\lambda m w_1}{102}, \quad \text{kW}, \quad (3.36)$$

với λ - hệ số ma sát ở trục, lấy 0,07 - 0,1, với ổ bạc và 0,03 với ổ bi.

c) Để vượt qua ma sát thành thùng, cần công suất:

$$N_3 = 0,736.4\beta R_2^2 w_2^2 \rho_K \cdot 10^{-6}, \quad \text{kW}, \quad (3.37)$$

với ρ_K - khối lượng riêng không khí, kg/m³;

β - hệ số trở lực, ở tâm lấy 2,3.

d) Toàn bộ công suất cho ly tâm gián đoạn khi khởi động:

$$N_A = N_1 + N_2 + N_3, \quad \text{kW}. \quad (3.38)$$

Nếu lấy hiệu suất truyền η_{tr} thì công suất tiêu tốn:

$$N = \frac{N_A}{\eta_{tr}}, \text{ kW.} \quad (3.39)$$

Trong thực tế khi chọn động cơ cần có 10-20% công suất dự trữ.

3.1.26. Để tính chiều dày thùng ly tâm dùng công thức:

$$K_z = \frac{c_1 + c_2}{2f}, \text{ N/cm}^2 \quad (3.39)$$

trong đó K_z - sức căng kéo của vật liệu làm thùng, N/cm^2 ;

f - tiết diện thành thùng lấy $2f$ vì lực tác dụng lên cả bên phải lẫn bên trái thành thùng (hình 3.6), cm^2 ;

c_1, c_2 - lực ly tâm lên nửa vòng tròn thành thùng và nguyên liệu, N .

Đại lượng c_1 và c_2 được tính theo công thức (3.28). Ở đó khoảng cách từ trọng tâm đến nửa vòng tròn của trục quay được tính:

$$R = \frac{4}{3\pi} \left[\frac{R_2^3 - R_1^3}{R_2^2 - R_1^2} \right], \text{ m.}$$

3.1.27. Năng suất làm việc của máy ly tâm kiểu AOG với sự chuyển động đồng của các phần tử được tính theo công thức:

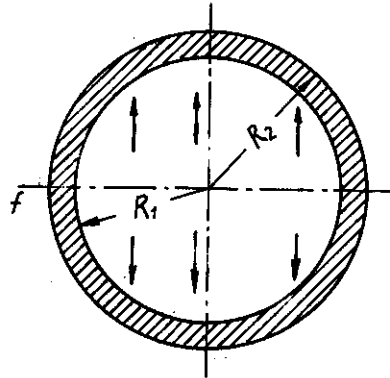
$$V = Fw\eta, \text{ m}^3/\text{s}, \quad (3.41)$$

trong đó $F = 2\pi r_0 L$ - diện tích bề mặt lớp huyền phù trong thùng, m^2 ;

r_0 - bán kính trong của lớp huyền phù, m ;

L - chiều dài thùng, m ;

$w = w_f$ - vận tốc tách của các phần tử do tác dụng của lực ly tâm, m/s ;



Hình 3.6 Sơ đồ thùng ly tâm

w_t - vận tốc tách của các phần tử do tác dụng trọng lực, m/s;

f - hệ số tách biểu thị theo bán kính r_0 ;

η - hiệu suất, lấy 0,4 - 0,5.

Phương trình (3.41) có thể được biểu thị qua công thức thực nghiệm:

$$V = 25,3\eta L n^2 r_0^2 w_t k, \text{ m}^3/\text{h}, \quad (3.42)$$

với k - hệ số tỷ lệ giữa thời gian ly tâm và tổng thời gian làm việc.

3.1.28. Năng suất của máy ly tâm dạng ống được tính (siêu tốc):

$$V \leq \frac{\omega V_1}{h} 3600, \text{ m}^3/\text{h}, \quad (3.43)$$

trong đó ω - vận tốc tách các phần tử trong trường ly tâm, m/s;

$V_1 = 0,785(D^2 - D_0^2)L$ - thể tích nước lọc trong thùng, m^3 ;

h - độ sâu của dòng trong thùng, m;

L - chiều dài của phần thùng hiệu quả (làm việc), m;

D - đường kính trong của thùng, m;

D_0 - đường kính gờ chảy tràn, m.

Thiết bị ly tâm siêu tốc dạng ống làm việc tốt nhất ở điều kiện của trạng thái chảy dòng ($Re \leq 350$). Nếu Re lớn cần tăng chiều dài thùng.

E. Thủy động lực lớp sỏi

3.1.29. Độ xốp (phần thể tích rỗng) của lớp hạt lộn xộn được tính:

$$\varepsilon_0 = \frac{V_{lh} - V}{V_{lh}}$$

Nếu khối lượng môi trường trong phần rỗng giữa lớp hạt so với khối lượng hạt không đáng kể, thì

$$\varepsilon_0 = 1 - \frac{\rho_{lh}}{\rho}, \quad (3.44)$$

trong đó V và V_{lh} - thể tích hạt và thể tích lớp hạt;
 ρ và ρ_{lh} - khối lượng riêng của hạt và lớp hạt.

Độ xốp của lớp hạt đứng yên dạng cầu có đường kính hạt xấp xỉ trong thực tế lấy 0,4 (cho mọi cỡ hạt).

3.1.30. Vận tốc chuyển động tiêu chuẩn w_{kr} ở lớp hạt tĩnh bắt đầu chuyển sang trạng thái sôi (lồng giả) được tính theo công thức:

$$Re_{kr} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}} \quad (3.45)$$

Phương trình có độ chính xác $\pm 20\%$ cho các loại thiết bị dạng tròn. Trong phương trình giá trị Ar và Re được tính:

$$Re_{kr} = \frac{w_{kr} d \rho_m}{\mu_m}; \quad Ar = \frac{d^3 (\rho - \rho_m) \rho_m g}{\mu_m^2}$$

trong đó w_{kr} - vận tốc dòng chảy tiêu chuẩn, toàn tiết diện thiết bị, m/s;

d - đường kính hạt, m;

ρ - khối lượng riêng hạt, (đối với hạt xốp lấy khối lượng riêng thực); kg/m^3 ;

ρ_m - khối lượng riêng môi trường, kg/m^3 ;

μ_m - độ nhớt môi trường, kg/ms .

Nếu môi trường là chất khí, thì công thức tính Ar đơn giản hơn:

$$Ar = \frac{d^3 \rho \rho_m g}{\mu_m^2}$$

Trong trường hợp lớp hạt có nhiều kích cỡ khác nhau thì khi tính Ar lấy đường kính trung bình của hạt. Mặt khác nếu hạt có nhiều hình thù khác nhau thì ta phải đưa thêm hệ số hình dạng khi tính vận tốc dòng chảy.

3.1.31. Vận tốc giới hạn trên của trạng thái sôi w_g , tương ứng với độ xốp $\varepsilon = 1$, được tính theo công thức:

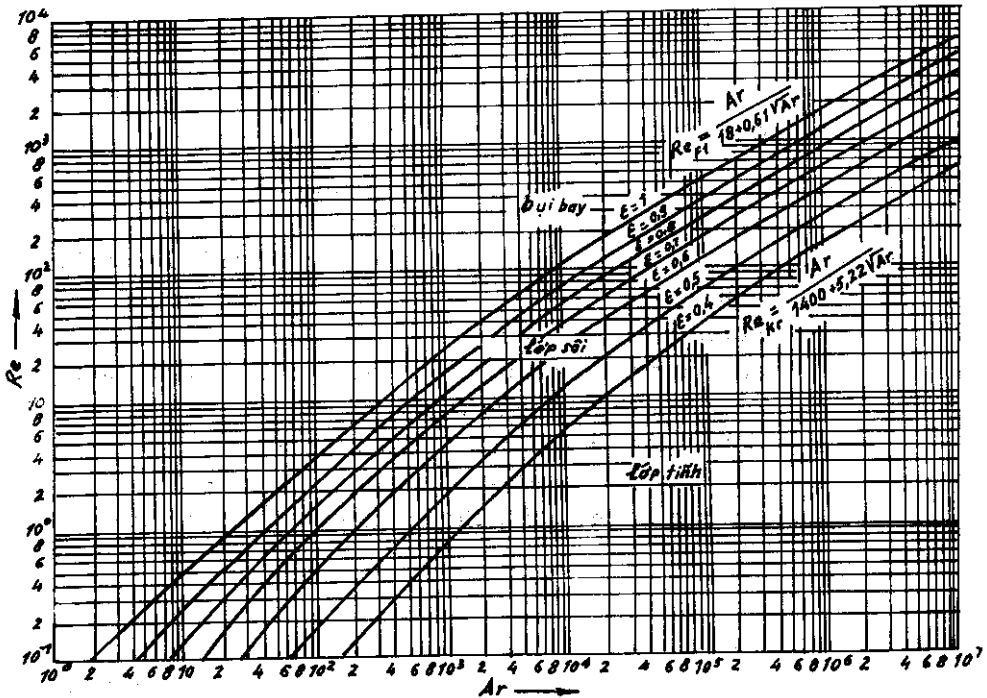
$$Re_g = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}} \quad (3.46)$$

với

$$Re_g = \frac{w_g d \rho_m}{\mu_m}$$

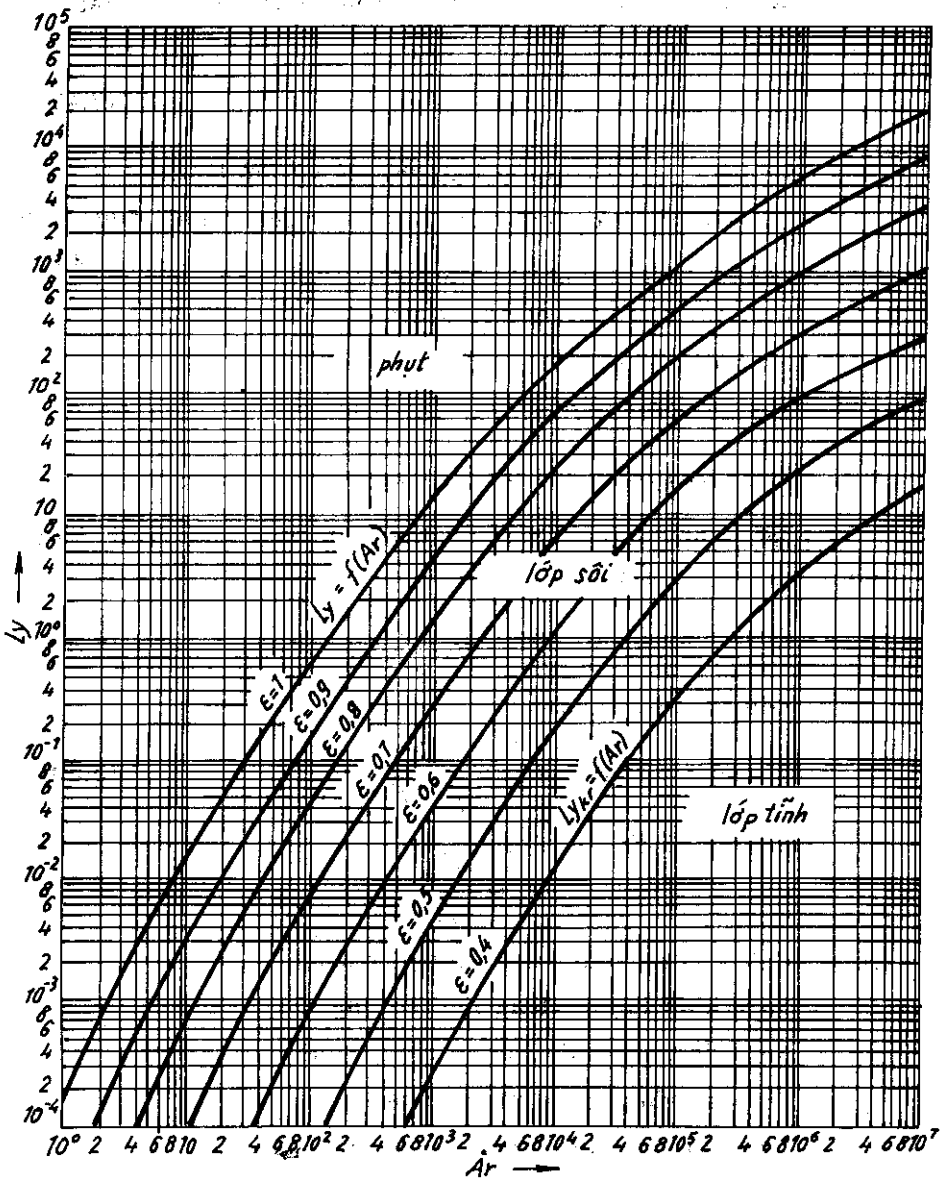
Ở lớp hạt đa dạng giá trị Ar được tính với đường kính hạt bé nhất.

3.1.32. Phương trình (3.45) và (3.46) có thể được xác định bằng đồ thị hình 3.7. Độ xốp lớp hạt có thể lấy từ 0,4 - 1,0. Từ đồ thị này cũng có thể tính vận tốc dòng chuyển động w để đạt được độ xốp của lớp sôi, nếu biết được đường kính hạt.



Hình 3.7. Quan hệ chuẩn số $Re = f(Ar)$

3.1.33. Để xác định đường kính hạt trong lớp sôi khi đã biết vận tốc dòng chuyển động và độ xốp người ta dùng đồ thị hình 3.8 để tính Ly và Ar với giá trị khác nhau của ϵ . Chuẩn số Ly được tính theo công thức (3.5). Từ đồ thị cũng có thể tính vận tốc dòng chuyển động.



Hình 3.8. Quan hệ chuẩn số $Ly = f(Ar)$

3.1.34. Chiều cao lớp sôi h phụ thuộc chiều cao lớp hạt tĩnh h_0 thể hiện:

$$h = \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} h_0, \quad (3.47)$$

trong đó ε và ε_0 - độ xốp lớp hạt khi sôi và lớp tĩnh.

3.1.35. Tổn thất áp suất của dòng chảy qua lớp sôi được tính:

$$\Delta p = (\rho - \rho_m) (1 - \varepsilon_0) h_0 g, \text{ N/m}^2, \quad (3.48)$$

hoặc $\Delta p = (\rho - \rho_m) (1 - \varepsilon) h g, \text{ N/m}^2$.

Ở môi trường khí thì:

$$\Delta p = \rho (1 - \varepsilon_0) h_0 g, \text{ N/m}^2.$$

F. Khuấy trộn trong môi trường lỏng

3.1.36. Đồng dạng về thủy động lực cho quá trình khuấy được tính từ các chuẩn số:

- Chuẩn số Re (ly tâm): $Re_1 = \frac{\rho n d^2}{\mu}$; (3.49)

- Giá trị tiêu chuẩn: $Re_{1kr} = 50$;

- Hệ số công suất: $K_N = \frac{N}{\rho n^3 d^5}$; (3.50)

- Chuẩn số Fr (ly tâm):

$$Fr_1 = \frac{n^2 d}{g}; \quad (3.51)$$

trong đó N - công suất cánh khuấy, Nm/s;

ρ - khối lượng riêng môi trường lỏng, kg/m³;

μ - độ nhớt môi trường lỏng, kg/ms;

n - số vòng quay cánh khuấy, vg/s;

d - đường kính cánh khuấy, m;

g - gia tốc trọng trường, m/s².

3.1.37. Quan hệ chuẩn số trong quá trình khuấy trộn:

$$K_N = f(Re_1, Fr_1, T_1, T_2, T_3, \dots),$$

trong đó $T_1 = d/D$;

T_2, T_3 - hệ số tỷ lệ (chỉ số) của đồng dạng hình học, thể hiện qua hình dạng cánh khuấy, bộ đỡ và các kích thước hình học khác;

d, D - đường kính cánh và thùng khuấy, m.

Đồng dạng của cánh khuấy thể hiện qua quan hệ:

$$K_N = c/Re_1^m, \quad (3.52)$$

với c và m - hằng số đặc trưng hình dáng và cách thức làm việc của cánh khuấy có thể xác định từ các bảng số cho từng loại cánh khuấy.

3.1.38. Với cánh khuấy chân vịt và mái chèo ở $D/d \approx h_0/d \approx 3$ (hình 3.12) có:

a) ở chế độ dòng ($Re_1 < 50$); $K_N = 230 Re^{-1,67}$; (3.53)

b) ở chế độ xoáy ($Re_1 > 50$); $K_N = 0,845 Re^{-0,05}$. (3.54)

Từ quan hệ trên có thể tính được công suất khuấy cho hai loại cánh khuấy:

a) chế độ dòng: $N = 23,4\rho^{-0,67} \mu^{1,67} n^{1,33} d^{1,66}$, kpm/s (3.55)

b) chế độ xoáy: $N = 0,086\rho^{0,95} \mu^{0,05} n^{2,95} d^{4,9}$ kpm/s. (3.56)

3.2. Ví dụ

3.2.1. Xác định kích thước lớn nhất khi lắng trong nước của hạt vữa. Biết khối lượng riêng $\rho = 2650 \text{ kg/m}^3$. Nhiệt độ của nước 20°C (dựa vào phương trình Stokes).

Giải:

Theo phương trình Stokes giá trị $Re < 0,2$. Như vậy, khi $Re = 0,2$ ứng với kích thước lớn nhất của hạt khí lắng:

$$d = \frac{0,2\mu_m}{w_1 \cdot \rho_m},$$

với $w_1 = \frac{0,2\mu_m}{d\rho_m}$.

Ngoài ra từ phương trình (3.1) thì

$$w_l = \frac{d^2(\rho - \rho_m)g}{18\mu_m}$$

So sánh w_l của hai phương trình, rút ra:

$$d = \sqrt[3]{\frac{0,2.18 \mu_m}{(\rho - \rho_m) \rho_m g}}$$

Nước ở 20°C có độ nhớt $\mu_m = 10^{-3}$ kg/ms, vậy:

$$d = \sqrt[3]{\frac{0,2.18.10^{-6}}{(2650 - 1000)1000.9,81}} = 60,6.10^{-6} \text{ m} = 60,6\mu\text{m}.$$

Đạt được vận tốc lắng:

$$w_l = \frac{0,2.10^{-3}}{60,6.10^{-6}.1000} = 3,3.10^{-3} \text{ m/s}.$$

3.2.2. Xác định vận tốc lắng của hạt vữa dạng cầu có đường kính 0,9 mm trong nước. Khối lượng riêng của hạt vữa $\rho = 2650 \text{ kg/m}^3$. Nhiệt độ của nước 20°C.

Giải:

Chuẩn số Ar :

$$Ar = \frac{d^3(\rho - \rho_m) \rho_m g}{\mu_m^2} = \frac{0,9^3(2650 - 1000).10^{-9}.1000. 9,81}{10^{-6}} = 1,18.10^4.$$

Từ đồ thị hình 3.1 với $Ar = 1,18.10^4$ có $Re = 140$

Vận tốc lắng của hạt vữa:

$$w_l = \frac{Re\mu_m}{d\rho_m} = \frac{140.10^{-3}}{0,9.10^{-3}.1000} = 0,16 \text{ m/s}.$$

3.2.3. Cần xác định vận tốc lắng của hạt bụi có đường kính 1 mm và khối lượng riêng $\rho_h = 2500 \text{ kg/m}^3$ trong môi trường nước ở 10°C. Vận tốc lắng thay đổi như thế nào khi nhiệt độ tăng đến 60°C và môi trường là dầu có độ nhớt $\mu = 4P$ và $\rho_d = 870 \text{ kg/m}^3$.

Giải:

Ta biết ở 10°C : $\eta_{\text{H}_2\text{O}} = 1,3077 \text{ cP} \equiv 1,31 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}$
ở 60°C : $\eta_{\text{H}_2\text{O}} = 0,468 \text{ cP} \equiv 0,468 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}$.

$$\text{Vậy } Re^2\Phi_w = \frac{4 d_h^3 g(\rho_h - \rho_l) \rho_l^2}{3 \eta^2 \rho_l}$$
$$Re^2\Phi_w = \frac{4(10^{-3})^3 \cdot 9,81(2500 - 1000) \cdot 1000^2}{3 \cdot 1,31^2 \cdot (10^{-3})^2 \cdot 1000} = 11430$$

$$Ar = \frac{3}{4} Re^2\Phi_w = \frac{3}{4} \cdot 11430 = 8572,5$$

$$Re = \left(\frac{Ar}{13,9} \right)^{1/1,4} = 616,7^{5/7} = 98,38.$$

Vận tốc lắng của hạt ở 10°C :

$$w = \frac{Re\eta}{d_R\rho_l} = \frac{98,38 \cdot 1,31 \cdot 10^{-3}}{10^{-3} \cdot 1000} = 0,128 \text{ m/s}.$$

Tính cho nước ở 60°C :

$$Re^2\Phi_w = \frac{4(10^{-3})^3 \cdot 9,81(2500 - 1000) \cdot 1000^2}{3 \cdot 0,468(10^{-3})^2 \cdot 1000} = 89589$$

$$Ar = \frac{3}{4} Re^2\Phi_w = 67192$$

$$Re = \left(\frac{Ar}{13,9} \right)^{1/1,4} = 4834^{5/7} = 428.$$

Vận tốc của hạt ở 60°C :

$$w = \frac{428 \cdot 0,468 \cdot 10^{-3}}{10^{-3} \cdot 10^3} = 0,2 \text{ m/s}.$$

Nếu thay nước bằng dầu thì vận tốc lắng ở 10°C sẽ là:

$$Re^2\Phi_w = \frac{4(10^{-3})^3 \cdot 9,81(2500 - 870) \cdot 870^2}{3 \cdot 0,4^2 \cdot 870} = 0,116$$

$$Ar = \frac{3}{4} Re^2\Phi_w = \frac{3}{4} \cdot 0,116 = 0,087$$

$$Re = \frac{0,087}{18} \approx 0,0048 .$$

Vận tốc của hạt trong dầu ở 10°C:

$$w = \frac{4,8 \cdot 10^{-3} \cdot 0,4}{10^{-3} \cdot 870} = 2,2 \cdot 10^{-3} \text{ m/s.}$$

3.2.4. Đường kính bề lắng thay đổi như thế nào, nếu đường kính của hạt bụi thay đổi, nhưng vẫn nằm trong phạm vi của định luật Stokes, tức là $Re \leq 0,5$.

Gidi:

Vận tốc lắng của hạt ở hai đường kính khác nhau là:

$$w_1 = \frac{d_1^2 (\rho_h - \rho_l)}{18\eta} \text{ g; } w_2 = \frac{d_2^2 (\rho_h - \rho_l)}{18\eta} \text{ g.}$$

Vậy
$$\frac{w_1}{w_2} = \frac{d_1^2}{d_2^2}$$

Mặt khác:

$$D_1^2 \sim F_1 = \frac{V_1}{w_1} ; \quad D_2^2 \sim F_2 = \frac{V_2}{w_2}$$

$$\frac{D_1^2}{D_2^2} = \frac{F_1}{F_2} = \frac{w_2}{w_1}$$

Như vậy
$$\frac{D_1^2}{D_2^2} = \frac{d_2^2}{d_1^2} ; \text{ tức là } \frac{D_1}{D_2} = \frac{d_2}{d_1} .$$

Có nghĩa là đường kính của bề lắng tỷ lệ nghịch với đường kính của hạt bụi.

3.2.5. Tính diện tích tiết diện và chiều cao của bề lắng để lắng bã trong huyền phù loãng, nếu thu được các số liệu thực nghiệm tiến hành ở bề lắng trụ tiêu chuẩn sau: Tỷ lệ huyền phù (bã trong nước) là 10m³H₂O/tấn bã (lúc đầu) và 1,25 m³H₂O/tấn bã (sau khi lắng).

Vận tốc lắng lúc đầu $w = 0,5$ m/h.

Thời gian để bã lắng $t = 1$ h, và thời gian nén bã cao nhất trong lớp bã $t_n = 2,4$ h.

Tỷ lệ bã trong nước khi bắt đầu vùng nén bã là: $2 \text{ m}^3\text{H}_2\text{O}/\text{tấn}$ bã. Cần đạt được 16 tấn bã trong 24 h, với khối lượng riêng bã $\rho = 2620 \text{ kg/m}^3$.

Giải:

Diện tích tiết diện bể lắng:

$$F_t = \frac{10 - 1,25}{0,5} = 17,5 \frac{\text{m}^2}{\text{tấn/h}}$$

$$F = \frac{16 \cdot 17,5}{24} \approx 11,66 \text{ m}^2.$$

Trong thực tế tiết diện bể lọc lớn hơn nhiều, nên chọn diện tích tiết diện bể lắng 16 m^2 và nếu bể lắng hình trụ thì đường kính là $4,5 \text{ m}$.

Chiều cao của vùng nén bã:

$$V_h = \frac{2,4 - 1}{17,5} = 0,08 \text{ tấn/m}^2.$$

$V_{tb} = \frac{(2,0 + 1,25)}{2} = 1,625 \text{ m}^3/\text{tấn}$ là tỷ lệ trung bình giữa nước và bã trong vùng nén bã. Khối lượng riêng huyền phù trong vùng nén bã.

$$\rho_b = \frac{2,62}{(1,625 \cdot 2,62)H} = 0,5 \text{ tấn/m}^3.$$

Vậy chiều cao vùng nén bã là:

$$h = \frac{V_h}{\rho_b} = \frac{0,08}{0,5} = 0,16 \text{ m}.$$

Ta có: $V_h = \frac{1}{17,5} \approx 0,571 \text{ tấn/m}^2$

$$V_{tb} = \frac{10 + 2}{2} = 6 \text{ m}^3/\text{tấn}$$

$$\rho_b = \frac{2,62}{(6,2,62) + 1} \approx 0,1567 \text{ tấn/m}^3.$$

Chiều cao vùng lắng tự do của hạt:

$$h_{td} = \frac{0,0572}{0,1567} \approx 0,365 \text{ m.}$$

Trong thiết kế thực tế một thiết bị lắng cần cho chiều cao cho tác dụng cánh khuấy, cần chiều cao nạp liệu, ngoài ra còn góc nghiêng nào đó. Do đó bên cạnh hai chiều cao đã tính cho vùng lắng tự do của hạt và vùng nén của bã trong quá trình lắng ta chọn thêm chiều cao tác dụng khuấy 0,6 m, vùng nạp liệu 0,4 m và góc nghiêng 0,5 m. Vậy tổng chiều cao cần thiết của thiết bị lắng:

$$H = 0,4 + 0,6 + 0,365 + 0,16 + 0,5 = 2,025 \text{ m} \approx 2 \text{ m.}$$

3.2.6. Cần xác định kích thước lớn nhất của hạt bụi dạng cầu trong dòng nước chảy từ dưới lên với vận tốc 0,5 m/s. Nhiệt độ của nước 10°C, khối lượng riêng hạt bụi 2710 kg/m³.

Giải:

$$\text{Chuẩn số } Ly = \frac{w_l^3 \cdot \rho_m^2}{\mu_m (\rho - \rho_m) g} ; \text{ độ nhớt của nước ở } 10^\circ\text{C}$$

$$\mu = 1,3 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms.}$$

$$Ly = \frac{0,5^3 \cdot 1000^2}{1,3 \cdot 10^{-3} (2710 - 1000) \cdot 9,81} = 5731.$$

Từ giá trị Ly ở đồ thị hình 3.1 có $Re = 1750$.

Từ phương trình (3.4) tính được cỡ hạt lớn nhất của bụi còn bị cuốn theo trong dòng nước:

$$d = \frac{Re \mu_m}{w_l \rho_m} = \frac{1750 \cdot 1,3 \cdot 10^{-3}}{0,5 \cdot 1000} = 4,55 \cdot 10^{-3} \text{ m} = 4,55 \text{ mm.}$$

3.2.7. Xác định vận tốc lắng của bụi chỉ dạng góc (không tròn) với đường kính tương đương $d_{td} = 1 \text{ mm}$ trong nước ở 20°C. Khối lượng riêng hạt bụi $\rho = 7560 \text{ kg/m}^3$.

Giải:

Vận tốc lắng của hạt không có dạng cầu được tính theo chuẩn số Ly . Trước tiên tính chuẩn số Ar ở 20°C độ nhớt của nước $\mu = 10^{-3}$ kg/ms.

$$Ar = \frac{d_{td}^3 (\rho - \rho_m) \rho_m g}{\mu_m^2} = \frac{10^{-9} (7560 - 1000) \cdot 10^3 \cdot 9,81}{10^{-6}} = 6,44 \cdot 10^4$$

Từ đồ thị hình 3.1 với hạt dạng không cầu có $Ly = 3,1 \cdot 10^2$.

Vậy vận tốc lắng được tính theo (3.5):

$$w_1 = \sqrt{\frac{Ly \mu_m (\rho - \rho_m) g}{\rho_m^2}} = \sqrt[3]{\frac{3,1 \cdot 10^2 \cdot 10^{-3} (7560 - 1000) 9,81}{1000^2}} = 0,272 \text{ m/s.}$$

3.2.8. Xác định kích thước của bụi than dạng trụ có khối lượng riêng $\rho = 1400$ kg/m³ và dạng tấm có khối lượng riêng $\rho_2 = 2200$ kg/m³. Cả hai loại cùng lắng trong nước với vận tốc $w_1 = 0,1$ m/s. Nước có nhiệt độ 20°C .

Giải:

Đường kính tương đương được tính theo công thức (3.3):

$$d_{td} = \sqrt[3]{\frac{Ar \mu_m^2}{(\rho - \rho_m) \cdot \rho_m g}}$$

Tính chuẩn số Ly và Ar .

Ở 20°C nước có khối lượng riêng $\rho_m = 10^3$ kg/m³ và độ nhớt 10^{-3} kg/ms.

$$\text{Dạng thỏi: } Ly_1 = \frac{w_1^3 \rho_m^2}{\mu_m (\rho - \rho_m) g} = \frac{10^{-3} \cdot 10^6}{10^{-3} \cdot 0,4 \cdot 10^3 \cdot 9,81} \approx 255.$$

$$\text{Dạng tấm: } Ly_2 = \frac{10^{-3} \cdot 10^6}{10^{-3} \cdot 1,2 \cdot 10^3 \cdot 9,81} \approx 85.$$

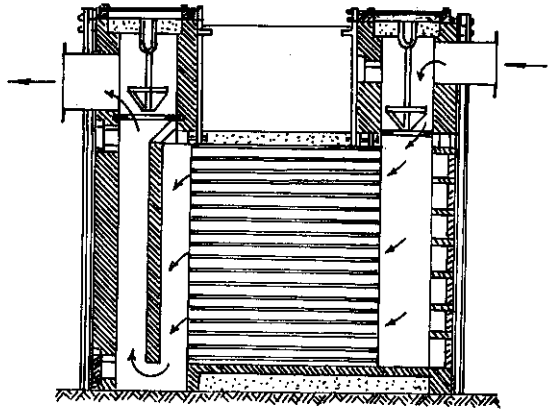
Tương tự với Ly_1 và Ly_2 tra được $Ar_1 = 9 \cdot 10^4$ và $Ar_2 = 7 \cdot 10^4$

Khi đó đường kính tương đương của bụi than:

$$\text{đạng thỏi: } d_{td1} = \sqrt[3]{\frac{9 \cdot 10^4 \cdot 10^{-6}}{0,4 \cdot 10^3 \cdot 10^3 \cdot 9,81}} = 2,84 \cdot 10^{-3} \text{ m} = 2,84 \text{ mm.}$$

$$\text{đạng tấm: } d_{td2} = \sqrt[3]{\frac{7 \cdot 10^4 \cdot 10^{-6}}{1,2 \cdot 10^3 \cdot 10^3 \cdot 9,81}} = 1,81 \cdot 10^{-3} \text{ m} = 1,81 \text{ mm.}$$

3.2.9. Tính chiều cao giữa các ngăn của một buồng lắng (hình 3.9) để dòng khí có mang xỉ với đường kính $8\mu\text{m}$ thổi qua với lưu lượng $0,6 \text{ m}^3/\text{s}$ tiêu chuẩn. Buồng lắng có chiều dài $4,1 \text{ m}$, rộng $2,8 \text{ m}$ và cao $4,2 \text{ m}$. Nhiệt độ trung bình của dòng khí khi qua buồng lắng 427°C . Độ nhớt của dòng khí ở nhiệt độ này $0,034 \cdot 10^{-3}$



Hình 3.9 (ví dụ 3.2.9)

kg/ms, khối lượng riêng của bụi xỉ 4000 kg/m^3 và của khí $0,5 \text{ kg/m}^3$.

Giải:

Lưu lượng của dòng khí ở điều kiện làm việc:

$$V = \frac{0,6(273 + 427)}{273} \approx 1,54 \text{ m}^3/\text{s.}$$

Vận tốc chuyển động của dòng khí (bỏ qua chương ngại của các ngăn):

$$w_K = \frac{1,54}{2,8 \cdot 4,2} \approx 0,131 \text{ m/s.}$$

Thời gian lưu của khí trong buồng lắng

$$\tau = \frac{L}{w_K} = \frac{4,1}{0,131} \approx 31,3 \text{ s.}$$

Vận tốc lắng lý thuyết của bụi dạng cầu tính theo công thức (3.1) bỏ qua khối lượng riêng của khí:

$$w_1 = \frac{(8.10^{-6})^2 \cdot 4000.9,81}{18.0,034.10^{-3}} = 0,0041 \text{ m/s.}$$

Coi vận tốc thật bằng 50%, ta có vận tốc lắng thực tế:

$$w_{1t} = 0,5.0,0041 \approx 0,0021 \text{ m/s.}$$

Chiều cao giữa các ngăn trong buồng lắng:

$$h = w_{1t} \cdot \tau = 0,0021.31,3 \approx 0,066 \text{ m} \approx 66 \text{ mm.}$$

Kiểm tra lại tính hợp lý, bằng cách kiểm tra tính đúng của phương trình (3.1):

$$Re = \frac{dw_1 \rho_m}{\mu_m} = \frac{8.10^{-6} \cdot 0,0041 \cdot 0,5}{0,034.10^{-3}} \approx 0,48.10^{-3}$$

kết quả $Re < 0,2$, do đó vận dụng công thức (3.1) là đúng.

3.2.10. Xác định cỡ hạt bé nhất của bụi trong dòng khí đi qua ống vuông dài 16 m và cao 2 m với vận tốc 0,5 m/s để có thể lắng lại. Độ nhớt của khí $0,03.10^{-3} \text{ kg/ms}$, khối lượng riêng $0,8 \text{ kg/m}^3$. Khối lượng riêng của hạt bụi 4000 kg/m^3 .

Giải:

Thời gian dòng khí thổi trong ống:

$$\tau = \frac{16}{0,5} = 32 \text{ s.}$$

Trong thời gian này chỉ có cỡ hạt nhất định lắng lại. Hạt lắng với vận tốc thực không bé hơn:

$$w_1 = \frac{2}{32} \approx 0,063 \text{ m/s.}$$

Đường kính của hạt cầu được xác định phải có vận tốc lắng lý thuyết lớn gấp đôi, tức $0,063 \times 2 = 0,126 \text{ m/s}$.

Từ công thức (3.5) tính được chuẩn số Ly [bỏ qua $(\rho - \rho_m)$]:

$$Ly = \frac{W_l^3 \rho_m^2}{\mu_m \rho g} = \frac{0,126^3 \cdot 0,8^2}{0,03.10^{-3} \cdot 4000 \cdot 9,81} = 1,09.10^{-3}.$$

Từ đồ thị hình 3.1 tra được $Re = 0,14$. Do đó tính được

$$d = \frac{Re \mu_m}{w_1 \rho_m} = \frac{0,14 \cdot 0,03 \cdot 10^{-3}}{0,126 \cdot 0,8} = 42 \cdot 10^{-3} \text{ m} = 42,4 \text{ mm}.$$

3.2.11. Xác định đường kính bể lắng (hình 3.2) làm việc liên tục để lắng bụi phẩn trong nước. Năng suất bể lắng 80 tấn/h tính theo huyền phù chứa 8% CaCO_3 . Đường kính bụi bé nhất được lắng $35 \mu\text{m}$. Nhiệt độ huyền phù 15°C . Độ ẩm của bã 70%. Khối lượng riêng bụi phẩn 2710 kg/m^3 .

Giải:

Để tính đường kính bể lắng, ta cần xác định diện tích lắng.

Vận tốc lắng được xác định:

$$w_1 = \frac{d^2(\rho - \rho_m)}{18\mu_m} = \frac{3,5^2 \cdot 10^{-10}(2710 - 1000) \cdot 9,81}{18 \cdot 1,14 \cdot 10^{-3}} = 0,001 \text{ m/s},$$

trong đó $\mu_m = 1,14 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}$ là độ nhớt của nước ở 15°C (bảng PL.7).

Tính kiểm tra chuẩn số Re :

$$Re = \frac{w_1 \cdot d \rho_m}{\mu_m} = \frac{10^{-3} \cdot 3,5 \cdot 10^{-5} \cdot 10^3}{1,14 \cdot 10^{-3}} = 0,031 < 0,2.$$

Vận tốc lắng thực tế: $0,001 \cdot 0,5 = 0,5 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$.

Từ công thức (3.9) tính được diện tích lắng

$$F_1 = \frac{1,33 \cdot m \cdot (1 - \frac{c}{c_e})}{3600 \cdot \rho_m \cdot w_1} = \frac{1,33 \cdot 80 \cdot 10^3 (1 - \frac{8}{30})}{3600 \cdot 10^3 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3}} = 43,3 \text{ m}^2.$$

Đường kính của thùng lắng:

$$D = \sqrt{\frac{43,3}{0,785}} \approx 7,43 \text{ m}.$$

3.2.12. Đường kính của thùng lắng thay đổi như thế nào, nếu đường kính nhỏ nhất của bụi bằng $18 \mu\text{m}$?

Giải:

Theo định luật Stokes, vận tốc bằng tỷ lệ bậc hai đường kính

hạt, tức theo đầu bài 3.2.11 thì:

$$\frac{w'_1}{w''_1} = \left(\frac{d'}{d''} \right)^2 = \left(\frac{35}{18} \right)^2 = 3,78 \approx 4.$$

Điều đó có nghĩa, nếu đường kính bụi từ $35\mu\text{m}$ giảm xuống $18\mu\text{m}$, tức giảm một nửa, thì vận tốc lắng giảm 4 lần, có nghĩa bề mặt lắng tăng 4 lần, và đường kính thùng lắng tăng gấp đôi, tức theo điều kiện ở bài 3.2.11 có $D = 14,86 \text{ m}$.

Từ đó rút ra, đường kính thùng và đường kính hạt bụi có quan hệ tỷ lệ nghịch nhau:

$$\frac{d_1}{d_2} = \frac{D_2}{D_1}.$$

3.2.13. Cần xác định chiều cao thùng lắng (hình 3.2), nếu biết lớp bã hình thành trong 16 h. Khối lượng tương đối của bã 2,6. Mức độ khuấy loãng trung bình trong vùng nén theo tỷ lệ rần/lông = 1/1,5. Thùng lắng có đường kính 10 m. Năng suất lắng đạt được 24,2 tấn trong 24 h. Môi trường lắng là nước.

Giải:

Khối lượng tương đối của huyền phù trong vùng nén được tính theo công thức:

$$\Delta_s = \frac{\Delta_r(b + 1)}{\Delta_r b + 1} = \frac{2,6(1,5 + 1)}{2,6 \cdot 1,5 + 1} = 1,33$$

với $b = \text{lông/rần} = 1,5$.

Nồng độ của huyền phù trong vùng nén:

$$\frac{1}{1,5 + 1} = 0,4 \text{ kg pha rần/kg huyền phù.}$$

Như vậy ở 1 m^3 huyền phù trong vùng nén có lượng pha rần:

$$1330 \cdot 0,4 = 532 \text{ kg.}$$

Theo điều kiện đầu bài lượng hạt bụi (pha rần) lắng được tính trên 1 m^2 trong 24 h là:

$$\frac{24,2}{0,785 \cdot 10^2} = 0,308 \text{ tấn/m}^2 \cdot 24 \text{ h.}$$

Tương tự trong vùng nén lượng hạt bụi chèn lắng được tính trên 1m^2 trong 16h là: $0,308.16/24 = 0,205$ tấn pha rắn (bã)/ $\text{m}^2.16\text{h}$. Như đã tính được lượng pha rắn trong 1m^3 huyền phù đã được chèn lắng là: 532 kg, nên chiều cao của vùng nén là:

$$h_2 = \frac{0,205}{0,532} \approx 0,385 \text{ m,}$$

chiều cao của vùng nước trong nằm giữa 0,45 m và 0,75 m .

Theo quan hệ (rắn/lỏng = 1/10) thì chiều cao vùng này có thể lấy: $h_1 = 0,6 \text{ m}$.

Chiều cao của vùng khuấy phụ thuộc vào độ nghiêng của cánh gồng so với đáy thùng. Chọn bằng 0,146 m cho mỗi mét bán kính thùng lắng, vậy:

$$h_3 = 0,146.5 = 0,73 \text{ m.}$$

Qua kết quả tính toán chiều cao toàn bộ của thùng lắng:

$$\begin{aligned} h &= h_1 + h_2 + h_3 = 0,6 + 0,385 + 0,73 = \\ &= 1,715 \text{ m} \approx 1,72 \text{ m.} \end{aligned}$$

3.2.14. Dùng xyclon để tách bụi trong khí với các số liệu sau: đường kính bé nhất của hạt bụi $80 \mu\text{m}$; lưu lượng không khí 2000 kg/h; nhiệt độ 100°C . Tính đường kính xyclon và tổn thất áp suất.

Giải:

Để tách bụi có kích thước $80\mu\text{m}$ ta chọn xyclon loại NIIOGAS ZN - 15. Giá trị $\Delta p/\rho_k = 75 \text{ kpm/kg} = 735,75 \text{ Nm/kg}$. Đường kính của xyclon tính theo công thức :

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785w}}$$

Vận tốc w trong thân xyclon tính theo công thức:

$$\xi \frac{w^2}{2} = \frac{\Delta p}{\rho_k} ,$$

với $\xi = 105$.

Vậy

$$w = \sqrt{\frac{2.735,75}{105}} \approx 3,74 \text{ m/s.}$$

Khối lượng riêng của không khí ở 100°C :

$$\rho_K = 1,29 \cdot \frac{273}{373} \approx 0,944 \text{ kg/m}^3.$$

Đường kính xyclon tính được:

$$D = \sqrt{\frac{2000}{0,944 \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot 3,74}} = 0,45 \text{ m.}$$

Trở lực thủy lực trong xyclon là:

$$\Delta p = \xi \frac{\rho_k w^2}{2} = 105 \frac{0,944 \cdot 3,74^2}{2} = 697,6 \text{ N/m}^2 = 71 \text{ mmH}_2\text{O.}$$

3.2.15. Cần chứng minh công thức (3.16) rằng, từ công thức này có được quan hệ giữa khối lượng bã khô tính theo 1 m^3 nước lọc, khối lượng riêng nước lọc, nồng độ huyền phù và độ ẩm của bã.

Giải:

Cân bằng vật liệu của quá trình lọc thể hiện:

Khối lượng huyền phù = khối lượng nước lọc + khối lượng của bã ướt:

$$m_h = m_n + m_b.$$

Gọi m_{bk} là khối lượng bã khô có trong huyền phù. Lập tỷ lệ theo m_{bk} có:

$$\frac{m_h}{m_{bk}} = \frac{m_n}{m_{bk}} + \frac{m_b}{m_{bk}} \quad (3.57)$$

Khối lượng nước lọc được tính:

$$m_n = V_n \cdot \rho_n$$

với V_n, ρ_n - thể tích và khối lượng riêng của nước lọc.

Gọi

$$n = \frac{m_b}{m_{bk}} = \frac{\text{kg bã ướt}}{\text{kg bã khô}}$$

$$x = \frac{m_{bK}}{m_h} = \frac{\text{kg bã khô}}{\text{kg huyền phù}}$$

$$c = \frac{m_{bk}}{V_n} = \frac{\text{kg bã khô}}{\text{m}^3 \text{ nước lọc}}$$

Phương trình (3.57) có dạng:

$$\frac{1}{x} = \frac{\rho_n}{c} + n$$

Rút ra

$$c = \frac{\rho_n x}{1 - nx}$$

3.2.16. Tính thời gian lọc để đạt được 10 lít nước lọc tính theo 1m² bề mặt lọc. Qua thực nghiệm cho thấy, theo 1m² lọc đạt được 1lít mất 2,25 ph và 3 lít mất 14,5 ph.

Giải:

Từ công thức lọc:

$$V^2 + 2VC = K\tau$$

Với thực nghiệm đạt được giá trị K và C như sau:

$$1^2 + 2.1.C = 2,25.K$$

$$3^2 + 2.3.C = 14,5.K$$

Rút ra: $K = 0,764 \text{ l}^2/\text{m}^4 \text{ ph}$

$$C = 0,36 \text{ l/m}^2$$

Để xác định thời gian lọc cho 10 l nước lọc ta có phương trình:

$$10^2 + 2.10.0,36 = 0,764.\tau$$

Rút ra $\tau = 140 \text{ ph} = 2\text{h } 20 \text{ ph}$.

3.2.17. Với cùng đầu bài 3.2.16. nhưng cần tính thời gian rửa. Nếu lượng nước rửa là 2,4 l/m², nước rửa và nước lọc đi cùng chiều (hình 3.5).

Giải:

Cần giả thiết rằng, nước rửa và nước lọc có cùng độ nhớt, vận tốc rửa bằng vận tốc lọc ở giai đoạn cuối.

Vận tốc lọc ở giai đoạn cuối được tính theo công thức:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V+C)} = \frac{0,764}{2(10+0,36)} \approx 0,037 \text{ l/m}^2 \text{ ph.}$$

Vậy thời gian rửa:

$$\tau_r = \frac{V_r}{(dV/d\tau)} = \frac{2,4}{0,037} \approx 65 \text{ ph.}$$

3.2.18. Dùng máy lắng ly tâm để tách magie hydroxit có khối lượng riêng là 2525 kg/m^3 . Máy ly tâm làm việc gián đoạn. Bã rất nhỏ nên sau hơn một tiếng đồng hồ bã mới được tích tụ lại. Hạt có đường kính nhỏ nhất $3\mu\text{m}$. Máy ly tâm có kích thước chính:

chiều dài thùng 400 mm.

đường kính thùng 800 mm.

đường kính gờ chân 570 mm.

Số vòng quay 1200 v/g/ph.

hiệu suất huyền phù 20°C

a) tính năng suất máy ly tâm;

b) so với bể lắng thông thường thì máy lắng ly tâm nhanh hơn bao nhiêu lần?

c) cỡ hạt nào còn được tách tối đa, nếu năng suất tăng gấp đôi (giữ nguyên các điều kiện khác).

Giải:

a) Tính năng suất máy lắng ly tâm.

Từ công thức

$$V = \frac{kd^2\pi L(r_o^2 - r_1^2)}{\ln r_o - \ln r_1}$$

$$\text{với } k = \frac{(\rho_h - \rho_l)w^2}{18\eta} = \frac{(\rho_h - \rho_l)(2\pi n)^2}{18\eta}$$

$$k = \frac{(2525 - 1000)(2,3,4,20)^2}{18 \cdot 10^{-3}} = 1,34 \cdot 10^9 \text{ l/s.m}^2.$$

$$V = \frac{1,34 \cdot 10^9 (3 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 3,14 \cdot 0,4 (0,4^2 - 0,285^2)}{\ln 0,4 - \ln 0,285} = 3,45 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}.$$

$$V = 12,42 \text{ m}^3/\text{h}.$$

b) So sánh với bể lắng:

$$Z = \frac{b}{g} = \frac{r \cdot \omega^2}{g} = \frac{r \cdot 4\pi^2 n^2}{g}$$

$$Z = \frac{0,4 \cdot 4 \cdot 3,14^2 \cdot 20^2}{9,81} = 643$$

vì $w_{\text{ly tâm}} = Z \cdot w_{\text{lắng}}$, nên vận tốc lắng của máy ly tâm gấp 643 lần so với bể lắng thường.

c) Tính cỡ hạt khi đường kính thùng tăng gấp đôi:

Theo công thức tính năng suất:

$$d_h = \sqrt{\frac{V(\ln r_o - \ln r_l)}{\pi \cdot K \cdot L (r_o^2 - r_l^2)}}, \text{ m},$$

$$d_K = \sqrt{\frac{2 \cdot 12,42 (\ln 0,4 - \ln 0,285)}{3,6 \cdot 10^3 \cdot 1,34 \cdot 10^9 \cdot 3,14 \cdot 0,4 (0,4^2 - 0,285^2)}}$$

$$d_K = 4,25 \cdot 10^{-6} \text{ m} = 4,25 \mu\text{m}.$$

Như vậy khi tăng năng suất gấp đôi thì đường kính hạt phải tăng theo, tuy nhiên chỉ tăng 1,4 lần.

3.2.19. Dùng máy lọc ly tâm để tách vữa khỏi huyền phù. Máy ly tâm kiểu nằm ngang có đường kính $D = 1600$ mm, dài 700 mm, số vòng quay 500 1/ph và thể tích hiệu quả $0,5 \text{ m}^3$.

Dựa vào số liệu đã cho và số liệu thí nghiệm để tính số vòng quay cần thiết của máy lọc ly tâm.

Điều kiện làm việc:

a) nồng độ dầu của huyền phù 4,7% khối lượng, khối lượng tương đối 1,1;

b) làm việc trong 24h đạt 9 tấn bã ướt.

Số liệu thực nghiệm.

Dùng máy lọc ly tâm có: $D = 400 \text{ mm}$

$L = 250 \text{ mm}$

$n = 800 \text{ 1/ph}$

50% độ đầy trong thùng ly tâm

Diện tích lọc $0,3 \text{ m}^2$

Lớp bã 30 mm

Thời gian lọc 45 ph

Thời gian rửa 33 ph

Lượng huyền phù 108 l

Độ ẩm trong bã 78%

Giải:

a) *Tính năng suất máy lọc ly tâm thí nghiệm*

* Tính áp suất lọc

$$\Delta p = \frac{\rho_1 w^2 (r_o^2 - r_1^2)}{2} = 2\pi^2 \rho_1 n^2 (r_o^2 - r_1^2)$$

vì độ đổ đầy 50% nên $r_1^2 = 0,5 \cdot r_o^2$.

Vì sự phân biệt giữa khối lượng riêng của huyền phù và nước quá bé, nên ρ_1 được tính theo ρ tương đối, tức lấy 1100 kg/m^3 .

$$\Delta p = \pi^2 \rho_1 n^2 r_o^2$$

$$\Delta p = 3,14^2 \cdot 1,1 \cdot 10^3 \cdot 13,3^2 \cdot 0,2^2 = 7,67 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2 = 0,781 \text{ at.}$$

* Lượng bã trong huyền phù:

$$m = V \cdot \rho_1 \cdot 0,047 = 108 \cdot 1,1 \cdot 10^3 \cdot 0,047 \approx 5,58 \text{ kg.}$$

* Năng suất riêng:

$$\frac{m}{Ft} = \frac{5,58}{0,3 \cdot 1,3} \approx 14,3 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h (theo bã khô).}$$

Theo bã ướt chứa 78% nước có:

$$\frac{14,3}{0,22} = 65 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h (theo bã ướt)}$$

b) Kích thước của máy lọc ly tâm

* Bề mặt lọc:

$$F = \pi DL = 3,14.1,6.0,7 \approx 3,52 \text{ m}^2.$$

* Áp suất lọc:

$$\Delta p = 2\pi^2 \rho_1 n^2 (r_0^2 - r_1^2).$$

$$\text{Thể tích hiệu quả } 0,5 \text{ m}^3 = \pi L (r_0^2 - r_1^2)$$

$$\text{tức } \frac{0,5}{\pi L} = (r_0^2 - r_1^2)$$

$$\text{tức } r_1^2 = r_0^2 - \frac{0,5}{\pi L}.$$

$$\text{Vậy } \Delta p = 2\pi^2 \rho_1 n^2 \left(r_0^2 - r_0^2 + \frac{0,5}{\pi L} \right) = \frac{\pi \rho_1 n^2}{L}$$

$$\Delta p = \frac{3,14.1,1.10^3.8,33^2}{0,7} = 3,42.10^5 \text{ N/m}^2$$

$$\Delta p = 3,49 \text{ at.}$$

Áp suất lọc ở máy công nghiệp lớn gấp $3,49/0,781 \approx 4,5$ lần so với máy thí nghiệm. Năng suất máy lọc ly tâm tỷ lệ với $\sqrt{\Delta p}$. Vậy năng suất của máy lớn tăng đến giá trị $65.\sqrt{4,5} = 65.2,12 \approx 138 \text{ kg/m}^2$ giờ (theo bã ướt). Vì quá trình lọc và rửa chiếm 75% quá trình làm việc (một chu kỳ) nên năng suất lọc trung bình:

$$138.0,75 = 103,5 \text{ kg/m}^2.\text{h.}$$

Vậy nếu hàng ngày làm việc 20 h ta thu được lượng bã ướt.

$$103,5.20.3,52 = 7286,4 \text{ kg/ngày đêm.}$$

Trong thực tế công nghiệp người ta cần lượng dự trữ hai hoặc ba máy.

3.2.20. Quá trình lắng được thực hiện trong một xyclon với đường kính $D = 10 \text{ mm}$, đường kính cửa vào $d_v = D/7$ và đường kính ống trung tâm $d_o = D/5$, góc nón $\theta = 9^\circ$ và giảm áp $\Delta p = 4,5 \text{ kp/cm}^2$. Chứng minh tính hợp lý của định luật

Stokes (biết $\alpha = 0,45$, $n = 0,8$). Khối lượng riêng của hạt rắn $\rho_h = 9700 \text{ kg/m}^3$, khối lượng riêng của lỏng $\rho_l = 1000 \text{ kg/m}^3$, độ nhớt $\eta = 1 \text{ cP}$.

Giải:

Chuẩn số Reynolds :

$$Re = \frac{\rho w d}{\eta} ,$$

với
$$w = \frac{\rho_h - \rho_l}{18\eta} \cdot d^2 \frac{V_t^2}{r} ,$$

vậy
$$Re = \frac{\rho_l(\rho_h - \rho_l)}{18\eta^2} \cdot d^3 \cdot \frac{V_t^2}{r} ,$$

trong đó vận tốc tiếp tuyến $V_t = 0,45 \cdot V_c = 0,45 \cdot \frac{4Q}{\pi d_c^2} = 0,45 \cdot \frac{4 \cdot 49 \cdot Q}{\pi D^2}$

$$V_t = 28,1 \frac{Q}{D^2} .$$

Những hằng số của phương trình vận tốc:

$$V_t \cdot r^{0,8} = 28,1 \frac{Q}{D^2} \left(\frac{D}{2}\right)^{0,8} = 16,2 \frac{Q}{D^{1,2}} .$$

Qua quan hệ trên vận tốc tiếp tuyến được xác định cho từng điểm. Lưu lượng Q được tính từ phương trình tổn thất áp suất:

$$\frac{\Delta p}{\frac{1}{2} \rho_l \cdot V_c^2} = \frac{\alpha^2}{n} \left[\left(\frac{D}{d_o^2}\right)^{2n} - 1 \right]$$

$$\Delta p = \frac{\rho_l}{2} V_c^2 \cdot \frac{\alpha^2}{n} \left[\left(\frac{D}{d_o}\right)^{2n} - 1 \right] .$$

Biết $d_o = \frac{D}{5}$ và $d_c = \frac{D}{7}$ và $\rho_l \approx 100 \text{ kp s}^2\text{m}^{-4}$, nên ta có

$$\Delta p = \frac{100}{2} \cdot \frac{Q^2 \cdot 4^2 \cdot 7^2}{\pi^2 D^4} \cdot \frac{0,45^2}{0,8} \quad (51,6 - 1)$$

$$\Delta p = 6 \cdot 10^5 \frac{Q}{D^4}$$

$$Q = \sqrt{\frac{\Delta p \cdot D^4}{6 \cdot 10^5}} = \sqrt{\frac{4,5 \cdot 10^4 \cdot 10^{-8}}{6 \cdot 10^5}} = \sqrt{7,5 \cdot 10^{-5}}$$

$$Q = 2,74 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Re = \frac{100 \cdot 870}{18 \cdot 10^{-8}} \cdot \frac{v_t^2 \cdot d^3}{r} = 4,83 \cdot 10^{11} \frac{v_t^2 \cdot d^3}{r}$$

$$\text{Vậy } V_t \cdot r^{0,8} = 16,2 \cdot \frac{2,74 \cdot 10^{-5}}{10^{-2 \cdot 1,2}} \approx 0,044.$$

Với bán kính khác nhau trong xyclon người ta có thể tính độ lớn của hạt còn nằm trong giới hạn của định luật Stokes.

Cho $r = 1 \text{ mm} \approx 10^{-3} \text{ m}$ thì

$$V_t = \frac{0,044}{10^{-3 \cdot 0,8}} = 0,044 \cdot 10^{2,4} = 11,109 \text{ m/s},$$

và chuẩn số Re là:

$$Re = 4,83 \cdot 10^{11} \cdot \frac{11,109 \cdot d^3}{10^{-3}} = 596 \cdot 10^{14} \cdot d^3,$$

$$Re = 6 \cdot 10^{16} \cdot d^3.$$

Khi $Re = 0,2$, ta có:

$$d = \sqrt[3]{\frac{0,2}{6 \cdot 10^{16}}} = \sqrt{3,33 \cdot 10^{-6}} = 1,4938 \cdot 10^{-6} \text{ m}.$$

$$d \approx 1,5 \text{ } \mu\text{m}.$$

Bảng 3.2

$r, \text{ m}$	$V_t, \text{ m/s}$	$Re, \text{ (với } d \text{ tính bằng m)}$	$d, \text{ } \mu\text{m}$
10^3	11,109	$6 \cdot 10^{16} d^3$	1,5
$1,5 \cdot 10^{-3}$	8,031	$3,12 \cdot 10^{16} d^3$	1,9
$2 \cdot 10^{-3}$	6,391	$1,97 \cdot 10^{16} d^3$	2,2
$3 \cdot 10^{-3}$	4,613	$1,03 \cdot 10^{16} d^3$	2,7
$4 \cdot 10^{-3}$	3,665	$6,49 \cdot 10^{15} d^3$	3,1
$6 \cdot 10^{-3}$	3,065	$4,56 \cdot 10^{15} d^3$	3,5

Cho những bán kính khác độ lớn giới hạn của hạt được tổng hợp ở bảng 3.2.

3.2.21. Theo phương pháp của Rietema cần tính kích thước của xyclon để tách hạt rắn trong chất lỏng, giới hạn tách $d_{50} = 5 \mu\text{m}$. Khối lượng riêng của chất lỏng $\rho_l = 760 \text{ kg/m}^3$, độ nhớt $\eta = 0,7 \text{ cP}$. Khối lượng riêng của hạt rắn $\rho_h = 1800 \text{ kg/m}^3$. Tổn thất áp suất $\Delta p = 4 \text{ kp/m}^2$.

Với xyclon tốt nhất có quan hệ $d_c/D = 0,28$; $d_o/D = 0,34$ và $L/D = 5$.

Giải:

Để sử dụng sơ đồ xác định các thông số làm cơ sở cho các kích thước chính của xyclon ta cần tính:

$$\frac{d_{50}^2 (\rho_h - \rho_l) (\Delta p)_{\text{ges}}}{\eta^2} = \frac{(5 \cdot 10^{-6})^2 \cdot (1800 - 760) \cdot 4 \cdot 10^5}{49 \cdot 10^{-8}} = 2,12 \cdot 10^4.$$

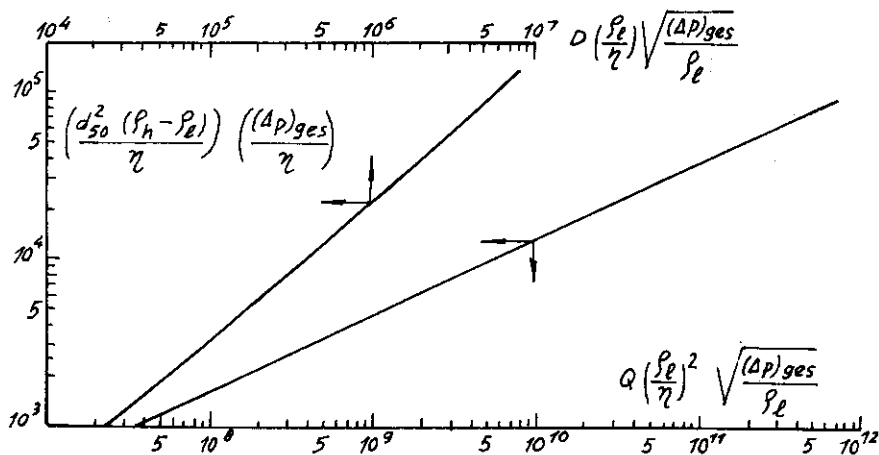
Từ hình dưới ta tra được:

$$D \left(\frac{\rho_l}{\eta} \right) \sqrt{\frac{(\Delta p)_{\text{ges}}}{\rho_l}} = 1,1 \cdot 10^6$$

$$Q \left(\frac{\rho_l}{\eta} \right)^2 \sqrt{\frac{(\Delta p)_{\text{ges}}}{\rho_l}} = 2,6 \cdot 10^{10}.$$

Rút ra:

$$D = 10^6 \sqrt{\left(\frac{\rho_l}{(\Delta p)_{\text{ges}}} \right) \frac{\eta}{\rho_l}} = 10^6 \sqrt{\frac{760}{4 \cdot 10^5} \left(\frac{0,7 \cdot 10^{-3}}{760} \right)}$$



Hình 3.10. Tra kích thước xyclon theo Rietema

$$D = 0,0402 \text{ m} \approx 40 \text{ mm.}$$

$$Q = 2,6 \cdot 10^{10} \sqrt{\frac{\rho_l}{(\Delta p)_{\text{ges}}}} \cdot \left(\frac{\eta}{\rho_l}\right)^2 =$$

$$= 2,6 \cdot 10^{10} \sqrt{\frac{760}{4 \cdot 10^5}} \cdot \left(\frac{0,7 \cdot 10^{-3}}{760}\right)^2$$

$$Q = 96 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s} = 58 \text{ l/ph.}$$

Vậy theo qui định kích thước của xyclon với phương pháp Rietema là :

$$d_e = 0,28 \cdot D = 11,2 \text{ mm}$$

$$d_o = 0,34 \cdot D = 13,6 \text{ mm}$$

$$L = 5 \cdot D = 200 \text{ mm.}$$

3.2.22. Thí nghiệm lọc với huyền phù chứa 13,9% CaCO_3 ở 20°C , máy lọc có diện tích lọc $0,1 \text{ m}^2$ và lớp bã 50 mm. Số liệu được thể hiện ở bảng 3.3.

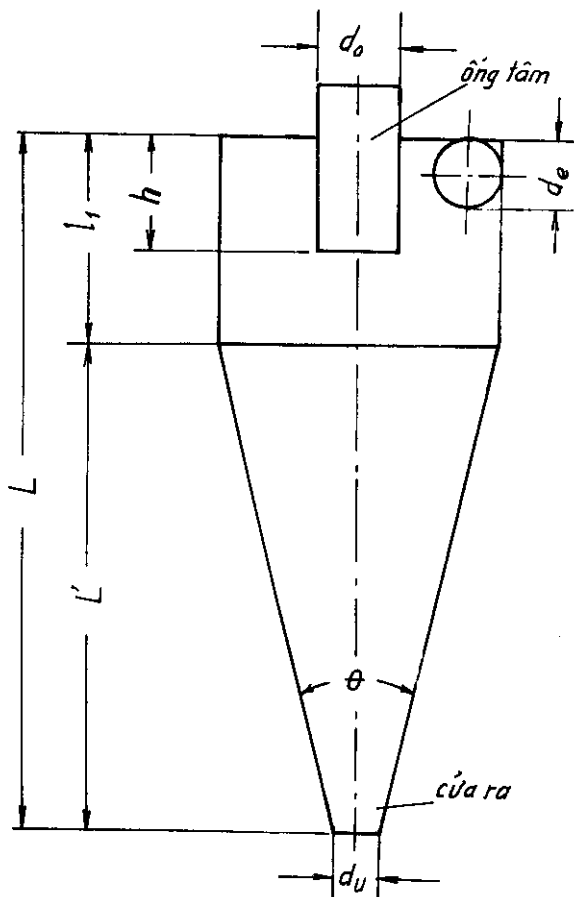
Xác định hằng số lọc $K(\text{m}^2/\text{h})$ và $c(\text{m}^3/\text{m}^2)$.

Giải:

Từ phương trình lọc:

$$V^2 + 2Vc = K\tau.$$

Tương ứng áp suất p_1 có:



Hình 3.11. Biểu thị xyclon

Bảng 3.3

Áp suất dư, at	Nước lọc, l	Thời gian lọc, s
$p_1 = 0,35$	2,92	146
	7,80	888
$p_2 = 1,05$	2,45	50
	9,80	660

$$V_1 = \frac{2,92}{1000 \cdot 0,1} = 2,92 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{m}^2; \tau_1 = \frac{146}{3600} \approx 0,406\text{h}$$

$$V_2 = \frac{7,8}{1000 \cdot 0,1} = 7,8 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{m}^2; \tau_2 = \frac{888}{3600} \approx 0,2467\text{h}.$$

Thay các giá trị tính được vào phương trình lọc ta có:

$$(2,92 \cdot 10^{-2})^2 + 2 \cdot 2,92 \cdot 10^{-2} \cdot c = 0,406 \cdot \tau$$

$$(7,8 \cdot 10^{-2})^2 + 2 \cdot 7,8 \cdot 10^{-2} \cdot c = 0,2467 \cdot \tau.$$

Rút ra:

$$K = 278 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{h}$$

$$c = 4,7 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{m}^2.$$

Tương tự như trên ở áp suất dư $p_2 = 1,05$ at có:

$$K = 560 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{h}$$

$$c = 3,78 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{h}.$$

3.2.23. Theo điều kiện đầu bài 3.2.22 nhưng cần tính trở lực cục bộ τ của bã CaCO_3 . Biết độ ẩm của bã ở $p_1 = 0,35$ at dư là 37% và ở $p_2 = 1,05$ at dư là 32% theo khối lượng bã ướt.

Giải:

Trở lực cục bộ τ của bã được tính theo công thức (3.18):

$$\tau = \frac{2\Delta p(1 - nx)}{\mu k \rho x}$$

Áp suất lọc $\Delta p = 0,35$ at = 34335 N/m².

Khối lượng riêng nước lọc $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$.

Độ nhớt ở 20°C :

$$\mu = \frac{10^{-3}}{3600} = 27,8 \cdot 10^{-8} \frac{\text{kgm}}{\text{s}^2} \cdot \frac{\text{h}}{\text{m}^2}$$

Hằng số lọc ở áp suất $p_1 = 0,35 \text{ at}$ dư là:

$$K = 278 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{h}.$$

Phần khối lượng (nồng độ) của pha rắn trong huyền phù $x = 0,139$. Quan hệ giữa lượng bã ẩm và bã khô:

$$n = \frac{1}{1 - 0,37} = 1,59.$$

Lượng nước lọc tính cho 1 kg huyền phù:

$$1 - nx = 1 - 1,59 \cdot 0,139 = 0,779.$$

Thay các giá trị vào công thức tính trở lực riêng ta có:

$$\tau = \frac{2.34335 \cdot 0,779}{278 \cdot 10^{-4} \cdot 10^3 \cdot 27,8 \cdot 10^{-8} \cdot 0,139} \approx 5 \cdot 10^{10} \text{ m/kg của bã khô.}$$

Ở áp suất lọc $p_2 = 1,05 \text{ at}$ dư ta có:

$$k = 560 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{h}$$

$$n = \frac{1}{1 - 0,32} \approx 1,47$$

$$1 - nx = 1 - 1,47 \cdot 0,139 \approx 0,795.$$

Để tính trở lực riêng ta có thể sử dụng công thức (3.18) trên hoặc đặt

$$\frac{\tau_2}{\tau_1} = \frac{\Delta p_2 k_1 (1 - nx)_2}{\Delta p_1 k_2 (1 - nx)_1} = \frac{1,05 \cdot 278 \cdot 10^{-4} \cdot 0,795}{0,35 \cdot 560 \cdot 10^{-4} \cdot 0,779} = 1,52.$$

Rút ra: $\tau_2 = \tau_1 \cdot 1,52 = 5 \cdot 10^{10} \cdot 1,52 = 7,6 \cdot 10^{10} \text{ m/kg}$ bã khô.

Như vậy, khi tăng áp suất lọc lên ba lần thì trở lực riêng của bã CaCO_3 chỉ tăng:

$$\frac{(7,6 - 5) \cdot 10^{10}}{5 \cdot 10^{10}} = 0,52 \text{ tức } 52\%.$$

3.2.24. Tính trở lực riêng của vách ngăn (vải lọc) để lọc

huyền phù là dung dịch CaCO_3 theo điều kiện ở đầu bài 3.2.22 và 3.2.23.

Giải:

Trở lực riêng của vách ngăn (vải lọc) được tính theo công thức:

$$\tau_v = \frac{C\tau_{px}}{1-nx} \quad (\text{m/m}^2).$$

a) Ở áp suất $p_1 = 0,35$ at dư cố

$$\tau_v = \frac{4,7 \cdot 10^{-3} \cdot 5 \cdot 10^{10} \cdot 1000 \cdot 0,139}{1 - 1,59 \cdot 0,139} = 4,2 \cdot 10^{10} \text{ m/m}^2.$$

b) ở áp suất $p_2 = 1,05$ at dư

$$\tau_v = \frac{3,78 \cdot 10^{-3} \cdot 7,6 \cdot 10^{10} \cdot 1000 \cdot 0,139}{1 - 1,47 \cdot 0,139} = 4,92 \cdot 10^{10} \text{ m/m}^2.$$

Qua kết quả ta thấy khi áp suất tăng ba lần, trở lực riêng của vách ngăn (vải lọc) chỉ tăng khoảng 17%.

3.2.25. Dùng máy lọc khung bản để lọc huyền phù. Đạt được lượng nước lọc 6 m^3 trong 3 h. Tiến hành thí nghiệm ở cùng áp suất và cùng lớp bã đạt được giá trị hằng số tính trên 1 m^2 của $k = 20,7 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{h}$, $c = 1,45 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{m}^2$. Cần xác định bề mặt lọc.

Giải:

Dựa vào phương trình lọc (3.13), năng suất lọc tính trên 1 m^2 bề mặt lọc là:

$$V^2 + 2 \cdot c \cdot V = k\tau$$

$$V^2 + 2 \cdot 0,145 \cdot 10^{-2} \cdot V = 20,7 \cdot 10^{-4} \cdot 3.$$

Rút ra:

$$V = -0,145 \cdot 10^{-2} + \sqrt{(0,145 \cdot 10^{-2})^2 + 62,1 \cdot 10^{-4}} = 7,74 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{m}^2$$

tính theo một chu kỳ lọc 3 h.

Bề mặt lọc cần thiết được tính là:

$$F = \frac{6}{7,74 \cdot 10^{-2}} \approx 77,5 \text{ m}^2.$$

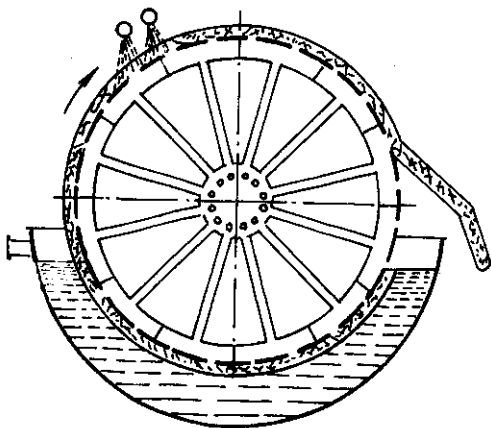
Theo quy chuẩn ta chọn máy lọc có bề mặt $F = 83 \text{ m}^2$, có 42 khung, bản lọc cỡ $1000 \times 1000 \text{ mm}$.

Lưu ý: Bề mặt lọc cũng có thể được tính trực tiếp từ công thức lọc (3.13), vì với máy lọc có $F \text{ (m}^2\text{)}$ và năng suất $v \text{ (m}^3\text{)}$ cho mỗi chu kỳ lọc là: $V^2 + 2VFC = KF^2\tau$

$$6^2 + 2.6.1,45.10^{-3}F = 20,7.10^{-4}.3.F^2.$$

Từ đó tính được $F = 77,4 \text{ m}^2$.

3.2.26. Máy lọc chân không thùng quay làm việc liên tục (hình 3.12), dùng để lọc huyền phù có nồng độ 17,6% với năng suất 8,5 m^3/h . Bã có độ ẩm 34%. Sử dụng hệ chân không có độ chân không 600 torr. Tiến hành thí nghiệm bằng máy lọc trong phòng thí nghiệm ở độ chân không 510 torr, thấy rằng bã đạt độ ẩm yêu cầu sau 32 s. Tính



Hình 3.12 (ví dụ 3.2.26)

trên 1 m^2 các hằng số lọc có giá trị $K = 11,2 \text{ l}^2/\text{m}^4\text{s}$ và $c = 6 \text{ l}/\text{m}^2$. Khối lượng riêng của huyền phù $1120 \text{ kg}/\text{m}^3$ và nước lọc $1000 \text{ kg}/\text{m}^3$. Cần xác định bề mặt lọc và số vòng quay của thùng.

Giải:

Xác định hằng số lọc K ở độ chân không 600 torr theo quan hệ gần đúng là hằng số lọc tỷ lệ với Δp :

$$\frac{K}{K'} = \frac{600}{510} \approx 1,18.$$

$$\text{Vậy } K = 11,2.1,18 = 13,22 \text{ l}^2/\text{s.m}^4.$$

Năng suất lọc được tính theo công thức (3.13). Theo đầu bài, năng suất lọc tương ứng 32 s là:

$$V^2 + 2.cV = kt$$

$$V^2 + 2.V.6 = 13,22.32$$

$$V = -6 + \sqrt{36 + 423} = 15,4 \text{ l/m}^2 \text{ trong 32 s.}$$

Năng suất tính theo đơn vị giây là:

$$V = \frac{15,4}{32} = 0,48 \text{ l/m}^2\text{s}.$$

Năng suất tính theo nước lọc theo điều kiện đầu bài. Phần khối lượng của bã ước tính theo bã khô:

$$n = \frac{1}{1 - 0,34} = 1,52.$$

Nồng độ huyền phù $x = 0,176$ (lượng pha rắn có trong huyền phù).

Biết $m_s = V_s \cdot \rho_s = 8,5.1120 = 9520 \text{ kg/h}$. Khối lượng của bã ướt: $m_b = m_s \cdot x \cdot n = 9520.0,176.1,52 \approx 2546,8 \text{ kg/h}$.

Khối lượng nước lọc: $m_n = m_s - m_b = 9520 - 2546,8 = 6973,2 \text{ kg/h}$.

Vì khối lượng nước lọc $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$, nên năng suất nước lọc tính theo mét khối là: 6973,2 l/h.

Như vậy năng suất tính theo nước lọc của đầu bài là:

$$\frac{6973,2}{3600} \approx 1,94 \text{ l/s.}$$

Bề mặt lọc cần thiết:

$$F_1 = \frac{1,94}{0,48} \approx 4 \text{ m}^2.$$

Trong thực tế bề mặt lọc chỉ chiếm 35% bề mặt thùng. Vì vậy thùng có bề mặt lọc là:

$$F_t = \frac{4}{0,35} \approx 11,43 \text{ m}^2.$$

Theo qui chuẩn chọn máy lọc thùng quay có diện tích lọc 12 m². Đường kính thùng 2,1 m và chiều dài 1,8 m.

