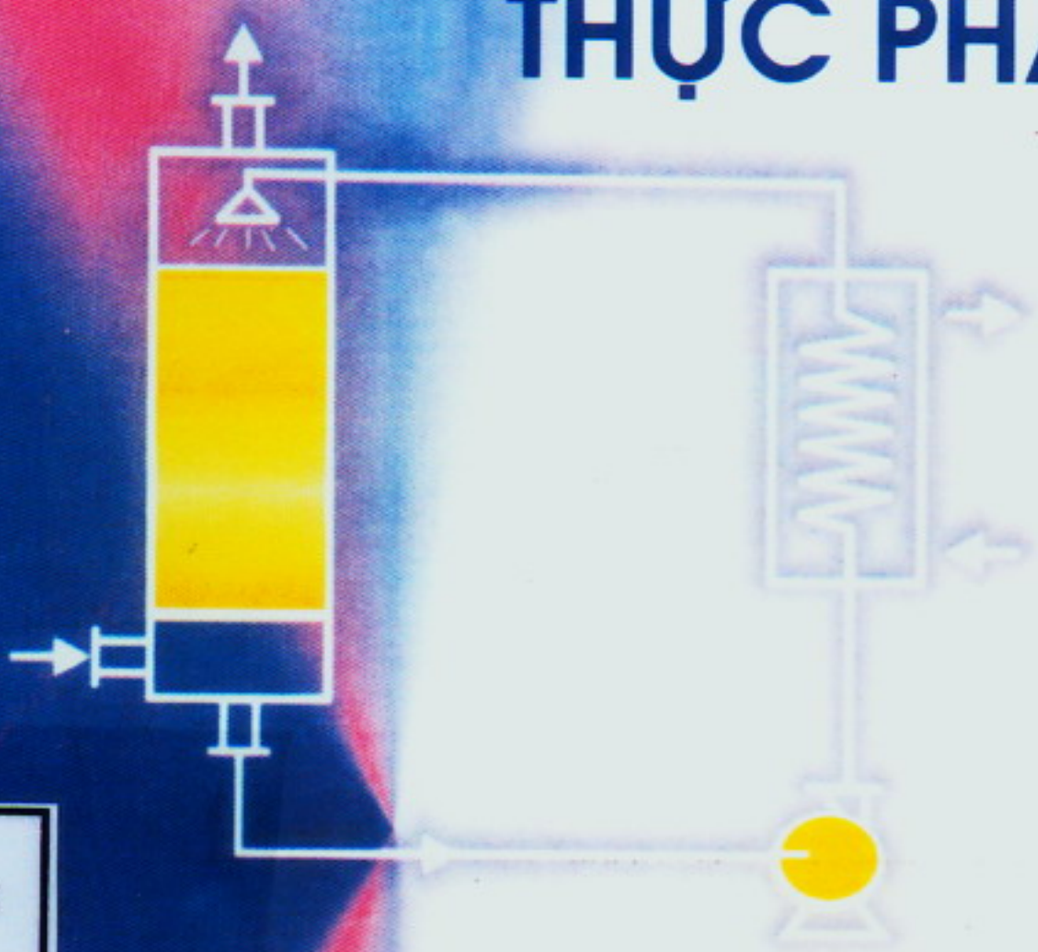
GS. TSKH. NGUYỄN BIN

CÁC QUÁ TRÌNH, THIẾT BỊ TRONG CÔNG NGHỆ HÓA CHẤT VÀ THỰC PHẨM



TẬP 4

PHÂN RIÊNG DƯỚI TÁC DỤNG CỦA NHIỆT

(CHƯNG LUYỆN, HẤP THỤ, HẤP PHỤ, TRÍCH LY, KẾT TINH, SẤY)

CĐ
ệ ĐN
u

Nhà xuất bản khoa học và kỹ thuật

GS. TSKH. NGUYỄN BIN

CÁC QUÁ TRÌNH, THIẾT BỊ TRONG CÔNG NGHỆ HÓA CHẤT VÀ THỰC PHẨM

Tập 4

PHÂN RIÊNG DƯỚI TÁC DỤNG CỦA NHIỆT

(CHƯNG LUYỆN, HẤP THỤ, HẤP PHỤ, TRÍCH LY, KẾT TINH, SẤY)

660
C101 Qu
5b
2011

TRƯỜNG CAO ĐẲNG
KỸ THUẬT CÔNG NGHỆ ĐỒNG NAI
THƯ VIỆN
Số ĐKCB: 4563 07/10/2009

NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT
HÀ NỘI

LỜI NÓI ĐẦU

Quá trình và thiết bị truyền chất (chuyển khối) là tập 4 trong bộ sách gồm 5 tập được dùng cho sinh viên ngành Hóa kỹ thuật và Thực phẩm, đồng thời cũng là tài liệu tham khảo tốt cho các nhà khoa học, cán bộ kỹ thuật trong lĩnh vực chuyên môn Kỹ thuật hóa học, thực phẩm và Kỹ thuật môi trường. Nội dung cuốn sách trình bày các quá trình phân riêng dưới tác dụng của nhiệt, như quá trình chưng luyện, hấp thụ, trích ly, hấp phụ, kết tinh và sấy; đồng thời cũng mô tả cấu tạo, nguyên tắc làm việc của một số thiết bị đặc trưng cho các quá trình.

Quyển sách được biên soạn dựa trên cơ sở những giáo trình và bài giảng đã được xuất bản trước đây, nội dung sát với thực tiễn sản xuất. Do đó có thể giúp cho độc giả tự giải quyết những vấn đề có liên quan trong nghiên cứu và sản xuất. Quyển sách được dùng chủ yếu làm giáo trình giảng dạy môn học "Quá trình và thiết bị" cho sinh viên ngành Hóa chất và Thực phẩm cũng như một số ngành chế biến có liên quan khác.

Trong quá trình biên soạn, tuy đã hết sức cố gắng, song không tránh khỏi sai sót, chúng tôi rất mong nhận được những ý kiến đóng góp của quý bạn đọc. Xin chân thành cảm ơn.

Tác giả

PHẦN THỨ BA

CÁC QUÁ TRÌNH TRUYỀN CHẤT (CHUYỂN KHỐI, KHUẾCH TÁN)

Chương 1

NHỮNG KIẾN THỨC CƠ BẢN CỦA QUÁ TRÌNH TRUYỀN CHẤT

A. KHÁI NIỆM CƠ BẢN

1.1. ĐỊNH NGHĨA VÀ PHÂN LOẠI CÁC QUÁ TRÌNH TRUYỀN CHẤT

Trong công nghiệp hóa chất, thực phẩm và nhiều quá trình sản xuất dựa trên sự tiếp xúc trực tiếp giữa các pha và sự di chuyển vật chất từ pha này sang pha khác. Quá trình di chuyển vật chất từ pha này sang pha khác khi hai pha tiếp xúc trực tiếp với nhau gọi là quá trình truyền chất, hay còn gọi là quá trình chuyển khối hoặc quá trình khuếch tán.

Tuỳ theo đặc trưng của sự di chuyển vật chất và tính chất của hai pha có thể phân ra các quá trình truyền chất sau đây:

– *Hấp thụ*: là quá trình hút khí (hoặc hơi) bằng chất lỏng, trong đó vật chất di chuyển từ pha khí vào pha lỏng.

– *Chưng:* là quá trình tách các hỗn hợp lỏng thành các cấu tử riêng biệt, trong đó vật chất di chuyển từ pha lỏng vào pha hơi và ngược lại.

- Hấp phụ: là quá trình hút khí (hoặc hơi) bằng các chất rắn xốp, trong đó vật chất di chuyển từ pha khí (hoặc hơi) vào pha rắn.

- Trích ly: là quá trình tách chất hòa tan trong chất lỏng hay chất rắn bằng một chất lỏng khác.

- Kết tinh: là quá trình tách chất rắn trong dung dịch, trong đó vật chất di chuyển từ pha lỏng vào pha rắn.

- Sấy khô: là quá trình tách nước ra khỏi vật ẩm trong đó vật chất (hơi nước) đi từ pha rắn hay pha lỏng vào pha khí.

- Hòa tan: Trong quá trình này vật chất di chuyển từ pha rắn vào pha lỏng.

- Trao đổi ion: là quá trình tách dựa trên khả năng của một số chất trao đổi ion có thể trao đổi các nhóm ion linh động của mình với các ion trong dung dịch.

1.2. BIỂU DIỄN THÀNH PHẦN PHA

Mỗi pha có thể gồm một, hai hoặc nhiều cấu tử tạo thành. Thành phần các cấu tử trong pha có thể biểu diễn bằng nhiều cách khác nhau, xem bảng 1.1, trong đó:

Φ_x - pha lỏng khi chưng luyện, hấp thụ; pha phân tán khi trích ly; pha rắn khi hấp phụ;

Φ_y - pha hơi, khi chưng luyện, hấp thụ, hấp phụ; pha liên tục khi trích ly;

G_x - khối lượng pha Φ_x, kg;

G_y - khối lượng pha Φ_y, kg;

n_x - số mol của pha Φ_x, kmol;

n_y - số mol của pha Φ_y, kmol;

g_k - khối lượng của một cấu tử bất kỳ trong pha Φ_x, kg;

g'_k - khối lượng của một cấu tử bất kỳ trong pha Φ_y, kg;

n_k - số mol của cấu tử bất kỳ trong pha Φ_x, kmol;

n'_k - số mol của cấu tử bất kỳ trong pha Φ_y, kmol;

$\bar{x}_k$ - nồng độ của cấu tử bất kỳ trong pha Φ_x, phần khối lượng;

$\bar{y}_k$ – nồng độ của cấu tử bất kỳ trong pha Φ_y, phần khối lượng;

x_k – nồng độ của cấu tử bất kỳ trong pha Φ_x, phần mol;

y_k – nồng độ của cấu tử bất kỳ trong pha Φ_y, phần mol;

$\overline{X_k}$ – nồng độ cấu tử bất kỳ trong pha Φ_x, kg/kg, phần khối lượng tương đối;

$\overline{Y_k}$ – nồng độ cấu tử bất kỳ trong pha Φ_y, kg/kg, phần khối lượng tương đối;

X_k – nồng độ cấu tử bất kỳ trong pha Φ_x, kmol/kmol, phần mol tương đối;

Bảng I.1. **Biểu diễn thành phần pha của hệ gồm pha lỏng và khí**

Đại lượng	Ký hiệu	Đơn vị	Thành phần của cấu tử	Tổng thành phần các cấu tử
Phần khối lượng	$\bar{x}_k$ $\bar{y}_k$	$\frac{kg}{kg}$ $\frac{kg}{kg}$	$\bar{x}_k = \frac{g_k}{\sum g_i} = \frac{g_k}{G_x}$ $\bar{y}_k = \frac{g'_k}{\sum g'_i} = \frac{g'_k}{G_y}$	$\sum \bar{x}_k = 1$ $\sum \bar{y}_k = 1$
Phần mol	x_k y_k	$\frac{kmol}{kmol}$ $\frac{kmol}{kmol}$	$x_k = \frac{n_k}{\sum n_i} = \frac{n_k}{n_x}$ $y_k = \frac{n'_k}{\sum n'_i} = \frac{n'_k}{n_y}$	$\sum x_i = 1$ $\sum y_i = 1$
Phần thể tích	υ_k	$\frac{m^3}{m^3}$	$\upsilon_k = \frac{V_k}{\sum V_i} = \frac{V_k}{V}$	$\sum \upsilon_k = 1$
Áp suất riêng phần	p_k	$\frac{N}{m^2}$	$P_k = \frac{n'_k}{n_y} p = \frac{V_k}{V} p$	$\sum p_i = P$
Phần khối lượng tương đối	$\overline{X_k}$ $\overline{Y_k}$	$\frac{kg}{kg}$ $\frac{kg}{kg}$	$\overline{X}_k = \frac{g_k}{G_x - g_k}$ $\overline{Y}_k = \frac{g'_k}{G_y - g'_k}$	
Phần mol tương đối	X_k Y_k	$\frac{kmol}{kmol}$ $\frac{kmol}{kmol}$	$X_k = \frac{n_k}{n_x - n_k}$ $Y_k = \frac{n'_k}{n_y - n'_k}$	

Y_k – nồng độ cấu tử bất kỳ trong pha Φ_y, kmol/kmol, phần mol tương đối;

v_k – phần thể tích của cấu tử bất kỳ, m^3/m^3;

p – áp suất chung của hệ, N/m^2;

M_i – khối lượng mol, kg/kmol.

Việc lựa chọn cách biểu diễn thành phần pha phụ thuộc vào định luật cân bằng pha và dòng vật liệu không đổi theo chiều cao của thiết bị. Đối với quá trình chưng luyện, nồng độ phần mol thường được lựa chọn vì theo định luật Raoult và Dalton, nồng độ phần mol của một cấu tử trong pha hơi tỷ lệ thuận với nồng độ phần mol của nó trong pha lỏng và số mol pha hơi không đổi theo chiều cao của thiết bị.

Có nhiều công thức biến đổi thành phần. Sau đây là những công thức thường được sử dụng:

Biến đổi từ phần khối lượng sang phần mol:

$$x_k = \frac{\dfrac{\bar{x}_k}{M_k}}{\sum_{i=1}^{m} \dfrac{\bar{x}_i}{M_i}} \qquad (1.1)$$

$$y_k = \frac{\dfrac{\bar{y}_k}{M_k}}{\sum_{i=1}^{m} \dfrac{\bar{y}_i}{M_i}} \qquad (1.2)$$

Biến đổi từ phần mol sang phần mol tương đối trong hấp thụ:

$$X_i = \frac{x_i}{1-x_i}; \quad Y_i = \frac{y_i}{1-y_i} \qquad (1.3)$$

Ngược lại:

$$x_i = \frac{X_i}{1+X_i}; \quad y_i = \frac{Y_i}{1+Y_i} \qquad (1.4)$$

Những phép biến đổi trên có thể chứng minh dễ dàng bằng cách thay các nồng độ; trường hợp hệ hai cấu tử 1, 2:

$$Y_1 = \frac{n'_1}{n'_2} = \frac{n'_1}{n'_1 + n'_2 - n'_1} = \frac{\dfrac{n'_1}{n'_1 + n'_2}}{\dfrac{n'_1 + n'_2}{n'_1 + n'_2} - \dfrac{n'_1}{n'_1 + n'_2}} = \frac{y_1}{1 - y_1} \tag{1.3a}$$

$$y_1 = \frac{n'_1}{n'_1 + n'_2} = \frac{\dfrac{n'_1}{n'_2}}{1 + \dfrac{n'_1}{n'_2}} = \frac{Y_1}{1 + Y_1} \tag{1.4a}$$

Đối với hỗn hợp khí lý tưởng phần thể tích của cấu tử có thể xác định theo áp suất:

$$v_k = \frac{p_k}{P} = y_k \tag{1.5}$$

Như vậy đối với hỗn hợp khí lý tưởng thì phần thể tích bằng phần mol.

B. CÂN BẰNG PHA

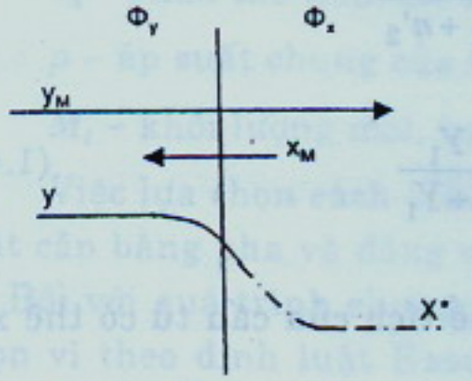
1.3. KHÁI NIỆM VỀ CÂN BẰNG PHA

Giả sử chỉ có hai pha Φ_y và Φ_x tiếp xúc với nhau và cấu tử phân bố trong chúng là M. Ví dụ lúc đầu cấu tử M chỉ có trong pha Φ_y với nồng độ y_M, còn trong pha Φ_x không có cấu tử M, nghĩa là $x_M = 0$.

Khi đó cấu tử M sẽ đi từ pha Φ_y vào pha Φ_x. Vì quá trình truyền chất là quá trình thuận nghịch nên khi trong pha Φ_x có xuất hiện cấu tử M thì lập tức có quá trình di chuyển ngược lại. Nhưng vận tốc của vật chất đi từ pha Φ_y vào pha Φ_x lớn hơn vận tốc vật chất đi từ Φ_x vào pha Φ_y. Quá trình di chuyển vật chất đó thực hiện cho đến khi đạt được cân bằng động, nghĩa là vận tốc chiều thuận và nghịch bằng nhau. Lúc đó ta có nồng độ cấu tử M trong pha Φ_x đạt đến nồng độ cân bằng (nồng độ cân bằng là nồng độ lớn nhất của cấu tử M mà pha Φ_x có thể chứa được tại một điều kiện nhất định). Gọi x^* là nồng độ cân bằng của cấu tử M trong pha Φ_x, ta có sự liên hệ giữa nồng độ cân bằng x^* và nồng độ y_M như sau:

$$x^* = f(y_M)$$

Trong trường hợp chung quan hệ giữa nồng độ cân bằng và nồng độ chất phân bố trong mỗi pha biểu thị như sau:



$$y^{*\prime} = f_1(x)$$

$$x^* = f_2(y)$$

Nếu như $y < y^*$ thì vật chất di chuyển từ pha Φ_x vào pha Φ_y; nếu $y > y^*$ thì vật chất chuyển từ pha Φ_y vào pha Φ_x.

1.4. QUY TẮC PHA CỦA GIBBS

Sự tồn tại của một pha hay sự cân bằng pha trong hệ thống chỉ có thể thực hiện được ở những điều kiện xác định. Nếu ta thay đổi những điều kiện đó thì cân bằng sẽ bị phá huỷ, nghĩa là sẽ thay đổi số pha trong hệ.

Quy tắc pha cho phép biết được đối với một hệ nhất định có thể thay đổi bao nhiêu yếu tố mà cân bằng pha của hệ không bị phá huỷ.

Nếu gọi:

C – số bậc tự do hay số điều kiện ít nhất mà khi ta thay đổi chúng một cách độc lập với nhau thì cân bằng pha của hệ thống không bị phá huỷ;

Φ – số pha của hệ;

k – số cấu tử độc lập của hệ;

n – số yếu tố bên ngoài ảnh hưởng lên cân bằng của hệ, khi đó quy tắc pha có thể biểu thị bằng phương trình chung:

$$C = k - \Phi + n \qquad (1.6)$$

Đối với quá trình chuyển khối yếu tố bên ngoài ảnh hưởng lên cân bằng của hệ là áp suất và nhiệt độ, vì vậy $n = 2$ và quy tắc pha có dạng:

$$C = k - \Phi + 2 \qquad (1.7)$$

Tuỳ theo số bậc tự do mà hệ có thể là bậc không ($C = 0$); bậc một ($C = 1$); bậc hai ($C = 2$) và bậc cao ($C > 2$).

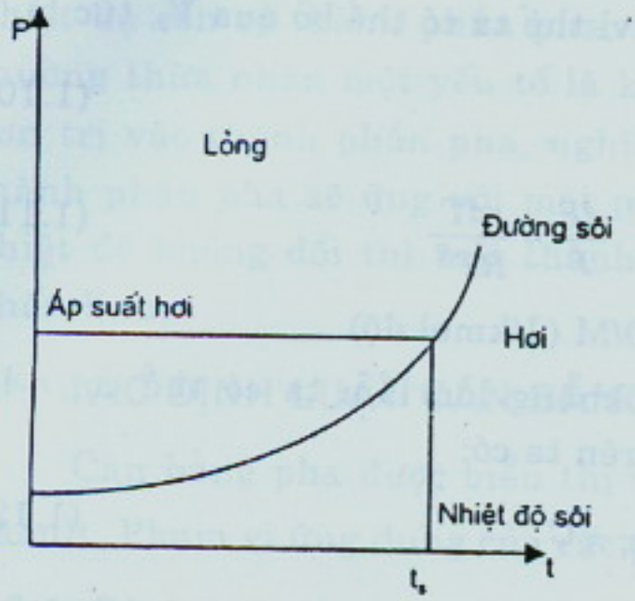
Ví dụ những trường hợp thường gặp:

1.4.1. Hệ thống một cấu tử

Nếu hệ chỉ có một cấu tử (nguyên chất) mà tồn tại đồng thời cả ba pha: rắn, lỏng, hơi thì theo quy tắc pha số bậc tự do có thể xác định:

$$C = 1 - 3 + 2 = 0$$

Nghĩa là hệ bậc không, hệ này chỉ tồn tại ở một giá trị nhất định của áp suất và nhiệt độ. Nếu thay đổi một trong các yếu tố trên thì hệ sẽ mất đi một pha và biến thành hệ hai pha.



Hình 1.1. Sự phụ thuộc áp suất và nhiệt độ của hơi nước bão hòa

Trường hợp hệ một cấu tử có hai pha lỏng và hơi bão hòa, thì:

$$C = 1 - 2 + 2 = 1,$$

tức có thể thay đổi hoặc áp suất hoặc nhiệt độ mà cân bằng của hệ không bị phá huỷ. Trong các hệ thống đó có sự phụ thuộc đơn trị giữa áp suất và nhiệt độ. Vì vậy, nếu thay đổi nhiệt độ thì áp suất sẽ thay đổi tương ứng.

Do đó đối với mỗi chất lỏng ta có thể lập được đường cong phụ thuộc giữa áp suất hơi bão hòa và nhiệt độ (hình 1.1).

Thường các số liệu về áp suất và nhiệt độ chất lỏng là những số liệu thực nghiệm đã cho sẵn trong các tài liệu chuyên môn. Trường hợp không có số liệu thực nghiệm ta cũng có thể tìm được sự phụ thuộc bằng lý thuyết.

Sự dịch chuyển cân bằng của một chất từ pha này sang pha khác thể hiện bằng phương trình:

$$r = T \frac{dP}{dT} \Delta V \qquad (1.8)$$

trong đó: r – nhiệt chuyển pha (bốc hơi, hóa lỏng, thăng hoa...), J/kmol;

T – nhiệt độ chuyển pha, °K;

P – áp suất, N/m^2;

ΔV – sự biến đổi thể tích mol khi chuyển pha, m^3/kmol.

Đối với hệ gồm pha lỏng và hơi thì:

$$\frac{dP}{dT} = \frac{r}{(V_h - V_l)T} \tag{1.9}$$

trong đó: V_h – thể tích mol của hơi, m^3/kmọl;

V_l – thể tích mol của lỏng, m^3/kmol.

Đối với khu vực áp suất không lớn lắm, thể tích mol của khí lớn hơn thể tích mol của lỏng rất nhiều, vì thế ta có thể bỏ qua V_l, tức là:

$$\frac{dP}{dT} = \frac{r}{V_h T} \tag{1.10}$$

Biết: $V_h = \frac{RT}{P}$; ta có $\frac{dP}{P} = \frac{rdT}{RT^2}$ (1.11)

trong đó: R – hằng số khí bằng 8310/M (J/kmol độ).

Đối với một khoảng nhiệt độ không lớn lắm ta có thể coi r là không đổi, tích phân phương trình trên ta có:

$$\ln P = -\frac{r}{RT} + C \tag{1.12}$$

C – hằng số tích phân.

Khi đã biết một giá trị P và một giá trị r ở nhiệt độ T bất kỳ ta có thể tính được hằng số C và sau đó ta có thể xác định được P ở bất kỳ nhiệt độ nào.

Trường hợp không biết nhiệt hóa hơi r thì phải biết hai trị số áp suất ở hai nhiệt độ, thay hai giá trị áp suất vào phương trình cuối cùng (1.12) ta có hệ hai phương trình, giải ra ta tìm được r và C.

Ngoài ra cũng có thể dựa vào quy tắc Trouton để tính r:

$$\frac{r}{T} \approx 21 \tag{1.13}$$

hoặc phương trình của Clausius – Clapeyron:

$$\lg \frac{P_1}{P_2} = \frac{r}{4{,}573}\left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}\right] \tag{1.14}$$

Trong đó P_1, T_1 và P_2, T_2 – áp suất hơi và nhiệt độ sôi tương ứng.

1.4.2. Hệ thống hai cấu tử

Ở hệ thống gồm hai hoặc nhiều cấu tử tạo thành thì vị trí cân bằng của nó không chỉ phụ thuộc vào áp suất và nhiệt độ mà còn phụ thuộc vào thành phần của pha.

Đối với hệ hai cấu tử có hai pha thì số bậc tự do là:

$$C = 2 - 2 + 2 = 2$$

nghĩa là hệ bậc hai, tức có thể thay đổi đồng thời cả áp suất và nhiệt độ mà số pha trong hệ vẫn không thay đổi. Song ngoài áp suất và nhiệt độ còn có thành phần pha, nên để đặc trưng cho hệ này thông thường thừa nhận một yếu tố là không đổi, còn yếu tố kia phụ thuộc đơn trị vào thành phần pha, nghĩa là khi áp suất không đổi thì một thành phần pha sẽ ứng với một nhiệt độ nhất định và ngược lại khi nhiệt độ không đổi thì một thành phần pha sẽ ứng với một áp suất nhất định.

1.5. CÁC ĐỊNH LUẬT CÂN BẰNG PHA

Cân bằng pha được biểu thị bằng định luật Henry và định luật Raoult. Phạm vi ứng dụng của các định luật này khác nhau.

1.5.1. Định luật Henry

Áp suất riêng phần p của khí trên chất lỏng tỷ lệ với nồng độ phần mol x của nó trong dung dịch:

$$p_i = \Psi x_i \qquad (1.15)$$

Trong phương trình (1.15), Ψ là hệ số Henry, thứ nguyên của nó là thứ nguyên của áp suất, giá trị của nó phụ thuộc vào tính chất của khí, lỏng và nhiệt độ.

Khi nhiệt độ tăng thì hệ số Henry tăng. Đối với khí lý tưởng thì phương trình trên được biểu thị bằng đường thẳng. Đối với khí thực thì hệ số Henry phụ thuộc vào nồng độ và đường biểu diễn trong trường hợp chung là đường cong. Khi nồng độ x nhỏ thì đường biểu diễn của phương trình (1.15) là đường thẳng.

Mặt khác nếu y^*_i là nồng độ cân bằng của cấu tử i trong hỗn hợp khí và áp suất chung của hỗn hợp là P thì áp suất riêng phần của khí có thể xác định theo phương trình:

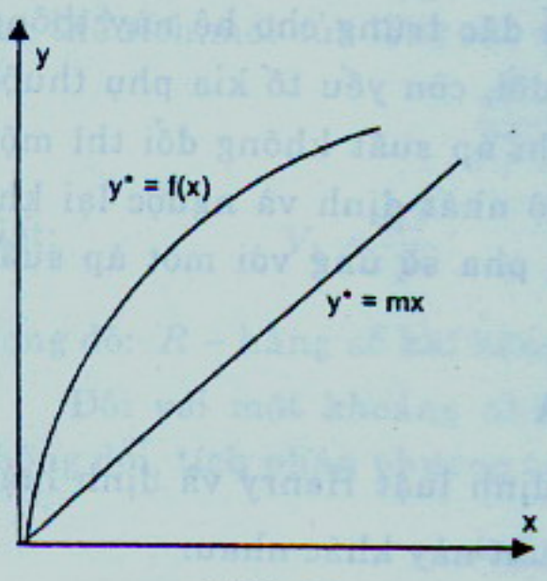
$$p_i = y_i^* P \tag{1.16}$$

Từ hai phương trình (1.15) và (1.16) rút ra:

$$y_i = \frac{\Psi}{P} x_1,$$

hay là:

$$y^* = mx \tag{1.17}$$



Hình 1.2
Đường cân bằng của hệ khí lỏng

trong đó: $m = \Psi/P$ – hằng số cân bằng, không có thứ nguyên.

Đường biểu diễn của phương trình (1.17) gọi là đường cân bằng. Nó biểu thị sự liên hệ giữa nồng độ cân bằng trong pha khí với nồng độ trong dung dịch. Đối với dung dịch lý tưởng thì đường cân bằng là đường thẳng (hình 1.2).

Trong trường hợp chung thì đường cân bằng là đường cong có dạng:

$$y^*_i = f(x)$$

Định luật Henry chỉ đúng với chất khí, thường ứng dụng trong tính toán quá trình hấp thụ.

1.5.2. Định luật Raoult

Áp suất riêng phần của cấu tử i trên dung dịch bằng áp suất hơi bão hòa của cấu tử đó (ở cùng nhiệt độ) nhân với nồng độ phần mol của nó trong dung dịch:

$$p_i = p_i^{bh} x_i \tag{1.18}$$

trong đó: p_i – áp suất hơi riêng phần của cấu tử i trong hỗn hợp hơi;

p_i^{bh} – áp suất hơi hơi bão hòa của cấu tử i ở cùng nhiệt độ;

x_i – nồng độ của cấu tử i trong dung dịch.

Mặt khác áp suất riêng phần còn được xác định theo phương trình (1.16). So sánh hai phương trình (1.18) và (1.16) ta có:

$$y_i^* = \frac{p_i^{bh}}{P} x_1 \qquad (1.19)$$

Mặt khác với hệ hai cấu tử theo định luật Dalton áp suất chung được tính:

$$P = p_1 + p_2 \qquad (1.20)$$

hay là:

$$P = p_1^{bh} \cdot x + p_2^{bh} (1 - x) \qquad (1.21)$$

Trong đó p_1^{bh} và p_2^{bh} – áp suất hơi bão hòa riêng phần của cấu tử 1 và 2.

Thay giá trị P vào phương trình (1.19) ta có:

$$y_i^* = \frac{p_1^{bh} . x}{p_1^{bh} . x + p_2^{bh} (1 - x)} \qquad (1.22)$$

gọi $\frac{p_1^{bh}}{p_2^{bh}} = \alpha$ là độ bay hơi tương đối của cấu tử 1 trong hỗn hợp, khi đó ta có:

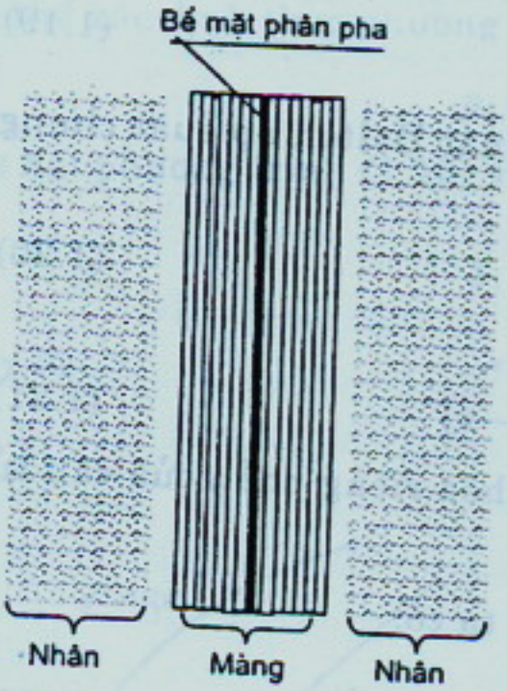
$$y^* = \frac{\alpha x}{1 + x(\alpha - 1)} \qquad (1.23)$$

Phương trình (1.23) gọi là phương trình cân bằng, đường biểu diễn của nó gọi là đường cân bằng. Phương trình này chỉ đúng đối với dung dịch lý tưởng. Đối với dung dịch thực số liệu cân bằng thường xác định bằng thực nghiệm. Định luật Raoult thường được ứng dụng để tính cho quá trình chưng luyện.

C. CÁC ĐỊNH LUẬT KHUẾCH TÁN

Khi hai pha chuyển động tiếp xúc nhau, do sự cản trở của pha này đối với pha kia, nghĩa là do ma sát giữa chúng mà trên bề mặt phân chia pha tạo thành hai lớp màng. Chế độ chuyển động ở trong màng và trong nhân của dòng có đặc trưng khác nhau. Ở trong màng luôn luôn có chế độ chuyển động dòng, còn ở giữa nhân của dòng thì có

thể chuyển động xoáy. Đặc trưng di chuyển vật chất trong màng và nhân của dòng cũng khác nhau.



Hình 1.3
Sơ đồ tiếp xúc giữa hai lưu thể

Quá trình di chuyển vật chất ở trong màng cơ bản là nhờ sự tiếp xúc giữa các phân tử và sự tác dụng tương hỗ giữa chúng.

Quá trình di chuyển vật chất qua màng là quá trình khuếch tán phân tử.

Ở nhân của dòng sự di chuyển vật chất nhờ sự xáo trộn của các phần tử trong dòng, vì thế gọi là khuếch tán đối lưu.

Vận tốc khuếch tán trong màng rất chậm so với vận tốc khuếch tán trong nhân, vì thế mặc dù lớp màng rất mỏng nó vẫn có một giá trị quyết định đối với quá trình khuếch tán. Vận tốc khuếch tán chung phụ thuộc nhiều vào vận tốc khuếch tán trong màng.

1.6. KHUẾCH TÁN PHÂN TỬ

Khuếch tán phân tử xảy ra trong lớp màng hay trong môi trường đứng yên. Động lực khuếch tán là gradient nồng độ theo hướng di chuyển, tức là sự biến đổi nồng độ trên một đơn vị đường đi.

1.6.1. Vận tốc khuếch tán

Vận tốc khuếch tán là lượng vật chất đi qua một đơn vị bề mặt trong một đơn vị thời gian ($dG/Fd\tau$). Theo định luật Fick thì vận tốc khuếch tán tỷ lệ với gradient nồng độ:

$$\frac{dG}{Fd\tau} = -D\frac{dc}{dx} \qquad (1.24)$$

trong đó: F – bề mặt vuông góc với hướng khuếch tán, m^2;

D – hệ số tỷ lệ gọi là hệ số khuyếch tán, m^2/h;

τ – thời gian, h.

dấu (–) chỉ rằng nồng độ giảm theo chiều khuếch tán.

Giải phương trình (1.24) ta biết được lượng vật chất khuếch tán:

$$G = -DF\frac{dc}{dx}\tau \qquad (1.25)$$

Nếu lượng vật chất G được biểu diễn bằng kg, thời gian τ là giờ, F là m^2, chiều dài x là m, nồng độ C là kg/m^3, thì hệ số khuếch tán có thứ nguyên là:

$$[D] = \left[\frac{\text{kg.m}}{\text{m}^2\,\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\,\text{h}}\right] = \left[\frac{\text{m}^2}{\text{h}}\right]$$

Hệ số khuếch tán là lượng vật chất đi qua một đơn vị bề mặt trong một đơn vị thời gian khi nồng độ vật chất giảm một đơn vị trên một đơn vị chiều dài theo hướng khuếch tán.

Hệ số khuếch tán của một chất là đặc trưng lý học của chất đó, nó đặc trưng cho khả năng di chuyển của chất đó trong một môi trường nào đấy.

1.6.2. Công thức tính hệ số khuếch tán

1.6.2.1. Hệ số khuếch tán của khí trong khí

Ví dụ khí A khuếch tán vào khí B (hay ngược lại khí B khuếch tán trong khí A). Hệ số khuếch tán D ở nhiệt độ T và áp suất P được xác định theo công thức:

$$D = \frac{1{,}55.10^{-3}T^{\frac{3}{2}}}{P\left(V_A^{\frac{1}{3}} + V_B^{\frac{1}{3}}\right)^2}\sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \quad , \text{m}^2/\text{h} \qquad (1.26)$$

trong đó: M_A, M_B – khối lượng phân tử của khí A và khí B, kg/kmol;

T – nhiệt độ tuyệt đối của khí, ^{0}K;

P – áp suất chung của khí, at;

V_A, V_B – thể tích mol của khí A và B, cm^3/mol.

TRƯỜNG CAO ĐẲNG KỸ THUẬT CÔNG NGHỆ ĐỒNG NAI
THƯ VIỆN
Số ĐKCB:...../...../20.....

Thể tích mol của các chất thường cho ở trong tài liệu chuyên môn. Trường hợp thiếu số liệu ta có thể tính thể tích mol theo công thức sau đây:

$$V = \Sigma n v_i \qquad (1.27)$$

trong đó: n – số nguyên tử cùng loại;

v_i – thể tích nguyên tử (xem bảng 1.4).

Trường hợp trong phân tử có chứa vòng benzen hay vòng naphtalen thì phải thêm hệ số hiệu chỉnh. Đối với vòng benzen thì số hiệu chỉnh là –15, đối với vong naphtalen số hiệu chỉnh là –30. Ví dụ, ta tính thể tích mol của benzen (C_6H_6), ta có 6 nguyên tử C và 6 nguyên tử H. Theo bảng 1.4 ta tìm được thể tích nguyên tử C là 14,8 và của H là 3,7; vậy thể tích mol của benzen là:

$$V_{C_6H_6} = 6 \times 14{,}8 + 6 \times 3{,}7 - 15 = 96 \text{ cm}^3/\text{mol}$$

Ảnh hưởng của nhiệt độ và áp suất đến hệ số khuếch tán được tính theo công thức:

$$D = D_o \frac{P_o}{P}\left(\frac{T}{T_o}\right)^{\frac{3}{2}} \qquad (1.28)$$

Chỉ số "0" là ở nhiệt độ và áp suất đã biết.

1.6.2.2. Hệ số khuếch tán của khí trong lỏng

Ví dụ khí A khuếch tán vào chất lỏng B, ở nhiệt độ 20°C, hệ số khuếch tán được xác định theo công thức sau:

$$D_{20} = \frac{0{,}00360}{ab\sqrt{\mu}\left(V_A^{\frac{1}{3}} + V_B^{\frac{1}{3}}\right)^2}\sqrt{\frac{1}{M_A}\frac{1}{M_B}} \quad , \text{m}^2/\text{h} \qquad (1.29)$$

trong đó: a và b – hệ số hiệu chỉnh của khí và dung môi;

μ – độ nhớt của dung môi tính bằng cP;

Các đại lượng khác như ở các công thức trên.

Bảng 1.2 cho giá trị b đối với một số dung môi. Giá trị hệ số a phụ thuộc vào giá trị hệ số b (bảng 1.3).

Bảng 1.2. **Giá trị hệ số *b* đối với một số dung môi**

Dung môi	*b*	Dung môi	*b*	Dung môi	*b*
Ete etylic	0,90	Rượu etylic	2,00	Cacbon disunfua	1,00
Benzen	1,00	Rượu propylic	1,36	Etyloctan	1,06
Toluen	1,00	Rượu amylic	0,97	Heptan	0,66
Axeton	1,15	*m* - Xylen	0,97	Axitaxetic	1,00
Nước	4,70	Cloroform	1,00	Etylbenzen	1,00
Rượu metylic	2,00	Cacbon tetraclorua	0,84	Nitrobenzen	1,35

Bảng 1.3. **Giá trị *a* đối với một số chất khuếch tán**

Chất khuếch tán	*Dung môi*			*Chất khuếch tán*	*Dung môi*		
	Benzen *b* = 1	Rượu metylic *b* = 2	Nước *b*=4,7		Benzen *b* = 1	Rượu metylic *b* = 2	Nước *b*=4,7
Axit formic	1,29	1,53	1,32	Pyridin	-	1,26	1,60
Axit axetic	1,38	1,53	1,27	Axetamit	-	1,54	1,15
Phenol	1,26	1,26	-	Glyxerin	-	1,65	1,26
Clorophenol	1,32	1,35	1,21				

Ở nhiệt độ khác hệ số khuếch tán được xác định theo công thức:

$$D_t = D_{20} + [1 + \beta (t - 20)] \qquad (1.30)$$

trong đó:

$$\beta = \frac{0{,}2\sqrt{\mu}}{\sqrt[3]{\rho}}$$

μ – độ nhớt của dung môi ở 20°C, cP;

ρ – khối lượng riêng của dung môi ở 20°C, kg/m^3;

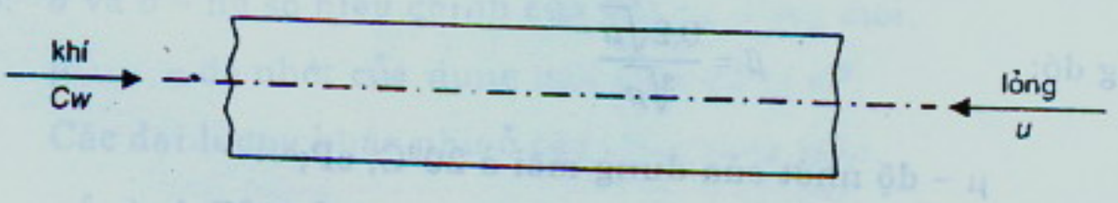
Bảng 1.4. **Thể tích mol và thể tích nguyên tử của một số chất**

Chất	*Thể tích nguyên tử, cm³/ngtử*
Cl	24,6
Br	27,0
I	37,0
H	3,7
C	14,8
S	25,6
O	7,4
N	15,6
N trong amin sơ cấp	10,5
N trong amin thứ cấp	12,0
O trong ete metylic	9,1
O trong etylic	9,9
O trong CaO	11,0
O trong axit	12,0

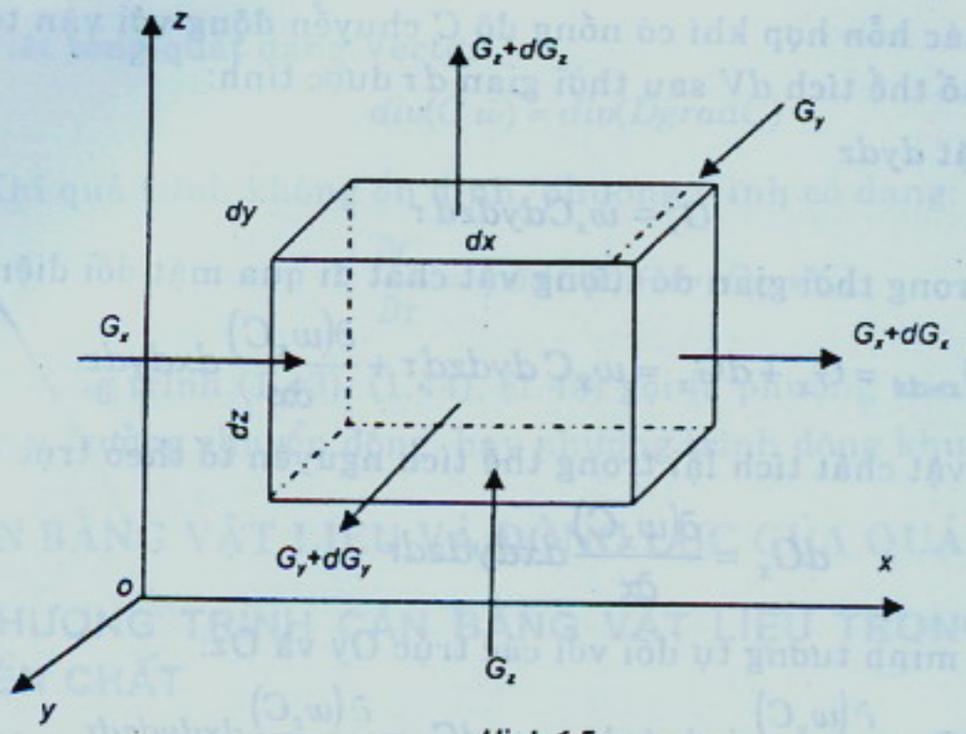
1.7. KHUẾCH TÁN ĐỐI LƯU

Trường hợp vật chất khuếch tán trong môi trường chuyển động, ví dụ khuếch tán từ dòng khí vào dòng chất lỏng giọt. Dòng khí có vận tốc w và nồng độ của cấu tử phân bố là C. Dòng lỏng đi vào với vận tốc u (hình 1.4). Vật chất khuếch tán từ khí vào lỏng không những nhờ vào chuyển động của phân tử mà còn nhờ vào sự chuyển động của các pha. Khuếch tán trong môi trường chuyển động như thế gọi là khuếch tán đối lưu. Để nghiên cứu quá trình này cần tách ra một nguyên tố thể tích dV có cạnh là dx, dy, dz và đặt nó vào trong hệ tọa độ $Oxyz$ (hình 1.5).

Theo định luật khuếch tán phân tử lượng vật chất đi qua các bề mặt của nguyên tố thể tích dV trong khoảng thời gian $d\tau$ có thể biểu diễn bằng những phương trình sau:



Hình 1.4
Sơ đồ chuyển động của khí và lỏng



Hình 1.5
Phân bố nồng độ trong môi trường chuyển động

Qua mặt $dydz$: $G_x = -D\frac{\partial C}{\partial x}dydzd\tau$ (1.31)

Cũng trong thời gian đó lượng vật chất đi qua mặt đối diện là:

$$G_{x+dx} = G_x + dG_x = -D\frac{\partial C}{dx}dydzd\tau + D\frac{\partial}{\partial x}\left(\frac{\partial C}{\partial x}\right)dxdydzd\tau \quad (1.32)$$

Vậy lượng vật chất tích lại trong thể tích nguyên tố là:

$$dG_x = G_{x+dx} - G_x = D\frac{\partial^2 C}{\partial x}dxdydzd\tau \quad (1.33)$$

Cũng chứng minh tương tự ta tìm được lượng vật chất tích lại trong thể tích nguyên tố theo các trục Oy và Oz là:

$$dG_y = D\frac{\partial^2 C}{\partial y^2}dxdydzd\tau \quad (1.34)$$

$$dG_z = D\frac{\partial^2 C}{\partial z^2}dxdydzd\tau \quad (1.35)$$

và đối với toàn bộ thể tích dV ta có:

$$dG = dG_x + dG_y + dG_z = D\left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2}\right)dxdydzd\tau \quad (1.36)$$

Mặt khác hỗn hợp khí có nồng độ C chuyển động với vận tốc w đi vào nguyên tố thể tích dV sau thời gian $d\tau$ được tính:

Qua mặt $dydz$

$$G_x = w_x C dydz d\tau \tag{1.37}$$

Cũng trong thời gian đó lượng vật chất đi qua mặt đối diện là:

$$G_{x+dx} = G_x + dG_x = w_x C dydz d\tau + \frac{\partial(w_x C)}{\partial x} dxdydz d\tau \quad . \tag{1.38}$$

Lượng vật chất tích lại trong thể tích nguyên tố theo trục Ox là:

$$dG_x = \frac{\partial(w_x C)}{\partial x} dxdydz d\tau \tag{1.39}$$

Chứng minh tương tự đối với các trục Oy và Oz:

$$dG_y = \frac{\partial(w_y C)}{\partial y} dxdydz d\tau, \qquad dG_z = \frac{\partial(w_z C)}{\partial z} dxdydz d\tau \tag{1.40}$$

Vậy lượng vật chất tích lại trong nguyên tố thể tích dV trong thời gian $d\tau$:

$$dG = dG_x + dG_y + dG_z = \left[\frac{\partial(w_x C)}{\partial x} + \frac{\partial(w_y C)}{\partial y} + \frac{\partial(w_z C)}{\partial z}\right] dxdydz d\tau \tag{1.41}$$

Khai triển phương trình (1.41) được:

$$dG = \left[\frac{C\partial w_x}{\partial x} + \frac{C\partial w_y}{\partial y} + \frac{C\partial w_z}{\partial z}\right] dxdydz d\tau + \left[w_x \frac{\partial C}{\partial x} + w_y \frac{\partial C}{\partial y} + w_z \frac{\partial C}{\partial z}\right] dxdydz d\tau$$

Theo phương trình dòng liên tục và ổn định:

$$\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} = 0,$$

Do đó, lượng vật chất tích lại trong thể tích nguyên tố dV là:

$$dG = \left[w_x \frac{\partial C}{\partial x} + w_y \frac{\partial C}{\partial y} + w_z \frac{\partial C}{\partial z}\right] dxdydz d\tau, \tag{1.42}$$

Lượng vật chất tính theo hai phương trình (1.36) và (1.42) phải bằng nhau, tức:

$$D\left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2}\right) = w_x \frac{\partial C}{\partial x} + w_y \frac{\partial C}{\partial y} + w_z \frac{\partial C}{\partial z}, \tag{1.43}$$

Viết tổng quát dạng Vectơ:

$$div(C\,\bar{w}) = div(DgradC) \qquad (1.44)$$

Khi quá trình không ổn định, phương trình có dạng:

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = -div(C\bar{w}) + div(DgradC), \qquad (1.45)$$

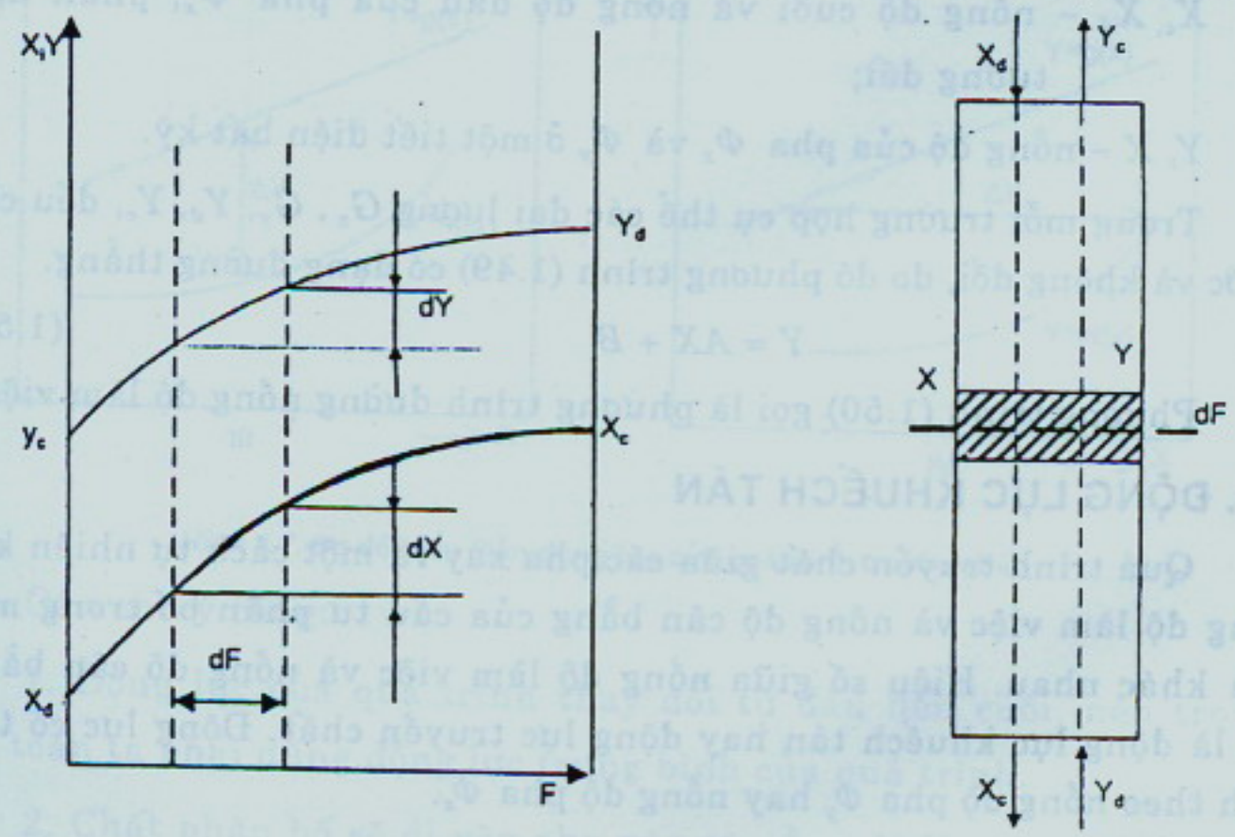
Phương trình (1.43), (1.44), (1.45) gọi là phương trình khuếch tán trong môi trường chuyển động, hay phương trình dòng khuếch tán.

D. CÂN BẰNG VẬT LIỆU VÀ ĐỘNG LỰC CỦA QUÁ TRÌNH

1.8. PHƯƠNG TRÌNH CÂN BẰNG VẬT LIỆU TRONG THIẾT BỊ TRUYỀN CHẤT

Nồng độ thực tế của các pha trong thiết bị nằm trong giới hạn nồng độ đầu và nồng độ cuối đã cho, là nồng độ làm việc.

Quá trình truyền chất được thực hiện trong thiết bị loại tháp, khi hai pha chuyển động ngược chiều và tiếp xúc trực tiếp nhau. Hình



Hình 1.6
Phân bố nồng độ trong thiết bị

1.6 biểu thị sự phân bố nồng độ của pha Φ_y và pha Φ_x, trong trường hợp nồng độ của pha Φ_y giảm từ Y_d đến Y_c và của pha Φ_x tăng từ X_d đến X_c.

Xét cho một nguyên tố bề mặt dF, phương trình cân bằng vật liệu có dạng:

$$G_x dX = -G_y dY \tag{1.46}$$

Phương trình (1.46) biểu diễn trên toàn bề mặt F sẽ là:

$$G_x(X_c - X_d) = G_y(Y_d - Y_c) \tag{1.47}$$

Nếu xét ở tiết diện bất kỳ có nồng độ X, Y thì:

$$G_x(X - X_d) = G_y(Y - Y_c) \tag{1.48}$$

$$Y = \frac{G_x}{G_y}X + Y_c - \frac{G_x}{G_y}X_d \tag{1.49}$$

trong đó:

G_x, G_y – lưu lượng của Φ_x và Φ_y;

Y_d, Y_c – nồng độ phần mol tương đối trong pha Φ_y;

X_c, X_d – nồng độ cuối và nồng độ đầu của pha Φ_x, phần mol tương đối;

Y, X – nồng độ của pha Φ_x và Φ_y ở một tiết diện bất kỳ.

Trong mỗi trường hợp cụ thể các đại lượng G_x, G_y, Y_d, Y_c, đều cho trước và không đổi, do đó phương trình (1.49) có dạng đường thẳng.

$$Y = AX + B \tag{1.50}$$

Phương trình (1.50) gọi là phương trình đường nồng độ làm việc.

1.9. ĐỘNG LỰC KHUẾCH TÁN

Quá trình truyền chất giữa các pha xảy ra một cách tự nhiên khi nồng độ làm việc và nồng độ cân bằng của cấu tử phân bố trong mỗi pha khác nhau. Hiệu số giữa nồng độ làm việc và nồng độ cân bằng gọi là động lực khuếch tán hay động lực truyền chất. Động lực có thể tính theo nồng độ pha Φ_y hay nồng độ pha Φ_x.

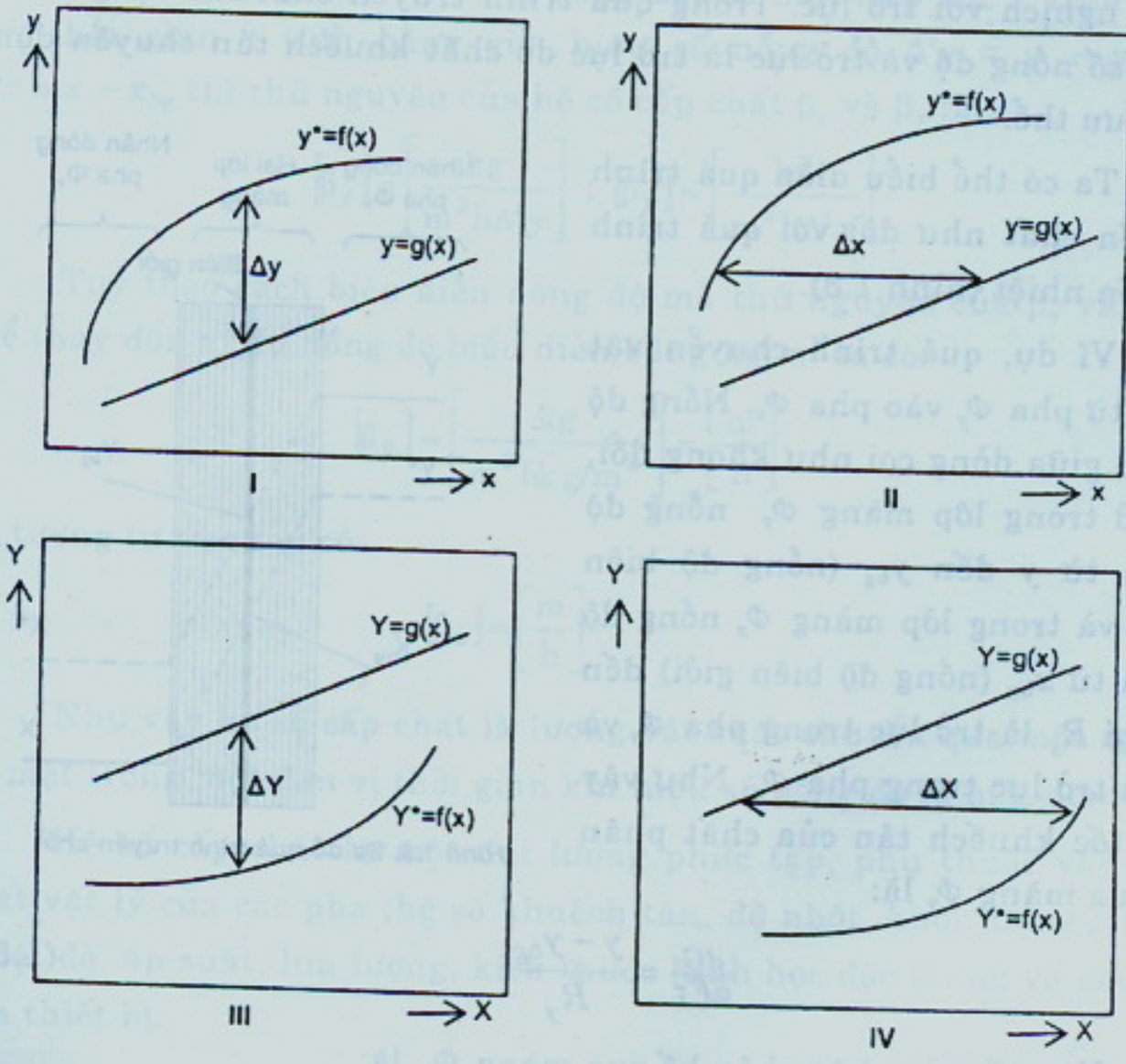
Nếu tính theo nồng độ pha Φ_y ta có động lực là:

$$\Delta y = y^* - y \text{ hay } \Delta y = y - y^*$$

Nếu tính theo nồng độ pha Φ_x ta có động lực là:

$$\Delta x = x^* - x \text{ hay } \Delta x = x - x^*$$

Đối với bất cứ một quá trình truyền chất nào trong thiết bị, động lực truyền chất đều có thể biểu diễn bằng đồ thị (hình 1.7).



Hình 1.7. Sơ đồ biểu diễn động lực của quá trình truyền chất

Cần chú ý rằng:

1. Động lực của quá trình thay đổi từ đầu đến cuối, nên trong tính toán ta phải dùng động lực trung bình của quá trình.

2. Chất phân bố sẽ đi vào pha nào có nồng độ làm việc thấp hơn nồng độ cân bằng. Ở đồ thị I và II vật chất đi từ pha Φ_x vào pha Φ_y. Ở đồ thị III và IV vật chất đi từ pha Φ_y vào pha Φ_x.

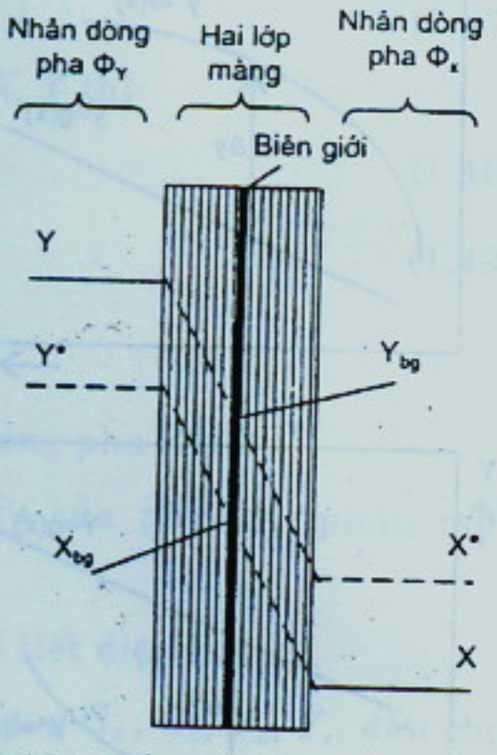
1.10. PHƯƠNG TRÌNH TRUYỀN CHẤT VÀ ĐỘNG LỰC TRUNG BÌNH

1.10.1. Phương trình cấp chất

Vận tốc của một quá trình nào cũng tỷ lệ thuận với động lực và tỷ lệ nghịch với trở lực. Trong quá trình truyền chất thì động lực là hiệu số nồng độ và trở lực là trở lực do chất khuếch tán chuyển động qua lưu thể.

Ta có thể biểu diễn quá trình truyền chất như đối với quá trình truyền nhiệt (hình 1.8).

Ví dụ, quá trình chuyển vật chất từ pha Φ_y vào pha Φ_x. Nồng độ y, x ở giữa dòng coi như không đổi, còn ở trong lớp màng Φ_y nồng độ giảm từ y đến y_{bg} (nồng độ biên giới) và trong lớp màng Φ_x nồng độ giảm từ x_{bg} (nồng độ biên giới) đến x. Gọi R_y là trở lực trong pha Φ_y và R_x là trở lực trong pha Φ_x. Như vậy vận tốc khuếch tán của chất phân bố qua màng Φ_y là:



Hình 1.8. Sơ đồ quá trình truyền chất

$$\frac{dG}{dF\tau} = \frac{y - y_{bg}}{R_y} \tag{1.51}$$

Vận tốc của chất phân bố qua màng Φ_x là:

$$\frac{dG}{dF\tau} = \frac{x_{bg} - x}{R_x} \tag{1.52}$$

Gọi $\beta_y = \frac{1}{R_y}$ và $\beta_x = \frac{1}{R_x}$ là hệ số cấp chất trong pha Φ_y và pha Φ_x.

Lượng vật chất chuyển qua màng Φ_y trong thời gian τ là:

$$dG = \beta_y \tau dF\,(y_{bg} - y) \tag{1.53}$$

cũng trong thời gian đó lượng vật chất chuyển qua màng Φ_x là:

$$dG = \beta_x \tau dF\,(x_{bg} - x) \qquad (1.54)$$

Phương trình (1.53), (1.54) là phương trình cấp chất qua màng Φ_y và qua màng Φ_x.

1.10.2. Thứ nguyên và ý nghĩa vật lý của hệ số cấp chất

Nếu lượng vật chất G tính bằng kg, bề mặt tiếp xúc F tính bằng m^2, thời gian τ tính bằng giờ, hiệu số nồng độ $\Delta'y = y - y_{bg}$ và $\Delta'x = x - x_{bg}$ thì thứ nguyên của hệ số cấp chất β_y và β_x là:

$$[\beta_y] = \left[\frac{kg}{m^2 h \Delta' y}\right] ; \quad [\beta_x] = \left[\frac{kg}{m^2 h \Delta' x}\right]$$

Tuỳ theo cách biểu diễn nồng độ mà thứ nguyên của β_y và β_x có thể thay đổi. ví dụ nồng độ biểu diễn bằng kg/m^3 ta có:

$$[\beta_y] = \left[\frac{kg}{m^2 h kg/m^3}\right] = \left[\frac{m}{h}\right]$$

và tương tự ta cũng có:

$$[\beta_x] = \left[\frac{m}{h}\right]$$

Như vậy hệ số cấp chất là lượng vật chất chuyển qua một đơn vị bề mặt trong một đơn vị thời gian khi hiệu số nồng độ là một đơn vị.

Hệ số cấp chất là một đại lượng phức tạp, phụ thuộc vào tính chất vật lý của các pha (hệ số khuếch tán, độ nhớt, khối lượng riêng), nhiệt độ, áp suất, lưu lượng, kích thước hình học đặc trưng và cấu tạo của thiết bị.

1.10.3. Phương trình truyền chất

Theo phương trình phân bố vật chất $y = mx$ có:

$$x_{bg} = \frac{y_{bg}}{m} \text{ và } x = \frac{y^*}{m}$$

thay giá trị x_{bg} và x vào phương trình (1.54) được:

$$dG = \beta_x \tau dF(y_{bg} - y^*)\frac{1}{m} \qquad (1.55)$$

Từ phương trình (1.53) và phương trình (1.55) rút ra:

$$\frac{dG}{\beta_y} = \tau dF(y - y_{bg}) \tag{1.56}$$

$$\frac{mdG}{\beta_x} = \tau dF(y_{bg} - y^*) \tag{1.57}$$

Cộng hai phương trình (1.56) và (1.57) được:

$$dG = \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}\right) = \tau dF(y - y^*) \tag{1.58}$$

Đặt $\dfrac{1}{\dfrac{1}{\beta_y} + \dfrac{m}{\beta_x}} = k_y$, là hệ số truyền chất của quá trình;

$\Delta y = y - y^*$ là động lực của quá trình.

Thay Δy vào phương trình (1.58) có:

$$dG = k_y \tau dF \Delta y \tag{1.59}$$

Ứng với nguyên tố bề mặt dF có động lực Δy, nhưng với toàn bộ bề mặt tiếp xúc F ta phải dùng động lực trung bình, nên phương trình (1.59) có dạng:

$$G = k_y F \tau \Delta y_{tb} \tag{1.60}$$

trong đó: k_y – hệ số truyền chất khi tính theo nồng độ pha Φ_y, thứ nguyên giống như hệ số cấp chất β_y;

Δy_{tb} – động lực trung bình của quá trình.

Tương tự chứng minh dược lượng chất được truyền tính theo pha Φ_x:

$$G = k_x F \tau \Delta x_{tb} \tag{1.61}$$

trong đó: Δx_{tb} – động lực trung bình của quá trình theo Φ_x;

k_x – hệ số truyền chất khi tính theo nồng độ Δx, thứ nguyên như hệ số cấp chất β_x, tức:

$$k_x = \frac{1}{\dfrac{1}{\beta_x} + \dfrac{1}{m\beta_y}} \tag{1.62}$$

Các phương trình (1.60) và (1.61) gọi là phương trình truyền chất. Từ các phương trình đó xác định được bề mặt tiếp xúc pha F khi đã biết hệ số truyền chất và động lực trung bình của quá trình.

Trong trường hợp chung hệ số truyền chất phụ thuộc vào các hệ số cấp chất và hệ số phân bố nồng độ m.

Các trường hợp đặc biệt:

a) Trường hợp cấu tử phân bố dễ hòa tan thì đại lượng $\frac{m}{\beta_x}$ *rất nhỏ, nên:*

$$k_y \approx \beta_y$$

hệ số truyền chất coi như bằng hệ số cấp chất trong pha Φ_y. Như vậy trở lực chủ yếu là ở pha Φ_y còn trở lực trong pha Φ không đáng kể.

b) Trường hợp cấu tử phân bố khó hòa tan thì đại lượng $\frac{1}{m\beta_x}$ *rất nhỏ, khi đó:*

$$k_x \approx \beta_x$$

hệ số truyền chất coi như bằng hệ số cấp chất trong pha Φ_x còn trở lực trong pha Φ_y không đáng kể.

1.10.4. Xác định động lực trung bình

Động lực thay đổi từ đầu đến cuối quá trình vì thế trong khi tính toán phải dùng động lực trung bình. Khi đường cân bằng là đường cong, dùng động lực trung bình tích phân. Khi đường cân bằng là đường thẳng, dùng động lực trung bình lôgarit.

1.10.4.1. Động lực trung bình tích phân

Để xác định động lực trung bình tích phân dùng phương trình truyền chất cơ bản ở dạng vi phân:

$$dG = k_y \pi dF(y - y^*) \tag{1.59}$$

Rút ra:

$$dF = \frac{dG}{k_y \pi (y - y^*)} \tag{1.63}$$

Mặt khác lượng vật chất dG có thể xác định theo phương trình cân bằng vật liệu:

$$dG = -G_y dy \tag{1.64}$$

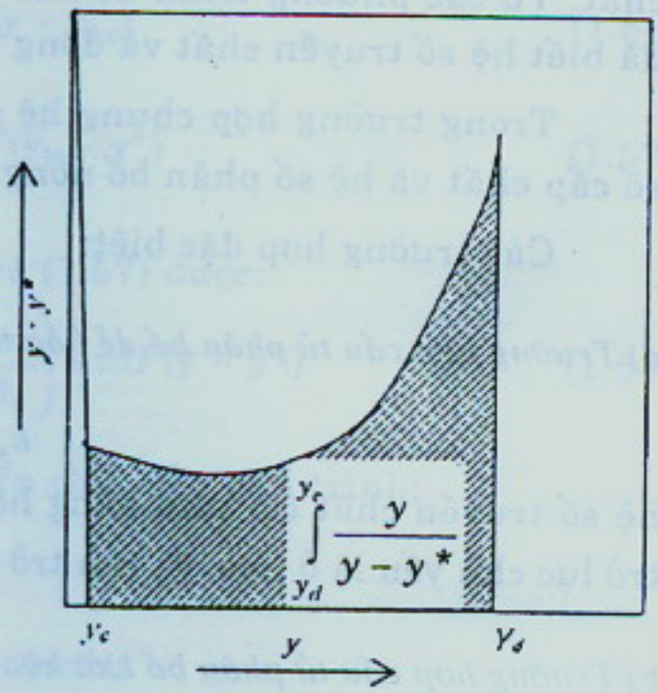
(viết theo trường hợp nồng độ pha Φ_y giảm).

Thay giá trị dG ở (1.63) vào (1.64) được:

$$dF = -\frac{G_y dy}{\tau k_y (y - y^*)} \tag{1.65}$$

Lấy tích phân phương trình (1.65) có:

$$F = -\frac{G_y}{\tau k_y} \int_{y_d}^{y_c} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{G_y}{\tau k_y} S \tag{1.66}$$



Hình 1.9
Xác định động lực trung bình tích phân

Đại lượng trong tích phân chỉ xác định được bằng đồ thị hình 1.9. Trên đồ thị: S là diện tích phần gạch chéo, chính là tích phân cần tìm.

Thay $G_y = \frac{G}{y_d - y_c}$, có:

$$F = \frac{G}{\tau k_y} \frac{S}{y_d - y_c} \tag{1.67}$$

hay

$$G = k_y \tau F \frac{y_d - y_c}{S} \tag{1.68}$$

So sánh phương trình (1.68) với phương trình (1.60) rút ra:

$$\Delta y_{tb} = \frac{y_d - y_c}{S}$$

hay là:

$$\Delta y_{tb} = \frac{y_d - y_c}{\int_{yc}^{yd} \frac{dy}{y - y^*}} \tag{1.69}$$

Bằng cách tương tự chứng minh được động lực trung bình tích phân Δx_{tb} khi tính theo nồng độ pha Φ_x:

$$\Delta x_{tb} = \frac{x_d - x_c}{\int_{x_d}^{x_c} \frac{dx}{x^* - x}} \qquad (1.70)$$

Trong công thức (1.70) tích phân ở mẫu số cũng xác định bằng đồ thị như trên.

Chú ý rằng các công thức (1.69) và (1.70) ở trên là những công thức được chứng minh cho trường hợp vật chất khuếch tán từ pha Φ_y vào pha Φ_x, nghĩa là trường hợp nồng độ cấu tử phân bố trong pha Φ_y giảm và trong pha Φ_x tăng.

Đối với trường hợp ngược lại là khi vật chất khuếch tán từ pha Φ_x vào pha Φ_y động lực trung bình tích phân cũng tính theo các công thức trên, nhưng cần thay đổi vị trí của các đại lượng nồng độ trong công thức cho nhau.

1.10.4.2. Động lực trung bình lôgarit

Xuất phát từ phương trình truyền chất cơ bản ở dạng vi phân:

$$dG = k_y \pi dF\,(y - y^*) \qquad (1.59)$$

Trong một nguyên tố bề mặt dF có sự biến đổi nồng độ ở pha Φ_y là:

$$dy = -\frac{dG}{G_y}$$

và sự biến đổi nồng độ trong pha Φ_x là:

$$dx = \frac{dG}{G_x}$$

Trường hợp đường cân bằng là đường thẳng dạng $y^* = mx$, lấy đạo hàm:

$$dy^* = -mdx = -m\frac{dG}{G_x}$$

Sự biến đổi động lực trong một nguyên tố bề mặt là:

$$d(y-y^*) = dy - dy^* = -\frac{dG}{G_y} + m\frac{dG}{G_x} = dG\left(\frac{m}{G_x} - \frac{1}{G_y}\right) \qquad (1.71)$$

Đặt $n = \frac{m}{G_x} - \frac{1}{G_y}$, có: $dG = \frac{d(y-y^*)}{n}$

Thay giá trị dG tìm được vào phương trình truyền chất ở trên, có:

$$\frac{d(y-y^*)}{y-y^*} = n\tau k_y dF$$

Lấy tích phân

$$\int_{y_d-y^*_c}^{y_c-y^*_d} \frac{d(y-y^*)}{y-y^*} = n\tau k_y \int_0^F dF$$

được:

$$\ln\frac{y_c - y^*_d}{y_d - y^*_c} = n\tau k_y F \qquad (1.72)$$

Lượng pha G_x và G_y có thể xác định theo phương trình cân bằng vật liệu như sau:

$$G_x = \frac{G}{x_c - x_d} = \frac{mG}{y^*_c - y^*_d};\ G_y = \frac{G}{y_d - y_c}$$

Thay giá trị G_y và G_x vào n, được:

$$n = \frac{m}{G_x} - \frac{1}{G_y} = \frac{y^*_c - y^*_d}{G} - \frac{y_d - y_c}{G}$$

hay là:

$$n = \frac{(y_c - y^*_d) - (y_d - y^*_c)}{G}$$

Thay giá trị n tìm được vào phương trình (1.72) và giải sẽ thu được:

$$G = k_y \tau F \frac{(y_c - y^*_d) - (y_d - y^*_c)}{\ln\frac{y_c - y^*_d}{y_d - y^*_c}} \qquad (1.73)$$

Đặt $\Delta y_c = y_c - y^*_d$ và $\Delta y_d = y_d - y^*_c$ vào phương trình (1.73) có:

$$G = k_y \pi F \frac{\Delta y_c - \Delta y_d}{\ln \frac{\Delta yc}{\Delta y_d}} \quad (1.74)$$

So sánh phương trình (1.74) với phương trình (1.60) rút ra:

$$\Delta y_{tb} = \frac{\Delta y_c - \Delta y_d}{\ln \frac{\Delta y_c}{\Delta y_d}} \quad (1.75)$$

Động lực trung bình tính theo phương trình (1.75) gọi là động lực trung bình logarit.

Tương tự như ở chương truyền nhiệt động lực cuối (Δy_c) hay động lực đầu (Δy_d) chỉ là quy ước tương ứng với động lực lớn và động lực nhỏ. Để khỏi nhầm lẫn ký hiệu động lực lớn là Δy_1 và động lực nhỏ là Δy_2,

Vậy:

$$\Delta y_{tb} = \frac{\Delta y_1 - \Delta y_2}{\ln \frac{\Delta y_1}{\Delta y_2}} = \frac{\Delta y_1 - \Delta y_2}{2{,}3 \lg \frac{\Delta y_1}{\Delta y_2}} \quad (1.76)$$

Chứng minh tương tự như trên đối với nồng độ tính theo pha Φ_x được:

$$\Delta x_{tb} = \frac{\Delta x_1 - \Delta x_2}{2.3 \lg \frac{\Delta x_1}{\Delta x_2}} \quad (1.77)$$

E. PHƯƠNG PHÁP TÍNH ĐƯỜNG KÍNH VÀ CHIỀU CAO THIẾT BỊ TRUYỀN CHẤT

Tính toán thiết bị truyền chất bao gồm tính toán kích thước thiết bị (đường kính, chiều cao và các kích thước khác), tính trở lực, tính công suất bơm, quạt cần thiết... Ở đây chỉ nêu phương pháp tính toán các kích thước chủ yếu dùng chung cho các loại thiết bị truyền chất kiểu tháp, còn các tính toán khác sẽ xét dần trong các trường hợp cụ thể.

1.11. TÍNH ĐƯỜNG KÍNH THIẾT BỊ

Đường kính thiết bị được tính theo công thức sau:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0{,}785 w_0}}, \; m \qquad (1.78)$$

trong đó: V – lưu lượng pha Φ_y, m^3/s;

w_0 – vận tốc của pha Φ_y đi qua toàn bộ tiết diện thiết bị, m/s.

Phương pháp tính vận tốc w_0 được xét đến đối với từng loại thiết bị trong các trường hợp cụ thể.

1.12. TÍNH CHIỀU CAO THIẾT BỊ

Ở đây chỉ tính chiều cao H, là chiều cao mà trong đó hai lưu thể tiếp xúc với nhau, được gọi chiều cao làm việc của thiết bị, còn kích thước phần trên và phần dưới của thiết bị được chọn theo kết cấu cụ thể.

Có nhiều phương pháp tính chiều cao. Ở đây sẽ giới thiệu bốn phương pháp thông dụng:

1.12.1. Tính chiều cao thiết bị theo phương trình truyền chất

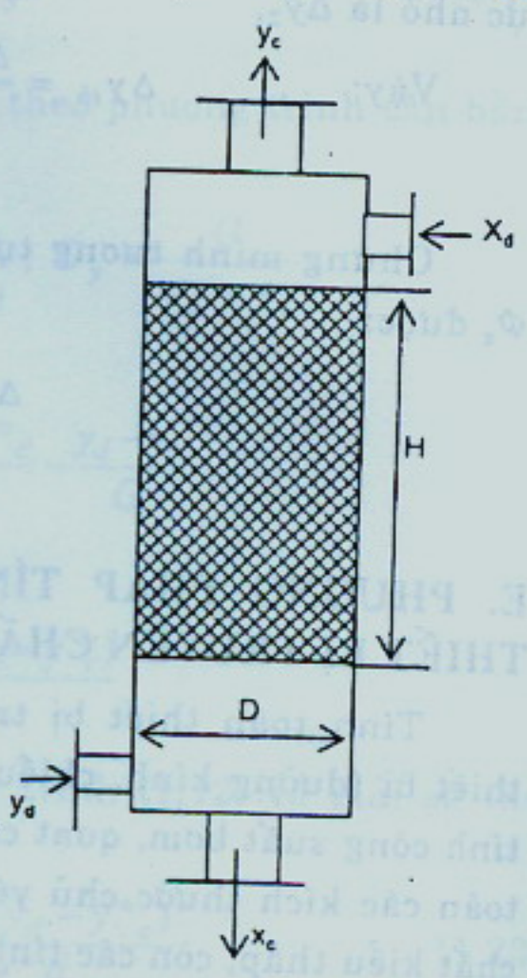
Áp dụng phương trình truyền chất (1.60) và (1.61), tức phải xác định các hệ số truyền chất k_y và k_x, động lực trung bình để tính bề mặt tiếp xúc pha F:

$$F = \frac{G}{k_y \Delta y_{tb}}, \; m^2 \qquad (1.79)$$

hay là $$F = \frac{G}{k_x \Delta x_{tb}}, \; m^2 \qquad (1.80)$$

Biết bề mặt tiếp xúc F ta dễ dàng tính được chiều cao của thiết bị.

Đối với thiết bị loại đệm (thường gọi là tháp đệm) chiều cao được tính theo thể tích làm việc của đệm. Nếu thể tích làm việc là $V(m^3)$ và bề mặt



Hình 1.10
Tính thiết bị truyền chất

riêng của đệm là $\sigma(m^2/m^3)$, thì bề mặt tiếp xúc F là:

$$F = \sigma V,\ m^2$$

hay là:

$$F = \sigma H f,\ m^2$$

Với f – bề mặt tiết diện ngang của thiết bị, m^2.

Thay giá trị của F vào các phương trình (1.79) và (1.80) tính được H là chiều cao làm việc của thiết bị:

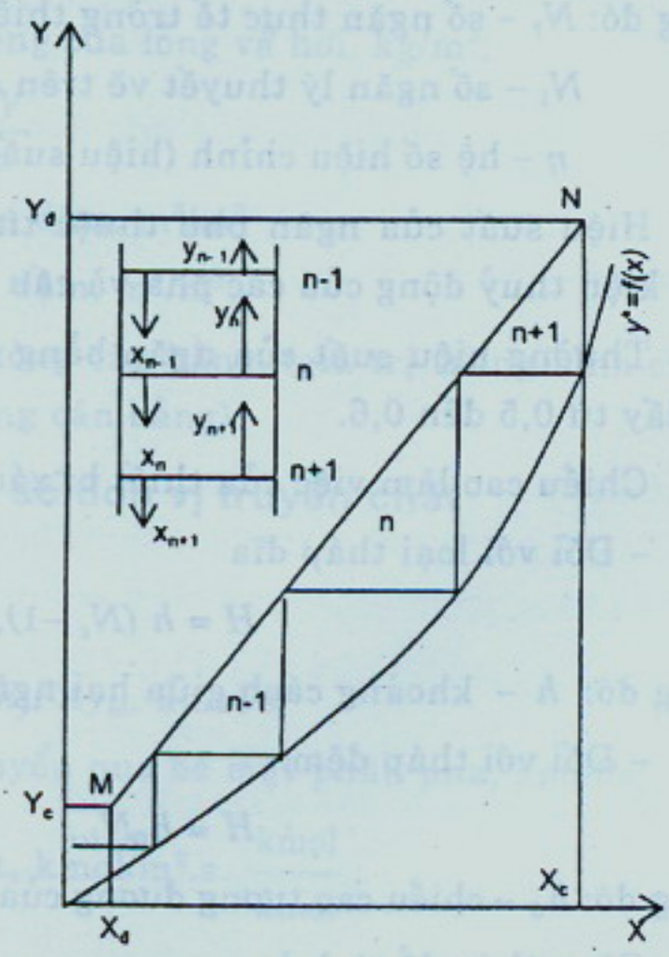
$$H = \frac{G}{k_y \sigma f \Delta y_{tb}},\ m \qquad (1.81)$$

$$H = \frac{G}{k_x \sigma f \Delta x_{tb}},\ m \qquad (1.82)$$

1.12.2. Tính chiều cao thiết bị theo số bậc thay đổi nồng độ

Số bậc thay đổi nồng độ (hay còn gọi là số đĩa lý thuyết) được xác định bằng phương pháp đồ thị. Muốn thế chúng ta phải biết đường nồng độ cân bằng $y^* = f(x)$ và đường nồng độ làm việc $y = Ax + B$.

Trên đồ thị y - x ta vẽ đường cân bằng theo số liệu đã cho và đường làm việc (hai điểm ứng với nồng độ đầu và nồng độ cuối của các pha). Ví dụ, đường nồng độ cân bằng $y^* = f(x)$ và đường nồng độ làm việc $y = Ax + B$ ứng điểm M: y_c, x_d và điểm N: y_d, x_c (hình 1.11). Số bậc thay đổi nồng độ vẽ như sau: từ điểm N (hoặc điểm M) trên đường nồng độ làm việc kẻ đường song song với trục tung và



Hình 1.11
Đồ thị mô tả bậc thay đổi nồng độ

trục hoành cho đến điểm M (hoặc N). Số tam giác thu được giữa đường cân bằng và đường làm việc chính là số bậc thay đổi nồng độ (hay số đĩa lý thuyết).

Định nghĩa số bậc thay đổi nồng độ: bậc thay đổi nồng độ trên đồ thị y-x là một khoảng thể tích nào đó của thiết bị, trong đó tiến hành quá trình truyền chất sao cho nồng độ của cấu tử phân bố khi ra khỏi thể tích đó (ví dụ y_{n-1}) bằng nồng độ cân bằng đi vào thể tích này y^*_n của cấu tử đó.

Bậc thay đổi nồng độ còn được coi là ngăn lý thuyết. Trong thực tế số ngăn của thiết bị lớn hơn số ngăn lý thuyết. Vì vậy khi xác định số ngăn thực tế ta phải hiệu chỉnh từ số ngăn lý thuyết theo công thức:

$$N_t = \frac{N_l}{\eta}$$

trong đó: N_t – số ngăn thực tế trong thiết bị;

N_l – số ngăn lý thuyết vẽ trên đồ thị y - x;

η – hệ số hiệu chỉnh (hiệu suất của ngăn).

Hiệu suất của ngăn phụ thuộc tính chất lý học của các cấu tử, điều kiện thuỷ động của các pha và cấu tạo của thiết bị.

Thường hiệu suất của ngăn bằng 0,2 ÷ 0,9. Nhiều trường hợp có thể lấy từ 0,5 đến 0,6.

Chiều cao làm việc của thiết bị xác định như sau:

– Đối với loại tháp đĩa

$$H = h\,(N_t - 1),\ \text{m} \qquad (1.83)$$

trong đó: h – khoảng cách giữa hai ngăn, m.

– Đối với tháp đệm:

$$H = h_0 N_{l},, \qquad (1.84)$$

trong đó: h_0 – chiều cao tương đương của một bậc thay đổi nồng độ, m.

Công thức để tính h_0:

– Khi hấp thụ:

$$h_0 = 200\left(\frac{F_t}{\sigma}\right)^{1,2} w^{-0,4} \qquad (1.85)$$

– Khi chưng luyện:

$$\frac{h_0}{d_{td}} = 8,4\left(R'e\right)^{0,2}\left(\frac{G}{L}\right)^{0,342}\left(\frac{\rho}{\rho'}\right)^{0,19}\left(\frac{\mu'}{\mu}\right)^{0,039}\frac{\lg\frac{L}{mG}}{1-m\frac{G}{L}} \qquad (1.86)$$

trong đó: F_t – tiết diện tự do của đệm, về trị số bằng thể tích tự do của nó;

$$R'e = \frac{w d_{td}\rho'}{V_t \mu'}$$

w – vận tốc của khí tính theo tiết diện của tháp, m/s;

μ, μ' – độ nhớt của lỏng và hơi, N.m/s;

G, L – lượng hơi và lỏng đi trong tháp, kg/s;

ρ, ρ' – khối lượng riêng của lỏng và hơi, kg/m^3;

$$d_{td} = \frac{4V}{\sigma}$$

ở đây V_t – thể tích tự do của đệm, m^3/m^3;

σ – bề mặt riêng của đệm, m^2/m^3;

m – hệ số góc của đường cân bằng, (giá trị trung bình của tg góc nghiêng của đường cân bằng).

1.12.3. Tính chiều cao theo số đơn vị truyền chất

I.12.3.1. Số đơn vị truyền chất

Từ phương trình (1.60):

$$G = k_y F \Delta y_{tb}, \text{ kmol/s} \qquad (1.60)$$

trong đó: G – lượng chất di chuyển qua bề mặt phân pha, kmol/s;

k_y – hệ số truyền chất, kmol/m^2.s. $\frac{\text{kmol}}{\text{kmol}}$;

F – bề mặt tiếp xúc pha, m^2;

Δy_{tb} – động lực trung bình.

Thay $G = G_y(Y_d - Y_c)$ và với tháp đệm:

$$F = HS\sigma$$

với S – tiết diện ngang của thiết bị, m^2;

σ – bề mặt riêng của đệm, m^2, m^3;

H – chiều cao của lớp đệm, m.

Vào phương trình (1.60) được:

$$H = \frac{G_y(Y_d - Y_c)}{k_y S \sigma \Delta Y_{tb}} \tag{1.87}$$

Thay ΔY_{tb} tích phân từ công thức (1.69) được:

$$H = \frac{G_y}{k_y S \sigma} \frac{Y_d - Y_c}{\int_{y_c}^{y_d} \frac{dY}{Y - Y^*}} = h_y m_y \tag{1.88}$$

với $h_y = \frac{G_y}{k_y S \sigma}$, – chiều cao của một đơn vị truyền chất, m;

$m_y = \frac{Y_d - Y_c}{\int_{Yc}^{Yd} \frac{dY}{Y - Y^*}} = \int_{Yc}^{Yd} \frac{dY}{Y - Y^*}$ – số đơn vị truyền chất.

Đơn vị truyền chất được định nghĩa là một đơn vị truyền chất ($m_y=1$) tương ứng với một đoạn thiết bị mà trong đó thay đổi nồng độ làm việc bằng động lực trung bình trong đoạn đó.

Cũng tương tự như pha khí, đối với chất lỏng có:

$$H = h_x . m_x \tag{1.89}$$

1.12.3.2. Xác định số đơn vị truyền chất

Khi đường cân bằng là đường cong, số đơn vị truyền chất được xác định bằng đồ thị tích phân (hình 1.9). Diện tích gạch chéo dưới đường cong tích phân chính là số đơn vị truyền chất m_y. Khi đường cân bằng là đường thẳng số đơn vị chuyển khối tính theo công thức:

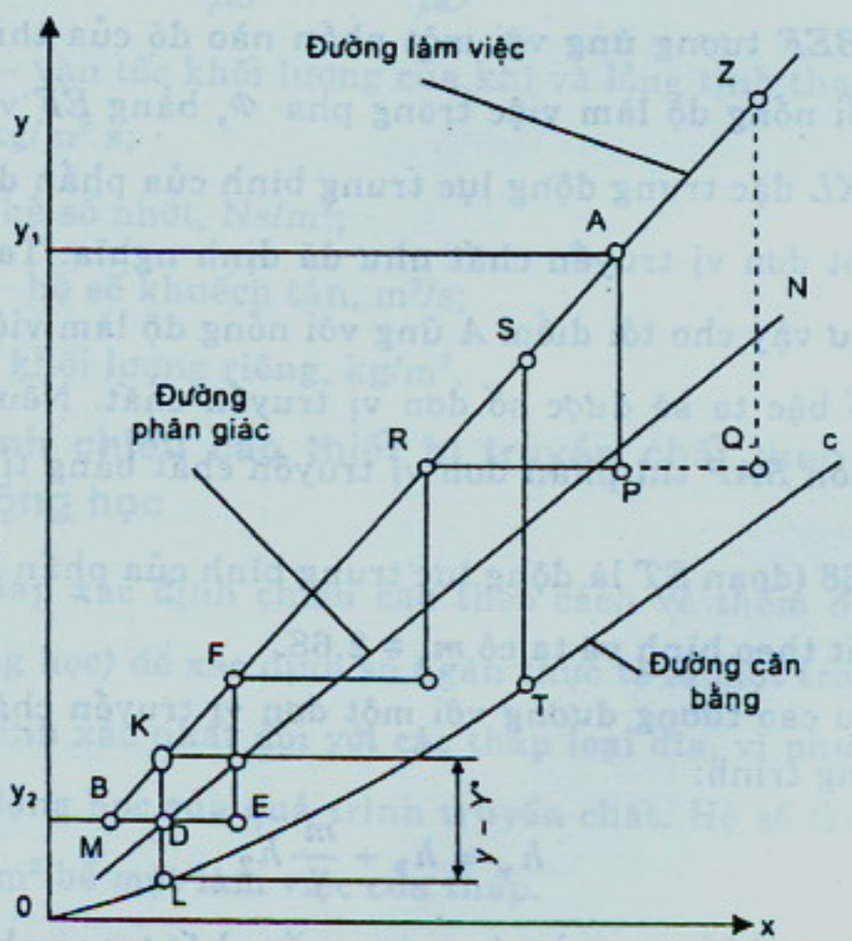
$$m_y = \frac{Y_d - Y_c}{\Delta Y_{tb}} \quad (1.90)$$

$$m_x = \frac{X_d - X_c}{\Delta X_{tb}} \quad (1.91)$$

ở đây ΔY_{tb} và ΔX_{tb} xác định theo phương trình (1.76) và (1.77).

Số đơn vị truyền chất có thể xác định bằng phương pháp đồ thị nếu đường làm việc và đường cân bằng là đường thẳng hoặc độ cong ứng với mỗi đơn vị truyền chất là nhỏ.

Theo phương pháp này trên đồ thị $Y - X$ (hình 1.12) kẻ đường *MN* nằm giữa đường làm việc *(AB)* và đường cân bằng *(OC)*. Đoạn thẳng đứng *KL* giữa đường làm việc và đường cân bằng $(Y - Y^*)$ biểu thị động lực trung bình của quá trình.



Hình 1.12. **Mô tả cách xác định số đơn vị chuyển khối**

Từ điểm B trên đường làm việc kẻ đường nằm ngang cắt MN ở điểm D và kéo dài $DE = BD$, từ E kẻ đường thẳng đứng, cắt đường làm việc ở F, kẻ đường thẳng đứng qua D ta có KL. Từ hai tam giác đồng dạng BEF và BDK có:

$$\frac{EF}{KD} = \frac{BE}{BD}$$

rút ra

$$EF = KD\frac{BE}{BD}$$

nhưng

$$BE = 2BD; \quad KD = KL/2$$

do đó

$$EF = KL.$$

Bậc BEF tương ứng với một phần nào đó của thiết bị mà trong đó thay đổi nồng độ làm việc trong pha Φ_y bằng EF và pha Φ_x bằng BE, đoạn KL đặc trưng động lực trung bình của phần đó. Như vậy bậc BEF là một đơn vị truyền chất như đã định nghĩa. Ta cứ tiếp tục vẽ các bậc như vậy cho tới điểm A ứng với nồng độ làm việc khi vào thiết bị, đếm số bậc ta sẽ được số đơn vị truyền chất. Nếu bậc cuối cùng RQZ lớn hơn RAP thì phần đơn vị truyền chất bằng tỉ số: $\frac{AP}{ST}$ giả dụ khoảng 0,68 (đoạn ST là động lực trung bình của phần RPA), số đơn vị truyền chất theo hình vẽ ta có $m_y = 2,68$.

Chiều cao tương đương với một đơn vị truyền chất h_y, xác định theo phương trình:

$$h_y = h_1 + \frac{m}{l}h_2 \qquad (1.92)$$

trong đó: h_1 – chiều cao của đơn vị truyền chất trong pha khí, m

$$h_1 = \frac{V_t}{a\psi\sigma}(R'e)^{0.25}(Pr')^{\frac{2}{3}} \qquad (1.93)$$

h_2 – chiều cao của đơn vị truyền chất trong pha lỏng, m;

$$h_2 = 119\left(\frac{\mu^2}{\rho g}\right)^{\frac{1}{3}} Re^{0,25} Pr^{0,5} \qquad (1.94)$$

l – lượng dung môi tiêu hao riêng;

V_t, σ – thể tích tự do và bề mặt riêng của đệm;

ψ – hệ số thấm ướt đệm phụ thuộc mật độ tưới;

m – hệ số góc của đường cân bằng;

a – hệ số phụ thuộc hình dạng của đệm:

$$Re' = \frac{4w'}{\mu'\sigma'}\ ;\ Pr' = \frac{\mu'}{\rho' D'}$$

$$Re = \frac{4w}{\mu\sigma};\ Pr = \frac{\mu}{\rho D}$$

w', w – vận tốc khối lượng của khí và lỏng tính theo tiết diện tháp kg/m².s;

μ, μ – hệ số nhớt, Ns/m²;

D', D – hệ số khuếch tán, m²/s;

ρ', ρ – khối lượng riêng, kg/m³.

1.12.4. Xác định chiều cao thiết bị truyền chất theo cách vẽ đường cong động học

Phương pháp xác định chiều cao theo cách vẽ thêm đường phụ (đường cong động học) để xác định số ngăn thực tế là một trong những phương pháp chính xác nhất đối với các tháp loại đĩa, vì phương pháp này có xét đến động học của quá trình truyền chất. Hệ số truyền chất ở đây tính cho 1m² bề mặt làm việc của tháp.

Xét trường hợp chất lỏng không bị cuốn theo pha khí, khi đó đối với các thiết bị đường kính nhỏ hơn 1m có nồng độ trong pha lỏng x_n thực tế không khác nhau trong toàn bộ thể tích lớp chất lỏng trên đĩa,

còn pha hơi (khí) thay đổi từ y_{n+1} đến y_n vì quá trình thực tế không đạt cân bằng (hình 1.13).

Số đơn vị chuyển khối đối với một đĩa:

$$m_{yd} = \pm \frac{y_n - y_{n+1}}{\Delta y_{nd}} \tag{1.95}$$

động lực trung bình trên đĩa đó:

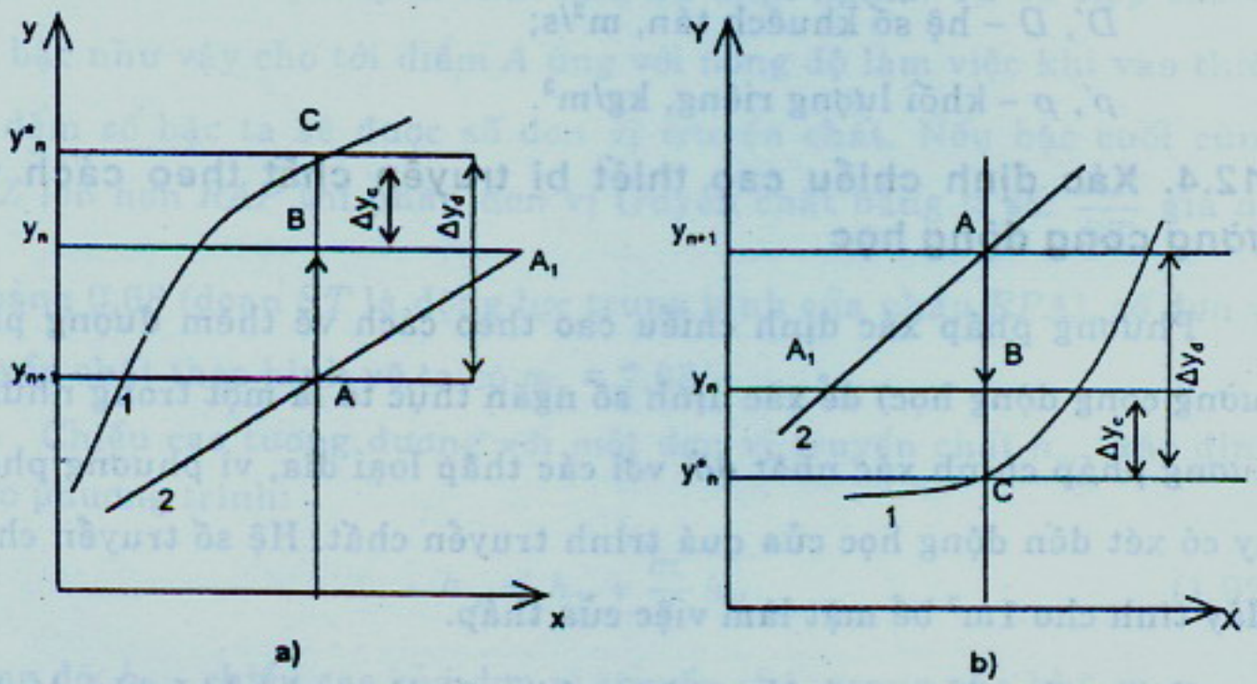
$$\Delta y_{nd} = \pm \frac{(y^*_n - y_{n+1}) - (y^*_n - y_n)}{\ln \dfrac{y^*_n - y_{n+1}}{y^*_n - y_n}} \tag{1.96}$$

ở đây dấu cộng cho quá trình chưng luyện, dấu trừ cho quá trình hấp thụ. Thay Δy_{nd} vào phương trình (1.95) được:

$$m_{yd} = \ln \frac{y^*_n - y_{n+1}}{y^*_n - y_n} \tag{1.97}$$

hay:

$$e^{m_{yd}} = \frac{y^*_n - y_{n+1}}{y^*_n - y_n} \tag{1.98}$$



Hình 1.13. Mô tả sự thay đổi nồng độ của khí (hơi) và động lực Δy trên một đĩa thực tế
a) chưng luyện; b) hấp thụ;
1 – đường cân bằng; 2 – đường làm việc.

Trong các phương trình này (hình 1.13): y^*_n – nồng độ cân bằng của hơi ứng với x_n trong lỏng ở trên đĩa, y_n – nồng độ của khí đi ra khỏi đĩa; y_{n+1} – nồng độ của khí đi vào đĩa đó.

Từ đồ thị ta có:

$$\frac{AC}{CB} = \frac{y^*_n - y_{n+1}}{y^*_n - y_n} \qquad (1.99)$$

So sánh (1.99) với (1.98) được:

$$\frac{AC}{CB} = e^{m_{yd}} \qquad (1.100)$$

Khi xác định được $e^{m_{yd}}$ sẽ xác định được điểm B trên đồ thị và bậc ABA_1 là một bậc thực tế. Trên cơ sở đó trình tự xác định số bậc của tháp như sau:

– Trên đồ thị (hình 1.14) vẽ đường cân bằng *1* và đường làm việc *2* ứng với điều kiện thích hợp (chỉ số hồi lưu thích hợp hoặc lượng dung môi tiêu hao riêng thích hợp).

– Lấy các giá trị x tuỳ ý (ví dụ 0,1; 0,2...) kẻ các đoạn thẳng đứng ứng với các trị số của x được A_1C_1; A_2C_2...

– Qua từng giá trị của x xác định số đơn vị truyền chất theo công thức:

$$m_{yd} = \frac{y_n - y_{n+1}}{\Delta y^*_{nd}} = \frac{k_y f}{G_y} \qquad (1.101)$$

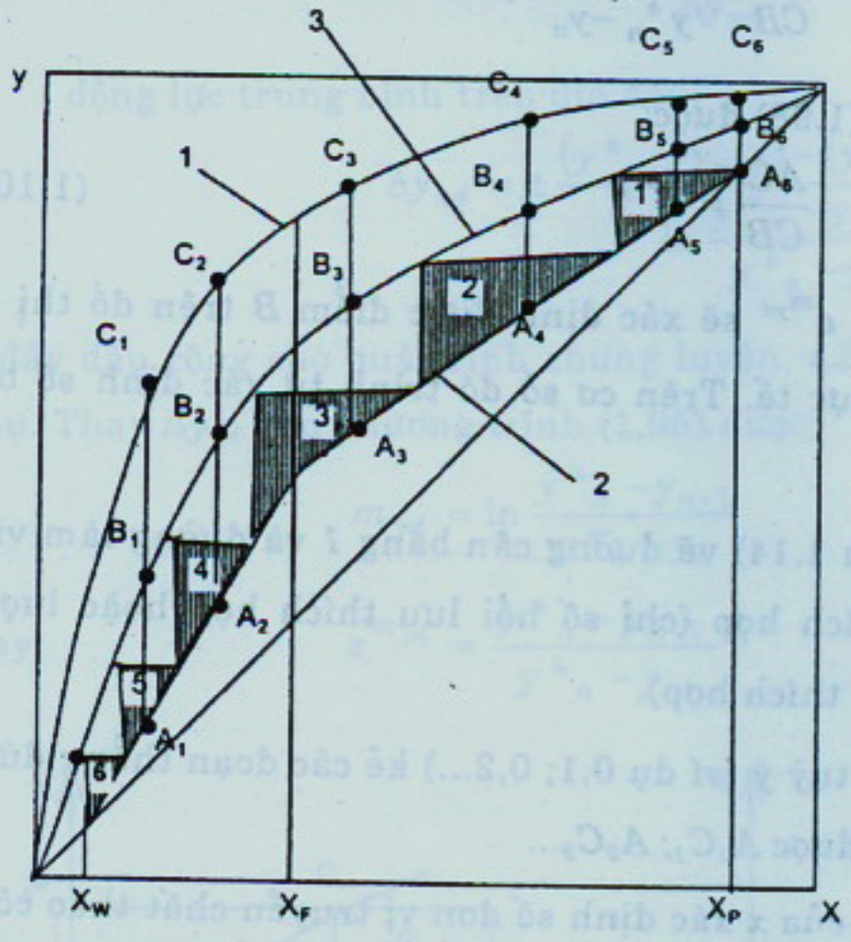
với: k_y – hệ số truyền chất tính theo 1m² bề mặt làm việc của đĩa, kmol/m²s;

f – bề mặt làm việc của tháp, m²;

G_y – lượng hơi (khí) kmol/s.

- Từ (1.100) xác định độ dài của đoạn BC với mỗi giá trị của x ta được C_1B_1: C_2B_2... nối các điểm B_1, B_2, B_3... được đường cong *3* gọi là đường cong động học.

- Vẽ các bậc giữa đường cong động học và đường làm việc tìm được số đĩa thực của thiết bị (trên đồ thị ta có 6 bậc). Chiều cao của tháp xác định theo công thức (1.83).



Hình 1.14. Mô tả cách xác định số đĩa thực tế theo phương pháp đường cong động học:
1 – đường cân bằng; 2 – đường làm việc
3 – đường cong động học

Trên đây giới thiệu phương pháp xác định đơn giản không kể lượng lỏng bị mang theo pha khí, nồng độ pha lỏng trong mỗi ngăn là đồng đều, khi đường kính thiết bị lớn sẽ có chênh lệch nồng độ, do đó khi xác định đường cong động học phải kể đến những yếu tố này (xem trong các tài liệu tham khảo).

G. ĐỒNG DẠNG CỦA QUÁ TRÌNH TRUYỀN CHẤT

Phương pháp cơ bản nhất để xác định hệ số cấp chất β_y, β_x là tích phân phương trình khuếch tán trong môi trường động, kết hợp với các phương trình thủy động lực học khi biết các điều kiện đầu và điều kiện biên. Việc giải phương trình này gặp nhiều khó khăn nên thông thường nhất là dùng thuyết đồng dạng để đưa các phương trình vi

phân về các phương trình chuẩn số, rồi từ đó đúc kết các số liệu thực nghiệm để ứng dụng cho tính toán.

Trong quá trình truyền chất thường gặp các chuẩn số đồng dạng sau đây:

1. Chuẩn số Nusselt (Nuyxen)

Chuẩn số Nusselt được rút ra từ hiện tượng truyền chất ở bề mặt phân giới. Lượng vật chất chuyển đến bề mặt phân giới có thể xác định theo phương trình có dạng chung sau đây:

$$G = \beta F \Delta C \tag{1.102}$$

trong đó: β – hệ số cấp chất có thể là β_y hay β_x;

F – bề mặt tiếp xúc pha;

ΔC – động lực của quá trình, có thể là Δy hay Δx.

Một lượng vật chất đi qua bề mặt phân giới giữa các pha bằng khuếch tán phân tử được xác định bằng phương trình của Fick:

$$G = -D\frac{dc}{dx}F \tag{1.103}$$

So sánh hai phương trình (1.102) và (1.103)

$$\beta \Delta C = -D\frac{dc}{dx} \tag{1.104}$$

rút ra chuẩn số đồng dạng:

$$\frac{\beta \ell}{D} = idem \tag{1.105}$$

Chuẩn số $\frac{\beta \ell}{D}$ gọi là chuẩn số Nusselt của quá trình chuyển khối. Nó đặc trưng cho quá trình chuyển khối trên bề mặt biên giới giữa hai pha:

$$Nu' = \frac{\beta \ell}{D} \tag{1.106}$$

trong đó: ℓ – kích thước hình học đặc trưng của thiết bị;

các đại lượng khác như đã biết ở trên.

2. Chuẩn số Pecler (Pêcơle)

Chuẩn số Pecler được rút ra từ phương trình vi phân khuếch tán trong môi trường động. Ví dụ viết phương trình (1.43) đối với trục x ta có:

$$w_x \frac{\partial c}{\partial x} = D \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} \tag{1.107}$$

Từ (1.107) rút ra $\frac{w\ell}{D} = idem$ (1.108)

Đại lượng $\frac{w\ell}{D}$ gọi là chuẩn số Pecler và ký hiệu là Pe', nó đặc trưng cho truyền chất trong môi trường chuyển động:

$$Pe' = \frac{w\ell}{D} \tag{1.109}$$

trong đó ngoài các đại lượng đã biết, w – vận tốc lưu thể m/s.

3. Chuẩn số Raynolds (Raynol) và Prandtl (Pơrăng)

Quá trình truyền chất xảy ra trong các hệ thống đồng dạng về thuỷ lực học, vì thế cần phải có các chuẩn số Re và Fr:

$$Re = \frac{w.\ell.\rho}{\mu}$$

$$Fe = \frac{w^2}{g.l} \tag{1.110}$$

trong đó ngoài các đại lượng đã nói ở trên, còn có:

ρ – khối lượng riêng của lưu thể, kg/m^3;

μ – độ nhớt của lưu thể, Ns/m^2;

g – gia tốc trọng trường, m/s^2.

Kết hợp chuẩn số Pecler và chuẩn số Reynolds ta có chuẩn số Prandtl:

$$Pr' = \frac{Pe'}{Re} = \frac{\frac{w.l}{D}}{\frac{w.l.\rho}{\mu}} = \frac{\mu}{D\rho} = \frac{\upsilon}{D} \qquad (1.111)$$

Pr' là chuẩn số Prandtl của quá trình truyền chất, đặc trưng cho tính chất vật lý của môi trường.

4. Đối với các hệ đồng dạng về hình học, ví dụ như các thiết bị có quan hệ đường kính và chiều cao khác nhau ta phải đưa thêm các định số đồng dạng hình học như:

$$\frac{d}{d_0}; \frac{l}{l_0} \qquad (1.112)$$

5. Trường hợp truyền chất trong môi trường đối lưu tự nhiên ta phải đưa thêm chuẩn số Gratcov (Gơratcốp):

$$Gr = \frac{gl^3}{\mu^2}\rho^2\beta\Delta t \qquad (1.113)$$

trong đó: β – hệ số giãn nở thể tích, 1/độ;

t – nhiệt độ, ^{0}C.

Sự liên hệ giữa các chuẩn số với nhau có thể biểu diễn:

$$Nu' = f\left(Re, Pr', Fr, Gr, \frac{d}{d_0}, \frac{l}{l_0}\right) \qquad (1.114)$$

hoặc
$$Nu' = A.Re^m.Pr'^m.Fr^p.Gr^f.\left(\frac{d}{d_0}\right)^i.\left(\frac{l}{l_0}\right)^k \qquad (1.115)$$

Nếu như quá trình xảy ra trong môi trường chuyển động cưỡng bức (bỏ qua ảnh hưởng của chuẩn số Gr) và không kể đến ảnh hưởng của lực khối lượng (bỏ qua chuẩn số Fr) thì phương trình (1.115) có dạng:

$$Nu' = A.Re^{m}.Pr'^{n}.\left(\frac{d}{d_0}\right)^{i}.\left(\frac{l}{l_0}\right)^{k} \qquad (1.116)$$

Các phương trình (1.115) và (1.116) là phương trình chuẩn số của quá trình truyền chất.

Bằng thực nghiệm đối với nhiều trường hợp riêng biệt chúng ta sẽ xác định được các hệ số và số mũ của các phương trình trên. Các phương trình này cho phép xác định được hệ số cáp chất β_y hay β_x cho các trường hợp thực tế khi đã biết các hệ số và số mũ của chúng.

Chương 2

CHƯNG

2.1. KHÁI NIỆM

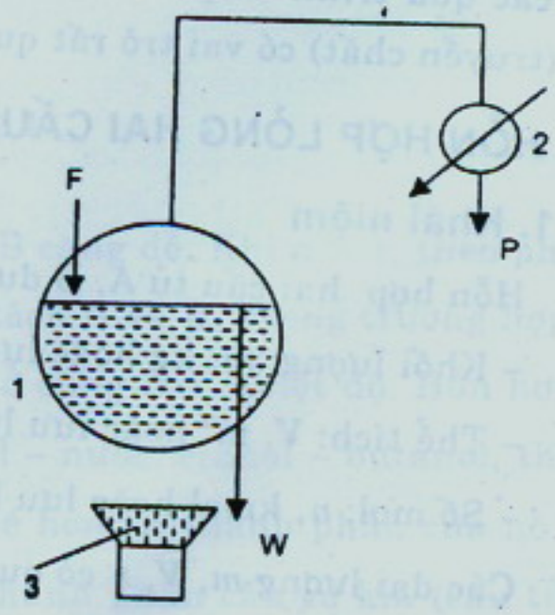
Chưng là phương pháp tách hỗn hợp chất lỏng (cũng như các hỗn hợp khí dã hóa lỏng) thành những cấu tử riêng biệt, dựa trên độ bay hơi khác nhau của các cấu tử trong hỗn hợp.

Chưng khác cô đặc: trong quá trình chưng, các cấu tử đều bay hơi, còn trong cô đặc chỉ có dung môi bay hơi mà chất tan không bay hơi.

Quá trình chưng bắt đầu với việc sản xuất rượu từ thế kỷ XI. Ngày nay được ứng dụng rộng rãi để tách các hỗn hợp:

- Dầu mỏ, tài nguyên được khai thác ở dạng lỏng, 3 tỷ tấn/ năm.
- Không khí hóa lỏng được chưng cất ở nhiệt độ - 190°C để sản xuất oxy và nitơ.
- Quá trình tổng hợp hữu cơ thường cho sản phẩm ở dạng hỗn hợp chất lỏng. Ví dụ sản xuất metanol, etylen, propylen, butadien.
- Công nghệ sinh học thường cho sản phẩm là hỗn hợp chất lỏng như etylic - nước từ quá trình lên men.