Để xác định số vòng quay (vg/ph), từ thời gian 32 s quay 0,35 vòng ta có

$$32 - 0,35$$

$$60 - n \quad (\text{số vòng quay})$$

$$\text{vậy} \quad n = \frac{0,35 \cdot 60}{32} \approx 0,66 \text{ vg/ph.}$$

3.2.27. Xác định hằng số rửa K từ các số liệu thực nghiệm sau. Bã của dung dịch NaCl sau khi lọc được rửa bởi lượng nước khác nhau ở nhiệt độ 20°C. Chiều dày lớp bã ở hai thí nghiệm đầu 1,27 cm và hai thí nghiệm sau 2,8 cm. Đo lượng nước rửa và phân tích nồng độ NaCl thì thấy các số liệu như bảng 3.4.

Bảng 3.4

Số thí nghiệm (tương ứng với hình 3.13)	1	2	3	4
Chiều dày lớp bã, cm	1,27	1,27	2,8	2,8
Cường độ rửa, l/cm ² ph	85.10 ⁻⁵	10 ⁻³	55.10 ⁻⁵	93,5.10 ⁻⁵
Thời gian rửa, ph	Nồng độ NaCl, g/l			
0	142	142	143	143
4	73,5	56,5	141	134,5
8	16,2	10	110	66,4
10	7,9	5	91	46,7
12	4,2	-	74	-
14	2,2	-	61,5	23
16	-	-	39	-

Giải:

Biểu thị quan hệ nồng độ thời gian trên một tọa độ nửa logarit ta nhận được đường biểu diễn là đường thẳng xem hình 3.13.

Theo công thức (3.23):

$$\frac{\tau_2 - \tau_1}{\lg c_1 - \lg c_2} = \frac{2,35\delta}{K\omega}$$

Độ dốc của đường thẳng cho ta giá trị k của chu kỳ khuếch tán của nước rửa.

Ở thí nghiệm 1 lấy thời gian 4 ph và 8 ph rửa ta có:

$$\frac{8 - 4}{\lg 73,5 - \lg 16,2} = \frac{2,3 \cdot 1,27}{K \cdot 85 \cdot 10^{-5}}$$

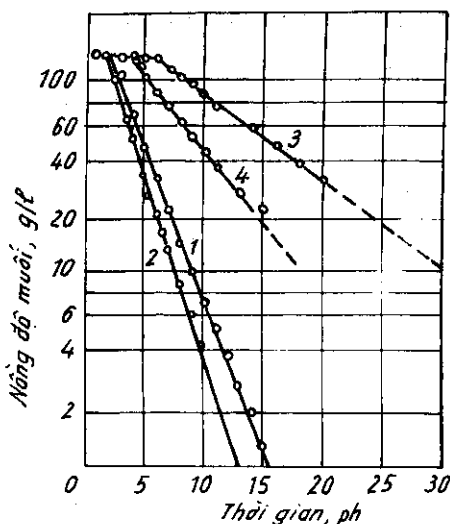
Bảng 3.5

Số thí nghiệm	1	2	3	4
$2,303 \frac{\delta}{K\omega}$	6,1	5,3	23	13
Giá trị trung bình của K , cm^3/l	560	550	508	530

Rút ra $K = 563 \text{ cm}^3/\text{l}$.

Tương tự ta tính được giá trị K ở các thí nghiệm khác. Kết quả được biểu thị ở bảng 3.5.

3.2.28. Tính thời gian rửa bã NaCl của dung dịch NaCl sau khi lọc cho đến khi trong nước rửa có nồng độ NaCl là 5 g/l. Dùng nước sạch để rửa. Cường độ rửa $0,33 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$. Chiều dày lớp bã 35 mm. Hằng số rửa $520 \text{ cm}^3/\text{l}$. Bắt đầu rửa, nồng độ NaCl



Hình 3.13 (ví dụ 3. 2. 27)

trong nước rửa là 143 g/l.

Giải:

Từ phương trình (3.23) với các đại lượng cho

$$\delta = 0,035 \text{ m}; \omega = 0,33 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}; K = 520 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{m}^3$$

Ta có:

$$\tau = \frac{2,3 \cdot 0,035}{520 \cdot 10^{-3} \cdot 0,33} (\lg 143 - \lg 5) = 0,683 \text{ h} = 41 \text{ ph.}$$

3.2.29. Theo điều kiện của đầu bài 3.2.28 tính nồng độ của NaCl trong nước rửa sau 50 ph.

Giải:

Theo công thức (3.22): $C_2 = C_1^{-\frac{(K\omega t)}{\delta}}$

$$\text{Ta có } c_2 = 143e^{-\frac{520 \cdot 10^{-3} \cdot 0,33 \cdot 50}{0,035 \cdot 60}}$$
$$\lg c_2 = \lg 143 - \frac{4,086}{2,3} = 2,155 - 1,78 = 0,375.$$

Rút ra $c_2 = 2,37 \text{ g/l.}$

3.2.30. Xác định dạng và kết cấu của máy ly tâm để tách tro trong huyền phù. Điều kiện làm việc:

Huyền phù:

- nồng độ pha rắn 75%.
- môi trường hóa chất xút

Bã:

- bã có độ ẩm 3%
- cấu trúc bã tinh thể
- tác dụng môi trường xút
- rửa nước sạch
- sấy hơi nước

Quá trình tách bã được thực hiện bằng cơ học, vì máy ly tâm làm việc với năng suất lớn.

Giải:

Để tách hỗn hợp huyền phù rắn lỏng người ta dùng máy ly tâm kiểu I.A (theo qui chuẩn qui định).

Theo đầu bài quá trình được tiến hành bằng cơ học. Điều kiện này phù hợp với loại thiết bị ly tâm bán liên tục loại B hoặc ly tâm liên tục loại C. Ngoài ra bã còn được rửa bằng nước sạch và sấy bằng hơi. Vì vậy cần chọn quá trình bán liên tục. Quá trình cơ học được thực hiện bằng điều khiển tự động. Ở loại B có hai dạng kết cấu. Đó là ly tâm nằm ngang và thẳng đứng. Khi làm việc bán liên tục thường chọn máy ly tâm nằm ngang hiệu quả hơn. Do đó chúng ta chọn loại này có kết cấu đáp ứng điều kiện đầu bài.

3.2.31. Một máy ly tâm làm việc gián đoạn (theo chu kỳ) có kết cấu gồm: thùng quay có đường kính 1200 mm, cao 550 mm, bề dày thùng 10 mm và khối lượng 120 kg. Số cửa mở gắn trên thành là 12. Đường kính cửa mở 5 mm. Thân thùng được gia cố bởi ba vòng đai thép 15 x 30 mm. Vật liệu làm thùng bằng thép độ bền kéo là 4500.9,81 N/cm². Khối lượng đầy của thùng 400 kg. Chiều dày lớp dày 200 mm. Số vòng quay tối đa của thùng là bao nhiêu, nếu lấy hệ số an toàn tối thiểu gấp 5 lần giá trị tính?

Giải:

Lực kéo cho phép của thép được tính

$$\sigma = \frac{4500.0,91}{5} = 8829 \text{ N/cm}^2.$$

Tiết diện vỏ thùng và vành đai sau khi trừ số lỗ:

$$f = 55.1 - 12.1.0,5 + 3.3.1,5 = 62,5 \text{ cm}^2$$

Lực ly tâm cực đại cho phép được tính theo công thức (3.40):

$$c_1 + c_2 = 2f\sigma = 2.8829.62,5 = 1103625 \text{ N}.$$

Khoảng cách từ tâm điểm của vòng tròn thành thùng đến trục quay được tính theo công thức:

$$R_1 = \frac{4}{3\pi} \left(\frac{R_2^3 - R_1^3}{R_2^2 - R_1^2} \right) = \frac{4}{3.3,14} \left(\frac{0,61^3 - 0,6^3}{0,61^2 - 0,6^2} \right) = 0,385 \text{ m}.$$

Lực ly tâm tác dụng lên nửa thùng được tính theo công thức (3.28):

$$C_1 = \frac{mgRn^2}{900} = \frac{60.0,387.n^2.9,81}{900} = 0,253 n^2, N.$$

Khoảng cách của nửa lớp đầy đến trục quay:

$$R_3 = \frac{4}{3.3,14} \left(\frac{0,6^3 - 0,4^3}{0,6^2 - 0,4^2} \right) = 0,323 m.$$

Lực ly tâm tác dụng lên lớp đầy trong thùng:

$$C_2 = \frac{200.0,32.9,81.n^2}{900} = 0,6976 n^2, N.$$

Tổng lực ly tâm là:

$$c_1 + c_2 = (0,253 + 0,698)n^2 = 0,951 n^2, N.$$

Vì theo đầu bài lực ly tâm cực đại được phép 1103625 N. Do đó số vòng quay cao nhất của thùng sẽ là:

$$n = \sqrt{\frac{1103625}{0,951}} = 1077 \text{ vg/ph.}$$

3.2.32. Tính năng suất tách của máy ly tâm AOG-800 dùng để phân riêng huyền phù hydrat magie oxyt. Khối lượng riêng của hạt rắn 2525 kg/m³. Nhiệt độ huyền phù 30°C. Hạt bé nhất có đường kính 3 μm. Máy ly tâm có kích thước: đường kính thùng ly tâm 800 mm; chiều dài thùng 400 mm; đường kính gờ 570 mm; số vòng quay 1200 vg/ph. Một chu kỳ làm việc (một mẻ) là 20 ph: 18 ph làm việc nạp liệu, 2 ph tháo bã.

Giải:

Năng suất được xác định theo công thức:

$$V_h = 25,3.\eta.L.n^2.r^2.\omega_1.k,$$

trong đó vận tốc lắng của hạt được tính theo phương trình Stokes:

$$\omega_1 = \frac{d^2 (\rho - \rho_m)g}{18 \mu_m} = \frac{3^2(2525 - 1000) 9.81}{10^{12}.18.0,8.10^{-3}} = 0,935.10^{-5} \text{ m/s}$$

với độ nhớt của nước ở 30°C tra được 0,8 cP = 0,8.10⁻³ kg/ms.

Vận tốc lắng dưới tác dụng của lực ly tâm là

$$w = w_1 \frac{r_o n^2}{900} = 0,935 \cdot 10^{-5} \cdot \frac{0,285 \cdot 1200^2}{900} = 426,36 \cdot 10^{-5} \text{ m/s.}$$

Tính chuẩn số Re kiểm tra chế độ dòng chảy:

$$Re = \frac{w d \rho_m}{\mu_m} = \frac{426,36 \cdot 10^{-5} \cdot 3 \cdot 10^{-6} \cdot 10^3}{0,8 \cdot 10^{-3}} = 1,6 \cdot 10^{-2}.$$

Hạt lắng ở chế độ dòng.

Hệ số k được tính

$$k = 18/20 = 0,9.$$

Vậy năng suất làm việc của máy ly tâm, nếu $\eta = 0,45$ là :

$$V_h = 25,3 \cdot 0,45 \cdot 0,4 \cdot 1200^2 \cdot 0,285^2 \cdot 0,935 \cdot 10^{-5} \cdot 0,9 = 4,48 \text{ m}^3/\text{h.}$$

3.2.33. Tính năng suất của máy ly tâm siêu tốc SGO-150 với ba cách để làm sạch dầu mỏ. Biết khối lượng riêng của dầu mỏ 900 kg/m^3 , độ nhớt ở nhiệt độ ly tâm 3cP . Khối lượng riêng của hạt rắn $\rho = 1400 \text{ kg/m}^3$. Đường kính hạt rắn $1 \mu\text{m}$. Kích thước của máy ly tâm có đường kính thùng ly tâm 150 mm ; đường kính gờ 50 mm ; chiều dài thùng 750 mm , số vòng quay 13000 vg/ph .

Giải:

Năng suất ly tâm được tính theo công thức

$$V \leq \frac{\omega V_n}{h} \cdot 3600, \text{ m}^3/\text{h,}$$

vì phần tử rắn trong dầu rất bé và chế độ lắng bảo đảm ở chế độ dòng. Do đó vận dụng phương trình Stokes và sau đó kiểm tra lại chế độ dòng:

$$w_1 = \frac{d^2(\rho - \rho_m)g}{18\mu_m} = \frac{1^2(1400 - 900)9,81}{10^{12} \cdot 18 \cdot 3 \cdot 10^{-3}} = 9,08 \cdot 10^{-8} \text{ m/s.}$$

Vận tốc lắng dưới tác dụng của lực ly tâm:

$$w = w_1 \cdot f = 9,08 \cdot 10^{-8} \cdot 4700 = 4,27 \cdot 10^{-4} \text{ m/s,}$$

trong đó

$$f = \frac{n^2 r_o}{900} = \frac{13^2 \cdot 10^6 \cdot 0,025}{900} = 4700$$

ở đây $r_o = 0,025$ m là bán kính của gờ tràn.

Tính Re kiểm tra chế độ dòng lằng:

$$Re = \frac{wd\rho_m}{\mu_m} = \frac{4,27.1.900}{10^4.10^6.3.10^{-3}} = 1,28.10^{-4}.$$

Thể tích hiệu quả của thùng ly tâm:

$$\begin{aligned} V_n &= FL = 0,785(D^2 - D_o^2)L = \\ &= 0,785.(0,15^2 - 0,05^2)0,75 = 0,0118 \text{ m}^3. \end{aligned}$$

Chiều sâu của lõm xoáy trong thùng

$$h = \frac{D - D_o}{2} = \frac{0,15 - 0,05}{2} = 0,05 \text{ m}.$$

$$\text{Vậy } V \leq \frac{wV_n}{h} .3600 = \frac{4,27.0,0118}{10^4.0,05} 3600 = 0,363 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Tính kiểm tra dòng trong thùng ly tâm:

$$Re_t = \frac{w_t d_d \rho}{\mu}$$

$$w_t = \frac{V_s}{F} = \frac{1,05}{10^4.0,0157} = 0,0067 \text{ m/s},$$

$$\text{trong đó } V_s = \frac{0,363}{3600} = 1,05.10^{-4} \text{ m}^3/\text{s};$$

$$F = 0,785 (D^2 - D_o^2) = 0,785(0,15^2 - 0,05^2) = 0,0157 \text{ m}^2.$$

Với máy ly tâm ba cánh thì

$$\begin{aligned} d_d &= \frac{4F}{u} = \frac{4.\pi(D^2 - D_o^2)}{4(\pi D + 6h)} = \frac{\pi(D^2 - D_o^2)}{\pi D + 6h} = \\ &= \frac{3,14(0,15^2 - 0,05^2)}{3,14.0,15 + 6.0,05} = 0,0815 \text{ m}. \end{aligned}$$

$$\text{Vậy } Re_t = \frac{0,0067.0,0815.900}{3.10^{-3}} = 164 < 350.$$

Như vậy ở chế độ dòng.

3.2.34. Xác định kiểu thiết bị lọc để tách bụi vữa trong huyền phù và số lượng thiết bị theo số liệu sau:

a) nồng độ pha rắn trong huyền phù 4,7%; khối lượng riêng huyền phù 1100 kg/m³;

b) lọc được 9 tấn bã ướt sau 24 h;

c) bã sau khi lọc càng khô càng tốt, vì lọc xong bã cần đem sấy khô;

d) bã không thích hợp cho quá trình lọc.

Thí nghiệm lúc đầu thực hiện trên máy lọc và máy ly tâm. Kết quả thu được ở bảng 3.6.

Bảng 3.6

Biểu thị	Máy lọc	Máy ly tâm
Diện tích lọc	1 m ²	0,3 m ²
Bề dày lớp bã	60 mm	30 mm
Thời gian :		
lọc	1 h	45 ph
rửa bằng kiềm và H ₂ O	2 h	33 ph
một mẻ (tổng cộng)	3 h	13 h
Huyền phù được lọc	170 l	108 l
Độ ẩm còn trong bã	86%	78%
Độ chân không	400 torr	-

Thùng ly tâm có đường kính $D = 400$ mm và chiều cao $H = 250$ mm. Số vòng quay của thùng 800 vg/ph.

Giải:

a) *Tính áp suất lọc*

* Cho máy lọc chân không:

$$\Delta p = \frac{400}{760} = 0,526 \text{ at}$$

* Cho máy ly tâm. Độ dày của máy ly tâm lấy 0,5, thì thể tích huyền phù sẽ là:

$$V_s = 0,785.D^2.H.\varphi = 0,785.0,4^2.0,25.0,5 = 0,0157 \text{ m}^3.$$

Áp suất lọc trong quá trình ly tâm được tính theo công thức (3.29)

$$\Delta p = \frac{mRn^2g}{900F} = \frac{0,0157.1100.0,2.800^2.9,81}{900.0,30} = 0,82 \text{ at.}$$

Áp suất lọc ở máy ly tâm gần gấp đôi ở máy lọc chân không.

b) *Tính năng suất riêng*

* Máy lọc chân không: 170 l huyền phù với nồng độ pha rắn 4,7% được lọc. Như vậy lượng bã tính theo bã khô sẽ là:

$$m = 0,170.1100.0,047 = 8,8 \text{ kg.}$$

Thời gian lọc không kể đến thời gian tháo bã là 3 h. Như vậy năng suất lọc được tính:

$$\frac{m}{F\tau} = \frac{8,8}{3.1} = 2,93 \text{ kg bã khô/m}^2\text{h.}$$

Tính theo bã ướt (độ ẩm của bã 85%):

$$\frac{2,93}{0,15} = 19,5 \text{ kg bã ướt/m}^2\text{h.}$$

* Ly tâm:

108 l huyền phù được lọc, vậy lượng bã tính theo bã khô là:

$$m = 0,108.1100.0,047 = 5,58 \text{ kg.}$$

Năng suất riêng của ly tâm

$$\frac{m}{F\tau} = \frac{5,58}{0,3.1,3} = 14,3 \text{ kg bã khô/m}^2\text{h.}$$

Tính theo bã ướt (bã có 78% ẩm):

$$\frac{14,3}{0,22} = 65 \text{ kg bã ướt/m}^2\text{h.}$$

c) Cần tính lượng nước rửa cần được tách ra khi sấy, nếu dùng máy lọc chân không thay cho ly tâm

Lượng ẩm có trong bã của máy lọc chân không là 85%. Trong khi đó ẩm có trong ly tâm là 78%. Có nghĩa ly tâm đã tách một lượng nước nhiều hơn là:

$$\frac{1000}{0,15} - \frac{1000}{0,22} = 2121 \text{ kg H}_2\text{O/tấn bã khô.}$$

Tổng hợp kết quả thí nghiệm và tính toán của quá trình lọc ta thấy: máy ly tâm làm việc với áp suất lọc $0,82/0,526 = 1,56$ lần lớn hơn, song bề dày lớp bã chỉ bằng một nửa so với máy lọc chân không. Máy ly tâm đạt được năng suất tính theo bã khô bằng $14,3/2,93 = 4,88$ lần lớn hơn máy lọc chân không. Còn nếu tính theo bã ướt thì bằng $65/19,5 = 3,33$ lần lớn hơn.

Vậy, máy lọc ly tâm so với máy lọc chân không đạt được bã có độ ẩm nhỏ hơn, nên dễ dàng cho khâu sấy khô sau đó, ví dụ, ở 1 tấn bã khô thì giảm đi một lượng nước bốc hơi là 2,121 tấn. Do đó, ở năng suất 9 tấn bã ướt trong 24 h với độ ẩm 78%, và lượng hơi tiêu tốn để sấy bã với 1,5 kg/kg hơi nước sẽ tiết kiệm là:

$$D = 9.0,22.2.12.1,5 = 6,3 \text{ t hơi/ngày.}$$

Kết luận: Năng suất riêng của máy ly tâm rất lớn, lượng bã thu được có độ ẩm bé, nên sẽ tiết kiệm lượng hơi nước lớn khi sấy bã. Do đó, ở điều kiện đầu bài dùng máy ly tâm ưu việt hơn.

d) Để xác định số lượng máy ly tâm cần thiết dùng lọc 9 tấn bã ướt, ta cần tiến hành tính toán như sau

Với năng suất lớn cần chọn ly tâm bán liên tục tháo bã bằng cơ học và trang bị tự động, mặc dầu giá thành cao.

Theo qui chuẩn chọn máy ly tâm nằm ngang có đường kính 1600 mm, cao 700 mm, số vòng quay 500 vg/ph, thể tích sử dụng 500 l.

Với ly tâm như vậy có bề mặt lọc:

$$F = 3,14.1,6.0,7 = 3,5 \text{ m}^2.$$

Áp suất lọc máy ly tâm tạo ra theo phương trình (3.29):

$$\Delta p = \frac{0,5.1100.0,8.500^2}{3,5.900} = 35000 \text{ kp/m}^2 = 3,5 \text{ at.}$$

Máy ly tâm công nghiệp tạo ra áp suất lọc $3,5/0,82 > 4$ lần lớn hơn áp suất của ly tâm thí nghiệm.

Năng suất của ly tâm tỷ lệ thuận với $\sqrt{\Delta p}$. Như vậy năng suất riêng của ly tâm khoảng gấp đôi ly tâm thí nghiệm, tức $65.2 = 130 \text{ kg}$ bã ướt cho mỗi mét vuông trong một giờ.

Vì thời gian lọc và rửa chiếm khoảng 75% tổng thời gian đối với máy ly tâm bán liên tục, nên năng suất trung bình của ly tâm sẽ là $130.0,75 = 97,5 \text{ kg/m}^2\text{h}$. Như vậy, năng suất làm việc của ly tâm tính theo 20 h trong ngày sẽ là:

$$97,5.3,5.20 = 6825 \text{ kg bã ướt/ngày.}$$

Để đạt năng suất 9000 kg/ngày người ta cần $9000/6825 = 1,32$ máy. Như vậy, cần chọn hai máy ly tâm và thêm một máy dự trữ. Tức số lượng máy cần có là: 3 máy.

3.2.35. Xác định vận tốc tối hạn của không khí (biểu thị trên tiết diện chung của thiết bị) của lớp sôi với hạt silicagen có đường kính 1 mm. Ngoài ra cần tính các giá trị sau đây với vận tốc không khí tăng 1,6 lần như: chiều cao của lớp sôi; trở lực và vận tốc thực tế của không khí ở tiết diện tự do của lớp hạt. Nhiệt độ của không khí 150°C , khối lượng riêng của lớp hạt silicagen $\rho_h = 650 \text{ kg/m}^3$. Khối lượng riêng của hạt $\rho = 1100 \text{ kg/m}^3$. Chiều cao lớp hạt tính $h_t = 400 \text{ mm}$.

Giải:

a) Xác định giá trị của chuẩn số Ar theo biểu đồ hình 3.7, từ đó xác định giá trị tối hạn của Re_k :

$$Ar = \frac{d^3 \rho \rho_m g}{m_m^2} = \frac{1^3 \cdot 10^{-9} \cdot 1,1 \cdot 10^3 \cdot 0,835 \cdot 9,81}{2,4^2 \cdot 10^{-4} \cdot 10^{-6}} = 1,564 \cdot 10^4,$$

trong đó độ nhớt của môi trường :

$$\mu_m = 0,024 \text{ cP} = 0,024 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms (hình PL.1);}$$

khối lượng riêng môi trường :

$$\rho_m = 1,293 \cdot \frac{273}{273+150} = 0,834 \text{ kg/m}^3;$$

với $Ar = 1,564 \cdot 10^4$ ta có $Re_k = 7,5$

$$\text{vậy } w_k = \frac{Re_k \mu_m}{d \rho_m} = \frac{7,5 \cdot 0,024 \cdot 10^{-3}}{10^{-3} \cdot 0,834} = 0,216 \text{ m/s.}$$

b) Vận tốc tới hạn tăng 1,6 lần, tức là:

$$w = 0,216 \cdot 1,6 = 0,346 \text{ m/s.}$$

Chiều cao lớp sôi được tính theo công thức (3.47):

$$h = \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} h_0.$$

Độ xốp của lớp hạt tĩnh:

$$\varepsilon_0 = 1 - \frac{\rho_1}{\rho} = 1 - \frac{650}{1100} = 0,41.$$

Độ xốp của lớp sôi ε được xác định từ đồ thị hình 3.7 với $Re = 1,6 \cdot Re_k = 1,6 \cdot 7,5 = 12$ và $Ar = 1,564 \cdot 10^4$; $\varepsilon = 0,47$

$$\text{Vậy } h = \frac{1 - 0,41}{1 - 0,47} 400 = 445 \text{ mm.}$$

Vận tốc thực tế của không khí ở tiết diện tự do của lớp hạt:

$$w_t = \frac{w}{\varepsilon} = \frac{0,346}{0,47} = 0,736 \text{ m/s.}$$

Trở lực lớp hạt được tính theo công thức (3.48):

$$\Delta p = \rho(1 - \varepsilon_0) h_0 g = 1100 \cdot 0,59 \cdot 0,4 \cdot 9,81 = 2546,7 \text{ N/m}^2.$$

3.2.36. Xác định đường kính của hạt vữa hình cầu có khối lượng riêng $\rho = 2640 \text{ kg/m}^3$ khi vữa mới có dòng không khí ở 20°C thổi qua với vận tốc 1 m/s đã chuyển sang trạng thái sôi.

Giải:

Để tính đường kính vữa dạng cầu ta dùng chuẩn số Ly_k và Ar :

$$Ly_k = \frac{w_k^2 \rho_m^2}{\mu_m \rho g} = \frac{1^3 \cdot 1,205^2}{0,018 \cdot 10^{-3} \cdot 2640 \cdot 9,81} = 3,11,$$

trong đó $\rho_m = 1,29 \cdot \frac{273}{293} = 1,202$;

$$\mu_m = 0,018 \text{ cP} = 0,018 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms.}$$

Từ giá trị $Ly_k = 3,11$ tra ở biểu đồ hình 3.8 được $Ar = 9 \cdot 10^5$.
 Vậy đường kính hạt là:

$$d = \sqrt[3]{\frac{Ar \cdot \mu_m^2}{\rho \cdot \rho_m g}} = \sqrt[3]{\frac{9 \cdot 10^5 \cdot 0,018^2 \cdot 10^{-6}}{2,64 \cdot 1,202 \cdot 10^3 \cdot 9,81}} = 0,0021 \text{ m} = 2,1 \text{ mm.}$$

3.2.37. Một hỗn hợp của axit (với khối lượng tương đối 1,6 và độ nhớt $20 \cdot 10^{-3}$ kg/ms) được hòa trộn trong bình khuấy với đường kính 1200 mm, cao 1500 mm. Thể tích đầy bằng 0,75 thể tích bình. Cánh khuấy chân vịt số vòng quay 210 vg/ph (hình 3.14). Cần xác định công suất của motor.

Giải:

Tính đường kính của cánh khuấy:

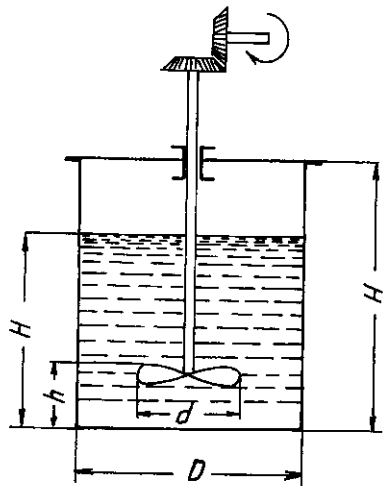
$$d = \frac{D}{3} = \frac{1,2}{3} = 0,4 \text{ m.}$$

Trạng thái làm việc được xác định qua chuẩn số Re_m :

$$Re_m = \frac{\rho n d^2}{\mu} = \frac{1600 \cdot 210 \cdot 0,4^2}{60 \cdot 20 \cdot 10^{-3}} = 44800.$$

Như vậy làm việc ở chế độ xoáy.

Cần xác định số công suất cho quá trình khuấy theo phương trình (3.54). Dùng trong trường hợp này được, vì:



Hình 3.14 (ví dụ 3. 2. 37)

$$\frac{D}{d} = 3 \quad \text{và} \quad \frac{H_o}{d} = \frac{0,75 \cdot 1,5}{0,4} = 2,8.$$

$$\text{vậy } K_N = 0,845. \text{Re}_m^{-0,05} = \frac{0,845}{44800^{0,05}} = \frac{0,845}{1,71} = 0,49.$$

Công suất cần thiết của cánh khuấy được tính theo công thức (3.50):

$$N = \frac{K_N}{9,81} \cdot \rho n^3 d^5 = \frac{0,49 \cdot 1600 \cdot 210^3 \cdot 0,4^5}{9,81 \cdot 60^3} = 35,1 \text{ kpm/s} = 0,344 \text{ kW}.$$

Nếu hiệu suất của mô tơ là 0,9 và dự trữ 20% thì công suất thực tế của mô tơ được tính:

$$N = \frac{0,344 \cdot 1,2}{0,9} = 0,46 \text{ kW}.$$

3.2.38. Dùng mô tơ điện 12 kW để quay cánh khuấy chân vịt để khuấy cường độ cao dung dịch glycerin (có khối lượng riêng 1200 kg/m^3 , độ nhớt $\mu = 16 \text{ P}$). Bình khuấy có đường kính 1630 mm. Xác định đường kính cánh khuấy, nếu số vòng quay 500 vg/ph.

Giải:

Với khuấy có cường độ cao, ta chọn công thức tính (3.56) ở chế độ xoáy. Từ công thức ta có:

$$\begin{aligned} d &= \sqrt[4,9]{\frac{N}{0,086 \cdot \rho^{0,95} \cdot \mu^{0,95} n^{2,95}}} = \\ &= \sqrt[4,9]{\frac{12 \cdot 102}{0,086 \cdot 1200^{0,95} \cdot 1,6^{0,95} (500/60)^{2,95}}} = 0,5 \text{ m}. \end{aligned}$$

$$\text{Kiểm tra tỷ số } D/d = \frac{1,63}{0,5} = 3,26.$$

3.2.39. Thực nghiệm quá trình khuấy trộn ở các chất lỏng khác nhau bằng cánh khuấy kiểu chân vịt cho thấy, công suất N phụ thuộc vào độ nhớt μ , khối lượng riêng ρ của chất lỏng và số vòng quay n , đường kính d của cánh khuấy. Thiết lập quan hệ

không thứ nguyên giữa các đại lượng trên.

Giải:

Theo đầu bài, quan hệ chung:

$$N = \varphi(\mu, \rho, n, d). \quad (3.58)$$

Ta có năm biến (n, μ, ρ, n, d) và đơn vị cơ sở của hệ kỹ thuật (kg, m, s), nên theo định lý π có quan hệ dạng sau:

$$\varphi(\pi_1, \pi_2) = 0 \text{ hoặc } \pi_1 = f(\pi_2).$$

π_1, π_2 là đại lượng không thứ nguyên chưa biết, nó được tổng hợp từ quan hệ (3.58).

Để có thể xác định được π_1 và π_2 , xuất phát từ quan hệ của N (3.58) ta có

$$N = c\mu^x \rho^y n^z d^v \quad (3.58a)$$

x, y, z và v là các hệ số không thứ nguyên, hằng số mũ chưa biết. Từ (3.58a) ta viết thứ nguyên cho vế trái và vế phải, rồi đem so bằng thứ nguyên (đơn vị) theo hệ MKS, tức là

$$\left[\frac{\text{kgm}^2}{\text{s}^3} \right] = \left[\frac{\text{kg}}{\text{ms}} \right]^x \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]^y \left[\frac{1}{\text{s}} \right]^z [\text{m}]^v$$

$$\text{hoặc } \text{kgm}^2\text{s}^{-3} = \text{kg}^{x+y} \text{m}^{-x-3y+v} \text{s}^{-x-z}$$

Vì đơn vị vế phải và trái phải giống nhau, nên ta có hệ phương trình trên cơ sở của kg, m, s:

$$1 = x + y$$

$$2 = -x - 3y + v$$

$$-3 = -x - z.$$

Ta có hệ ba phương trình và bốn ẩn số nên không thể giải được. Do đó phải lấy ba biểu thị qua biến thứ tư. Như vậy ta có bốn phương án:

1) Thể hiện y, z và v qua x , tức

$$y = 1 - x$$

$$z = 3 - x$$

$$v = 5 - 2x$$

Thay các giá trị y, z, v qua x vào (3.58a) có:

$$N = C\mu^x \rho^{1-x} n^{3-x} d^{5-2x} = C\mu^x \rho \rho^{-x} n^3 n^{-x} d^5 d^{-2x} = C\rho n^3 d^5 \left(\frac{\mu}{\rho n d^2}\right)^x$$

và
$$\frac{N}{\rho n^3 d^5} = C \left(\frac{\rho n d^2}{\mu}\right)^{-x} \quad (3.58b)$$

Biểu thức $\frac{N}{\rho n^3 d^5} = k_N$ được gọi là số công suất.

và
$$\frac{\mu}{\rho n d^2} = \frac{1}{Re_x}, \text{ tức } Re_x = \frac{\rho n d^2}{\mu} \text{ (chuẩn số } Re).$$

Phương trình (3.58b) có thể viết:

$$K_N = C Re_x^{-x}. \quad (3.58c)$$

2) Thể hiện x, z và v qua y :

$$x = 1 - y$$

$$z = 2 + y$$

$$v = 3 + 2y$$

Từ (3.58a) có:

$$N = c\mu^y \rho^y n^{2y} d^3 d^{2y} = c\mu n^2 d^3 \left(\frac{\rho n d^2}{\mu}\right)^y$$

$$\frac{N}{\mu n^2 d^3} = C Re_y. \quad (3.58d)$$

Biến đổi về trái được:

$$\frac{N}{\mu n^2 d^3} \cdot \frac{\rho n d^2}{\rho n d^2} = \frac{N}{\mu n^3 d^5} \cdot \frac{\rho n d^2}{\mu} = K_N \cdot Re_z.$$

Phương trình (3,58d) biểu thị:

$$K_N Re_z = c Re_y.$$

hoặc $K_N = c Re_y^{-1}. \quad (3.58e)$

3) Biểu thị x, y và v qua z ta có

$$x = 3 - z$$

$$y = z - 2$$

$$v = 2z - 1.$$

Thay vào (3.58a) có:

$$N = c\mu^3 \mu^{-2} \rho^2 \rho^{-2} n^z d^{2z} d^{-1} = c \cdot \frac{\mu^3}{\rho^2 d} \left(\frac{\rho n d^2}{\mu} \right)^z$$

$$\frac{N \rho^2 d}{\mu^3} = c Re_z^z \quad (3.58f)$$

Biến đổi về trái được:

$$\frac{N \rho^2 d}{\mu^3} = \frac{N \rho^2 d}{\mu^3} \cdot \frac{\rho^3 n^3 d^6}{\rho^3 n^3 d^6} = \frac{N}{\rho n^3 d^5} \cdot \frac{\rho^3 n^3 d^6}{\mu^3} = K_N Re_z^3$$

Theo (3.58f) có:

$$K_N Re_z^3 = c Re_z^z$$

hoặc
$$K_N = c Re_z^{z-3} \quad (3.58g)$$

4) Biểu thị x, y, z qua v có

$$x = \frac{5 - v}{2}$$

$$y = \frac{v - 3}{2}$$

$$z = \frac{v + 1}{2}$$

Thay vào (3.58a) có:

$$N = c\mu^{5/2} \mu^{-v/2} \rho^{v/2} \rho^{-3/2} n^{v/2} n^{1/2} d^v = C \frac{\mu^{5/2} n^{1/2}}{\rho^{3/2}} \left(\frac{\rho n d^2}{\mu} \right)^{v/2}$$

$$\frac{N^2 \rho^3}{\mu^5 n} = c^2 Re_z^v$$

$$\frac{N^2 \rho^3}{\mu^5 n} = \frac{N^2 \rho^3}{\mu^5 n} \cdot \frac{\rho^2 n^5 d^{10}}{\rho^2 n^5 d^{10}} = \left(\frac{N}{\rho n^3 d^5} \right)^2 \left(\frac{\rho n d^2}{\mu} \right)^5 = K_N^2 / Re_z^5$$

Vậy

$$K_N^2 Re_z^5 = C^2 Re_z^v$$

hoặc

$$K_N = c Re_z^{(v-5)/2} \quad (3.58h)$$

Dem so sánh các phương trình (3.58c), (3.58e), (3.58g),

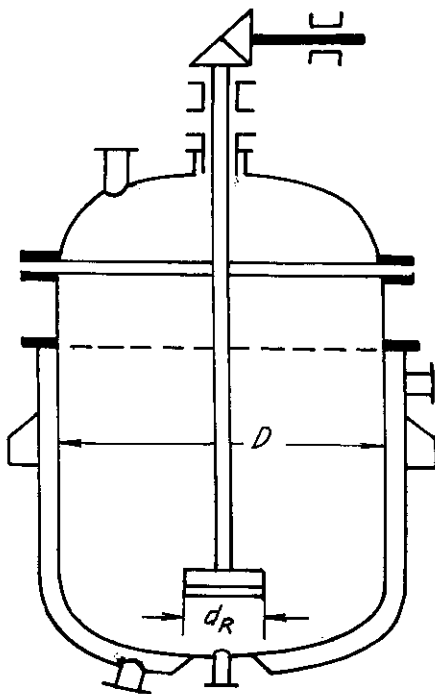
(3.58h) ta thấy, tất cả nghiệm đều dẫn đến công thức giống nhau:

$$K_N = c.Re_z^{-x}.$$

Đây chính là quan hệ của các chuẩn số không thứ nguyên.

Giá trị thực của các hằng số c và x chỉ có thể xác định bằng thực nghiệm.

3.2.40. Hạt xúc tác có kích thước tính theo cạnh lớn nhất 1,3 mm và khối lượng riêng 2450 kg/m³ cần phải phân bố đều trong một thiết bị phản ứng có đường kính 1000 mm, cao 1000 mm, chứa đầy hỗn hợp phản ứng có độ nhớt 150 cP = 150.10⁻³ kg/ms và khối lượng riêng 1200 kg/m³. Biết tỷ lệ rắn: lỏng là 1:4 (tính theo khối lượng). Cần chọn loại cánh khuấy thích hợp, ví dụ, loại chân vịt ba cánh, loại tấm nghiêng 1 hoặc loại tuabin có 8 cánh (hình 3.15).



Hình 3.15 (ví dụ 3.2.40)

Giải:

a) Cần xác định đường kính cánh khuấy:

$$d_R = (0,25 \div 0,3)D = 0,3D = 0,3 \text{ m}.$$

b) Xác định chuẩn số Re_z theo công thức:

$$Re_z = cGa^k S_\rho^l G_d^m G_D^n \quad (3.59)$$

Với các giá trị cho:

	c	k	l	m	n
loại chân vịt	0,05	0,6	0,8	0,4	1,9
loại tuabin	0,25	0,57	0,37	0,33	1,15

Tính các chuẩn số và chỉ số đồng dạng:

$$Ga = \frac{d_R^3 \rho_m^2 g}{\mu^2} = \frac{3^3 \cdot 10^{-3} \cdot 1,2^2 \cdot 10^6 \cdot 9,81}{150^2 \cdot 10^{-6}} = 1,7 \cdot 10^7$$

$$S_\rho = \frac{\rho_T}{\rho_m} = \frac{2,45 \cdot 10^3}{1,2 \cdot 10^3} = 2,04$$

$$G_d = \frac{d_T}{d_R} = \frac{1,3 \cdot 10^{-3}}{3 \cdot 10^{-1}} = 0,433 \cdot 10^{-2} = 4,33 \cdot 10^{-3}$$

$$G_D = \frac{D}{d_R} = \frac{1}{3 \cdot 10^{-1}} = 3,33.$$

Vậy với cánh khuấy loại chân vịt:

$$Re_z = 0,105 \cdot 1,76^{0,6} \cdot 10^{4,2} \cdot 2,04^{0,8} \cdot 4,33^{0,4} \cdot 10^{1,2} \cdot 3,33^{1,9}$$

$$Re_z = 4,61 \cdot 10^3.$$

Số vòng quay:

$$n_b = Re_z \cdot \frac{\mu}{\rho_m d_R^2} = 4,61 \cdot 10^3 \cdot \frac{150 \cdot 10^{-3}}{1,2 \cdot 10^3 \cdot 3^2 \cdot 10^{-2}} = 6,4 \text{ vg/s}$$

$$n_b = 384 \text{ vg/ph.}$$

Với cánh khuấy tuabin:

$$Re_z = 2,5 \cdot 10^{-1} \cdot 1,76^{0,57} \cdot 10^{3,99} \cdot 2,04^{0,37} \cdot 4,33^{0,33} \cdot 10^{-0,99} \cdot 3,33^{1,15}$$

$$Re_z = 2,91 \cdot 10^3.$$

Số vòng quay:

$$n_b = \frac{2,91 \cdot 10^3 \cdot 150 \cdot 10^{-3}}{1,2 \cdot 10^3 \cdot 3^2 \cdot 10^{-2}} = 4,04 \text{ vg/s} = 243 \text{ vg/ph.}$$

c) Xác định công suất cánh khuấy. Từ đồ thị $K_N = f(R)$ ta tra được $K_N = 0,32$ (đối với cánh khuấy chân vịt); $K_N = 1,3$ đối với cánh khuấy tuabin. Vậy hằng số:

$$\frac{\rho_m d_R^5}{9,81} = \frac{1,2 \cdot 10^3 \cdot 3^5 \cdot 10^{-5}}{9,81} = 2,97 \cdot 10^{-1}$$

Vậy công suất cánh khuấy chân vịt:

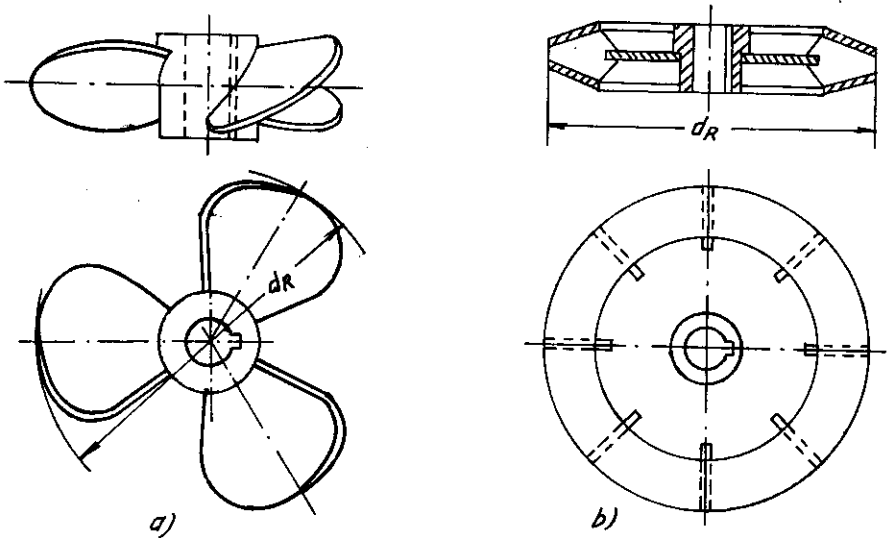
$$N_b = K_N \cdot n^3 \frac{\rho_m}{B} d^5 = 3,2 \cdot 10^{-1} \cdot 6,4^3 \cdot 2,97 \cdot 10^{-1} = 24,9 \text{ kp m/s} \approx 0,25 \text{ kW.}$$

Công suất của cánh khuấy tuabin:

$$N_b = 1,34 \cdot 0,4^3 \cdot 2,97 \cdot 10^{-1} = 25,5 \text{ kpm/s} \approx 0,25 \text{ kW.}$$

Như vậy, theo tính toán thì công suất khuấy trộn của hai loại cánh khuấy gần như nhau, nên ta chọn loại tuabin, vì số vòng quay ít hơn.

3.2.41. Dùng cánh khuấy chân vịt ba cánh cho thiết bị trích ly (hình 3.16) để khuấy đều cacbon tetraclorea 30% trong nước (phần trăm thể tích). Thiết bị có đường kính 1000 mm, đường kính cánh khuấy 250 mm. Số vòng quay cần có 150 hoặc 200 vg/ph. Chọn số vòng quay ? Số liệu cho: khối lượng riêng dung dịch



Hình 3.16 (ví dụ 3. 2. 41)

$\rho_F = 1600 \text{ kg/m}^3$; khối lượng riêng của nước $\rho_m = 1000 \text{ kg/m}^3$ và độ nhớt của dung dịch $\mu_F = 0,96 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}$, của nước $\mu_m = 10^{-3} \text{ kg/ms}$ và $\sigma = 4,64 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m}$.

Giải:

Phương trình tính Re là:

$$Re_z = 68,9 \cdot Ga^{0,01} \left(\frac{Re_z^2}{We_z} \right)^{0,47} \cdot S_\mu^{0,03} \cdot S_{\Delta\rho}^{0,13} \quad (3.60)$$

trong đó $Ga = \frac{d_R^3 \rho_m^2 g}{\mu_m^2} = \frac{2,5^3 \cdot 10^{-3} \cdot 1000^2 \cdot 9,81}{10^{-6}} = 1,53 \cdot 10^{11}$;

$$\frac{Re_z^2}{We_z} = \frac{d_R \rho_m \sigma g}{\mu_m^2} = \frac{0,25 \cdot 1000 \cdot 4,64 \cdot 10^{-3} \cdot 9,81}{10^{-6}} = 1,14 \cdot 10^7;$$

$$S_\mu = \frac{\mu_F}{\mu_m} = \frac{0,96 \cdot 10^{-3}}{10^{-3}} = 0,96;$$

$$S_{\Delta\rho} = \frac{\rho_F - \rho_m}{\rho_m} = \frac{1600 - 1000}{1000} = 0,6.$$

Các chuẩn số và chỉ số đồng dạng đều có giá trị nằm trong giới hạn cho phép của phương trình (3.60).

Vậy giá trị của Re_z tính được là:

$$Re_z = 68,9 \cdot 1,53^{0,01} \cdot 10^{0,11} \cdot 1,14^{0,47} \cdot 10^{3,29} \cdot 9,6^{0,03} \cdot 10^{-0,03} \cdot 6,0^{0,13} \cdot 10^{-0,13} = 1,37 \cdot 10^5.$$

Vậy số vòng quay cần tìm là:

$$n = Re_z \cdot \frac{\mu_m}{\rho_m d_R^2} = \frac{1,37 \cdot 10^5 \cdot 10^{-3}}{1000 \cdot 2,5^2 \cdot 10^{-2}} = 2,19 \text{ vg/s} = 131 \text{ vg/ph.}$$

Do đó chọn số vòng quay là: 150 vg/ph.

Tiếp theo cần tính bề mặt phân pha biểu thị theo thể tích huyền phù bằng công thức:

$$Ad_R = 2,12 \cdot 10^2 \cdot Re_z \cdot \left(\frac{Re_z^2}{We} \right)^{0,56} S_{\Delta\rho}^{0,25} \cdot S_\mu^{-0,27} \cdot G_D^{-1,21} \cdot S_v^{0,32} \quad (3.61)$$

Các đại lượng trong công thức được tính:

$$Re_z = \frac{\rho_m \cdot n \cdot d_R^2}{\mu_m} = \frac{1000 \cdot 150 \cdot 2,5^2 \cdot 10^{-2}}{10^{-3} \cdot 6} = 2,08 \cdot 10^5;$$

$$\frac{Re_z^2}{We} = 1,14 \cdot 10^7;$$

$$S_\mu = 0,96; S_{\Delta\rho} = 0,6;$$

$$G_D = \frac{D}{d_R} = \frac{1}{0,25} = 4;$$

$$S_v = \frac{V_F}{V_F + V_m} = \frac{30}{100} = 0,3.$$

Những giá trị tính được nằm trong giới hạn cho phép của phương trình (3.61). Vậy:

$$Ad_R = 212 \cdot 2,08 \cdot 10^5 \cdot 1,14^{-0,56} \cdot 10^{-3,92} \cdot 0,6^{0,25} \cdot 0,96^{-0,27} \cdot 4^{-1,21} \cdot 0,3^{0,32} = 557.$$

Từ đó rút ra:

$$A = \frac{557}{0,25} = 2228 \text{ m}^2/\text{m}^3.$$

Bảng 3.7

Đường kính của các phần tử con, mm	Hàm lượng bụi lớn nhất, g/m ³ tiêu chuẩn	Độ phân tách của khí (%) ở kích thước hạt sau			Hệ số trở lực ξ với góc nghiêng	
		5 μm	10 μm	15 μm	25°	30°
250	75	72	84	93	90	65
150	35	78	88	95		
100	45	82	91	96		

Đường kính trung bình của giọt:

$$d_{tb} = \frac{6.S_v}{A} = \frac{6.0,3}{2228} = 8,1.10^{-4}m \approx 0,8 \text{ mm.}$$

3.2.42. Dùng xyclon tổ hợp để làm sạch bụi trong khí ở nhiệt độ 310°C với năng suất 7800 m³/h. Khối lượng riêng của khí ở điều kiện tiêu chuẩn 1,3 kg/m³. Áp suất 745 torr. Ở đầu vào của xyclon có áp suất 30 mmH₂O. Trở lực thủy lực của xyclon không được vượt quá 40 mmH₂O. Khối lượng riêng của bụi 2450 kg/m³. Nồng độ bụi trong khí 32 g/m³ tiêu chuẩn. Bụi có độ bám dính kém.

Giải:

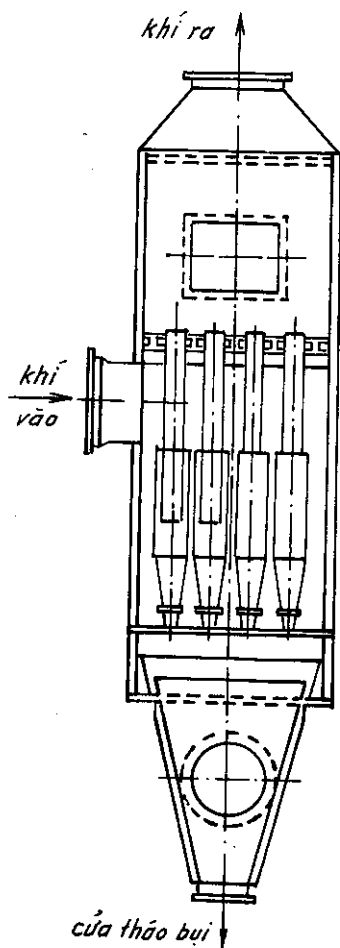
Đặc điểm của xyclon loại BZ để tách bụi kém bám dính có khối lượng riêng 2300 kg/m³ ở $\Delta p/\rho = 75 \text{ kpm/kg}$ như ở bảng 3.7.

Chọn tổ hợp với đường kính 150 mm (có hàm lượng bụi cao nhất là 35 g/m³ tiêu chuẩn).

Khối lượng riêng của khí ở điều kiện làm việc:

$$\rho = 1,3 \frac{273 \left(745 - \frac{30}{13,6}\right)}{(273+310) 760} = 0,595 \text{ kg/m}^3.$$

Theo đầu bài, tổn thất áp suất Δp không vượt quá 40 mmH₂O.



Hình 3.17 (ví dụ 3. 2. 42)

Quan hệ

$$\frac{\Delta p}{\rho} = \frac{40}{0,595} = 67,2 \text{ kpm/kg}$$

không nằm ngoài giới hạn đã cho (55 - 75 kpm/kg).

Với tấm nghiêng 25° so với mặt nằm ngang có hệ số trở lực $\xi = 90$.

Vận tốc dòng khí:

$$w_z = \sqrt{\frac{\Delta p \cdot 2.9,81}{\rho \cdot \xi}} = \sqrt{\frac{40 \cdot 19,62}{0,595 \cdot 90}} = 3,83 \text{ m/s.}$$

Lưu lượng khí qua xyclon con:

$$v_1 = 0,785 \cdot D^2 \cdot 3600 \cdot w_z = 0,785 \cdot 0,15^2 \cdot 3600 \cdot 3,83 = 243,5 \text{ m}^3/\text{h.}$$

Số lượng xyclon con:

$$n = 7800/243,5 = 32.$$

3.2.43. Một thiết bị làm sạch khí có năng suất $50\ 000 \text{ m}^3/\text{h}$ khí ở nhiệt độ 80°C . Hàm lượng bụi trong khí ban đầu $c = 0,01 \text{ kg/m}^3$ tiêu chuẩn. Đạt độ sạch 0,99. Cần xác định các kích thước chính của thiết bị.

Giải:

Vì dòng khí thổi qua tiết diện tự do của thiết bị có tạo bọt, nên đòi hỏi phải chọn công thức tính vận tốc phù hợp.

Giới hạn trên của vận tốc khí đã cho phụ thuộc vào lượng nước cuốn theo ở dạng giọt luôn tăng. Bằng thí nghiệm với lớp bọt từ 30-100 mm cho thấy, một phần khí chảy thành tia có tác dụng phá vỡ lớp bọt và cuốn theo các giọt có vận tốc 2,7 m/s đến 3,5 m/s (tính theo tiết diện tự do ở phía dưới lưới).

Lớp bọt càng cao (tính từ lưới) thì tiết diện tự do của lưới càng lớn, vận tốc càng cao hơn, mặc dù có sự kéo theo. Việc làm nhỏ lỗ lưới sẽ hạn chế lượng bị kéo theo. Nhìn chung vận tốc 3m/s được coi là giới hạn trên của vận tốc dưới lưới.

Giới hạn dưới của vận tốc sẽ là giá trị khi giảm mạnh sự hình thành bọt.

Với các loại thiết bị có tiết diện tự do của lưới lớn và đường kính lỗ lưới lớn thì giới hạn dưới của vận tốc được tính lúc phần lớn nhất của chất lỏng chảy qua lỗ, khi mà lớp bọt giảm. Nói chung có thể lấy giới hạn dưới của vận tốc khí là 1 m/s.

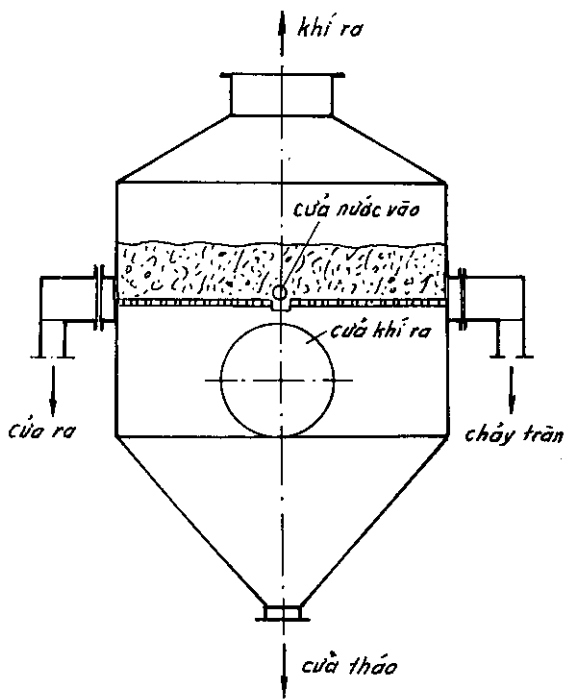
Khi tính toán có thể chọn giá trị trung bình của khí là 2,3m/s. Tiết diện tự do của thiết bị:

$$f = \frac{50.000}{3600.2,3} = 6 \text{ m}^2.$$

Thiết bị làm sạch khí có thể hình tròn hoặc chữ nhật. Với loại có dạng tháp tròn dòng khí đều hơn, nhưng với tháp chữ nhật thì sự phân bố chất lỏng tốt hơn.

Chọn thiết bị chữ nhật có đáy 2 x 3 m và chất lỏng cho vào ở giữa (hình 3.18).

Tính lượng nước cần thiết dựa vào nhiệt độ của khí theo quan điểm khác nhau. Ở nhiệt độ thấp yếu tố thủy động có tác động lớn đến lượng nước dùng. Còn ở nhiệt độ cao thì lượng nước tiêu thụ được tính theo phương trình cân bằng nhiệt.



Hình 3.18 (ví dụ 3. 2. 43)

Ở nhiệt độ của khí dưới 100°C thì lượng nước được tính trên cơ sở của lý thuyết thủy động lực và cân bằng vật liệu. Ở điều kiện bình thường nước chảy qua lỗ lưới không được quá 50%, để lớp bọt được tạo trên lưới đều đặn hơn, vì nước thoát mạnh sẽ tạo sự mất ổn định cho lớp nước trên lưới.

Lưu lượng của nước qua thiết bị được chia làm hai phần:

- phần chảy qua lỗ lưới;
- phần chảy qua lỗ chảy chyun.

Lượng nước bốc hơi không đáng kể và có thể bỏ qua.

Lượng nước chảy qua lỗ lưới được xác định qua lượng bụi được tách và nồng độ của huyền phù. Do đó cần chọn lưới sao cho có tiết diện tự do và đường kính lỗ, ... để có thể điều chỉnh được lượng nước chảy qua.

Với độ sạch đã cho η nồng độ bụi trong khí sau khi làm sạch được tính theo công thức:

$$c_r = c_v (1 - \eta) = 0,01 (1 - 0,99) = 0,0001 \text{ kg/m}^3 \text{ tiêu chuẩn.}$$

Lượng bụi được tách:

$$m_b = v_o (c_v - c_r) = 50.000 \frac{273}{273 + 80} (0,01 - 0,0001) = 383 \text{ kg/h.}$$

Nếu nồng độ c của huyền phù tính theo kg/kg (qua hệ rắn / lỏng) đã cho, thì lượng nước chảy qua L (là thể tích nước tạo huyền phù) được tính theo công thức:

$$L = \frac{K.m_b}{1000.c} \text{ , m}^3/\text{h,}$$

với K là hệ số, đặc trưng cho sự phân bố của bụi trong chất lỏng chảy qua lỗ và qua ống. Thường lấy $K = 0,6$ đến $0,8$. Nồng độ của huyền phù được giới hạn trong khoảng 1:5 đến 1:10 (quan hệ rắn : lỏng). Với huyền phù có nồng độ cao lấy 1:5 có thể làm tắc lỗ (đặc biệt đối với lưới lỗ bé). Còn nếu huyền phù có nồng độ bé nhỏ hơn 1:10 thì rất không kinh tế, vì phải cần đến thể tích lớn.

Trong thực tế thường chọn $c = 1:8 = 0,125$ và $K = 0,7$. Vậy:

$$L_1 = \frac{0,7 \cdot 383}{1000 \cdot 0,125} = 2,14 \text{ m}^3/\text{h nước.}$$

Hoặc tính cho 1 m² bề mặt lưới:

$$L_1 = \frac{2,14}{6} = 0,36 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h.}$$

Để loại trừ những tổn thất của nước như do bốc hơi,... cần lấy hệ số an toàn 1,5, tức $L = 2,14 \cdot 1,5 \approx 3,3 \text{ m}^3/\text{h}$ hoặc $0,55 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$.

Lượng nước chảy qua ống tràn được tính theo công thức

$$L_t = ib,$$

với i - cường độ dòng qua ống tràn m³/mh;

b - bề rộng của lưới cạnh ống tràn, bằng chiều dài của tấm ngăn ống tràn, m.

Lấy $i = 1 \text{ m}^3/\text{mh}$, ta có L_t (nếu ống tràn ở hai bên):

$$L_t = 1 \cdot 2 \cdot 2 = 4 \text{ m}^3/\text{h.}$$

Lượng nước cần dùng:

$$L = L_1 + L_t = 3,3 + 4 = 7,3 \text{ m}^3/\text{h.}$$

Lượng nước tiêu tốn riêng (tính theo 1 m³ khí):

$$\frac{7300}{50\ 000} = 0,146 \text{ l/m}^3 \text{ h.}$$

Lượng nước chảy qua lỗ trên tổng lượng nước là:

$$\frac{3,3}{7,3} = 0,45 = 45\%.$$

Hoàn toàn hợp lý, vì $L \geq 2L_1$.

Đặc điểm của lưới (như đường kính lỗ và sắp xếp lỗ) được chọn theo yêu cầu của lượng nước chảy qua.

Như vậy ta nhận thấy, lượng nước qua lỗ sạch, nếu đường kính lỗ d_0 và chiều cao mức nước ban đầu h_0 trên lưới tăng độ lớn.

Lượng nước qua lỗ tăng nhanh, nếu vận tốc khí bé hơn 4 m/s đến 6 m/s (phụ thuộc vào độ lớn d_o và h_o). Và lượng nước qua lỗ giảm, nếu vận tốc khí tăng trên 13 đến 15 m/s, khi mà lỗ bị bịt kín do bụi. Ngoài ra sự tăng của vận tốc khí ở lỗ khi lớp nước trên lỗ giảm (lớp bọt), nó đặc trưng thiết bị. Khi đó chuyển sang tia khí và tạo giọt mạnh.

Để thiết bị làm việc bình thường, thì vận tốc dòng khí qua lưới w_o nằm trong giới hạn từ 8 đến 13 m/s (đối với lưới lỗ to), và 7 đến 10 m/s (đối với lưới lỗ bé). Ở giá trị nào là tùy thuộc vào hàm lượng của bụi trong không khí và tùy thuộc vào dao động trong sức tải của khí và các yếu tố khác.

Với hàm lượng bụi cao (10 g/m³ tiêu chuẩn) và thực sự lưới có lỗ lớn sẽ hoạt động dễ dàng hơn lưới có lỗ bé (ít lỗ hơn và dễ khoan hơn). Chấp nhận lưới có lỗ lớn ta có vận tốc khí từ 8 đến 13 m/s.

Mặt khác coi sự dao động trong sức tải của khí theo hướng giảm dần. Như vậy sẽ chọn giá trị vận tốc khí $w_o = 12$ m/s.

Quan hệ giữa tiết diện tự do của lưới và thiết bị:

$$\frac{f_o}{f} = \frac{w}{w_o z} = \frac{2,3}{12 \cdot 0,95} = 0,2;$$

$z = 0,95$ là hệ số thể hiện có 5% phần lưới bị mất bởi cửa chảy tràn. Nếu lưới có lỗ xếp theo phân bố lục giác với bước lỗ t thì phần diện tích được gạch qua là (hình 3.19):

$$S = tx = t \cdot 2 \sqrt{t^2 - \frac{t^2}{4}} = 1,73 t^2.$$

Trên diện tích này có hai lỗ mất đi. Coi d_o là đường kính lỗ. Tổng tiết diện của những lỗ này là:

$$S_o = 2 \cdot 0,785 \cdot d_o^2 = 1,57 d_o^2.$$

Theo tính toán trên thì $\frac{S_o}{S} = 0,2$, tức là

$$\frac{1,57 d_o^2}{1,73 t^2} = 0,2.$$

Rút ra:

$$t = \sqrt{\frac{1,57 d_o^2}{1,73 \cdot 0,2}} = 2,13 \cdot d_o.$$

Nếu chọn lỗ $d_o = 5$ mm, thì bước lỗ bằng $t = 2,13 \cdot 5 \approx 11$ mm. Chiều cao của gờ tràn của lưới phụ thuộc vào chiều cao lớp bọt trước khi thoát qua. Chiều cao lớp bọt thường từ 60 đến 100 mm (tùy thuộc độ sạch theo yêu cầu).

Chiều cao lớp bọt trên lưới được tính theo công thức:

$$H = v_o h_o, \text{ mm,}$$

với v_o - thể tích riêng tương đối của bọt;

h_o - chiều cao ban đầu của lớp nước, mm

Ở điều kiện làm việc bình thường của thiết bị với chiều cao $h_o = 10$ đến 30 mm, giá trị v_o phụ thuộc vào vận tốc khí w theo các số liệu thực nghiệm sau:

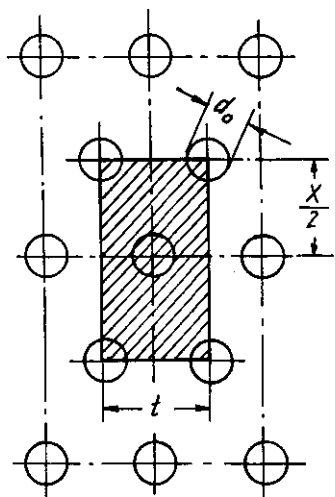
w , m/s	1,0	1,5	2,0	2,5	3,0	m/s
v_o	3,5	4,5	5,5	6,2	7,1	

Chiều cao ban đầu của lớp nước trên lưới h_o có quan hệ với cường độ dòng ở cửa tràn i và chiều cao thanh chắn h_w thể hiện qua công thức thực nghiệm:

$$h_o = \varphi \sqrt[3]{i^2} + \psi h_w,$$

trong đó φ - hệ số đặc trưng của cửa tràn, trong thực tế lấy $\varphi = 3$;

ψ - độ tràn của nước qua cửa phụ thuộc mạnh vào điều kiện tạo bọt, tùy thuộc vào thiết bị mà có thể chọn $\psi = 0,4$.



Hình 3.19 (ví dụ 3.2. 43)

Vậy chiều cao tấm chắn cửa tràn được tính:

$$h_w = 2,5 h_o - 7,5 \sqrt[3]{i^2}.$$

Trong trường hợp của đầu bài có $w = 2,3$ m/s và $i = 1\text{m}^3/\text{mh}$. Chọn chiều cao lớp bọt $H = 70$ mm. Chiều cao ban đầu của nước trên lưới sẽ là:

$$h_o = \frac{H}{v_o} = \frac{70}{5,9} = 11,86 \text{ mm},$$

nên chiều cao của tấm chắn cửa tràn

$$h_w = 2,5 \cdot 11,86 - 7,5 \cdot \sqrt[3]{1^2} = 22,15 \text{ mm}.$$

Để bảo đảm cho thiết bị làm việc an toàn khi có dao động của điều kiện làm việc, ta chọn chiều cao tấm chắn cửa tràn 30 mm.

Chiều cao toàn bộ của thiết bị được tính bằng tổng của các chiều cao là chiều cao phía trên lưới h_1 , chiều cao phía dưới lưới h_2 và chiều cao của máng h_b . Theo quan điểm thiết kế thì h_1 phụ thuộc vào sự hình thành của lớp bọt và chiều cao của bộ phận hứng bọt, h_2 phụ thuộc vào bộ phận dẫn khí vào và h_b phụ thuộc vào đặc điểm của huyền phù.

3.2.44. Một thiết bị lọc chân không thùng quay (hình 3.12) với năng suất 2,8 tấn/ngày theo bã khô (Hydrat Nickeloxydul) theo điều kiện sau: 1- độ chân không 400 torr; 2- trở lực riêng trung bình của lớp bã $r_b = 43,21 \cdot 10^{10}$ m/kg bã khô; 3- trở lực riêng của vải lọc $r_v = 11,43 \cdot 10^{10}$ m/m²; 4- khối lượng bã khi thu được 1 m³ nước lọc là $c = 207,5$ kg/m³; 5- chiều dày lớp bã $\delta = 5$ mm; 6- thể tích bã ướt tính theo 1 m³ nước lọc $c = 0,686\text{m}^3/\text{m}^3$; 7- khối lượng riêng của bã ướt 1220 kg/m³ (với độ ẩm 75,2%), của nước lọc 1110 kg/m³; 8- số lượng các khoan lọc $n = 24$ (tương ứng với thùng lọc được sử dụng); 9- độ nhớt của nước lọc (ở nhiệt độ lọc 50°C) là $\mu = 1,54 \cdot 10^{-4}$ kp s/m²; 10- thời gian sấy bã trên máy lọc $\tau = 1,5$ ph; 11- nồng độ của huyền phù là 10,67%.

Giải:

Tính toán máy lọc thùng quay là tìm bề mặt lọc cần thiết và

chọn thiết bị lọc phù hợp.

Bề mặt lọc được tính theo công thức

$$F = \frac{V}{V'} , m^2,$$

trong đó V - lưu lượng lọc tính theo nước lọc, m^3/h ;

V' - lưu lượng nước lọc tính cho $1 m^2$ bề mặt lọc, $V' = vn$, m^3/m^2h ;

v - lưu lượng tính theo $1 m^2$ bề mặt lọc cho một vòng quay của thùng;

n - số vòng quay của thùng trong một giờ.

Lưu lượng lọc tính theo bã khô là 2,8 tấn/ngày, hoặc 117kg/h. Nếu tính theo bã ướt (75,2% ẩm), ta có: $117.100/24,8 = 472$ kg/h.

Lượng huyền phù vào máy lọc với nồng độ 10,67% là:

$$117.100/10,67 = 1096 \text{ kg/h.}$$

Lượng nước trong thu được:

$$1096 - 472 = 624 \text{ kg/h hoặc } 624/1110 = 0,56 \text{ m}^3/\text{h},$$

tương ứng với $13,4 m^3/\text{ngày}$.

Vậy năng suất tính theo nước lọc: $V = 0,56 m^3/h$.

Để tính V' ta phải biết lưu lượng qua $1 m^2$ bề mặt lọc khi thùng quay một vòng, thời gian lọc và số vòng quay trong 1 h.

Theo đầu bài, thể tích bã ướt khi $1 m^3$ nước lọc đi qua là $0,686 m^3/m^3$ và chiều dày lớp bã 5 mm, ta có bề mặt lọc cần thiết của vùng lọc cho $1 m^3$ nước lọc là $0,686/0.005 = 137,5 m^2/m^3$.

Mặt khác thể tích nước lọc qua $1 m^2$ vùng lọc là:

$$v = 1/137,5 = 0,00728 m^3/m^2.$$

Để tính được số vòng quay của thùng lọc cần biết thời gian lọc (thời gian để đạt được chiều dày lớp bã 5 mm).

Theo phương trình lọc:

$$V^2 + 2Ve = K\tau,$$

trong đó $V = 7,28 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{m}^2$.

Hằng số lọc K được xác định theo phương trình

$$K = \frac{2 \cdot \Delta p \cdot 9,81}{\mu c r} = \frac{2 \cdot 5450 \cdot 9,81}{1,51 \cdot 10^{-3} \cdot 207,5 \cdot 43,21 \cdot 10^{10}} = 0,79 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

với $\Delta p = 400 \text{ torr} = 5450 \text{ kp}/\text{m}^2$;

$$\mu = 1,54 \cdot 10^{-4} \text{ kps}/\text{m}^2 = 1,51 \cdot 10^{-5} \text{ kg}/\text{ms};$$

$$c = 207,5 \text{ kg}/\text{m}^3;$$

$$r = 43,21 \cdot 10^{10} \text{ m}/\text{kg}.$$

Hằng số c được tính theo công thức:

$$c = \frac{r_v}{r_b \cdot c} = \frac{11,43 \cdot 10^{10}}{43,21 \cdot 10^{10} \cdot 207,5} = 1,28 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{m}^2.$$

Rút ra:

$$\tau = \frac{7,28^2 \cdot 10^{-6} + 2 \cdot 7,28 \cdot 10^{-3} \cdot 1,28 \cdot 10^{-3}}{0,79 \cdot 10^{-6}} = 91 \text{ s} = 1,52 \text{ ph}.$$

Để tính số vòng quay của thùng, trước tiên cần xác định vận tốc quay:

$$\omega = \frac{360 - \varphi'}{\tau + \tau'}$$

trong đó $\tau = 1,52 \text{ ph}$ - thời gian lọc;

$\tau' = 1,5 \text{ ph}$ - thời gian sấy bã;

φ' - góc được tính từ vùng tách bã và vùng chết. Trong thực tế lấy $\varphi' = 70^\circ$.

$$\text{Vậy } \omega = \frac{360 - 70}{3,02} = 96,03^\circ/\text{ph}.$$

Tổng thời gian lọc của một chu kỳ hoặc theo một vòng quay:

$$\tau_t = \frac{360}{\omega} = \frac{360}{96,03} \approx 3,8 \text{ ph}.$$

Số vòng quay của thùng trong một giờ:

$$n = \frac{60}{3,8} = 15,8.$$

Thời gian tách bã, sấy và lưu ở vùng chết:

$$3,8 - 1,52 = 2,28 \text{ ph.}$$

Số lượng khoan lọc được tính cho vùng sấy, tách bã và vùng chết:

$$2,28.24/3,8 = 14$$

vậy trong vùng lọc có $24 - 14 = 10$ khoan.

Bề mặt lọc cần thiết là:

$$F = \frac{V}{V'.n} = \frac{0,56}{0,00728.15,8} = 4,87 \text{ m}^2$$

Chọn thiết bị lọc với diện tích lọc là 5 m^2 .

3.2.45. Một bình khuấy có đường kính 1200 mm và cao 1100mm. Bên trong chứa 3/4 nước để hòa tan muối. Nước có khối lượng riêng $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$, độ nhớt $\eta = 1 \text{ cP}$

a) tính công suất của motor để quay cánh khuấy chân vịt ba cánh có đường kính 400 mm, và số vòng quay $n = 400 \text{ 1/ph}$;

b) tính số vòng quay, khi có quan hệ $D/d = 4$ ở cùng công suất.

Giải:

a) *Tính công suất máy khuấy:*

$$Re_k = \frac{\rho n d^2}{\eta} = \frac{1000.400.0,4^2}{60.10^{-3}} = 1,067.10^6.$$

Phù hợp với dòng xoáy, nên $A = 1,19$, $m = -0,15$

$$Eu_k = 1,19. Re_k^{-0,15} = 0,1485$$

$$H = \frac{3}{4} . 1100 = 825 \text{ mm}$$

$$\frac{H}{d} = \frac{825}{400} = 2,06 \neq 3, \text{ vậy cần hiệu chỉnh.}$$

$$f = \left(\frac{H}{D}\right)^{0,6} = 0,799$$

$$\begin{aligned}
 N &= f \cdot Eu_k \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5 = \\
 &= 0,799 \cdot 0,1485 \cdot 1000 \cdot \left(\frac{400}{60}\right)^3 \cdot 0,4^5 = 360 \text{ kgm}^2\text{s}^{-1} = \\
 &= 0,36 \text{ kW}.
 \end{aligned}$$

Chọn hiệu suất mô tơ là 0,7 ta có công suất thực tế:

$$N = \frac{0,36}{0,7} = 0,514 \text{ kW}.$$

b) Tính số vòng quay:

$$\begin{aligned}
 N &= f_1 \cdot Eu_{k1} \cdot \rho \cdot n_1^3 \cdot d_1^5 = f_2 \cdot Eu_{k2} \cdot \rho \cdot n_2^3 \cdot d_2^5 = \\
 &= f_1 \cdot A \cdot Re_{k1}^m \cdot \rho \cdot n_1^3 \cdot d_1^5 = f_2 \cdot A \cdot Re_{k2}^m \cdot r \cdot n_2^3 \cdot d_2^5
 \end{aligned}$$

$$f = \left(\frac{D}{3d}\right)^{0,93} \cdot \left(\frac{H}{D}\right)^{0,6}$$

$$f_1 = \left(\frac{H}{D}\right)^{0,6}$$

$$f_2 = \left(\frac{4}{3}\right)^{0,93} \cdot \left(\frac{H}{D}\right)^{0,6}$$

$$Re_{k1}^m = \left(\frac{\rho n_1 D^2}{\eta \cdot 32}\right)^m ; Re_{k2}^m \text{ tương tự.}$$

$$N = \frac{H^{0,6} \cdot \rho^m \cdot n_1^m \cdot D^{2m} \cdot n_1^3 \cdot d_1^5}{D^{0,6} \cdot \eta^m \cdot 32^m} = \frac{4^{0,93} \cdot H^{0,6} \cdot \rho^m \cdot n_2^m \cdot D^{2m} \cdot n_2^3 \cdot d_2^5}{3^{0,93} \cdot D^{0,6} \cdot \eta^m \cdot 4^m}$$

$$m = -0,15$$

$$n_1^{3-0,15} d_1^5 = n_2^{3-0,15} d_2^5 \cdot \left(\frac{4}{3}\right)^{0,93} \cdot \left(\frac{3}{4}\right)^{-0,3}$$

$$n_2 = \sqrt[2,85]{\left(\frac{4}{3}\right)^5 \cdot \left(\frac{3}{4}\right)^{1,23}} \cdot n_1 = \sqrt[2,85]{\left(\frac{4}{3}\right)^{5-1,23}} \cdot n_1 = \sqrt[2,85]{\left(\frac{4}{3}\right)^{3,77}} \cdot n_1$$

$$n_2 = 1,462 n_1 = 1,462 \cdot 40 = 585 \text{ 1/ph.}$$

Vậy khi $d = 300$ mm thì số vòng quay sẽ là $n = 585$ 1/ph.
 Kết quả tính toán hoàn toàn đúng, vì với giá trị $n = 585$ cánh

khuấy làm việc ở chế độ xoáy, vì:

$$Re_k = \frac{1000.484.10^{3.9}}{60.10^2} = 8,77.10^5.$$

3.2.46. Một thiết bị khuấy có hệ thống ống gia nhiệt ngoài, nước làm lạnh đi ở ống gia nhiệt ngoài. Dung dịch trong bình được làm lạnh từ 150°C đến 20°C trong 4 h. Nước làm lạnh có nhiệt độ 10°C và nước đun nóng không quá 65°C. Nhiệt dung của bình khuấy $c = 800$ kcal/độ. Cần xác định bề mặt làm lạnh.

Giải:

Nhiệt lượng tối thiểu $(kF)_{\min}$ của bề mặt đốt nóng là nhiệt lượng chưa truyền cho lưu thể lạnh bên ngoài được tính:

$$(kF)_{\min} = \frac{c}{T_E} \ln \frac{t_o - t'}{t_E - t'} = W_{\min}$$

(nhiệt lượng tương ứng giá trị của nước lạnh)

trong đó c - nhiệt dung của bình khuấy, kcal/độ;

t_o, t_E - nhiệt độ dung dịch trong bình khuấy lúc đầu và cuối, °C;

t', t'' - nhiệt độ của nước lạnh chảy ở ngoài, lúc đầu và cuối, °C;

k - hệ số truyền nhiệt trung bình ở bề mặt đun nóng, kcal/m²h độ;

F - bề mặt truyền nhiệt, m².

Vậy:

$$(kF)_{\min} = \frac{800}{4} \ln \frac{150 - 10}{20 - 10} = 5278 \text{ kcal/h độ.}$$

Quan hệ giữa w và w_{\min} , tức lượng nhiệt tối thiểu và lượng nhiệt tối đa sẽ là:

$$\frac{w}{w_{\min}} = \frac{t_o - t'}{t''_{\max} - t'} = \frac{150 - 10}{65 - 10} = 2,54.$$

Lượng nhiệt tối đa được tính:

$$w = \left(\frac{w}{w_{\min}} \right). w_{\min} = 2,54.5278 = 13400 \text{ kcal/h độ.}$$

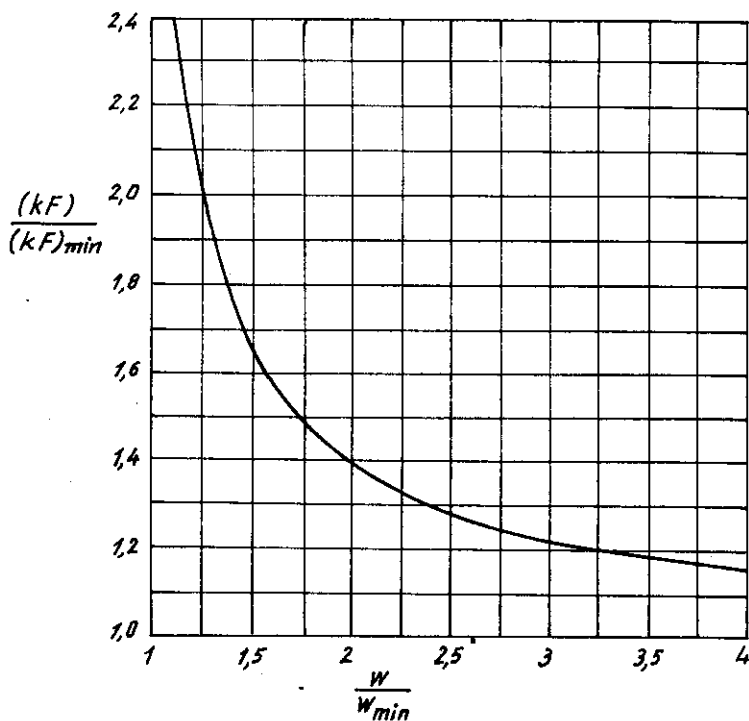
Tương ứng lượng nước lạnh là: 13,4 m³/h.

Với $\frac{w}{w_{\min}} = 2,54$, từ hình 3.20 ta tra được:

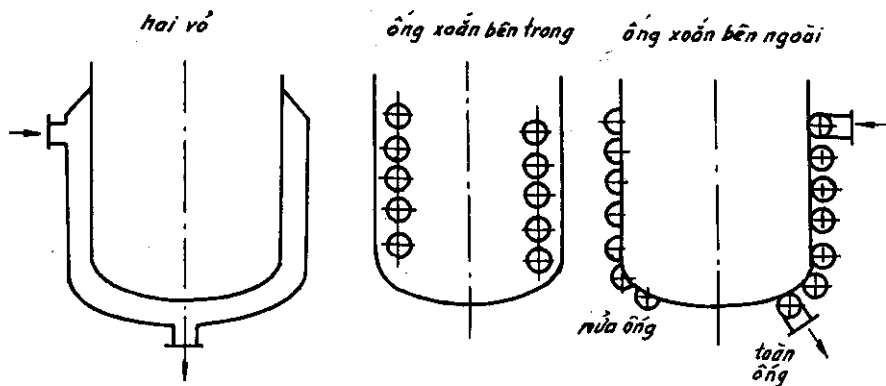
$$(kF)/(kF)_{\min} = 1,37.$$

Theo số liệu cho ở trường hợp chất lỏng (dung dịch) trong bình và nước làm lạnh ngoài vỏ đối với thiết bị hai vỏ như đầu bài cho, ta có: $k = 300 + 800$ kcal/m²h độ.

Chọn giá trị trung bình, tức $k = 500$ kcal/m²h độ.



Hình 3.20. Quan hệ giữa nhiệt với lượng nước lạnh



Hình 3.21. Các dạng đun nóng (hoặc làm lạnh) của bình khuấy

Bảng 3.8. Giá trị định hướng của K ($\text{kcal}/\text{m}^2 \text{ độ}$)

Thiết bị	K , $\text{kcal}/\text{m}^2 \text{ h độ}$
a) Loại hai vỏ:	
Hơi ngưng tụ đi bên ngoài, chất lỏng bên trong thùng	400 đến 1200
Hơi ngưng tụ đi bên ngoài, chất lỏng sôi bên trong	600 đến 1500
Nước lạnh đi bên ngoài, chất lỏng đi bên trong	150 đến 300
b) Loại ống xoắn đi bên trong thùng khuấy:	
Hơi ngưng tụ đi trong ống xoắn, chất lỏng trong thùng	600 đến 2000
Hơi ngưng tụ đi trong ống xoắn, chất lỏng sôi trong thùng	1000 đến 3000
Nước lạnh đi trong ống xoắn, chất lỏng trong thùng	400 đến 1000
c) Loại ống xoắn đi ngoài vỏ:	
Hơi ngưng tụ đi trong ống xoắn, chất lỏng trong thùng	400 đến 1500
Hơi ngưng tụ đi trong ống xoắn, chất lỏng sôi trong thùng	600 đến 2000
Nước lạnh đi trong ống xoắn, chất lỏng trong thùng	300 đến 800

Vậy bề mặt trao đổi nhiệt của bình khuấy hai vỏ:

$$F = \frac{k.F}{(k.F)_{\min}} \cdot \frac{(kF)_{\min}}{k} =$$
$$= 1,37 \cdot \frac{5278}{500} = 14,5 \text{ m}^2.$$

Chương 4

QUÁ TRÌNH VÀ THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT

4.1. Công thức tính toán

4.1.1. Tính hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng:

$$\lambda = Ac\rho \sqrt[3]{\frac{\rho}{M}}, \text{ J/mh độ}, \quad (4.1)$$

trong đó c - nhiệt dung riêng của chất lỏng, J/kg độ;

ρ - khối lượng riêng, kg/m³;

M - phân tử lượng;

A - hệ số, phụ thuộc vào độ phân ly của chất lỏng, với chất lỏng phân ly $A = 1,29 \cdot 10^{-4}$, không phân ly $A = 1,52 \cdot 10^{-4}$.

4.1.2. Tính hệ số dẫn nhiệt của khí ở áp suất không cao:

$$\lambda = Ec_v\mu, \text{ J/ms độ}, \quad (4.2)$$

trong đó c_v - nhiệt dung riêng của khí, J/kg độ. (ở thể tích không đổi);

μ - độ nhớt của khí, kg/ms;

$$E = \frac{9\infty - 5}{4}, \quad \infty = c_p/c_v - \text{hệ số nén đoạn nhiệt.}$$

Vì quan hệ c_p/c_v của khí ở số phân tử cho trước được coi là

đại lượng gần không đổi, nên E có thể lấy giá trị sau:

Cho khí 1 nguyên tử $E = 2,5$, 2 nguyên tử $E = 1,9$ và 3 nguyên tử $E = 1,72$.

Đối với hỗn hợp khí hệ số dẫn nhiệt chỉ được tính bằng thực nghiệm.

4.1.3. Tính lượng nhiệt qua tường phẳng. Cho dòng nhiệt ổn định:

$$Q = \frac{(t_1 - t_2)F}{r}, \text{ J/h}, \quad (4.3)$$

trong đó t_1, t_2 - nhiệt độ ở hai bên tường;

F - bề mặt tường, m^2 ;

$r = \delta/\lambda$ nhiệt trở của tường, $\text{m}^2\text{h}^\circ/\text{J}$;

$\lambda/\delta = 1/r$ - khả năng dẫn nhiệt của tường, $\text{J}/\text{m}^2\text{h}^\circ$;

δ - bề dày tường, m ;

λ - hệ số dẫn nhiệt, $\text{J}/\text{mhd}^\circ$.

4.1.4. Với tường trụ:

$$\delta = \frac{d_2 - d_1}{2}$$

$$\text{bề mặt trung bình } F = \frac{\pi(d_2 - d_1)L}{\ln \frac{d_2}{d_1}}, \text{ m}^2. \quad (4.4)$$

Lượng nhiệt qua tường trụ:

$$Q = \frac{2\pi\lambda L(t_1 - t_2)}{\ln \frac{d_2}{d_1}}, \text{ J/h} \quad (4.5)$$

trong đó L - chiều dài tường, m ;

d_1 - đường kính trong, m ;

d_2 - đường kính ngoài, m .

Nếu quan hệ $d_2/d_1 < 2$ bề mặt trụ đáng lẽ tính theo công thức (4.4) có thể tính theo công thức:

$$F = \frac{\pi(d_1 + d_2)L}{2}, \text{ m}^2. \quad (4.6)$$

4.1.5. Lượng nhiệt qua tường phẳng nhiều lớp, dòng ổn định:

$$Q = \frac{(t_1 - t_2)F}{\sum r}, \text{ J/h} \quad (4.7)$$

Đối với tường ống tròn:

$$Q = \frac{(t_1 - t_2)}{\sum \frac{r}{F}}, \text{ J/h}, \quad (4.8)$$

cho mỗi lớp có bề mặt F trung bình được tính theo (4.4) hoặc (4.6).

4.1.6. Lượng nhiệt truyền qua tường phẳng hoặc tường trụ khi chiều dày rất bé so với đường kính được tính theo công thức:

$$Q = KF\Delta t_{tb}, \text{ J/h}. \quad (4.9)$$

Lượng nhiệt riêng:

$$q = \frac{Q}{F} = K\Delta t_{tb}, \text{ J/m}^2\text{h} \quad (4.10)$$

với K - hệ số truyền nhiệt, $\text{J/m}^2\text{h}$ độ;

F - bề mặt trao đổi nhiệt, m^2 ;

Δt_{tb} - hiệu số nhiệt độ trung bình giữa hai lưu thể (còn gọi là động lực quá trình).

4.1.7. Hệ số truyền nhiệt K được tính

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \delta/\lambda + \frac{1}{\alpha_2} + \sum r_b}, \text{ J/m}^2\text{h độ}, \quad (4.11)$$

với α_1, α_2 - hệ số cấp nhiệt, $\text{J/m}^2\text{h}$ độ;

r_b - nhiệt trở lớp bẩn.

Đối với ống dẫn hình trụ thường hệ số truyền nhiệt được tính theo đoạn dài ống:

$$K = \frac{3,14}{\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \sum \frac{1}{2\lambda} \ln \frac{d_n}{d_{tr}} + \frac{1}{\alpha_2 d_2} + \sum \frac{r_b}{d_b}}, \text{ J/mh độ.} \quad (4.12)$$

Thay phương trình (4.9) vận dụng công thức

$$Q = K_L L \Delta t_{tb}, \quad (4.13)$$

với L - chiều dài ống, m.

Chú ý: Quan hệ $d_n/d_{tr} > 0,5$ có thể tính hệ số truyền nhiệt K theo công thức của tường phẳng, nhưng $d_{tb} = 0,5 (d_n + d_{tr})$. Sai số không quá 4%.

4.1.8. Nhiệt độ hai bên tường, cũng như giới hạn nhiệt độ giữa các lớp tiếp xúc nhau của tường phẳng được xác định theo phương trình:

$$q = K \Delta t_{tb} = \alpha_1 \Delta t_1 = \frac{\Delta t_2 \lambda_1}{\delta_1} = \frac{\Delta t_3 \lambda_2}{\delta_2} = \frac{\Delta t_4}{r_b} = \dots = \alpha_2 \Delta t_n \quad (4.14)$$

trong đó q - dòng nhiệt riêng, J/m^2h ;

K - hệ số truyền nhiệt, J/m^2h độ;

Δt_{tb} - hiệu số nhiệt độ trung bình, độ;

α_1, α_2 - hệ số cấp nhiệt, J/m^2h độ;

λ_1, λ_2 - hệ số dẫn nhiệt của các lớp, J/mh độ;

r_b - nhiệt trở của bản;

$\Delta t_1, \Delta t_2, \Delta t_3$ - hiệu số nhiệt độ tương ứng vị trí cấp nhiệt, từ dòng vào tường (α_1), qua lớp bản (r_b), qua tường ($\delta_1, \delta_2 \dots$), từ tường ra dòng (α_2).

Lớp bản ở tường có thể đo cận bám hoặc gỉ sắt được tra ở các số tay hoặc bảng PL.12.

4.1.9. Hiệu số nhiệt độ trung bình Δt_{tb} được tính:

a) Dòng ngược chiều

$$\Delta t_{tb} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_n}{2,3 \lg \frac{\Delta t_1}{\Delta t_n}}, \quad (4.15)$$

với Δt_l , Δt_n - hiệu số nhiệt độ của hai lưu thể (l-lớn, n-nhỏ);

Nếu tỷ số $\Delta t_l/\Delta t_n < 2$, hiệu số nhiệt độ trung bình được tính:

$$\Delta t_{tb} = \frac{\Delta t_l + \Delta t_n}{2} . \quad (4.16)$$

Công thức (4.15) và (4.16) được tính với điều kiện bề mặt truyền nhiệt không đổi.

b) Dòng hỗn hợp :

$$\Delta t_{tb} = \varepsilon_{\Delta t} \cdot \Delta t_t , \quad (4.17)$$

với $\varepsilon_{\Delta t}$ - hệ số hiệu chỉnh của giá trị Δt_t tính theo dòng ngược chiều. Giá trị này được lấy từ các đồ thị.

4.1.10. Xác định nhiệt độ trung bình của chất tải nhiệt t_{tb} .

Nếu hai lưu thể đều có nhiệt độ thay đổi, thì lưu thể nào có hiệu số nhiệt độ bé hơn, ta tính nhiệt độ trung bình của nó theo công thức:

$$t_{tbl} = \frac{t_1 + t_2}{2} . \quad (4.18)$$

Còn lưu thể kia có nhiệt độ trung bình là:

$$t_{tb} = t_{tbl} \pm \Delta t_{tb} . \quad (4.19)$$

4.1.11. Trong trường hợp truyền nhiệt không ổn định, tức hoặc K hoặc mc trong quá trình truyền nhiệt thay đổi thì bề mặt truyền nhiệt được tính theo công thức:

$$dF = - \frac{mcdT}{K(T-t)} .$$

Rút ra
$$F = - \int_{T_1}^{T_2} \frac{mcdT}{K(T-t)} . \quad (4.20)$$

4.1.12. Tính toán cho trường hợp cấp nhiệt đối lưu.

Sau đây sẽ giới thiệu một số chuẩn số quan trọng nhất, cũng như công thức tính toán xác định hệ số cấp nhiệt α trong một vài trường hợp tiêu biểu của quá trình cấp nhiệt trong thiết bị hóa chất.

4.1.12.1. Cấp nhiệt trong trạng thái ổn định

1. *Chuyển động cưỡng bức*: Dòng chuyển động trong vùng đối lưu, trong vòng quá độ và ở chế độ dòng. Chuyển động chéo dòng qua chùm ống, chùm ống gân, chuyển động dọc theo tường phẳng, chuyển động màng và có sự khuấy trộn.

2. *Chuyển động tự do*.

4.1.12.2. Cấp nhiệt trong trạng thái thay đổi

1. *Ngung tự màng của hơi*

2. *Sôi của chất lỏng*

4.1.12.3. Cấp nhiệt giữa các pha tiếp xúc trực tiếp nhau

Chuẩn số đồng dạng đặc trưng cấp nhiệt đối lưu gồm:

- Chuẩn số Nusselt:

$$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda} \quad ; \quad (4.21)$$

- Chuẩn số Prandtl:

$$Pr = \frac{\nu}{\alpha} = \frac{3600 \cdot c_p \mu}{\lambda} \quad ; \quad (4.22)$$

- Chuẩn số biến đổi pha:

$$K = \frac{r}{c \Delta t} \quad ; \quad (4.23)$$

- Chuẩn số Reynolds:

$$Re = \frac{wl}{\nu} = \frac{wl\rho}{\mu} \quad ; \quad (4.24)$$

- Chuẩn số Galilei:

$$Ga = \frac{Re^2}{Fr} = \frac{gl^3}{\nu^2} = \frac{gl^3\rho^2}{\mu^2} \quad ; \quad (4.25)$$

- Chuẩn số Grashof:

$$Gr = Ga \cdot \beta \cdot \Delta t = \frac{gl^3}{\nu^2} \beta \Delta t = \frac{gl^3\rho^2\beta\Delta t}{\mu^2} \quad ; \quad (4.26)$$

trong đó các đại lượng:

α - hệ số cấp nhiệt, kcal/m²h độ;

β - hệ số giãn nở thể tích, 1/độ;

ρ - khối lượng riêng, kg/m³;

λ - hệ số dẫn nhiệt, kcal/mh độ;

Δt - hiệu số giữa nhiệt độ hơi bão hòa và tường (trong K), độ;

Δt - hiệu số nhiệt độ giữa bề mặt tường và chất lỏng (trong Gr), độ;

μ - độ nhớt động lực, kg/ms;

$\nu = \frac{\mu}{\rho}$ - độ nhớt động học, m²/s;

$a = \frac{\lambda}{3600 \cdot c_p \rho}$ - số dẫn nhiệt, m²/s;

c_p - nhiệt dung riêng ở áp suất không đổi, kcal/kg độ;

g - gia tốc trọng trường, m/s²;

l - kích thước hình học (cụ thể cho từng trường hợp cấp nhiệt), m;

r - ẩn nhiệt ngưng tụ, kcal/kg;

w - vận tốc của lỏng hoặc khí, m/s.

Các thông số vật lý được tra ở sổ tay hoặc ở bảng biểu đã cho theo nhiệt độ tùy thuộc vào từng trường hợp cấp nhiệt. Nhiệt độ được phân biệt:

t_w - nhiệt độ trung bình của tường (t_1);

t_{Fl} - nhiệt độ trung bình của chất lỏng (hoặc khí) (t_1);

$t_{gr} = 0,5(t_w + t_{Fl})$ - nhiệt độ của lớp màng (t_m).

4.1.13. Công thức tính cấp nhiệt trong trạng thái ổn định ở chế độ cưỡng bức

a) *Cấp nhiệt ở chuyển động đối lưu trong ống thẳng* ($Re > 10^4$)

$$Nu = 0,021 \varepsilon_1 Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_1} \right)^{0,25}, \quad (4.27)$$

trong đó $Nu = \frac{ad_{td}}{\lambda}$; (4.28)

$$Re = \frac{w d_{td} \rho}{\mu} ; \quad (4.29)$$

$w = v/f$ - vận tốc trung bình của dòng, m/s;

v - lưu lượng, m³/s;

d_{td} - đường kính tương đương:

$$d_{td} = \frac{4f}{U} ;$$

ở đây f - tiết diện dòng chảy;

U - chu vi thấm ướt.

Với ống tròn $d_{td} = d$ là đường kính của ống.

Hệ số hiệu chỉnh ε_1 phụ thuộc vào quan hệ l/d (chiều dài/đường kính) của ống, tra ở bảng 4.1

Bảng 4.1, Hệ số hiệu chỉnh ε_1

l/d Re	0	20	30	40	50 và lớn hơn
1.10^4	1,23	1,13	1,07	1,03	1
2.10^4	1,18	1,10	1,05	1,02	1
5.10^4	1,13	1,08	1,04	1,02	1
1.10^5	1,10	1,06	1,03	1,02	1
1.10^6	1,05	1,03	1,02	1,01	1

Đối với ống uốn khúc nhân thêm hệ số x :

$$x = 1 + 3,54 d/D , \quad (4.30)$$

với d - đường kính ống;

D - đường kính vòng uốn (lò xo).

Đối với lưu thể là khí thì $Pr/Pr_1 = 1$.

Giá trị Pr của khí là:

khí một nguyên tử	0,67
khí hai nguyên tử	0,72
khí ba nguyên tử	0,81
khí từ bốn nguyên tử trở lên	1

Vậy đối với khí cấp nhiệt có thể tính theo công thức:

$$Nu = ce_1 \cdot Re^{0,8} \quad (4.31)$$

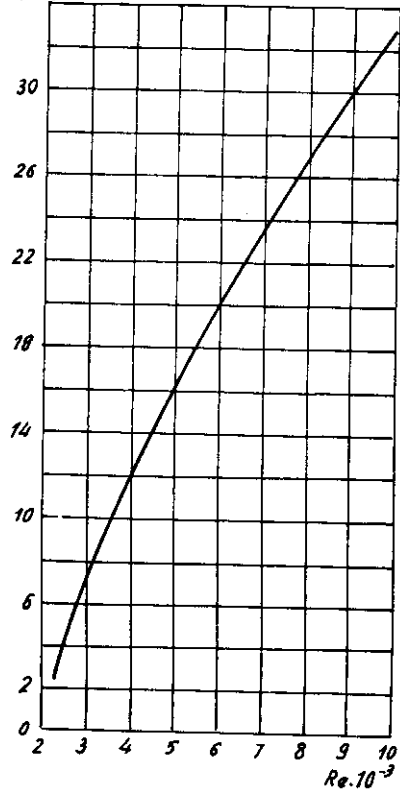
Ví dụ, với không khí thì:

$$Nu = 0,018e_1 Re^{0,8} \quad (4.32)$$

b) *Cấp nhiệt ở vùng quá độ* ($2300 < Re < 10^4$) trong ống thẳng hoặc máng. Trường hợp này không có công thức cụ thể, có thể tra ở đồ thị hoặc sử dụng hệ số x ở (4.30).

c) *Cấp nhiệt ở chế độ dòng* ($Re < 2000$) trong ống thẳng. Có thể tính theo công thức của Michejew với $10 < Re < 2000$:

$$\frac{Nu}{Pr^{0,43} (Pr/Pr_s)^{0,25}}$$



Hình 4.1. Quan hệ giữa các chuẩn số ở vùng quá độ

$$Nu = 0,15 e_1 Re^{0,33} Pr^{0,43} Gr^{0,1} \left(\frac{Pr}{Pr_t} \right)^{0,25} \quad (4.33)$$

trong đó
$$Gr = \frac{d^3 \rho^2 \beta \Delta t g}{\mu^2}, \quad Pr = \frac{3600 \cdot c_v \mu}{\lambda}$$

Giá trị ϵ_1 ở chế độ dòng được tra ở bảng 4.2.

Đối với nước công thức (4.33) có thể tính

$$\alpha = E \frac{w^{0,33} \Delta t^{0,1}}{d^{0,37}} \left(\frac{Pr}{Pr_1} \right)^{0,25} \quad (4.34)$$

$$E = \frac{0,17 \lambda (g\beta)^{0,1} Pr^{0,43}}{\nu^{0,53}} \quad (4.35)$$

tùy thuộc vào nhiệt độ của nước và có thể tra ở bảng 4.3

Bảng 4.2 Tính ϵ_1

L/d_{td}	10	15	20	30	40	≥ 50
ϵ_1	1,28	1,18	1,13	1,05	1,02	1

Bảng 4.3. Tính E

$t, ^\circ C$	10	20	30	40	60	80	100	200
E	140	162	178	188	203	215	224	245

d) *Cấp nhiệt ở chéo dòng qua chùm ống nhẵn.* Hệ số cấp nhiệt chéo dòng qua chùm ống (ống xếp thành dãy từ trên xuống theo hướng dòng chảy) từ dãy thứ ba trở đi được tính theo công thức:

$$Nu = 0,23 \epsilon_\rho Re^{0,65} Pr^{0,33} (Pr/Pr_1)^{0,25}. \quad (4.36)$$

Đối với ống xếp theo lục giác tính theo công thức (kể từ dãy thứ ba)

$$Nu = 0,41 \epsilon_\rho Re^{0,6} Pr^{0,33} (Pr/Pr_1)^{0,25}. \quad (4.37)$$

Các thông số vật lý trong chuẩn số Re , Nu và Pr lấy theo nhiệt độ trung bình của chất lỏng, còn Pr_1 theo nhiệt độ tường.

Kích thước ống lấy theo đường kính ngoài. Vận tốc dòng trong Re tính ở tiết diện hẹp nhất của chùm ống.

Qua thực nghiệm cho thấy, sự cấp nhiệt không phụ thuộc vào khoảng cách giữa các ống.

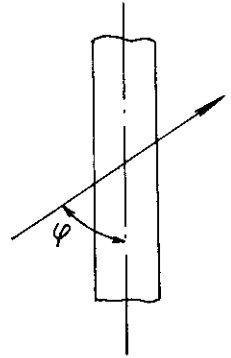
Hệ số ε_φ phụ thuộc vào góc φ giữa dòng và ống như sau:

φ°	90	80	70	60	50	40	30	20	10
-----------------	----	----	----	----	----	----	----	----	----

ε_φ	1	1	0,98	0,94	0,88	0,78	0,67	0,52	0,42
-----------------------	---	---	------	------	------	------	------	------	------

công thức (4.36) và (4.37) được dùng cho mọi chất lỏng với giá trị Re là $200 < Re < 2.10^5$

Đối với ống ở dãy đầu vẫn dùng công thức (4.36) và (4.37) nhưng sau đó nhân thêm $\varepsilon_\alpha = 0,6$. Còn dãy thứ hai thì nhân thêm 0,90 nếu ống xếp thẳng hàng và 0,7 nếu ống xếp lệch.



Cho toàn bộ chùm ống tính giá trị trung bình α_{ch} như sau

$$\alpha_{ch} = \frac{\alpha_1 F_1 + \alpha_2 F_2 + \alpha_3 F_3 + \dots}{F_1 + F_2 + F_3 + \dots} \quad , (4.38)$$

trong đó $\alpha_1, \alpha_2, \alpha_3, \dots$ - hệ số cấp nhiệt ở từng dãy;

F_1, F_2, F_3, \dots bề mặt truyền nhiệt của từng dãy tương ứng.

Trường hợp chùm ống có lượng ống lớn thì $\alpha_{ch} = \alpha_3$.

Đối với khí công thức (4.36) và (4.37) được viết đơn giản hơn

$$Nu = 0,21 \varepsilon_\varphi Re^{0,65} \quad \text{ống xếp thẳng hàng} \quad (4.39)$$

$$Nu = 0,37 \varepsilon_\varphi Re^{0,6} \quad \text{ống xếp lệch} \quad (4.40)$$

Trong trường hợp chùm ống có thêm tấm ngăn bán nguyệt (hình 4.2), thì chất tải nhiệt chảy chéo chỉ từng đoạn, ngoài ra nó chảy dọc theo ống. Trường hợp này hệ số cấp nhiệt cũng được tính gần đúng theo công thức (4.36) và (4.37), và lấy $\varepsilon_\varphi = 0,6$. Nếu dòng chảy qua chùm ống có gân thì tính toán theo công thức:

$$Nu = C \left(\frac{d}{t}\right)^{-0.54} \cdot \left(\frac{h}{t}\right)^{-0.14} \cdot Re^n Pr^{0.4}, \quad (4.41)$$

với d - đường kính ngoài của ống, m;

t - khoảng cách giữa các gân, m;

$h = \frac{D-d}{2}$ - chiều cao của gân, m,

Đối với ống xếp thẳng hàng lấy $c = 0,116$; $n = 0,72$; đối với ống xếp lệch lấy $c = 0,25$, $n = 0,65$.

Trong công thức tính Nu và Re kích thước dài lấy theo khoảng cách gân t , vận tốc w tính ở chỗ hẹp nhất của tiết diện.

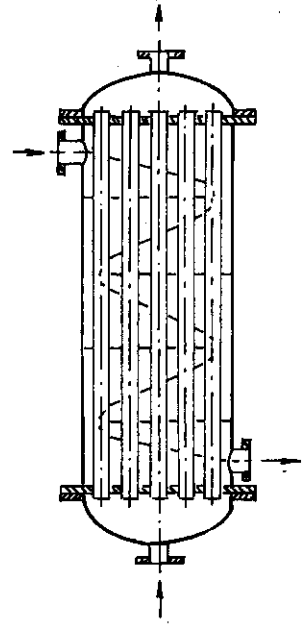
Phương trình (4.41) được sử dụng với $3000 < Re < 25000$ và $3 < d/t < 4,8$. Để xác định hệ số truyền nhiệt K cần tính hệ số cấp nhiệt rút gọn dựa vào α từ công thức (4.41) theo đồ thị hình 4.4.

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{re}} + \frac{1}{\alpha_2} \cdot \frac{F_a}{F_i}}, \text{ kcal/m}^2\text{h độ}, \quad (4.42)$$

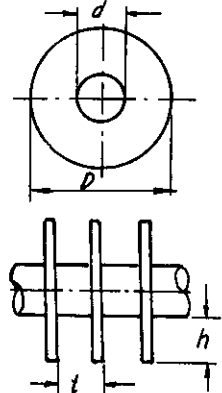
trong đó F_a - bề mặt ngoài của gân tính theo 1 m dài, m^2 ;

F_i - bề mặt trong của ống, m^2 ;

α_2 - hệ số cấp nhiệt ở mặt trong, $\text{kcal/m}^2\text{h độ}$.



Hình 4.2. Thiết bị ống chùm có tấm ngăn



Hình 4.3. Ống có gân

e) Hệ số cấp nhiệt ở dòng chảy dọc theo tường phẳng

Với giá trị $Re > 10^5$ tính theo công thức:

$$Nu = 0,037 Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_1} \right)^{0,25}, \quad (4.43)$$

trong đó $Nu = \frac{\alpha l}{\lambda}$; $Re = \frac{wl}{\nu}$; $Pr = \frac{\nu}{a}$

Trường hợp dòng là không khí thì (4.43) có dạng:

$$Nu = 0,032 Re^{0,8}. \quad (4.44)$$

Khi tính toán, các thông số vật lý được tra theo nhiệt độ ban đầu của dòng chảy, chiều dài l lấy chiều dài của bề mặt truyền nhiệt theo hướng dòng chảy. Có thể dùng biểu đồ hình PL.3, trong đó giá trị nhận được của Nu được nhân thêm với $0,037/0,021 = 1,76$.

f) Truyền nhiệt qua tường phẳng ở chế độ chảy dòng. Khi $Re < 10^5$ được tính theo công thức:

$$Nu = 0,76 Re^{0,5} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_1} \right)^{0,25} \quad (4.45)$$

cho không khí:

$$Nu = 0,66 Re^{0,5}. \quad (4.46)$$

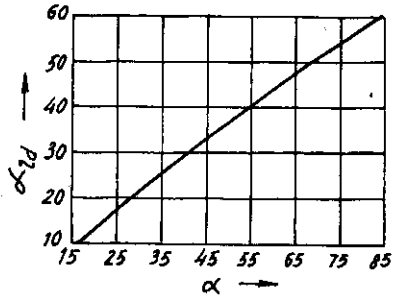
Với dòng xoáy công thức (4.45) và (4.46) không có nghĩa, do ảnh hưởng của đối lưu tự do ở vận tốc bé.

Nếu có tồn tại đối lưu tự do thì hệ số cấp nhiệt cũng phải được tính theo quan hệ này và kết quả hợp lý khi có giá trị lớn hơn giá trị tính được từ công thức (4.45) và (4.46).

g) Cấp nhiệt khi chảy màng dọc theo tường dựng đứng

• màng ở dòng xoáy ($Re > 2000$) tính theo công thức:

$$Nu = 0,01 (Ga Pr Re)^{1/3}, \quad (4.47)$$



Hình 4.4. Quan hệ α_{ld} và α

• màng ở chế độ dòng ($Re < 2000$):

$$Nu = 0,67(Ga^2 Pr^3 Re)^{1/9}, \quad (4.48)$$

các chuẩn số trong công thức (4.47) và (4.48):

$$Nu = \frac{\alpha H}{\lambda}; \quad Re = \frac{w d_{td} \rho}{\mu} = \frac{4m_s}{\pi d n \mu},$$

$$Ga = \left(\frac{w H \rho}{\mu} \right)^2 \cdot \frac{H g}{w^2} = \frac{H^3 \rho^2 g}{\mu^2},$$

trong đó $d_{td} = \frac{4f}{U}$ - đường kính tương đương của màng, m;

f - tiết diện màng, m^2 ;

U - chu vi thấm ướt bởi màng, m;

m_s - lượng chất lỏng, kg/s;

n - số ống;

H - chiều cao bề mặt truyền nhiệt, m.

Các thông số vật lý được tính theo nhiệt độ trung bình của bề mặt giới hạn (của màng):

$$t_m = \frac{t_i + t_n}{2}.$$

Với dòng chuyển động của màng ở bề mặt trong của ống thẳng đứng (trao đổi nhiệt màng) thì:

$$t = \pi(d - b)b$$

$$U = \pi d$$

$$d_{td} = \frac{4(d - b)b}{d}$$

trong đó d - đường kính của ống, m;

b - bề dày màng, m.

Nếu trong trao đổi nhiệt kiểu màng có cấu tạo bởi n ống với lưu lượng tính theo giây là m_s (kg) chất lỏng thì theo phương trình lưu lượng ta có:

$$w\rho = \frac{m_s}{f.n} = \frac{m_s}{\pi(d-b)b.n} \quad (4.49)$$

Chuẩn số Re được tính

$$Re = \frac{wd_1\rho}{\mu} = \frac{4m_s}{\pi d n \mu} \quad (4.50)$$

Nếu $Re \leq 1500$ thì theo lý thuyết tính b bởi công thức

$$b = \sqrt{\frac{3m_s\mu}{U\rho^2g}}, \text{ m.}$$

h) *Cấp nhiệt của chất lỏng có khuấy trộn*

Hệ số cấp nhiệt trong thiết bị hai vỏ và ống xoắn có cánh khuấy tính theo công thức

$$Nu = c Re^m Pr^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_t}\right)^{0.14}, \quad (4.51)$$

trong đó $Nu = \frac{\alpha d}{\lambda}$; $Re = \frac{\rho n d^2}{\mu}$; $Pr = \frac{3600c_p\mu}{\lambda}$;

ở đây n - số vòng quay, 1/s;

d - đường kính cánh khuấy;

μ_t - độ nhớt chất lỏng ở nhiệt độ tường (thân hai vỏ) hoặc ở thành của ống xoắn truyền nhiệt (phía chất lỏng), kg/m;

μ - độ nhớt chất lỏng ở nhiệt độ trung bình:

$$t_m = \frac{t_t + t_n}{2} ;$$

t_n - nhiệt độ chất lỏng ;

t_t - nhiệt độ thành tường.

Cho thiết bị hai vỏ $c = 0,36$; $m = 0,67$

và thiết bị ống xoắn $c = 0,87$; $m = 0,62$.

Thông số vật lý được tính theo nhiệt độ trung bình của chất lỏng t_n trong thiết bị.

Công thức (4.51) được xác định theo thực nghiệm với $d = 0,6 D$; $D_x = 0,8 D$ và $H_x = 0,48 D$ ở đường kính thiết bị $D < 300$ mm (ký hiệu x cho ống xoắn).

4.1.14. Công thức tính hệ số cấp nhiệt ở chế độ đối lưu tự do.

a) Công thức chung cho lưu thể lỏng và khí (trong không gian lớn) tính hệ số cấp nhiệt có dạng:

$$Nu = c(Gr.Pr)^n \quad (4.52)$$

trong công thức có các hệ số c và n phụ thuộc vào tích số của chuẩn số Gr và Pr

• khi $(Gr.Pr) < 10^{-3}$ (chế độ màng) có $Nu = 0,5 = \text{const}$

• khi $(Gr.Pr) = 10^{-3}$ đến 500 (chế độ quá độ) có:

$$Nu = 1,18 (Gr.Pr)^{0,125} \quad (4.53)$$

• khi $(Gr.Pr) = 500$ đến $2 \cdot 10^7$ (chảy dòng) có:

$$Nu = 0,54 \cdot (Gr.Pr)^{0,25} \quad (4.54)$$

• khi $(Gr.Pr) > 2 \cdot 10^7$ (chế độ xoáy) có:

$$Nu = 0,135 \cdot (Gr.Pr)^{0,33}, \quad (4.55)$$

trong đó $Nu = \frac{\alpha d}{\lambda}$; $Gr = \frac{d^3 \rho^2 \beta \Delta t g}{\mu^2}$; $Pr = \frac{3600 c \mu}{\lambda}$;

ở đây β - hệ số giãn nở thể tích, 1/độ;

Δt - hiệu số nhiệt độ giữa lưu thể và tường, độ;

c - nhiệt dung của chất lỏng, kcal/kg độ;

d - kích thước hình học, m.

Cho ống thẳng đứng và nằm ngang thì d là đường kính. Đối với ống nằm ngang thì nên dùng công thức (4.56) thay cho công thức (4.52).

Trường hợp tấm đứng thì d là chiều cao tấm, còn tấm nằm ngang thì d là chiều rộng của tấm (tức bề có kích thước bé hơn).

Ở đây giá trị α tính theo công thức (4.55) được tăng lên 30%, nếu bề mặt truyền nhiệt nằm bên trên, và giảm 30%, nếu bề mặt

truyền nhiệt của tấm ở bên dưới.

Các thông số vật lý trong công thức (4.52) được tính (hoặc tra) theo nhiệt độ màng:

$$t_m = \frac{t_i + t_n}{2}$$

Qua biểu đồ hình PL.4 có thể tính ($Gr.Pr$) của nước, rất phù hợp cho quá trình làm lạnh, ngưng tụ, v.v.

Công thức (5.54) và (5.55) đã được đồ thị hóa trên hình PL.5 và PL.6 có thể dùng trong tính toán.

b) Tính toán hệ số cấp nhiệt của ống nằm ngang của dòng chất lỏng hoặc khí chuyển động đối lưu tự do trong không gian rộng có tính đến hướng chuyển động theo công thức

$$Nu = 0,51(Gr.Pr)^{0,25} \left(\frac{Pr}{Pr_1} \right)^{0,25} \quad (4.56)$$

Với không khí công thức có dạng đơn giản hơn

$$Nu = 0,47 Gr^{0,25} \quad (4.57)$$

4.1.15. Tính cấp nhiệt với sự thay đổi trạng thái của lưu thể

a) Tính cấp nhiệt cho quá trình ngưng tụ của hơi bão hòa không chứa khí không ngưng. Với màng nước ngưng chảy dòng dọc theo ống thẳng đứng hoặc tường phẳng được tính theo công thức của Nusselt:

$$\alpha = 1,15 \sqrt[4]{\frac{r\rho^2\lambda^3 3600 g}{\mu\Delta tH}}, \text{ kcal/m}^2\text{h độ}, \quad (4.58)$$

trong đó r - nhiệt ngưng tụ, kcal/kg;

ρ - khối lượng riêng nước ngưng, kg/m³;

λ - hệ số dẫn nhiệt, kcal/mh độ;

μ - độ nhớt của nước ngưng, kg/ms;

Δt - hiệu số nhiệt độ $t_{ng} - t_1$, độ;

H - chiều cao ống truyền nhiệt, m.

Nếu màng chảy xoáy thì giá trị α lớn hơn là giá trị tính được theo công thức (4.58)

Nhiệt ngưng tụ r tính theo nhiệt độ nước ngưng t_{ng} , giá trị λ , μ và ρ tính theo nhiệt độ trung bình của màng nước ngưng:

$$t_m = \frac{t_1 + t_{ng}}{2},$$

với t_1 là nhiệt độ trung bình của tường có màng nước ngưng. Công thức (4.58) có thể tính gần đúng theo biểu đồ hình PL.7.

b) Đối với hơi nước bão hòa được tính theo công thức

$$\alpha = 1,13A \left(\frac{r}{H\Delta t} \right)^{0,25}, \quad (4.59)$$

$$\text{với } A = \left(\frac{\lambda^3 \rho^2 g \cdot 3600}{\mu} \right)^{0,25}, \quad (4.60)$$

hoặc A được tra theo bảng số sau đây:

$t_m, ^\circ\text{C}$	0	20	40	60	80	100	120	140	160
A	1270	1470	1700	1900	2070	2190	2300	2370	2410

Công thức (4.58) có thể viết theo dạng khác .

Vận dụng công thức:

$$Q = mr = \alpha \Delta t \cdot F; \quad F = \pi n d H,$$

trong đó Q - lượng nhiệt ngưng tụ, kcal/h;

m - lượng hơi ngưng tụ, kg;

F - bề mặt gia nhiệt của thiết bị ống chùm có n ống và đường kính d .

$$\text{Rút ra } H\Delta t = \frac{m \cdot r}{\alpha \pi d n}$$

Thay giá trị này vào phương trình (4.58) ta có công thức tính α cho ống thẳng đứng rất phù hợp và thường được dùng, vì bỏ qua đại lượng H và Δt :

$$\alpha = 27 \sqrt[3]{\frac{\lambda^3 \rho^2 n d g}{\mu m}}, \quad \text{kcal/m}^2\text{h độ}, \quad (4.61)$$

với d - đường kính ngoài của ống truyền nhiệt, m.

c) Quá trình ngưng tụ của hơi ở bề mặt ngoài của ống nằm ngang có:

$$\alpha = 0,725 \sqrt[4]{\frac{r\lambda^3\rho^2g3600}{\mu\Delta t.d}}, \text{ kcal/m}^2\text{h độ} \quad (4.62)$$

Công thức được thể hiện ở biểu đồ hình PL.8.

Đối với hơi nước công thức (4.62) có dạng

$$\alpha = 0,725A \left(\frac{r}{d\Delta t}\right)^{0.25} \quad (4.63)$$

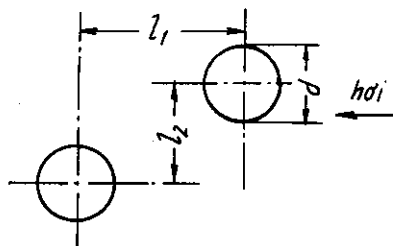
Giá trị A được tính hoặc tra như ở công thức (4.59).

Trong trường hợp tương tự đối với ống thẳng đứng, công thức (4.62) dùng cho từng ống riêng lẻ nằm ngang có thể chuyển thành

$$\alpha = 14,3 \sqrt[3]{\frac{\lambda^3\rho^2nLg}{\mu m}}, \quad (4.64)$$

với L - chiều dài hiệu dụng của ống, m

d) Quá trình ngưng tụ của hơi ở bên ngoài một chùm ống nằm ngang. Đối với chùm ống nằm ngang lớp nước ngưng ở những ống phía dưới dày hơn do nước ngưng của ống trên chảy xuống, nên làm giảm vận tốc hơi nước, vì một phần hơi đã được ngưng tụ. Điều này dẫn đến sự giảm của hệ số cấp nhiệt của các dây ống bên dưới.



Hình 4.5. Bố trí ống trong chùm

Trong hình 4.5 và 4.6 chỉ ra sơ đồ bố trí ống, ở đây với ống xếp lệch $l_2 = 0$.

Kích thước l_1 trong thực tế không ảnh hưởng đến hệ số cấp nhiệt. Người ta có thể tính hệ số cấp nhiệt trung bình (kể cả trường hợp có khí không ngưng) theo công thức:

$$\alpha_{tb} = \varepsilon_{tb} \alpha, \quad (4.65)$$

trong đó α - hệ số cấp nhiệt tính theo công thức cho từng ống nằm ngang, theo công thức (4.62);

ε_{tb} - giá trị trung bình cho chùm ống phụ thuộc vào cách sắp xếp ống và số lượng dãy ống thẳng hàng nhau. Giá trị ε_{tb} được tính theo đồ thị hình 4.6 ;

n - số lượng dãy ống thẳng hàng nhau (từ trên xuống);

e) Ngưng tụ của hơi bên trong ống nằm ngang chưa được nghiên cứu đầy đủ, vì vậy khi tính toán có thể vận dụng công thức (4.62).

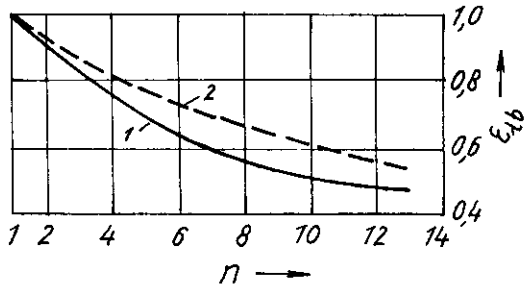
f) Đối với quá trình ngưng tụ của hơi nước trong nhiều trường hợp, nếu trở lực của nhiệt lớn hơn

nhiều so với trở lực của màng nước ngưng, có thể lấy giá trị của hệ số cấp nhiệt $\alpha = 10^4$ kcal/m²h độ.

g) Quá trình ngưng tụ trong ống xoắn, có thể vận dụng công thức (4.62). Chiều dài ống xoắn không được quá lớn, vì khi đó nước ngưng tụ ở phần dưới của ống làm giảm quá trình cấp nhiệt. Ngoài ra áp suất hơi ở đoạn cuối của ống giảm, làm giảm theo hiệu số nhiệt độ.

Theo kinh nghiệm thực tế, quá trình đun nóng bằng hơi đi trong ống xoắn, tốc độ hơi ban đầu không được vượt quá 30 m/s. Giới hạn của tỷ lệ l/d (l là chiều dài ống) ở hiệu số nhiệt độ Δt_{tb} trung bình là 30°C đến 40°C phụ thuộc vào áp suất như sau:

p_{du}, at	5	3	1,5	0,8	0,5
$(l/d)_{\max}$	275	225	175	125	100

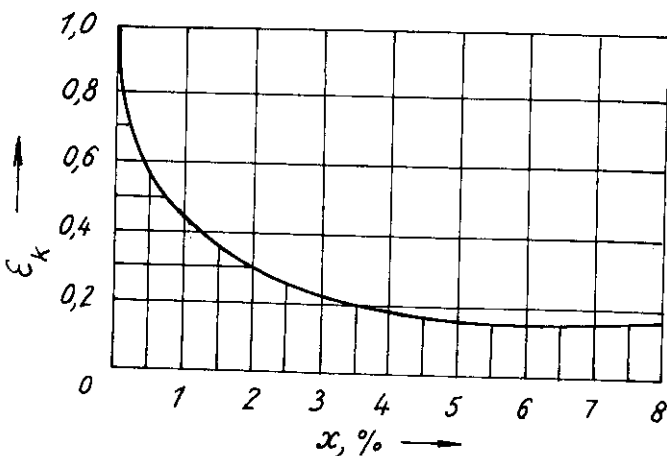


Hình 4.6. Sự phụ thuộc ε_{tb} vào n :
1 - ống thẳng hàng; 2 - ống lệch hàng

Với giá trị khác của Δt_{tb} thì lấy giá trị đã cho l/d nhân thêm với hệ số $6/\sqrt{\Delta t_{tb}}$.

h) Trường hợp ngưng tụ của hơi quá nhiệt

- Nếu tường có nhiệt độ lớn hơn nhiệt độ hơi bão hòa, thì sẽ không có hiện tượng ngưng tụ. Khi đó tính toán cấp nhiệt giống như tính đối với khí được làm lạnh.



Hình 4.7. Hệ số hiệu chỉnh ϵ_K

- Nếu nhiệt độ tường thấp hơn nhiệt độ hơi bão hòa, thì vận dụng công thức (4.58) và (4.62), song thay nhiệt ngưng tụ r bằng tổng nhiệt ngưng tụ và nhiệt quá bão hòa, tức là:

$$r' = r + c_p (t_h - t_{ng}),$$

trong đó c_p - nhiệt dung của hơi quá nhiệt, kcal/kg độ;

t_h - nhiệt độ đầu của hơi quá nhiệt, °C;

t_{ng} - nhiệt độ nước ngưng, °C.

Đối với Δt trong công thức (4.58) và (4.62) tính bằng hiệu số nhiệt độ giữa hơi bão hòa và tường.

Nếu trong hơi có lẫn không khí, vẫn được tính theo công thức (4.58) và (4.62), nhưng phải nhân thêm hệ số hiệu chỉnh ϵ_K .

Hệ số này phụ thuộc vào nồng độ của không khí trong hơi ($x = \rho_K/\rho_h \cdot 100\%$), vào vận tốc hơi và các yếu tố khác. Quan hệ $\epsilon_K = f(x)$ thể hiện ở hình 4.7.

Trường hợp ngưng tụ của hỗn hợp hơi - khí hoặc ngưng tụ từng phần của hỗn hợp nhiều cấu tử, thì trong quá trình ngưng tụ thành phần hơi sẽ thay đổi và nhiệt độ giảm. Do đó việc tính toán bề mặt truyền nhiệt gặp khó khăn, nên trong những trường hợp tính toán cụ thể cần tham khảo thêm sách chuyên môn.

4.1.16. Đun sôi chất lỏng

4.1.16.1. Có ba trường hợp của trạng thái sôi khác nhau:

a) *Sôi ở cường độ thấp với hiệu số nhiệt độ Δt nhỏ và nhiệt tải ít.* Đun sôi nước ở áp suất khí quyển đặc trưng cho trường hợp này. Khi đó $\Delta t = 5^\circ\text{C}$ và $q = 5000 \text{ kcal/m}^2\text{h}$. Trong trường hợp này tính toán cấp nhiệt sử dụng công thức (4.52) đối với dòng đối lưu tự do, và (4.27) với dòng đối lưu cưỡng bức và các công thức khác.

b) *Trạng thái sôi bốc hơi bong bóng.* Việc tính toán cấp nhiệt được tiến hành qua dòng đối lưu của chất lỏng do chuyển động mãnh liệt của bong bóng hơi. Ở trạng thái này hệ số cấp nhiệt α tăng rất nhiều, do đó nhiệt tải q cũng tăng.

Sôi bong bóng khi các bong bóng hình thành và chiếm bề mặt truyền nhiệt. Bước quá độ này hoàn toàn được xác định, tuy nhiên thay đổi theo từng chất lỏng với nhiệt tải khác nhau và hiệu số nhiệt độ tới hạn Δt_{Kr} , vì

$$q_{Kr} = \alpha_{Kr} \cdot \Delta t_{Kr} \quad (4.66)$$

Đại lượng q_{Kr} biểu thị nhiệt tải riêng cực đại, mà ở đó vẫn còn khả năng hình thành bọt.

Cho sự sôi của chất lỏng nguyên chất bám ở tường q_{Kr} được tính theo công thức:

$$q_{Kr} = 1,7 \cdot 10^4 \frac{\lambda_n^{0,5} (\rho_n - \rho_h)^{0,542} (\rho_h \cdot r \cdot T_s)^{0,333} \sigma^{0,042}}{\rho_n^{0,417} c_n^{0,167}}, \text{ kcal/m}^2\text{h}, \quad (4.67)$$

trong đó λ_n - hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng, kcal/mh độ;

ρ_n - khối lượng riêng của chất lỏng, kg/m³;

ρ_h - khối lượng riêng của hơi, kg/m³;

r - nhiệt hóa hơi, kcal/kg;

T - nhiệt độ sôi, °K;

σ - lực căng bề mặt ở khoảng giữa chất lỏng và hơi, kp/m;

c_n - nhiệt dung của nước, kcal/kg độ.

Các thông số vật lý trong công thức được xác định theo nhiệt độ sôi. Trong công thức không đề cập đến ảnh hưởng của dòng cưỡng bức.

Đối với nước sôi ở áp suất thường thì chế độ bốc hơi bong bóng có nhiệt tải riêng từ 5000 kcal/m²h và $q_{Kr} = 1,25 \cdot 10^6$ kcal/m²h và tương ứng có hiệu số nhiệt độ giữa 5°C và $\Delta t_{Kr} = 25^\circ\text{C}$. Trong trường hợp này hệ số cấp nhiệt tăng và đạt được $\alpha_{Kr} = 5 \cdot 10^4$ kcal/m²h độ. Đối với các chất lỏng có giá trị q_{Kr} và Δt_{Kr} khác nhau. Ví dụ cho benzen ở cùng quan hệ có $q_{Kr} = 4 \cdot 10^5$ kcal/m²h và $\Delta t_{Kr} = 47^\circ\text{C}$.

c) *Trạng thái sôi màng khi $\Delta t > \Delta t_{Kr}$* . Trong trường hợp này sự cấp nhiệt giảm do trở lực nhiệt của lớp màng bám trên bề mặt lớn nên α hầu như không phụ thuộc vào hiệu số nhiệt độ.

4.1.16.2. Công thức tính quá trình bốc hơi bong bóng

Sự cấp nhiệt ở quá trình sôi của chất lỏng nguyên chất và dung dịch chưa được nghiên cứu kỹ. Đã đưa ra một loạt các công thức của chuẩn số không thứ nguyên có hình thức và nội dung khác nhau như sau.

a) Sự bốc hơi bong bóng ở trong không gian rộng (đối lưu tự do) cho mọi chất lỏng thấm ướt bề mặt đun nóng và ở mọi áp suất đến áp suất tới hạn được tính theo công thức:

$$\alpha = 1,86 \cdot 10^{-2} \left(\frac{\rho_h r}{\rho_n - \rho_n} \right)^{0,033} \times \left(\frac{\rho_n}{\delta} \right)^{0,333} \times \frac{\lambda_n^{0,75} q^{0,70}}{\mu_n^{0,45} C_n^{0,117} T_s^{0,37}}, \text{ kcal/m}^2\text{h độ} \quad (4.68)$$

với μ_n - độ nhớt của chất lỏng, kg/ms;

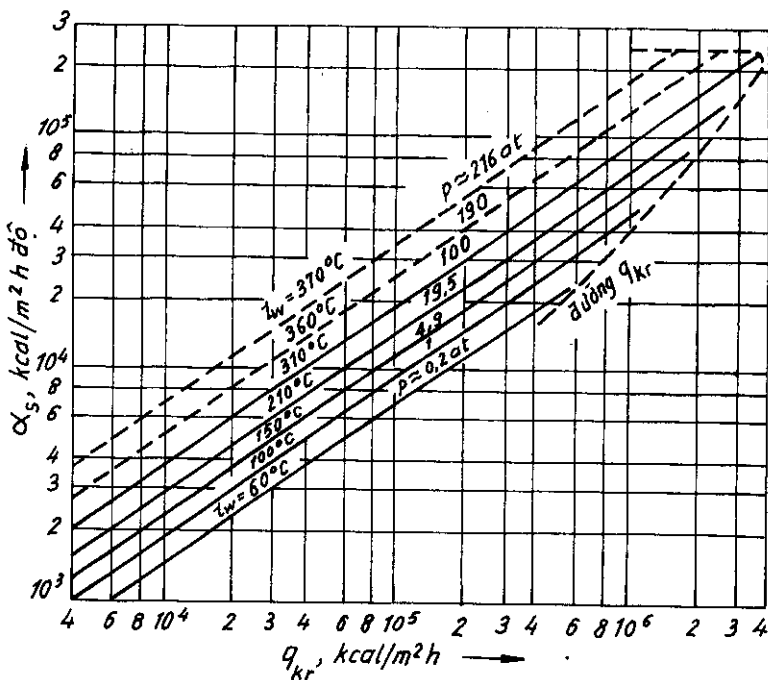
q - nhiệt tải riêng, kcal/m²h.

Công thức (4.68) được rút ra từ kết quả nghiên cứu quá trình sôi của nước, dung dịch đường và một số chất lỏng hữu cơ khác với thành thiết bị bằng thép không gỉ, hợp kim, đồng và các bề mặt được mạ crôm. Ảnh hưởng của chế độ cưỡng bức và đặc điểm thấm ướt của bề mặt không được đề cập đến trong công thức.

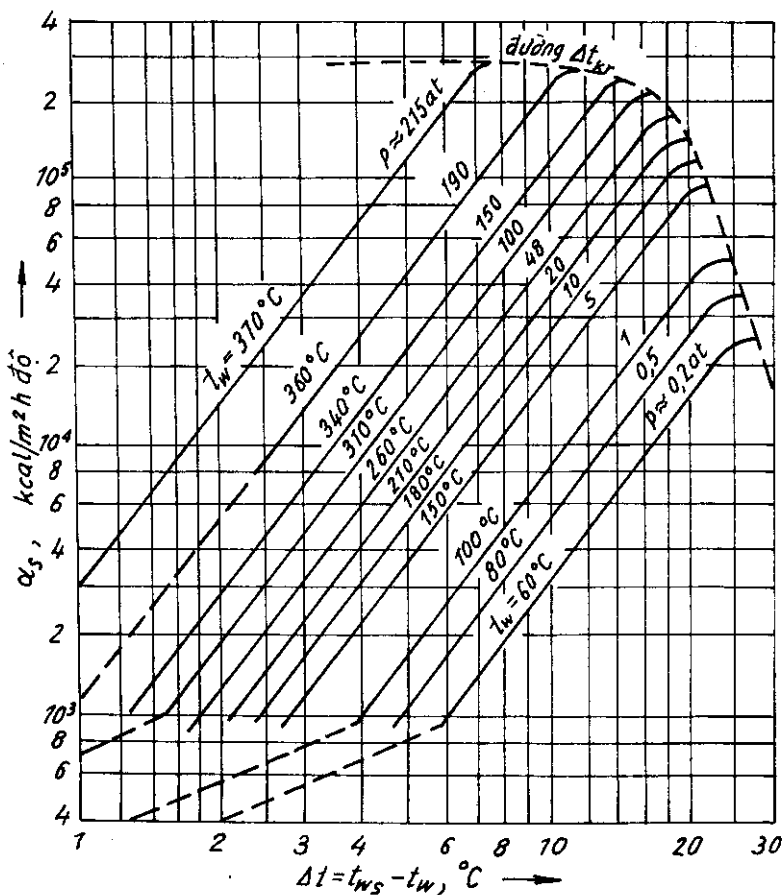
Công thức (4.68) được sử dụng, khi đã biết đầy đủ giá trị các thông số vật lý.

Đối với nước công thức (4.68) được viết đơn giản hơn.

$$\alpha = 3q^{0,7}p^{0,15}, \text{ kcal/m}^2\text{h độ}, \quad (4.69)$$



Hình 4.8. Quan hệ α_s với q và p của nước



Hình 4.9. Quan hệ α_s với Δt và p của nước

hoặc $\alpha = 39\Delta t^{2.33} p^{0.5}$, kcal/m²h độ. (4.70)

Người ta cũng có thể xác định hệ số cấp nhiệt cho quá trình bốc hơi bong bóng của nước qua biểu đồ hình 4.8 và 4.9 thay cho công thức (4.69) hoặc (4.70).

b) Tính toán gần đúng hệ số cấp nhiệt trong không gian lớn (kể cả trường hợp quá trình xảy ra bên ngoài chùm ống) ở chế

độ đối lưu tự nhiên có tải trọng nhiệt đều đặn đến giá trị bằng $0,4 q_{Kr}$ và áp suất giữa 0,2 và 10 at có thể vận dụng công thức sau:

$$\alpha = 2,5 \varphi p^{0,4} q^{0,7}, \text{ kcal/m}^2\text{h độ} . \quad (4.71)$$

Hệ số φ đặc trưng cho các hằng số vật lý của chất lỏng. Qua thực nghiệm tính được một số giá trị φ như sau:

Dung dịch	φ	Dung dịch	φ
Nước	1	Dầu mỏ (trung bình)	0,31 ÷ 0,56
Dung dịch NaCl 9%	0,86	Dầu lẫn khí	0,27
Dung dịch NaCl 24%	0,62	Benzen	0,31
Dung dịch glycerin 26%	0,83	Rượu etylic	0,45
Dung dịch đường 25%	0,57	Rượu metylic	0,36
Dung dịch Na_2SO_4 10%	0,91	Heptan	0,46

4.1.16.3. Như những công thức đã đưa ra để tính hệ số cấp nhiệt khi sôi, có nhiều trường hợp α phụ thuộc vào nhiệt độ của tường, song trong thực tế lại không biết được. Do đó khi tính toán trước tiên giả thiết nhiệt độ này (hoặc nhiệt tải). Sau đó cần tính kiểm tra lại giá trị t_t hoặc q .

4.1.16.4. Công thức tổng quát để tính hệ số cấp nhiệt của không khí không bão hòa được làm lạnh bởi nước trong tháp đệm được Shaworonkow và Furner đưa ra như sau:

$$Ki = 0,01 Re_k^{0,7} Re_n^{0,7} Pr_k^{0,33}, \quad (4.72)$$

trong đó $Ki = \frac{Kd_{td}}{\lambda_K}$ - chuẩn số Kirpitschew;

$$Re_K = \frac{4w_f \rho_K}{\sigma \mu_K} \text{ chuẩn số Reynolds cho khí;}$$

$$Re_n = \frac{4L}{\sigma \mu_n} \text{ chuẩn số Reynold cho lỏng;}$$

$$Pr_K = \frac{3600 C_p \mu_K}{\lambda_k} \text{ chuẩn số Prandtl cho khí;}$$

K - hệ số truyền nhiệt của khí trong lỏng, kcal/m²h độ;

$d_{td} = \frac{4V_f}{\sigma}$ - đường kính tương đương của lớp đệm, m;

V_f - không gian trống giữa các hạt đệm, m³/m³;

σ - bề mặt riêng của đệm, m²/m³;

w_f - vận tốc khí trong tháp tưới, m/s;

L - mật độ tưới trong tháp, kg/m²s;

λ_K - hệ số dẫn nhiệt của khí, kcal/mh độ;

μ_K - độ nhớt của khí, kg/ms;

ρ_K - khối lượng riêng của khí, kg/m³;

μ_n - độ nhớt của chất lỏng, kg/ms.

Công thức (4.72) được lập cho quá trình làm lạnh không khí (từ 75°C đến 80°C xuống còn 2°C đến 20°C) trong tháp đệm qua tưới nước với lưu lượng 3,5 đến 10 m³/m²h. Hệ số truyền nhiệt cho quá trình tưới khác để làm lạnh hơi bão hòa có thể vận dụng công thức khác (ví dụ công thức của M.M. Jegorowa).

4.1.16.5. Công thức tổng quát để tính hệ số bốc hơi. Phương trình chuẩn số cho tính toán quá trình cấp nhiệt được lập tương tự như những công thức đã nêu. Cho quá trình bốc hơi ở bề mặt chất lỏng trong dòng khí chuyển động đối lưu ở chế độ cưỡng bức được tính theo công thức:

$$Nu'_k = 0,027 Re_k^{0,8} Pr_k^{0,33}, \quad (4.73)$$

trong đó $Nu'_k = \frac{\beta d}{D}$ - chuẩn số khuếch tán của Nusselt;

$Pr'_k = \frac{\nu}{D}$ - chuẩn số khuếch tán của Prandtl cho khí;

β - hệ số bốc hơi, m/h;

D - hệ số khuếch tán, m²/h;

ν - độ nhớt động học, m²/h

Đối với quá trình làm lạnh nước chảy thành màng trên màng

bởi không khí bỏ qua ($Pr'_k = 0,63$) ta có:

$$Nu'_K = 0,019 Re_K^{0,83} \quad (4.74)$$

4.1.17. Cấp nhiệt qua bức xạ

a) Lượng nhiệt được vật đen tuyệt đối hấp thụ từ tia bức xạ tính theo công thức của Stefan - Boltzmann:

$$Q = 4,9 \cdot 10^{-8} FT^4, \text{ kcal/h}, \quad (4.75)$$

trong đó $4,9 \cdot 10^{-8}$ - hệ số bức xạ của vật đen tuyệt đối, kcal/m²h °K⁴;

F - bề mặt bức xạ, m²;

T - nhiệt độ tuyệt đối của vật thể, °K.

Để tính toán cấp nhiệt qua bức xạ sử dụng phương trình:

$$q = CF \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right], \text{ kcal/h}, \quad (4.76)$$

với c - hệ số bức xạ; nó phụ thuộc vào vị trí đối diện của vật thể và độ đen của bề mặt bức xạ, bề mặt có nhiệt độ T_1 và T_2 , kcal/m²h °K⁴;

F - bề mặt có nhiệt độ T_1 , m².

Cho một phần của buồng khép kín thì:

$$c = \frac{1}{\frac{1}{c_1} + \left(\frac{1}{c_2} - \frac{1}{4,9} \right) \frac{F_1}{F_2}}, \quad (4.77)$$

trong đó $c_1 = 4,9\epsilon_1$, kcal/m²h (°K/100)⁴;

$c_2 = 4,9\epsilon_2$, kcal/m²h (°K/100)⁴;

F_1 - bề mặt của vật thể bé, m²;

F_2 - bề mặt của vật thể lớn, m²;

ϵ_1 và ϵ_2 - độ đen của bề mặt vật thể.

Giá trị của ϵ cho một số vật thể được tra ở bảng PL.19.

Nếu quan hệ F_2/F_1 quá lớn (ví dụ, thiết bị trong không gian xây dựng) thì $F_1/F_2 \approx 0$ và hệ số bức xạ $c = c_1$.

Trường hợp $F_1 = F_2$ (hai bề mặt rất lớn song song nhau) thì:

$$c = \frac{1}{\frac{1}{c_1} + \frac{1}{c_2} - \frac{1}{4,9}} \quad (4.78)$$

b) Tổng hệ số cấp nhiệt cho bức xạ và đối lưu là:

$$\alpha = \alpha_b + \alpha_d$$

trong đó $\alpha_b = \frac{Q_b}{(T_1 - T_2)F} = \frac{c \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]}{T_1 - T_2}$, kcal/m²h độ; (4.79)

α_d được tính theo những công thức đã được biết nếu cho các trường hợp là đối lưu tự do hay đối lưu cưỡng bức.

Người ta có thể tính toán tổn thất nhiệt của thiết bị trong không gian kín cho trường hợp nhiệt độ thành thiết bị đến 150°C theo công thức gần đúng:

$$\alpha = 8,4 + 0,06 \Delta t, \quad (4.80)$$

với α - tổng của các hệ số cấp nhiệt do bức xạ và đối lưu;

Δt - hiệu số nhiệt độ giữa thành thiết bị và không khí xung quanh.

4.1.18. Cấp nhiệt trong hệ không ổn định

4.1.18.1. Trong một thiết bị có gia nhiệt bằng ống xoắn hoặc hai vỏ một chất lỏng được làm nóng từ nhiệt độ t_1 đến t_2 trong thời gian τ , còn lưu thể nóng có nhiệt độ giảm từ T_1 đến T , nhiệt độ ra T của lưu thể nóng tăng theo chu kỳ tương ứng với sự tăng nhiệt độ của chất lỏng được đun nóng, và cuối quá trình sau τ (h) nhiệt độ T bằng T_2 .

Sử dụng công thức tính toán sau:

a) Phương trình tính truyền nhiệt:

$$Q = KF\Delta t_{tb} \tau, \text{ kcal} \quad (4.81)$$

với K - hệ số truyền nhiệt, kcal/m²h độ;

F - bề mặt trao đổi nhiệt, m².

b) Hiệu số nhiệt độ trung bình Δt_{tbn} cho quá trình đun nóng chất lỏng trong thiết bị làm việc gián đoạn (theo chu kỳ) được tính theo công thức:

$$\Delta t_{\text{tbn}} = \frac{t_2 - t_1}{2,3 \lg \frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2} \cdot \frac{A - 1}{2,3 \text{Alg}A}} \quad (4.82)$$

$$A = \frac{T_1 - t}{T_2 - t}$$

trong đó t - nhiệt độ của chất lỏng được làm nóng tại thời điểm bất kỳ. Cho quá trình truyền nhiệt trong thời gian τ thì $t = t_2$.

c) Nhiệt độ ra trung bình của lưu thể nóng:

$$T_{2\text{tb}} = T_1 - \Delta t_{\text{tbn}} \cdot 2,3 \lg A. \quad (4.83)$$

d) Tổng lượng nhiệt được lưu thể nóng cấp:

$$Q = m_1 c_1 (t_2 - t_1) = m_n c_n (T_1 - T_2), \quad (4.84)$$

với m_1 - lượng chất lỏng được đun nóng (lưu thể lạnh), kg;

c_1 - nhiệt dung của lưu thể lạnh, kcal/kg độ;

m_n - lượng lưu thể nóng, kg;

c_n - nhiệt dung của lưu thể nóng, kcal/kg độ.

4.1.18.2. Nếu lưu thể nóng được lưu thể lạnh chảy trong ống xoắn hoặc hai vỏ làm giảm nhiệt độ từ T_1 đến T_2 trong khoảng thời gian τ (h), thì lưu thể lạnh sẽ được làm nóng lên từ t_1 đến t . Nhiệt độ ra của lưu thể lạnh sẽ giảm theo chu kỳ tương ứng với nhiệt độ giảm của lưu thể nóng trong thiết bị. Cuối quá trình làm lạnh sau τ (h) nhiệt độ t bằng t_2 .

Công thức tính toán như sau:

a) Phương trình truyền nhiệt:

$$Q = KF \Delta t_{\text{tbl}} \tau, \text{ kcal} . \quad (4.85)$$

b) Hiệu số nhiệt độ trung bình Δt_{tbl} cho quá trình làm lạnh gián đoạn được tính theo công thức:

$$\Delta t_{tbl} = \frac{T_1 - T_2}{2,3 \lg \frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_1}} \cdot \frac{A - 1}{A \cdot 2,3 \lg A} \quad (4.86)$$

Đại lượng A là hằng số cho toàn bộ quá trình. Trong thời điểm bất kỳ chất lỏng được làm lạnh có nhiệt độ T , thì:

$$A = \frac{T - t_1}{T - t_2}$$

Khi tính bề mặt truyền nhiệt lấy $T = T_2$ là nhiệt độ cuối của quá trình.

c) Nhiệt độ ra trung bình của chất lỏng lạnh được tính:

$$t_{tb2} = t_1 + \Delta t_{tbl} \cdot 2,3 \lg A \quad (4.87)$$

d) Lượng nhiệt tiêu tốn cho lưu thể lạnh:

$$Q = m_n c_n (T_1 - T_2) = m_l c_l (t_{tb2} - t_1) \quad (4.88)$$

4.1.18.3. Hệ số cấp nhiệt của nước và không khí được tính theo công thức trên được coi trường hợp quan trọng nhất của cấp nhiệt đối lưu. Giá trị làm tròn có thể tra theo bảng 4.5.

4.1.18.4. Giá trị định hướng của hệ số truyền nhiệt K từ kinh nghiệm của quá trình trao đổi nhiệt khác nhau được tổng hợp ở bảng 4.4.

Bảng 4.4. Giá trị định hướng của K (kcal/m²h độ)

Hình thức trao đổi nhiệt	Đối lưu cưỡng bức	Đối lưu tự do
Giữa hai chất khí ở áp suất thường	10 - 30	1 - 10
Giữa khí và lỏng (làm lạnh khí)	10 - 50	5 - 15
Giữa hơi ngưng tụ và khí (đốt nóng không khí)	10 - 50	5 - 10
Giữa hai chất lỏng (nước)		
Giữa hơi ngưng tụ và nước (làm nóng ban đầu)	700 - 3000	250 - 1000
Giữa hai chất lỏng (dầu)	100 - 250	25 - 50
Giữa hơi ngưng tụ và chất lỏng hữu cơ	100 - 300	50 - 150
Giữa hơi ngưng tụ của chất hữu cơ và nước	300 - 750	200 - 400
Giữa hơi ngưng tụ với chất lỏng sôi (bốc hơi)		250 - 3000

Bảng 4.5. Hệ số cấp nhiệt cho nước và không khí (kcal/m²hđộ)

Dạng cấp nhiệt	Nước	Không khí 1 at	Chú ý
1 - Đối lưu cưỡng bức - dòng song song trực ống	$10^3 - 5 \cdot 10^3$	30 - 50	Công thức (4. 27) ở $Pr/Pr_1 = 1$ và $\epsilon_1 = 1$, nhiệt độ trung bình của dòng 30°C; $d = 30$ mm, α tương ứng với vận tốc dòng: cho nước từ 0,2 đến 1,5 m/s (Re từ 7000 đến 56000), cho không khí từ 8 đến 15 m/s (Re từ 15000 đến 28000)
- chéo dòng	2700 - 9000	60 - 90	Công thức (4. 37), chùm ống xếp thứ tự $\epsilon_{\psi} = 1$ trường hợp khác như trên
2 - Dòng cưỡng bức (chảy dòng) chảy dọc theo ống	270 - 370	3 - 4	Công thức (4. 33), nhiệt độ trung bình của dòng chảy 30°C, $d = 30$ mm, nhiệt độ trung bình của tường 55°C, α tương ứng với vận tốc: với nước từ 0,02 đến 0,05 m/s (Re từ 750 đến 1900), với không khí từ 0,4 đến 1 m/s (Re từ 750 đến 1900)
3 - Đối lưu tự do	300 - 800	3 - 8	Công thức (4. 52), nhiệt độ trung bình ở lớp giới hạn 30°C, α tương ứng với Δt từ 5 đến 50°C
4 - Nước sôi	1700 - 21000	-	Công thức (4. 70), ở áp suất thường, α tương ứng với Δt từ 5 đến 15°C
5 - Ngưng tụ hơi nước bão hòa ở ngoài ống	800 - 13000	-	Công thức (4. 63), áp suất của hơi đối 4 at dư, $d = 30$ mm, α tương ứng với Δt từ 35 đến 5°C

4.2. Ví dụ

4.2.1. Hệ số dẫn nhiệt của metan lỏng ở $t = -160,6^{\circ}\text{C}$ cần được xác định.

Giải:

Metan lỏng thuộc về chất lỏng không liên kết, nên λ được tính theo công thức (4.1):

$$\lambda = A.c.\rho \sqrt[3]{\frac{\rho}{M}} = 1,52 \cdot 10^{-4} \cdot 0,828 \cdot 423 \sqrt[3]{\frac{423}{16}} = 0,159 \text{ kcal/mh độ.}$$

với $c = 0,828$ kcal/kg độ - nhiệt dung của metan ở $t = -160,6^{\circ}\text{C}$;

$\rho = 423$ kg/m³ - khối lượng riêng của metan ở $t = -160,6^{\circ}\text{C}$;

$M = 16$ - trọng lượng phân tử của metan.

Để kiểm tra số liệu tính, tra hệ số dẫn nhiệt của metan ở $t = -160,6^{\circ}\text{C}$ từ sổ tay ta có $\lambda = 0,167$ kcal/mh độ. Như vậy kết quả tính theo công thức (4.1) và giá trị cho có sai số là:

$$\frac{0,167 - 0,159}{0,167} \cdot 100 = 4,8\% .$$

4.2.2. Cần xác định hệ số dẫn nhiệt của không khí khô ở 300°C .

Giải:

Phương trình tính λ (4.2):

$$\lambda = E c_v \mu \cdot 3600 = 1,9 \cdot 0,179 \cdot 29,7 \cdot 10^{-6} \cdot 3600 = 0,0364 \text{ kcal/mh độ,}$$

trong đó $E = 1,9$ - hệ số không khí tương đương khí hai nguyên tử;

$\mu = 3,03 \cdot 10^{-6}$ kps/m² = $29,7 \cdot 10^{-6}$ kg/ms - độ nhớt của không khí;

$$c_v = \frac{c_p}{1,4} = 0,250/1,4 = 0,179 \text{ - nhiệt dung thể tích.}$$

$c_p = 0,250$ kcal/kg độ - nhiệt dung áp suất;

Các đại lượng được tính ở nhiệt độ 300°C

Để kiểm tra kết quả tính được theo công thức (4.2) với số liệu trong sổ tay. Ta tra số liệu λ của không khí ở nhiệt độ 300°C

bảng PL.13 được: $\lambda = 0,0396$ kcal/mh độ.