Khi chưng, ta thu được nhiều sản phẩm. Thường hỗn hợp chứa bao nhiêu cấu tử thì có bấy



Hình 2.1. Sơ đồ chưng:
1 – bình; 2 – sinh hàn; 3 – bếp đun

nhiêu sản phẩm. Trường hợp có hai cấu tử, theo sơ đồ chưng (hình 2.1) sẽ thu được:

- Sản phẩm đỉnh gồm cấu tử dễ bay hơi và một phần cấu tử khó bay hơi (P).

- Sản phẩm đáy gồm chủ yếu cấu tử khó bay hơi và một phần cấu tử dễ bay hơi (W).

Để có thể thu được sản phẩm đỉnh tinh khiết sẽ tiến hành chưng nhiều lần (còn gọi là chưng luyện). Khi tiến hành chưng hoặc chưng luyện cần phân biệt theo:

1. Áp suất làm việc: chân không; áp suất thường hoặc áp suất cao.

2. Số lượng cấu tử trong hỗn hợp: hệ hai cấu tử; hệ có ba hoặc số cấu tử ít hơn mười và hệ nhiều cấu tử (lớn hơn mười).

3. Phương thức làm việc: liên tục; gián đoạn.

Ngoài ra người ta còn phân biệt các phương pháp chưng đặc biệt: như chưng bằng hơi nước trực tiếp, chưng trích ly hoặc chưng dẳng phí. Quá trình chưng được thực hiện trong vùng chuyển pha lỏng - hơi, tức có sự qua lại giữa bay hơi và ngưng tụ. Các quá trình thủy lực, các quá trình truyền nhiệt (nhiệt động) và các quá trình khuếch tán (truyền chất) có vai trò rất quan trọng trong thiết bị chưng.

2.2. HỖN HỢP LỎNG HAI CẤU TỬ

2.2.1. Khái niệm

Hỗn hợp hai cấu tử A, B được biểu thị qua:

- Khối lượng: m, kg hoặc lưu lượng khối lượng: kg/h.

- Thể tích: V, m^3 hoặc lưu lượng thể tích: m^3/h.

- Số mol: n, kmol hoặc lưu lượng mol: kmol/h.

Các đại lượng m, V, n có quan hệ

$$m = V.\rho \quad và \quad \frac{m}{M} = n \qquad (2.1)$$

Đối với pha khí hoặc hơi cần thiết phải đề cập thêm đến các đại lượng: áp suất và nhiệt độ. Nhiệt độ được biểu thị bằng t^0C hoặc T^0K Áp suất có thể được tính bằng at, mmHg hoặc mmH_2O. Với khí lý tưởng có quan hệ:

$$\frac{PV}{T} = \text{const} \qquad (2.2)$$

ở điều kiện tiêu chuẩn (0^0C và 760mmHg) theo Avogadro có:

$$V_0 = n.22,4 \text{ , } m^3 \qquad (2.3)$$

Thể tích ở điều kiện nhiệt độ và áp suất bất kỳ được tính:

$$V = n.\ 22,4.\ \frac{P_0.T}{P.T_0} \text{ , } m^3 \qquad (2.4)$$

Chỉ số "o" chỉ các đại lượng ở điều kiện tiêu chuẩn (0^0C và 760 mmHg). Với hỗn hợp ở trạng thái lỏng có sai lệch với định luật Raoult áp suất riêng phần của các cấu tử có thể biểu thị cùng với hệ số a_i:

$$p_A = a_A P_{bh}.X_A \qquad \text{và} \qquad p_B = a_B P_{bh}.X_B \qquad (2.5)$$

Để thể hiện khả năng bay hơi của các cấu tử trong hỗn hợp người ta dùng α là độ bay hơi tương đối:

$$\alpha = \frac{P_{bhA}}{P_{bhB}} \geq 1 \qquad (2.6)$$

α càng lớn khả năng tách A ra khỏi B càng dễ. Khi α = 1, theo phương pháp chưng bình thường không thể tách A và B. Trong trường hợp này cấu tử A và B có cùng một áp suất, ở cùng một nhiệt độ. Hỗn hợp hai cấu tử, ví dụ benzen – toluen, etanol – nước, etanol – butanol, thì cấu tử đứng trước luôn có nhiệt độ sôi bé hơn và thành phần của nó được dùng để biểu thị và tính toán, còn thành phần cấu tử kia (cấu tử khó bay hơi) được biểu thị qua (1 – x) hoặc (1 – y).

2.2.2. Cân bằng hơi lỏng của hỗn hợp hai cấu tử

2.2.2.1. Phân loại hỗn hợp hai cấu tử

Hỗn hợp lỏng hai cấu tử được phân loại dựa trên độ hòa tan, nhiệt hòa tan và các tính chất nhiệt động của nó, cụ thể được phân thành:

a) Hỗn hợp lý tưởng

Hỗn hợp lý tưởng là hỗn hợp mà lực liên kết giữa các phân tử cùng loại và lực liên kết giữa các phân tử khác loại bằng nhau và chúng hòa tan hoàn toàn vào nhau theo bất kỳ tỷ lệ nào.

b) Hỗn hợp thực

Hỗn hợp thực là hỗn hợp bao gồm các cấu tử:

- Chúng hoàn toàn tan lẫn vào nhau, nhưng có sai lệch dương với định luật Raoult:

$$p = a.x.p_{bh}, \qquad \text{với } a > 1$$

Trong trường hợp này lực liên kết giữa các phân tử khác loại bé hơn lực liên kết giữa các phân tử cùng loại.

- Chúng hoàn toàn tan lẫn vào nhau, nhưng có sai lệch âm với định luật Raoult:

$$p = a.x.p_{bh}, \qquad \text{với } a < 1$$

Khi đó lực liên kết giữa các phân tử khác loại lớn hơn lực liên kết giữa các phân tử cùng loại.

- Chúng tan lẫn hoàn toàn vào nhau, nhưng có tồn tại điểm đẳng phí. Tại đó áp suất hơi đạt giá trị cực đại, như hệ alcol etylic – nước.

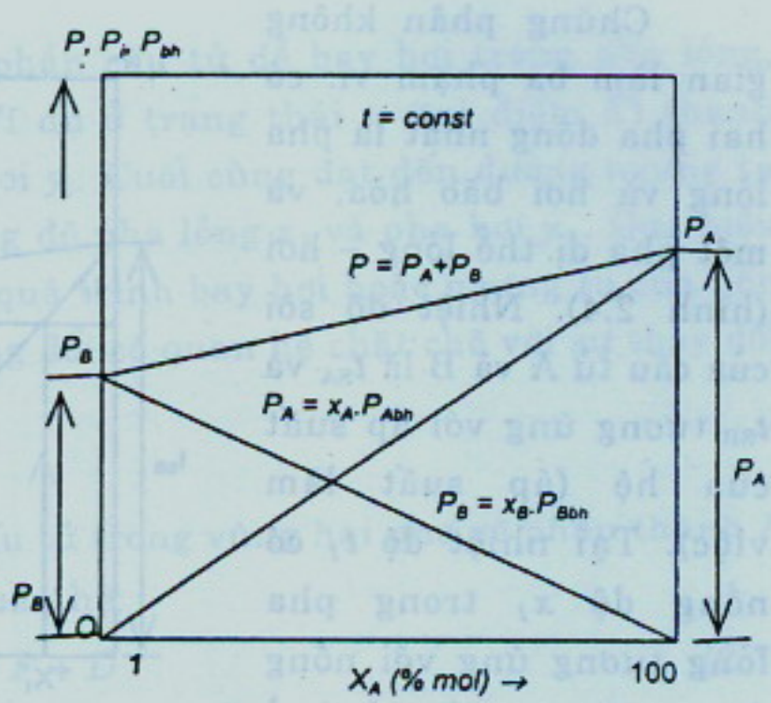
- Chúng tan lẫn hoàn toàn vào nhau; nhưng có tồn tại điểm đẳng phí. Tại đó áp suất hơi đạt giá trị cực tiểu, như hệ axit nitric – nước.

- Chúng tan lẫn một phần vào nhau, như hệ nước và n – butanol.

- Chúng hoàn toàn không tan lẫn vào nhau, như hệ benzen – nước hoặc hệ anilin – nước.

2.2.2.2. Đồ thị $x - p$

Quan hệ áp suất với thành phần các cấu tử của hỗn hợp lỏng hai cấu tử được biểu diễn trên hình 2.2 với nhiệt độ không đổi, t = const. Quan hệ này tuân theo định luật Raoult.



Hình 2.2. Quan hệ $P - x$

Trong hỗn hợp hai cấu tử A và B. Trong đó A là cấu tử dễ bay hơi. Đường quan hệ là đường thẳng tăng từ 0 đến áp suất hơi bão hòa của nó. Tổng giá trị của các đường thẳng tương ứng với áp suất của hệ. Đồ thị hình 2.3 biểu diễn tương quan giữa $P - x$ cho hỗn hợp lý tưởng và hỗn hợp thực.

Loại hỗn hợp						
Lý tưởng	Sai lệch dương	Sai lệch âm	Áp suất cực đại	Áp suất cực tiểu	Tan lẫn một phần	Không tan lẫn hoàn toàn
t=const.	t=const.	t=const.	t=const.	t=const.	t=const.	t=const.
P, P_A, P_B	P, P_A, P_B	P, P_A, P_B	P, P_A, P_B	P, P_A, P_B	P, P_A, P_B	P, $P_A=P_{bhA}$, $P_B=P_{bhB}$

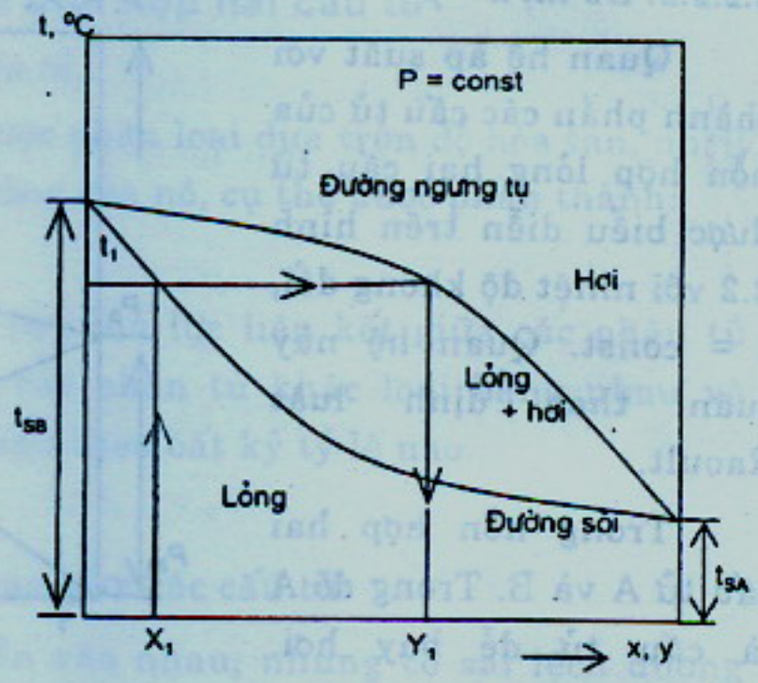
Hình 2.3. Quan hệ $P - x$ cho hệ lý tưởng và hệ thực

2.2.2.3. Đồ thị x, y, t

2.2.2.3.1. Trạng thái cân bằng trên đồ thị $x, y - t$

Ở áp suất không đổi trong sự phụ thuộc của thành phần các cấu tử trong pha lỏng và pha hơi có đường sôi và đường ngưng tụ.

Chúng phân không gian làm ba phạm vi: có hai pha đồng nhất là pha lỏng và hơi bão hòa, và một pha dị thể lỏng – hơi (hình 2.4). Nhiệt độ sôi của cấu tử A và B là t_{SA} và t_{SB} tương ứng với áp suất của hệ (áp suất làm việc). Tại nhiệt độ t_1 có nồng độ x_1 trong pha lỏng tương ứng với nồng độ y_1 trong pha hơi ở trạng thái cân bằng nhiệt động. Với hỗn hợp lý tưởng áp suất P của hệ luôn luôn nhỏ hơn áp suất hơi bão hòa của các cấu tử P_{bhi} ở cùng nhiệt độ sôi. Từ đó kết hợp với phương trình:



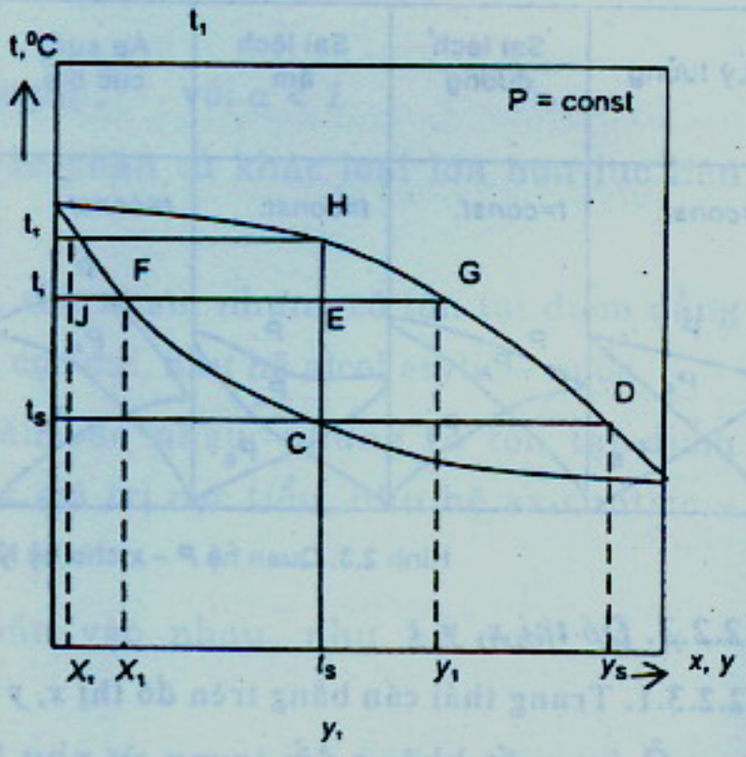
Hình 2.4. Quan hệ $x, y - t$

$$y_A = \frac{P_{bhA}}{P} x_A$$

rút ra $y > x$. Có nghĩa thành phần của hơi trong hệ lý tưởng ở trạng thái cân bằng luôn lớn hơn thành phần của lỏng.

2.2.2.3.2. Quá trình bay hơi

Từ đồ thị hình 2.4 có thể quan sát quá trình bay hơi của các cấu tử trong hỗn hợp (hình 2.5). Nếu đạt được nhiệt độ sôi t_S (điểm C) sẽ bắt đầu quá trình bay hơi, có thành phần hơi y_S. Quá trình



Hình 2.5. Giải thích quá trình bay hơi

tiếp tục sẽ làm giảm thành phần cấu tử dễ bay hơi trong pha lỏng, nên nhiệt độ sôi tăng dần. Ví dụ ở trạng thái t_i (tại điểm E) thành phần pha lỏng là x_i và pha hơi y_i. Cuối cùng đạt đến đường ngưng tụ (điểm H) ứng nhiệt độ t_r. Nồng độ pha lỏng x_r và pha hơi y_r. Qua biểu diễn của quá trình cho thấy, quá trình bay hơi hoặc ngưng tụ của hỗn hợp hai cấu tử ở áp suất không đổi có quan hệ chặt chẽ với sự thay đổi của nhiệt độ.

2.2.2.3.3. Quy tắc đòn bẩy

Có Z mol hỗn hợp hai cấu tử trong vùng hai pha sẽ phân thành F mol lỏng và D mol hơi theo quan hệ:

$$Z = F + D \tag{2.7}$$

Phương trình cân bằng vật liệu cho cấu tử dễ bay hơi sẽ là:

$$Z.x_z = D.y_0 + F.x_F \tag{2.8}$$

Kết hợp phương trình (2.7) và (2.8) có quan hệ của quy tắc đòn bẩy:

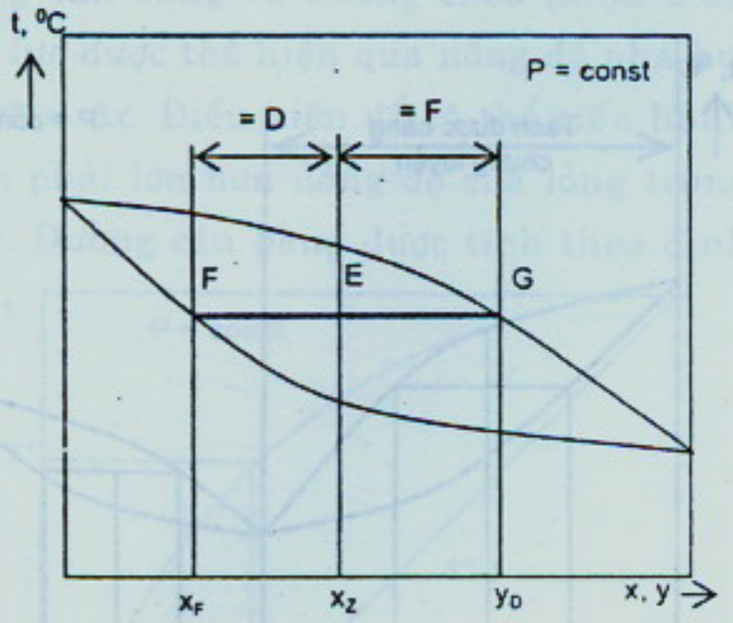
$$\frac{F}{D} = \frac{y_D - x_Z}{x_Z - x_F} \tag{2.9}$$

Biểu diễn trên đồ thị $x, y - t$ như hình 2.6.

$\overline{EG}$ ≙ pha lỏng.

$\overline{FE}$ ≙ pha hơi.

$\overline{FG}$ ≙ hỗn hợp hai pha.



Hình 2.6. Quy tắc đòn bẩy

Từ hình 2.6 rút ra các quan hệ sau:

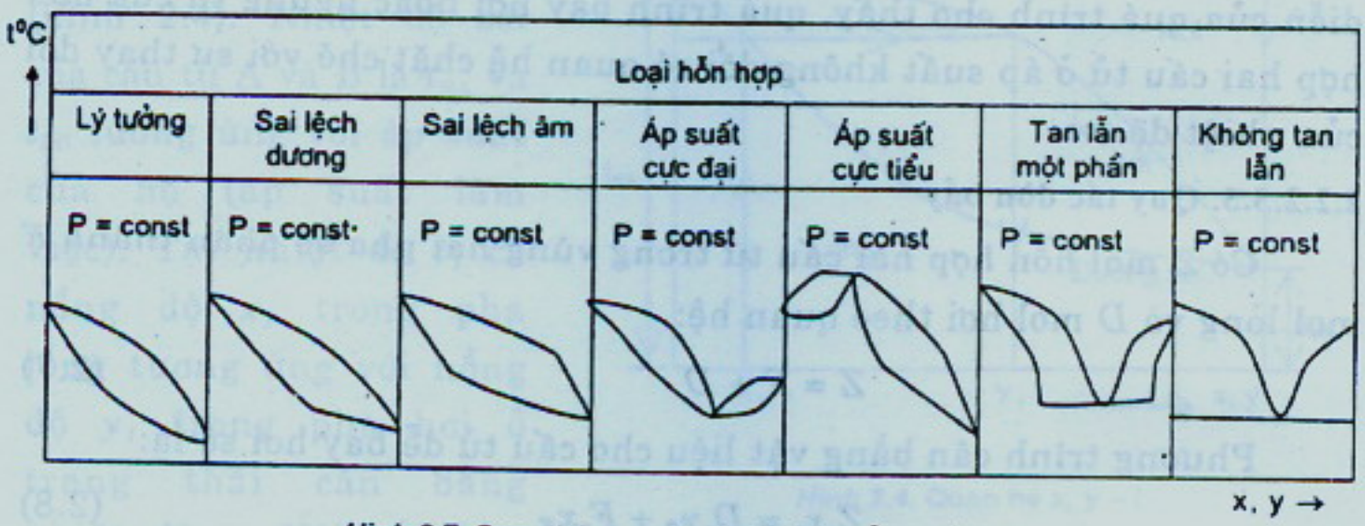
$$\frac{F}{D} = \frac{\overline{EG}}{\overline{FE}} = \frac{y_D - x_Z}{x_Z - x_F} \tag{2.9a}$$

$$\frac{D}{Z} = \frac{\overline{FE}}{\overline{FG}} = \frac{x_Z - x_Z}{y_D - x_F} \tag{2.10}$$

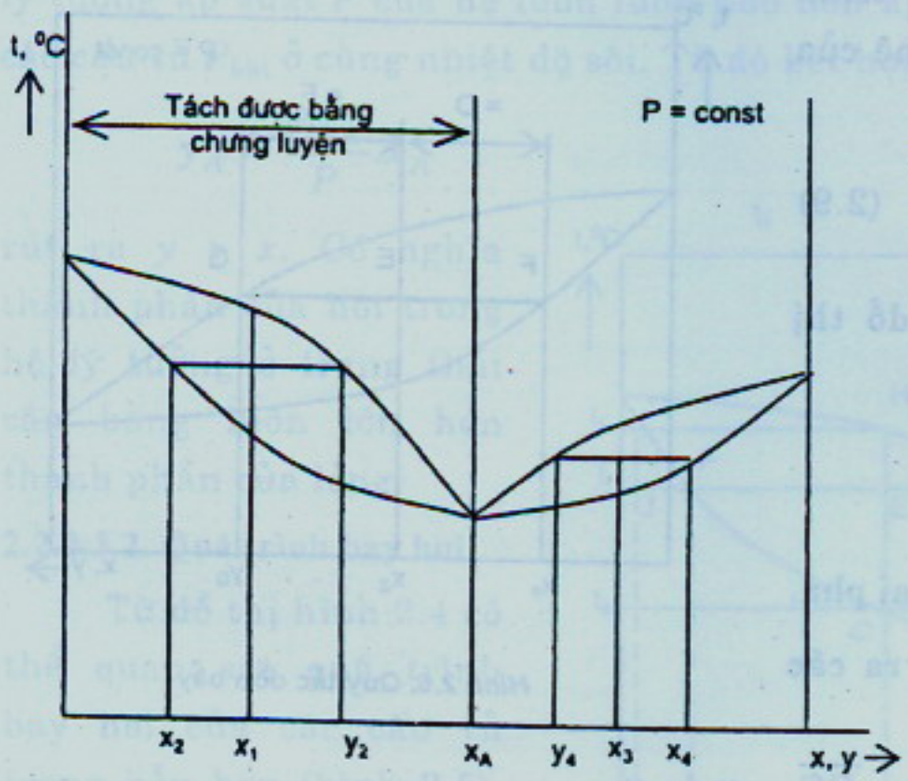
$$\frac{F}{Z} = \frac{\overline{EG}}{\overline{FG}} = \frac{y_D - x_Z}{y_D - x_F} \qquad (2.11)$$

2.2.2.3.4. Biểu diễn đồ thị x, y – t cho hỗn hợp thực

Đồ thị hình 2.7 biểu thị quan hệ x, y – t cho hỗn hợp lý tưởng và thực



Hình 2.7. **Quan hệ *x, y – t* cho hệ lý tưởng và thực**



$x_1 < x_A \Rightarrow y_2 > x_2$

$x_3 > x_A \Rightarrow y_4 < x_4$

Hình 2.8. **Quan hệ x, y, – t của hệ có điểm đẳng phí ở áp suất cực đại (nhiệt độ cực tiểu)**

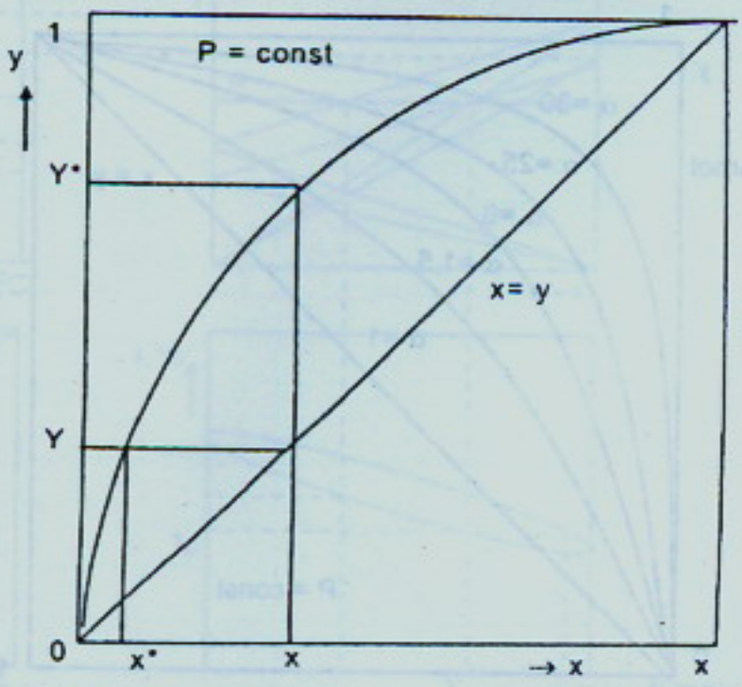
Trường hợp hỗn hợp tồn tại điểm đẳng phí ở áp suất cực đại tương ứng nhiệt độ cực tiểu, hình 2.8 cho thấy, phía trái của điểm

đẳng phí cho phép chưng luyện, vì nồng độ cân bằng của hơi lớn hơn của lỏng. Tại điểm đẳng phí không có khả năng chưng luyện vì động lực của quá trình bằng không. Phía phải điểm đẳng phí không thực hiện được quá trình chưng luyện vì nồng độ cân bằng của hơi nhỏ hơn nồng độ cân bằng của lỏng. Điều này không được hiểu hỗn hợp đẳng phí là một liên kết.

Trong trường hợp điểm đẳng phí ở áp suất cực tiểu, tức cùng với nhiệt độ cực đại các quan hệ trên hoàn toàn ngược lại, tức chỉ có phần bên phải điểm đẳng phí là chưng luyện được.

2.2.2.3.5. Đồ thị $y - x$

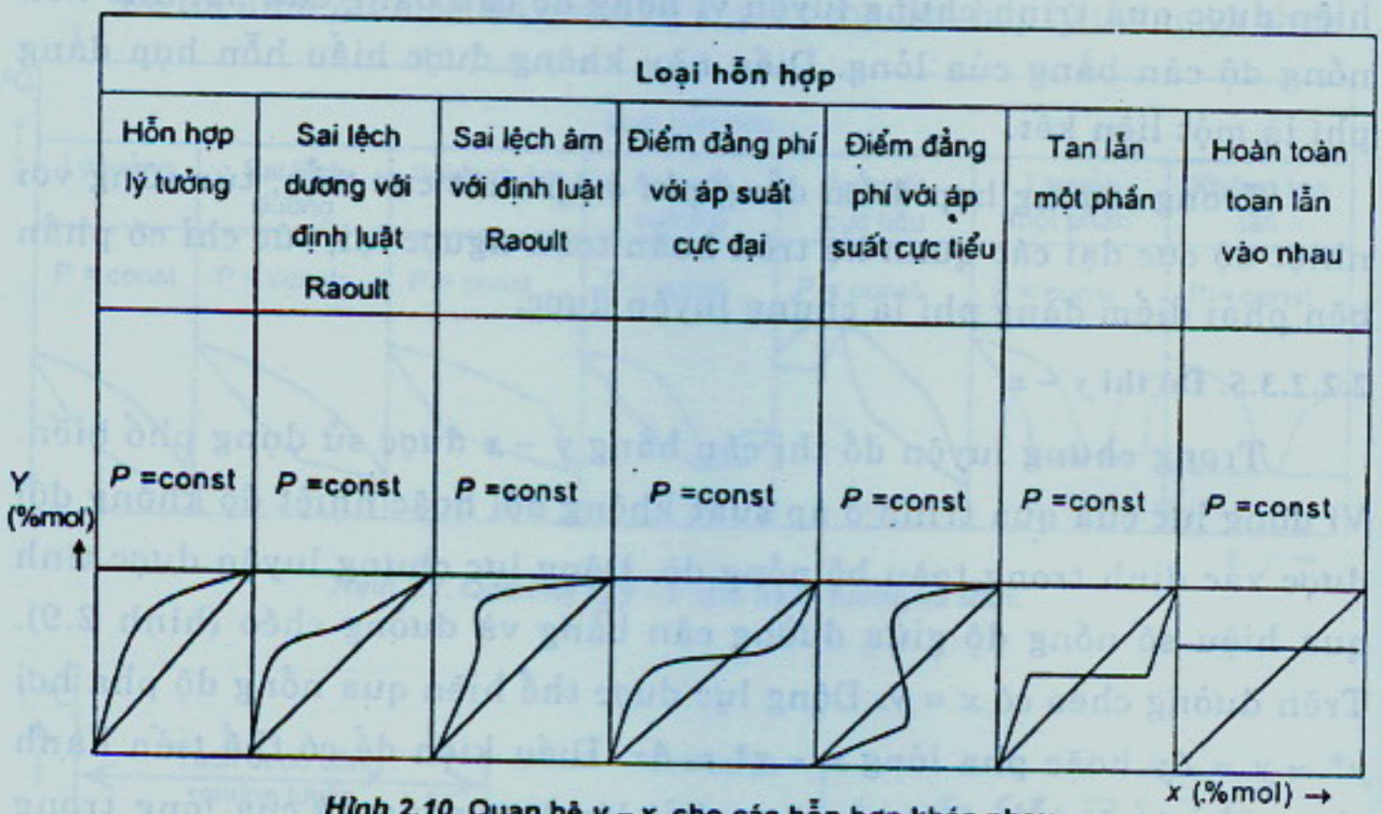
Trong chưng luyện đồ thị cân bằng $y - x$ được sử dụng phổ biến. Vì động lực của quá trình ở áp suất không đổi hoặc nhiệt độ không đổi được xác định trong toàn bộ nồng độ. Động lực chưng luyện được tính qua hiệu số nồng độ giữa đường cân bằng và đường chéo (hình 2.9). Trên đường chéo có $x = y$. Động lực được thể hiện qua nồng độ pha hơi $y^* - y = \Delta y$ hoặc pha lỏng $x - x^* = \Delta x$. Điều kiện để có thể tiến hành chưng luyện là nồng độ của hơi phải lớn hơn nồng độ của lỏng trong trạng thái cân bằng nhiệt động. Đường cân bằng được tính theo định luật Raoult [phương trình (1.23)]. Trong thực tế được lấy từ các bảng cho sẵn ở sổ tay hoặc sách chuyên môn.



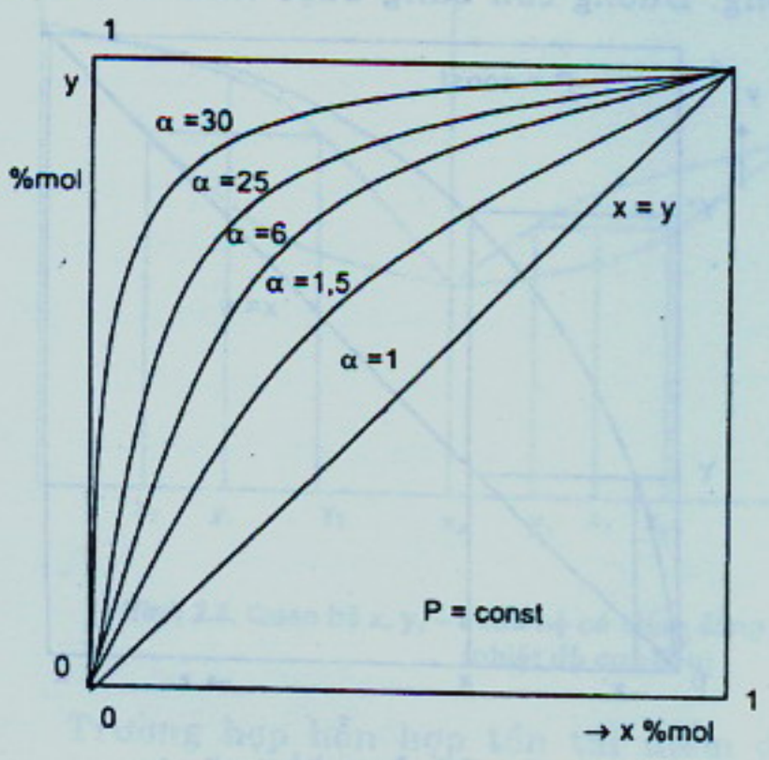
Hình 2.9. Quan hệ $y - x$

Khả năng bay hơi của từng cấu tử trong hỗn hợp được biểu thị qua α (độ bay hơi tương đối) là đại lượng tỷ lệ với động lực quá trình. Vì vậy, đường cân bằng càng cong (càng xa đường chéo) thì động lực

quá trình càng lớn và độ bay hơi α càng lớn, nên khả năng tách các cấu tử càng tốt. Trường hợp α = 1 quá trình tách không thực hiện được,các cấu tử trong hỗn hợp có cùng nhiệt độ sôi và áp suất hơi bão hòa, nên động lực bằng không (hình 2.10 và 2.11).



Hình 2.10. Quan hệ $y - x$ cho các hỗn hợp khác nhau



Hình 2.11. Quan hệ $y - x$ với giá trị khác nhau của α

2.2.2.3.6. Cách biểu thị đường cân bằng

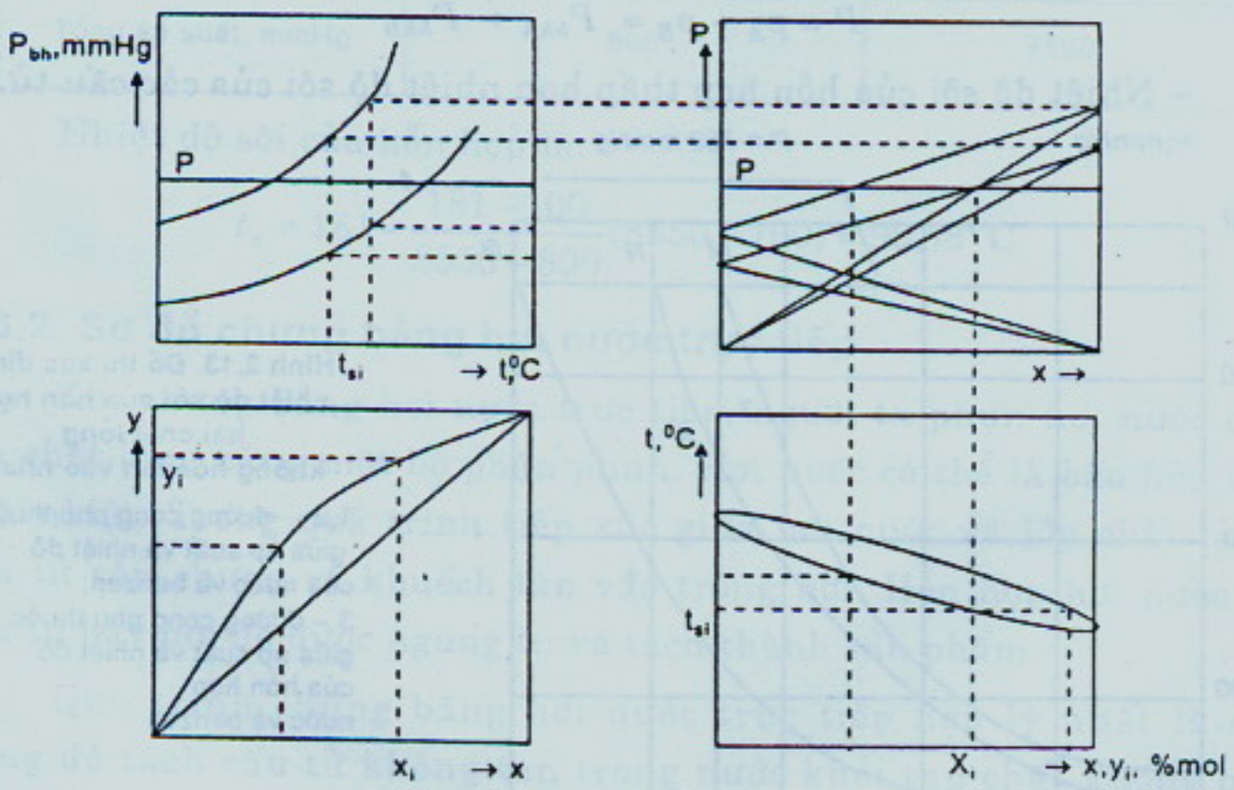
Từ đường sôi trên đồ thị y , $x - t$ của các cấu tử A và B trong hỗn hợp hai cấu tử ở áp suất bất kỳ có thể dựng được đường cân bằng (hình 2.12).

Từ đồ thị $P_{bh} - t$ có thể dựng đường áp suất hơi của các cấu tử riêng biệt ở đồ thị $P - x$. Tại $x = 0$ có P_{bhB} và $x = 1$ có P_{bhA}. Đường nối P_{bhA} và P_{bhB} sẽ thể hiện sự phụ thuộc giữa áp suất làm việc và nồng độ của pha lỏng ở nhiệt độ sôi t_s. Để dựng đường cân bằng tại áp suất cho trước P cần có i thành phần x_i ở i nhiệt độ sôi. Từ giá trị t_{si} và x_i sẽ có các điểm trên đồ thị $t - x,y$. Nối các điểm ấy lại được đường sôi.

Kết hợp phương trình Dalton và Raoult tính được nồng độ của pha hơi tương ứng nồng độ pha lỏng trong trạng thái cân bằng nhiệt động. Đường ngưng tụ:

$$y_i = x_i \frac{P_{bhi}}{P} \qquad (2.12)$$

Từ các cặp $x_i - y_i$ sẽ dựng được đường cân bằng ở áp suất P.



Hình 2.12. Cách dựng đường cân bằng

Đối với hỗn hợp thực việc xác định đường cân bằng dựa vào thực nghiệm.

2.3. CHƯNG BẰNG HƠI NƯỚC TRỰC TIẾP

2.3.1. Nguyên lý chưng hệ chất lỏng không hòa tan vào nhau

Trong thực tế không có những chất lỏng không hòa tan vào nhau, nhưng khi độ hòa tan của các chất lỏng vào nhau rất bé (ví dụ như hỗn hợ benzen – nước, cacbon sunfua – nước...) ta có thể coi như chúng không hòa tan vào nhau. Đối với các hỗn hợp loại này ta có thể tách các cấu tử bằng phương pháp lắng gạn. Những tính chất cơ bản của hỗn hợp lỏng loại này là:

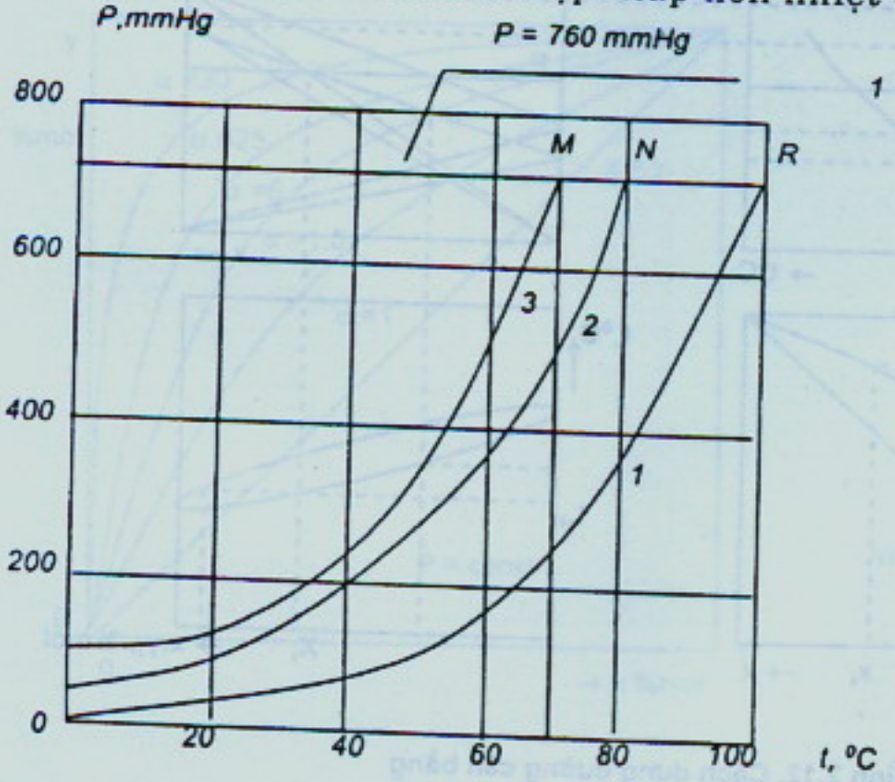
– Áp suất riêng phần của cấu tử này không phụ thuộc vào sự có mặt của cấu tử kia trong hỗn hợp và bằng áp suất hơi bão hòa của các cấu tử nguyên chất ở cùng nhiệt độ:

$$P_{bhA} = p_A; p_B = P_{bhB}$$

– Áp suất chung của hỗn hợp bằng tổng số áp suất riêng phần, nghĩa là bằng tổng áp suất hơi bão hòa của các cấu tử:

$$P = p_A + p_B = P_{bhA} + P_{bhB}$$

– Nhiệt độ sôi của hỗn hợp thấp hơn nhiệt độ sôi của các cấu tử.



Hình 2.13. Đồ thị xác định nhiệt độ sôi của hỗn hợp hai chất lỏng không hòa tan vào nhau

1,2 – đường cong phụ thuộc giữa áp suất và nhiệt độ của nước và benzen;
3 – đường cong phụ thuộc giữa áp suất và nhiệt độ của hỗn hợp nước và benzen

Nhiệt độ sôi của hỗn hợp có thể xác định được bằng đồ thị. ví dụ, xác định nhiệt độ sôi của hỗn hợp benzen – nước ở áp suất 760mmHg. Ta vẽ đường cong phụ thuộc giữa áp suất hơi bão hòa của các cấu tử vào nhiệt độ. Sau đó vẽ đường cong phụ thuộc áp suất chung vào nhiệt độ, giao điểm của đường cong đó với đường P = 760mmHg (điểm M) biểu thị cho nhiệt độ sôi của hỗn hợp là 69°C, còn nhiệt độ sôi của các cấu tử là 80°C và 100°C (điểm N và điểm R trên hình 2.13).

Thường người ta ứng dụng tính chất này để chưng các hỗn hợp có nhiệt độ sôi cao, gồm các cấu tử không hòa tan vào nước.

Nhiệt độ sôi của hỗn hợp có thể tính được bằng giải tích nếu biết hai áp suất ở hai nhiệt độ. Cụ thể đối với hỗn hợp phenol – nước, ta tính nhiệt độ sôi ở áp suất 760mmHg như sau:

Tra bảng có các số liệu sau:

Nhiệt độ	100°C	181°C
P_{ph}, mmHg	40	760
P_{nc}, mmHg	760	7790
Tổng áp suất, mmHg	800	8550

Nhiệt độ sôi của hỗn hợp là:

$$t_s = 181 - \frac{181-100}{8550-800}(8550-760) = 99{,}58^0C$$

2.3.2. Sơ đồ chưng bằng hơi nước trực tiếp

Khi chưng bằng hơi nước trực tiếp, người ta phun hơi nước qua lớp chất lỏng bằng một bộ phận phun. Hơi nước có thể là bão hòa hay quá nhiệt. Trong quá trình tiếp xúc giữa hơi nước và lớp chất lỏng, cấu tử cần chưng sẽ khuếch tán vào trong hơi. Hỗn hợp hơi nước và cấu tử bay hơi đó được ngưng tụ và tách thành sản phẩm.

Quá trình chưng bằng hơi nước trực tiếp hợp lý nhất là chỉ dùng để tách cấu tử không tan trong nước khỏi tạp chất không bay hơi, trường hợp này sản phẩm ngưng sẽ phân lớp: cấu tử bay hơi

và nước. Ưu điểm của quá trình chưng bằng hơi trực tiếp là giảm được nhiệt độ sôi của hỗn hợp, nghĩa là có thể chưng ở nhiệt độ thấp hơn nhiệt độ sôi từng cấu tử. Điều này rất có lợi đối với các chất dễ bị phân huỷ ở nhiệt độ cao cũng như đối với các chất có nhiệt độ sôi quá cao. Chưng bằng hơi nước trực tiếp có thể tiến hành gián đoạn (hình 2.14a) hay liên tục (hình 2.14b). Trong cả hai trường hợp người ta đều phải dùng cách đốt gián tiếp để đun bốc hơi hỗn hợp. Lượng hơi nước trực tiếp đi vào hỗn hợp chỉ có nhiệm vụ mang cấu tử dễ bay hơi ra mà thôi.

Căn cứ vào trạng thái hơi nước đi ra khỏi thiết bị người ta phân biệt:

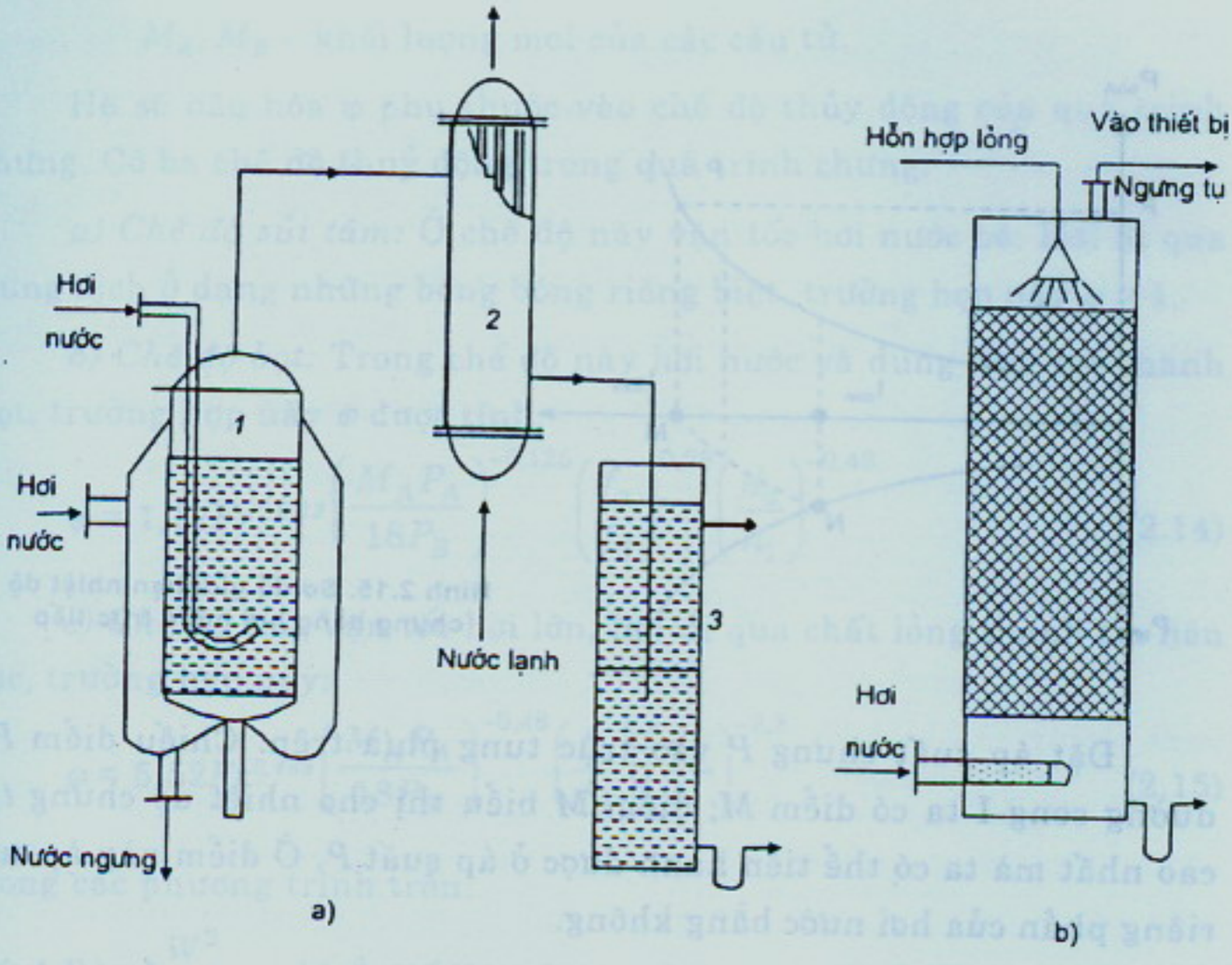
a) Chưng bằng hơi nước quá nhiệt nếu áp suất riêng phần của hơi nước trong hỗn hợp đi ra khỏi thiết bị bé hơn áp suất hơi nước bão hòa ở cùng nhiệt độ.

b) Chưng bằng hơi nước bão hòa nếu áp suất riêng phần của hơi nước trong hỗn hợp đi ra khỏi thiết bị bằng áp suất hơi nước bão hòa ở cùng nhiệt độ.

Trường hợp trong hệ chỉ gồm có cấu tử cần chưng và nước, nếu chưng bằng hơi nước quá nhiệt thì ở trong nồi chưng chỉ có một pha lỏng là cấu tử bay hơi. Như vậy số bậc tự do sẽ là 2. Nếu cho áp suất của quá trình không đổi thì chúng ta có thể thay đổi nhiệt độ. Bởi vậy với hệ thống này, khi chưng bằng hơi nước quá nhiệt chúng ta có thể tiến hành ở nhiều nhiệt độ khác nhau.

Trường hợp chưng bằng hơi nước bão hòa thì trong nồi chưng còn pha thứ hai là nước. Như vậy chỉ có một bậc tự do và nếu áp suất không đổi thì quá trình chỉ xảy ra ở một nhiệt độ nhất định.

Cũng có trường hợp cấu tử cần chưng không phải chỉ có một mình mà ở trong dung dịch với dung môi không bay hơi. Lúc này thêm một bậc tự do nữa là nồng độ dung dịch và nếu áp suất không đổi thì nhiệt độ sẽ phụ thuộc dung dịch trong nồi chưng.



Hình 2.14. Sơ đồ chưng bằng hơi nước trực tiếp
a) chưng gián đoạn: 1 – nồi chưng; 2 – thiết bị ngưng tụ; 3 – bình phân ly;
b) Chưng liên tục : tháp chưng

2.3.3. Giới hạn của nhiệt độ chưng

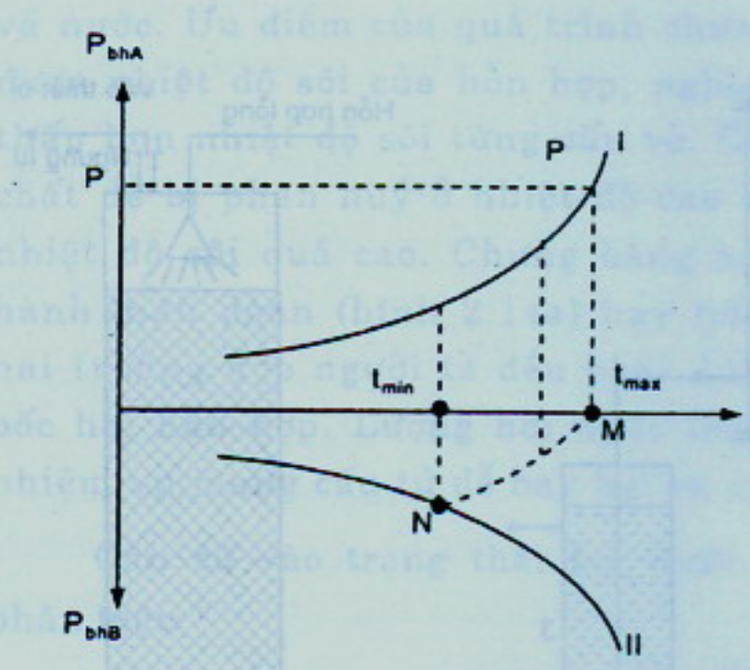
Trường hợp cấu tử cần chưng ở một pha riêng biệt (tức là trường hợp tạp chất không bay hơi không tan trong cấu tử cần chưng) ta có thể xác định giới hạn của nhiệt độ chưng theo phương pháp Gralovski như sau:

Trên tọa độ $p - t$ ở trục hoành ghi nhiệt độ, trục tung phía trên ghi áp suất hơi bão hòa P_{bhA} của cấu tử cần chưng và trục tung phía dưới ghi áp suất hơi bão hòa P_{bhB} của nước.

Vẽ đường cong phụ thuộc giữa áp suất và nhiệt độ (hình 2.15).

Áp suất chung trong nồi chưng bằng tổng số áp suất riêng phần của hơi nước và cấu tử chưng:

$$P = P_A + P_B$$



Hình 2.15. Sơ đồ giới hạn nhiệt độ chưng bằng hơi nước trực tiếp

Đặt áp suất chưng P vào trục tung phía trên. Chiếu điểm P ở đường cong I ta có điểm M; điểm M biểu thị cho nhiệt độ chưng t_{max} cao nhất mà ta có thể tiến hành được ở áp suất P. Ở điểm này áp suất riêng phần của hơi nước bằng không.

Từ điểm t_{max} ta kẻ đường song song với đường cong I cắt đường cong II tại điểm N. Điểm N biểu thị cho nhiệt độ t_{min} bé nhất mà ta có thể tiến hành được quá trình ở áp suất P. Từ hình 2.15 ta thấy, nếu chưng ở nhiệt độ t_{min} thì áp suất riêng phần của hơi nước trong hỗn hợp bằng áp suất hơi nước bão hòa, như vậy ta có quá trình chưng bằng hơi nước bão hòa. Nếu nhiệt độ chưng $t > t_{min}$ thì áp suất riêng phần của hơi nước trong hỗn hợp hơi bé hơn áp suất của hơi nước bão hòa ở cùng nhiệt độ và có quá trình chưng bằng hơi nước quá nhiệt.

2.3.4. Xác định lượng hơi nước tiêu tốn

Lượng hơi nước tiêu tốn thực tế có thể xác định theo công thức:

$$\frac{G_A}{G_B} = \frac{P_A M_A}{P_B M_B} \varphi \qquad (2.13)$$

trong đó: G_A, G_B – lượng cấu tử A và cấu tử B, kg (B là hơi nước);

P_A, P_B – áp suất hơi bão hòa của các cấu tử;

M_A, M_B – khối lượng mol của các cấu tử.

Hệ số bão hòa φ phụ thuộc vào chế độ thủy động của quá trình chưng. Có ba chế độ thuỷ dộng trong quá trình chưng:

a) Chế độ sủi tăm: Ở chế độ này vận tốc hơi nước bé. Hơi đi qua dung dịch ở dạng những bong bóng riêng biệt, trường hợp này $\varphi = 1$.

b) Chế độ bọt: Trong chế độ này hơi nước và dung dịch tạo thành bọt, trường hợp này φ được tính:

$$\varphi = 1{,}17Fr^{-0.12}\left(\frac{M_A P_A}{18P_B}\right)^{-0{,}125}\left(\frac{f_a}{f_0}\right)^{0{,}28}\left(\frac{d_a}{h_1}\right)^{-0{,}48} \qquad (2.14)$$

c) Chế độ tia: Vận tốc hơi lớn, hơi đi qua chất lỏng thành tia liên tục, trường hợp này:

$$\varphi = 5{,}52Fr^{0.485}\left(\frac{M_A P_A}{18P_B}\right)^{-0{,}48}\left(\frac{f_a}{f_0}\right)\left(\frac{d_a}{h_1}\right)^{-2{,}3} \qquad (2.15)$$

trong các phương trình trên:

$Fr = \dfrac{W^2}{gd_a}$ – chuẩn số Froud;

f_a – tiết diện tự do của thiết bị chưng, m^2;

f_0 – tiết diện ống hơi đi vào chất lỏng, m^2;

d_a – đường kính nồi chưng, m;

h_1 – chiều cao lớp chất lỏng mà hơi đi qua, m; khi $h_1 > 0{,}6$ người ta thừa nhận $h_1 = 0{,}6$m.

Nếu đặt:

$$A = Fr^{-.12}\left(\frac{M_A P_A}{18P_B}\right)^{-0{,}125}\left(\frac{f_a}{f_0}\right)^{0{,}28}\left(\frac{d_a}{h_1}\right)^{-0{,}48} \qquad (2.16)$$

thì khi: $A > 0{,}84 \rightarrow$ chế độ sủi tăm;

$A > 0{,}75 \rightarrow$ chế độ bọt;

$A < 0{,}75 \rightarrow$ chế độ tia.

Công thức (2.13) chưa tính lượng hơi để đun nóng đến nhiệt độ chưng và làm bay hơi cấu tử. Thường đun nóng dung dịch bằng hơi gián tiếp hay bằng khói lò. Ngoài ra để tránh phân huỷ chất lỏng và để giảm hao tổn hơi, người ta tiến hành chưng chân không. Lượng nhiệt hao tốn chung khi chưng bằng hơi nước trực tiếp lớn hơn khi chưng đơn giản một lượng do hơi mang ra.

2.3.5. Quan hệ giữa năng suất và nhiệt độ chưng

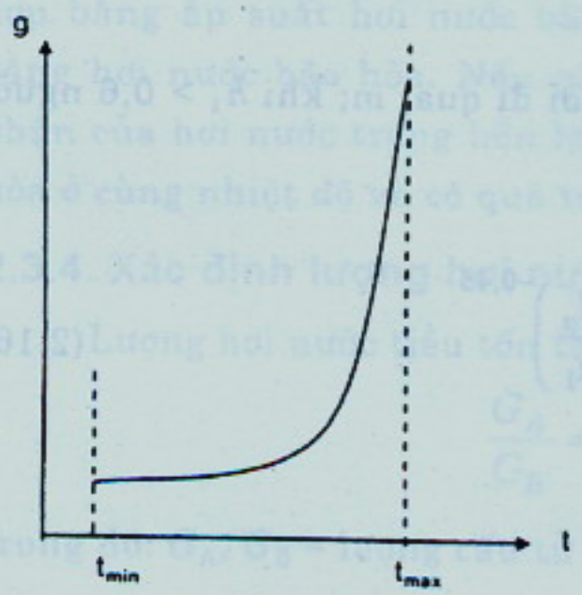
Năng suất đối với 1kg hơi nước theo công thức (2.13):

$$G = \frac{P_A M_A}{P_B 18} = \frac{P_A M_A}{(P - P_A)18} \qquad (2.17)$$

Phương trình này cho phép ta tìm được sự phụ thuộc giữa năng suất chưng và nhiệt độ chưng.

Theo hình 2.16 ta tìm áp suất P_A ứng với nhiều nhiệt độ khác nhau, tính năng suất đối với mỗi nhiệt độ, sau đó vẽ đồ thị phụ thuộc giữa năng suất và nhiệt độ (xem hình 2.16). Trên trục tung là năng suất, trên trục hoành là nhiệt độ.

Nhìn vào đồ thị ta thấy năng suất bé nhất ứng với nhiệt độ t_{min} (tức là chưng bằng hơi nước bão hòa). Nhiệt độ tăng thì năng suất cũng tăng và năng suất lớn nhất khi nhiệt độ chưng đạt t_{max}.



Hình 2.16. Sự phụ thuộc của năng suất chưng vào nhiệt độ

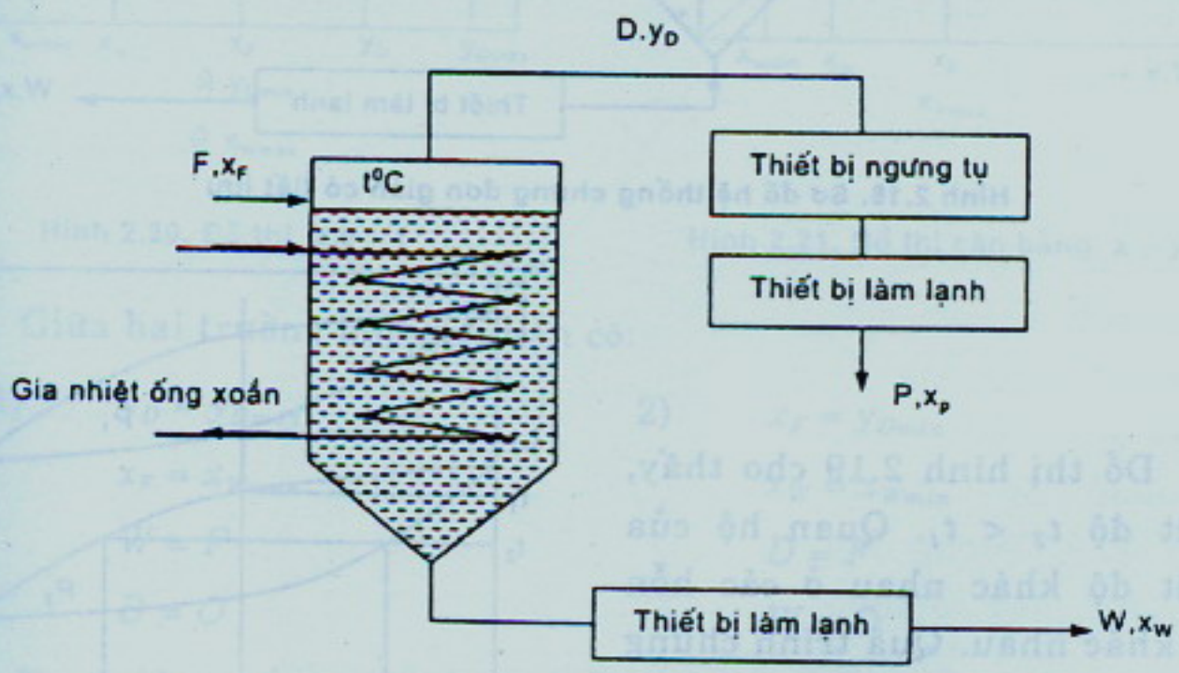
Trên quan điểm nâng cao năng suất chưng và tiết kiệm hơi nước thì tốt nhất là chưng ở nhiệt độ cao (tức là chưng bằng hơi nước quá nhiệt), nhưng tăng nhiệt độ sẽ ngược với yêu cầu giảm nhiệt độ sôi của hỗn hợp. Vì vậy khi chọn nhiệt độ chưng phải xét đến yêu cầu về kinh tế và kỹ thuật.

2.4. CHƯNG LIÊN TỤC

2.4.1. Chưng đơn giản liên tục

2.4.1.1. Chưng bốc hơi

Nếu độ bay hơi tương đối của các cấu tử trong hỗn hợp lớn người ta có thể tiến hành chưng đơn giản, tức cho bốc hơi một lần liên tục.



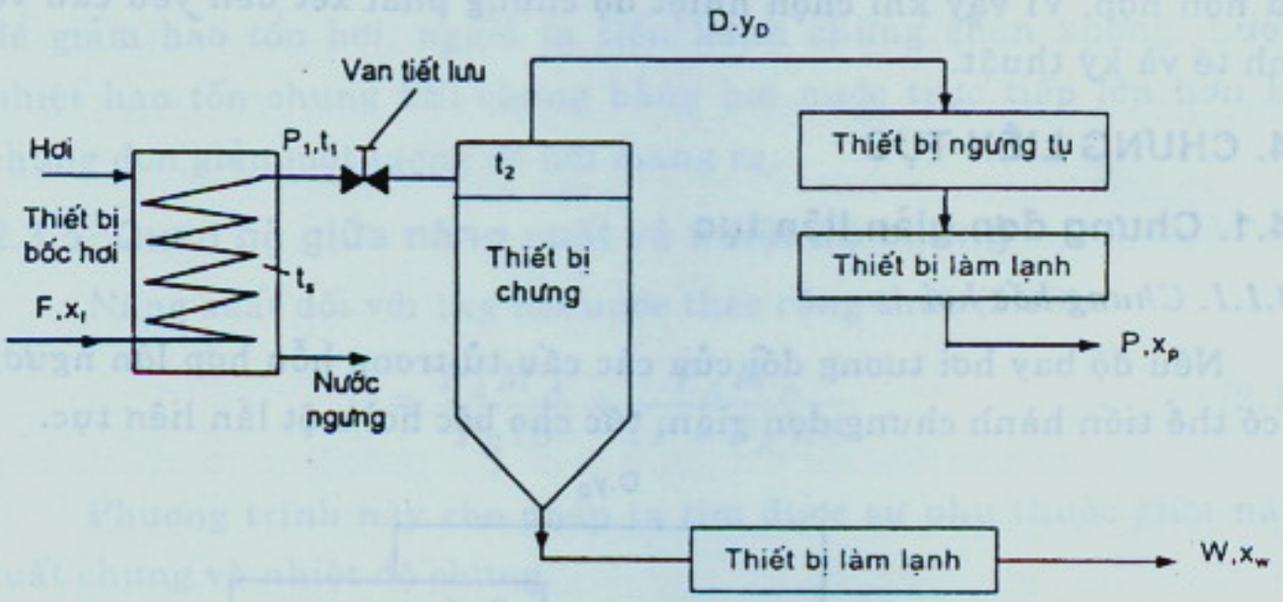
Hình 2.17. Sơ đồ hệ thống chưng đơn giản liên tục

Hỗn hợp đầu đưa vào có nồng độ X_F của cấu tử dễ bay hơi sẽ được đun đến nhiệt độ sôi t trong vùng hơi lỏng với nồng độ hơi $y_D > x_F$ và nồng độ lỏng $x_W < x_F$. Khi đó một lượng hơi D bay lên cân bằng nhiệt động với lượng lỏng W.

2.4.1.1. Chưng tiết lưu

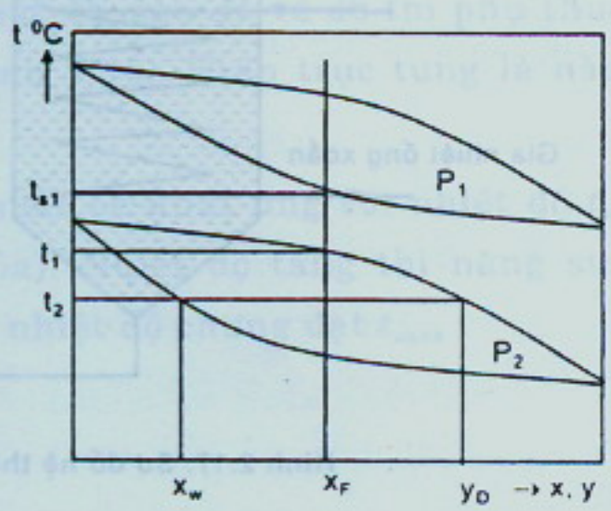
Chưng tiết lưu được tiến hành như chưng bốc hơi, song trong hệ thống có bố trí một van tiết lưu để giảm áp dòng hơi sau khi ra khỏi thiết bị bốc hơi.

Hỗn hợp đầu F được đưa vào thiết bị bốc hơi ở áp suất P_1 và nhiệt độ t_1 nhỏ hơn nhiệt độ sôi t_{s1} khi đi ra, rồi qua van tiết lưu hạ áp xuống $P_2 < P_1$ ứng với nhiệt độ t_2 trong vùng hơi lỏng.



Hình 2.18. Sơ đồ hệ thống chưng đơn giản có tiết lưu

Đồ thị hình 2.19 cho thấy, nhiệt độ $t_2 < t_1$. Quan hệ của nhiệt độ khác nhau ở các hỗn hợp khác nhau. Quá trình chưng được thực hiện ở bình phân ly sau van tiết lưu.



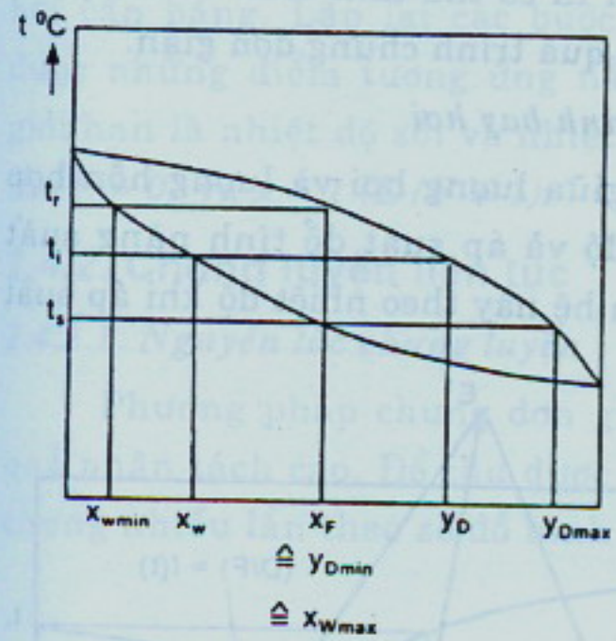
Hình 2.19. Đồ thị $t - x,y$

2.4.1.3. Đồ thị x,y – t và y – x

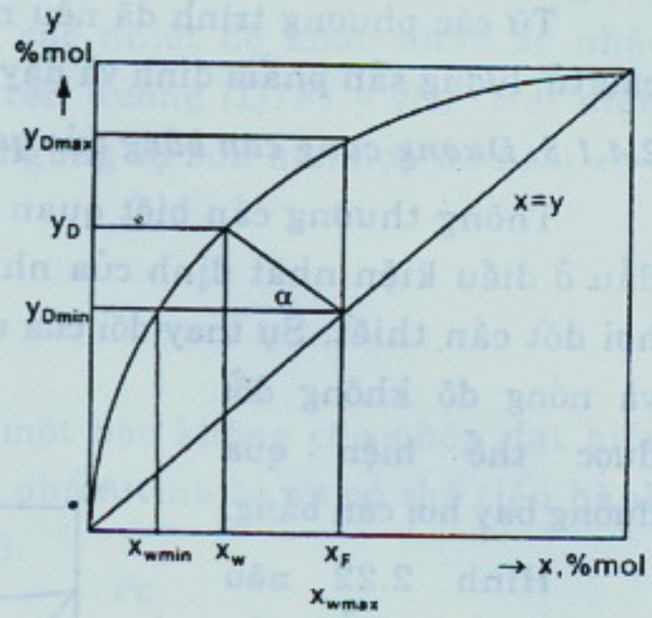
Nếu hỗn hợp đầu F được đun nóng đến nhiệt độ sôi t_s một lượng hơi bắt đầu bốc lên với nồng độ y_{max} cân bằng với nồng độ x_F ban đầu. Tuy nhiên trạng thái này không có ý nghĩa thực tế, vì không bao giờ nhận được sản phẩm đỉnh ở nồng độ này.

Khi hỗn hợp có nhiệt độ ngưng tụ thì toàn bộ lỏng được bốc hơi và sản phẩm đỉnh có nồng độ bé nhất y_{min} và bằng nồng độ của hỗn hợp đầu x_F, đồng thời sản phẩm đáy cũng có nồng độ $x_{W_{min}}$ bé nhất.

Trạng thái này trong thực tế cũng không có ý nghĩa, vì thành phần hơi bằng thành phần của hỗn hợp đầu.



Hình 2.20. Đồ thị $x,y - t$



Hình 2.21. Đồ thị cân bằng $x - y$

Giữa hai trường hợp giới hạn có:

1) $y_D = y_{Dmax}$

$x_F = x_{Wmax}$

$W = F$

$D = O$

2) $x_F = y_{Dmin}$

$x_W = x_{Wmin}$

$D = F$

$W = O$

Trong thực tế có phạm vi làm việc (hình 2.21):

$$y_{Dmin} < y_D < y_{Dmax}$$

$$O < D < F$$

2.4.1.4. Cân bằng vật liệu trong chưng liên tục đơn giản

Theo sơ đồ hình 2.18 có:

$$F = D + W \tag{2.18}$$

Cho cấu tử dễ bay hơi:

$$F.x_F = D.y_D + W.x_W \tag{2.19}$$

Từ phương trình (2.18) và (2.19) rút ra:

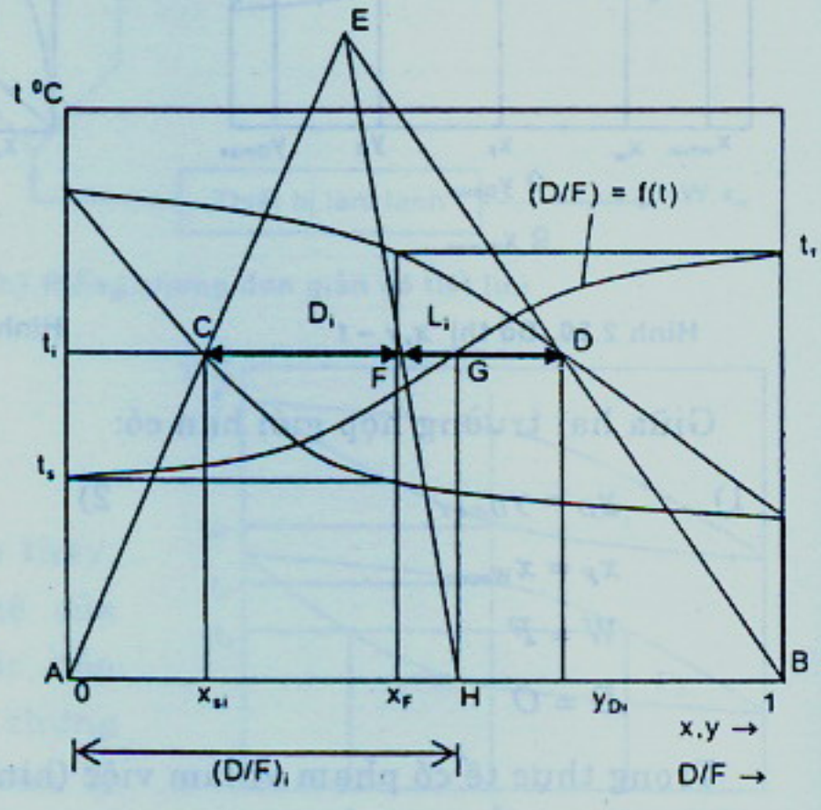
$$\frac{W}{D} = \frac{y_D - x_F}{x_F - x_W} = tg\alpha \qquad (2.19a)$$

Từ các phương trình đã nêu người ta có thể tính toán thành phần cấu tử, lượng sản phẩm đỉnh và đáy cho quá trình chưng đơn giản.

2.4.1.5. Đường cong cân bằng của quá trình bay hơi

Thông thường cần biết quan hệ giữa lượng hơi và lượng hỗn hợp đầu ở điều kiện nhất định của nhiệt độ và áp suất để tính năng suất hơi đốt cần thiết. Sự thay đổi của quan hệ này theo nhiệt độ khi áp suất và nồng độ không đổi được thể hiện qua đường bay hơi cân bằng.

Hình 2.22 nêu kết cấu một điểm của đường này. Hỗn hợp đầu F với nồng độ x_F được tách thành một phần hơi có nồng độ y_{Di} và một phần lỏng có nồng độ x_{si} tại nhiệt độ t_i. Tương ứng với lượng lỏng có đoạn $\overline{FD}$ và lương hơi có đoạn $\overline{CF}$. Quan hệ hơi – hỗn hợp đầu:



Hình 2.22. Đồ thị biểu diễn quan hệ đường bay hơi cân bằng (D/F) = f(t)

$$\frac{D_i}{F} = \frac{D_i}{D_i + L_i} = \frac{\overline{CF}}{\overline{CF} + \overline{FD}} = \frac{\overline{CF}}{\overline{CD}} \qquad (2.20)$$

Kéo dài đường $\overline{AC}$ và $\overline{BD}$ sẽ gặp nhau tại E. Nối E với F kéo dài gặp trục hoành tại H. Quan hệ hơi – hỗn hợp đầu được tính:

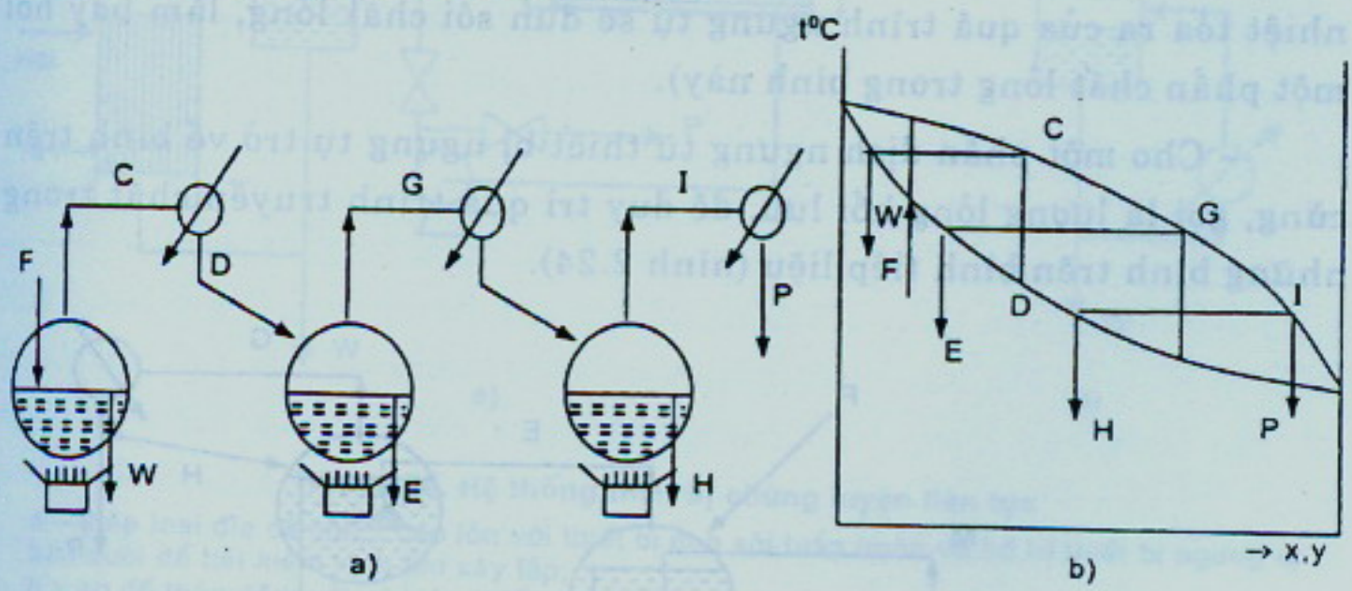
$$\frac{D_i}{F} = \frac{\overline{CF}}{\overline{CD}} = \frac{\overline{AH}}{\overline{AB}} = \frac{\overline{AH}}{1} = \overline{AH} \qquad (2.21)$$

Như vậy từ đồ thị cho thấy, tại nhiệt độ t_i đoạn $\overline{AH}$ trên trục hoành có giá trị bằng quan hệ D_i/F. Từ H kẻ đường vuông góc trục hoành cắt đường $\overline{CD}$ ứng nhiệt độ t_i tại G là một điểm trên đường bay hơi cân bằng. Lập lại các bước với các nhiệt độ khác nhau sẽ nhận được những điểm tương ứng nằm trên đường $(D/F) = f(t)$. Hai điểm giới hạn là nhiệt độ sôi và nhiệt độ ngưng tụ của hỗn hợp đầu tại $x = 0$ $(D/F = 0)$ và $x = 1$ $(D/F = 1)$.

2.4.2. Chưng luyện liên tục

2.4.2.1. Nguyên tắc chưng luyện

Phương pháp chưng đơn giản một bậc không cho phép đạt hiệu quả phân tách cao. Để thu được sản phẩm tinh khiết có thể tiến hành chưng nhiều lần theo sơ đồ hình 2.23.



Hình 2.23. Sơ đồ chưng nhiều lần
a) Sơ đồ; b) Đồ thị $t - x, y$

Hỗn hợp đầu F liên tục đi vào nồi chưng tiếp liệu, một phần chất lỏng bốc hơi thành sản phẩm đỉnh. Ống tháo sản phẩm đáy đồng thời có tác dụng duy trì mức chất lỏng trong bình không đổi. Hơi C ở trạng thái cân bằng với chất lỏng W (xem đồ thị cân bằng).

Hơi C thu được ngưng tụ lại thành chất lỏng D và đi vào nồi chưng thứ hai. Từ nồi chưng thứ hai ta thu được hơi G và chất lỏng E. Tương tự như vậy quá trình lập lại ở nồi chưng thứ ba, ở mỗi nồi chưng có bộ phận đốt nóng riêng biệt. Kết quả ta thu được sản phẩm

đỉnh P, chứa nhiều cấu tử dễ bay hơi và các sản phẩm đáy W, E, H có nồng độ khác nhau.

Sơ đồ chưng nhiều lần như trên cần cấp nhiệt vào ở bộ phận đun sôi và tỏa nhiệt đi ở thiết bị ngưng tụ nhiều lần nên lãng phí năng lượng.

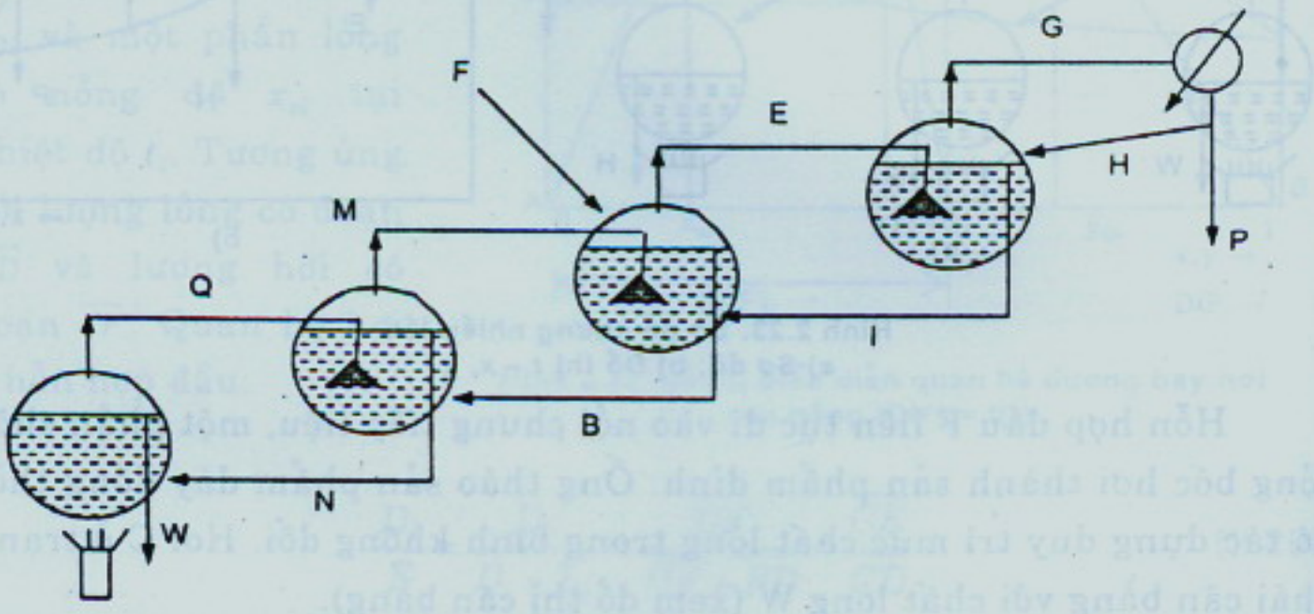
Năm 1813, Cellier – Blumenthal (Pháp) đã phát minh sơ đồ chưng nhiều lần có hồi lưu bằng cách:

– Lắp thêm một số bình vào trước bình tiếp liệu.

– Chỉ cấp nhiệt vào ở bộ phận đun sôi ở bình dưới cùng (đầu tiên) và tỏa nhiệt đi ở thiết bị ngưng tụ sau bình trên cùng một lần.

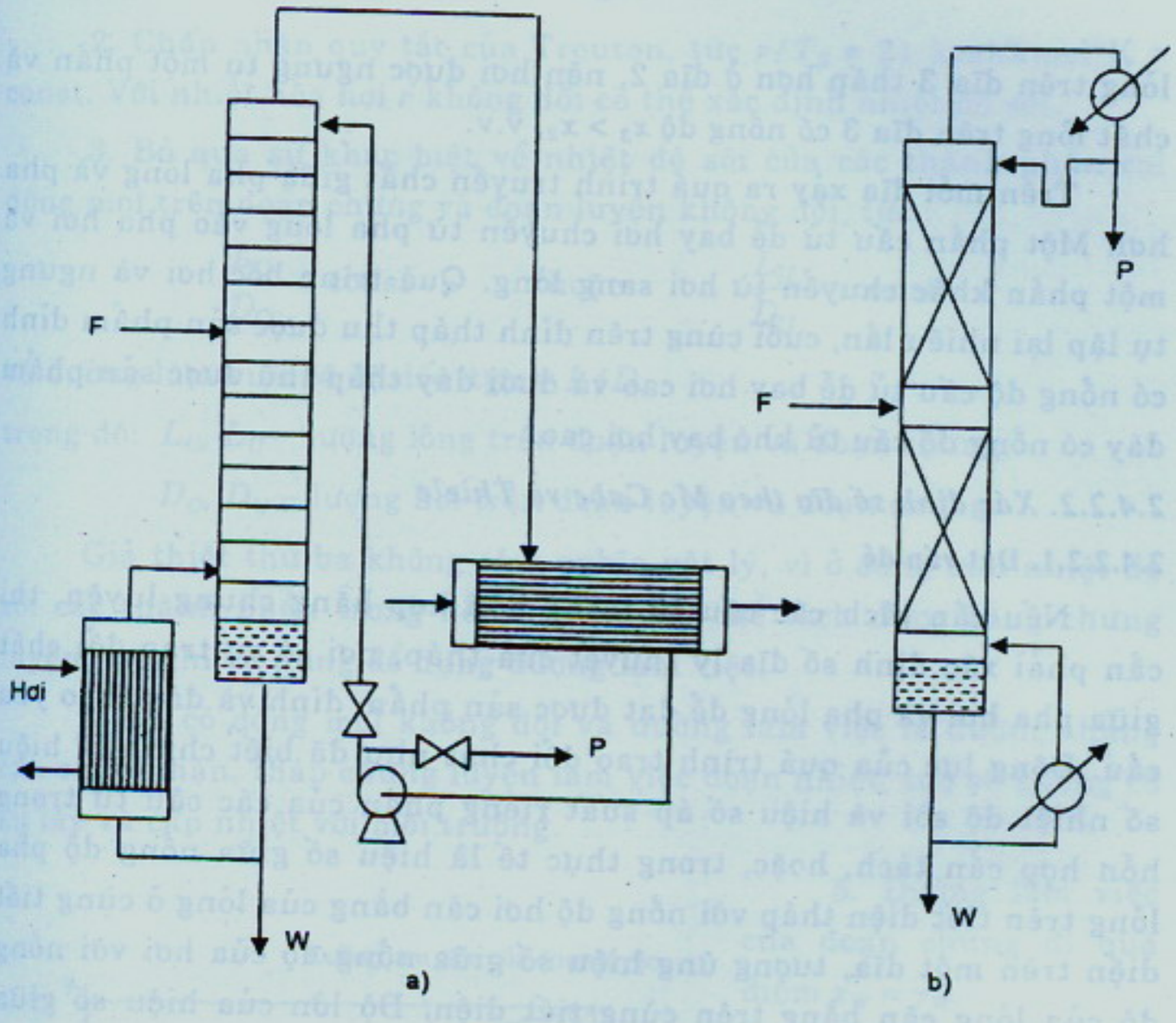
– Cho pha lỏng từ bình trên chảy xuống bình dưới và pha hơi từ bình dưới sục vào bình trên tiếp theo (hơi này ngưng tụ một phần, nhiệt tỏa ra của quá trình ngưng tụ sẽ đun sôi chất lỏng, làm bay hơi một phần chất lỏng trong bình này).

– Cho một phần dịch ngưng từ thiết bị ngưng tụ trở về bình trên cùng, gọi là lượng lỏng hồi lưu, để duy trì quá trình truyền chất trong những bình trên bình tiếp liệu (hình 2.24).



Hình 2.24. Sơ đồ chưng nhiều lần có hồi lưu của Cellier – Blumenthal

Sơ đồ như vậy vẫn phức tạp và cồng kềnh. Thực tế trong sản xuất sử dụng tháp, gọi là tháp chưng luyện. Quá trình chưng nhiều lần có hồi lưu như vậy gọi là quá trình chưng luyện.



Hình 2.25. Hệ thống thiết bị chưng luyện liên tục

a – tháp loại đĩa có chiều cao lớn với thiết bị đun sôi tuần hoàn và bố trí thiết bị ngưng tụ bên dưới để tiết kiệm kinh phí xây lắp;
b – sơ đồ tháp đệm với ký hiệu thiết bị đun sôi đáy tháp và thiết bị ngưng tụ

Nguyên lý làm việc của tháp được mô tả như sơ đồ hình 2.25. Hơi đi từ dưới lên, lỏng đi từ trên xuống. Nồng độ các cấu tử thay đổi theo chiều cao của tháp, nhiệt độ sôi cũng thay đổi tương ứng với sự thay đổi của nồng độ. Cụ thể, trên đĩa 1, chất lỏng có nồng độ của cấu tử dễ bay hơi là x_1, hơi bốc lên có nồng độ y_1, trong đó $y_1 > x_1$. Hơi này qua lỗ đĩa đi lên đĩa 2 tiếp xúc với lỏng ở đó. Nhiệt độ của chất lỏng ở đĩa 2 thấp hơn ở đĩa 1, nên một phần hơi được ngưng tụ lại, do đó nồng độ cấu tử dễ bay hơi trên đĩa này là $x_2 > x_1$. Hơi bốc lên từ đĩa 2 có nồng độ cấu tử dễ bay hơi là $y_2 > x_2$ đi lên đĩa 3. Nhiệt độ của chất

lỏng trên đĩa 3 thấp hơn ở đĩa 2, nên hơi được ngưng tụ một phần và chất lỏng trên đĩa 3 có nồng độ $x_3 > x_2$, v.v.

Trên mỗi đĩa xảy ra quá trình truyền chất giữa pha lỏng và pha hơi. Một phần cấu tử dễ bay hơi chuyển từ pha lỏng vào pha hơi và một phần khác chuyển từ hơi sang lỏng. Quá trình bốc hơi và ngưng tụ lặp lại nhiều lần, cuối cùng trên đỉnh tháp thu được sản phẩm đỉnh có nồng độ cấu tử dễ bay hơi cao và dưới đáy tháp thu được sản phẩm đáy có nồng độ cấu tử khó bay hơi cao.

2.4.2.2. Xác định số đĩa theo Mc Cabe và Thiele

2.4.2.2.1. Đặt vấn đề

Nếu cần tách các cấu tử trong hỗn hợp bằng chưng luyện, thì cần phải xác định số đĩa lý thuyết của tháp, nơi có sự trao đổi chất giữa pha hơi và pha lỏng để đạt được sản phẩm đỉnh và đáy theo yêu cầu. Động lực của quá trình trao đổi chất như đã biết chính là hiệu số nhiệt độ sôi và hiệu số áp suất riêng phần của các cấu tử trong hỗn hợp cần tách, hoặc, trong thực tế là hiệu số giữa nồng độ pha lỏng trên tiết diện tháp với nồng độ hơi cân bằng của lỏng ở cùng tiết diện trên một đĩa, tương ứng hiệu số giữa nồng độ của hơi với nồng độ của lỏng cân bằng trên cùng tiết diện. Độ lớn của hiệu số giữa nồng độ cân bằng và nồng độ làm việc phụ thuộc vào dòng lỏng và dòng hơi đi trong tháp và được xác định bởi chỉ số hồi lưu, nhiệt bay hơi phân tử và nhiệt độ sôi cũng như nhiệt tổn thất ra môi trường xung quanh.

Những đại lượng đặc trưng trạng thái làm việc của đĩa phụ thuộc vào nồng độ, tức phụ thuộc vào sự thay đổi của nhiệt độ dọc theo tháp. Quan hệ này rất phức tạp nên sẽ không đề cập đến trong tính toán. Do đó Mc Cabe và Thiele đã đưa ra phương pháp đồ thị với những giả thiết cụ thể.

2.4.2.2.2. Những giả thiết của Mc Cabe và Thiele

1. Lượng hơi ra khỏi đĩa trên cùng của tháp được ngưng tụ hoàn toàn. Vì vậy trên đường làm việc của đoạn luyện có một điểm $x_p = y_D$ (hình 2.26).

2. Chấp nhận quy tắc của Trouton, tức $r/T_S \approx 21$ kcal/kmol°K = const. Với nhiệt hóa hơi r không đổi có thể xác định nhiệt độ sôi.

3. Bỏ qua sự khác biệt về nhiệt độ sôi của các thành phần coi dòng mol trên đoạn chưng và đoạn luyện không đổi, tức :

$$\frac{L_O}{D_O} = \text{const} \qquad \text{hoặc} \qquad \frac{L_U}{D_U} = \text{const}$$

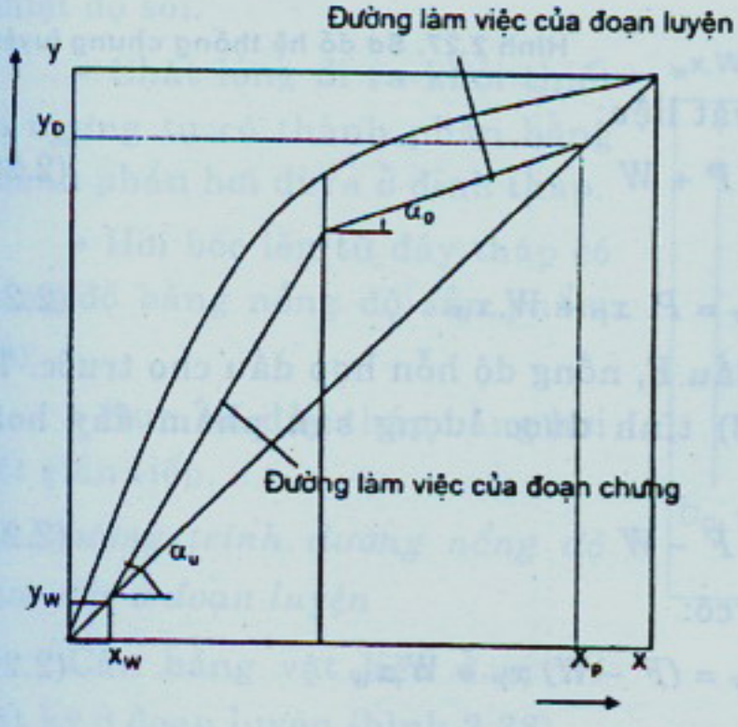
và đường làm việc có độ dốc $\text{tg}\alpha = L/D$.

trong đó: L_O, L_U – lượng lỏng trên đoạn luyện và đoạn chưng;

D_O, D_U – lượng hơi trên đoạn luyện và đoạn chưng.

Giả thiết thứ ba không có ý nghĩa vật lý, vì ở cùng một nhiệt độ sôi các thành phần trong hỗn hợp không thể tách được bằng chưng luyện, mà chỉ sử dụng để dựng đường làm việc.

4. Để có dòng mol không đổi và đường làm việc là đường thẳng cần chấp nhận, tháp chưng luyện làm việc đoạn nhiệt, tức sẽ không có sự lấy và cấp nhiệt với môi trường.



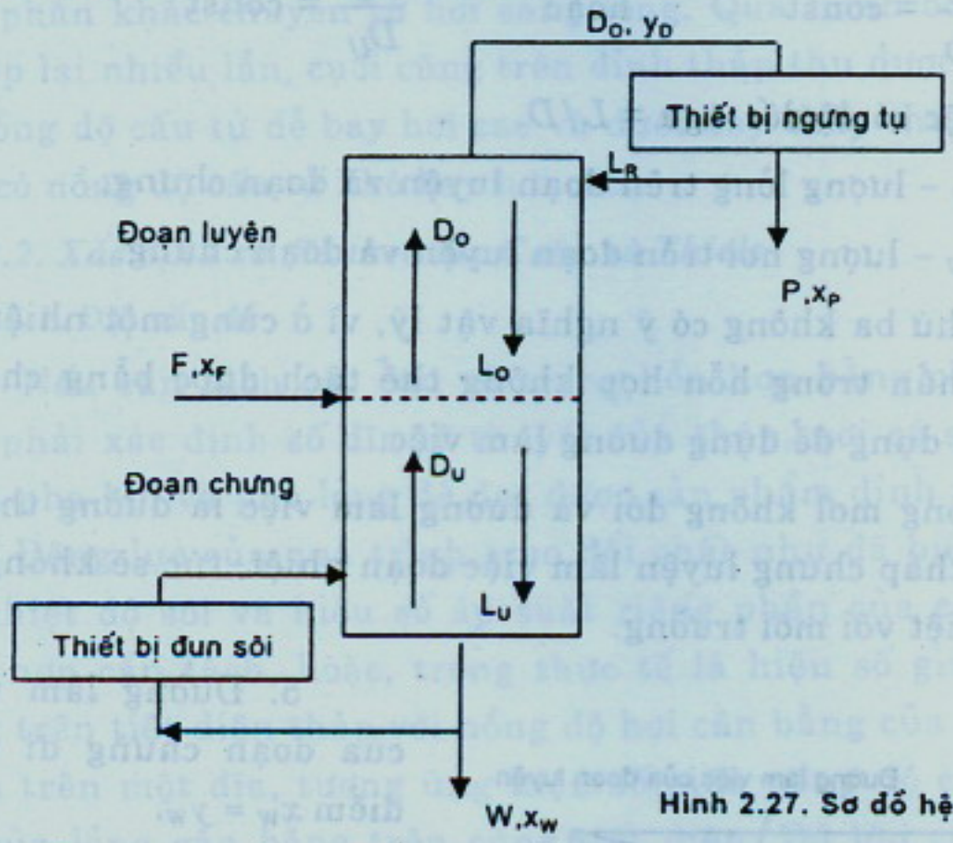
Hình 2.26. Biểu diễn đường làm việc

5. Đường làm việc của đoạn chưng đi qua điểm $x_W = y_W$.

Những điều kiện mà Mc Cabe và Thiele đưa ra cũng khẳng định rằng đường làm việc của đoạn chưng và đoạn luyện sẽ gặp nhau tại một điểm. Điểm này nằm trên đường thẳng được xác định qua các phương trình cân bằng vật liệu ở đoạn chưng, đoạn luyện và của toàn tháp.

2.4.2.2.3. Cân bằng vật liệu

Sơ đồ hình 2.27 biểu diễn hệ thống chưng luyện liên tục. Hỗn hợp đầu F được tách thành sản phẩm đỉnh P và sản phẩm đáy W. Ở đĩa trên cùng có một lượng lỏng hồi lưu. Ở đáy tháp có thiết bị đun sôi. Lượng hơi đi ra đỉnh tháp D_O.



Hình 2.27. Sơ đồ hệ thống chưng luyện

Phương trình cân bằng vật liệu:

$$F = P + W \tag{2.22}$$

Cho cấu tử dễ bay hơi:

$$F.x_F = P.\ x_P + W.x_W \tag{2.23}$$

Thông thường hỗn hợp đầu F, nồng độ hỗn hợp đầu cho trước. Từ phương trình (2.22) và (2.23) tính được lượng sản phẩm đáy hoặc đỉnh, thay:

$$P = F - W \tag{2.24}$$

Vào phương trình (2.23) có:

$$F.x_F = (F - W)\ x_P + W.x_W \tag{2.25}$$

rút ra:

$$W = F\ .\ \frac{x_P - x_F}{x_P - x_W} \tag{2.26}$$

$$P = F.\ \frac{x_F - x_W}{x_P - x_W} \qquad (2.27)$$

2.4.2.2.4. Phương trình đường nồng độ làm việc

Để đơn giản cho việc thiết lập đường làm việc của tháp chưng luyện cần chấp nhận những giả thiết sau:

• Dòng mol pha hơi đi từ dưới lên không đổi trên toàn bộ chiều cao của tháp. Dòng mol pha lỏng đi từ trên xuống không đổi trong đoạn luyện và đoạn chưng, tức phải thỏa mãn các điều kiện:

– Nhiệt hóa hơi mol của các cấu tử bằng nhau,theo công thức kinh nghiệm của Trouton:

$$\frac{r}{T} \approx 21 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}^0\text{K}} \quad \text{hoặc} \quad \approx 88 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}^0\text{K}} = \text{const}$$

– Không có nhiệt hòa tan. $\Delta Q = 0$

– Không có nhiệt mất mát ra môi trường xung quanh.

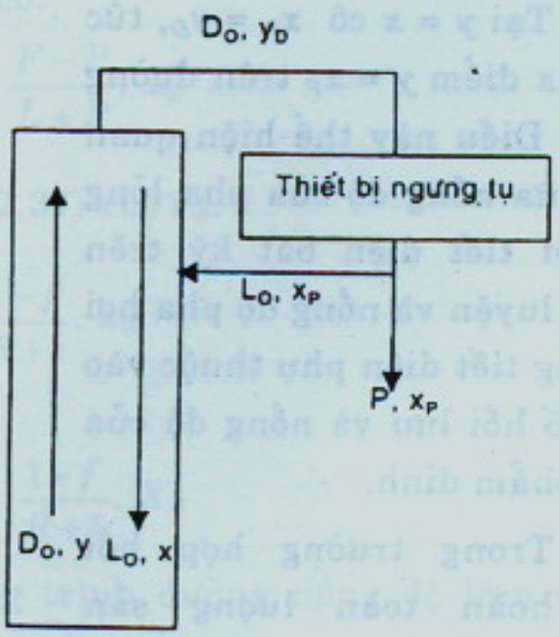
– Sự sai khác về nhiệt lượng riêng của chất lỏng sôi trên các tiết diện khác nhau của tháp được bỏ qua.

• Hỗn hợp đầu vào tháp ở nhiệt độ sôi.

• Chất lỏng đi ra khỏi thiết bị ngưng tụ có thành phần bằng thành phần hơi đi ra ở đỉnh tháp.

• Hơi bốc lên từ đáy tháp có nồng độ bằng nồng độ sản phẩm đáy.

• Đun sôi đáy tháp bằng hơi đốt gián tiếp.



Hình 2.28. Sơ đồ đoạn luyện của tháp chưng luyện

a) Phương trình đường nồng độ làm việc ở đoạn luyện

Cân bằng vật liệu ở vị trí bất kỳ ở đoạn luyện (hình 2.28).

$$D_O = L_O + P \qquad (2.28)$$

$$D_O y = L_O.x + P.x_P \tag{2.29}$$

Từ phương trình (2.28) và (2.29) rút ra:

$$y = \frac{L_O}{P+L_O}.x + \frac{P}{P+L_O}.x_P \tag{2.30}$$

gọi $\frac{L_O}{P} = R$ là chỉ số hồi lưu, ta có:

$$y = \frac{R}{R+1}.x + \frac{1}{R+1}.x_P \tag{2.31}$$

hoặc $y = Ax + B$. Với $A = \frac{R}{R+1}$; $B = \frac{x_P}{R+1}$

Phương trình (2.31) là phương trình đường nồng độ làm việc ở đoạn luyện. Nó có dạng đường thẳng và góc nghiêng α_1 (hình 2.29).

$$tg\alpha_1 = \frac{R}{R+1} = \frac{L_O}{D_O} \tag{2.32}$$

cắt trục tung y tại điểm m:

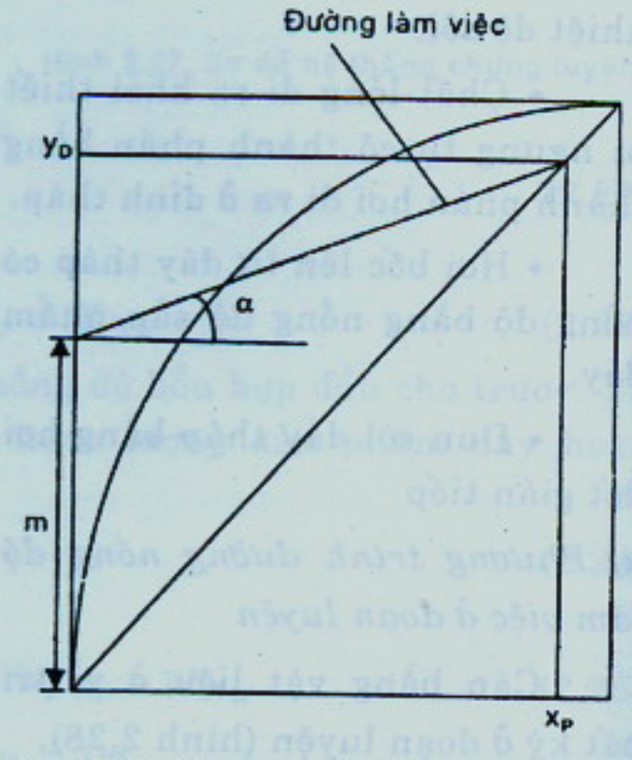
$$(y)_{x=0} = \frac{x_P}{R+1} = m \tag{2.33}$$

Tại $y = x$ có $x_P = y_D$, tức đi qua điểm $y = x_P$ trên đường chéo. Điều này thể hiện quan hệ giữa nồng độ của pha lỏng ở một tiết diện bất kỳ trên đoạn luyện và nồng độ pha hơi ở cùng tiết diện phụ thuộc vào chỉ số hồi lưu và nồng độ của sản phẩm đỉnh.

Trong trường hợp hồi lưu hoàn toàn lượng sản phẩm đỉnh thì:

$L_O = D_O$, $\frac{L_O}{D_O} = 1$, $\alpha_1 = 45^0$

$P = 0$ và $R \to \infty$.



Hình 2.29. Đồ thị $y - x$ biểu diễn đường làm việc của đoạn luyện

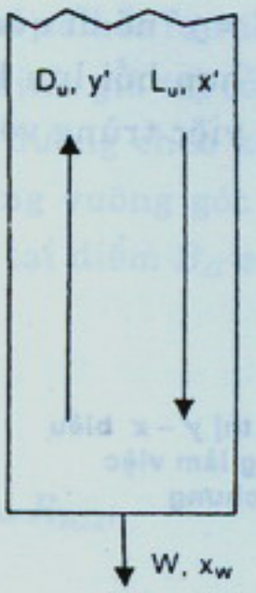
Có nghĩa không thu được sản phẩm đỉnh và đường làm việc trùng với đường chéo.

b) Phương trình đường làm việc ở đoạn chưng

Xuất phát từ phương trình cân bằng vật liệu ở vị trí bất kỳ của đoạn chưng, (hình 2.30), ta có:

$$D_u = L_u - W \qquad (2.34)$$

$$D_u.y' = L_u.x' - W.x_W \qquad (2.35)$$



Hình 2.30. Sơ đồ đoạn chưng của tháp chưng luyện

Từ phương trình (2.34) và (2.35) rút ra:

$$y' = \frac{L_u}{L_u - W}.x' - \frac{W}{L_u - W}.x_W \qquad (2.36)$$

Mặt khác: $L_u = L_O + F$

$W = F - P$

Thay vào phương trình (2.36) có:

$$y' = \frac{L_O + F}{L_o + P}.x' - \frac{F - P}{L + P}.x_W \qquad (2.37)$$

thay $\frac{F}{P} = f$ vào phương trình (2.37) rút ra:

$$y' = \frac{R + f}{R + 1}.x' + \frac{1 - f}{R + 1}.x_W \qquad (2.38)$$

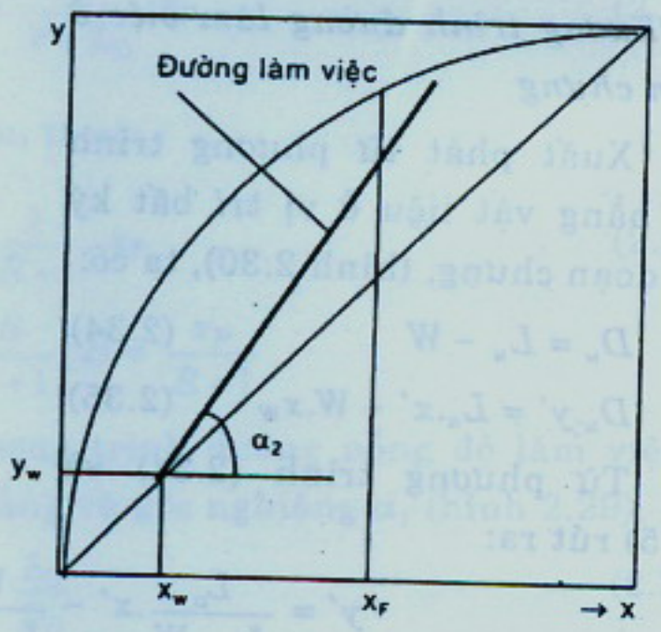
hoặc $y' = A'.x' + B' \qquad (2.39)$

với $A' = \frac{R + f}{R + 1}, \quad B' = \frac{1 - f}{R + 1}.X_W$

Phương trình (2.38) là phương trình đường nồng độ làm việc ở đoạn chưng. Nó là đường thẳng và có góc nghiêng:

$$\text{tg}\alpha_2 = \frac{L_u}{L_u - W} = \frac{L_u}{D_u}$$

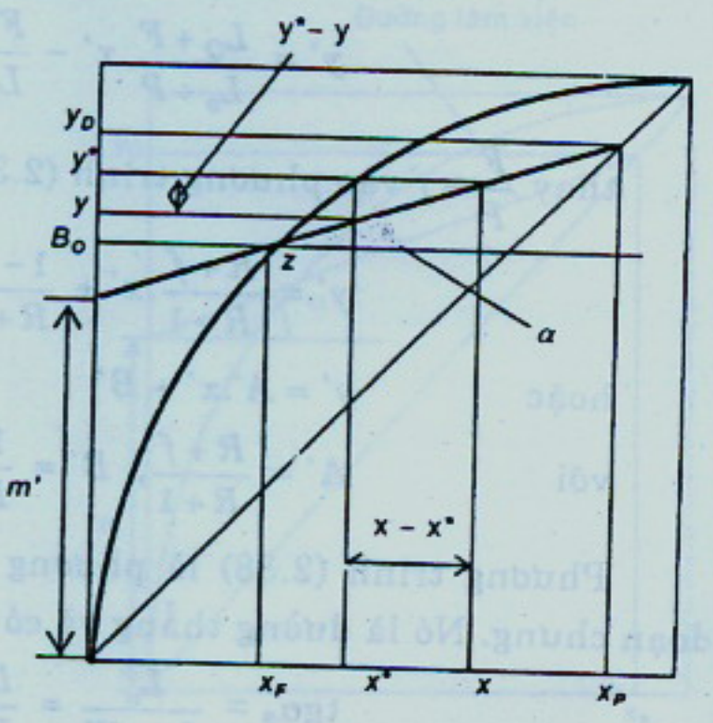
và tại điểm $x' = y'$ nó đi qua điểm $y_W = x_W$ trên đường chéo (hình 2.31). Trong trường hợp hồi lưu hoàn toàn lượng sản phẩm đáy bằng không và đường làm việc trùng với đường chéo.



Hình 2.31. Đồ thị $y - x$ biểu diễn đường làm việc đoạn chưng

2.4.2.2.5. Chỉ số hồi lưu tối thiểu

Động lực của quá trình chưng luyện được xác định qua hiệu số nồng độ giữa đường cân bằng và đường làm việc, theo pha hơi có $(y^* - y)$ và theo pha lỏng có $(x - x^*)$. Trong đó dấu (*) chỉ nồng độ cân bằng. Theo phương trình (2.32) thì độ dốc của đường làm việc phụ thuộc vào chỉ số hồi lưu R. Do đó đường làm việc càng gần với đường cân bằng thì chỉ số hồi lưu càng nhỏ. Vậy, chỉ số hồi lưu có độ lớn tối thiểu, khi đĩa dưới cùng của đoạn luyện (còn gọi là đĩa tiếp liệu) tồn tại động lực, tức hiệu số nồng độ



Hình 2.32. Xác định chỉ số hồi lưu tối thiểu

$y^* - y$ dương. Ở trường hợp giới hạn có chỉ số hồi lưu tối thiểu, tức tại x_F thì $(y^* - y)$ bằng 0 (hình 2.32). Để xác định giá trị của chỉ số hồi lưu tối thiểu, xuất phát từ điểm $x_P = y_D$ trên đường chéo kéo đường thẳng qua điểm Z là giao điểm của đường thẳng vuông góc với trục hoành qua x_F với đường cân bằng, cắt trục tung tại điểm B_O có đoạn m', theo công thức (2.33):

$$m' = \frac{x_P}{R_{\min} + 1} \tag{2.33}$$

Xác định được chỉ số hồi lưu tối thiểu R_{min}:

$$R_{min} = \frac{x_P}{m'} - 1 \tag{2.40}$$

Từ đồ thị hình 2.32 theo công thức:

$$\text{tg}\alpha_1 = \frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = \frac{y_D - y^*_F}{x_P - x_F} = \frac{x_P - y^*_F}{x_P - x_F}$$

Rút ra $$R_{min} = \frac{x_P - y^*_F}{y^*_F - x_F}$$

với y^*_F là nồng độ cân bằng ứng với x_F. Tại điểm Z động lực tính theo pha hơi và pha lỏng đều bằng 0.