Như vậy số liệu tính và số liệu tra sai số:

$$\frac{0,0396 - 0,0364}{0,0396} = 0,081 = 8,1\%.$$

4.2.3. Cần tính hệ số dẫn nhiệt ở 0°C của hỗn hợp khí có thành phần sau:

H₂: 50%, CO: 40%, N₂: 10% (tính theo phần thể tích).

Giải:

Hệ số dẫn nhiệt của hỗn hợp khí không thể tính theo qui tắc lấy tổng, vì vậy có thể tính gần đúng theo công thức (4.2). Các thông số vật lý của từng cấu tử trong hỗn hợp được cho ở bảng 4.6

Bảng 4.6

Cấu tử	ρ_0 , kg/m ³ , tiêu chuẩn	c_v , kcal/kg độ	$x = c_p/c_v$	μ , cP	λ , kcal/mh độ
H ₂	0,09	2,42	1,41	0,00842	0,14
CO	1,25	0,18	1,4	0,0166	0,0194
N ₂	1,251	0,178	1,4	0,017	0,0196

Chuyển phần trăm thể tích sang phần trăm khối lượng của thành phần hỗn hợp ở bảng 4.7

Bảng 4.7

Cấu tử	m ³ (%V)	kg(%V/ ρ)	% khối lượng
H ₂	50	4,5	6,7
CO	40	50	74,6
N ₂	10	12,5	18,7

Tính nhiệt dung c_v của hỗn hợp theo công thức:

$$c_v = x_1 c_{v1} + x_2 c_{v2} + x_3 c_{v3} = 0,067 \cdot 2,42 + 0,746 \cdot 0,18 + 0,187 \cdot 0,178 \\ = 0,329 \text{ kcal/kg độ.}$$

Độ nhớt của hỗn hợp khí được tính theo công thức

$$\mu_m = \frac{m_1 \mu_1 \sqrt{M_1 T_{Kr1}} + m_2 \mu_2 \sqrt{M_1 T_{Kr2}} + \dots}{m_1 \sqrt{M_1 T_{Kr1}} + m_2 \sqrt{M_2 T_{Kr2}} + \dots} \\ \mu_m = \frac{0,5 \cdot 0,00842 \cdot 8,13 + 0,4 \cdot 0,0166 \cdot 61,4 + 0,1 \cdot 0,017 \cdot 59,5}{0,5 \cdot 8,13 + 0,4 \cdot 61,4 + 0,1 \cdot 59,5}$$

$$\mu_m = 0,0156 \text{ cP} = 0,0156 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms.}$$

Giá trị E được tính theo công thức:

$$E = \frac{9\infty - 5}{4} = 0,25(9 \cdot 1,4 - 5) = 1,9.$$

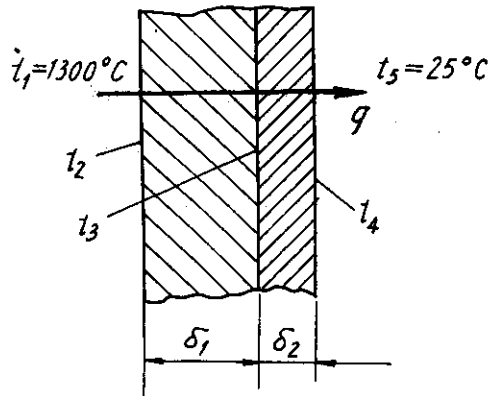
Hệ số dẫn nhiệt λ của hỗn hợp khí được tính theo công thức (4.2)

$$\lambda = E c_v \mu \cdot 3600 = 1,9 \cdot 0,329 \cdot 0,0156 \cdot 10^{-3} \cdot 3600 = 0,035 \text{ kcal/mh độ.}$$

4.2.4. Một tường lò hai lớp: a) lớp vữa chịu lửa dày $\delta_1 = 500\text{mm}$; b) lớp gạch dày $\delta_2 = 250\text{mm}$. Nhiệt độ lò 1300°C . Nhiệt độ bên ngoài lò 25°C . Cần xác định:

a) lượng nhiệt mất mát qua bề mặt tường;

b) nhiệt độ t_3 giữa hai lớp tường. Biết hệ số cấp nhiệt của khí nóng đến tường là $\alpha_1 = 30 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}$, hệ số cấp nhiệt từ tường đến không khí (bên ngoài) $\alpha_2 = 14 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}$. Hệ số dẫn nhiệt của phần tường bằng vữa chịu lửa $\lambda_1 = 1 \text{ kcal/mh độ}$ và của gạch xây $\lambda_2 = 0,5 \text{ kcal/mh độ}$.



Hình 4.10 (ví dụ 4. 2. 4)

Giải:

Sơ đồ tường của lò nung như hình 4.10.

a) Hệ số truyền nhiệt được tính theo công thức:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{30} + \frac{0,5}{1} + \frac{0,25}{0,5} + \frac{1}{14}}$$

$$K = 0,905 \text{ kcal/m}^2\text{h độ.}$$

b) Lượng nhiệt mất mát qua bề mặt tường là:

$$q = K(t_1 - t_5) = 0,905(1300 - 25) = 1154 \text{ kcal/m}^2\text{h.}$$

c) Nhiệt độ t_3 giữa hai lớp tường được xác định theo hệ phương trình sau:

$$\text{từ phương trình } q = \alpha_1(t_1 - t_2) = \frac{\lambda_1}{\delta_1}(t_2 - t_3)$$

Rút ra:

$$t_2 = t_1 \cdot \frac{q}{\alpha_1} = 1300 - \frac{1154}{30} = 1261,5^\circ\text{C}$$

$$t_3 = t_2 - \frac{q\delta_1}{\lambda_1} = 1261,5 - \frac{1154 \cdot 0,5}{1} = 684,5^\circ\text{C.}$$

Như vậy, gạch xây phải có khả năng chịu nhiệt độ đến 685°C .

4.2.5. Tường của một thiết bị truyền nhiệt dày 5 mm, có lớp bảo ôn bên ngoài dày 50 mm. Bên trong tường thiết bị có nhiệt độ t_2 , bên ngoài tường có nhiệt độ t_3 , bên ngoài lớp bảo ôn có nhiệt độ t_4 . Nhiệt độ của chất lỏng bên trong thiết bị là $80^\circ\text{C} = t_1$ và nhiệt độ của không khí bên ngoài lớp bảo ôn là $t_5 = 10^\circ\text{C}$. Hệ số cấp nhiệt từ chất lỏng đến thành thiết bị là $\alpha_1 = 200 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}$. Hệ số cấp nhiệt từ lớp bảo ôn ra không khí là $\alpha_2 = \alpha_{bx} + \alpha_d = 9 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}$.

Hệ số dẫn nhiệt của lớp bảo ôn $\lambda_0 = 0,1 \text{ kcal/mh độ}$.

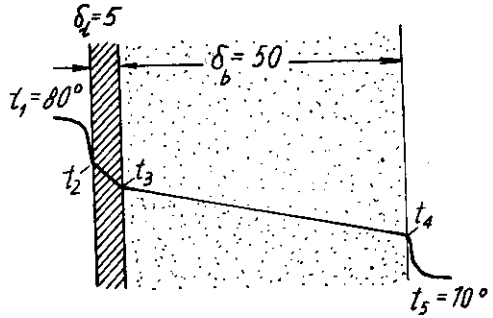
Tính nhiệt độ t_2 , t_3 và t_4 .

Giải:

Hình 4.11 giới thiệu mặt cắt của tường thiết bị cùng với lớp bảo ôn.

a) Hệ số truyền nhiệt được tính:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_b}{\lambda_b} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{200} + \frac{0,005}{40} + \frac{0,05}{0,1} + \frac{1}{9}} = \frac{1}{0,005 + 0,000125 + 0,5 + 0,111} = 1,62 \text{ kcal/m}^2\text{h độ.}$$



Hình 4.11 (ví dụ 4.2.5)

b) Nhiệt mất mát ra môi trường:

$$q = K(t_1 - t_5) = 1,62(80 - 10) = 113,4 \text{ kcal/m}^2\text{h.}$$

c) Nhiệt độ t_2 , t_3 và t_4 được xác định từ hệ phương trình:

$$q = \alpha_1(t_1 - t_2) = \frac{\lambda_1}{\delta_1}(t_2 - t_3) = \alpha_2(t_4 - t_5).$$

Rút ra:

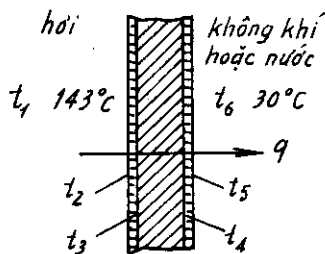
$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 80 - \frac{113,4}{200} = 79,43^\circ\text{C.}$$

$$t_3 = t_2 - \frac{\delta_1 \cdot q}{\lambda_1} = 79,43 - \frac{113,4 \cdot 0,005}{40} = 79,42^\circ\text{C.}$$

$$t_4 = \frac{q}{\alpha_2} + t_5 = \frac{113,4}{9} + 10 = 22,6^\circ\text{C.}$$

Qua kết quả tính toán ta thấy trở lực nhiệt của thép ($t_2 \approx t_3$) có thể bỏ qua, vì lớp ngoài được bảo ôn.

4.2.6. Tính nhiệt độ t_2 và t_5 ở trên bề mặt thành thiết bị đun nóng (hình 4.12). Một bên là hơi đốt 4 at. Bên kia là không khí hoặc nước có nhiệt độ trung bình $t_6 = 30^\circ\text{C}$ thành làm bằng thép dày $\delta_1 = 4 \text{ mm}$. Hệ số cấp nhiệt của hơi, không khí và nước được tra từ bảng 4.5 (chảy xoáy dọc theo tường) bản cấu bám ở tường được tra ở bảng PL.12.



Hình 4.12 (ví dụ 4.2.6)

Giải:

a) Hệ hơi - không khí

Hệ số truyền nhiệt được tính theo công thức:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_1 + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + r_2 + \frac{1}{\alpha_2}}$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{11500} + \frac{1}{2000} + \frac{0,004}{40} + \frac{1}{2000} + \frac{1}{40}}$$

$$K = 38,2 \text{ kcal/m}^2\text{h độ.}$$

Từ bảng 4.5 tra được $\alpha_1 = 11500 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}$ đối với hơi 4 at và $\alpha_2 = 40 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}$ đối với không khí ở 30°C .

Từ bảng PL.12 tra được nhiệt trở r_1 và r_2 phía hơi và không khí là $1/r = 2000 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}$. Từ bảng PL.14 tra được hệ số dẫn nhiệt của thép $\lambda = 40 \text{ kcal/mh độ}$.

Nhiệt tải riêng qua tường:

$$q = K(t_1 - t_6) = 38,2(143 - 30) = 4316,6 \text{ kcal/m}^2\text{h.}$$

Nhiệt độ t được tính:

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 143 - \frac{4316,6}{11500} = 142,6^\circ\text{C}$$

$$t_5 = t_6 + \frac{q}{\alpha_2} = 30 + \frac{4316,6}{40} = 137,9^\circ\text{C}.$$

b) Hệ hơi - nước

Hệ số truyền nhiệt tính giống hệ hơi - không khí:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{11500} + \frac{1}{2000} + \frac{0,004}{40} + \frac{1}{2000} + \frac{1}{2950}}$$

$$K = 655,3 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}.$$

Từ bảng 4.5 tra hệ số cấp nhiệt của nước $\alpha_2 = 2950 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}$.

Các thông số khác giống trường hợp hơi - không khí.

Nhiệt tải riêng:

$$q = K (t_1 - t_6) = 655,3 (143 - 30) = 74048,9 \text{ kcal/m}^2\text{h}.$$

Nhiệt độ t_2 và t_5 được tính:

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 143 - \frac{74048,9}{11500} = 136,6^\circ\text{C}$$

$$t_5 = t_6 + \frac{q}{\alpha_2} = 30 + \frac{74048,9}{2950} = 55,1^\circ\text{C}.$$

So sánh kết quả của hai trường hợp a) và b) ta thấy trong cùng một điều kiện thì nhiệt độ tường phía lưu thể lạnh t_5 càng nhỏ, nếu hệ số cấp nhiệt α_2 càng lớn.

4.2.7. Một thiết bị trao đổi nhiệt bằng ống thép dày 4 mm. Trên bề mặt thành thiết bị có trở lực do lớp gỉ sắt là $0,0005 \text{ m}^2\text{h độ/kcal}$ và phía bên kia có lớp kết tủa của nước bám dày 0,5 mm với hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 1,5 \text{ kcal/mh độ}$. Tính hệ số truyền nhiệt trong trường hợp tốt nhất, nếu hệ số cấp nhiệt α_1 và α_2 rất lớn.

Giải:

Theo phương trình (4.11) ta có:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_t + \frac{1}{\alpha_2}}$$

Nếu chấp nhận α_1 và α_2 rất lớn, thì $\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}$ không đáng kể so với $\sum r_t$.

Như vậy, hệ số truyền nhiệt được quyết định bởi khả năng dẫn nhiệt của tường và lớp bẩn bám. Do đó:

$$K = \frac{1}{\sum r_t}$$

$$\begin{aligned} \text{với } \sum r_t &= r + \frac{\delta_t}{\lambda_t} + \frac{\delta_n}{\lambda_n} = 0,0005 + \frac{0,0005}{1,5} + \frac{0,004}{40} = \\ &= 0,00093 \text{ m}^2\text{hđộ/kcal.} \end{aligned}$$

Từ bảng PL.14 tra được hệ số dẫn nhiệt của thép $\lambda_t = 40$ kcal/mh độ.

Hệ số truyền nhiệt lý thuyết có khả năng lớn nhất là:

$$K = \frac{1}{0,00093} = 1075,3 \text{ kcal/m}^2\text{h độ.}$$

Vì $\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} \neq 0$, nên với mọi tình huống hệ số truyền nhiệt trong thực tế luôn luôn nhỏ hơn 1075,3 kcal/m²h độ.

Như vậy, hệ số truyền nhiệt luôn nhỏ hơn khả năng dẫn nhiệt của tường và cặn bẩn bám trên đó.

4.2.8. Dùng nhiệt của sản phẩm craking để làm nóng dầu mỏ. Cần xác định hiệu số nhiệt độ trung bình giữa hai chất lỏng. Biết sản phẩm craking có nhiệt độ đầu $t_d = 300^\circ\text{C}$, và nhiệt độ cuối $t_c = 200^\circ\text{C}$. Còn dầu mỏ có nhiệt độ đầu $t_d = 25^\circ\text{C}$ và nhiệt độ cuối $t_c = 175^\circ\text{C}$.

Giải:

Để xác định hiệu số nhiệt độ trung bình giữa hai lưu thể có thể tiến hành hai phương pháp:

a) Hai lưu thể chuyển động cùng chiều:

Lưu thể nóng có nhiệt độ từ 300 xuống 200°C

Lưu thể lạnh có nhiệt độ từ 25 lên 175 °C

Ta thấy $\frac{\Delta t_1}{\Delta t_n} = \frac{275}{25} > 2$

Do đó

$$\Delta t_{tb} = \frac{275 - 25}{2,3 \lg \frac{275}{25}} = 104,4 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

b) Hai lưu thể chảy ngược chiều nhau

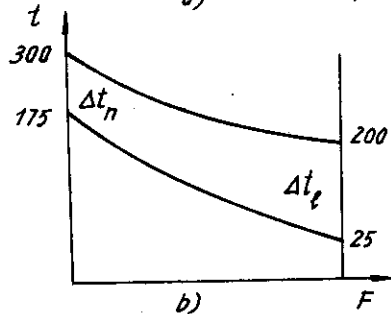
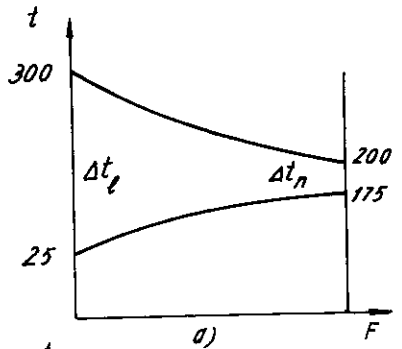
$$300 \rightarrow 200$$

$$\frac{175}{\leftarrow} \frac{25}{\leftarrow}$$

$$\Delta t_n = 125; \Delta t_1 = 175$$

vì $\frac{\Delta t_1}{\Delta t_n} = \frac{175}{127} < 2$, nên

$$\Delta t_{tb} = \frac{125 + 175}{2} = 150^\circ\text{C.}$$



Hình 4.13 (ví dụ 4.2.8)

Tất nhiên trong trường hợp chung, ta cũng có thể sử dụng cách tính Δt_{tb} theo logarit ở trường hợp dòng ngược chiều. Khi đó:

$$\Delta t_{tb} = \frac{175 - 125}{2,3 \lg \frac{175}{125}} = 149^\circ\text{C.}$$

Qua kết quả tính toán ta thấy, trong cùng điều kiện thì trường hợp ngược chiều có hiệu số nhiệt độ trung bình lớn hơn.

Ngoài ra cần chú ý là chất lỏng được làm nóng (dầu mỏ) ở trường hợp ngược chiều có thể nâng nhiệt độ cuối trên 200°C (cao hơn nhiệt độ cuối của lưu thể nóng) và nhiệt độ cuối của lưu thể nóng có thể hạ thấp hơn nữa. Do đó trao đổi nhiệt theo phương thức ngược chiều rất ưu việt.

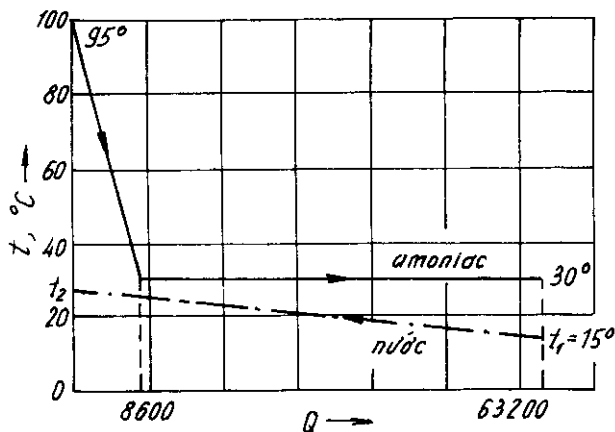
4.2.9. Amoniac chảy trong thiết bị ngưng tụ ống chùm ở áp

suất 11,9 at. Nhiệt độ 95°C; lưu lượng 200 kg/h. Nước làm lạnh có nhiệt độ đầu 15°C. Ra khỏi thiết bị ngưng tụ amoniac ở nhiệt độ ngưng tụ.

Tính lượng nước lạnh cần thiết, nếu hiệu số nhiệt giữa hai lưu thể tối thiểu 5°C.

Tính nhiệt độ ra của nước và hiệu số nhiệt độ trung bình.

Hai lưu thể chảy ngược chiều nhau.



Hình 4.14 (ví dụ 4.2.9)

Giải:

Từ đồ thị hình PL.20 của amoniac hoặc bảng PL.15 thì nhiệt độ ngưng tụ của amoniac ở 11,9 at là 30°C. Như vậy có nhiệt độ đầu 95°C, tức là dạng hơi quá nhiệt. Do đó, amoniac trước khi ngưng tụ được làm lạnh từ 95°C đến 30°C, sẽ sản ra một lượng nhiệt:

$$Q_1 = 200(393 - 350) = 8600 \text{ kcal/h}$$

Từ đồ thị $T - S$ hình PL.20 ta tra được hàm nhiệt của hơi ở 95°C (11,9 at) là 393 kcal/kg và ở 30°C là 350 kcal/kg, và hàm nhiệt ở thể lỏng ở 30°C của amoniac là 77 kcal/kg.

Nhiệt ngưng tụ từ thể hơi sang lỏng:

$$Q_2 = 200(350 - 77) = 54\,600 \text{ kcal/h.}$$

Lượng nhiệt nước nhận được là:

$$Q = Q_1 + Q_2 = 8600 + 54\,600 = 63200 \text{ kcal/h.}$$

Sự phụ thuộc giữa nhiệt độ và nhiệt cấp (thu) của amoniac

và nước được thể hiện ở hình 4.14.

Vì hiệu số nhiệt độ giữa amoniac và nước không được thấp hơn 5°C . Do đó nhiệt độ của nước cao nhất là: $30 - 5 = 25^{\circ}\text{C}$ ở thời điểm ngưng tụ.

Lượng nước cần thiết sẽ là:

$$Q_2 = mc_p \Delta t$$

$$m = \frac{Q_2}{c_p \Delta t} = \frac{54600}{1(25 - 15)} = 5460 \text{ kg/h.}$$

Như vậy, nước ra khỏi thiết bị ngưng tụ có nhiệt độ là t_2 :

$$\Delta t = t_2 - 15 = \frac{Q}{mc_p} = \frac{63200}{1.5460}$$

$$t = 15 + \frac{63200}{1.5460} = 26,6^{\circ}\text{C.}$$

Trong trường hợp này, để xác định hiệu số nhiệt độ trung bình, ta chia quá trình làm hai giai đoạn:

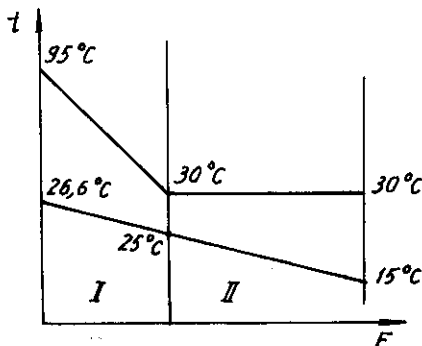
- Giai đoạn làm nguội hơi quá nhiệt (I);
- Giai đoạn ngưng tụ hơi bão hòa (II).

Nhiệt độ trung bình ở giai đoạn làm nguội (I):

$$\begin{array}{ccc} 95 & \rightarrow & 30 \\ 26,6 & \leftarrow & 25 \\ \hline \Delta t_1 = 68,4 & \Delta t_b = & 5 \end{array}$$

$$\Delta t_{tb} = \frac{68,4 - 5}{2,3 \text{ kg}(68,4/5)} = 24,3^{\circ}\text{C}$$

Nhiệt độ trung bình ở giai đoạn ngưng tụ (II)



Hình 4.15 (ví dụ 4.2.9)

$$\begin{array}{ccc} 30 & \rightarrow & 30 \\ 25 & \leftarrow & 15 \\ \hline \Delta t_b = 5 & & \Delta t_l = 15 \\ \Delta t_{tb} = \frac{15 - 5}{2,3 \lg (15/5)} = 9,1^\circ\text{C}. \end{array}$$

4.2.10. Tính hiệu số nhiệt độ trung bình trong thiết bị trao đổi nhiệt nhiều ngăn (hình 4.16). Không gian giữa các ống truyền nhiệt tạo thành một ngăn, còn không gian bên trong ống chia làm hai ngăn.

Số liệu cho:

Nhiệt độ đầu lưu thể nóng $T_1 = 80^\circ\text{C}$

Nhiệt độ cuối lưu thể nóng $T_2 = 40^\circ\text{C}$

Nhiệt độ đầu lưu thể lạnh $t_1 = 20^\circ\text{C}$

Nhiệt độ cuối của lưu thể lạnh $t_2 = 40^\circ\text{C}$

Hai lưu thể chảy ngược dòng và xuôi dòng

Giải:

Dựa vào công thức:

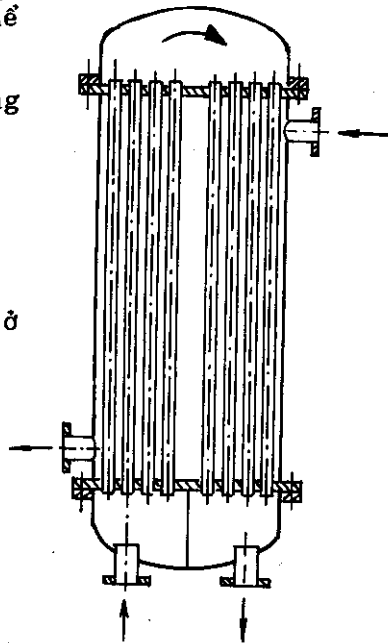
$$\Delta t_{tb} = \varepsilon_{\Delta t} \Delta t_{ng}$$

Hiệu số nhiệt độ trung bình ở chế độ ngược dòng:

$$\begin{array}{ccc} 80 & \rightarrow & 40 \\ 40 & \leftarrow & 20 \\ \hline \Delta t_l = 40 & & \Delta t_b = 20 \end{array}$$

$$\Delta t_{ng} = \frac{40 + 20}{2} = 30^\circ\text{C}.$$

Xác định các đại lượng P và R :



Hình 4.16 (ví dụ 4.2.10)

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{40 - 20}{80 - 20} = 0,33$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{80 - 40}{40 - 20} = 2.$$

Từ đồ thị hình PL.8 ta tra được giá trị $\varepsilon_{\Delta t}$ cho dòng hỗn hợp dựa vào $P = 0,33$ và $R = 2$ là $\varepsilon_{\Delta t} = 0,86$.

Vậy nhiệt độ trung bình của hai lưu thể trong thiết bị trao đổi nhiệt:

$$\Delta t_{tb} = \varepsilon_{\Delta t} \cdot \Delta t_{ng} = 0,86 \cdot 30 = 25,8 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

4.2.11. Tính hệ số cấp nhiệt của nước chảy qua thiết bị trao đổi nhiệt kiểu ống chùm với đường kính ống truyền nhiệt 40x2,5mm. Vận tốc của nước 1 m/s chảy trong ống và được đun nóng từ 15 đến 80 °C. Nhiệt độ thành ống 95°C. Ống dài 2 m.

Giải:

$$\text{Nhiệt độ trung bình của nước: } t_n = \frac{80 + 15}{2} = 47,5^\circ\text{C}.$$

Để xác định chế độ chuyển động, ta tính chuẩn số Re :

$$Re = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{1,0,035 \cdot 1000}{0,57 \cdot 10^{-3}} = 61403,5 \approx 61500.$$

Từ bảng PL.7 tra được độ nhớt của nước ở 47,5°C là 0,57 cP = 0,57.10⁻³ kg/ms vì $Re > 10^4$, ta vận dụng công thức (4.27) để tính hệ số cấp nhiệt:

$$Nu = 0,021 \varepsilon_1 Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr/Pr_t)^{0,25}$$

Từ bảng 4.1 có $\varepsilon_1 = 1$, vì $L/d = 2000/35,0 = 57$.

Từ bảng PL.16 ta có $Pr = 3,74$ ở $t_b = 47,5^\circ\text{C}$, $Pr_t = 1,85$ ở $t_t = 95^\circ\text{C}$, nên $Pr/Pr_t = 3,74/1,85 = 2,02$.

Để tiện cho việc so sánh kết quả đạt được, ta tiến hành tính toán và tra theo đồ thị:

- Theo tính toán:

$$Nu = 0,021.61500^{0,8}.3,74^{0,43}.(3,74/1,85)^{0,25} = 299,3.$$

Hệ số cấp nhiệt:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{299,3.0,554}{0,035} = 4737,5 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}.$$

Giá trị $\lambda = 0,554$ kcal/mh độ là hệ số dẫn nhiệt của nước ở $47,5^\circ\text{C}$ tra ở bảng PL.16.

- Theo đồ thị:

Từ đồ thị hình PL.3 tra được Nu với các số liệu:

$$Pr \approx 3,75, Pr/Pr_1 = 2; Re = 61500$$

Trên đồ thị nối các điểm $Pr = 3,75$ với $Pr/Pr_1 = 2$, đường này cắt đường phụ β . Điểm cắt này tạo với $Re = 61500$ cho ra $Nu \approx 290$.

$$\text{Vậy: } \alpha = \frac{290.0,554}{0,035} = 4590,3 \text{ kcal/m}^2 \text{ h độ}.$$

Theo hai cách tính có sai số là:

$$\frac{4737,5 - 4590,3}{4737,5} = 0,03 = 3\%.$$

4.2.12. Theo điều kiện của ví dụ 4.2.11, nhưng bỏ qua ảnh hưởng của hướng dòng nhiệt và quan hệ Pr/Pr_1 . Hệ số cấp nhiệt bằng bao nhiêu?

Giải:

Xác định chuẩn số Nu theo công thức:

$$Nu = 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43}.$$

$$\text{Vậy } Nu = 0,021.61500^{0,8}.3,74^{0,43} = 251.$$

Hệ số cấp nhiệt:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{251.0,554}{0,035} = 3973 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}.$$

Nếu bỏ qua ảnh hưởng này có sai số:

$$\frac{4737,5 - 3973}{4737,5} = 0,16 = 16\%$$

4.2.13. Benzen được làm nóng từ 20 đến 60°C trong một ống có đường kính 53 mm, dài 3 m. Nhiệt độ của thành ống 70°C. Vận tốc của benzen là 0,1 m/s. Cần xác định hệ số cấp nhiệt của benzen.

Giải:

Nhiệt độ trung bình của benzen:

$$t_B = \frac{20 + 60}{2} = 40^\circ\text{C}$$

Chuẩn số Re :

$$Re = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{0,1 \cdot 0,053 \cdot 8,58}{0,49 \cdot 10^{-3}} = 9280.$$

Ở 40 °C benzen có độ nhớt $\mu = 0,49 \cdot 10^{-3}$ kg/ms và khối lượng riêng $\rho = 858$ kg/m³ (hình PL.2).

vì $Re = 9280$ nên chế độ chuyển động của benzen trong vùng quá độ. Từ biểu đồ PL.9 tra được $Pr = 7,4$ và $Pr_1 = 6,6$ ở 40°C và 70°C.

Vậy

$$Nu = 30,9 \cdot Pr^{0,43} (Pr/Pr_1)^{0,25}$$

$$Nu = 30,9 \cdot 7,4^{0,43} (7,4/6,6)^{0,25} = 75,2.$$

Hệ số cấp nhiệt:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{75,2 \cdot 0,121}{0,053} = 172 \text{ kcal/m}^2\text{h độ},$$

trong đó $\lambda = 121$ kcal/mh độ là hệ số dẫn nhiệt của benzen ở 40°C.

4.2.14. Anilin có nhiệt độ trung bình 120°C được bơm qua ống truyền nhiệt của một thiết bị ống chùm nằm ngang với vận tốc 0,03 m/s. Mặt trong của ống truyền nhiệt 110°C. Cần xác định hệ số cấp nhiệt.

Giải:

Chuẩn số Re cho anilin là:

$$Re = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{0,03 \cdot 0,02 \cdot 1040}{0,49 \cdot 10^{-3}} = 1274$$

Khối lượng riêng của anilin được tính từ bảng PL.9 là $\rho = 1040 \text{ kg/m}^3$. Độ nhớt của anilin ở $t = 120^\circ\text{C}$ được tính từ hình PL.2 và $\mu = 0,49 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}$. Vì $Re < 2300$, nên anilin chảy ở chế độ dòng. Vì vậy, dùng công thức gần đúng:

$$Nu = 0,15 \varepsilon_1 Re^{0,33} Pr^{0,43} Gr^{0,1} (Pr/Pr_1)^{0,25}$$

Từ bảng 4.2 có $\varepsilon_1 = 1$, vì $L/d = 3000/20 = 150 > 50$.

Từ hình PL.9 có $Pr = 6$ cho anilin ở $t = 120^\circ\text{C}$

$Pr_1 = 7,2$ cho anilin ở $t_1 = 110^\circ\text{C}$.

$$Gr = \frac{d^3 \rho^2 \beta \Delta t g}{\mu^2} = \frac{0,02^3 \cdot 1040^2 (1,07 \cdot 10^{-3}) \cdot 10 \cdot 9,81}{0,49^2 \cdot 10^{-6}} = 3,8 \cdot 10^6$$

trong đó $\Delta t = 120 - 110 = 10$ độ;

β - hệ số giãn nở thể tích ở nhiệt độ 120°C , $1/\text{độ}$.

Từ công thức:

$$v_{11} = v_0(1 + \beta t_1) = v_0(1 + at_1 + bt_1^2 + ct_1^3)$$

$$v_{12} = v_0(1 + \beta t_2) = v_0(1 + at_2 + bt_2^2 + ct_2^3)$$

vậy

$$\beta = \frac{a(t_1 - t_2) + b(t_1^2 - t_2^2) + c(t_1^3 - t_2^3)}{t_1 - t_2}$$

Giả thiết, $t_1 = 121^\circ\text{C}$ và $t_2 = 119^\circ\text{C}$. Các giá trị a, b và c được tính từ số tay: $a = 0,82349 \cdot 10^{-3}$; $b = 0,8408 \cdot 10^{-6}$; $c = 0,10741 \cdot 10^{-8}$.

Thay số liệu vào phương trình ta có:

$$\beta = \frac{0,82349 \cdot 10^{-3} \cdot 2 + 0,8408 \cdot 10^{-6} (121^2 - 119^2) + 0,10741 \cdot 10^{-8} (121^3 - 119^3)}{121 - 119} =$$

$$= 1,07 \cdot 10^{-3} \text{ 1/độ.}$$

Chuẩn số Nusselt:

$$Nu = 0,15 \cdot 1 \cdot 1274^{0,33} \cdot 6^{0,43} (3,8 \cdot 10^6)^{0,1} (6/7,2)^{0,25} = 14,9.$$

Hệ số cấp nhiệt của anilin:

$$\alpha = \frac{Nu \lambda}{d} = \frac{14,9 \cdot 0,14}{0,02} = 104,3 \text{ kcal/m}^2\text{h độ.}$$

Ở đây hệ số dẫn nhiệt của anilin tại nhiệt độ $t = 120^\circ\text{C}$ là $\lambda = 0,14 \text{ kcal/mh độ}$ (hình PL.10).

4.2.15. Một thiết bị trao đổi nhiệt loại ống chùm thẳng đứng gồm 61 ống truyền nhiệt, đường kính ống $32 \times 2,5 \text{ mm}$, cao $1,25 \text{ m}$. Cacbon tetraclorea chảy qua ống với lưu lượng $13 \text{ m}^3/\text{h}$, có nhiệt độ trung bình $t_1 = 50^\circ\text{C}$, nhiệt độ mặt trong thành ống $t_1 = 24^\circ\text{C}$.

Tính hệ số cấp nhiệt giữa cacbon tetraclorea và thành ống trong những trường hợp sau:

- cacbon tetraclorea chảy trong ống choán đầy ống;
- cacbon tetraclorea chảy trong ống dạng màng.

Giải:

a) Trường hợp choán đầy ống:

Vận tốc dòng chảy chất lỏng được tính

$$w = \frac{m}{F} = \frac{13}{61 \cdot 0,785 \cdot 0,027^2 \cdot 3600} = 0,103 \text{ m/s.}$$

Chế độ chảy được xác định qua chuẩn số Re :

$$Re = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{0,103 \cdot 0,027 \cdot 1630}{0,7 \cdot 10^{-3}} = 6476$$

Từ bảng PL.9 tra được khối lượng riêng của cacbon tetraclorea là $\rho = 1630 \text{ kg/m}^3$ và độ nhớt $0,7 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}$ ở 50°C tra hình PL.2. Vì $Re = 6476$ nên chảy ở chế độ quá độ. Công thức tính Nu là:

$$Nu = 21,9 \cdot Pr^{0,43} (Pr/Pr_1)^{0,25}$$

Từ hình PL.9 có $Pr = 5,4$ ở 50°C và $Pr_1 = 6,6$ ở 24°C

vậy
$$Nu = 21,9 \cdot 5,4^{0,43} (5,4/6,6)^{0,25} = 43.$$

Hệ cấp cấp nhiệt:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{43.0,09}{0,027} = 143,3 \text{ kcal/m}^2\text{h độ.}$$

Giá trị $\lambda = 0,09 \text{ kcal/m h độ}$ tra ở hình PL.10 ở 50°C .

b) *Chế độ chảy thành màng.* Ở chế độ này người ta có thể xác định hệ số cấp nhiệt theo công thức:

$$Nu = 0,01(GaPrRe)^{1/3} \text{ với } Re > 2000 \text{ (xoáy)}$$

hoặc $Nu = 0,67 \cdot (Ga^2Pr^3Re)^{1/9}$ với $Re < 2000$ (dòng)

Trong cả hai trường hợp, các thông số vật lý đều được tính theo nhiệt độ của màng, tức là:

$$t_m = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{50 + 24}{2} = 37^\circ\text{C.}$$

Ở nhiệt độ này, độ nhớt $\mu = 0,84 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}$ và hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 0,094 \text{ kcal/mh độ}$ chuẩn số Re được tính:

$$Re = \frac{4m\rho}{\pi d n \mu} = \frac{4 \cdot 13 \cdot 1630}{\pi \cdot 0,027 \cdot 610 \cdot 0,84 \cdot 10^{-3}} = 5420.$$

Như vậy chuyển động màng theo chế độ xoáy.

Chuẩn số Ga là:

$$Ga = \frac{H^3 \cdot \rho^2 \cdot g}{\mu^2} = \frac{1,25^3 \cdot 1630^2 \cdot 9,81}{0,84^2 \cdot 10^{-6}} = 72,1 \cdot 10^{12}.$$

Ở nhiệt độ 37°C chuẩn số $Pr = 6$.

Vậy

$$Nu = 0,01(Ga Pr Re)^{1/3} = 0,01 (72,1 \cdot 10^{12} \cdot 6 \cdot 5420)^{1/3} = 13283.$$

Rút ra

$$\alpha_m = \frac{Nu\lambda}{H} = \frac{13283 \cdot 0,094}{1,25} = 998,9 \text{ kcal/m}^2\text{h độ.}$$

Quan hệ giữa hai giá trị α ở hai trường hợp là:

$$\frac{\alpha_m}{\alpha} = \frac{998,9}{143,3} = 7.$$

Như vậy ở chế độ màng hệ số cấp nhiệt lớn gấp 7 lần ở điều kiện thường.

4.2.16. Không khí thổi qua thành ống có đường kính 50 mm và dài 1,5 m với vận tốc 6 m/s, nhiệt độ đầu 60°C và nhiệt độ cuối 20°C. Cần xác định hệ số cấp nhiệt của không khí.

Giải:

Nhiệt độ trung bình của không khí:

$$t_K = \frac{60 + 20}{2} = 40^\circ\text{C}.$$

Chuẩn số Re được tính:

$$Re = \frac{wd}{\nu} = \frac{6.0,05}{16,96.10^{-6}} = 17689.$$

Không khí ở nhiệt độ 40°C có độ nhớt động học $\nu = 16,96.10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$. Vì $Re > 10^4$, ta tính Nu theo công thức

$$Nu = 0,018.\varepsilon_1.Re^{0,8} = 0,18.1,06.17689^{0,8} = 47,7$$

Tra bảng 4.1 ta có $\varepsilon_1 = 1,06$ ở $L/d = 1500/50 = 30$

Ở 40°C không khí có hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 0,028 \text{ kcal/mh độ}$.

Rút ra:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{47,7.0,028}{0,05} = 26,7 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}$$

4.2.17. Một thiết bị gia nhiệt gồm sáu dây ống xếp lệch nhau tạo thành chùm. Đường kính ngoài của ống truyền nhiệt là $d = 44,5 \text{ mm}$. Số ống trong mỗi dây bằng nhau. Không khí thổi ngoài ống chéo dòng với góc nghiêng 90°. Cần xác định hệ số cấp nhiệt của không khí, biết nhiệt độ trung bình là 200°C, vận tốc trung bình ở tiết diện hẹp nhất là $w = 12 \text{ m/s}$.

Giải:

Tính chuẩn số Re :

$$Re = \frac{wd}{\nu} = \frac{12.0,0445}{34,85.10^{-6}} = 15323.$$

Ở 200°C không khí có độ nhớt động $\nu = 34,85 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$.

Vì $Re > 10^4$, nên Nu được tính theo công thức:

$$Nu = 0,21 \varepsilon_{\varphi} Re^{0,65} = 0,21 \cdot 1.15323^{0,65} = 110,3$$

Hệ số của góc chày $\varphi = 90^\circ$ là $\varepsilon_{\varphi} = 1$.

Từ bảng PL.13 ở 200°C không khí có hệ số dẫn nhiệt $\lambda = 0,034 \text{ kcal/mh độ}$.

Vậy

$$\alpha = \frac{Nu \lambda}{d} = \frac{110,3 \cdot 0,034}{0,0445} = 84,3 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}.$$

Hệ số cấp nhiệt trung bình của sáu dây ống là:

$$\alpha_{tb} = \frac{0,6 + 0,9 + 4}{6} \alpha = 77,3 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}.$$

ở đây giá trị 0,6 và 0,9 là hệ số hiệu chỉnh của quá trình cấp nhiệt ở dây thứ nhất và dây thứ hai của chùm ống.

4.2.18. Cùng điều kiện như ở bài 4.2.17, nhưng ống xếp thẳng hàng nhau, thì hệ số cấp nhiệt thay đổi thế nào?

Giải:

Trong trường hợp ống xếp thẳng hàng nhau, thì Nu được tính theo công thức:

$$Nu = 0,37 \cdot \varepsilon_{\varphi} Re^{0,6} = 0,37 \cdot 1.15323^{0,6} = 120,1.$$

Vậy hệ số cấp nhiệt dây thứ ba là:

$$\alpha = \frac{Nu \lambda}{d} = \frac{120,1 \cdot 0,034}{0,0445} = 91,8 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}.$$

Hệ số hiệu chỉnh ở dây ống đầu là 0,6 và dây thứ hai là 0,7, nên hệ số cấp nhiệt của cả chùm sáu dây là:

$$\alpha_{tb} = \frac{0,6 + 0,7 + 4}{6} \alpha = 0,883 \cdot 91,8 = 81,1 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}.$$

Qua kết quả tính toán ta thấy trường hợp xếp thẳng hàng có hệ số cấp nhiệt lớn hơn trường hợp xếp lệch hàng. Và sự sai lệch

ấy là:

$$\frac{81,1 - 77,3}{81,1} = 0,05 \approx 5\%$$

4.2.19. Alcol izopropylic được làm nóng trong bình chứa nhờ nước nóng. Nước được bơm một dây ống nằm ngang có đường kính $d = 50$ mm. Tính hệ số cấp nhiệt của alcol izopropylic ở chế độ đối lưu tự do. Alcol có nhiệt độ trung bình $t_1 = 60^\circ\text{C}$ và nhiệt độ trung bình ở mặt ngoài ống là 70°C

Giải:

Hệ số cấp nhiệt của chất lỏng ở chế độ đối lưu tự do ngoài ống nằm ngang được tính theo công thức:

$$Nu = 0,51(GrPr)^{0,25} (Pr/Pr_1)^{0,25} .$$

Chuẩn số Nu và Pr tương ứng với nhiệt độ trung bình của chất lỏng ở 60°C và chuẩn số Pr_1 ở nhiệt độ thành $t_1 = 70^\circ\text{C}$.

Chuẩn số *Grashof* được tính

$$Gr = \frac{d^3 \rho^2 \beta \Delta t g}{\mu^2} = \frac{0,05^3 \cdot 789^2 \cdot 1,39 \cdot 10^{-3} \cdot 10 \cdot 9,81}{0,82^2 \cdot 10^{-6}}$$

$$Gr = 1,66 \cdot 10^7 .$$

trong đó khối lượng riêng của alcol ở 60°C là $\rho = 789$ kg/m³;

$$\Delta t = 70 - 60 = 10^\circ\text{C};$$

độ nhớt của alcol ở 60°C là $\mu = 0,8 \cdot 10^{-3}$ kg/ms;

β - hệ số nở thể tích, 1/độ được tính từ công thức:

$$\beta = \frac{a(t_1 - t_2) + b(t_1^2 - t_2^2) + c(t_1^3 - t_2^3)}{t_1 - t_2}$$

$$\beta = \frac{1,04345(61 - 59) + 0,44303 \cdot 10^{-6} (61^2 - 59^2) + 2,7274 \cdot 10^{-8} (61^3 - 59^3)}{61 - 59}$$

$$\beta = 1,39 \cdot 10^{-3} \text{ (1/độ)} .$$

Các đại lượng a, b và c được tra ở sổ tay.

Ở 60°C từ hình PL.9 tra được $Pr = 19$ và ở 70°C tra được

$$Pr_1 = 16,5.$$

Vậy

$$Nu = 0,51(1,66 \cdot 10^7 \cdot 19)^{0,25} (19/16,5)^{0,25} = 70,4.$$

và hệ số cấp nhiệt của alcol izopropylic ở chế độ đối lưu tự do:

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{70,4 \cdot 0,126}{0,05} = 177,4 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}.$$

Ở đây $\lambda = 0,126$ kcal/mh độ là hệ số dẫn nhiệt của alcol izopropylic ở 60°C .

4.2.20. Hơi nước bão hòa được ngưng tụ ở ngoài chùm ống gồm sáu hàng xếp lệch hàng nhau. Đường kính ngoài của ống truyền nhiệt $d = 30$ mm. Áp suất hơi bão hòa 10,23 at. Xác định hệ số cấp nhiệt trung bình của chùm, biết nhiệt độ trung bình của bề mặt ngoài ống truyền nhiệt là $t_1 = 172^\circ\text{C}$.

Giải:

Hệ số cấp nhiệt được tính trước tiên cho từng ống, rồi dùng hệ số hiệu chỉnh cho từng dãy ống.

Công thức tính hệ số cấp nhiệt cho từng ống nằm ngang:

$$\alpha = \sqrt[4]{\frac{3600 \cdot r \cdot \rho^2 \lambda^3 g}{\mu \Delta t \cdot d}} \cdot 0,725,$$

trong đó $r = 482,3$ kcal/kg - nhiệt ngưng tụ của hơi nước ở 10,23 at (bảng PL.17);

$\rho = 892,1$ kg/m³ - khối lượng riêng của nước ngưng (bảng PL.16);

$\lambda = 0,582$ kcal/mh độ - hệ số dẫn nhiệt của nước ngưng (bảng PL.16);

$\mu = 15,1 \cdot 10^{-6}$ kps/m² = $149 \cdot 10^{-6}$ kg/ms - độ nhớt của nước ngưng (bảng PL.16);

$\Delta t = t_n - t_1 = 180 - 172 = 8^\circ\text{C}$ ($t_n = 180^\circ\text{C}$ là nhiệt độ của nước ngưng (hơi) ở áp suất 10,23 at (bảng PL.17).

Các đại lượng ρ , λ và μ được tra ở nhiệt độ trung bình của màng nước ngưng:

$$t_m = \frac{t_n + t_t}{2} = \frac{180 + 172}{2} = 176^\circ\text{C}$$

Thay vào phương trình tính α ta có:

$$\alpha = 0,725 \sqrt[4]{\frac{3600.482,3.892,1^2.0,582^3.9,81}{149.10^{-6} . 8. 0,03}} = 11987 \text{ kcal/m}^2\text{h độ.}$$

Hệ số cấp nhiệt trung bình của chùm ống:

$$\alpha_{ch} = \epsilon_m . \alpha = 0,6.11987 = 7192,2 \text{ kcal/m}^2\text{h độ,}$$

với ϵ_m - hệ số hiệu chỉnh của hệ số cấp nhiệt cho chùm ống.

4.2.21. Cần xác định hệ số cấp nhiệt của nước sôi trong không gian rộng (đối lưu tự do). Áp suất 1,03 at (100°C). Nhiệt tải riêng $q = 3.10^4 \text{ kcal/m}^2\text{h}$

Giải:

Hệ số cấp nhiệt được tính theo công thức:

a) Công thức (bốc hơi bong bóng):

$$\alpha = 1,86.10^{-2} \left(\frac{\rho_h r}{\rho_l - \rho_h} \right)^{0,033} \left(\frac{\rho_l}{\sigma} \right)^{0,33} \frac{\lambda_l^{0,75} . q^{0,7}}{\mu_l^{0,45} c_l^{0,117} T^{0,37}}$$

Đối với nước ở 100°C từ bảng PL.16 tra được:

$$\rho = 958,4 \text{ kg/m}^3; \sigma = 60.10^{-4} \text{ kp/m}; \lambda_l = 0,587 \text{ kcal/mh độ};$$

$$\mu = 280.10^{-6} \text{ kg/ms}; c_l = 1,008 \text{ kcal/kg độ.}$$

cho hơi nước ở 100°C từ bảng PL.17 có $r = 539,4 \text{ kcal/kg}$;

$$\rho_h = 0,597 \text{ kg/m}^3; T = 373^\circ\text{K.}$$

vậy

$$\alpha = 1,86.10^{-2} . \left(\frac{0,597.539,4}{958,4 - 0,597} \right)^{0,033} . \left(\frac{958,4}{60.10^{-4}} \right)^{0,33} .$$

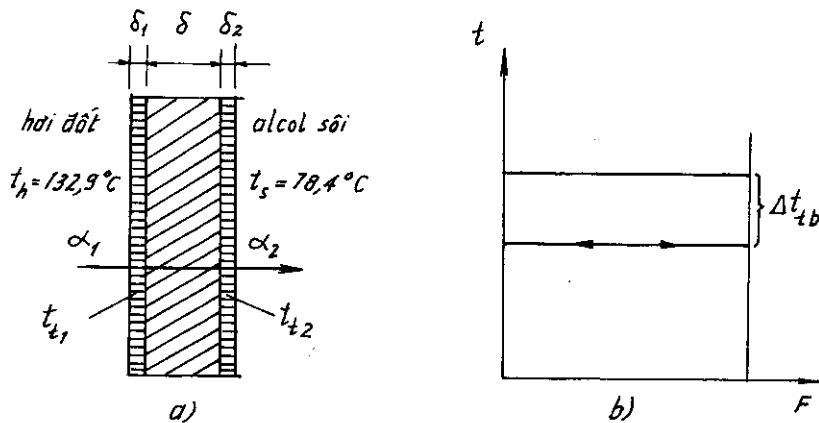
$$\frac{0,587^{0,75} . (3.10^4)^{0,7}}{(280.10^{-6})^{0,45} . 1,008^{0,117} . 373^{0,37}} = 3787,2 \text{ kcal/m}^2\text{h độ.}$$

b) Theo công thức (đối với nước):

$$\alpha = 3 \cdot q^{0.7} = 3 \cdot (3 \cdot 10^4)^{0.7} = 4084,2 \text{ kcal/m}^2\text{h độ.}$$

c) Tra theo đồ thị hình 4.9 được $\alpha = 4100 \text{ kcal/m}^2\text{h độ.}$

4.2.22. Xác định hệ số truyền nhiệt trong thiết bị bốc hơi alcol etylic. Hơi đốt có áp suất dư 2 at. Hơi chảy trong ống xoắn bằng thép có đường kính 51x3 mm. Lưu thể sôi ở áp suất thường. Cần chú ý đến trở lực cặn bám trên thành ống trong tính toán.



Hình 4.17 (ví dụ 4.2.22)

Giải:

a) *Quan hệ nhiệt độ của quá trình*

Từ hình 4.17 ta thấy δ_1 là lớp cặn bám phía hơi đốt, δ là bề dày ống, δ_2 là lớp cặn bám phía alcol sôi. t_{t1} và t_{t2} là nhiệt độ hai bên tường.

Từ bảng PL.18 ở áp suất 3 at hơi có nhiệt độ 132,9°C. Nhiệt độ sôi của alcol là 78,4°C.

Hiệu số nhiệt độ trung bình giữa hai lưu thể:

$$\Delta t_{tb} = 132,9 - 78,4 = 54,5^\circ\text{C.}$$

b) Hệ số cấp nhiệt phía alcol sôi

Hệ số cấp nhiệt được tính theo công thức:

$$\alpha = 1,86 \cdot 10^{-2} \cdot \left(\frac{\rho_h r}{\rho_l - \rho_h} \right)^{0,033} \left(\frac{\rho_l}{\sigma} \right)^{0,33} \frac{\lambda_1^{0,75} \cdot q^{0,7}}{\mu_1^{0,45} \cdot c_1^{0,12} \cdot T^{0,37}}$$

Trong công thức:

$T = 273 + 78,4 = 351,4$ °K nhiệt độ của alcol sôi ở áp suất thường. Ở nhiệt độ này alcol có các thông số vật lý sau:

$$\rho_l = 735 \text{ kg/m}^3; r = 201 \text{ kcal/kg};$$

$$\rho_h = 1,74 \text{ kg/m}^3; \sigma = 17,1 \cdot 10^{-4} \text{ kp/m},$$

$\mu_1 = 0,451 \text{ kg/ms}; c_1 = 0,77 \text{ kcal/kg độ}; \lambda_1 = 0,144 \text{ kcal/mh độ}$. (số liệu được tra ở các bảng trong phần phụ lục).

$$\text{Vậy } \alpha_2 = 1,86 \cdot 10^{-2} \left(\frac{1,74 \cdot 201}{735 - 1,74} \right)^{0,033} \left(\frac{735}{17,1 \cdot 10^{-4}} \right)^{0,33} \frac{0,144^{0,75} \cdot q^{0,7}}{(0,451 \cdot 10^{-3})^{0,45} \cdot 0,77^{0,12} \cdot 351,4^{0,37}} = 1,16 \cdot q^{0,7}.$$

Đối với alcol etylic hệ số cấp nhiệt có thể tính gần đúng theo công thức:

$$\alpha_2 = 2,5 \varphi p^{0,4} \cdot q^{0,7}, \text{ kcal/m}^2 \text{h độ},$$

trong đó $\varphi = 0,45$ - hệ số đặc trưng cho chất lỏng sôi ở $p = 1 \text{at}$, nên:

$$\alpha_2 = 2,5 \cdot 0,45 \cdot q^{0,7} = 1,13 q^{0,7}, \text{ kcal/m}^2 \text{h độ}.$$

Như vậy, nếu dùng công thức gần đúng có hệ số hiệu chỉnh φ hệ số cấp nhiệt sẽ nhỏ hơn so với trường hợp chung là:

$$\frac{1,16 - 1,13}{1,16} = 0,026 = 2,6\%$$

c) Hệ số cấp nhiệt phía hơi đốt ngưng tụ

Đối với ống xoắn không có công thức tính, nên ta dùng công thức:

$$\alpha_1 = 0,725 \cdot A \cdot \left(\frac{r}{d \Delta t_1} \right)^{0,25}$$

Để tính A , các thông số vật lý lấy theo nhiệt độ màng nước ngưng $t_m = \frac{t_1 + t_r}{2}$ hoặc tra A theo nhiệt độ này. Còn r là nhiệt ngưng tụ tra theo nhiệt độ hơi.

d) *Tính nhiệt trở* bao gồm trở lực thành ống và lớp cáu bần bám trên hai bên thành ống:

$$\begin{aligned} \sum r_1 &= r_1 + \frac{\delta}{\lambda} + r_2 = \frac{1}{5000} + \frac{0,003}{40} + \frac{1}{5000} = \\ &= 0,475 \cdot 10^{-3} \text{m}^2 \text{h độ/kcal.} \end{aligned}$$

Các số liệu được tra ở bảng PL.12 cho r_1 , r_2 và ở bảng PL.14 cho λ .

e) *Tính nhiệt tải riêng* q

Ta biết, từ các công thức tính hệ số cấp nhiệt α đều cho ra $\alpha = f(t_1)$. Song ta chưa biết t_{11} và t_{12} . Do đó ta phải tìm cách xác định chúng. Chúng ta chấp nhận, quá trình truyền nhiệt thì nhiệt lượng được hơi ngưng tụ cấp bằng nhiệt qua lớp cặn bần và tường và bằng nhiệt lượng cung cấp cho quá trình bốc hơi (sôi), tức

$$q_{ng} = q_t = q_s$$

trong đó
$$q_t = \frac{t_{11} - t_{12}}{\sum r_t}$$

$$q_s = \alpha_2(t_{12} - t_1)$$

vì quan hệ $d_{tr}/d_n = 45/51 = 0,88 > 0,5$, nên ta không cần đề cập đến độ khum của ống.

Để việc tính toán thuận lợi, cũng như có thể thấy dễ dàng sự thay đổi của các đại lượng trong tính toán ta tổng hợp số liệu vào bảng 4.8.

- Lần tính thứ nhất: Đại lượng t_1 được giả thiết. Giá trị của t_{11} phải nằm giữa $t_h = 132,9^\circ\text{C}$ và $t_1 = 78,4^\circ\text{C}$ và gần với t_h , vì $\alpha_1 > \alpha_2$. Giả dụ chọn $t_{11} = 125^\circ\text{C}$. Như vậy $t_m = \frac{132,9 + 125}{2} = 129^\circ\text{C}$

Bảng 4.8

Số lần tính	Phía hơi ngưng tụ							Tường và căn bản	
	t_h	t_{t1}	t_m	Δt_1	A	α_1	q_{ng}	$\sum r_t$	Δt_2
1	132,9	125	129	7,9	2331	10442	82492	$0,475 \cdot 10^{-3}$	39,2
2	132,9	127,75	130,3	5,15	2336	11700	60100	$0,475 \cdot 10^{-3}$	28,6
3	132,9	127,9	130,4	5,0	2336	11800	58800	$0,475 \cdot 10^{-3}$	27,9

Số lần tính	Phía alcohol sôi					$q_{tb} = \frac{q_{ng} + q_s}{2}$
	t_{t2}	t_1	Δt_2	α_2	q_s	
1	85,8	78,4	6,8	3206	23724	53108
2	99,1	78,4	20,6	2770	57000	58550
3	100	78,4	21,5	2730	58700	58750

Khi đó: $\Delta t = t_h - t_{t1} = 132,9 - 125 = 7,9^\circ\text{C}$, $A = 2331$ (tra ở bảng theo công thức (4.60)).

Tính toán ta được:

$$1) \alpha_1 = 0,725 A \left(\frac{r}{d\Delta t_1} \right)^{0,25} = 0,725 \cdot 2331 \cdot \left(\frac{518,1}{0,045 \cdot 7,9} \right)^{0,25} = 10442 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}.$$

Tra từ bảng PL.18 được $r = 518,1$ kcal/kg của hơi ngưng ở $132,9^\circ\text{C}$.

$$2) q_{ng} = \alpha_1(t_h - t_{t1}) = 10442(132,9 - 125) = 82492 \text{ kcal/m}^2\text{h}.$$

$$3) \Delta t_1 = \sum r_t \cdot q_{ng} = 0,475 \cdot 10^{-3} \cdot 82492 = 39,2^\circ\text{C}.$$

$$4) t_{t2} = t_{t1} - \Delta t_1 = 125 - 39,2 = 85,8^\circ\text{C}.$$

$$5) \alpha_2 = 1,16 \cdot q^{0,7} = 1,16 \cdot 82492^{0,7} = 3206 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}$$

$$6) q_s = \alpha_2(t_{t2} - t_1) = 3206(85,8 - 78,4) = 23724 \text{ kcal/m}^2\text{h}.$$

$$7) \quad q_{tb} = \frac{q_{ng} + q_s}{2} = \frac{82492 + 23724}{2} = 53108 \text{ kcal/m}^2\text{h}$$

Vì sai số giữa q_{ng} và q_s tương đối lớn:

$$\frac{82492 - 23724}{82492} = 0,71 = 71\%$$

nên ta tiến hành tính tiếp với giả thiết t_{t1} tốt hơn.

- Lần tính thứ hai: Giữ nguyên α_1 , vì thực tế nó không thay đổi. Xem Δt_1 thay đổi như thế nào, để q_{ng} cận đến q_{tb} .

Sự phân biệt giữa q_{ng} và q_{tb} là:

$$\frac{82492 - 53108}{82492} = 0,356 = 35,6\%$$

Để tiến hành tính toán lần thứ hai ta lấy:

$$\Delta t_1 = (1 - 0,356) \cdot 7,9 = 5,1 \text{ độ}$$

Quá trình tiến hành hoàn toàn giống như lần thứ nhất và kết quả được tổng hợp ở bảng 4.8.

Kết quả đạt được ở lần thứ hai có sự chênh lệch giữa q_{ng} và q_{tb} không lớn lắm

$$\frac{60100 - 58500}{60100} = 0,03 = 3\% < 5\%$$

Với sai số này có thể chấp nhận được.

Ta cần có phương pháp để xác định t_{t1} sao cho q_{ng} và q_s gần bằng nhau mà không mất nhiều thời gian mò mẫm.

- Lần tính thứ ba: Qua hai lần tính trên ta dễ dàng tìm hai đường thẳng $q_{ng} = f(t)$ và $q_s = f(t)$. Giao điểm của hai đường thẳng cho ta số liệu chính xác $t_{t1} = 127,9^\circ\text{C}$ và $q_m = 59000 \text{ kcal/m}^2\text{h}$.

Để chứng tỏ phương pháp đồ thị cho ta kết quả đúng, ta tiến hành lần tính thứ ba.

Kết quả được tổng hợp ở bảng 4.8.

Sai lệch giữa q_{ng} và q_s là:

$$\frac{58800 - 58700}{58800} = 0,001 = 0,1\%$$

Giá trị trung bình của nhiệt tải

$$q_{tb} = \frac{58800 + 58700}{2} = 58750 \text{ kcal/m}^2\text{h.}$$

Công thức dùng để tính chất lỏng sôi dạng bong bóng chỉ hợp lý khi giá trị nhiệt tải riêng q phải nhỏ hơn giá trị giới hạn q_{kr} . Vì vậy, cần kiểm tra lại kết quả tính được xem có thỏa mãn điều kiện này không.

Nhiệt tải riêng tới hạn của alcol etylic được tính theo công thức:

$$q_{kr} = 1,7 \cdot 10^4 \cdot \frac{\lambda_l^{0,5} (\rho_l - \rho_h)^{0,542} (\rho_h r T)^{0,333}}{\rho_l^{0,417} \cdot c^{0,167}} \sigma^{0,042}$$

$$q_{kr} = 1,7 \cdot 10^4 = \frac{0,144^{0,5} (735 - 1,74)^{0,542}}{735^{0,417} \cdot 0,77^{0,167}} \times$$

$$\times \frac{(1,74 \cdot 201,351,5)^{0,333} \cdot (17,1 \cdot 10^{-4})^{0,042}}{1} =$$

$$= 0,582 \cdot 10^6 \text{ kcal/m}^2\text{h} > 0,05875 \cdot 10^6 \text{ kcal/m}^2\text{h.}$$

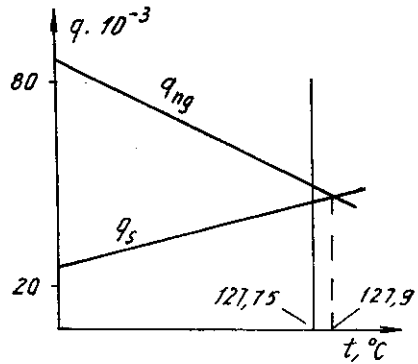
Như vậy, kết quả thu được thỏa mãn.

Hệ số truyền nhiệt được tính theo hai cách:

1/ Từ quan hệ $q = K(t_h - t_l)$

$$\text{với } K = \frac{58750}{132,9 - 78,4} = 1078 \text{ kcal/m}^2\text{h độ.}$$

$$2/ \text{ Từ quan hệ } K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_1 + \frac{1}{\alpha_2}}$$



Hình 4.18 (ví dụ 4.2.22)

$$K = \frac{1}{\frac{1}{11800} + 0,475 \cdot 10^{-3} + \frac{1}{2730}} = 1080 \text{ kcal/m}^2\text{h độ.}$$

4.2.23. Xác định bề mặt truyền nhiệt của thiết bị trao đổi nhiệt để làm nguội dầu trích ly nóng từ 100 xuống 25°C với năng suất 3 tấn/h. Tác nhân làm lạnh là dầu lạnh ở nhiệt độ đầu 20°C và nhiệt độ cuối 40°C. Cho biết, hệ số truyền nhiệt thay đổi theo nhiệt độ như sau:

$T, ^\circ\text{C}$	100	80	60	40	30	25
$K, \text{kcal/m}^2\text{h độ}$	305	302	295	265	200	143

Nhiệt dung của dầu là 0,4 kcal/kg độ.

Giải:

Do hệ số truyền nhiệt thay đổi theo nhiệt độ trong quá trình trao đổi nhiệt, nên khi tính toán vận dụng phương trình truyền nhiệt ở dạng vi phân (4.20)

$$dF = - \frac{mcdT}{K(T-t)} \Rightarrow F = - \int_{T_1}^{T_2} \frac{mcdT}{K(T-t)}$$

Tích phân được tính theo đồ thị.

Ở công thức T là nhiệt độ của dầu nóng và t là nhiệt độ dầu lạnh.

Tích mc là không đổi trong suốt quá trình trao đổi nhiệt.

Đồ thị trên tọa độ với trục tung $1/K(T-t)$ và trục hoành T .

Từ phương trình truyền nhiệt:

$$m_n c_n (T_1 - T) = m_1 c_1 (t_2 - t).$$

$$\text{Rút ra } t = t_2 - \frac{m_n c_n}{m_1 c_1} (T_1 - T).$$

Như vậy từ T ta tính được t tương ứng.

Từ điều kiện đầu bài ta có:

$$m_n c_n (T_1 - T_2) = m_1 c_1 (t_2 - t_1)$$

$$\frac{m_n c_n}{m_1 c_1} = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2} = \frac{40 - 20}{100 - 25} = 0,267.$$

Thay vào công thức trên ta được:

$$t = 40 - 0,267(100 - T).$$

Cụ thể, nếu tính ở $T = 80^\circ\text{C}$ ta có:

$$t = 40 - 0,267(100 - 80) = 34,7^\circ\text{C}.$$

Tương ứng giá trị **Bảng 4.9**

trục tung sẽ là:

$$\begin{aligned} & \frac{1}{K(T-t)} = \\ & \frac{1}{302(80 - 34,7)} = \\ & = 0,73 \cdot 10^{-4} \end{aligned}$$

Tính tương tự ở những nhiệt độ khác ta có bảng 4.9.

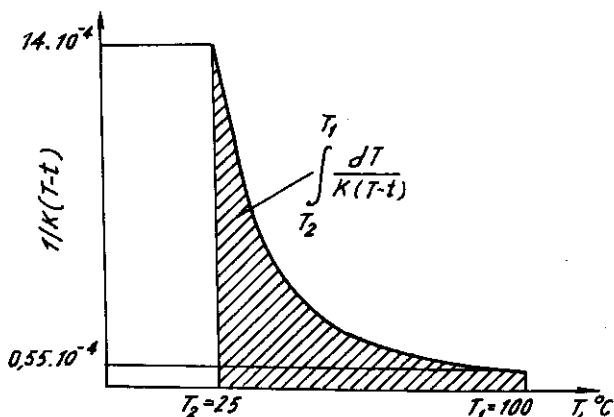
T	t	$T - t$	K	$1/K(T-t)$
100	40	60,0	305	$0,55 \cdot 10^{-4}$
80	34,7	45,3	302	$0,73 \cdot 10^{-4}$
60	29,3	30,7	295	$1,10 \cdot 10^{-4}$
40	24,0	16,0	265	$2,66 \cdot 10^{-4}$
30	21,3	8,7	200	$5,75 \cdot 10^{-4}$
25	20,0	5,0	143	$14,00 \cdot 10^{-4}$

Cho số đo trục hoành 1 độ \equiv 2mm.

Cho số đo trục tung $1 \cdot 10^{-4} \equiv$ 20mm.

Vì vậy đơn vị dưới đường tích phân sẽ là: $(1^\circ \cdot 10^{-4}) \equiv 2.20 = 40 \text{ mm}^2$.

Phần gạch dưới đường cong



Hình 4.19 (ví dụ 4. 2. 23)

là diện tích của tích phân bằng 5650 mm².

$$\text{Vậy } \int_{T_2}^{T_1} \frac{dT}{K(T-t)} = \frac{5650}{40} \cdot 10^{-4} = 141 \cdot 10^{-4}.$$

Bề mặt trao đổi nhiệt:

$$F = m_n c_n \int_{T_2}^{T_1} \frac{dT}{K(T-t)} = 3600 \cdot 0,4 \cdot 141 \cdot 10^{-4} = 16,9 \text{ m}^2.$$

4.2.24. 1400 kg toluen có nhiệt độ 105°C được chứa trong bể. Ở đó có ống xoắn cho nước lạnh chảy qua. Ống xoắn có bề mặt truyền nhiệt 3,2m². Nước lạnh chảy vào ống có nhiệt độ 13°C. Cần thời gian làm lạnh bao lâu để toluen đạt được nhiệt độ 25°C, nếu hệ số truyền nhiệt 220 kcal/m²h độ, và lượng nước cần dùng là bao nhiêu?

Giải:

Quá trình làm lạnh được tiến hành gián đoạn, nên công thức (4.15) không được dùng để tính toán, vì đòi hỏi biết hiệu số nhiệt độ trung bình, mà nhiệt độ của nước lạnh khi ra khỏi ống xoắn thay đổi. Trong tình trạng như vậy, người ta dùng công thức:

$$\Delta t_{tb} = \frac{T_1 - T_2}{2,3 \lg \frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_1}} \cdot \frac{A - 1}{2,3 \text{ Alg}A}$$

trong đó $T_1 = 105^\circ\text{C}$ - nhiệt độ đầu của toluen;

$T_2 = 25^\circ\text{C}$ - nhiệt độ cuối của toluen;

$t_1 = 13^\circ\text{C}$ - nhiệt độ đầu của nước lạnh;

$t_2 = 18^\circ\text{C}$ - nhiệt độ cuối của nước lạnh ở thời điểm nhiệt độ của toluen đạt đến 25°C.

Giá trị của A được tính:

$$A = \frac{T_2 - t_1}{T_2 - t_2} = \frac{25 - 13}{25 - 18} = 1,714.$$

Vậy

$$\Delta t_{tb} = \frac{105 - 25}{2,3 \lg \frac{105 - 13}{25 - 13}} \cdot \frac{1,174 - 1}{2,3 \cdot 1,174 \lg 1,174} = 36,4^\circ\text{C}$$

Lượng nhiệt toluen cấp cho nước là:

$$Q = 1400.0,43.(105 - 25) = 48160 \text{ kcal,}$$

Từ hình PL.12 tra được nhiệt dung của toluen ở nhiệt độ trung bình $\frac{105 + 25}{2} = 65^\circ\text{C}$ là $c_p = 0,43 \text{ kcal/kg độ}$.

Thời gian cần thiết để toluen đạt đến nhiệt độ 25°C là:

$$\tau = \frac{Q}{FK\Delta t_{tb}} = \frac{48160}{3,2.220.36,4} = 1,88 \text{ h.}$$

Nhiệt độ trung bình của nước lạnh được tính theo công thức:

$$t_{tb} = t_1 + \Delta t_{tb}.2,31gA = 13 + 36,4.2,3 \lg 1,174 = 18,8^\circ\text{C.}$$

Lượng nước lạnh cần thiết:

$$m_n = \frac{Q}{\tau c_n(t_{tb} - t_1)} = \frac{48160}{1,88.1.(18,8 - 13)} = 4416,7 \text{ kg/h.}$$

4.2.25. Cần xác định tổn thất nhiệt qua tia bức xạ từ bề mặt của một thiết bị trao đổi nhiệt bằng thép, được đặt trong một phòng có tường được sơn màu. Thiết bị truyền nhiệt có chiều cao $H = 2\text{m}$, đường kính $D = 1 \text{ m}$. Phòng cao 4 m, dài 10 m, và rộng 6 m. Nhiệt độ ở thành thiết bị 70°C và nhiệt độ không khí trong phòng 20°C .

Ngoài ra cũng cần tính tổng nhiệt tổn thất qua bức xạ và đối lưu (cấp nhiệt).

Giải:

Tổn thất nhiệt qua bức xạ được tính theo công thức:

$$Q = CF_1 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right], \text{ kcal/h}$$

$$\text{với hệ số } c = \frac{1}{\frac{1}{c_1} + \left(\frac{1}{c_2} - \frac{1}{4,9} \right) \frac{F_1}{F_2}}, \text{ kcal/m}^2\text{h } (^\circ\text{K}/100)^4$$

Theo đầu bài có:

$$T_1 = 273 + 70 = 343^\circ\text{K}$$

$$T_2 = 273 + 20 = 293^\circ\text{K}$$

$$F_1 = \pi DH + 2.0,785.D^2 = 3,14.1.2 + 2.0,785.1^2 = 7,85\text{m}^2$$

$$F_2 = 2(4.6 + 4.10 + 6.10) = 248 \text{ m}^2.$$

Vì quan hệ F_2/F_1 rất lớn, nên ta có thể coi hệ số bức xạ $c \approx c_1$.

Từ bảng PL.19 độ đen của thép là $\epsilon = 0,85$, vậy $c_1 = 0,85 \cdot 4,9 = 4,165 \text{ kcal/m}^2\text{l} (\text{°K}/100)^4$.

Vậy nhiệt tổn thất qua bức xạ:

$$Q = c_1 F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] = 4,165 \cdot 7,85 (3,43^4 - 2,93^4) = \\ = 2113,26 \text{ kcal/h}$$

Tổng nhiệt tổn thất qua bức xạ và đối lưu là:

$$Q = \alpha F_1 (t_1 - t_k), \text{ kcal/h,}$$

trong đó α - hệ số cấp nhiệt bao gồm bức xạ và đối lưu:

$$\alpha = 8,4 + 0,06 \Delta t = 8,4 + 0,06(70 - 20) = 11,4 \text{ kcal/m}^2\text{h độ.}$$

Vậy tổng nhiệt tổn thất là:

$$Q = 11,4 \cdot 7,85 (70 - 20) = 4474,5 \text{ kcal/h.}$$

4.2.26. Một ống dẫn khí thải được đặt sâu dưới đất. Khi dòng khí thải đi qua (bắt đầu làm việc) nhiệt độ thành ống tăng nhanh đến $t_o = 600^\circ\text{C}$, sau đó giữ nguyên ở nhiệt độ này. Lớp đất bao quanh ống có nhiệt độ khi chưa có dòng khí qua là $t_d = 0^\circ\text{C}$. Khi dòng khí đi qua nó được làm nóng lên rất chậm:

a) biểu diễn đường nhiệt độ của thành ống theo khoảng cách sau 400 h làm việc (theo hướng vuông góc với ống). Cho khoảng cách từ 0,4 đến 2 m.

b) biểu diễn quan hệ giữa nhiệt lượng riêng $q = \left(\frac{Q}{F} \right)_{X=0}$ của ống với thời gian. Cho khoảng thời gian từ 5 đến 1000 h.

Số liệu của đất:

Hệ số dẫn nhiệt: $\lambda = 1 \text{ kcal/mh độ.}$

Nhiệt dung: $c = 0,2 \text{ kcal/kg độ.}$

Khối lượng riêng: $\rho = 2000 \text{ kg/m}^3.$

Giải:

a) Nhiệt truyền từ ống dẫn ra ngoài đất là quá trình truyền nhiệt không ổn định, vì vậy có sự biến thiên nhiệt độ theo thời gian. Theo định luật dẫn nhiệt, thì quá trình được biểu thị qua công thức:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \cdot \frac{\partial^2 t}{\partial x^2}.$$

Phương trình vi phân riêng phần bậc hai với hai biến. Quá trình truyền nhiệt xảy ra qua dẫn nhiệt theo hướng x , hệ số dẫn nhiệt độ.

$$a = \frac{\lambda}{\rho c}.$$

Bằng phương pháp giải gần đúng, nghiệm của phương trình này thể hiện ở năm dạng sau:

$$1) t = A + Bx + Ce^{-p\tau + qx}$$

$$2) t = A + Bx + Ce^{-aq^2\tau}$$

$$3) t = A + Bx + C \frac{1}{\sqrt{\tau}} e^{-(y-x)^2/4a\tau}$$

$$4) t = A + Bx + Ce^{-aq^2\tau \cos(qx)}$$

$$5) t = A + Bx + C \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^{\eta} e^{-\eta^2} d\eta$$

với
$$\eta = \frac{x}{2\sqrt{a\tau}}$$

Kết quả ở nghiệm 5 có dựa vào phương pháp xác suất, nên độ chính xác cao hơn, thể hiện qua tích phân

$$\Phi(\eta) = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^{\eta} e^{-\eta^2} d\eta.$$

Ý nghĩa tích phân ở chỗ:

$$\text{khi } \tau = 0, \text{ tức } \eta \rightarrow \infty \text{ và } \Phi(\eta) = 1.$$

Do đó khi thay các điều kiện đã cho vào nghiệm ta được:

Bảng 4.10

x, m	0	0,4	0,8	1,2	1,6	2		∞
η	0	0,2	0,4	0,6	0,8	1		
$\Phi(\eta)$	0	0,21	0,425	0,6	0,745	0,84		
$t_x, ^\circ C$	600	474	345	240	153	96	-	50

$$A = t_o, B = 0 \text{ và } C = t_d - t_o$$

Tức phương trình có dạng:

$$t = t_o + (t_d - t_o) \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^\eta e^{-\eta^2} d\eta = t_o + (t_d - t_o)\Phi(\eta).$$

Mặt khác ở thời điểm: 0

$$\tau = 400 \text{ h;}$$

ta có $a = \frac{1}{400}$ và $\eta = \frac{x}{2}$

và nhiệt độ diễn biến theo quan hệ:

$$t_x = 600 - 600 \Phi(\eta),$$

với $\eta = \frac{x}{2}$.

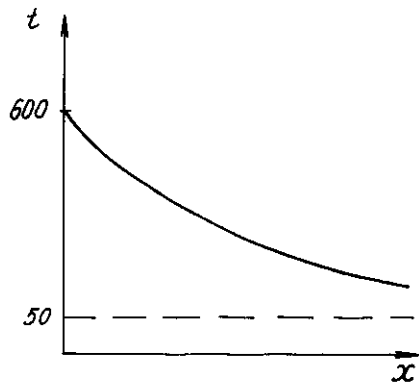
Thay những giá trị khác nhau của x ta có kết quả ở bảng 4.10.

Nếu biểu diễn trên tọa độ, $t = f(x)$ ta có hình 4.20.

b) Từ phương trình nghiệm:

$$t = t_o + (t_d - t_o) \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^\eta e^{-\eta^2} d\eta.$$

Ta có thể phân tích dạng:



Hình 4.20 (ví dụ 4.2.26)

$$t = t_0 + (t_d - t_0) \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^{x/2\sqrt{a\tau}} e^{-(x/2\sqrt{a\tau})^2} d\left(\frac{x}{2\sqrt{a\tau}}\right) = \psi(x)$$

lấy đạo hàm:

$$\frac{\partial \Psi(x)}{\partial x} = \frac{\partial \Psi(x)}{\partial \eta} \cdot \frac{\partial \eta}{\partial x}$$

Biết:

$$\frac{\partial \Psi}{\partial \eta} = \frac{(t_d - t_0)}{\sqrt{\pi}} \cdot 2 \frac{\partial}{\partial \eta} \int_0^{\eta} e^{-\eta^2} d\eta = \frac{2(t_d - t_0) \cdot e^{-\eta^2}}{\sqrt{\pi}} =$$

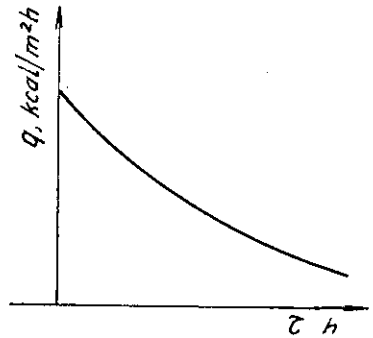
$$= \frac{2(t_d - t_0) \cdot e^{-x^2/(4a\tau)}}{\sqrt{\pi}}$$

$$\frac{\partial \Psi}{\partial x} = \frac{1}{2\sqrt{a\tau}}, \text{ vì } \eta = \frac{x}{2\sqrt{a\tau}}$$

Vậy

$$\frac{\partial \Psi}{\partial x} = \frac{2(t_d - t_0) \cdot e^{-x^2/(4a\tau)}}{\sqrt{\pi}} \cdot \frac{1}{2\sqrt{a\tau}}$$

$$= \frac{2(t_d - t_0) \cdot e^{-x^2/(4a\tau)}}{\sqrt{\pi a\tau}}$$



Hình 4.21 (ví dụ 4.2.26)

Mặt khác theo định luật

Fourier:

$$q = \frac{Q}{F} = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} = -\lambda \frac{\partial \psi}{\partial x}$$

$$\text{Vậy: } q_x = -\lambda(t_d - t_0) \cdot \frac{e^{-x^2/(4a\tau)}}{\sqrt{\pi a\tau}}, \text{ J/m}^2\text{s}$$

Tại $x = 0$, có:

$$q_x = 0 = -\lambda(t_d - t_0) \frac{1}{\sqrt{\pi a\tau}}, \text{ J/m}^2\text{s}$$

Thay giá trị thời gian tính ta được:

$\tau, \text{ h}$	5	10	50	200	500
$q, \text{ kcal/m}^2\text{h}$	3030	2143	954	428	303

Biến thiên nhiệt lượng theo thời gian có hình 4.21.

4.3. Bài tập tổng hợp

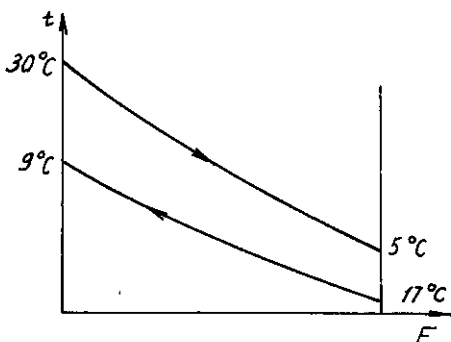
4.3.1. Tính thiết bị truyền nhiệt để làm lạnh ete etylic từ nhiệt độ 30°C xuống nhiệt độ 5°C , với năng suất 5 tấn/h. Dùng dung dịch muối làm chất tải nhiệt, có nhiệt độ đầu -17°C . Dung dịch muối chứa 20% khối lượng natri clorua. Ete và dung dịch muối đều được vận chuyển bằng bơm.

Giải:

a) Quan hệ nhiệt độ của quá trình

Lấy nhiệt độ cuối của dung dịch muối là 9°C . Hai lưu thể chuyển động ngược chiều nhau.

Sơ đồ biến thiên nhiệt độ:



Hình 4.22

Ete	30	→	5
Dung dịch muối	9	←	- 17

$$\Delta t_n = 21 \quad \Delta t_1 = 22$$

vì tỷ số: $\frac{\Delta t_1}{\Delta t_n} = \frac{22}{21} < 2$, nên nhiệt độ trung bình được tính theo:

$$\Delta t_{tb} = \frac{21 + 22}{2} = 21,5 \text{ độ.}$$

Nhiệt độ trung bình của ete

$$t_{etb} = \frac{30 + 5}{2} = 17,5^{\circ}\text{C.}$$

Nhiệt độ trung bình của dung dịch muối

$$t_{stb} = \frac{9 + (-17)}{2} = -4^{\circ}\text{C}$$

hoặc $t_{stb} = \Delta t_{tb} - t_{etb} = -21,5 + 17,5 = -4^{\circ}\text{C}$

b) *Nhiệt độ qua tường*

$$Q = m_e \cdot c_e (t_d - t_c)$$

$$Q = 5000 \cdot 0,514 \cdot (30 - 5) = 64\,250 \text{ kcal/h}$$

Từ đồ thị hình PL.12 tra được nhiệt dung của ete $c_l = 0,514 \text{ kcal/kg độ}$.

Lượng dung dịch muối cần thiết cho quá trình làm lạnh:

$$m_s = \frac{Q}{c_s(t'_c - t'_d)} = \frac{64\,250}{0,813 \cdot (9 - (-17))} = 3039,5 \text{ kg/h.}$$

Từ bảng PL.20 tra được nhiệt dung của muối $c_s = 0,813 \text{ kcal/kg độ}$.

c) *Chế độ chuyển động, dạng thiết bị*

Vì cả hai lưu thể đều được vận chuyển qua bơm, nên tổn thất áp suất trong thiết bị truyền nhiệt không đóng vai trò quyết định. Chấp nhận lưu thể dung dịch muối chuyển động xoáy và lấy $Re = 2 \cdot 10^4$.

Từ công thức:

$$Re = \frac{d w \rho}{\mu} \quad \text{và} \quad w = \frac{m_s}{3600 \cdot 0,785 \cdot d^2 n \rho}$$

$$\text{Rút ra:} \quad nd = \frac{m_s}{2826 \cdot Re \cdot \mu} = \frac{3039,5}{2826 \cdot 20\,000 \cdot 3,23 \cdot 10^{-3}} = 0,017 \text{ m,}$$

trong đó $\mu = 3,23 \text{ cP} = 3,25 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}$ - độ nhớt của dung dịch muối 20%;

nd - số ống nhân đường kính ống.

Với kết quả 0,017 m, có nghĩa thiết bị trao đổi nhiệt được cấu tạo bởi một ống có đường kính 17 mm, là loại thiết bị ống lồng ống. Với loại thiết bị này có kích thước đường kính ống trong từ 38 đến 57 mm và đường kính ống ngoài từ 76 đến 108 mm.

Từ kết quả tính toán, ta chọn loại thiết bị ống lồng ống kích thước 38x2 và 76x3 mm. Dung dịch muối chảy trong ống và ete

chảy ngoài ống (phần vành khăn giữa hai ống).

d) *Sự cấp nhiệt của ete*

Tiết diện dòng chảy:

$$S = 0,785(D^2 - d^2) = 0,785(0,07^2 - 0,038^2) = 0,00271 \text{ m}^2.$$

Vận tốc của ete:

$$W = \frac{m_o}{3600.S.\rho} = \frac{5000}{3600.2,71.10^{-3}.716} = 0,716 \text{ m/s},$$

trong đó $\rho = 716 \text{ kg/m}^3$ - khối lượng riêng của ete .

Vậy đường kính tương đương của phần vành khăn là:

$$d_{td} = D - d = 0,07 - 0,038 = 0,032 \text{ m}.$$

Chuẩn số Re của ete ở nhiệt độ $t_e = 17,5^\circ\text{C}$ là:

$$Re = \frac{Wd_{td}.\rho}{\mu} = \frac{0,716.0,032.716}{0,249.10^{-3}} = 65883,5.$$

Trong công thức $\mu = 0,249.10^{-3} \text{ kg/ms}$ là độ nhớt của ete ở $17,5^\circ\text{C}$.

Chuẩn số Prandtl của ete ở $17,5^\circ\text{C}$ được tính:

$$Pr = \frac{3600.c\mu}{\lambda} = \frac{3600.0,514.0,249.10^{-3}}{0,115} = 4.$$

Từ hình PL.10 tra được $\lambda = 0,115 \text{ kcal/mh độ}$ là hệ số dẫn nhiệt của ete. Chuẩn số Nusselt được tính theo công thức (4-27) với $\varepsilon = 1$:

$$Nu = 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr/Pr_1)^{0,25}$$

Hệ số cấp nhiệt của ete là:

$$\alpha_e = \frac{\lambda}{d_{td}} . 0,021 . Re^{0,8} . Pr^{0,43} (Pr/Pr_1)^{0,25}$$

$$\alpha_e = \frac{0,115}{0,032} . 0,021 . 65883,5^{0,8} . 4^{0,43} (Pr/Pr_1)^{0,25} = 981 . (Pr/Pr_1)^{0,25}$$

e) *Hệ số cấp nhiệt từ tường ống đến lưu thể dung dịch muối:*

Vận tốc của dung dịch muối trong ống:

$$w = \frac{m_s}{3600 \cdot \rho \cdot 0,785 \cdot d^2} = \frac{3039,5}{3600 \cdot 1150 \cdot 0,785 \cdot 0,034^2} = 0,809 \text{ m/s,}$$

trong đó $\rho = 1150 \text{ kg/m}^3$ - khối lượng riêng của dung dịch muối 20% (bảng PL.21).

Chuẩn số Re ở $t = -4^\circ\text{C}$ là:

$$Re = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{0,809 \cdot 0,034 \cdot 1150}{3,23 \cdot 10^{-3}} = 9793$$

Chuẩn số Pr ở $t = -4^\circ\text{C}$ là:

$$Pr = \frac{3600 \cdot c \cdot \mu}{\lambda} = \frac{3600 \cdot 0,813 \cdot 3,23 \cdot 10^{-3}}{0,456} = 20,7$$

trong đó $\lambda = 0,456 \text{ kcal/mh độ}$ - hệ số dẫn nhiệt của dung dịch muối 20% (tra bảng PL.21).

Từ hình 4.1. ở $Re = 9793$ có:

$$Nu = 31,8 Pr^{0,43} \cdot (Pr/Pr_1)^{0,25}$$

Từ đó rút ra hệ số cấp nhiệt phía dung dịch muối:

$$\alpha_s = \frac{\lambda}{d} 31,8 \cdot Pr^{0,43} \cdot (Pr/Pr_1)^{0,25}$$

$$\alpha_s = \frac{0,456}{0,034} 31,8 \cdot 20,7^{0,43} \cdot (Pr/Pr_1)^{0,25} = 1570 (Pr/Pr_1)^{0,25}$$

f) Nhiệt trở của tường và lớp cặn bám ở hai bên tường ống:

$$\begin{aligned} \sum r_t &= r_1 + \frac{\delta_t}{\lambda_t} + r_2 = \frac{1}{5000} + \frac{0,002}{40} + \frac{1}{5000} = \\ &= 0,45 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2\text{h độ/kcal.} \end{aligned}$$

Trở lực cặn bám ở phía ete và dung dịch muối được tra ở bảng PL.12.

g) Nhiệt tải qua bề mặt thành ống

Ở các công thức tính hệ số cấp nhiệt đều chứa đại lượng $(Pr/pr_1)^{0,25}$. Nó được xác định theo hướng chuyển động của dòng

nhệt. Ở điều kiện hiệu số nhiệt độ thấp thì đại lượng này cũng bé.

Tính hệ số truyền nhiệt có ảnh hưởng của $(Pr/Pr_t)^{0,25}$ và không có nó.

1) Bỏ qua ảnh hưởng của $(Pr/Pr_t)^{0,25}$:

Với tường phẳng thì:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_t + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{981} + 0,45 \cdot 10^{-3} + \frac{1}{1570}} = 475 \text{ kcal/m}^2\text{h độ.}$$

Khi đó nhiệt tải riêng

$$q = K \cdot \Delta t_{tb} = 475 \cdot 21,5 = 10212,5 \text{ kcal/m}^2\text{h.}$$

2) Tính đến ảnh hưởng của $(Pr/Pr_t)^{0,25}$

Để dễ khái quát kết quả tính toán được tổng hợp ở bảng 4.11

Bảng 4.11

Số lần tính	Ete chuyển động xoáy						Nhiệt trở và nhiệt độ trung bình	
	t_c	t_{t1}	Δt_1	$(Pr/Pr_t)^{0,25}$	α_e	q_e	$\sum r_t$	Δt_{tb}
1	17,5	7,1	10,4	0,98	960	10 000	$0,45 \cdot 10^{-3}$	4,5
2	17,5	6,8	10,7	0,98	960	10300	$0,45 \cdot 10^{-3}$	4,6

Số lần tính	Dung dịch muối chuyển động xoáy					
	t_{t2}	t_s	Δt_2	$(Pr/Pr_t)^{0,25}$	α_s	q_s
1	2,6	-4	6,6	1,09	17 10	11300
2	2,2	-4	6,2	1,09	17 10	10600

Hiệu số nhiệt độ giữa ete và tường:

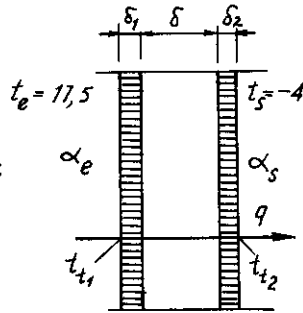
$$\Delta t_1 = \frac{q}{\alpha_e} = \frac{10212,5}{981} = 10,4 \text{ độ}$$

Nhiệt độ tường phía ete:

$$t_{t1} = t_e - \Delta t_1 = 17,5 - 10,4 = 7,1 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Chuẩn số Pr_t ở nhiệt độ $7,1^\circ\text{C}$ là:

$$Pr_t = \frac{3600 \cdot c \cdot \mu}{\lambda} = \frac{3600 \cdot 0,508 \cdot 0,276 \cdot 10^{-3}}{0,117} = 4,314.$$



Hình 4.23

trong đó $c = 0,508 \text{ kcal/kg độ}$ - nhiệt dung của ete (tra theo hình PL.12);

$\mu = 0,276 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}$ - độ nhớt của ete;

$\lambda = 0,117 \text{ kcal/mh độ}$ - hệ số dẫn nhiệt của ete (tra theo hình PL.10).

Cho ete ta có:

$$(Pr/Pr_t)^{0,25} = \left(\frac{4}{4,314} \right)^{0,25} = 0,98$$

Hiệu số nhiệt độ giữa tường và muối là $t_{t2} = 2,6^\circ\text{C}$

Chuẩn số Pr_t ở phía có muối:

$$Pr_t = \frac{3600 \cdot c \cdot \mu}{\lambda} = \frac{3600 \cdot 0,815 \cdot 2,38 \cdot 10^{-3}}{0,478} = 14,6.$$

trong đó $c = 0,815 \text{ kcal/kg độ}$ - nhiệt dung của dung dịch 20% (tra ở bảng PL.20);

$\mu = 2,43 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}$ - độ nhớt của dung dịch muối (tra ở bảng PL.21);

$\lambda = 0,476 \text{ kcal/mh độ}$ - hệ số dẫn nhiệt của dung dịch muối (tra ở bảng PL.21). Cho muối có:

$$(Pr/Pr_1)^{0,25} = \left(\frac{20,7}{14,6}\right)^{0,25} = 1,09.$$

Qua bảng tổng hợp, ở lần tính thứ nhất ta có q_e và q_s khác nhau quá lớn. Do đó phải tiến hành tính lại lần thứ hai.

Qua tính lần thứ hai ta có giá trị trung bình của nhiệt tải là:

$$q_{tb} = \frac{10300 + 10600}{2} = 10450 \text{ kcal/m}^2\text{h}$$

So sánh kết quả tính nhiệt tải riêng của trường hợp có ảnh hưởng quan hệ (Pr/Pr_1) và trường hợp không ảnh hưởng, ta thấy sai số:

$$\frac{10450 - 10212,5}{10450} = 0,023 = 2,3\%,$$

nằm trong giới hạn cho phép.

h) *Bề mặt truyền nhiệt*

$$F = \frac{Q}{q_m} = \frac{64250}{10450} = 6,15 \text{ m}^2,$$

có tính đến độ an toàn cần chọn bề mặt truyền nhiệt $7,4\text{m}^2$. Ống xoắn có chiều dài:

$$L = \frac{7,4}{\pi \cdot 0,036} = \frac{7,4}{3,14 \cdot 0,036} = 65,5 \text{ m}.$$

4.3.2. Tính thiết bị trao đổi nhiệt dạng ống chùm để làm lạnh khí Pyro từ nhiệt độ $t_d = 30^\circ\text{C}$ xuống đến 0°C , với năng suất $350 \text{ m}^3/\text{h}$ tiêu chuẩn.

Thành phần của khí Pyro:

	m^3 (tiêu chuẩn)	% thể tích
H_2	81,5	23,3
CH_4	150,4	42,9
C_2H_4	89,1	25,5
C_3H_6	29,0	8,3
	<hr/> Σ 350	<hr/> Σ 100

Áp suất của khí 6 at. Tác nhân lạnh cũng dùng khí Pyro ở cùng áp suất, nhưng có nhiệt độ đầu là -30°C và nhiệt độ cuối là 20°C .

Giải:

a) *Quan hệ nhiệt độ của quá trình*

Diễn biến nhiệt trong hệ ngược chiều như sau

Lưu thể nóng	30	→	0	
Lưu thể lạnh	20	←	- 30	
	$\Delta t_n = 10$		$\Delta t_l = 30$	

Hiệu số nhiệt độ trung bình:

$$\Delta t_{tb} = \frac{\Delta t_l - \Delta t_n}{2,3 \lg \frac{\Delta t_l}{\Delta t_n}} = \frac{30 - 10}{2,3 \lg \frac{30}{10}} = 18,2^{\circ}\text{C}$$

Nhiệt độ trung bình của khí nóng:

$$t_{tbn} = \frac{30}{2} = 15^{\circ}\text{C}.$$

Nhiệt độ trung bình của khí lạnh:

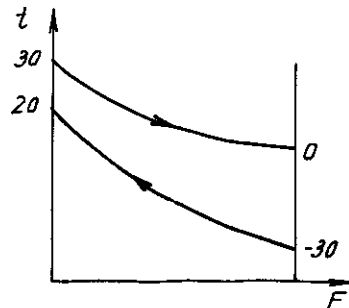
$$\begin{aligned} t_{tbl} &= 15 - \Delta t_{tb} \\ &= 15 - 18,2 = - 3,2^{\circ}\text{C}. \end{aligned}$$

b) *Nhiệt tải của quá trình*

Để tính toán lượng nhiệt được tỏa ra của khí Pyro để hạ nhiệt độ từ 30°C xuống 0°C , ta cần tính cho từng thành phần trong hỗn hợp khí. Từ bảng PL.1, khối lượng riêng ở điều kiện chuẩn của khí tra được:

$$\text{H}_2 \text{ ở } 0^{\circ}\text{C}, 760 \text{ torr là: } 0,0898 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{CH}_4 \text{ ở } 0^{\circ}\text{C}, 760 \text{ torr là: } 0,717 \text{ kg/m}^3$$



Hình 4.24

$$\text{C}_2\text{H}_4 \text{ ở } 0^\circ\text{C}, 760 \text{ torr là: } 1,26 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{C}_3\text{H}_6 \text{ ở } 0^\circ\text{C}, 760 \text{ torr là: } 1,91 \text{ kg/m}^3$$

Lưu lượng của khí:

$$\text{H}_2 : 81,5 \cdot 0,0898 = 7,3 \text{ kg/h}$$

$$\text{CH}_4 : 150,4 \cdot 0,717 = 108 \text{ kg/h}$$

$$\text{C}_2\text{H}_4 : 89,1 \cdot 1,26 = 112,3 \text{ kg/h}$$

$$\text{C}_3\text{H}_6 : 29 \cdot 1,91 = 55,4 \text{ kg/h}$$

$$\underline{m_n = 283 \text{ kg/h}}$$

Nhiệt tải của:

$$\text{H}_2 : q_{\text{H}_2} = m_{\text{H}_2} \cdot C_{\text{H}_2} (t_d - t_c) = 7,3 \cdot 3,4 \cdot 30 = 744,6 \text{ kcal/h}$$

$$\text{CH}_4 : q_{\text{CH}_4} = m_{\text{CH}_4} \cdot C_{\text{CH}_4} (t_d - t_c) = 108 \cdot 0,527 \cdot 30 = 1707,5 \text{ kcal/h}$$

$$\text{C}_2\text{H}_4 : q_{\text{C}_2\text{H}_4} = m_{\text{C}_2\text{H}_4} \cdot C_{\text{C}_2\text{H}_4} (t_d - t_c) = 112,3 \cdot 3,03617 \cdot 30 = 1218,6 \text{ kcal/h}$$

$$\text{C}_3\text{H}_6 : q_{\text{C}_3\text{H}_6} = m_{\text{C}_3\text{H}_6} \cdot C_{\text{C}_3\text{H}_6} (t_d - t_c) = 55,4 \cdot 0,361 \cdot 30 = 600 \text{ kcal/h}$$

Nhiệt dung của các cấu tử tra ở 15°C là:

$$\text{H}_2 : 3,4 \text{ kcal/kg độ}; \text{CH}_4 : 0,527 \text{ kcal/kg độ};$$

$$\text{C}_2\text{H}_4 : 0,3617 \text{ kcal/kg độ}; \text{C}_3\text{H}_6 : 0,361 \text{ kcal/kg độ}.$$

Nhiệt dung của hỗn hợp khí propylen được tính:

$$15,55 \cdot (16,42 - 15,55) \cdot \frac{10}{25} = 15,2 \text{ kcal/kmol độ} = \frac{15,2}{42,1} = 0,361 \text{ kcal/kg độ}.$$

Vậy nhiệt tải của quá trình là:

$$Q = q_{\text{H}_2} + q_{\text{CH}_4} + q_{\text{C}_2\text{H}_4} + q_{\text{C}_3\text{H}_6} = 44,6 + 1707,5 + 1218,6 + 600 = 4270,7 \text{ kcal/h}.$$

c) *Tính thông số vật lý của hỗn hợp khí nóng*

- Khối lượng riêng của hỗn hợp khí ở điều kiện tiêu chuẩn

$$\rho_n = \frac{283}{350} = 0,809 \text{ kg/m}^3$$

ở điều kiện 15°C:

$$\rho_n = 0,809 \cdot \frac{6.273}{1 \cdot 288} = 4,6 \text{ kg/m}^3$$

- Nhiệt dung của hỗn hợp khí ở 15°C (bỏ qua ảnh hưởng của áp suất):

$$C_n = \frac{Q}{m(t_d - t_c)} = \frac{4270,7}{283.30} = 0,503 \text{ kcal/kg độ}$$

- Độ nhớt của hỗn hợp. Bỏ qua ảnh hưởng của áp suất (vì với không khí tăng từ 1 at đến 20 at, độ nhớt chỉ tăng 2%).

Công thức tính độ nhớt của hỗn hợp:

$$\mu = \frac{\mu_1 m_1 \sqrt{M_1 T_{K1}} + \mu_2 m_2 \sqrt{M_2 T_{K2}} + \dots}{m_1 \sqrt{M_1 T_{K1}} + m_2 \sqrt{M_2 T_{K2}} + \dots}$$

Ở 15°C, độ nhớt của các cấu tử trong hỗn hợp:

H₂: 87.10⁻⁴ cP; CH₄: 106.10⁻⁴ cP; C₂H₄: 99.10⁻⁴ cP; C₃H₆: 82.10⁻⁴ cP.

trong đó m₁, m₂, ... - phần thể tích của H₂, CH₄, C₂H₄ và C₃H₆;

M₁, M₂, ... - khối lượng mol của từng cấu tử;

T_{K1}, T_{K2}, ... - nhiệt độ tới hạn.

Giá trị $\sqrt{M_i T_{Ki}}$ tra ở bảng PL.2 và M của propylen tra ở bảng PL.1.

Vậy ta có:

$$\begin{aligned} \mu_n &= \frac{87.0,233.8,13 + 106.0,429.55,1 + 99.0,255.89 + 82.0,083\sqrt{42,1.364}}{(0,233.8,13 + 0,429.55,1 + 0,255.89 + 0,083.\sqrt{42,1.364}).10^4} = \\ &= 98,5.10^{-4} \text{ cP} = 9,85.10^{-6} \text{ kg/ms.} \end{aligned}$$

Khí có số nguyên tử nhiều có thành phần lớn nhất trong hỗn hợp khí. Vì vậy để tính chuẩn số Prandtl của hỗn hợp ta lấy khí metan là hợp lý, và có Pr = 0,729.

- Hệ số dẫn nhiệt của hỗn hợp khí:

$$\lambda_n = \frac{3600 \cdot c_n \cdot \mu_n}{Pr} = \frac{3600 \cdot 0,503 \cdot 9,85 \cdot 10^{-6}}{0,729} = 0,0245 \text{ kcal/mh độ.}$$

d) Tính các thông số vật lý của khí lạnh (lưu thể được làm nóng)

Nhiệt dung của khí lạnh ở nhiệt độ $-3,2^\circ\text{C}$ tương tự như cách tính ở 15°C :

$$c_1 = \frac{m_1 c_1 + m_2 c_2 + \dots}{m_1} = \frac{7,3 \cdot 3,39 + 108 \cdot 0,517 + 112,3 \cdot 0,346 + 55,4 \cdot 0,347}{283}$$

$$c_1 = 0,49 \text{ kcal/kg độ.}$$

Ở đây khối lượng khí $m_1 = 283 \text{ kg/h}$ và nhiệt dung của các cấu tử ở $-3,2^\circ\text{C}$ là:

$$\text{H}_2: 3,39 \text{ kcal/kg độ; CH}_4: 0,517 \text{ kcal/kg độ;}$$

$$\text{C}_2\text{H}_4: 0,346 \text{ kcal/kg độ; C}_3\text{H}_6: 0,347 \text{ kcal/kg độ.}$$

Lượng khí lạnh cần thiết:

$$m_1 = \frac{Q}{c_1(t_c - t_d)} = \frac{4270,7}{0,49(20 - (-30))} = 174,3 \text{ kg/h.}$$

Trong đó lượng của các cấu tử trong hỗn hợp khí lạnh:

$$\text{H}_2: 7,3 \cdot 174,3 / 283 = 4,5 \text{ kg/h.}$$

$$\text{CH}_4: 108 \cdot 174,3 / 283 = 66,5 \text{ kg/h}$$

$$\text{C}_2\text{H}_4: 112,3 \cdot 174,3 / 283 = 69,2 \text{ kg/h}$$

$$\text{C}_3\text{H}_6: 55,4 \cdot 174,3 / 283 = 34,1 \text{ kg/h.}$$

Khối lượng riêng của khí lạnh ở 6 at là:

$$\rho_1 = 0,808 \cdot \frac{6,273}{1,269,3} = 4,6 \text{ kg/m}^3$$

Độ nhớt của hỗn hợp khí lạnh (tính như công thức trên) ta có:

$$\mu_1 = \frac{83,4.0,23.8,13 + 101.0,429.55 + 93.0,255.89 + 77.0,083.124}{10^4(0,233.8,13 + 0,429.55 + 0,255.89 + 0,083.124)}$$

$$\mu_1 = 95,6.10^{-4} \text{ cP} = 95,6.10^{-7} \text{ kg/ms.}$$

Lấy chuẩn số Prandtl: $Pr = 0,729$, ta tính được hệ số dẫn nhiệt:

$$\lambda_1 = \frac{3600.c_1.\mu_1}{Pr} = \frac{3600.0,49.95,6.10^{-7}}{0,729} = 0,023 \text{ kcal/mh độ.}$$

d) *Cấp nhiệt giữa buồng và thiết bị truyền nhiệt*

Cần phân biệt, khí được làm lạnh (khí nóng) thổi trong ống và khí được làm nóng (khí lạnh) thổi ngoài ống. Để quá trình truyền nhiệt tốt hơn giữa buồng và thiết bị có thanh hướng dòng.

Ta giả thiết dòng khí trong ống có $Re = 30000$. Ống có đường kính 25x2 mm, số ống được tính:

$$Re = \frac{w d \rho}{\mu}$$

với $w = \frac{m}{3600.0,785.d^2 n \rho}$

$$n = \frac{m}{3600.0,785.Re \mu d}$$

Ta biết $\mu = 9,85.10^{-6} \text{ kg/ms}$, $d = 0,021 \text{ m}$, nên

$$n = \frac{283}{30000.9,85.10^{-6}.2826.0,021} = 16 \text{ ống}$$

Theo qui chuẩn ta có thể chọn 13 ống.

Với số ống chọn ta có vận tốc khí:

$$w = \frac{283}{3600.4,6.0,785.0,021^2.13} = 3,8 \text{ m/s.}$$

Chuẩn số Reynolds:

$$Re = \frac{w d \rho}{\mu} = \frac{3,8.0,021.4,6}{9,85.10^{-6}} = 37267$$

Hệ số cấp nhiệt bên trong ống với $\epsilon_1 = 1$

$$Nu = 0,021.Re^{0,8}.Pr^{0,43}$$

$$Nu = 0,021.37267^{0,8}.0,729^{0,43} = 83,2.$$

Vậy

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{83,2.0,245}{0,021} = 97 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}.$$

e) Cấp nhiệt giữa phòng và ống truyền nhiệt

Giữa các ống của thiết bị trao đổi nhiệt có các tấm hướng. Giữa các tấm hướng dài $h = 200$ mm.

Vận tốc dòng khí thổi ngoài ống (chéo dòng) được tính theo đường kính ngoài của ống:

$$w = \frac{m}{3600.\rho.s}, \text{ m/s,}$$

với s - tiết diện giữa hai tấm hướng như hình 4.25.

$$\begin{aligned} s &= h(D - 3d) = \\ &= 0,2(0,15 - 3.0,025) = \\ &= 0,15 \text{ m}^2. \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Vậy } w &= \frac{174,3}{3600.4,6.0,015} = \\ &= 0,7 \text{ m/s.} \end{aligned}$$

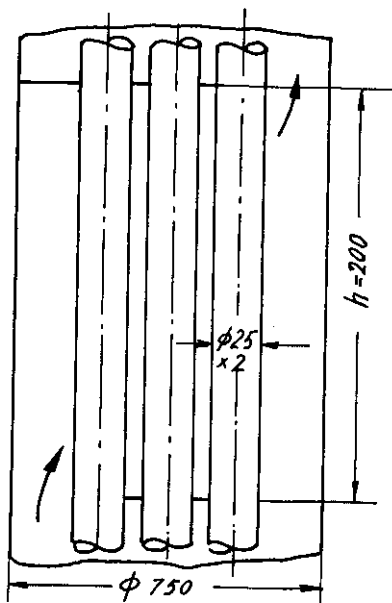
Chuẩn số Re được tính:

$$Re = \frac{w.d\rho}{\mu} = \frac{0,7.0,025.4,6}{9,56.10^{-6}} = 8420.$$

Hệ số cấp nhiệt:

$$Nu = 0,6.0,41.Re^{0,6}.Pr^{0,33} = 0,6.0,41.8420^{0,6}.0,729^{0,33} = 50,2$$

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{50,2.0,023}{0,025} = 46,2 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}.$$



Hình 4.25

f) Hệ số truyền nhiệt

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_t} + 2r + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{97} + \frac{0,002}{40} + \frac{2}{2000} + \frac{1}{46,2}} = 30,3 \text{ kcal/m}^2\text{h độ},$$

trong đó $2r$ - trở lực của cặn bẩn ở hai bên ống được tra từ bảng PL.12.

g) Bề mặt truyền nhiệt

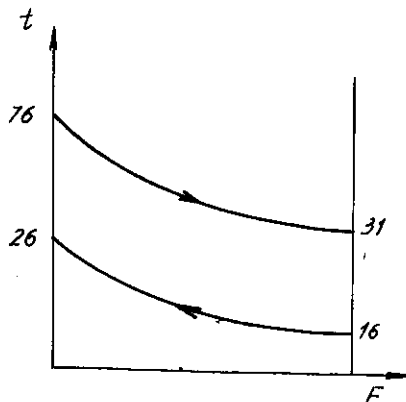
$$F = \frac{Q}{K\Delta t_{tb}} = \frac{4270,7}{30,3 \cdot 18,2} = 7,7 \text{ m}^2.$$

Ta chọn hai thiết bị truyền nhiệt, mỗi chiếc 4 m^2 . Vậy các kích thước chính sẽ là: bề mặt thiết bị trao đổi nhiệt 4 m^2 ; đường kính thiết bị 159 mm; chiều dài ống truyền nhiệt 4 m; đường kính ống truyền nhiệt 25 mm; ngăn 32 mm: áp suất làm việc 6 at. Khối lượng 217 kg. Tổng cộng bề mặt trao đổi nhiệt: 8 m^2 (có hai khối).

4.3.3. Tính thiết bị truyền nhiệt loại ống chùm để làm nguội khí nitơ ở áp suất dư 0,5 at từ nhiệt độ 76°C xuống 31°C . Nước làm lạnh có nhiệt độ đầu 16°C . Năng suất ở điều kiện tiêu chuẩn $1240 \text{ m}^3/\text{h}$ khí nitơ.

Giải:

Vì nước làm lạnh có độ bẩn cao hơn nên cho chảy bên trong ống. Hệ số truyền nhiệt của hệ khí - lỏng phụ thuộc chủ yếu vào hệ số cấp nhiệt của pha khí. Để tăng hệ số cấp nhiệt phía pha khí cần có kết cấu tấm hướng, nên khi tính toán vận dụng công thức tính cho dòng chéo (trường hợp chéo dòng) với góc 90° , nếu



Hình 4.26

dùng hệ số hiệu chỉnh 0,6.

Để có thể so sánh, trong ví dụ sẽ tiến hành tính toán thiết bị trao đổi nhiệt không cần đến tấm hướng.

a) *Diễn biến nhiệt độ của quá trình*

Chấp nhận, nước lạnh với nhiệt độ cuối là 26°C. Vậy sơ đồ biến thiên nhiệt độ sẽ là:

Khí nitơ	76	→	31
Nước	26	←	16
	$\overline{\Delta t_l = 50}$		$\overline{\Delta t_n = 15}$

Hiệu số nhiệt độ trung bình:

$$\Delta t_{tb} = \frac{50 - 15}{2,31g \frac{50}{15}} = 29,1^\circ\text{C}.$$

Nhiệt độ trung bình của nước:

$$t_n = \frac{26 + 16}{2} = 21^\circ\text{C}.$$

Nhiệt độ trung bình của khí nitơ:

$$t_k = 21 + 29,1 = 50,1^\circ\text{C}.$$

b) *Nhiệt tải*

Lượng nhiệt khí nitơ cấp cho nước là:

$$Q = 1240 \cdot 1,25 \cdot 0,25(76 - 31) = 17437,5 \text{ kcal/h.}$$

với khối lượng riêng của khí nitơ ở 0°C và 760 mm Hg là 1,25 kg/m³ và nhiệt dung $c_k = 0,25$ kcal/kg độ (tra ở bảng PL.1).

c) *Lượng nước cần thiết*

$$m_n = \frac{Q}{t_c - t_d} = \frac{17437,5}{26 - 16} = 1743,8 \text{ kg/h.}$$

d) *Bề mặt truyền nhiệt là*

$$F = \frac{Q}{K\Delta t_{tb}} = \frac{17437,5}{60 \cdot 29,1} = 10 \text{ m}^2$$

Theo bảng 4.5 với dòng không khí chảy chéo dòng sẽ cho ra hệ số cấp nhiệt $\alpha_K = 70 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}$ nên hệ số truyền nhiệt tính được $K = 60 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}$.

Với kết quả tính được của F theo qui chuẩn của thiết bị truyền nhiệt, ta chọn thiết bị có đường kính 400 mm và số ống $n = 121$ ống, đường kính ống $25 \times 2 \text{ mm}$.

e) *Tính nhiệt trở hai bên ống truyền nhiệt*

Từ bảng PL.12 chọn nhiệt trở của cặn bẩn cả hai phía: $1/r = 2000$, hệ số dẫn nhiệt của ống lấy $\lambda = 40 \text{ kcal/mh độ}$.

Vậy

$$\begin{aligned} \sum r_i &= r_1 + \frac{\delta}{\lambda} + r_2 = \frac{1}{2000} + \frac{0,0020}{40} + \frac{1}{2000} \\ &= 1,05 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2\text{h độ/kcal} \end{aligned}$$

f) *Tính hệ số cấp nhiệt phía nitơ (chéo dòng)*

Vị trí của tấm đỡ và tấm hướng cho ta ống được bố trí thẳng hàng theo qui chuẩn ở thiết bị có đường kính $D = 400 \text{ mm}$, thì khoảng cách giữa các tấm hướng là $h = 300 \text{ mm}$. Theo hướng của đường kính có $n' = 13$ ống nằm trong dòng khí.

Tiết diện giữa hai tấm hướng được tính dựa theo đường kính ống là:

$$S = h(D - d \cdot n') = 0,3(0,4 - 13 \cdot 0,025) = 0,0225 \text{ m}^2.$$

Vận tốc dòng khí chảy qua tiết diện này là (ở nhiệt độ $323,1^\circ\text{K}$ và áp suất 1,5 at):

$$W = \frac{V}{S} = \frac{1240 \cdot 323,1 \cdot 1,1}{3600 \cdot 273 \cdot 1,5 \cdot 0,0225} = 12,1 \text{ m/s}$$

Khối lượng riêng của nitơ:

$$\rho = \rho_o \frac{T_o P}{T P_o} = \frac{273 \cdot 1,5}{323,1 \cdot 1,1} \cdot 1,25 = 1,58 \text{ kg/m}^3.$$

Chuẩn số Re :

$$Re = \frac{W d \rho}{\mu} = \frac{12,1 \cdot 0,025 \cdot 1,58}{0,019 \cdot 10^{-3}} = 25155.$$

Từ hình PL.1 tra được độ nhớt của nitơ:

$$\mu = 0,019 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms.}$$

Chuẩn số Nusselt:

$$Nu = 0,6 \cdot 0,21 Re^{0,65} = 0,6 \cdot 0,21 \cdot 25155^{0,65} = 91,4.$$

Hệ số cấp nhiệt phía nitơ:

$$\alpha_K = Nu \cdot \frac{\lambda}{d} = 91,4 \cdot \frac{0,0243}{0,025} = 88,8 \text{ kcal/m}^2 \text{ h độ}$$

Ở đây hệ số cấp nhiệt của nitơ ở $50,1^\circ\text{C}$ là:

$$\lambda = 0,0243 \text{ kcal/mh độ.}$$

g) *Tính hệ số cấp nhiệt phía nước lạnh*

Vận tốc của nước chảy trong ống:

$$W = \frac{V}{S} = \frac{1743,8}{\rho \cdot 3600 \cdot n \cdot 0,785 \cdot d^2}$$

$$W = \frac{1743,8}{1000 \cdot 3600 \cdot 121 \cdot 0,785 \cdot 0,021^2} = 0,012 \text{ m/s,}$$

trong đó $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$ - khối lượng riêng của nước;

$n = 121$ - số lượng ống truyền nhiệt;

$d = 0,021 \text{ m}$ - đường kính trong của ống.

Chuẩn số Re được tính:

$$Re = \frac{Wd}{\nu} = \frac{0,012 \cdot 0,021}{0,986 \cdot 10^{-6}} = 256.$$

Từ bảng PL.16 tra được $\nu = 0,986 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ của nước ở 21°C .

Vì chảy dòng, nên công thức tính hệ số cấp nhiệt như sau:

$$\alpha_n = E_1 \cdot \frac{W^{0,33}}{d^{0,37}} \Delta t_2^{0,1} \left(\frac{Pr}{Pr_1} \right)^{0,25}$$

$$\alpha_n = 164 \cdot \frac{0,012^{0,33}}{0,021^{0,37}} \Delta t_2^{0,1} \left(\frac{Pr}{Pr_1} \right)^{0,25}$$

$$\alpha_n = 159 \cdot \Delta t_2^{0,1} \left(\frac{Pr}{Pr_1} \right)^{0,25} \setminus$$

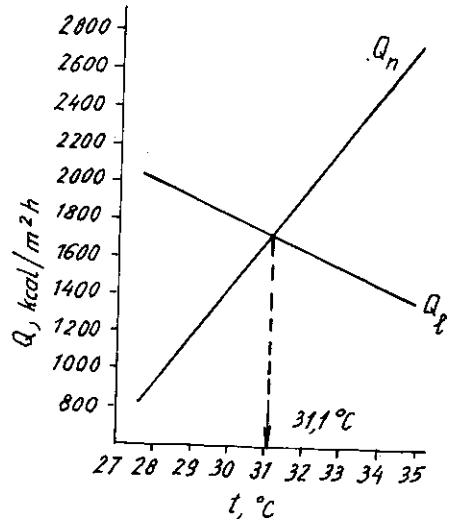
h) Nhiệt tải riêng q :

Kết quả tính nhiệt tải riêng q được tổng hợp ở bảng 4.12.

Lần thứ ba được tính từ kết quả của hai lần tính đầu với sự hỗ trợ của đồ thị hình 4.27 để xác định $t_{11} = 31,1^{\circ}\text{C}$.

i) Bề mặt truyền nhiệt cần thiết:

$$F = \frac{Q}{q_{tb}} = \frac{17437,5}{1700} = 10,3 \text{ m}^2$$



Hình 4.27

Bảng 4.12.

Số lần tính	Phía hơi nitor chảy xoáy					Nhiệt trở, hiệu số nhiệt độ	
	t_K	t_{11}	Δt_1	α_K	q_k	$\sum r_t$	Δt_t
1	50,1	35	15,5	88,8	1370	0,00105	1,4
2	50,1	27,5	23	88,8	2040	0,00105	2,2
3	50,1	31,1	19,4	88,8	1720	0,00105	1,8

Số lần tính	Phía nước lạnh chảy dòng							
	t_{12}	t_{13}	Δt_2	$\Delta t_2^{0,1}$	$\left(\frac{Pr}{Pr_1}\right)^{0,25}$	α_n	q_n	q_{tb}
1	33,6	21	12,6	1,29	1,08	219,8	2730	1700
2	25,3	21	4,3	1,16	1,02	188,1	800	
3	29,3	21	8,3	1,24	1,05	205,3	1680	

Theo qui chuẩn ta có thiết bị trao đổi nhiệt với $F = 13\text{m}^2$ và $F = 18\text{ m}^2$.

Từ kết quả tính, ta chọn $F = 13\text{ m}^2$

Như vậy ta có phần dự trữ là:

$$\frac{13 - 10,3}{10,3} \cdot 100 = 26,2\%.$$

Các kích thước cơ bản của thiết bị truyền nhiệt là:

$F = 13\text{ m}^2$ - bề mặt truyền nhiệt

$n = 121$ - số ống truyền nhiệt

$d = 25 \times 2\text{ mm}$ - đường kính và chiều dày ống truyền nhiệt

$D = 400\text{ mm}$ - đường kính thiết bị

$L = 1,5\text{ m}$ - chiều cao ống truyền nhiệt.

4.3.4. Như bài tập 4.3.3. Nhưng thiết bị không có kết cấu tấm hướng. Tức là thiết bị có đường kính $D = 400\text{ mm}$ và số ống 121. Vậy bề mặt truyền nhiệt thay đổi thế nào?

Giải:

a) Các số liệu tính được của bài 4.3.3 là: Q , Δt_{tb} , t_K , t_n , $\sum r_t$ và α_n .

b) Hệ số cấp nhiệt phía nitơ là:

Tiết diện phần trống giữa các ống truyền nhiệt là:

$$S = 0,785(D^2 - d^2n) = 0,785(0,4^2 - 121 \cdot 0,025^2) = 0,0662\text{ m}^2.$$

Vận tốc của nitơ qua tiết diện S:

$$W = \frac{V}{S} = \frac{1240.333,5.1}{3600.273.1,5.0,0662} = 4,2\text{ m/s}.$$

Đường kính tương đương:

$$d_{td} = \frac{D_2 - nd^2}{D + nd} = \frac{0,4^2 - 121 \cdot 0,025^2}{0,4 + 121 \cdot 0,025} = 0,0246\text{ m}.$$

Chuẩn số Reynolds:

$$Re = \frac{wd_{td}\rho}{\mu} = \frac{4,2 \cdot 0,0246 \cdot 1,58}{0,019 \cdot 10^{-6}} = 8592.$$

Giá trị Nu ở $Re = 8592$ là:

$$Nu = 28,4 \cdot \varepsilon_1 \cdot Pr^{0,43} = 28,4 \cdot 1,072^{0,43} = 24,7.$$

Hệ số cấp nhiệt:

$$\alpha_K = Nu \cdot \frac{\lambda}{d} = 24,7 \cdot \frac{0,0243}{0,0246} = 24,4 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}.$$

c) Tính nhiệt tải riêng

Kết quả tính toán được tổng hợp ở bảng 4.13.

Bảng 4.13

Số lần tính	Phía hơi nitor chảy xoáy					Nhiệt trở, hiệu số nhiệt độ	
	t_K	t_{t1}	Δt_1	α_K	q_k	$\sum r_t$	Δt_t
1	50,1	31,5	19	24,4	462	0,00106	0,49
2	50,1	25	25,5	24,4	620	0,00106	0,66

Số lần tính	Phía nước lạnh chảy dòng							
	t_{t2}	t_{t3}	Δt_2	$\Delta t_2^{0,1}$	$\left(\frac{Pr}{Pr_t}\right)^{0,25}$	α_n	q_n	q_{tb}
1	31	21	10	1,26	1,07	214,4	2120	
2	24,31	21	3,34	1,13	1,02	183,3	605	612

d) Bề mặt truyền nhiệt cần thiết:

$$F = \frac{Q}{q_{tb}} = \frac{17437,5}{612} = 28,5 \text{ m}^2.$$

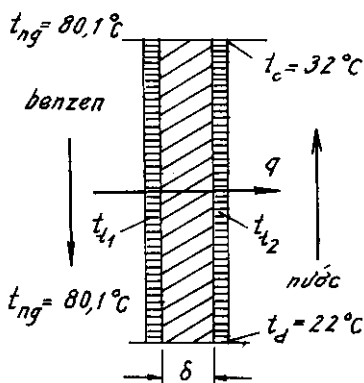
So sánh với kết quả tính được ở trường hợp có tấm hướng (bài 4.3.3), ta thấy, trường hợp không dùng tấm hướng bề mặt truyền nhiệt lớn gấp $28,5/10,3 = 2,8$ lần so với trường hợp có cấu tạo tấm hướng.

4.3.5. Tính toán thiết bị truyền nhiệt kiểu ống chùm thẳng đứng để ngưng tụ hơi benzen ở áp suất thường, với năng suất $m_B = 1000$ kg/h. Hơi benzen đi ngoài ống. Nước làm lạnh chảy trong ống từ dưới lên có nhiệt độ $t_d = 22^\circ\text{C}$ và $t_c = 32^\circ\text{C}$.

Do địa điểm bố trí thiết bị không được cao hơn 3 m.

Giải:

Diễn biến nhiệt độ của quá trình được thể hiện ở hình 4.28.



Hình 4.28

1) Hiệu số nhiệt độ trung bình giữa hai lưu thể là

$$\text{Hiệu số lớn} \quad \Delta t_1 = 80,1 - 22 = 58,1^\circ\text{C}$$

$$\text{Hiệu số bé:} \quad \Delta t_n = 80,1 - 32 = 48,1^\circ\text{C}$$

$$\text{Tỷ số: } = \frac{\Delta t_1}{\Delta t_n} = \frac{58,1}{48,1} = 1,21 < 2, \text{ nên có thể}$$

tính theo công thức (trung bình cộng):

$$\Delta t_{tb} = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_n}{2} = \frac{58,1 + 48,1}{2} = 53,1 \text{ độ.}$$

Nhiệt độ trung bình của lưu thể lạnh (nước lạnh)

$$t_{ntb} = t_B - \Delta t_{tb} = 80,1 - 53,1 = 27 \text{ độ.}$$

2) Nhiệt tải

$$Q = m_B \cdot r = 1000 \cdot 94,5 = 94500 \text{ kcal/h.}$$

Ở áp suất 1 at ẩn nhiệt của hơi benzen là: $r = 94,5$ kcal/kg.

3) Chế độ chuyển động của nước lạnh chảy trong ống

Chọn kích thước ống truyền nhiệt 25x2 mm. Và chế độ chuyển động xoáy, nên lấy $Re = 20000$.

Từ công thức tính Re ta có:

$$Re = \frac{Wd\rho}{\mu}; \quad W = \frac{m_n}{3600 \cdot 0,785 \cdot n\rho d^2}$$

trong đó m_n - khối lượng của nước được dùng;

$$m_n = \frac{Q}{(t_c - t_d)c} = \frac{94500}{32 - 22} = 9450 \text{ kg/h}$$

Rút ra:

$$n = \frac{m_n}{3600 \cdot 0,785 \cdot Re \cdot \mu \cdot d} = \frac{9450}{2826 \cdot (2 \cdot 10^4) \cdot 0,854 \cdot 10^{-3} \cdot 0,021} = 9,3.$$

Từ bảng PL.7 - tra được độ nhớt của nước ở 27°C là $\mu = 0,854 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}$. Kết quả tính được $n = 9$ ống. Trong thực tế sẽ không có thiết bị truyền nhiệt ống chùm như vậy. Điều đó chứng tỏ nước chảy ở chế độ xoáy với $Re = 2 \cdot 10^4$ là không thực tế. Vì vậy, để có được hệ số truyền nhiệt lớn ở phía nước lạnh, cần chọn một loại thiết bị truyền nhiệt với lượng ống (cho một dòng chảy qua) nhỏ nhất có thể.

Theo catalog của thiết bị truyền nhiệt ta có các bộ số liệu sau đây:

Thiết bị không chia ngăn:

$$D = 159 \text{ mm}; n_t = 13$$

$$D = 273 \text{ mm}; n_t = 42$$

$$D = 400 \text{ mm}; n_t = 121 \text{ hoặc nhiều hơn.}$$

Thiết bị có hai ngăn:

$$D = 400 \text{ mm}; n_t = 110, n = 55 \text{ hoặc nhiều hơn}$$

Thiết bị có bốn ngăn:

$$D = 400 \text{ mm}; n_t = 104; n = 26 \text{ hoặc nhiều hơn}$$

Thiết bị có sáu ngăn:

$$D = 400 \text{ mm}; n_t = 102; n = 17 \text{ hoặc nhiều hơn.}$$

Vậy ta chọn loại có số ống nhỏ nhất.

a) Với thiết bị không chia ngăn có $n_t = 13$ (bề mặt truyền

nhệt chọn: 0,9; 1,9; 4; 6 m²).

b) Thiết bị chia sáu ngăn có $n = 17$ (bề mặt truyền nhiệt chọn 7; 11; 15; 19; 23; 31; 29; 47 m²).

Theo b) ta có khả năng chọn bề mặt truyền nhiệt dễ hơn, vì có nhiều phương án. Do đó ta chọn thiết bị chia sáu ngăn để tính toán. Tức là $D = 400$ mm, tổng số ống 102 và số ống của một ngàn là 17.

Tính lại chuẩn số Re :

$$Re = \frac{Wd\rho}{\mu} = \frac{9450}{2826.0,854.10^{-3}.17.0,021} = 10968.$$

Như vậy chế độ chuyển động của nước vẫn ở chế độ xoáy.

4) Hệ số cấp nhiệt của nước tính theo công thức:

$$\begin{aligned} Nu &= 0,021 Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} (Pr/Pr_1)^{0,25} \\ Nu &= 0,021.10968^{0,8} \cdot 5,97^{0,43} \cdot (5,97/Pr_1)^{0,25} = 77,3 (5,97/Pr_1)^{0,25} \\ \alpha &= \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = 77,3 \cdot \frac{\lambda}{d} (5,97/Pr_1)^{0,25} = \\ &= 77,3 \cdot \frac{0,526}{0,021} (5,97/Pr_1)^{0,25} = 1935,3 \cdot (5,97/Pr_1)^{0,25} \end{aligned}$$

Trong công thức có $\lambda = 0,526$ kcal/mh độ tra ở bảng PL.16 tại 27°C và giá trị $Pr = 5,97$ của nước ở 27°C.

5) *Tính hệ số cấp nhiệt phía hơi benzen ngưng tụ*

Để có kết quả nhanh hơn người ta có thể sử dụng biểu đồ hình PL.8 thay cho công thức:

$$\alpha = 1,15 \sqrt[4]{\frac{r\rho^2\lambda^3 \cdot 3600 \cdot g}{\mu \cdot \Delta t \cdot H}}$$

Theo cách tính này cần chọn chiều cao ống. Giả dụ $h = 1$ m. Tất nhiên sau đó phải xác định lại H chính xác hơn. Nên, nếu H tính lại khác H chọn thì phải hiệu chỉnh kết quả tính toán.

6) *Tính nhiệt trở ở thành ống*

Từ bảng PL.12 tra được nhiệt ở phía benzen là: $1/r_B = 10^4$ còn ở phía nước $1/r_n = 1400$ kcal/m²h độ. Hệ số dẫn nhiệt của

thép 40 kcal/m.h (tra ở bảng PL.14).

$$\text{Vậy } \sum r_t = r_B + \frac{\delta}{\lambda} + r_n = \frac{1}{10^4} + \frac{0,002}{40} + \frac{1}{1400} =$$

$$= 0,864 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \text{ h độ/kcal.}$$

7) Nhiệt tải riêng q

Ta biết α ở hai lưu thể đều phụ thuộc vào nhiệt độ tường $\alpha = f(t_1)$. Vì vậy trong thực tế tính toán được tiến hành từng bước để tiếp cận dần đến kết quả đúng. Số liệu tính toán được tổng hợp ở bảng 4.14.

Bảng 4.14

Số lần tính	Phía hơi benzen ngưng tụ							Nhiệt trở, hiệu số nhiệt độ	
	t_{ng}	t_{t1}	t_m	Δt_1	$\Delta t_1 / l$	α_{ng}	q_{ng}	$\sum r_t$	Δt_1
1	80,1	56,1	68,1	24	24	760	18200	$0,862 \cdot 10^{-3}$	15,8
2	80,1	50	65	30	30	720	21600	$0,862 \cdot 10^{-3}$	18,8
3	80,1	53,4	66,7	26,7	26,7	740	19800	$0,862 \cdot 10^{-3}$	17,2

Số lần tính	Phía nước lạnh chảy dòng							
	t_{t2}	t_n	Δt_2	Pr_t	$\left(\frac{Pr}{Pr_t}\right)^{0,25}$	α_n	q_n	q_{tb}
1	40,3	27	13,3	4,3	1,08	2100	2800	
2	31,2	27	4,2	5,2	1,03	2000	8400	
3	36,2	27	9,2	4,8	1,05	2040	18800	19300

Theo đầu bài với ống truyền nhiệt 25x2 mm, thì $d/d_n = 21/25 = 0,84 > 0,5$, nên có thể tính chính xác hơn là nếu tính theo tường phẳng.

8) Bề mặt truyền nhiệt sẽ là:

$$F = \frac{Q}{q_{tb}} = \frac{94500}{19300} = 4,9 \text{ m}^2$$

Qua kết quả tính toán dựa vào qui chuẩn chọn thiết bị trao đổi nhiệt sáu ngăn với:

đường kính thiết bị	$D = 400 \text{ mm}$
tổng số ống truyền nhiệt	$n_1 = 102$
đường kính ống truyền nhiệt	$d = 25 \times 2 \text{ mm}$
chiều cao ống truyền nhiệt	$H = 1 \text{ m}$
bề mặt truyền nhiệt	$F = 7 \text{ m}^2$

9) Theo phương án hai có thể chọn thiết bị với số ống truyền nhiệt 13. Ta tính được bề mặt truyền nhiệt gần tương tự. Nên có thể chọn loại thiết bị có $F = 6 \text{ m}^2$ và cao 6 m.

Với loại này theo điều kiện đầu bài không được phép vì cao quá 3 m.

4.3.6. Tính toán thiết bị truyền nhiệt kiểu máng. Lưu thể nóng là nước từ nhiệt độ 68°C hạ đến 47°C . Lưu thể lạnh từ nhiệt độ 27°C tăng 48°C . Lưu lượng của hai lưu thể $36 \text{ m}^3/\text{h}$ và áp suất dư $0,5 \text{ at}$.

Giải:

1) Diễn biến nhiệt độ của quá trình

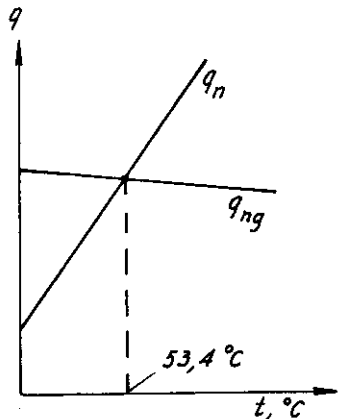
Hiệu số nhiệt độ giữa hai lưu thể:

$$\Delta t_{tb} = 20 \text{ độ.}$$

Vì $\Delta t_1 = 20 \text{ độ}$ và $\Delta t_n = 20 \text{ độ}$

Nhiệt độ trung bình của lưu thể nóng.

$$t_{tb,n} = \frac{68 + 47}{2} = 57,5 \text{ }^\circ\text{C}$$



Hình 4.29. Lần tính thứ hai

Nhiệt độ trung bình của lưu thể lạnh

$$t_{tb,l} = \frac{27 + 48}{2} = 37,5^{\circ}\text{C}.$$

2) Nhiệt tải:

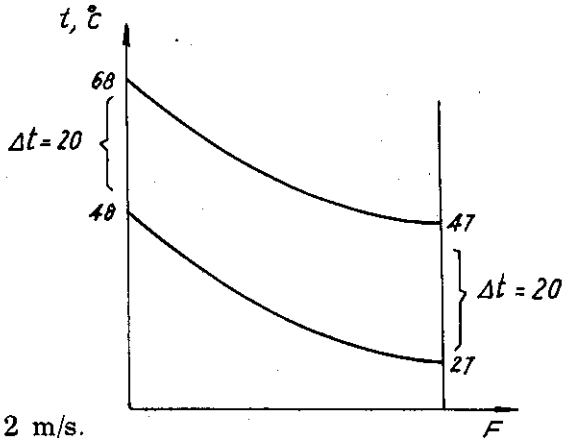
$$Q = mc(t_d - t_c) = 36000 (68 - 47) = 756000 \text{ kcal/h.}$$

3) Đối với thiết bị loại máng theo qui chuẩn có hai loại, như bảng 4.15.

Để tính toán ta chọn loại có bề mặt truyền nhiệt 30m^2 .

Vận tốc chuyển động của hai lưu thể:

$$W = \frac{V}{3600 \cdot S} = \frac{36}{3600 \cdot 50 \cdot 10^{-4}} = 2 \text{ m/s.}$$



Hình 4.30

Bảng 4.15.

Kích thước chính	Bề rộng của máng a, mm	
	375	750
Bề mặt truyền nhiệt, m^2	15	30
Chiều dài máng, m	21,4	21,4
Tiết diện máng, cm^2	25	50
Bề dày thành máng, mm	4	4
Áp suất làm việc	5	2,5

Với loại thiết bị này cho phép vận tốc chất lỏng từ 1 đến 2 m/s. Nên vận tốc tính được hợp lý.

Đường kính tương đương của máng:

$$d_{td} = \frac{4S}{2(a+b)} = \frac{4.50.10^{-4}}{2(0,75 + 66,6.10^{-4})} = 0,0132 \text{ m,}$$

trong đó $S = 50.10^{-4}$ - tiết diện của máng;

$a = 750 \text{ mm}$ - bề rộng của máng;

b - khoảng cách giữa 2 máng bằng:

$$b = \frac{S}{a} = \frac{50.10^{-4}}{0,75} = 66,7.10^{-4} \text{ m.}$$

4) Tính hệ số cấp nhiệt phía nước nóng

Chuẩn số Reynolds.

$$Re = \frac{Wd_{td}}{\nu} = \frac{2.0,0132}{0,498.10^{-6}} = 53012 \text{ ?}$$

Từ bảng PL.16 tra được độ nhớt động học $\nu = 0,498.10^{-6}$ của nước ở $57,5^\circ\text{C}$. Cho chế độ chảy xoáy, nên:

$$Nu = 0,021.Re^{0,8}Pr^{0,43} (Pr/Pr_1)^{0,25}$$

$$Nu = \frac{\alpha d_{td}}{\lambda}$$

$$\text{Rút ra: } \alpha_n = \lambda Nu / d_{td} = \frac{\lambda}{d_{td}} . 0,021 . Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr/Pr_1)^{0,25} =$$

$$= \frac{0,564}{0,0132} . 0,021 . 53012^{0,8} . 3,12^{0,43} (3,12/Pr_1) =$$

$$= 8809 . (3,12/Pr_1)^{0,25} \text{ kcal/m}^2\text{h độ.}$$

với $\lambda = 0,564 \text{ kcal/mh độ}$ - hệ số dẫn nhiệt của nước ở $57,5^\circ\text{C}$

$Pr = 3,12$ - chuẩn số Prandth của nước ở $57,5^\circ\text{C}$ (tra ở bảng PL.16).

5) Tính hệ số cấp nhiệt phía nước lạnh

Chuẩn số Reynolds:

$$Re = \frac{Wd_{td}}{\nu} = \frac{2.0,0132}{0,695.10^{-6}} = 37986$$

Từ bảng PL.16 tra được $\nu = 0,695.10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ của nước ở $37,5^\circ\text{C}$.

Hệ số cấp nhiệt phía nước lạnh được tính tương tự:

$$\alpha_1 = \frac{\lambda}{d_{td}} 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr/Pr_1)^{0,25}$$

Từ bảng PL.16 đối với nước lạnh ở $37,5^\circ\text{C}$ tra được:

$$\lambda = 0,5415 \text{ kcal/mh độ}$$

$$Pr = 4,59$$

$$\begin{aligned} \text{Vậy } \alpha_1 &= \frac{0,5415}{0,0132} 0,021 \cdot 37986^{0,8} \cdot 4,59^{0,43} (4,59/Pr_1)^{0,25} = \\ &= 7648(4,59/Pr_1)^{0,25}, \text{ kcal/m}^2\text{h độ.} \end{aligned}$$

6) Nhiệt trở của thành ống và cặn bám

Từ bảng PL.12 ta chọn $1/r = 2000 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}$.

$$\begin{aligned} \text{Vậy } \sum r_i &= r_1 + \frac{\delta}{\lambda} + r_2 = \frac{1}{2000} + \frac{0,004}{40} + \frac{1}{2000} = \\ &= 0,0011 \text{ m}^2\text{h độ/kcal.} \end{aligned}$$

7) Tính nhiệt tải riêng q

Hệ số truyền nhiệt được tính

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{8809} + 0,0011 + \frac{1}{7648}}$$

$$K = 744 \text{ kcal/m}^2\text{h độ.}$$

Vì bỏ qua hướng của dòng nhiệt nên có $(Pr/Pr_1) \approx 1$.

Vậy nhiệt tải riêng:

$$q = K\Delta t_{tb} = 744 \cdot 20 = 14880 \text{ kcal/m}^2\text{h.}$$

Nếu tính đến ảnh hưởng của (Pr/Pr_1) lên nhiệt tải riêng, tức

ta tính đến $\Delta t_1 = 14880/8809 = 1,69$ độ. Kết quả tính được tổng hợp ở bảng 4.16.

Bảng 4.16

Lưu thể nóng chảy xoáy						Nhiệt trở qua tường, bản	
$t_{tb,n}$	t_{t1}	Δt_1	$(Pr/Pr_1)^{0,25}$	α_n	q_n	Σr_t	Δt_t
57,5	55,81	1,69	1	8809	14880	0,0011	16,39

Lưu thể lạnh chảy xoáy					
t_{t2}	$t_{tb,1}$	Δt_2	$(Pr/Pr_1)^{0,25}$	α_1	q_1
39,42	37,5	1,92	1	7648	14900

Qua số liệu tính được ở bảng trên ta thấy bỏ qua ảnh hưởng của (Pr/Pr_1) .

8) Bề mặt truyền nhiệt

$$F = \frac{Q}{q} = \frac{756000}{14900} = 50,7 \text{ m}^2.$$

Theo kết quả tính toán ta chọn hai thiết bị truyền nhiệt. Mỗi cái có bề mặt truyền nhiệt (kể cả dự trữ) là: 30 m² và mắc nối tiếp nhau.

4.3.7. Cần tính thiết bị truyền nhiệt loại ống xoắn để đun nóng glycerin, bằng hơi thái ở áp suất 3,2 at, tức nhiệt độ 135°C. Glycerin chảy trong ống xoắn bằng thép với đường kính 51x2,5 mm, năng suất 1500 kg/h, được đun nóng từ 18 lên 90°C.

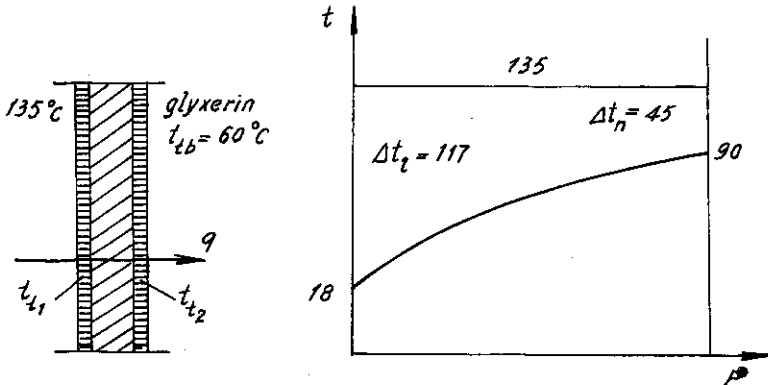
Giải:

1) Diễn biến nhiệt độ của quá trình như hình 4.31.

Hiệu số nhiệt độ trung bình:

$$\Delta t_{tb} = \frac{117 - 45}{2,3 \lg \frac{117}{45}} = 75,4^{\circ}\text{C}.$$

Nhiệt độ trung bình của glycerin; $t_{tb} = 135 - 75,4 \approx 60^{\circ}\text{C}$.



Hình 4.31

2) Nhiệt tải

$$Q = mc(t_c - t_d) = 1500 \cdot 0,61(90 - 18) = 65880 \text{ kcal/h.}$$

Nhiệt dung của glycerin ở 60°C là $c_p = 0,61 \text{ kcal/kg độ}$.

3) Tính nhiệt trở của thành và cặn bám

Từ bảng PL.12 tra nhiệt trở phía hơi đốt $1/r_1 = 5000 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}$ và phía glycerin $1/r_2 = 5000 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}$. Với thép $\lambda = 40 \text{ kcal/mh độ}$. tra ở bảng PL.14.

$$\begin{aligned} \text{Vậy } \sum r_i &= r_1 + \frac{\delta}{\lambda} + r_2 = \frac{1}{5000} + \frac{0,0025}{40} + \frac{1}{5000} \\ &= 0,463 \cdot 10^{-3} \end{aligned}$$

4) Tính nhiệt tải riêng

Vì hệ số cấp nhiệt phía glycerin nhỏ hơn so với phía hơi, do đó không đòi hỏi tính chính xác hệ số cấp nhiệt phía hơi, nên lấy gần đúng $\alpha_1 = 10^4 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}$. Ngoài ra tỷ số $d_{tg}/d_{ng} = 46/51 = 0,9 > 0,5$ nên có thể tính theo tường phẳng. Hệ số cấp nhiệt

phía glycerin phụ thuộc nhiệt độ t_{12} . Nhiệt độ này chưa biết, nên phải dùng phương pháp giả thiết ban đầu. Ở dòng đối lưu tự nhiên glycerin, chảy trong ống thẳng đứng có hệ số cấp nhiệt được tính theo công thức:

$$Nu = 0,51(GrPr)^{0,25} (Pr/Pr_1)^{0,25},$$

trong đó Pr_1 được tính theo t_{12} ;

còn các chuẩn số khác được tính theo nhiệt độ trung bình của glycerin là 60°C .

Vậy hệ số cấp nhiệt của glycerin là:

$$\alpha_2 = 0,51 \cdot \frac{\lambda}{d} \left(\frac{d^3 \rho^2 \beta \Delta t_2 g Pr}{\mu^2} \right)^{0,25} \left(\frac{Pr}{Pr_1} \right)^{0,25},$$

trong đó $\lambda = 0,240$ kcal/mh độ - hệ số dẫn nhiệt của glycerin ở 60°C ;

$d = 0,051$ m - đường kính ngoài của ống xoắn;

$\rho = 1239$ kg/m³ - khối lượng riêng của glycerin ở 60°C ;

$Pr = 909$ - chuẩn số Prandtl của glycerin ở 60°C ;

$\mu = 102 \cdot 10^{-4}$ kps/m² = $0,1$ kg/ms - độ nhớt của glycerin ở 60°C ;

β - hệ số giãn nở thể tích, 1/độ được tính theo công thức

$$\beta = \frac{a(t_1 - t_2) + b(t_1^2 - t_2^2)}{t_1 - t_2} = a + b(t_1 + t_2)$$

với $a = 0,4853 \cdot 10^{-3}$;

$b = 0,4895 \cdot 10^{-6}$

Lấy $t_1 = 61^\circ\text{C}$ và $t_2 = 59^\circ\text{C}$

Thay số vào tính được:

$$\beta = 0,4853 \cdot 10^{-3} + 0,4895 \cdot 10^{-6} (61 + 59) = 0,59 \cdot 10^{-3} \text{ 1/độ.}$$

Vậy

$$\alpha = 0,51 \cdot \frac{0,240}{0,051} \left(\frac{0,051^3 \cdot 1239^2 \cdot 0,59 \cdot 10^{-3} \cdot 9,81 \cdot 909}{0,1^2} \right)^{0,25} \times$$

$$\times (\Delta t_2)^{0,25} \cdot (909/Pr_1)^{0,25}$$

$$\alpha = 43,4 \cdot (\Delta t_2)^{0,25} \cdot (909/Pr_1)^{0,25}, \text{ kcal/m}^2\text{h độ.}$$

Số liệu tính toán được tổng hợp ở bảng 4.17.

Bảng 4.17

Số lần tính	Phía hơi ngưng tụ					Nhiệt trở, hiệu số nhiệt độ	
	t_{ng}	t_{t1}	Δt_1	α_{ng}	q_{ng}	$\sum r_t$	Δt_t
1	135	130	5	10^4	50000	$4,63 \cdot 10^{-4}$	23,1
2	135	133	2	10^4	20000	$4,63 \cdot 10^{-4}$	9,2
3	135	133,2	2	10^4	18000	$4,63 \cdot 10^{-4}$	8,3

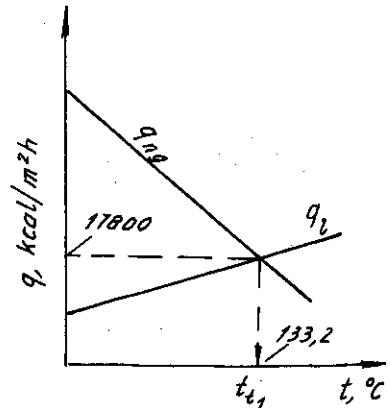
Số lần tính	Phía glycerin đối lưu tự nhiên							
	t_{t1}	t_t	Δt_2	Pr_t	$\Delta t_2^{0,25}$	$\left(\frac{Pr}{pr_t}\right)^{0,25}$	α_t	q_t
1	100,9	60	46,9	83,2	2,62	1,81	201	9450
2	123,8	60	63,8	36,8	2,83	2,23	268	17100
3	124,9	60	64,9	35,4	2,84	2,25	272	17800

Trong quá trình tính lần lượt như sau:

Trước hết giả thiết t_{t1} , nó xấp xỉ t_{ng} , vì $\alpha_{ng} \gg \alpha_t$. Với lần tính đầu tiên lấy $t_{t1} = 130^\circ\text{C}$.

Sau khi đã tính được lần thứ hai ta lập đồ thị (hình 4.32). Và điểm cắt giữa đường q_{ng} và q_t , ta tính được q_{tb} và t_{t1} .

Kết quả đúng là lần tính thứ ba.



Hình 4.32

5) Bề mặt truyền nhiệt:

$$F = \frac{Q}{q_{tb}} = \frac{65880}{17800} = 3,7\text{m}^2.$$

Hệ số truyền nhiệt:

$$K = \frac{q_{tb}}{\Delta t_{tb}} = \frac{17800}{75,4} = 236,1 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}.$$

Chiều dài ống:

$$L = \frac{F}{\pi d_{tb}} = \frac{3,7}{3,14 \cdot 0,0485} = 24,3\text{m}.$$

Chọn chiều dài ống truyền nhiệt (kể cả dự trữ) là 28 m.

6) Lượng hơi cần thiết

$$m_h = \frac{Q}{(i_h - t_{ng})x} = \frac{65880}{(652,3 - 135)0,95} = 134 \text{ kg/h}.$$

Từ bảng PL.17 tra [hàm nhiệt hơi ở $t_{ng} = 135^\circ\text{C}$ là $i = 652,3$ kcal/kg. x đặc trưng độ bão hòa của hơi (lấy 95%)].