2.4.2.2.6. Chỉ số hồi lưu hiệu quả và số đĩa lý thuyết

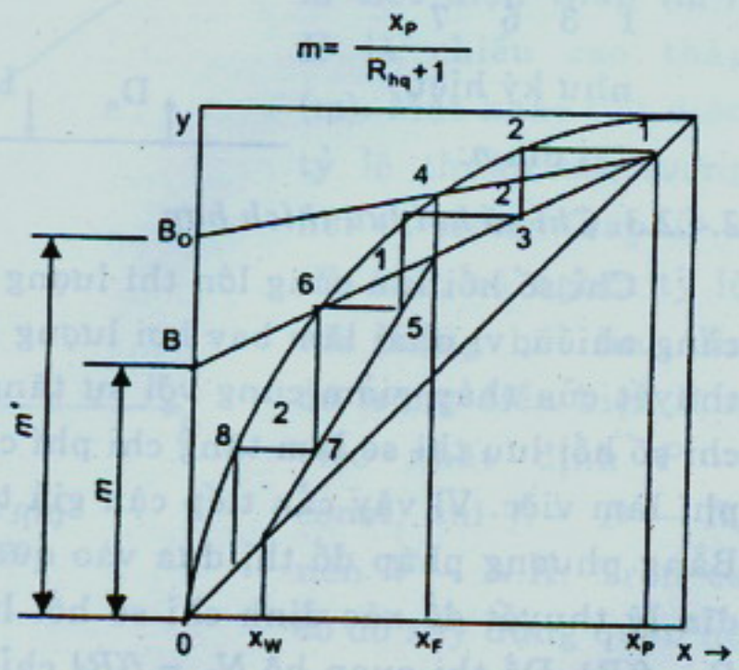
Các trường hợp giới hạn đã nêu trong thực tế không thực hiện là:

$R = R_{min}$ thì $N_{lt} \to \infty$.

$R \to \infty$ thì $N_{lt} = N_{min}$

trong đó N_{lt} – số đĩa lý thuyết của tháp chưng luyện.

Vì vậy, tháp cần làm việc ở chỉ số hồi lưu



Hình 2.33. Đồ thị $y - x$ xác định số đĩa lý thuyết

hiệu quả nằm ở giữa các trường hợp giới hạn trên. Theo quy tắc của Faust thì chỉ số hồi lưu hiệu quả là:

$$R_{hq} = (1,1 \ldots\ldots 1,5)\, R_{min} \qquad (2.41)$$

với giá trị R_{hq} có thể xác định m trên đồ thị $y - x$, đường làm việc và số đĩa lý thuyết (hình 2.33).

Qua đồ thị có số đĩa lý thuyết ở đoạn luyện là $N_{lt_n} = 2$ và ở đoạn chưng là $N_{lt_c} = 2$.

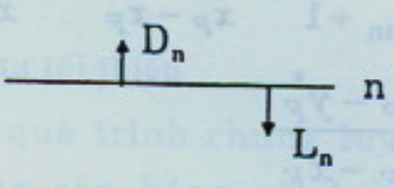
Số đĩa của toàn tháp:

$$N_{lt} = N_{lt_v} + N_{lt_c} = 4$$

Những điểm trên đường cân bằng tương ứng với các đĩa có lượng hơi bay lên cân bằng với lượng lỏng chảy xuống cũng từ các đĩa ấy là

2 4 6 8

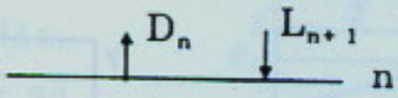
như ký hiệu tại đĩa n:



Những điểm trên đường làm việc tương ứng với các đĩa có lượng hơi bay lên gặp với lượng lỏng ở đĩa trên chảy xuống với sự trao đổi chất và trao đổi nhiệt là

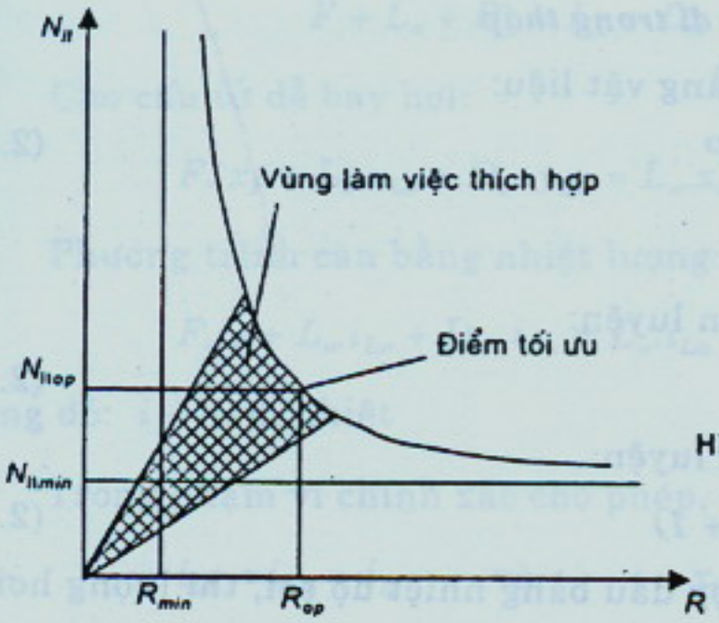
1 3 5 7

như ký hiệu tại đĩa n:



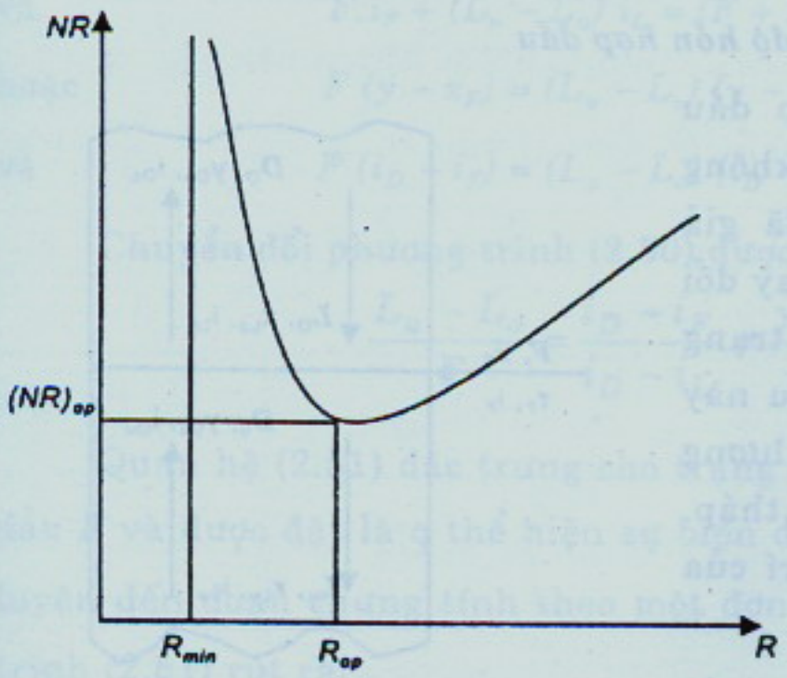
2.4.2.3. Chỉ số hồi lưu thích hợp

Chỉ số hồi lưu càng lớn thì lượng nhiệt được tiêu thụ ở đáy tháp càng nhiều, vì phải làm bay hơi lượng hồi lưu này. Mặt khác số đĩa lý thuyết của tháp giảm cùng với sự tăng của chỉ số hồi lưu. Nếu giảm chỉ số hồi lưu thì sẽ làm tăng chi phí chế tạo tháp mặc dù có giảm chi phí làm việc. Vì vậy cần tiếp cận giá trị thích hợp của chỉ số hồi lưu. Bằng phương pháp đồ thị dựa vào quan hệ giữa chỉ số hồi lưu và số đĩa lý thuyết để xác định chỉ số hồi lưu thích hợp theo quan hệ N_{lt}. $R = f(R)$. Đồ thị quan hệ $N_{lt} = f(R)$ chỉ ra vùng làm việc thích hợp, từ đó có thể tính được quan hệ thích hợp giữa N_{lt} và R (hình 2.34).



Hình 2.34. Đồ thị quan hệ $N = f(R)$
Vùng làm việc thích hợp

Để xác định chính xác giá trị thích hợp của chỉ số hồi lưu R_{op} ta dùng quan hệ $N.R = f(R)$. Giá trị cực tiểu của đồ thị cho ra chỉ số hồi lưu thích hợp R_{op}, vì tại đó thiết bị có kích thước bé nhất nhưng vẫn đảm bảo chế độ làm việc tốt nhất. Điều này có thể được giải thích: sự phụ thuộc giữa chỉ số hồi lưu với kích thước tháp qua thể tích làm việc $V = f.H$, trong đó f là tiết diện tháp (m^2); H là chiều cao tháp (m). Mặt khác tiết diện tỷ lệ thuận với lượng hơi đi trong tháp $D = (R+1).P$, có nghĩa tỷ lệ với lượng hồi lưu. Do đó trong điều kiện làm việc nhất định P = const, thì $f \sim D \sim R$, nên $V \sim N.R$. Trên cơ sở đó xây dựng quan hệ $NR = f(R)$ sẽ xác định được chỉ số hồi lưu thích hợp (hình 2.35).



Hình 2.35. Đồ thị quan hệ $NR = f(R)$
Xác định chỉ số hồi lưu thích hợp

2.4.2.4. Tính lượng hơi và lỏng đi trong tháp

Với đoạn luyện có cân bằng vật liệu:

$$D_o = L_o + P \tag{2.28}$$

Và $$R = \frac{L_o}{P}$$

Lượng lỏng đi trong đoạn luyện:

$$L_o = R.P \tag{2.42}$$

Lượng hơi đi trong đoạn luyện:

$$D_o = P\,(R + 1) \tag{2.43}$$

Nếu nhiệt độ của hỗn hợp đầu bằng nhiệt độ sôi, thì lượng hơi và lượng lỏng đi trong đoạn chưng được tính:

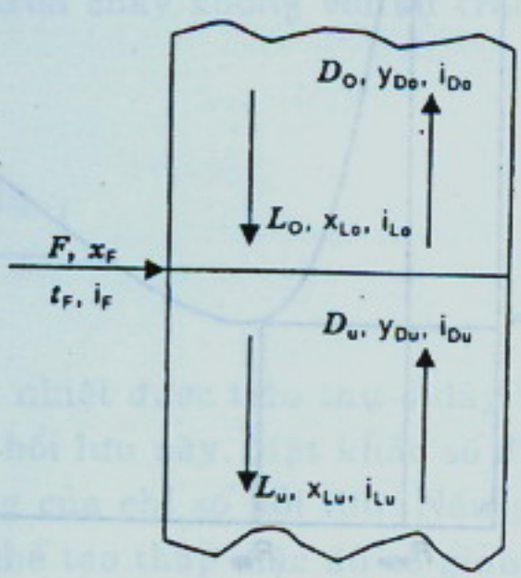
$$D_u = D_o = P\,(R + 1) \tag{2.44}$$

$$L_u = L_o + F = R\,.\,P + F \tag{2.45}$$

Lượng hơi và lỏng đi trong đoạn chưng và đoạn luyện sẽ quyết định cho việc xác định kích thước chính của tháp chưng luyện.

2.4.2.5. Ảnh hưởng của nhiệt độ hỗn hợp đầu

Nhiệt độ của hỗn hợp đầu vào tháp có thể bất kỳ, chứ không phải ở nhiệt độ sôi như đã giả thiết ở trên. Với nhiệt độ thay đổi hỗn hợp đầu cũng thay đổi trạng thái nhiệt động của nó. Điều này cũng dẫn đến làm thay đổi lượng hơi và lượng lỏng đi trong tháp. Điều đó cũng có nghĩa vị trí của đĩa tiếp liệu thay đổi theo.



Hình 2.36. Sơ đồ quan hệ ở đĩa tiếp liệu

Phương trình cân bằng vật liệu và nhiệt lượng ở đĩa tiếp liệu:

Phương trình cân bằng vật liệu (hình 2.36)

$$F + L_o + D_u = L_u + D_o \qquad (2.46)$$

Cho cấu tử dễ bay hơi:

$$F.x_F + L_o.x_{Lo} + D_u.y_{Du} = L_u.x_{Lu} + D_o y_{Do} \qquad (2.47)$$

Phương trình cân bằng nhiệt lượng:

$$F.i_F + L_o.i_{Lo} + D_u.i_{Du} = L_u.i_{Lu} + D_o.i_{Do} \qquad (2.48)$$

trong đó: i – hàm nhiệt

Trong phạm vi chính xác cho phép, chấp nhận:

$$i_{Lo} \approx i_{Lu} = i_L \quad \text{và} \quad x_{Lo} \approx x_{Lu} = x$$

$$i_{Do} \approx i_{Du} = i_D \quad \text{và} \quad y_{Do} \approx y_{Du} = y \qquad (2.49)$$

Thay phương trình (2.49) và (2.46) vào phương trình (2.47) và (2.48) được phương trình:

$$F.x_F + (L_o - L_u)\,x = (F + L_o - L_u).y$$

và $$F.i_F + (L_o - L_u)\,i_L = (F + L_o - L_u).i_D.$$

hoặc $$F\,(y - x_F) = (L_u - L_o)\,(y - x)$$

và $$F\,(i_D - i_F) = (L_u - L_o)\,(i_D - i_L) \qquad (2.50)$$

Chuyển đổi phương trình (2.50) được:

$$\frac{L_u - L_o}{F} = \frac{i_D - i_F}{i_D - i_L} = \frac{y - x_F}{y - x} = q \qquad (2.51)$$

Quan hệ (2.51) đặc trưng cho trạng thái nhiệt động của hỗn hợp đầu F và được đặt là q thể hiện sự biến đổi lượng lỏng khi đi từ đoạn luyện đến đoạn chưng tính theo một đơn vị hỗn hợp đầu. Từ phương trình (2.51) rút ra:

$$L_u = L_o + q.F \qquad (2.52)$$

và $$y = \frac{q}{q-1}.x - \frac{1}{q-1}.x_F \qquad (2.53)$$

Phương trình (2.53) chỉ ra quan hệ giữa nồng độ của hơi và lỏng ở đĩa tiếp liệu phụ thuộc và q và x_F. Vì trong từng trường hợp cụ thể q và x_F đã biết, do đó phương trình (2.53) có dạng đường thẳng có góc nghiêng $\frac{q}{q-1}$. Để có thể biểu diễn đường q trong đồ thị $y - x$, cần biết trước hai điểm:

1. Khi $y = x$ thì $x = x_F$

2. Khi $y = 0$ thì $x = \frac{x_F}{q}$

Trong thực tế có năm trạng thái nhiệt động của hỗn hợp đầu:

1. Nhiệt độ của hỗn hợp đầu nhỏ hơn nhiệt độ sôi $t_F < t_S$.

2. Nhiệt độ của hỗn hợp đầu bằng nhiệt độ sôi $t_F = t_S$.

3. Nhiệt độ của hỗn hợp đầu $t_S < t_F < t_r$.

4. Nhiệt độ của hỗn hợp đầu bằng nhiệt độ hơi bão hòa $t_F = t_r$.

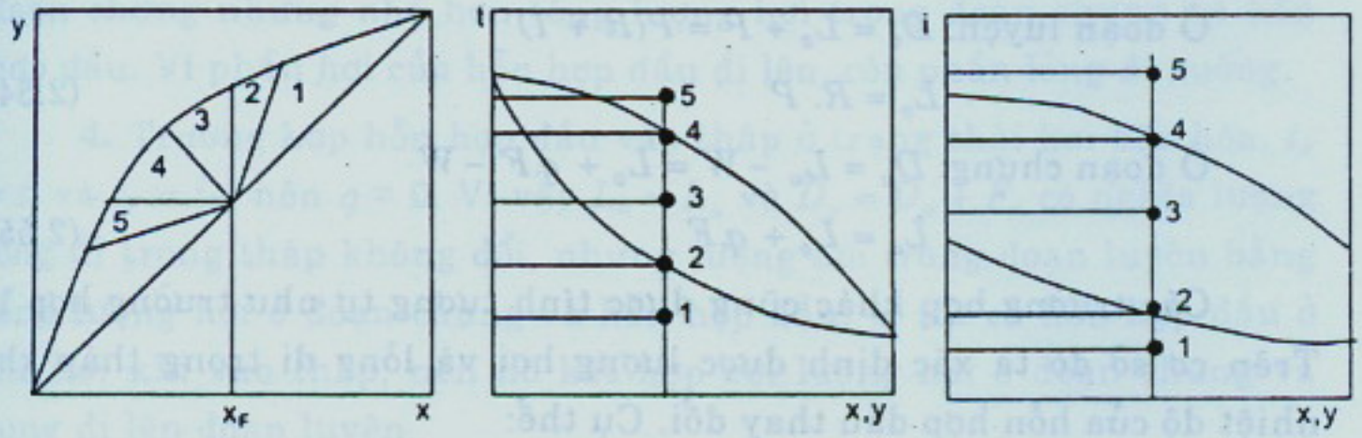
5. Nhiệt độ của hỗn hợp đầu lớn hơn nhiệt độ hơi bão hòa $t_F > t_r$.

Bảng 2.1 thể hiện cụ thể các giá trị của i_F, q và $x = \frac{x_F}{q}$ theo nhiệt độ của t_F của hỗn hợp đầu theo năm trường hợp đã nêu.

Bảng 2.1

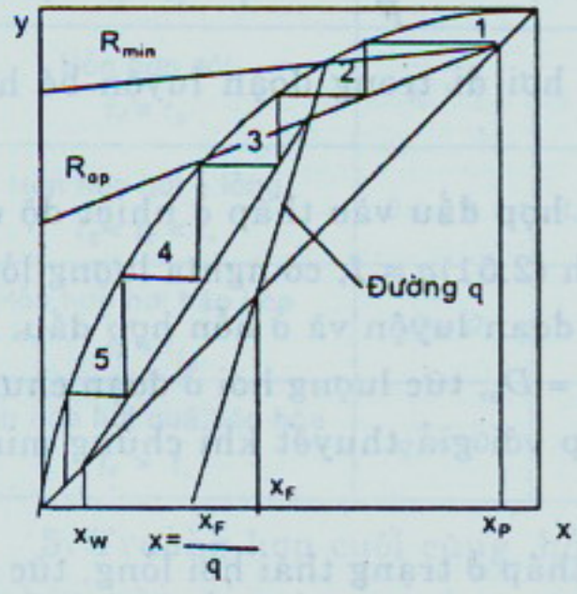
Trường hợp	t_F	i_F	q	$x = \frac{x_F}{q}$
1	$t_F < t_S$	$i_F < i_L$	$q < 1$	$0 < x < x_F$
2	$t_F = t_S$	$i_F = i_L$	$q = 1$	$x = x_F$
3	$t_S < t_F < t_r$	$i_L < i_F < i_D$	$0 < q < 1$	$x_F < x < \infty$
4	$t_F = t_r$	$i_F = i_D$	$q = 0$	$x = \infty$
5	$t_F > t_r$	$i_F > i_D$	$q > 0$	$x < 0$

Đồ thị hình 2.37 biểu thị đường q trong đồ thị $y - x$ và các vị trí trên đồ thị $t - x, y$ và $i - x, y$ tương ứng với các trạng thái nhiệt động của hỗn hợp đầu.



Hình 2.37. Đồ thị biểu diễn trạng thái nhiệt động của hỗn hợp đầu

Ví dụ cách xác định số đĩa lý thuyết trong trường hợp nhiệt độ của hỗn hợp đầu vào tháp thấp hơn nhiệt độ sôi, các đường q , đường làm việc và số đĩa như hình 2.38.



Hình 2.38. Xác định số đĩa lý thuyết cho trường hợp $t_F < t_s$:

Số đĩa đoạn luyện: $N_{lv} = 2$;

Số đĩa đoạn chưng: $N_{ltu} = 3$;

Số đĩa toàn tháp: $N_{tt} = 5$.

Trong trường hợp này quan hệ giữa số đĩa của đoạn chưng so với đoạn luyện lớn hơn ở trường hợp có nhiệt độ vào bằng nhiệt độ sôi, vì hỗn hợp đầu khi vào cần được gia nhiệt đến nhiệt độ sôi. Điều này đòi hỏi tăng bề mặt trao đổi nhiệt, tức tăng số ngăn. Lượng nhiệt được tiêu thụ ở đáy tháp cũng nhiều hơn. Do đó để tiết kiệm nhiệt lượng thì

hỗn hợp đầu vào tháp ở nhiệt độ sôi hợp lý hơn. Theo phương trình (2.52) thì lượng hơi và lỏng đi trong tháp chịu ảnh hưởng của trạng thái nhiệt động của hỗn hợp đầu. Cụ thể được tính:

Ở đoạn luyện: $D_o = L_o + P = P(R + 1)$

$$L_o = R.\ P \tag{2.54}$$

Ở đoạn chưng: $D_u = L_u - W = L_o + q.F - W$

$$L_u = L_o + q.F \tag{2.55}$$

Các trường hợp khác cũng được tính tương tự như trường hợp 1. Trên cơ sở đó ta xác định được lượng hơi và lỏng đi trong tháp khi nhiệt độ của hỗn hợp đầu thay đổi. Cụ thể:

1. Khi nhiệt độ hỗn hợp đầu nhỏ hơn nhiệt độ sôi $t_F < t_S$, thì $i_F < i_L$, theo phương trình (2.51) q > 1.

Do đó $L_u > L_n + F$. Tức lượng lỏng của đoạn chưng lớn hơn tổng lượng lỏng của đoạn luyện và hỗn hợp đầu.

Mặt khác từ phương trình (2.46) có $\dfrac{D_u - D_o}{F} = q - 1$ (2.56)

rút ra $D_u > D_n$, nghĩa là lượng hơi đi trong đoạn luyện bé hơn lượng hơi đi trong đoạn chưng.

2. Trường hợp nhiệt độ của hỗn hợp đầu vào tháp ở nhiệt độ sôi $t_F = t_S$, thì $i_F = i_L$ và theo phương trình (2.51) $q = 1$, có nghĩa lượng lỏng ở đoạn chưng bằng tổng lượng lỏng ở đoạn luyện và ở hỗn hợp đầu. $L_u = L_o + F$. Theo phương trình (2.56) $D_u = D_o$, tức lượng hơi ở đoạn chưng bằng lượng hơi ở đoạn luyện (phù hợp với giả thuyết khi chứng minh đường làm việc của tháp).

3. Trường hợp hỗn hợp đầu vào tháp ở trạng thái hơi lỏng, tức có nhiệt độ lớn hơn nhiệt độ sôi $t_S < t_F < t_r$. Khi đó hàm nhiệt của hỗn hợp đầu được tính:

$$i_F = i_L e + (1 - e)\, i_D \tag{2.57}$$

với e – phần chất lỏng trong hỗn hợp đầu. Như vậy hàm nhiệt của hỗn hợp đầu nằm giữa hàn nhiệt của hơi và lỏng, tức $i_L < i_F < i_D$. Theo phương trình (2.51) $0 < q < 1$. Vậy $L_o < L_u < L_n + F$. Tương tự $D_u < D_o <$

$D_u + F$. Có nghĩa lượng lỏng trong đoạn chưng lớn hơn lượng lỏng trong đoạn luyện nhưng nhỏ hơn tổng lượng lỏng trong đoạn luyện với hỗn hợp đầu. Và lượng hơi trong đoạn luyện lớn hơn lượng hơi trong đoạn chưng nhưng nhỏ hơn tổng lượng hơi trong đoạn chưng và hỗn hợp đầu. Vì phần hơi của hỗn hợp đầu đi lên, còn phần lỏng đi xuống.

4. Trường hợp hỗn hợp đầu vào tháp ở trạng thái hơi bão hòa, $t_F = t_r$ và $i_F = i_D$, nên $q = 0$. Vì vậy $L_o = L_u$ và $D_o = D_u + F$, có nghĩa lượng lỏng đi trong tháp không đổi, nhưng lượng hơi trong đoạn luyện bằng tổng lượng hơi ở đoạn chưng và hỗn hợp đầu, vì tất cả hỗn hợp đầu ở thể hơi khi vào tháp, nên nó kết hợp với lượng hơi ở đoạn chưng và cùng đi lên đoạn luyện.

Bảng 2.2

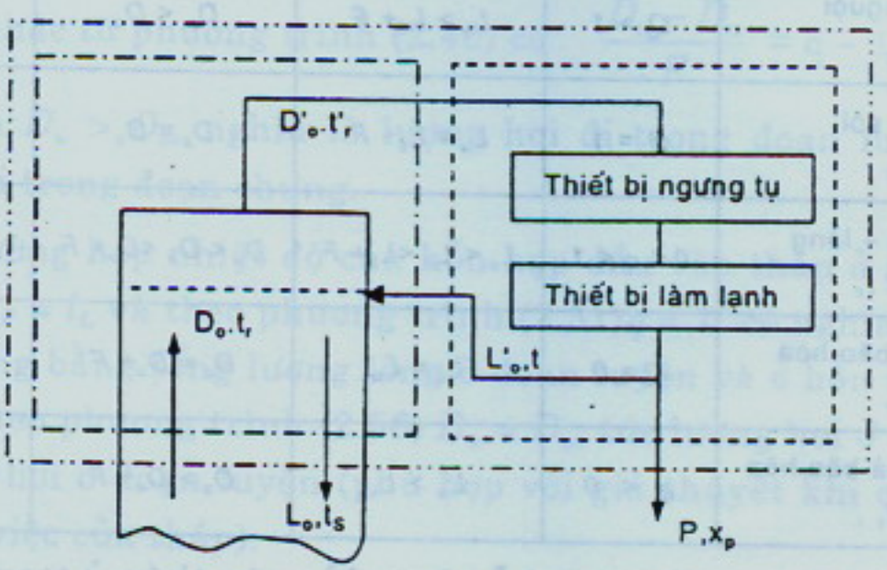
Trạng thái nhiệt động của hỗn hợp đầu	q	Lượng lỏng	Lượng hơi	tgα hệ số góc phương trình (2.53)
Hỗn hợp nguội $t_F < t_S$	$Q > 1$	$L_u > L_o + F$	$D_o < D_u$	$\frac{q}{q-1} > 1$
Hỗn hợp sôi $t_F = t_S$	$Q = 1$	$L_u = L_o + F$	$D_o = D_u$	$\frac{q}{q-1} \to \infty$
Hỗn hợp hơi – lỏng $t_S < t_F < t_r$	$0 < q < 1$	$L_o < L_u < L_o + F$	$D_u < D_o < D_u + F$	$\frac{q}{q-1} < 0$
Hỗn hợp hơi bão hòa $t_F = t_r$	$Q = 0$	$L_o = L_u$	$D_o = D_u + F$	$\frac{q}{q-1} = 0$
Hỗn hợp hơi quá bão hòa $t_F > t_r$	$q < 0$	$L_o > L_u$	$D_o > D_u + F$	$0 < \frac{q}{q-1} < 1$

5. Trường hợp cuối cùng, hỗn hợp đầu vào tháp ở trạng thái hơi quá bão hòa, $t_F > t_r$, $i_F > i_D$, $q < 0$. Do đó $L_o > L_u$ và $D_o > D_u + F$. Có nghĩa lượng lỏng trong đoạn luyện lớn hơn lượng lỏng trong đoạn chưng và lượng hơi trong đoạn luyện lớn hơn tổng lượng hơi ở đoạn chưng và hỗn hợp đầu, vì một phần lỏng từ đoạn luyện xuống bị bốc hơi do nhiệt quá nhiệt của hỗn hợp đầu. Do đó lượng hơi đi lên thì tăng, còn lượng lỏng đi xuống thì giảm. Quan hệ lượng lỏng và hơi đi

trong tháp ở các trường hợp khác nhau của trạng thái nhiệt động của hỗn hợp đầu được tổng hợp ở bảng 2.2.

2.4.2.6. Lượng hồi lưu vào tháp ở nhiệt độ không sôi

Đối với những tháp cao, các thiết bị ngưng tụ sản phẩm đỉnh phải đặt dưới đất, rất khó đưa được lượng hồi lưu lên đỉnh tháp ở nhiệt độ sôi vì nguy cơ va đập hơi và gây thiệt hại cho bơm. Vì vậy, trong trường hợp này lượng hồi lưu được đưa trở lại đỉnh tháp có nhiệt độ thấp hơn nhiệt độ sôi, hình 2.39 biểu thị quan hệ này. Nếu ở đỉnh tháp có chất lỏng ở nhiệt độ thấp vào sẽ làm ngưng tụ một phần hơi từ dưới lên D_n, và lượng hơi có ở đây là $D'_n < D_n$. Khi ngưng tụ hơi này đã cấp nhiệt cho dòng lỏng đi xuống $L'_n < L_n$, làm tăng nhiệt độ của lỏng lên một ít từ t đến t'. Lượng hơi D'_n từ D_n đã ngưng tụ một phần cấu tử khó bay hơi nên giàu cấu tử khó bay hơi hơn. Nhờ lượng nhiệt được cấp của hơi mà lượng lỏng hồi lưu L'_n được đun nóng đến nhiệt độ sôi t_S. Như vậy, ở thiết bị ngưng tụ chỉ ngưng tụ lượng hơi D'_n.



Hình 2.39. Sơ đồ tháp với lượng hồi lưu không sôi
Ba khu vực với phương trình cân bằng vật liệu

$D_o - L_o = P$

$D'_o - L'_o = P$

$D_o + L'_o = D'_o + L_o$

Từ sơ đồ hình 2.39 cho thấy, lượng nhiệt được cung cấp ở đáy tháp trong trường hợp này không thay đổi, mà chỉ có năng suất của thiết bị ngưng tụ sản phẩm đỉnh thay đổi. Tuy nhiên nhược

điểm của việc đưa lượng hồi lưu lạnh vào tháp là tăng số đĩa ở đoạn luyện.

Đối với trường hợp lượng hồi lưu vào ở nhiệt độ sôi:

$$R = \frac{L_o}{P},\ L_n = RP,\ D_n = (R + 1)P \qquad (2.58)$$

Trường hợp ở nhiệt độ lạnh:

$$R' = \frac{L_o}{P},\ L'_n = R.P,\ D'_n = (R' + 1)\ .\ P \qquad (2.59)$$

Điều cần quan tâm là tỷ số giữa hai chỉ số hồi lưu R và R' là bao nhiêu. Quan hệ này dược tính trên cơ sở phương trình cân bằng nhiệt:

$$D_O.i_{D_n} + L'_O.i'_{in} = D'_O\ .\ i'_{D_n} + L_O.i_{L_o} \qquad (2.60)$$

Do không có sự khác biệt lớn về nồng độ qua quá trình ngưng tụ hỗn hợp nên chấp nhận $t = t'$ và do đó $i_{D_n} = i'_{D_n}$, $c'_{PL} = c_{PL}$ là nhiệt dung riêng của lỏng.

Phương trình cân bằng nhiệt:

$$D_O\ .\ [\ c_{PL}.\ (t_S - t_O) + r\ ] + L'_O\ [c_{PL}.\ (t - t_O)] =$$

$$= D'_O\ .\ [\ c_{PL}.\ (t_S - t_O) + r\ ] + L_O\ c_{PL}.\ (t - t_O) \qquad (2.61)$$

Lấy $t_O = t_S$, thay phương trình (2.58) và (2.59) vào phương trình (2.61) có:

$$(R + 1)\ .\ r + R'.\ c_{PL}\ (t - t_S) = (R' + 1)\ r$$

hoặc:
$$R.r = R'\ [r + c_{PL}\ (t_S - t)]$$

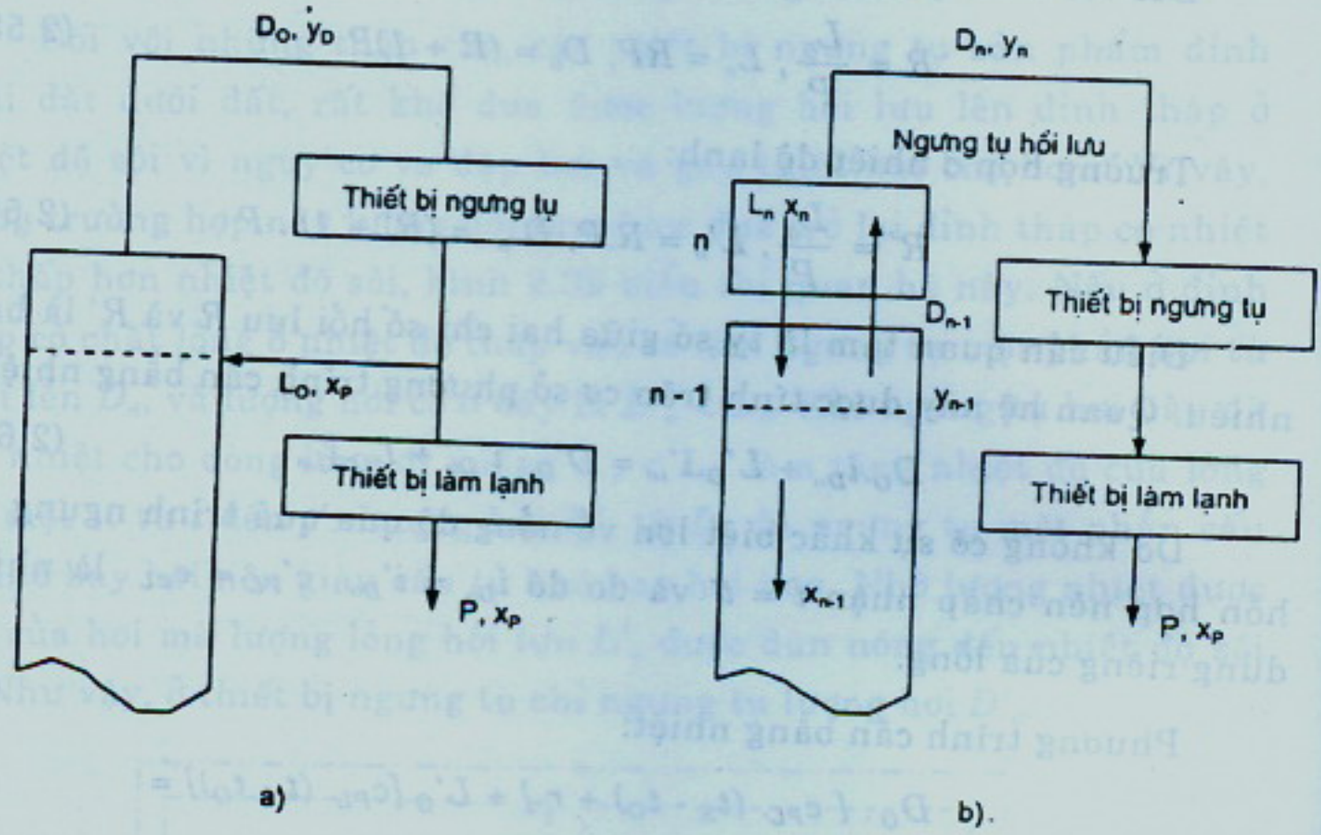
rút ra:
$$\frac{R}{R'} = 1 + \frac{c_{PL}\,(t_S - t)}{r} \qquad (2.62)$$

Qua phương trình (2.62) chứng tỏ chỉ số hồi lưu khi lượng hồi lưu vào tháp ở nhiệt độ thấp hơn nhiệt độ sôi so với ở nhiệt độ sôi luôn luôn bé hơn $R > R'$.

2.4.2.7. Ngưng tụ hồi lưu ở đỉnh tháp

Ngưng tụ hồi lưu khi chỉ có phần lỏng hồi lưu được ngưng tụ. Có nghĩa chỉ có một phần hơi đi lên ở đĩa trên cùng được ngưng tụ và

quay trở lại tháp. Vì vậy, sản phẩm đỉnh sẽ giàu cấu tử dễ bay hơi hơn. Hình 2.40 thể hiện nguyên lý làm việc khi hồi lưu một phần và hồi lưu hoàn toàn.



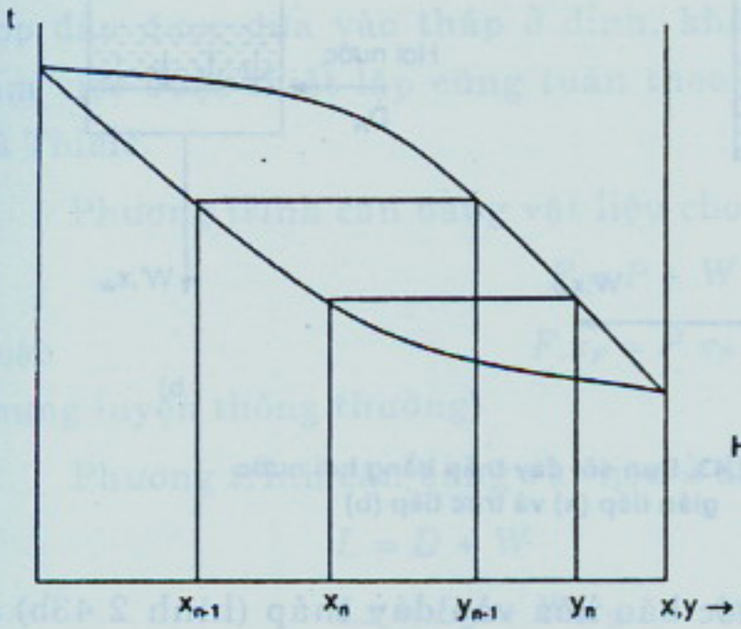
Hình 2.40.
a) ngưng tụ hoàn toàn; b) ngưng tụ hồi lưu

Với chỉ số hồi lưu thích hợp, theo quy tắc đòn bẩy từ đồ thị t - x, y có thể biết được nồng độ y_{n-1} ở trước thiết bị ngưng tụ hồi lưu cần bao nhiêu để đạt được nồng độ sản phẩm đỉnh $y_n = x_P$ (hình 2.41).

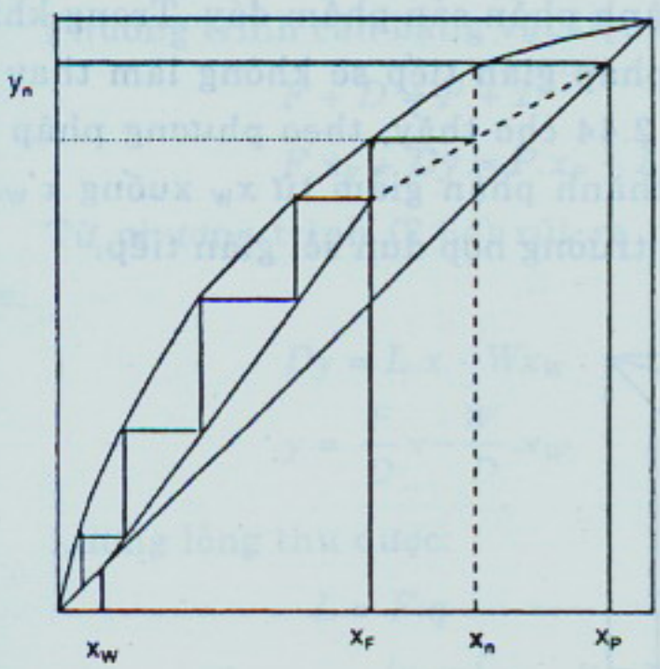
$$R = \frac{L_n}{P} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_{n-1} - x_n} \qquad (2.63)$$

Hiệu số nồng độ giữa y_{n-1} và y_n tương ứng một bậc lý thuyết, xuất phả từ y_{n-1} trên đồ thị y - x để xác định số đĩa cho trường hợp ngưng tụ hồi lưu (hình 2.42). Nhược điểm lớn khi cho ngưng tụ hồi lưu là điều chỉnh lượng hồi lưu, vì lượng hồi lưu chỉ gián tiếp ảnh hưởng của lượng nước làm lạnh. Do vậy, ngày nay được dùng rất hạn chế thiết bị

có ngưng tụ hồi lưu trực tiếp trên đỉnh tháp theo công nghệ truyền thống trong công nghiệp rượu cồn.



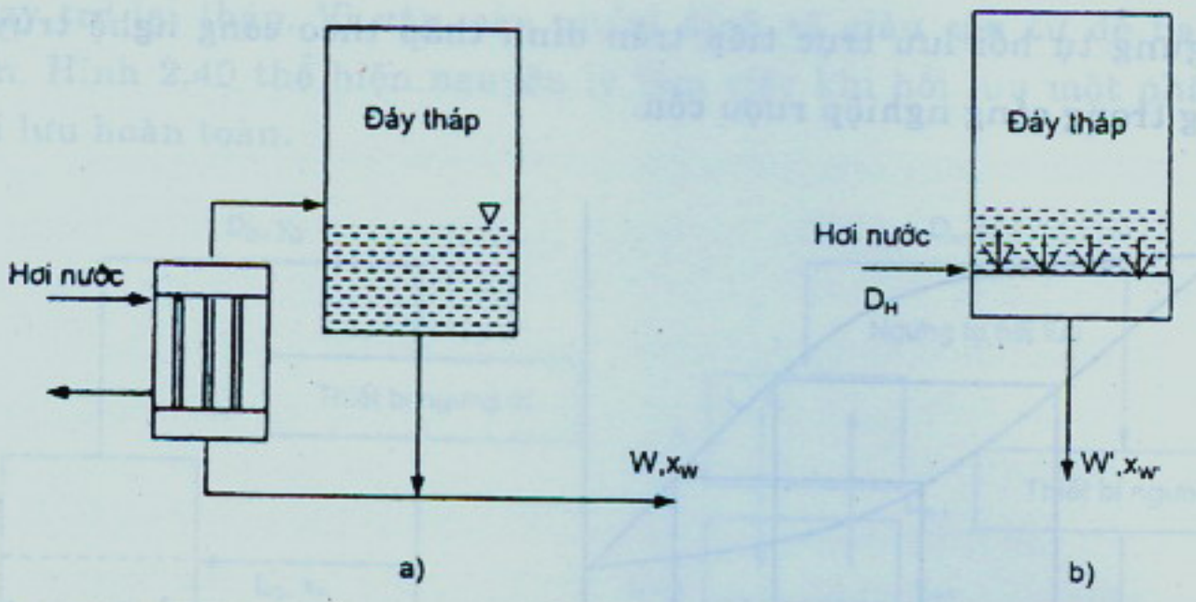
Hình 2.41. Sơ đồ *t - x,y* biểu thị quan hệ x_{n-1}, y_{n-1}, x_n và y_n



Hình 2.42. Cách xác định số đĩa đối với tháp có ngưng tụ hồi lưu

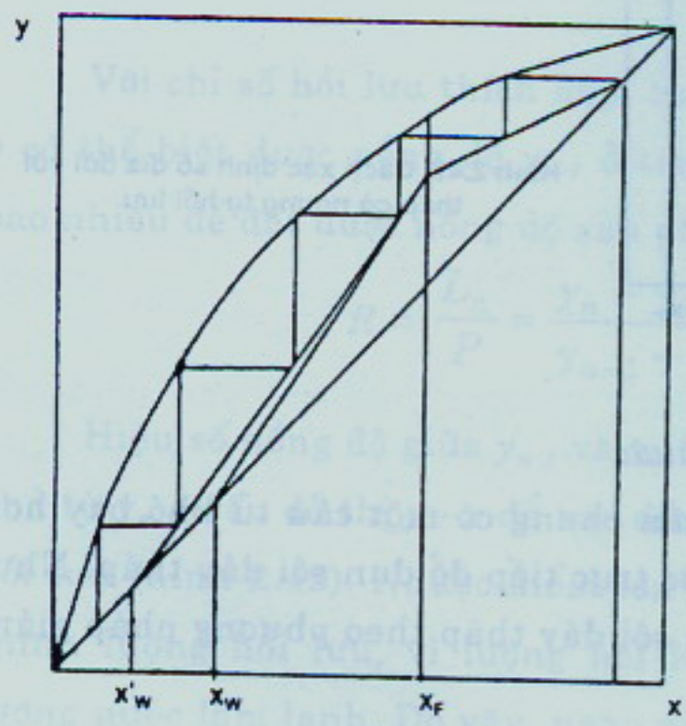
2.4.2.8. Chưng cất dung dịch chứa nước

Trường hợp trong hỗn hợp cần chưng có một cấu tử khó bay hơi là nước, thì người ta dùng hơi nước trực tiếp để đun sôi đáy tháp. Như vậy sẽ tiết kiệm được thiết bị đun sôi đáy tháp theo phương pháp gián tiếp (hình 2.43).



Hình 2.43. Đun sôi đáy tháp bằng hơi nước gián tiếp (a) và trực tiếp (b)

Khi sục trực tiếp hơi nước bão hòa vào đáy tháp (hình 2.43b) sẽ làm thay đổi lượng, cũng như thành phần sản phẩm đáy. Trong khi đó đun sôi đáy tháp bằng phương pháp gián tiếp sẽ không làm thay đổi lượng sản phẩm đáy. Qua hình 2.44 cho thấy, theo phương pháp sục trực tiếp hơi đốt vào đáy tháp thành phần giảm từ x_W xuống x'_W. Vì vậy số đĩa cũng tăng thêm so với trường hợp đun sôi gián tiếp.



Hình 2.44. Đồ thị x - y thể hiện đun sôi đáy tháp trực tiếp và gián tiếp

2.4.2.9. Tháp chưng luyện liên tục chỉ có cột chưng

Trường hợp cần tách cấu tử khó bay hơi ở độ tinh khiết lớn, thì dùng tháp chưng luyện liên tục chỉ có đoạn chưng (hình 2.45). Hỗn hợp đầu được đưa vào tháp ở đỉnh, không cần lượng hồi lưu. Đường làm việc được thiết lập cũng tuân theo những giả thiết của Mc Cabe và Thiele.

Phương trình cân bằng vật liệu cho toàn tháp:

$$F = P + W$$

hoặc $F.x_F = P.x_P + W.x_W$ (giống như trường hợp chưng luyện thông thường)

Phương trình cân bằng vật liệu ở đáy tháp:

$$L = D + W$$

$$Lx = Dy + W.x_W \qquad (2.64)$$

Phương trình cân bằng vật liệu ở đỉnh tháp:

$$F + D = P + L$$

$$F.x_F + Dy = P.x_P + Lx \qquad (2.65)$$

Từ phương trình (2.64) rút ra phương trình đường nồng độ làm việc:

$$Dy = L.x - Wx_W$$

$$y = \frac{F}{D}x - \frac{W}{D}x_W \qquad (2.66)$$

Lượng lỏng thu được:

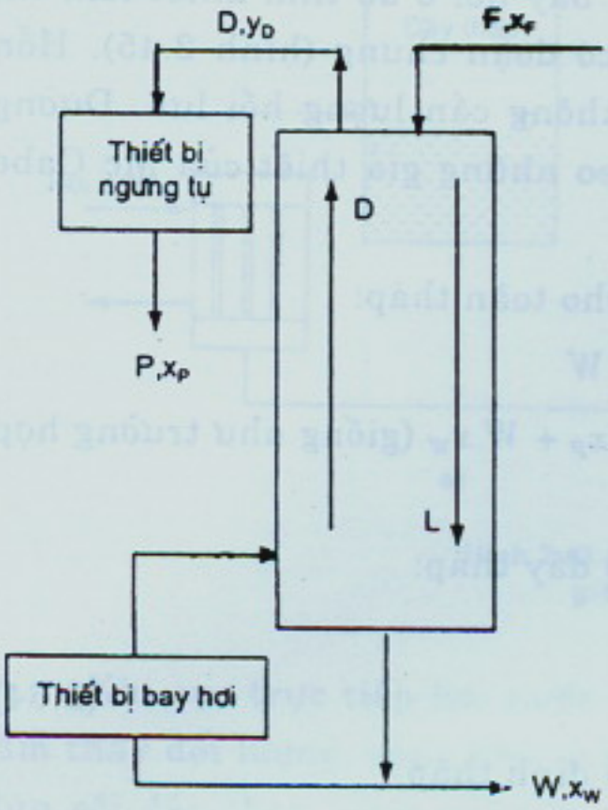
$$L = F.q \qquad (2.67)$$

với $$q = \frac{i_D - i_F}{i_D - i_L} = \frac{y - x_F}{y - x} \qquad (2.51)$$

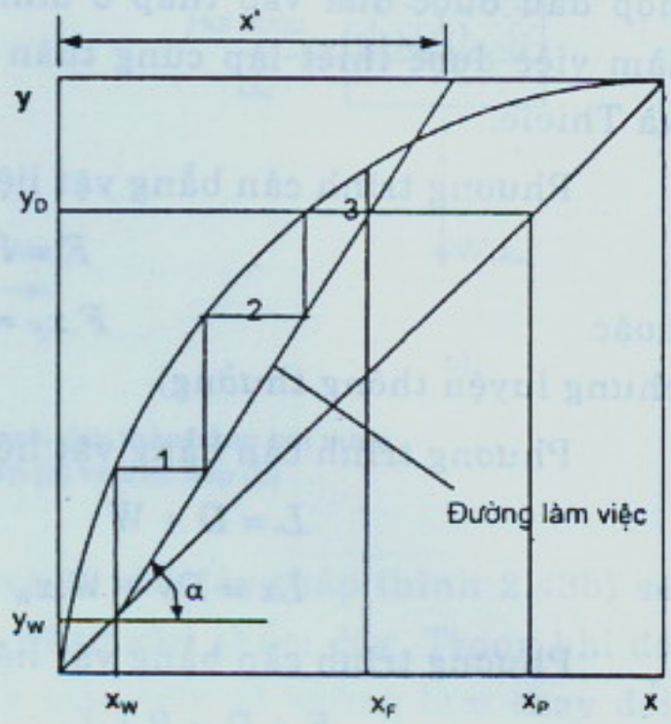
Lượng hơi đi trong tháp:

$$D = L - W = F.q - W \qquad (2.68)$$

Thay phương trình (2.67) và (2.68) vào phương trình (2.66) thu được phương trình đường nồng độ làm việc cho trường hợp tháp chỉ có đoạn chưng.



Hình 2.45. Tháp chưng luyện chỉ có cột chưng



Hình 2.46. Đồ thị x, y

$$y = \frac{q.F}{q.F - W}.x - \frac{W}{q.F - W}x_W \qquad (2.69)$$

Với góc nghiêng α:

$$\text{tg}\alpha = \frac{L}{D} = \frac{q.F}{q.F - W} = \frac{q.F}{P + F(q-1)} \qquad (2.70)$$

Đường làm việc đi qua điểm $y_W = x_W$ khi $y = x$ và tại $y = 1$ cắt trục tung ở:

$$x' = 1 - \frac{W}{F.q - W}(1 - x_W) \qquad (2.71)$$

Hình 2.46 biểu diễn đường làm việc và số đĩa lý thuyết.

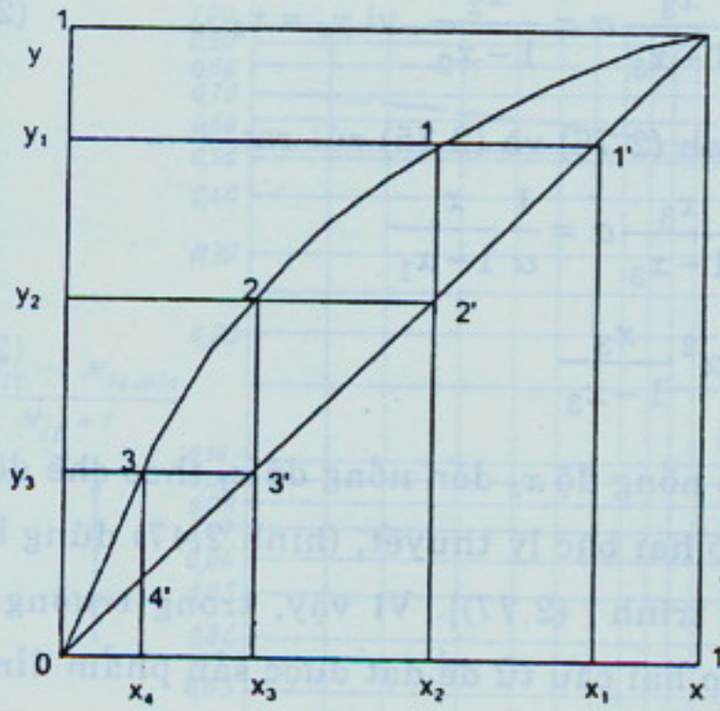
Để xác định thành phần của sản phẩm đỉnh y_D và sản phẩm đáy x_W. Khi nồng độ hỗn hợp đầu x_F, ta cần tháp có ba đĩa như hình 2.46. Giao điểm của y_D và x_F là điểm đi qua của đường làm việc.

2.4.2.10. Phương pháp tính toán xác định chỉ số hồi lưu và số đĩa lý thuyết

2.4.2.10.1. Xác định số đĩa lý thuyết theo Fenske

Cho hỗn hợp lý tưởng hai cấu tử có độ bay hơi tương đối gần như không đổi trong khoảng nhiệt độ chưng, theo Fenske số đĩa lý thuyết được xác định khi chỉ số hồi lưu đạt vô cùng, tức $y = x$.

Trường hợp có ba đĩa lý thuyết (hình 2.47) theo phương pháp Fenske.



Hình 2.47. Đồ thị $y - x$:
điểm 1, 2, 3 - ở trạng thái cân bằng;
điểm 1', 2', 3', 4' - ở trạng thái làm việc

Theo định luật của Raoult và Dalton cho hỗn hợp hai cấu tử A và B là:

$$y.\ P = x.\ P_A$$

$$(1 - y)P = (1 - x)\ P_B \qquad (2.72)$$

Rút ra:

$$\frac{y}{1-y} = \frac{x}{1-x}.\frac{P_A}{P_B} = \frac{x}{1-x}\alpha \qquad (2.73)$$

trong đó: P – áp suất làm việc;

P_A, P_B – áp suất hơi bão hòa của cấu tử A và B;

α – độ bay hơi tương đối cho cấu tử A dễ bay hơi.

Tại điểm làm việc *1'* có : $y_1 = x_1$, nên ở điểm cân bằng *1* theo phương trình (2.73) có:

$$\frac{y_1}{1-y_1} = \frac{x_2}{1-x_2}\alpha \qquad (2.74)$$

Từ đó rút ra:

$$\frac{x_1}{1-x_1} = \frac{x_2}{1-x_2}\alpha \qquad (2.75)$$

Ở điểm làm việc 2′ tiếp theo:

$$\frac{y_2}{1-y_2} = \frac{x_3}{1-x_3}\alpha = \frac{x_2}{1-x_2}, \text{ vì } y_2 = x_2 \qquad (2.76)$$

So sánh các phương trình (2.76) và (2.75) rút ra:

$$\frac{x_2}{1-x_2} = \frac{x_3}{1-x_3}\alpha = \frac{1}{\alpha}\frac{x_1}{1-x_1}$$

hoặc

$$\frac{x_1}{1-x_1} = \alpha^2 \frac{x_3}{1-x_3} \qquad (2.77)$$

Để chưng lượng lỏng có nồng độ x_3 đến nồng độ x_1 theo chế độ hồi lưu hoàn toàn ta cần tháp có hai bậc lý thuyết, (hình 2.47) đúng bằng số luỹ thừa của α [phương trình (2.77)]. Vì vậy, trong trường hợp chung khi cần chưng hỗn hợp hai cấu tử để đạt được sản phẩm đỉnh có nồng độ x_P và sản phẩm đáy có nồng độ x_W thì số bậc lý thuyết của tháp là:

$$\frac{x_P}{1-x_P} = \alpha^{N_{lt\,min}} \cdot \frac{x_W}{1-x_W}$$

Rút ra:

$$N_{lt\,min} = \frac{\lg \dfrac{x_P(1-x_w)}{x_w(1-x_P)}}{\lg \alpha} \qquad (2.78)$$

2.4.2.10.2. Xác định chỉ số hồi lưu tối thiểu theo Fenske và Underwood

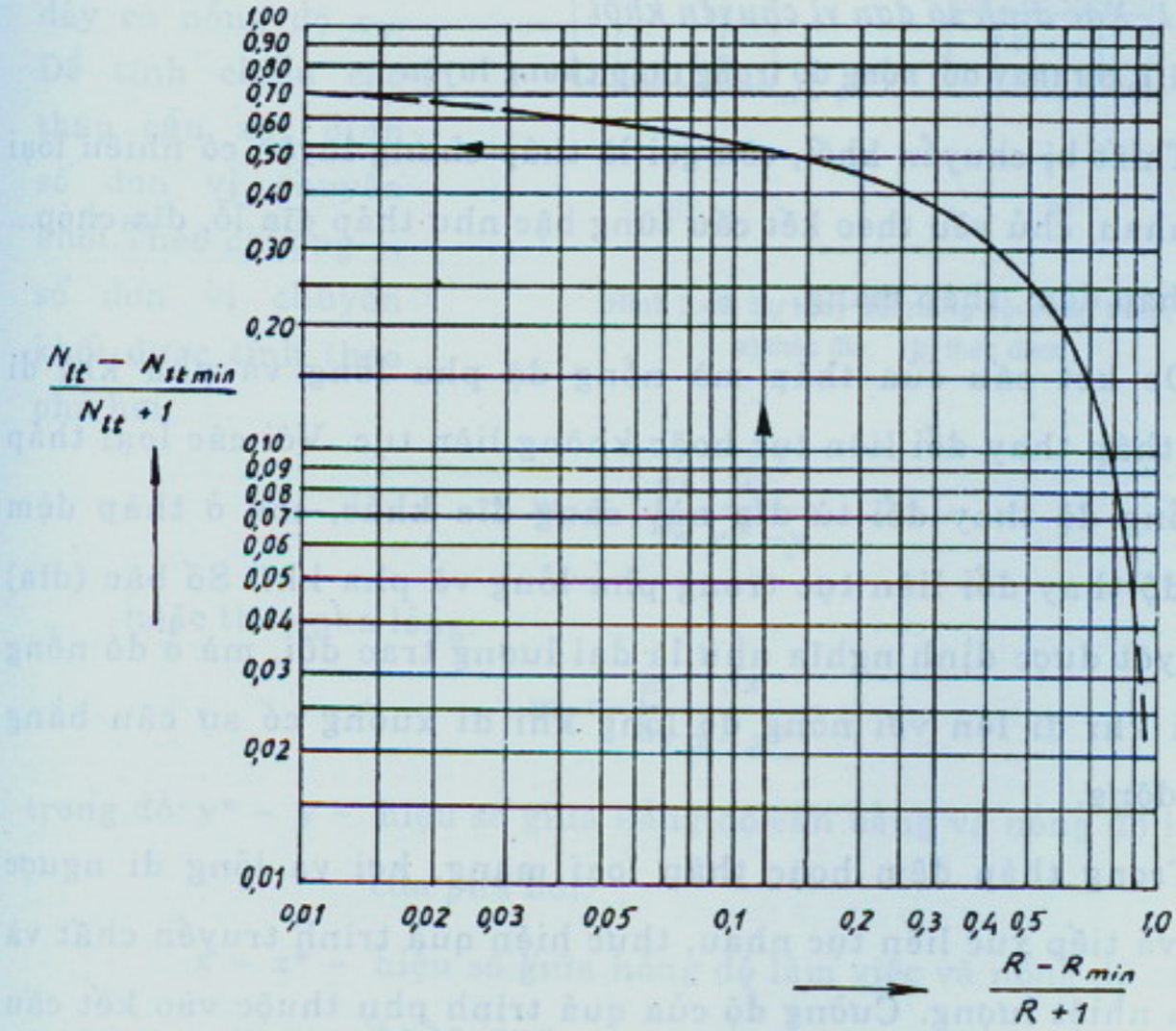
Như đã nêu ở trên, để xác định chỉ số hồi lưu tối thiểu cần biết trước nồng độ sản phẩm đỉnh và đáy và độ bay hơi tương đối. Fenske và Underwood đã đưa ra phương trình xác định chỉ số hồi lưu tối thiểu:

$$R_{min} = \frac{1}{\alpha - 1}\left(\frac{x_P}{x_F} - \alpha \cdot \frac{1 - x_P}{1 - x_F}\right) \qquad (2.79)$$

2.4.2.10.3. Xác định chỉ số hồi lưu thích hợp và số đĩa lý thuyết theo Gilliland

Để xác định chỉ số hồi lưu thích hợp và số đĩa lý thuyết cần thiết trên cơ sở chỉ số hồi lưu tối thiểu, Gilliland đã đưa ra quan hệ:

$$R_{op} = K.R_{min} \quad \text{với} \quad K = 1,1 \ldots\ldots 1,5 \qquad (2.80)$$



Hình 2.48. Đồ thị xác định số đĩa lý thuyết theo Gilliland

Khi đã biết được chỉ số hồi lưu thích hợp, số đĩa lý thuyết được xác định theo đồ hình 2.48.

1. Từ R_{op} và R_{min} công thức (2.79) xác định điểm trên trục hoành.

2.ừ điểm trên trục hoành vừa xác định dựa vào đồ thị xác định được giá trị trên trục tung C_o (hoặc tính theo công thức):

$$C_o = \frac{N_{lt} - N_{ltmin}}{N_{lt} + 1} \quad (2.81)$$

3. Từ giá trị C_O trên trục tung tính được N_{lt}:

$$N_{lt} = \frac{N_{ltmin} + C_o}{1 - C_o} \quad (2.82)$$

2.4.2.11. Xác định số đơn vị chuyển khối

2.4.2.11.1. Sự thay đổi nồng độ trong tháp chưng luyện

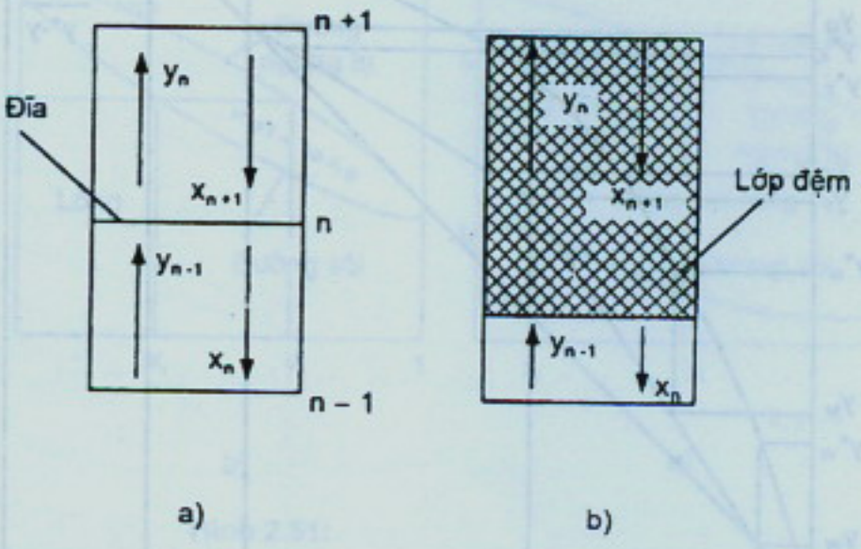
Thiết bị chuyển khối, còn gọi là tháp chưng luyện có nhiều loại khác nhau, chủ yếu theo kết cấu từng bậc như tháp đĩa lỗ, đĩa chóp... hoặc tháp đệm, tháp màng.

Do kết cấu của tháp mà nồng độ pha lỏng và pha khí đi trong tháp thay đổi liên tục hoặc không liên tục. Với các loại tháp đĩa nồng độ thay đổi từ đĩa này sang đĩa khác, còn ở tháp đệm nồng độ thay đổi liên tục trong pha lỏng và pha khí. Số bậc (đĩa) lý thuyết được định nghĩa như là đại lượng trao đổi, mà ở đó nồng độ hơi khi đi lên với nồng độ lỏng khi đi xuống có sự cân bằng nhiệt động.

Trong tháp đệm hoặc tháp loại màng, hơi và lỏng đi ngược chiều và tiếp xúc liên tục nhau, thực hiện quá trình truyền chất và truyền nhiệt lượng. Cường độ của quá trình phụ thuộc vào kết cấu đệm và sự bố trí đệm trong tháp. Với loại tháp này đơn vị chuyển khối được coi là thước đo cho quá trình truyền chất. Vì vậy, số đơn vị chuyển khối được định nghĩa như là sự làm tăng nồng độ trong pha hơi và pha lỏng với động lực quá trình trong khoảng không gian đó của thiết bị (xem phần định nghĩa về số đơn vị chuyển khối ở chương 1).

2.4.2.11.2. Xác định số đơn vị chuyển khối

Hỗn hợp hai cấu tử được chưng luyện trong tháp đệm thành sản phẩm đỉnh có nồng độ x_P và sản phẩm đáy có nồng độ x_W. Để tính chiều cao tháp cần xác định số đơn vị chuyển khối.Theo chương 1, số đơn vị chuyển khối được tính theo pha hơi:



Hình 2.49. Sự thay đổi nồng độ trong tháp:
a) tháp đĩa; b) tháp đệm

$$m_y = \int_{y_W}^{y_D} \frac{dy}{y^* - y} \qquad (2.83)$$

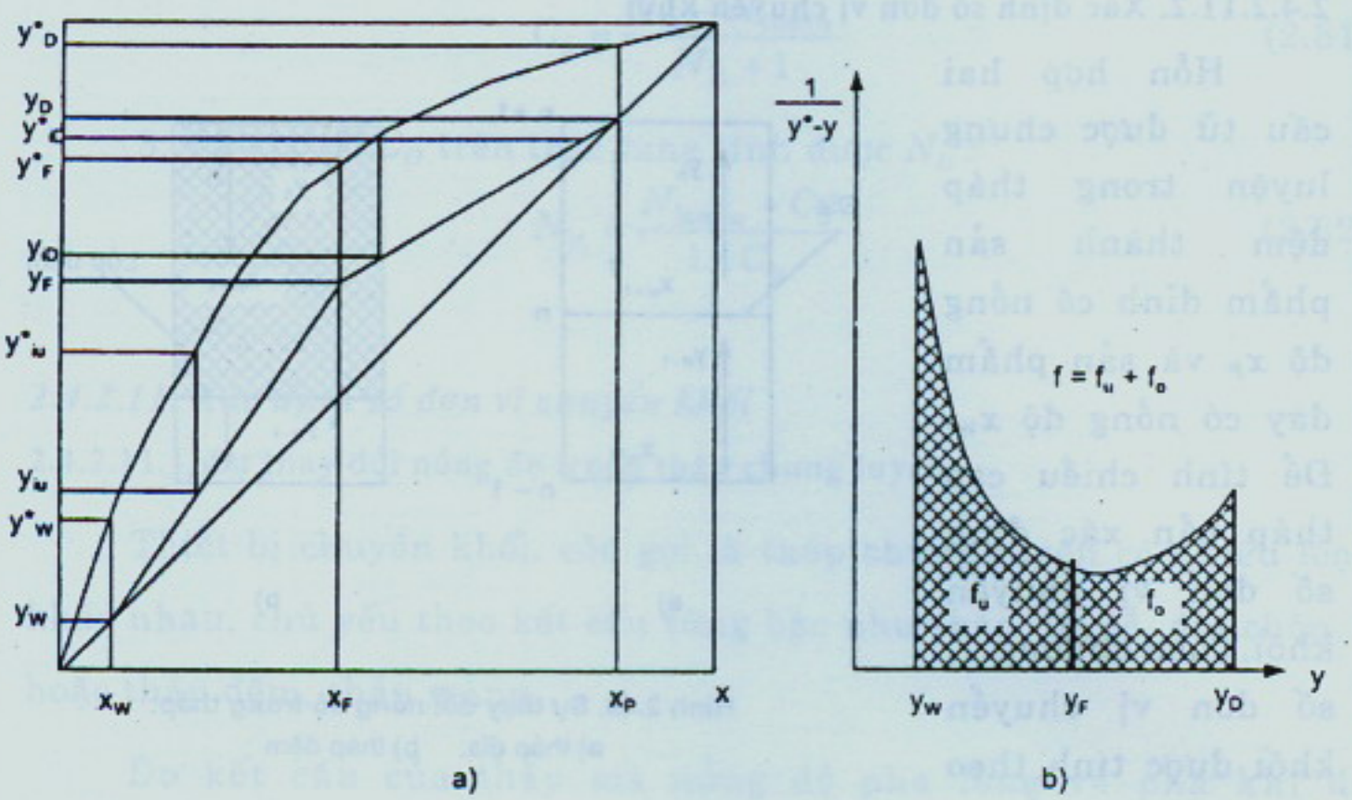
hoặc theo pha lỏng:

$$m_x = \int_{x_W}^{x_P} \frac{dx}{x - x^*} \qquad (2.84)$$

trong đó: $y^* - y$ – hiệu số giữa nồng độ cân bằng và nồng độ làm việc của pha hơi;

$x - x^*$ – hiệu số giữa nồng độ làm việc và nồng độ cân bằng ở pha lỏng.

Phương trình (2.83) và (2.84) có thể giải bằng phương pháp đồ thị. Từ đồ thị $y - x$ xác định động lực $y^* - y$ hoặc $x - x^*$ (hình 2.50). Lập quan hệ $\frac{1}{y^* - y}$ với y hoặc $\frac{1}{x - x^*}$ với x, phần diện tích phía dưới đường cong tương ứng với số đơn vị chuyển khối: $f = f_u + f_o$ (hình 2.50).



a) b)

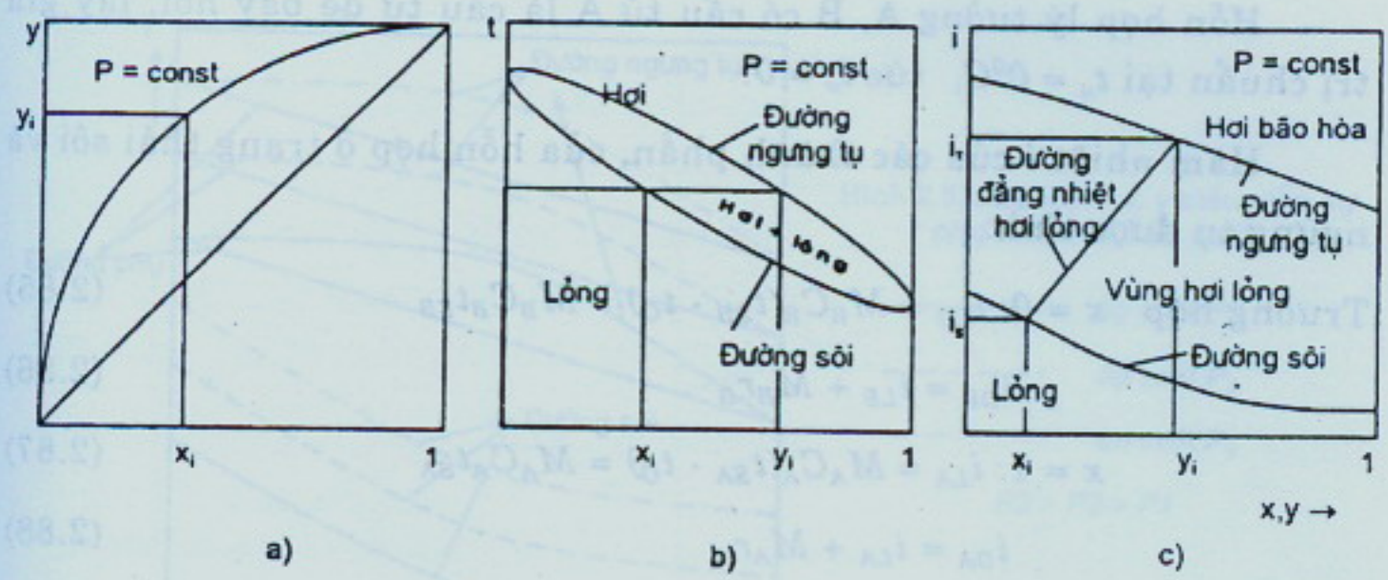
Hình 2.50:

a) đồ thị xác định y* -y; b) đồ thị xác định tích phân phương trình (2.83)

2.4.2.12. Đồ thị quan hệ hàm nhiệt - nồng độ (i - x, y)

2.4.2.12.1. So sánh giữa các đồ thị cân bằng

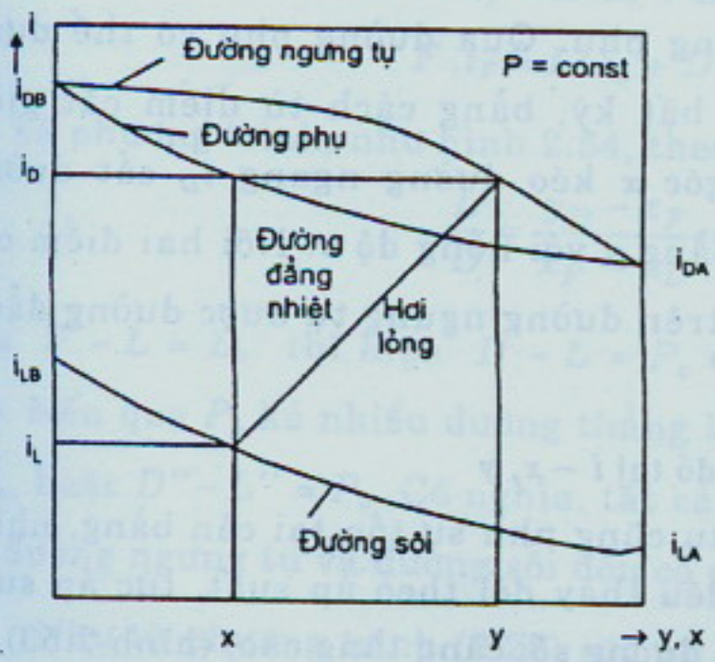
Các biểu diễn cân bằng trong chưng luyện được dùng ở đây là có đồ thị $y - x$, $t - x$, y và $i - x$, y. Các đồ thị này đều được xây dựng ở áp suất làm việc không đổi của hệ. Trong khi đồ thị $y - x$ chỉ thể hiện quan hệ cân bằng giữa các nồng độ trong hệ hơi lỏng (hình 2.51a), thì đồ thị $t - x$, y lại thể hiện trạng thái cân bằng tương ứng với mỗi nhiệt độ sôi t_i (hình 2.51b), còn đồ thị $i - x$, y biểu thị quan hệ phụ thuộc giữa dòng nhiệt của hệ với nồng độ của các cấu tử, nhiệt độ và áp suất của hệ. Đường đẳng nhiệt hơi – lỏng thể hiện trạng thái cân bằng. Trong chưng luyện, đồ thị $i - x$, y (hình 2.51c) có ưu điểm, những giả thiết của Mc Cabe và Thiele cho dòng mol có thể bỏ qua, tức độ chính xác của đồ thị này cao hơn. Tuy nhiên dựng đồ thị $i - x,y$ tốn nhiều công sức hơn.



Hình 2.51:
a) đồ thị *y - x;*
b) đồ thị *t -x,y;*
c) đồ thị *i - x, y.*

2.4.2.12.2. Đồ thị *i - x, y*

Nếu biết trước nhiệt hóa hơi, nhiệt lượng riêng của các thành phần trong hỗn hợp, cũng như đường cân bằng và nhiệt độ ngưng tụ, nhiệt độ sôi của hỗn hợp, thì có thể biểu diễn đồ thị $i - x, y$ (hình 2.52).



Hình 2.52. Đồ thị *i - x, y* biểu diễn các đường

Hỗn hợp lý tưởng A, B có cấu tử A là cấu tử dễ bay hơi, lấy giá trị chuẩn tại $t_o = 0^oC$, tức $i_o = 0$.

Hàm nhiệt i của các thành phần, của hỗn hợp ở trạng thái sôi và ngưng tụ được tính:

Trường hợp $x = 0$: $i_{LB} = M_B C_B (t_{SB} - t_O) = M_B C_B t_{SB}$ (2.85)

$$i_{DB} = i_{LB} + M_B r_B \quad (2.86)$$

$x = 1$: $i_{LA} = M_A C_A (t_{SA} - t_O) = M_A C_A t_{SA}$ (2.87)

$$i_{DA} = i_{LA} + M_A r_A \quad (2.88)$$

$0 < x < 1$: $i_L = xM_A C_A + (1 - x) M_B C_B (t_S - t_O)$

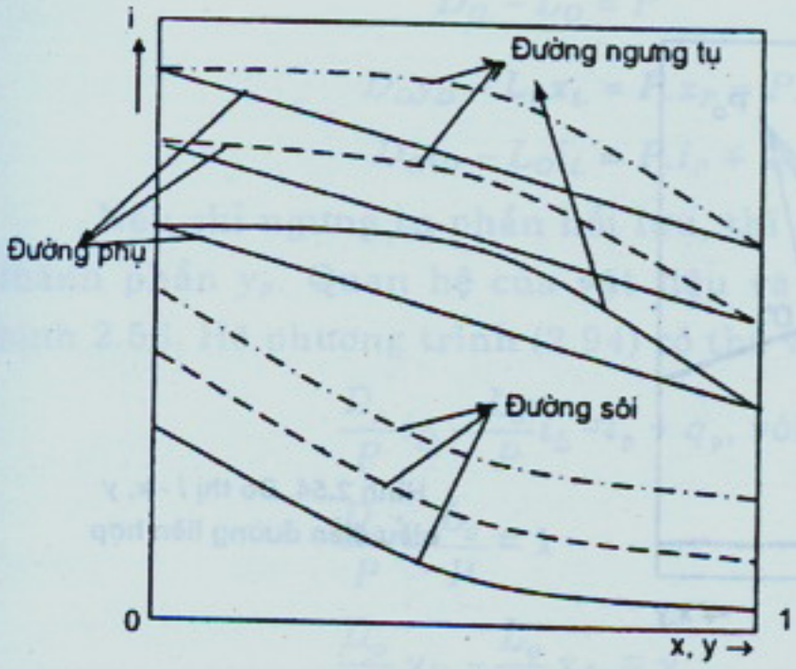
$$= xM_A C_A + (1 - x) M_B C_B t_S \quad (2.89)$$

$$i_d = i_l + yM_A r_A + (1 - y) M_B r_B \quad (2.90)$$

Điểm xuất phát trên đồ thị $i - x, y$ của hỗn hợp lý tưởng phải từ quan hệ $x = f(t_S)$. Từ phương trình (2.89) tính được đường sôi, vì $y = x\frac{P_A}{P}$, và từ phương trình (2.90) tính được đường ngưng tụ. Qua đó xác định được đường đẳng nhiệt hơi – lỏng. Những điểm cắt nhau của hàm nhiệt hơi i_D trên trục tung theo thành phần của lỏng x trên trục hoành cho ta đường phụ. Qua đường phụ có thể dựng đường đẳng nhiệt hơi – lỏng bất kỳ, bằng cách từ điểm cắt giữa đường phụ và đường vuông góc x kéo đường ngang i_D cắt đường ngưng tụ. Đó là nồng độ cân bằng y với nồng độ x. Nối hai điểm cắt của x trên đường sôi và của y trên đường ngưng tụ được đường đẳng nhiệt hơi – lỏng.

2.4.2.12.3. Ảnh hưởng áp suất trên đồ thị $i - x, y$

Đường sôi, đường ngưng tụ cũng như sự tồn tại cân bằng, nhiệt lượng riêng và nhiệt hóa hơi đều thay đổi theo áp suất, tức áp suất càng lớn thì đường ngưng tụ và đường sôi càng tăng cao, (hình 2.53).



Hình 2.53. Đồ thị *i - x, y* biểu diễn sự phụ thuộc vào áp suất:

——— áp suất P_1

– – – – – áp suất P_2

— · — · — áp suất P_3

$P3 > P2 > P1$

2.4.2.12.4. Biểu thị hỗn hợp trong đồ thị $i - x, y$

Một hỗn hợp lỏng F có thành phần x_F, chứa lượng lỏng L và lượng hơi D với nồng độ x_L và y_D đều nằm trên một đường thẳng trong đồ thị $i - x, y$, gọi là đường liên hợp. Lượng vật liệu và năng lượng được tính:

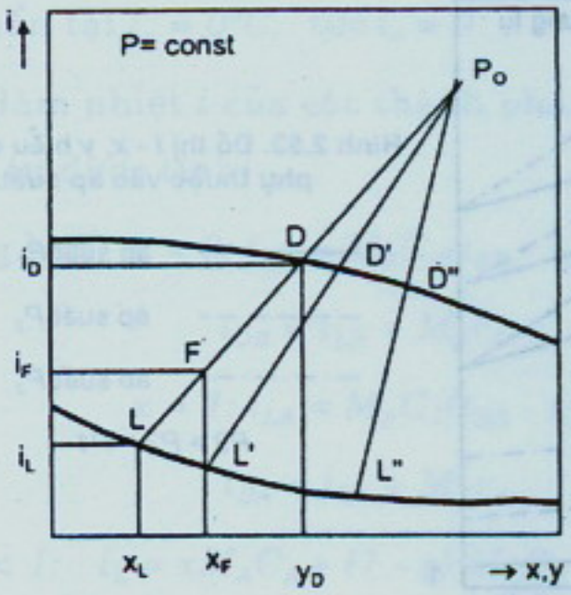
$$\left.\begin{aligned} F &= L + D \\ F.x_F &= L.x_L + D.y_D \\ F.i_F &= L.i_L + D.i_D \end{aligned}\right\} \qquad (2.91)$$

Từ hệ phương trình, như hình 2.54, theo quy tắc đòn bẩy có thể viết:

$$\frac{L}{D} = \frac{y_D - x_F}{x_F - x_L} = \frac{i_D - i_F}{i_F - i_L} \qquad (2.92)$$

Nếu $F - L = D$, thì hiệu $D - L = P_o$ được thể hiện trên đường liên hợp. Nếu qua P_o kẻ nhiều đường thẳng khác nhau, thì cũng có $D' - L' = P_o$, hoặc $D'' - L'' = P_o$. Có nghĩa, tất cả các đường thẳng đi qua P_o và cắt đường ngưng tụ và đường sôi đều có giá trị $D - L = \text{const}$.

Như từ phương trình (2.28) rút ra, thì hiệu số này biểu thị lượng sản phẩm đỉnh của tháp chưng luyện $D_o - L_o = P = \text{const}$.

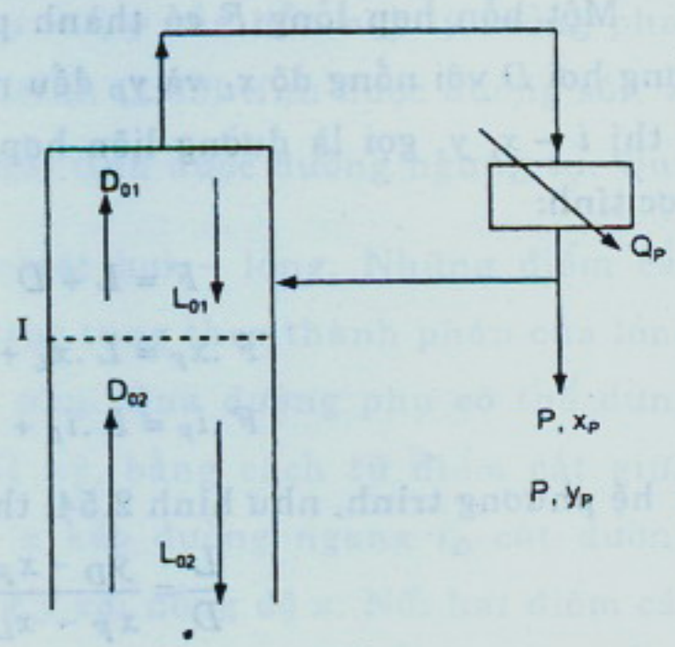


Hình 2.54. Đồ thị *I - x, y* biểu diễn đường liên hợp

2.4.2.12.5. Biểu diễn quá trình chưng luyện liên tục trên đồ thị $i - x, y$

a) Cân bằng vật liệu và nhiệt lượng ở đoạn luyện

Trong trường hợp này không cần các giả thiết về dòng mol theo Mc. Cabe và Thiele, vì cùng với hàm nhiệt đã biết thì lượng mol từ bậc này đến bậc khác cũng được xác định. Theo hình 2.55 thì dòng hơi và lỏng thay đổi ở đĩa trên cùng với lượng hồi lưu.



Hình 2.55. Sơ đồ đoạn luyện

Cân bằng vật liệu ở tiết diện I:

$$D_{01} + L_{01} = D_{02} + L_{02} \qquad (2.93)$$

hoặc:

$$D_{01} - L_{01} = D_{02} - L_{02} = P \equiv P_O = \text{const} \qquad (2.94)$$

Tổng quát có phương trình cân bằng vật liệu và nhiệt lượng ở đoạn luyện:

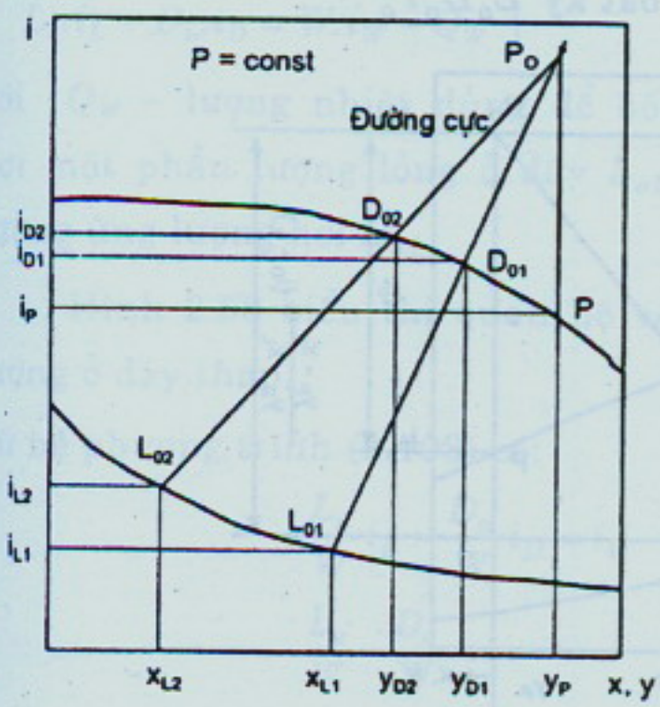
$$\left.\begin{aligned} D_O - L_O &= P \\ D_O y_D - L_O x_L &= P.x_P = P.y_P \\ D_O i_D - L_O i_L &= P.i_P + Q_P \end{aligned}\right\} \qquad (2.94)$$

Nếu chỉ ngưng tụ phần hồi lưu, thì sản phẩm đỉnh ở dạng hơi có thành phần y_P. Quan hệ của vật liệu và nhiệt lượng được biểu thị ở hình 2.56. Hệ phương trình (2.94) có thể viết:

$$\frac{D_o}{P} i_D - \frac{L_o}{P} i_L = i_p + q_p, \text{ với } q_p = \frac{Q_p}{P} \qquad (2.95)$$

$$\frac{D_o}{P} - \frac{L_o}{P} = 1 \qquad (2.96)$$

$$\frac{D_o}{P} y_D - \frac{L_o}{P} x_L = y_p \qquad (2.97)$$



Hình 2.56. Đồ thị *I* -*x*, *y* biểu diễn quan hệ vật liệu và nhiệt lượng

Từ phương trình (2.96) và (2.97) rút ra:

$$y_D + \frac{L_o}{P}.y_D - \frac{L_o}{P} x_L = y_p$$

hoặc

$$\frac{D_o}{P} y_D + x_L - \frac{D_o}{P} x_L = y_p$$

và

$$\frac{L_o}{P} = \frac{y_p - y_D}{y_D - x_L} \qquad (2.98)$$

hoặc $$\frac{D_o}{P} = \frac{y_p - x_L}{y_D - x_L} \qquad (2.99)$$

Từ các phương trình (2.98), (2.99) và (2.95), có:

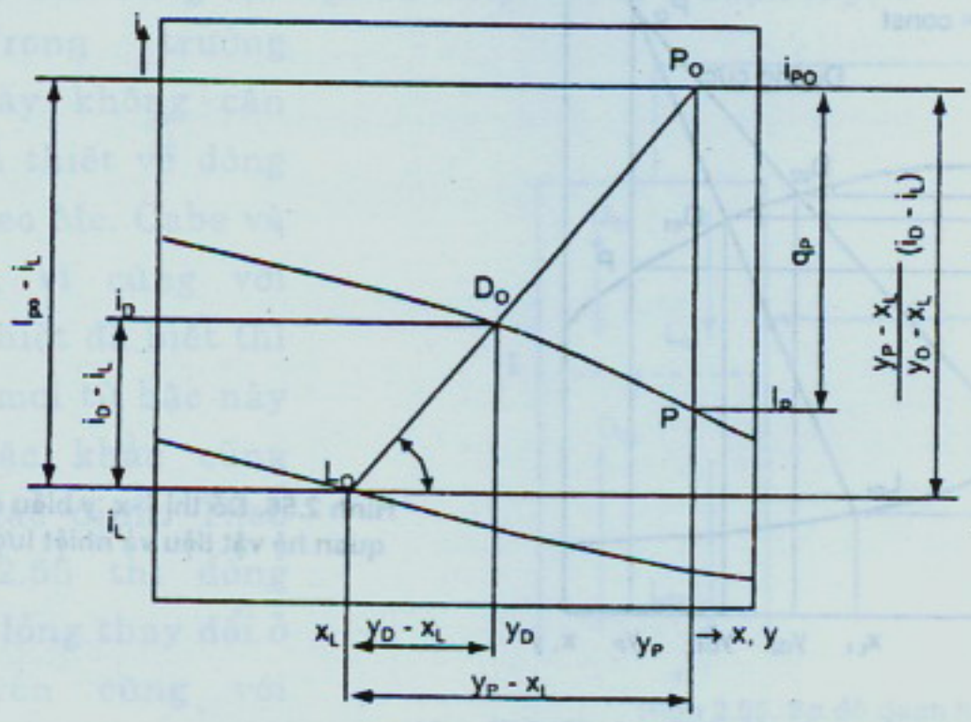
$$\frac{y_p - x_L}{y_D - x_L} i_D - \frac{y_p - y_D}{y_D - x_L} i_L = i_p + q_p$$

Rút ra: $$i_L + \frac{y_p - x_L}{y_D - x_L}(i_D - i_L) = i_p + q_p \qquad (2.100)$$

Kết hợp phương trình (2.98) với (2.100) được quan hệ, hình 2.58.

$$\frac{\overline{P_o D_o}}{\overline{D_o L_o}} = \frac{L_o}{P} = \frac{y_p - y_D}{y_D - x_L} = \frac{q_p + i_p - i_D}{i_D - i_L} = R \qquad (2.101)$$

Trong đồ thị hình 2.57 biểu thị hiệu số nồng độ và hàm nhiệt ở đoạn luyện cho một đường liên hợp bất kỳ $\overline{L_o D_o P_o}$.



Hình 2.57. Đồ thị *I - x, y*

Xác định quan hệ hàm nhiệt và thành phần:

$$tg\alpha = \frac{i_D - i_L}{y_D - x_L} = \frac{i_{pm} - i_L}{y_p - x_L} \qquad i_{pm} - i_L = \frac{y_p - x_L}{y_D - x_L}(i_D - i_L)$$

Hiệu số $(y_P - y_D)$, $(y_D - x_L)$ và $(i_D - i_L)$ tương ứng các đoạn trong đồ thị hình 2.57, nên $(q_P + i_P - i_D)$ cũng tương ứng $(i_{PO} - i_{DO})$, vì theo

quan hệ đòn bẩy thì phải thỏa mãn phương trình (2.101). Tương tự đoạn $\overline{P_o P}$ biểu thị lượng nhiệt q_p.

b) Cân bằng vật liệu và nhiệt lượng trong đoạn chưng

Sơ đồ hình 2.58 biểu thị đáy đoạn chưng. Cân bằng vật liệu viết ở đoạn II như sau:

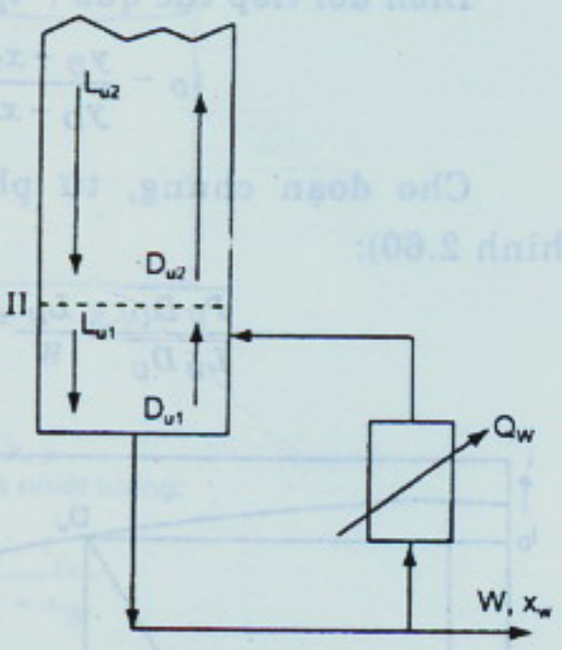
$$\left.\begin{aligned} & D_{u1} + L_{u2} = D_{u2} + L_{u1} \\ \text{hoặc : } & L_{u1} - D_{u1} = L_{u2} - D_{u2} = W \equiv P_u = const \end{aligned}\right\} \quad (2.102)$$

Tổng quát phương trình cân bằng vật liệu và nhiệt lượng cho đoạn chưng:

$$\left.\begin{aligned} & L_u - D_u = W \\ & L_u x_L - D_u y_D = W.x_W \\ & L_u.i_L - D_u.i_D = W.i_W - Q_W \end{aligned}\right\} (2.103)$$

với Q_W – lượng nhiệt dùng để bốc hơi một phần lượng lỏng ở đáy L_{u1}, tương ứng lượng hơi D_{u1}.

Hình 2.58 biểu thị quan hệ về lượng ở đáy tháp.



Hình 2.58. Sơ đồ đáy tháp

Từ hệ phương trình (2.103) có:

$$\frac{L_u}{W} i_L - \frac{D_u}{W} i_D = i_W - q_W \text{ với } q_W = \frac{Q_W}{W}, \quad (2.104)$$

$$\frac{L_u}{W} - \frac{D_u}{W} = 1 \quad (2.105)$$

$$\frac{L_u}{W} x_L - \frac{D_u}{W} y_D = x_W \quad (2.106)$$

Kết hợp phương trình (2.106) và (2.105) có:

$$\frac{L_u}{W} x_L + y_D - \frac{L_u}{W} y_D = x_W$$

hoặc $$x_L + \frac{D_u}{W}.x_L - \frac{D_u}{W} y_D = x_W$$

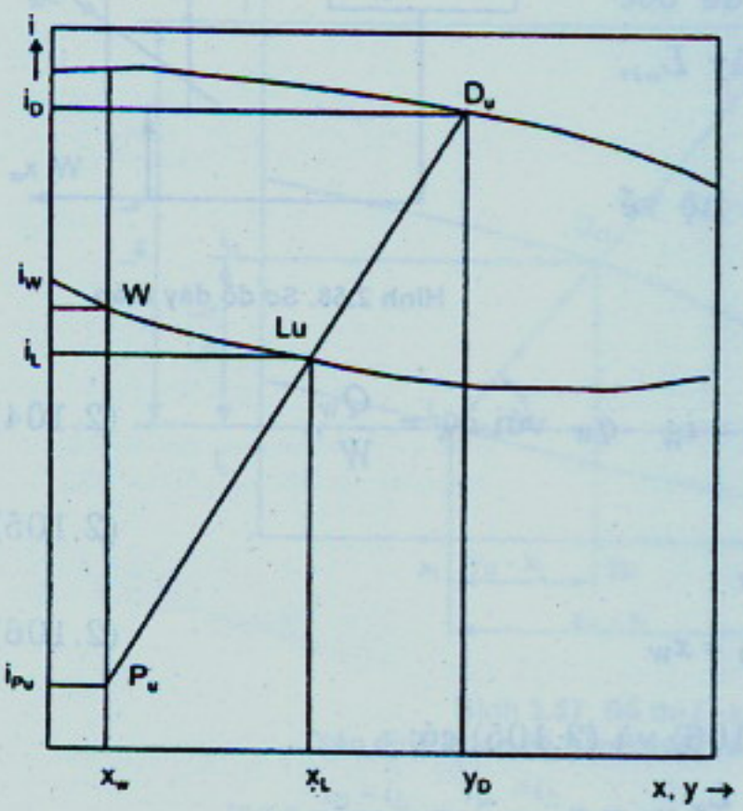
Rút ra:
$$\frac{L_u}{W} = \frac{y_D - x_W}{y_D - x_L} \tag{2.107}$$

và
$$\frac{D_u}{W} = \frac{x_L - x_W}{y_D - x_L} \tag{2.108}$$

Từ (2.104), (2.107) và (2.108), rút ra:
$$\frac{y_D - x_W}{y_D - x_L}.i_L - \frac{x_L - x_W}{y_D - x_L}.i_D = i_W - q_W \tag{2.109}$$

Biến đổi tiếp tục qua $(-i_L + i_L)$ có:
$$i_D - \frac{y_D - x_W}{y_D - x_L}(i_D + i_L) = i_W - q_W \tag{2.110}$$

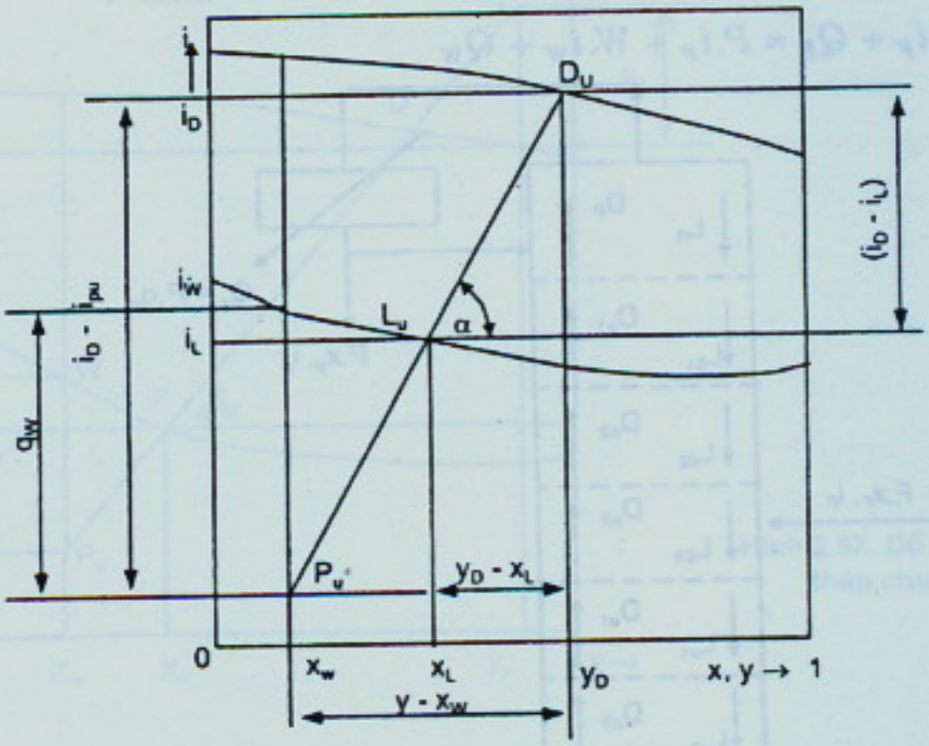
Cho đoạn chưng, từ phương trình (2.107) và (2.110) rút ra, (hình 2.60):
$$\frac{\overline{P_U D_U}}{\overline{L_U D_U}} = \frac{L_U}{W} = \frac{y_D - x_W}{y_D - x_L} = \frac{q_W + i_D - i_W}{i_D - i_L}, \tag{2.111}$$



Hình 2.59. Đồ thị *i - x, y*

Các đoạn $(y_D - x_W)$, $(y_D - x_L)$ và $(i_D - i_L)$ đọc trực tiếp từ đồ thị hình 2.60 và biểu thị ba đoạn trên đường liên hợp. Qua đó xác định

$(q_W + i_D - i_W)$. Vì i_D và i_W biết trước, nên q_W có thể xác định trực tiếp trên đồ thị $i - x$ tương tự như khi xác định q_P.



Hình 2.60. Đồ thị *I - x, y*
Xác định quan hệ nồng độ và nhiệt lượng:

$$tg\alpha = \frac{i_D - i_L}{y_D - x_L} = \frac{i_D - i_{P_u}}{y_D - x_W}$$

$$i_D - i_{P_u} \frac{y_D - x_W}{y_D - x_L} (i_D - i_L)$$

Qua đồ thị hình 2.60 có thể xác định hiệu số nồng độ và nhiệt lượng cho một đường liên hợp bất kỳ $\overline{D_u L_u P_u}$.

c) Cân bằng vật liệu và nhiệt lượng ch o tháp chưng luyện

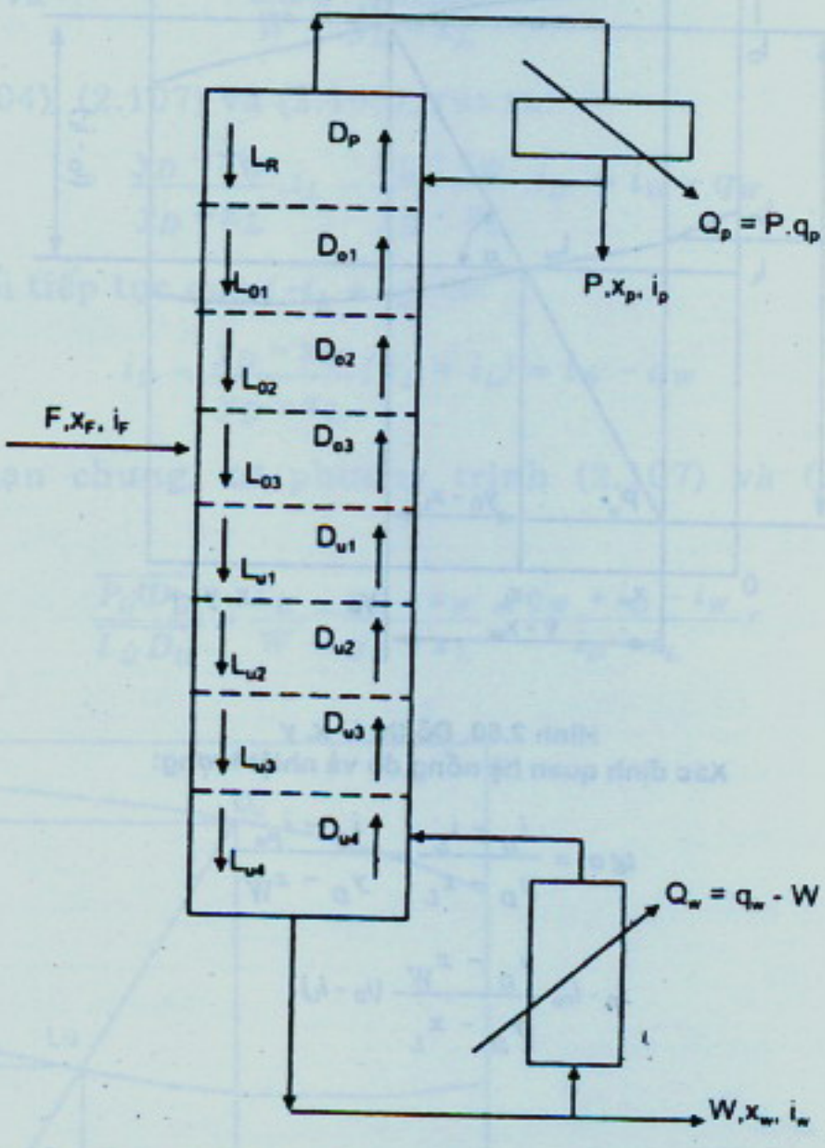
Hình 2.61 thể hiện nguyên lý của tháp chưng luyện liên tục gồm phần chưng phía dưới và phần luyện phía trên đĩa tiếp liệu.

Hỗn hợp đầu và lượng hồi lưu vào tháp đều ở nhiệt độ sôi. Dòng mol thay đổi từ đĩa này sang đĩa khác. Cân bằng vật liệu và nhiệt lượng trong tháp xảy ra, nếu sản phẩm đáy sôi và sản phẩm đỉnh hơi bão hòa:

$$F = P + W$$

$$F.x_F = P.x_P + W.x_W = P.y_P + W.x_W \qquad (2.112)$$

$$F.i_F + Q_P = P.i_P + W.i_W + Q_W$$



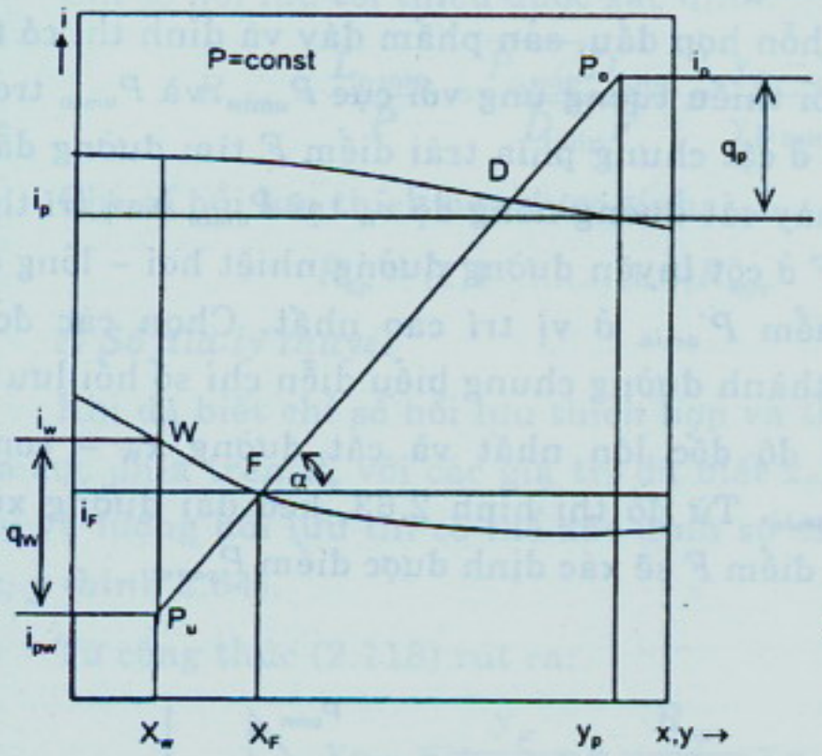
Hình 2.61. Sơ đồ nguyên lý tháp chưng luyện liên tục

Ở cực P_o của sản phẩm đỉnh và cực P_u của sản phẩm đáy có tổng lượng vật liệu bằng hỗn hợp đầu:

$$F = P_o + P_u \qquad (2.113)$$

Có nghĩa các điểm P_o, P_u và F phải nằm trên một đường thẳng (hình 2.62) có góc nghiêng:

$$tg\alpha = \frac{(i_p + q_p) - i_F}{y_p - x_F} = \frac{i_F - (i_w - q_W)}{x_F - x_w} \qquad (2.114)$$



Hình 2.62. Đồ thị $i - x, y$ cho tháp chưng luyện

Theo đồ thị hình 2.62 quan hệ vật chất được thể hiện (quy tắc đòn bẩy):

$$\frac{W}{P} = \frac{\overline{P_o F}}{\overline{P_u F}} = \frac{y_p - x_F}{x_F - x_W} = \frac{(i_p + q_p) - i_F}{i_F - (i_W - q_W)} \tag{2.115}$$

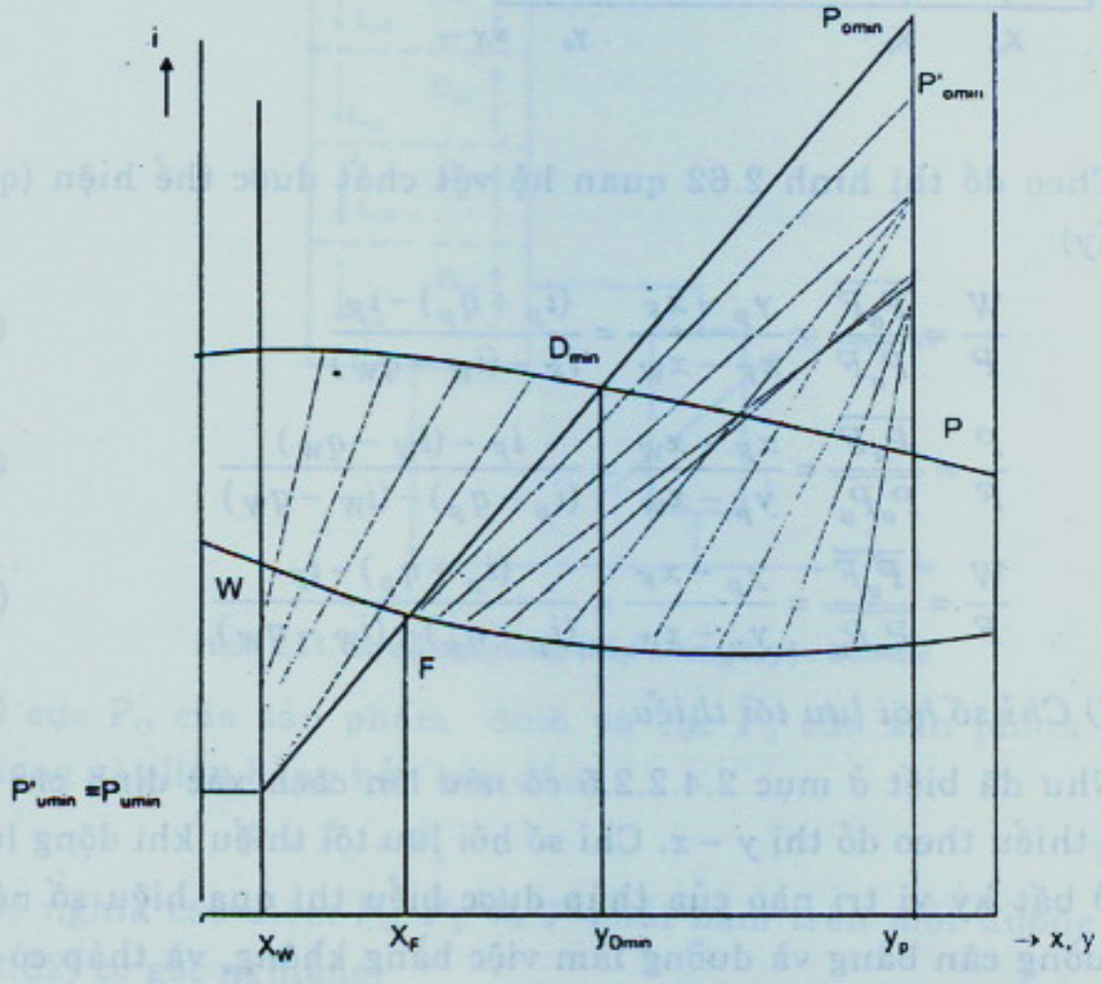
$$\frac{P}{F} = \frac{\overline{P_u F}}{\overline{P_o P_u}} = \frac{x_F - x_W}{y_p - x_W} = \frac{i_F - (i_W - q_W)}{(i_p - q_p) - (i_W - q_W)} \tag{2.116}$$

$$\frac{W}{F} = \frac{\overline{P_o F}}{\overline{P_o P_u}} = \frac{y_p - x_F}{y_p - x_W} = \frac{(i_p + q_p) - i_F}{(i_p + q_p) - (i_W - q_W)} \tag{2.117}$$

d) Chỉ số hồi lưu tối thiểu

Như đã biết ở mục 2.4.2.2.5 có nêu lên cách xác định chỉ số hồi lưu tối thiểu theo đồ thị $y - x$. Chỉ số hồi lưu tối thiểu khi động lực quá trình ở bất kỳ vị trí nào của tháp được biểu thị qua hiệu số nồng độ giữa đường cân bằng và đường làm việc bằng không, và tháp có số đĩa vô cùng lớn. Theo Mc Cabe và Thiele điểm giới hạn này chính là điểm cắt nhau giữa đường cân bằng và đường làm việc, còn trong đồ thị $i - x, y$ trường hợp số đĩa vô cùng lớn khi đường đẳng nhiệt hơi – lỏng của

trạng thái cân bằng và đường làm việc hoặc đường liên hợp trùng nhau. Nếu đã biết nồng độ của hỗn hợp đầu, sản phẩm đáy và đỉnh thì có thể xác định chỉ số hồi lưu tối thiểu tương ứng với cực P_{umin} và P_{omin} trong đồ thị $i - x, y$, bằng cách ở cột chưng phía trái điểm F tìm đường đẳng nhiệt hơi – lỏng. Đường này cắt đường nồng độ x_W tại P_{umin} ở vị trí thấp nhất và phía phải điểm F ở cột luyện đường đường nhiệt hơi – lỏng cắt đường nồng độ y_p tại điểm P'_{omin} ở vị trí cao nhất. Chọn các đoạn $\overline{P'_{umin}F}$ và $\overline{P'_{omin}F}$ tạo thành đường chung biểu diễn chỉ số hồi lưu tối thiểu. Đường này sẽ có độ dốc lớn nhất và cắt đường x_W = const, y_p = const tại P_{umin} và P_{omin}. Từ đồ thị hình 2.63, kéo dài đường xuất phát từ $P'_{umin} = P_{umin}$ qua điểm F sẽ xác định được điểm P_{omin}.



Hình 2.63. Đồ thị $i - x,y$ xác định chỉ số hồi lưu tối thiểu

Chỉ số hồi lưu tối thiểu được xác định:

$$R_{min} = \frac{L_{o\,min}}{P} = \frac{\overline{P_{o\,min}D_{min}}}{\overline{D_{min}F}} = \frac{y_p - y_{D\,min}}{y_{D\,min} - x_F} \qquad (2.118)$$

Chỉ số hồi lưu thích hợp được tính:

$$R_{op} = (1{,}1 \ldots\ldots 1{,}5)R_{min}$$

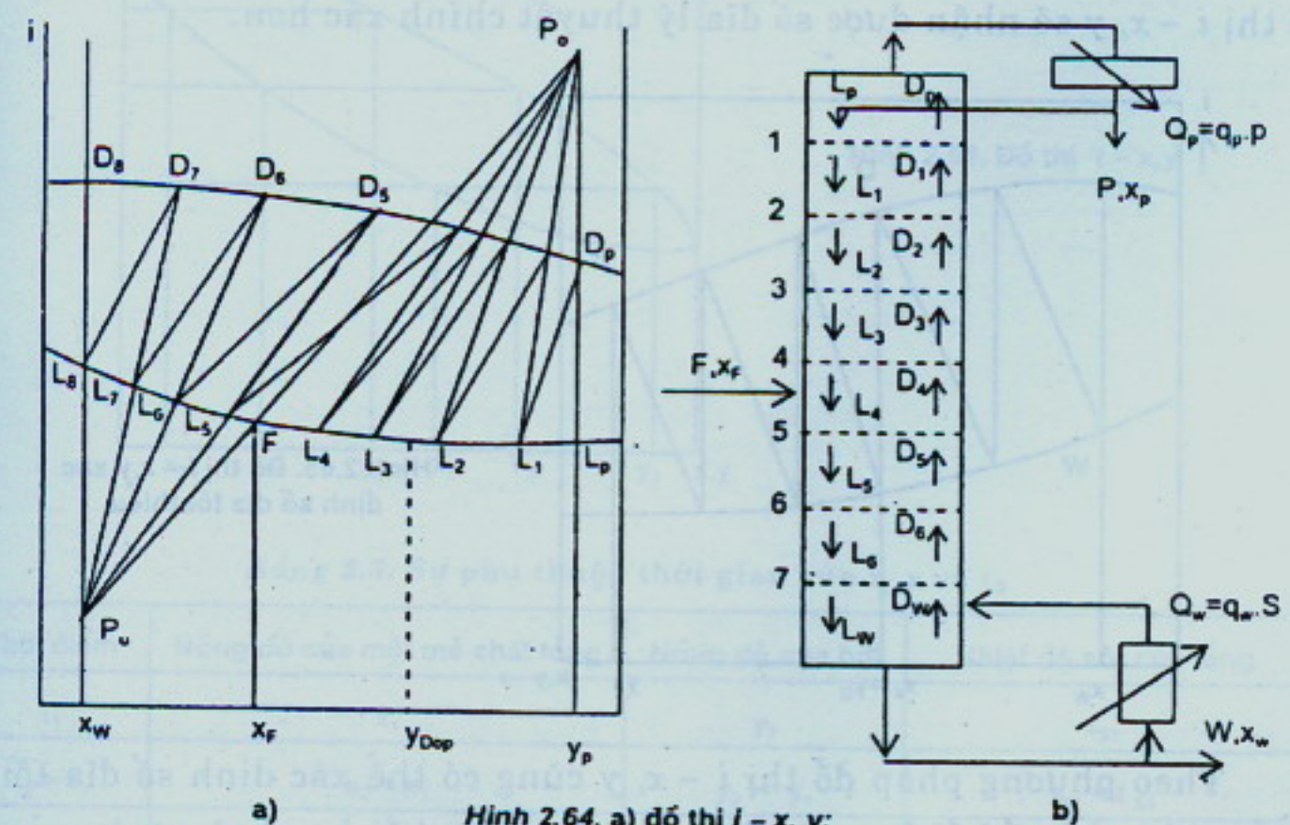
c) Số đĩa lý thuyết

Khi đã biết chỉ số hồi lưu thích hợp và theo phương trình (2.118) của cực phía trên P_o với các giá trị đã biết x_F, x_p và x_W lượng hỗn hợp đầu và lượng hồi lưu thì có thể xác định số đĩa lý thuyết theo đồ thị *i x, y* (hình 2.64).

Từ công thức (2.118) rút ra:

$$y_{Dop} = \frac{y_p}{R_{op}+1} + \frac{R_{op}}{R_{op}+1}x_F \qquad (2.119)$$

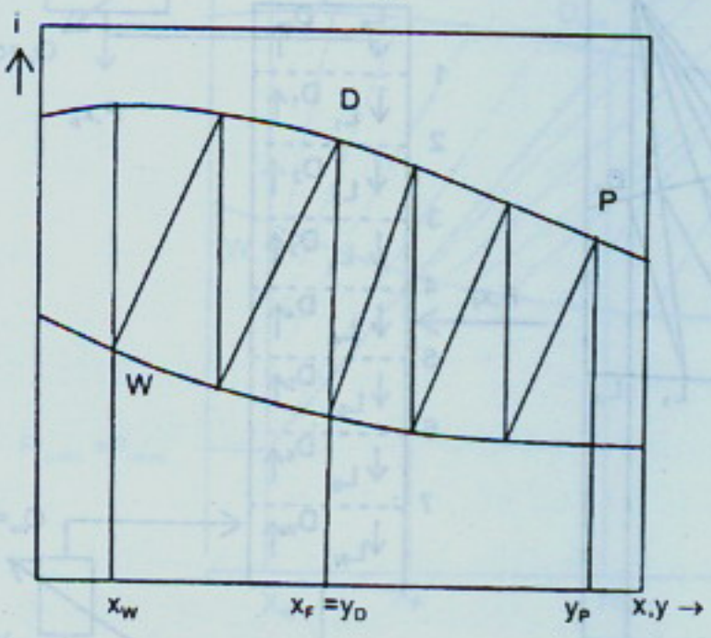
Tính được D_{op} theo đồ thị 2.64. Từ điểm F trên đường chung với các giá trị x_W và x_p tìm được điểm P_u và P_o.



Hình 2.64. a) đồ thị *i – x, y;*
b) số đĩa lý thuyết

Lượng hơi từ đĩa đầu tiên bốc lên cân bằng với lượng lỏng L_1 chảy đến với nhiệt độ t_1, tức là điểm L_1 là điểm cắt của đường đẳng nhiệt hơi – lỏng ở t_1 đi qua điểm D_p và đường sôi, vì $D_1 - L_1 = P = P_{sp}$ nên cho ra điểm D_1 là lượng hơi dâng lên từ đĩa thứ hai trên đường liên hợp $\overline{P_o L_1}$ là điểm cắt với đường ngưng tụ.

Điểm L_2 được xác định dựa vào điều kiện cân bằng giữa lượng chất lỏng từ đĩa thứ hai và lượng hơi bay lên D_1 và cứ thế tiếp tục cho đến nồng độ của hỗn hợp x_F. Việc xác định số đĩa ở đoạn chưng cũng làm tương tự và bắt đầu tiếp theo đĩa cuối cùng của đoạn luyện. Quá trình kết thúc khi đạt được nồng độ sản phẩm đáy bé nhất. Số trạng thái cân bằng được đặc trưng qua đường đẳng nhiệt hơi – lỏng, hoặc của các tiết diện làm việc biểu thị như các đường liên hợp tương ứng với số đĩa lý thuyết. So sánh với phương pháp xác định số đĩa lý thuyết của Mc Cabe và Thiele cho thấy, các điểm làm việc và cân bằng trong đồ thị $y - x$ tương ứng với các đường làm việc và cân bằng trong đồ thị $i - x, y$. Đồng thời phương pháp hàm nhiệt có đề cập đến tác dụng của dòng mol trong tháp. Do đó cách xác định theo phương pháp đồ thị $i - x, y$ sẽ nhận được số đĩa lý thuyết chính xác hơn.



Hình 2.65. Đồ thị $i - x,y$ xác định số đĩa tối thiểu

Theo phương pháp đồ thị $i - x, y$ cũng có thể xác định số đĩa tối thiểu, khi chỉ số hồi lưu vô cùng lớn, tức cho hồi lưu hoàn toàn sản phẩm đỉnh.

$$R \to \infty \quad \text{có} \quad N_{lt} = N_{ltmin}$$

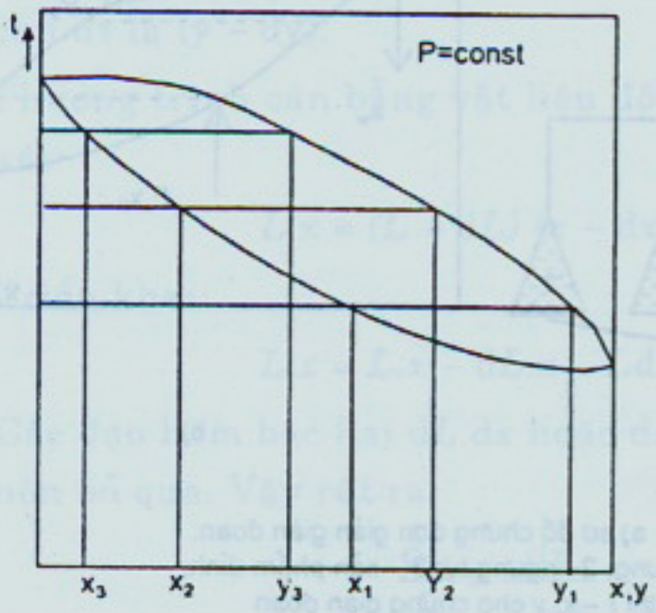
hoặc
$$R = \frac{\overline{P_o D}}{\overline{DL}} = \frac{L}{P} = \frac{y_p - y_D}{y_D - y_F} \to \infty \qquad (2.120)$$

Vì $y_D = x_F$, tức mẫu số của phân số bằng 0. Có nghĩa cực P_o và P_∞ không xác định. Đường cực là các đường song song nhau (hình 2.65).

2.5. CHƯNG GIÁN ĐOẠN

2.5.1. Sự phụ thuộc vào thời gian của quá trình chưng

Chưng liên tục là quá trình ổn định, vì vậy tất cả các thông số về vật chất và nhiệt lượng không đổi ở mỗi vị trí của thiết bị. Khác với chưng liên tục, chưng gián đoạn làm việc từng mẻ và thành phần hơi lỏng thay đổi theo thời gian. Do đó nhiệt độ sôi cũng thay đổi. Hình 2.66 và bảng 2.3 thể hiện sự thay đổi theo thời gian của quá trình chưng gián đoạn.



Hình 2.66. Đồ thị $t - x,y$

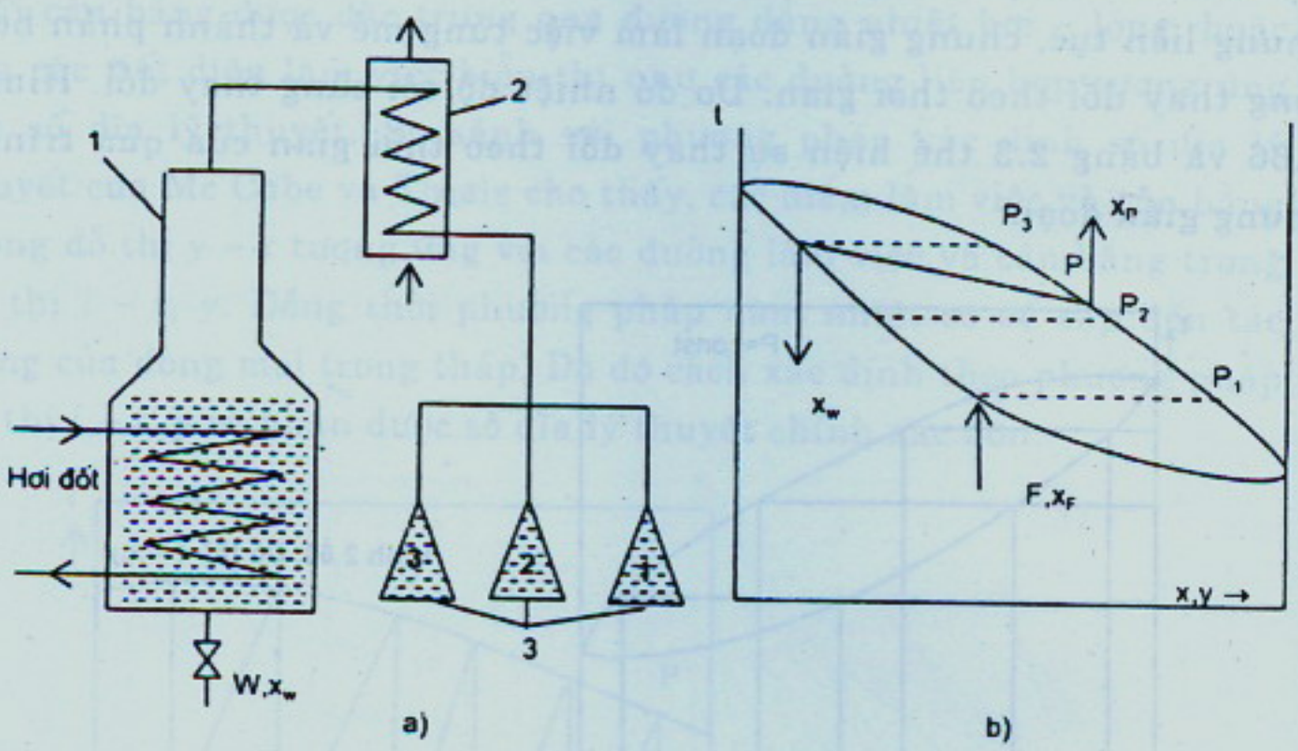
Bảng 2.3. Sự phụ thuộc thời gian của x, y và t_S

Thời điểm	Nồng độ của một mẻ chất lỏng	Nồng độ của hơi	Nhiệt độ sôi của lỏng
τ_1	x_1	y_1	t_{S1}
$\tau_2 > \tau_1$	$x_2 < x_1$	$y_2 < y_1$	$t_{S2} < t_{S1}$
$\tau_3 > \tau_2$	$x_3 < x_2$	$y_3 < y_2$	$t_{S3} < t_{S2}$

Tại thời điểm τ_1 lượng chất lỏng xác định ở đáy tháp có nhiệt độ sôi t_{S1} bốc hơi với thành phần cân bằng y_1. Vì y_1 lớn hơn nồng độ chất lỏng x_1, nên một phần cấu tử dễ bay hơi trong lỏng giảm và do đó nhiệt độ sôi của lỏng tăng. Đến thời điểm $\tau_2 > \tau_1$ lượng chất lỏng ở đáy tháp giảm và nồng độ của nó cũng như của hơi cân bằng cũng giảm đến x_2 và y_2.

2.5.2. Chưng gián đoạn đơn giản

Hệ thống chưng gián đoạn đơn giản được thể hiện ở sơ đồ hình 2.67.



Hình 2.67: a) sơ đồ chưng đơn giản gián đoạn:
1 – bình chưng; 2– ngưng tụ; 3 – sản phẩm đỉnh;
b) đồ thị $t - x, y$ cho chưng gián đoạn

Trong quá trình chưng hơi được lấy ra ngay và cho ngưng tụ.. Dung dịch lúc đầu F có thành phần x_F. Khi đun đến nhiệt độ sôi hơi bốc lên có thành phần tại điểm P_1 ứng với τ_1. Vì trong hơi luôn có thành phần cấu tử dễ bay hơi nhiều hơn trong lỏng, nên sau thời điểm τ_2 ta thu được thành phần sản phẩm đỉnh tại P_2 nhỏ hơn tại P_1 và thành phần lỏng chuyển dần về cấu tử khó bay hơi. Vì vậy, cuối cùng

ta có chất lỏng còn lại trong bình chưng với thành phần $x_W < x_F$. Tại thời điểm khác nhau thu được sản phẩm đỉnh cũng có thành phần khác nhau tại $x_{P1} > x_{P2} > x_{P3}$, thành phần trung bình biểu thị tại điểm P là x_P.

Chưng đơn giản gián đoạn được ứng dụng cho các trường hợp:

- Khi nhiệt độ sôi của hai cấu tử khác xa nhau.
- Khi không đòi hỏi sản phẩm có độ tinh khiết cao.
- Tách hỗn hợp lỏng ra khỏi tạp chất không bay hơi.
- Tách sơ bộ hỗn hợp nhiều cấu tử.

Tính toán quá trình chưng đơn giản gián đoạn dựa trên phương trình cân bằng vật liệu.

Tại thời điểm τ_i thành phần cấu tử dễ bay hơi trong bình là $L.x$. Trong khoảng thời gian $d\tau$ sẽ có một lượng lỏng bốc hơi là dL với thành phần dx. Nồng độ hơi y ở thời điểm τ_i cũng giảm sau khoảng thời gian $d\tau$ là $(y - dy)$.

Phương trình cân bằng vật liệu đối với cấu tử dễ bay hơi tại thời điểm xét:

$$L.x = (L - dL)(x - dx) + dL(y - dy) \qquad (2.121)$$

Triển khai:

$$L.x = L.x - dL.x - Ldx + dL.dx + dL.y - dL.dy$$

Các đạo hàm bậc hai $dL.dx$ hoặc $dL.dy$ rất nhỏ so với các thừa số khác nên bỏ qua. Vậy rút ra:

$$\frac{dL}{L} = \frac{dx}{y - x} \qquad (2.122)$$

Tích phân phương trình (2.122) thu được sản phẩm đáy W:

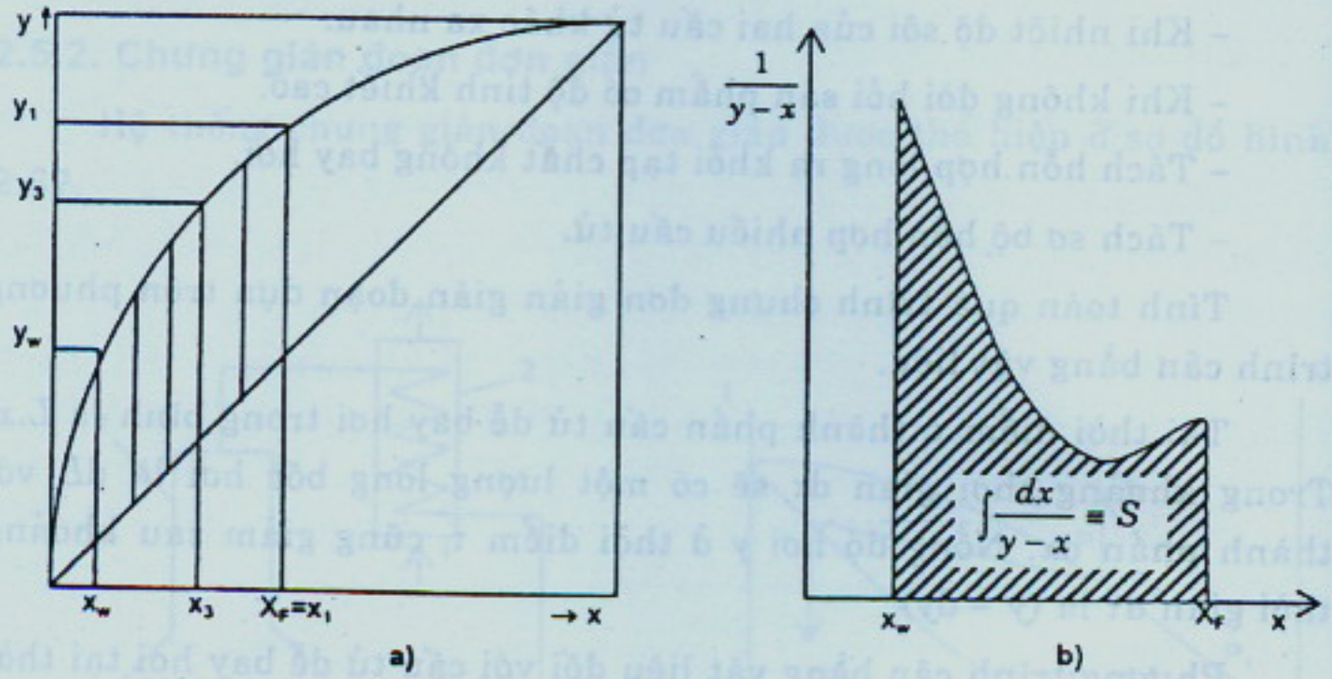
$$\ln\frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y - x} \qquad (2.123)$$

trong đó: F – hỗn hợp đầu;

W – sản phẩm đáy sau một mẻ làm việc;

x_F và x_W – nồng độ tương ứng

Phương trình (2.123) chỉ giải được bằng đồ thị. Từ đồ thị $y - x$, hình 2.68 xây dựng quan hệ $\frac{1}{y-x}$ và x. Cho lần lượt các giá trị x tính được $(y - x)$ tương ứng. Khoảng cách giữa các giá trị của x càng hẹp, thì kết quả của tích phân càng chính xác.



Hình 2.68: a) đồ thị $y - x$
b) đồ thị tích phân

Tính các giá trị $\frac{1}{y-x}$ và đặt trên trục tung tương ứng với các giá trị x trên trục hoành. Nối các điểm thu được ta sẽ có đường cong tích phân. Diện tích gạch chéo giới hạn bởi đường cong và hai đường thẳng có hoành độ x_W và x_F là giá trị muốn tìm. Vậy:

$$\ln \frac{F}{W} = s.m \qquad (2.124)$$

với m là tỷ lệ xích, $m = M.M$ trục tung và trục hoành. Từ phương trình (2.124) tính được W và từ đó tính được $P = F - W$. Thành phần cấu tử dễ bay hơi ở sản phẩm đỉnh được tính:

$$F.x_F = P.x_p + W.x_w$$

Rút ra: $$x_p = \frac{F.x_F - W.x_w}{P} \quad (2.125)$$

Để có thể giải bằng phương pháp giải tích phương trình (2.123), cần biết hệ số bay hơi tương đối của hỗn hợp hai cấu tử và dựa vào phương trình đường cân bằng theo Raoult để thay:

$$y = \frac{\alpha.x}{1 + x(\alpha - 1)} \quad (2.126)$$

vào phương trình (2.123):

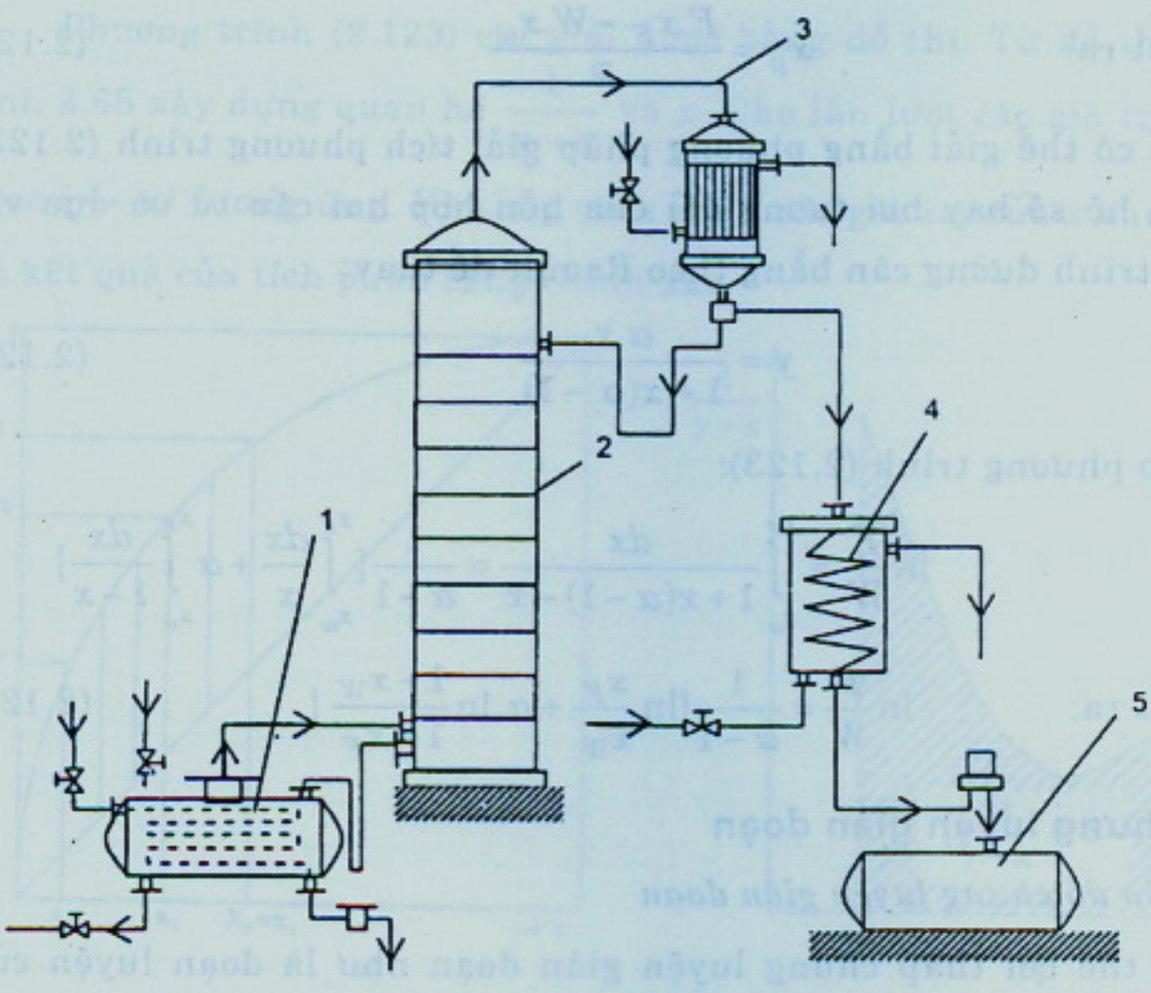
$$\ln\frac{F}{W} = \int_{x_w}^{x_F} \frac{dx}{1 + x(\alpha - 1) - x} = \frac{1}{\alpha - 1}\left[\int_{x_w}^{x_F} \frac{dx}{x} + \alpha \int_{x_w}^{x_F} \frac{dx}{1 - x}\right]$$

Rút ra: $$\ln\frac{F}{W} = \frac{1}{\alpha - 1}\left[\ln\frac{x_F}{x_W} + \alpha.\ln\frac{1 - x_W}{1 - x_F}\right] \quad (2.127)$$

2.5.3. Chưng luyện gián đoạn

2.5.3.1. Sơ đồ chưng luyện gián đoạn

Có thể coi tháp chưng luyện gián đoạn như là đoạn luyện của tháp chưng luyện liên tục. Trong hệ thống chưng luyện gián đoạn hỗn hợp đầu được đưa vào đáy tháp theo từng mẻ. Hỗn hợp đáy (*1*) được đun nóng bằng hơi gián tiếp đến nhiệt độ sôi và sau đó giữ cho sôi đều đặn (Đáy tháp có thể gắn liền hoặc tách rời tháp). Hơi tạo thành vào tháp (*2*). Quá trình xảy ra ở trong tháp giống như đoạn luyện trong tháp chưng luyện liên tục. Hơi từ đĩa trên cùng đi vào thiết bị ngưng tụ (*3*). Ở đó một phần lỏng được hồi lưu về tháp ở đĩa trên cùng, phần còn lại đi vào thiết bị làm lạnh (*4*) để vào thùng chứa sản phẩm (*5*). Khi muốn thu nhiều loại sản phẩm thì đặt nhiều thùng chứa ứng với từng sản phẩm (hình 2.69). Sau khi chưng xong, sản phẩm đáy được tháo ra và cho hỗn hợp đầu vào để tiến hành mẻ mới. Quá trình chưng luyện gián đoạn có thể tiến hành theo hai cách: chưng luyện gián đoạn với chỉ số hồi lưu không đổi hoặc với thành phần sản phẩm đỉnh không đổi.



Hình 2.69. Sơ đồ hệ thống chưng luyện gián đoạn:
1– nồi chưng; 2– tháp chưng luyện;
3– thiết bị ngưng tụ; 4– thiết bị làm lạnh; 5– bể chứa sản phẩm đỉnh

2.5.3.2. Chưng luyện gián đoạn với chỉ số hồi lưu không đổi

2.5.3.2.1. Xác định số đĩa lý thuyết

Số đĩa lý thuyết được xác định dựa vào phương pháp Mc. Cabe và Thiele giống như đối với đoạn luyện ở tháp chưng luyện liên tục, có nghĩa đường làm việc được thiết lập dựa vào những điều kiện của Mc. Cabe và Thiele và có dạng giống như đường làm việc ở đoạn luyện:

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_p}{R+1}$$

với góc nghiêng α là:

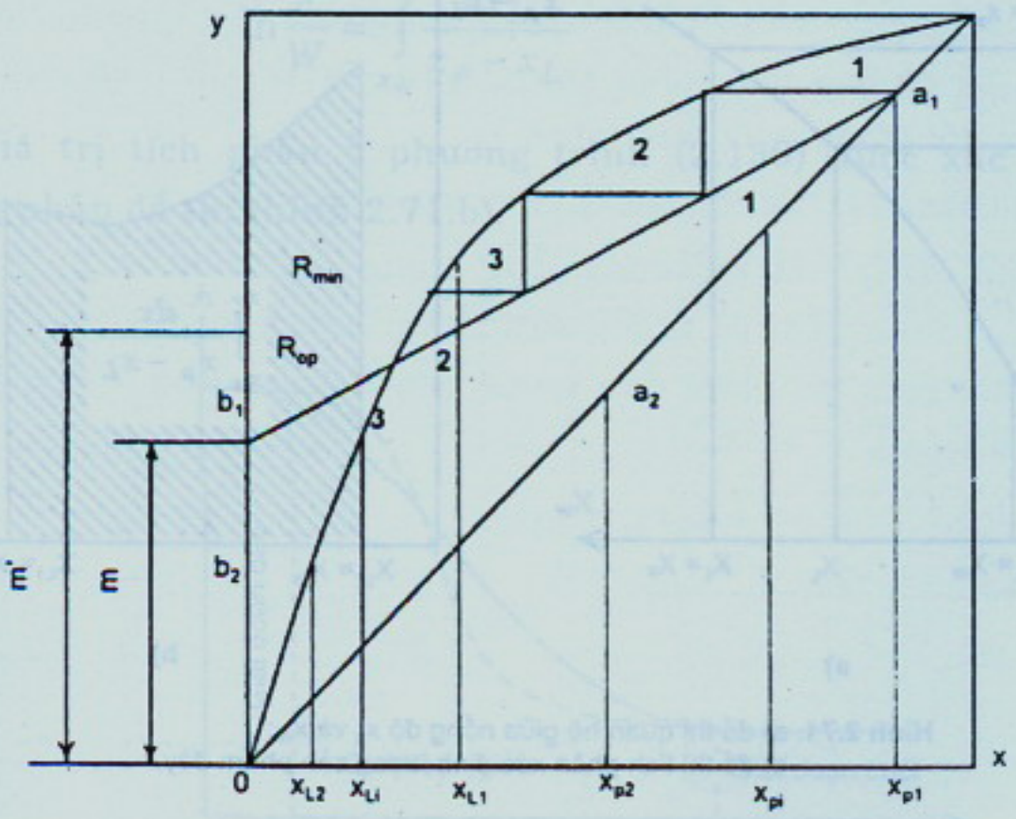
$$tg\alpha = \frac{R}{R+1}$$

và cắt trục tung tại:

$$y_{x=0} = \frac{x_p}{R+1} = m$$

Qua nồng độ lúc đầu của hỗn hợp lỏng x_{L1} và của sản phẩm đỉnh tương ứng x_{p1}, xác định được chỉ số hồi lưu tối thiểu $R_{min} = \frac{x_p}{m'} - 1$.

Từ đó xác định được chỉ số hồi lưu thích hợp: $R_{op} = (1,1 \ldots\ldots 1,5) R_{min}$.

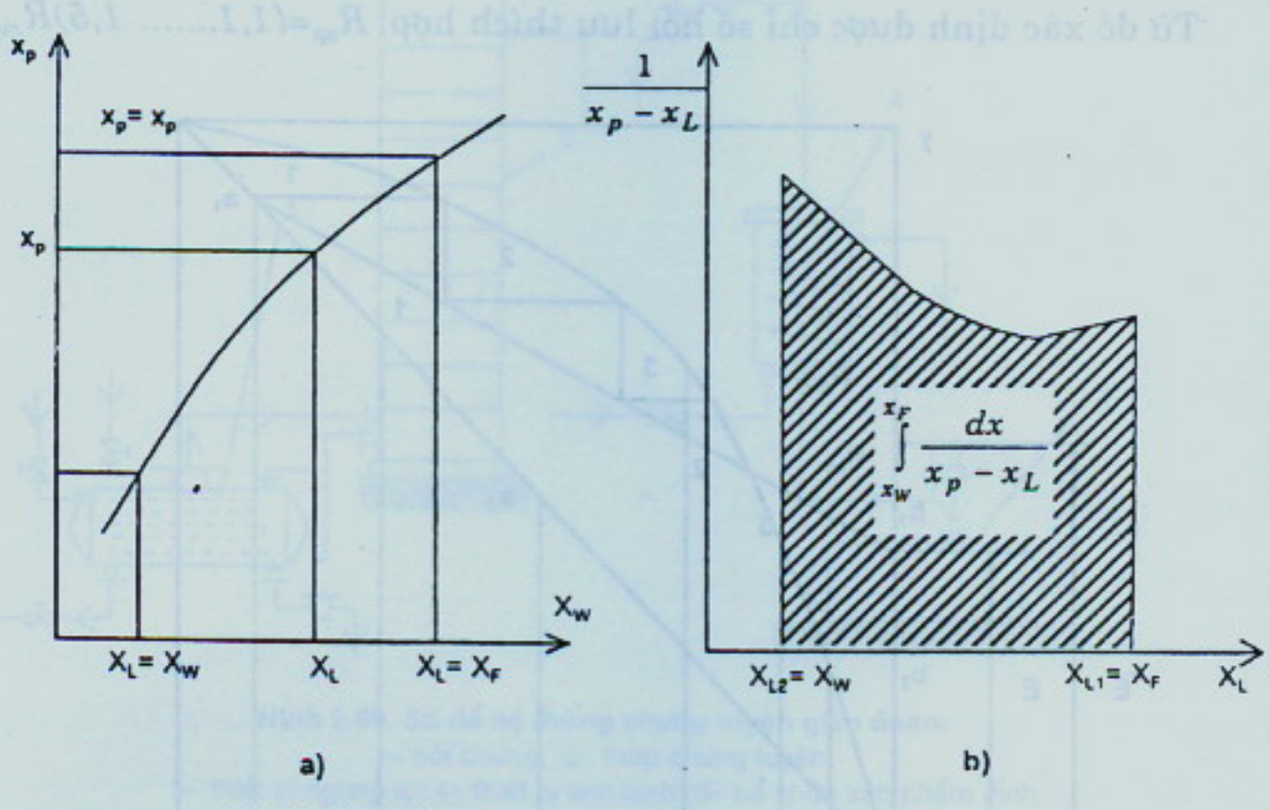


Hình 2.70. Đồ thị $y - x$ xác định số đĩa lý thuyết

Vì chỉ số hồi lưu không đổi mà độ dốc của đường làm việc không đổi. Vì vậy nồng độ sản phẩm đỉnh sẽ thay đổi trong suốt quá trình (hình 2.70). Trong đó x_{p1} và x_{p2} là nồng độ sản phẩm đỉnh ở đầu hoặc cuối quá trình. Do đó nếu ta chọn đầu quá trình x_{p1} thì x_{p2} sẽ phụ thuộc vào nó (trong trường hợp $x_{L1} = x_F$ và $x_{L2} = x_W$ đã biết trước) và ngược lại nếu chọn trước x_{p2} thì x_{p1} sẽ phụ thuộc vào nó. Ví dụ, khi đã xác định được chỉ số hồi lưu tối thiểu và chỉ số hồi lưu thích hợp theo giai đoạn đầu, ta vẽ được đường làm việc a_1b_1, số ngăn lý thuyết thu được là N (theo hình vẽ là 3). Sau đó ta vẽ đường làm việc a_2b_2 song song với đường a_1b_1 ứng với giai đoạn cuối cùng với số đĩa N.

2.5.3.2.2. Cân bằng vật liệu của tháp chưng luyện gián đoạn

Vẽ nhiều đường làm việc trung gian giữa hai đường làm việc ứng với giai đoạn đầu và cuối của quá trình. Xác định số ngăn đúng bằng N là số ngăn đã tìm được, ta có quan hệ giữa nồng độ sản phẩm đáy và đỉnh (hình2.71).



Hình 2.71. a) đồ thị quan hệ giữa nồng độ x_p và x_W;
b) đồ thị tích phân xác định lượng sản phẩm đáy.

Để tính lượng sản phẩm đáy và đỉnh cần thiết lập phương trình cân bằng vật liệu. Ở thời điểm bất kỳ lượng hỗn hợp lỏng ở đáy tháp L với nồng độ cấu tử dễ bay hơi là x_L, tức lượng cấu tử dễ bay hơi ở đáy tháp là $L.x_L$. Sau thời gian $d\tau$ cấu tử dễ bay hơi giảm đi một lượng $d(L.x_L)$. Cũng trong thời gian đó thu được lượng sản phẩm đỉnh dL với nồng độ x_P, nên lượng cấu tử dễ bay hơi trong sản phẩm đỉnh là $x_p dL$. Vậy phương trình cân bằng vật liệu cho cấu tử dễ bay hơi trong khoảng thời gian $d\tau$ là: $d(L.x_L) = x_p dL$.

Rút ra: $$L.dx_L = (x_p - x_L)dL$$

hoặc $$\frac{dL}{L} = \frac{dx_L}{x_p - x_L} \qquad (2.128)$$

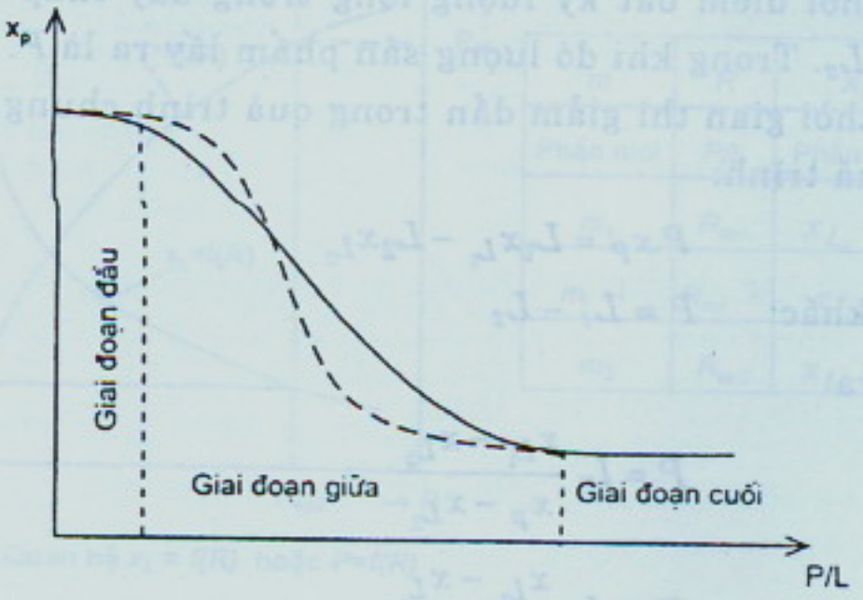
Lượng hỗn hợp trong đáy tháp lúc đầu là F và lúc cuối là W, tương ứng nồng độ cấu tử dễ bay hơi lúc đầu x_F và cuối x_W. Vì thế tích phân phương trình (2.128) có dạng:

$$\int_W^F \frac{dL}{L} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx_L}{x_p - x_L} \tag{2.129}$$

Lấy tích phân được:

$$\ln \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx_L}{x_p - x_L} \tag{2.130}$$

Giá trị tích phân ở phương trình (2.130) được xác định theo phương pháp đồ thị (hình 2.71.b).



Hình 2.72. Đồ thị thể hiện giai đoạn chưng có độ tinh khiết cao

Đối với quá trình chưng luyện gián đoạn với chỉ số hồi lưu không đổi cũng cần quan tân đến độ tinh khiết của sản phẩm. Đồ thị hình 2.72 chỉ ra nồng độ sản phẩm đỉnh x_p ở từng giai đoạn của một mẻ chưng. Qua đường cong ta thấy, sự hình thành sản phẩm đỉnh theo ba giai đoạn chưng trong một mẻ. Độ tinh khiết càng cao, cấu tử dễ bay hơi được chưng với nồng độ cao càng nhanh, tức đường cong càng dốc ở giai đoạn giữa. Độ tinh khiết càng cao khi chỉ số hồi lưu tăng và tháp có số đĩa lớn.

2.5.3.3. Chưng luyện gián đoạn với thành phần sản phẩm đỉnh không đổi

Lúc đầu nồng độ cấu tử dễ bay hơi trong nồi là x_F, trong quá trình chưng nồng độ này sẽ giảm dần cho đến cuối quy trình là x_W. Trong lúc đó phải giữ nồng độ cấu tử dễ bay hơi ở sản phẩm đỉnh là không đổi là x_p. Điều này đòi hỏi hoặc tăng số đĩa lý thuyết (tức tăng chiều cao tháp), hoặc tăng chỉ số hồi lưu.

Trong thực tế, tháp làm việc với số đĩa lý thuyết không đổi, vì thế chỉ có cách tăng chỉ số hồi lưu dần lên để bù đắp lại sự giảm nồng độ của cấu tử dễ bay hơi ở đáy tháp. Như vậy độ dốc của đường làm việc sẽ thay đổi trong suốt quá trình.

2.5.3.3.1. Cân bằng vật liệu cho chưng luyện gián đoạn

Tại thời điểm bất kỳ lượng lỏng trong đáy tháp là L_1 và lượng hồi lưu là L_2. Trong khi đó lượng sản phẩm lấy ra là P. Các lượng này tính theo thời gian thì giảm dần trong quá trình chưng. Cân bằng vật liệu cho quá trình:

$$P.x_P = L_1 x_{L_1} - L_2 x_{L_2} \tag{2.131}$$

Mặt khác: $P = L_1 - L_2$

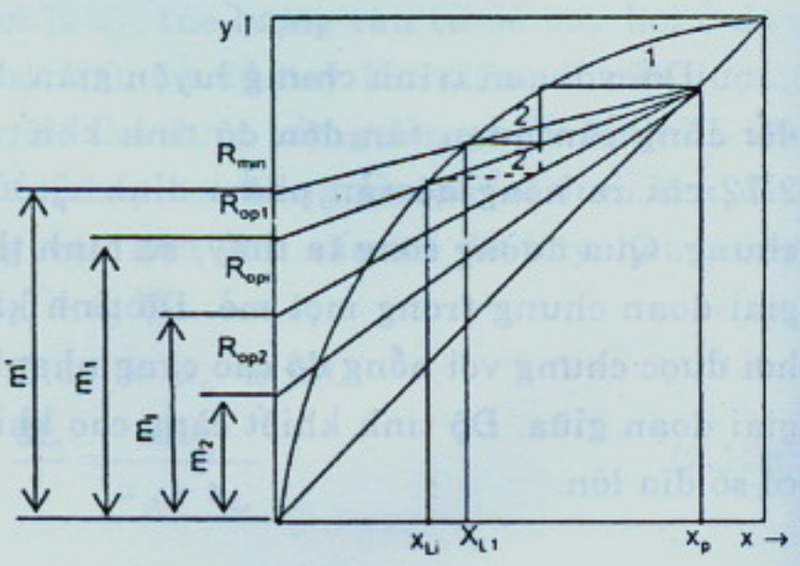
Rút ra:

$$P = L_1 \frac{x_{L_1} - x_{L_2}}{x_p - x_{L_2}} \tag{2.132}$$

hoặc

$$P_i = L_1 \frac{x_{L_1} - x_{L_i}}{x_p - x_{L_i}} \tag{2.132.b}$$

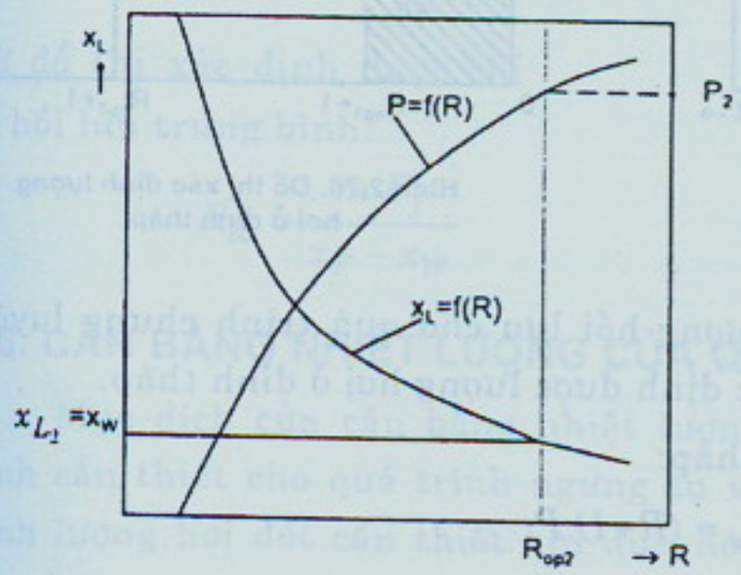
Ở thời điểm τ_i bất kỳ. Nồng độ x_{L_i} theo từng R_{opi} với số đĩa lý thuyết không đổi N (theo hình vẽ bằng 2).



Hình 2.73. Đồ thị $y - x$ xác định x_{L_i}

2.5.3.3.2. Đồ thị $x - R$

Lúc đầu chỉ số hồi lưu R_{op1} thành phần cấu tử dễ bay hơi ở đáy tháp x_{L_1} và ở đỉnh x_p, như hình 2.73, thì có số đĩa lý thuyết N (ở đây là 2). Đến thời điểm τ_i nồng độ đáy tháp giảm đến x_{L_i}, đòi hỏi lượng hồi lưu $R_{opi} > R_{op1}$, để vẫn giữ nguyên số đĩa lý thuyết của tháp N vẫn đạt được nồng độ sản phẩm đỉnh x_p. Chỉ số hồi lưu liên tục tăng với nồng độ của đáy giảm tương ứng với cùng N cho đến x_{L_2} kết thúc quá trình chưng ($x_{L_2} = x_W$). Quan hệ giữa x và R hoặc P và R được biểu diễn ở hình 2.74. Các giá trị được tổng hợp theo bảng 2.4.



Hình 2.74. Quan hệ $x_L = f(R)$ hoặc $P=f(R)$

Bảng 2.4. Các giá trị theo hình 2.74

m	R	X_L	P
Phần mol	P/L	Phần mol	kmol
m_1	R_{op1}	$x_{L_1} = x_W$	P_1
m_i ⋮	R_{opi} ⋮	x_{Li} ⋮	P_i ⋮
m_2	R_{op2}	$x_{L_2} = x_W$	P_2

2.5.3.3.3. Xác định lượng hồi lưu và lượng hơi ở đỉnh

Từ định nghĩa của chỉ số hồi lưu:

$$R = \frac{L_x}{P}, \qquad \text{rút ra} \qquad L_x = R.P \tag{2.133}$$

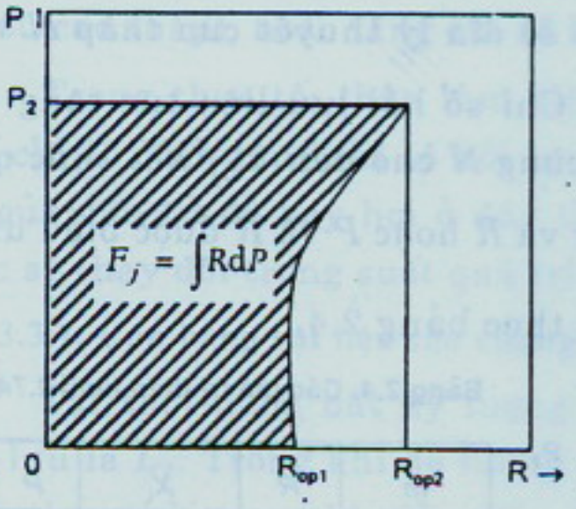
Lấy đạo hàm của lượng hồi lưu L_x:

$$dL_x = R.dP$$

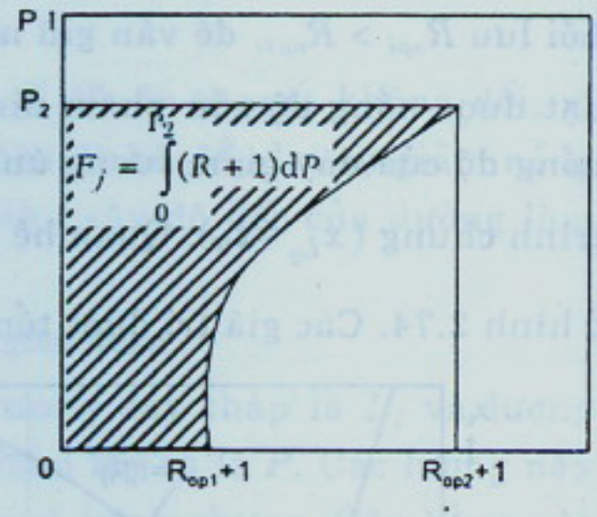
Tích phân được:

$$L_x = \int_0^{P_2} R dP \tag{2.134}$$

Đạo hàm (2.134) giải bằng đồ thị, vì P liên tục biến đổi theo R. Từ phương trình (2.132.b) lấy các giá trị tương ứng giữa P và R theo bảng 2.4, lập quan hệ $P = f(R)$ (hình 2.75). Diện tích F_j nhân với tỷ lệ xích m nhận được lượng hồi lưu: $L_x = F_j.m$.



Hình 2.75. Xác định lượng hồi lưu



Hình 2.76. Đồ thị xác định lượng hơi ở đỉnh tháp

Qua đó xác định được lượng hồi lưu cho quá trình chưng luyện gián đoạn. Đồng thời cũng xác định được lượng hơi ở đỉnh tháp.

Lượng hơi ra khỏi đỉnh tháp:

$$D = P + L_x = (R+1).P$$

Đạo hàm ta có:

$$dD = (R+1)\, dP \qquad (2.135)$$

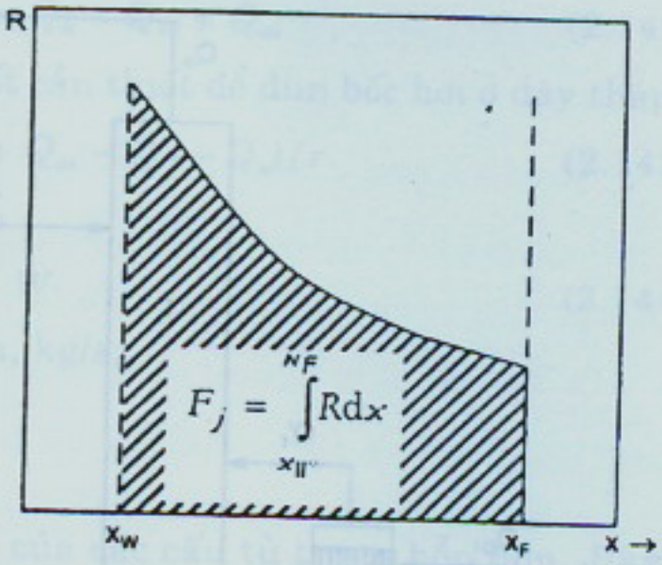
Tích phân phương trình (2.135) được giải bằng đồ thị theo quan hệ $P = f(R+1)$ (hình 2.76). Từ đồ thị có kết quả:

$$D = F_j.m \quad \text{của tích phân} \quad \int_0^{P_2} (R+1) dP.$$

2.5.3.3.4. Xác định chỉ số hồi lưu trung bình

Chưng luyện gián đoạn với thành phần sản phẩm đỉnh không đổi muốn thực hiện phải tăng liên tục chỉ số hồi lưu. Vì vậy, để tính toán ta cần xác định chỉ số hồi lưu trung bình. Theo hình 2.73, từ các giá trị khác nhau của R xác định được giá trị tương ứng của x_L, bằng cách

tại mỗi R, xuất phát từ giá trị $x = x_p$ của đường làm việc vẽ số ngăn N bằng số ngăn thu được ta có giá trị x_L tương ứng với R đã cho. Như vậy ta có sự liên hệ giữa chỉ số hồi lưu và nồng độ sản phẩm đáy (hình 2.77). Nhờ các giá trị đó ta xây dựng được đồ thị phụ thuộc giữa R và x_L. Diện tích gạch chéo trên đồ thị $F_j = \int_{x_W}^{x_F} R dx$.



Hình 2.77. Đồ thị xác định chỉ số hồi lưu trung bình

Từ đồ thị xác định được chỉ số hồi lưu trung bình:

$$R_{tb} = \frac{m.F_j}{x_F - x_W} \tag{2.136}$$

2.6. CÂN BẰNG NHIỆT LƯỢNG CỦA QUÁ TRÌNH CHƯNG LUYỆN

Mục đích của cân bằng nhiệt lượng là để xác định lượng nước lạnh cần thiết cho quá trình ngưng tụ và làm lạnh cũng như để xác định lượng hơi đốt cần thiết khi đun nóng hỗn hợp đầu và bốc hơi ở đáy tháp.

2.6.1. Cân bằng nhiệt lượng của chưng luyện liên tục

Xét lần lượt từng thiết bị trong hệ thống hình 2.78.

2.6.1.1. Cân bằng nhiệt lượng của thiết bị đun nóng

$$Q_{D1} + Q_f = Q'_f + Q_m \tag{2.137}$$

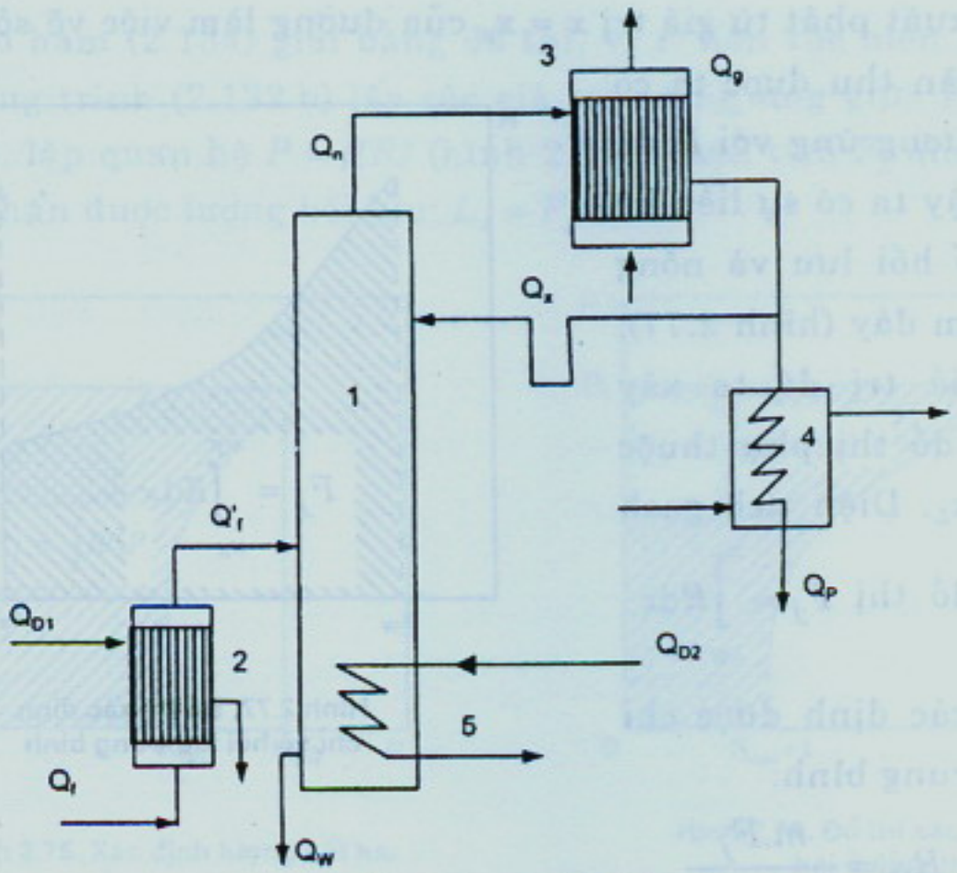
Q_{D1} – nhiệt lượng do hơi đốt mang vào:

$$Q_{D1} = D_1 r \tag{2.138}$$

D_1 – lượng hơi đốt, kg/s;

r – ẩn nhiệt hóa hơi của hơi đốt, J/kg;

Q_f – nhiệt lượng do dung dịch đầu mang vào



Hình 2.78. Sơ đồ để cân bằng nhiệt của quá trình chưng luyện liên tục

$$Q_f = FC_f t_f, W \tag{2.139}$$

F – lượng hỗn hợp đầu, kg/s;

C_f – nhiệt dung riêng của hỗn hợp đầu, J/kg độ;

t_f – nhiệt độ đầu của hỗn hợp , °C;

Q'_f – nhiệt lượng do hỗn hợp mang ra khỏi thiết bị và đi vào tháp chưng

$$Q'_f = FC'_f t'_f, W \tag{2.140}$$

với C'_f – nhiệt dung riêng của hỗn hợp, J/kg độ;

t_f – nhiệt độ của hỗn hợp , °C;

Q_f – nhiệt mất ra môi trường xung quanh, thường lấy Q_m = $5\%Q_{D1}$, W.

Thay các giá trị tính được vào phương trình (2.137) và giải ra, ta xác định được lượng hơi đốt cần thiết để đun nóng dung dịch đầu:

$$D_1 = f(C'_f t'_f - C_f t_f) / 0{,}95r, \text{ kg/s} \tag{2.141}$$

2.6.1.2. Cân bằng nhiệt của tháp

$$Q'_f + Q_{D2} + Q_x = Q_n + Q_W + Q_m \quad (2.142)$$

Từ đây tính được lượng hơi đốt cần thiết để đun bốc hơi ở đáy tháp:

$$D_2 = (Q_n + Q_W + Q_m - Q'_f - Q_x)/r \quad (2.143)$$

trong đó Q_n – nhiệt do hơi mang ra

$$Q_n = P(1 + R)\lambda, \ W \quad (2.144)$$

ở đây P – lượng sản phẩm đỉnh, kg/s;

R – chỉ số hồi lưu, kg/kg;

$\lambda = a_1\lambda_1 + a_2\lambda_2$

λ_1, λ_2 – nhiệt lượng riêng của các cấu tử trong hỗn hợp, J/kg;

a_1, a_2 – nồng độ các cấu tử trong hỗn hợp, % khối lượng;

Q_W – nhiệt do sản phẩm đáy mang ra:

$$Q_W = t_W C_W W, \ W \quad (2.145)$$

ở đây W – lượng sản phẩm đáy, kg/s;

C_W – nhiệt dung riêng sản phẩm đáy, J/kg độ;

t_W – nhiệt độ sản phẩm đáy, ^{0}C;

Q_m – nhiệt mất ra môi trường xung quanh, lấy bằng 5% Q_{D2};

Q'_f – xác định theo công thức (2.140);

Q_x – nhiệt do lượng hồi lưu mang vào

$$Q_x = R\,P\,C_x\,t_x \ , \ W \quad (2.146)$$

C_x – nhiệt dung riêng của chất lỏng hồi lưu, J/kg độ;

t_x – nhiệt độ của chất lỏng hồi lưu, ^{0}C;

2.6.1.3. Cân bằng nhiệt lượng của thiết bị ngưng tụ

• Nếu chỉ ngưng tụ hồi lưu: $P.R.r = G_1C_1(t_2 - t_1)$ (2.147)

Từ đây ta có lượng nước lạnh tiêu tốn là:

$$G_1 = P.R.r/C_1\,(t_2 - t_1), \text{ kg/s} \quad (2.148)$$

C_1 – nhiệt dung riêng của nước ở nhiệt độ trung bình $t_{tb} = 0{,}5\,(t_1 + t_2)$, J/kg độ;

r – ẩn nhiệt hóa hơi, J/kg;

t_1, t_2 – nhiệt độ vào và nhiệt độ ra của nước, °C.

• Nếu ngưng tụ hoàn toàn ta có:

$$P(1 + R)\, r = G_2\, C_1\, (t_2 - t_1) \qquad (2.149)$$

Do đó lượng nước tiêu tốn là:

$$G_2 = P(1 + R)\, r \,/\, C_1\, (t_2 - t_1),\ kg/s \qquad (2.150)$$

2.6.1.4. Cân bằng nhiệt lượng của thiết bị làm lạnh

• Trường hợp ngưng tụ hồi lưu:

$$P\,[r + C\,(t'_2 - t'_1)] = G_3 C_1\,(t_2 - t_1) \qquad (2.151)$$

• Trường hợp ngưng tụ hoàn toàn:

$$P\,(t'_2 - t'_1)C = G_4 C_1\,(t_2 - t_1) \qquad (2.152)$$

trong đó ngoài các đại lượng đã biết còn có:

C – nhiệt dung riêng của sản phẩm đỉnh, J/kg độ;

t'_2, t'_1 – nhiệt độ đầu và cuối của sản phẩm đỉnh, °C;

G_3, G_4 – lượng nước lạnh tiêu tốn trong hai trường hợp, kg/s.

2.6.2. Cân bằng nhiệt lượng của quá trình chưng luyện gián đoạn

2.6.2.1. Chưng luyện khi thành phần đỉnh tháp không đổi

Lượng nhiệt cần thiết phải lấy đi ở thiết bị ngưng tụ là:

$$Q_1 = r(R_{tb} + 1)\, P \quad , J \qquad (2.153)$$

trong đó P – lượng sản phẩm đỉnh, kg;

r – ẩn nhiệt hóa hơi, J/kg;

R_{tb} – chỉ số hồi lưu trung bình.

Công thức (2.153) dùng cho trường hợp ngưng tụ toàn phần, nếu chỉ có ngưng tụ hồi lưu thì lượng nhiệt cần lấy đi là:

$$Q_2 = r.R_{tb}.\, P \quad , \ J \qquad (2.154)$$

2.6.2.2. Chưng luyện khi chỉ số hồi lưu không đổi

Trường hợp ngưng tụ toàn phần thì lượng nhiệt cần phải lấy đi ở thiết bị ngưng tụ:.

$$Q_1 = (R_x + 1)\int_0^P r\,dP \qquad (2.155)$$

Đại lượng trong tích phân của phương trình (2.155) chỉ được xác định bằng đồ thị. Ta phải tìm sự phụ thuộc giữa ẩn nhiệt hóa hơi r với sản phẩm đỉnh P.

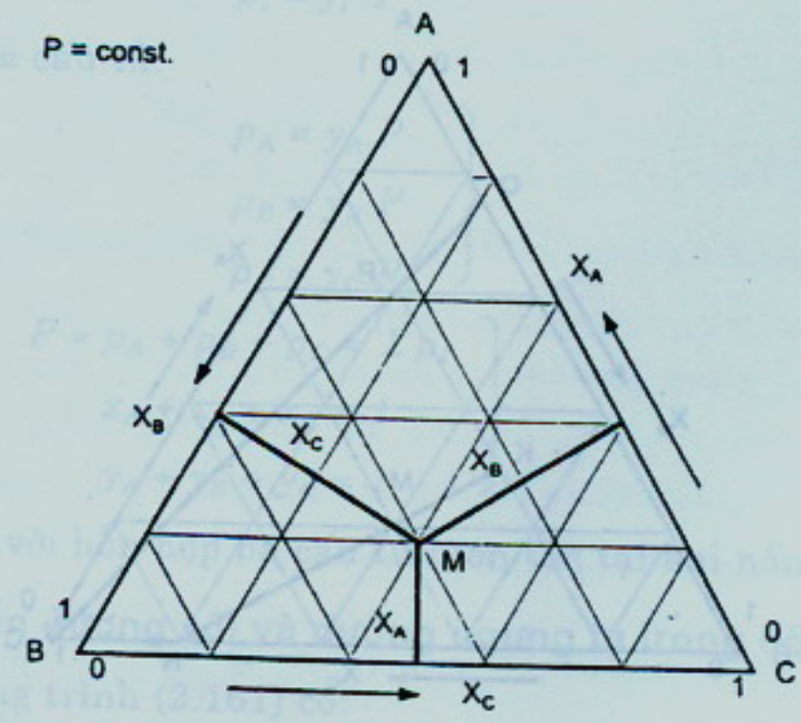
2.7. CHƯNG LUYỆN NHIỀU CẤU TỬ

Phương pháp chưng từ ba cấu tử trở lên được gọi chung là chưng nhiều cấu tử.

2.7.1. Toạ độ tam giác đều

Với hỗn hợp ba cấu tử, người ta dùng đồ thị tam giác đều để biểu diễn thành phần của nó. Trên mỗi cạnh của tam giác biểu thị thành phần của hỗn hợp hai cấu tử, còn trong lòng tam giác biểu diễn thành phần của ba cấu tử. Tại đỉnh của tam giác đặc trưng nguyên chất của các cấu tử. Ví dụ có hỗn hợp ba cấu tử A, B, C được biểu thị trên đồ thị tam giác đều A, B, C. Đỉnh của tam giác biểu thị cấu tử dễ bay hơi (A), bên trái cấu tử (B) có độ bay hơi trung bình, bên phải cấu tử (C) khó bay hơi.

$$t_{SA} < t_{SB} < t_{SC}$$



Hình 2.79. Đồ thị tam giác

Thành phần của các cấu tử trong hỗn hợp (M) được thể hiện qua các đường vuông góc với các cạnh đi qua điểm M. Tổng của các cạnh chiều cao tương ứng với một cạnh của tam giác và có giá trị 1 hoặc 100%. Cụ thể theo hình 2.79 hỗn hợp M có các thành phần : $x_A = 0,2$; $x_B = 0,4$ và $x_C = 0,4$. Tổng $x_A + x_B + x_C = 1$.

Nếu trộn hỗn hợp ba cấu tử K và hỗn hợp hai cấu tử N với nhau. Trong đó thành phần của hỗn hợp ba cấu tử K là x_{KA}, x_{KB} và x_{KC} và của hỗn hợp hai cấu tử N là x_{NB} và x_{NC} thì thành phần của hỗn hợp M sẽ là x_{MA}, x_{MB} và x_{MC}.

Ví dụ: K = 2kmol và thành phần $x_{KA} = 0,3$; $x_{KB} = 0,5$ và $x_{KC} = 0,2$ phần mol.

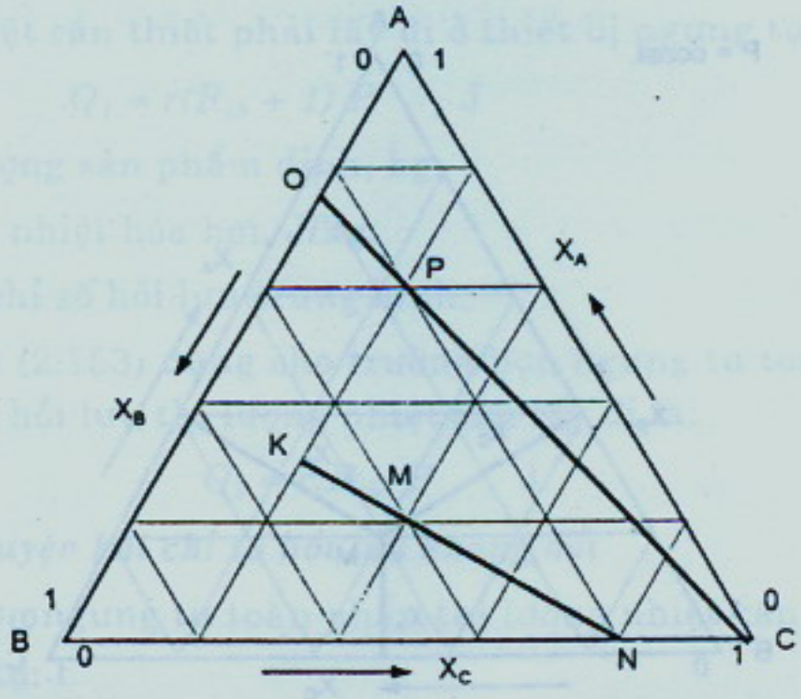
N = 1kmol và thành phần $x_{NB} = 20$; $x_{NC} = 80\%$mol.

Ta có: $$K + N = M \qquad (2.156)$$

hoặc: $$K.x_{Ki} + N.x_{Ni} = M.\ x_{Mi} \qquad (2.157)$$

Thành phần của các cấu tử được tính

$$x_{MA} = \frac{Kx_{KA}}{M} = 0,2 \text{ (phần mol)}$$



Hình 2.80. Đồ thị tam giác

$$X_{MB} = \frac{Kx_{KB} + N.x_{NB}}{M} = 0,4$$

$$X_{MC} = \frac{Kx_{KC} + N.x_{NC}}{M} = 0,4$$

Quá trình trộn hai hỗn hợp được biểu diễn ở hình 2.80. Đường $\overline{KMN}$ là đường hỗn hợp. Nếu đường này đi qua đỉnh tam giác, như đường $\overline{OPC}$, thì quan hệ của các cấu tử nằm bên trái và bên phải cho tất cả các hỗn hợp trên đường sẽ không đổi, như $\frac{x_A}{x_B} = \text{const.}$

2.7.2. Vận dụng các định luật cơ bản cho hỗn hợp ba cấu tử

Không phụ thuộc vào số lượng cấu tử trong hỗn hợp, định luật Raoult có dạng:

$$p_i = x_i P_{bhi} \tag{2.158}$$

Có nghĩa áp suất riêng phần p_i của cấu tử i trên hỗn hợp lỏng bằng tích phần mol của cấu tử này trong hỗn hợp lỏng với áp suất hơi bão hòa. Ngoài ra, áp suất riêng phần của cấu tử i trong hơi cũng bằng tích áp suất của hệ với thành phần của hơi:

$$p_i = y_i . P \tag{2.159}$$

Với hệ ba cấu tử:

$$\left.\begin{aligned} p_A &= y_A.P \\ p_B &= y_B.P \\ p_C &= y_C.P \end{aligned}\right\} \tag{2.160}$$

trong đó

$$\left.\begin{aligned} P &= p_A + p_B + p_C = \Sigma p_i \\ x_A &+ x_B + x_C = 1 \\ y_A &+ y_B + y_C = 1 \end{aligned}\right\} \tag{2.161}$$

Như vậy với hỗn hợp ba cấu tử luôn tồn tại hai nồng độ độc lập.

2.7.3. Biểu diễn đường sôi và đường ngưng tụ trong đồ thị tam giác

Từ phương trình (2.161) có:

$$p_c = P - p_B - p_A$$

Từ phương trình (2.108) được:

$$p_C = (1 - x_A - x_B)\, P_{bhC}$$

Rút ra: $P_{bhC}(1 - x_A - x_B) = P - p_A - p_B.$

hoặc $$P - P_{bhC} = x_A (P_{bhA} - P_{bhC}) + x_B (P_{bhB} - P_{bhC})$$

Vậy $$x_A = \frac{P - P_{bhC}}{P_{bhA} - P_{bhC}} - \frac{P_{bhB} - P_{bhC}}{P_{bhA} - P_{bhC}} . x_B \qquad (2.162)$$

Phương trình có dạng đường thẳng $x_A = C_1 - C_2 x_B$ và được gọi là đường sôi. Nếu biết nhiệt độ sôi ở một áp suất của hệ có thể xác định được điều kiện đẳng nhiệt tương ứng, vì từ nhiệt độ sôi biết được áp suất hơi bão hòa và từ đó tính được nồng độ x_B theo phương trình đường sôi và x_C theo phương trình (2.161).

Phương trình đường ngưng tụ được thiết lập trên cơ sở của phương trình đường sôi, bằng cách kết hợp định luật Raoult và Dalton:

$$x_A = y_A \cdot \frac{P}{P_{bhA}} \quad \text{và} \quad x_B = y_B \cdot \frac{P}{P_{bhB}}.$$

Thay vào phương trình (2.162) được:

$$y_A \cdot \frac{P}{P_{bhA}} = \frac{P - P_{bhC}}{P_{bhA} - P_{bhC}} - y_B \cdot \frac{P}{P_{bhB}} \cdot \frac{P_{bhB} - P_{bhC}}{P_{bhA} - P_{bhC}}$$

hoặc $$y_A = \frac{P_{bhA}(P - P_{bhC})}{P(P_{bhA} - P_{bhC})} - y_B \frac{P_{bhA}(P_{bhB} - P_{bhC})}{P_{bhB}(P_{bhA} - P_{bhC})} \qquad (2.163)$$

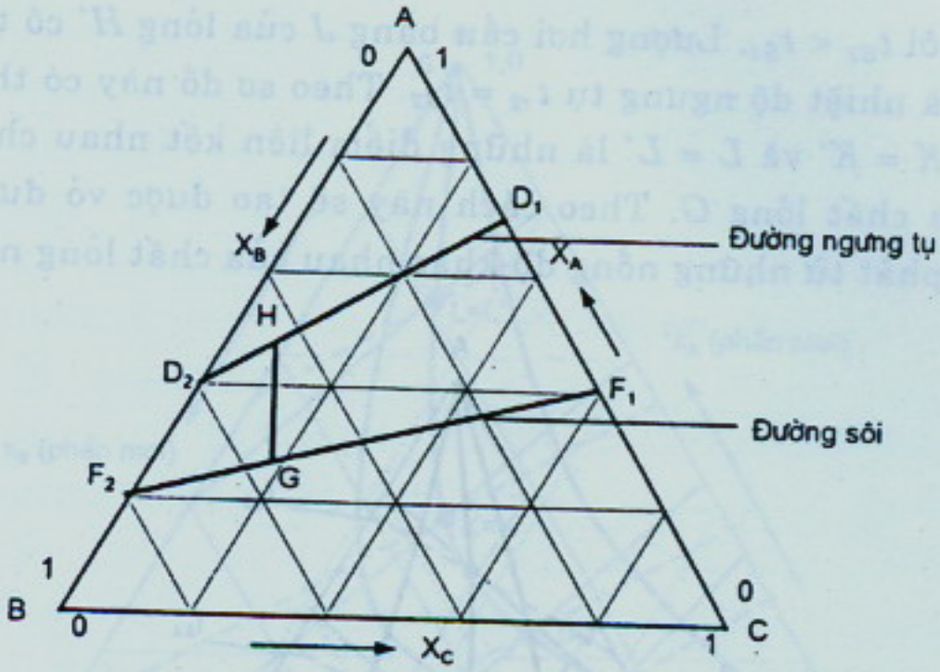
Phương trình ngưng tụ cũng có dạng đường thẳng $y_A = C_3 + C_4 y_B$.

Nếu cho $t_r = t_s$, thì áp suất hơi bão hòa P_{bhA}, P_{bhB}, P_{bhC} biết được và tính được y_A theo phương trình (2.163) và y_C theo phương trình (2.161) theo cách chọn y_B. Trong đồ thị hình 2.81, đường $\overline{F_1F_2}$ là đường sôi và $\overline{D_1D_2}$ là đường ngưng tụ.

Điểm mút của đường sôi được định nghĩa:

$$\text{Điểm } F_1 : x_B = 0 \rightarrow x_A = \frac{P - P_{bhC}}{P_{bhA} - P_{bhC}}$$

$$\text{Điểm } F_2 : x_C = 0 \rightarrow x_B = 1 - x_A \rightarrow x_A = \frac{P - P_{bhB}}{P_{bhA} - P_{bhB}}$$



Hình 2.81. **Biểu diễn đường sôi và đường ngưng tụ**

và ở đường ngưng tụ:

$$\text{Điểm } D_1 : y_B = 0 \rightarrow y_A = \frac{P_{bhA}(P - P_{bhC})}{P(P_{bhA} - P_{bhC})}$$

$$\text{Điểm } D_2 : y_C = 0 \rightarrow y_B = 1 - y_A$$

$$y_A = \frac{P_{bhA}}{P_{bhC}(P_{bhA} - P_{bhB})}\left[\frac{P_{bhB}}{P}(P - P_{bhC}) - (P_{bhB} - P_{bhC})\right]$$

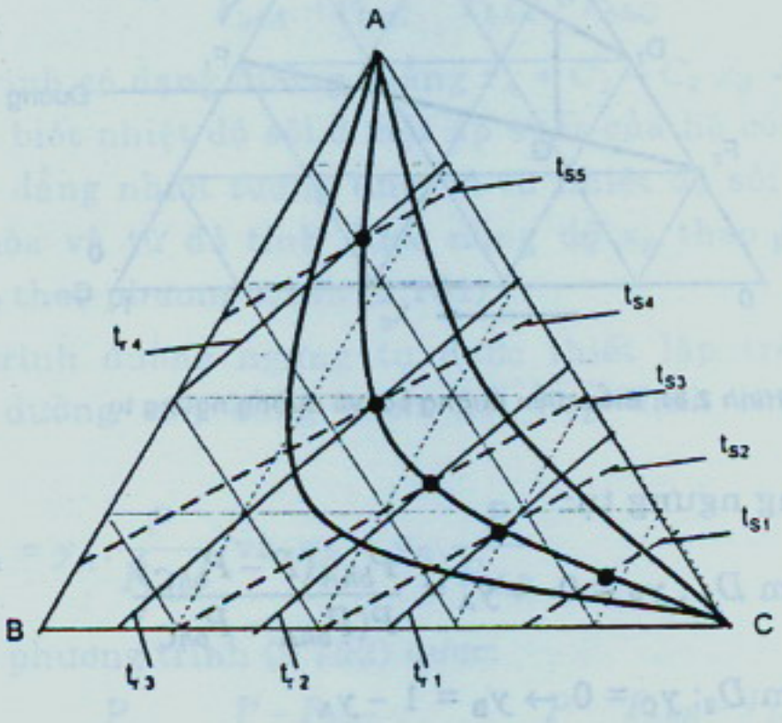
với $t_S = t_r$ có sự cân bằng giữa hơi (điểm H trên đường ngưng tụ) có thành phần y_{HA}, y_{HB}, y_{HC} và lỏng (điểm G trên đường sôi) có thành phần x_{GA}, x_{GB}, x_{GC}, vì:

$$y_{HA} = x_{GA} \cdot \frac{P_{bhA}}{P};\ y_{HB} = x_{GB} \cdot \frac{P_{bhB}}{P};\ y_{HC} = x_{GC} \cdot \frac{P_{bhC}}{P}$$

2.7.4. Biểu diễn đường chưng trên đồ thị tam giác

Sơ đồ hình 2.82 biểu diễn đường chưng của hỗn hợp ba cấu tử trên đồ thị tam giác, gồm mạng lưới của đường sôi và đường ngưng tụ. Hơi H với thành phần y_{Hi} và nhiệt độ t_r cân bằng nhiệt động với lỏng G có nồng độ $x_{Gi} < y_{Hi}$ và nhiệt độ $t_{Sl} = t_{rl}$. Nếu hơi H được ngưng tụ hoàn toàn có lượng lỏng H', thì thành phần của nó $x'_{Hi} = y_{Hi} > x_{Gi}$ và

nhiệt độ sôi $t_{S2} < t_{S1}$. Lượng hơi cân bằng J của lỏng H' có thành phần $y_{Ji} > x_{Hi}$ và nhiệt độ ngưng tụ $t_{r2} = t_{S2}$. Theo sơ đồ này có thể tìm thấy các điểm $K = K'$ và $L = L'$ là những điểm liên kết nhau cho ra đường chưng của chất lỏng G. Theo cách này sẽ tạo được vỏ đường chưng, nếu xuất phát từ những nồng độ khác nhau của chất lỏng như G.



Hình 2.82. Đường chưng trên đồ thị tam giác

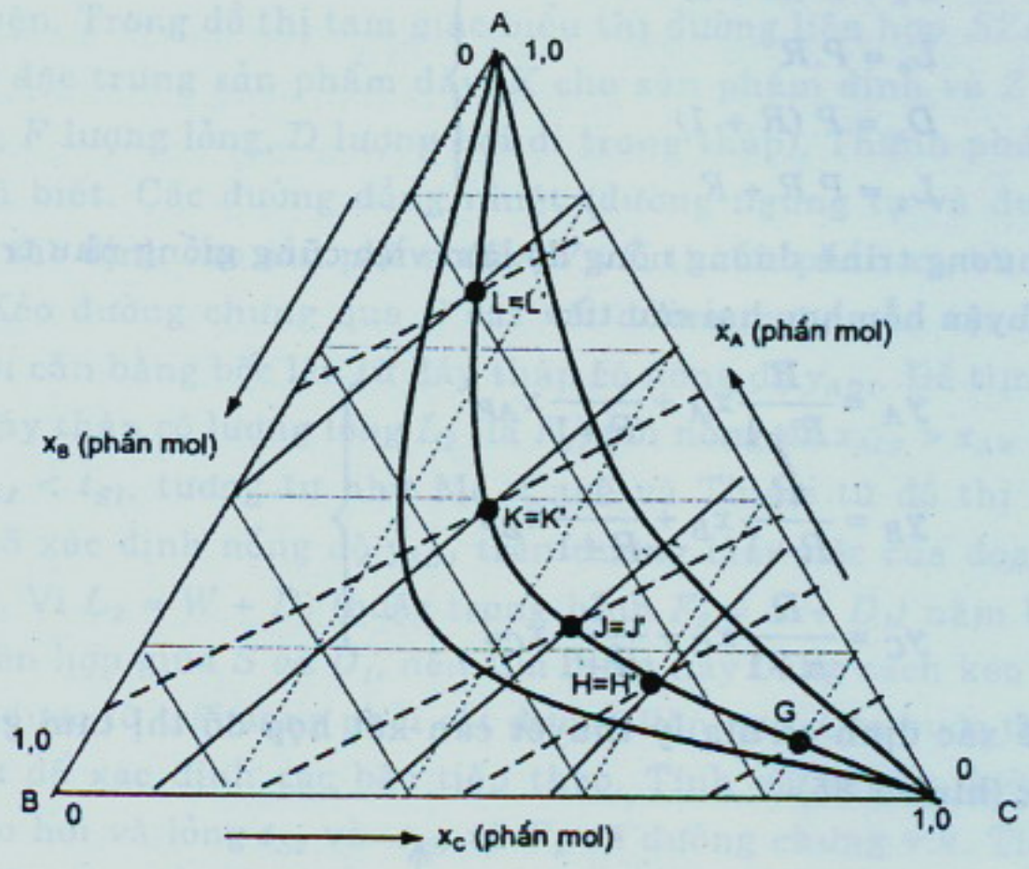
2.7.5. Đường cân bằng trên đồ thị tam giác

Dựa vào định luật Raoult và Dalton, cũng như phương trình đường ngưng tụ người ta thiết lập được đường cân bằng cho hệ ba cấu tử trên đồ thị tam giác đều (hình 2.83). Theo đồ thị này có khả năng biết được thành phần cân bằng của lỏng tại các điểm cắt nhau của nồng độ hơi y_A, y_B và y_C hoặc ngược lại.

Nếu trên đồ thị có đường $x_B = const$, thì $y_B = x_B \cdot \frac{P_{bhB}}{P}$

Trường hợp biết trước nhiệt độ sôi, thì cũng biết được áp suất hơi. Qua đó ở $x_B = const$ có thể tính được y_B.

Từ phương trình đường ngưng tụ tính được y_A và phương trình (2.161) tính được y_C.



Hình 2.83. Đồ thị tam giác xác định đường cân bằng

Tiến hành ở nhiều nhiệt độ sôi khác nhau, người ta nhận được đường cân bằng $x_B = const$. Theo cách tương tự có đường cân bằng với $x_C = const$. Điều này cũng có thể thực hiện cho quan hệ $y_i = f(x_i)$, nhưng ngược lại thay vì sử dụng đường ngưng tụ thì lại sử dụng đường sôi.

2.7.6. Xác định số đĩa lý thuyết

Sơ đồ hình 2.84 biểu thị hệ thống chưng luyện hỗn hợp ba cấu tử:

Phương trình cân bằng vật liệu:

$$\left.\begin{aligned} F &= P + W \\ Fx_{AF} &= P.x_{AP} + W.x_{AW} \\ Fx_{BF} &= P.x_{BP} + W.x_{BW} \\ Fx_{CF} &= P.x_{CP} + W.x_{CW} \end{aligned}\right\} \qquad (2.164)$$

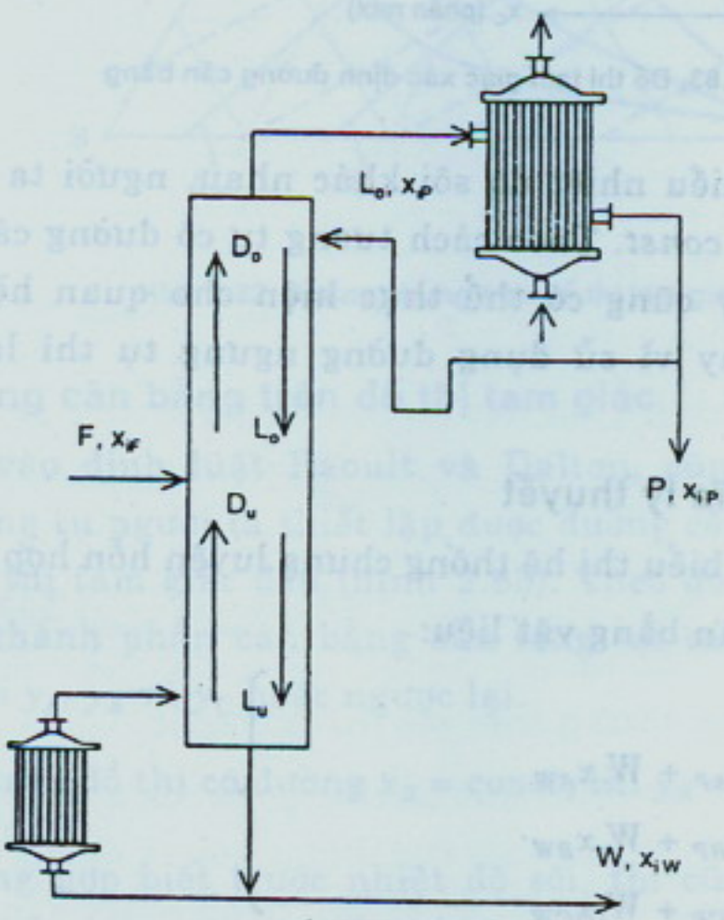
Giống như trường hợp chưng luyện hai cấu tử lượng hơi và lỏng đi trong tháp ở điều kiện hỗn hợp đầu vào có nhiệt độ sôi:

$$\left.\begin{aligned} D_o &= P\,(R+1) \\ L_o &= P.R \\ D_u &= P\,(R+1) \\ L_u &= P.R + F. \end{aligned}\right\} \qquad (2.165)$$

Phương trình đường nồng độ làm việc cũng giống như trường hợp chưng luyện hỗn hợp hai cấu tử:

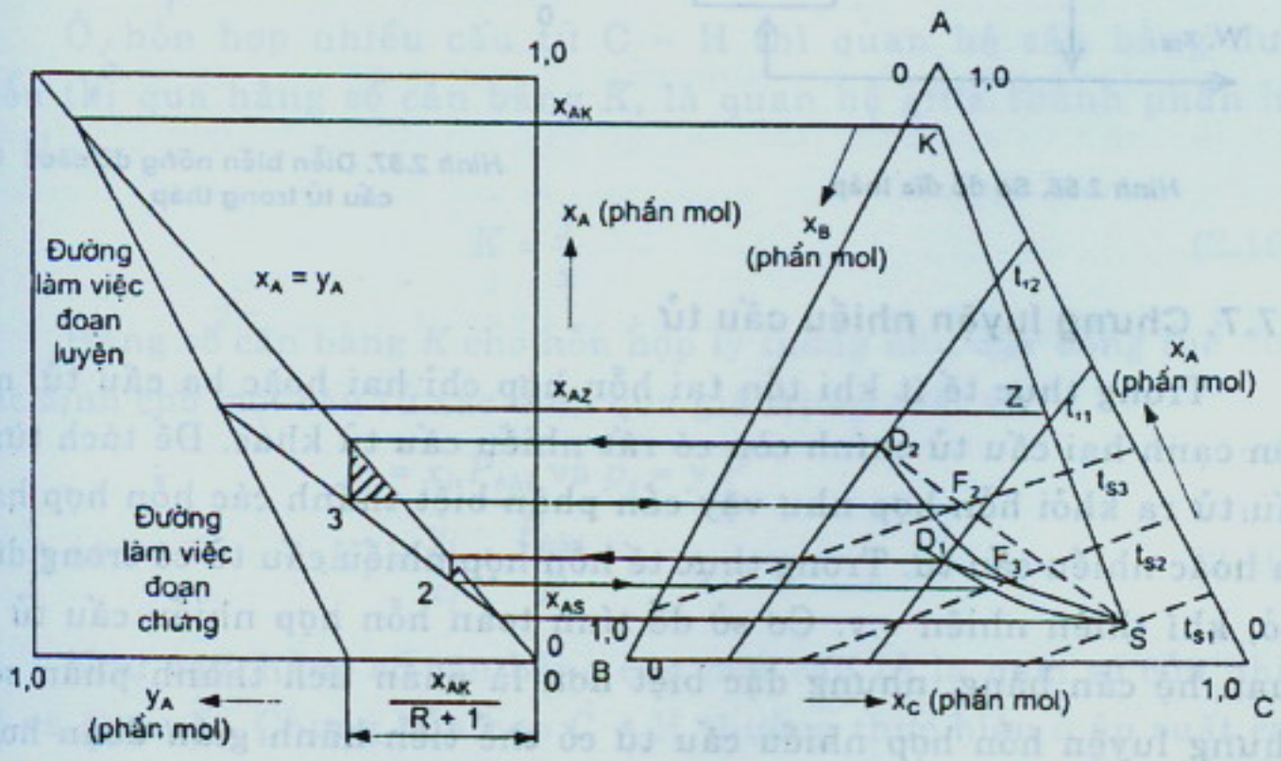
$$\left.\begin{aligned} y_A &= \frac{R}{R+1}x_A + \frac{1}{R+1}x_{AP} \\ y_B &= \frac{R}{R+1}x_B + \frac{1}{R+1}x_{BP} \\ y_C &= \frac{R}{R+1}x_C + \frac{1}{R+1}x_{CP} \end{aligned}\right\} \qquad (2.166)$$

Để xác định số đĩa lý thuyết cần kết hợp đồ thị tam giác và đồ thị $y - x$ (hình 2.85).



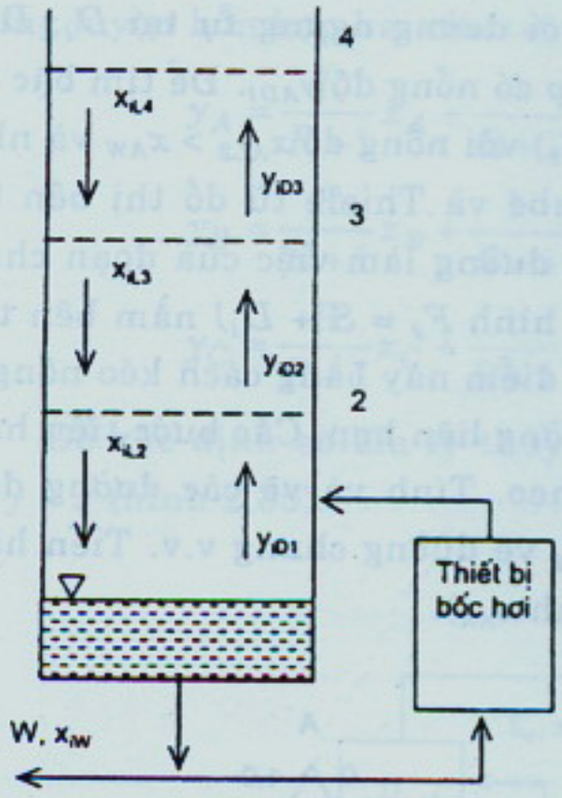
Hình 2.84. Hệ thống chưng luyện hệ ba cấu tử

Trong đồ thị $y - x$ biểu thị đường làm việc cho đoạn chưng và đoạn luyện. Trong đồ thị tam giác biểu thị đường liên hợp $\overline{SZK}$ (trong đồ thị S đặc trưng sản phẩm đáy, K cho sản phẩm đỉnh và Z cho hỗn hợp đầu, F lượng lỏng, D lượng hơi đi trong tháp). Thành phần x_{iW}, x_{iF} và x_{iP} đã biết. Các đường đẳng nhiệt (đường ngưng tụ và đường sôi) $t_{r1} = t_{s1}$ xác định cho sản phẩm đáy W với thành phần x_{iW} và nhiệt độ sôi t_{s1}. Kéo đường chưng qua S cắt với đường ngưng tụ tại D_1. D_1 là lượng hơi cân bằng bốc lên từ đáy tháp có nồng độ y_{AD1}. Để tìm bậc thứ nhất ở đáy tháp có lượng lỏng L_2 (là F_2) với nồng độ $x_{AL2} > x_{AW}$ và nhiệt độ sôi $t_{S2} < t_{S1}$, tương tự như Mc. Cabe và Thiele từ đồ thị bên trái hình 2.85 xác định nồng độ y_{AD1} trên đường làm việc của đoạn chưng (điểm 2). Vì $L_2 = W + D_1$ (hoặc trong hình $F_2 = S + D_1$) nằm bên trên đường liên hợp giữa S và D_1, nên tìm điểm này bằng cách kéo nồng độ x_{AF2} tìm được từ trái sang phải cắt đường liên hợp. Các bước tiến hành tương tự để xác định các bậc tiếp theo. Tính và vẽ các đường đẳng nhiệt cho hơi và lỏng t_{S2} và t_{r2}, từ F_2 vẽ đường chưng v.v. Tiến hành cho đến khi đạt nồng độ x_{AP} (trong hình x_{AK}).

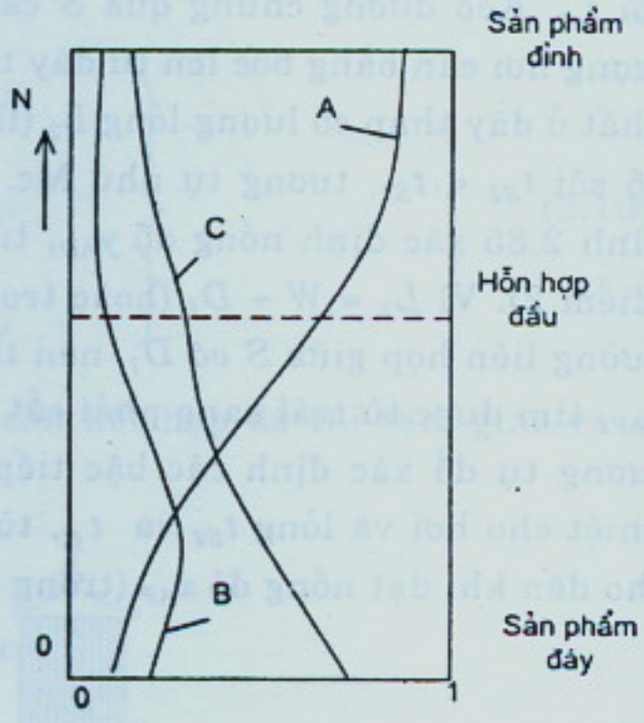


Hình 2.85. Đồ thị xác định số đĩa lý thuyết

Đồ thị 2.86 biểu thị 3 đĩa đầu tiên ở đáy tháp và hình 2.87 là diễn biến nồng độ trong tháp chưng luyện. Qua đồ thị 2.87 cho thấy nồng độ cấu tử dễ bay hơi nhất càng lên đỉnh càng giàu và cấu tử khó bay hơi nhất thì giàu ở đáy, còn cấu tử có độ bay hơi trung bình hầu như không đổi.



Hình 2.86. Sơ đồ đĩa tháp



Hình 2.87. Diễn biến nồng độ các cấu tử trong tháp

2.7.7. Chưng luyện nhiều cấu tử

Trong thực tế ít khi tồn tại hỗn hợp chỉ hai hoặc ba cấu tử, mà bên cạnh hai cấu tử chính còn có rất nhiều cấu tử khác. Để tách từng cấu tử ra khỏi hỗn hợp như vậy cần phân biệt thành các hỗn hợp hai, ba hoặc nhiều cấu tử. Trong thực tế hỗn hợp nhiều cấu tử có trong dầu mỏ, khí thiên nhiên v.v. Cơ sở để tính toán hỗn hợp nhiều cấu tử là quan hệ cân bằng, nhưng đặc biệt hơn là phân tích thành phần sôi. Chưng luyện hỗn hợp nhiều cấu tử có thể tiến hành gián đoạn hoặc liên tục, không nhất thiết để tách từng cấu tử mà cần phân đoạn thành phần.

2.7.7.1. Quan hệ cân bằng của hỗn hợp nhiều cấu tử

Quan hệ cân bằng của hỗn hợp nhiều cấu tử không khác gì mấy so với hỗn hợp hai cấu tử. Việc tính toán cân bằng của hỗn hợp nhiều cấu tử khó hơn nhiều so với hỗn hợp hai cấu tử, vì ảnh hưởng của các cấu tử không có quan hệ lý tưởng. Với hỗn hợp hai cấu tử nhiệt độ của hệ cân bằng cũng như thành phần của các pha khác biết được theo định luật cân bằng pha của Gibb qua áp suất làm việc và nồng độ của một pha. Trên cơ sở đó xây dựng đường cân bằng. Hỗn hợp nhiều cấu tử được khẳng định, nếu $(n - 1)$ nồng độ được biết ngoài áp suất của hệ ở n thành phần. Theo định luật cân bằng pha của Gibb:

$$C + \phi = K + 2$$

thì số cấu tử K và số pha 2, thì:

$$C = K + 2 - 2 \quad , \quad \text{tức } C = K$$

Như vậy, số bậc tự do đúng bằng số cấu tử.

Với hệ nhiều cấu tử thì cân bằng cho một thành phần nào đó không những là hàm số phụ thuộc tính chất của các cấu tử khác, mà còn phụ thuộc cả vào lượng của nó.

Ở hỗn hợp nhiều cấu tử C - H thì quan hệ cân bằng được biểu thị qua hằng số cân bằng K, là quan hệ giữa thành phần hơi và lỏng:

$$K = \frac{y}{x} \tag{2.167}$$

Hằng số cân bằng K cho hỗn hợp lý tưởng như dãy đồng thể được xác định cho một cấu tử xác định qua giá trị áp suất vì:

$$p_i = x_i.P_{bhi} \text{ và } p_i = y_iP$$

nên

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{P_{bhi}}{P} \tag{2.168}$$

Như vậy, hằng số cân bằng của một cấu tử là hàm số của nhiệt độ và áp suất. Chưng hỗn hợp C - H thường thực hiện ở áp suất cao. Trong trường hợp này hơi không còn quan hệ lý tưởng. Vì vậy, cần hiệu chỉnh giá trị áp suất qua hệ số phugat:

$$K_i = \frac{F_{xi}}{F_{yi}} = \frac{a_i P_{bhi}}{f_i . P} \quad (2.169)$$

trong đó: F_{xi} – số phugat của thành phần i ở nhiệt độ sôi và áp suất hơi.

F_{yi} – số phugat của thành phần i ở cùng nhiệt độ sôi, nhưng với áp suất P của hệ.

Phương trình (2.169) chỉ vận dụng cho hỗn hợp của dãy đồng đẳng với giới hạn của áp suất và nhiệt độ. Ở hỗn hợp lý tưởng số phugat phụ thuộc vào nhiệt độ và áp suất ở điều kiện làm việc xác định. Hằng số cân bằng phụ thuộc vào áp suất làm việc và nhiệt độ được tra ở các sổ tay chuyên ngành.

2.7.7.2. Độ bay hơi tương đối ở hỗn hợp nhiều cấu tử

Độ bay hơi tương đối là đặc trưng khả năng bay hơi của một cấu tử; với hỗn hợp hai cấu tử $\alpha = \frac{P_{bhA}}{P_{bhB}}$, còn ở hỗn hợp nhiều cấu tử, thì độ bay hơi tương đối biểu diễn qua hằng số cân bằng:

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_S} \quad (2.170)$$

Với K_S là hằng số cân bằng của cấu tử có độ bay hơi thấp được chọn làm cấu tử so sánh. Như vậy độ bay hơi tương đối của cấu tử so sánh là $\alpha_S = 1$. Cho hỗn hợp n cấu tử, sẽ xác định $(n - 1)$ độ bay hơi tương đối của các cấu tử.

2.7.7.3. Điểm sôi và điểm ngưng tụ của hỗn hợp nhiều cấu tử

Nhiệt độ sôi của hỗn hợp lý tưởng n cấu tử ở thành phần và áp suất làm việc đã cho được xác định theo quan hệ:

$$P = \sum_{i=1}^{n} x_i P_{bhi} \quad (2.171)$$

Trước tiên giả thiết nhiệt độ sôi để tính áp suất hơi P_{hh}, rồi tính kiểm tra xem tổng $x_i P_{bhi}$ có bằng áp suất làm việc P không. Nếu chưa đúng giả thiết lại cho đến khi tính đúng.

Tương tự có thể tính nhiệt độ ngưng tụ. Ở thành phần hơi và áp suất làm việc được cho ở nhiệt độ ngưng tụ theo giả thiết có quan hệ:

$$\frac{1}{P} = \sum_{i=1}^{n} \frac{y_i}{P_{bhi}} \qquad (2.172)$$

Theo phương trình (2.168) thì:

$$\sum_{i=1}^{n} K_i = \sum_{i=1}^{n} \frac{P_{bhi}}{P} = \frac{1}{P} \sum_{i=1}^{n} P_{bhi}$$

Kết hợp với phương trình (2.171) và (2.172) có phương trình đường sôi:

$$1 = \sum_{i=1}^{n} x_i K_i \qquad (2.173)$$

và phương trình đường ngưng tụ:

$$1 = \sum_{i=1}^{n} \frac{y_i}{K_i} \qquad (2.174)$$

2.7.7.4. Sự bay hơi của hỗn hợp nhiều cấu tử

Từng phần của hỗn hợp nhiều cấu tử F bay hơi, thì xuất hiện lượng lỏng L và lượng hơi D. Cân bằng vật liệu của quá trình sẽ là:

$$F = D + L$$

$$Fx_{iF} = Dy_{iD} + Lx_{iL} \qquad (2.175)$$

Kết hợp phương trình trên có:

$$\frac{L}{F} \cdot \frac{x_{iL}}{y_{iD}} + \frac{F - L}{F} = \frac{x_{iF}}{y_{iD}}$$

và

$$y_{iD} = \frac{x_{iF}}{1 + \frac{L}{F}\left(\frac{x_{iL}}{y_{iD}} - 1\right)}$$

hoặc với phương trình (2.168) ta có:

$$y_{iD} = \frac{x_{iF}}{1 + \frac{L}{F}\left(\frac{P}{P_{bhi}} - 1\right)} = \frac{x_{iF}}{1 + \frac{L}{F}\left(\frac{1}{K_i} - 1\right)} \qquad (2.176)$$

Lấy tổng thành phần của n cấu tử được:

$$\sum_{i=1}^{n} y_{iD} = 1 = \sum_{i=1}^{n} \frac{x_{iF}}{1 + \frac{L}{F}\left(\frac{P}{P_{bhi}} - 1\right)} = \sum_{i=1}^{n} \frac{x_{iF}}{1 + \frac{L}{F}\left(\frac{1}{K_i} - 1\right)} \qquad (2.177)$$

Nếu trong quá trình bay hơi của hỗn hợp nhiều cấu tử đã biết quan hệ hơi – lỏng, thì theo phương trình (2.177) xác định được nhiệt độ sôi tương ứng, bằng cách giả thiết nhiều nhiệt độ sôi rồi dựa vào phương trình (2.177) tính kiểm tra lại theo áp suất hơi. Quan hệ tương ứng với phương trình (2.177) cũng có nghĩa cho sự ngưng tụ từng phần:

$$1 = \sum_{i=1}^{n} \frac{y_{Fi}}{\frac{P_{bhi}}{P} + \frac{L}{F}\left(1 - \frac{P_{bhi}}{P}\right)} = \sum_{i=1}^{n} \frac{y_{Fi}}{K_i + \frac{L}{F}(1 - K_i)} \qquad (2.178)$$

2.7.7.5. Hệ thống chưng luyện nhiều cấu tử

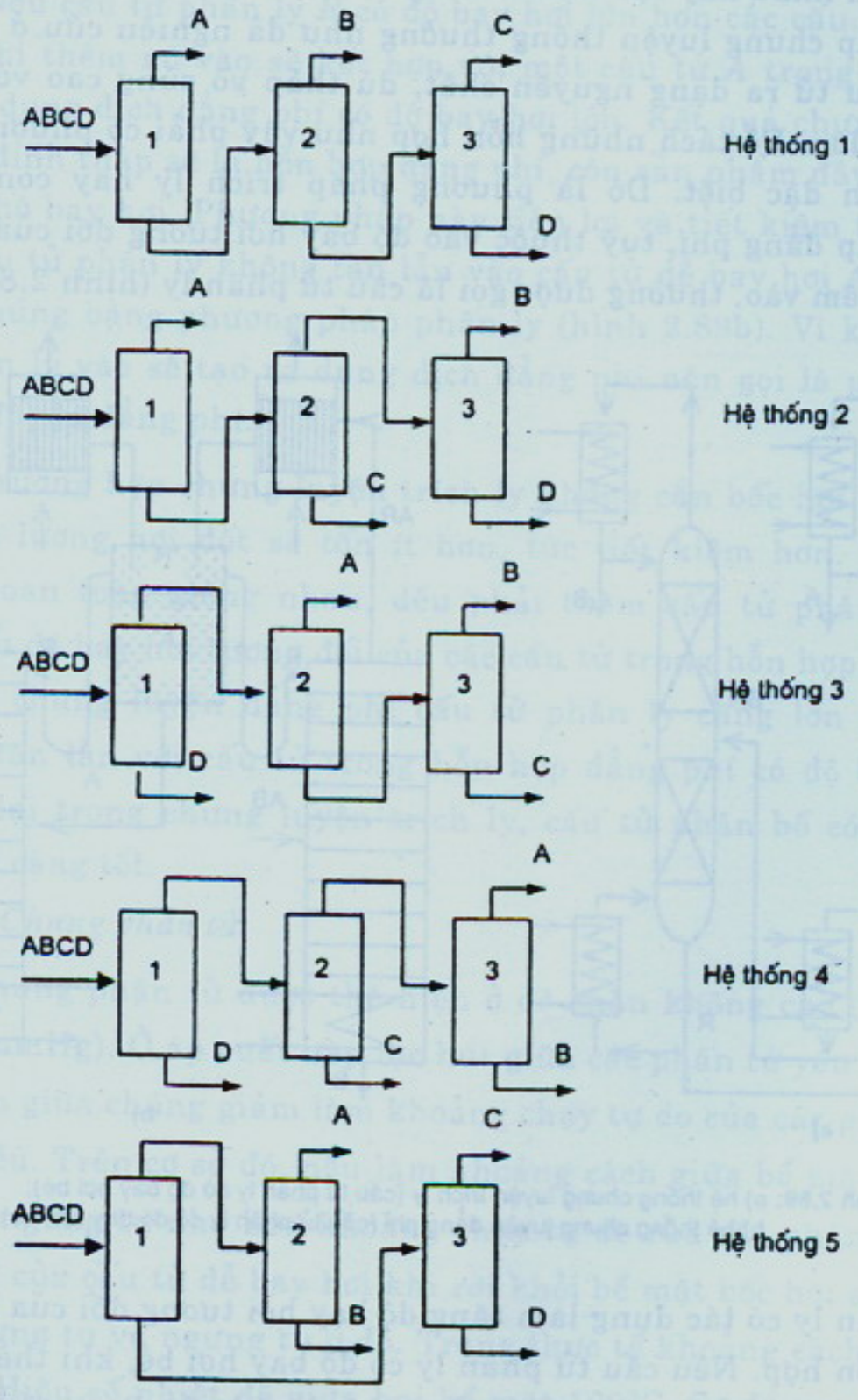
Như đã biết, với hệ hai cấu tử khi đã thiết lập quan hệ áp suất và nhiệt độ cho một cấu tử trong sản phẩm đỉnh thì chế độ làm việc hoàn toàn xác định. Nhưng trong hệ n cấu tử thì có n bậc tự do. Vì vậy, khi áp suất và nồng độ của một cấu tử đã xác định thì ta vẫn chưa xác định được nhiệt độ sôi, thành phần của các cấu tử khác vì còn có $n - 2$ bậc tự do. Do đó ta có thể chọn tuỳ ý thành phần của $n - 2$ cấu tử.

Khác với hỗn hợp hai cấu tử, sơ đồ chưng luyện nhiều cấu tử có thể biểu diễn bằng nhiều cách. Ví dụ như có hỗn hợp bốn cấu tử A, B, C và D, ta cần ba tháp và có năm hệ thống (hình 2.88). Nếu hỗn hợp gồm sáu cấu tử ta cần năm tháp và 42 hệ thống khác nhau như bảng 2.5 đã tổng hợp.

Bảng 2.5. Thống kê số tháp và số hệ thống tương ứng số cấu tử

Số cấu tử	Số tháp	Số hệ thống
2	1	1
3	2	2
4	3	5
5	4	14
6	5	42

Từ đây ta thấy rằng, muốn tách một hỗn hợp gồm n cấu tử thì phải có $n - 1$ tháp chưng luyện. Trong thực tế một tháp được kết cấu từ nhiều tháp chồng lên nhau, nên trong một tháp có thể thu được nhiều sản phẩm.