7. Tính số lượng ống xoắn

Theo thực tế vận tốc hơi trong ống xoắn để làm nóng nước không lớn hơn 30 m/s, và tỷ lệ L/d cũng không lớn hơn giá trị sau:

$$L/d = 225 \cdot \frac{6}{\sqrt{\Delta t_{tb}}} = 225 \cdot \frac{6}{\sqrt{75,4}} = 155,5.$$

Dựa theo thực tế này ta tính cho trường hợp bài này, thấy rằng vận tốc ban đầu của hơi chảy trong một ống duy nhất là:

$$w = \frac{m_h}{3600 \cdot \rho_h \cdot 0,785 \cdot d^2} = \frac{134}{3600 \cdot 1,71 \cdot 0,785 \cdot 0,046^2} = 13,1 \text{ m/s}.$$

Từ bảng PL.17 tra được khối lượng riêng của hơi ở 135°C là $\rho_h = 1,71 \text{ kg/m}^3$. Như vậy, với vận tốc tính được chấp nhận một ống xoắn.

Kiểm tra tỷ lệ L/d :

$$\frac{L}{d} = \frac{28}{0,046} = 609 > 155,5.$$

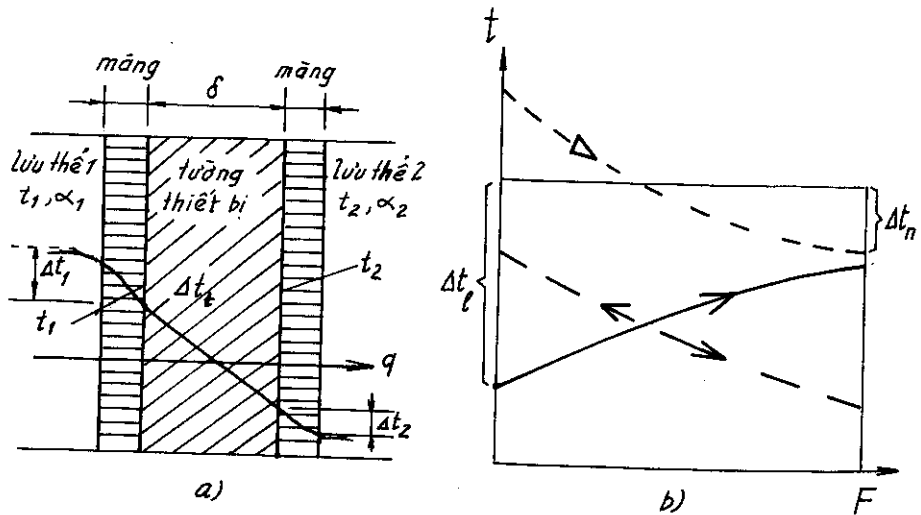
Do đó, ta nên dùng: $\frac{609}{155,5} = 4$ ống xoắn song song.

Chiều dài của mỗi ống là: $28/4 = 7$ m.

4.3.8. Qua một số ví dụ, ta thấy khi tính toán thiết bị truyền nhiệt ta cần biết trước nhiệt độ của tường, vách ngăn giữa hai lưu thể, song trong thực tế người ta không biết trước nhiệt độ này, vì vậy thường phải giả thiết nó. Khái quát các bước tính toán thiết bị truyền nhiệt trên cơ sở lập trình trên máy tính có thể tiến hành các bước sau:

1) Hiệu số nhiệt độ trung bình giữa hai lưu thể

Dựa vào sơ đồ hình 4.33:



Hình 4.33

Hai sơ đồ trên thể hiện diễn biến nhiệt độ của từng lưu thể. Hai lưu thể có thể chuyển động cùng hoặc ngược chiều. Dựa vào nhiệt độ đầu và cuối của từng lưu thể, đầu vào và ra của thiết bị ta tính được: Δt_1 (hiệu số nhiệt độ lớn) và Δt_n (hiệu số nhiệt độ nhỏ).

Tính được hiệu số nhiệt độ trung bình:

$$\frac{\Delta t_1}{\Delta t_n} > 2, \text{ tính theo logarit; } \Delta t_{tb} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_n}{2,3 \lg \frac{\Delta t_1}{\Delta t_n}}$$

$$\frac{\Delta t_1}{\Delta t_n} < 2, \text{ tính theo trung bình cộng; } \Delta t_{tb} = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_n}{2}$$

Nhiệt độ trung bình của từng lưu thể:

Lưu thể có chênh lệch đầu cuối nhỏ: (hai lưu thể đều biến thiên nhiệt độ)

$$t_{tb1} = \frac{t_d + t_c}{2}$$

Lưu thể kia:

$t_{tb2} = t_{tb1} \pm \Delta t_{tb}$ hoặc $t_1 - \Delta t_{tb}$ (nếu một lưu thể là hơi ngưng tụ).

2) *Tính lượng nhiệt trao đổi (nhiệt tải)*

$$Q = m.c(t_c - t_d), \text{ kcal/h hoặc J/s.}$$

3) *Tính hệ số cấp nhiệt cho từng lưu thể 1 và 2*

Để tính α ta cần lưu ý:

- chọn loại thiết bị (ống chùm, ống xoắn, hai vỏ, ...);
- đặc điểm của từng lưu thể (hơi hoặc lỏng, đun nóng hay làm nguội, ...);
- chế độ chuyển động của lưu thể;
- chọn công thức tính truyền nhiệt (tính α).

4) *Tính nhiệt tải riêng ở từng lưu thể.*

Nếu coi mất mát của nhiệt khi truyền từ lưu thể này đến lưu thể khác không quá 5%, thì ta tính nhiệt tải riêng q_1 và q_2 cũng không xa quá 5%. Đây là điều kiện để xử lý trong quá trình tính toán.

Vậy ta tiến hành như sau:

- Giả thiết Δt_1

- Tính $\alpha_1, q_1 = \alpha_1 \Delta t_1$.

- Tính Δt_2

$$\Delta t_1 = t_{t1} - t_{t2} = q_1 \sum r_i$$

$$\sum r_i = r_1 + \frac{\delta}{\lambda} + r_2$$

(nhiệt trở).

$$\Delta t_2 = t_{t2} - t_{2tb} = t_{t1} - \Delta t_1 - t_{2tb}$$

- Tính q_2 .

- So sánh q_1 và q_2 , nếu sai số nhỏ hơn 5%, tính $q_{tb} = \frac{q_1 + q_2}{2}$.

5) Tính bề mặt truyền nhiệt

$$F = \frac{Q}{q_{tb}}$$

6) Tính số ống truyền nhiệt:

$$n = \frac{F}{\pi d \cdot l}$$

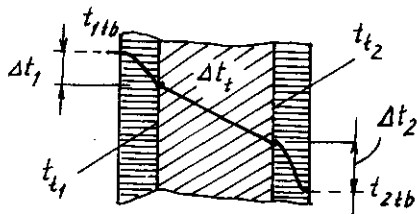
Có được số ống, để bảo đảm cho gia công, nên cho theo qui chuẩn (kể thêm số ống dự trữ).

7) Tính lại vận tốc chia ngăn

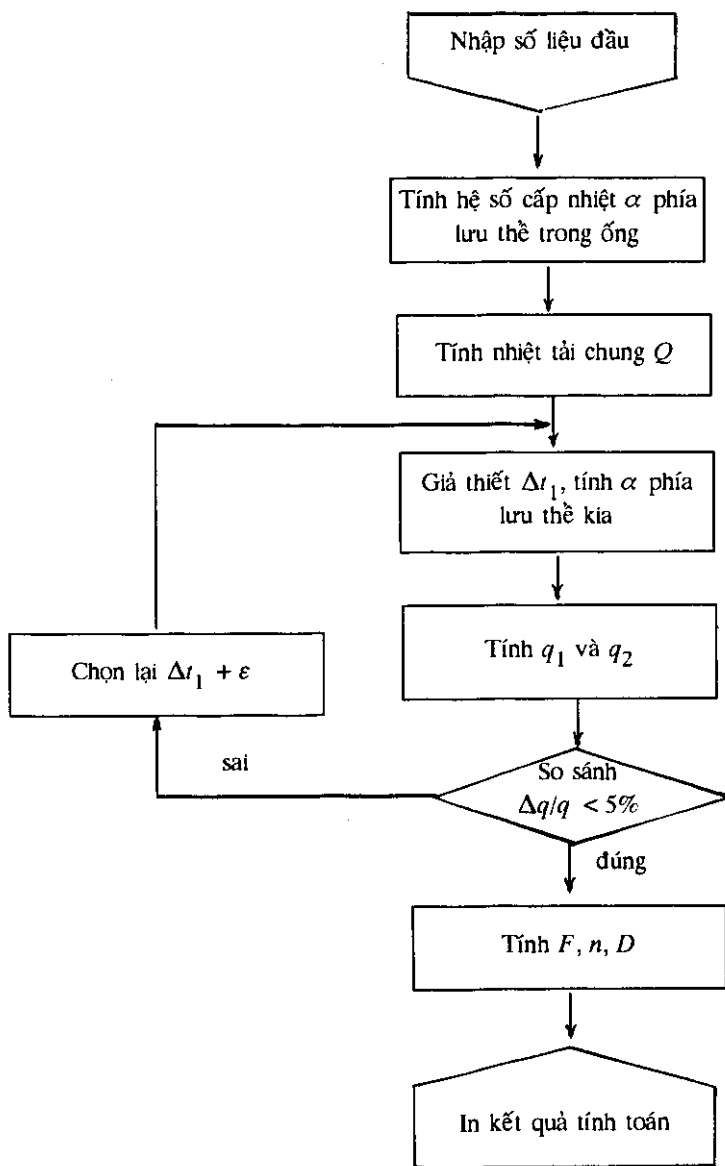
Vì khi tính α của lưu thể chảy trong ống ta có giả thiết giá trị của Re , tức giả thiết chế độ chuyển động. Quá trình cấp nhiệt tốt nhất ở chế độ xoáy, nên chọn $Re > 10^4$. Vì vậy sau khi tính xong ta cần tính lại vận tốc thực của lưu thể. Nếu sai số giữa vận tốc thực và vận tốc giả thiết ta phải chia ngăn $[V (m^3/s)]$:

$$w_t = \frac{4V}{\pi d^2 \cdot n \cdot 3600}, \text{ m/s.}$$

$$w_{gt} = \frac{Re \mu}{d \cdot \rho}$$



Hình 4.34



Hình 4.35. Sơ đồ khối lập trình

Nếu w_{gt}/w_t quá lớn, tức $\frac{w_{gt} - w_t}{w_{gt}/w_t} > 5\%$, ta cần chia ngắn, w_{gt} và số ngắn được tính bằng: w_{gt}^t/w_t .

8) *Tính đường kính thiết bị truyền nhiệt*

Chọn công thức tính theo loại thiết bị.

Sau khi tính toán xong, dựa vào đường kính thiết bị truyền nhiệt và số ống truyền nhiệt, ta chọn một thiết bị theo qui chuẩn và có được những thông số cần thiết để thiết kế thiết bị truyền nhiệt.

Chương trình tính toán thiết bị truyền nhiệt được lập theo sơ đồ khối như trong hình 4.35.

Chương 5

BỐC HƠI VÀ KẾT TINH

5.1. Công thức tính toán

5.1.1. Một hỗn hợp (dung dịch) có phần trăm khối lượng (nồng độ) đầu x_1 và cuối x_2 , tức lượng hơi nước bay ra trong quá trình bốc hơi được tính theo công thức

$$w = m \left(1 - \frac{x_1}{x_2} \right), \quad (5.1)$$

với m khối lượng của dung dịch ban đầu, kg (hoặc kg/h).

5.1.2. Lượng nhiệt tiêu tốn cho quá trình bốc hơi bằng lượng nhiệt để đun nóng, để bốc hơi và tổn thất:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 = mc(t_s - t_d) + w.r + \alpha F(t_1 - t_m), \text{ kcal/h}, (5.2)$$

trong đó m - khối lượng của dung dịch, kg/h;

c - nhiệt dung của dung dịch, kcal/kg độ;

t_s - nhiệt độ sôi của dung dịch, °C;

t_d - nhiệt độ đầu của dung dịch, °C;

w - khối lượng của hơi thứ, kg/h;

r - nhiệt bốc hơi của nước, kcal/kg;

$\alpha = \alpha_b + \alpha_d$ - hệ số cấp nhiệt qua bức xạ và đối lưu, kcal/m²h độ;;

F - bề mặt truyền nhiệt, m^2 ;

t_1 - nhiệt độ của bề mặt truyền nhiệt (mặt ngoài lớp bảo ôn), $^{\circ}C$;

t_m - Nhiệt độ môi trường (không khí bên ngoài thiết bị), $^{\circ}C$.

5.1.3. Lượng hơi đốt cần thiết cho quá trình:

$$D = \frac{Q}{(i_h - i_1)x} = \frac{Q}{r.x}, \text{ kg/h}, \quad (5.3)$$

trong đó i_h - hàm nhiệt của hơi nước bão hòa, kcal/kg;

i_1 - hàm nhiệt của nước ngưng tụ, kcal/kg;

x - độ bão hòa của hơi nước;

r - ẩn nhiệt ngưng tụ, kcal/kg.

Lượng hơi tiêu tốn riêng d là tỷ số giữa lượng hơi D và lượng hơi thứ w , tức là

$$d = \frac{D}{w}, \text{ kg/kg}. \quad (5.4)$$

5.1.4. Nếu dung dịch ở trạng thái quá nhiệt (nhiệt độ lớn hơn nhiệt độ sôi), thì đại lượng Q_1 có giá trị âm, tức là có quá trình tự bốc hơi cho đến khi nhiệt độ dung dịch bằng nhiệt độ sôi. Lượng nhiệt này bằng:

$$Q_{1b} = m.c(t_d - t_s), \text{ kcal/h}. \quad (5.5)$$

5.1.5. Nhiệt lượng riêng (nhiệt dung) của dung dịch được tính theo công thức gần đúng.

$$c = c_1x_1 + c_2x_2 + \dots, \quad (5.6)$$

c_1, c_2, \dots - nhiệt dung của từng cấu tử;

x_1, x_2, \dots - phần khối lượng của các cấu tử.

Với dung dịch có hai thành phần là dung môi (nước) và chất tan được tính như sau:

a) dung dịch loãng (nồng độ $x < 20\%$):

$$c = 1 - \frac{x}{100}, \text{ kcal/kg độ}; \quad (5.7)$$

b) dung dịch đậm đặc (nồng độ $x > 20\%$)

$$c = 1 - \frac{x}{100} + c_{1a} \cdot \frac{x}{100} = 1 - \frac{x}{100} (1 - c_{1a}), \text{ kcal/kg độ, (5.8)}$$

với x - nồng độ chất tan;

c_{1a} - nhiệt dung chất tan (thể khan), kcal/kg độ.

5.1.6. Nhiệt dung của liên kết hóa chất tính:

$$Mc = n_1c_1 + n_2c_2 + \dots; \quad (5.9)$$

với M - khối lượng phân tử;

c - nhiệt dung tính theo đơn vị khối lượng của liên kết, kcal/kg độ;

n_1, n_2, \dots - số lượng nguyên tử của nguyên tố trong liên kết;

c_1, c_2, \dots - nhiệt dung của các nguyên tố, kcal/kg - nguyên tử, độ.

Nhiệt dung của nguyên tố được tổng hợp ở bảng 5.1.

Bảng 5.1

Nguyên tố	Liên kết ở trạng thái rắn	Liên kết ở trạng thái lỏng	Nguyên tố	Liên kết ở trạng thái rắn	Liên kết ở trạng thái lỏng
	C	1,8		2,8	F
H	2,3	4,3	P	5,4	7,4
B	2,7	4,7	S	5,4	7,4
Si	3,8	5,8	Các nguyên tố khác	6,2	8,0
O	4,0	6,0			

5.1.7. Nhiệt độ sôi của dung dịch và các chất lỏng hữu cơ được tính theo công thức của Kirejew:

$$\frac{\lg p_{A1} - \lg p_{A2}}{\lg p_{B1} - \lg p_{B2}} = c \quad (5.10)$$

(hoặc tra theo biểu đồ hình PL.17)

với $p_{A1}, p_{A2}, p_{B1}, p_{B2}$ - áp suất của hơi bão hòa của hai chất lỏng ở nhiệt độ t_1 và t_2 ;

c - hằng số.

5.1.8. Nhiệt độ sôi của dung dịch và các liên kết hữu cơ cũng có thể được tính theo quan hệ tuyến tính:

$$\frac{t_1 - t_2}{\theta_1 - \theta_2} = K, \quad (5.11)$$

trong đó t_1, t_2 - nhiệt độ sôi của dung dịch hoặc chất lỏng hữu cơ ở áp suất p_1 và p_2 ;

θ_1, θ_2 - nhiệt độ của nước hoặc một chất lỏng tiêu chuẩn khác ở cùng áp suất (có thể xác định theo biểu đồ hình PL.15 và PL.31).

Để xác định nhiệt độ sôi của một chất lỏng (dung dịch) bất kỳ ở áp suất đã cho theo phương trình (5.10) và (5.11), người ta cần biết trước nhiệt độ sôi của nó ở hai áp suất bất kỳ. Riêng đối với dung dịch thì chỉ cần biết nhiệt độ sôi của nó ở một áp suất nào đó, nên ta vận dụng qui tắc của Babo:

$$\left(\frac{p}{p_0}\right)_t = \text{const}, \quad (5.12)$$

với p - áp suất hơi bão hòa của dung dịch;

p_0 - áp suất hơi bão hòa của dung môi nguyên chất ở cùng nhiệt độ t .

5.1.9. Nhiệt bay hơi của chất lỏng ở áp suất p được tính theo công thức của Clapeyron - Clausius:

$$r = r_{ch} \frac{M_{ch}}{M} \left(\frac{T}{\theta}\right)^2 \frac{d\theta}{dT}, \text{ kcal/kg} \quad (5.13)$$

(ở đây ta vận dụng qui tắc tuyến tính, để xác định $d\theta/dT = \text{idem}$)

trong đó r, r_{ch} - nhiệt bay hơi của chất lỏng cần tìm và chất lỏng chuẩn ở cùng một áp suất, kcal/kg;

M, M_{ch} - khối lượng phân tử của hai chất lỏng;

T, θ - nhiệt độ sôi ở cùng áp suất p , °K

5.1.10. Nhiệt độ bay hơi của chất lỏng không cực ở áp suất thường được tính theo công thức của Kistjakowski:

$$r = (8,75 + 4,58 \lg T) \frac{T}{M}, \text{ kcal/kg}, \quad (5.14)$$

T - nhiệt độ sôi, °K;

M - khối lượng phân tử của nước.

5.1.11. Sự tăng cao nhiệt độ sôi của dung dịch so với dung môi (nước) nguyên chất, có thể tính theo công thức gần đúng, dựa vào các công thức (5.10), (5.11) và (5.12). Ký hiệu Δt_{11} .

Ở bảng PL.22 tổng hợp nhiệt độ sôi của một số dung dịch muối ở áp suất thường hoặc cũng có thể xác định ở biểu đồ hình PL.30.

5.1.12. Sự tăng cao nhiệt độ sôi do áp suất thủy tĩnh phụ thuộc vào mực Hình 5.1. Hiệu quả thủy tĩnh dung dịch trong thiết bị và khối lượng riêng của nó.

Áp suất ở mức giữa dung dịch trong ống truyền nhiệt:

$$p_g = p_o + H_g \gamma, \text{ kp/m}^2, \quad (5.15)$$

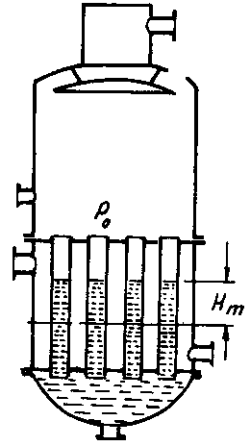
với p_o - áp suất ở bề mặt dung dịch, kp/m^2 ;

H_g - chiều cao từ mức dung dịch đến mức giữa của nó trong ống truyền nhiệt, m;

ρ - khối lượng riêng của dung dịch, kg/m^3 .

Hiệu ứng nhiệt độ qua áp suất thủy tĩnh là:

$$\Delta t_{12} = t_g - t_o, \quad (5.16)$$



Hình 5.1. Hiệu quả thủy tĩnh

với t_g - nhiệt độ sôi tương ứng áp suất p_g ;

t_0 - nhiệt độ sôi tương ứng áp suất p_0 .

5.1.13. Tổn thất nhiệt độ trên đường ống từ thiết bị này đến thiết bị khác được tính:

$$\Delta t_{13} = t_1 - t_0, \quad (5.17)$$

với t_1 - nhiệt độ tương ứng áp suất p_1 :

$$p_1 = p_0 + \Delta p. \quad (5.18)$$

Đại lượng Δp biểu thị tổn thất áp suất của hơi qua trở lực đường ống được tính theo công thức:

$$\Delta p = \frac{w^2 \gamma}{2g} \left(1 + \frac{\lambda L}{d} + \sum \xi \right), \text{ kp/m}^2$$

5.1.14. Hiệu số nhiệt độ hữu ích Δt_h được tính từ tổng hiệu số nhiệt độ trừ tổng nhiệt độ tổn thất.

$$\Delta t_h = \Delta t_{ch} - \sum \Delta t_i, \quad (5.19)$$

với Δt_{ch} - hiệu số nhiệt độ giữa hơi đốt và nhiệt độ ở cuối hệ thống (nước ngưng tụ ở thiết bị ngưng tụ);

$\sum \Delta t_i = \Delta t_{i1} + \Delta t_{i2} + \Delta t_{i3} \equiv \Delta' + \Delta'' + \Delta'''$ - tổng nhiệt độ tổn thất của hệ thống.

5.1.15. Hiệu số nhiệt độ hữu ích của từng thiết bị trong hệ thống.

a) Nếu tổng bề mặt truyền nhiệt bé nhất, thì hiệu số nhiệt độ hữu ích tỷ lệ với $\sqrt{Q/K}$, tức là:

$$\Delta t_{hi} = \frac{\Delta t_h \sqrt{Q_i/K_i}}{\sum_{i=1}^n (\sqrt{Q_i/K_i})}. \quad (5.20)$$

b) Nếu bề mặt truyền nhiệt của tất cả thiết bị bốc hơi trong hệ thống đều bằng nhau, thì hiệu số nhiệt độ tỷ lệ với Q/K , tức là:

$$\Delta t_{hi} = \frac{\Delta t_h \cdot \frac{Q_i}{K_i}}{\sum_{i=1}^n \left(\frac{Q_i}{K_i} \right)}, \quad (5.21)$$

trong đó Q_i - lượng nhiệt truyền trong từng thiết bị, kcal/m²h độ.

5.1.16. Lượng nước làm lạnh dùng trong thiết bị ngưng tụ

$$m_n = \frac{w(i_h - i_1)}{i_2 - i_1}, \text{ kg/h}, \quad (5.22)$$

trong đó w - lượng hơi thứ trong thiết bị ngưng tụ, kg/h;

i_h, i_1 - hàm nhiệt của hơi và lỏng, kcal/kg;

i_1, i_2 - hàm nhiệt của nước lạnh khi vào và ra, kcal/kg.

5.1.17. Lượng không khí được bơm chân không hút phụ thuộc vào lượng nước lạnh m_n (kg/h), được xác định:

$$L = \frac{0,25 \cdot m_n}{1000}, \text{ kg/h}. \quad (5.23)$$

Năng suất của bơm chân không phụ thuộc vào áp suất ngưng tụ p_o và trong thực tế có giá trị:

a) ở $p_o > 50$ torr = 50 mmHg

$$V = (0,1 \div 0,2)W, \text{ m}^3/\text{h}$$

b) ở $p_o < 50$ torr = 50 mmHg

$$V = (0,8 \div 1,2)W, \text{ m}^3/\text{h}.$$

5.1.18. Chiều cao cột nước trong thiết bị ngưng tụ baromet phụ thuộc vào độ chân không và được tính:

$$H_o = 10,33 \cdot \frac{b}{760}, \text{ m}, \quad (5.24)$$

với b - độ chân không trong thiết bị ngưng tụ baromet, mmHg.

5.1.19. Lượng tinh thể tính bằng kilogram trong thiết bị kết tinh được tính theo phương trình cân bằng chất:

$$m_{tt} = \frac{m_1(x_2 - x_1) - Wx_2}{x_2 - x_{tt}}, \text{ kg}, \quad (5.25)$$

trong đó m_1 - khối lượng dung dịch đầu, kg;

x_1 - nồng độ dầu của dung dịch, % phần trăm khối lượng;

x_2 - nồng độ chất chuẩn ở chế độ kết tinh, % khối lượng;

W - khối lượng dung môi, kg;

$x_{tt} = M/M_{tt}$ - khối lượng mol chất hòa tan/ khối lượng mol chất kết tinh), vì vậy nếu chất kết tinh hoàn toàn $x_{tt} = 1$.

Nếu quá trình kết tinh mà dung môi không bị tách ra từng phần ($w = 0$), thì:

$$m_{tt} = \frac{m_1(x_1 - x_2)}{x_{tt} - x_2}, \text{ kg.} \quad (5.26)$$

5.1.20. Nhiệt hòa tan được tính theo công thức

$$q_{ht} = \frac{4,58 \lg \frac{c_1}{c_2}}{M \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)}, \text{ kcal/kg,} \quad (5.27)$$

với c_1, c_2 - độ hòa tan ở nhiệt độ T_1 và T_2 , °K;

M - khối lượng phân tử của chất tan.

5.1.21. Nhiệt nóng chảy q_{nc} được tính theo công thức gần đúng.

a) Với các chất vô cơ:

$$q_{nc} = 6 \cdot \frac{T_{nc}}{M}, \text{ kcal/kg} \quad (5.28)$$

b) Với các chất hữu cơ:

$$q_{nc} = 10 \cdot \frac{T_{nc}}{M}, \text{ kcal/kg,} \quad (5.29)$$

với T_{nc} - nhiệt độ nóng chảy, °K;

M - khối lượng phân tử của liên kết.

5.1.22. Lượng nhiệt trong quá trình kết tinh mà dung môi không bị bay hơi được tính theo công thức:

$$Q = m_1 c (t_1 - t_2) + m_{tt} q, \quad (5.30)$$

trong đó m_1 - khối lượng dung dịch đầu, kg;

c - nhiệt dung của dung dịch, kcal/kg độ;
 t_1, t_2 - nhiệt độ đầu và cuối của dung dịch, °C;
 m_{tt} - lượng tinh thể sau quá trình kết tinh, kg;
 q - nhiệt kết tinh, kcal/kg.

5.2. Ví dụ

5.2.1. Tính lượng nước trong 1000 kg dung dịch amon nitrat bốc hơi, nếu nồng độ dung dịch tăng từ 12 đến 60%.

Giải:

Từ công thức (5.1) tính được:

$$W = 1000 \left(1 - \frac{12}{60} \right) = 800 \text{ kg.}$$

5.2.2. Tính nồng độ cuối của dung dịch muối (theo % khối lượng), nếu thu được 1200 kg nước từ 2000 kg dung dịch ở nồng độ 10% bằng bốc hơi.

Giải:

Xuất phát từ công thức (5.1):

$$1200 = 2000 \left(1 - \frac{10}{x_2} \right).$$

Rút ra

$$x_2 = \frac{20000}{2000 - 1200} = 25\% .$$

5.2.3. Tính nhiệt dung của dung dịch axit 12% .

Giải:

Từ công thức (5.7) ta có:

$$c = 1 - \frac{12}{100} = 0.88 \text{ kcal/kg độ.}$$

5.2.4. Tính nhiệt dung của dung dịch muối natri 25%.

Giải:

Vì nồng độ muối lớn hơn 20%, nên nhiệt dung được tính theo công thức (5.8).

Trước tiên cần tính nhiệt dung của muối khan (thể rắn) theo công thức (5.9).

Công thức hóa học của muối $C_6H_4 \begin{matrix} \diagup OH \\ \diagdown COONa \end{matrix}$

Khối lượng phân tử 160.

$$\text{Vậy } c_r = \frac{1,8.7 + 2,3.5 + 4.3 + 6,2.1}{160} = 0,264 \text{ kcal/kg độ.}$$

Như vậy nhiệt dung của dung dịch muối 25% là:

$$c = 1 - 0,25 + 0,264.0.25 = 0,82 \text{ kcal/kg độ.}$$

Nhiệt dung của từng nguyên tố trong liên kết được xác định ở bảng 5.1.

5.2.5. Cần tính nhiệt độ sôi của anilin ở độ chân không 0,8at (áp suất 0,2 at). Biết nhiệt độ hơi bão hòa của anilin ở 390mmHg là 160°C và ở áp suất thường là 184°C.

Giải:

Vận dụng qui tắc tuyến tính (5.11) và chọn hexan làm chất chuẩn để tính.

Từ biểu đồ hình PL.13 của hexan có:

$$\text{ở } p_1 = 390 \text{ mmHg tra được } \theta_1 = 49,2^\circ\text{C}$$

$$\text{ở } p_2 = 760 \text{ mmHg tra được } \theta_2 = 69^\circ\text{C.}$$

$$\text{Vậy } K = \frac{t_1 - t_2}{\theta_1 - \theta_2} = \frac{160 - 184}{49,2 - 69} = 1,21.$$

Ở áp suất 0,2 at, tức 0,2.735 = 147 mmHg có nhiệt độ sôi của hexan là 24,5°C (tra ở biểu đồ hình PL.13).

Theo qui tắc (5.11) rút ra:

$$\frac{160 - t}{49,2 - 24,5} = 1,21 \Rightarrow 1,21(49,2 - 24,5) = 160 - t$$

$$t = 160 - 1,21(49,2 - 24,5) = 130,1^\circ\text{C.}$$

5.2.6. Tính nhiệt độ sôi của dung dịch amoniac 20% ở áp suất 1,5 at.

Giải:

Từ biểu đồ hình PL.17 ta nối các điểm tương ứng NH_3 20% với áp suất 1,5 at (tức $1,5 \cdot 735 = 1102,5$ mmHg) và kéo dài đường thẳng cắt trục nhiệt độ tại $t = 60^\circ\text{C}$. Đó là nhiệt độ sôi của amoniac 20%.

5.2.7. Cần xác định nhiệt bốc hơi của anilin ở 0,2 at.

Giải:

Vì công thức (5.14) của Kistjakowski chỉ đúng ở điều kiện áp suất thường, nên ta sử dụng công thức (5.13) với hexan chọn làm chất chuẩn. Nhiệt độ sôi của anilin ở 0,2 at là 130°C , còn của hexan là $24,2^\circ\text{C}$. Nhiệt bốc hơi của hexan, tra từ biểu đồ hình PL.29 là $r_H = 87,5$ kcal/kg. Quan hệ $dT/d\theta$ được tính từ ví dụ 5.2.5. Vì quan hệ giữa T và θ ở áp suất không đổi theo tuyến tính, nên $dT/d\theta$ hoặc $d\theta/dT = \text{const}$.

Vậy

$$\frac{d\theta}{dT} = \frac{1}{K} = \frac{1}{1,21} = 0,826.$$

Thay các giá trị tính được vào công thức (5.13) ta có:

$$r = r_H \cdot \frac{M_H}{M} \left(\frac{T}{\theta}\right)^2 \frac{d\theta}{dT} =$$

$$87,5 \cdot \frac{86}{93} \left(\frac{273 + 130}{273 + 24,5}\right)^2 \cdot 0,826 = 122,6 \text{ kcal/kg}$$

Nếu ta chọn chất chuẩn khác là nước, ta tính được:

ở 0,2 at nhiệt độ sôi của nước $59,7^\circ\text{C}$ và nhiệt hóa hơi $r_n = 562,7$ kcal/kg (tra ở bảng PL.18).

Tỷ số $d\theta/dT$ được tra từ biểu đồ hình PL.15 ở đường cong 12, ta có:

$$\frac{d\theta}{dT} = \frac{110 - 20}{200 - 80} = 0,75.$$

Thay vào công thức (5.13) ta được:

$$r = 562,7 \frac{18}{93} \left(\frac{403}{333} \right)^2 \cdot 0,75 = 119,6 \text{ kcal/kg.}$$

5.2.8. Tính lượng hơi đốt của thiết bị bốc hơi để cô đặc dung dịch NaOH với năng suất 2 tấn/h. Nồng độ đầu và cuối của dung dịch là 14,1 và 24,1% khối lượng. Nhiệt độ của hơi 150°C, nhiệt độ của hơi ngưng tụ 150°C. Nhiệt tổn thất là 50000 kcal/h.

Tính toán theo ba phương án sau đây:

- dung dịch được đưa vào thiết bị bốc hơi ở nhiệt độ 20°C;
- dung dịch vào thiết bị bốc hơi ở nhiệt độ sôi;
- dung dịch đưa vào thiết bị bốc hơi ở nhiệt độ quá sôi 130°C.

Giải:

Để tính lượng hơi cần thiết, cần xác định lượng nhiệt tiêu tổn.

Lượng hơi thứ bốc lên trong quá trình bốc hơi được tính theo công thức (5.1):

$$W = \frac{m(x_2 - x_1)}{x_2} = 2000 \frac{24,1 - 14,1}{24,1} = 829,9 \text{ kg/h.}$$

- Lượng nhiệt dùng để bốc hơi:

Nhiệt bốc hơi của nước được tính theo nhiệt độ sôi của dung dịch trong thiết bị.

Nhiệt tổn thất do nồng độ $\Delta' = 11$ độ (tra ở bảng PL.22). Cùng với các tổn thất nhiệt độ khác tính được nhiệt độ sôi của dung dịch là 113°C. Ở nhiệt độ 113°C nhiệt bay hơi của nước là $r = 531$ kcal/kg (tra ở bảng PL.17).

Vậy nhiệt lượng để bay hơi nước:

$$Q_b = Wr = 829,9 \cdot 531 = 440677 \text{ kcal/h.}$$

- Lượng nhiệt để đốt nóng dung dịch:

Nhiệt dung của dung dịch: Trước tiên xác định nhiệt dung của các nguyên tố, gồm: O- 4, H- 23, Na- 6,2 kcal/kg nguyên tử (tra ở bảng 5.1).

Theo công thức (5.9) nhiệt dung của NaOH khan là:

$$c = \frac{4 + 2,3 + 6,2}{40} = 0,3125 \text{ kcal/kg độ.}$$

Nhiệt dung của dung dịch 14,1% được tính (5.8)

$$c = 0,141 \cdot 0,3125 + 0,859 = 0,9031 \text{ kcal/kg độ.}$$

Nhiệt tiêu tổn để đốt nóng dung dịch được tính theo ba phương án:

a) Dung dịch có nhiệt độ đầu 20°C:

$$Q_s = 2000 \cdot 0,9031(113 - 20) = 167977 \text{ kcal/h;}$$

b) Khi dung dịch có nhiệt độ sôi:

$$Q_s = 0 ;$$

c) Khi dung dịch có nhiệt độ 130°C:

$$Q_s = 200 \cdot 0,9031 \cdot (130 - 113) = 30705 \text{ kcal/h}$$

[Ở trường hợp này dung dịch sẽ tự bốc hơi để hạ nhiệt độ từ 130°C xuống đến nhiệt độ sôi 113°C, nên theo quan điểm tiêu thụ thì lượng nhiệt này mang dấu - (âm)].

Ngoài ra khi NaOH hóa lỏng sẽ cần một lượng nhiệt. Từ số tay hóa lý ta có nhiệt liên kết sẽ là (nhiệt để NaOH chuyển thành dung dịch trong n phân tử nước):

n	3	5	7	9	13,5
kJ/gmol	456,6	465,5	469,1	469,5	470,23

Cần tính số phân tử nước để hòa tan một phân tử NaOH.

• Trong dung dịch đầu:

Số mol NaOH trong 1 kg dung dịch:

$$\frac{141}{40} = 3,525 \text{ (1 kg dung dịch 14,1% bằng 141 gmol).}$$

Số mol nước trong 1 kg dung dịch (ở 14,1%):

$$\frac{1000 - 141}{18} = 47,72.$$

Số mol của nước cho mỗi mol NaOH ở 14,1%:

$$\frac{47,72}{3,525} = 13,5.$$

• Trong dung dịch cuối (ở 24,1%):

Số mol NaOH trong 1 kg dung dịch 24,1%:

$$\frac{241}{40} = 6,025.$$

Số mol nước trong 1 kg dung dịch (24,1%):

$$\frac{1000 - 241}{18} = 42,17.$$

Số mol nước cho mỗi mol NaOH ở 24,1%:

$$\frac{42,17}{6,025} = 7.$$

Nhiệt thủy phân của NaOH được tính:

ở 13,5 phân tử nước và 7 phân tử nước:

$$470,23 - 469,1 = 1,13 \text{ kJ/gmol NaOH.}$$

Bảng 5.2

Lượng nhiệt tiêu tốn cho kcal/h	Phương án		
	a	b	c
Bốc hơi nước	440677	440677	440677
Thủy phân NaOH	2000	2000	2000
Tồn thất	50000	50000	50000
Cộng	<u>492677</u>	<u>492677</u>	<u>492677</u>
Đun sôi dung dịch	167977	0	-30705
	<u>660654</u>	<u>492677</u>	<u>461972</u>

Lượng nhiệt toàn bộ cho quá trình thủy phân:

$$3,25 \cdot 2000 \cdot 1,13 \cdot 0,239 = 1901,3 \approx 2000 \text{ kcal/h}$$

(1 kJ = 0,239 kcal).

Lượng nhiệt tiêu tốn trong thiết bị bốc hơi được tổng hợp ở bảng 5.2

Qua bảng tổng hợp tính toán ta thấy nhiệt thủy phân của NaOH quá nhỏ có thể bỏ qua được.

- Lượng hơi cần thiết cho quá trình bốc hơi:

Từ bảng PL.17 tra được $i_h = 657 \text{ kcal/kg}$, $i_1 = 151 \text{ kcal/kg}$. Theo phương trình (5.3) với $x = 1$ ta có:

$$\text{a) } D = \frac{660654}{657 - 151} = 1305,6 \text{ kg/h;}$$

$$\text{b) } D = \frac{492677}{657 - 151} = 973,67 \text{ kg/h;}$$

$$\text{c) } D = \frac{461972}{657 - 151} = 912,99 \text{ kg/h.}$$

5.2.9. Một thiết bị bốc hơi có bề mặt truyền nhiệt 40m^2 được dùng để cô đặc dung dịch có nồng độ đầu $x_d = 5\%$ và nồng độ cuối $x_c = 50\%$ khối lượng. Cô đặc gián đoạn một mẻ 20 tấn dung dịch. Nhiệt độ đầu của dung dịch 20°C . Cô đặc ở áp suất chân không. Nhiệt độ sôi của dung dịch và hệ số truyền nhiệt phụ thuộc vào nồng độ như bảng 5.3.

Bảng 5.3

Nồng độ dung dịch, % khối lượng	5	10	20	30	40	50
Nhiệt độ sôi, $^\circ\text{C}$	55	56	60	67	76	95
Hệ số truyền nhiệt, $\text{kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$	1850	1500	970	640	420	240

Hệ số truyền nhiệt cho quá trình đun nóng dung dịch đến nhiệt độ sôi là $K_1 = 300 \text{ kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$. Nhiệt độ của hơi đốt 120°C .

Cần xác định:

- lượng hơi cần thiết, biết hàm lượng nước trong hơi 5%;
- thời gian bốc hơi.

Giải:

a) *Lượng hơi cần thiết*

Lượng hơi thứ bốc ra:

$$W = m \frac{x_2 - x_1}{x_2} = \frac{50 - 5}{50} \cdot 20.000 = 18000 \text{ kg}$$

Lượng nhiệt tiêu tốn để bốc hơi (không kể tổn thất ra môi trường)

$$Q = mc(t_s - t_d) + Wr =$$

$$= 20000 \cdot 0,95 \cdot (55 - 20) + 18000 \cdot 554 = 10637000 \text{ kcal,}$$

trong đó 0,95 - nhiệt dung của dung dịch 5% (công thức 5.7);

554 - nhiệt bốc hơi của nước ở nhiệt độ trung bình $(55 + 95)/2 = 75^\circ\text{C}$ tra ở bảng số PL.17.

Lượng hơi cần thiết:

- Để đun dung dịch đến nhiệt độ sôi

$$D_1 = \frac{Q_1}{(i_h - i_1)x} = \frac{20000 \cdot 0,95 \cdot (55 - 20)}{526,7 \cdot 0,95} = 1329 \text{ kg}$$

- Để bốc hơi

$$D_2 = \frac{Q_2}{(i_h - i_1)x} = \frac{18000 \cdot 554}{526,7 \cdot 0,95} = 19929 \text{ kg.}$$

Từ bảng PL.17 tra được ẩn nhiệt ngưng tụ của hơi bão hòa ở 120°C là $526,7 \text{ kcal/kg}$.

b) *Tính thời gian bốc hơi*

- Thời gian để đun dung dịch đến nhiệt độ sôi.

$$\tau_1 = \frac{Q_1}{K_1 F \Delta t_1} = \frac{20000 \cdot 0,95 \cdot (55 - 20)}{300 \cdot 40 \cdot 82,5} = 0,67 \text{ h.}$$

Δt_1 là hiệu số nhiệt độ trung bình cho thời gian đun nóng, được tính

Hơi	120	→	120
Dung dịch	20	→	55
	100		65

$$\Delta t_1 = \frac{100 + 65}{2} = 82,5 \text{ độ}$$

- Thời gian để bốc hơi:

Trong thời gian bốc hơi nồng độ dung dịch tăng từ 5% đến 50%. Nhiệt độ sôi và hệ số truyền nhiệt thay đổi theo như ở bảng 5.3 đã thể hiện.

Theo phương trình truyền nhiệt:

$$dQ = KF(T - t) d\tau.$$

Trong phương trình có hai đại lượng không đổi là nhiệt độ ngưng tụ của hơi đốt $T = 120^\circ\text{C}$, và bề mặt truyền nhiệt $F = 40 \text{ m}^2$.

Từ phương trình này suy ra:

$$F d\tau = \frac{dQ}{K(T - t)}$$

Lấy tích phân có:

$$F\tau_2 = \int_0^{Q_2} \frac{dQ}{K(T - t)}$$

Tích phân được xác định bằng đồ thị.

Từ bảng 5.3 ta tính các giá trị cần thiết cho tích phân ở bảng 5.4.

Từ số liệu ở bảng 5.4 ta vẽ được đồ thị 5.2:

$$\int_0^{Q_2 = 10.106} \frac{dQ}{K(T-t)} = F\tau_2 = 152 \text{ m}^2 \cdot \text{h.}$$

Bảng 5.4

x%	5	10	20	30	40	50
W, kg	0	10.000	15.000	16700	17500	18000
r, kcal/kg	565	565	564	562	559	554
Q.10 ⁻⁶ , kcal	0	5,65	8,47	9,4	9,8	10
T-t, độ	65	64	60	53	44	25
$\frac{10^6}{K(T-t)}$	8,3	10,4	17,2	29,5	54,2	166,7

Rút ra:

$$\tau_2 = \frac{152}{40} = 3,8\text{h.}$$

Thời gian chung:

$$\begin{aligned} \tau &= \tau_1 + \tau_2 = \\ &= 0,67 + 3,8 = 4,47\text{h.} \end{aligned}$$

5.2.10. So sánh năng lượng lý thuyết của hai trường hợp sau đây:

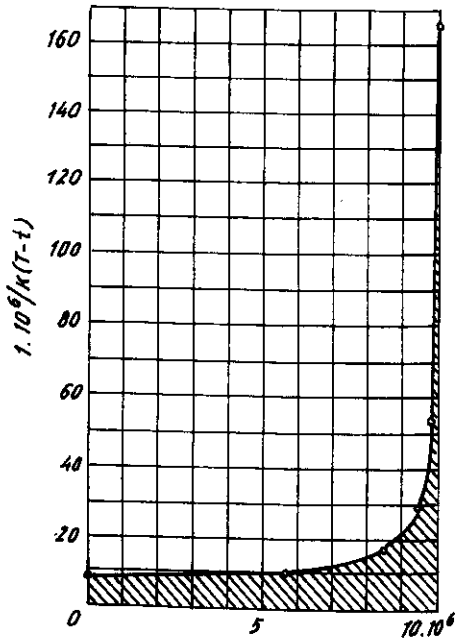
a) của bơm chân không hút hơi thứ ở độ chân không 0,7 at;

b) ngưng tụ hơi thứ và dùng bơm bơm nước ngưng.

Năng suất tính theo hơi thứ 1000 kg/h lượng nước bốc hơi.

Giải:

a) Giả thiết, hơi thứ



Hình 5.2. Tính tích phân Q

được nén đoạn nhiệt trong bơm chân không. Trong trường hợp này công được tính theo công thức (5.13). Lượng nhiệt nhận được từ đồ thị $I-S$ ở biểu đồ hình PL.25 và hình 5.3.

Vậy:

$$L = 427(i_2 - i_1) = 427(679 - 625)$$

$$L = 23058 \text{ kpm/kg}$$

Công suất lý thuyết của bơm (không kể hiệu suất bơm):

$$N = \frac{1000.23058}{102.3600} = 62,8 \text{ kW.}$$

b) Công suất của bơm chất lỏng ngưng tụ (không kể hiệu suất bơm):

$$N = \frac{Q\Delta p}{102} = \frac{1.7000}{102.3600} = 0,019 \text{ kW}$$

trong đó

$$Q = \frac{1000}{3600.1000} = \frac{1}{3600} \text{ m}^3/\text{s};$$

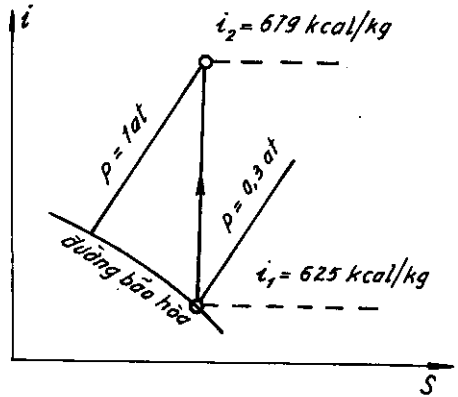
$$\Delta p = 0,7 \text{ at} = 7000 \text{ kp/m}^2$$

Qua ví dụ trên ta thấy bơm hơi thứ bằng bơm chân không rất tốn kém, vì phải tiêu tốn năng lượng lớn hơn ($62,8/0,19 = 3305$ lần) so với dùng bơm hơi nước ngưng tụ. Do đó không bao giờ dùng bơm để hút hơi thứ trong các thiết bị bốc hơi, mà cho ngưng tụ.

5.2.11. Cần xác định tổn thất nhiệt độ do nồng độ tăng cao của dung dịch CaCl_2 20% ở áp suất chân không 0,5 at.

Giải:

Từ bảng PL.22 tra được nhiệt độ sôi của CaCl_2 20% là 105°C



Hình 5.3. Sơ đồ $i-S$

ở áp suất thường. Ở nhiệt độ này hơi nước bão hòa có áp suất 1,232 at.

Tỷ số áp suất hơi p của dung dịch và áp suất p_0 của nước ở cùng nhiệt độ là:

$$\left(\frac{p}{p_0}\right)_{t=105^\circ\text{C}} = \frac{1}{1,232} = 0,81.$$

Vận dụng qui tắc Babo (5.12) có quan hệ:

$$\left(\frac{0,5}{p_0}\right)_t = 0,81$$

$$\text{Rút ra: } p_0 = \frac{0,5}{0,81} = 0,617 \text{ at.}$$

Từ bảng PL.18 ở áp suất 0,617 at tra được nhiệt độ sôi của nước là $86,2^\circ\text{C}$. Như vậy, nhiệt độ sôi của dung dịch CaCl_2 20% ở 0,5 at là: $86,2^\circ\text{C}$. Ta biết nhiệt độ sôi của nước ở 0,5 at là $80,9^\circ\text{C}$. Nên tổn thất nhiệt độ do nồng độ là:

$$\Delta' = 86,2 - 80,9 = 5,3 \text{ độ.}$$

5.2.12. Tính tổn thất nhiệt độ do áp suất thủy tĩnh khi đun bốc hơi dung dịch có khối lượng riêng 1100 kg/m^3 . Chiều cao mực dung dịch lúc đầu là 1m. Độ chân không trong thiết bị là 0,6 at (xem hình 5.1).

Gidi:

Áp suất trên bề mặt dung dịch theo đầu bài là: $1 - 0,6 = 0,4$ at. Mức giữa của dung dịch là: 0,5 m tạo nên hiệu số áp suất là:

$$\Delta p = \frac{\rho g H}{9,81 \cdot 10^4} = \frac{1100 \cdot 9,81 \cdot 0,5}{9,81 \cdot 10^4} = 0,055 \text{ kp/cm}^2 = 0,055 \text{ at}$$

Áp suất tại mức giữa dung dịch:

$$p = p_0 + \Delta p = 0,4 + 0,055 = 0,455 \text{ at.}$$

Từ áp suất tra được nhiệt độ sôi của nước:

$$\begin{aligned} \text{ở } p = 0,4 \text{ at có} & \quad t = 75,4^\circ\text{C} \\ \text{ở } p = 0,455 \text{ at có} & \quad t = 78,4^\circ\text{C}. \end{aligned}$$

Như vậy tổn thất nhiệt độ do áp suất thủy tĩnh là:

$$\Delta'' = 78,4 - 75,4 = 3 \text{ độ.}$$

5.2.13. Tính tổn thất nhiệt độ do trở lực đường ống nối giữa hai thiết bị. Độ chân không là 0,6 at. Ống nối dài 10m có ba khuỷu 90° và một van. Đường kính ống 200 mm. Vận tốc khí (hơi) 40 m/s và hệ số ma sát $\lambda = 0,02$.

Giải:

Trở lực đường ống được tính như ở chương một. Ở áp suất 0,4 at hơi có khối lượng riêng $\rho = 0,246 \text{ kg/m}^3$ (tra bảng PL.18).

Trở lực cục bộ được tính tương đương cho ống thẳng, nên ở khuỷu 90° có $L_{td} = 50d$, van $L_{td} = 75d$.

Vậy

$$\Delta p = \sum \xi \frac{\rho W^2}{2.9,81} = \frac{0,246.40^2}{2.9,81} \left[1 + \frac{0,02(10 + 3.02.50 + 0,2.75)}{0,2} \right]$$

$$\Delta p = 130 \text{ kp/m}^2 = 0,013 \text{ at.}$$

Áp suất của hơi đi vào thiết bị kia:

$$p_2 = p_1 - \Delta p = 0,4 - 0,013 = 0,387 \text{ at.}$$

Tra bảng PL.18 ta có:

$$\text{ở } p_1 = 0,4 \text{ at có } t_1 = 75,4^\circ\text{C}$$

$$\text{ở } p_2 = 0,387 \text{ at có } t_2 = 74,5^\circ\text{C}$$

Vậy tổn thất nhiệt độ qua trở lực đường ống:

$$\Delta''' = 75,4 - 74,5 = 0,9 \text{ độ.}$$

5.2.14. Tính lượng tinh thể được kết tinh trong thiết bị kết tinh khi làm lạnh 10 tấn dung dịch K_2CO_3 bão hòa từ 80°C đến 35°C. Trong quá trình kết tinh không có sự bay hơi của nước. Tinh thể được kết tinh ngâm hai nước.

Giải:

Vận dụng công thức (5.26) để tính toán lượng tinh thể được kết tinh:

$$m_{tt} = \frac{m_1(x_1 - x_2)}{x_{tt} - x_2}$$

Từ đồ thị hòa tan hình PL.16 cho K_2CO_3 tính được nồng độ của dung dịch bão hòa:

$$\text{ở } 80^\circ\text{C là } 10 \frac{\text{mol } K_2CO_3}{1000 \text{ g } H_2O}$$

$$\text{ở } 35^\circ\text{C là } 8,15 \frac{\text{mol } K_2CO_3}{1000 \text{ g } H_2O}$$

Khối lượng phân tử của K_2CO_3 là 138, nên

$$x_{80^\circ\text{C}} = \frac{10 \cdot 138}{1000 + 10 \cdot 138} = 0,58 \text{ kg/kg.}$$

$$x_{25^\circ\text{C}} = \frac{8,15 \cdot 138}{1000 + 8,15 \cdot 138} = 0,53 \text{ kg/kg}$$

Khối lượng phân tử của tinh thể ngậm hai nước $K_2CO_3 \cdot 2H_2O$ là 174.

Vậy:

$$\frac{M}{M_{tt}} = \frac{138}{174} = 0,793 = x_{tt}$$

Đưa các số liệu vào phương trình tính lượng tinh thể kết tinh được

$$m_{tt} = \frac{10^4(0,58 - 0,53)}{0,793 - 0,53} = 1901 \text{ kg.}$$

5.2.15. Tính nhiệt lượng tỏa ra trong thiết bị kết tinh làm việc liên tục, nếu trong quá trình kết tinh 500 kg/h dung dịch $NaNO_3$ được làm lạnh từ 90°C xuống 40°C . Ở 90°C dung dịch có 16g $NaNO_3$ trong 1000 g H_2O . Lưu ý là trong quá trình kết tinh có 3% khối lượng nước bốc hơi.

Giải:

Từ đường hòa tan của $NaNO_3$ ở biểu đồ hình PL.16 tra được nồng độ bão hòa của dung dịch ở 40°C là 12,3 g $NaNO_3/1000$ g H_2O .

Khi làm lạnh dung dịch đến 40°C có lượng tinh thể kết tinh

được tính theo công thức (5.25):

$$m_{tt} = \frac{m_1(x_2 - x_1) - Wx_2}{x_2 - x_{tt}} \text{ kg/h}$$

Nồng độ được tính:

$$x_1 = \frac{16 \text{ g NaNO}_3}{1000 \text{ g H}_2\text{O}} = \frac{16,85}{1000 + 16,85} = 0,576 \text{ kg/kg}$$

$$x_2 = \frac{12,3,85}{1000 + 12,3,85} = 0,511 \text{ kg/kg}$$

$x_{tt} = 1$, vì NaNO_3 tinh thể không chứa nước;

85 - khối lượng phân tử của NaNO_3

$$\text{vậy } m_{tt} = \frac{5000(0,511 - 0,576) - 0,03 \cdot 5000 \cdot 0,511}{0,511 - 1} = 821,4 \text{ kg/h.}$$

Lượng nhiệt tỏa ra được tính theo công thức:

$$Q = m_1 c (t_1 - t_2) + m_{tt} q - w r,$$

với w - lượng nước được bốc hơi, kg/h;

r - nhiệt bốc hơi của nước, kcal/kg.

Từ bảng PL.23 tra được nhiệt kết tinh của NaNO_3 là 5030 kcal/kmol.

Nhiệt dung của dung dịch được tính theo công thức (5.8), và trước tiên xác định nhiệt dung của chất khan (5.9):

$$c = \frac{6,2 + 6,2 + 3,4}{85} = 0,287 \text{ kcal/kg độ.}$$

Nhiệt dung của dung dịch ($x = 57,6\%$) là:

$$c_d = 1 - 0,576 + 0,287 \cdot 0,576 = 0,59 \text{ kcal/kg độ}$$

Lượng nhiệt tỏa ra trong quá trình kết tinh:

$$Q = 5000 \cdot 0,59(90 - 40) + 821,4 \frac{5030}{85} - 0,03 \cdot 5000 \cdot 560$$

$$Q = 112108 \text{ kcal/h;}$$

ở đây nhiệt dung của nước là 560 kcal/kg, tra ở bảng PL.17 theo nhiệt độ trung bình $(90 + 40)/2 = 65^\circ\text{C}$.

5.2.16. Các điều kiện tương tự như ở ví dụ 5.2.15. Cần xác định bề mặt truyền nhiệt và lượng nước lạnh cần thiết của thiết bị kết tinh. Hệ số truyền nhiệt là $90 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}$. Thiết bị loại hai vỏ, giữa nước lạnh chảy qua với nhiệt độ vào 15°C và ra 20°C . Quá trình trao đổi nhiệt ngược chiều.

Giải:

Bề mặt truyền nhiệt được tính theo công thức

$$F = \frac{Q}{K\Delta t_{tb}}$$

Diễn biến nhiệt độ hai lưu thể như sau:

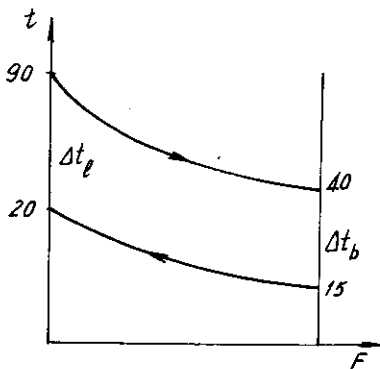
$$90 \rightarrow 40$$

$$20 \leftarrow 15$$

$$\Delta t_{tb} = \frac{(90 - 20) - (40 - 15)}{2,3 \lg \frac{90 - 20}{40 - 15}} = 43,75 \text{ độ.}$$

$$\text{Vậy } F = \frac{112108}{90 \cdot 43,75} = 28,5 \text{ m}^2.$$

$$\text{Lượng nước lạnh cần thiết: } m_n = \frac{112108}{20 - 15} = 22421,6 \text{ kg/h.}$$



Hình 5.4 (ví dụ 5.2.16)

Giải:

Hệ thống cô đặc được thể hiện ở hình 5.5.

a) Lượng hơi thứ được bốc hơi ở hệ thống là

$$W = 5000 \left(1 - \frac{12}{40} \right) = 3500 \text{ kg/h.}$$

b) Sự phân bố hơi thứ ở từng nồi

Chọn sự phân bố hơi thứ ở từng nồi dựa vào thực tế, như theo tỷ lệ sau đây:

$$1 : 2 : 3 = 1,0 : 1,1 : 1,2$$

Tức là từ nồi 1 đến nồi 3 theo tỷ lệ 1; 1,1 và 1,2.

Từ cách chọn tỷ lệ này ta tính được lượng hơi thứ bốc ra ở từng nồi:

$$\text{Nồi 1: } W_1 = \frac{3500 \cdot 1}{1 + 1,1 + 1,2} = 1060 \text{ kg/h}$$

$$\text{Nồi 2: } W_2 = \frac{3500 \cdot 1,1}{1 + 1,1 + 1,2} = 1167 \text{ kg/h}$$

$$\text{Nồi 3: } W_3 = \frac{3500 \cdot 1,2}{1 + 1,1 + 1,2} = 1273 \text{ kg/h}$$

$$W = W_1 + W_2 + W_3 = 3500 \text{ kg/h}$$

c) Tính nồng độ dung dịch ở từng nồi

Theo đầu bài dung dịch có nồng độ đầu $x_d = 12\%$ và nồng độ cuối, tức khi ra ở nồi 3 là $x_c = 40\%$.

Lượng dung dịch ra khỏi nồi 1, vào nồi 2 là:

$$m_1 = m_d - W_1 = 5000 - 1060 = 3940 \text{ kg/h.}$$

Nồng độ của dung dịch ra nồi 1 vào nồi 2 là:

$$x_1 = \frac{m_d x_d}{m_d - W_1} = \frac{5000 \cdot 12}{3940} = 15,2\%$$

Lượng dung dịch ra nồi 2 vào nồi 3 là:

$$m_2 = m_d - W_1 - W_2 = 5000 - 1060 - 1167 = 2773 \text{ kg/h.}$$

Tương ứng nồng độ của dung dịch vào nồi 3:

$$x_2 = \frac{5000.12}{2773} = 21,6\%$$

Lượng dung dịch ra khỏi nồi 3 là:

$$m_3 = m_c = m_d - W = 5000 - 3500 = 1500 \text{ kg/h.}$$

Tương tự nồng độ dung dịch ra khỏi nồi 3:

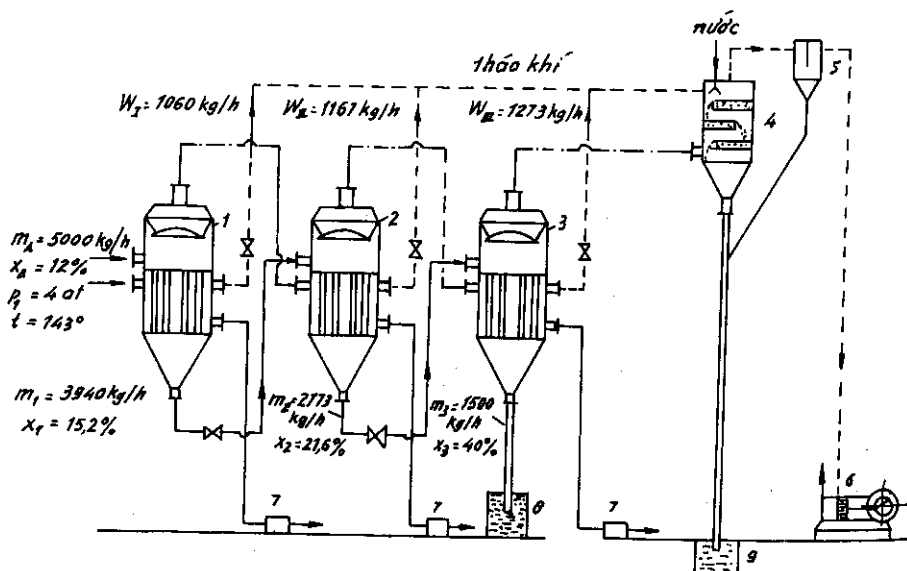
$$x_3 = x_c = \frac{5000.12}{1500} = 40\%$$

Đúng như đầu bài đã cho, nồng độ cuối là 40%

d) Phân bố áp suất làm việc ở mỗi nồi

Hiệu số áp suất của hệ thống (phân biệt áp suất giữa áp suất hơi đốt ở nồi 1 và áp suất ở thiết bị ngưng tụ) được tính:

$$\Delta p = p_o - p_{ng} = 4 - 0,2 = 3,8 \text{ at.}$$



Hình 5.5 (ví dụ 5.2.17)

Giả dụ sự giảm áp suất xảy ra đồng thời giữa các nôi, tức hiệu số áp suất giữa các nôi:

$$\Delta p_i = \frac{3,8}{3} \approx 1,27 \text{ at}$$

Vậy áp suất làm việc ở từng nôi là:

ở nôi 3: $p_3 = p_{ng} = 0,2 \text{ at.}$

ở nôi 2: $p_2 = 0,2 + 1,27 = 1,47 \text{ at}$

ở nôi 1: $p_1 = 1,47 + 1,27 = 2,74 \text{ at.}$

Áp suất của hơi đốt ở nôi 1 là: $p_o = 2,74 + 1,27 \approx 4 \text{ at.}$

Từ áp suất tính được ta tra được nhiệt độ hơi thứ ở các nôi và nhiệt bay hơi. Số liệu được tổng hợp ở bảng 5.5.

Bảng 5.5

Nôi	Nhiệt độ, °C	Nhiệt bốc hơi, kcal/kg
1	130	520
2	110	533
3	60	563
Hơi đốt nôi 1	143	511

e) *Tổn thất nhiệt độ ở mỗi nôi*

- Nhiệt độ tổn thất do nồng độ tăng cao:

Từ bảng PL.22 tra được nhiệt độ sôi của dung dịch ở nồng độ khác nhau kết quả tra được tổng hợp ở bảng 5.6.

Khi xác định nhiệt độ sôi của dung dịch ta lấy ở áp suất thường, nhưng thực tế áp suất ở các nôi khác nhau. Sự sai sót này được bỏ qua, coi là ảnh hưởng nhỏ.

Vậy tổn thất nhiệt độ do nồng độ ở ba nôi là:

$$\sum \Delta' = 2 + 3 + 7 = 12 \text{ độ.}$$

Bảng 5.6

Nồi	Nồng độ NaNO ₃ , %	Nhiệt độ sôi, °C	Tồn thất nhiệt độ Δ' độ
1	15,2	102	2,0
2	21,6	103	3,0
3	40,0	107	7,0

- Nhiệt độ tổn thất do áp suất thủy tĩnh:

Khoảng cách từ bề mặt lớp dung dịch đến khoảng giữa cột dung dịch trong bề mặt truyền nhiệt $H = 0,4$ m. Khối lượng riêng của dung dịch ở 100°C được tổng hợp ở bảng 5.7.

Bảng 5.7

Nồi	Nồng độ NaNO ₃ , %	Khối lượng riêng, kg/m ³
1	15,2	1056
2	21,6	1102
3	40	1255

Sự tăng áp suất thủy tĩnh ở nồi 1:

$$\Delta p_1 = \frac{0,4 \cdot 1056}{10^4} = 0,0422 \text{ at.}$$

Áp suất ở khoảng giữa cột dung dịch trong bề mặt truyền nhiệt

$$p_2 = p_1 + \Delta p_1 = 2,74 + 0,0422 = 2,782 \text{ at.}$$

Nhiệt độ sôi của nước ở áp suất p_1 là 130,93°C và ở p_2 là 131,52°C.

Như vậy nhiệt độ tổn thất do áp suất thủy tĩnh là:

$$\Delta''_1 = t_2 - t_1 = 131,52 - 130,93 = 0,59^\circ\text{C}.$$

Tính toán tương tự ta nhận được nhiệt độ tổn thất ở nôi 2 và 3 do áp suất thủy tĩnh là: $\Delta''_2 = 0,96$ độ và $\Delta''_3 = 5,32$ độ.

Tổng nhiệt độ tổn thất do áp suất thủy tĩnh của toàn hệ thống là:

$$\Delta'' = \Delta''_1 + \Delta''_2 + \Delta''_3 = 0,59 + 0,96 + 5,32 = 6,87 \text{ độ}.$$

- Nhiệt độ tổn thất do trở lực thủy lực. Trở lực thủy lực ở đây chủ yếu là ở các đoạn ống nối giữa các thiết bị. Đó là đoạn nối giữa nôi 1-2, 2-3 và 3 thiết bị ngưng tụ. Nhiệt độ tổn thất này chọn 1 độ.

Vậy tổng nhiệt độ tổn thất do trở lực là:

$$\Delta''' = 3.1 = 3 \text{ độ}.$$

Tổng nhiệt độ tổn thất của hệ thống:

$$\sum \Delta = \Delta' + \Delta'' + \Delta''' = 12 + 6,87 + 3 = 21,87 \text{ độ}.$$

f) *Hiệu số nhiệt độ hữu ích*

Được xác định từ công thức:

$$\Delta t_h = t_h - t_{ng} - \sum \Delta = 143 - 60 - 21,87 = 61,13 \text{ độ}.$$

g) *Nhiệt độ sôi của dung dịch ở từng nôi* được tính theo công thức:

$$t_{si} = t_{ht_i} + \Delta'_i + \Delta''_i + \Delta'''_i$$

cụ thể cho từng nôi ta có:

$$\text{nôi 3 có } t_{s3} = 60 + 7 + 5,32 + 1 \approx 73^\circ\text{C}$$

$$\text{nôi 2 có } t_{s2} = 110 + 3 + 0,96 + 1 \approx 115^\circ\text{C}$$

$$\text{nôi 1 có } t_{s1} = 130 + 2 + 0,59 + 1 \approx 134^\circ\text{C}$$

h) *Hệ số truyền nhiệt trong mỗi nôi.*

Khi tính nhiệt độ sôi và nồng độ dung dịch trong từng nôi ta tận dụng số tay để tra các thông số vật lý của dung dịch (như khối lượng riêng, hệ số dẫn nhiệt, nhiệt dung, độ nhớt). Ngoài ra

ta còn chọn trước đường kính ống truyền nhiệt (thường từ 25 đến 50 mm) và chiều dài (cao) ống truyền nhiệt (tùy theo cấu tạo của từng loại thiết bị bốc hơi có thể chọn $l = 1,25$ đến $1,5$ m và có thể cao nhất đến 7 m như loại buồng đốt ngoài). Từ những số liệu có được ta tính được hệ số cấp nhiệt phía hơi đốt và phía dung dịch sôi, rồi tính hệ số truyền nhiệt giữa hơi đốt và dung dịch (cụ thể xem lại các ví dụ đã nêu). Khi tính toán ta có thể đề cập đến lớp tường bao.

Kết quả tính toán là:

$$\text{nồi 1 có } K_1 = 1470 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}$$

$$\text{nồi 2 có } K_2 = 850 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}$$

$$\text{nồi 3 có } K_3 = 500 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}$$

(so sánh kết quả tính được các hệ số truyền nhiệt ở các nồi của quá trình bốc hơi dung dịch muối ta thấy có tỷ lệ $K_1:K_2:K_3 = 1:0,58:0,34$).

i) *Cân bằng nhiệt trong từng nồi của hệ thống*

Nồi 1: theo điều kiện đầu bài thì dung dịch vào thiết bị cô đặc 1 ở nhiệt độ sôi, nên lượng nhiệt cần thiết ở nồi 1 là:

$$Q_1 = W_1 \cdot r_1 = 1060.520 = 551200 \text{ kcal/h.}$$

Nồi 2: Ở nồi 2 có hiện tượng quá nhiệt của dung dịch. Trong phương trình cân bằng nhiệt cần đề cập đến nhiệt này, được gọi là hiện tượng tự bay hơi.

Vậy lượng nhiệt cần thiết ở nồi 2 là:

$$Q_2 = W_2 \cdot r_2 - m_1 c_1 (t_1 - t_2)$$

$$Q_2 = 1167.533 - 3940.0,88(134 - 115) = 556134 \text{ kcal/h}$$

Nồi 3: Tương tự như nồi 2 ta có:

$$Q_3 = W_3 r_3 - m_2 c_2 (t_2 - t_3)$$

$$Q_3 = 1273.563 - 2773.0,82.(115 - 73) = 621197 \text{ kcal/h.}$$

Hơi thứ nồi 2 cung cấp một lượng nhiệt khi nó ngưng tụ là:

$$1167.533 = 62011 \text{ kcal/h.}$$

k) Lượng hơi đốt cần thiết đi vào nồi 1 được tính theo công thức:

$$D = \frac{Q}{r} = \frac{551200}{511} = 1079 \text{ kg/h.}$$

Lượng hơi tiêu tốn riêng (tính theo 1 kg hơi thứ của hệ thống):

$$d = \frac{D}{W} = \frac{1079}{3500} = 0,31 \text{ kg/kg.}$$

l) Phân bố nhiệt độ hữu ích trong từng nồi

Hiệu số nhiệt độ hữu ích được phân bố trong từng nồi được tính theo hai phương án sau:

- theo phương án tổng bề mặt truyền nhiệt bé nhất;
- theo phương án bề mặt truyền nhiệt của các nồi bằng nhau.

Điều đó có nghĩa ta coi hiệu số nhiệt độ tỷ lệ với $\sqrt{Q/K}$ hay là tỷ lệ với Q/K .

Bảng 5.8

	Q/K	$\sqrt{Q/K}$
nồi 1:	$\frac{551200}{1470} = 375$	19,4
nồi 2:	$\frac{556134}{850} = 654$	25,6
nồi 3:	$\frac{621197}{500} = 1242$	35,2
	$\Sigma Q/K = 2271$	$\Sigma \sqrt{Q/K} = 80,2$

Thừa số tỷ lệ theo hai phương án được tính như ở bảng 5.8.

Hiệu số nhiệt độ hữu ích trong từng nồi theo hai phương án trong bảng 5.9.

Bảng 5.9

Bề mặt truyền nhiệt bằng nhau	Tổng bề mặt truyền nhiệt bé nhất
$\Delta t_1 = \frac{61,13.375}{2271} = 10,10$	$\Delta t_1 = \frac{61,13.19,4}{80,2} = 14,8$
$\Delta t_2 = \frac{61,13.654}{2271} = 17,6$	$\Delta t_2 = \frac{61,13.15,6}{80,2} = 19,5$
$\Delta t_3 = \frac{61,13.1242}{2271} = 33,4$	$\Delta t_3 = \frac{61,13.35,2}{80,2} = 26,8$
Kiểm tra $\Sigma \Delta t = \overline{61,1}$ độ	$\Sigma \Delta t = \overline{61,1}$ độ

1) Bề mặt truyền nhiệt của từng nôi

Được tính theo hai phương án như bảng 5.10.

Bảng 5.10

Bề mặt truyền nhiệt bằng nhau, m ²	Tổng bề mặt truyền nhiệt bé nhất, m ²
nôi 1: $F_1 = \frac{551200}{1470.10,1} = 37,2$	$F_1 = \frac{551200}{1470.14,8} = 25,3$
nôi 2: $F_2 = \frac{556.134}{850.17,6} = 37,2$	$F_2 = \frac{556.134}{850.19,5} = 33,6$
nôi 3: $F_3 = \frac{621197}{500.33,4} = 37,2$	$F_3 = \frac{621197}{500.26,8} = 46,4$
$\Sigma F = \overline{111,6}$ m ²	$\Sigma F = \overline{105,3}$ m ²

Qua kết quả tính toán ta thấy, theo phương án bề mặt truyền nhiệt bằng nhau có tổng bề mặt truyền nhiệt lớn hơn theo phương án tổng bề mặt truyền nhiệt bé nhất, tuy nhiên chỉ lớn hơn 6%. Nên trong thực tế ta thường chọn phương án bề mặt truyền nhiệt bằng nhau để tính toán, vì có lợi cho thiết kế, chế tạo và lắp đặt. Có ý nghĩa kinh tế hơn.

Bảng 5.11

Nồi	Nhiệt độ sôi, °C	Nhiệt độ hơi thứ, °C	Áp suất, at
1	$143 - 10,1 = 132,9$	$132,9 - 3,59 = 129,3$	2,7
2	$129,3 - 17,6 = 111,7$	$111,7 - 4,96 = 106,7$	1,31
3	$106,7 - 33,4 = 73,3$	$73,3 - 13,32 = 60$	0,2

Kiểm tra lại nhiệt độ sôi, nhiệt độ hơi thứ và áp suất theo bảng 5.11.

Kết quả tính toán bề mặt truyền nhiệt sẽ chính xác hơn, nếu ta kể đến tổn thất nhiệt ra môi trường và sự thay đổi do sự phân bố nhiệt độ và áp suất trong từng nồi.

Tính toán bằng cách lập trình

Trong điều kiện hiện nay với sự trợ giúp của máy tính, người ta có thể tiến hành tính toán chính xác hơn, bằng cách lập trình.

Để giúp cho việc lập trình tính toán hệ thống cô đặc chúng tôi giới thiệu đề cương chung sau đây.

Loại đầu đê: Tính hệ thống cô đặc (bốc hơi) gồm n nồi để cô đặc dung dịch có nồng độ đầu x_d (%) đến nồng độ x_c (%). Hệ thống làm việc (liên tục cùng chiều, hoặc ngược chiều). Áp suất hơi đốt vào nồi 1 là $p_h = p_o$ (at), áp suất ở thiết bị ngưng tụ p_{ng} (at). Các bước tính toán được tiến hành say đây:

1) *Vẽ sơ đồ hệ thống* (như ở hình của ví dụ 5.2.17) gồm thiết bị bốc hơi, thiết bị ngưng tụ Baromet, bơm dung dịch, bơm chân không, v.v.

2) Tính cân bằng vật liệu

a) Xác định lượng nước bốc hơi (lượng hơi thứ) toàn hệ thống và trong từng nồi;

b) Xác định nồng độ của dung dịch ở từng nồi.

3) Tính cân bằng nhiệt lượng

a) Xác định áp suất và nhiệt độ trong mỗi nồi:

- giả thiết tỷ lệ áp suất ở từng nôi;
- tính hiệu số áp suất toàn hệ thống và từng nôi;
- tính áp suất làm việc và nhiệt độ của hơi đốt ở từng nôi;
- tính nhiệt độ hơi thứ từng nôi, suy ra áp suất của hơi thứ.

Kết quả tính được được tổng hợp ở bảng chung 5.12.