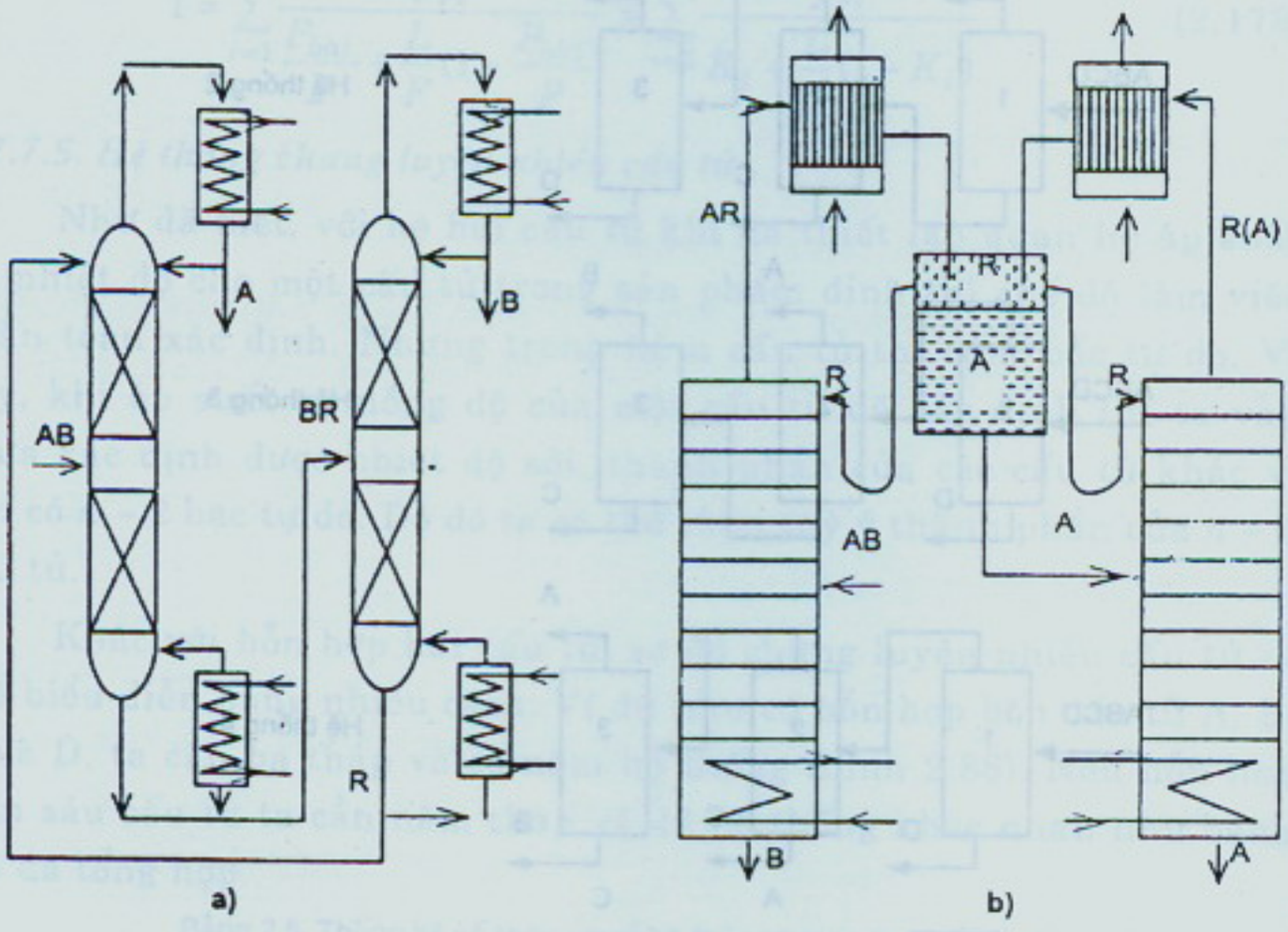


Hình 2.88. **Các loại sơ đồ hệ thống chưng luyện bốn cấu tử**

2.7.8. Các phương pháp chưng khác

2.7.8.1. Chưng luyện hỗn hợp đẳng phí

Đối với các hỗn hợp gồm các cấu tử có nhiệt độ sôi giống nhau hoặc rất gần nhau hay tạo thành dung dịch đẳng phí, không thể dùng phương pháp chưng luyện thông thường như đã nghiên cứu ở trên để tách các cấu tử ra dạng nguyên chất, dù tháp vô cùng cao với lượng hồi lưu rất lớn. Để tách những hỗn hợp như vậy phải có phương pháp chưng luyện đặc biệt. Đó là phương pháp trích ly hay còn gọi là phương pháp đẳng phí, tuỳ thuộc vào độ bay hơi tương đối của cấu tử mới được thêm vào, thường được gọi là cấu tử phân ly (hình 2.89 a, b).



Hình 2.89: a) hệ thống chưng luyện trích ly (cấu tử phân ly có độ bay hơi bé);
b) hệ thống chưng luyện đẳng phí (cấu tử phân ly có độ bay hơi lớn).

Cấu tử phân ly có tác dụng làm tăng độ bay hơi tương đối của một cấu tử trong hỗn hợp. Nếu cấu tử phân ly có độ bay hơi bé, khi thêm vào ở đỉnh tháp sẽ tạo thành hỗn hợp gồm cấu tử phân ly R và cấu tử B có độ bay hơi bé, còn cấu tử A có độ bay hơi lớn. Hỗn hợp mới R và B có

độ bay hơi khác nhau nên dễ dàng tách theo phương pháp chưng luyện thông thường (hình 2.89a). Quá trình gần giống phương pháp trích ly, cấu tử phân ly *R* kéo cấu tử *B* và giải phóng cấu tử *A*. Vì vậy nên ta gọi phương pháp chưng luyện trích ly.

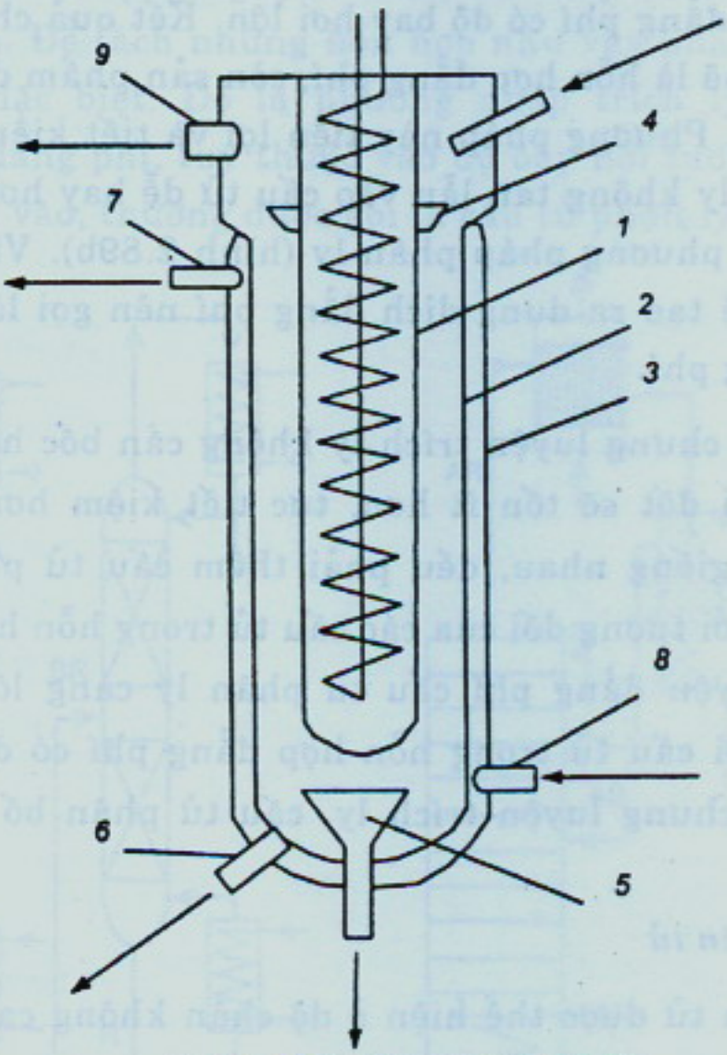
Nếu cấu tử phân ly *R* có độ bay hơi lớn hơn các cấu tử trong hỗn hợp, khi thêm nó vào sẽ kết hợp với một cấu tử *A* trong hỗn hợp tạo thành dung dịch đẳng phí có độ bay hơi lớn. Kết quả chưng luyện sản phẩm đỉnh tháp sẽ là hỗn hợp đẳng phí, còn sản phẩm đáy tháp là cấu tử *B* khó bay hơi. Phương pháp này tiện lợi và tiết kiệm trong trường hợp cấu tử phân ly không tan lẫn vào cấu tử dễ bay hơi *A*, nên có thể tách chúng bằng phương pháp phân ly (hình 2.89b). Vì khi thêm cấu tử phân ly vào sẽ tạo ra dung dịch đẳng phí nên gọi là phương pháp chưng luyện đẳng phí.

Trường hợp chưng luyện trích ly không cần bốc hơi cấu tử phân ly, nên lượng hơi đốt sẽ tốn ít hơn, tức tiết kiệm hơn. Hai phương pháp hoàn toàn giống nhau, đều phải thêm cấu tử phân ly để làm thay đổi độ bay hơi tương đối của các cấu tử trong hỗn hợp, chỉ khác là đối với chưng luyện đẳng phí cấu tử phân ly càng lớn càng tốt và không tan lẫn với cấu tử trong hỗn hợp đẳng phí có độ bay hơi lớn. Ngược lại trong chưng luyện trích ly, cấu tử phân bố có độ bay hơi càng bé càng tốt.

2.7.8.2. Chưng phân tử

Chưng phân tử được thể hiện ở độ chân không cao (từ 0,01 đến 0,0001mmHg). Ở áp suất này lực hút giữa các phân tử yếu đi và số lần va chạm giữa chúng giảm làm khoảng chạy tự do của các phân tử tăng lên nhiều. Trên cơ sở đó, nếu làm khoảng cách giữa bề mặt bốc hơi và bề mặt ngưng tụ nhỏ hơn khoảng chạy tự do của các phân tử, thì các phân tử của cấu tử dễ bay hơi khi rời khỏi bề mặt bốc hơi sẽ va vào bề mặt ngưng tụ và ngưng tụ ở đó. Trong thực tế khoảng cách 20mm đến 30mm. Hiệu số nhiệt độ giữa hai bề mặt 100°C. Sơ đồ nguyên lý thiết bị chưng phân tử được thể hiện ở hình 2.90.

Phía trong phòng bốc hơi *1* có bộ phận đun nóng. Phía ngoài là bộ phận ngưng tụ *2*. Hệ thống có vỏ *3* để làm lạnh. Hỗn hợp đầu cho vào bộ phận tạo màng *4* để chảy thành màng theo bề mặt bốc hơi *1*. Sản phẩm đáy lấy ra ở phễu *5*, và sản phẩm đỉnh được tập trung lại và đi ra cửa *6*. Nước làm lạnh vào cửa *8* và ra cửa *7*. Ống *9* nối với bơm chân không để giữ độ chân không cần thiết trong thiết bị.



Hình 2.90. Thiết bị chưng phân tử:

1 – bề mặt bốc hơi;
2 – bề mặt ngưng tụ;
3 – vỏ làm lạnh;
4 – phân phối hỗn hợp đầu
5 – phễu hứng sản phẩm đáy;
6 – cửa sản phẩm đỉnh;
7, *8* – cửa nước làm lạnh vào, ra;
9 – cửa hút chân không.

Chương 3

HẤP THỤ

Trong công nghiệp hóa chất có rất nhiều nguyên liệu dạng khí được dùng, cũng như nhiều sản phẩm thu được ở dạng khí. Muốn tiếp tục gia công chế biến các hỗn hợp khí, ta phải tách chúng thành từng cấu tử. Ví dụ như sau khi khí hóa than, ta thu được hỗn hợp khí gồm N_2, H_2, H_2S, CO, CO_2... Muốn sử dụng hỗn hợp khí này vào mục dích tổng hợp NH_3 để sản xuất ure, ta phải tách riêng từng cấu tử. Ta có thể phân biệt ba phương pháp tách hỗn hợp khí:

1. Phương pháp tách hút.

2. Phương pháp hóa lý.

3. Phương pháp hóa học.

Phương pháp hóa học sẽ được nghiên cứu ở phần sau. Phương pháp hóa lý tiến hành qua khí hóa lỏng. Phương pháp hút được hiểu là sự tiếp nhận của một chất này vào một chất khác qua bề mặt phân pha của chúng. Nếu dùng chất lỏng để hút thì ta gọi là hấp thụ, còn dùng chất rắn xốp thì gọi là hấp phụ.

Như vậy, hấp thụ là quá trình hút khí bằng chất lỏng. khí được hút gọi là chất bị hấp thụ, chất lỏng để hút gọi là dung môi (hay chất hấp thụ), khí không bị hấp thụ gọi là khí trơ. Quá trình hấp thụ được dùng để:

- Thu hồi các cấu tử quý.

Làm sạch khí.

- Tách hỗn hợp khí thành từng cấu tử riêng biệt.

Trong trường hợp thứ nhất và thứ ba, bắt buộc ta phải tiến hành quá trình nhả sau khi hấp thụ để tách cấu tử được hấp thụ ra khỏi

dung môi. Đối với các trường hợp khác, quá trình nhả là không cần thiết, trừ khi phải dùng lại dung môi (dung môi quý).

Quá trình hấp thụ phụ thuộc chủ yếu vào dung môi, do đó cần chọn dung môi theo những tính chất sau đây:

1. Có tính chất hòa tan chọn lọc, nghĩa là chỉ hòa tan với một cấu tử, còn những cấu tử khác không có khả năng hòa tan hoặc hòa tan rất ít.

2. Độ nhớt của dung môi phải bé, để giảm trở lực và tăng hệ số chuyển khối.

3. Nhiệt dung riêng bé, để tiết kiệm nhiệt năng khi hoàn nguyên dung môi.

4. Có nhiệt độ sôi khác xa với nhiệt độ sôi của cấu tử hòa tan, để dễ dàng phân riêng chúng qua chưng luyện.

5. Có nhiệt độ đóng rắn thấp, để tránh hiện tượng đóng rắn làm tắc thiết bị.

6. Không tạo thành kết tủa khi hòa tan, để tránh tắc thiết bị và dễ thu hồi.

7. Ít bay hơi, để tránh tổn thất.

8. Không độc và ăn mòn thiết bị.

Tuy nhiên, trong thực tế không có dung môi nào đạt được tất cả các tiêu chuẩn đã nêu. Vì vậy, khi chọn dung môi ta phải dựa vào những điều kiện cụ thể của sản xuất.

3.1. CƠ SỞ VẬT LÝ CỦA QUÁ TRÌNH HẤP THỤ

3.1.1. Độ hòa tan của khí trong lỏng

Khí hòa tan trong lỏng sẽ tạo thành hỗn hợp hai cấu tử, có hai thành phần và hai pha. Hệ thống như vậy theo quy tắc pha ($\phi = 2$, $K = 2$, $C = 2 - 2 + 2 = 2$) được coi như hỗn hợp lỏng có hai thành phần. Cân bằng pha được xác định bởi áp suất, nhiệt độ và nồng độ. Nếu nhiệt độ không đổi, thì độ hòa tan phụ thuộc vào áp suất. Sự phụ thuộc này được biểu thị bằng định luật Henry:

$$y_{cb} = mx \qquad (3.1)$$

Bảng 3.1. **Hệ số Henry của dung dịch khí ($\Psi.10^{-6}$ torr)**

Khí	Nhiệt độ °C										
	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
Hydro	44	48,3	51,9	55,4	57,1	58,1	58,1	57,8	57,4	57,1	56,9
Nitơ	40,2	50,8	61,1	70,2	79,2	85,9	90,9	94,6	95,9	96,1	95,4
Không khí	32,8	41,7	50,4	58,6	66,1	71,9	76,5	79,8	81,7	82,2	81,6
Cacbon oxyt	26,7	33,6	40,7	47,1	52,9	57,8	62,5	64,2	64,3	64,3	64,3
Oxy	19,3	24,9	30,4	36,1	40,7	44,7	47,8	50,4	52,8	53,1	53,3
Metan	17	22,6	28,5	34,1	39,5	43,9	47,6	50,6	51,8	52,6	53,3
Nitơ oxyt	12,8	16,5	20,1	23,5	26,8	29,6	31,8	33,2	34	34,3	34,5
Etan	9,55	14,4	20	26	32,2	37,9	429	47,4	50,2	52,2	52,6
Etylen	4,10	5,84	7,74	9,62	-	-	-	-	-	-	-
Nitơ dioxyt	0,74	1,07	1,5	1,94	-	-	-	-	-	-	-
Cacbon dioxyt	0,553	0,792	1,08	1,14	1,77	2,15	2,59	-	-	-	-
Axetylen	0,55	0,73	0,92	1,11	-	-	-	-	-	-	-
Clo	0,204	0,297	0,402	0,502	0,6	0,677	0,731	0,745	0,73	0,722	-
Hydro sunfua	0,208	0,278	0,367	0,463	0,566	0,672	0,782	0,905	1,03	1,09	1,12
Brom	0,0162	0,278	0,0451	0,0688	0,101	0,145	0,191	0,244	0,307	-	-
Lưu huỳnh dioxyt	0,0125	0,0184	0,0266	0,0364	0,0495	0,0655	0,0839	0,104	0,128	0,15	-
Hydro clorua	0,00185	0,00197	0,00209	0,0022	0,00227	0,00229	0,00224	-	-	-	-
Amoniac	0,00156	0,0018	0,00208	0,00241	-	-	-	-	-	-	-

Đối với khí lý tưởng, m là hằng số, dùng để biểu diễn quan hệ $y_{cb} = f(x)$ là đường thẳng. Đối với khí thực, m phụ thuộc vào x, nên đường cân bằng là đường cong. Hằng số cân bằng được tính:

$$m = \Psi / P$$

với: Ψ – hệ số Henry, được tra theo bảng 3.1, có thứ nguyên của áp suất;

P – áp suất, at.

Khi tính toán quá trình hấp thụ, ta thường dùng phần mol tương đối Y, X. Quan hệ giữa phần mol x,y và phần mol tương đối X, Y như sau:

$$y = \frac{Y}{Y+1} \quad \text{và} \quad x = \frac{X}{X+1}$$

Thay giá trị x, y vào phương trình (3.1) ta có quan hệ:

$$Y = \frac{mX}{1+(1-m)X} \tag{3.2}$$

Như vậy, quan hệ cân bằng tính theo phần mol tương đối sẽ luôn là một đường cong.

3.1.2. Phương trình đường làm việc của quá trình hấp thụ

Phương trình đường làm việc của quá trình hấp thụ được lập trên cơ sở của lý thuyết hai lớp màng. Đó là lớp màng ngăn cách giữa pha lỏng và khí. Qua lớp màng, khí trong hỗn hợp sẽ khuếch tán vào pha lỏng.

Khi tính cân bằng vật liệu, thường người ta cho trước hỗn hợp khí, nồng độ đầu và cuối của khí bị hấp thụ trong hỗn hợp khí và trong dung môi.

Gọi: G_y – lượng hỗn hợp khí vào thiết bị hấp thụ, kmol/h;

Y_d – nồng độ đầu của hỗn hợp khí, kmol/kmol khí trơ;

Y_c – nồng độ cuối của hỗn hợp khí, kmol/kmol khí trơ;

G_x – lượng dung môi vào thiết bị hấp thụ, kmol/h;

X_d – nồng độ đầu của dung môi, kmol/kmol dung môi;

X_c – nồng độ cuối của dung môi, kmol/kmol dung môi;

G_{tr} – lượng khí trơ, kmol/h.

Lượng khí trơ được tính theo công thức:

$$G_{tr} = G_y \frac{1}{1+Y_d} = G_y(1-y_d), \text{ kmol/h} \quad (3.3)$$

Phương trình cân bằng vật liệu trong tháp hấp thu:

$$G_{tr}(Y_d - Y_c) = G_x (X_c - X_d) \quad (3.4)$$

Lượng dung môi cần thiết:

$$G_x = G_{tr} \frac{Y_d - Y_c}{X_c - X_d}, \text{ kmol/h} \quad (3.5)$$

Lượng dung môi tối thiểu cần dùng cho quá trình hấp thụ là:

$$G_{x\,min} = G_{tr} \frac{Y_d - Y_c}{X_{cb.d} - X_d}, \text{ kmol/h} \quad (3.6)$$

với $X_{cb.d}$ – nồng độ cân bằng ứng với nồng độ đầu của hỗn hợp khí.

Trong quá trình hấp thụ, nồng độ cân bằng luôn lớn hơn nồng độ làm việc, vì thế lượng dung môi thực tế luôn lớn hơn lượng dung môi tối thiểu, thường lớn hơn 20%. Nếu tính lượng dung môi theo 1kg khí trơ, ta có lượng dung môi tiêu hao riêng là:

$$l = \frac{G_x}{G_{tr}} = \frac{Y_d - Y_c}{X_c - X_d}, \text{ kmol/h} \quad (3.7)$$



Hình 3.1. Quan hệ $y = f(x)$ trong tháp hấp thụ

Nếu biểu diễn phương trình cân bằng vật liệu ở tiết diện bất kỳ của tháp ta có:

$$G_{tr}(Y - Y_c) = G_x (X - X_d) \quad (3.8)$$

Rút ra:

$$Y = \frac{G_x}{G_{tr}} X + Y_c - \frac{G_x}{G_{tr}} X_d \quad (3.9)$$

Hoặc:

$$Y = AX + B \quad (3.10)$$

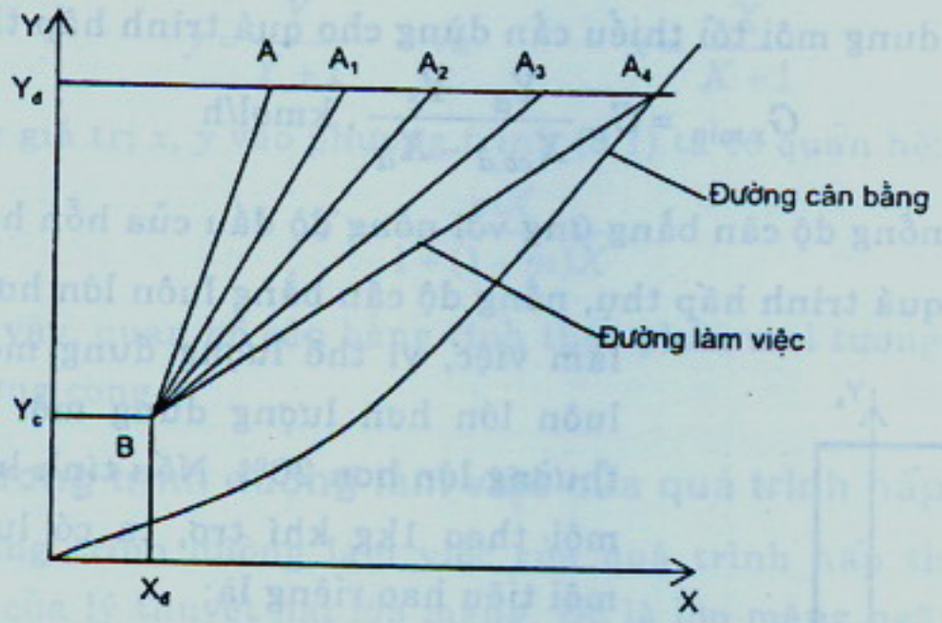
trong đó: $A = \frac{G_x}{G_{tr}}$, $B = Y_c - \frac{G_x}{G_{tr}} X_d$ là hằng số.

Phương trình (3.10) được gọi là phương trình đường nồng độ làm việc của quá trình hấp thụ. Nếu biểu diễn trên tọa độ $Y - X$, là đường thẳng có hệ số góc tg $\alpha = A$, và cắt trục tung tại B.

3.1.3. Ảnh hưởng của lượng dung môi đến quá trình hấp thụ

Để xem xét vai trò của dung môi trong hấp thụ, ta dựa vào phương trình chuyển khối chung và phương trình đường nồng độ làm việc.

Theo phương trình chuyển khối, lượng khí bị hấp thụ được tính: $G = K_y F \Delta Y_{th}$.



Hình 3.2. Quan hệ $X - Y$

Trong điều kiện nhất định G là lượng không đổi và có thể coi hệ số chuyển khối K_y cũng không đổi. Do đó bề mặt tiếp xúc pha F chỉ được thay đổi tương ứng với sự thay đổi ΔY_{th}, sao cho tích $F.\ \Delta Y_{th}$ là không đổi. Bề mặt F thay đổi, tức là kích thước thiết bị thay đổi, lớn khi F tăng và bé khi F giảm.

Dựa vào đồ thị hình 3.2 ta thấy, khi $Y_đ$, Y_c và $X_đ$, cố định, thì nồng độ cuối của dung môi được quyết định theo động lực trung bình ΔY_{th}, tức là điểm cuối của đường làm việc AB. Điểm cuối của đường làm việc chỉ được dịch chuyển từ A đến A_4. Đừng làm việc BA_4 cắt đường cân bằng, lúc này động lực trung bình ΔY_{th} nhỏ nhất. Đường BA gần với trục tung, nên động lực trung bình là lớn nhất.

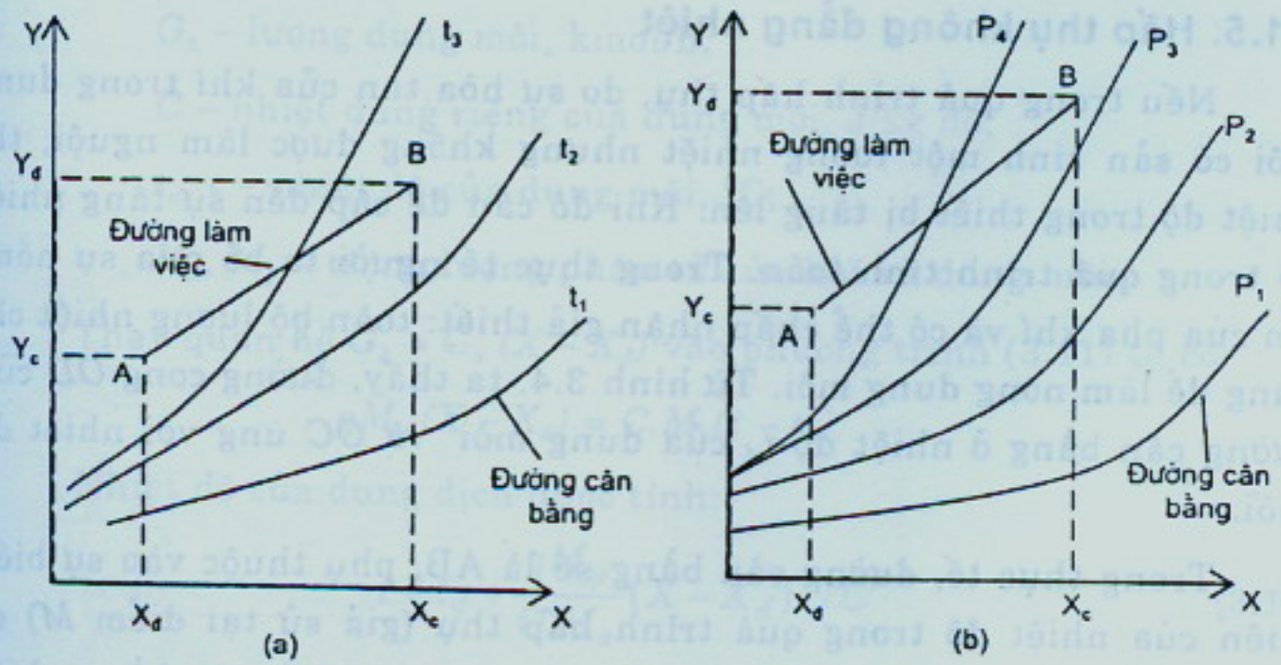
Vì $F \Delta Y_{th}$ không đổi nên ứng với đường B A_4 cho ra F lớn nhất và ứng với đường AB có F bé nhất. Tương tự, tại A_4 ta có X_c lớn nhất và tại A có X_c bé nhất. Dựa vào phương trình đường nồng độ làm việc ta cũng thấy tương ứng với đường BA_4 có $A = G_x / G_{trơ}$ bé nhất (có nghĩa là lượng dung môi bé nhất, còn ứng với đường AB thì $G_x / G_{trơ}$ lớn nhất, nên có lượng dung môi lớn, vì lượng khí trơ G_{tr} không đổi).

Vì vậy, nếu chọn lượng dung môi ít nhất, ta thu được X_c lớn, nhưng thiết bị phải rất lớn (vô cùng cao), trái lại, nếu chọn lượng dung môi lớn nhất, thì thiết bị bé, nhưng dung dịch thu được quá loãng vì X_c bé. Do đó khi chọn điều kiện làm việc ta phải dựa vào chỉ tiêu kinh tế kỹ thuật.

3.1.4. Ảnh hưởng của nhiệt độ và áp suất lên quá trình hấp thụ

Nhiệt độ và áp suất là những yếu tổ ảnh hưởng quan trọng lên quá trình hấp thụ, mà chủ yếu ảnh hưởng lên trạng thái cân bằng và động lực của quá trình.

Từ phương trình Henry ta thấy, khi nhiệt độ tăng thì hệ số Henry tăng, nên đường cân bằng sẽ dịch chuyển về phía trục tung.



Hình 3.3. Ảnh hưởng của nhiệt độ và áp suất lên quá trình hấp thụ:
a) ảnh hưởng của nhiệt độ $t_1 < t_2 < t_3$; b) ảnh hưởng của áp suất $P_1 > P_2 > P_3$

Vì vậy, nếu đường làm việc AB không đổi thì động lực trung bình sẽ giảm, do đó cường độ chuyển khối cũng giảm theo. Nếu ta cứ tiếp tục tăng nhiệt độ, ví dụ đến t_3 thì không những động lực trung bình giảm mà ngay cả quá trình cũng không thực hiện được (vì đường cân bằng và đường làm việc cắt nhau, nên không thể đạt được nồng độ cuối X_c). Đó là ảnh hưởng xấu của sự tăng nhiệt độ. Tuy nhiên, khi nhiệt độ tăng thì độ nhớt của dung môi giảm (có lợi với trường hợp trở lực chủ yếu trong pha lỏng), vận tốc khí tăng, cường độ chuyển khối cũng tăng theo.

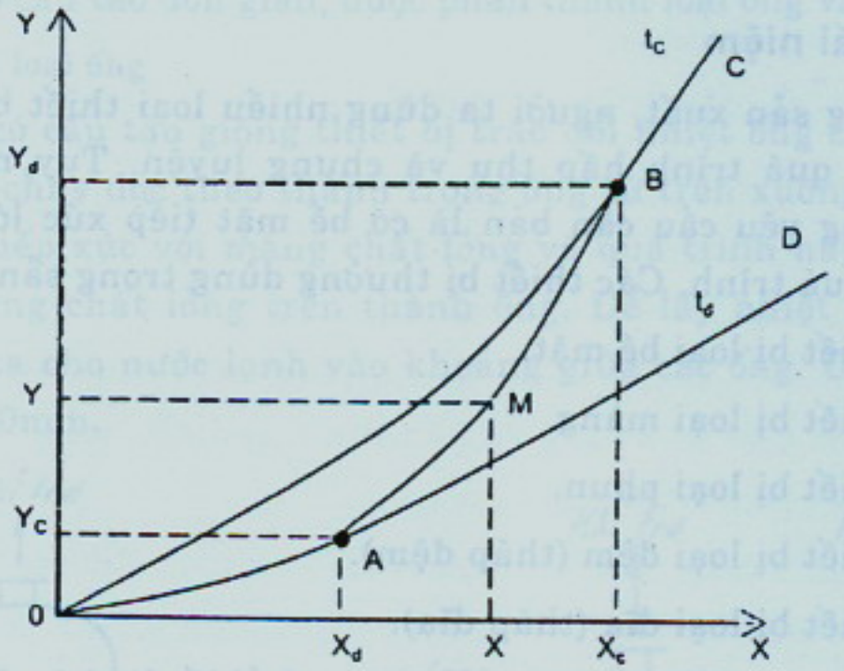
Trong trường hợp tăng áp suất, ta thấy hệ số cân bằng $m = \Psi/P$ sẽ giảm, do đó đường cân bằng sẽ dịch dần về phía trục hoành, tức là động lực trung bình sẽ tăng lên, quá trình chuyển khối sẽ tốt hơn (hình 3.3). Nhưng sự tăng áp suất luôn luôn kèm theo sự tăng nhiệt độ, nên nó cũng gây ra ảnh hưởng xấu đến quá trình hấp thụ. Mặt khác, sự tăng áp suất cũng gây khó khăn về mặt thiết bị, vì vậy quá trình hấp thụ chỉ được thực hiện ở áp suất cao đối với những khí khó hòa tan, ví dụ: hấp thụ khí CO_2 bằng nước tiến hành ở áp suất 17at, thu hồi CO ở áp suất 120at, v.v.

3.1.5. Hấp thụ không đẳng nhiệt

Nếu trong quá trình hấp thụ, do sự hòa tan của khí trong dung môi có sản sinh một lượng nhiệt nhưng không được làm nguội, thì nhiệt độ trong thiết bị tăng lên. Khi đó cần để cập đến sự tăng nhiệt độ trong quá trình tính toán. Trong thực tế người ta bỏ qua sự nóng lên của pha khí và có thể chấp nhận giả thiết: toàn bộ lượng nhiệt chỉ dùng để làm nóng dung môi. Từ hình 3.4. ta thấy, đường cong OD của đường cân bằng ở nhiệt độ t_d của dung môi và OC ứng với nhiệt độ cuối.

Trong thực tế, đường cân bằng sẽ là AB, phụ thuộc vào sự biến thiên của nhiệt độ trong quá trình hấp thụ (giả sử tại điểm M) có thành phần lỏng là X và khí là Y. Ta có phương trình cân bằng nhiệt lượng:

$$qG_kM_y = G_XC\,(t - t_d)M_X \qquad (3.11)$$



Hình 3.4. Đường cân bằng trong hấp thụ không đẳng nhiệt

trong đó: q – lượng nhiệt được giải phóng của 1kg khí khi hấp thụ, kJ/kg;

G_k – lượng khí được hấp thụ, kmol/h;

G_x – lượng dung môi, kmol/h;

C – nhiệt dung riêng của dung môi, J/kg độ;

t_d, t – nhiệt độ của dung môi, ^{0}C;

M_x, M_y – trọng lượng phân tử của khí và dung môi.

Thay quan hệ $G_k = G_x (X - X_d)$ vào phương trình (3.11) ta có:

$$qM_y (X - X_d) = C.M_x(t - t_d)$$

Nhiệt độ của dung dịch được tính:

$$t = t_d + \frac{qM_y}{C.M_x}(X - X_d), ^0C \qquad (3.12)$$

Qua công thức tả thấy, nhiệt độ của chất lỏng phụ thuộc vào nồng độ khí được hấp thụ X.

3.2.1. Khái niệm

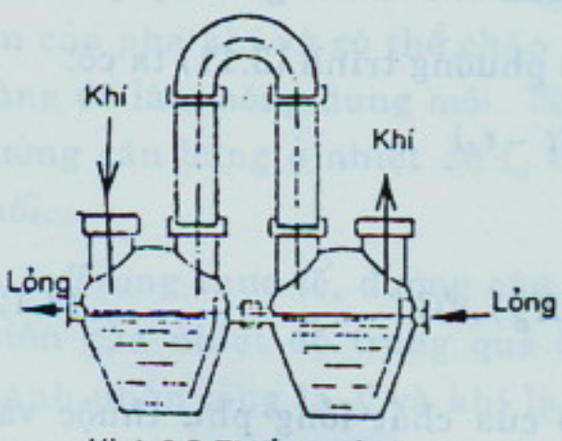
Trong sản xuất, người ta dùng nhiều loại thiết bị khác nhau để thực hiện quá trình hấp thụ và chưng luyện. Tuy nhiên, chúng có cùng chung yêu cầu căn bản là có bề mặt tiếp xúc lớn để tăng hiệu suất của quá trình. Các thiết bị thường dùng trong sản xuất là:

- Thiết bị loại bề mặt.
- Thiết bị loại màng.
- Thiết bị loại phun.
- Thiết bị loại đệm (tháp đệm).
- Thiết bị loại đĩa (tháp đĩa).

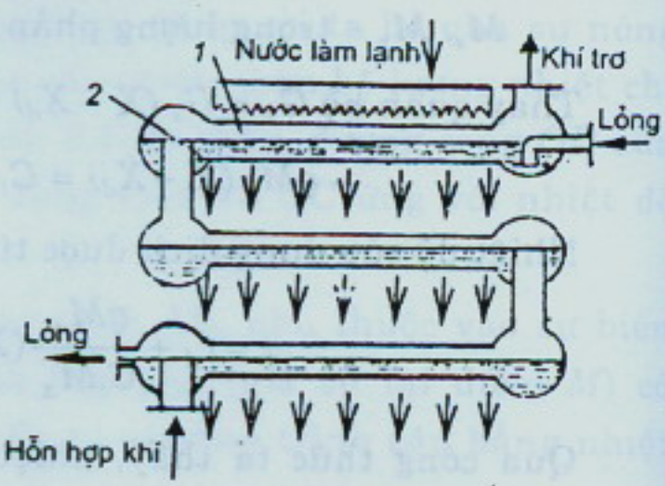
Trong chưng luyện, loại được dùng phổ biến là tháp đệm và tháp đĩa.

3.2.1.1. Thiết bị loại bề mặt

Thiết bị hấp thụ loại bề mặt rất đơn giản. Trong thiết bị khí và lỏng chuyển động ngược chiều nhau và tiếp xúc với nhau trên bề mặt thoáng của chất lỏng (hình 3.5 và 3.6). Loại thiết bị này có bề mặt tiếp xúc pha bé, nên chỉ được dùng khi chất khí hòa tan trong lỏng (như hấp thụ khí hydro clorua bằng nước lạnh). Các loại thiết bị này thường được lắp nối tiếp nhau thành từng dãy. Trong trường hợp cần làm nguội trong quá trình hấp thụ người ta tưới nước lên bề mặt thiết bị hoặc nhúng toàn bộ thiết bị vào trong bể nước lạnh.



Hình 3.5. Thiết bị hấp thụ loại bề mặt kiểu vỏ



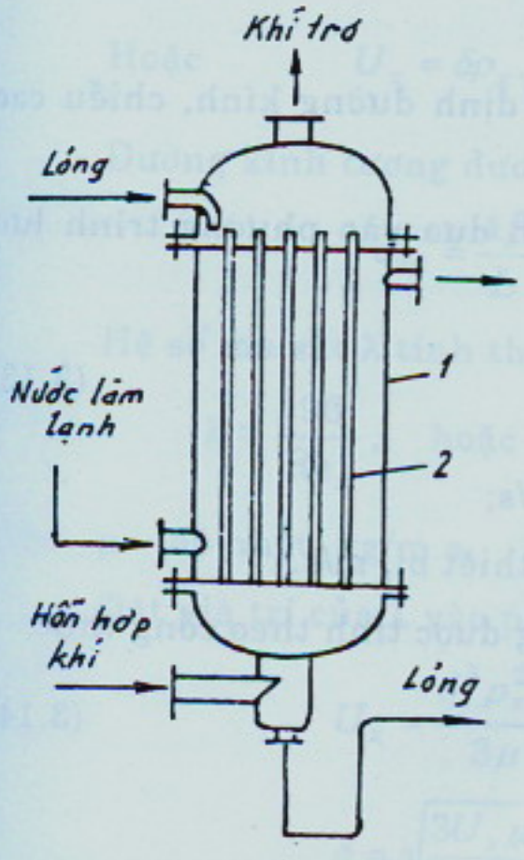
Hình 3.6. Thiết bị hấp thụ loại bề mặt kiểu ống

3.2.1.2. Thiết bị loại màng

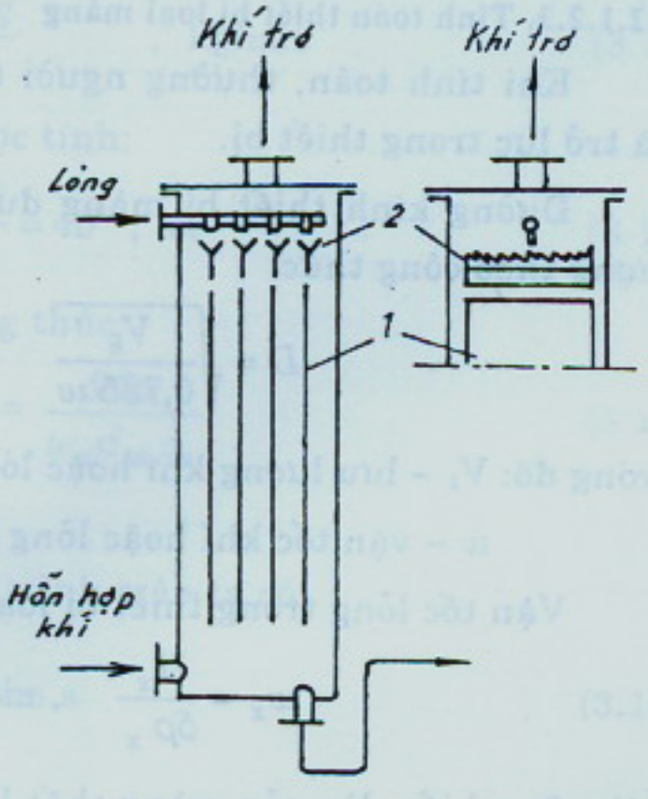
Thiết bị có cấu tạo đơn giản, được phân thành loại ống và loại tấm.

3.2.1.2.1. Thiết bị loại ống

Loại này có cấu tạo giống thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm (hình 3.7). Chất lỏng chảy dọc theo thành trong ống từ trên xuống, chất khí đi từ dưới lên tiếp xúc với màng chất lỏng và quá trình hấp thụ được thực hiện ở màng chất lỏng trên thành ống. Để lấy nhiệt tỏa ra khi hấp thụ người ta cho nước lạnh vào khoảng giữa các ống. Đường kính ống từ 25 đến 50mm.



Hình 3.7. Thiết bị hấp thụ màng kiểu ống
1 – thân; 2 – ống



Hình 3.8. Thiết bị hấp thụ màng kiểu tấm
1 – bản; 2 – phân phối chất lỏng

3.2.1.2.2. Thiết bị loại tấm

Gồm các bản xếp thẳng đứng song song với nhau ở khoảng cách nhất định (hình 3.8). Bản có thể được chế tạo bằng kim loại, chất dẻo, v.v.

Chất lỏng đi từ trên xuống chảy thành màng trên bề mặt bản nhờ bộ phân phối 2. Khí đi ngược chiều từ dưới lên.

Thiết bị hấp thụ loại màng có những ưu điểm sau:

- Trở lực rất nhỏ.
- Vận tốc chất lỏng lớn (5m/s).

Nhược điểm:

- Hiệu suất thấp khi chiều cao lớn.
- Khó phân bố đều chất lỏng.

Trong thực tế sản xuất, loại thiết bị này được sử dụng tương đối rộng rãi, đặc biệt để chưng và hấp thụ ở áp suất chân không.

3.2.1.2.3. Tính toán thiết bị loại màng

Khi tính toán, thường người ta xác định đường kính, chiều cao và trở lực trong thiết bị.

Đường kính thiết bị màng được tính dựa vào phương trình lưu lượng theo công thức:

$$D = \sqrt{\frac{V_k}{0{,}785.w}} \quad , \text{ m} \tag{3.13}$$

trong đó: V_k – lưu lượng khí hoặc lỏng, m^3/s;

w – vận tốc khí hoặc lỏng trong thiết bị, m/s.

Vận tốc lỏng trong thiết bị loại màng được tính theo công thức:

$$w_x = \frac{U_x}{\delta \rho_x} \quad , \text{ m/s} \tag{3.14}$$

với: δ – chiều dày của màng chất lỏng, m;

ρ_x – khối lượng riêng của chất lỏng, kg/m^3;

U_x – mật độ tưới, kg/m.s; là lượng chất lỏng chảy qua chiều dài của ống hoặc tấm trong thời gian 1 giây và được tính bằng:

$$U_x = \frac{G_x}{3600L} \quad , \text{ kg/m.s} \tag{3.15}$$

trong đó: G_x – lượng chất lỏng (dung môi) chảy qua thiết bị, kg/h;

L – chiều dài ống, tấm chất lỏng chảy qua, m.

Trở lực chất lỏng trong thiết bị được tính theo công thức:

$$\Delta H = \frac{\lambda}{d_{td}} \cdot \frac{w_x^2}{2g} l \quad , \text{m}$$

Nếu chất lỏng chảy thành màng dọc thành, thì ta có $\Delta H/l = 1$, tức là:

$$1 = \frac{\lambda}{d_{td}} \frac{w_x^2}{2g}$$

Rút ra: $$w_x = \frac{U_x}{\delta \rho_x} = \sqrt{\frac{2.d_{td} g}{\lambda}} \quad , \text{m/s}$$

Hoặc $$U_x = \delta \rho_x \sqrt{\frac{2.d_{td} g}{\lambda}} \quad , \text{kg/m.s} \qquad (3.16)$$

Đường kính tương đương được tính:

$$d_{td} = \frac{4f}{L} = \frac{4L\delta}{L} = 4\delta \quad , \text{m} \qquad (3.17)$$

Hệ số ma sát λ tính theo công thức:

$$\lambda = \frac{96}{\text{Re}_x}, \quad \text{hoặc} \quad \lambda = \frac{96\mu}{w_x d_{td} \rho_x} \qquad (3.18)$$

với μ – độ nhớt, kg/m.s.

Đặt giá trị của λ vào phương trình trên ta có:

$$U_x = \frac{\delta^3 \rho_x^2 g}{3\mu} \quad , \text{kg/m.s} \qquad (3.19)$$

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{3U_x \mu}{\rho_x^2 g}} \quad , \text{m} \qquad (3.20)$$

$$w_x = \frac{\delta^2 \rho_x}{3\mu} g \quad , \text{m/s} \qquad (3.21)$$

Vận tốc của khí chảy qua thiết bị:

$$w_k = \frac{4V_k}{\Pi(d - 2\delta)^2} \quad , \text{m/s} \qquad (3.22)$$

với d – đường kính của ống, m.

Hệ số chuyển khối trong thiết bị loại màng có thể tính theo công thức của M.D.Kusnezow:

– Đối với khí dễ hòa tan:

$$K_y = 0{,}0445\frac{D_k}{d_{td}}(\mathrm{Re}_k)^{0{,}752}(\mathrm{Pr}')^{0{,}628}(\frac{l}{d})^{0{,}066}\ ,\quad \text{m/s} \qquad (3.23)$$

– Đối với khí khó hòa tan:

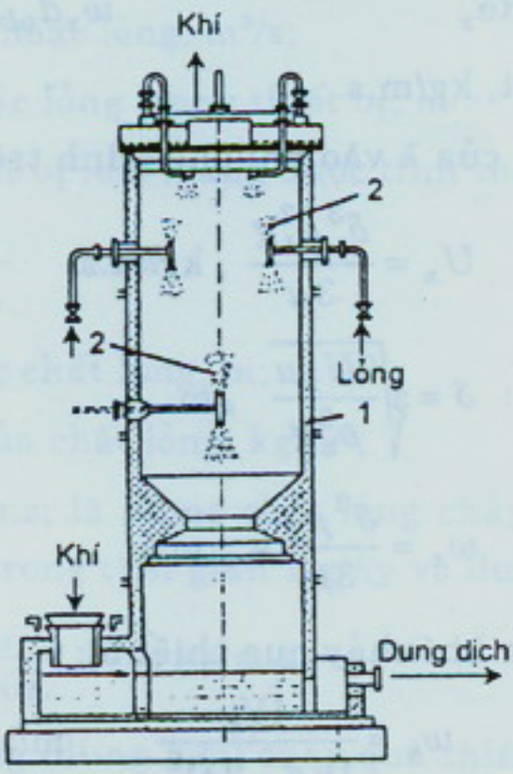
$$K_x = 471\frac{D_l}{d_{td}}(\mathrm{Re}_l)^{0{,}324}(\mathrm{Pr}')^{0{,}165}(\frac{l}{d})^{0{,}503}\ ,\ \text{m/s} \qquad (3.24)$$

với: D_l, D_k– hệ số khuếch tán ở pha khí và lỏng, m^2/s;

l, d – chiều cao và đường kính, m.

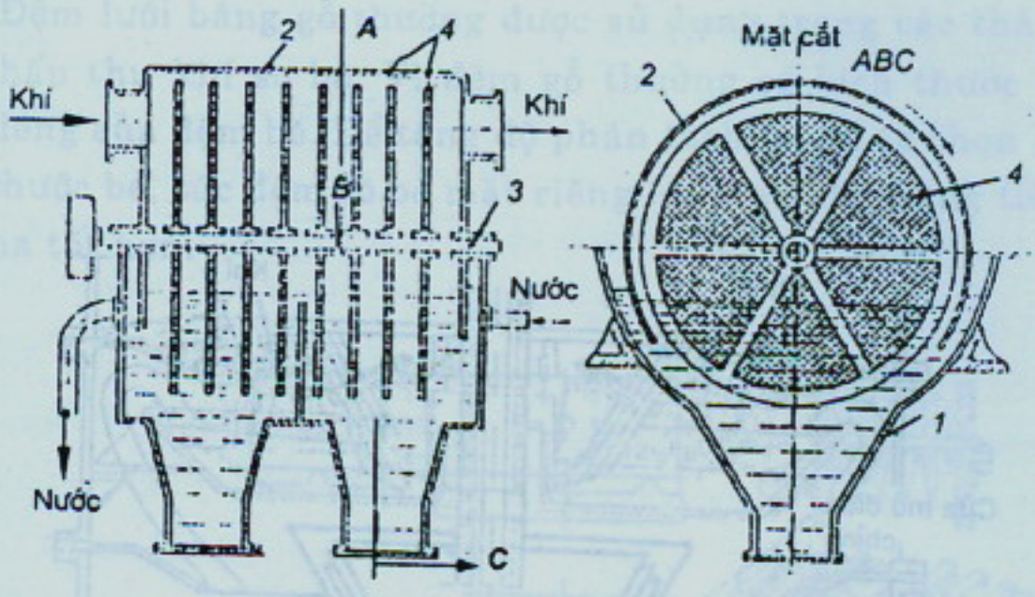
3.2.1.3. Thiết bị loại phun

Loại này gồm thân *1* và hệ thống vòi phun *2*. Những hạt chất lỏng được phun ra trong thiết bị sẽ tiếp xúc với dòng khí đi từ dưới lên và quá trình hấp thụ xảy ra (hình 3.9). Loại thiết bị này không phù hợp với khí khó hòa tan.



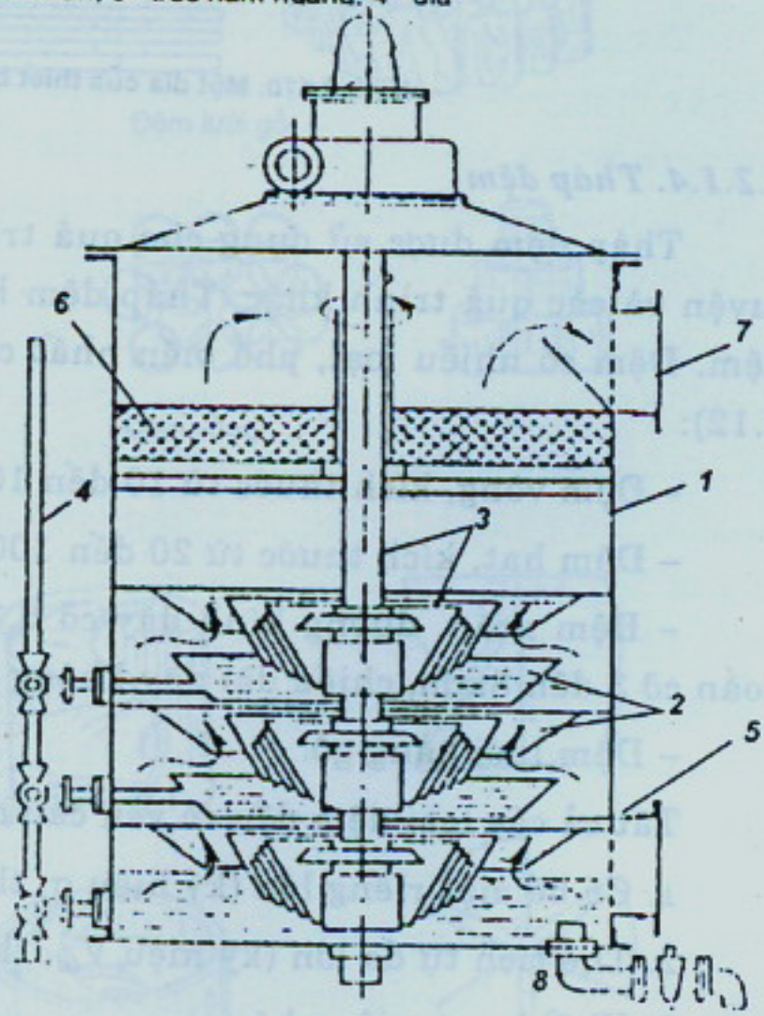
Hình 3.9. **Thiết bị loại phun**

1 – thân; 2 – vòi phun.



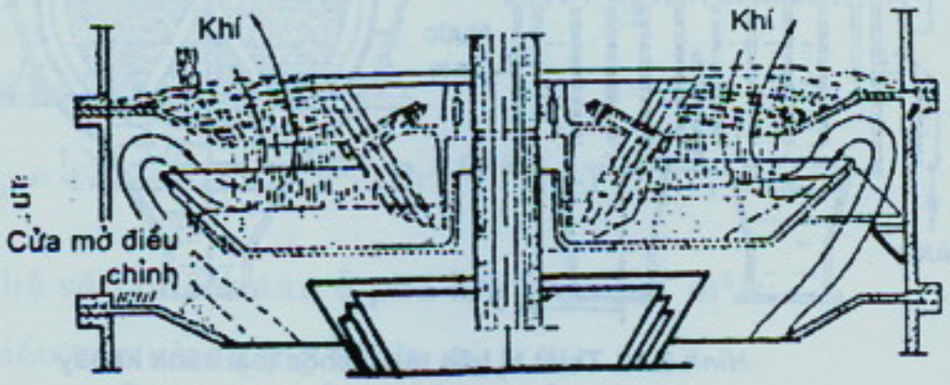
Hình 3.10. Thiết bị hấp thụ cơ học loại cánh khuấy
1 – thùng; 2– thân; 3– trục nằm ngang; 4– đĩa

Ngoài ra còn có loại thiết bị hấp thụ cơ học. Chất lỏng bắn ra trong các phễu, ở đó khí sẽ tiếp xúc với hạt lỏng và có quá trình hấp thụ. Khí chuyển động qua thiết bị theo đường ngoằn ngoèo giữa các bậc (mũi tên trong hình 3.11). Chất lỏng chảy từ trên xuống và được lấy ra ở đáy. Bộ phận bắn tung chất lỏng được gắn vào một trục quay, có tác dụng trì hoãn sự chảy của chất lỏng và làm bắn chất lỏng trong phễu, tạo khả năng tiếp xúc pha tốt với chất khí.



Hình 3.11a. Cấu tạo thiết bị hấp thụ cơ học loại đĩa

1 – thân; 2 – đĩa; 3– trục với bộ phận bắn chất lỏng;
4– cửa vào của chất lỏng; 5– cửa vào của khí;
6– đệm tách bọt; 7– cửa khí trơ; 8– dung dịch ra



Hình 3.11b. **Một đĩa của thiết bị hấp thụ cơ học loại đĩa**

3.2.1.4. Tháp đệm

Tháp đệm được sử dụng cho quá trình hấp thụ, hấp phụ, chưng luyện và các quá trình khác. Tháp đệm hình trụ, bên trong có đổ đầy đệm. Đệm có nhiều loại, phổ biến nhất có các loại đệm sau đây (hình 3.12):

– Đệm vòng, kích thước từ 10 đến 100mm.

– Đệm hạt, kích thước từ 20 đến 100mm.

– Đệm xoắn, đường kính dây cỡ 0,3 đến 1mm, đường kính vòng xoắn cỡ 3 đến 8mm, chiều dài dày không quá 25m.

– Đệm lưới bằng gỗ.

Tất cả các loại đệm đều có yêu cầu chung:

1. Có bề mặt riêng lớn (ký hiệu σ, thứ nguyên m^2/m^3).

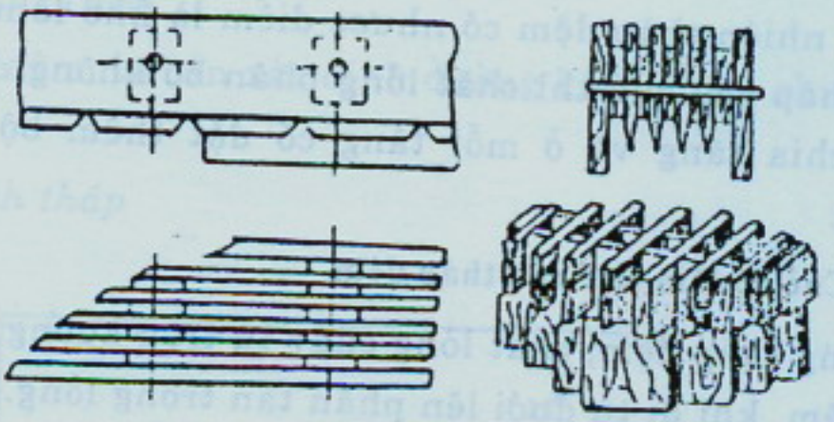
2. Thể tích tự do lớn (ký hiệu V_{td}, thứ nguyên m^3/m^3).

3. Khối lượng riêng bé.

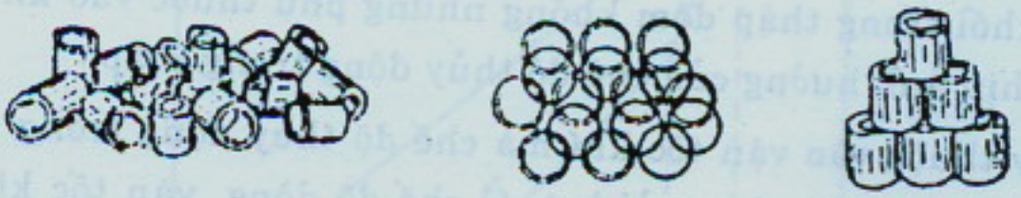
4. Bền hóa học.

Trong thực tế, không có loại đệm nào có đủ hết các yêu cầu trên, nên tuỳ theo điều kiện cụ thể mà chọn đệm cho phù hợp.

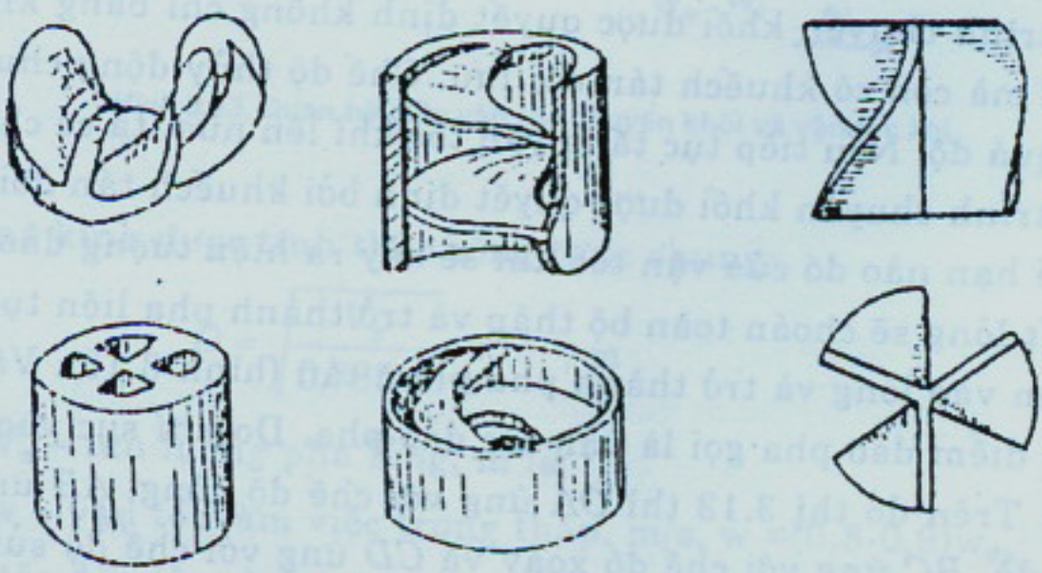
Đệm lưới bằng gỗ thường được sử dụng trong các tháp làm lạnh hoặc hấp thụ khí sơ bộ. Vì đệm gỗ thường có kích thước lớn nên bề mặt riêng của đệm bé. Để tăng độ phân tách người ta chọn loại đệm có kích thước bé, tức đệm có bề mặt riêng lớn, tạo khả năng tiếp xúc giữa các pha tốt hơn.



Đệm lưới gỗ



Đệm vòng



Hình 3.12. Các loại đệm

Tháp đệm có những ưu điểm:

- Có bề mặt tiếp xúc pha lớn, hiệu suất cao.
- Cấu tạo đơn giản.
- Trở lực trong tháp không lớn lắm.
- Giới hạn làm việc tương đối rộng.

Tuy nhiên tháp đệm có nhược điểm là khó làm ướt đều đệm. Do đó, nếu tháp cao quá thì chất lỏng phân bố không đều. Vì vậy, người ta phải chia tầng và ở mỗi tầng có đặt thêm bộ phận phân phối chất lỏng.

3.2.1.4.1. Chế độ làm việc của tháp đệm

Trong tháp đệm, chất lỏng chảy từ trên xuống, phân bố đều trên bề mặt đệm, khí đi từ dưới lên phân tán trong lỏng. Trên cơ sở nghiên cứu quá trình khuếch tán ở tháp đệm, Kafarov cho rằng, quá trình chuyển khối trong tháp đệm không những phụ thuộc vào khuếch tán, mà còn chịu ảnh hưởng của chế độ thủy động trong tháp.

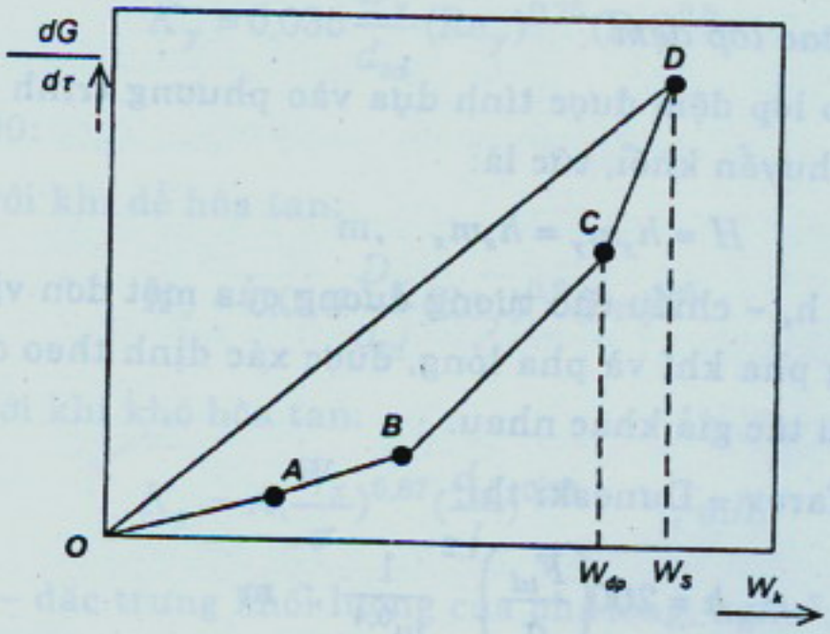
Tùy thuộc vào vận tốc khí mà chế độ thuỷ động trong tháp đệm là chế độ dòng, xoáy hay sủi bọt. Ở chế độ dòng, vận tốc khí còn bé, lực hút phân tử lớn hơn lực ỳ nên chuyển khối được quyết định bằng khuếch tán phân tử. Tăng dần vận tốc khí đến khi lực ỳ bằng lực phân tử quá trình chuyển khối được quyết định không chỉ bằng khuếch tán phân tử mà còn có khuếch tán đối lưu. Chế độ thủy động chuyển sang chế độ quá độ. Nếu tiếp tục tăng vận tốc khí lên nữa, ta có chế độ xoáy và quá trình chuyển khối được quyết định bởi khuếch tán đối lưu. Đến một giới hạn nào đó của vận tốc khí sẽ xảy ra hiện tượng đảo pha. Lúc này chất lỏng sẽ choán toàn bộ tháp và trở thành pha liên tục, còn khí phân tán vào lỏng và trở thành pha phan tán (hình 3.13). Vận tốc khí ứng với điểm đảo pha gọi là vận tốc đảo pha. Do khí sục vào lỏng nên tạo bọt. Trên đồ thị 3.13 thì *OA* ứng với chế độ dòng, *AB* ứng với chế độ quá độ, *BC* ứng với chế độ xoáy và *CD* ứng với chế độ sủi bọt. Vận tốc khí ứng với điểm *D* là vận tốc sặc. Vì nếu khí có vận tốc vượt quá điểm *D* thì chất lỏng sẽ theo khí ra khỏi tháp.

Theo thực nghiệm thì quá trình chuyển khối ở chế độ sủi bọt là tốt nhất, song trong thực tế tháp đệm chỉ làm việc ở tốc độ đảo pha (tại điểm *C*), vì nếu tăng nữa sẽ rất khó đảm bảo quá trình ổn định. Ở chế độ này, chất lỏng chảy thành màng bao quanh đệm, nên còn gọi là chế độ màng, và sau điểm *C* ta có chế độ sủi bọt. Do đó, trong thực tế tháp làm việc ở chế độ màng.

3.2.1.4.2. Tính toán tháp đệm

Đối với tháp đệm, ta cần xác định đường kính tháp, chiều cao lớp đệm và trở lực.

a) Đường kính tháp



Hình 3.13. Quan hệ giữa vận tốc chuyển khối và vận tốc khí

Đường kính được tính theo công thức chung:

$$D = \sqrt{\frac{V_x}{0{,}785\, w}} \quad , \text{m} \tag{3.25}$$

trong đó: V_x – lưu lượng pha lỏng, m^3/s;

w – vận tốc làm việc trong tháp, m/s, $w = (0{,}8\text{-}0{,}9)w_{dp}$

Vận tốc đảo pha được tính theo công thức:

$$y = 1{,}2\, e^{-4x} \tag{3.26}$$

với $$y = \frac{w_{dp}^2 \sigma \rho_x}{g F_{td}^3 \rho_x} \left(\frac{\mu_x}{\mu_n}\right)^{0,16} \quad (3.27)$$

$$x = \left(\frac{G_x}{G_y}\right)^{1/4} \left(\frac{\rho_y}{\rho_x}\right)^{1/8} \quad (3.28)$$

trong đó chỉ số X chỉ pha lỏng;

chỉ số Y chỉ pha khí;

chỉ số n chỉ nước;

σ – bề mặt riêng của đệm, m^2/m^3;

F_{td} – tiết diện tự do của đệm m^2/m^2 có trị số bằng thể tích tự do.

b) Chiều cao lớp đệm

Chiều cao lớp đệm được tính dựa vào phương trình chuyển khối, hay số đơn vị chuyển khối, tức là:

$$H = h_y m_y = h_x m_x \quad , m$$

trong đó: h_y và h_x – chiều cao tương đương của một đơn vị chuyển khối trong pha khí và pha lỏng, được xác định theo công thức của nhiều tác giả khác nhau.

Theo Kafarov – Đuneski thì;

$$h = 200 \left(\frac{F_{td}}{\sigma}\right)^{1,2} \frac{1}{w^{0,4}} , \quad m \quad (3.29)$$

Theo Pơrat:

$$h = \frac{V_{td}}{\psi \sigma} Re_y^{0,25} Pr_y^{2/3} , \quad m \quad (3.30)$$

trong đó: σ – sức căng bề mặt, N/m;

Ψ – hệ số thấm ướt đệm, xác định theo công thức:

$$\Psi = 0,003 \; Re_y^{0,3} \, l^{0,5}$$

với l – mật độ tưới, kg/m^2h

Khi mật độ tưới $l > 5 m^3/m^2h$ ta chấp nhận $\Psi = 1$, khi đó:

$$h = 28\left(\frac{\rho_y w}{\mu_y}\right)^{0,2} \sigma^{-1,2} V_{td} \left(\frac{G_y}{G_x}\right)^{0,342} \left(\frac{\rho_y}{\rho_x}\right)^{0,19} \left(\frac{\mu_y}{\mu_x}\right)^{0,038} \frac{\lg\left(\frac{G_x}{mG_y}\right)}{1 - m\frac{G_x}{G_y}} \quad (3.31)$$

với μ_y, μ_x – độ nhớt của khí và lỏng, Ns/m²;

m – hệ số cân bằng.

Để xác định số đơn vị chuyển khối, ta cần xác định hệ số chuyển khối. Theo M.Je.Pesin đối với đệm vòng, hệ số chuyển khối được tính theo công thức:

Khi $Re_y < 300$:

$$K_y = 0,035\frac{D_y}{d_{td}}(\mathrm{Re}_y)^{0,75}(\mathrm{Pr}')^{0,5} \quad , \text{m/s} \quad (3.32)$$

Khi $Re_y > 300$:

– Đối với khí dễ hòa tan:

$$K_y = 0,015\frac{D_y}{d_{td}}(\mathrm{Re}_y)^{0,9}(\mathrm{Pr}')^{0,5} \quad (3.33)$$

– Đối với khí khó hòa tan:

$$K_y = A(\frac{W_x}{\sigma})^{0,87}(\frac{d_d}{l})^{0,33} \quad , \text{m/h} \quad (3.33)$$

trong đó: w_x – đặc trưng khối lượng của pha lỏng, kg/m²;

σ – bề mặt riêng của đệm, m²/m³;

d_d – đường kính của đệm, m;

l – chiều cao lớp đệm, m;

$$A = 39,5\frac{D_x^{0,67}\rho_x^{0,33}}{\mu_x} \quad (3.34)$$

c) Trở lực của lớp đệm:

Đối với tháp đệm khô, ta có thể coi dòng khí chảy qua giống như chuyển động qua các rãnh song song có chiều dài bằng chiều cao lớp đệm. Như vậy trở lực đệm khô trong tháp đệm có thể tính:

$$\Delta p_{kho} = \lambda \frac{H}{d_{td}} \frac{w_0^2 \rho_y}{2} \quad , \text{N/m}^2 \tag{3.35}$$

trong đó: λ – hệ số ma sát;

d_{td} – đường kính tương đương, m;

H – chiều cao lớp đệm, m;

w_0 – vận tốc khí trong lớp đệm, m/s, được xác định:

$$w_0 = \frac{w}{V_{td}}$$

với w – vận tộc làm việc của khí trong tháp, m/s.

Thay w_0 qua w ta có:

$$\Delta p_{kho} = \frac{\lambda}{8} \frac{H w^2 \sigma \rho_y}{V_{td}^3} \quad , \text{N/m}^2 \tag{3.36}$$

Hệ số ma sát được tính dựa vào chuẩn số Re. Đối với đệm vòng và đệm hạt đổ lộn xộn, hệ số ma sát được tính như sau:

– Ở chế độ chuyển động dòng, $Re_y < 40$, $\lambda = \dfrac{140}{Re_y}$ (3.37)

– Ở chế độ chuyển động xoáy, $Re_y > 40$, $\lambda = \dfrac{16}{Re_y^{0,2}}$ (3.38)

với $$Re_y = \frac{4 w \rho_y}{\sigma \mu}$$

Đối với trở lực đệm ướt, do ảnh hưởng của dòng chất lỏng thấm ướt bề mặt đệm làm giảm bề mặt tự dc, làm tăng vận tốc khí, nên trở lực cũng tăng lên. Do đó, mật độ tưới càng lớn, trở lực càng tăng.

Trở lực đệm ướt được tính theo công thức tính trở lực đệm khô, nhưng thay hệ số ma sát khô bằng hệ số ma sát ướt, tức;

$$\lambda_0 = k. \lambda \tag{3.39}$$

với k – hệ số đặc trưng cho mật độ tưới, được xác định như sau:

Đối với đệm vòng sứ có:

đường kính < 300mm thì $k = \frac{1}{(1-A)^3}$ (3.40)

đường kính > 300mm thì $k = \frac{1}{(1{,}13-1{,}43A)^3}$ (3.41)

đối với đệm kim loại thì

$$k = \frac{1}{(1-1{,}39A)^3} \quad (3.42)$$

trong đó: $$A = 3\sqrt{\frac{b}{2g}\left(\frac{G_x}{\rho_x}\right)^2 \frac{\rho_x \sigma}{V_{td}}}$$

G_x – lưu lượng lỏng, kg/m^{2}s;

ρ_x – khối lượng riêng của lỏng, kg/m^3;

b – hệ số do ảnh hưởng của lỏng lên đệm, được tính:

$$b = \frac{1{,}745}{Re_x^{0,3}}$$

với $$Re_x = \frac{4G_x}{\sigma \mu_x}$$

μ_x – độ nhớt của lỏng, Ns/m^2.

3.2.1.5. Tháp đĩa

Tháp đĩa được ứng dụng nhiều trong công nghệ hóa và thực phẩm. Trong tháp đĩa, chất lỏng đi từ trên xuống, còn khí đi từ dưới lên. Chúng tiếp xúc và trao đổi chất với nhau tại mỗi bậc (đĩa), khác với tháp đệm, hai pha lỏng hơi tiếp xúc với nhau liên tục trên toàn tháp. So với tháp đệm thì tháp đĩa phức tạp hơn và được phân thành nhiều loại theo kết cấu của đĩa và sự vận chuyển của chất lỏng qua lỗ đĩa hoặc theo các ống chảy chuyền giữa các đĩa, cụ thể phân thành:

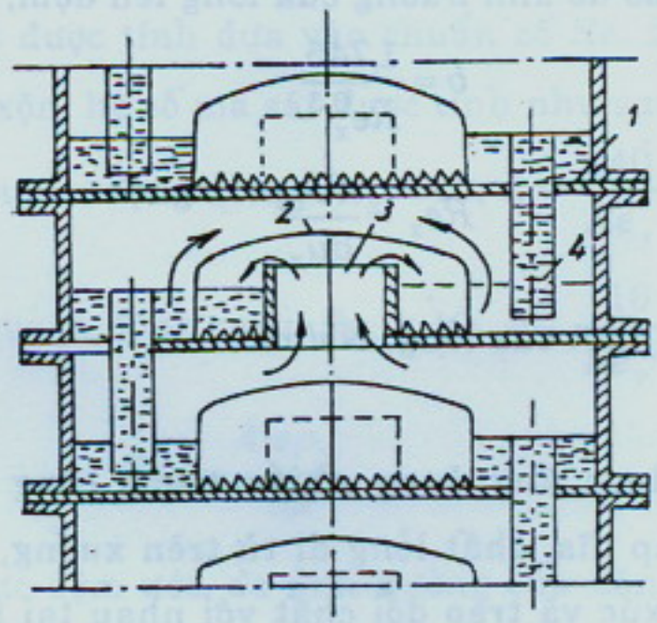
- Tháp đĩa có ống chảy chuyền và không ống chảy chuyền.
- Tháp đĩa lưới, tháp chóp, tháp supap và một số dạng khác.

3.2.1.5.1. Tháp đĩa có ống chảy chuyền

Trong tháp đĩa có ống chảy chuyền, khí và lỏng chuyển động riêng biệt nhau từ đĩa này sang đĩa khác. Các loại tháp thường gặp trong sản xuất là tháp chóp, tháp đĩa lỗ, tháp supap hay tháp đĩa rãnh chữ s.

a) Tháp đĩa chóp

Tháp đĩ chóp (hình 3.14) là tháp gồm nhiều đĩa, trên đĩa có lắp nhiều chóp. Trên mỗi đĩa có ống chảy chuyền để vận chuyển chất lỏng từ đĩa này đến đĩa khác. Số ống chảy chuyền phụ thuộc vào kích thước tháp và lưu lượng chất lỏng. Ống chảy chuyền được bố trí theo nhiều cách (hình 3.15). Khí đi từ dưới lên qua ống hơi vào chóp, qua khe chóp để tiếp xúc với chất lỏng trên đĩa. Chóp có cấu tạo tròn hay dạng khác. Thân chóp có rãnh tròn, chữ nhật hoặc tam giác để khí đi qua. Hình dáng của rãnh trên chóp không ảnh hưởng mấy đến quá trình chuyển khối. Chóp được lắp vào đĩa bằng nhiều cách (hình 3.16).



Hình 3.14. Sơ đồ tháp đĩa chóp

1– đĩa; 2– chóp; 3– ống hơi; 4– ống chảy chuyền

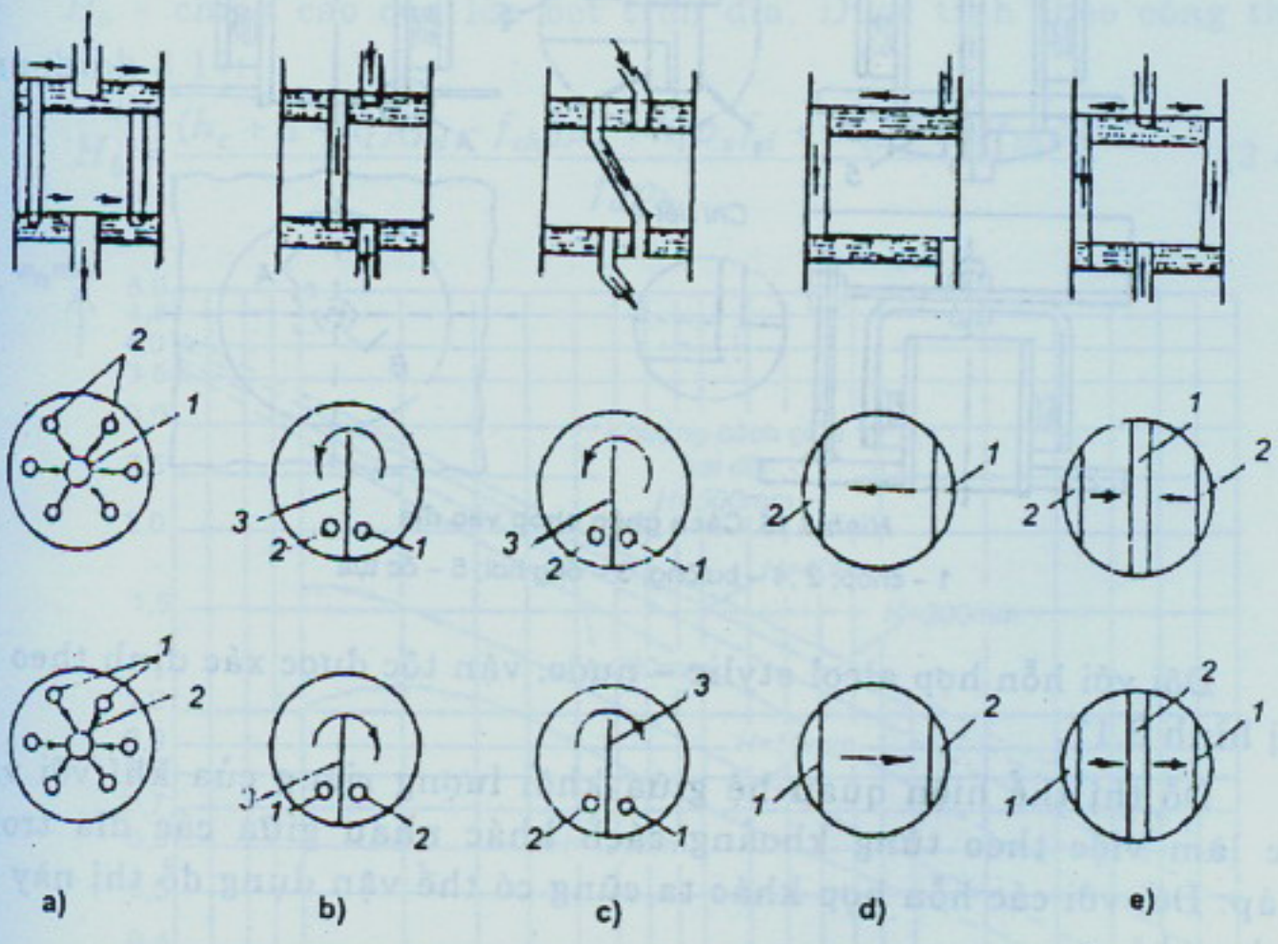
Hiệu quả của quá trình phụ thuộc rất nhiều vào vận tốc khí. Nếu vận tốc khí bé thì khả năng sục khí kém, nhưng nếu vận tốc khí quá lớn sẽ làm bắn chất lỏng hoặc cuốn chất lỏng theo. Hiện tượng bắn chất lỏng tất nhiên còn phụ thuộc vào nhiều yếu tố khác, như

khoảng cách giữa các đĩa, khoảng cách giữa các chóp, khối lượng riêng, cấu tạo và kích thước của chóp và ống chảy chuyền.

Để xác định vận tốc khí đi trong tháp, có thể dùng công thức:

- Vận tốc giới hạn dưới: $$w_1 = \frac{F_r}{F_d}\sqrt{\frac{g}{\xi}\frac{\rho_x}{\rho_y}h_r}\ , \text{m/s} \qquad (3.43)$$

- Vận tốc giới hạn trên: $$w_2 = \frac{3,4}{d_c^{0,67}}\sqrt{\Delta H\frac{\rho_x}{\rho_y}}\ , \text{cm/s} \qquad (3.44)$$



Hình 3.15. **Sơ đồ bố trí ống chảy chuyền và sự chuyển động của chất lỏng trên đĩa**

a) chất lỏng chuyển động hướng tâm; b, c) chất lỏng chuyển động vòng; d) chất lỏng chuyển động theo hướng bán kính; e) chất lỏng phân dòng

1- cửa vào đĩa của chất lỏng; 2- cửa ra của chất lỏng; 3- vách ngăn

trong đó: F_r - tổng tiết diện của rãnh chóp, m^2;

ξ - hệ số trở lực của đĩa chóp, $\xi = 4,5 \div 5$;

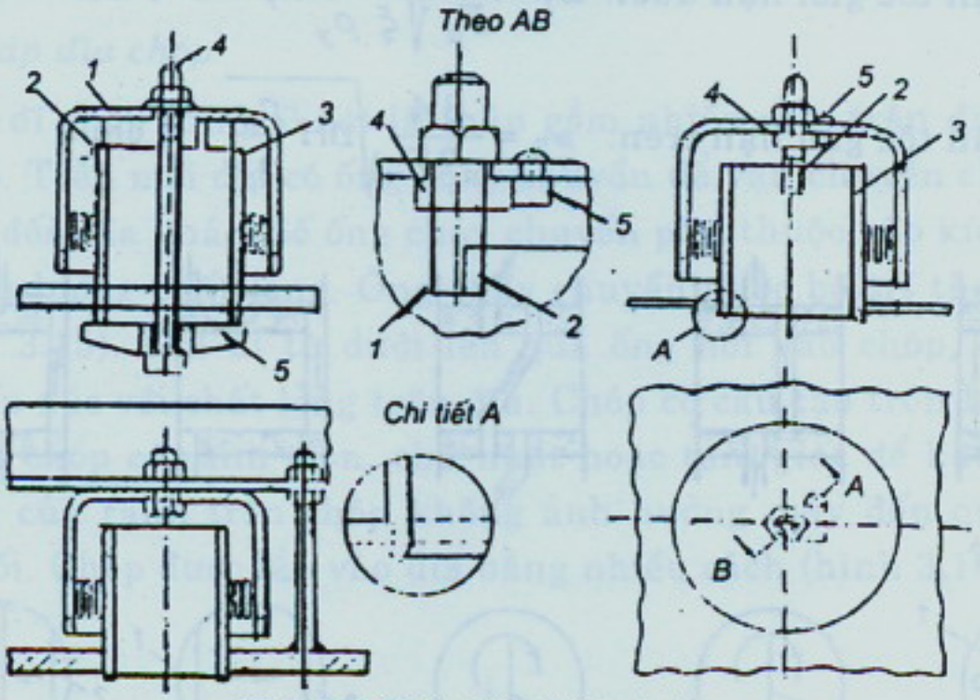
h_r - chiều cao của rãnh chóp, m;

d_c - đường kính chóp, cm .

$\Delta H = H_d - H_c$ – khoảng cách giữa đỉnh chóp và mặt đĩa, cm.

Vận tốc thích hợp của khí được tính bằng 80 ÷ 90% vận tốc giới hạn trên, tức:

$$W_0 = (0,80 \div 0,90)W_2$$



Hình 3.16. **Cách ghép chóp vào đĩa**

1 – chóp; 2 ,4 – bulông; 3 – ống hơi; 5 – ốc tựa

Đối với hỗn hợp alcol etylic – nước, vận tốc được xác định theo đồ thị hình 3.17.

Đồ thị thể hiện quan hệ giữa khối lượng riêng của khí với vận tốc làm việc theo từng khoảng cách khác nhau giữa các đĩa trong tháp. Đối với các hỗn hợp khác ta cũng có thể vận dụng đồ thị này để tính sơ bộ.

Trở lực trong tháp đĩa chóp có thể tính theo công thức:

$$\Delta p_d = \Delta p_k + \Delta p_\sigma + \Delta p_{tl} \qquad (3.45)$$

trong đó:

$$\Delta p_k = \xi \frac{w_o^2 \rho_y}{2} \qquad (3.46)$$

$$\Delta p_\sigma = \frac{4\sigma}{d_{td}}, \quad \text{N/m}^2 \qquad (3.47)$$

$$\Delta p_{tl} = \rho_b g(H_b - \frac{b}{2}) \quad , \text{N/m}^2 \qquad (3.48)$$

với $\xi = 4,5 \div 5$ – hệ số trở lực của đĩa;

w_0 – vận tốc làm việc của khí m/s;

σ – sức căng bề mặt, N/m;

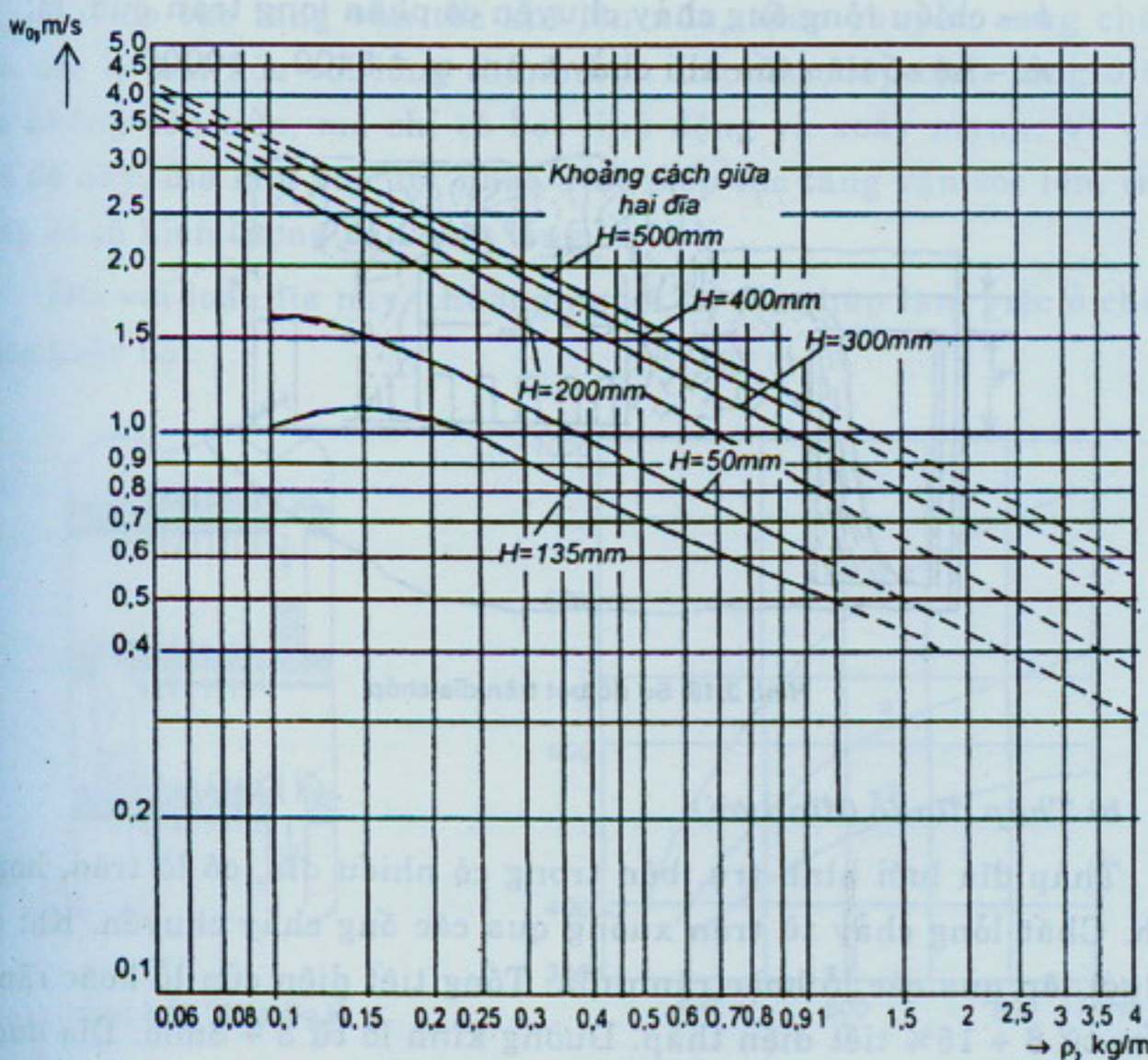
d_{td} – đường kính tương đương của rãnh chóp, m;

b – chiều dài rãnh, m;

ρ – khối lượng riêng của bọt, tính bằng (40 ÷ 60) % khối lượng riêng của lỏng, kg/m^3;

H_b – chiều cao của lớp bọt trên đĩa. Được tính theo công thức sau, hình 3.17:

$$H_b = \frac{(h_c + \Delta - h_l)(f_d - f_{ch})\rho_x + h_l \rho_x f_d + (h_{ch} - h_l) f_{ch} \rho_b}{f_d \rho_b} \qquad (3.49)$$



Hình 3.17. **Đồ thị xác định vận tốc làm việc thích hợp của hệ alcol etylic – nước**

trong đó: h_c – chiều cao phần ống chảy chuyền trên đĩa, m;

h_l – chiều cao lớp chất lỏng trên đĩa, m;

f_d – tiết diện đĩa, m^2;

f_{ch} – tiết diện chóp trên đĩa, m^2;

ρ_b – khối lượng riêng của bọt, kg/m^3;

ρ_x – khối lượng riêng của lỏng, kg/m^3;

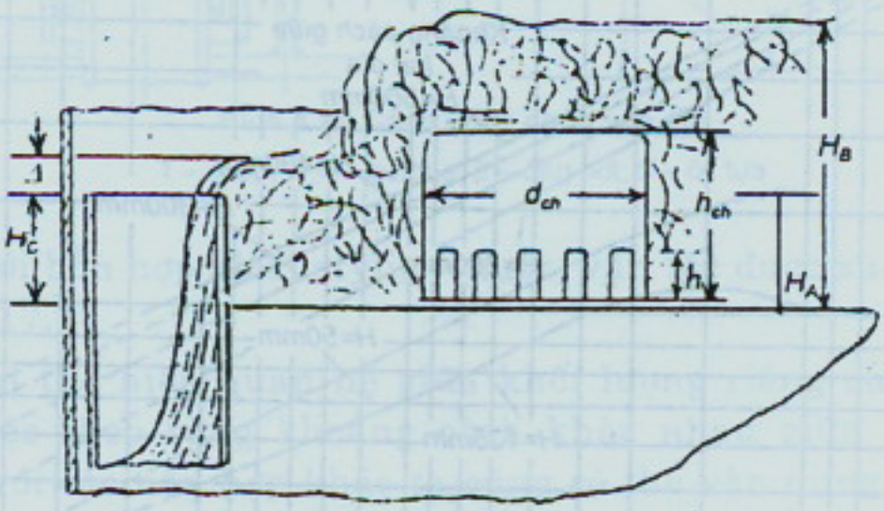
Δ – chiều cao lớp bọt trên ống chảy chuyền;

$$\Delta = \rho_b \sqrt[3]{(\frac{V_x}{m.b})^2 \frac{1}{\rho_b^2}} \quad , \quad m$$

V_x – lưu lượng lỏng, m^3/h;

b – chiều rộng ống chảy chuyền có phần lỏng tràn qua, m;

m – hệ số tiêu tốn khi chảy tràn, m = 5400 ÷ 10000.



Hình 3.18. Sơ đồ bọt trên đĩa chóp

b) Tháp đĩa lỗ (đĩa lưới)

Tháp đĩa lưới hình trụ, bên trong có nhiều đĩa, có lỗ tròn, hoặc rãnh. Chất lỏng chảy từ trên xuống qua các ống chảy chuyền. Khi đi từ dưới lên qua các lỗ hoặc rãnh đĩa. Tổng tiết diện của lỗ hoặc rãnh chiếm từ 8 ÷ 15% tiết diện tháp. Đường kính lỗ từ 3 ÷ 8mm. Đĩa được lắp cân bằng, cũng có thể lắp đĩa xiên một góc với độ dốc 1/45 ÷ 1/50.

Đối với tháp quá lớn, có đường kính $D > 2,4m$, loại đĩa lỗ ít được lùng, vì ở đường kính này chất lỏng không đều trên mặt đĩa, (khó liều chỉnh mặt ngang của đĩa).

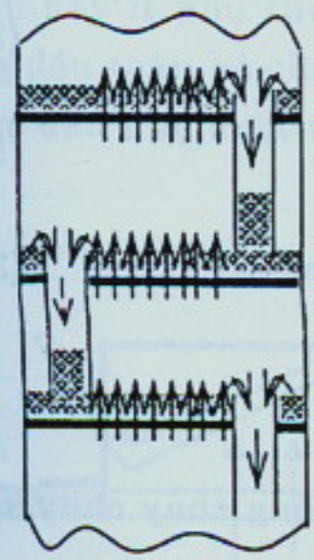
Tuỳ thuộc vào vận tốc của dòng khí, trong tháp đĩa lưới có các chế độ chuyển động sau đây:

– Ở vận tốc bé, khí qua lỏng ở dạng từng bong bóng riêng lẻ, nên tháp làm việc ở chế độ sủi bong bóng. Lúc này chất lỏng vừa đi qua ống chảy chuyền vừa cùng bọt qua lỗ đĩa.

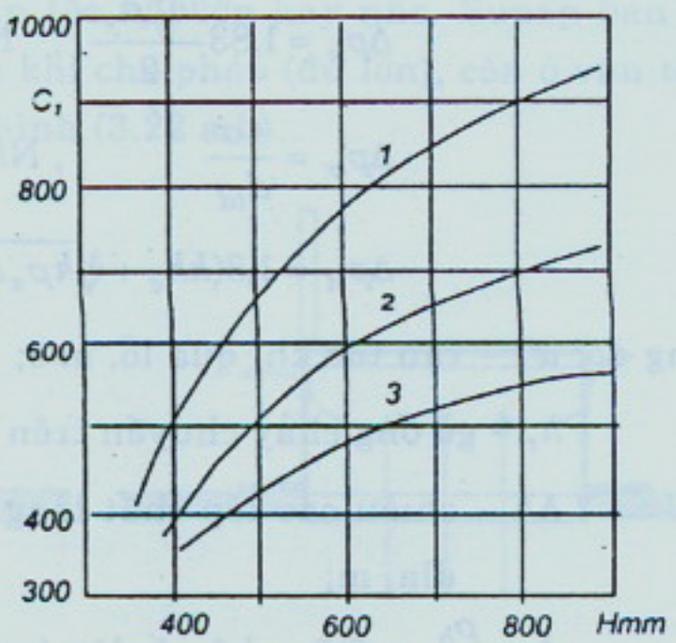
– Nếu tăng vận tốc lên thì khí đi qua lỏng thành tia liên tục. Khi đó tháp làm việc ở chế độ dòng, chất lỏng không lọt qua lỗ đĩa được. Ở chế độ này tháp làm việc đều đặn.

– Tiếp tục tăng vận tốc khí lên nữa, tháp chuyển sang chế độ bọt, tức là khí hòa với lỏng thành bọt. Lúc này, lớp chất lỏng ở trên đĩa không còn nữa, mà chỉ có bọt linh động và xoáy mạnh. Vì vậy ở chế độ này, đĩa làm việc tốt nhất. Nếu tiếp tục tăng vận tốc lên, trong tháp sẽ có hiện tượng bắn chất lỏng.

Đối với loại đĩa này, thường người ta cho tháp làm việc ở chế độ dòng hoặc bọt.



Hình 3.19. Tháp đĩa lỗ



Hình 3.20. Đồ thị quan hệ C_1 và khoảng cách đĩa

Vận tốc làm việc của khí được xác định theo công thức:

$$w = 8{,}5.10^{-5} C \sqrt{\frac{\rho_x - \rho_y}{\rho_y}} \quad , \quad \text{m/s} \qquad (3.50)$$

Hệ số C được tính:

$$C = 1{,}2C_1 - 4\,(V_x - 35)$$

với V_x – lượng chất lỏng chảy qua 1m chiều dài ống chảy chuyền, m^3/mh;

C_1 – hệ số được xác định qua đồ thị hình 3.20, phụ thuộc vào khoảng cách giữa các đĩa.

Tuỳ thuộc vào tính chất của chất lỏng mà chọn đường kính của lỗ đĩa. Đối với chất lỏng sạch, đường kính lỗ được chọn từ 2 – 6mm (thường chọn 4 – 5mm). Đối với chất lỏng bẩn, đường kính 8 – 11mm. Bước của lỗ từ (2,5 – 6) đường kính lỗ chiều dày đĩa lấy từ (0,5 – 0,8) đường kính lỗ.

Trở lực của tháp đĩa lưới cũng được tính theo công thức chung (3.45) nhưng từng loại trở lực được tính như sau:

$$\Delta p_k = 1{,}83 \frac{w_0^2 \rho_y}{2} \quad , \quad \text{N/m}^2 \qquad (3.46a)$$

$$\Delta p_\sigma = \frac{4\sigma}{d_{td}} \quad , \text{N/m}^2 \qquad (3.47a)$$

$$\Delta p_{tt} = 1{,}3(kh_c + \sqrt[3]{k\rho_x \Delta h}) \quad , \quad \text{N/m}^2 \qquad (3.48a)$$

trong đó: w_0 – vận tốc khí qua lỗ, m/s;

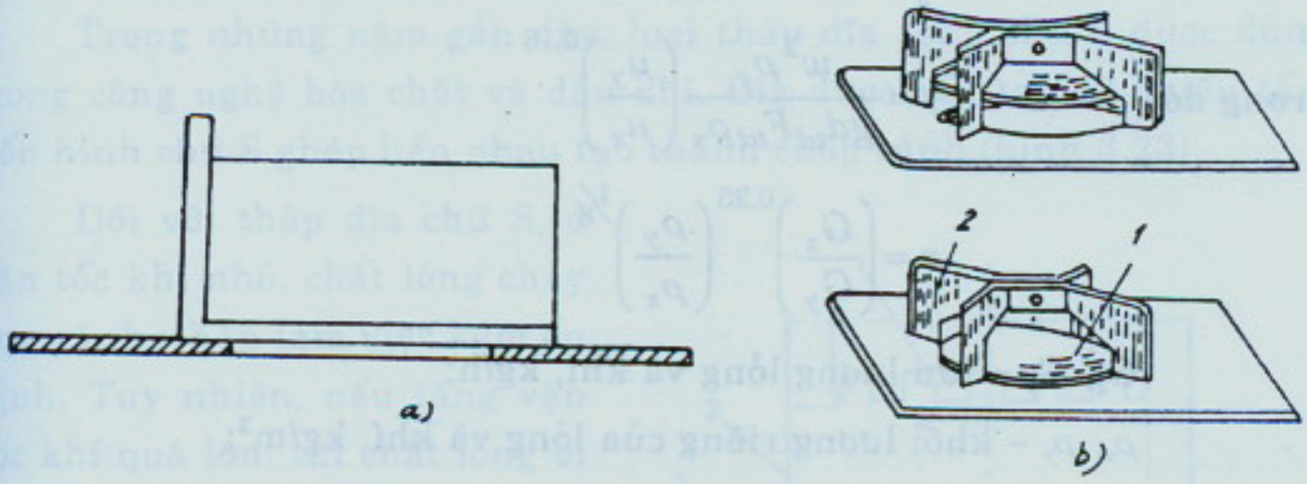
h_c – gờ ống chảy chuyền trên đĩa, m;

Δh – chiều cao lớp chất lỏng trên đầu ống chảy chuyền trên đĩa, m;

$k = \frac{\rho_b}{\rho_x} \approx 0{,}5$ – hệ số đặc trưng quan hệ khối lượng của bọt và lỏng.

c) Đĩa supap

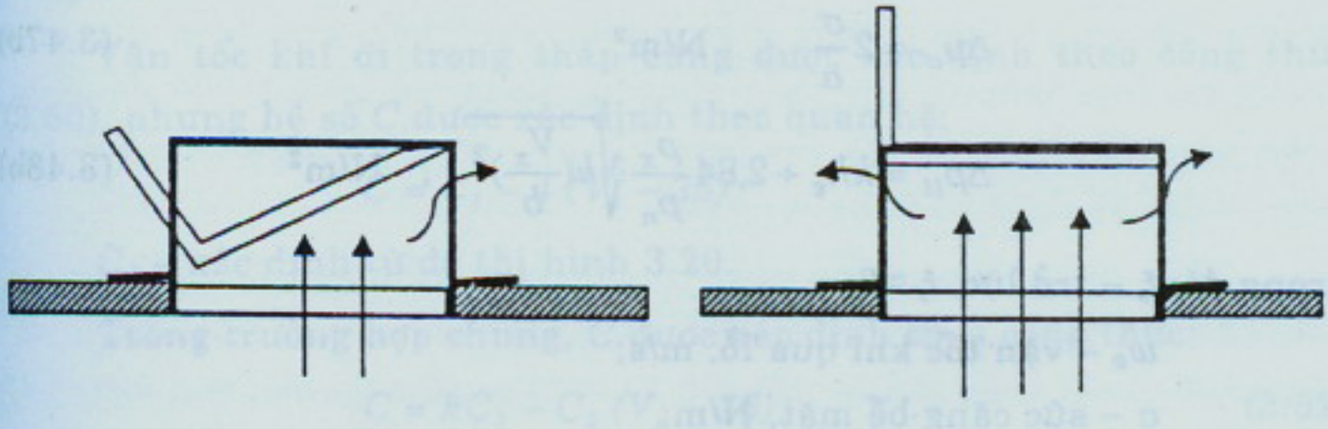
Đĩa supap là đĩa lỗ có nắp nâng hạ để điều chiểu độ đóng mở của lỗ trên đĩa, nên nó có tính trung gian giữa tháp chóp và lưới. Supap có dạng tròn hay bản chữ nhật, hình (3.21 a,b). Supap loại bản có chiều rộng 25mm, chiều dài 120 – 150mm, đường kính lỗ đĩa 10 – 15mm. Supap tròn có đường kính 50mm, lỗ đĩa có đường kính 10 – 40mm, độ dịch chuyển lên xuống tối đã là 7mm.



Hình 3.21. **Kết cấu supap trên đĩa**

a) supap bản; b) supap tròn: 1– chân đỡ; 2– supap

Supap tròn trong quá trình làm việc được nâng lên đều đặn, nhiều hay ít phụ thuộc vào vận tốc khí lớn hay nhỏ. Supap bản được nâng đều toàn bộ chỉ ở vận tốc khí cho phép (đủ lớn), còn ở vận tốc bé chỉ có đầu nhẹ được nâng lên, hình (3.22 a,b).



Hình 3.22. **Chuyển động của supap**

Supap làm việc đều hay không tuỳ thuộc vào vận tốc của khí và lớp chất lỏng. Khi vận tốc bé thì supap chỉ được nâng lên lúc pha lỏng ở dạng bong bóng, nếu tăng vận tốc lên, thì các supap nhẹ làm việc, còn các supap nặng hơn vẫn chưa làm việc cho đến khi vận tốc khí đủ lớn. Nếu tiết diện tự do của đĩa càng lớn, supap càng nặng, thì vận tốc cần thiết của khí để tháp làm việc đều đặn càng lớn.

Vận tốc làm việc của khí trong tháp được tính theo công thức:

$$y = 10.e^{-4x} \tag{3.51}$$

trong đó:

$$y = \frac{w^2 \rho_y}{g d_{td} F_{td} \rho_x} \left(\frac{\mu_y}{\mu_x}\right)^{0.16}$$

$$x = \left(\frac{G_x}{G_y}\right)^{0.25} \left(\frac{\rho_y}{\rho_x}\right)^{1/8}$$

G_x, G_y – lưu lượng lỏng và khí, kg/h;

ρ_x, ρ_y – khối lượng riêng của lỏng và khí, kg/m^3;

μ_y, μ_x – độ nhớt của nước và lỏng, N.s/m^2 (nước lấy ở 20^{0}C);

w – vận tốc làm việc của khí trong tháp, m/s.

Trở lực trong tháp supap cũng được tính theo công thức (3.45), nhưng các thành phần trở lực được tính:

$$\Delta p_k = \xi \frac{w_0^2 \rho_y}{2}, \quad \text{N/m}^2 \tag{3.46b}$$

$$\Delta p_\sigma = 2\frac{\sigma}{a}, \quad \text{N/m}^2 \tag{3.47b}$$

$$\Delta p_{tl} = k h_c + 2{,}84 \frac{\rho_x}{\rho_n} \sqrt[3]{k\left(\frac{V_x}{b}\right)^2}, \quad \text{N/m}^2 \tag{3.48b}$$

trong đó: ξ – trở lực, ξ =2;

w_o – vận tốc khí qua lỗ, m/s;

σ – sức căng bề mặt, N/m;

a – độ mở (nâng) của supap, m;

h_c – gờ ống chảy chuyền trên đĩa, m;

V_x – lưu lượng lỏng, $m^3/h.m$;

b – chiều rộng ống chảy chuyền có lỏng tràn qua, m;

ρ_x, ρ_n – khối lượng riêng của chất lỏng và nước, kg/m^3;

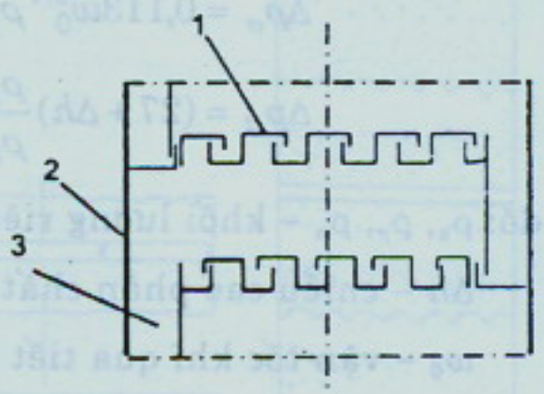
k – hệ số đặc trưng quan hệ của bọt và lỏng, $k = 0,5$.

Tổng trở lực tăng cùng với sự tăng của vận tốc khí và lưu lượng lỏng.

d) Tháp đĩa sóng chữ S

Trong những năm gần đây, loại tháp đĩa sóng chữ S được dùng trong công nghệ hóa chất và dầu khí. Đĩa được cấu tạo từ nhiều tấm uốn hình chữ S ghép liền nhau tạo thành chóp rãnh (hình 3.23).

Đối với tháp đĩa chữ S, ở vận tốc khí nhỏ, chất lỏng chảy qua rãnh, tháp làm việc kém ổn định. Tuy nhiên, nếu tăng vận tốc khí quá lớn, thì chất lỏng bị chấn động, nên tháp làm việc cũng kém bền vững. Vì vậy, tháp đĩa chữ S chỉ làm việc ổn định ở giới hạn rất hẹp của vận tốc khí. Lưu lượng lỏng càng lớn, khả năng kém bền vững càng cao.



Hình 3.23. Tháp đĩa chữ S

1– đĩa; 2– thân tháp; 3– ống chảy chuyền

Vận tốc khí đi trong tháp cũng được xác định theo công thức (3.50), nhưng hệ số C được xác định theo quan hệ:

$$C = C_1 - 4\,(V_x - 35)$$

C_1 – xác định từ đồ thị hình 3.20.

Trong trường hợp chung, C được xác định theo công thức:

$$C = kC_1 - C_2\,(V_x - 35) \qquad (3.52)$$

trong đó: C_1 được xác định theo đồ thị hình 3.20;

k và C_2 lấy ở bảng 3.2.

Bảng 3.2. Giá trị C_1 và k cho các loại đĩa

Kiểu đĩa	K	C_2
Chóp tròn	1	4
Đĩa chữ S	1	4
Đĩa supap	1,15	4
Đĩa lưới với F_{td} = 7%, d = 3mm	1,2	4

Trở lực trong tháp đĩa chữ S cũng được tính theo công thức (3.45), song các trở lực thành phần như sau:

$$\Delta p_k = \xi \frac{w_0^2 \rho_y}{2} \quad , \text{ N/m}^2 \tag{3.46c}$$

$$\Delta p_\sigma = 0{,}113 w_0^{2,4} \rho_y^{1,2} \quad , \text{ N/m}^2 \tag{3.47c}$$

$$\Delta p_{tt} = (27 + \Delta h)\frac{\rho_x}{\rho_n} \quad , \text{ N/m}^2 \tag{3.48c}$$

trong đó: ρ_x, ρ_y, ρ_n – khối lượng riêng của lỏng, khí và nước, kg/m^3;

Δh – chiều cao phần chất lỏng trên đầu ống chảy chuyền, m;

w_0 – vận tốc khí qua tiết diện tự do của đĩa, m/s.

Tiết diện tự do của đĩa là phần lỗ, rãnh để khí đi qua, lấy bằng 10 – 15% tiết diện tháp.

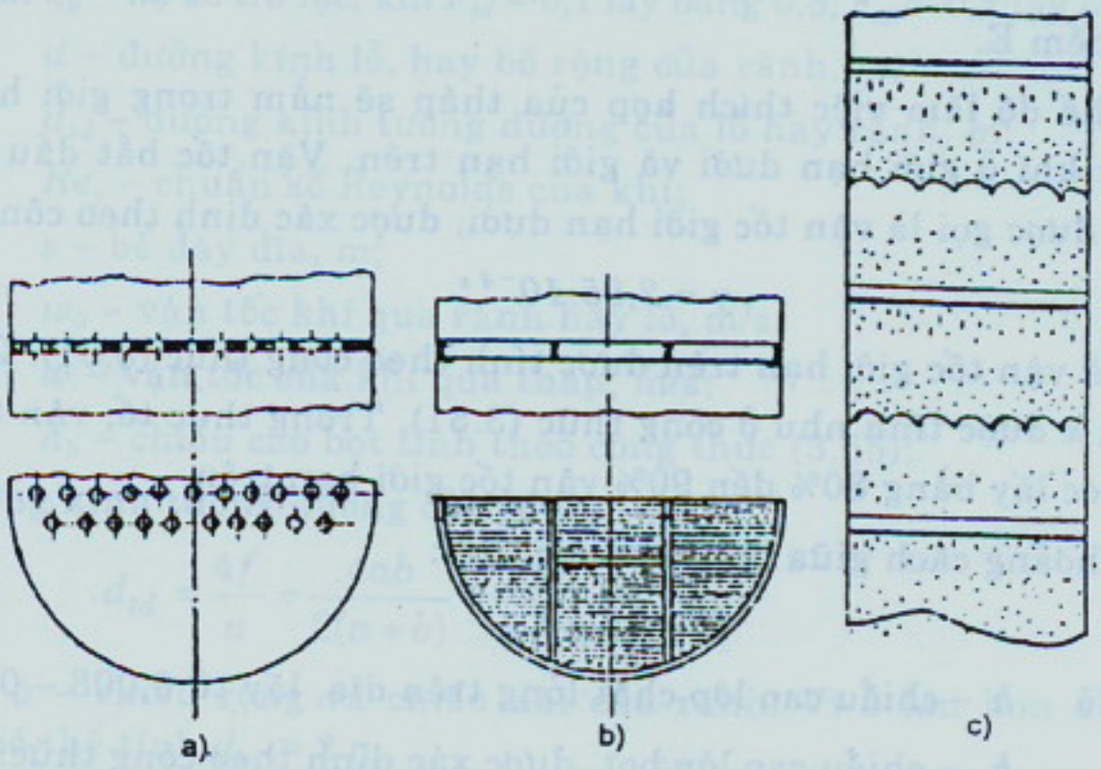
3.2.1.5.2. Tháp đĩa không có ống chảy chuyền

Trong loại tháp này, khí và lỏng cùng chảy qua một lỗ trên đĩa, vì vậy không có hiện tượng giảm chiều cao chất lỏng trên đĩa như trong các loại tháp có ống chảy chuyền, và tất cả bề mặt đĩa đều làm việc, nên hiệu quả của đĩa cao hơn. Vì vậy, trong những năm gần đây, loại tháp này được sử dụng rộng rãi.

Tháp đĩa không có ống chảy chuyền cũng có nhiều loại phụ thuộc vào cấu tạo của đĩa và lỗ trên đĩa, song chủ yếu có hai loại: đĩa lỗ và đĩa rãnh. Loại tháp đĩa lỗ (hình 3.24a) được cấu tạo bởi các ngăn và tấm phẳng, trên có nhiều lỗ tròn dược bố trí đều. Lỗ có đường kính 2 – 8mm phụ thuộc vào chất lỏng. Tháp đĩa rãnh (hình 3.24b) là đĩa gồm nhiều thanh ghép lại với nhau tạo ra các khe hở 3 – 4mm; cũng có thể

là những ống ghép song song với nhau tạo nên các rãnh. Kết cấu ống có lợi là có thể cho nước lạnh hoặc hơi đốt đi trong ống để làm lạnh hoặc đun nóng trong quá trình hấp thụ. Ngoài ra đĩa còn có cấu tạo hình sóng (hình3.24c), trên có lỗ. Các sóng gần nhau hợp thành một góc 90^0. Hơi đi từ dưới lên qua lỗ ở phần sóng lồi, còn lỏng đi từ trên xuống qua lỗ của phần sóng lõm.

Tiết diện tự do của đĩa được lấy bằng 10 – 30% tiết diện đĩa, tuỳ thuộc vào chất lỏng sạch (10%) hay bẩn (30%), tức ở đường kính lỗ có thể là 2mm hay 8mm. Đối với tháp rãnh, mỗi rãnh có thể dài đến 150mm. Loại tháp này có năng suất cao.



Hình 3.24. Tháp đĩa không có ống chảy chuyền
a) đĩa lỗ; b) đĩa rãnh; c) đĩa sóng

Theo Delinski và Kafarov, tháp đĩa lỗ và đĩa rãnh không có ống chảy chuyền làm việc theo bốn chế độ thủy động:

- *Chế độ thấm ướt đĩa*: Ở chế độ này có vận tốc khí bé, nên khí và lỏng không đi qua cùng một lỗ. Vì vậy chúng tiếp xúc nhau trên màng chất lỏng.

- *Chế độ sủi bọt:* Khi tăng vận tốc khí đến giới hạn nào đó, trên đĩa ngoài chất lỏng còn có bọt.

– *Chế độ huyền phù*: Nếu tiếp tục tăng vận tốc khí lên nữa, thì chất lỏng trên đĩa không còn nữa mà chỉ còn bọt. Lớp bọt xoáy mạnh.

– *Chế độ sóng*: vận tốc khí tăng đến giới hạn cao, thì xuất hiện các tia khí, gây chấn động, trở lực của đĩa tăng nhanh. Cuối chế độ này, tức nếu tiếp tục tăng vận tốc khí, sẽ có hiện tượng chất lỏng bị cuốn theo và không chảy xuống đĩa dưới nữa.

Các chế độ này thể hiện trên đồ thị quan hệ giữa trở lực và vận tốc khí, hình 3.25. Qua đồ thị ta thấy, các đoạn AB, CD, DE, EF ứng với các chế độ thủy động đã nêu. Trong thực tế, làm việc ở chế độ sủi bọt và chế độ huyền phù (ứng với CD, DE), nhưng tốt nhất khống chế ở gần điểm E.

Chế độ làm việc thích hợp của tháp sẽ nằm trong giới hạn của vận tốc khí ở giới hạn dưới và giới hạn trên. Vận tốc bắt đầu chế độ sủi bọt được gọi là vận tốc giới hạn dưới, được xác định theo công thức:

$$y = 2{,}95.10^{-4x} \tag{3.53}$$

Và vận tốc giới hạn trên được tính theo công thức (3.51). Qua giá trị y và x được tính như ở công thức (3.51). Trong thực tế, vận tốc làm việc đươc lấy bằng 80% đến 90% vận tốc giới hạn trên.

Khoảng cách giữa hai đĩa được tính:

$$H = h_b + h \tag{3.54}$$

trong đó h – chiều cao lớp chất lỏng trên dĩa, lấy từ 0,008 – 0,1m;

h_b – chiều cao lớp bọt, được xác định theo công thức:

$$\frac{h_b}{d_{td}} = \frac{C^{-4x}}{1{,}1.10^{-3}\left(\frac{\mu_x}{\mu_n}\right)^{0{,}16}} \tag{3.55}$$

C – hệ số,

$$C = \left(\frac{\mu_x \rho_x}{\sigma^3}\right)^{0{,}067} V_x^{0{,}402} \tag{3.56}$$

x – được tính theo công thức (3.51);

V_x – lưu lượng lỏng, $m^3/m^2.s$.

Trở lực của đĩa lỗ và đĩa rãnh cũng được tính theo công thức chung (3.45) nhưng các trở lực thành phần tính như sau:

$$\Delta p_k = \left[(1-F_{td})^2 + \xi_p + \frac{4000 F_{td} d\sigma}{Re_y^{0,2} d_{td}}\right] \frac{w_0^2 \rho_y}{2}, \text{ N/m}^2 \qquad (3.46d)$$

$$\Delta p_\sigma = \frac{4\sigma}{d_{td}}, \text{ N/m}^2 \qquad (3.47d)$$

$$\Delta p_{tt} = \frac{g \rho_x^{0,33} h_b^{1,2}}{w^{0,4} F_{td}^{0,1}}, \text{ N/m}^2 \qquad (3.48d)$$

trong đó: ξ_p – hệ số trở lực, khi F_{td} = 0,1 lấy bằng 0,8; F_{td} = 0,2 lấy bằng 0,6;

d – đường kính lỗ, hay bề rộng của rãnh, m;

d_{td} – đường kính tương đương của lỗ hay rãnh, m;

Re_y – chuẩn số Reynolds của khí;

s – bề dày đĩa, m;

w_0 – vận tốc khí qua rãnh hay lỗ, m/s;

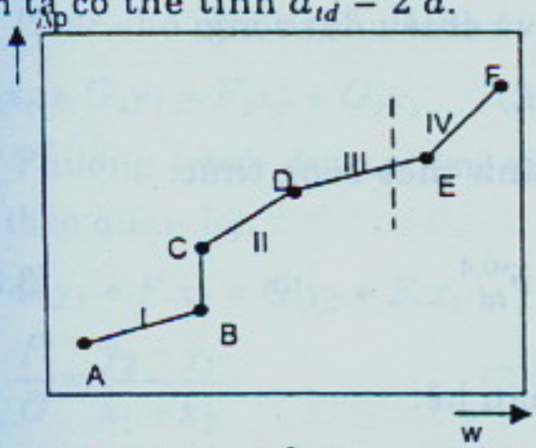
w – vận tốc của khí qua tháp, m/s;

h_b – chiều cao bọt tính theo công thức (3.55);

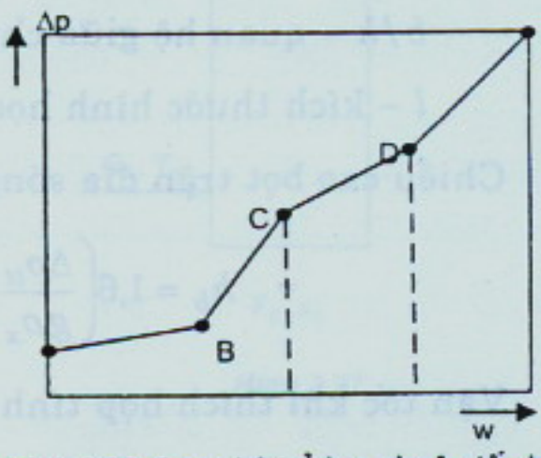
Với đường kính tương đương của rãnh:

$$d_{td} = \frac{4f}{u} = \frac{4ab}{2(a+b)} = \frac{2ab}{a+b}, \text{ m}$$

a, b – chiều rộng và chiều dài của rãnh. Vì b lớn hơn a nhiều, nên ta có thể tính $d_{td} = 2a$.



Hình 3.25. Quan hệ trở lực và vận tốc khí trong tháp đĩa lỗ, rãnh



Hình 3.26. Quan hệ trở lực và vận tốc khí trong tháp đĩa sóng

Chế độ làm việc của tháp đĩa sóng khác với đĩa lỗ và đĩa rãnh (hình 3.26). Giai đoạn đầu của quá trình, vận tốc khí còn bé, chất lỏng lọt qua lỗ, ở điểm B chất lỏng bắt đầu được giữ ở phần lõm của sóng, còn khí chỉ lọt qua đĩa ở phần lồi. Khi vận tốc khí tăng đến điểm C thì toàn bộ bề mặt đĩa mới được phủ kín chất lỏng. Lúc này tháp mới bắt đầu làm việc, đặc trưng bởi đoạn CD. Trong giai đoạn này, phần lớn chất lỏng lọt qua đĩa ở phần lõm, còn khí đi qua đĩa ở phần lồi. Sau điểm D, vận tốc khí đủ mạnh, chất lỏng bị chấn động, chế độ làm việc không đều, trở lực tăng mạnh. Trở lực của tháp đĩa sóng cũng được tính theo phương trình (3.45), nhưng trở lực thành phần được tính như sau:

$$\Delta p_k = \xi \frac{w_0^2 \rho_y}{2} \quad , \quad \text{N/m}^2 \qquad (3.46e)$$

$$\Delta p_\sigma = \frac{4\sigma}{d_{td}} \quad , \quad \text{N/m}^2 \qquad (3.47e)$$

$$\Delta p_{tt} = 2{,}6.10^{-5} V_x^{0,42} w^{-0,48} F_{td}^{-2,8} \left(\frac{b}{h}\right)^{1,3} g l \rho_x \quad , \quad \text{N/m}^2 \qquad (3.48e)$$

trong đó: ξ – hệ số trở lực, lấy 1,85 – 2,4 tuỳ theo kích thước sóng;

w_0 – vận tốc khí qua lỗ, m/s;

w – vận tốc khí qua tháp, m/s;

V_x – lưu lượng lỏng, $m^3/h.m$;

b/h – quan hệ giữa chiều cao và chiều dài sóng;

l – kích thước hình học, l = 1m.

Chiều cao bọt trên đĩa sóng được tính theo công thức:

$$h_b = 1{,}6 \left(\frac{\Delta p_{tt}}{g \rho_x}\right)^{0,8} w_0^{0,4} F_{td}^{0,4} \quad , \quad \text{m} \qquad (3.57)$$

Vận tốc khí thích hợp tính theo quan hệ:

$$y = 3{,}4.\ e^{-4x} \qquad (3.58)$$

Các đại lượng y và x được tính như ở công thức (3.51).

3.3. QUÁ TRÌNH NHẢ HẤP THỤ

Quá trình nhả sau hấp thụ được thực hiện khi cần thu hồi chất bị hấp thụ hoặc cần tận dụng lại dung môi. Nhả hấp thụ là quá trình ngược với hấp thụ, vì vậy nó vẫn tuân theo các định luật chung của hấp thụ, tức là có quan hệ cân bằng giống như quá trình hấp thụ.

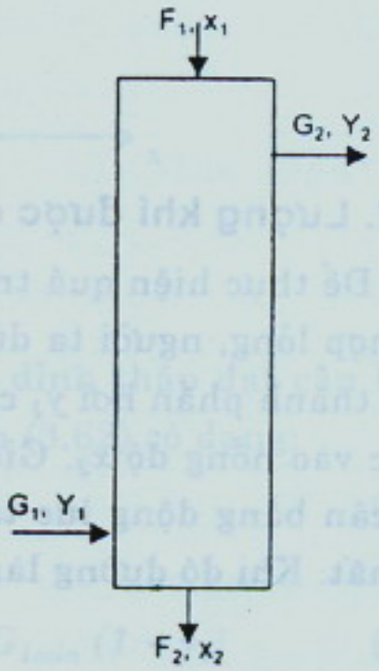
Theo định luật Henry, Raoult và Dalton thì:

$$x = y\frac{P}{\psi} \qquad \text{hoặc} \qquad x = y\frac{P}{P_{bh}}$$

Hằng số Henry ψ, cũng như áp suất hơi bão hòa tăng theo nhiệt độ. Để hạn chế sự hòa tan của các cấu tử trong lỏng, tiến hành quá trình nhả ở áp suất thấp và nhiệt độ cao, cũng có thể khống chế nồng độ vào y_1 bé. Quá trình bằng hơi nước, hầu như $y_1 = 0$. Giống như quá trình hấp thụ, quá trình nhả tiến hành ở điều kiện đẳng nhiệt, cân bằng vật liệu chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ, áp suất và nồng độ.

3.3.1. Cân bằng vật liệu của quá trình nhả

Nguyên lý làm việc được thể hiện ở hình 3.27, chất lỏng cần tách đi từ trên xuống còn hơi đi từ dưới lên có thành phần x_1, x_2 và y_1, y_2.



Hình 3.27

Phương trình cân bằng vật liệu:

$$F_1 + G_1 = F_2 + G_2 \qquad (3.59)$$

Hoặc cho cấu tử cần tách:

$$F_1x_1 + G_1y_1 = F_2x_2 + G_2y_2 \qquad (3.60)$$

Phương trình đường làm việc được tính theo quan hệ:

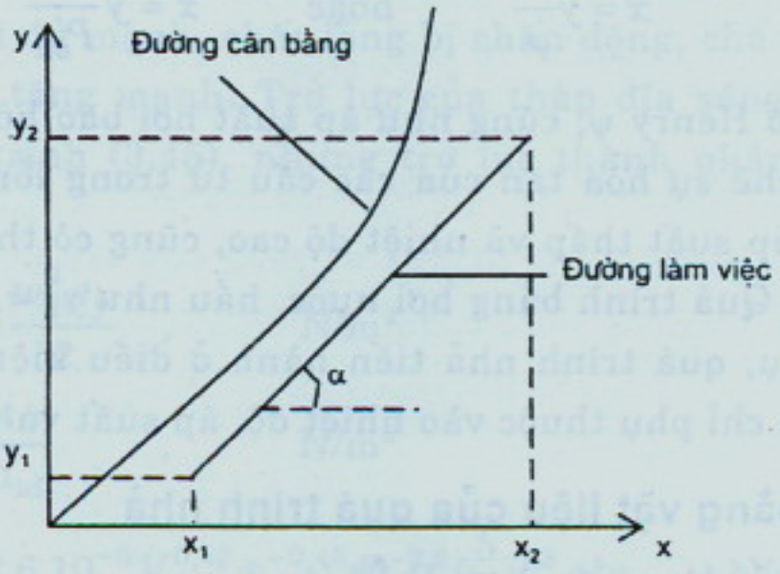
$$G.y_1 + F.x_1 = G.y_2 + F.x_2$$

Vậy $$\frac{F}{G} = \frac{y_2 - y_1}{x_1 - x_2} \qquad (3.61)$$

trong đó $F_1 = F_2 = F$ và $G_1 = G_2 = G$, vì

ở quá trình nhả, sự thay đổi nồng độ rất ít nên có thể coi lượng lỏng và hơi trong tháp là không đổi.

Phương trình (3.61) là một đường thẳng theo quan hệ $Y - X$, với hệ số góc $tg\alpha = F/G$. Hình 3.27 thể hiện đường cân bằng và đường làm việc của quá trình nhả hấp thụ.



Hình 3.28. Quan hệ $Y - X$

3.3.2. Lượng khí được dùng trong quá trình nhả hấp thụ

Để thực hiện quá trình nhả, tách lượng khí được hấp thụ ra khỏi hỗn hợp lỏng, người ta dùng hơi nước. Trong thực tế, thành phần lỏng x_1 và thành phần hơi y_1 cho trước. Vậy lượng khí G_1 được xác định phụ thuộc vào nồng độ x_2. Giả sử có bề mặt vô cùng lớn, thì quá trình đạt đến cân bằng động lực tại đỉnh tháp bằng 0, lượng khí được dùng sẽ bé nhất. Khi đó đường làm việc có góc nghiêng lớn nhất, tức:

$$tg\alpha = \frac{F}{G_{min}}$$

Nếu tăng lượng khí, thành phần khí ra tháp sẽ giảm từ y_{2max} đến y_{opt}, trong khi đó lượng khí cần tách vẫn không đổi. Hiệu số giữa y_{2max} và y_{2op} là động lực quá trình ở đỉnh tháp theo pha khí, tương ứng điều kiện làm việc của tháp.

3.3.2.1. Lượng khí tối thiểu

trong quá trình nhả cấu tử được hấp thụ từ hỗn hợp lỏng được tính:

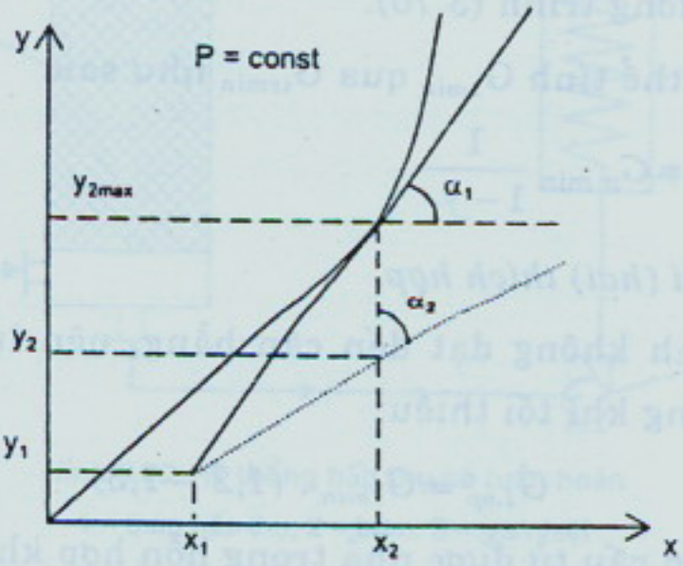
$$G_{nh} = F_1x_1 - F_2x_2 = G_2y_2 - G_1y_1 \quad (3.62)$$

Lượng dung môi không thay đổi, được tính:

$$L = F_1(1 - x_1) = F_2(1 - x_2) \quad (3.63)$$

Khí ra:

$$F_2 = F_1 \frac{1 - x_1}{1 - x_2} \quad (3.64)$$



Hình 3.29. Quan hệ Y – X

Để xác định lượng khí, ta chấp nhận: ở đỉnh tháp đạt cân bằng, tức $x_1 \leftrightarrow y_{2max}$. Ở trạng thái này, phương trình (3.62) có dạng:

$$G_{nh} = G_{2min} \cdot y_{2max} - G_{1min} \cdot y_1 \quad (3.65)$$

Và lượng khí trơ thu được:

$$G_{trmin} = G_{2min}(1 - y_{2max}) = G_{1min}(1 - y_1) \quad (3.66)$$

Do đó:

$$G_{1.min} = G_{2.min} \frac{1 - y_{2max}}{1 - y_1} \quad (3.67)$$

$$G_{2min} = \frac{G_{nh}}{y_{2max}} + G_{1min} \frac{y_1}{y_{2max}} \quad (3.68)$$

Kết hợp hai phương trình (3.68) và (3.67), ta có:

$$G_{1\min} = \frac{G_{nh}}{y_{2\max}} \frac{1-y_{2\max}}{1-y_1} + G_{1\min} \frac{y_1}{y_{2\max}} \frac{1-y_{2\max}}{1-y_1} \quad (3.69)$$

Rút ra:
$$G_{1\min} = G_{nh} \frac{1-y_{2\max}}{y_{2\max}-y_1} \quad (3.70)$$

và
$$G_{tr\min} = G_{nh} \frac{1-y_{2\max}}{y_{2\max}-y_1}(1-y_1) \quad (3.71)$$

Vì x_1 và x_2 cho trước, nên F_2 tính được từ phương trình (3.64), G_{nh} từ phương trình (3.62) và y_{2max} từ đồ thị $Y-X$, tức giá trị G_{1min} xác định được từ phương trình (3.70).

Ta cũng có thể tính G_{1min} qua G_{trmin} như sau:

$$G_{nh} = G_{tr\min} \frac{1}{1-y_1} \quad (3.72)$$

3.3.2.2. Lượng khí (hơi) thích hợp

Vì quá trình không đạt đến cân bằng, nên lượng khí cần thiết phải lớn hơn lượng khí tối thiểu:

$$G_{1.op} = G_{1min} \cdot (1,2 - 1,3)$$

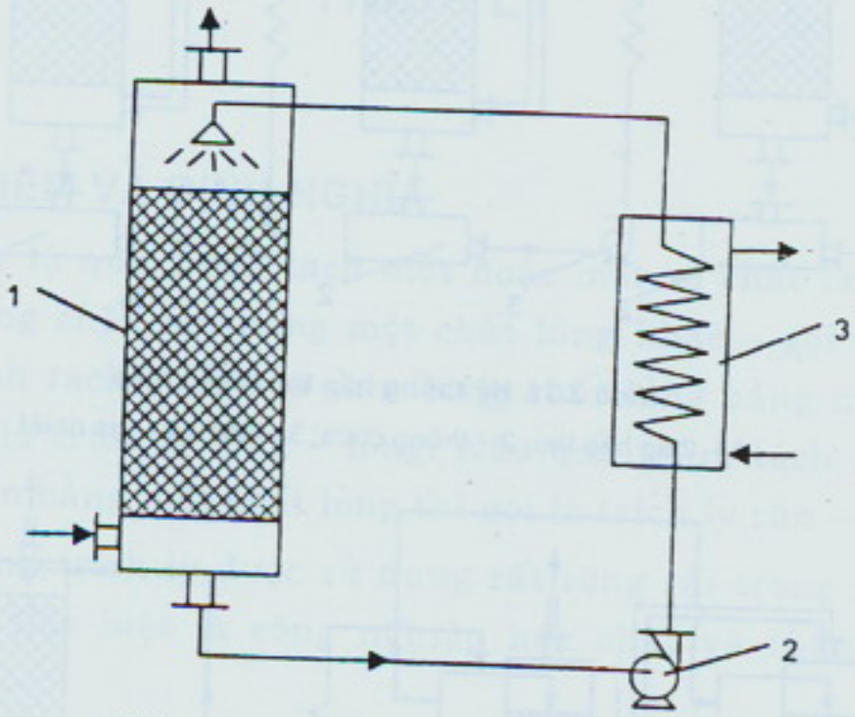
Thành phần cấu tử được nhả trong hỗn hợp khí sẽ là:

$$y_{2op} = \frac{G_{nh} + G_{1op} - G_{trop}}{G_{nh} + G_{1op}} = \frac{G_{nh} + \dfrac{G_{trop}}{1-y_1} - G_{trop}}{G_{nh} + \dfrac{G_{tr.op}}{1-y_1}} \quad (3.73)$$

3.4. HỆ THỐNG HẤP THỤ

Hệ thống hấp thụ bao gồm một hoặc nhiều tháp hấp thụ nối tiếp nhau. Trong hệ thống hấp thụ, chất lỏng và khí đi ngược chiều nhau, nên hỗn hợp khí có nồng độ thấp tiếp xúc với dung môi loãng và ngược lại. Do đó có thể tách hoàn toàn các cấu tử ra khỏi hỗn hợp khí hơn khi chuyển động xuôi chiều, và chất hấp thụ thu được ở độ bão hòa lớn hơn, tức là dung dịch đậm đặc hơn.

Để lấy nhiệt tỏa ra khi hấp thụ và tăng độ đậm đặc cho dung dịch, người ta ứng dụng hệ thống tuần hoàn (hình 3.30). Chất hấp thụ được đưa tuần hoàn trở lại qua máy bơm *2* và được làm nguội qua thiết bị gia nhiệt *3*. Một phần chất hấp thụ được lấy ra và thay vào đó một lượng tương ứng dung môi.

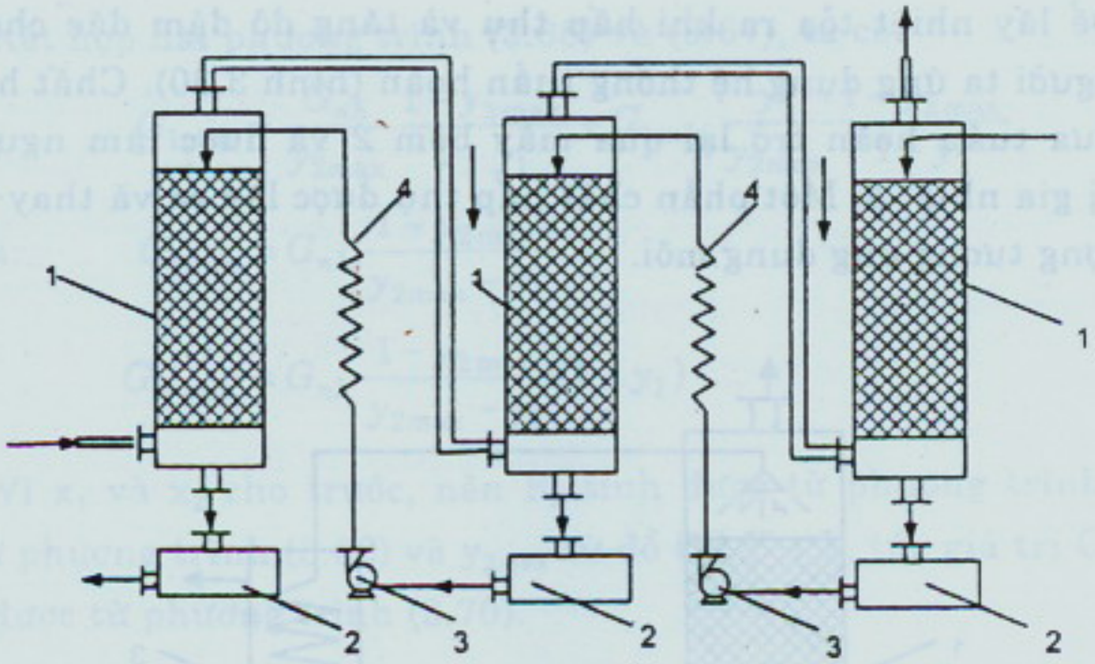


Hình 3.30. **Hệ thống hấp thụ có tuần hoàn**

1 – tháp hấp thụ; 2 – bơm; 3 – gia nhiệt

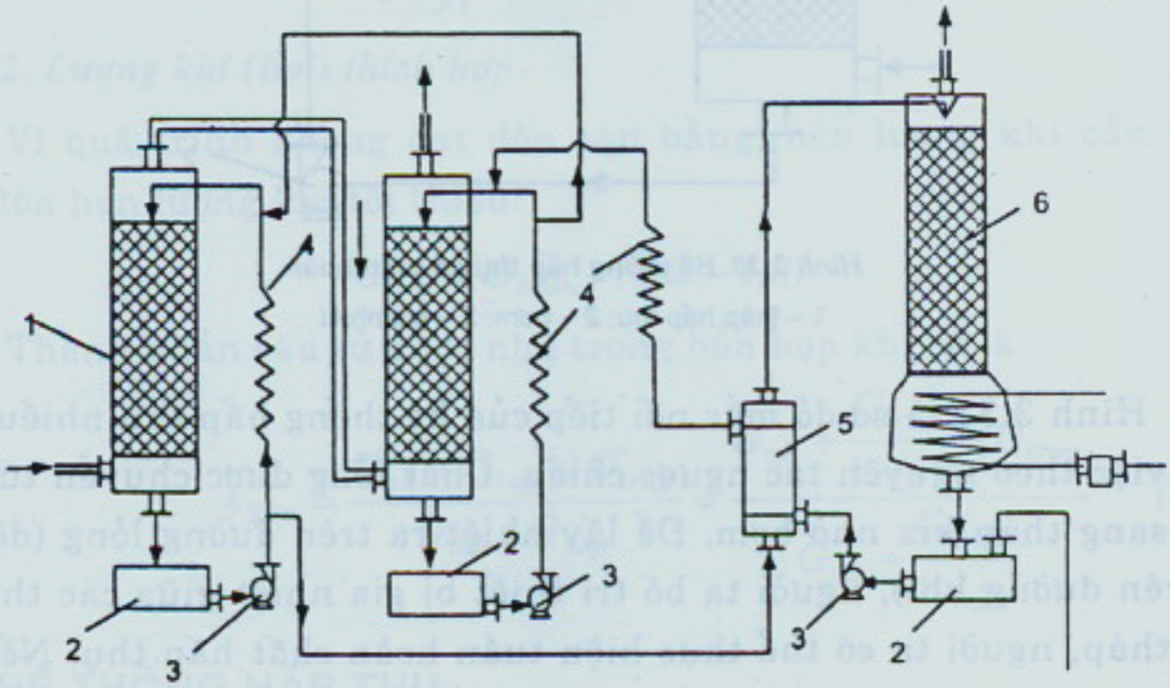
Hình 3.31 là sơ đồ mắc nối tiếp của hệ thống hấp thụ nhiều tháp làm việc theo nguyên tắc ngược chiều. Chất lỏng được chuyển từ tháp này sang tháp kia nhờ bơm. Để lấy nhiệt ra trên đường lỏng (đôi khi cả trên đường khí), người ta bố trí thiết bị gia nhiệt giữa các tháp. Ở mỗi tháp, người ta có thể thực hiện tuần hoàn chất hấp thụ. Nếu kết hợp với quá trình tách cấu tử được hấp thụ khỏi dung dịch, người ta mắc thêm vào hệ thống một tháp chưng (hoặc tháp nhả) (hình 3.32).

Chất lỏng ra khỏi tháp được bơm một phần tuần hoàn trở lại, một phần chuyển sang tháp tiếp theo. Ở tháp cuối (theo chất lỏng), dung dịch được đưa vào tháp chưng qua thiết bị gia nhiệt *5* để đun nóng đến nhiệt độ sôi. Khí hòa tan trong dung dịch được tách ra khỏi chất hấp thụ, chất hấp thụ được tái sinh được đưa qua thiết bị gia nhiệt *5* để vào thiết bị hấp thụ.



Hình 3.31. **Hệ thống hấp thụ nhiều tháp**

1 – tháp hấp thụ; 2 – thùng chứa; 3 – bơm; 4 – gia nhiệt



Hình 3.32. **Hệ thống hấp thụ có tuần hoàn và nhả**

1– tháp hấp thụ; 2– bể chứa; 3– bơm; 4– làm lạnh; 5– đun nóng; 6– tháp chưng

Trong sản xuất, người ta còn dùng nhiều phương pháp nhả khác. Như phương pháp giảm áp suất trên dung dịch. Hoặc phương pháp nhả hấp thụ bằng chất khí (hơi) khác để kéo chất hấp thụ trong dung dịch ra (như trong mục 3.2 đã trình bày). Trong trường hợp này, tất cả các tháp hấp thụ đều dùng được cho quá trình nhả.

Chương 4

TRÍCH LY

4.1. KHÁI NIỆM VÀ ĐỊNH NGHĨA

Trích ly là quá trình tách một hoặc một số chất tan trong chất lỏng hay trong chất rắn bằng một chất lỏng khác – gọi là dung môi. Nếu quá trình tách chất hòa tan trong chất lỏng bằng một chất lỏng khác thì gọi là trích ly lỏng – lỏng. Nếu quá trình tách chất hòa tan trong chất rắn bằng một chất lỏng thì gọi là trích ly rắn – lỏng.

Quá trình trích ly được sử dụng rất rộng rãi trong nhiều ngành công nghiệp, đặc biệt là công nghiệp hóa chất và thực phẩm. Mục đích:

– Tách các cấu tử quý.

– Thu được dung dịch có nồng độ đậm đặc (đối với trích ly lỏng – lỏng).

– Cũng như chưng luyện nó là một trong những phương pháp chủ yếu để phân tách một hỗn hợp đồng nhất thành các cấu tử thành phần.

Chất lượng và hiệu quả của một quá trình trích ly phụ thuộc chủ yếu vào dung môi, nên yêu cầu chung của dung môi là:

– Có tính hòa tan chọn lọc, nghĩa là chỉ hòa tan cấu tử cần tách, không hoặc hoà tan rất ít các cấu tử khác.

– Không độc, không ăn mòn thiết bị.

– Rẻ và dễ tìm.

Đối với trích ly lỏng – lỏng còn yêu cầu khối lượng riêng của dung môi phải khác xa với khối lượng riêng của dung dịch.

Sau khi trích ly để thu được cấu tử cần tách ở dạng nguyên chất, phải tách dung môi ra, thường bằng phương pháp chưng luyện (nếu cấu tử hòa tan cũng bay hơi) hoặc bằng phương pháp cô đặc (nếu cấu tử hòa tan không bay hơi). Vì vậy để tiết kiệm năng lượng thì yêu cầu đối với dung môi là có nhiệt dung riêng bé; hoặc kết tinh nếu cấu tử cần tách có tính hoà tan hạn chế.

A. TRÍCH LY CHẤT LỎNG

4.2. SƠ ĐỒ NGUYÊN TẮC TRÍCH LY CHẤT LỎNG

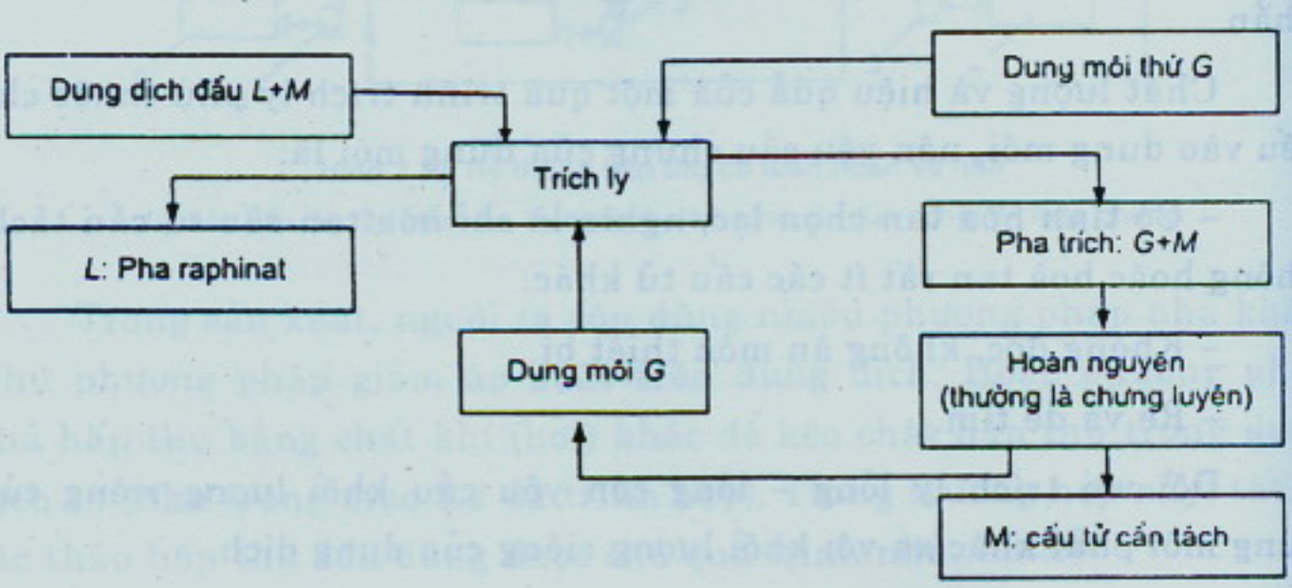
Quá trình trích ly chất lỏng gồm ba giai đoạn:

- Giai đoạn trộn lẫn dung dịch đầu (gồm dung môi đầu L và cấu tử cần tách M) với dung môi thứ G. Cấu tử phân bố (cấu tử cần tách) M sẽ di chuyển từ dung dịch vào dung môi thứ cho đến khi đạt được cân bằng giữa hai pha.

- Giai đoạn tách hai pha. Hai pha này phân thành lớp nên tách ra rất dễ dàng, một pha gồm dung môi thứ G và cấu tử phân bố M, gọi là pha trích. Một pha gồm dung môi đầu L và một ít cấu tử phân bố còn lại, gọi là pha raphinat. Thường thì các cấu tử trong dung dịch đầu và trong dung môi thứ có hòa tan một phần vào nhau nên mỗi pha gồm ba cấu tử.

- Giai đoạn hoàn nguyên dung môi: tách cấu tử ra khỏi dung môi.

Sơ đồ nguyên tắc của quá trình trích ly:



Như vậy để tách một hỗn hợp lỏng đồng nhất bằng phương pháp trích ly thì phức tạp hơn chưng luyện, nhưng trong nhiều trường hợp thì trích ly có nhiều ưu điểm hơn như:

1 – Trích ly được tiến hành ở nhiệt độ thường nên thích hợp với những chất dễ phân huỷ ở nhiệt độ cao.

2 – Có thể tách được những dung dịch đẳng phí và những dung dịch có độ bay hơi tương đối rất gần nhau.

3 – Với những dung dịch quá loãng thì dùng trích ly sẽ tiết kiệm hơn.

4.3. CÂN BẰNG PHA TRONG HỆ LỎNG – LỎNG

4.3.1. Định luật phân bố

Trạng thái cân bằng trong hệ lỏng – lỏng được xác định bằng thế hóa của chất hòa tan trong cả hai pha.

Gọi y^*, x là nồng độ cân bằng của cấu tử phân bố trong dung dịch trích và trong raphinat, thì biểu thức toán của định luật phân bố là:

$$m = \frac{y^*}{x} \tag{4.1}$$

với m – hệ số phân bố.

Đối với dung dịch thực thì m phụ thuộc vào nồng độ. Quan hệ $y^* = f(x)$ là một đường cong, m được xác định bằng thực nghiệm.

Trường hợp đơn giản nhất là m = const. Khi đó m chỉ phụ thuộc vào nhiệt độ và ít phụ thuộc vào nồng độ.

Nhiều trường hợp tuy nồng độ của cấu tử phân bố rất bé nhưng sự phụ thuộc cân bằng lại rất phức tạp, do có sự tác dụng hóa học của cấu tử phân bố với dung môi, hay do hiện tượng hydrat hóa, sonvat hóa... Do đó sự phụ thuộc cân bằng $y^* = f(x)$ là đường cong.

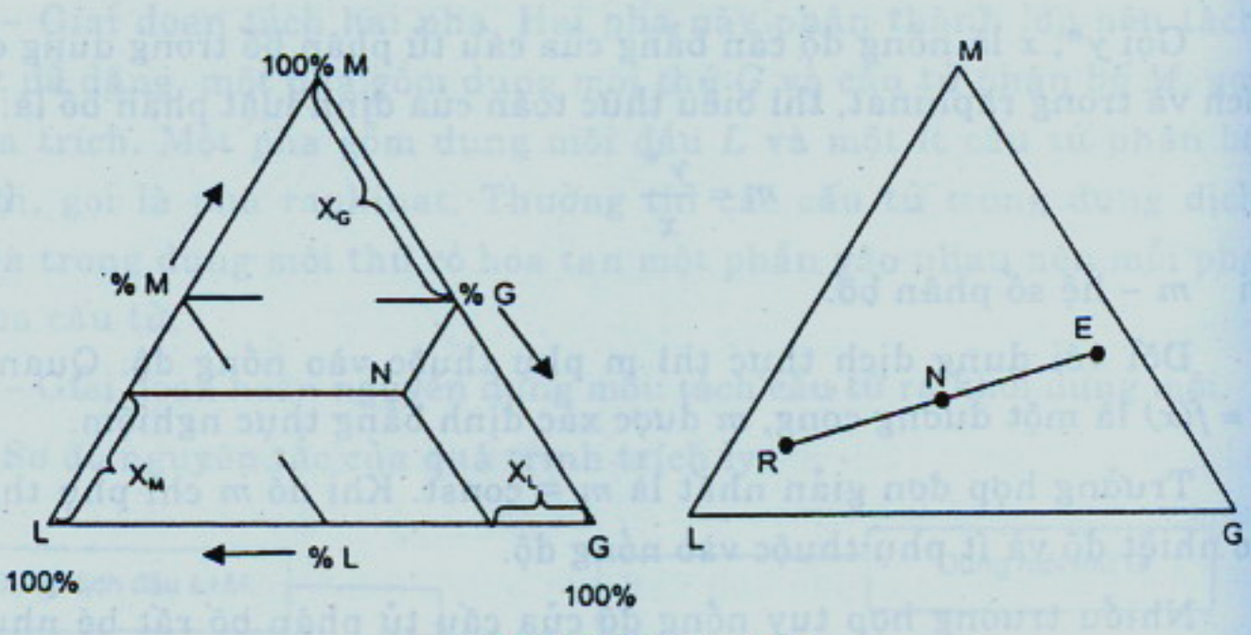
4.3.2. Đồ thị $y - x$

Nếu dung môi đầu L và dung môi thứ G không tan lẫn vào nhau, thì mỗi pha là dung dịch hai cấu tử. Để đơn giản người ta có thể tính toán quá trình trích ly trên đồ thị $y - x$.

Như trên đã nói đường cân bằng $y^* = f(x)$ có thể là cong hay thẳng ($m \neq$ const hoặc m = const).

4.3.3. Đồ thị tam giác

Nếu dung môi đầu L và dung môi thứ G hòa tan một phần vào nhau thì khi trích ly mỗi pha sẽ là một dung dịch gồm ba cấu tử, nên thành phần của nó không thể biểu diễn trên đồ thị Descates y-x được. Thuận tiện nhất là biểu diễn trên hệ toạ độ tam giác đều. Trên các đỉnh của tam giác biểu diễn cấu tử phân bố (cấu tử cần tách) M, dung môi đầu L, dung môi thứ G tinh khiết 100%. Mỗi điểm nằm trên các cạnh của tam giác đều biểu diễn thành phần của dung dịch hai cấu tử. Mỗi điểm nằm trong tam giác đều biểu diễn thành phần của dung dịch ba cấu tử (hình 4.1) Ví dụ điểm N (x_G = *50%; x_L= 20%; x_M = 30%).*



Hình 4.1. Đồ thị tam giác

a) Quy tắc tỷ lệ:

Điểm hỗn hợp N trong đồ thị tam giác – khi phân thành pha trích E và raphinat R. Theo quy tắc đòn bẩy thì:

– Các điểm N, R, E cùng nằm trên một đường thẳng trong đồ thị tam giác.

– Điểm N chia R và E theo tỷ lệ:

$$\frac{\text{Lượng pha } R}{\text{Lượng pha } E} = \frac{\overline{NE}}{\overline{NR}} \tag{4.2}$$

$$\frac{\text{Lượng pha } R}{\text{Lượng hỗn hợp } N} = \frac{\overline{NE}}{\overline{RN} + \overline{EN}} = \frac{\overline{NE}}{\overline{RE}} \tag{4.3}$$

$$\frac{\text{Lượng pha } E}{\text{Lượng hỗn hợp } N} = \frac{\overline{RN}}{\overline{RE}} \tag{4.4}$$

b) Đường cân bằng trong đồ thị tam giác

Đồ thị tam giác có thể dùng để biểu diễn trạng thái cân bằng của hệ ba cấu tử như cấu tử phân bố M, dung môi đầu L, dung môi thứ G. Để thu được đường cong cân bằng, ta xét quá trình thêm cấu tử phân bố M vào hỗn hợp không đồng nhất của hai dung môi L và G. Giả sử M hòa tan hạn chế trong cả L và G, còn bản thân L và G hòa tan rất hạn chế vào nhau.

Từ đồ thị hình 4.2 cho thấy, nếu M và L, cũng như M và G tạo thành một dung dịch đồng nhất hai cấu tử mà thành phần của nó được đặc trưng bằng các điểm trên các cạnh LM và GM.

Hình 4.2. Đường cân bằng trong đồ thị tam giác

Còn dung môi L và G chỉ tạo thành những dung dịch đồng nhất chỉ trên đoạn nhỏ LR và EG. Một hỗn hợp bất kỳ trên đoạn RE đều phân thành hai lớp: dung dịch bão hòa hai cấu tử R (G chứa trong L) và E (L trong G). Lượng các dung dịch bão hòa phụ thuộc vào vị trí của điểm N được xác định theo quy tắc đòn bẩy.

Khi thêm cấu tử phân bố M vào hỗn hợp có thành phần tại N ta thu được hỗn hợp ba cấu tử có thành phần biểu diễn ở điểm N_1 nằm trên đoạn thẳng MN. Hỗn hợp N_1 là hỗn hợp không đồng nhất nên phân thành hai pha (hai lớp) có nồng độ cân bằng là R_1 (pha của dung môi L) và E_1 (pha của dung môi G) với tỷ lượng $E_1N_1:R_1N_1$.

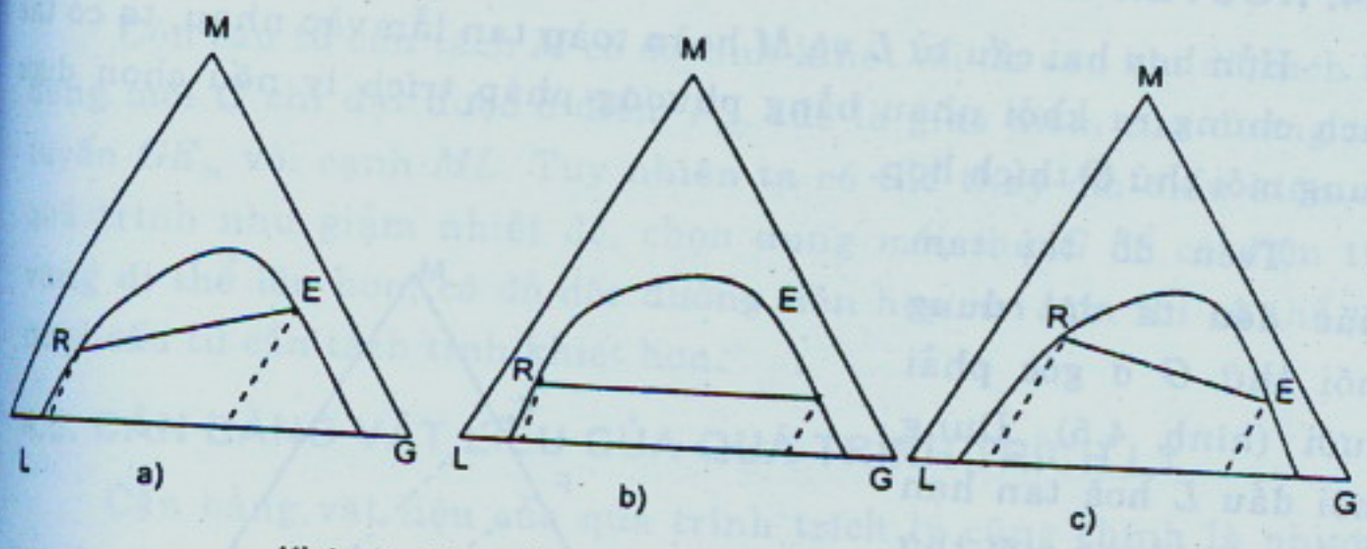
Khi thêm tiếp cấu tử phân bố M vào hỗn hợp N_1, ta thu được hỗn hợp ba cấu tử có thành phần biểu diễn ở N_2, N_3... và cũng như trên ta thu được các pha bão hòa R_2E_2; R_3E_3;... như trên đồ thị 4.2 đã chỉ rõ. Nếu tiếp tục thêm cấu tử phân bố vào hỗn hợp không đồng nhất N_4 đến hỗn hợp N_5 thì sẽ thu được một hỗn hợp đồng nhất ba cấu tử. Nối tất cả các điểm RR_1R_2... K...E_2E_1E ta được đường cong cân bằng. Nhánh RR_1R_2... K là đặc trưng cho các thành phần cân bằng của dung môi đầu L (raphinat), nhánh K... E_2E_1E là đặc trưng cho thành phần cân bằng của dung môi thứ G (dung dịch trích). K là điểm tới hạn – là điểm tại đó cả hai pha đồng thời biến mất hay xuất hiện. Các điểm nằm trong đường cong cân bằng là hệ dị thể, ngoài đường cong cân bằng là hệ đồng thể.

Quá trình trích ly chỉ có thể thực hiện được đối với các hỗn hợp nằm trong đường cong cân bằng. Các đường R_1E_1; R_2E_2;... là các đường liên hợp. Nhờ đồ thị hình 4.2. ta dễ dàng xác định được hệ số phân bố m đối với từng cặp dung dịch:

$$m = \frac{\text{Nồng độ của } M \text{ trong } E\,(y^*)}{\text{Nồng độ của } M \text{ trong } R\,(x)} \qquad (4.5)$$

Như đã biết, m có thể lớn hơn hoặc bằng 1 hoặc nhỏ hơn phụ thuộc vào bản chất của các dung môi L,G và cấu tử phân bố M.

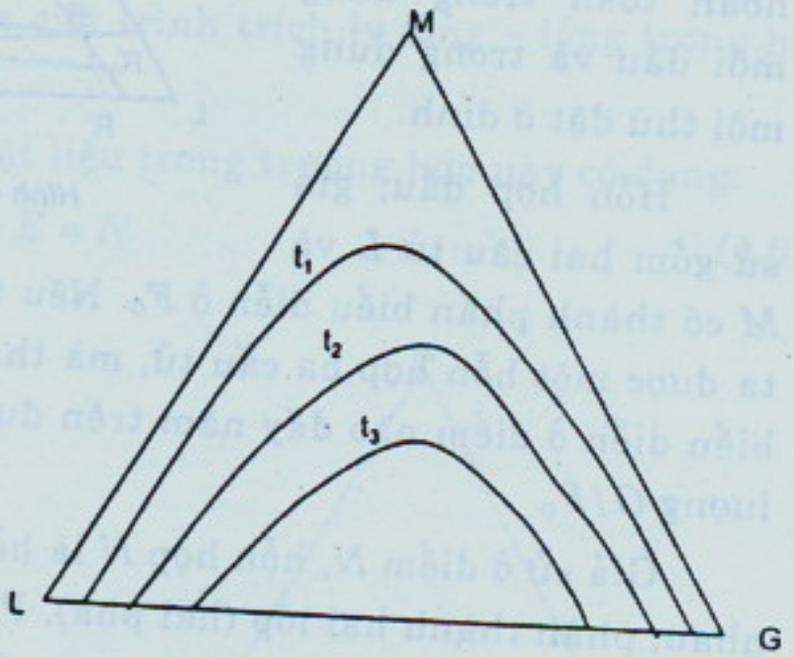
Quá trình trích ly càng có hiệu quả khi m càng lớn hơn 1. nếu m nhỏ hơn hay bằng 1 thì không thể tiến hành quá trình trích ly được.



Hình 4.3. **a) hệ số phân bố m > 1; b) m = 1; c) m < 1**

c) Ảnh hưởng của nhiệt độ và áp suất lên quá trình trích ly

Nhiệt độ có ảnh hưởng đến kích thước của vùng dị thể. Khi nhiệt độ càng tăng thì kích thước của vùng dị thể càng bé (hình 4.4).



Hình 4.4. **Ảnh hưởng của nhiệt độ lên kích thước vùng dị thể ($t_1 < t_2 < t_3$)**

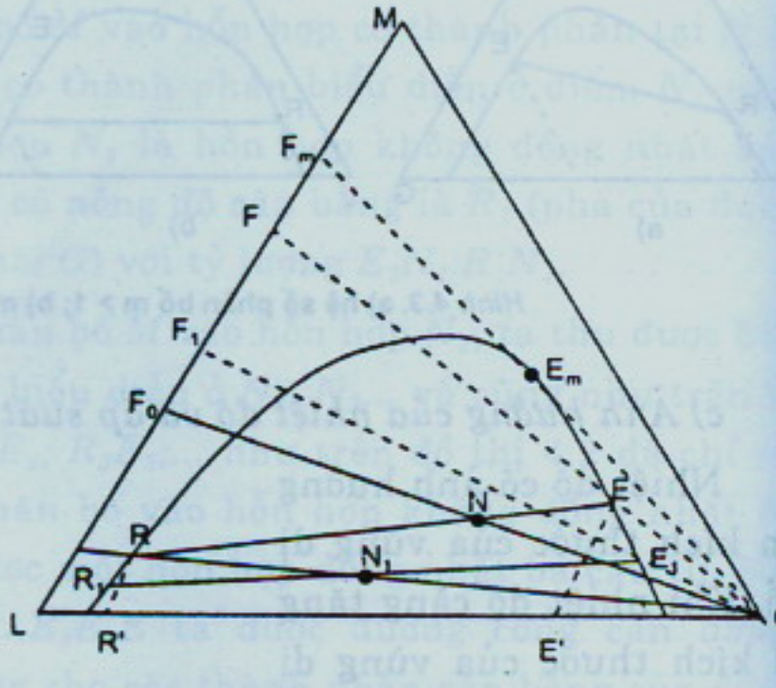
Khi tăng nhiệt độ đến một giới hạn nào đó thì kích thước của vùng dị thể biến mất. Ngoài ra khi giảm nhiệt độ thì độ nhớt của dung dịch tăng, làm giảm độ khuếch tán. Bởi vậy, tuỳ theo từng trường hợp cụ thể để chọn nhiệt độ thích hợp. Nhưng trích ly lỏng – lỏng thường được tiến hành ở nhiệt độ của môi trường.

Đường cân bằng trong đồ thị tam giác đã trình bày ở trên là đường cân bằng của hệ đơn giản nhất. Trong thực tế thì các đường cân bằng rất phức tạp.

4.4. NGUYÊN TẮC TRÍCH LY

Hỗn hợp hai cấu tử L và M hoàn toàn tan lẫn vào nhau, ta có thể tách chúng ra khỏi nhau bằng phương pháp trích ly nếu chọn được dung môi thứ G thích hợp.

Trên đồ thị tam giác đều ta đặt dung môi thứ G ở góc phải dưới (hình 4.5). Dung môi đầu L hoà tan hạn chế trong dung môi thứ đặt ở góc trái dưới. Cấu tử cần tách (cấu tử phân bố) M hòa tan hoàn toàn trong dung môi đầu và trong dung môi thứ đặt ở đỉnh.



Hình 4.5. Để khảo sát nguyên tắc trích ly

Hỗn hợp đầu, giả sử gồm hai cấu tử L và M có thành phần biểu diễn ở F_0. Nếu ta thêm dung môi thứ G vào F_0, ta được một hỗn hợp ba cấu tử, mà thành phần của hỗn hợp này được biểu diễn ở điểm nào đấy nằm trên đường thẳng F_0G phụ thuộc vào tỷ lượng G/F_0.

Giả sử ở điểm N, hỗn hợp N là hỗn hợp dị thể, không hòa tan vào nhau, phân thành hai lớp (hai pha). Pha E gồm hầu hết là G,M và một phần L. Pha R gồm hầu hết L, một phần G và M. Nồng độ của cấu tử cần tách trong pha E là $\overline{EE'}$ lớn hơn trong pha raphinat là $\overline{RR'}$ (hình 4.5).

Tìm cách tách raphinat R ra khỏi dung dịch trích E (thường bằng phương pháp gạn), rồi thêm dung môi thứ G vào R, ta được một hệ ba cấu tử mới có thành phần ở N_1. Cũng như trên hỗn hợp N_1 là hỗn hợp không đồng nhất sẽ phân thành hai pha (hai lớp): pha raphinat R_1 và pha trích E_1. Rõ ràng thành phần của dung môi đầu L trong R_1 lớn hơn trong R và nếu tiếp tục làm như thế đồng thời tách

dung môi thứ ra khỏi raphinat thì cuối cùng ta thu được raphinat gồm hầu hết là dung môi đầu.

Còn cấu tử cần tách M có độ tinh khiết tối đa sau khi đã tách hết dung môi G chỉ đạt được ở điểm F_m, tức là giao điểm của đường tiếp tuyến GE_m với cạnh ML. Tuy nhiên ta có thể thay đổi điều kiện của quá trình như giảm nhiệt độ, chọn dung môi thứ G để có diện tích vùng dị thể lớn hơn, có độ dốc đường liên hợp lớn hơn thì có thể thu được cấu tử cần tách tinh khiết hơn.

4.5. CÂN BẰNG VẬT LIỆU CỦA QUÁ TRÌNH TRÍCH LY

Cân bằng vật liệu của quá trình trích ly cũng chính là phương trình cân bằng vật liệu chung của quá trình chuyển khối ở dạng vi phân hay tích phân. Trường hợp dung môi đầu L, dung môi thứ G hòa tan một phần vào nhau thì giá trị của chúng không phải là hằng số theo chiều cao của thiết bị. Do đó tỷ số G/L là đại lượng biến đổi, tức là đường nồng độ làm việc của quá trình trích ly lỏng – lỏng trong hệ toạ độ Đề-các là đường cong.

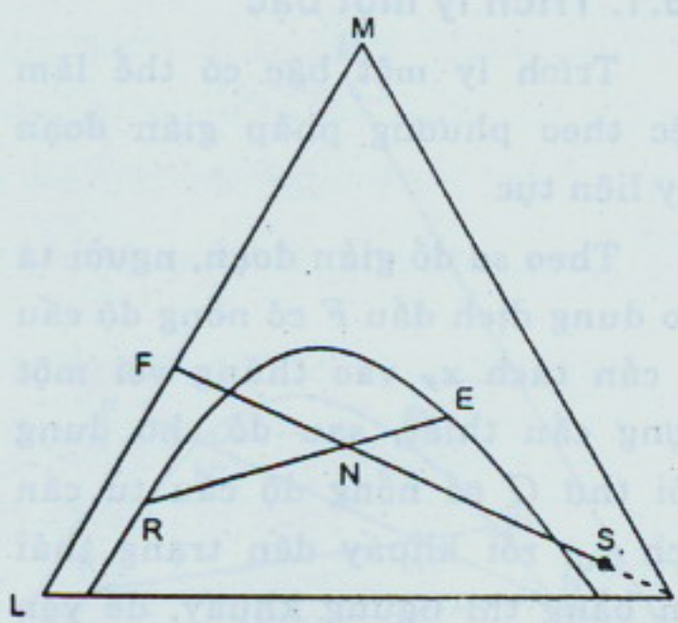
Phương trình cân bằng vật liệu trong trường hợp này có dạng:

$$F + S = R + E = N \tag{4.6}$$

với F – khối lượng của hỗn hợp đầu (gồm dung môi đầu L và cấu tử phân bố M), kg/h;

S – khối lượng của hỗn hợp dung môi thứ (gồm chủ yếu là dung môi thứ G có hòa tan một ít cấu tử phân bố M và dung môi đầu L), kg/h;

E, R – khối lượng của pha trích và pha raphinat (phân lớp không hòa tan vào nhau), kg/h.



Hình 4.6. Biểu diễn phương trình cân bằng vật liệu

Từ đồ thị hình 4.6 ta thấy rằng phương trình cân bằng vật
4.6 có thể xem như quá trình trộn lẫn hỗn hợp đầu F với dung mô
có thành phần ở S (hình 4.6) được một hỗn hợp ở N. Hỗn hợp có t
phần ở N không hòa tan vào nhau và phân thành hai lớp: raphin
và dung dịch trích E ở trạng thái cân bằng.

Từ hình 4.6 theo quy tắc đòn bẩy ta có:

$$\frac{S}{F} = \frac{\overline{FN}}{\overline{SN}} \text{ hay } S = F\frac{\overline{FN}}{\overline{SN}}$$

Tương tự đối với raphinat R và dung dịch trích E:

$$\frac{R}{E} = \frac{\overline{EN}}{\overline{RN}} \text{ hay } R = E\frac{\overline{EN}}{\overline{RN}}$$

trong đó $\overline{FN}, \overline{SN}, \overline{EN}, \overline{RN}$ – các đoạn thẳng đo được trên hình
cùng thứ nguyên chiều dài

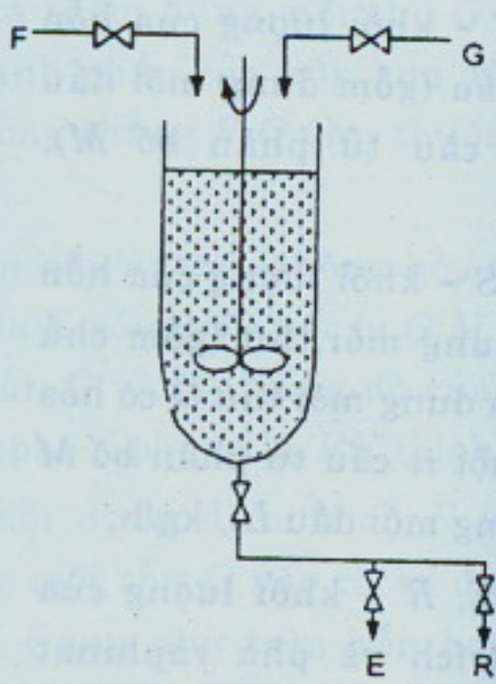
4.6. CÁC PHƯƠNG PHÁP TRÍCH LY

Trong thực tế thường gặp các phương pháp trích ly một
nhiều bậc chéo dòng, nhiều bậc ngược chiều và trích ly nhiều
ngược chiều có hồi lưu.

4.6.1. Trích ly một bậc

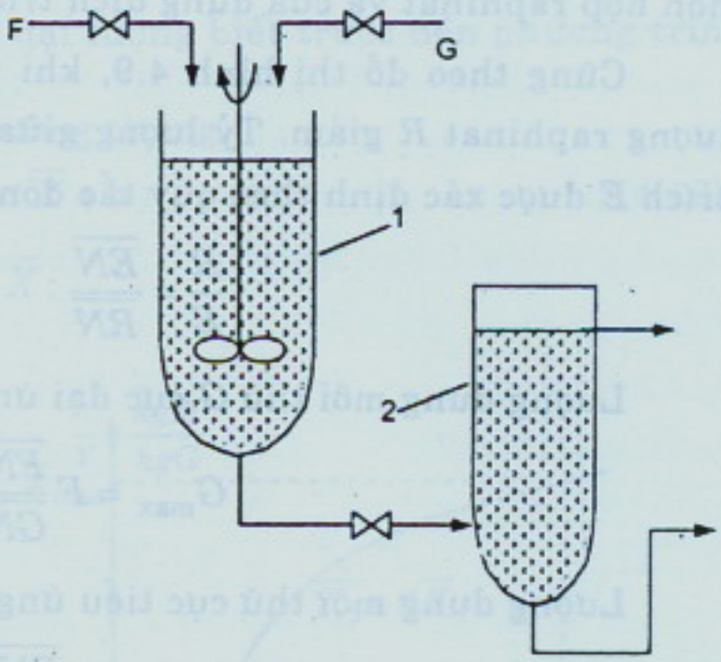
Trích ly một bậc có thể làm việc theo phương pháp gián đoạn hay liên tục

Theo sơ đồ gián đoạn, người ta cho dung dịch đầu F có nồng độ cấu tử cần tách x_F vào thùng với một lượng cần thiết, sau đó cho dung môi thứ G có nồng độ cấu tử cần tách y_G, rồi khuấy đến trạng thái cân bằng thì ngừng khuấy, để yên cho chất lỏng phân lớp ngay trong thiết bị này. Sau đó rót hết lớp pha nặng, rồi lớp pha nhẹ.



Hình 4.7. Trích ly một bậc gián đoạn

Còn theo sơ đồ làm việc liên tục thì hỗn hợp đầu F, dung môi thứ G được rót liên tục vào thùng khuấy *1*, ở đó dung dịch được khuấy liên tục và tháo liên tục vào thiết bị phân ly 2, ở đây được phân ly liên tục thành pha nặng và pha nhẹ và được tháo ra liên tục.



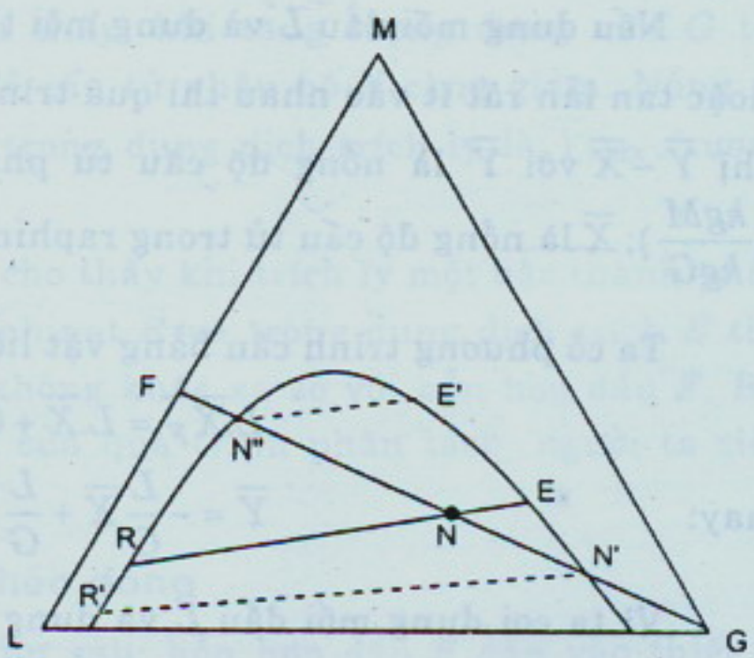
Hình 4.8. Trích ly một bậc liên tục
1 – thiết bị khuấy trộn; 2 – thiết bị phân ly

Quá trình trích ly một bậc có thể được biểu diễn trên đồ thị tam giác (hình 4.9).

Theo số liệu kỹ thuật có hỗn hợp đầu F, nồng độ $\overline{x_F}\ \frac{kgM}{kgL}$ đã cho nên ta có toạ độ điểm F. Quá trình trộn hỗn hợp đầu và dung môi thứ G xảy ra trên đường thẳng $\overline{FG}$, toạ độ của điểm hỗn hợp N được xác định bằng tỷ lượng giữa lượng hỗn hợp đầu F và lượng dung môi thứ G theo quy tắc đòn bẩy:

$$\frac{F}{G} = \frac{\overline{GN}}{\overline{FN}} \qquad (4.9)$$

Sau khi ngừng khuấy, dung dịch phân thành hai lớp là R và E. Theo số liệu đường cân bằng ta sẽ có đường liên hợp RNE. Từ đó ta xác định được nồng độ của



Hình 4.9. **Biểu diễn qúa trình trích ly một bậc**

hỗn hợp raphinat và của dung dịch trích.

Cũng theo đồ thị hình 4.9, khi tăng lượng dung môi thứ G thì lượng raphinat R giảm. Tỷ lượng giữa hai pha raphinat và dung dịch trích E được xác định theo quy tắc đòn bẩy:

$$\frac{R}{E} = \frac{\overline{EN}}{\overline{RN}} \tag{4.10}$$

Lượng dung môi thứ G cực đại ứng với điểm N':

$$G_{max} = F\frac{\overline{FN'}}{\overline{GN'}} \tag{4.11}$$

Lượng dung môi thứ cực tiểu ứng với điểm N'':

$$G_{min} = F\frac{\overline{FN''}}{\overline{GN''}} \tag{4.12}$$

với $F = L + M$ – lượng hỗn hợp đầu, kg;

G – lượng dung môi thứ, kg;

$N = F + G$ – lượng hỗn hợp, kg;

R – lượng raphinat, kg;

E – lượng pha trích, kg.

Nếu dung môi đầu L và dung môi thứ G hoàn toàn không tan lẫn hoặc tan lẫn rất ít vào nhau thì quá trình này có thể biểu diễn trên đồ thị $\overline{Y} - \overline{X}$ với $\overline{Y}$ là nồng độ cấu tử phân bố trong dung dịch trích ($\frac{kgM}{kgG}$); $\overline{X}$ là nồng độ cấu tử trong raphinat ($\frac{kgM}{kgL}$).

Ta có phương trình cân bằng vật liệu:

$$L.\overline{X_F} = L.\overline{X} + G\overline{Y} \tag{4.13}$$

hay:

$$\overline{Y} = -\frac{L}{G}\overline{X} + \frac{L}{G}\overline{X_F} \tag{4.13a}$$

Vì ta coi dung môi đầu L và dung môi thứ G không tan lẫn vào nhau; nồng độ của các pha đều biểu diễn bằng phần khối lượng tương

đối nên $\frac{L}{G}$ = const; $\frac{L}{G}\overline{X_F}$ là một đại lượng biết trước nên phương trình 4.13a có dạng là phương trình đường thẳng.

$$\overline{Y} = -a.\overline{X} + b \qquad (4.13b)$$

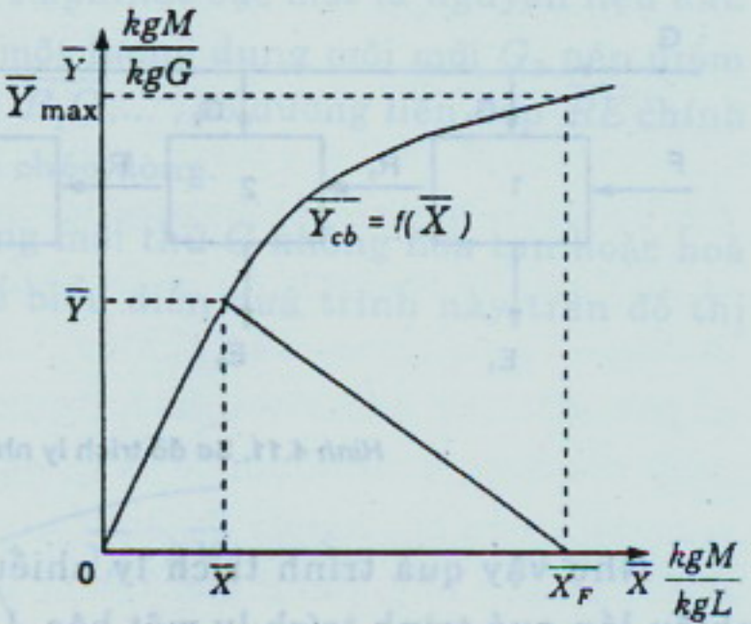
với: $a = \frac{L}{G}$; $b = \frac{L}{G}\overline{X}$;

Thứ tự biểu diễn quá trình trích ly một bậc lên đồ thị $\overline{X} - \overline{Y}$ như sau:

- Theo số liệu thực nghiệm vẽ đường cân bằng $\overline{Y_{cb}} = f(\overline{X})$.

- Xuất phát từ X_F đã cho theo số liệu kỹ thuật vẽ đường $\overline{Y} = -a.\overline{X} + b$.

- Giao điểm giữa đường cân bằng và đường làm việc cho biết thành phần các pha ở trạng thái cân bằng.



Hình 4.10. Biểu diễn quá trình trích ly một bậc

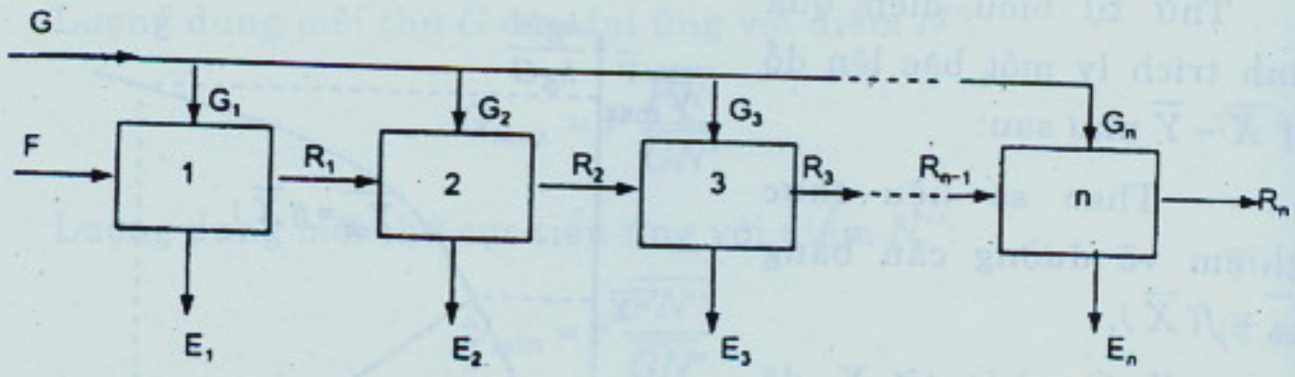
Từ đồ thị hình 4.10 ta thấy: khi tăng lượng dung môi G thì raphinat thu được có nồng độ cấu tử phân bố X càng giảm. Nồng độ cực đại của cấu tử phân bố trong dung dịch trích ly là $\overline{Y}_{max}$, tương ứng $tg\alpha \to -\infty$ tức $G \to 0$.

Đồ thị hình 4.9 và 4.10 cho thấy khi trích ly một bậc thành phần của cấu tử phân bố trong raphinat R và trong dung dịch trích E thu được ở trạng thái cân bằng không khác xa so với hỗn hợp đầu F. Bởi vậy để tăng cường hiệu quả của quá trình phân tách, người ta tiến hành trích ly nhiều bậc.

4.6.2. Trích ly nhiều bậc chéo dòng

Nguyên tắc làm việc như sau: hỗn hợp đầu F dẫn vào thiết bị trích ly *1* được trộn lẫn với một lượng dung môi thứ G_1 cho đến khi đạt

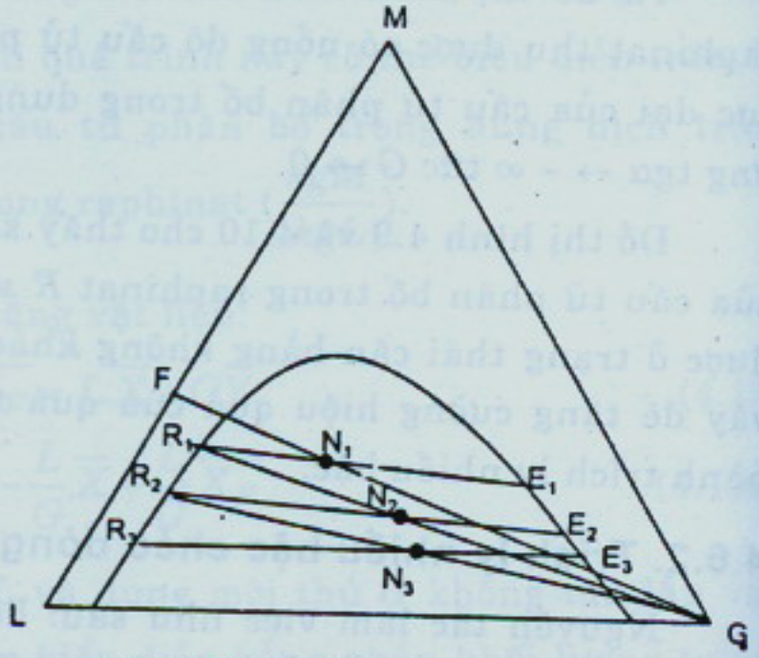
cân bằng. Tách pha trích E_1 ra còn raphinat bậc 1: R_1 dẫn vào thiết bị trích ly 2, được trộn lẫn với một lượng dung môi thứ G_2 mới cho đến khi đạt cân bằng, tách pha trích E_2 ra còn raphinat bậc 2: R_2 lại dẫn vào làm nguyên liệu đầu ở thiết bị trích ly 3 và quá trình lại xảy ra tương tự như trên cho đến khi raphinat đạt được nồng độ theo yêu cầu.



Hình 4.11. **Sơ đồ trích ly nhiều bậc chéo dòng**

Như vậy quá trình trích ly nhiều bậc chéo dòng chính là lặp lại nhiều lần quá trình trích ly một bậc. Lượng dung dịch trích thu được ở mỗi bậc là E_1, E_2, E_3,... chứa lượng cấu tử cần tách giảm dần. Lượng dung môi tiêu tốn chung thì bằng tổng dung môi tiêu tốn ở mỗi bậc.

Quá trình trích ly nhiều bậc chéo dòng có thể tiến hành bằng phương pháp gián đoạn trong cùng một thiết bị có cánh khuấy. Với một lượng hỗn hợp đầu F, người ta đổ nhiều lần dung môi G, mỗi lần đổ một lượng dung môi G cần thiết vào thiết bị và khuấy đến trạng thái cân bằng rồi để lắng lớp raphinat và dung dịch trích. Sau đó

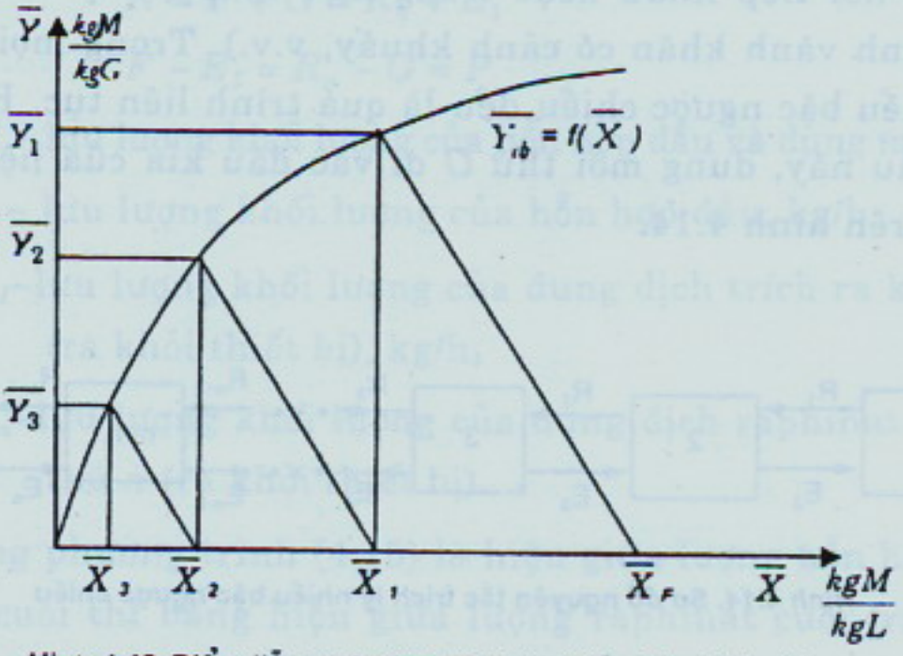


Hình 4.12. **Biểu diễn qúa trình trích ly nhiều bậc chéo dòng**

tách lớp dung dịch trích ra, còn raphinat được giữa lại trong thiết bị và lại tiếp tục rót một lượng dung môi G vào rồi tiến hành quá trình tương tự như trên cho đến khi raphinat có nồng độ đạt yêu cầu.

Quá trình này có thể được biểu diễn trên đồ thị tam giác (hình 4.12) như sau: hỗn hợp đầu được biểu diễn ở điểm F trộn với dung môi G_1 được biểu diễn ở điểm N_1. Sau khi đạt được cân bằng ta thu được pha trích E_1 và pha raphinat R_1. Raphinat bậc một là nguyên liệu đầu của bậc hai, ở đây được trộn với một lượng dung môi mới G_2 nên điểm hỗn hợp N_2 nằm trên đoạn thẳng $\overline{R_1G}$,... , số đường liên hợp $\overline{RE}$ chính là số bậc trong trích ly nhiều bậc chéo dòng.

Nếu dung môi đầu L và dung môi thứ G không hòa tan hoặc hoà tan rất ít vào nhau thì ta có thể biểu diễn quá trình này trên đồ thị $\overline{Y} - \overline{X}$ (hình 4.13).



Hình 4.13. Biểu diễn quá trình trích ly nhiều bậc chéo dòng

Ta cũng dùng phương trình (4.13a). Từ điểm X_F ta vẽ đường nồng độ làm việc theo phương trình (4.13b) cắt đường cân bằng tại một điểm, từ điểm này ta xác định được nồng độ trong pha trích $\overline{Y_1}$ và trong raphinat $\overline{X}_1$. Vì raphinat của bậc một là nguyên liệu đầu của bậc 2 nên xuất phát từ $\overline{X}_1$ ta vẽ đường nồng độ làm việc theo phương trình (4.13a) với hệ số góc mới là $(-L/G_2)$. Trên hình 4.13, để đơn giản ta lấy hệ số góc bằng nhau, tức là lượng dung môi thứ G cho vào

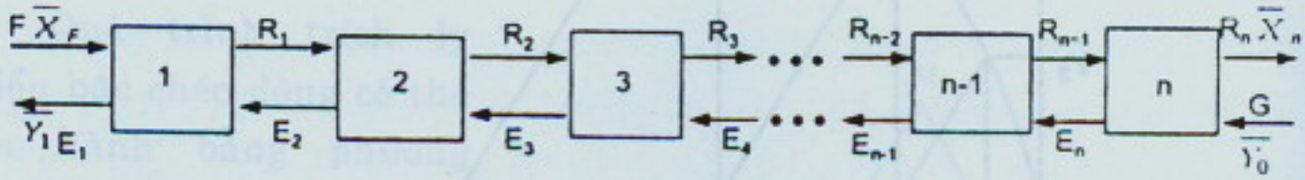
các bậc bằng nhau. Cứ tiếp tục vẽ tương tự cho đến khi nồng độ của cấu tử phân bố trong raphinat đạt yêu cầu.

Số đường nồng độ làm việc thu được chính là số bậc cần thiết trong trích ly nhiều bậc chéo dòng.

Ưu điểm của phương pháp trích ly này là có thể tách được triệt để cấu tử tách trong raphinat. Nhưng có nhược điểm là tốn nhiều dung môi và nồng độ của cấu tử phân bố trong dung dịch trích loãng. Có thể khắc phục được nhược điểm này bằng cách trích ly nhiều bậc ngược chiều.

4.6.3. Trích ly nhiều bậc ngược chiều

Trích ly nhiều bậc ngược chiều là một phương pháp được ứng dụng phổ biến trong công nghiệp. Có thể tiến hành trong các thiết bị khuấy mắc nối tiếp nhau hoặc trong một tháp (tháp đĩa, tháp đệm, tháp đĩa hình vành khăn có cánh khuấy, v.v.). Trong mọi trường hợp trích ly nhiều bậc ngược chiều đều là quá trình liên tục. Hỗn hợp đầu F đi vào đầu này, dung môi thứ G đi vào đầu kia của hệ thống được mô phỏng trên hình 4.14.



Hình 4.14. Sơ đồ nguyên tắc trích ly nhiều bậc ngược chiều

Hai pha raphinat R và dung dịch trích E đi ngược chiều và tiếp xúc trực tiếp với nhau. Như vậy khi dung dịch trích loãng nhất lại tiếp xúc với raphinat có nồng độ phân tử phân bố bé nhất nên có khả năng tách được triệt để cấu tử phân bố trong raphinat. Ngược lại khi dung dịch trích càng đậm đặc lại tiếp xúc với raphinat có nồng độ cấu tử phân bố càng cao nên có thể thu được dung dịch trích có nồng độ càng cao. Khi cùng một độ phân tách như nhau thì trích ly nhiều bậc ngược chiều sẽ tốn ít dung môi nhất.

Xác định số bậc trích ly

Ở một nhiệt độ nhất định thì trích ly nhiều bậc ngược chiều được đặc trưng bởi các thông số: số bậc, lượng dung môi tiêu hao, thành phần của dung dịch raphinat và của dung dịch trích. Ở một điều kiện nhất định bốn thông số này phụ thuộc vào nhau, có thể chọn hai thông số bất kỳ còn hai thông số khác sẽ phụ thuộc vào chúng. Thường người ta chọn thành phần của dung dịch raphinat R và thành phần của dung dịch trích là biến số độc lập.

Có nhiều cách xác định số bậc lý thuyết trên đồ thị tam giác, ở đây ta nghiên cứu cách xác định số bậc lý thuyết trên đồ thị tam giác dựa vào phương trình cân bằng vật liệu.

Theo hình 4.14 ta có phương trình cân bằng vật liệu cho hệ thống thiết bị:

$$N = F + G = R_n + E_1 \qquad (4.14)$$

$$F - E_1 = R_n - G = P \qquad (4.15)$$

trong đó N – lưu lượng khối lượng của hỗn hợp đầu và dung môi thứ, kg/h;

F – lưu lượng khối lượng của hỗn hợp đầu, kg/h;

E_1–lưu lượng khối lượng của dung dịch trích ra khỏi bậc một (ra khỏi thiết bị), kg/h;

R_n–lưu lượng khối lượng của dung dịch raphinat ra khỏi bậc thứ n (ra khỏi thiết bị).

P trong phương trình (4.15) là hiệu giữa lượng hỗn hợp đầu F và dung dịch cuối thì bằng hiệu giữa lượng raphinat cuối (ra khỏi thiết bị) R_n với lượng dung môi thứ G.

Phương trình cân bằng vật liệu đối với từng bậc:

Đối với bậc 1: $F + E_2 = R_1 + E_1$ hay $F - E_1 = R_1 - E_2 = P$ (4.16)

Đối với bậc 2: $R_1 + E_3 = R_2 + E_2$ hay $R_1 - E_2 = R_2 - E_3 = P$ (4.17)

Đối với bậc n: $R_{n-1} + G = R_n + E_n$ hay $R_{n-1} - E_n = R_n - G = P$ (4.18)

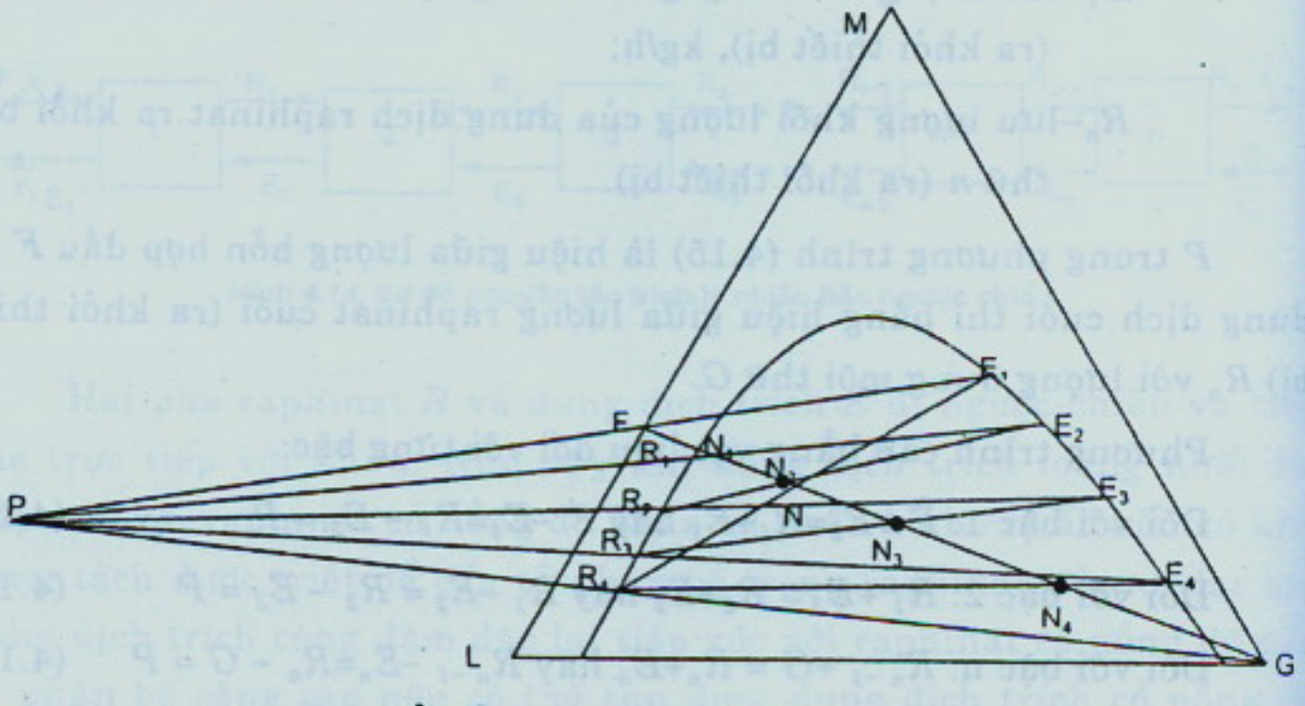
Từ phương trình (4.16) ta thấy: nếu hỗn hợp E_1 trộn lẫn với hỗn hợp P là hỗn hợp $F = P + E_1$. Theo quy tắc đòn bẩy thì ba điểm biểu diễn

ba hỗn hợp P, F, E_1 cùng nằm trên một đường thẳng. Cũng tương tự ba điểm biểu diễn ba hỗn hợp P, R_1, E_2,... cùng nằm trên một đường thẳng.

Từ đây ta thấy rằng: hiệu lưu lượng của dòng hai pha trong mỗi bậc (mỗi tiết diện) của thiết bị trích ly nhiều bậc ngược chiều luôn luôn là một số không đổi và bằng P. Do đó trên đồ thị tam giác các đoạn thẳng biểu diễn hỗn hợp dòng hai pha của mỗi bậc luôn cắt nhau tại điểm P, điểm P gọi là điểm cực (điểm làm việc).

Dựa vào tính chất này của đồ thị tam giác để tính số bậc lý thuyết. Cụ thể là theo điều kiện kỹ thuật cho trước tọa độ các điểm E_1. F,G, và R_n. Ta nối E_1 và F kéo dài, G và R_n (trong hình vẽ R_4) kéo dài. Hai đường này cắt nhau tại điểm P.

Trên đường liên hợp đi qua E_1 (theo số liệu của đường cân bằng đã cho) ta tìm được điểm R_1 đó là giao điểm của đường liên hợp $\overline{E_1R_1}$ và đường cân bằng (nhánh trái). $\overline{E_1R_1}$ tương ứng với một bậc lý thuyết của quá trình trích ly nhiều bậc ngược chiều.



Hình 4.15. Biểu diễn qúa trình trích ly nhiều bậc ngược chiều

Qua điểm P và R_1 ta kẻ một đoạn thẳng kéo dài cắt nhánh phải của đường cân bằng, đó chính là điểm E_2 [theo phương trình (4.7)]. Theo số liệu đường cân bằng ta vẽ được đường liên hợp $\overline{E_2R_2}$ đó chính là bậc trích ly lý thuyết thứ hai.

Nối P với R_2 kéo dài cắt nhánh phải của đường cân bằng tại điểm E_3. Cứ vẽ như vậy cho đến khi thu được raphinat bậc cuối cùng có thành phần cấu tử phân bố nhỏ hơn hoặc bằng thành phần theo số liệu kỹ thuật yêu cầu. Số đường liên hợp thu được ($\overline{E_1R_1}$, $\overline{E_2R_2}$, $\overline{E_3R_3}$, v.v.) chính là số bậc lý thuyết của quá trình trích ly nhiều bậc ngược chiều.

Sau khi biểu diễn được quá trình trích ly nhiều bậc ngược chiều lên đồ thị tam giác, ta xác định được lượng dung môi tiêu tốn riêng ($\frac{G}{F}\frac{\text{kg dung môi}}{\text{kg hỗn hợp đầu}}$) bằng quy tắc đòn bẩy:

$$\frac{G}{F} = \frac{\overline{FN}}{\overline{NG}} \tag{4.19}$$

Thành phần của raphinat phụ thuộc lượng dung môi tiêu tốn riêng G/F. Lượng dung môi tiêu tốn riêng càng bé thì thành phần raphinat đi ra càng lớn.

Cũng như các phương pháp trích ly khác nếu dung môi đầu L và dung môi thứ G, không hòa tan hoặc hoà tan rất ít vào nhau thì người ta có thể tính toán số bậc trích ly nhiều bậc ngược chiều bằng đồ thị $\overline{Y} - \overline{X}$ vì khi đó lưu lượng dung môi đầu L (kg/h); và lượng dung môi thứ G (kg/h) không thay đổi nếu ta biểu diễn bằng phần khối lượng tương đối.

Gọi $\overline{X}$, $\overline{Y}$ – nồng độ cấu tử cần tách trong raphinat và trong dung dịch trích; $\frac{kgM}{kgL}$ và $\frac{kgM}{kgG}$; X_F, Y_1 – nồng độ cấu tử cần tách khi vào và ra khỏi bậc 1 (hình 4.14).

Ta có phương trình cân bằng vật liệu qua một phân tố bề mặt tiếp xúc pha bất kỳ dF của thiết bị:

$$L.\mathrm{d}\overline{X} = G.\mathrm{d}.\overline{Y} \tag{4.20}$$

Tích phân phương trình (4.20) cận $\overline{X_F} \rightarrow \overline{X}$ và $\overline{Y_1} \rightarrow \overline{Y}$:

$$L\int_{\overline{X}_F}^{\overline{X}} d\overline{X} = G\int_{\overline{Y}_1}^{\overline{Y}} d\overline{Y}$$

Rút ra: $$\overline{Y} = \frac{L}{G}\overline{X} - \frac{L}{G}\overline{X_F} + \overline{Y_1} \qquad (4.21)$$

Đặt $\frac{L}{G} = a = \text{const}$; $-\frac{L}{G}\overline{X_F} + \overline{Y_1} = b = \text{const}$

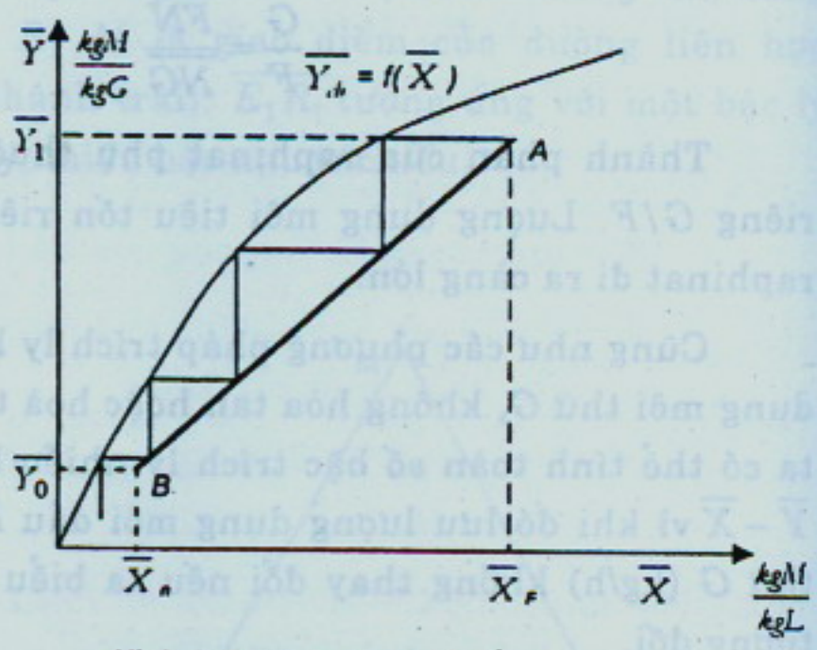
Vậy: $$Y = aX + b \qquad (4.21a)$$

Phương trình (4.21a) là phương trình đường nồng độ làm việc của quá trình trích ly nhiều bậc ngược chiều.

Phương trình này được biểu diễn bằng đường thẳng đi qua hai điểm A($\overline{X_F}$, $\overline{Y_1}$) và B ($\overline{X_n}$, $\overline{Y_0}$) theo số liệu kỹ thuật yêu cầu.

Theo số liệu đường cân bằng đã cho trong các tài liệu tham khảo (hoặc phải tự làm thí nghiệm) ta vẽ đường cân bằng $\overline{Y_{cb}} = f(\overline{X})$.

Xuất phát từ A (hoặc từ B) vẽ số bậc thay đổi nồng độ như đã nghiên cứu ở chương chưng - đó chính là số bậc lý thuyết trong trích ly nhiều bậc ngược chiều (hình 4.16).



Hình 4.16. Cách xác định số bậc lý thuyết bằng đồ thị $Y - X$

So với trích ly nhiều bậc chéo dòng, trích ly nhiều bậc ngược chiều tốn ít dung môi hơn mà nồng độ cấu tử trong dung dịch trích đậm đặc hơn, trong raphinat nhỏ hơn.

Trong thực tế, người ta còn tiến hành phương pháp trích ly nhiều bậc ngược chiều có hồi lưu và phương pháp trích ly với hai dung môi để tăng khả năng phân tách.

4.7. CẤU TẠO THIẾT BỊ TRÍCH LY

Căn cứ vào phương pháp tiếp xúc pha, người ta chia thiết bị trích ly lỏng – lỏng thành hai loại: loại tiếp xúc từng bậc và loại tiếp xúc liên tục.

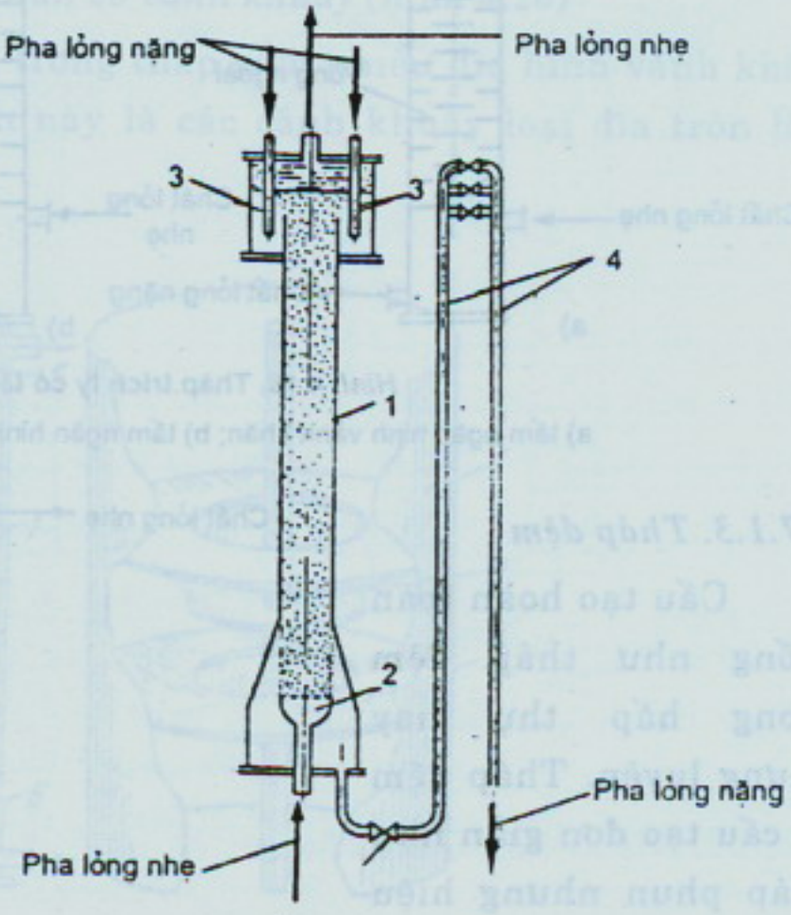
Trong mỗi loại đều có hai nhóm: nhóm có năng lượng ngoài kích thích và nhóm không có năng lượng ngoài kích thích.

Ta sẽ nghiên cứu một số thiết bị trích ly lỏng – lỏng sau.

4.7.1. Loại không có năng lượng ngoài kích thích

4.7.1.1. Tháp phun

Tháp phun (hình 4.17) là một loại tháp rỗng hình trụ *1*, trong đó pha liên tục chiếm toàn bộ thể tích tháp, là pha nặng đi từ trên xuống. Pha phân tán nhờ vòi phun *2* tạo thành những hạt nhỏ (tia nhỏ) phân tán vào pha liên tục đi từ dưới lên, đến một độ cao nào đó thì các hạt của pha phân tán tập trung lại và tách ra khỏi pha liên tục.



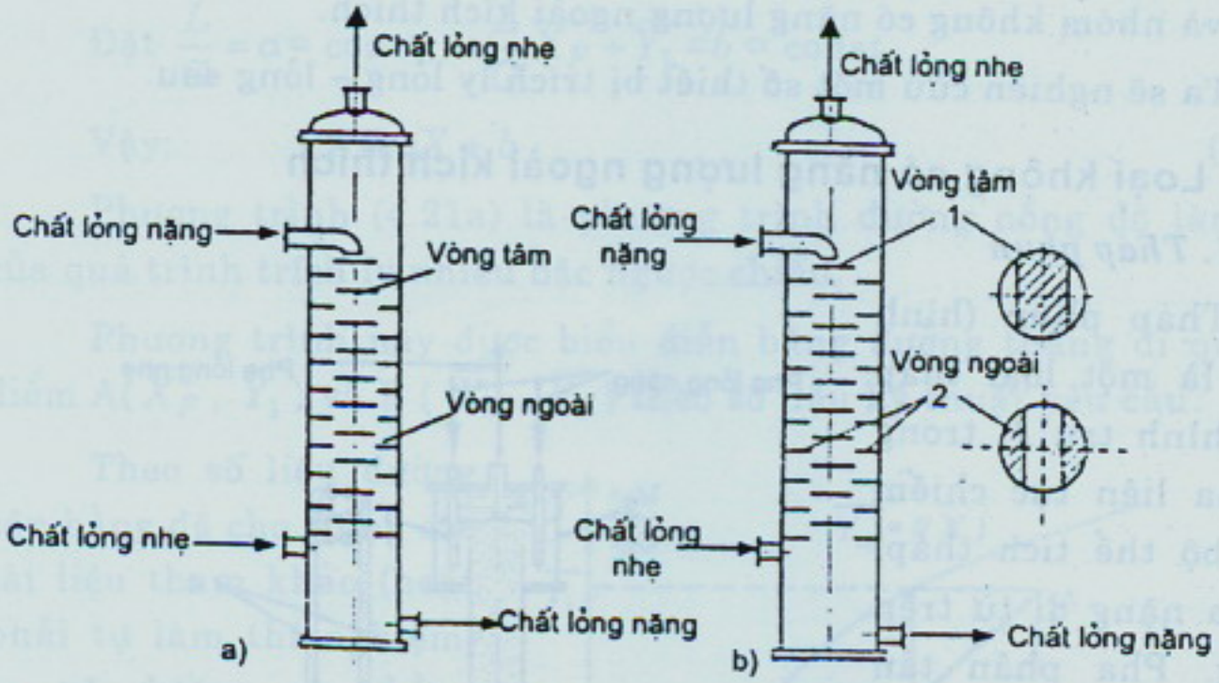
Hình 4.17. Tháp phun:
1– thân hình trụ; 2– vòi phun; 3– ống dẫn pha lỏng nặng
4– ống xiphông; 5– van

Để dễ dàng khống chế chiều cao làm việc của pha liên tục (pha nặng) người ta tháo pha nặng qua ống xiphông *4*.

Tháp phun có năng suất cao nhưng hiệu suất thấp. Cũng có tháp phun trong đó có cả hai pha là pha phân tán.

4.7.1.2. Tháp có tấm ngăn (hình 4.18)

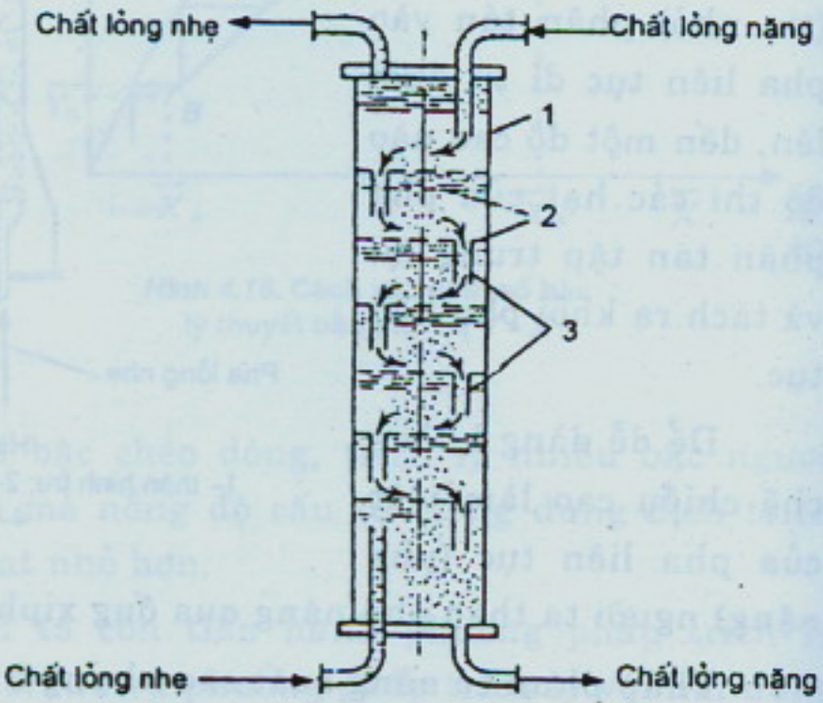
Tấm ngăn có thể là hình vành khăn hay hình viên phân. Bề mặt của tấm ngăn bằng khoảng 70% bề mặt ngang của tháp. Khoảng cách giữa các tấm ngăn từ 0,1 ÷ 0,15m. Đường kính của tháp khoảng 0,9 ÷ 1,8m.



Hình 4.18. **Tháp trích ly có tấm ngăn:**
a) tấm ngăn hình vành khăn; b) tấm ngăn hình vành khăn bán nguyệt

4.7.1.3. Tháp đệm

Cấu tạo hoàn toàn giống như tháp đệm trong hấp thụ hay chưng luyện. Tháp đệm có cấu tạo đơn giản như tháp phun nhưng hiệu suất phân tách cao hơn và năng suất thấp hơn tháp phun vì trong tháp phần lớn thể tích bị đệm chiếm.



Hình 4.19. **Tháp đĩa lưới có ống chảy chuyền:**
1– thân hình trụ; 2– lưới; 3– ống chảy chuyền

4.7.1.4. Tháp đĩa lưới có ống chảy chuyền (hình 4.19)

Tháp gồm nhiều đĩa đục lỗ, đường kính lỗ 2 ÷ 9mm, khoảng cách giữa các đĩa từ 0,15 ÷ 0,6m tuỳ theo đường kính tháp.

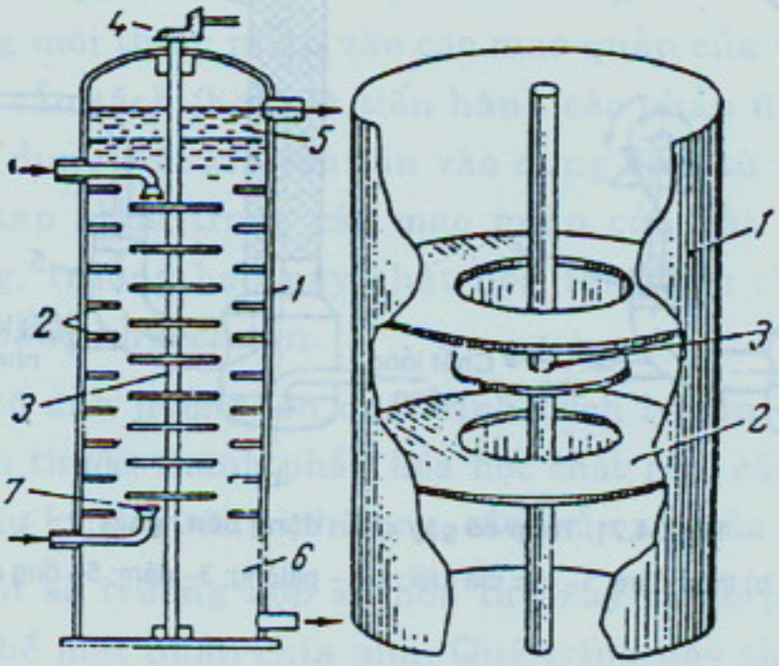
Chất lỏng nặng đi từ trên xuống, tập trung ở trên lưới rồi chảy qua ống chảy chuyền. Còn chất lỏng nhẹ đi từ dưới lên và tập trưng ở dưới lưới rồi chui qua lỗ lưới nổi lên phía trên, phân tán vào lớp chất lỏng nằm ở trên lưới.

Tháp đĩa lưới có ống chảy chuyền có hiệu suất phân tách cao.

4.7.2. Loại có năng lượng ngoài kích thích

4.7.2.1. Tháp đĩa hình vành khăn có cánh khuấy (hình 4.20)

Là loại phổ biến nhất, trong tháp gồm nhiều đĩa hình vành khăn 2, giữa các hình vành khăn này là các cánh khuấy loại đĩa tròn lắp trên cùng một trục 3.



Hình 4.20. **Tháp đĩa có hình vành khăn có cánh khuấy:**

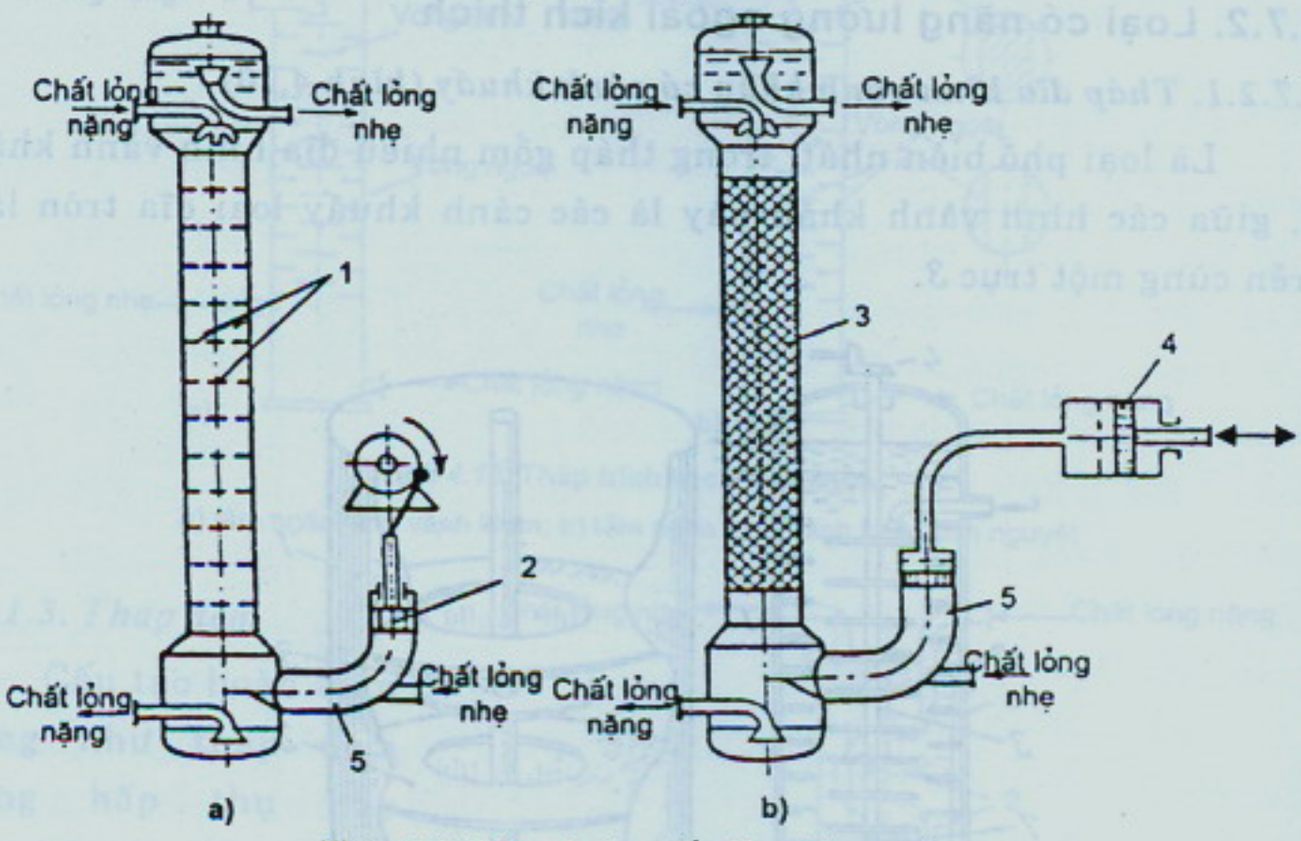
1 – thân thiết bị; 2 – đĩa hình vành khăn; 3 – trục khuấy; 4 – bộ phận chuyển động 5 – pha nhẹ; 6 – không gian lắng; 7 – bộ phận phun pha nhẹ

Năng suất và hiệu suất phân tách của loại này phụ thuộc vào số vòng quay của cánh khuấy, quan hệ giữa kích thước đĩa khuấy với vách ngăn, khoảng cách giữa chúng và quan hệ giữa hai lưu thể.

Ưu điểm của loại này là năng lượng lớn, hiệu suất tương đối cao. Ngoài ra còn có cánh khuấy tuabin.

4.7.2.2. Thiết bị có gây chấn động ngoài

Loại này có thể là tháp đĩa lưới không có ống chảy chuyền (hình 4.21a) hay là tháp đệm (hình 4.21b). Người ta dùng nhiều phương pháp gây chấn động, thông thường là bơm pittông không có van, bơm được nối với đáy tháp hay nối với đường ống cho pha nhẹ vào. Tháp này có thể làm việc với chất lỏng có khối lượng riêng khác nhau chỉ là 0,05g/cm^3 nhưng trong trường hợp này thì năng suất thấp.



Hình 4.21. Tháp có gây chấn động bên ngoài

a) tháp đĩa lưới; b) tháp đệm; 1– các đĩa lưới; 2,4 – pittông; 3– đệm; 5– ống dẫn pha nhẹ.

B. CÁC QUÁ TRÌNH HÒA TAN VÀ TRÍCH LY RẮN – LỎNG

4.8. KHÁI NIỆM

Hòa tan chất rắn vào trong chất lỏng là một trong các quá trình được ứng dụng rộng rãi nhất trong công nghệ hóa học, công nghệ tuyển khoáng, công nghệ thực phẩm và nhiều ngành công nghệ khác. Hòa tan là cơ sở để làm tăng vận tốc các quá trình khác nhau. Vì ở

trạng thái hòa tan thì độ phân tán rất lớn, hoạt tính hóa học, vận tốc chuyển động của các phân tử rất cao.