Bảng 5.12

Nôi	Lượng hơi thứ, kg/h	Nồng độ, %	Áp suất, nhiệt độ hơi đốt		Δ'''	Áp suất, nhiệt độ hơi thứ	
			p_i , at	t_i , °C		p_i , at	t_i , °C

b) Tính tổn thất nhiệt độ

- tổn thất nhiệt độ do nhiệt độ sôi của dung dịch lớn hơn nhiệt độ sôi của dung môi Δ' ở từng nôi;

- tổn thất nhiệt độ do áp suất thủy tĩnh của dung dịch Δ'' từng nôi;

- tổn thất nhiệt độ do sức cản thủy lực Δ''' (thường chọn 1 ÷ 1,5°C);

Bảng 5.13

Nôi thứ i	p và t hơi đốt		p và t' hơi thứ		Δ'	Δ''	Δ'''	Hiệu số nhiệt độ hữu ích $\Delta T=(3)-(10)$	Nhiệt độ sôi của dung dịch $t_s=(5)+(6)+(7)$
	p_i , at	t_i , °C	p_i , at	t_i' , %					
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10

- tổng tổn thất nhiệt độ từng nồi và cả hệ thống.

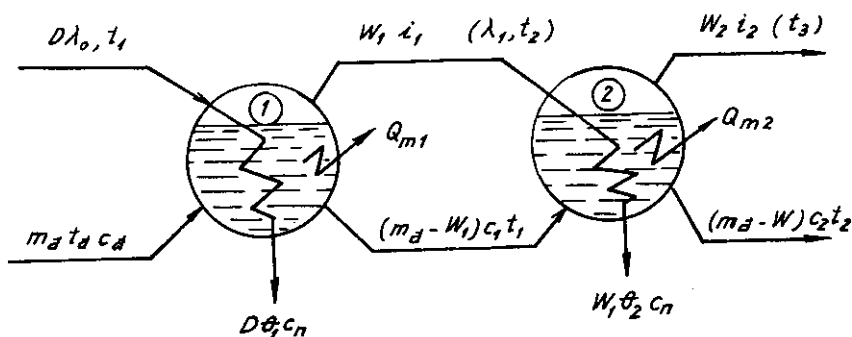
c) Tính hiệu số nhiệt độ hữu ích của hệ thống và từng nồi.

Lập bảng tổng hợp kết quả tính được (bảng 5.13)

Qua số liệu ở bảng tổng hợp ta thấy nhiệt độ hữu ích $\Delta T = t_1 - t_3$, đây chính là nhiệt độ tương ứng với nhiệt lượng dùng cho quá trình bốc hơi ở từng nồi.

d) Lập phương trình tính cân bằng nhiệt của hệ thống

Giả dụ hệ hai nồi ta có sơ đồ hình 5.6



Hình 5.6

$$\text{Nồi 1: } D\lambda_0 + m_d c_d t_d = w_1 i_1 + (m_d - w_1) c_1 t_1 + D\theta_1 c_n + Q_{m1}$$

$$\text{Nồi 2: } w_1 \lambda_1 + (m_d - w_1) c_1 t_1 = w_2 i_2 + (m_d - w) c_2 t_2 + w_1 \theta_2 c_n + Q_{m2}$$

Tương tự nếu số nồi tăng lên.

$$\text{Ngoài ra: } W = W_1 + W_2$$

$$Q_{m1} = 0,05D(\lambda_0 - 4190\theta_1)$$

$$Q_{m2} = 0,05W_1(\lambda_1 - 4190\theta_2).$$

Giải hệ ba phương trình (cho hệ hai nồi) trên ta tính được W_1 , W_2 và D . Ở đây nên kiểm tra lại W_1 và W_2 với kết quả tính cân bằng vật liệu. Kết quả chung là các giá trị W_1 và W_2 được tính ở đây.

4) Tính bề mặt trao đổi nhiệt

a) Hệ số truyền nhiệt. Để tính hệ số truyền nhiệt ta cần tính

hệ số cấp nhiệt ở phía hơi đốt và phía dung dịch.

- Hệ số cấp nhiệt phía hơi đốt. Với những thiết bị thường gặp như loại phòng đốt trong tuần hoàn ngoài, phòng đốt trong tuần hoàn trung tâm, phòng đốt treo, đều là trường hợp hơi đốt đi bên ngoài ống truyền nhiệt thẳng đứng (hơi đốt là hơi bão hòa không chứa khí trơ), màng nước ngưng chảy dòng thì hệ số cấp nhiệt phía hơi đốt được tính theo công thức:

$$\alpha_1 = 2,04A \left(\frac{r}{H \cdot \Delta t} \right)^{0,25}, \text{ W/m}^2 \text{ độ},$$

$$A = \left(\frac{\rho^2 \lambda^3}{\mu} \right)^{0,25}$$

trong đó A có thể được tra theo nhiệt độ màng $t_m = 0,5(t_1 + t_{11})$;

t_1 - nhiệt độ hơi đốt, °C;

t_{11} - nhiệt độ tường phía hơi đốt, °C;

Δt - hiệu số nhiệt độ giữa hơi ngưng tụ và thành ống truyền nhiệt độ, $\Delta t = t_1 - t_{11}$;

r - ẩn nhiệt ngưng tụ của hơi đốt, J/kg (tra theo nhiệt độ hơi đốt);

H - chiều cao ống truyền nhiệt, m;

ρ, λ, μ - các thông số vật lý của nước ngưng ở nhiệt độ màng nước ngưng.

- Hệ số cấp nhiệt phía dung dịch. Với dung dịch sôi có thể tính theo công thức:

$$\alpha_2 = 45,3p^{0,5} \Delta t^{2,33} \psi, \text{ W/m}^2 \text{ độ},$$

trong đó p - áp suất làm việc (áp suất hơi thứ), at;

Δt - hiệu số nhiệt độ giữa thành ống và dung dịch sôi,

$\Delta t = t_{12} - t_s$);

ψ - hệ số hiệu chỉnh được tính:

$$\psi = \left(\frac{\lambda_d}{\lambda_n} \right)^{0,565} \left[\left(\frac{\rho_d}{\rho_n} \right)^2 \left(\frac{c_d}{c_n} \right) \left(\frac{\mu_n}{\mu_d} \right) \right]^{0,435} < 1$$

ở đây λ, ρ, c, μ - thông số vật lý của nước (n) và dung dịch (d).

- Tính trở lực $\sum r = \frac{\delta}{\lambda} + r_1 + r_2$.

- Tính nhiệt tải riêng phía hơi và dung dịch:

$$q_1 = \alpha_1 \Delta t_1 \text{ và } q_2 = \alpha_2 \Delta t_2.$$

q_1 và q_2 gần bằng nhau, cho phép sai số tùy điều kiện mà có thể đến 10% (thông thường lấy 5%). Nếu nằm trong giới hạn sai số cho phép ta tính $q_{tb} = 0,5(q_1 + q_2)$. Cách tính như tính thiết bị truyền nhiệt, song sử dụng máy tính ta dùng phương pháp lặp, trước tiên chọn Δt_1 tính $\alpha_1, q_1, \alpha_2, q_2$, lặp mãi đến khi đạt yêu cầu.

- Tính hệ số truyền nhiệt giữa hai lưu thể:

$$K_i = \frac{q_{tbi}}{\Delta t_{hi}}, \text{ W/m}^2 \text{ độ.}$$

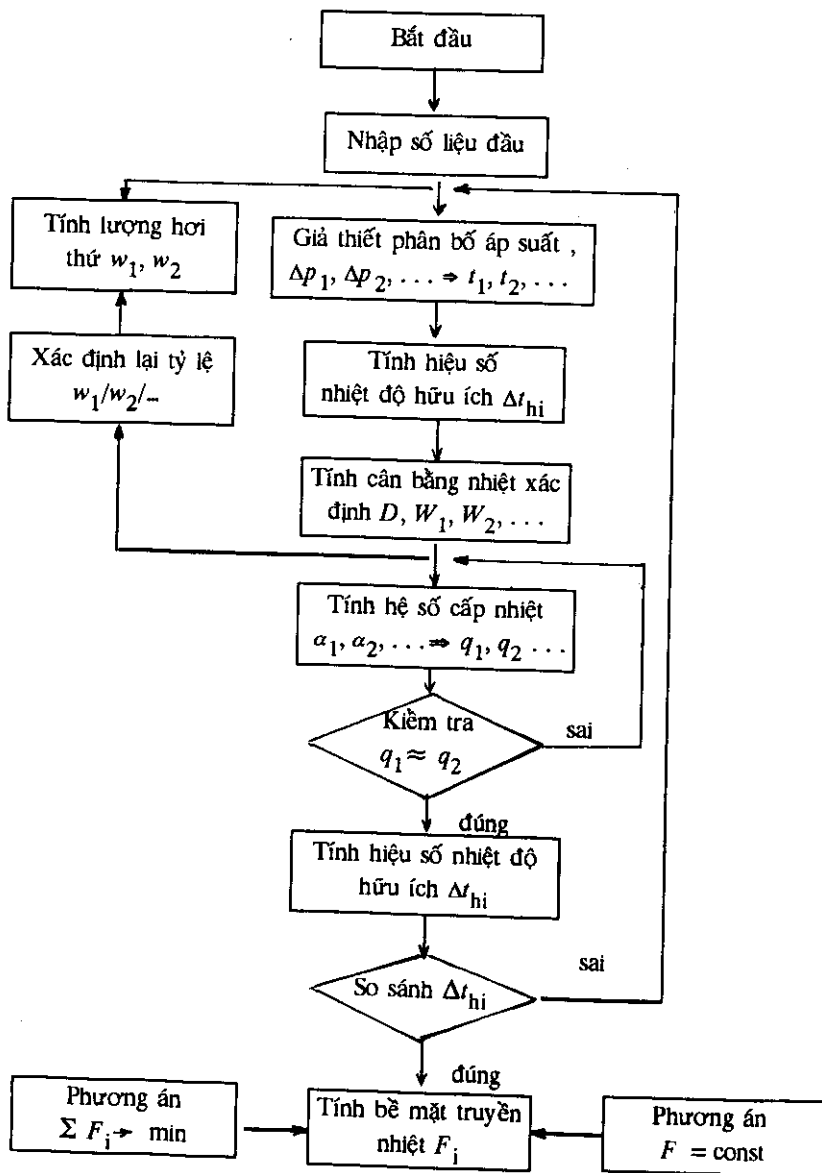
với q_{tbi} - nhiệt tải riêng trung bình ở từng nôi;

Δt_{hi} - hiệu số nhiệt độ hữu ích từng nôi.

- Tính nhiệt trao đổi ở từng nôi: $Q_i = D_i r_i, \text{ J/h}$

Lập tỷ số Q_i/K_i hoặc $\sqrt{Q_i/K_i}$

b) Tính hiệu số nhiệt độ hữu ích ở từng nôi, có thể tính theo phương án bề mặt truyền nhiệt bằng nhau hoặc tổng bề mặt truyền nhiệt bé nhất (ví dụ 5.2.17).



Hình 5.7. Sơ đồ khối tính hệ thống cô đặc n nồi

c) Xác định bề mặt truyền nhiệt (ví dụ 5.2.17)

Chú ý: Sau khi tính được hiệu số nhiệt độ hữu ích của từng nôi phải so sánh với hiệu số nhiệt độ hữu ích đã tìm được theo cách phân bố áp suất. Nếu có sai số trong giới hạn cho phép (tùy chọn 5% hoặc 10%), thì chấp nhận kết quả để tính bề mặt truyền nhiệt F . Nếu sai số lớn hơn giới hạn cho phép thì phải giả thiết lại phân bố áp suất, và các bước tính lại tiếp tục như cũ.

Sơ đồ khối để lập trình tính hệ thống thiết bị bốc hơi như trong hình 5.7 . Chương trình có thể tham khảo ở Bộ môn Quá trình - thiết bị công nghệ hóa và thực phẩm, trường Đại học Bách khoa Hà Nội.

PHỤ LỤC

Bảng PL.1. Tính chất vật lý của một số chất khí

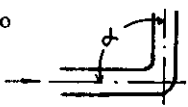
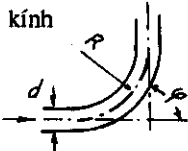
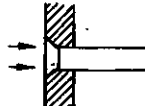
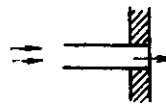
Chất	Công thức	Khối lượng riêng ở 0°C và 760 torr kg/m ³	Khối lượng phân tử	Hằng số khí, kpm kg°K	Nhiệt dung ở 20°C 1 at, kcal kgđộ	
					c _p	c _v
Axetylen	C ₂ H ₂	1,171	26,04	32,59	0,420	0,323
Amoniac	NH ₃	0,771	17,03	49,79	0,53	0,40
Argon	Ar	1,7820	39,94	21,26	0,127	0,77
Etan	C ₂ H ₆	1,357	30,07	28,21	0,413	0,345
Etylen	C ₂ H ₄	1,261	28,05	30,25	0,365	0,292
Benzen	C ₆ H ₆	—	78,11	10,85	0,299	0,272
n-Butan	C ₄ H ₁₀	2,673	58,12	14,60	0,458	0,414
Clo	Cl ₂	3,271	70,91	11,96	0,115	0,0848
Metyl clorua	CH ₃ Cl	2,308	50,49	16,80	0,177	0,139
Heli	He	0,1785	4,00	212,00	1,260	0,760
Carbon dioxyt	CO ₂	1,976	44,01	19,27	0,200	0,156
Carbon monoxyt	CO	1,250	18,01	30,29	0,250	0,180
Không khí	—	1,293	(28,95)	29,27	0,241	0,172
Metan	CH ₄	0,717	16,04	52,90	0,531	0,406
n-Pentan	C ₅ H ₁₂	—	72,15	11,75	0,41	0,376
Propan	C ₃ H ₈	2,020	44,1	19,25	0,445	0,394
Propylen	C ₃ H ₆	1,914	42,08	20,19	0,390	0,343
Oxy	O ₂	1,42895	32	26,5	0,218	0,156
Lưu huỳnh dioxyt	SO ₂	2,927	64,07	13,24	0,151	1,20
Hydro sunfua	H ₂ S	1,539	34,08	24,90	0,253	0,192
Nitơ	N ₂	1,2507	28,02	30,26	0,250	0,178
Nitơ dioxyt	NO ₂	—	46,01	18,40	0,192	0,147
Hydro	H ₂	0,08985	2,016	420,6	3,408	2,42

$k = \frac{c_p}{c_v}$	Độ nhớt ở 0°C và 1 at, mP	Nhiệt độ sôi ở 760 torr, °C	Nhiệt bay hơi ở 760 torr, °C	Giá trị tới hạn		Hệ số dẫn nhiệt ở 1 at và 0°C, kcal/mh độ
				nhiệt độ, °C	áp suất, at	
1,24	93,5(198)	- 83, 66	198	+35,7	61,6	0,0158
1,29	91,8(626)	- 33,4	328	+132,4	111,5	0,0185
1,66	209(142)	- 185,87	38,9	-122,44	48,00	0,0149
1,20	85,0(287)	-88, 50	116	+32,1	48,85	0,0155
1,25	98,5(241)	- 103,7	115	+9,7	50,7	0,0141
1,1	72	+80,2	94	+288,5	47,7	0,0076
1,108	81,0 (3 (377)	-0,5	92,3	+152	37,5	0,0116
1,36	129(16°C)(351)	-33,8	72,95	+144,0	76,1	0,0062
1,28	98,9 (454)	-24,1	96,9	+148	66,0	0,0073
1,66	188(78)	-268,95	4,66	-267,96	2,26	0,124
1,30	137(254)	-78,2	137	+31,1	72,9	0,0118
1,40	166(100)	-19,148	50,5	-140,2	34,53	0,0194
1,40	173(124)	-195	47	-140,7	37,2	0,021
1,31	103(162)	-161,58	122	-82,15	45,6	0,0258
1,09	87,4	+36,08	86	+197,1	33,0	0,0110
1,13	79,5(18°C)(278)	- 42,1	102	+95,6	43	0,0127
1,17	83,5(20° C)(322)	- 47,7	105	+91,4	45,4	-
1,40	203(131)	-182,98	50,92	-118,82	49,713	0,0206
1,25	117(396)	-10,8	94	+157,5	77,78	0,0066
1,30	116,6	-60, 2	131	+100,4	188,9	0,0113
1,40	170(114)	-195,78	47,58	-147,13	33,49	0,0196
1,31	-	+ 21,2	170,0	+ 158,2	100,0	0,0344
1,407	84,2(73)	-252,754	108,5	-239,9	12,80	0,140

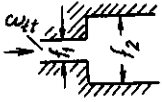
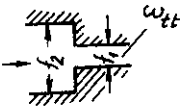
Bảng PL.2. Giá trị $\sqrt{MT_k}$ của chất khí

Khí	M	T_k	$\sqrt{MT_k}$	Khí	M	T_k	$\sqrt{MT_k}$
Hơi nước	18	647	108	Metan	16	190	55,1
Không khí	29	323,7	61,9	Etylen	28	283	89,0
Carbon dioxyt	44	304	115,5	Etan	30	305	95,6
Nitơ	28	126	59,5	Propan	44	370	128
Oxy	32	154	70,2	<i>n</i> -Butan	58	426	157
Hydro	2	33	8,13	<i>n</i> -Pentan	72	470	184
Carbon monooxyt	28	134	61,4	<i>n</i> -Hexan	86	508	209

Bảng PL.3. Trở lực cục bộ

Loại trở lực	Hệ số trở lực cục bộ							
Cung 90° 	$\alpha = 90^\circ$	120°	135°	150°				
	$\zeta = 1,1$	0,55	0,35	0,2				
Cung bán kính 	ψ	30°	45°	60°	75°	90°	105°	120°
	R/d							
	1,5	0,08	0,11	0,14	0,16	0,175	0,19	0,2
	2,0	0,07	0,1	0,12	0,14	0,15	0,16	0,17
Cửa vào 	Với cạnh nhọn: $\zeta = 0,5$ Với cạnh tròn: $\zeta = 0,2$							
Cửa ra 	$\zeta = 1$							

Tiếp bảng PL.3

Loại trở lực	Hệ số trở lực cục bộ																								
<p>Đột mở</p> 	$\zeta = \left(1 - \frac{f_1}{f_2}\right)^2$ <table border="1" data-bbox="412 284 955 420"> <tr> <td>$\frac{f_1}{f_2}$</td> <td>0</td> <td>0,1</td> <td>0,2</td> <td>0,3</td> <td>0,4</td> <td>0,5</td> <td>0,6</td> <td>0,7</td> <td>0,8</td> <td>0,9</td> <td>1,0</td> </tr> <tr> <td>ζ</td> <td>1</td> <td>0,81</td> <td>0,64</td> <td>0,49</td> <td>0,36</td> <td>0,25</td> <td>0,16</td> <td>0,09</td> <td>0,04</td> <td>0,01</td> <td>0</td> </tr> </table>	$\frac{f_1}{f_2}$	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0	ζ	1	0,81	0,64	0,49	0,36	0,25	0,16	0,09	0,04	0,01	0
$\frac{f_1}{f_2}$	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0														
ζ	1	0,81	0,64	0,49	0,36	0,25	0,16	0,09	0,04	0,01	0														
<p>Đột thu</p> 	<table border="1" data-bbox="412 459 955 511"> <tr> <td>ζ</td> <td>0,5</td> <td>0,47</td> <td>0,43</td> <td>0,38</td> <td>0,33</td> <td>0,30</td> <td>0,25</td> <td>0,20</td> <td>0,15</td> <td>0,09</td> <td>0</td> </tr> </table>	ζ	0,5	0,47	0,43	0,38	0,33	0,30	0,25	0,20	0,15	0,09	0												
ζ	0,5	0,47	0,43	0,38	0,33	0,30	0,25	0,20	0,15	0,09	0														
<p>Van lấy mẫu Van thường Van nghiêng</p>	<p>Đường kính, mm</p> <table border="1" data-bbox="490 641 806 692"> <tr> <td>13</td> <td>19</td> <td>25</td> <td>32</td> <td>38</td> <td>50</td> </tr> </table> <p>Hệ số ψ</p> <table border="1" data-bbox="490 746 812 873"> <tr> <td>4</td> <td>2</td> <td>2</td> <td>2</td> <td>2</td> <td>2</td> </tr> <tr> <td>11</td> <td>7</td> <td>6</td> <td>6</td> <td>6</td> <td>5</td> </tr> <tr> <td>3</td> <td>3</td> <td>3</td> <td>2,5</td> <td>2,5</td> <td>2</td> </tr> </table>	13	19	25	32	38	50	4	2	2	2	2	2	11	7	6	6	6	5	3	3	3	2,5	2,5	2
13	19	25	32	38	50																				
4	2	2	2	2	2																				
11	7	6	6	6	5																				
3	3	3	2,5	2,5	2																				
<p>Tấm chắn</p>	<p>Đường kính, mm</p> <table border="1" data-bbox="501 943 806 994"> <tr> <td>15-100</td> <td>175-200</td> <td>≥ 300</td> </tr> </table> <p>Hệ số ψ</p> <table border="1" data-bbox="501 1049 785 1115"> <tr> <td>0,5</td> <td>0,25</td> <td>0,15</td> </tr> </table>	15-100	175-200	≥ 300	0,5	0,25	0,15																		
15-100	175-200	≥ 300																							
0,5	0,25	0,15																							

1) f_1 và f_2 không theo kích thước thẳng, mà theo bề mặt tiết diện. Khi tính toán trở lực, vận tốc tính theo tiết diện bé nhất f_1 .

**Bảng PL.4. Tồn thất áp suất qua trở lực
(đường kính tương đương $L/q = nd$)**

Loại trở lực	n
Ống cong 90°	
$d = 10 - 64$ mm	30
$d = 76 - 152$ mm	40
$d = 178 - 254$ mm	50
Ống chữ T, $d = 25 - 100$ mm	60 - 90
Ống chữ thập	50
Van thường	100 - 120
Van nghiêng	10 - 20
Van chắn	10 - 15
Van chắn một chiều	75
Van hút	70
Cửa ra cửa bề	20
Đo lưu lượng	200 - 300
Ống venturie	12

Bảng PL.5. Đường kính tương đương và hệ số A cho chuyển động dòng

Dạng tiết diện	d_{td}	A
Hình tròn với đường kính d	d	64
Hình vuông cạnh a	a	57
Tam giác đều cạnh a	$0,58a$	53
Vòng với bề ngang a	$2a$	96
Hình vuông cạnh a và b		
$\frac{a}{b} \approx 0$	$2a$	96
$\frac{a}{b} = 0,1$	$1,81a$	85

Tiếp bảng PL.5

Dạng tiết diện	d_{td}	A
$\frac{a}{b} = 0,25$	1,6a	73
$\frac{a}{b} = 0,5$	1,3a	62
Hình elip (a cạnh nhỏ b cạnh lớn)		
$\frac{a}{b} = 0,1$	1,55a	78
$\frac{a}{b} = 0,3$	1,4a	73
$\frac{a}{b} = 0,5$	1,3a	68

Bảng PL.6. Hằng số nguyên tử của độ nhớt

Nguyên tử	H	O	N	Cl	Br	J	C
Hằng số nguyên tử n	2,7	29,7	37,0	60,0	79,0	110,0	50,2

Bảng PL.7. Độ nhớt của nước

Nhiệt độ, °C	Độ nhớt, cP	Nhiệt độ, °C	Độ nhớt, cP	Nhiệt độ, °C	Độ nhớt, cP
1	2	3	4	5	6
0	1,7921	3	1,6191	6	1,4728
1	1,7313	4	1,5674	7	1,4284
2	1,6728	5	1,5188	8	1,3860

Tiếp bảng PL.7

1	2	2	4	5	6
9	13462	39	0,6685	70	0,4061
10	13077	40	0,6560	71	0,4006
11	12713	41	0,6439	72	0,3952
12	12363	42	0,6321	73	0,3900
13	12028	43	0,6207	74	0,3849
14	11709	44	0,6097	75	0,3799
15	11404	45	0,5988	76	0,3750
16	11111	46	0,5883	77	0,3702
17	10828	47	0,5782	78	0,3655
18	10559	48	0,5683	79	0,3610
19	10299	49	0,5588	80	0,3565
20	10050	50	0,5494	81	0,3521
20,2	10000	51	0,5404	82	0,3478
21	0,9810	52	0,5315	83	0,3436
22	0,9579	53	0,5229	84	0,3395
23	0,9358	54	0,5146	85	0,3355
24	0,9142	55	0,5064	86	0,3315
25	0,8937	56	0,4985	87	0,3276
26	0,8737	57	0,4907	88	0,3239
27	0,8545	58	0,4832	89	0,3202
28	0,8360	59	0,4759	90	0,3165
29	0,8180	60	0,4688	91	0,3130
30	0,8007	61	0,4618	92	0,3095
31	0,7840	62	0,4550	93	0,3060
32	0,7679	63	0,4483	94	0,3027
33	0,7523	64	0,4418	95	0,2994
34	0,7371	65	0,4355	96	0,2962
35	0,7225	66	0,4293	97	0,2930
36	0,7085	67	0,4233	98	0,2899
37	0,6947	68	0,4174	99	0,2868
38	0,6814	69	0,4117	100	0,2838

Bảng PL.8. Ống thép

Đường kính ngoài, mm	Chiều dày ống, mm		Đường kính ngoài, mm	Chiều dày ống, mm		Đường kính ngoài, mm	Chiều dày ống, mm	
	từ	đến		từ	đến		từ	đến
A. Ống gia công nóng								
57	3,5	13	102	4	24	168	5	45
60	3,75	14	108	4	28	180	6	45
63,5	3,75	14	114	4	28	194	6	45
68	3,75	16	121	4	28	219	6	45
70	3,75	16	127	4	30	245	7	45
73	3,5	19	133	4	32	273	7	45
76	3,5	19	140	4,5	36	299	8	45
83	3,5	19	146	4,5	36	325	8	45
89	3,5	24	152	4,5	36	351	8	45
95	4	24	159	4,5	36	377	10	35
						426	11	35

B. Ống gia công nguội

5	0,5	1,5	29	0,75	8	52	1	12
6	0,5	2	30	0,75	8	53	1	12
7	0,5	2,5	31	0,75	8	54	1	12
8	0,5	2,5	32	0,75	8	55	1	12
9	0,5	2,5	33	1,0	8	56	1	12
10	0,5	3,5	34	1,0	8	57	1	10
11	0,5	3,5	35	1,0	8	58	1	10
12	0,5	4	36	1,0	8	59	1	10
13	0,5	4	37	1,0	8	63,5	1,5	10
14	0,5	4	39	1,0	9	65	1,5	10
15	0,5	4	39	1,0	9	68	1,5	7,5
16	0,5	4,5	40	1,0	9	69	1,5	7,5
17	0,5	5	41	1,0	9	70	1,5	8
18	0,5	5	42	1,0	9	73	1,5	4
19	0,5	5	43	1,0	9	76	1,5	4
20	0,5	6	44	1,0	9	83	2	4
21	0,5	6	44,5	1,0	9	89	2	4,5
22	0,5	6	45	1,0	10	95	2	4,5
23	0,5	6	46	1,0	10	102	2	4
24	0,5	7	47	1,0	10	108	2,5	4
25	0,5	7	48	1,0	10	110	2,5	4
26	0,5	7	49	1,0	10	120	2,5	4
27	0,75	7	50	1,0	10	130	2,5	4
28	0,75	7	51	1,0	12	133		3,5

Bảng PL.9. Khối lượng riêng chất lỏng ở 0 đến 20°C

Chất lỏng	Khối lượng riêng, kg/m ³	Chất lỏng	Khối lượng riêng, kg/m ³
Axeton	810	Giấm 30%	1040
Axit formic	1240	Glycerin 100%	1270
Amoniac 26%	910	Glycerin 80%	130
Anilin	1040	Mazut	890 đến 950
Alcol etylic 100%	790	Alcol metylic 100%	800
Alcol etylic 70%	850	Alcol metylic 90%	820
Alcol etylic 40%	920	Alcol metylic 30%	950
Alcol etylic 10%	980	Naphtalin, nóng chảy	1100
Ete etylic	710	Nitrobenzen	1200
Etyl axetat	900	Dầu hỏa	850
Etylen clorua	1280	Phenol, nóng chảy	1060
Dung dịch este 10%	1110	Axit clohidric	1150
Dung dịch este 30%	1330	Axit clohidric	1150
Benzin	760	Axit clohidric (hơi)	1210
Benzen	900	Carbon sunfua	1290
Alcol butylic	810	Axit sunfuric 98%	1830
Clobenzen	1130	Axit sunfuric 60%	1500
Cloroform	1530	Axit sunfuric 30%	1220
Dicloetan	1250	Carbon tetraclorua	1630
Dầu mỏ	790 đến 950	Toluen	870
Giấm 100%	1060	Nước	1000
Giấm 70%	1070	Xylen	880

Bảng PL.10. Kích thước đệm

Loại đệm	Kích thước đệm, mm	Số lượng vòng trong 1 m ³	Thể tích tự do, m ³ /m ³	Bề mặt riêng, m ² /m ³	Khối lượng của 1 m ³ đệm, kg
1	2	3	4	5	6
Vòng gốm sứ	8x8x1,5	1 465 000	0,64	570	600
Vòng sành	15x15x2	250 000	0,70	330	690
Vòng sành	25x25x3	53 200	0,74	204	532

Tiếp bảng PL.10

1	2	3	4	5	6
Vòng sành	35x35x4	20 200	0,78	140	505
Vòng sành	50x50x5	6 000	0,785	87,5	530
Vòng sắt	35x35x2,5	19 000	0,83	147	-
Vòng sắt	50x50x1	6 000	0,95	110	430
Vữa (vo tròn)	42	14 400	0,388	80,5	-
Antraxit	43,2	12 600	0,565	68	1200
Than cốc	42,6	14 000	0,56	77	455
Than cốc	40,8	15 250	0,545	86	585
Than cốc	28,6	27 700	0,535	110	660
Than cốc	24,4	64 800	0,532	120	600
Xúc tác cho tổng hợp amoniac	6,1	5 200 000	0,465	960	2420
Xúc tác cho hấp phụ CO có dạng viên	$d = 11,5;$ $h = 6$	1 085 000	0,38	460	1100
Xúc tác cho lưu huỳnh oxyt dạng viên	$d = 11;$ $h = 6,5$	1 000 000	0,43	415	614

Bảng PL.11. Các kích thước chính của thiết bị lắng

Đường kính, m	Chiều cao, m	Bề mặt, m ²	Thời gian quay, ph	Công suất, kW	Truyền động
1	2	3	4	5	6
5,0	2,5	19,6	2,8	1,0	Ở giữa
6,0	2,5	28,3	3,9	1,7	Ở giữa
7,5	3,0	44,2	3,9	1,7	Ở giữa
9,0	3,0	63,0	4,7	2,8	Ở giữa
12,0	3,5	113,1	6,2	2,8	Ở giữa
15,0	3,0	176,7	8,0	2,8	Ở giữa
15,0	3,0	176,7	8	2,8	Xung quanh
18,0	3,6	254,5	10	2,8	Xung quanh
24,0	3,6	452,4	12	4,5	Xung quanh

Tiếp bảng PL.11

1	2	3	4	5	6
30,0	3,6	707,0	16	4,5	Xung quanh
50,0	4,5	1963,0	26	7,0	Xung quanh
75,0	6,0	4418,0	39	10,0	Xung quanh
100,0	7,0	7854,0	52	14,0	Xung quanh

Bảng PL.12. Hệ số dẫn nhiệt trung bình của cặn bẩn trong thiết bị truyền nhiệt ($\text{kcal/m}^3\text{hđộ}[4,6] = 1,16 \text{ W/m}^2\text{ độ}$)

Chất tải nhiệt hoặc loại cặn bẩn	Hệ số dẫn nhiệt của cặn bẩn $1/rV_{ere}$
<i>Chất tải nhiệt:</i>	
Nước bẩn	1200-1600 ⁽¹⁾
Nước có cặn bẩn	1600-2500 ⁽¹⁾
Nước nhiều cặn bẩn	2500-5000 ⁽¹⁾
Nước được làm sạch	2500-5000 ⁽¹⁾
Nước lọc	10000
Dầu mỏ, sản phẩm của dầu mỏ và hơi của chất làm lạnh	2500
Sản phẩm dầu mỏ thô	1000
Các chất hữu cơ, muối dung dịch và chất làm lạnh	5000
Hơi nước lẫn dầu	5000
Hơi chất hữu cơ	10000
<i>Loại cặn bẩn có màng ngăn 5mm :</i>	
Gips	1200
Gi sắt	1000
Vữa	2400
Than cốc	1400
Nước đá	4000
Dầu (0,1 mm màng dầu)	1200
Viên sỏi	3000
Xi	2000
Sắt lưu huỳnh	12000
Canxi clorua	1200
Natri clorua	6000

1) Với nước có hệ số dẫn nhỏ ở nhiệt độ cao.

Bảng PL.13. Hệ số dẫn nhiệt của khí
(kcal/m h độ ở $p = 1$ at)

Khí	Nhiệt độ, °C			
	đến 0°C	50°C	100°C	200°C
Amoniac	0,018	0,022	0,027	—
Etan	0,015	0,02	0,027	—
Etylen	0,014	0,018	0,023	—
Cacbon dioxyt	0,012	0,016	0,02	0,027
Cacbon monooxyt	0,019	0,021	—	—
Không khí	0,021	0,024	0,028	0,034
Metan	0,026	0,031	—	—
Oxy	0,021	0,025	0,028	0,035
Nitơ	0,02	0,023	0,027	0,033
Hơi nước	0,014	0,017	0,021	0,028
Hydro	0,14	0,16	0,19	0,22

Bảng PL.14. Hệ số dẫn nhiệt λ của các chất rắn từ 0 đến 100°C

Chất	Khối lượng riêng, hoặc khối lượng của lớp hạt , kg/m ³	Hệ số dẫn nhiệt λ , kcal/m h độ = 1,16 W/n độ
1	2	3
Vữa	600	0,13
Bê tông	2300	1,1
Nước đá	920	2,0
Gạch chịu lửa (800 - 1100°C)	1840	0,9
Thủy tinh	2500	0,6-0,7
Thủy tinh đục	200	0,03-0,06
Gỗ (dọc theo sợi)	600	0,33
Gỗ (ngang qua sợi)	600	0,12-0,15

Tiếp bảng PL.14

1	2	3
Lớp gạch cách nhiệt	600	0,1-0,18
Sợi	—	1-3
Magie 85% sợi len	216	0,06
Dầu màu	—	0,2
Chất dẻo phenon	30	0,04
Mùn cưa	230	0,06-0,08
Cát khô	1500	0,3-0,7
Sợi len	250	0,065
Xi	3000	0,6
Sợi bông	1380	0,21
Đất sét	220	0,055
Chất dẻo vinyl	1380	0,14
Lông	300	0,04
Vữa xây	1700	0,6-0,7
<i>Kim loại</i>		
Nhôm	2700	175
Chì	11400	30
Bạc	8000	55
Gang	7500	40-80
Đồng	8800	330
Sắt	8500	80
Thép	7850	40
Hợp kim	7900	15

Bảng PL.15. Hơi bão hòa của amoniac

Nhiệt độ, °C	Áp suất (tuyệt đối), kp/cm ²	Thể tích riêng		Khối lượng của chất lỏng ρ' , kg/l	Khối lượng riêng của hơi ρ'' , kg/m ³	Nhiệt bay hơi, kcal/kg
		lỏng v' , l/kg	hơi v'' , m ³ /kg			
1	2	3	4	5	6	7
-50	0,4168	1,4245	2,6170	0,7020	0,382	337,97

Tiếp bảng PL.15

1	2	3	4	5	6	7
-45	0,5562	1,4367	2,0015	0,6960	0,500	334,68
-40	0,7318	1,4493	1,5503	0,6900	0,645	331,34
-35	0,9503	1,4623	1,2151	0,6839	0,823	327,95
-30	1,219	1,4757	0,9630	0,6777	1,038	327,49
-25	1,546	1,4895	0,7712	0,6714	1,297	320,94
-20	1,940	1,5037	0,6236	0,6650	1,604	317,29
-15	2,410	1,5185	0,5087	0,6585	1,966	313,53
-10	2,966	1,5338	0,4184	0,6520	2,390	309,64
-5	3,619	1,5496	0,3469	0,6453	2,883	305,64
0	4,379	1,5660	0,2897	0,6386	3,452	301,52
+5	5,259	1,5831	0,2435	0,6317	4,108	297,26
+10	6,271	1,6008	0,2058	0,6247	4,859	292,84
+15	7,431	1,6193	0,1740	0,6175	5,718	288,27
+20	8,741	1,6386	0,1494	0,6103	6,694	283,55
+25	10,225	1,6588	0,1283	0,6028	7,795	278,66
+30	11,895	1,6800	0,1107	0,5952	9,034	273,59
+35	13,765	1,7023	0,0959	0,5875	10,431	268,32
+40	15,850	1,7257	0,0833	0,5795	12,005	262,85
+45	18,165	1,7504	0,0726	0,5713	13,774	257,18
+50	20,727	1,7766	0,0635	0,5629	15,756	251,29

Bảng PL.16. Tính chất vật lý của nước ở áp suất thường

t , °C	ρ , kg/m ³	i , kcal/kg	c_p , kcal/ kgđộ	$\lambda \cdot 10^2$, kcal/ mhdộ	$a \cdot 10^4$, m ³ /h	$\mu \cdot 10^6$, kps/ m ²	$\nu \cdot 10^6$, m ² /s	$\beta \cdot 10^4$, 1/°C	$\sigma \cdot 10^4$, kp/m	Pr
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
0	1000	0	1,01	47,4	4,71	182	179	-0,63	77,1	13,7
10	1000	10,0	1,00	49,4	4,94	133	131	+0,70	75,6	9,52
20	998	20,0	0,999	51,5	5,16	102	101	1,82	74,1	7,02
30	996	30,0	0,997	53,1	5,35	82	0,91	3,21	72,6	5,42

Tiếp bảng PL.16

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
40	992	40,0	0,997	54,5	5,51	67	0,66	3,87	71,0	4,31
50	988	50,0	0,997	55,7	5,65	56,0	0,556	4,49	69,0	3,54
60	983	60,0	0,998	56,7	5,78	47,9	0,478	5,11	67,5	2,98
70	978	70,0	1,00	57,4	5,87	41,4	0,415	5,70	65,5	2,55
80	972	80,0	1,00	58,0	5,96	36,2	0,365	6,32	63,8	2,21
90	965	90,0	1,00	58,5	6,03	32,1	0,326	6,95	61,9	1,95

Bảng PL.17. Hơi nước bão hòa (theo nhiệt độ)

Nhiệt độ °C	Áp suất, at hay kp/cm ²	Thể tích riêng, m ³ /kg	Khối lượng riêng, kg/m ³	Hàm nhiệt , kcal/kg = 4190 J/kg		Nhiệt hóa hơi, kcal/kg = 4186 Nm/kg
				lỏng	hơi	
1	2	3	4	5	6	7
0	0,0062	206,5	0,00484	0	595,0	595,0
5	0,0089	147,1	0,00680	5,0	597,3	592,3
10	0,0125	106,4	0,00940	10,0	599,6	589,6
15	0,0174	77,9	0,01283	15,0	602,0	587,0
20	0,0238	57,8	0,01729	20,0	604,3	584,3
25	0,0323	43,40	0,02304	25,0	606,6	581,6
30	0,0433	32,93	0,03036	30,0	608,9	578,9
35	0,0573	25,25	0,03960	35,0	611,2	576,2
40	0,0752	19,55	0,05114	40,0	613,5	573,5
45	0,0977	15,28	0,06543	45,0	615,7	570,7
50	0,1258	12,054	0,0830	50,0	618,0	568,0
55	0,1605	9,589	0,1043	55,0	620,2	565,2
60	0,2031	7,687	0,1301	60,0	622,5	562,5
65	0,2550	6,209	0,1611	65,0	624,7	559,7
70	0,3177	5,052	0,1979	70,0	626,8	556,8

Tiếp bảng PL.17

1	2	3	4	5	6	7
75	0,393	4,139	0,2416	75,0	629,0	554,0
80	0,483	3,414	0,2929	80,0	631,1	551,2
85	0,590	2,832	0,3531	85,0	633,2	548,2
90	0,715	2,365	0,4229	90,0	635,3	545,3
95	0,862	1,985	0,5039	95,0	637,4	542,4
100	1,033	1,675	0,5970	100,0	639,4	539,4
105	1,232	1,421	0,7036	105,1	641,3	536,3
110	1,461	1,212	0,8254	110,1	643,3	533,1
115	1,724	1,038	0,9635	115,2	645,2	530,0
120	2,025	0,893	1,1199	120,3	647,0	526,7
125	2,367	0,7715	1,296	125,4	648,8	523,5
130	2,755	0,6693	1,494	130,5	650,6	520,1
135	3,192	0,5831	1,715	135,6	652,3	516,7
140	3,685	0,5096	1,962	140,7	653,9	513,2
145	4,238	0,4469	2,238	145,9	655,5	509,6
150	4,855	0,3933	2,543	151,0	657,0	506,0
160	6,303	0,3075	3,252	156,2	659,9	498,5
170	8,080	0,2431	4,113	171,8	662,4	490,6
180	10,23	0,1944	5,145	182,3	664,6	482,3
190	12,80	0,1568	6,378	192,9	666,4	473,5
200	15,85	0,1276	7,840	203,5	667,7	464,2
210	19,55	0,1045	9,567	214,3	668,6	454,4
220	23,66	0,0862	11,600	225,1	669,0	443,9
230	28,53	0,07155	13,98	236,1	668,8	432,7
240	34,13	0,05967	16,76	247,1	668,0	420,8
250	40,55	0,04998	20,01	258,3	666,4	408,1
260	47,85	0,04199	23,82	269,6	664,2	394,5
270	56,11	0,03538	28,27	281,1	661,2	380,1
280	65,42	0,02988	33,47	292,7	657,3	364,6
290	75,88	0,02525	39,60	304,4	652,6	348,1
300	87,6	0,02131	46,93	316,6	646,8	330,2
310	100,7	0,01799	55,59	329,3	640,1	310,8

Tiếp bảng PL.17

1	2	3	4	5	6	7
320	115,2	0,01516	65,95	343,0	632,5	289,5
330	131,3	0,01273	78,53	357,5	623,5	266,0
340	149,0	0,01064	93,98	373,3	613,5	240,2
350	168,6	0,00884	113,2	390,8	601,1	210,3
360	190,3	0,00716	139,6	413,0	583,4	170,3
370	214,5	0,00585	171,0	451,0	549,8	0
374	225	0,00310	322,6	501,1	501,1	0

Bảng PL.18. Hơi nước bão hòa theo áp suất

Áp suất, at hay kp/cm ²	Nhiệt độ, °C	Thể tích riêng, m ³ /kg	Khối lượng riêng, kg/m ³	Hàm nhiệt, kcal/kg		Nhiệt hóa hơi, kcal/kg
				lỏng	hơi	
1	2	3	4	5	6	7
0,01	6,6	131,60	0,00760	6,6	598,0	591,4
0,015	12,7	89,64	0,01116	12,7	600,9	588,2
0,02	17,1	68,27	0,01465	17,1	602,9	585,8
0,025	20,7	55,28	0,01809	20,7	604,6	583,9
0,03	23,7	46,53	0,02149	23,7	606,0	582,3
0,04	28,6	35,46	0,02820	28,6	608,2	579,6
0,05	32,5	28,73	0,03481	32,5	610,0	577,5
0,06	35,8	24,19	0,04133	35,8	611,5	575,8
0,08	41,1	18,45	0,05420	41,1	614,0	572,8
0,10	45,4	14,96	0,06686	45,4	615,9	570,5
0,12	49,0	12,60	0,07937	49,0	617,6	568,5
0,15	53,6	10,22	0,09789	53,6	619,6	566,0
0,20	59,7	7,797	0,1283	59,7	622,3	562,7
0,30	68,7	5,331	0,1876	68,7	626,3	557,6
0,40	75,4	4,072	0,2456	75,4	629,2	553,8

Tiếp bảng PL.18

1	2	3	4	5	6	7
0,50	80,9	3,304	0,3027	80,9	631,5	550,6
0,60	85,5	2,785	0,3590	85,5	633,4	548,0
0,70	89,3	2,411	0,4147	89,5	635,1	545,6
0,80	93,0	2,128	0,4699	93,0	636,5	543,6
0,90	96,2	1,906	0,5246	96,2	637,8	541,7
1,0	99,1	1,727	0,5790	99,1	639,0	539,9
1,2	104,2	1,457	0,6865	104,3	641,1	536,7
1,4	108,7	1,261	0,7931	108,9	642,8	533,9
1,6	112,7	1,113	0,898	112,9	644,3	531,4
1,8	116,3	0,997	1,003	116,6	645,7	529,1
2,0	119,6	0,903	1,107	119,9	646,9	527,0
3,0	132,9	0,6180	1,618	133,4	651,6	518,1
4,0	142,9	0,4718	2,120	143,7	654,9	511,1
5,0	151,1	0,3825	2,614	152,2	657,3	505,2
6,0	158,1	0,3222	3,104	159,4	659,3	499,9
7,0	164,2	0,2785	3,591	165,7	660,9	495,2
8,0	169,6	0,2454	4,075	171,4	662,3	490,9
9,0	174,5	0,2195	4,556	176,6	663,4	486,8
10	179,0	0,1985	5,037	181,3	664,4	483,1
11	183,2	0,1813	5,516	185,7	665,2	479,5
12	187,1	0,1668	5,996	189,8	665,9	476,1
13	190,7	0,1545	6,474	193,6	666,6	472,8
14	194,1	0,1438	6,952	197,3	667,0	469,7
15	197,4	0,1346	7,431	200,7	667,4	466,7
16	200,4	0,1264	7,909	204,0	667,8	463,8
17	203,4	0,1192	8,389	207,1	668,1	460,9
18	206,2	0,1128	8,868	210,1	668,3	458,2
19	208,8	0,1070	9,349	213,0	668,5	455,5
20	211,4	0,1017	9,83	215,8	668,7	452,9
30	232,8	0,06802	14,70	239,1	668,6	429,5
40	249,2	0,05069	19,73	257,4	666,6	409,2
50	262,7	0,04007	24,96	272,7	663,4	390,7
60	274,3	0,03289	30,41	286,1	659,5	373,5

Tiếp bảng PL.18

1	2	3	4	5	6	7
70	284,5	0,02769	36,12	298,0	655,3	357,8
80	293,6	0,02374	42,13	308,8	650,6	341,8
90	301,9	0,02064	48,45	319,0	645,6	326,7
100	309,5	0,01815	55,11	328,7	640,5	311,8
120	323,1	0,01437	69,60	347,3	629,7	282,4
140	335,0	0,01164	85,91	365,3	618,6	253,3
160	345,7	0,00956	104,6	383,4	606,3	222,8
180	355,4	0,00782	128,0	401,9	592,6	190,7
200	364,2	0,00614	162,9	425,6	572,8	147,3
225	374,0	0,00310	322,6	501,1	501,1	0

Bảng PL.19. Độ đen ϵ của một số chất

Nhôm	0,05 - 0,07
Xi nhôm	0,4
Vữa	0,96
Chì	0,28
Sắt	0,74 - 0,96
Sắt kẽm	0,27
Gips	0,78 - 0,9
Thủy tinh	0,94
Gang	0,96
Gỗ	0,9
Đồng	0,57 - 0,87
Nhựa	0,8 - 0,98
Dầu có màu	0,78 - 0,96
Nước	0,93
Gạch xây	0,93

**Bảng PL.20. Nhiệt dung của dung dịch natri clorua
và canxi clorua (kcal/kgđộ)**

Khối lượng riêng ở +15°C, kg/l	Natri clorua			Khối lượng riêng ở +15°C, kg/l	Canxi clorua			
	0°C	- 10°C	- 20°C		0°C	- 10°C	- 20°	- 30°C
1,01	0,973	-	-	1,10	0,836	-	-	-
1,02	0,956	-	-	1,11	0,822	-	-	-
1,03	0,941	-	-	1,12	0,808	-	-	-
1,04	0,927	-	-	1,13	0,795	0,789	-	-
1,05	0,914	-	-	1,14	0,782	0,776	-	-
1,06	0,901	-	-	1,15	0,770	0,764	-	-
1,07	0,889	-	-	1,16	0,758	0,753	-	-
1,08	0,878	-	-	1,17	0,747	0,742	-	-
1,09	0,867	-	-	1,18	0,737	0,731	-	-
1,10	0,857	0,855	-	1,19	0,727	0,721	-	-
1,11	0,848	0,845	-	1,20	0,717	0,711	0,705	-
1,12	0,839	0,836	-	1,21	0,708	0,702	0,696	-
1,13	0,830	0,828	-	1,22	0,700	0,694	0,688	-
1,14	0,822	0,819	-	1,23	0,692	0,686	0,680	-
1,15	0,814	0,811	-	1,24	0,685	0,679	0,673	0,667
1,16	0,806	0,803	-	1,25	0,678	0,672	0,666	0,660
1,17	0,798	0,796	0,793	1,26	0,671	0,665	0,659	0,653
1,175	0,795	0,793	0,790	1,27	0,664	0,658	0,652	0,646
1,203	0,776	-	-	1,28	0,658	0,652	0,646	0,640
				1,286	0,654	0,648	0,642	0,636
				1,37	0,604	-	-	-

Bảng PL.21. Tính chất vật lý của dung dịch natri clorua ở nhiệt độ thấp

Khối lượng riêng tương đối ở +15°C, kg/l	Hàm lượng muối của dung dịch, phần trăm khối lượng	Điểm đóng đặc, °C	Độ nhớt $\mu \cdot 10^4, \text{ s/m}^2(1)$				Hệ số dẫn nhiệt $\lambda, \text{ kcal/m h }^\circ\text{C}$			
			0°C	-5°C	-10°C	-15°C	-20°C	0 °C	-10°C	-20°C
			1,0	0,1	0,0	-	-	-	-	0,500
1,01	1,5	-0,9	-	-	-	-	0,497	-	-	
1,02	2,9	-1,8	-	-	-	-	0,495	-	-	
1,03	4,3	-2,6	-	-	-	-	0,493	-	-	
1,04	5,6	-3,5	-	-	-	-	0,491	-	-	
1,05	7,0	-4,4	-	-	-	-	0,489	-	-	
1,06	8,3	-5,4	2,35	-	-	-	0,487	-	-	
1,07	9,6	-6,4	2,42	-	-	-	0,485	-	-	
1,08	11,0	-7,5	2,49	-	-	-	0,482	-	-	
1,09	12,3	-8,6	2,57	-	-	-	0,480	-	-	
1,10	13,6	-9,8	2,66	-	-	-	0,478	-	-	
1,11	14,9	-11,0	2,77	3,41	-	-	0,476	0,446	-	
1,12	16,2	-12,2	2,89	3,56	-	-	0,474	0,444	-	
1,13	17,5	-13,6	3,03	3,75	-	-	0,472	0,442	-	
1,14	18,8	-15,1	3,18	3,95	-	-	0,470	0,440	-	
1,15	20,0	-16,6	3,34	4,16	4,87	-	0,468	0,438	-	
1,16	21,2	-18,2	3,51	4,39	5,11	-	0,466	0,436	-	
1,17	22,4	-20,0	3,71	4,65	5,38	-	0,465	0,435	-	
1,175	23,1	-21,2	3,82	4,80	5,69	7,00	0,464	0,434	0,410	
1,18	23,7	-17,2	3,93	4,96	5,86	7,18	0,463	0,433	0,409	
1,19	24,9	-9,5	4,15	-	6,05	-	0,461	-	-	
1,20	26,1	-1,7	-	-	-	-	0,459	-	-	
1,203	26,3	0,0	-	-	-	-	0,459	-	-	

1) 1 kp s/m² = 9,8 l/ms.

Bảng PL.22. Nhiệt độ sôi của dung dịch ở áp suất thường

Chất hòa tan	Nhiệt độ sôi, °C																		
	Nồng độ của dung dịch, phần trăm khối lượng																		
	101	102	103	104	105	107	110	115	120	125	140	160	180	200	220	240	260	280	300
CaCl ₂	5,66	10,31	14,16	17,36	20,00	24,24	29,33	35,68	40,83	45,80	57,89	68,94	75,85	—	—	—	—	—	—
KOH	4,49	8,51	11,97	14,82	17,01	20,88	25,65	31,97	36,51	40,23	48,05	54,89	60,41	64,91	68,73	72,46	75,76	78,95	81,63
KCl	8,42	14,31	18,96	23,02	26,57	32,62	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
K ₂ CO ₃	10,31	18,37	24,24	28,57	32,24	37,69	43,97	50,86	56,04	—	60,40	—	—	—	—	—	—	—	—
KNO ₃	13,19	23,66	32,23	39,20	45,10	54,65	65,34	79,53	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
MgCl ₂	4,67	8,42	11,66	14,31	16,59	20,32	24,41	29,48	33,07	36,02	38,61	—	—	—	—	—	—	—	—
MgSO ₄	14,31	22,78	28,31	32,23	35,32	42,86	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
NaOH	4,12	7,40	10,15	12,51	14,53	18,32	23,08	26,21	33,77	37,58	48,32	60,13	69,97	77,53	84,03	88,89	93,02	96,92	98,4
NaCl	6,19	11,03	14,67	17,69	20,32	25,09	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
NaNO ₃	8,26	15,61	21,87	27,53	32,43	40,47	49,87	60,94	68,94	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Na ₂ SO ₄	15,26	24,81	30,73	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Na ₂ CO ₃	9,42	17,22	23,72	29,18	33,86	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
CuSO ₄	26,95	39,98	40,83	44,47	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
ZnSO ₄	20,00	31,22	37,89	42,92	46,15	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
NH ₄ NO ₃	9,09	16,66	23,08	29,08	34,21	42,53	51,92	63,24	71,26	77,11	87,09	93,20	96,00	97,61	98,84	—	—	—	—
NH ₄ Cl	6,10	11,35	15,96	19,80	22,89	28,37	35,98	46,95	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
(NH ₄) ₂ SO ₄	13,34	23,14	30,65	36,71	41,79	49,73	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—

**Bảng PL.23. Nhiệt hòa tan q của muối trong nước
(1 kmol muối trong n kmol nước)**

Công thức muối	Khối lượng phân tử	$q, \frac{\text{kcal}}{\text{kgmol}}$	n
NaCl	58,5	+1180	100
NaSO ₄	142	-460	400
Na ₂ SO ₄ ·10H ₂ O	322	+18760	400
NaNO ₃	85	+5030	200
K ₂ CO ₃ ·1,5H ₂ O	165	+380	400
KCl	74,6	+4190	100
KNO ₃	101	+8520	200
KOH·2H ₂ O	92	+30	170
(NH ₄) ₂ SO ₄	132	+2370	400
CaCl ₂ ·6H ₂ O	219	+4310	400
MgCl ₂ ·6H ₂ O	203	-2950	400

Chú ý: Dấu + có nghĩa thu nhiệt và dấu - có nghĩa tỏa nhiệt.

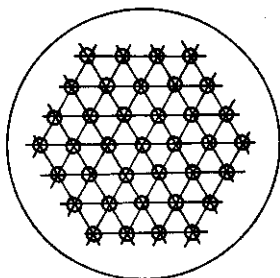
Bảng PL.24. Hằng số c và n cho các loại cánh khuấy

Đường cong số ở hình	Dạng cánh khuấy	Đặc điểm hình học			Hằng số		Ghi chú
		H_0/d	D/d	h/d	c	m	
1	2	3	4	5	6	7	8
1	Hai cánh	2	2	0,36	1110	1,0	$Re < 20$ $Re = 100 \div 5 \cdot 10^4$
2	Hai cánh	3	3	0,33	14,35	0,31	
3	Hai cánh nghiêng 45°	3	3	0,33	6,8	0,2	
4	Bốn cánh	3	3	0,33	4,05	0,2	
5	Bốn cánh nghiêng 45° lên trên	3	3	0,33	8,52	0,2	
6	Bốn cánh nghiêng 60° lên trên	3	3	0,33	5,05	0,2	
		3	3	0,33	6,30	0,18	

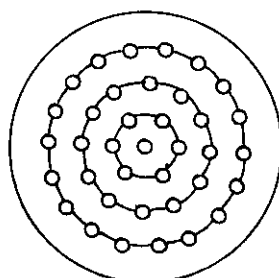
Tiếp bảng PL.24

1	2	3	4	5	6	7	8
7	Mỏ neo hai cánh	1,11	1,11	0,11	6,2	0,25	
8	Mỏ neo bốn cánh	1,11	1,11	0,11	6,0	0,25	
9	Chân vịt với hai cánh, nghiêng $22,5^\circ$	3	3	0,33	0,985	0,15	
10	Chân vịt với ba cánh nghiêng	3,5	3,8	1	230 4,63 1,19	167 0,35 0,15	$Re < 30$ $Re < 3 \cdot 10^3$ $Re > 3 \cdot 10^2$
11	Tuabin với ba cánh, cửa mở 37 mm	3	3	0,33	3,90	0,2	
12	Tuabin sáu cánh có vòng dẫn	1,78	2,4	0,25	5,98	0,15	

Bảng PL.25. Số ống xếp theo hình lục giác và hình tròn



Phân bố ống theo hình lục giác



Phân bố ống theo hình tròn

Số ống trên lục giác hoặc vòng tròn	Phân bố theo hình lục giác							Phân bố ống theo hình tròn	
	Số vòng trên đường chéo của lục giác	Tổng số ống, trừ dây ống bên ngoài	Số lượng ống			số ống ở tất cả các hàng	Tổng số ống trong chùm ống	Số ống ở vòng tròn ngoài cùng	Tổng số ống
			số ống ở hàng đầu tiên	số ống ở hàng thứ hai	số ống ở hàng thứ ba				
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10

Tiếp bảng PL.25

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	3	7	-	-	-	-	7	6	7
2	5	19	-	-	-	-	19	12	19
3	7	37	-	-	-	-	37	18	37
4	9	61	-	-	-	-	61	25	62
5	11	91	-	-	-	-	91	31	93
6	13	127	-	-	-	-	127	37	130
7	15	169	3	-	-	18	187	43	173
8	17	217	4	-	-	24	241	50	223
9	19	271	5	-	-	30	301	56	279
10	21	331	6	-	-	36	367	62	341
11	23	397	7	-	-	42	439	69	410
12	27	469	8	-	-	48	517	75	485
13	27	547	9	2	-	66	613	81	566
14	29	631	10	5	-	90	721	87	653
15	31	721	11	6	-	102	823	94	747
16	33	817	12	7	-	114	931	100	847
17	35	919	13	8	-	126	1045	106	953
18	37	1027	14	9	-	138	1165	113	1066
19	39	1141	15	12	-	162	1303	119	1185
20	41	1261	16	13	4	198	1459	125	1310
21	43	1387	17	14	7	228	1615	131	1441
22	45	1519	18	15	8	246	1765	138	1579
23	47	1657	19	16	9	264	1921	144	1723

Bảng PL.26. Chuyển đổi đơn vị

Năng lượng	$1 \text{ kcal} = 427 \text{ kp}\cdot\text{m} = 4185 \text{ Nm}$ $1 \text{ PSh} = 632,3 \text{ kcal}$ $1 \text{ Nm} = 1 \text{ Joule} = 1 \text{ W}\cdot\text{s} = 10^7 \text{ Erg} = 0,239 \text{ cal}$
Áp suất	$1 \text{ cal} (20^\circ\text{C}) = 4,181 \text{ J}$ $1 \text{ kp}/\text{cm}^2 = 9,81 \text{ N}/\text{cm}^2 = 1 \text{ at} = 735,6 \text{ torr} =$ $= 10 \text{ m H}_2\text{O} = 735,6 \text{ mm Hg} = 10000 \text{ kp}/\text{m}^2$ $1 \text{ kp}/\text{m}^2 = 1 \text{ mm WS}$ $1 \text{ atm (vật lý)} = 760 \text{ torr} = 1,033 \text{ kp}/\text{cm}^2$ $1 \text{ N}/\text{m}^2 = 0,102 \text{ kp}/\text{m}^2$

Tiếp bảng PL.26

Chiều dài	1" (Zoll engl.) = 25,4 mm; $1 \mu\text{m} = 10^{-6}\text{m}$
Độ nhớt động lực	1 Fu β = 0,3048 m; $1 \text{ \AA} (\text{Angstr\ddot{o}m}) = 10^{-10}\text{m}$ 1 P (Poise) = 100 cP = $0,1 \text{ Ns/m}^2 = 0,0102 \text{ kp s/m}^2$ $1 \text{ kp s/m}^2 = 9,81 \text{ P} = 9810 \text{ cP}$ $1 \text{ cP} = 102 \cdot 10^{-4} \text{ kp s/m}^2$ $1 \text{ P} = 1 \text{ dyn s/m}^2$ $1 \text{ Ns/m}^2 = 1 \text{ kg/m s} = 10\text{P} = 1000 \text{ cP} = 0,102 \text{ kp s/m}^2$
Độ nhớt động học	1 St (Stokes) = $1 \text{ cm}^2/\text{s} = 100 \text{ cSt}$ $1 \text{ m}^2/\text{s} = 3600 \text{ m}^2/\text{h} = 10\,000 \text{ cm}^2/\text{s}$
Hệ số dẫn nhiệt	$1 \text{ kcal/mh } \text{đ\ddot{o}} = \frac{1}{3600} \text{ kcal/ms } \text{đ\ddot{o}} = 2,778 \cdot 10^{-3} \text{ cal/cm } \text{đ\ddot{o}}$
Hệ số truyền nhiệt	$1 \text{ kcal/m}^2\text{h } \text{đ\ddot{o}} = 2,778 \cdot 10^5 \text{ cal/cm}^2\text{s } \text{đ\ddot{o}} =$ $= 1,163 \cdot 10^{-4} \text{ W/cm}^2 \text{đ\ddot{o}} = 1,163 \cdot 10^{-3} \text{ kW/cm}^2 \text{đ\ddot{o}}$
Nhiệt bức xạ	$1 \text{ kcal/m}^2\text{h } (^{\circ}\text{K})^4 = 2,778 \cdot 10^{-5} \text{ cal/cm}^2\text{s } (^{\circ}\text{K})^4 =$ $= 1,163 \cdot 10^{-4} \text{ W/cm}^2 (^{\circ}\text{K})^4$
Công suất	$1 \text{ kW} = 1,36 \text{ PS} = 1000 \text{ Nm/s}$ $1 \text{ kW} = 860 \text{ kcal/h}$ $1 \text{ kW} = 102 \text{ kp m/s}$ $1 \text{ Nm/s} = 1 \text{ W} = 0,102 \text{ kp m/s}$

Bảng PL.27. Chuyển đổi đơn vị giữa hệ Anh và hệ thông thường

Chiều dài	1 yard = 3 feet = 36 inches 1 inch (in) = 2,54 cm; 1 foot (ft) = 0,3048 m 1 yard (y) = 0,9144 m
Diện tích	1 square inch (in ²) = 6,452 cm ² $1 \text{ ft}^2 = 0,0929 \text{ m}^2$; $1 \text{ y}^2 = 0,836 \text{ m}^2$
Thể tích	1 cubic inch (in ³) = 16,387 cm ³ $1 \text{ ft}^3 = 28316,8 \text{ cm}^3 = 28,32 \text{ l}$
Lực	1 ton (short ton) = 2000 pounds (lbs) 1 poud (lb) = 16 Ounces (oz) 1 ton = 907,184 kp; 1 lb = 0,4536 kp = 4,62 N
Thể tích riêng	$1 \text{ ft}^3/\text{lb} = 0,06243 \text{ m}^3/\text{kg}$
Khối lượng riêng	$1 \text{ lb/ft}^3 = 16,0185 \text{ kg/m}^3$; $1 \text{ oz/ft}^3 = 1,0 \text{ kg/m}^3$

Áp suất	$1 \text{ oz/in}^2 = 44 \text{ kp/m}^2 (\text{mmH}_2\text{O})$ $1 \text{ lb/in}^2 = 2,04 \text{ Zoll QS} = 0,0703 \text{ kp/cm}^2 = 51,712 \text{ toor}$ $1 \text{ lb/in}^2 = 703,0 \text{ kp/m}^2 (\text{mmH}_2\text{O})$ $1 \text{ lb/ft}^2 = 4,88 \text{ kp/m}^2$ $29,92 \text{ in QS} = 760 \text{ torr} = 1 \text{ atm}$
Độ nhớt	$1 \text{ lb/ft s} = 14,882 \text{ g/cms}$ $1 \text{ lb s/ft}^2 = 4,882 \text{ kp s/m}^2 = 478,66 \text{ Poise} = 47,866 \text{ kg/ms}$
Lượng nhiệt	$1 \text{ British thermal unit (Btu)} = 0,2520 \text{ kcal} = 107,529 \text{ kp m}$ $1 \text{ Btu/ft}^2\text{h} = 2,71 \text{ kcal/m}^2\text{h}$
Nhiệt độ	$t^{\circ}\text{F} = \frac{t - 32}{1,8} \text{ }^{\circ}\text{C}; \Delta\text{F} = \frac{\Delta t}{1,8} \text{ }^{\circ}\text{C}$
Nhiệt dung	$1 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F} = 1 \text{ kcal/kg độ}$
Dẫn nhiệt	$1 \text{ Btu/ft h}^{\circ}\text{F} = 1,4882 \text{ kcal/mh độ} = 4,134 \cdot 10^{-3} \text{ cms độ}$ $1 \text{ Btu/in h}^{\circ}\text{F} = 17,88 \text{ kcal/mh độ}$
Truyền nhiệt	$1 \text{ Btu/ft}^2\text{h}^{\circ}\text{F} = 4,88 \text{ kcal/m}^2\text{h độ}$

Bảng PL.28. Nồng độ cân bằng lỏng hơi cho hỗn hợp hai cấu tử ở $p = 1 \text{ at}$

Alcol metylic - nước		Cloroform-benzen		
% khối lượng alcol metylic		% khối lượng cloroform		
trong chất lỏng	trong hơi	trong chất lỏng	trong hơi	$t, \text{ }^{\circ}\text{C}$
1	7,3	10	13,6	79,9
4	23,5	20	27,2	79,0
6	31,5	30	40,6	78,1
10	43,4	40	53,0	77,2
20	61,0	50	65,0	76,0
30	70,5	60	75,0	74,6
40	76,7	70	83,0	72,8
50	81,2	80	90,0	70,5
60	84,8	90	96,1	67,0
70	88,3			
80	92,1			
90	96,0			

Tiếp bảng PL.28

Nước - giảm		Nito - oxy		
% khối lượng nước		% khối lượng nito		T, °K
trong lỏng	trong hơi	trong lỏng	trong hơi	
4	6,8	3,45	12,5	88,9
10	16,1	7,1	23,65	87,9
20	29,6	11,05	33,6	87,0
30	41,8	15,25	42,7	86,1
40	52,8	20,0	50,9	85,2
50	62,0	25,15	58,4	84,2
60	70,0	30,9	65,0	83,3
70	77,6	37,3	71,1	82,3
80	85,0	44,45	76,6	81,4
90	92,5	53,3	82,4	80,4
		63,6	87,4	79,4
		76,05	92,6	78,4
		90,7	97,4	77,6

Bảng PL.29. Hằng số K ($K \cdot 10^{-6}$ theo mmHg) cho dung dịch khí lỏng

Các chất khí	0	5	10	15	20	25	30	40	60	80	100°C
	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Hydro	44	46,2	48,3	50,2	51,9	53,7	55,4	57,1	58,1	57,4	56,6
Nitơ	40,2	45,4	50,8	56,1	61,1	65,7	70,2	79,2	90,9	95,9	95,4
Không khí	32,8	37,1	41,7	46,1	50,4	54,7	58,6	66,1	76,5	81,7	81,6
Cacbon oxyt	26,7	30	33,6	37,2	40,7	44	47,1	52,9	62,5	64,3	64,3
Oxy	19,3	22,1	24,9	27,7	30,4	33,3	36,1	40,7	47,8	52,2	53,3
Metan	17	19,7	22,6	25,6	28,5	31,4	34,1	39,5	47,6	51,8	53,3
Etan	9,55	11,8	14,4	17,2	20	23	26	32,2	42,9	50,2	52,6
Etylen	4,19	4,96	5,84	6,8	7,74	8,67	9,62	-	-	-	-
Cacbon dioxyt	0,553	0,666	0,792	0,93	1,08	1,24	1,41	1,77	2,59	-	-
Axetylen	0,55	0,64	0,73	0,82	0,92	1,01	1,11	-	-	-	-

Tiếp bảng PL.29

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Clo	0,204	0,25	0,297	0,346	0,402	0,454	0,502	0,6	0,731	0,73	-
Hydro sunfua	0,203	0,239	0,278	0,321	0,367	0,414	0,463	0,566	0,782	1,03	1,12
Brom	0,0162	0,0209	0,0278	0,0354	0,0451	0,056	0,0688	0,101	0,191	0,307	-
Lưu huỳnh đioxyt	0,0125	0,0152	0,0184	0,022	0,0266	0,031	0,0364	0,0495	0,0839	0,128	-
Hydro clorua	0,00185	0,00191	0,0197	0,00203	0,00209	0,00215	0,0022	0,00227	0,00224	-	-
Amoniac	0,00156	0,00168	0,0018	0,00193	0,00208	0,00223	0,00241	-	-	-	-

Bảng PL.30. Hệ số khuếch tán D_0 của khí và hơi trong không khí ở $T_0 = 273^\circ\text{K}$ và $p_0 = 1$ at

Chất khí và hơi	$D_0, \text{Fm}^2/\text{h}$	Chất khí và hơi	$D_0, \text{m}^2/\text{h}$
Oxy	0,064	Xăng (benzin)	0,0277
Nitơ	0,0475	Alcol metylic	0,0478
Hydro	0,22	Alcol etylic	0,0367
Carbon đioxyt	0,0497	Carbon sunfua	0,0321
Lưu huỳnh đioxyt	0,037	Ete etylic	0,028
Amoniac	0,0612	Hydro clorua	0,0467
Hơi nước	0,079	Lưu huỳnh trioxyt	0,034

Bảng PL.31. Hệ số khuếch tán D_{20} của khí trong nước ở 20°C

Khí	$D_{20} \cdot 10^6, \text{m}^2/\text{h}$	Khí	$D_{20} \cdot 10^6, \text{m}^2/\text{h}$
Carbon đioxyt, nitơ đioxyt	6,4	Hydro	1,9
Clo Hydroxid lưu huỳnh	5,8	Nitơ	6,9
Hydro clorua (ở 12°C)	8,3	Oxy	7,5
		Amoniac	6,6

Bảng PL.32. Áp suất p của hơi bão hòa ở nhiệt độ từ -20°C đến 100°C .

$t,^{\circ}\text{C}$	$p, \text{ torr}$	$t,^{\circ}\text{C}$	$p, \text{ torr}$	$t,^{\circ}\text{C}$	$p, \text{ torr}$	$t,^{\circ}\text{C}$	$p, \text{ torr}$	$t,^{\circ}\text{C}$	$p, \text{ torr}$
- 20	0,772	5	6,54	30	31,82	55	118,0	80	355,1
19	0,850	6	7,01	31	33,70	56	123,8	81	369,7
18	0,935	7	7,51	32	35,66	57	129,8	82	384,9
17	1,027	8	8,05	33	37,73	58	136,1	83	400,6
16	1,128	9	8,61	34	39,90	59	142,6	84	416,8
15	1,238	10	9,21	35	42,18	60	149,4	85	433,6
14	1,357	11	9,84	36	44,56	61	156,4	86	450,9
13	1,486	12	10,52	37	47,07	62	163,8	87	468,7
12	1,627	13	11,23	38	49,65	63	171,4	88	487,1
11	1,780	14	11,99	39	52,44	64	179,3	89	506,1
10	1,946	15	12,79	40	55,32	65	187,5	90	525,8
9	2,125	16	13,63	41	58,34	66	196,1	91	546,1
8	2,321	17	14,53	42	61,50	67	205,0	92	567,6
7	2,532	18	15,48	43	64,80	68	214,2	93	588,6
6	2,761	19	16,48	44	68,26	69	223,7	94	610,9
5	3,008	20	17,54	45	71,88	70	233,7	95	633,9
4	3,276	21	18,65	46	75,65	71	243,9	96	657,0
3	3,566	22	19,83	47	79,60	72	254,6	97	682,1
2	3,879	23	21,07	48	83,71	73	265,7	98	707,3
- 1	4,216	24	22,38	49	88,02	74	277,2	99	733,2
0	4,579	25	23,76	50	92,51	75	289,1	100	760,0
+1	4,93	26	25,21	51	97,20	76	301,4		
2	5,29	27	26,74	52	102,1	77	314,1		
3	5,69	28	28,35	53	107,2	78	327,3		
4	6,10	29	30,04	54	112,5	79	341,0		

Bảng PL.33. Nhiệt hấp phụ của than với các chất hữu cơ

Chất	Công thức	Nhiệt hấp phụ	
		kcal/kmol	kcal/kg
1	2	3	4
Alcol etylic	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	15000	326,1

Tiếp bảng PL.33

1	2	3	4
Ete etylic	$(C_2H_5)_2O$	15500	209,5
Etyl bromua	C_2H_5Br	13900	127,6
Etyl clorua	C_2H_5Cl	12000	186,0
Etyl formiat	$HCOOC_2H_5$	14500	195,9
Etyl iodua	C_2H_5I	14000	89,8
Xăng	-	12000	150,0
Benzen	C_6H_6	14700	188,5
<i>n</i> -Butyl clorua	$CH_3(CH_2)_3Cl$	15600	168,6
sec-Butyl clorua	$CH_3CHClC_2H_5$	14400	155,7
tert-Butyl clorua	$(CH_3)_3CCl$	13600	147,0
Cloroform	$CHCl_3$	14500	121,3
Diclometan	CH_2Cl_2	12400	145,9
Metan	CH_4	4500	281,5
Metyl clorua	CH_3Cl	9200	182,2
Alcol metylic	CH_3OH	13100	409,4
Alcol propylic	C_3H_7OH	16400	273,3
<i>i</i> -Propyl clorua	$CH_3CHClCH_3$	13100	166,9
<i>n</i> -Propyl clorua	$CH_3(CH_2)_2Cl$	14600	186,0
Carbon sunfua	CS_2	12500	164,5
Carbon tetraclorea	CCl_4	15300	99,1

Chú ý: Nhiệt hấp phụ cho quá trình hấp phụ của 1 kmol hơi trong 500 kg than ở 0°C (ngoài xăng).