Trong công nghiệp quá trình hòa tan còn được sử dụng để làm tách chất rắn, thường thì quá trình này còn kèm theo quá trình kết tinh.

Quá trình hòa tan chọn lọc với một hay một số cấu tử từ chất rắn, gọi là quá trình trích ly rắn-lỏng. Trong công nghiệp, dung môi thường dùng là nước hoặc là một hỗn hợp của nước. Cũng như trích ly lỏng – lỏng, ở đây yêu cầu quan trọng nhất khi chọn dung môi là phải có tính hòa tan chọn lọc – nghĩa là chỉ hòa tan cấu tử cần tách. Trích ly rắn – lỏng, trong trường hợp riêng, đó là giai đoạn đầu quá trình gia công hóa học các khoáng sản, để tách các cấu tử quý ra khỏi quặng. Các quá trình này thường kèm theo các quá trình lọc, bay hơi và kết tinh.

Bất kỳ một quá trình trích ly rắn – lỏng nào cũng bao gồm các giai đoạn: dung môi thâm nhập vào các mao quản của vật thể rắn, hòa tan các cấu tử cần tách (hoặc là tiến hành các phản ứng hóa học) sau đó chất tan và dung môi khuếch tán vào dung dịch từ vật thể rắn. Đôi khi chất hòa tan chứa trong các mao quản của vật thể rắn ở dạng dung dịch lỏng, trường hợp này chất hòa tan được chuyển trực tiếp vào dung môi bằng khuếch tán.

Các yếu tố ảnh hưởng lên quá trình trích ly rắn lỏng chủ yếu là: hình dạng, kích thước, thành phần hóa học chất rắn, cấu trúc bên trong của chất rắn như kích thước, hình dạng, cách sắp xếp của mao quản...

Trong một số trường hợp sự hòa tan xảy ra do phản ứng không đồng thể trên bề mặt phân chia pha. Quá trình này thường tạo thành các sản phẩm khí. Khi đó trên bề mặt phân chia pha sẽ tạo thành một màng mỏng xốp các bọt khí. Dung dịch ngay sát bề mặt phân chia pha thường là dung dịch bão hòa. Tất cả điều này làm giảm vận tốc hòa tan.

4.9. CÂN BẰNG VÀ VẬN TỐC CỦA QUÁ TRÌNH TRÍCH LY RẮN – LỎNG

Trạng thái cân bằng trong trích ly rắn – lỏng đạt được khi thế hóa của cấu tử phân bố ở trong dung dịch bằng thế hóa của nó ở trong

chất rắn. Nồng độ của dung dịch khi đó gọi là độ hòa tan. Các số liệu về độ hòa tan của các chất khác nhau phụ thuộc vào nhiệt độ cho sẵn trong các tài liệu tham khảo.

Động lực của quá trình trích ly rắn – lỏng là hiệu số giữa nồng độ của cấu tử phân bố trên bề mặt vật thể rắn C_{gh} với nồng độ trung bình của nó trong dung dịch C_0. Thường thì gần bề mặt vật rắn sự cân bằng đạt được rất nhanh. Bởi vậy nồng độ trên bề mặt giới hạn rắn lỏng được coi là nồng độ bão hòa C_{bh} và động lực của quá trình được biểu diễn bằng : $C_{bh} - C_0$.

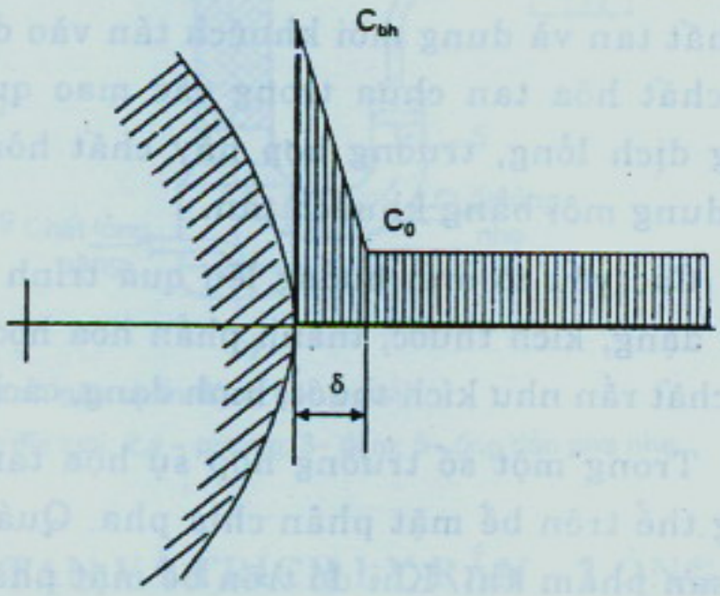
Cũng như các quá trình chuyển khối khác, vận tốc của quá trình trích ly rắn lỏng được tính:

$$\frac{dM}{d\tau} = \beta F(C_{bh} - C_0) \qquad (4.22)$$

với : β – hệ số cấp khối từ pha rắn vào pha lỏng;

F – bề mặt hòa tan của pha rắn.

Cơ chế của quá trình di chuyển vật chất trong pha rắn được trình bày trong các tài liệu chuyên ngành. Còn sự thay đổi nồng độ chất tan trong dung dịch có thể được biểu diễn đơn giản ở hình 4.22. Từ sơ đồ cho thấy sự thay đổi nồng độ chất tan chủ yếu trong lớp giới hạn khuếch tán có chiều dày δ, là khu vực khuếch tán phân tử.



Hình 4.22. Sự thay đổi nồng độ cấu tử phân bố gần bề mặt vật rắn

$$\frac{dM}{d\tau} = DF\frac{C_{bh} - C_0}{\delta} \qquad (4.23)$$

trong đó D – hệ số khuếch tán phân tử.

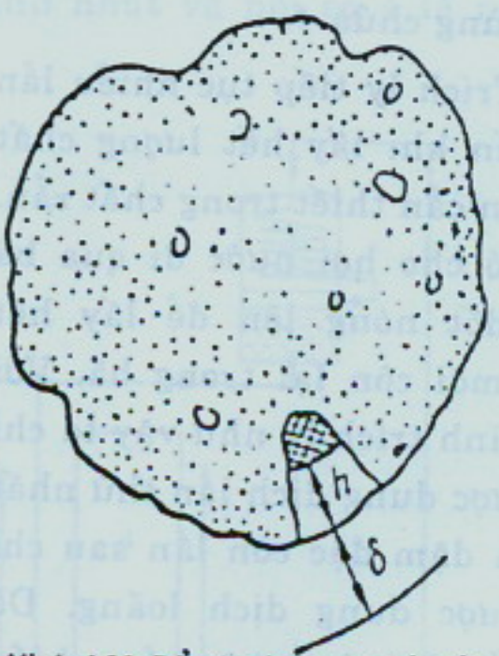
Từ phương trình (4.22) và (4.23) rút ra:

$$\beta = \frac{D}{\delta}$$

và
$$\frac{M}{\tau} = \frac{D}{\delta} F(C_{bh} - C_0) = \beta F(C_{bh} - C_0) \qquad (4.23a)$$

Hệ số cấp khối β tỷ lệ nghịch với chiều dày lớp giới hạn khuếch tán δ là đại lượng phụ thuộc vào chế độ thủy động ở khu vực bao quanh vật thể rắn. Sự chuyển động tương đối của chất lỏng so với chất rắn càng tăng thì δ càng bé, β càng lớn. Bởi vậy khuấy trộn cho ta tăng khả năng hòa tan chất rắn.

Ngoài ra khi nhiệt độ tăng thì vận tốc của quá trình hòa tan cũng tăng. Vì nhiệt độ tăng thì C_{bh} tăng, độ nhớt của dung dịch giảm nên D cũng tăng. Khi trích ly rắn – lỏng ở áp suất thường thì nhiệt độ làm việc sẽ nhỏ hơn nhiệt độ sôi của chất lỏng, còn khi trích ly ở áp suất lớn hơn áp suất khí quyển thì nhiệt độ làm việc cho phép lớn hơn nhiệt độ sôi của chất lỏng ở áp suất khí quyển.



Hình 4.23. Để xác định vận tốc của quá trình trích ly rắn – lỏng

Khác với quá trình hòa tan thông thường, quá trình trích ly rắn – lỏng thực hiện trong các mao quản của chất rắn, nên bề mặt tiếp xúc pha chuyển dần vào trong làm giảm nhanh vận tốc của quá trình trích ly (hình 4.23). Bởi vậy các yếu tố ảnh hưởng lên quá trình trích ly phức tạp hơn và có những yếu tố hoàn toàn khác với quá trình hòa tan thông thường. Ví dụ, khuấy trộn thì không có ảnh hưởng đến quá trình khuếch tán bên trong của vật thể khi trích ly. Để tăng vận tốc của quá trình trích ly người ta phải nghiền nhỏ kích thước hạt rắn để làm tăng bề mặt tiếp xúc pha và làm giảm đoạn đường khuếch tán bên trong.

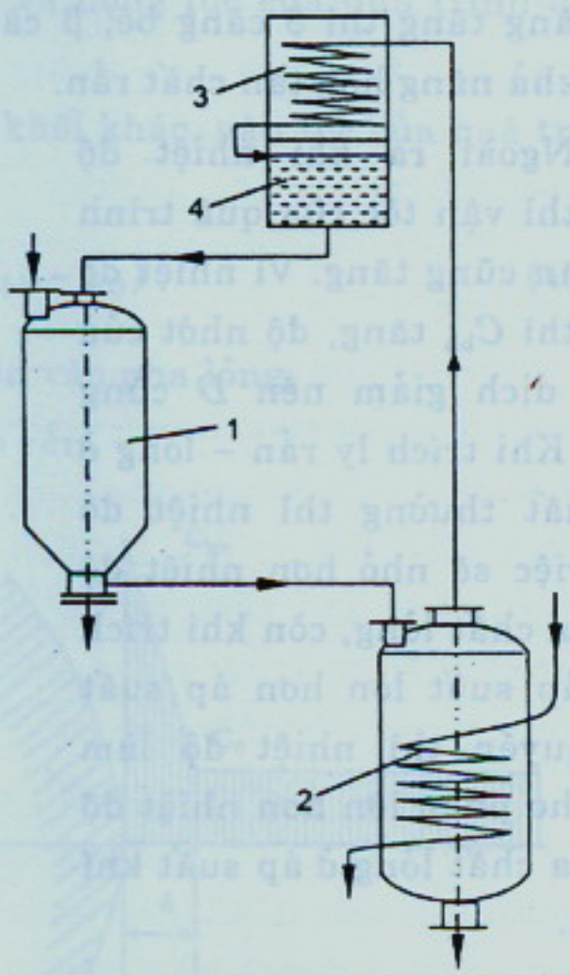
4.10. SƠ ĐỒ TRÍCH LY RẮN – LỎNG

4.10.3. Sơ đồ trích ly một bậc

Quá trình trích ly chất rắn có thể tiến hành bằng nhiều phương pháp. Sơ đồ trích ly gián đoạn đơn giản nhất thể hiện ở hình 4.24. Hỗn hợp vật liệu rắn và dung môi cùng được cho vào thiết bị trích ly *1*. Sau một thời gian, khi dung môi đã chứa được một lượng xác định chất hòa tan thì tháo dung dịch (dung môi + chất hòa tan) vào nồi chưng *2*.

Hơi chưng đi vào thiết bị ngưng tụ và làm lạnh *3* và chảy vào thùng chứa *4*.

Trích ly tiếp tục nhiều lần cho đến khi lấy hết lượng chất hòa tan cần thiết trong chất rắn. Sau đó cho hơi nước đi qua bã hoặc đốt nóng lên để lấy hết dung môi còn lại trong bã. Với quá trình trích ly như vậy ta chỉ thu được dung dịch lần thứ nhất là khá đậm đặc còn lần sau chỉ thu được dung dịch loãng. Để rút hết chất hoà tan cần nhiều thời gian và lượng dung môi khá lớn, vì thế trích ly theo sơ đồ này không tiết kiệm lắm.



Hình 4.24. Sơ đồ trích ly chất rắn gián đoạn:
1– thiết bị trích ly; 2– bình chưng;
3– thiết bị ngưng tụ

4.10.2. Trích ly nhiều bậc

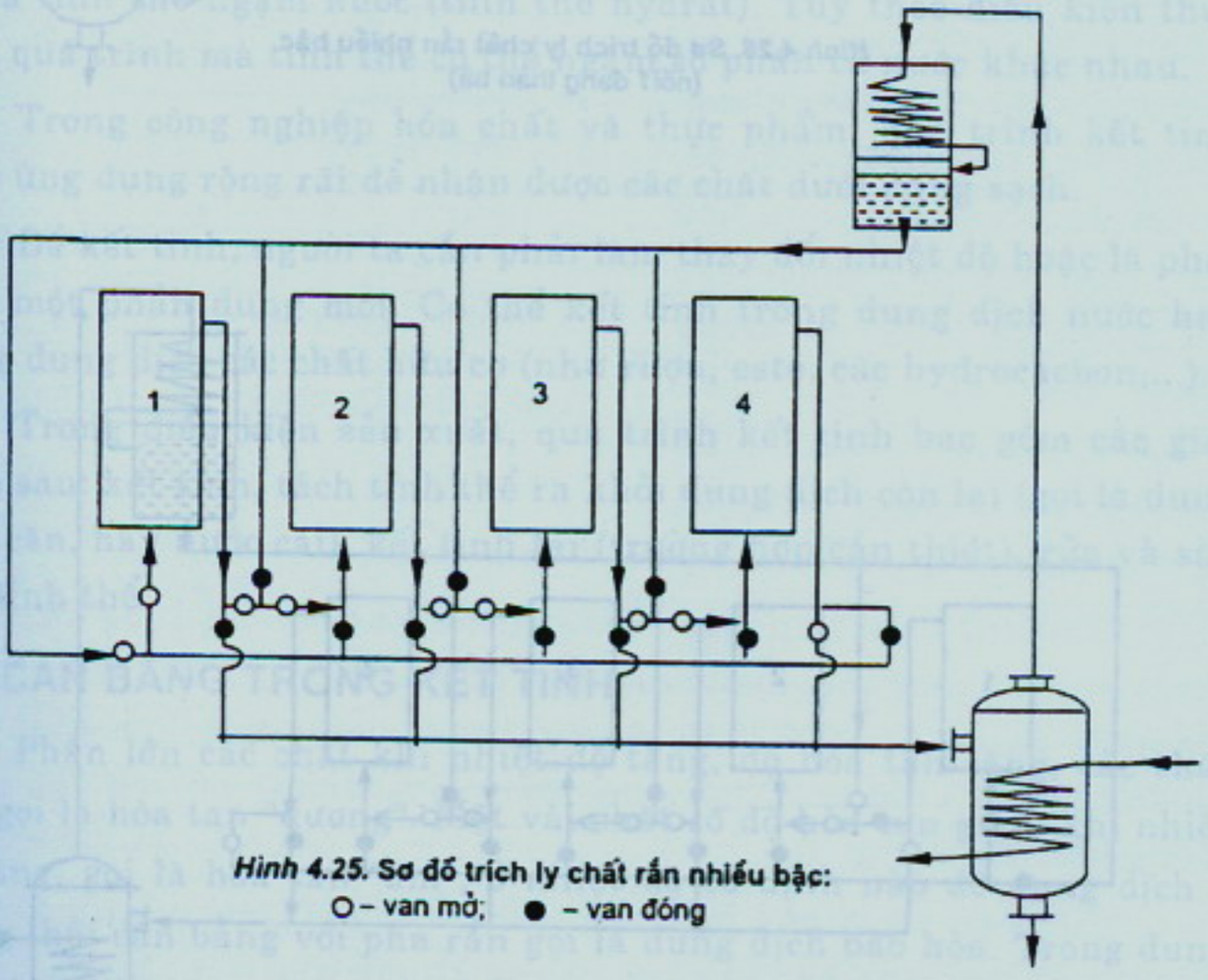
Trong hệ thống trích ly nhiều bậc tất cả các nồi đều đổ đầy vật liệu rắn còn dung môi thì đi lần lượt qua tất cả các thiết bị trích ly. Từ thiết bị cuối cùng dung dịch đậm đặc đi vào nồi chưng (hình 4.25).

Hơi dung môi từ thiết bị chưng đi vào thiết bị ngưng tụ vào thùng chứa rồi đi vào thiết bị thứ nhất. Quá trình tiếp tục cho đến khi

đạt được độ trích ly cần thiết của nồi thứ nhất. Sau đó tháo hết dung môi và bã ra khỏi thiết bị thứ nhất rồi cho vật liệu mới vào, lúc này thiết bị thứ nhất trở thành thiết bị cuối và thiết bị thứ hai trước kia bây giờ thành thiết bị thứ nhất.

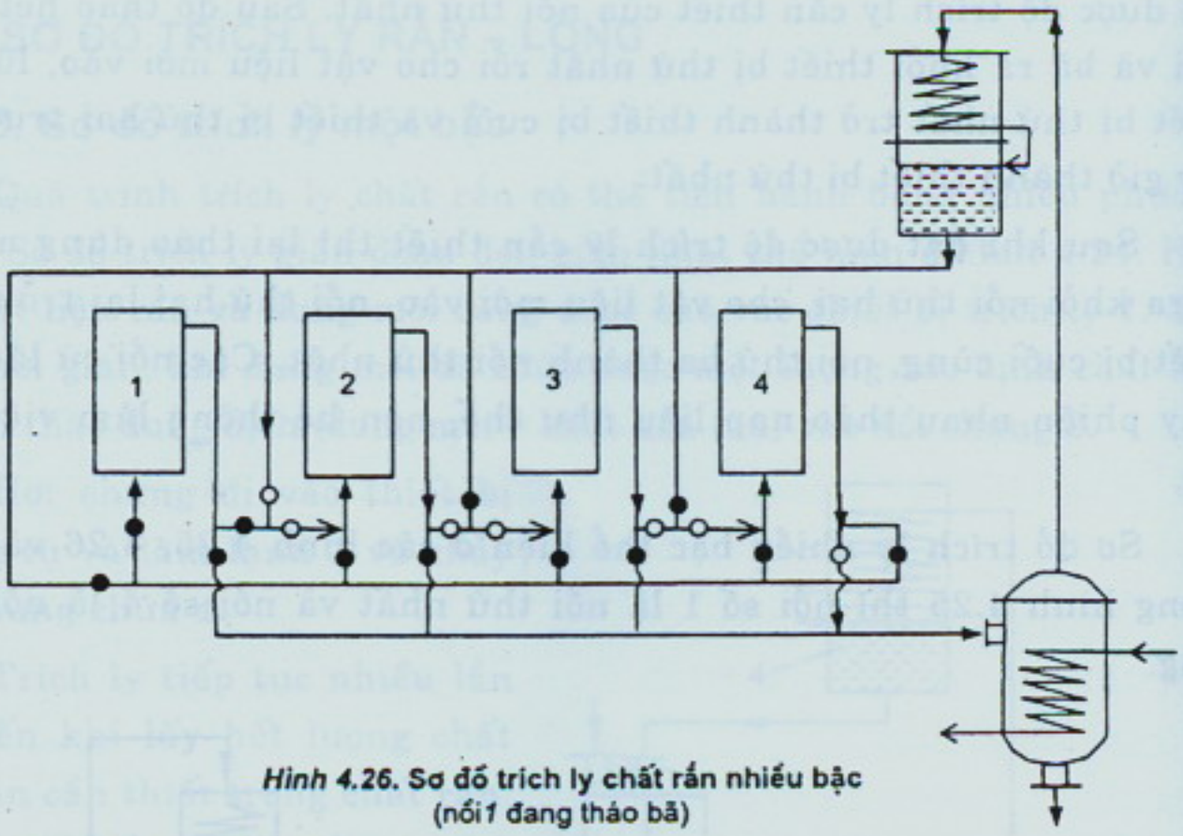
Sau khi đạt được độ trích ly cần thiết thì lại tháo dung môi và bã ra khỏi nồi thứ hai, cho vật liệu mới vào, nồi thứ hai lại trở thành thiết bị cuối cùng, nồi thứ ba thành nồi thứ nhất. Các nồi cứ lần lượt thay phiên nhau tháo nạp liệu như thế, nên hệ thống làm việc liên tục.

Sơ đồ trích ly nhiều bậc thể hiện ở các hình 4.25, 4.26 và 4.27. Trong hình 4.25 thì nồi số 1 là nồi thứ nhất và nồi số 4 là nồi cuối cùng.

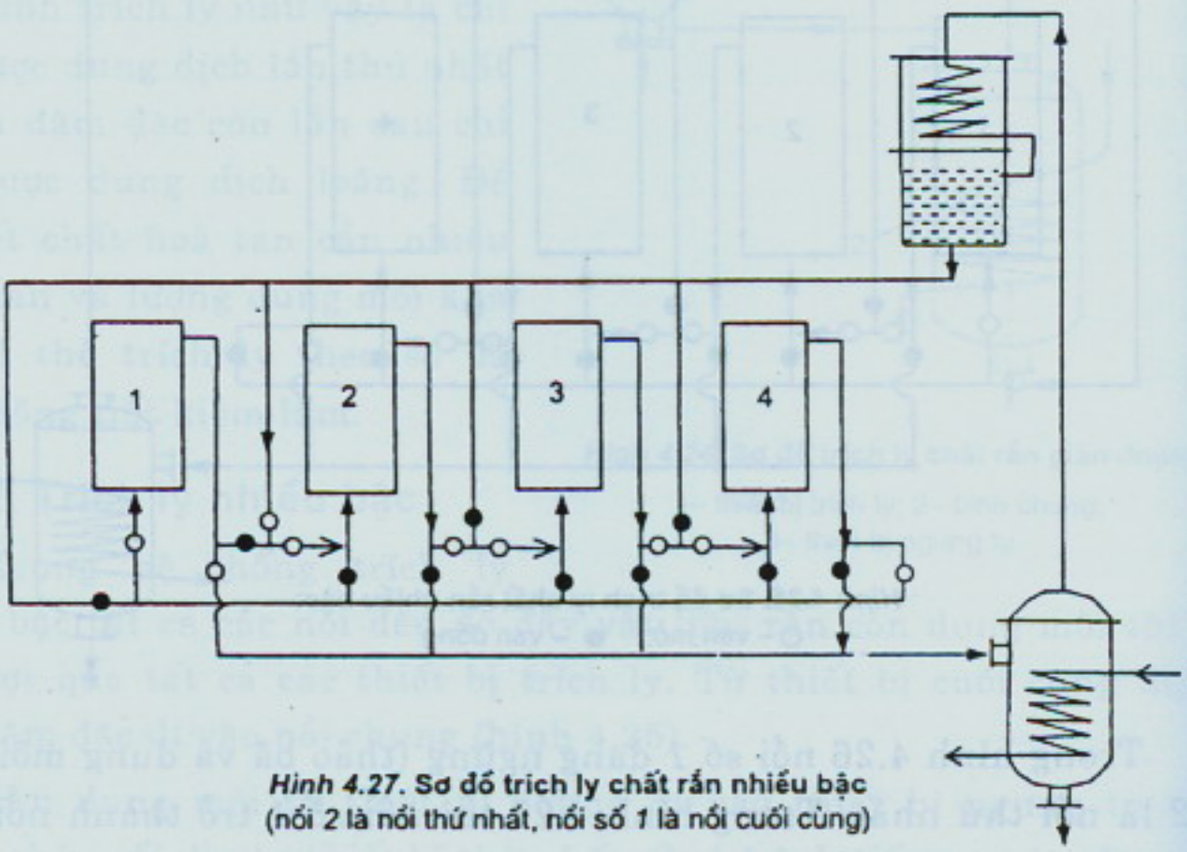


Hình 4.25. **Sơ đồ trích ly chất rắn nhiều bậc:**
O – van mở; ● – van đóng

Trong hình 4.26 nồi số *1* đang ngừng (tháo bã và dung môi), nồi số *2* là nồi thứ nhất. Trong hình 4.27 thì nồi số *1* trở thành nồi cuối cùng và nồi số *2* là nồi thứ nhất.



Hình 4.26. **Sơ đồ trích ly chất rắn nhiều bậc**
(nồi *1* đang tháo bã)



Hình 4.27. **Sơ đồ trích ly chất rắn nhiều bậc**
(nồi *2* là nồi thứ nhất, nồi số *1* là nồi cuối cùng)

Chương 5

KẾT TINH

5.1. KHÁI NIỆM

Kết tinh là quá trình tách chất rắn hòa tan trong dung dịch dưới dạng tinh thể. Tinh thể là vật rắn đồng nhất có các hình dạng khác nhau, giới hạn bởi các mặt phẳng. Tinh thể gồm cả các phân tử nước gọi là tinh thể ngậm nước (tinh thể hydrat). Tuỳ theo điều kiện thực hiện quá trình mà tinh thể có thể ngậm số phân tử nước khác nhau.

Trong công nghiệp hóa chất và thực phẩm, quá trình kết tinh được ứng dụng rộng rãi để nhận được các chất dưới dạng sạch.

Để kết tinh, người ta cần phải làm thay đổi nhiệt độ hoặc là phải tách một phần dung môi. Có thể kết tinh trong dung dịch nước hay trong dung dịch các chất hữu cơ (như rượu, este, các hydrocacbon,...).

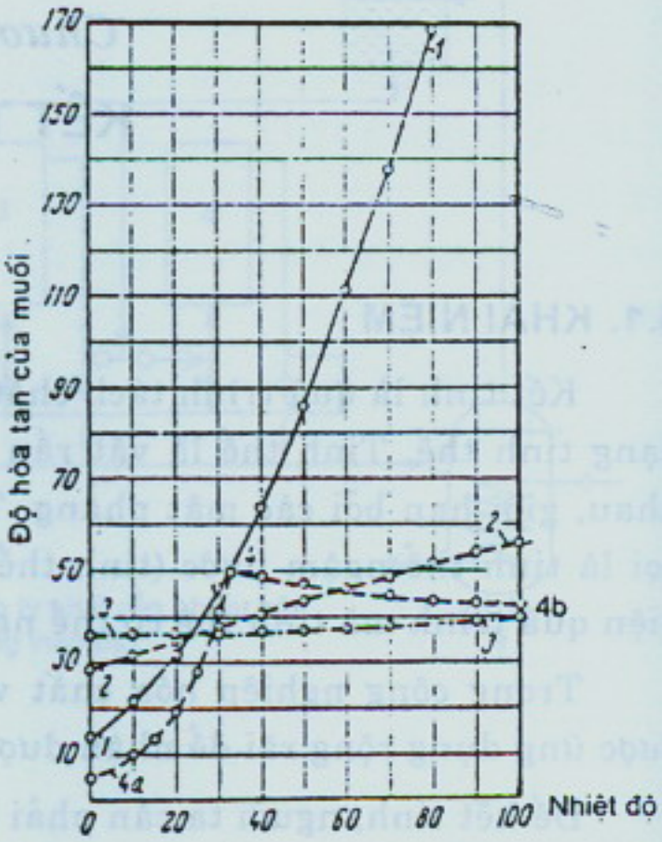
Trong điều kiện sản xuất, quá trình kết tinh bao gồm các giai đoạn sau: kết tinh, tách tinh thể ra khỏi dung dịch còn lại (gọi là dung dịch căn, hay nước cái), kết tinh lại (trường hợp cần thiết), rửa và sấy khô tinh thể.

5.2. CÂN BẰNG TRONG KẾT TINH

Phần lớn các chất khi nhiệt độ tăng, độ hòa tan tăng, các chất này gọi là hòa tan "dương". Một vài chất có độ hòa tan giảm khi nhiệt độ tăng, gọi là hòa tan "âm", ở nhiệt độ cố định nào đó dung dịch ở trạng thái cân bằng với pha rắn gọi là dung dịch bão hòa. Trong dung dịch bão hòa thì giữa tinh thể và dung dịch ở trạng thái cân bằng động, nghĩa là trong một đơn vị thời gian các tinh thể mới tạo thành bằng số tinh thể tan vào dung dịch.

Để kết tinh người ta phải tạo ra trạng thái quá bão hòa cho dung dịch. Trạng thái quá bão hòa của dung dịch thường không bền vững và dễ chuyển về trạng thái bão hòa.

Hình 5.1 biểu diễn đường hòa tan của một số muối phụ thuộc nhiệt độ. Đường 1 - 1 của muối KNO_3 cho thấy độ hòa tan tăng nhanh khi nhiệt độ tăng. Đường 2 - 2 của muối KCl cho thấy khi nhiệt độ tăng thì độ hòa tan của muối tăng không đáng kể. Đường 3-3 của muối NaCl cho thấy sự thay đổi độ hòa tan không đáng kể. Đặc biệt đối với muối sunphat natri, sự hòa tan thay đổi phụ thuộc vào số phân tử nước có trong muối. Đoạn 4a - 4 của muối $Na_2SO_4.10H_2O$ hòa tan dương, còn đoạn Na_2SO_4 không ngậm nước là hòa tan âm dường 4-4b.



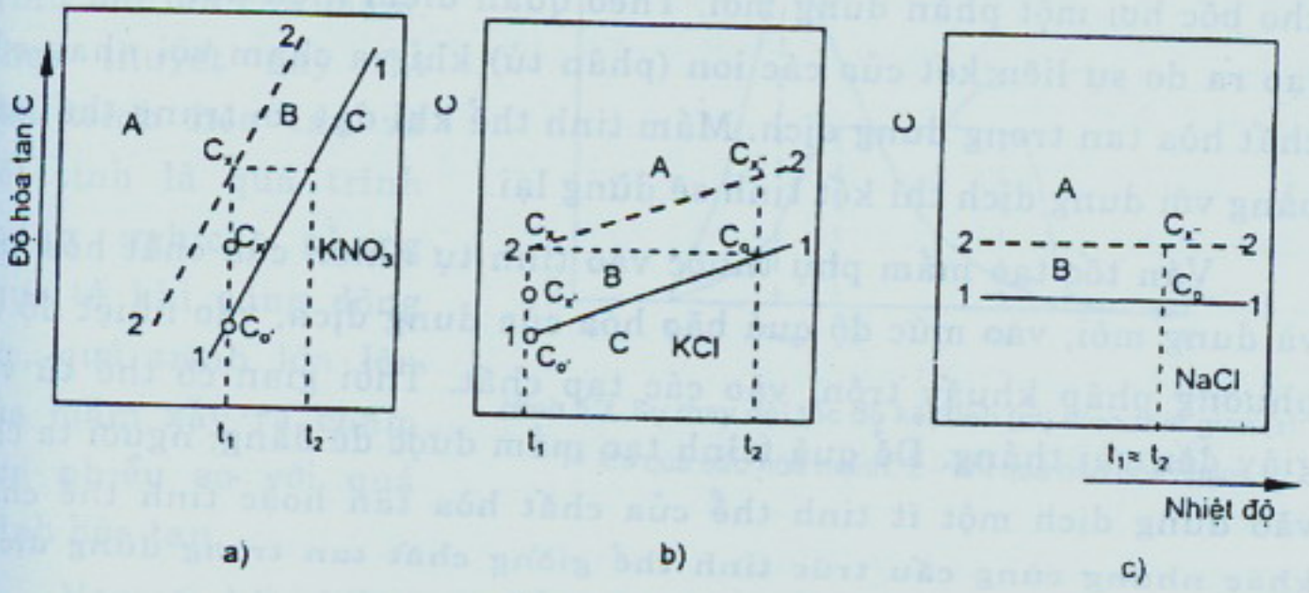
Hình 5.1. Đường hoà tan các muối:
1- 1- KNO_3; 2- 2- KCl;
4a - 4 - $Na_2SO_4.10H_2O$; 4 - 4b - Na_2SO_4

Hình 5.2 biểu diễn biểu đồ trạng thái của ba loại dung dịch muối khác nhau. Trong mỗi loại dung dịch dưới đường 1-1 là khu vực chưa bão hòa (vùng C). Bên trên đường 2-2 là vùng quá bão hòa, vùng không ổn định (vùng A), khu vực nằm giữa đường 1-1 và 2-2 gọi là vùng hỗn hợp (vùng B).

Giới hạn vùng hỗn hợp phụ thuộc vào nhiệt độ của dung dịch, vào tốc độ làm lạnh hay bay hơi, vào sự khuấy trộn dung dịch...

Khi nhiệt độ giảm từ t_2 đến t_1, nồng độ dung dịch đi từ trạng thái bão hòa sang trạng thái quá bão hòa, nồng độ dung dịch biến đổi

từ C_0 đến C_x, sau đó pha rắn tách ra và dung dịch lại trở thành bão hòa và nồng độ dung dịch giảm từ C_0 đến C_x (hình 5.2a).



Hình 5.2. **Biểu đồ trạng thái của dung dịch:**

1 – 1– đường hòa tan; 2 – 2 – giới hạn vùng quá bão hòa;
A – vùng quá bão hòa; B – vùng hỗn hợp; C – vùng chưa bão hòa

Để kết tinh loại dung dịch này thường người ta cần làm lạnh dung dịch để chuyển nhanh về trạng thái thuận tiện cho kết tinh.

Loại dung dịch mà khi nhiệt độ tăng nhưng độ hòa tan tăng nhỏ (ví dụ muối KCl), để chuyển dịch dung dịch này vào vùng quá bão hòa (từ điểm C_0 đến C_x) thì cần giảm nhiệt độ một khoảng lớn (hình 5.2b). Để kết tinh dung dịch này cần làm bay hơi một phần dung môi.

Hình 5.2c biểu diễn dung dịch cho chất hòa tan không tăng khi nhiệt độ tăng (muối NaCl). Để kết tinh loại muối này cần phải thực hiện quá trình cô đặc.

5.3. VẬN TỐC KẾT TINH

Một số các nhân tố sau đây ảnh hưởng đến vận tốc của quá trình kết tinh: mức độ quá bão hòa của dung dịch, nhiệt độ, sự tạo mầm tinh thể, cường độ khuấy trộn dung dịch, sự có mặt của tạp chất,...

5.3.1. Quá trình tạo mầm

Mầm tinh thể còn gọi là tâm kết tinh được tự hình thành khi dung dịch ở trạng thái quá bão hòa do dung dịch được làm lạnh hoặc cho bốc hơi một phần dung môi. Theo quan điểm hiện đại, mầm được tạo ra do sự liên kết của các ion (phân tử) khi va chạm với nhau của chất hòa tan trong dung dịch. Mầm tinh thể khi đạt tới trạng thái cân bằng với dung dịch thì kết tinh sẽ dừng lại.

Vận tốc tạo mầm phụ thuộc váo tính tự nhiên của chất hòa tan và dung môi, vào mức độ quá bão hòa của dung dịch, vào nhiệt độ và phương pháp khuấy trộn, vào các tạp chất. Thời gian có thể từ vài giây đến vài tháng. Để quá trình tạo mầm được dễ dàng, người ta cho vào dung dịch một ít tinh thể của chất hòa tan hoặc tinh thể chất khác nhưng cùng cấu trúc tinh thể giống chất tan trong dung dịch. Chất cho thêm vào đó gọi là chất "trợ mầm".

Để tăng cường quá trình tạo mầm còn có thể thay đổi nhiệt độ và tăng cường khuấy trộn hoặc tăng cường tác động cơ học bên ngoài (rung, lắc, va dập...). Độ nhám của bề mặt thiết bị kết tinh và vật liệu làm cánh khuấy cũng ảnh hưởng đến quá trình tạo mầm.

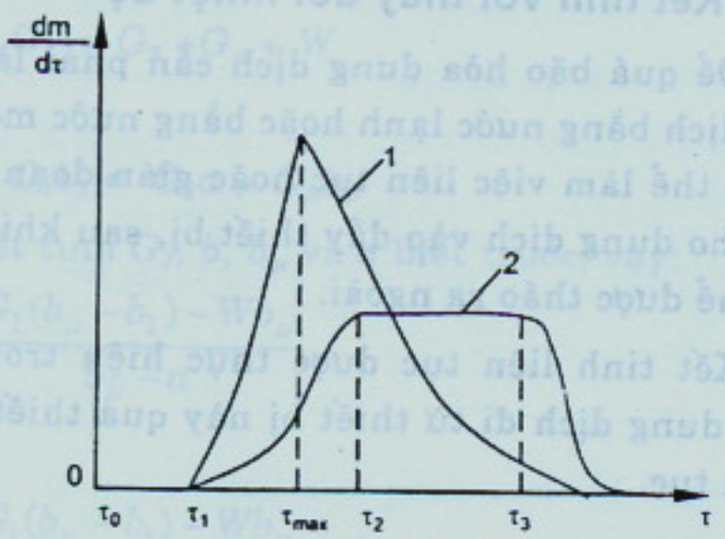
5.3.2. Quá trình lớn lên của tinh thể

Tinh thể phát triển về kích thước và đạt tới giá trị tới hạn của mầm. Tinh thể có năng lượng bề mặt lớn nên nó hút (hấp thụ) các chất hòa tan trong dung dịch. Sự lớn lên của tinh thể đồng thời theo tất cả các mặt của nó, nhưng vận tốc lớn lên của các mặt tinh thể có khác nhau.

Theo thuyết khuếch tán thì chất hòa tan bắt đầu khuếch tán từ trong lòng dung dịch qua lớp biên, chuyển động dòng nằm sát bề mặt tinh thể và sau đó dính vào tinh thể.

Chiều dày lớp chuyển động dòng gần bề mặt tinh thể phụ thuộc vào cường độ khuấy dung dịch. Nếu dung dịch không khuấy trộn thì bề dày lớp biên δ từ 20 ÷ 150μm. Khi khuấy trộn mạnh $\delta \rightarrow 0$.

Thuyết khuếch tán không thể giải thích được một số các hiện tượng của quá trình lớn lên của mầm. Theo thuyết này thì quá trình hòa tan và kết tinh là quá trình thuận nghịch, nhưng thực tế khi cùng động lực, quá trình lớn lên của mầm xảy ra chậm hơn nhiều so với quá trình hòa tan.



Hình 5.3. Sự thay đổi tốc độ kết tinh (m) theo thời gian (τ):
1– khi quá bão hòa mạnh; 2 – khi quá bão hòa chậm

Vận tốc kết tinh thay đổi, đầu tiên bằng 0 (giai đoạn tạo mầm) sau đó đạt cực đại trong thời gian ngắn, rồi lại giảm dần đến 0 (hình 5.3).

5.4. PHƯƠNG PHÁP KẾT TINH

5.4.1. Kết tinh tách một phần dung môi

Để tách một phần dung môi có thể cho bay hơi dung môi. Dung môi cho bay hơi trong thiết bị cô đặc (xem trong cuốn "Các quá trình, thiết bị trong công nghệ hóa chất và thực phẩm", Tập 3). Sau khi đạt tới quá bão hòa ở mức độ cần thiết thì thực hiện quá trình kết tinh. Phương pháp này gọi là kết tinh đẳng nhiệt. Phương pháp kết tinh cho bay hơi bằng cô đặc có nhược điểm là các tinh thể sẽ bị dính lên bề mặt truyền nhiệt và đồng thời sẽ làm tăng nồng độ tạp chất có trong dung dịch. Để hạn chế lượng chất rắn đọng trên bề mặt truyền nhiệt phải tăng vận tốc tuần hoàn dung dịch hoặc khuấy trộn.

Để tách dung dịch (nước cái) khỏi tinh thể thực hiện ở thiết bị khác ở bên ngoài – thiết bị lọc, ly tâm... Dung dịch cái còn lại và nước rửa nếu chứa lượng tạp chất nhỏ thì có thể cho quay lại để tiếp tục cô đặc.

5.4.2. Kết tinh với thay đổi nhiệt độ

Để quá bão hòa dung dịch cần phải làm lạnh. Có thể làm lạnh dung dịch bằng nước lạnh hoặc bằng nước muối. Phương pháp kết tinh này có thể làm việc liên tục hoặc gián đoạn. Kết tinh gián đoạn bằng cách cho dung dịch vào đầy thiết bị, sau khi kết tinh xong nước cái và tinh thể được tháo ra ngoài.

Kết tinh liên tục được thực hiện trong nhiều thiết bị nối với nhau, dung dịch đi từ thiết bị này qua thiết bị khác và sản phẩm lấy ra liên tục.

5.4.3. Kết tinh chân không

Trong phương pháp kết tinh chân không, một phần dung môi được bay hơi nhờ vào nhiệt vật lý của dung dịch. Hơi bay ra theo đường bơm chân không. Nhiệt độ của dung dịch ở trạng thái bão hòa sẽ giảm đến nhiệt độ sôi tương ứng với áp suất chân không trong thiết bị. Dung dịch đạt quá bão hòa và kết tinh. Dung môi bay hơi không chỉ do nhiệt độ vật lý của dung dịch mà con do sự tỏa nhiệt khi kết tinh. Kết tinh tiến hành đồng thời bay hơi do hút chân không và làm lạnh sẽ tăng cường quá trình và xảy ra trong toàn bộ thể tích dung dịch, do đó các tinh thể sẽ hạn chế dính vào bề mặt thiết bị và thời gian rửa thiết bị sẽ được rút ngắn.

5.5. TÍNH TOÁN QUÁ TRÌNH KẾT TINH

5.5.1. Cân bằng vật chất trong kết tinh

5.5.1.1. Kết tinh tách một phần dung môi

Ký hiệu:

G_1, G_2, G_μ... – lượng dung dịch đầu, tinh thể và nước cái, kg;

b_1, b_μ – nồng độ dung dịch đầu và nước cái, phần khối lượng;

W - lượng dung môi bị tách ra, kg;

$a = \dfrac{M}{M_2}$ – tỷ lệ giữa khối lượng phân tử của chất hòa tan dạng khô tuyệt đối và tinh thể ngậm nước. Nếu kết tinh không ngậm nước thì $M = M_2$ và $a = 1$.

Phương trình cân bằng vật chất:

$$G_1 = G_2 + G_\mu + W \tag{5.1}$$

Đối với chất tan:

$$G_1 b_1 = G_2 a + G_\mu b_\mu \tag{5.2}$$

Thông thường khi kết tinh G_1, b, b_μ và a biết trước, vậy:

$$G_2 = \frac{G_1(b_\mu - b_1) - Wb_\mu}{b_\mu - a} \tag{5.3}$$

khi a 1 thì:

$$G_2 = \frac{G_1(b_\mu - b_1) - Wb_\mu}{b_\mu - 1} \tag{5.4}$$

5.5.1.2. Kết tinh không tách dung môi (W = 0)

Lượng tinh thể nhận được:

$$G_2 = \frac{G_1(b_1 - b_\mu)}{a - b_\mu} \tag{5.5}$$

và khi a = 1

$$G_2 = \frac{G_1(b_1 - b_\mu)}{1 - b_\mu} \tag{5.6}$$

5.5.2. Cân bằng nhiệt kết tinh

Ký hiệu:

i_1, i_2, i_μ – hàm nhiệt (entanpi) của dung dịch, tinh thể và nước cái, kJ/kg;

i^c_{T1}, i_{T2} – hàm nhiệt đầu và cuối của chất tải nhiệt, kJ/kg;

i_{01}, i_{02} – hàm nhiệt đầu và cuối chất tải lạnh, kJ/kg;

I – hàm nhiệt hơi của dung môi, kJ/kg;

r – ẩn nhiệt khi tinh thể đóng rắn, kJ/kg;

Δq – hiệu ứng nhiệt khi dung dịch thay đổi nồng độ từ b_1 đến b_μ, kJ;

G_T, G_0 – lượng chất tải nhiệt và chất tải lạnh, kg/s.

Lượng nhiệt mang vào thiết bị:

- Do dung dịch $G_1 r_1 = Q_1$
- Do nhiệt kết tinh $G_2 r_2 = Q_2$
- Do thay đổi nồng độ $\pm \Delta q G_\mu r_\mu = Q_3$
- Do chất tải nhiệt $G_T(i_{T1} - i_{T2}) = Q_4$

Lượng nhiệt mang ra khỏi thiết bị:

- Do tinh thể $G_2 i_2 = Q_5$
- Do nước cái $G_\mu i_\mu = Q_6$
- Do hơi của dung môi bay ra $WI = Q_7$
- Do tác nhân lạnh $Q_0(i_{01} - i_{02}) = Q_8$
- Do mất mát ra môi trường Q_9

Ta có phương trình cân bằng nhiệt:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 = Q_5 + Q_6 + Q_7 + Q_8 + Q_9 \qquad (5.7)$$

Khi kết tinh cần làm lạnh thì $Q_4 = 0$, khi kết tinh có làm bay hơi một phần dung môi $Q_8 = 0$, khi kết tinh chân không $Q_4 = 0$ và $Q_8 = 0$. Nếu chất tải nhiệt là hơi nước bão hòa thì :

$$Q_4 = D(i_D - C_{nc}\theta)$$

D – lượng hơi nước bão hòa, kg/s;

i_D – hàm nhiệt hơi nước , kJ/kg;

C_{nc} – nhiệt dung riêng nước ngưng tụ, kJ/ kg độ;

θ – nhiệt độ nước ngưng tụ, °C.

Tính toán bề mặt truyền nhiệt (xem cuốn "Các quá trình thiết bị trong công nghệ hóa chất và thực phẩm", tập 3). Tính toán thiết bị kết tinh tham khảo trong các sách chuyên về kết tinh.

5.6. CẤU TẠO THIẾT BỊ KẾT TINH

Theo nguyên tắc làm việc, thiết bị kết tinh chia làm bốn loại:

1 – Kết tinh tách một phần dung môi.

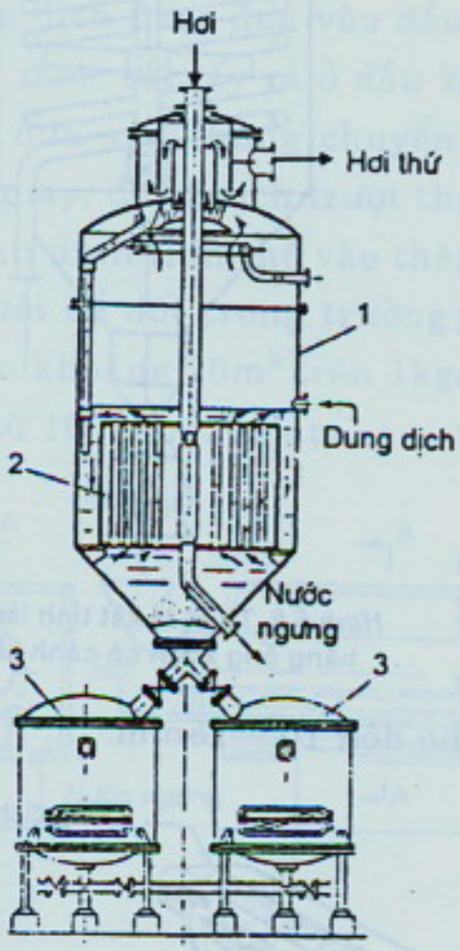
2 – Kết tinh làm lạnh dung dịch.

3 – Kết tinh chân không.

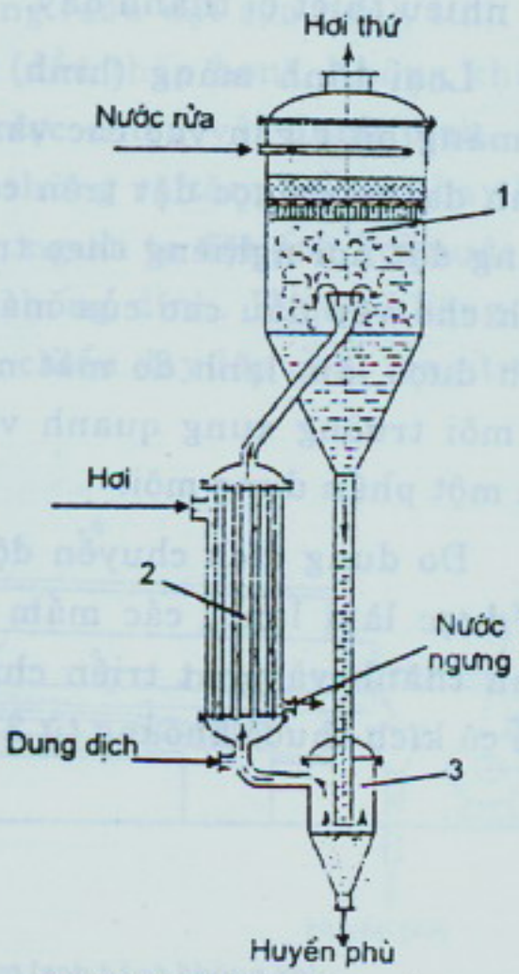
4 – Kết tinh tầng sôi.

5.6.1. Thiết bị kết tinh tách một phần dung môi

Phương pháp phổ biến của loại này dùng nồi cô đặc. Do trong dung dịch có các tinh thể và để thiết lập điều kiện phát triển tinh thể nên cần thay đổi vài kết cấu của nồi cô đặc. Trên hình 5.4. biểu diễn thiết bị cô đặc kết tinh phòng đốt treo có thùng lọc để tách tinh thể ra khỏi dung dịch nước cái. Hình 5.5 biểu diễn thiết bị cô đặc kết tinh phòng đốt ngoài.



Hình 5.4. Thiết bị cô đặc kết tinh phòng đốt treo:
1– vỏ thiết bị; 2– phòng đốt; 3– thùng lọc



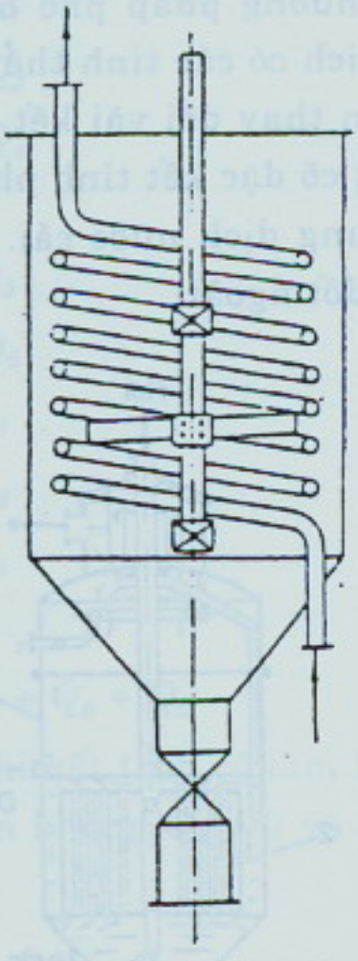
Hình 5.5. Thiết bị cô đặc kết tinh phòng đốt ngoài:
1– phòng bốc hơi; 2– phòng đốt;
3– bộ phận chứa tinh thể

Vận tốc dung dịch trong ống truyền nhiệt không quá 3m/s. Để giảm tiêu hao nhiệt năng có thể tiến hành trong nhiều thiết bị theo phương thức song song.

Sản phẩm nhận được của phương pháp kết tinh tách một phần dung môi thường đồng đều và kích thước tinh thể khá lớn.

5.6.2. Thiết bị kết tinh làm lạnh bằng dung dịch

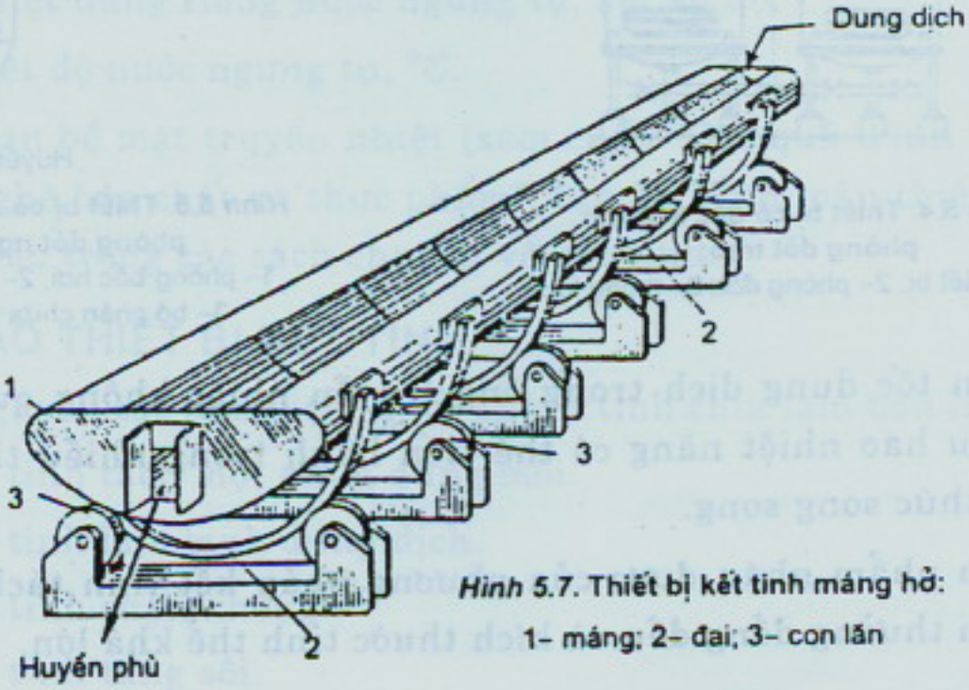
Có loại cấu tạo đơn giản hình trụ đứng, làm lạnh bằng ống xoắn ruột gà hoặc vỏ lọc ngoài, có cánh khuấy để trộn dung dịch. Đây là loại làm việc gián đoạn (hình 5.6). Để tăng thời gian lưu dung dịch trong thiết bị có thể kết nối nhiều thiết bị thành dãy.



Hình 5.6. Thiết bị kết tinh làm lạnh bằng ống xoắn có cánh khuấy

Loại hình máng (hình 5.7) gồm có máng hở *1* gắn vào các vành đai *2*, vành đai này được đặt trên con lăn *3*. Máng đặt hơi nghiêng theo trục, dung dịch cho vào đầu cao của máng, dung dịch được làm lạnh do mất mát nhiệt ra môi trường xung quanh và do bay hơi một phần dung môi.

Do dung dịch chuyển động chậm và được làm lạnh, các mầm tinh thể hình thành và phát triển chậm. Tinh thể có kích thước khoảng từ 3 – 5mm cho đến 10 – 15mm.

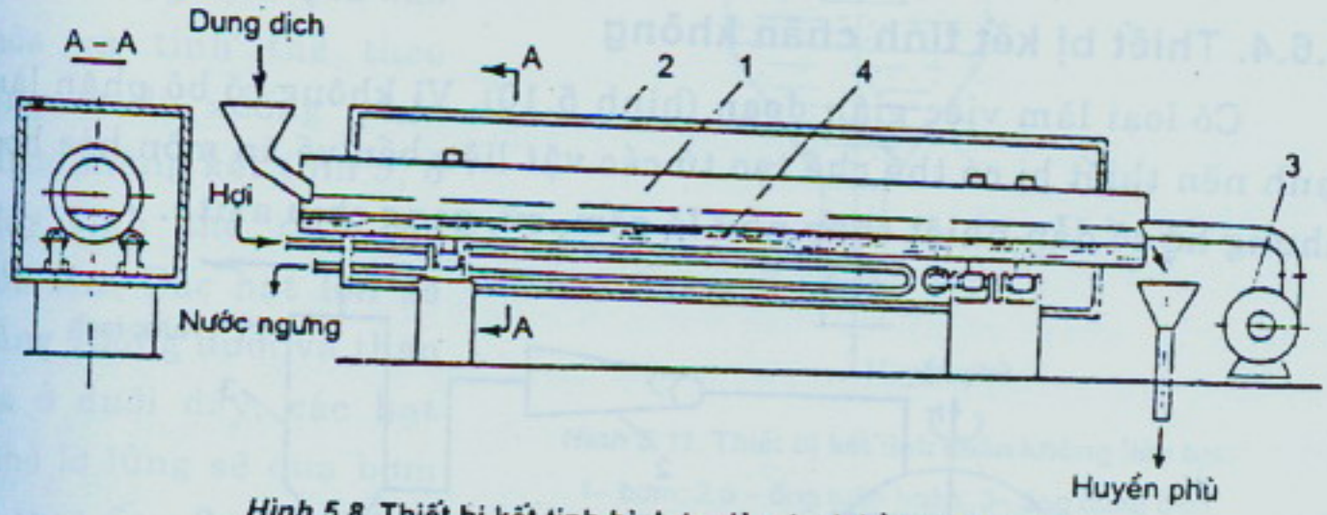


Hình 5.7. Thiết bị kết tinh máng hở:
1- máng; 2- đai; 3- con lăn

Tinh thể và dịch nước cái được lấy ra ở đầu thấp hơn. Loại này có chiều dài khoảng 15m rộng 1,5m. Để tăng cường khuấy trộn dung dịch và tạo cho tinh thể ở trạng thái lơ lửng, người ta có thể dùng loại máng có vít tải.

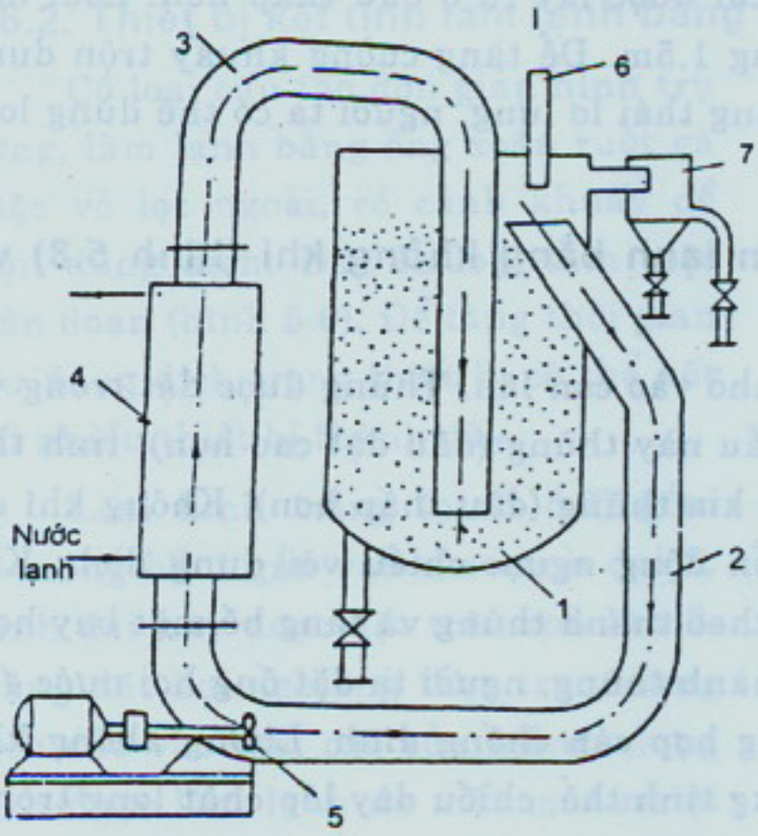
5.6.3. Thiết bị kết tinh làm lạnh bằng không khí (hình 5.8) và nước (hình 5.9)

Thùng ống trụ *1* quay nhờ vào con lăn. Thùng được đặt trong vỏ *2*. Dung dịch được đưa vào đầu này thùng (đầu đặt cao hơn), tinh thể và dịch nước cái lấy ra ở đầu kia thùng (đầu thấp hơn). Không khí do quạt *3* đưa vào thùng chuyển động ngược chiều với dung dịch. Khi thùng quay, dung dịch trượt theo thành thùng và tăng bề mặt bay hơi. Để tránh dính tinh thể vào thành thùng, người ta đặt ống hơi nước *4* ở phía dưới để đốt trong trường hợp cần chống dính. Lượng không khí tiêu hao khoảng $20m^3$ trên 1kg tinh thể, chiều dày lớp chất lỏng trong thùng từ 100 đến 200mm.



Hình 5.8. **Thiết bị kết tinh hình trụ làm lạnh bằng không khí:**
1– thùng hình trụ; 2– vỏ cách điện; 3– quạt; 4– ống hơi nước

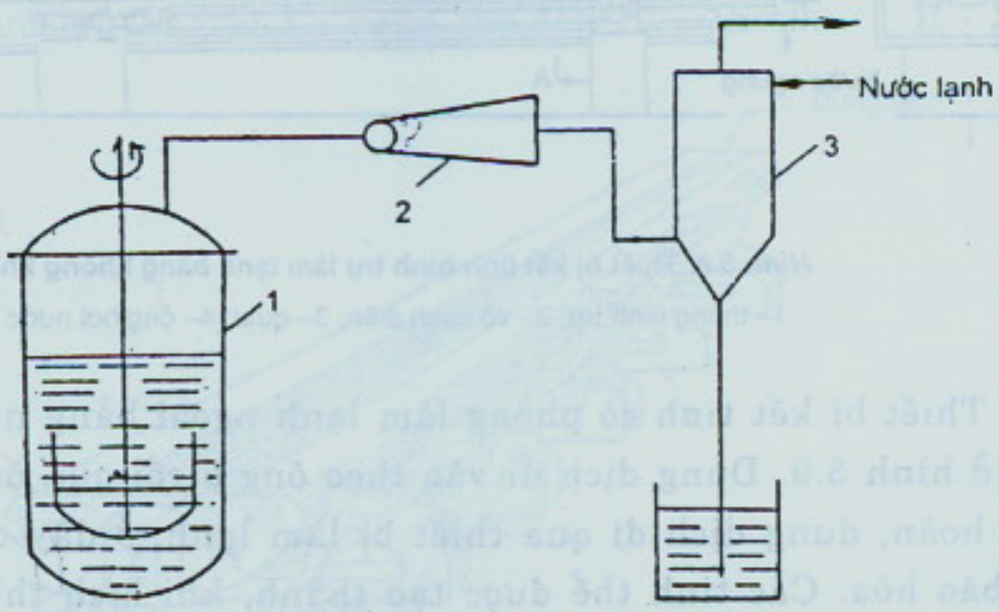
Thiết bị kết tinh có phòng làm lạnh ngoài bằng nước được biểu diễn ở hình 5.9. Dung dịch đi vào theo ống *6* rồi qua ống *2* nhờ bơm tuần hoàn, dung dịch đi qua thiết bị làm lạnh, ở đây dung dịch đạt quá bão hòa. Các tinh thể được tạo thành, khi kích thước đủ lớn sẽ lắng xuống đáy, còn các hạt nhỏ tuần hoàn trở lại. Nước cái qua bộ phận *7*, ở đây có thể có các hạt nhỏ bị kéo theo sẽ được phân ly để tách ra.



Hình 5.9. Thiết bị kết tinh phòng làm lạnh ngoài bằng nước:
1– thùng kết tinh;
2,3 – ống tuần hoàn;
4– thiết bị làm lạnh;
5– bơm tuần hoàn;
6– ống dẫn dung dịch;
7– bộ phận thu nước cái và phân ly hạt tinh thể nhỏ

5.6.4. Thiết bị kết tinh chân không

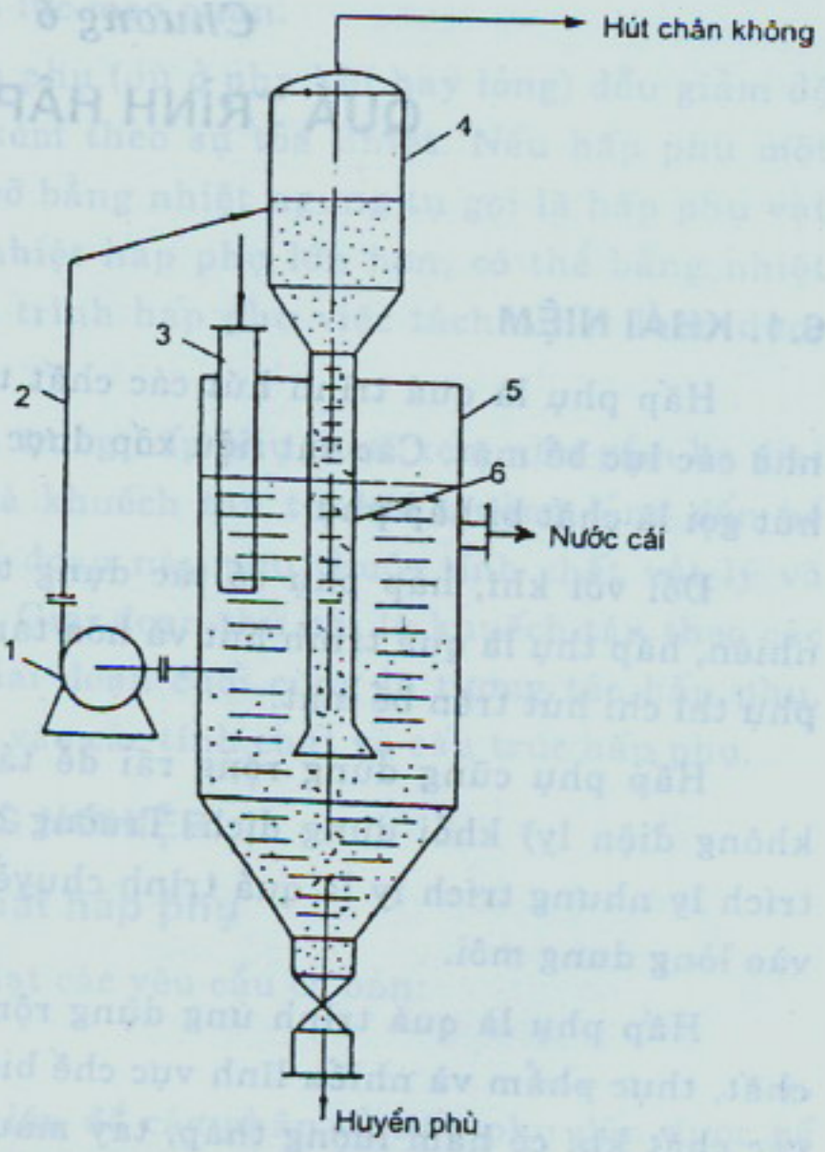
Có loại làm việc gián đoạn (hình 5.10). Vì không có bộ phận làm lạnh nên thiết bị có thể chế tạo từ các vật liệu bền về ăn mòn hóa học, nhưng hệ số dẫn nhiệt thấp như là gốm, sứ, gang chịu axit...



Hình 5.10. Thiết bị kết tinh chân không gián đoạn:
1– thùng; 2– bơm tuye; 3– thiết bị ngưng tụ chân cao

Thùng hình trụ *1* trong có cánh khuấy mái chèo hoặc mỏ neo, hút chân không bằng bơm tuye *2*, hơi được ngưng tụ trong thiết bị chân cao (baromet).

Thiết bị kết tinh chân không liên tục được biểu diễn trên hình 5.11. Dung dịch đầu vào qua ống *3*, dung dịch và nước cái được bơm *1* đưa lên phòng bốc hơi *4*, ở đây hút chân không nên dung dịch đạt quá bão hòa, các tinh thể được hình thành.



Hình 5.11. **Thiết bị kết tinh chân không liên tục:**
1– bơm; 2,6 – ống tuần hoàn; 3– ống dung dịch;
4– phòng bốc hơi; 5 – phòng kết tinh

Dung dịch quá bão hòa và tinh thể theo ống *6* đi xuống phía dưới phòng kết tinh *5*, ở đây tinh thể tiếp tục lớn lên. Các hạt lớn sẽ lắng xuống dưới và tháo ra ở dưới đáy, các hạt nhỏ lơ lửng sẽ qua bơm *1* theo ống *2* vào phòng bốc hơi.

Loại này có thể điều chỉnh kích thước hạt bằng cách điều chỉnh vận tốc tuần hoàn.

Chương 6

QUÁ TRÌNH HẤP PHỤ

6.1. KHÁI NIỆM

Hấp phụ là quá trình hút các chất trên bề mặt các vật liệu xốp nhờ các lực bề mặt. Các vật liệu xốp được gọi là chất hấp phụ, chất bị hút gọi là chất bị hấp phụ.

Đối với khí, hấp phụ có tác dụng tương tự như thấp thụ. Tuy nhiên, hấp thụ là quá trình hút và hòa tan vào lòng chất lỏng, còn hấp phụ thì chỉ hút trên bề mặt.

Hấp phụ cũng dùng rộng rãi để tách các chất tan (điện ly và không điện ly) khỏi dung dịch. Trường hợp này nó có tác dụng như trích ly nhưng trích ly là quá trình chuyển chất tan từ dung dịch đầu vào lòng dung môi.

Hấp phụ là quá trình ứng dụng rộng rãi trong công nghiệp hóa chất, thực phẩm và nhiều lĩnh vực chế biến khác; từ việc tách triệt để các chất khí có hàm lượng thấp, tẩy màu, tẩy mùi các dung dịch đến hấp phụ các chất độc hại trong nước và khí thải. Ngày nay các chất hấp thụ đã được chế tạo để tách các đồng phân parafin, tách nhiều chất lỏng hữu cơ phân tử thấp thay cho quá trình chưng luyện trong những trường hợp khó khăn, tách không khí thành hai phần: một phần giàu oxy (95%) và một phần giàu N_2 (99%). Chất hấp phụ còn giữ vai trò quan trọng trong việc sản xuất chất xúc tác.

Hấp phụ xảy ra do lực hút tồn tại ở trên và gần sát bề mặt trong các mao quản. Mạnh nhất là các lực hóa trị, gây nên hấp phụ hoá học, tạo ra các hợp chất khá bền trên bề mặt, khó nhả hoặc chuyển phân tử thành các nguyên tử gọi là hấp phụ hóa học. Lực hấp phụ do lực

hút phân tử Van der Waals tác dụng trong khoảng không gian gần sát bề mặt gọi là hấp phụ vật lý. Một hiện tượng thường xảy ra trong hấp phụ từ pha khí là ngưng tụ thành chất lỏng trong các mao quản nhỏ. Nó xảy ra dưới tác dụng của lực mao quản.

Mỗi phân tử đã bị hấp phụ (dù ở pha khí hay lỏng) đều giảm độ tự do. Nên hấp phụ luôn kèm theo sự tỏa nhiệt. Nếu hấp phụ một chất khí có nhiệt hấp phụ cỡ bằng nhiệt ngưng tụ gọi là hấp phụ vật lý. Còn hấp phụ hóa học, nhiệt hấp phụ lớn hơn, có thể bằng nhiệt phản ứng. Do đó trong quá trình hấp phụ việc tách nhiệt luôn được đặt ra.

Quá trình chuyển chất trong hấp phụ được xem như gồm ba giai đoạn. Giai đoạn thứ nhất là khuếch tán từ môi trường lỏng đến bề mặt hạt chất hấp phụ. Giai đoạn này phụ thuộc tính chất vật lý và thủy động lực của chất lỏng. Giai đoạn thứ hai là khuếch tán theo các mao quản đến bề mặt và giai đoạn cuối cùng là tương tác hấp phụ. Hai giai đoạn sau phụ thuộc vào các tính chất và cấu trúc hấp phụ.

6.2. CHẤT HẤP PHỤ CÔNG NGHIỆP

6.2.1. Cấu trúc xốp của chất hấp phụ

Các chất hấp phụ cần đạt các yêu cầu cơ bản:

- Có bề mặt riêng lớn.
- Có các mao quản đủ lớn để các phân tử hấp phụ đến được bề mặt, nhưng cũng cần đủ nhỏ để loại các phân tử xâm nhập, có tính chọn lọc.
- Có thể hoàn nguyên dễ dàng.
- Bền năng lực hấp phụ nghĩa là kéo dài thời gian làm việc.
- Đủ bền cơ để chịu được rung động và va đập.

Những yêu cầu trên chứng tỏ chất hấp phụ không những phải có bề mặt riêng lớn mà còn cần có một số tính chất khác về cấu trúc.

Nhìn chung các chất hấp phụ được dùng trong công nghiệp đều xốp, có bề mặt riêng lớn, từ khoảng trăm mét vuông đến gần 2000m^2 tính trên 1g. Cấu trúc xốp có thể phân loại như sau:

– Mao quản nhỏ: kích thước từ 5 - 10Å , cực đại 15 Å. Loại này như là không gian giữa các phân tử, chưa hình thành dạng hình học của mao quản.

– Mao quản trung bình: kích thước từ 15 Å đến 1000 Å, cực đại đến 2000 Å . Loại này chiếm nhiều nhất, tạo ra thành phần chính bề mặt hấp phụ. Trong các mao quản loại này diễn ra cả hấp phụ và ngưng tụ mao quản.

– Mao quản lớn: kích thước lớn hơn 1000 ÷ 2000 Å. Các mao quản này chỉ tạo ra 0,5 ÷ 2m^2/g bề mặt nhưng đã tạo ra hệ thống vận tải chất rất tốt, làm tăng vận tốc hấp phụ. Các vật liệu hấp phụ mao quản lớn dùng tốt trong các cột sắc ký.

Ngày nay có rất nhiều loại vật liệu hấp phụ như than hoạt tính, silicagen, các polime hoạt tính, các zeolit, đất sét hoạt tính và các oxyt của kim loại mà điển hình là nhôm oxyt. Cùng với cấu trúc xốp, mỗi loại có những đặc tính tạo nên những vùng ứng dụng hiệu quả riêng của từng loại.

6.2.2. Than hoạt tính

Than này được chế tạo từ các nguyên liệu giàu cacbon như than bùn, than đá, các thực vật (gỗ, mùn cưa, bã mía...), xương động vật.

Quá trình sản xuất than hoạt tính gồm hai giai đoạn: than hoá và hoạt hóa.

Than hóa nhờ quá trình nhiệt phân, nhằm giải phóng cacbon khỏi các liên kết với các nguyên tử khác và các liên kết bền trước đây giữa chúng, loại các nguyên tố khác đồng thời nâng cao hàm lượng cacbon. Quá trình nhiệt phân các vật liệu thực vật kết thúc ở 400 ÷ 450°C trong điều kiện không có chất oxy hóa. Đối với một số loại than, nguyên liệu thô còn được tẩm hóa chất trước khi than hóa.

Trong giai đoạn thứ hai, than được oxy hóa chọn lọc ở 800 - 1000°C trong môi trường chứa hơi nước hoặc khí CO_2. Trong quá trình đó, xảy ra các phản ứng, ví dụ khi dùng CO_2:

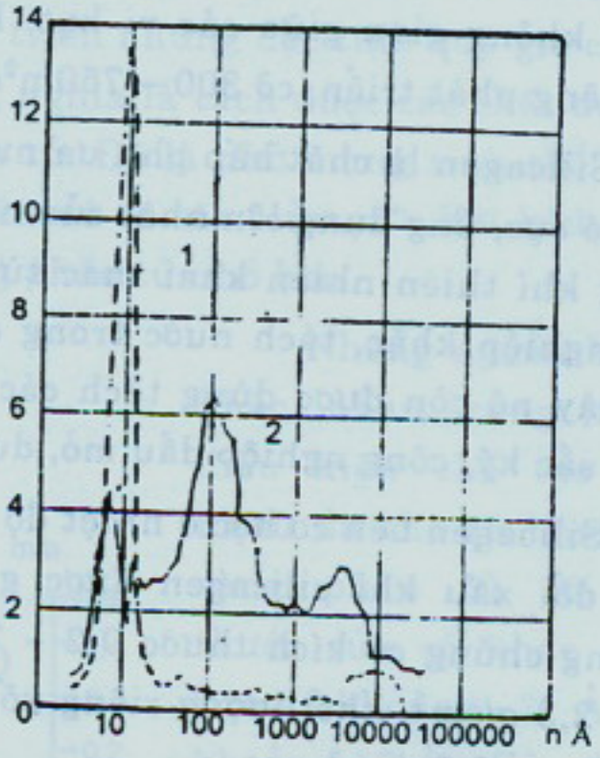
$$C + CO_2 \rightarrow 2CO$$

khi dùng hơi nước:

$$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$$

các phản ứng trên (đốt cháy một phần than) đã tạo nên độ xốp với bề mặt chứa các nhóm chức hoạt động và rất lớn, từ 600 đến 1700m^2/g.

Cấu trúc xốp và độ hoạt động phụ thuộc vào loại nguyên liệu và chế độ hoạt hóa. Do đó than có nhiều loại với phạm vi sử dụng rất khác nhau. Nhìn chung, loại giàu mao quản nhỏ (phần bề mặt ứng với mao quản nhỏ nhiều) dùng tốt cho hấp phụ khí, kém hiệu quả khi dùng hấp phụ các chất hữu cơ. Than hoạt tính dùng hấp phụ trong dung dịch cần giàu mao quản trung bình.



Hình 6.1. **Phân bố độ xốp theo kích thước mao quản:**
1– than hấp phụ khí; 2– than hấp phụ chất lỏng

Than hoạt tính thường được dùng ở hai dạng: dạng bột thường dùng khi năng suất nhỏ, đem trộn vào dung dịch cần hấp phụ sau đó lọc; dạng viên (có thể ép bột lại) thuận lợi cho việc hoàn nguyên than và dùng lại nên hay sử dụng cho các hệ thống có năng suất lớn.

Than hoạt tính có khối lượng riêng đặc 1,75 – 2,1 g/cm^3; khối lượng riêng xốp khoảng 0,1 – 1g/cm^3, còn khối lượng riêng đống khoảng 0,2 – 0,6 g/cm^3. Nó được dùng rất sớm và rộng rãi nhờ hoạt tính lớn và tính chọn lọc. Nhược điểm lớn nhất của nó chỉ là dễ cháy (thậm chí với 1 hàm lượng thích hợp có thể gây nổ).

6.2.3. Silicagen

Chế tạo silicagen có thể theo nguyên tắc sau:

- Tạo thành H_2SiO_3 bằng cách tác dụng muối silicat, như Na_2SiO_3 với axit mạnh. H_2SiO_3 kết tủa dưới dạng keo polyme tổ hợp từ các hạt rất nhỏ, chứa rất nhiều nước.

- Sấy ở 120 - 150°C làm hết nước tự do, còn độ ẩm 5 - 7%, giải phóng không gian giữa các vi hạt, hình thành các mao quản với bề mặt riêng phát triển, cỡ 300 - 750m^2/g.

Silicagen là chất hấp phụ ưa nước. Nó hấp phụ tốt nước và nhiều chất có cực, ứng dụng lớn nhất của nó là để tách nước trong không khí (trong khí thiên nhiên khai thác từ các mỏ...), không khí và các khí công nghiệp khác, tách nước trong các chất lỏng ít tan trong nước... Tuy vậy nó còn được dùng tách các chất hữu cơ từ dung dịch (dùng trong sắc ký, công nghiệp dầu mỏ, dược phẩm...).

Silicagen bên cơ học ở nhiệt độ cao. Các tính chất hấp phụ không thay đổi xấu khi silicagen được gia công nhiệt ở nhiệt độ 500°C. Thường chúng có kích thước 0,2 - 7mm, khối lượng riêng thực (đặc) 2,1 - 2,3 g/cm^3, khối lượng riêng xốp 0,4 - 1,7g/cm^3, khối lượng riêng đống 0,1 - 0,8g/cm^3.

6.2.4. Chất dẻo xốp

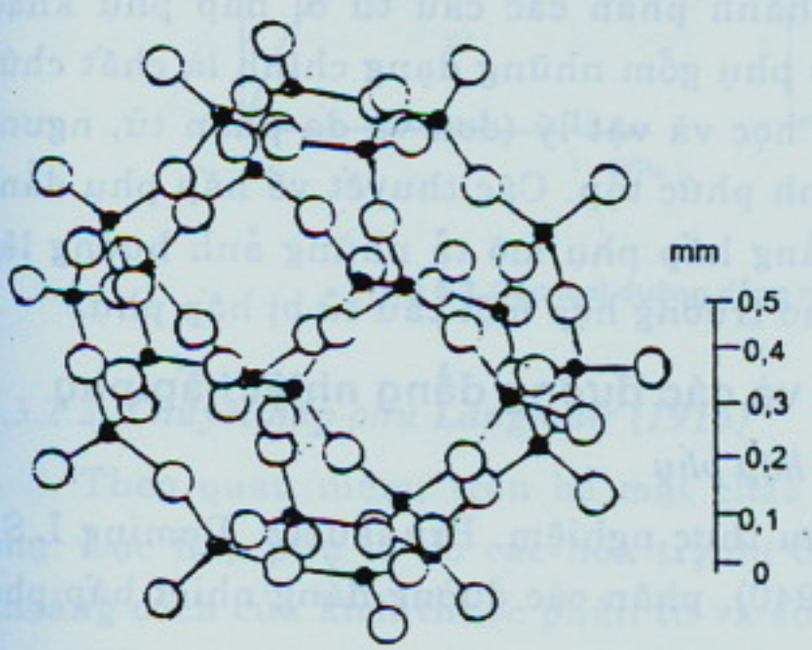
Than hoạt tính hấp phụ khá tốt nhiều chất hữu cơ. Tuy nhiên, rất kém đối với nhiều chất hữu cơ phân tử thấp chứa các nhóm chức clo, amin, fenol,... Việc tách các chất này và rất nhiều chất khác ra khỏi dung dịch có thể dựa vào các chất dẻo xốp ra đời cách đây không lâu. Đó là các chất hấp phụ từ các polyme được tổng hợp nhân tạo như styren, divinyl, benzen, polyme, copolyme, fenolformaldehyt - amin,...

Nói chung, nhựa xốp hấp phụ là các vật liệu bề mặt kỵ nước, không có cực hoặc có cực yếu, trương nhẹ trong các dung môi hữu cơ. Ái lực hấp phụ chủ yếu như lực Van der Waals. Tuy nhiên chúng cũng được chế tạo để có tính chọn lọc, dùng tốt đối với một số chất nào đó.

Có loại kích thước (trung bình) của mao quản lớn như loại XAD – 8 với d_{tb} =250 Å, có bề mặt riêng chỉ 140m²/g. Có loại kích thước (trung bình) của mao quản nhỏ như XAD - 4, có d_{tb}= 50 Å , với bề mặt riêng lớn đến 750m²/g.

6.2.5. Zeolit

Là dạng khoáng từ aluminosilicat, lúc đầu chỉ là khoáng tự nhiên, sau được tổng hợp để phát triển những đặc tính quý giá của nó. Zeolit được gọi là "sàng phân tử", nghĩa là tách được các chất dựa vào sự khác nhau về kích thước phân tử. Đó là nhờ mạng tinh thể tạo ra cấu trúc giống như các "lồng", trên đó có các "cửa sổ". Với kích thước nhất định chỉ cho phép qua những phân tử nhỏ hơn.



Hình 6.2. Cấu tạo mạng zeolit

○ – oxy; ● – silic, nhôm

Những nguồn khoáng khác nhau cùng những điều kiện chế tạo khác nhau đã cho ra hàng loạt sàng phân tử với kích thước cửa sổ khác nhau, trong khoảng 3 Å đến khoảng 10 Å . Các thương phẩm zeolit dưới dạng viên tạo ra do trộn thêm đất sét làm chất kết dính. Do đó trong viên cũng thêm các mao quản giữa các tinh thể zeolit và giữa các chất kết dính, làm tăng thêm bề mặt hấp phụ nhưng cũng tăng trở lực khuếch tán.

6.2.6. Nhôm oxyt hoạt tính

Còn gọi là alumogen vì chúng được tạo ra theo cách tương tự như làm silicagel, cũng gồm việc tạo kết tủa $Al(OH)_3$ ngậm nước dạng keo, sấy và nung theo chế độ kỹ thuật nhất định, các phân tử nước bị bứt ra, các mạng cấu trúc bị đứt đoạn dọc theo các mặt liên kết yếu, tạo ra cấu trúc mao quản và hoạt tính.

Alumogen có bề mặt 200 – 400m^2/g, thuộc loại ưa nước, bền cơ học nên dùng tốt trong các lớp hấp phụ chuyển động. Nó cũng được dùng trong các cột sắc ký, làm chất mang xúc tác.

6.3. CÂN BẰNG HẤP PHỤ VÀ CƠ CHẾ HẤP PHỤ

6.3.1. Hoạt độ hấp phụ (hoạt độ tĩnh)

Lượng chất bị hấp phụ tối đa bởi một đơn vị chất hấp phụ ở trạng thái cân bằng được gọi là hoạt độ tĩnh a, đo bằng g/g, kg/kg, mol/g,...

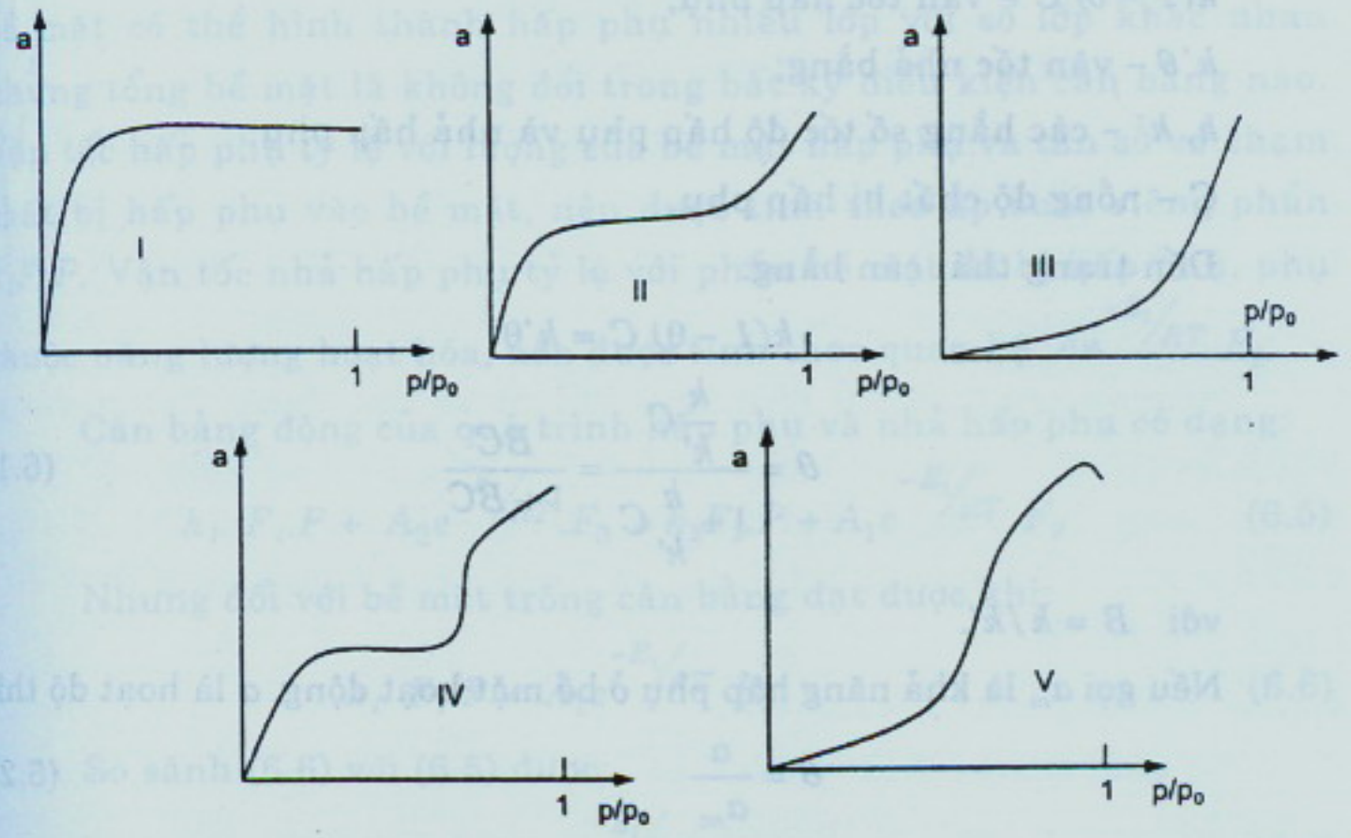
Giá trị của a phụ thuộc vào rất nhiều yếu tố, trước hết là chất hấp phụ và bị hấp phụ, cấu trúc chất hấp phụ, nồng độ chất bị hấp phụ, áp suất, nhiệt độ và thành phần các cấu tử bị hấp phụ khác. Trên cơ sở đó còn cơ chế hấp phụ gồm những dạng chính là chất chứa mao quản nhỏ, hấp phụ hóa học và vật lý (đơn và đa phân tử, ngưng tụ mao quản). Đó là quá trình phức tạp. Các thuyết về hấp phụ đẳng nhiệt cùng các đường cân bằng hấp phụ mô tả những ảnh hưởng lên hoạt độ tĩnh, song hầu hết cho trường hợp một cấu tử bị hấp phụ.

6.3.2. Các thuyết hấp phụ và các đường đẳng nhiệt hấp phụ

6.3.2.1. Các đường đẳng nhiệt hấp phụ

Tổng kết các nghiên cứu thực nghiệm, Brunauers, Deming L.S., Deming W.E và Teller E. (1940), phân các đường đẳng nhiệt hấp phụ thành 5 loại (hình 6.3):

Loại I cho các chất hấp phụ chỉ chứa các mao quản nhỏ. Hấp phụ lên các vật rắn không xốp là đường II và III. Loại V tương ứng các trường hợp mà tương tác giữa các phân tử bị hấp phụ mạnh hơn tác dụng của lực hấp phụ, cho các chất hấp phụ xốp. Loại IV gồm một đoạn cong lõm xen giữa hai đoạn lồi, trong đó đoạn lồi phía dưới tương ứng với hấp phụ một lớp, đoạn lồi phía trên tương ứng với hiện tượng ngưng tụ trong các mao quản trung bình, còn đoạn lõm biểu thị vùng hấp phụ nhiều lớp. Chính sự hấp phụ nhiều lớp tạo nên sự linh động, làm cho các lớp bị hấp phụ giống như màng lỏng trên bề mặt mao quản.



Hình 6.3. **Các loại đường đẳng nhiệt hấp phụ**

6.3.2.2. Thuyết hấp phụ Langmuir (1916)

Theo quan niệm, trên bề mặt chất hấp phụ chứa các tâm hấp phụ. Lực hấp phụ là do các hóa trị dư ở các tâm đó tác động trong khoảng cách của kích thước phân tử và sự hấp phụ chỉ tạo ra một lớp. Trên bề mặt các phân tử đã bị hấp phụ không tương tác nhau. Tiến trình hấp phụ gồm hai quá trình đồng thời: quá trình hút ở bề mặt (hấp phụ) tỷ lệ với nồng độ chất bị hấp phụ ở pha khí và độ lớn bề mặt trống; quá trình khử hấp phụ xảy ra đối với các phân tử có năng lượng lớn hơn nhiệt hấp phụ và tỷ lệ với phần bề mặt đã bị chiếm. Đến trạng thái cân bằng sẽ có:

Phân tử + tâm hấp phụ ⇔ phức hấp phụ

Gọi:

θ – phần bề mặt đã bị hấp phụ;

$1 - \theta$ – phần bề mặt còn trống;

$k(1 - \theta)\, C$ – vận tốc hấp phụ;

$k'\theta$ – vận tốc nhả bằng;

k, k' – các hằng số tốc độ hấp phụ và nhả hấp phụ;

C – nồng độ chất bị hấp phụ.

Đến trạng thái cân bằng:

$$k(1 - \theta)\, C = k'\theta$$

$$\theta = \frac{\frac{k}{k'}C}{1 + \frac{k}{k'}C} = \frac{BC}{1 + BC} \qquad (6.1)$$

với $B = k/k'$.

Nếu gọi a_m là khả năng hấp phụ ở bề mặt hoạt động, a là hoạt độ thì:

$$\theta = \frac{a}{a_m} \qquad (6.2)$$

Từ phương trình (6.1) và (6.2) rút ra:

$$a = a_m \frac{BC}{1 + BC} \qquad (6.3)$$

Đối với quá trình hấp phụ khí, C được thay bằng áp suất riêng phần của khí bị hấp phụ. Ở trạng thái cân bằng phương trình đẳng nhiệt Langmuir:

$$a = a_m \frac{B'p}{1 + B'p} \qquad (6.4)$$

với $B' = \frac{B}{RT}$.

Đường đẳng nhiệt hấp phụ loại I trên hình (6.3) có dạng phù hợp với phương trình (6.4), xuất hiện ở các chất hấp phụ chủ yếu chứa mao quản nhỏ. Quan hệ này cũng phù hợp cho nhiều sự hấp phụ chất lỏng.

6.3.2.3. Thuyết hấp phụ BET và sự phân loại các đường đẳng nhiệt

Thuyết BET (do Brunauer, Emmet và Teller công bố năm 1938) dựa trên quan niệm các phân tử đã bị hấp phụ không chuyển động tự do trên bề mặt và không tương tác nhau; ở những phần khác nhau của

bề mặt có thể hình thành hấp phụ nhiều lớp với số lớp khác nhau nhưng tổng bề mặt là không đổi trong bất kỳ điều kiện cân bằng nào. Vận tốc hấp phụ tỷ lệ với lượng của bề mặt hấp phụ và tần số va chạm chất bị hấp phụ vào bề mặt, nên được tính theo áp suất riêng phần k_1F_1P. Vận tốc nhả hấp phụ tỷ lệ với phần bề mặt đã bị hấp phụ, phụ thuộc năng lượng hoạt hóa, nên được tính theo quan hệ $Ae^{-E_1/RT}.F_2$.

Cân bằng động của quá trình hấp phụ và nhả hấp phụ có dạng:

$$k_1.\ F_1.P + A_2e^{-E_1/RT}.F_3 = k_2F_2.P + A_1e^{-E_1/RT}\ F_2 \qquad (6.5)$$

Nhưng đối với bề mặt trống cân bằng đạt được khi:

$$k_1.\ F_1.P = A_1e^{-E_1/RT}\ F_2 \qquad (6.6)$$

So sánh (6.6) với (6.5) được:

$$k_2F_2.P = A_2e^{-E_1/RT}.F_3 \qquad (6.7)$$

Từ (6.6) và (6.7) được:

$$F_2 = \frac{k_1}{A_1}e^{-\frac{E_1}{RT}}F_1.P = \alpha_1.F_1 \qquad (6.8)$$

$$F_3 = \frac{k_2}{A_2}e^{-\frac{E_2}{RT}}F_2.P = \beta.F_2 \qquad (6.9)$$

Mở rộng quan niệm trên cho n lớp hấp phụ ở trạng thái cân bằng động lực, phương trình BET cho quan hệ thể tích chất bị hấp phụ giữa các lớp:

$$\frac{V_2}{V_1} = B\frac{p}{p_0} \times \frac{\left[1-(n+1)\frac{p}{p_0}+n\left(\frac{p}{p_0}\right)^{n+1}\right]}{\left(1-\frac{p}{p_0}\right)\left[1+(B-1)\frac{P}{P_0}-B\left(\frac{p}{p_0}\right)^{n+1}\right]} \qquad (6.10)$$

trong đó F_i – bề mặt của các lớp hấp phụ;

k_i – hằng số vận tốc hấp phụ;

A_i – số va chạm ở mỗi lớp;

V_i – tích chất bị hấp phụ của mỗi lớp;

p, p_0 – suất riêng phần và áp suất hơi bão hòa của chất bị hấp phụ;

$B = \alpha_1\beta$;

n – số lớp.

Phương trình (6.10) phù hợp với tất cả các dạng đường đẳng nhiệt hấp phụ trong hình 6.3. Khi $n = 1$, hấp phụ một lớp, phương trình tương ứng dạng I. Khi $n \Rightarrow \infty$, $(P/P_0) \rightarrow 0$, phương trình (6.10). Khi n ≠ 1, tuỳ quan hệ, giữa P, P_0 và B mà dạng đường cong thay đổi (hình 6.3, II, III...).

6.3.2.4. Phương trình Freundrich

Từ cuối thế kỷ XIX, Smith đã nghiên cứu hấp phụ một số chất trong dung dịch bằng xương động vật và thấy khả năng hấp phụ phù hợp với công thức:

$$a = K.C^n \qquad (6.11)$$

trong đó C – nồng độ chất bị hấp phụ trong dung dịch ở trạng thái cân bằng;

a – hoạt độ tĩnh;

K, n – hằng số đối với mỗi trường hợp.

Về sau Freundrich nghiên cứu tiếp và đưa ra phương trình cho hấp phụ khí có dạng:

$$a = K.p^n \qquad (6.12)$$

p – áp suất riêng phần của khí bị hấp phụ.

6.3.2.5. Thuyết thế năng của Polanvi (1914)

Thuyết thế năng cho rằng lực hấp phụ chỉ có tác dụng ở vùng không gian gần bề mặt hấp phụ. thế năng tại mỗi điểm được đo bằng công do lực hấp phụ. Trong trường hợp hấp phụ khí lý tưởng ở nhiệt độ T nhỏ hơn nhiệt độ tới hạn thì thế năng được tính:

$$\varepsilon = RT \ln\left(\frac{p}{p_0}\right) \qquad (6.13)$$

p_0 – áp suất hơi bão hòa của chất bị hấp phụ;

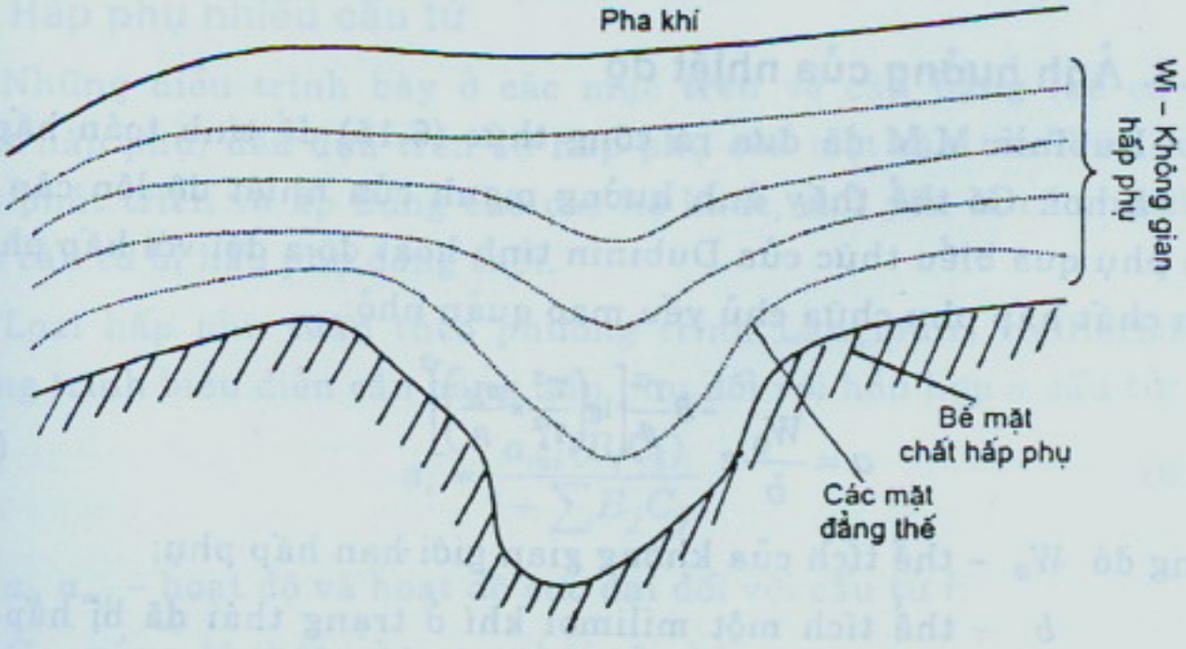
p – áp suất riêng phần của khí bị hấp phụ.

Tập hợp các điểm có cùng thế năng thành các mặt đẳng thế. Vị trí của mỗi mặt đẳng thế lại giới hạn bởi không gian (hấp phụ) nhất định V_ε với bề mặt chất hấp phụ. Như vậy có thể biểu thị thế hấp phụ như hàm số của thể tích chất bị hấp phụ trong không gian W_ε

$$\varepsilon = f(W) \tag{6.14}$$

Kết hợp (6.13) và (6.14) sẽ được quan hệ cân bằng đẳng nhiệt. Bằng thực nghiệm biểu diễn quan hệ $\varepsilon = RT\ln\left(\frac{p}{p_0}\right)$ theo W, có đường đặc trưng cho cặp chất hấp phụ – chất bị hấp phụ (hình 6.5). Trường thế năng cho một chất hấp phụ không giống nhau đối với các chất bị hấp phụ khác nhau nhưng có tính đồng dạng, tức $\varepsilon = \varepsilon.\beta = \beta.f(W)$.

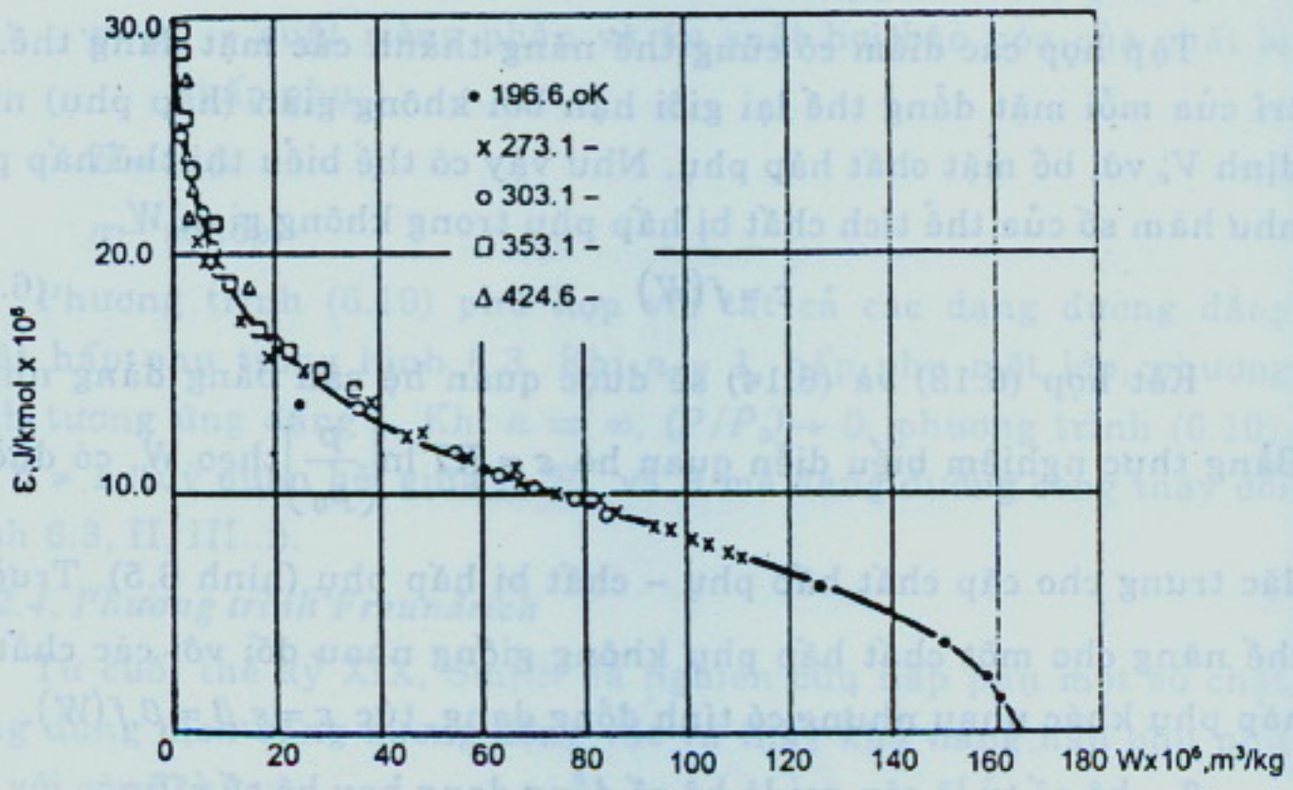
β – hệ số tỷ lệ còn gọi là hệ số đồng dạng hay hệ số affin.



Hình 6.4. Không gian hấp phụ

Từ đường đặc trưng theo phương trình (6.14) đối với một chất bị hấp phụ, có thể suy ra đường đặc trưng đối với chất khác khi biết hệ

số β. Hệ số β tỷ lệ với thể tích mol của chất bị hấp phụ (trong pha lỏng).



Hình 6.5. Đặc trưng hấp phụ CO_2 lên than gỗ

6.3.3. Ảnh hưởng của nhiệt độ

Dubinin M.M đã đưa ra công thức (6.15) để tính toán hấp phụ khí và hơi. Có thể thấy ảnh hưởng mạnh của nhiệt độ lên cân bằng hấp phụ qua biểu thức của Dubinin tính hoạt độ a đối với hấp phụ khí trên chất hấp phụ chứa chủ yếu mao quản nhỏ:

$$a = \frac{W_0}{b} e^{-B\frac{T^2}{\beta}\left[\lg\left(\frac{T^2}{T_k^2}\times\frac{p_K}{p}\right)\right]^2} \qquad (6.15)$$

trong đó W_0 – thể tích của không gian giới hạn hấp phụ;

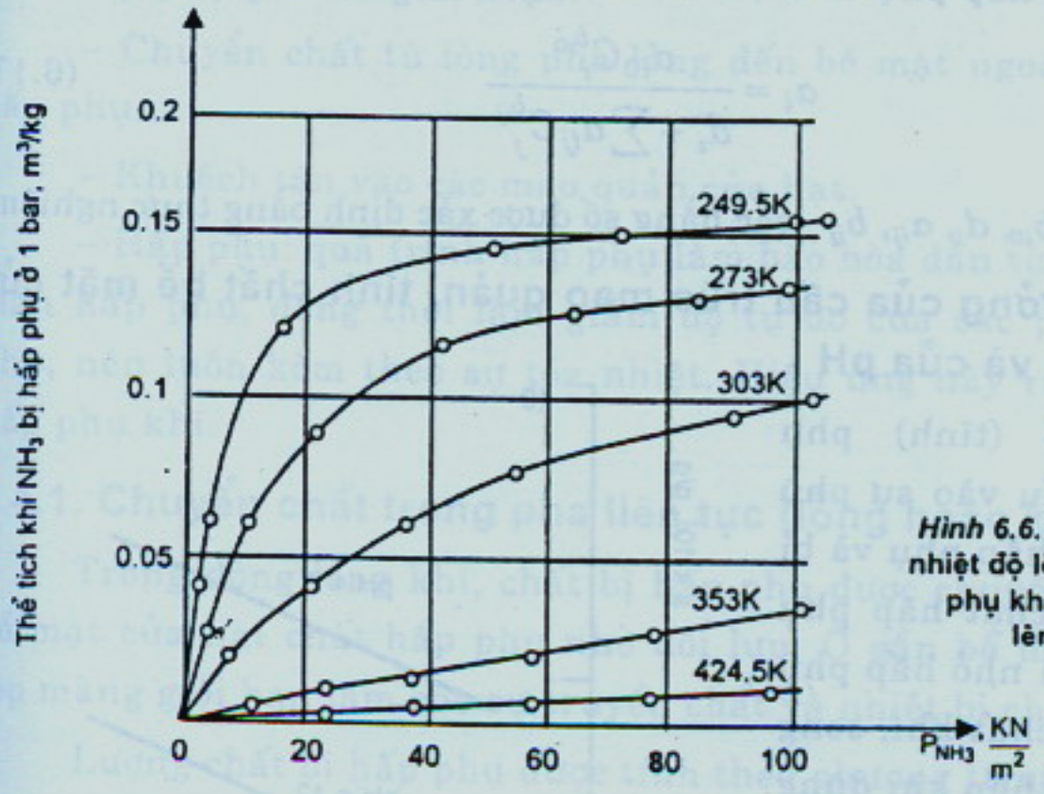
b – thể tích một milimol khí ở trạng thái đã bị hấp phụ, $cm^3/m.mol$;

β – hệ số affin;

B – hằng số;

T_K, p_K – nhiệt độ và áp suất tới hạn.

Nói chung nhiệt độ tăng làm giảm hoạt độ hấp phụ khí và hơi rất nhiều, thay đổi cả dạng đường cân bằng (hình 6.6).



Hình 6.6. Ảnh hưởng của nhiệt độ lên cân bằng hấp phụ khi hấp phụ NH_3 lên than gỗ

6.3.4 Hấp phụ nhiều cấu tử

Những điều trình bày ở các mục trên về cân bằng (kể cả các thuyết hấp phụ) đều dựa trên sự hấp phụ của một cấu tử. Trên cơ sở đó đã phát triển và áp dụng cho các hệ khác, chủ yếu là các hệ chứa nhiều cấu tử bị hấp phụ đồng thời.

Loại hấp phụ tuân theo phương trình Langmuir, Helfferich có phương trình biểu diễn cân bằng hấp phụ đối với hỗn hợp n cấu tử:

$$a_i = \frac{a_{mi}(B_i C_i)}{1 + \sum B_j C_j} \qquad (6.16)$$

a_i, a_{mi} – hoạt độ và hoạt độ cực đại đối với cấu tử i;

C_i – nồng độ chất i ở trạng thái cân bằng.

Như vậy hoạt độ hấp phụ đối với từng chất không những phụ thuộc vào tính chất của chính nó, tính chất của chất bị hấp phụ, mà còn phụ thuộc vào tính chất và nồng độ các chất khác có trong hỗn hợp. Tính chọn lọc hướng về phía các chất có ái lực, với bề mặt mạnh

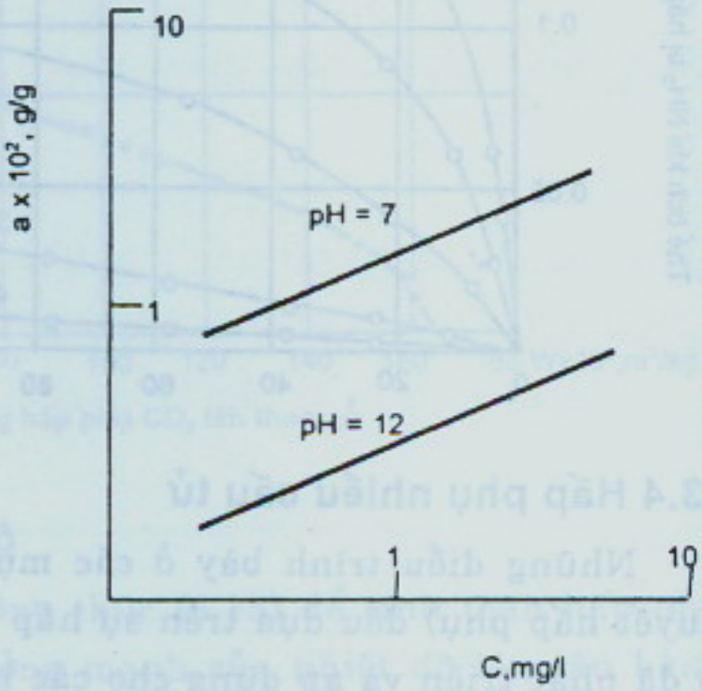
hơn, các phân tử có kích thước lớn hơn, như dung dịch lỏng, chất hữu cơ hòa tan tốt hơn. Đối với sự hấp phụ các chất hữu cơ có từ dung dịch nước, cân bằng hấp phụ có thể biểu diễn:

$$a_i = \frac{a_{i0} C_i^{b_{i0}}}{d_i + \sum a_{ij} C_j^{b_{ij}}} \qquad (6.17)$$

trong đó a_{i0}, b_{i0}, d_i, a_{ij}, b_{ij} – các hằng số được xác định bằng thực nghiệm.

6.3.5. Ảnh hưởng của cấu trúc mao quản, tính chất bề mặt của chất hấp phụ và của pH

Hoạt độ (tĩnh) phụ thuộc rất nhiều vào sự phù hợp giữa chất hấp phụ và bị hấp phụ. các chất hấp phụ giàu mao quản nhỏ hấp phụ rất nhiều các chất khí, song lại có hoạt độ thấp khi dùng hấp phụ chất lỏng hữu cơ. Xét tính chất bề mặt, các chất hấp phụ gồm hai loại chính: với bề mặt có cực và không cực. Tính chất này ảnh hưởng mạnh trong hấp phụ chất lỏng. Các chất hấp phụ có cực (như silicagen) sẽ có hoạt độ lớn hơn khi hấp phụ các chất có cực (như nước). Còn chất hấp phụ không cực (như than hoạt tính) sẽ hấp phụ tốt chất hữu cơ. pH của môi trường cũng ảnh hưởng nhiều lên tính chất của bề mặt chất hấp phụ và chất bị hấp phụ trong dung dịch. Do đó, ảnh hưởng lên hoạt độ hấp phụ. Ví dụ chất kỵ nước hấp phụ tốt nhất ở pH tương ứng điểm đẳng điện của nó.



Hình 6.7. Đường đẳng nhiệt hấp phụ o – *crezol* trên than hoạt tính:
1- pH = 7 ; 2 – pH = 12

Hình 6.7 chỉ ra ảnh hưởng của pH lên hấp phụ *o*-crezol từ dung dịch trung tính và dung dịch kiềm. Trong dung dịch có pH = 12, chất bị hấp phụ ở dạng cresilat Natri.