Bảng PL.34. Giá trị của d và $d^{1,46}$

$d, \mu m$	$d^{1,46}$	$d, \mu m$	$d^{1,46}$	$d, \mu m$	$d^{1,46}$
1	2	3	4	5	6
$0,10 \cdot 10^{-2}$	$0,0417 \cdot 10^{-3}$	$0,30 \cdot 10^{-2}$	$0,2072 \cdot 10^{-3}$	$0,50 \cdot 10^{-2}$	$0,4369 \cdot 10^{-3}$
$0,15 \cdot 10^{-2}$	$0,0753 \cdot 10^{-3}$	$0,35 \cdot 10^{-2}$	$0,2595 \cdot 10^{-3}$	$0,55 \cdot 10^{-2}$	$0,5022 \cdot 10^{-3}$
$0,20 \cdot 10^{-2}$	$0,1147 \cdot 10^{-3}$	$0,40 \cdot 10^{-2}$	$0,3154 \cdot 10^{-3}$	$0,60 \cdot 10^{-2}$	$0,5702 \cdot 10^{-3}$
$0,25 \cdot 10^{-2}$	$0,1588 \cdot 10^{-3}$	$0,45 \cdot 10^{-2}$	$0,3747 \cdot 10^{-3}$	$0,65 \cdot 10^{-2}$	$0,6409 \cdot 10^{-3}$

Tiếp bảng PL.34

1	2	3	4	5	6
$0,70 \cdot 10^{-2}$	$0,714 \cdot 10^{-3}$	$0,85 \cdot 10^{-2}$	$0,948 \cdot 10^{-3}$	$1,00 \cdot 10^{-2}$	$1,2020 \cdot 10^{-3}$
$0,75 \cdot 10^{-2}$	$0,7897 \cdot 10^{-3}$	$0,90 \cdot 10^{-2}$	$1,0306 \cdot 10^{-3}$		
$0,80 \cdot 10^{-2}$	$0,8678 \cdot 10^{-3}$	$0,95 \cdot 10^{-2}$	$1,1152 \cdot 10^{-3}$		

Bảng PL.35. Giá trị của ν và $\nu^{0,54}$

$\nu, m^2/s$	$\nu^{0,54}$	$\nu, m^2/s$	$\nu^{0,54}$	$\nu, m^2/s$	$\nu^{0,54}$	$\nu, m^2/s$	$\nu^{0,54}$
$0,10 \cdot 10^{-4}$	$0,200 \cdot 10^{-2}$	$0,14 \cdot 10^{-4}$	$0,239 \cdot 10^{-2}$	$0,18 \cdot 10^{-4}$	$0,274 \cdot 10^{-2}$	$0,22 \cdot 10^{-4}$	$0,306 \cdot 10^{-2}$
$0,11 \cdot 10^{-4}$	$0,2 \cdot 10^{-2}$	$0,15 \cdot 10^{-4}$	$0,248 \cdot 10^{-2}$	$0,19 \cdot 10^{-4}$	$0,282 \cdot 10^{-2}$	$0,23 \cdot 10^{-4}$	$0,313 \cdot 10^{-2}$
$0,12 \cdot 10^{-4}$	$0,220 \cdot 10^{-2}$	$0,16 \cdot 10^{-4}$	$0,257 \cdot 10^{-2}$	$0,20 \cdot 10^{-4}$	$0,290 \cdot 10^{-2}$	$0,24 \cdot 10^{-4}$	$0,320 \cdot 10^{-2}$
$0,13 \cdot 10^{-4}$	$0,230 \cdot 10^{-2}$	$0,17 \cdot 10^{-4}$	$0,266 \cdot 10^{-2}$	$0,21 \cdot 10^{-4}$	$0,298 \cdot 10^{-2}$	$0,25 \cdot 10^{-4}$	$0,327 \cdot 10^{-2}$

Bảng PL.36. Giá trị của $\omega/60$ và $(\omega/60)^{0,54}$
(vận tốc ω tính theo m/ph)

$\frac{\omega}{60}$	$\left(\frac{\omega}{60}\right)^{0,54}$	$\frac{\omega}{60}$	$\left(\frac{\omega}{60}\right)^{0,54}$	$\frac{\omega}{60}$	$\left(\frac{\omega}{60}\right)^{0,54}$	$\frac{\omega}{60}$	$\left(\frac{\omega}{60}\right)^{0,54}$
1	2	3	4	5	6	7	8
$\frac{5}{60}$	0,262	$\frac{8}{60}$	0,337	$\frac{11}{60}$	0,401	$\frac{14}{60}$	0,456
$\frac{6}{60}$	0,289	$\frac{9}{60}$	0,359	$\frac{12}{60}$	0,420	$\frac{15}{60}$	0,473
$\frac{7}{60}$	0,314	$\frac{10}{60}$	0,380	$\frac{13}{60}$	0,438	$\frac{16}{60}$	0,490

Tiếp bảng PL.36

1	2	3	4	5	6	7	8
$\frac{17}{60}$	0,507	$\frac{21}{60}$	0,568	$\frac{25}{60}$	0,624	$\frac{29}{60}$	0,676
$\frac{18}{60}$	0,523	$\frac{22}{60}$	0,582	$\frac{26}{60}$	0,637	$\frac{30}{60}$	0,688
$\frac{19}{60}$	0,538	$\frac{23}{60}$	0,596	$\frac{27}{60}$	0,650		
$\frac{20}{60}$	0,553	$\frac{24}{60}$	0,610	$\frac{28}{60}$	0,663		

Bảng PL.37. Độ trích ly của hệ trích ly nhiều lần với cùng lượng dung môi đưa vào ở từng lần

Quan hệ của các dòng a	Số lần rửa							
	1		2		3		4	
1	50,00	1	75,00	2	87,50	3	93,75	4
2	66,67	2	88,89	4	96,30	6	98,76	8
3	75,00	3	93,75	6	98,44	9	99,61	12
4	80,00	4	96,00	8	99,20	12	99,84	16
5	83,33	5	97,22	10	99,54	15	99,92	20
6	85,71	6	97,96	12	99,71	18	99,96	24
7	87,50	7	98,44	14	99,81	21	99,98	28
8	88,89	8	98,76	16	99,86	24	99,98	32
9	90,00	9	99,00	18	99,90	27	99,99	36
10	90,90	10	99,17	20	99,92	30	99,99	40

Bảng PL.38. Độ trích ly của hệ trích ly chất rắn theo nguyên lý ngược chiều

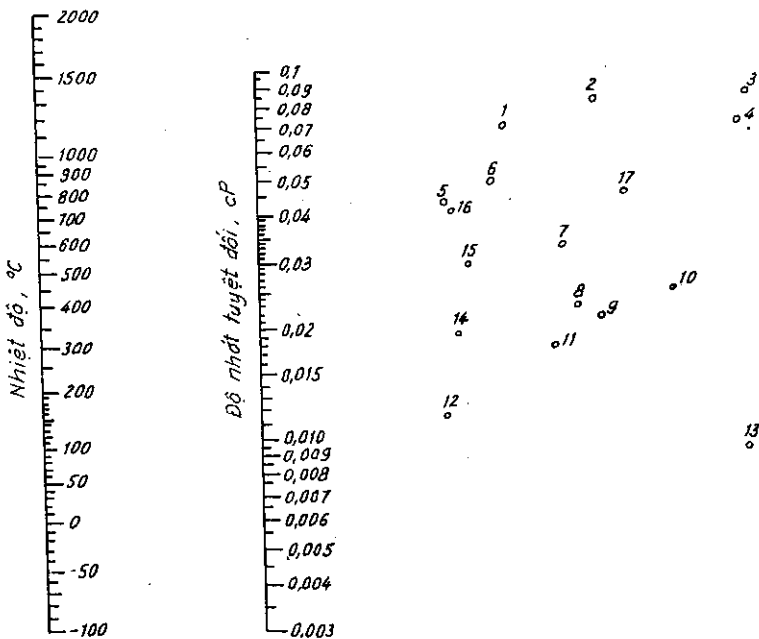
Quan hệ các đồng <i>a</i>	Số bậc trích ly <i>N</i>					
	1	2	3	4	5	6
1	50.00	66.67	75.00	80.00	83.33	85.71
2	66.67	85.71	93.00	96.77	98.42	99.21
3	75.00	92.31	97.50	99.17	99.73	99.91
4	80.00	95.24	98.82	99.71	99.93	-
5	83.33	96.77	99.36	99.87	99.97	-
6	85.71	97.67	99.61	99.94	-	-
7	87.50	98.24	99.75	99.96	-	-
8	88.89	98.63	99.83	99.98	-	-
9	90.00	98.90	99.88	99.99	-	-
10	90.90	99.10	99.91	-	-	-

Bảng PL.39. Hiệu chỉnh bằng số nguyên tử của độ nhớt

Loại liên kết và nhóm chức	<i>p</i>
1) Liên kết đôi	- 15.5
2) Vòng 5C	- 24.0
3) Vòng 6C	- 21.0
4) Nhóm cạnh của một vòng 6C: khối lượng mol < 17	- 9.0
khối lượng mol > 16	- 17.0
5) Vị trí orto và para của nhóm chức thứ hai	+ 3.0
6) Vị trí meta của nhóm chức thứ hai	+ 1.0
7) $\begin{array}{c} \text{R} \quad \quad \text{R} \\ \diagdown \quad \diagup \\ \text{CH} - \text{CH} \\ \diagup \quad \diagdown \\ \text{R} \quad \quad \text{R} \end{array}$	+ 8.0
8) $\begin{array}{c} \text{R} \\ \\ \text{R} - \text{C} - \text{R} \\ \\ \text{R} \end{array}$	+ 13.0
9) $\begin{array}{c} \text{O} \\ // \\ \text{R} - \text{C} \\ \backslash \\ \text{H} \end{array}$	+ 16.0

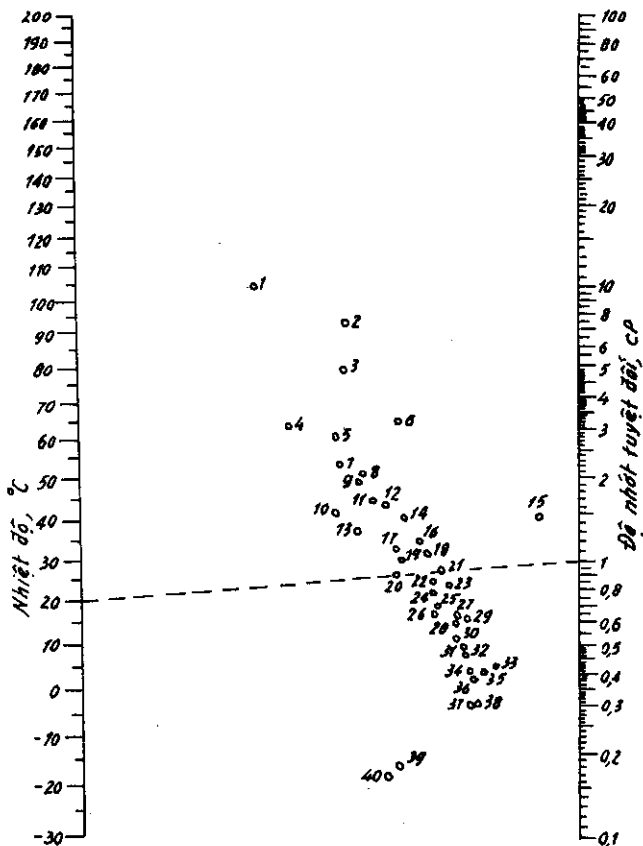
Tiếp bảng PL.39

Loại liên kết và nhóm chức	P
10) $R - \begin{array}{c} \text{O} \\ \parallel \\ \text{C} \\ \\ \text{CH}_3 \end{array}$	+ 50
11) $-CH = HCH_2X$ (X nhóm âm)	+ 4.0
12) $\begin{array}{c} R \\ \diagdown \\ CH - X \\ \diagup \\ R \end{array}$ (X nhóm âm)	+ 6.0
13) OH	+ 24.7
14) COO	- 19.6
15) COOH	- 7.9
16) NO ₂	- 16.4



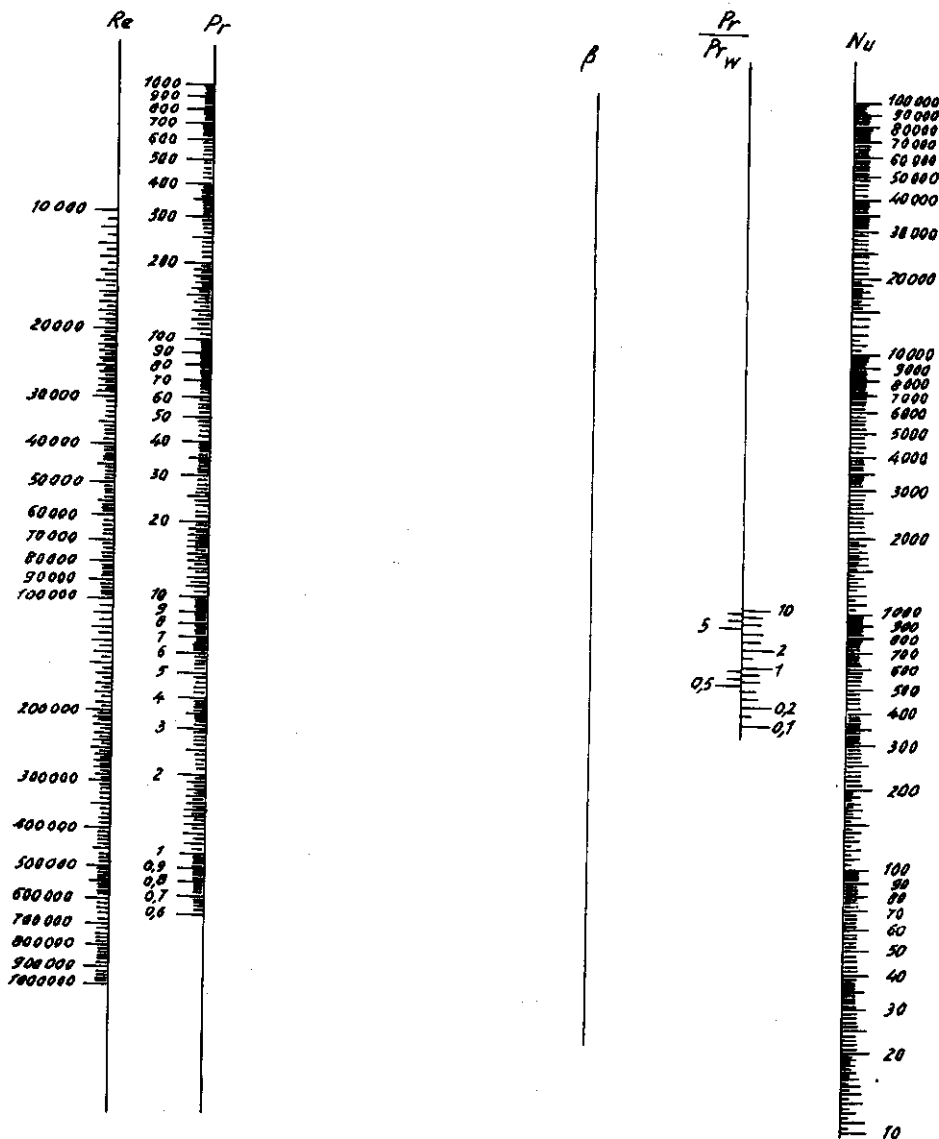
Hình PL.1. Đồ thị xác định độ nhớt của khí:

1- O₂; 2- NO; 3- CO₂; 4- HCl; 5- không khí; 6- N₂; 7- SO₂; 8- HCl; 9- H₂O;
10- NH₃; 11- C₂H₆; 13- C₃H₈; 14- 9H₂+H₂; 15- 3H₂+N₂; 16- CO; 17- Cl₂

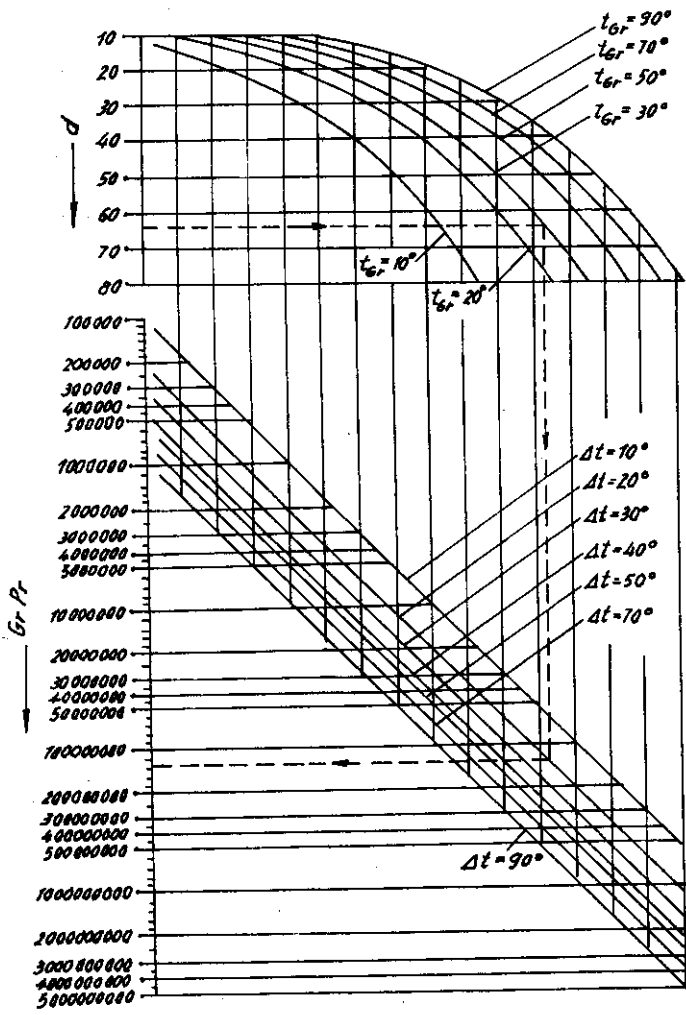


Hình PL.2. Đồ thị xác định độ nhớt của chất lỏng

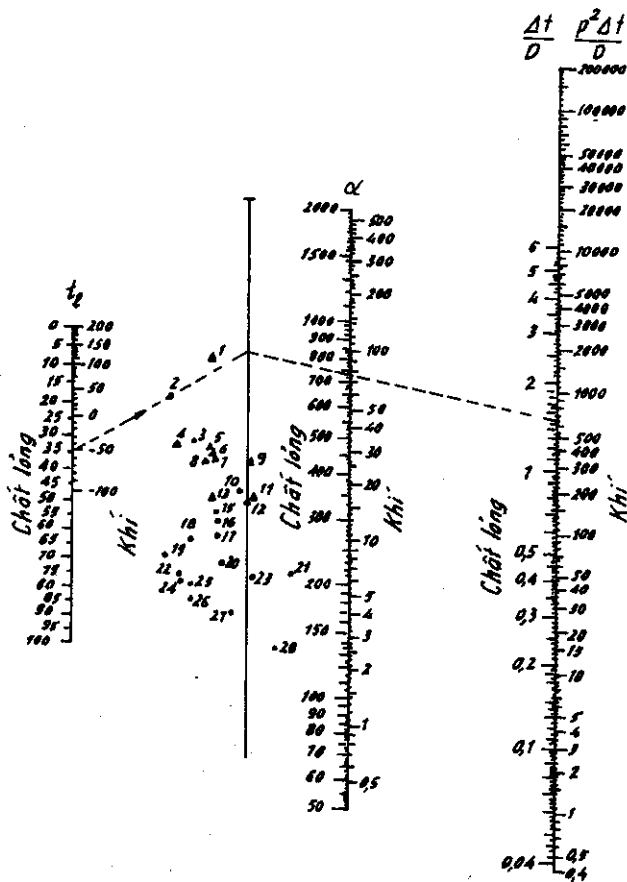
Chất	Điểm số	Chất	Điểm số	Chất	Điểm số
Axeton	34	Cloroform	19	Nitrobenzen	14
Ete	37	Giấm 100%	18	Octan	28
Etyl axetat	30	Giấm 70%	12	Pentan	38
Alcol etylic 100%	19	Heptan	31	Phenol	5
Alcol etylic 40%	10	n-Hexan	36	Thủy ngân	15
Etylen clorua	23	Glyxerin 100%	1	Carbon sunfua	33
Etylen glycol	4	Glyxerin 50%	7	Axit sunfuric 110%	2
Amoniac	39	Carbon dioxyt	40	Axit sunfuric 98%	3
Alcol amylic	17	Metyl axetat	32	Axit sunfuarcic 60%	6
Anilin	8	Alcol metylic 100%	26	Axit sunfuric hydrat	35
Benzen	25	Alcol metylic 90%	24	Terpentin	16
Alcol butylic	11	Alcol metylic 30%	13	Carbon tetraclohua	21
Clobenzen	22	Naphtalin	9	Toluen	27
				Nước	20



Hình PL.3. Đồ thị xác định hệ số cấp nhiệt trong ống thẳng $Re > 10000$



Hình PL.4. Đồ thị xác định tích của chuẩn số $Gr.Pr$ cho nước:
 d - đường kính của ống, mm; t_m - nhiệt độ trung bình của màng; $0,5(t_t + t_1)$, °C;
 t_t - nhiệt độ trung bình của tường, °C; t_1 - nhiệt độ trung bình của nước, °C; t_{tb} -
 nhiệt độ trung bình giữa tường và nước, °C

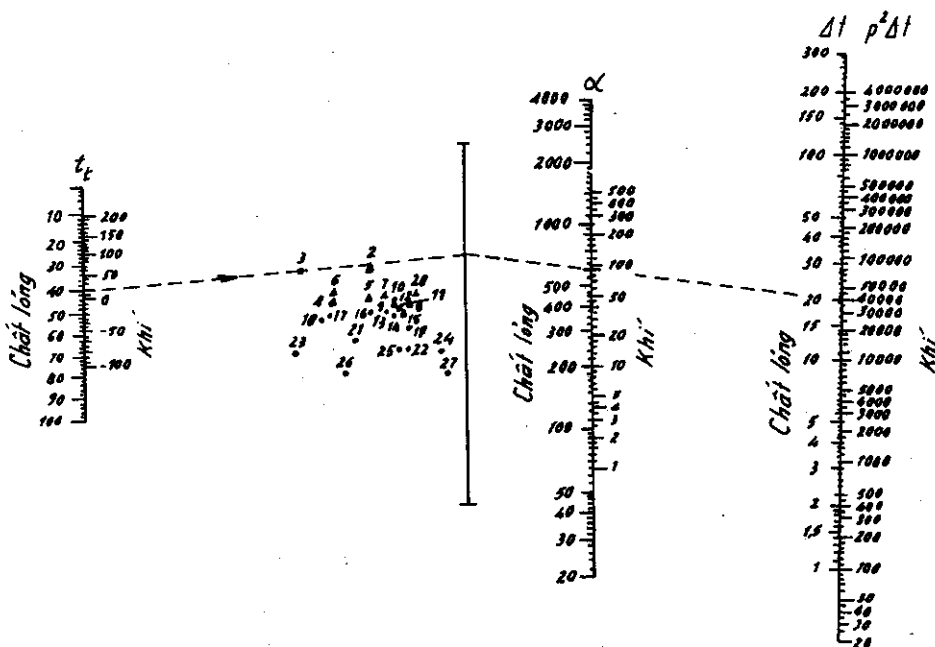


Hình PL.5. Đồ thị xác định α khi đối lưu tự do theo công thức

$$Nu = 0,54\sqrt{GrPr}, \text{ với } GrPr < 20.10^6:$$

t_m - nhiệt độ trung bình của màng; $0,5(t_1 + t_2)$, °C; t_1 - nhiệt độ trung bình của tường, °C; t_2 - nhiệt độ trung bình của chất lỏng hoặc khí; Δt - hiệu số nhiệt độ trung bình giữa tường và chất lỏng; α - hệ số cấp nhiệt, kcal/mh độ; p - áp suất khí, at; D - đường kính ống dẫn, mm

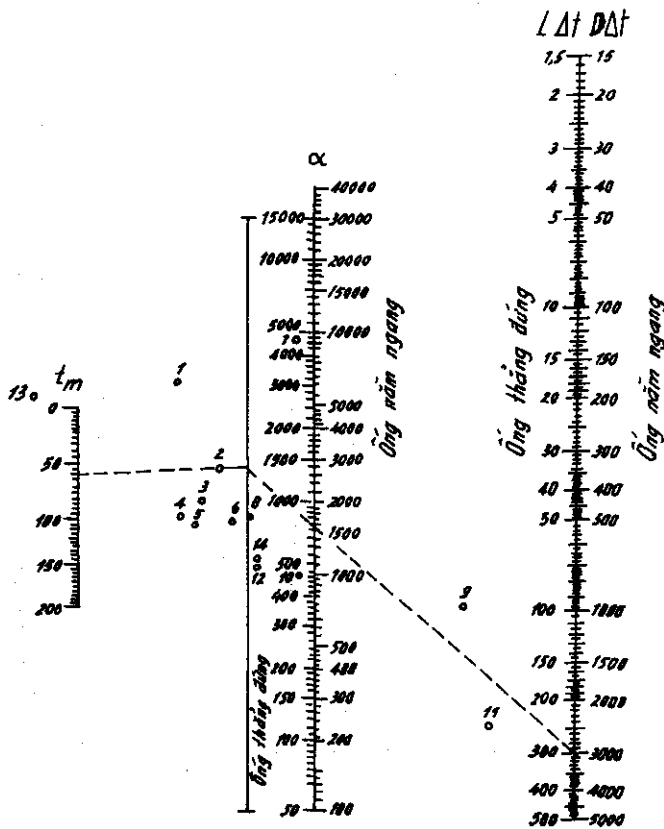
Chất lỏng	Điểm số	Chất khí	Điểm số
Etylaxetat	21	Carbon tetraclorea	27
Etyl etylic	16	Toluen	20
Alcol etylic	18	Nước	2
Anilin	25		
Axeton	10	Amoniac	9
Benzen	23	Carbon đioxyt	12
n-Alcol butylic	19	Carbon monooxyt	7
Giấm	28	Không khí	7
n-Pentan	17	Metan	4
Axit clohydric 30%	3	Oxy	5
Carbon sunfua	15	Lưu huỳnh đioxyt	13
Axit sunfuric 111%	24	Nitơ oxyt	8
Axit sunfuric 98%	22	Nitơ	6
Axit sunfuric 60%	26	Hơi nước	11
		Hydro	1



Hình PL.6 Đồ thị xác định α khi đối lưu tự do theo công thức $Nu = 0,1^{35} \sqrt{GrPr}$, với $GrPr > 20.10^6$:

α - hệ số cấp nhiệt, kcal/mh độ; p , áp suất khí, at ; t_m - nhiệt độ trung bình của màng; $0,5(t_t + t_l)$ °C, t_t - nhiệt độ trung bình của tường, °C; t_l - nhiệt độ trung bình của lỏng hoặc khí, °C

Chất lỏng	Điểm số	Chất khí	Điểm số
Axeton	10	Carbon tetracloarua	25
Ete etylic	14	Toluen	22
Alcol etylic	21	Nước	3
Anilin	26	Amoniac	28
Benzen	24	Carbon đioxyt	12
n-Alcol butylic	23	Carbon monoxyt	8
Giấm	27	Không khí	7
Alcol metylic	15	Metan	4
n-Pentan	19	Oxy	5
Carbon sunfua	11	Nitơ oxyt	9
Axit sunfuric 111%	18	Nitơ	6
Axit sunfuric 98%	17	Hơi nước	13
Axit sunfuric 60%	16	Hydro	2

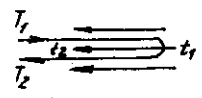
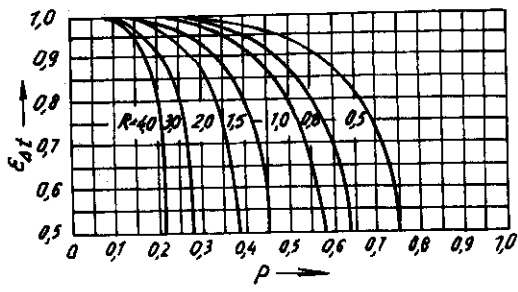


Hình PL.7. Đồ thị xác định hệ số cấp nhiệt khi ngưng tụ hơi bão hòa:

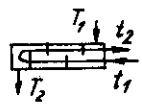
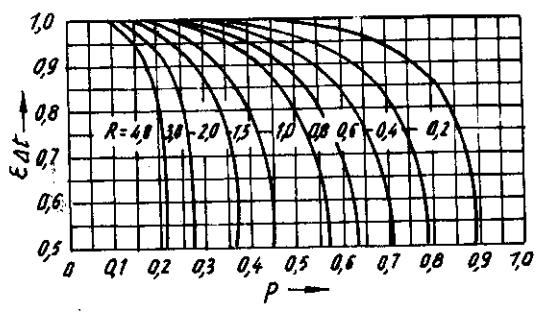
t_m - nhiệt độ trung bình của màng; $0,5(t_1 + t_2)$, °C; t_1 - nhiệt độ trung bình của trường; °C; t_{nt} - nhiệt độ ngưng tụ; Δt - hiệu số nhiệt độ trung bình giữa trường và chất lỏng; α - hệ số cấp nhiệt, kcal/mh độ; L - chiều cao của ống, m; D - đường kính ống, mm

Chất	Điểm số
Axeton	8
Ete etylic	6
Alcol etylic	3
Etyl	9
Amoniac	7
Anilin	4
Benzen	10

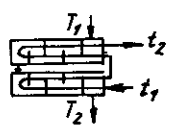
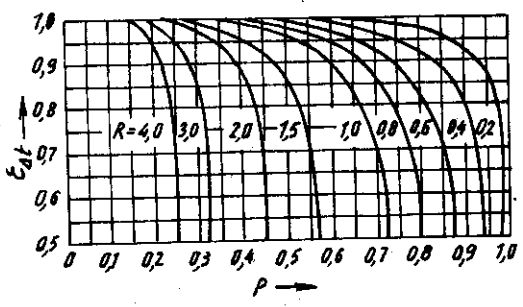
Chất	Điểm số
Cloroform	13
Giấm	11
Alcol metylic	2
Nitrobenzen	14
n-Alcol propylic	5
Cacbon tetraclohua	12
Nước	1



a)

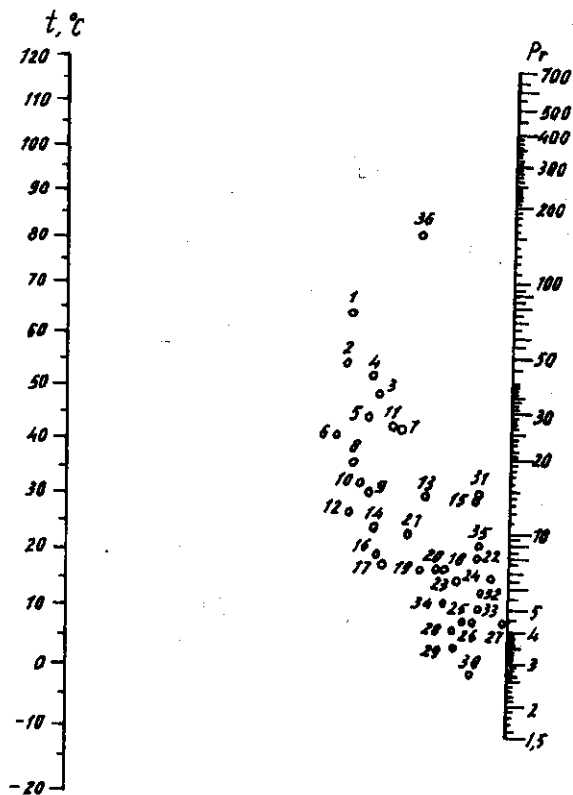


b)



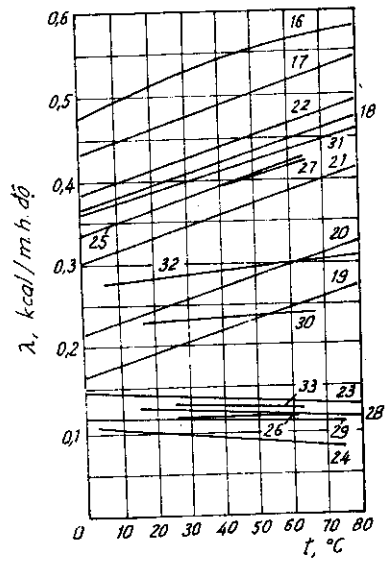
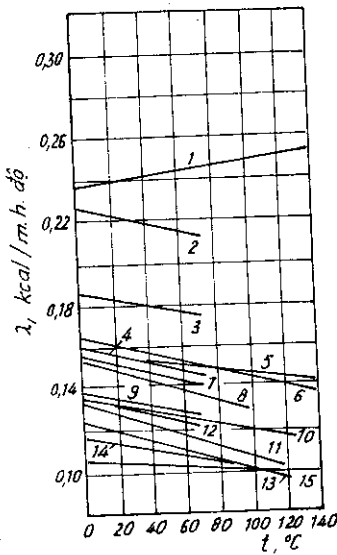
c)

Hình PL.8. Hệ số hiệu chỉnh f của thiết bị truyền nhiệt nhiều ống



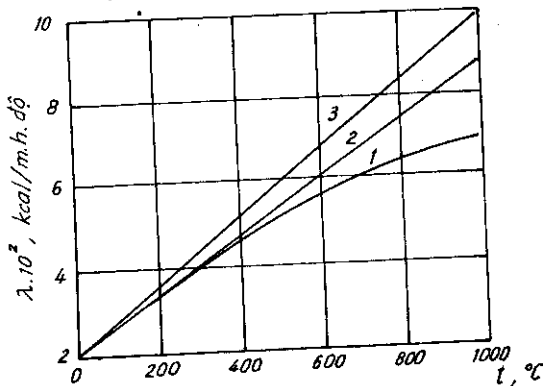
Hình PL.9. Đồ thị xác định chuẩn số Prandtl:

Chất	Điểm số	Chất	Điểm số
Axeton	25	Glycerin	6
Etyl axetat	24	Heptan	32
Etyl etylic	28	Alcol metylic 100%	20
Alcol etylic 100%	13	Alcol metylic 40%	10
Alcol etylic 50%	8	Natri clorua 25%	12
Etyl bromua	29	Octan	33
Etylen glycol	36	<i>n</i> -Pentan	26
Etylen iodua	27	<i>i</i> -Alcol propylic	7
Amoniac 26%	14	Axit clohydric	21
Amyl axetat	31	Carbon sunfua.	30
<i>i</i> -Alcol amylic	3	Axit sunfuric 111%	1
Anilin	5	Axit sunfuric 98%	2
Benzen	22	Axit sunfuric 60%	4
<i>n</i> -Alcol butylic	11	Carbon tetraclorua	18
Canxi clorua 25%	16	Toluen	23
Clobenzen	35	Nước	17
Cloroform	34	Xylen	19
Giấm 100%	15		
Giấm 50%	9		



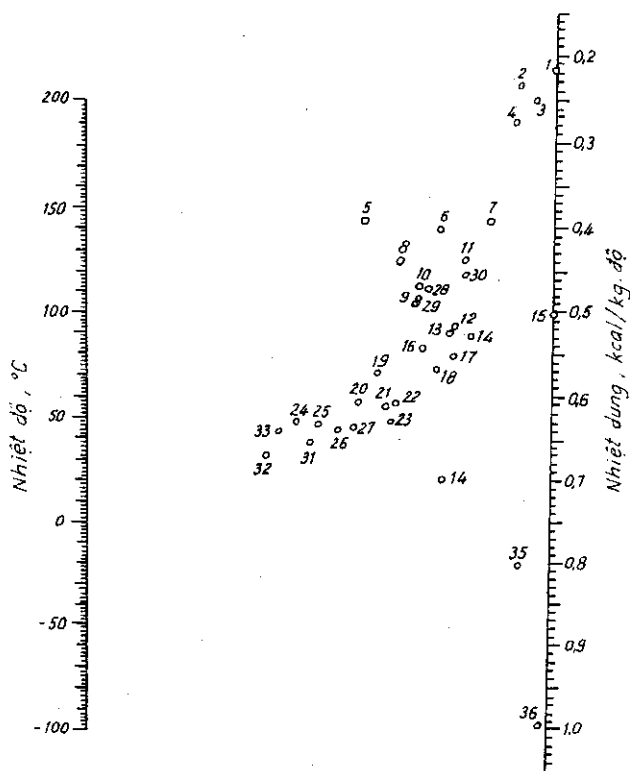
Hình PL.10. Hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng

Chất	Đường số	Chất	Đường số	Chất	Đường số
Axeton	8	Amoniác 26%	31	Dầu xirin	5
Ete etylic	29	Anilin	6	Axit clohydric 30%	27
Alcol etylic 100%	4	Benzen	12	Carbon lưu huỳnh	23
Alcol etylic 80%	19	Alcol butylic	9	Axit sunfuric 98%	30
Alcol etylic 60%	20	Canxi clorua 25%	17	Cacbon tetraclorua	24
Alcol etylic 40%	21	Natri clorua 25%	18	Toluen	13
Alcol etylic 20%	22	Giấm	7	Vazôlin	15
Axit formic	2	Glyxerin	1	Nước	16
		Xylen	14		



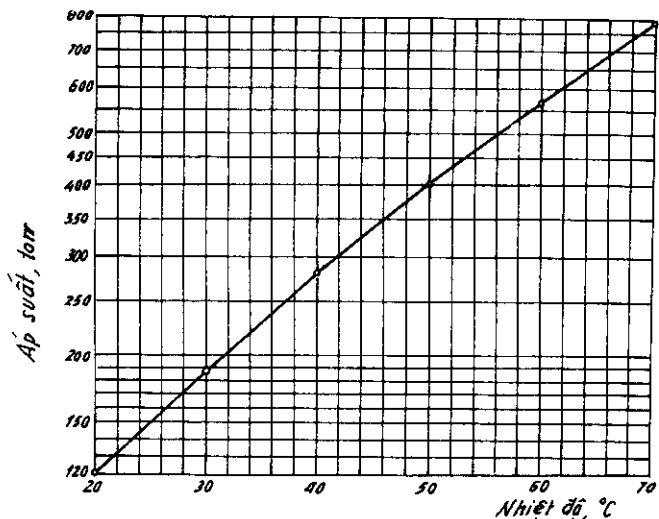
Hình PL.11. Hệ số dẫn nhiệt của khí:

thành phần của khối tinh theo % thể tích : 13 CO; 5 O; 82 N₂ + H₂O
 1- thành phần hơi w = 0; 2- thành phần hơi w = 15%; 3- thành phần w = 20%

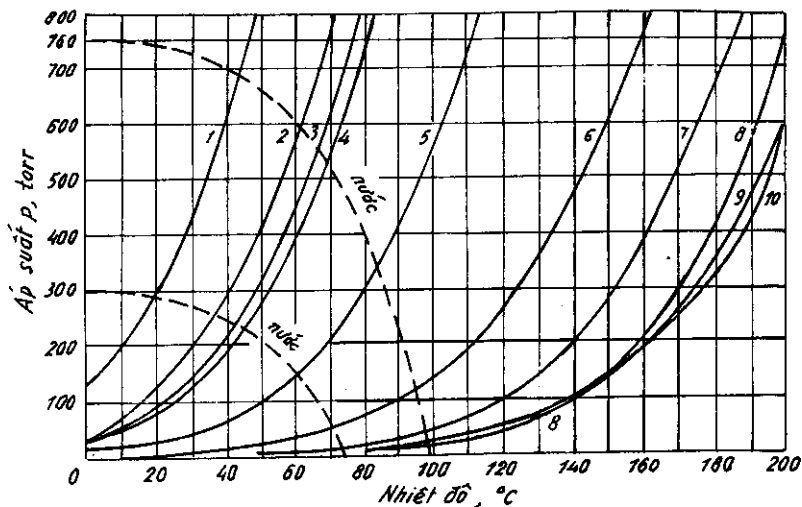


Hình PL.12. Đồ thị xác định nhiệt dung của chất lỏng

Chất	Điểm số	Chất	Điểm số	Chất	Điểm số
Axeton	18	Canxi clorua 25%	34	<i>i</i> -Alcol propylic	
Etyl axetat	13	Clobenzen	6	(-50° - 0°C)	27
Ete etylic	17	Cloroform	3	Alcol propylic	25
Alcol etylic	31	Diphenyl	8	Axit clohydric 30%	26
Etyl bromua	1	Giấm 100%	16	Caebonsunfua	4
Etylen clorua	11	Glyxerin	21	Axit sunfuric 100%	7
Etylen glycol	22	<i>n</i> -Heptan	19	Caebontetractorua	2
Etyl iodua	5	Alcol metylic	23	Toluen (-60 - 40°C)	30
Amyl axetat	12	Natri clorua	35	Nước	36
Anilin	14	<i>n</i> -Octan	15	Xylen (o và m)	9
Benzen	29	<i>i</i> -Pentan	20	<i>n</i> -Xylen	10
<i>i</i> -Alcol butylic	33	<i>i</i> -Alcolpropylic			
<i>n</i> -Alcol butylic	24	(0 - 50°C)	32		

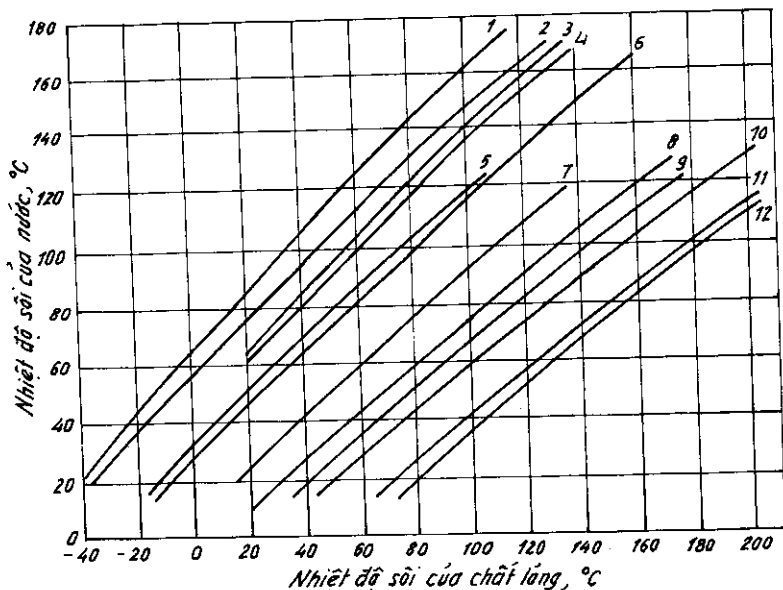


Hình PL.13. Áp suất hơi bão hòa của hexan phụ thuộc vào nhiệt độ

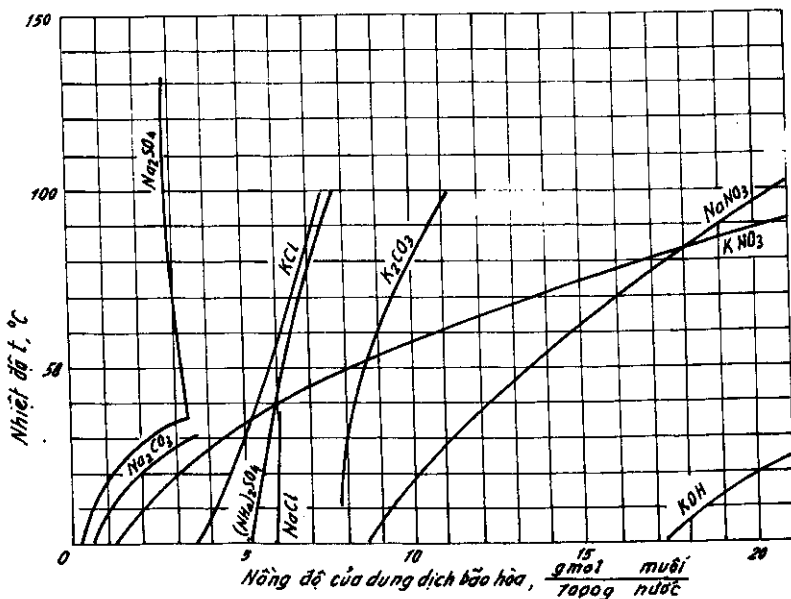


Hình PL.14. Áp suất hơi bão hòa của chất lỏng hữu cơ phụ thuộc nhiệt độ (chất lỏng không tan trong nước):

- 1- cacbon sunfua; 2- hexan; 3- cacbon tetraclohua ; 4- benzen; 5- toluen;
6- terpentin; 7- anilin; 8- cresol; 9- nitrobenzen; 10- nitrotoluen

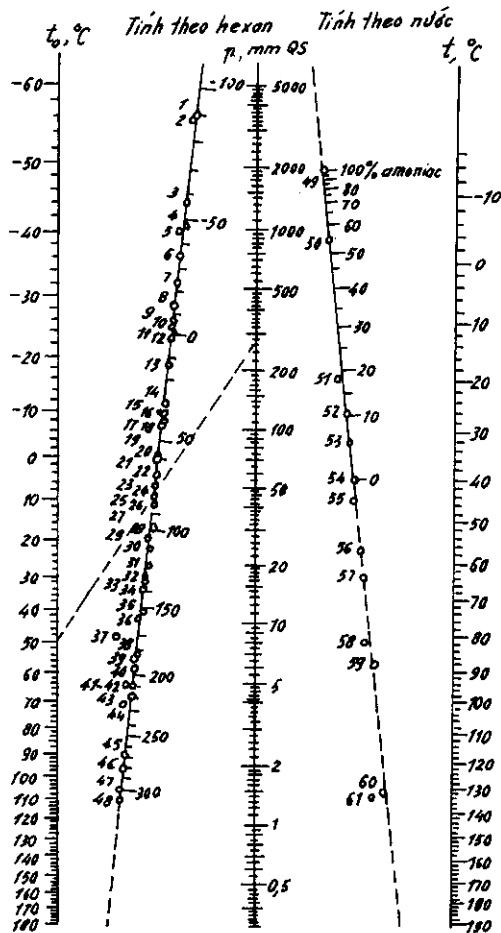


Hình PL.15. Đồ thị xác định nhiệt độ sôi (dựa vào nước): 1- ete etylic; 2- carbon sunfua; 3- axeton tetraclohua; 4- cloroform; 5- carbon tetraclohua; 6- benzen; 7- toluen; 8- clobenzen; 9- o-xilen; 10- brombenzen; 11- benzaldehyt; 12- anilin



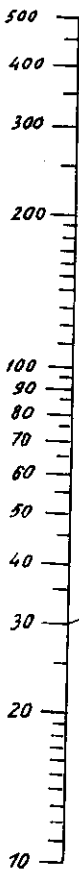
Hình PL.16. Độ hòa tan của muối trong nước phụ thuộc vào nhiệt độ

Chất	Điểm số
Axeton	51
Axetylen	2
Etan	1
Etyln axetat	25
Alcol etylic	53
Etyl bromua	18
Etyl clorua	13
Etylen glycol	59
Etyl formiat	20
Alen	6
Amoniác	49
Anilin	40
Benzen	24
Brombenzen	35
α -Bromnaptalin	46
1,3-Butadien	10
<i>n</i> -Butan	11
α -Butylen	9
β -Butylen	12
<i>n</i> -Butylenglicol	58
Clobenzen	33
Cloroform	21
Docalin	38
<i>n</i> -Decan	36
Ete dietylic	15
1,2-Dicloetan	26
Dioxan	29
Diphenyl	45
Giám	55
Flobenzen	27
Glycerin	60
<i>n</i> -Heptan	28
<i>n</i> -Hexan	22
Axit izobutiric	57
Izopren	14
Iodbenzen	39
<i>m</i> -Crezol	44
<i>o</i> -Crezol	41
Alcol metylic	52
Metylamin	50
Metyl clorua	7
Metylen clorua	19
Metyl formiat	16
Metyl monosilan	3
Naptalin	43
α -Naptol	47
β -Naptol	48
Nitrobenzen	37
<i>n</i> -Octan(W)	31
<i>n</i> -octan(Y)	32
<i>n</i> -Pentan	17
Propan	5
Axit propionic	56
Propylen	4
Thủy ngân	61
Carbon tetraclorua	23
Tetralin	42
Toluen	30
Vinyl clorua	8
Nước	54
<i>m</i> -Xylen	34

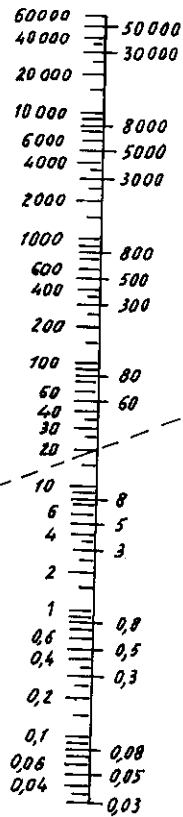


Hình PL.17. Đồ thị xác định áp suất hơi bão hòa và nhiệt độ (cột số bên phải theo phần trăm khối lượng của amoniác)

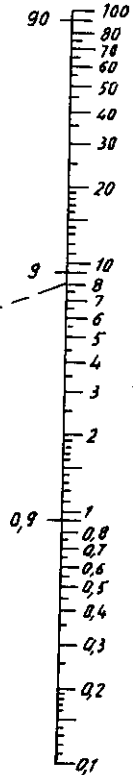
Đường kính d ,
mm



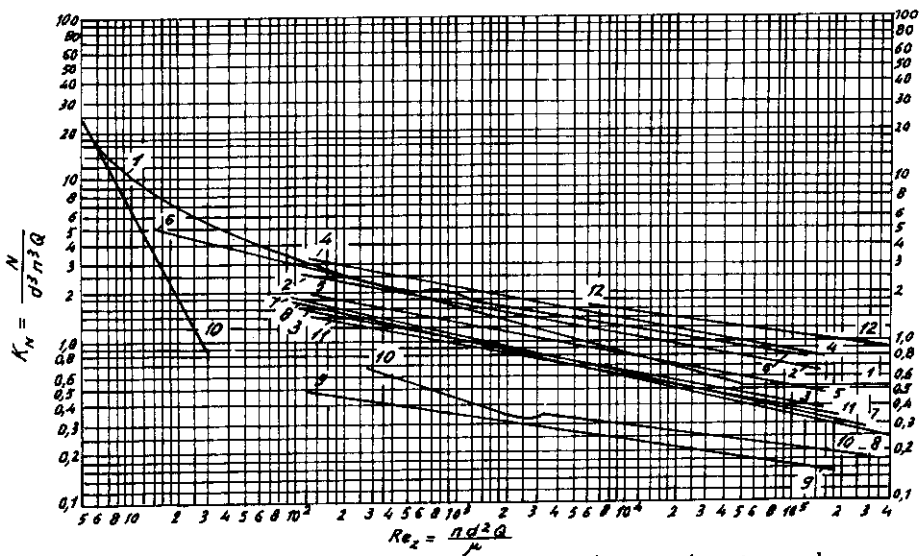
Lưu lượng V ,
 m^3/h



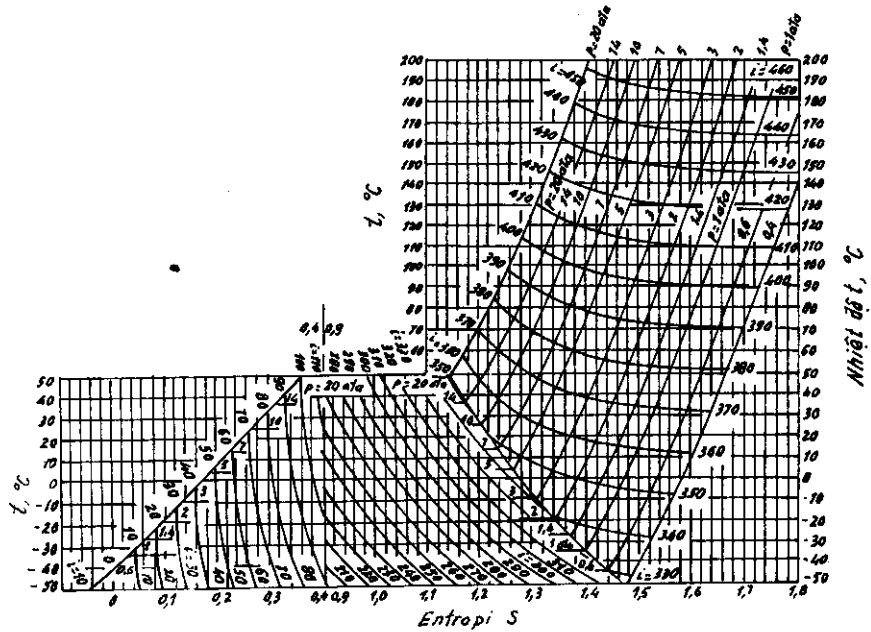
Vận tốc w ,
m/s



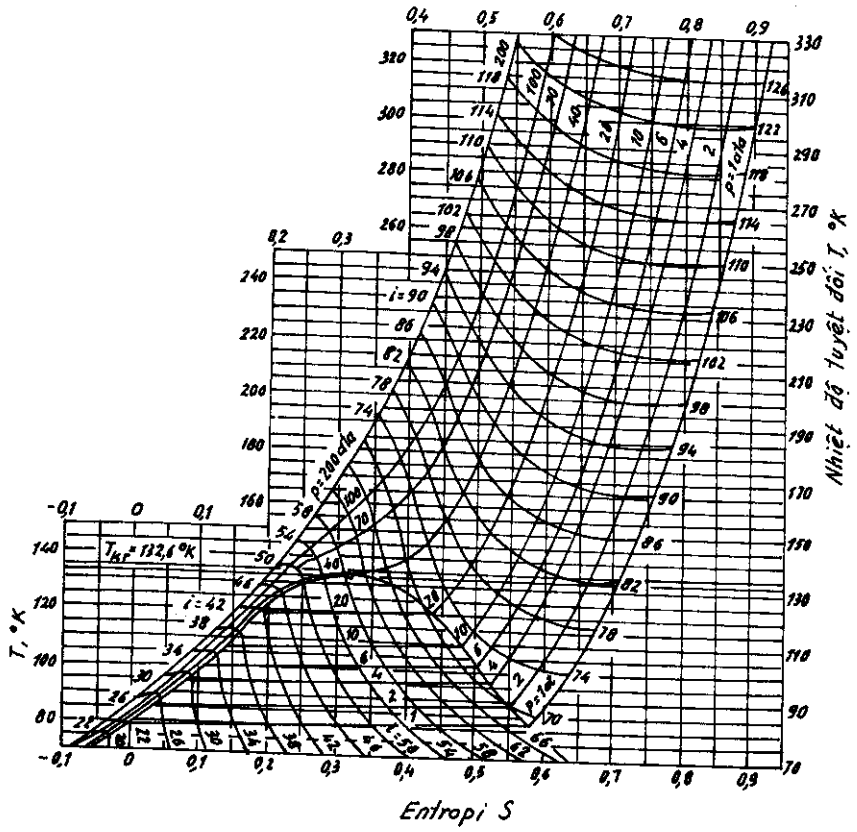
Hình PL.18. Đồ thị tính đường ống dẫn



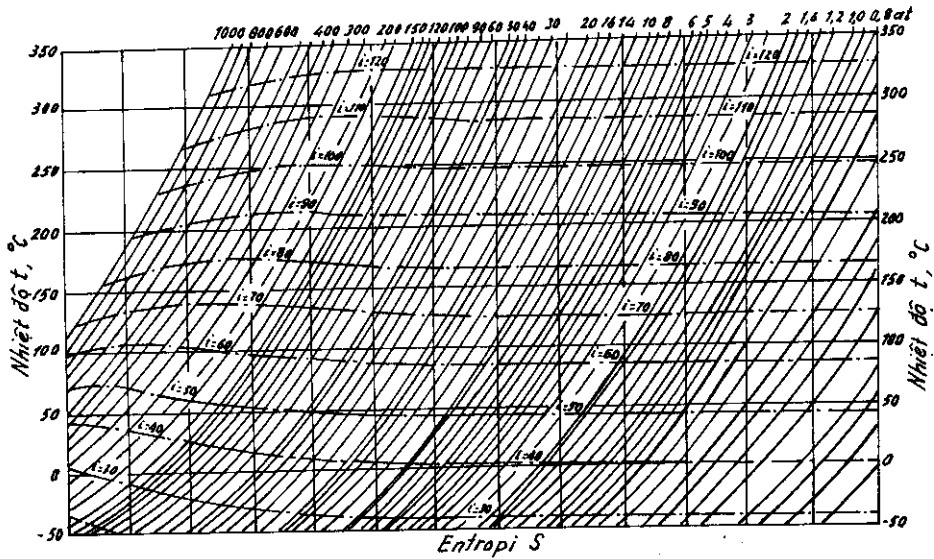
Hình PL.19. Quan hệ giữa K và Re trong thiết bị khuấy tầng phẳng



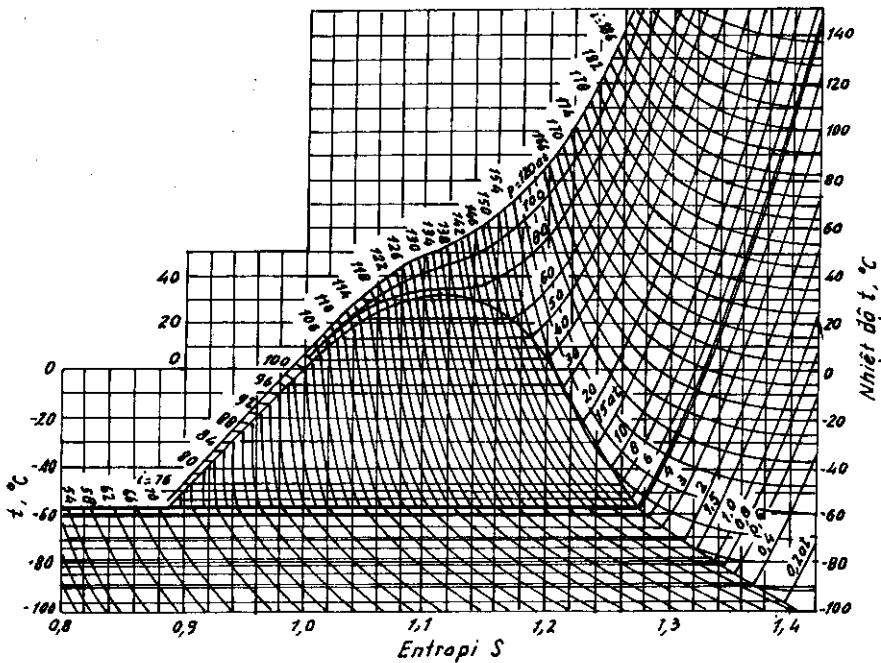
Hình PL.20. Đồ thị t - S cho amoniac



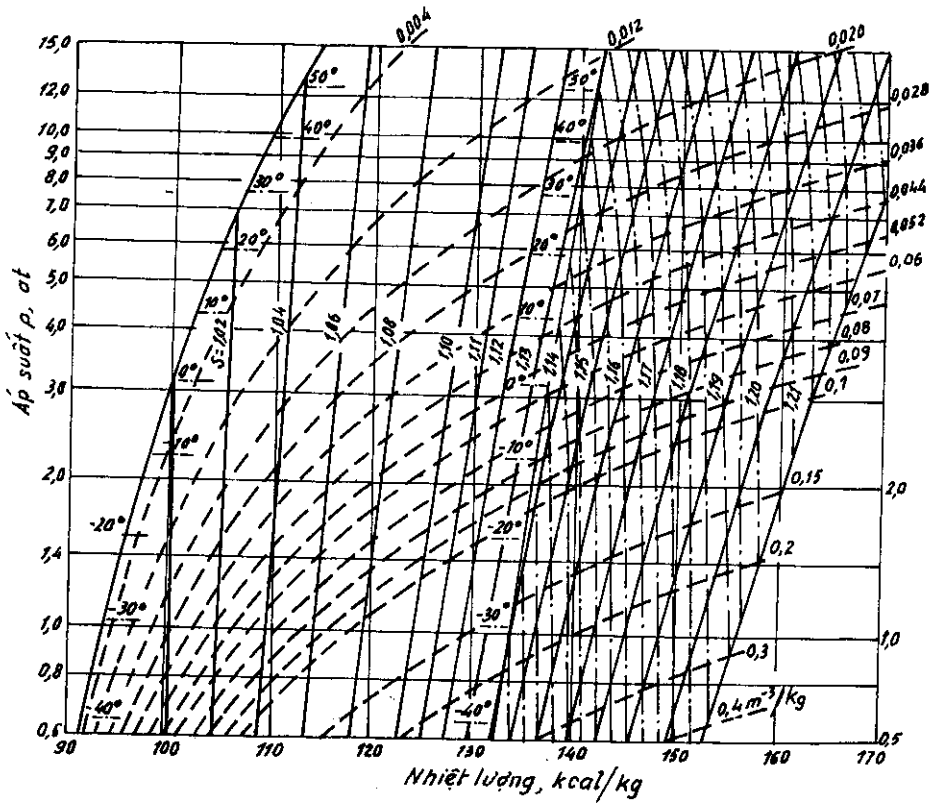
Hình PL.21. Đồ thị t - S cho không khí

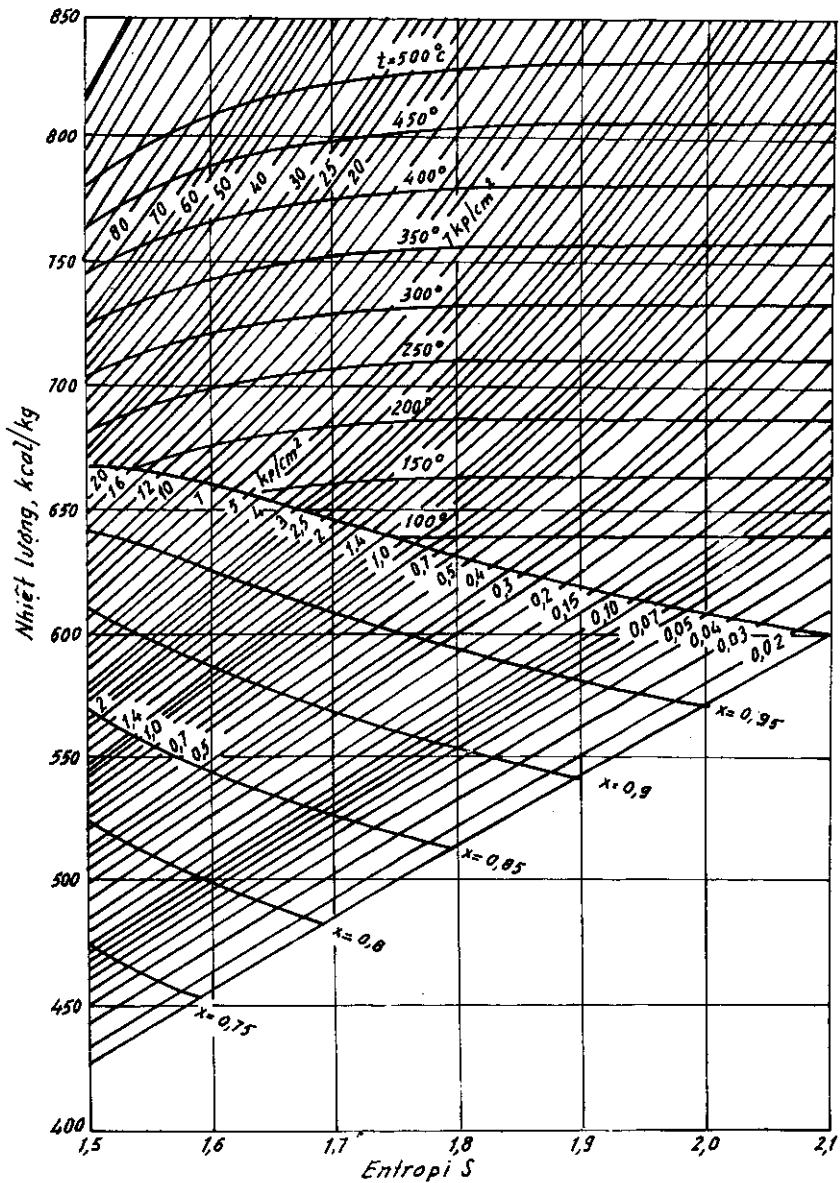


Hình PL.22. Đồ thị t - S cho không khí (ở nhiệt độ cao)

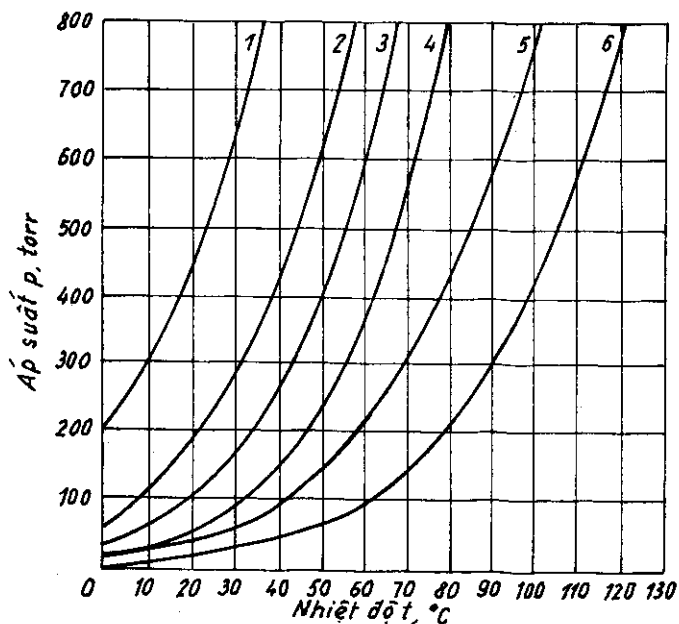


Hình PL.23. Đồ thị t - S của carbon dioxyt



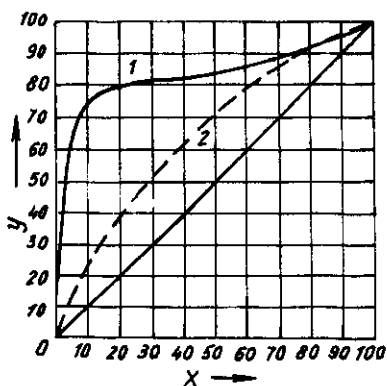


Hình PL.25. Đồ thị i - S cho hơi nước



Hình PL.26. Áp suất hơi bão hòa của một số chất lỏng hữu cơ phụ thuộc vào nhiệt độ:

1- ete; 2- axeton; 3- alcol metylic; 4- alcol etylic; 5- axit formic; 6- giấm

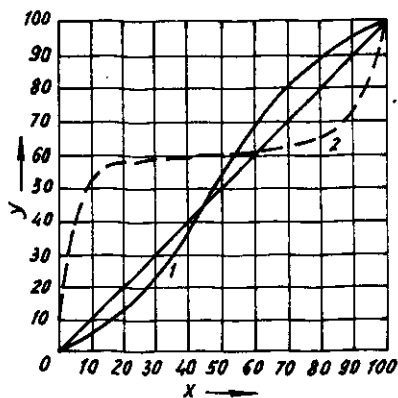


Hình PL.27. Đường cân bằng ở

$\pi = 1$ at:

1- axeton-nước;

2- cacbon tetraclova-toluen

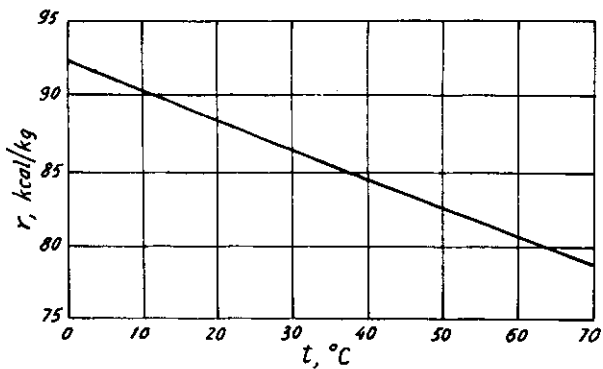


Hình PL.28. Đường cân bằng ở

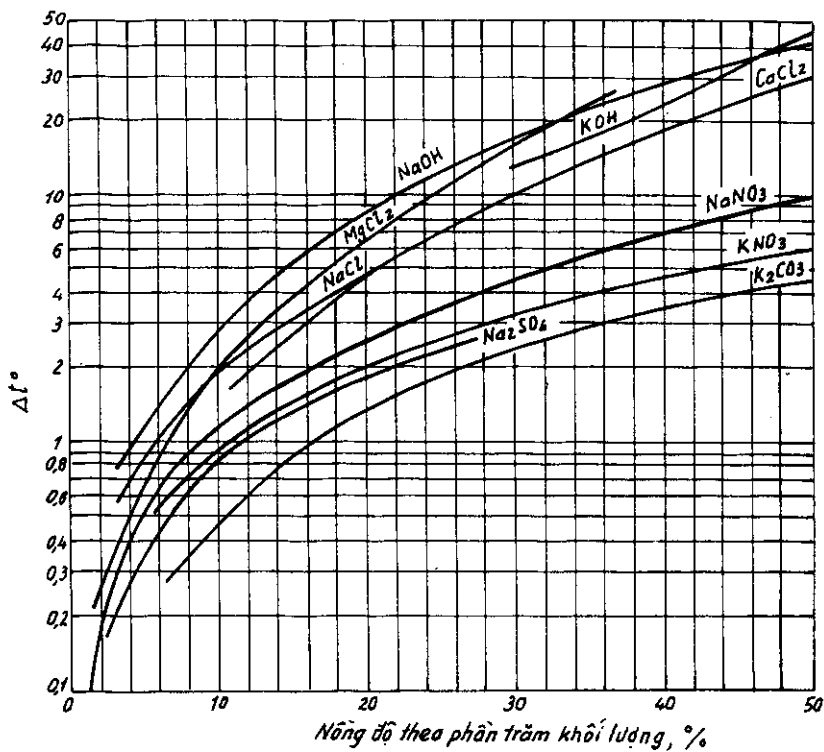
$\pi = 1$ at với điểm đẳng phí:

1- nước-axit formic

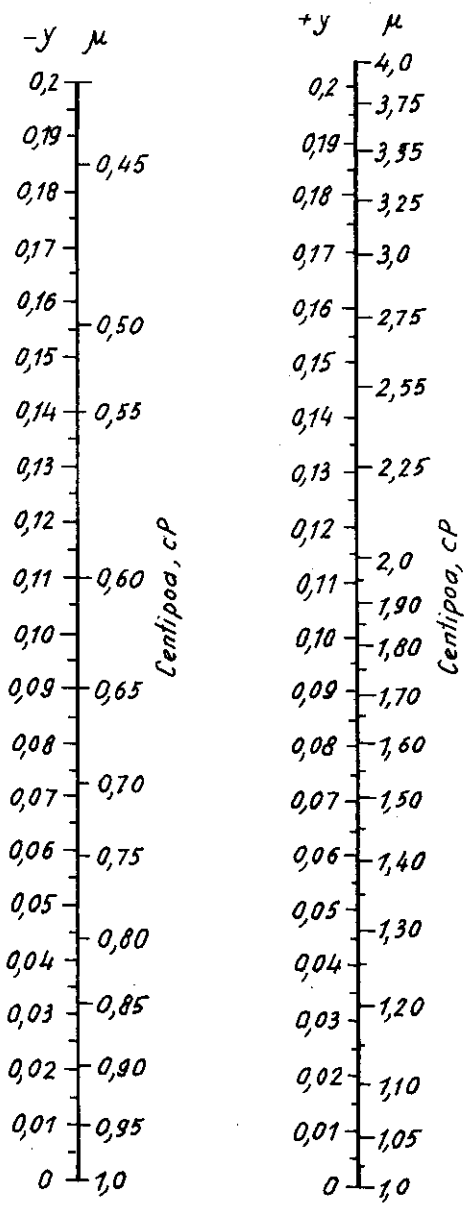
2- alcol metylic-benzen



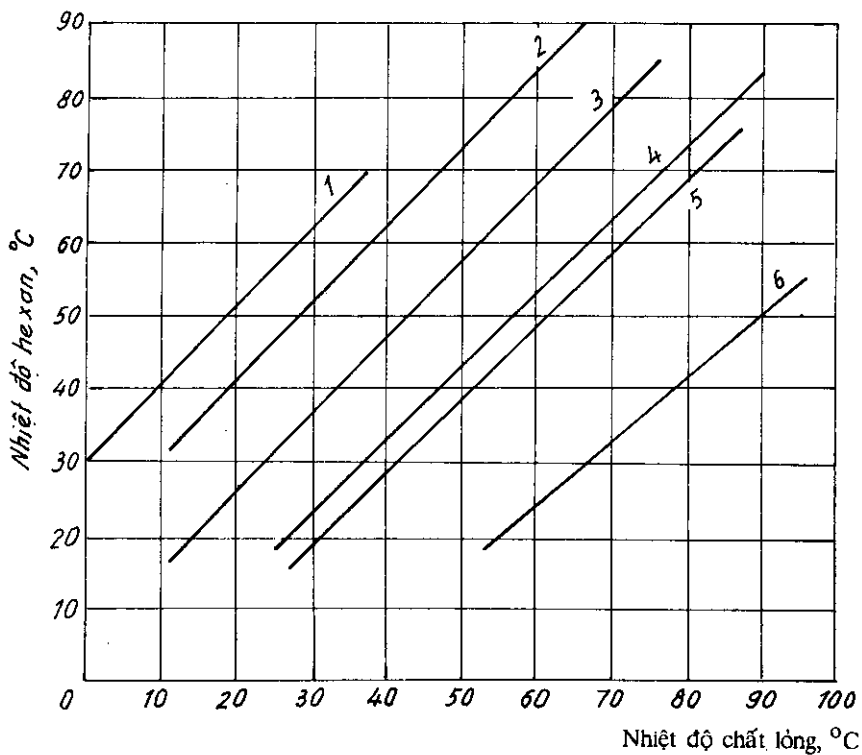
Hình PL.29. Nhiệt bay hơi của hexan phụ thuộc vào nhiệt độ



Hình PL.30. nhiệt độ sôi của dung dịch ở áp suất thường phụ thuộc vào nồng độ



Hình PL.31. Biểu đồ tra độ nhớt của chất lỏng hữu cơ



Hình PL.32. Đồ thị xác định nhiệt độ sôi (theo hexan):

- 1 - alcol etylic; 2 - cacbon sunfua; 3 - clorofom; 4 - cacbon tetraclohua;
5 - benzen; 6 - toluen

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. Đỗ Văn Đài, Nguyễn Trọng Khuông, v.v. Cơ sở các quá trình và thiết bị công nghệ hóa học. Tập 1. NXB Đại học và Trung học chuyên nghiệp, Hà Nội, 1970.
2. Tập thể tác giả: Bộ môn Quá trình - Thiết bị công nghệ hóa và thực phẩm. Sổ tay quá trình và thiết bị công nghệ hóa chất, NXB Khoa học và Kỹ thuật, Hà Nội, 1982 - 1992.
3. A.G.Kassatkin. Chemische Verfahrenstechnik. Band I. VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig, 1961.
4. Autorenkollektiv. Lehrbuch der chemischen Verfahrenstechnik. VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig, 1980.
5. K. F. Pawlow, P. G. Romankow, A.A. Noskow. Beispiele und Übungsaufgaben zur chemischen Verfahrenstechnik. VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig, 1966.
6. Technische Hochschule. Oltovon Guericke Magdeburg. Mechanische Verfahrenstechnik (Lehrbriefen), 1964.
7. Autorenkollektiv. Verfahrenstechnische Berechnungsmethoden. Band I, II und III. VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig, 1981.

MỤC LỤC

	Trang
Lời nói đầu	3
Chương 1. Các quá trình và thiết bị thủy lực	
1.1. Giới thiệu khái quát về thủy lực	7
1.2. Công thức cơ bản	11
1.3. Ví dụ	25
Chương 2. Bơm, quạt, máy nén	
2.1. Công thức tính toán	75
2.2. Ví dụ	82
Chương 3. Phương pháp phân riêng hệ không đồng nhất	
3.1. Công thức tính toán	106
A. Lắng dưới tác dụng của trọng lực	106
B. Lắng dưới tác dụng của lực ly tâm xyclon	110
C. Lọc	112
D. Ly tâm	116
E. Thủy động lực lớp sôi	120
F. Khuấy trộn trong môi trường lỏng	124
3.2. Ví dụ	125
Chương 4. Quá trình và thiết bị trao đổi nhiệt	
4.1. Công thức tính toán	190
4.2. Ví dụ	222
Chương 5. Bốc hơi và kết tinh	
5.1. Công thức tính toán	297
5.2. Ví dụ	305
Phụ lục	336
Tài liệu tham khảo	394

GS, TSKH NGUYỄN BIN

**TÍNH TOÁN QUÁ TRÌNH, THIẾT BỊ TRONG
CÔNG NGHỆ HÓA CHẤT VÀ THỰC PHẨM**

TẬP 1

Chịu trách nhiệm xuất bản: PGS, TS TÔ ĐĂNG HẢI
Biên tập: NGUYỄN KIM ANH
Vẽ bìa: HƯƠNG LAN

**NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT
70, TRẦN HƯNG ĐẠO - HÀ NỘI**

In 700 cuốn, khổ 14,5 x 20,5cm tại Xí nghiệp in Thương mại
Giấy phép xuất bản 469-42, ngày 19-4-2004
In xong và nộp lưu chiểu tháng 11 năm 2004.