6.4. ĐỘNG HỌC QUÁ TRÌNH HẤP PHỤ

Quá trình hấp phụ từ pha (lỏng hoặc khí) lên bề mặt xốp của chất hấp phụ gồm ba giai đoạn:

– Chuyển chất từ lòng pha lỏng đến bề mặt ngoài của hạt chất hấp phụ.

– Khuếch tán vào các mao quản của hạt.

– Hấp phụ: quá trình hấp phụ làm bão hòa dần từng phần không gian hấp phụ, đồng thời làm giảm độ tự do của các phân tử bị hấp phụ, nên luôn kèm theo sự tỏa nhiệt. Hiệu ứng này rất đáng kể khi hấp phụ khí.

6.4.1. Chuyển chất trong pha liên tục (lỏng hoặc khí)

Trong dòng lỏng khí, chất bị hấp phụ được chuyển dần đến gần bề mặt của hạt chất hấp phụ nhờ đối lưu. Ở gần bề mặt hạt luôn có lớp màng giới hạn làm cho sự truyền chất và nhiệt bị chậm lại.

Lượng chất bị hấp phụ được tính theo phương trình truyền chất:

$$m = \beta F_h (C_0 - C_h) \qquad (6.18)$$

F_h – bề mặt ngoài của hạt;

C_o, C_h – nồng độ chất bị hấp phụ trong lòng pha và ở sát bề mặt hạt;

β – hệ số cấp khối, có thể tính theo biểu thức với $3 < Re < 10^4$.

$$Sh = 2{,}0 + 1{,}1\, Sc^{k} Re^{0{,}6} \qquad (6.19)$$

trong đó $Sh = \dfrac{\beta d_h}{D}$ chuẩn số Sherwood;

$Sc = \dfrac{\mu}{\rho D}$ chuẩn số Schmidt;

$Re = \dfrac{d_h v \rho}{\mu}$

với v – vận tốc pha lỏng qua lớp màng.

Đồng thời với quá trình truyền chất qua lớp giới hạn hướng vào hạt còn có quá trình truyền nhiệt hấp phụ từ bề mặt hạt. Lượng nhiệt đó tỷ lệ với lượng chất. Trong điều kiện ổn định thì:

$$Q = m\,\Delta H = \beta F_h (C_0 - C_b)\,\Delta H \qquad (6.20)$$

Và quá trình cấp nhiệt từ bề mặt hạt ra pha lỏng:

$$Q = \alpha F_h (T_b - T) \qquad (6.21)$$

α - hệ số cấp nhiệt, được tính từ biểu thức:

$$Nu = 2 + 1{,}1\, Pr^{\frac{1}{3}} Re^{0.6} \qquad (6.22)$$

Từ (6.20) và (6.21) suy ra:

$$\Delta T = T_b - T = \frac{\beta}{\alpha \Delta H (C_0 - C_b)}$$

$$\Delta T = \frac{D}{\lambda \Delta H \Delta C} = \frac{1}{\rho C \dfrac{\mathrm{Pr}}{Sc} \Delta H \Delta C} \qquad (6.23)$$

trong đó $\beta = \dfrac{D}{\delta_m}$;

$\alpha = \dfrac{\lambda}{\delta_m}$;

δ_m – chiều dày màng;

$Pr = \dfrac{C\mu}{\lambda}$ – chuẩn số Prandtl;

δ, C, λ, D – khối lượng riêng, nhiệt dung riêng, hệ số dẫn nhiệt và hệ số khuếch tán của pha lỏng (khí).

Đối với hấp phụ khí $\dfrac{Pr}{Sc} = \dfrac{1}{5} \div 5; \dfrac{\Delta H}{\rho C}$ có giá trị lớn.

Nên ΔT lớn, ngay cả khi ΔC nhỏ, nghĩa là hạt nóng hơn dòng khí nhiều.

6.4.2. Chuyển chất trong mao quản hạt

Sự chuyển chất từ bề mặt ngoài của viên vào bên trong diễn ra phức tạp. Ở các mao quản đường kính lớn hơn quãng đường tự do trung bình của phân tử diễn ra khuếch tán phân tử, ở các mao quản nhỏ hơn, khuếch tán Knudsen chiếm ưu thế. Cùng với chúng còn có cơ chế khuếch tán bề mặt, các phân tử di chuyển bề mặt mao quản vào

trong lòng hạt, đôi khi giống như chuyển động trong lớp màng (lớp giới hạn).

Nếu goi D_T là hệ số khuếch tán tổng của ba cơ chế, thì dòng chất bị hấp phụ vào mao quản:

$$J = \frac{dm}{Fd\tau} = -D_T \frac{\partial C}{\partial l} \tag{6.24}$$

thay $\frac{\partial C}{\partial l}$ bằng $-\frac{\Delta C}{l}$, mà l là độ dài của mao quản có:

$$J' = D_T \frac{\Delta C}{l} \tag{6.24a}$$

Nếu thay l bằng bề dày của vật liệu xốp L, dòng chất trên toàn hạt:

$$J' = D_e \frac{\Delta C}{l} \tag{6.25}$$

trong đó D_e – hệ số khuếch tán hiệu quả.

Nếu gọi độ xốp (cũng chính là phần thể tích tự do) là ε, dòng trong các mao quản là J_p và dòng trung bình tính trên toàn hạt J có quan hệ:

$$J = \varepsilon J_p \tag{6.26}$$

Dù theo cách tính qua D_e hay D_T thì khoảng thời gian lượng chất chuyển từ vị trí này đến vị trí kia cũng không đổi. Vậy theo hai cách tính có quan hệ:

$$\frac{J_p}{L} = \frac{J'}{l} \tag{6.27}$$

Kết hợp (6.24a), (6.25), (6.26) và (6.27) được:

$$\frac{D_e\left(\frac{\Delta C}{L}\right)}{\varepsilon L} = \frac{D_T\left(\frac{\Delta C}{l}\right)}{l}$$

hay

$$D_e = D_T \frac{\varepsilon}{\left(\frac{l}{L}\right)^2} = D_T \frac{\varepsilon}{\tau^2} \tag{6.28}$$

trong đó $\tau^2 = \left(\frac{l}{L}\right)^2$ – chỉ số khúc khuỷu; giá trị của nó phản ánh tính chất hấp phụ. Đối với nhiều vật liệu thông thường giá trị của τ^2 trong khoảng 2 ÷ 6.

6.4.3. Động học quá trình hấp phụ

Giai đoạn hấp phụ là bước cuối cùng diễn ra do tương tác của bề mặt chất hấp phụ và chất bị hấp phụ. Nhìn chung đó là các lực vật lý. Lực tương tác là khác nhau đối với các phân tử khác nhau, tạo nên một tập hợp bao gồm các lớp phân tử nằm trên bề mặt, như một màng chất lỏng, tạo nên trở lực chủ yếu cho giai đoạn hấp phụ.

Tuy nhiên trong quá trình hấp phụ, trở lực của hai giai đoạn đầu thường giữ vai trò chính. Do đó, tương quan của hai giai đoạn này có biết. Trong điều kiện ổn định thì cân bằng vật chất trên bề mặt hạt có dạng:

$$\beta(C_0 - C_b) = D_e \frac{\partial C}{\partial r}\Big|_{r=r_h} \qquad (6.29)$$

r_h – bán kính của hạt.

Dạng không thứ nguyên:

$$\frac{\beta r_b}{D_e} = \frac{\partial\left(\frac{C}{C_0}\right)}{\partial\left(\frac{r}{r_b}\right)} \times \frac{1}{\left(1 - \frac{C}{C_0}\right)} \qquad (6.30)$$

Biểu thức $\frac{\beta . r_b}{D_e} = Bi_D$ được gọi là chuẩn số Bio trong chuyển chất.

Giá trị của Bi_D thể hiện tương quan giữa cấp khối và khuếch tán của quá trình.

Sự hấp phụ kèm theo tỏa nhiệt nên trên bề mặt ngoài của hạt trong điều kiện ổn định, cũng xuất hiện cân bằng nhiệt:

$$\alpha(t_b - t_0) = -\lambda \frac{\partial t}{\partial r}\Big|_{r=r_h} \qquad (6.31)$$

hay:
$$\frac{\alpha.r_b}{\lambda} = \frac{1}{1-\frac{t_b}{t_0}} \times \frac{\partial\left(\frac{t}{t_0}\right)}{\partial\left(\frac{r}{r_b}\right)} \qquad (6.32)$$

trong đó $Bi = \frac{\alpha.r_b}{\lambda}$ được gọi là chuẩn số Bio trong truyền nhiệt. Ở đây, nhiệt được truyền ngược chiều với dòng chất bị hấp phụ. Trong hấp phụ khí và hơi, thường $Bi < Bi_D$, nghĩa là sự cấp nhiệt từ bề mặt hạt qua màng khí khó khăn hơn sự cấp khối từ ngoài vào bề mặt đó.

6.5. THIẾT BỊ HẤP PHỤ

Thiết bị hấp phụ gồm hai loại: làm việc gián đoạn và làm việc liên tục.

6.5.1. Các thiết bị hấp phụ gián đoạn

6.5.1.1. Chu trình trên thiết bị gián đoạn

Đối với khí và hơi quá trình hấp phụ công nghiệp thường gồm bốn giai đoạn chính: hấp phụ, nhả, làm khô, làm nguội. Tuỳ tính chất và yêu cầu của quá trình mà bốn giai đoạn đó được thực hiện theo một trong các phương thức sau:

- Bốn giai đoạn: hấp phụ, nhả bằng hơi nước, sấy khô chất hấp phụ bằng khí nóng, làm nguội chất hấp phụ bằng khí lạnh.

- Ba giai đoạn: hấp phụ, nhả bằng khí trơ nóng, làm nguội bằng khí lạnh.

- Hai giai đoạn: hấp phụ gồm hai phần: phần đầu hấp phụ trong dòng khí nóng và khô để kết hợp hấp phụ với sấy khô chất hấp phụ. Sau đó sẽ hấp phụ trong dòng khí nguội nhả bằng hơi nước.

Đối với hấp phụ chất lỏng tác nhân nhả có thể là chất lỏng hữu cơ, nước hoặc dung dịch. Sau giai đoạn hấp phụ, nhả là giai đoạn tách tác nhân bị hấp phụ, có thể bằng sấy hoặc bay hơi hoặc bằng cách rửa để chiết hết tác nhân mà không cần giai đoạn sấy khô và làm nguội. Trong thực tế nhả và rửa bằng chất lỏng còn tách các tạp chất (hòa

tan và không hòa tan) không bị hấp phụ, chỉ bám trên mặt ngoài hoặc lẫn trong khối vật liệu rắn. Trong rất nhiều trường hợp, sấy và hoàn nguyên chất hấp phụ ở nhiệt độ cao nên các giai đoạn sau hấp phụ thường được tiến hành ở bên ngoài thiết bị hấp phụ.

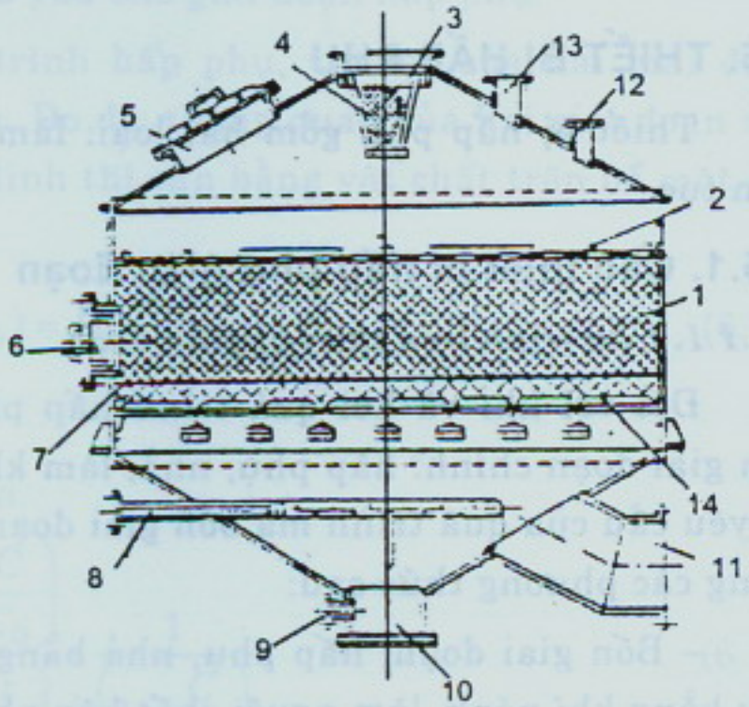
Trong thiết bị hấp phụ gián đoạn, các bước của chu trình thường được thực hiện theo thứ tự. Trong quá trình hấp phụ liên tục, mỗi giai đoạn được thực hiện ở một khu vực hoặc trong một thiết bị riêng.

6.5.1.2. Thiết bị gián đoạn

Thiết bị hấp phụ gián đoạn có nhiều dạng cấu tạo sau đây.

a) Loại đứng

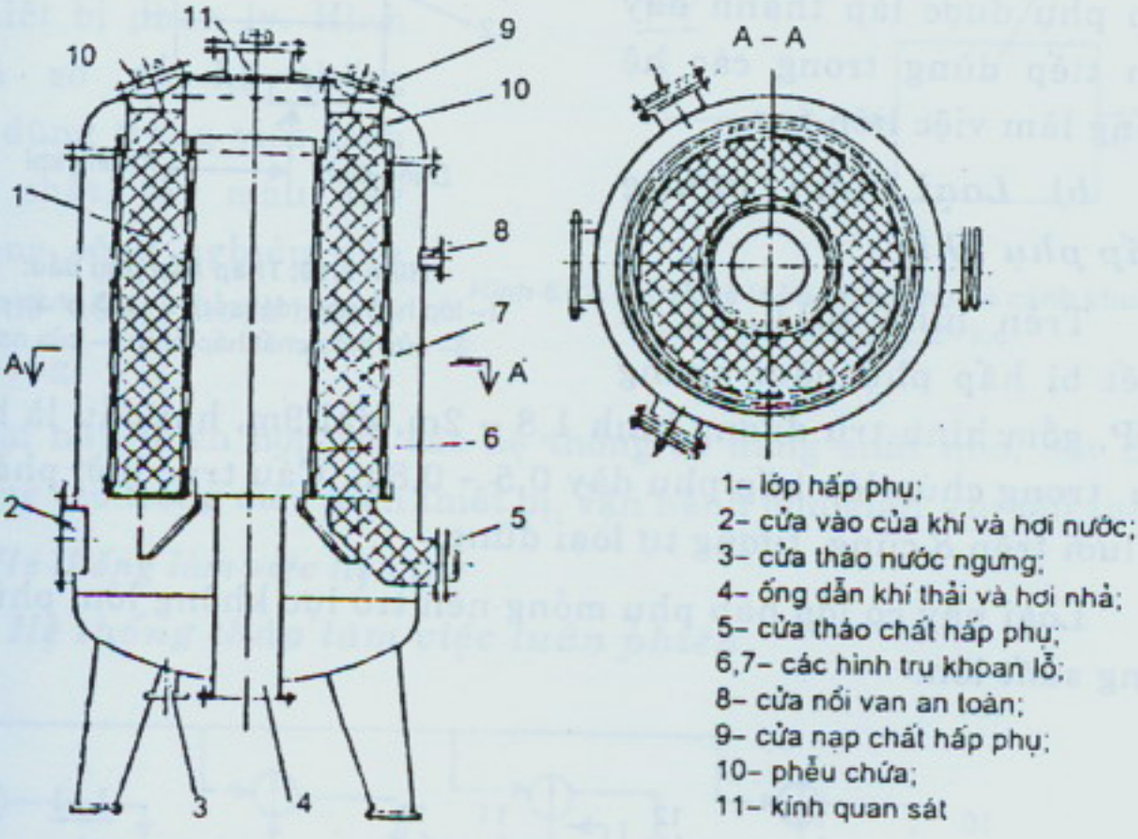
Thiết bị hấp phụ khí loại đứng BTP (hình 6.8) được dùng rộng rãi trong công nghiệp. Nó gồm phần hình trụ (đường kính 2 ÷ 3m, cao đến 2,2m) chứa lớp than 0,5 ÷ 2m. Lớp này đặt trên giá gồm một ghi bằng gang đúc với các rãnh chữ nhật rộng 10mm x 120mm cùng vài lưới kích thước lỗ nhỏ dần phủ lên nhau. Mặt trên lớp than cũng được phủ bằng lưới để tránh chất hấp phụ theo khí.



Hình 6.8. Thiết bị hấp phụ khí loại đứng BTP:
1– lớp hấp phụ; 2– lưới chắn trên; 3– cửa khí hỗn hợp đầu vào; 4– lớp xốp; 5– cửa nạp chất hấp phụ; 6– cửa tháo chất hấp phụ; 7– lưới phân phối; 8– ống dẫn hơi nước; 9– ống thải nước ngưng; 10– cửa quan sát; 11– cửa dẫn khí thải; 12– cửa dẫn hỗn hợp nhả; 13– ống nối van an toàn; 14– lưới đỡ

Chu trình làm việc: hỗn hợp khí (hơi) đưa qua cửa *3* vào lớp hấp phụ. Sau giai đoạn hấp phụ, nhả được tiến hành nhờ phun hơi nước qua ống *8*. Hỗn hợp nhả theo cửa *12* ra đến hệ thống ngưng tụ và phân riêng. Sau nhả đưa khí nóng, rồi khí nguội từ cửa *3* để sấy khô, rồi làm nguội chất hấp phụ. Khí thải ở cả ba giai đoạn trên đều ra ở cửa *11*.

Thiết bị này đơn giản, dùng tốt cho trường hợp năng suất nhỏ, dưới 3000m³/h. Trường hợp năng suất lớn hơn, thiết bị loại đứng được làm với dạng lớp hấp phụ hình xuyến. Hình 6.9 mô tả thiết bị hình xuyến để hấp phụ khí loại BTP. Đường kính thiết bị đến 3m, chiều cao 7m. Các hỗn hợp khí nguyên liệu, sấy khô, làm nguội cũng như hơi nước đều vào cửa *2*, xuyên hướng tâm qua lớp chất hấp phụ. Khí thải ra ở cửa *4*, còn hơi nhả hấp phụ ra ở cửa *3*.



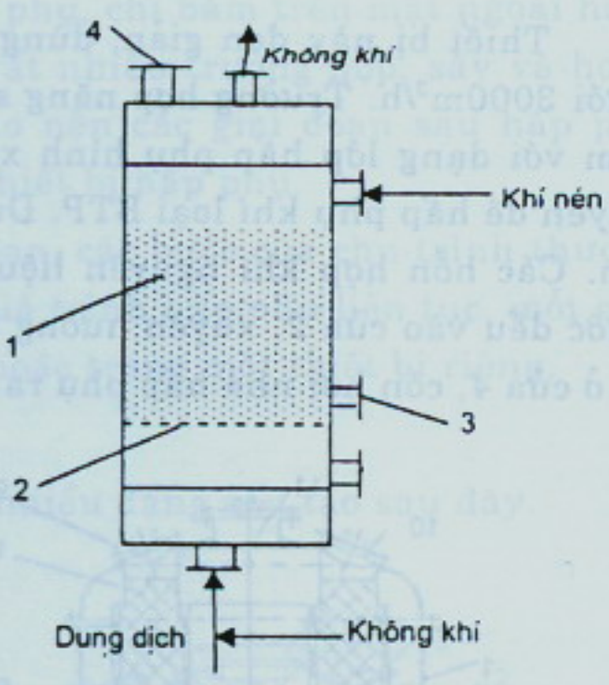
Hình 6.9. Thiết bị hấp phụ khí loại đứng với lớp hấp phụ hình xuyến

Loại này có trở lực nhỏ nhưng kích thước lớn và cấu trúc phức tạp, đắt tiền.

Trong hấp phụ chất lỏng, thiết bị loại đứng có dạng hình trụ, như các thiết bị hấp phụ các chất màu trong dịch đường, hấp phụ dầu bằng đất sét hoạt tính. Trên hình 6.10 là tháp hấp phụ dầu khoáng trong nước, lớp hấp phụ là đất sét hoạt tính hạt to.

Dung dịch chứa dầu được nạp vào từ phía dưới. Để khuấy trộn nhẹ, không khí được sục từ dưới lên trong giai đoạn hấp phụ, sau đó

để lắng một lúc, chất lỏng *được tháo ra ở đáy qua lớp* hấp phụ. Dùng khí nén để tháo nhanh, cũng để vắt kiệt chất lỏng khỏi lớp xốp. Sau một vài lần làm việc, chất hấp phụ sẽ được hoàn nguyên hoặc được thay. Các thiết bị hấp phụ được lắp thành dãy liên tiếp dùng trong các hệ thống làm việc liên tục.

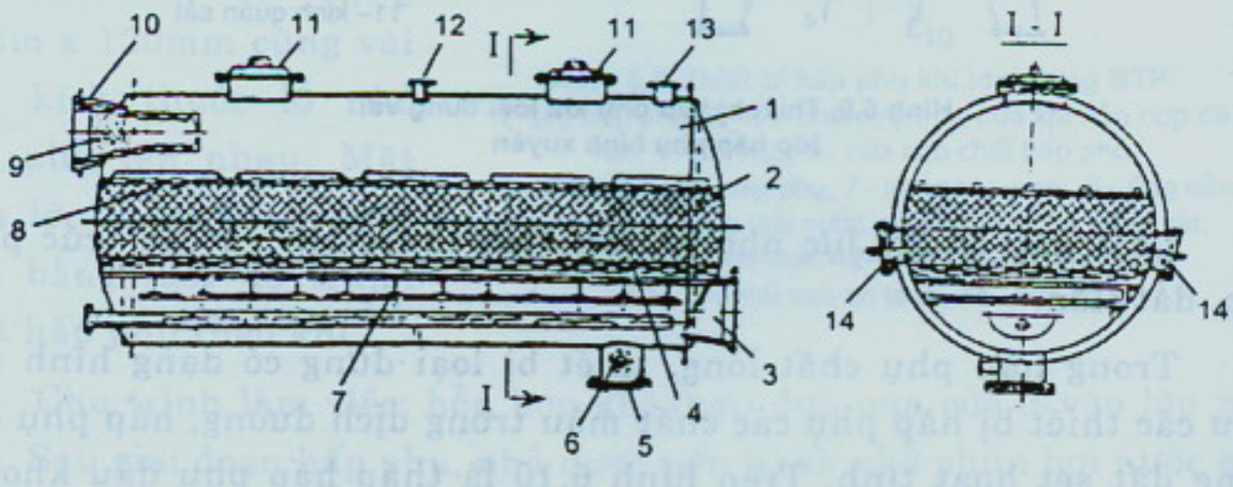


Hình 6.10. Tháp hấp phụ dầu:
1- lớp hấp phụ (đất sét); 2- lưới phân phối;
3- cửa thảo chất hấp phụ; 4- cửa nạp

b) Loại nằm ngang (hấp phụ khí)

Trên hình 6.11 mô tả thiết bị hấp phụ nằm ngang BTP, gồm hình trụ đường kính 1,8 – 2m, dài 9m, hai đầu là hai chỏm cầu, trong chứa lớp hấp phụ dày 0,5 – 0,8m. Cấu trúc lưới phân phối *4* và lưới trên *8* cũng tương tự loại đứng.

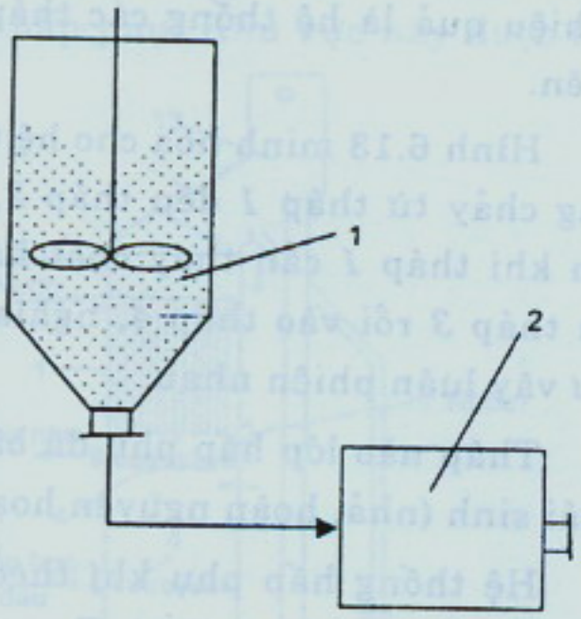
Loại này có lớp hấp phụ mỏng nên trở lực không lớn, phù hợp với năng suất lớn.



Hình 6.11. Thiết bị hấp phụ nằm ngang:
1- thân thiết bị; 2- lớp hấp phụ; 3- cửa thải khí; 4- lưới phân phối; 5- cửa quan sát;
6- ống thoát nước ngưng; 7- ống phun hơi nước; 8- lưới chắn trên; 9- cửa dẫn khí vào;
10- lớp xốp lọc bụi; 11- cửa nạp chất hấp phụ; 12- ống nối van an toàn;
13- cửa dẫn hỗn hợp nhả; 14- cửa thảo chất hấp phụ

c) Loại có máy khuấy (hấp phụ chất lỏng)

Nhiều quá trình hấp phụ (như chất lỏng nhớt, hàm lượng chất hấp phụ nhỏ, cần thời gian tiếp xúc nhiều...) cần dùng đến máy khuấy. Hệ thống thường gồm thiết bị có cánh khuấy cùng thiết bị phân ly. Hình 6.12 là sơ đồ hệ thống thường dùng trong việc tách các tạp chất, tẩy màu, tẩy mùi trong công nghiệp dầu béo và đồ uống, hoặc xử lý dầu khoáng.

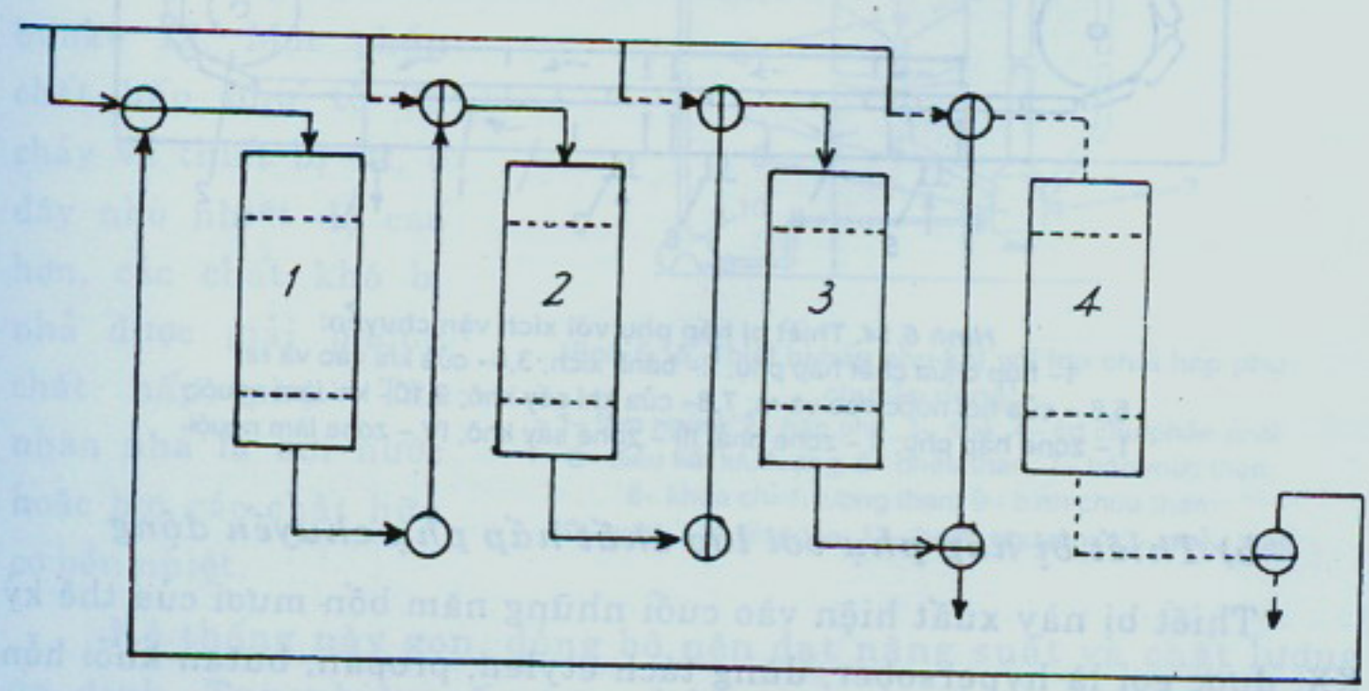


Hình 6.12. Sơ đồ hệ thống hấp phụ có cánh khuấy:
1– hấp phụ có khuấy; 2– lọc

Loại này thích hợp với các hệ thống có năng suất nhỏ, đạt được chất lượng cao trong điều kiện thiết bị, vận hành đơn giản, chi phí thấp.

6.5.1.3. Hệ thống làm việc liên tục

a) Hệ thống tháp làm việc luân phiên



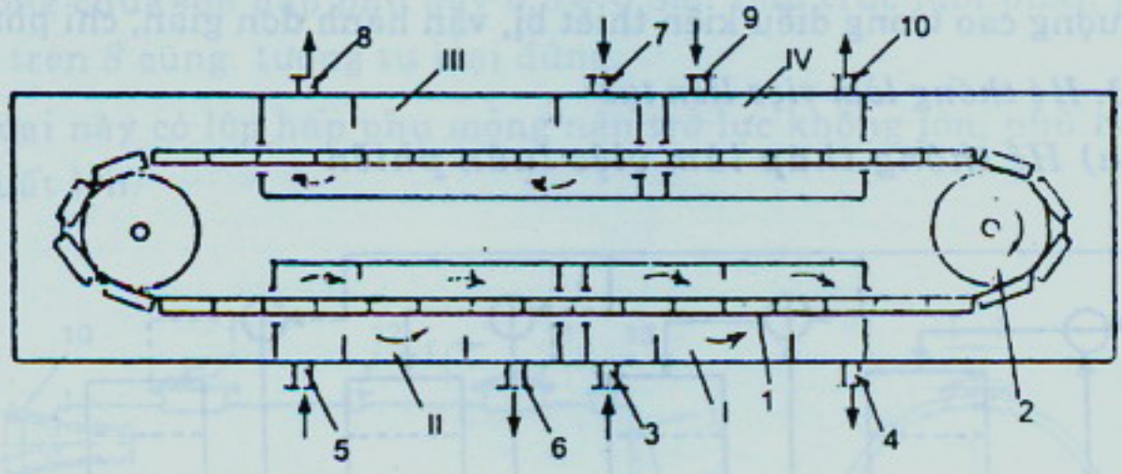
Hình 6.13. Sơ đồ hệ thống hấp phụ làm việc luân phiên

Đối với chất lỏng, hệ thống hấp phụ làm việc liên tục, đơn giản và hiệu quả là hệ thống các tháp đứng ghép liên tiếp, làm việc luân phiên.

Hình 6.13 minh hoạ cho hệ thống gồm bốn tháp. Tháp *1* dầu dãy, dòng chảy từ tháp *1* đến tháp *2*, đến tháp *3* thì đi ra (đạt yêu cầu). Đến khi tháp *1* cần thay chất hấp phụ, dòng lại bắt đầu vào tháp *2* đến tháp *3* rồi vào tháp *4*, nghĩa là tháp *2* đóng vai trò đầu dãy. Cứ như vậy luân phiên nhau.

Tháp nào lớp hấp phụ đã bão hòa thì chất hấp phụ ở đó được xử lý tái sinh (nhả, hoàn nguyên hoạt tính) hoặc thay thế.

Hệ thống hấp phụ khí theo nguyên tắc luân phiên ra đời 1960 được mô tả trên hình 6.14. Trong đó chất hấp phụ chứa trong các hộp bằng lưới. Các hộp được gắn trên xích liên tục chuyển động tuần hoàn. Mỗi hộp lần lượt trải qua các zone hấp phụ I, nhả II (bằng hơi nước), sấy III (bằng không khí nóng) và làm nguội IV (bằng không khí nguội).

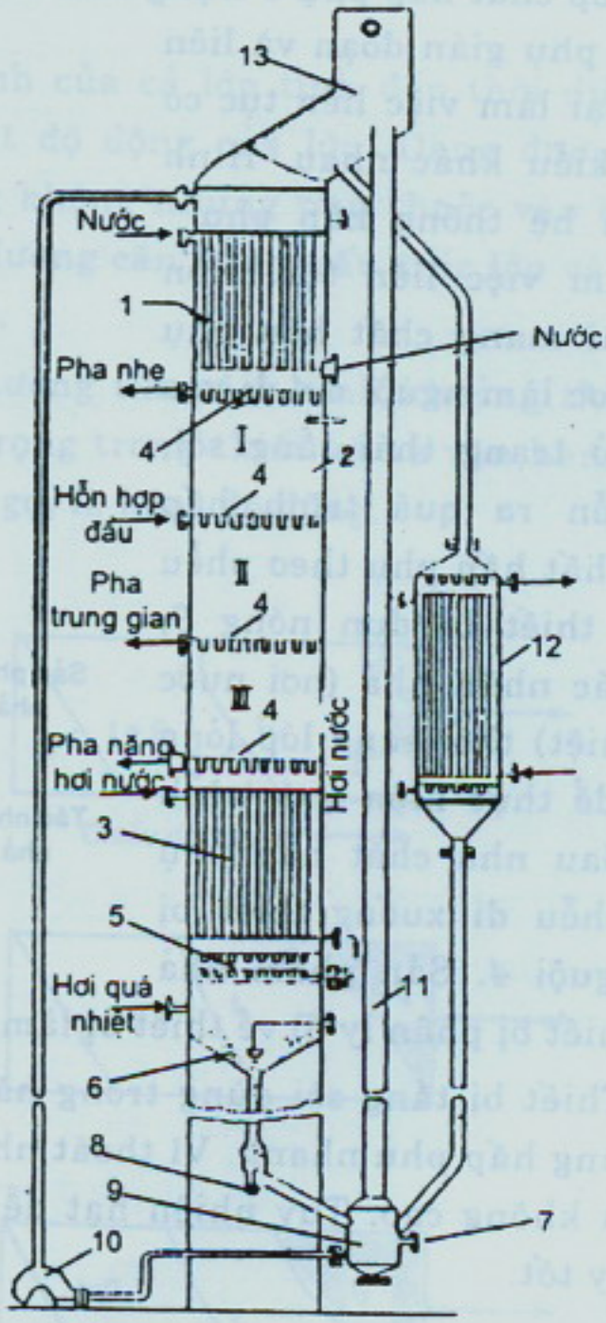


Hình 6.14. Thiết bị hấp phụ với xích vận chuyển:
1– hộp chứa chất hấp phụ; 2– bánh xích; 3,4– cửa khí vào và ra;
5,6 – cửa hơi nước vào và ra; 7,8– cửa khí sấy khô; 9,10– khí làm nguội;
I – zone hấp phụ; II – zone nhả; III – zone sấy khô; IV – zone làm nguội

b) Thiết bị hấp phụ với lớp chất hấp phụ chuyển động

Thiết bị này xuất hiện vào cuối những năm bốn mươi của thế kỷ XX, được gọi là hypersober, dùng tách etylen, propan, butan khỏi hỗn hợp với hydro và butan. Hình 6.15 mô tả hệ thống hấp phụ loại này.

Chất hấp phụ chảy tự nhiên từ trên xuống, qua thiết bị làm nguội, qua cơ cấu phân phối *4* vào khu vực hấp phụ. Khu vực này được chia làm ba ngăn. Hỗn hợp đầu được đưa vào giữa ngăn I và II, đi hướng lên và được hấp phụ. Khí đi ra ở ngăn trên cùng là các cấu tử nhẹ "trơ". Ngăn II và III có tính chất tinh chế, nghĩa là hấp phụ các cấu tử nặng hơn đi từ vùng nhả lên, đồng thời nhả các cấu tử nhẹ hơn. Chất hấp phụ sau khi nhả, qua phễu và cơ cấu điều tiết lưu lượng xuống bình *9* và được quạt *10* thổi theo ống *11* lên bunke *13*. Một phần chất hấp phụ từ *13* chảy về thiết bị *12*, ở đây nhờ nhiệt độ cao hơn, các chất khó bị nhả được giải phóng chất hấp phụ. Tác nhân nhả là hơi nước hoặc hơi các chất hữu cơ bền nhiệt.

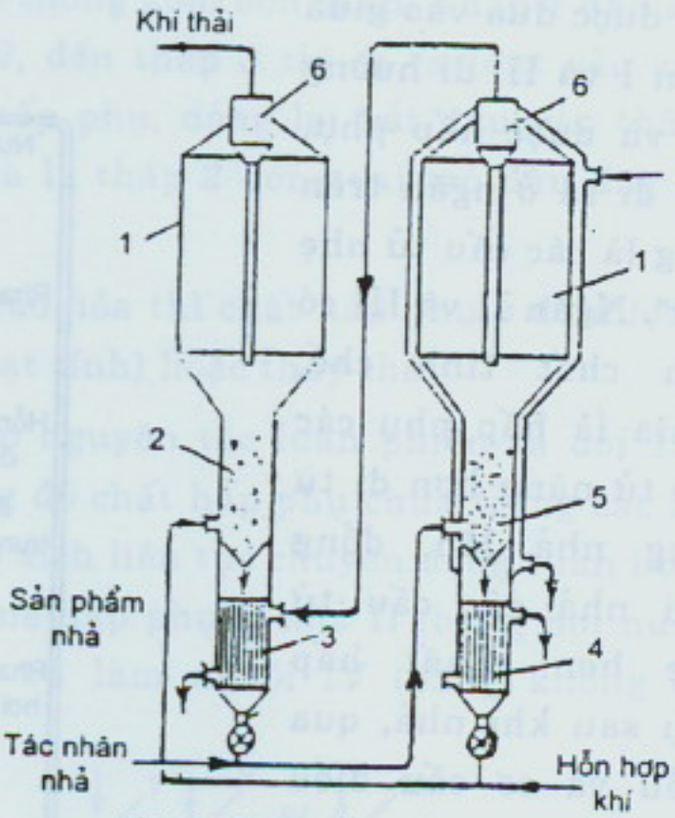


Hình 6.15. Thiết bị hấp phụ khí với lớp chất hấp phụ chuyển động:
1– làm nguội; 2– hấp phụ; 3– nhả; 4– cơ cấu phân phối; 5– điều tiết lưu lượng; 6– phễu than; 7– báo mức than; 8– khóa chỉnh lượng than; 9– bình chứa than; 10– quạt; 11– ống dẫn; 12– hoàn nguyên; 13– phễu than

Hệ thống này gọn, đồng bộ nên đạt năng suất và chất lượng ổn định. Tuy nhiên cấu tạo phức tạp, cần được điều khiển tự động.

c) Hệ thống hấp phụ tầng sôi

Lớp chất hấp phụ ở trạng thái lỏng giả (tầng sôi) được dùng trong cả hấp phụ gián đoạn và liên tục. Loại làm việc liên tục có nhiều kiểu khác nhau. Hình 6.16 là hệ thống hấp phụ nhả làm việc liên tục. Hỗn hợp khí mang chất hấp phụ vừa được làm nguội ở *4* đi vào lớp *2* ở trạng thái tầng sôi, nơi diễn ra quá trình hấp phụ. Chất hấp phụ theo phễu xuống thiết bị đun nóng *3*, được tác nhân nhả (hơi nước quá nhiệt) thổi sang lớp lỏng giả *5* để thực hiện quá trình nhả. Sau nhả chất hấp phụ theo phễu đi xuống thiết bị làm nguội *4*. Sản phẩm nhả (qua thiết bị phân ly *6*) về thiết bị làm lạnh *3* để đi ra ngoài.



Hình 6.16. Hệ thống hấp phụ – nhả làm việc ở chế độ lỏng giả

Thiết bị tầng sôi dùng trong hấp phụ tốt đối với trường hợp có khả năng hấp phụ nhanh. Vì thoát nhiệt dễ nên nhiệt độ của lớp đồng đều và không cao. Tuy nhiên hạt dễ bị vỡ vụn, nên cần có hệ thống phân ly tốt.

6.6. TÍNH TOÁN QUÁ TRÌNH HẤP PHỤ

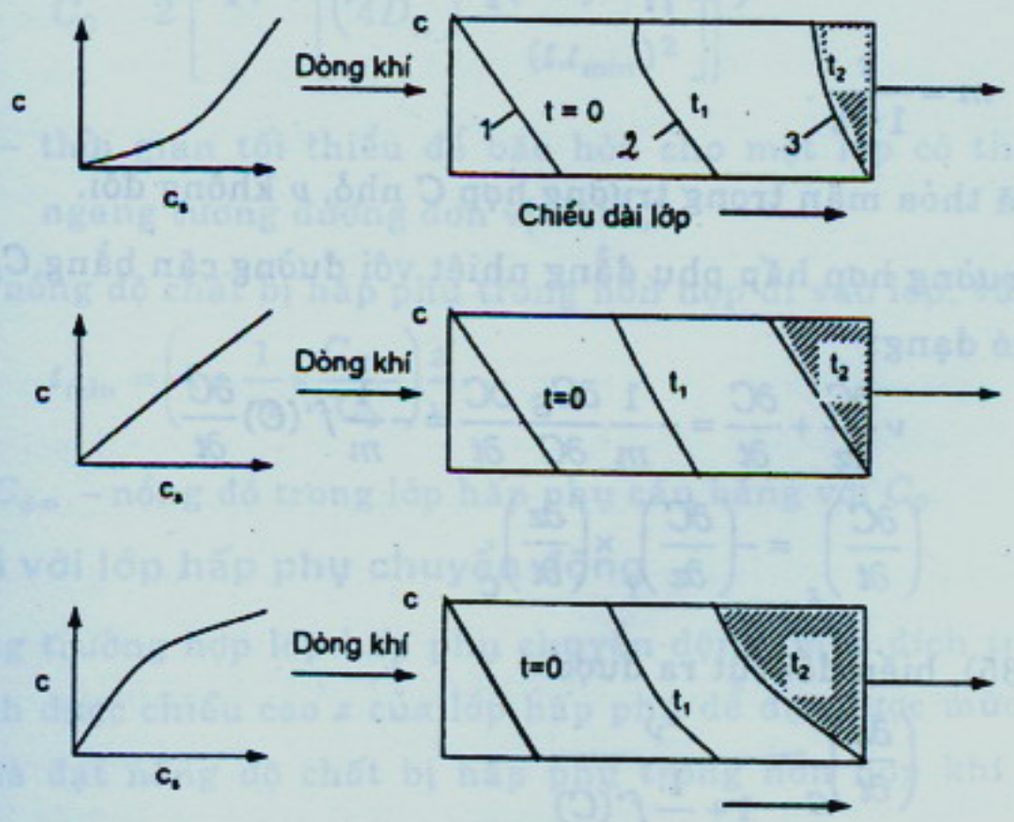
6.6.1. Đối với lớp chất hấp phụ cố định

Hình 6.17 mô tả sự biến đổi nồng độ chất bị hấp phụ trong pha khí đi trong lớp theo thời gian. Lúc đầu, do sự hấp phụ rất nhanh, nên sau một khoảng thời gian rất ngắn lớp hấp phụ đầu tiên đã bão hòa. Tại đó, đường phân bố nồng độ có dạng như đường *1*. Sau đó đường phân bố cứ dịch chuyển dần (ví dụ tại thời điểm t_1 có đường *2*). Đến thời điểm t_2 thì đường phân bố kết thúc ở tiết diện cuối cùng của lớp

hấp phụ. Quá trình hấp phụ nếu dừng tại thời điểm này thì còn một phần chất hấp phụ (phần gạch chéo phía bên phải đường cong) chưa bão hòa.

Mức độ hấp phụ trung bình của cả lớp tính đến thời điểm này (tính bằng g/g) được gọi là hoạt độ động của lớp. Dạng đường cong phân bố và giá trị hoạt độ động không những phụ thuộc vào hoạt độ tĩnh mà còn phụ thuộc cả dạng đường cân bằng, cấu trúc lớp và chế độ thủy động của pha khí hoặc lỏng.

Trong thực tế tính toán thường tìm cách tính khoảng thời gian t_2, xem như một tham số quan trọng trong thiết kế và vận hành thiết bị chứa lớp cố định, t_2 cũng được gọi là hoạt độ động.



Hình 6.17. Sự phân bố nồng độ chất bị hấp phụ trong hỗn hợp (khí lỏng) khi qua lớp hấp phụ tĩnh [theo quan hệ cân bằng $c = f(c_s)$]

Phương trình cân bằng vật chất cho quá trình hấp phụ ở lớp mỏng *dz* có độ xốp không đổi và không có khuếch tán dọc có dạng:

$$v\varepsilon SC - \left[v\varepsilon SC + \frac{\partial(v\varepsilon SC)}{\partial z} \right] = \frac{\partial(\varepsilon SCdz)}{\partial t} + \frac{\partial[(1-\varepsilon)SC_S dz]}{\partial t} \qquad (6.33)$$

trong đó S – diện tích thiết diện của lớp, m^2;

v – vận tốc dòng, m/s;

C – nồng độ chất bị hấp phụ trong hỗn hợp ($kmol/m^3$);

C_S – nồng độ chất bị hấp phụ, ($kmol/m^3$);

$\varepsilon SCdz$ – biểu thị phần tích lại trong không gian xốp;

$(1 - \varepsilon)\, SC_S dz$ – biểu thị phần đã bị hấp phụ.

Từ (6.33) rút ra:

$$v\left(\frac{\partial C}{\partial z}\right)_t + \left(\frac{\partial C}{\partial t}\right)_z = -\frac{1}{m}\left(\frac{\partial C_S}{\partial t}\right)_z \qquad (6.34)$$

với $m = \dfrac{\varepsilon}{1-\varepsilon}$.

Đã thỏa mãn trong trường hợp C nhỏ, v không đổi.

Trường hợp hấp phụ đẳng nhiệt với đường cân bằng $C_S = f(C)$ thì (6.34) có dạng:

$$v\frac{\partial C}{\partial z} + \frac{\partial C}{\partial t} = -\frac{1}{m}\frac{\partial C_S}{\partial C}\frac{\partial C}{\partial t} = -\frac{1}{m}f'(C)\frac{\partial C}{\partial t} \qquad (6.35)$$

thay $\left(\dfrac{\partial C}{\partial t}\right)_z = -\left(\dfrac{\partial C}{\partial z}\right)_t \times \left(\dfrac{\partial z}{\partial t}\right)_C$

vào (6.35), biến đổi rút ra được:

$$\left(\frac{\partial z}{\partial t}\right)_C = \frac{v}{1 + \dfrac{1}{m}f'(C)} \qquad (6.36)$$

Phương trình (6.36) cho thấy sự biến đổi của vùng hấp phụ (nơi có nồng độ cao) có thể khác với vùng có nồng độ chất bị hấp phụ nhỏ hơn, tuỳ thuộc dạng của đường cân bằng đẳng nhiệt.

Trong điều kiện nồng độ C không đổi, tích phân phương trình (6.36) được:

$$\frac{v}{1+\frac{1}{m}f'(C)} \times t = z - z_0 \qquad (6.37$$

z_0 ứng với điểm bắt đầu, trước khi hỗn hợp đi vào lớp chất hấp phụ.

Trong thực tế lớp hấp phụ ở gần trạng thái cân bằng khi dòng đối lưu nhỏ. Lúc này, hiện tượng khuếch tán dọc ảnh hưởng đáng kể trong phương trình (6.34) có thêm số hạng $D_L \frac{\partial^2 C}{\partial z^2}$ (D_L là hệ số khuếch tán dọc), phương trình có dạng:

$$\frac{C}{C_0} = \frac{1}{2}\left\{1 + erf\left[\left(\frac{vz}{4D_L}\right)^{\frac{1}{2}} \times \frac{(t - t_{min})}{(t.t_{min})^{\frac{1}{2}}}\right]\right\} \qquad (6.38)$$

với t_{min} – thời gian tối thiểu để bão hòa cho một lớp có thiết diện ngang tương đương đơn vị dài z;

C_0 – nồng độ chất bị hấp phụ trong hỗn hợp đi vào lớp, vậy:

$$t_{min} = \left(1 + \frac{1}{m} \times \frac{C_{S\infty}}{C_0}\right)\frac{z}{v} \qquad (6.39)$$

trong đó $C_{S\infty}$ – nồng độ trong lớp hấp phụ cân bằng với C_0.

6.6.2. Đối với lớp hấp phụ chuyển động

Trong trường hợp lớp hấp phụ chuyển động, mục đích tính toán là xác định được chiều cao z của lớp hấp phụ để đạt được mức độ hấp phụ, tức là đạt nồng độ chất bị hấp phụ trong hỗn hợp khí ra khỏi lớp C_C.

Phương trình cân bằng vật chất ở lớp dz có dạng:

$$v.\ \varepsilon\ .\ SdC = \beta_y S(1 - \varepsilon)\ \sigma(C - C_i)\ dz \qquad (6.40)$$

trong đó C_i – nồng độ chất bị hấp phụ ở bề mặt chất hấp phụ;

σ – bề mặt riêng của hạt, m^2/m^3.

Thực tế rất khó biết C_i, nên thường thay động lực $(C - C_i)$ bằ hiệu số $(C - C^*)$, trong đó C^* là nồng độ cân bằng, β_y thay bằng hệ chuyển khối K_y.

Tích phân phương trình (6.40) được:

$$z = \frac{m v}{K_y . \sigma} \int_{C_c}^{C_0} \frac{dC}{C - C^*} = h_{td} . n \qquad (6.4$$

Tích phân $\int_{C_c}^{C_0} \frac{dC}{C - C^*}$ là số đơn vị chuyển khối, còn $\frac{m v}{K_y . \sigma} = h_{td}$ chiều cao tương đương với một đơn vị chuyển khối.

Chương 7

SẤY

7.1. KHÁI NIỆM CHUNG

Tách nước (ẩm) ra khỏi vật liệu rắn hay dung dịch là một quá trình kỹ thuật rất phổ biến và rất quan trọng đối với nhiều ngành công nghiệp, đặc biệt là các ngành hóa chất và thực phẩm. Với mục đích: bảo quản tốt vật liệu hoặc để giảm năng lượng tiêu tốn trong quá trình vận chuyển vật liệu, hoặc để đảm bảo các thông số kỹ thuật cho các quá trình gia công vật liệu tiếp theo. Tùy theo tính chất và độ ẩm của vật liệu, tuỳ theo yêu cầu và mức độ làm khô vật liệu mà người ta tiến hành các phương pháp tách ẩm ra khỏi vật liệu theo các cách sau:

• Phương pháp cơ học là dùng các máy ép, máy lọc, máy ly tâm... để tách nước, phương pháp này được dùng khi không cần tách triệt để mà chỉ cần tách sơ bộ một lượng nước ra khỏi vật liệu.

• Phương pháp hóa lý là dùng một hóa chất có tính hút nước cao để tách ẩm ra khỏi vật liệu như $CaCl_2$ khan, H_2SO_4 đậm đặc, silicagen... Phương pháp này có khả năng tách được tương đối triệt để ẩm ra khỏi vật liệu, nhưng đắt và phức tạp nên phương pháp này dùng chủ yếu để hút ẩm trong một hỗn hợp khí để bảo quản máy và thiết bị.

• Phương pháp nhiệt: dùng nhiệt năng làm bốc hơi nước ra khỏi vật liệu là phương pháp được sử dụng rộng rãi nhất trong công nghiệp và trong đời sống, vì vậy trong chương này chỉ để cập phương pháp tách ẩm theo phương pháp sấy.

Sấy là quá trình dùng nhiệt năng để làm bay hơi nước ra khỏi vật liệu. Quá trình này có thể tiến hành bay hơi tự nhiên bằng năng lượng tự nhiên như năng lượng Mặt trời, năng lượng gió... (gọi là quá trình phơi hay sấy tự nhiên). Dùng phương pháp này thì đỡ tốn nhiệt năng, nhưng không chủ động điều chỉnh được vận tốc của quá trình theo yêu cầu kỹ thuật, năng suất thấp... Bởi vậy trong các ngành công nghiệp người ta thường tiến hành quá trình sấy nhân tạo (dùng nguồn năng lượng do con người tạo ra). Tuỳ theo phương pháp truyền nhiệt, trong kỹ thuật sấy cũng chia ra:

– Sấy đối lưu là phương pháp sấy cho tiếp xúc trực tiếp vật liệu sấy với không khí nóng, khói lò... (gọi là tác nhân sấy).

– Sấy tiếp xúc là phương pháp sấy không cho tác nhân sấy tiếp xúc trực tiếp với vật liệu sấy, mà tác nhân sấy truyền nhiệt cho vật liệu sấy gián tiếp qua một vách ngăn.

– Sấy bằng tia hồng ngoại: là phương pháp sấy dùng năng lượng của tia hồng ngoại do nguồn nhiệt phát ra truyền cho vật liệu sấy.

– Sấy bằng dòng điện cao tần: là phương pháp sấy dùng năng lượng điện trường có tần số cao để đốt nóng trên toàn bộ chiều dày của lớp vật liệu.

– Sấy thăng hoa: là phương pháp sấy trong môi trường có độ chân không rất cao, nhiệt độ rất thấp, nên ẩm tự do trong vật liệu đóng băng và bay hơi từ trạng thái rắn thành hơi không qua trạng thái lỏng.

Ba phương pháp sấy cuối ít được sử dụng trong công nghiệp, nên gọi chung là các phương pháp sấy đặc biệt.

Quá trình sấy là một quá trình chuyển khối có sự tham gia của pha rắn rất phức tạp vì nó bao gồm cả quá trình khuếch tán bên trong và bên ngoài vật liệu rắn đồng thời với quá trình truyền nhiệt. Đây là một quá trình nối tiếp, vận tốc của toàn bộ quá trình được quy định bởi giai đoạn nào chậm nhất. Ngoài ra tuỳ theo phương pháp sấy mà nhiệt độ là yếu tố thúc đẩy hoặc cản trở quá trình di chuyển ẩm từ trong lòng vật liệu sấy ra bề mặt vật liệu sấy.

Trong các quá trình sấy thì môi trường không khí ẩm xung quanh có ảnh hưởng rất lớn và trực tiếp đến vận tốc của quá trình sấy. Bởi vậy cần nghiên cứu các tính chất và các thông số cơ bản của không khí ẩm.

7.2. CÁC THÔNG SỐ CƠ BẢN CỦA KHÔNG KHÍ ẨM

Một hỗn hợp không khí và hơi nước được gọi là một hỗn hợp không khí ẩm, được đặc trưng bởi các thông số cơ bản sau.

7.2.1. Độ ẩm tuyệt đối của không khí

Độ ẩm tuyệt đối của không khí là lượng hơi nước chứa trong một $1m^3$ không khí ẩm, về trị số thì bằng khối lượng riêng của hơi nước ở trong hỗn hợp không khí ẩm, ký hiệu là ρ_h; thứ nguyên là kg/m^3.

7.2.2. Độ ẩm tương đối của không khí

Độ ẩm tương đối của không khí hay còn gọi là mức độ bão hòa hơi nước là tỷ số giữa lượng hơi nước chứa trong $1m^3$ không khí, với lượng nước chứa trong $1m^3$ không khí đó đã bão hòa hơi nước ở cùng một nhiệt độ và áp suất, ký hiệu là φ:

$$\varphi = \frac{\rho_h}{\rho_{bh}}, \tag{7.1}$$

Nếu coi hỗn hợp không khí tuân theo phương trình trạng thái khí lý tưởng:

$$pV = RT \quad \text{hay } \rho = \frac{1}{V} = \frac{p}{RT}$$

thì

$$\rho_h = \frac{p_h}{R_h T} \quad \text{và} \quad \rho_{hb} = \frac{p_{bh}}{R_{bh} T}$$

Vì $R_h = R_{hh}$ nên:

$$\varphi = \frac{p_h}{R_h T} \Big/ \frac{p_{bh}}{R_{bh} T} = \frac{p_h}{p_{bh}} \tag{7.2}$$

trong đó ρ_h – khối lượng riêng của hơi nước trong $1m^3$ không khí ẩm, kg/m^3

ρ_{bh} – khối lượng riêng của hơi nước trong $1m^3$ không khí đã bão hòa hơi nước, kg/m^3;

p_h – áp suất riêng phần của hơi nước trong hỗn hợp không khí ẩm;

p_{bh} – áp suất riêng phần của hơi nước trong hỗn hợp không khí ẩm đã bão hoà hơi nước;

R_h, R_{bh} – hằng số khí lý tưởng của hơi nước và hơi nước bão hòa, bằng nhau về trị số;

V – thể tích riêng của hơi nước, m^3/kg;

T – nhiệt độ của hỗn hợp không khí ẩm, ^oK.

Khi lượng hơi nước trong hỗn hợp không khí tăng đến trạng thái bão hòa ($p_h = p_{bh}$) thì:

$$\varphi = 1 = \varphi_{max}$$

7.2.3. Hàm ẩm của không khí ẩm

Hàm ẩm của không khí ẩm là lượng hơi nước chứa trong 1kg không khí khô (kkk); ký hiệu là x; kg/kg kkk (kg ẩm/kg không khí khô):

$$x = \frac{\rho_h}{\rho_{kkk}}$$

Theo phương trình trạng thái khí lý tưởng:

$$x = \frac{p_h}{R_h T} \Big/ \frac{p_{kkk}}{R_{kkk} T} = \frac{p_h}{R_h T} \frac{R_{kkk}}{p_{kkk}}$$

với p_{kkk} – áp suất riêng phần của không khí khô;

R_{kkk} – hằng số khí của không khí khô; theo tài liệu tham khảo thì $R_{kkk}/R_h = 0{,}622$.

Theo định luật Dalton thì : $p_{kkk} = P - p_h$

P – áp suất chung của hỗn hợp khí.

Mà $\varphi = \frac{\rho_h}{\rho_{bh}}$, hay $p_h = \varphi\, p_{bh}$

Thay các giá trị p_h, p_{kkk} vào biểu thức tính x ta có:

$$x = \frac{R_{kkk}}{R_h} \cdot \frac{\varphi p_{bh}}{P - \varphi . p_{bh}} = 0{,}622 \frac{\varphi . p_{bh}}{P - \varphi . p_{bh}}, \quad \text{kg/kg kkk} \qquad (7.3)$$

7.2.4. Nhiệt lượng riêng của không khí ẩm

Nhiệt lượng riêng của không khí ẩm là tổng nhiệt lượng của không khí khô và của hơi nước ở trong hỗn hợp:

$$I = C_{kkk} t + x i_h, \quad \text{J/kg kkk} \qquad (7.4)$$

trong đó I – nhiệt lượng riêng của không khí ẩm có hàm ẩm x;

C_{kkk} – nhiệt dung riêng của không khí khô, J/kg.độ;

t – nhiệt độ của không khí, °C;

i_h – nhiệt lượng riêng của hơi nước ở nhiệt độ t, J/kg;

i_h được xác định theo công thức thực nghiệm:

$$i_h = r_o + C_h t = (2493 + 1{,}97.t).10^3, \text{ J/kg}$$

ở đây r_o – nhiệt lượng riêng của hơi nước ở 0°C, $r_o = 2493.10^3$J/kg;

C_h – nhiệt dung riêng của hơi nước, $C_h = 1{,}97.10^3$ J/kg °C;

C_{kkk} – nhiệt dung riêng của không khí khô, $C_{kkk} = 1000$ J/kg °C.

Thay tất cả các giá trị vào biểu thức (7.4) được:

$$I = 1000t + (2493 + 1{,}97.t).10^3.x; \quad \text{J/kg kkk} \qquad (7.5)$$

hay

$$I = (1000 + 1{,}97.10^3.x).t + 2493.10^3.x \qquad (7.6)$$

Trong biểu thức (7.6) thì $(1000 + 1{,}97.10^3.x) = C_{kkk} + C_h.x$ là nhiệt dung riêng của không khí ẩm khi hàm ẩm là x.

7.2.5. Điểm sương

Giả sử có một hỗn hợp không khí ẩm chưa bão hòa hơi nước. Làm lạnh hỗn hợp này trong điều kiện x = const thì nhiệt độ của khối khí giảm dần, độ ẩm tương đối của không khí tăng dần đến trạng thái bão hòa hơi nước (φ = 100%). Nếu tiếp tục giảm nhiệt độ của khí thì trong hỗn hợp khí bắt đầu xuất hiện những giọt sương mù do hơi nước trong hỗn hợp khí ngưng tụ lại, thì hàm ẩm của hỗn hợp khí bắt đầu giảm. Nhiệt độ của hỗn hợp khí tương ứng với

trạng thái bão hòa hơi nước gọi là nhiệt độ điểm sương, ký hiệu là t_s. Vậy điểm sương là giới hạn của quá trình làm lạnh không khí trong điều kiện hàm ẩm x = const.

Theo phương trình (7.3) ta có thể xác định được điểm sương của không khí ẩm. Khi hỗn hợp ở nhiệt độ điểm sương thì không khí ẩm có $\varphi = 1$. Thay giá trị này vào phương trình (7.3), ta có:

$$x = 0{,}622\frac{p_{bh}}{P - p_{bh}} \tag{7.3a}$$

rút ra được:

$$p_{bh} = \frac{x.P}{0{,}622 + x} \tag{7.3b}$$

Biết được giá trị của áp suất hơi bão hòa p_{bh} (tương ứng với áp suất ở trạng thái điểm sương) tra bảng "áp suất hơi bão hòa phụ thuộc vào nhiệt độ" sẽ tìm được nhiệt độ của nước, nhiệt độ này chính là nhiệt độ điểm sương.

Trong tính toán kỹ thuật người ta thường xác định nhiệt độ điểm sương bằng đồ thị $I - x$ sẽ được trình bày sau.

7.2.6. Nhiệt độ bầu ướt

Nếu ta cho nước bay hơi trong khối không khí chưa bão hòa hơi nước trong điều kiện đoạn nhiệt, nghĩa là quá trình bay hơi nước xảy ra do nhiệt của khối không khí cung cấp mà không cung cấp thêm nhiệt và cũng không bớt nhiệt của khối không khí, thì trong suốt quá trình bay hơi nhiệt độ của không khí giảm dần, hàm ẩm tăng dần, đến khi khối không khí bão hòa hơi nước thì hệ đạt trạng thái cân bằng động, nghĩa là cứ trên một đơn vị bề mặt bốc hơi trong cùng một đơn vị thời gian có bao nhiêu lượng ẩm bay hơi vào không khí, thì ngược lại cũng có bấy nhiêu lượng ẩm ngưng tụ từ môi trường không khí vào nước. Nhiệt độ của không khí không giảm nữa và bằng nhiệt độ của nước bay hơi, nhiệt độ này gọi là nhiệt độ bầu ướt; thường ký hiệu là t_u.

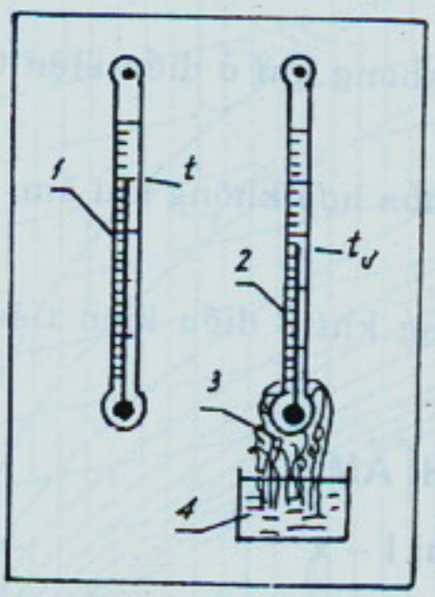
Vậy nhiệt độ bầu ướt là một thông số đặc trưng cho khả năng cấp nhiệt của không khí để làm bay hơi nước cho đến khi không khí bão hòa hơi nước.

Nhiệt độ đọc được ở nhiệt kế thường gọi là nhiệt độ bầu khô. Hiệu số giữa nhiệt độ bầu khô và nhiệt độ bầu ướt là đặc trưng cho khả năng hút ẩm của không khí, người ta gọi là thế sấy ε:

$$\varepsilon = t - t_u$$

t – nhiệt độ của không khí (nhiệt độ bầu khô).

Muốn đo nhiệt độ bầu ướt ta dùng ẩm kế. Ta cũng có thể dùng một nhiệt kế thường có bọc vải ướt, một đầu của vải ướt được nhúng trong nước để tạo ra môi trường không khí xung quanh bầu thuỷ ngân có $\varphi = 100\%$.



Hình 7.1. **Nguyên tắc cấu tạo của ẩm kế**

1 – nhiệt kế thường;

2 – nhiệt kế đo t_u;

3 – vật liệu hút nước tốt: bông, vải...;

4 – cốc nước

7.2.7. Thể tích không khí ẩm

Thể tích không khí ẩm tính theo 1kg không khí khô được tính theo công thức:

$$V = \frac{RT}{P - \varphi . p_{bh}} \quad , \text{m}^3/\text{kg không khí khô} \qquad (7.7)$$

với R – hằng số khí, đối với không khí thì R = 287 J/kg.°K;

T – nhiệt độ của không khí, °K;

P – áp suất chung của hỗn hợp không khí ẩm, N/m^2;

$\varphi p_{bh} = p_h$ – áp suất riêng phần của hơi nước, N/m^2.

7.2.8. Khối lượng riêng của hỗn hợp không khí ẩm

Khối lượng riêng của hỗn hợp không khí ẩm bằng tổng khối lượng riêng của không khí khô và khối lượng riêng của hơi nước ở cùng nhiệt độ:

$$\rho = \rho_{kkk} + \rho_h \quad , \text{kg/m}^3$$

hay

$$\rho = \rho_o \frac{T_o P_1}{T P_o}\left(1 - \frac{0{,}378\varphi P_{bh}}{P}\right) \tag{7.8}$$

trong đó ρ_{kkk} và ρ_h – khối lượng riêng của không khí khô và của hơi nước, kg/m^3;

ρ_o – khối lượng riêng của không khí ở điều kiện tiêu chuẩn, kg/m^3;

P_o, P – áp suất chung của hỗn hợp không khí ẩm, (tương ứng với T_o và T)

T_o, T – nhiệt độ của không khí ở điều kiện tiêu chuẩn và điều kiện làm việc.

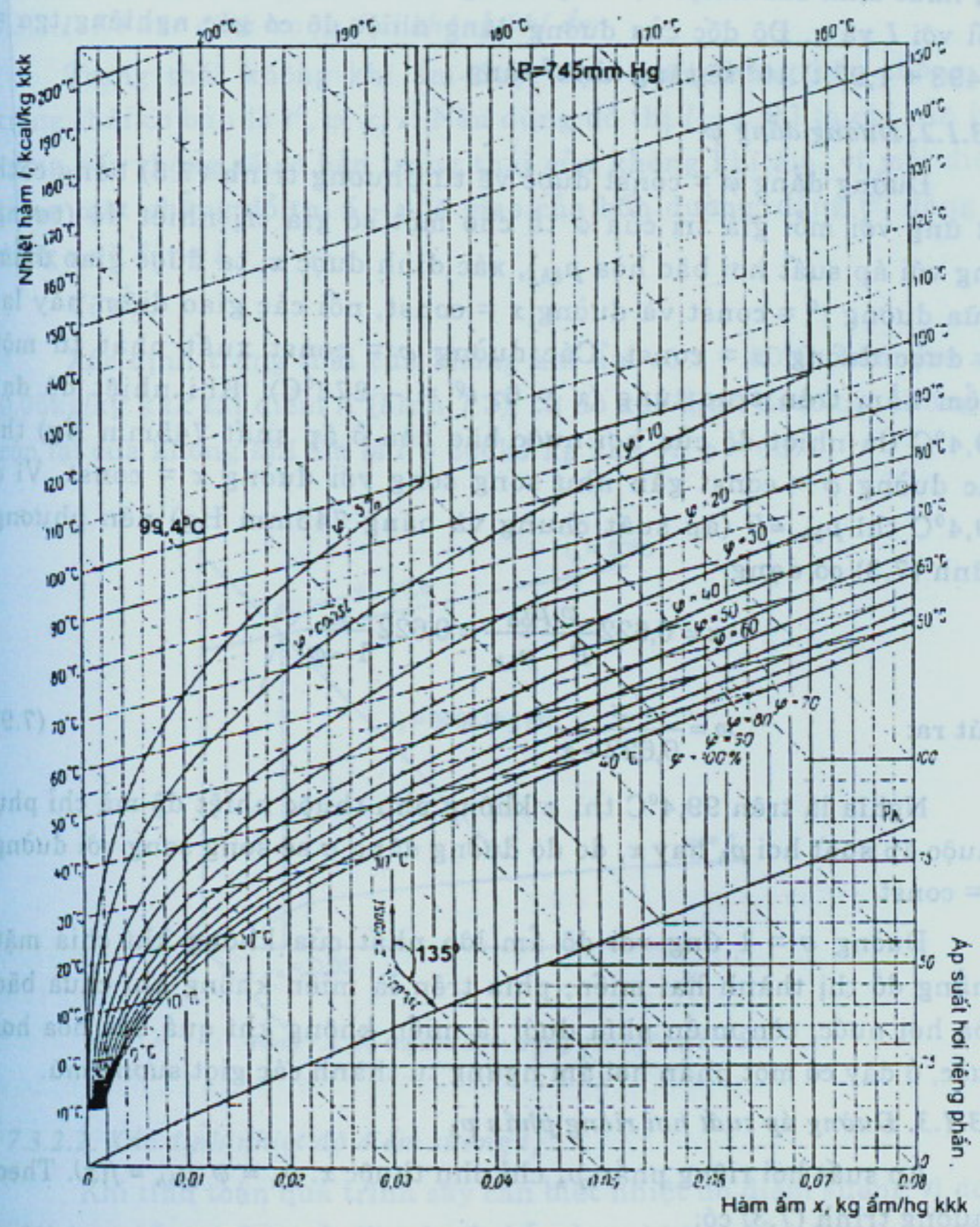
7.3. ĐỒ THỊ I – X CỦA KHÔNG KHÍ ẨM

7.3.1. Nguyên tắc thành lập đồ thị I – x

Tính toán quá trình sấy bằng phương pháp giải tích rất phức tạp. Bởi vậy để đơn giản hơn người ta dùng phương pháp đồ thị để xác định trạng thái của không khí ẩm – đồ thị của L.K.Ramdin. Đồ thị được thành lập ở áp suất khí quyển bằng 745mmHg, góc giữa hai trục chính của đồ thị là 135^0. Trục tung là nhiệt hàm I, trục hoành là hàm ẩm x. Vậy các đường đẳng I là các đường xiên song song với trục hoành, các đường đẳng x là các đường thẳng đứng song song với trục tung.

Ngoài hai trục chính này trên đồ thị còn có các đường đẳng nhiệt độ t^0 = const , đường độ ẩm tương đối không đổi và đường áp suất hơi nước riêng phần.

7.3.1.1. Đường đẳng nhiệt độ (t^0 = const)



Hình 7.2. **Đồ thị *I – x* của không khí ẩm**

Đường đẳng nhiệt độ t^0 = const được vẽ từ phương trình (7.5), bằng cách cho các giá trị của nhiệt độ t^0 = const. Cứ ứng với một giá

trị nhất định của nhiệt độ thì phương trình (7.5) có dạng đường thẳng đối với I và x. Độ dốc của đường đẳng nhiệt độ có góc nghiêng tgα = (2493 + 1,97.t).10^3 sẽ tăng khi t^0 tăng.

7.3.1.2. Đường đẳng φ

Đường đẳng φ = const được vẽ từ phương trình (7.3) bằng cách cứ ứng với mỗi giá trị của φ ta cho một số giá trị nhiệt độ (tương ứng với áp suất hơi bão hòa p_{bh}), xác định được x, ta được giao điểm giữa đường t^0 = const và đường x = const, nối các giao điểm này lại ta được đường φ = const. Các đường φ = const xuất phát từ một điểm nằm trên trục tung (x = 0; t^0 = – 273°C). Khi nhiệt độ đạt 99,4°C (là nhiệt độ của hơi nước bão hòa ở áp suất 745mm Hg) thì các đường φ = const gần như song song với đường x = const. Vì ở 99,4°C thì p_{bh} =P (áp suất chung và bằng 745mm Hg) nên phương trình (7.3) có dạng:

$$x = 0{,}622\frac{\varphi.p_{bh}}{P - p_{bh}} = 0{,}622\frac{\varphi}{1-\varphi}$$

Rút ra:
$$\varphi = \frac{x}{0{,}622 + x} \qquad (7.9)$$

Nghĩa là trên 99,4°C thì φ không phụ thuộc nhiệt độ mà chỉ phụ thuộc áp suất hơi p_h hay x, do đó đường đẳng φ sẽ song song với đường x = const.

Đường φ = 1 ứng với độ ẩm lớn nhất của không khí chia mặt phẳng đồ thị thành hai miền; phía trên là miền không khí chưa bão hòa hơi nước, còn miền phía dưới là miền không khí quá bão hòa hơi nước, ở đây có một phần hơi ẩm ngưng tụ thành các giọt sương mù.

7.3.1.3. Đường áp suất hơi riêng phần p_h

Áp suất hơi riêng phần p_h chỉ phụ thuộc x: $p_h = \varphi . p_{bh} = f(x)$. Theo phương trình (7.3) có:

$$p_h = \frac{x.P}{0{,}622 + x} \qquad (7.10)$$

Quan hệ giữa p_h và x có dạng gần như đường thẳng khi x rất nhỏ, trị số của p_h ghi ở trục bên phải của đồ thị $I - x$ (hình 7.2).

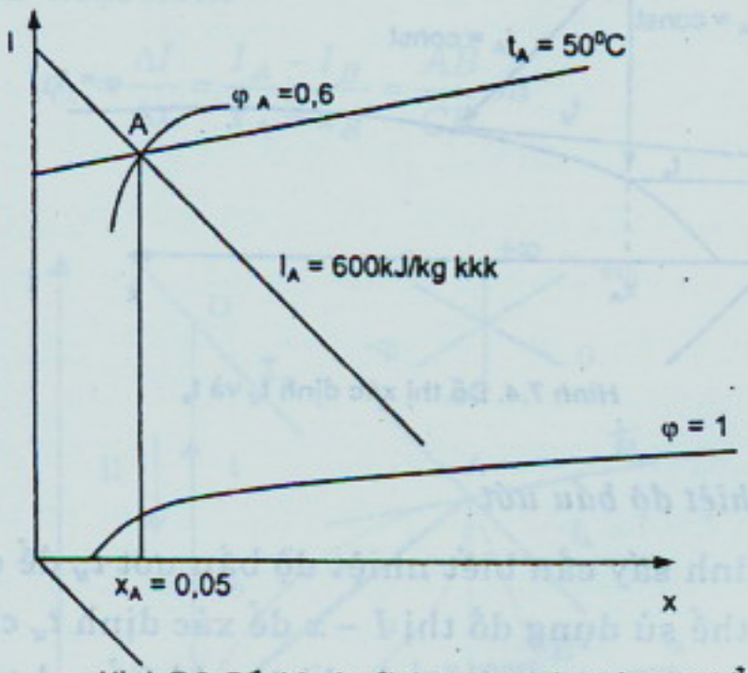
7.3.2. Cách sử dụng đồ thị $I - x$

7.3.2.1. Để xác định trạng thái không khí ẩm

Trạng thái không khí ẩm được đặc trưng bằng bốn thông số trạng thái cơ bản là t^0, φ, x, I. Nếu dùng đồ thị $I - x$ thì ta chỉ cần hai trong bốn thông số cơ bản trạng thái của không khí ẩm, vì mỗi điểm trong mặt phẳng đồ thị $I - x$ là giao của bốn đường: đẳng t^0, đẳng φ, đẳng x và đẳng I.

Ví dụ:

Xác định trạng thái của không khí ẩm có $t = 50^0C$, hàm ẩm x = 0,05kg/kg kkk tại điểm A (hình 7.3), từ đó xác định được các thông số còn lại của không khí ẩm là I = 600kJ/kg kkk và φ = 60%.



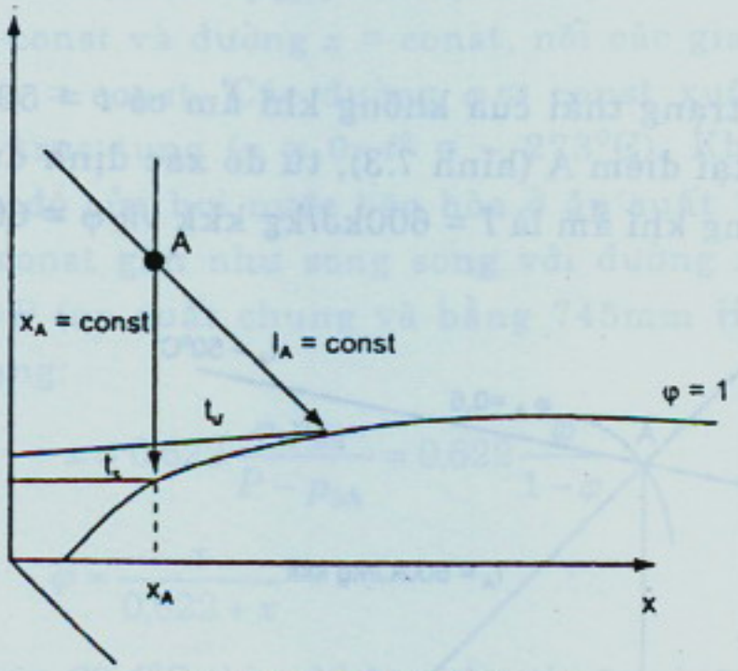
Hình 7.3. Đồ thị xác định trạng thái không khí ẩm

7.3.2.2. Xác định nhiệt độ điểm sương t_s

Khi tính toán quá trình sấy cần biết nhiệt độ điểm sương vì đó là giới hạn của quá trình làm lạnh hỗn hợp không khí ẩm trong điều kiện x = const.

Biết được nhiệt độ điểm sương để chọn nhiệt độ cuối của quá trình sấy phải lớn hơn nhiệt độ điểm sương để tránh ngưng tụ ẩm trên bề mặt vật liệu sấy.

Giả sử có một hỗn hợp không khí ẩm được biểu diễn ở điểm A (x_A, I_A). Để xác định nhiệt độ điểm sương của hỗn hợp không khí ẩm này, theo định nghĩa của nhiệt độ điểm sương là giới hạn của quá trình làm lạnh hỗn hợp không khí ẩm chưa bão hòa hơi nước trong điều kiện x = const. Nên kéo đường x_A = const cắt đường $\varphi = 1$, đường t^0 = const đi qua giao điểm này chính là nhiệt độ điểm sương của trạng thái không khí ẩm A, hay tổng quát là của mọi trạng thái của không khí ẩm có $x = x_A$.



Hình 7.4. Đồ thị xác định t_u và t_s

7.3.2.3. Xác định nhiệt độ bầu ướt

Trong quá trình sấy cần biết nhiệt độ bầu ướt t_u để chọn nhiệt độ sấy thích hợp. Có thể sử dụng đồ thị $I - x$ để xác định t_u của trạng thái không khí nào đó, ví dụ trạng thái của không khí ẩm được biểu diễn ở điểm $A(x_A, I_A)$. Theo định nghĩa, nhiệt độ bầu ướt là khi cho ẩm tự bay hơi vào không khí chưa bão hòa hơi nước, ẩm thu nhiệt của khối khí bay hơi và tự mang nhiệt lượng ấy vào khối khí nên nhiệt hàm I của không khí ẩm không đổi (I_A = const), nhiệt độ của không khí giảm dần, độ ẩm tương đối của khối khí tăng dần đến độ ẩm bão hòa (φ =1) thì quá trình tự bay hơi này đạt trạng thái cân bằng động, nhiệt độ của không khí ứng với trạng thái này là nhiệt độ bầu ướt.

Bởi vậy cách xác định t_u của không khí ở $A(x_A, I_A)$ là theo đường I_A = const cắt đường $\varphi = 1$, đường nhiệt độ qua giao điểm này chính là nhiệt độ bầu ướt t_u của $A(x_A, I_A)$ hay tổng quát là nhiệt độ bầu ướt của mọi trạng thái không khí có nhiệt hàm I_A = const.

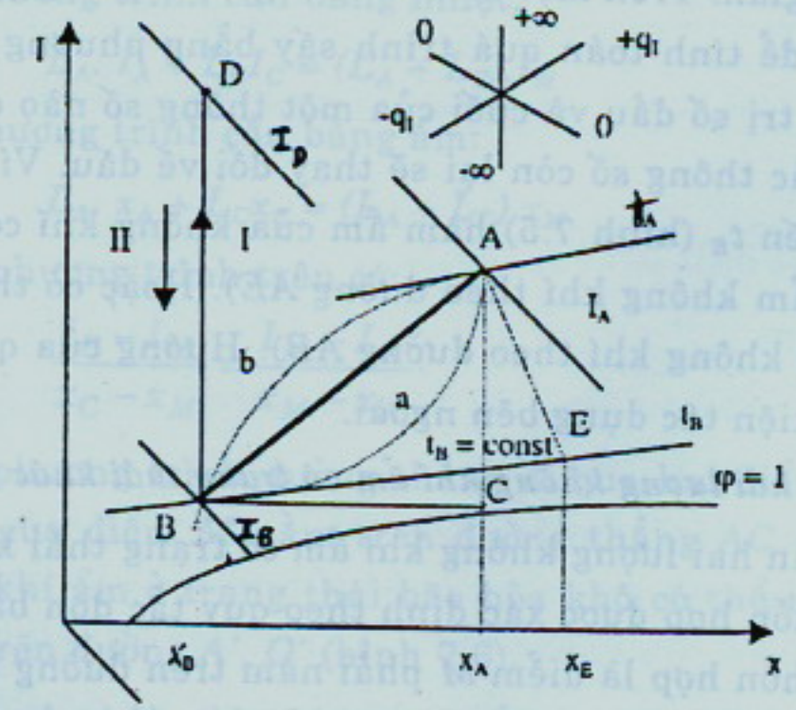
7.3.3. Mô tả quá trình thay đổi trạng thái trên đồ thị $I - x$

7.3.3.1. Khái niệm

Sự thay đổi trạng thái của không khí thường gặp ở các quá trình: đun nóng, làm nguội, làm ẩm, làm khô, trộn lẫn hai loại không khí có trạng thái khác nhau.

Giả sử không khí ban đầu được đặc trưng ở $A(x_A, I_A)$ trên đồ thị (hình 7.5) có thể có trạng thái cuối B không phụ thuộc trạng thái trung gian AaB hoặc AbB.

$$q_1 = \frac{\Delta I}{\Delta x} = \frac{I_A - I_B}{x_A - x_B} = \frac{\overline{AB}}{\overline{CB}}.m \qquad (7.11)$$



Hình 7.5. **Mô tả quá trình biến đổi trạng thái của không khí**

Ví dụ quá trình biến đổi trạng thái đi theo đường AB. Khi đó quá trình được đặc trưng bằng các đại lượng:

m – tỷ lệ xích của đồ thị: $m = (M_Y/M_x)$;

M_Y – tỷ lệ xích trên trục tung;

M_x – tỷ lệ xích trên trục hoành.

Ta có thể dễ dàng chứng minh được rằng nếu kéo dài $\overline{AB}$ thì giá trị của q_I không thay đổi, nghĩa là q_I chỉ phụ thuộc phương và chiều của $\overline{AB}$ Từ đó ta có thể kết luận là: tất cả các quá trình biến đổi trạng thái của không khí ẩm xảy ra theo những đường song song nhau trên đồ thị $I - x$ đều có trị số q_I như nhau. Dấu của q_I phụ thuộc vào chiều biến đổi của quá trình.

Giả thiết không khí ẩm được đun nóng với điều kiện x = const trong thiết bị gia nhiệt theo đường BD khi đó $\Delta I = I_D - I_B > 0$, $\Delta x = 0$, $q_I \to + \infty$. Nếu không khí ẩm được làm lạnh trong điều kiện x = const đi ngược lại theo đường DB thì $\Delta I = I_B - I_D < 0$, $\Delta x = 0$, $q_I \to - \infty$.

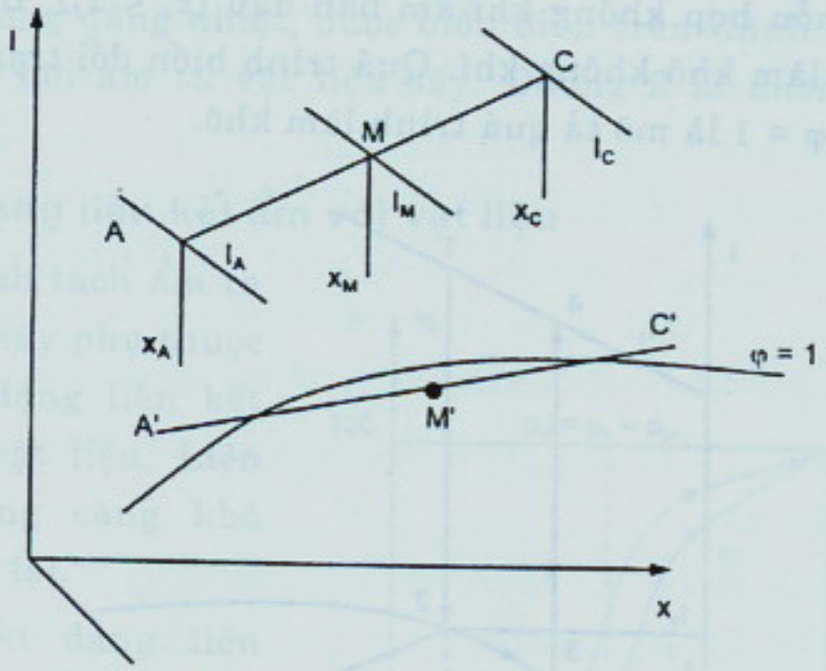
Nếu quá trình biến đổi trạng thái của không khí ẩm diễn ra theo đường I = const thì $\Delta I = 0$, $\Delta x \neq 0$, $q_i = 0$. Giữa trị số $q_I = 0$ và $q_I = \pm \infty$ có giá trị trung gian. Trên một số đồ thị có ghi cả thang q_I. Thang này được ứng dụng để tính toán quá trình sấy bằng phương pháp đồ thị. Khi giữ nguyên trị số đầu và cuối của một thông số nào đó của không khí thì có thể các thông số còn lại sẽ thay đổi về dấu. Ví dụ làm lạnh từ nhiệt độ t_A đến t_B (hình 7.5) hàm ẩm của không khí có thể tăng từ x_A đến x_E (làm ẩm không khí theo đường AE). Hoặc có thể giảm từ x_A đến x_B (làm khô không khí theo đường AB). Hướng của quá trình phụ thuộc vào điều kiện tác dụng bên ngoài.

7.3.3.2. Trộn lẫn hai lượng không khí ẩm có trạng thái khác nhau

Khi trộn lẫn hai lượng không khí ẩm có trạng thái khác nhau thì trạng thái của hỗn hợp được xác định theo quy tắc đòn bẩy (hình 7.6). Trạng thái của hỗn hợp là điểm M phải nằm trên đường thẳng AC (A, C là trạng thái của hai lượng không khí ẩm khác nhau). Vị trí của M được xác định bằng tỷ lệ giữa hai lượng không khí ở A và C:

$$\frac{\overline{AM}}{\overline{MC}} = \frac{L_C}{L_A} \qquad (7.12)$$

L_A, L_C – lượng không khí ở trạng thái *A* và *C*. Có thể dựa vào phương trình cân bằng ẩm để chứng minh điểm *M* nằm trên $\overline{AC}$.



Hình 7.6. **Trộn hai không khí có trạng thái khác nhau**

Theo phương trình cân bằng nhiệt:

$$L_A . I_A + L_C I_C = (L_A + L_C) . I_M \qquad (7.13)$$

Theo phương trình cân bằng ẩm:

$$L_A . x_A + L_C x_C = (L_A + L_C) . x_M \qquad (7.14)$$

Từ hai phương trình trên có:

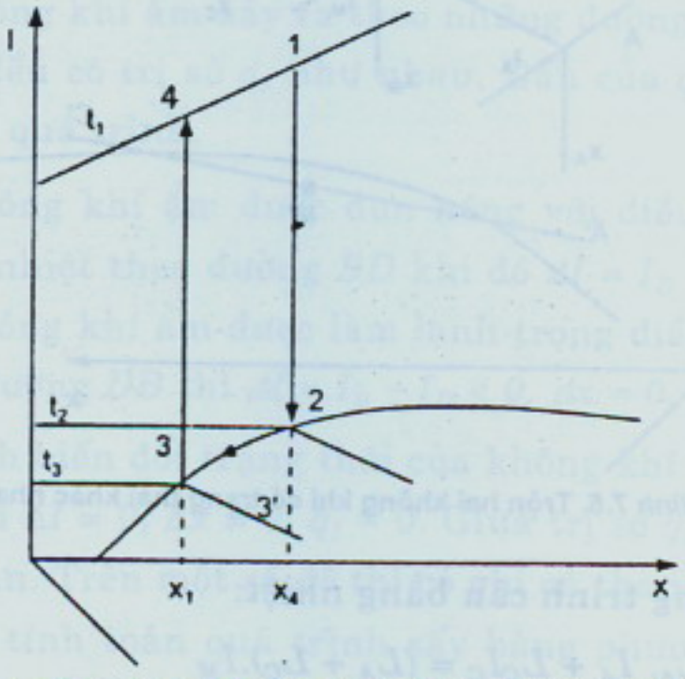
$$\frac{I_C - I_M}{x_C - x_M} = \frac{I_M - I_A}{x_M - x_A} . \qquad (7.15)$$

Đây là phương trình đường thẳng đi qua hai điểm *A* và *C*; I_M và x_M là toạ độ của điểm *M* nằm trên đường thẳng *AC*. Trạng thái của hỗn hợp hai khí ẩm ở trạng thái bão hòa khô có thể nằm ở vùng quá bão hòa, *M'* trên đường *A'*, *C'* (hình 7.6).

7.3.3.3. Làm lạnh và làm khô không khí ẩm

Nếu trạng thái của không khí ở điểm *1* (hình 7.7) làm lạnh trong điều kiện *x* = const đến trạng thái *2* (điểm sương) trên đường bão hòa φ =1. Tiếp tục làm lạnh hỗn hợp khí này đến trạng thái *3*. Một phần ẩm được tách ra (ngưng tụ lại thành những giọt sương mù) còn không

khí bão hòa đi theo đường φ =1 đến điểm *3* ứng với đường t_3 = const. Nếu ta đun nóng không khí ở điểm *3* trong điều kiện x = const đến điểm *4* bằng nhiệt độ ban đầu t_1 thì ta được một hỗn hợp không khí ẩm khô hơn hỗn hợp không khí ẩm ban đầu ($x_4 < x_1$). Bằng cách như vậy ta có thể làm khô không khí. Quá trình biến đổi trạng thái từ 2 ÷ 3 trên đường φ = 1 là mô tả quá trình làm khô.



Hình 7.7. **Quá trình làm lạnh và sấy khô không khí ẩm**

7.4. CÂN BẰNG KHI SẤY

7.4.1. Khái niệm

Nếu ta để vật liệu ẩm tiếp xúc với không khí ẩm thì có thể xảy ra một trong hai quá trình:

1) Quá trình tách ẩm ra khỏi vật liệu (quá trình sấy) nếu $p_h < p_{vl}$. ở đây p_h là áp suất hơi riêng phần của không khí ẩm, còn p_{vl} là áp suất hơi riêng phần của không khí ngay sát trên bề mặt vật liệu.

2) Quá trình hút ẩm từ không khí ẩm vào vật liệu nếu $p_h > p_{vl}$.

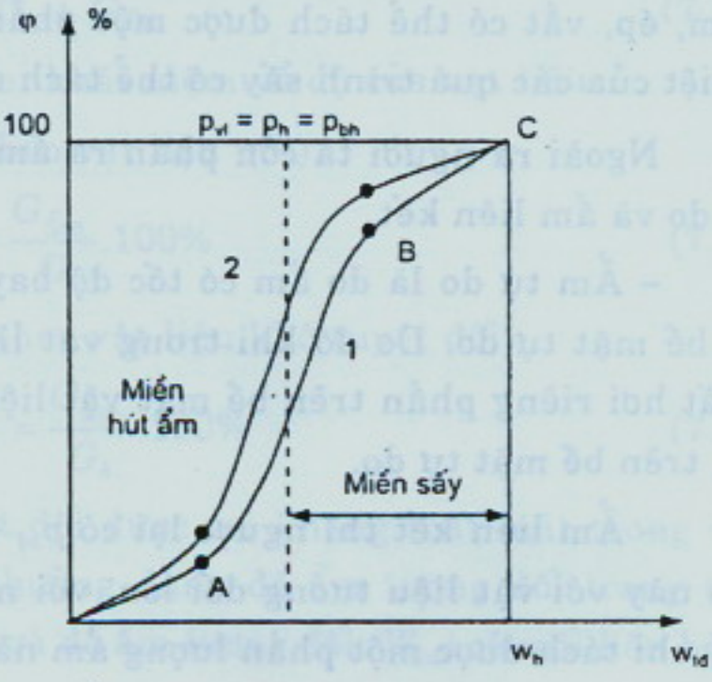
Trong quá trình sấy thì áp suất hơi trên bề mặt vật liệu giảm dần cho đến khi $p_h = p_{vl}$. Khi đó hệ đạt trạng thái cân bằng động, độ ẩm của vật liệu đạt độ ẩm cân bằng w_{cb}. Độ ẩm cân bằng phụ thuộc

vào áp suất hơi riêng phần của không khí xung quanh tức là phụ thuộc vào độ ẩm tương đối của không khí φ; nghĩa là $w_{cb} = f(\varphi)$.

Đường cong này được xác định ở nhiệt độ không đổi (t = const) nên gọi là đường đẳng nhiệt, được biểu diễn trên (hình 7.8). Đường *1* là đường bay hơi ẩm từ vật liệu sấy. Đường *2* là đường hút ẩm từ không khí ẩm.

7.4.2. Các dạng liên kết ẩm với vật liệu

Quá trình tách ẩm ra khỏi vật liệu sấy phụ thuộc rất lớn vào dạng liên kết giữa ẩm và vật liệu. Liên kết càng vững càng khó tách và ngược lại.



Hình 7.8. Sự phụ thuộc giữa độ ẩm cân bằng của vật liệu vào độ ẩm tương đối của không khí ẩm

Có nhiều dạng liên kết giữa ẩm với vật liệu bởi vậy có nhiều cách phân loại khác nhau. Ví dụ theo A. Rebinder có ba dạng liên kết giữa ẩm và vật liệu là:

- Liên kết hóa học.
- Liên kết hóa lý.
- Liên kết cơ lý (dính).

• Liên kết hóa học thì năng lượng liên kết rất lớn. Bởi vậy với năng lượng nhiệt của quá trình sấy không đủ để tách loại ẩm này. Muốn tách được loại ẩm này người ta phải nung ở nhiệt độ cao hoặc bằng các phản ứng hóa học.

• Liên kết hóa lý được phân ra ẩm liên kết hấp phụ và ẩm liên kết thẩm thấu:

– Ẩm liên kết hấp phụ là loại ẩm được giữ lại trên bề mặt và trong các mao quản của vật liệu bằng các lực hấp phụ Van der Waals, lực mao quản.

– Ẩm liên kết thẩm thấu (còn gọi là ẩm trương) bị giữ lại trong mạng lưới tinh thể hay các lưới sàng thẩm thấu bằng các lực liên kết thẩm thấu. Khi tách ẩm liên kết hấp phụ thì tiêu tốn năng lượng lớn hơn khi tách ẩm liên kết thẩm thấu. Nói chung với năng lượng nhiệt của quá trình sấy có thể tách được ẩm liên kết hóa lý này.

• Ẩm liên kết cơ lý là loại ẩm được giữ lại trên bề mặt vật liệu trong các mao quản bằng các lực kết dính với năng lượng liên kết rất bé. Bởi vậy với năng lượng của quá trình tách bằng cơ học như: ly tâm, ép, vắt có thể tách được một phần ẩm này. Còn với năng lượng nhiệt của các quá trình sấy có thể tách được hoàn toàn.

Ngoài ra người ta còn phân ra ẩm trong vật liệu sấy gồm có ẩm tự do và ẩm liên kết.

– Ẩm tự do là do ẩm có tốc độ bay hơi bằng tốc độ bay hơi nước từ bề mặt tự do. Do đó khi trong vật liệu có ẩm liên kết tự do thì áp suất hơi riêng phần trên bề mặt vật liệu p_{vl} bằng áp suất hơi bão hòa p_{bh} trên bề mặt tự do.

– Ẩm liên kết thì ngược lại có $p_{vl} < p_{bh}$. Năng lượng liên kết loại ẩm này với vật liệu tương đối lớn, với năng lượng nhiệt của quá trình sấy chỉ tách được một phần lượng ẩm này.

Một số tác giả mà đại diện là Ghingbua lại phân ẩm liên kết với vật liệu có bốn dạng:

– Liên kết hấp phụ đơn phân tử: lớp đơn phân tử hơi ẩm bị hấp phụ vào bề mặt và các lỗ mao quản của vật liệu, lực liên kết này rất lớn, lượng ẩm này nhỏ nhưng rất khó tách biểu thị bằng đoạn OA trên đồ thị hình 7.9.

– Liên kết hấp phụ đa phân tử (còn gọi là hấp phụ hóa lý). Lực liên kết của phần ẩm này cũng khá lớn biểu thị bằng đoạn AB. Khi sấy thường chỉ tách được một phần ẩm này.

– Liên kết mao quản: phần ẩm này là do lực mao quản của mao quản nhỏ (bán kính mao quản $r < 10^{-5}$cm) thể hiện bằng đoạn BC, lực liên kết của phần ẩm này không lớn lắm nên khi sấy có thể tách hết.

- Liên kết dính: phần ẩm này là do nước bám vào bề mặt vật liệu hoặc trong các mao quản lớn. Ẩm này được tạo thành khi nhúng ướt vật liệu, lực liên kết không đáng kể nên rất dễ tách.

7.4.3. Độ ẩm của vật liệu và sự thay đổi trạng thái của nó trong quá trình sấy

Lượng vật liệu ẩm (G) đưa vào sấy bằng lượng vật liệu khô tuyệt đối (G_k) cộng với lượng ẩm có trong vật liệu ($G_{ẩm}$):

$$G = G_k + G_{ẩm} \tag{7.16}$$

Từ đây người ta đưa ra hai khái niệm về độ của vật liệu:

- Độ ẩm tuyệt đối (tính theo vật liệu ướt).

$$W = \frac{G_{ẩm}}{G}.100\% \tag{7.17}$$

- Độ ẩm tương đối (tính theo vật liệu khô tuyệt đối)

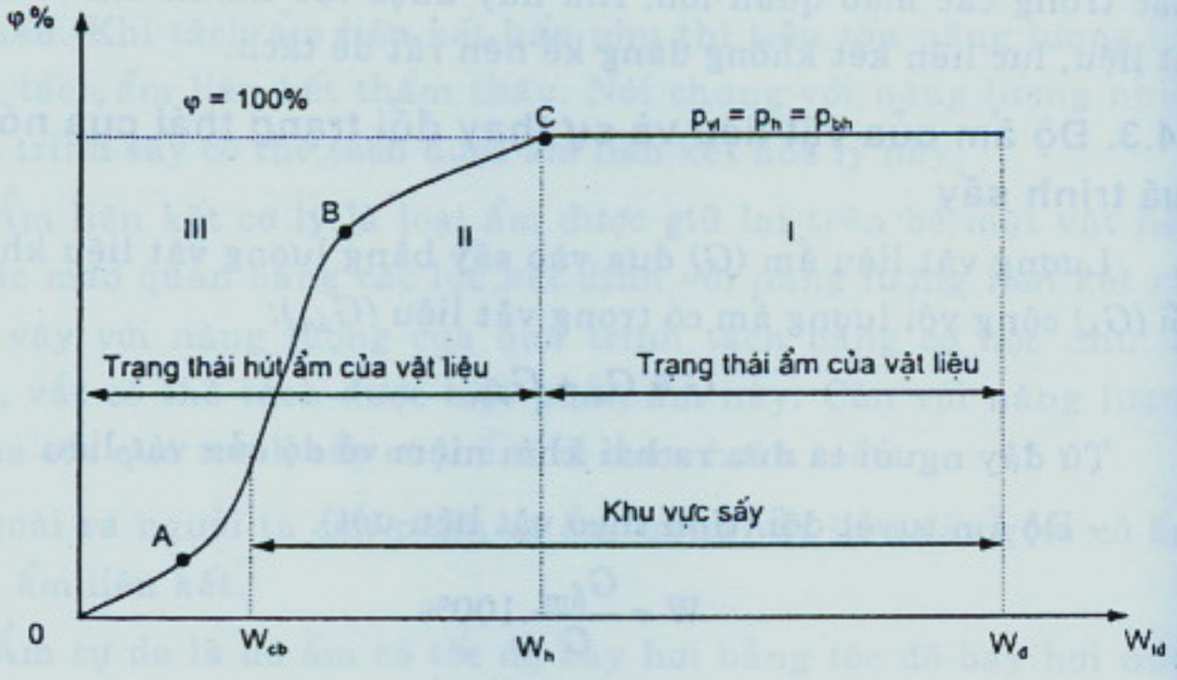
$$W_{td} = \frac{G_{ẩm}}{G_k}.100\% \tag{7.18}$$

Lượng vật liệu khô tuyệt đối được coi không mất mát trong quá trình sấy. Bởi vậy, người ta thường dùng độ ẩm tương đối trong tính toán. Giữa độ ẩm tuyệt đối (W) và độ ẩm tương đối (W_{td}) có mối liên hệ:

$$W_{td} = \frac{W}{100 - W}.100\% \tag{7.19}$$

$$W = \frac{W_{td}}{100 + W_{td}}.100\% \tag{7.20}$$

Sự thay đổi trạng thái của vật liệu biểu diễn ở hình 7.9. Khi sấy thì độ ẩm của vật liệu từ W_d đến W_h tương ứng với vật liệu chứa ẩm tự do ($p_{vl} = p_{bh}$) và nằm trong trạng thái ẩm. Khi độ ẩm của vật liệu giảm từ W_h đến W_{cb} (độ ẩm cân bằng), thì trong vật liệu chứa ẩm liên kết ($p_{vl} < p_{bh}$) và vật liệu ở trạng thái có khả năng hút ẩm. C gọi là điểm hút ẩm tương ứng với nó thì có W_h tại đây độ ẩm tương đối của không khí $\varphi = 100\%$, $p_{vl} = p_{bh}$; W_h nằm trên giới hạn giữa độ ẩm tự do và ẩm liên kết. Ẩm liên kết sẽ được tách ra khỏi vật liệu ở độ ẩm tương đối của môi trường không khí xung quanh có $\varphi < 100\%$.



Hình 7.9. **Sự thay đổi độ ẩm của vật liệu trong quá trình sấy:**
I – khu vực tách ẩm tự do; II – khu vực tách ẩm liên kết; III – khu vực hút ẩm

7.5. CÂN BẰNG VẬT LIỆU VÀ NHIỆT LƯỢNG CỦA MÁY SẤY

7.5.1. Cân bằng vật liệu của máy sấy

Cân bằng vật liệu đối với vật liệu sấy là chung cho các máy sấy đối lưu, tiếp xúc và các loại máy sấy khác.

Để thành lập phương trình cân bằng vật liệu, dùng các ký hiệu:

G_1 – lượng vật liệu ẩm đi vào máy sấy, kg/h;

G_2 – lượng vật liệu ra khỏi máy sấy, kg/h;

W_1, W_2 – độ ẩm ban đầu, ban cuối của vật liệu (tính theo khối lượng chung), %;

W – lượng ẩm tách ra khỏi vật liệu trong quá trình sấy, kg/h.

Phương trình cân bằng vật liệu chung:

$$G_1 = G_2 + W \tag{7.21}$$

Lượng vật liệu khô tuyệt đối:

$$G_k = G_1 \frac{100 - W_1}{100} = G_2 \frac{100 - W_2}{100} \quad (7.22)$$

Từ phương trình (7.22) rút ra:

$$G_1 = G_2 \frac{100 - W_2}{100 - W_1} \quad (7.23)$$

$$G_2 = G_1 \frac{100 - W_1}{100 - W_2} \quad (7.24)$$

Thường thì mục đích của việc thành lập phương trình cân bằng vật liệu là để xác định lượng ẩm W bay hơi trong quá trình sấy:

$$W = G_1 - G_2 \quad (7.25)$$

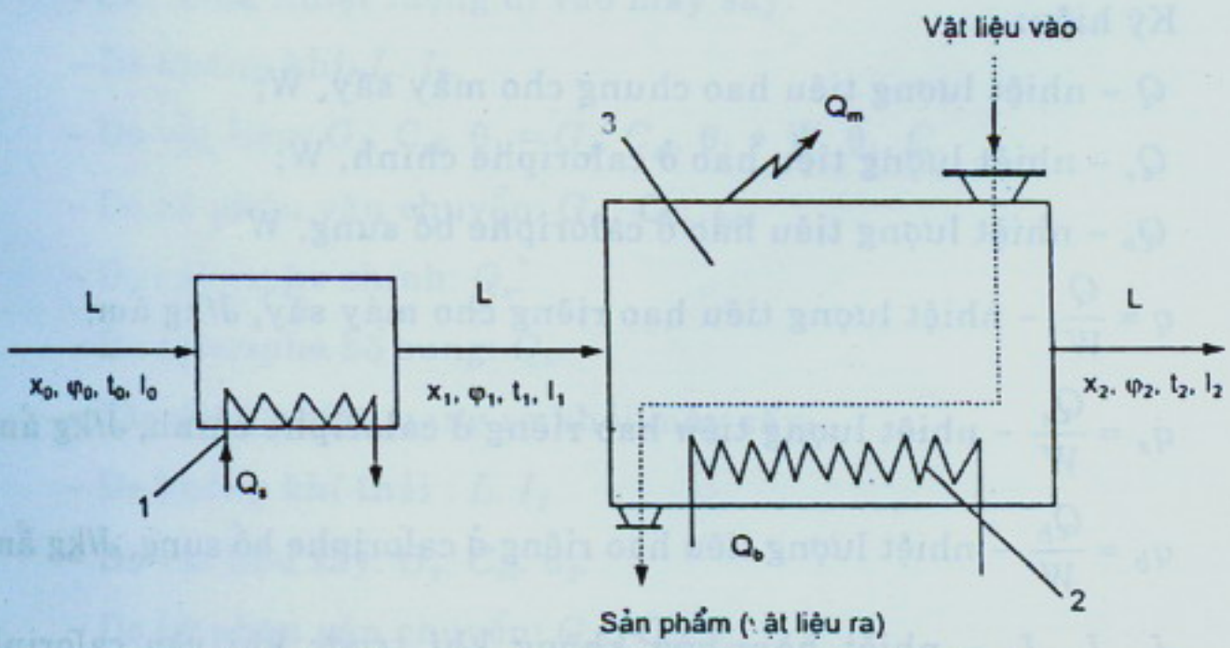
Thay G_2 từ (7.24) được :

$$W = G_1 - G_1 \frac{100 - W_1}{100 - W_2} = G_1 \frac{W_1 - W_2}{100 - W_2} \quad (7.26)$$

hoặc

$$W = G_2 \frac{W_1 - W_2}{100 - W_1} \quad (7.27)$$

Biết được W thì xác định được G_2.



Hình 7.10. **Sơ đồ nguyên tắc máy sấy đối lưu làm việc liên tục theo phương thức sấy cơ bản – tác nhân sấy chỉ đi qua máy sấy một lần:**
1 – caloriphe chính; 2 – caloriphe bổ sung; 3 – phòng sấy

Khi tính toán máy sấy đối lưu bên cạnh tính cân bằng vật liệu sấy, còn phải tính cân bằng theo lượng ẩm để từ đó tìm được lượng không khí tiêu tốn trong quá trình sấy L (kg/h). Coi lượng không khí tiêu tốn L không bị mất mát trong quá trình sấy.

Giả thiết không khí nơi ta đặt máy sấy có hàm ẩm x_0 (kg ẩm/kg kkk), được đun nóng trong điều kiện $x_0 = x_1 = \text{const}$, ra khỏi máy sấy không khí thải có hàm ẩm x_2 (kg ẩm/ kg kkk). Thì phương trình cân bằng ẩm:

$$L.x_0 + W = L.x_2 \tag{7.28}$$

Từ phương trình cân bằng ẩm (7.28) xác định được lượng không khí khô tiêu tốn chung:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_0} = \frac{W}{x_2 - x_1} \tag{7.29}$$

Lượng không khí khô tiêu tốn riêng cho 1kg ẩm bốc hơi:

$$l = \frac{L}{W} = \frac{1}{x_2 - x_0} = \frac{1}{x_2 - x_1} \tag{7.30}$$

7.5.2. Cân bằng nhiệt lượng

Ký hiệu:

Q – nhiệt lượng tiêu hao chung cho máy sấy, W;

Q_s – nhiệt lượng tiêu hao ở caloriphe chính, W;

Q_b – nhiệt lượng tiêu hao ở caloriphe bổ sung, W.

$q = \frac{Q}{W}$ – nhiệt lượng tiêu hao riêng cho máy sấy, J/kg ẩm;

$q_s = \frac{Q_s}{W}$ – nhiệt lượng tiêu hao riêng ở caloriphe chính, J/kg ẩm;

$q_b = \frac{Q_b}{W}$ – nhiệt lượng tiêu hao riêng ở caloriphe bổ sung, J/kg ẩm;

I_0, I_1, I_2 – nhiệt hàm của không khí trước khi vào caloriphe chính, sau khi ra khỏi caloriphe chính (bắt đầu vào phòng sấy) và sau khi ra khỏi phòng sấy, J/kg kkk;

t_0, t_1, t_2 – nhiệt độ của không khí trước khi vào caloriphe chính, sau khi ra khỏi caloriphe chính, và sau khi ra khỏi máy sấy, ^{0}C;

θ_1, θ_2 – nhiệt độ của vật liệu trước khi vào phòng sấy và sau khi ra khỏi phòng sấy, ^{0}C.

C_{vl}, C_{vc}, C – nhiệt dung riêng của vật liệu, của bộ phận vận chuyển và của nước, J/kg. ^{0}C;

G_1, G_2, G_{vc} – khối lượng của vật liệu trước, sau khi sấy và khối lượng của bộ phận vận chuyển vật liệu sấy, kg/s;

t_d, t_c – nhiệt độ trước và sau khi sấy của bộ phận vận chuyển, ^{0}C;

Q_m, $q_m = \frac{Q_m}{W}$ – nhiệt lượng mất mát và mất mát riêng đối với 1kg ẩm ra môi trường xung quanh, W và J/kg ẩm.

Nguyên tắc chung của việc thành lập phương trình cân bằng nhiệt lượng là tổng nhiệt lượng đi vào một thiết bị hoặc một hệ thống thiết bị thì bằng tổng nhiệt lượng đi ra (kể cả mất mát ra môi trường xung quanh) của thiết bị hoặc hệ thống thiết bị đó.

Theo hình (7.10) có:

• Các dòng nhiệt lượng đi vào máy sấy:

- Do không khí: $L. I_0$.
- Do vật liệu: $G_1. C_{vl}. \theta_1 = G_2. C_{vl}. \theta_1 + W. \theta_1. C$.
- Do bộ phận vận chuyển: $G_{vc}. C_{vc}. t_d$.
- Do caloriphe chính: Q_s.
- Do caloriphe bổ sung: Q_b.

• Các dòng nhiệt mang ra khỏi máy sấy:

- Do không khí thải : $L. I_2$.
- Do vật liệu sấy: $G_2. C_{vl}. \theta_2$.
- Do bộ phận vận chuyển: $G_{vc}. C_{vc}. t_c$.
- Do mất mát ra môi trường xung quanh: Q_m.

Vậy ta có phương trình cân bằng nhiệt:

$$L.I_0 + G_2.C_{vl}.\theta_1 + W.\theta_1 C + G_{vc}.C_{vc}.t_d + Q_s + Q_b =$$

$$= L.I_2 + G_2.C_{vl}.\theta_2 + G_{vc}.C_{vc}.t_c + Q_m \quad (7.31)$$

hoặc $Q_s + Q_b = L(I_2 - I_0) + G_2.C_{vl}.(\theta_2 - \theta_1) + G_{vc}.C_{vc}.(t_c - t_d) + Q_m - W.\theta_1.C$ (7.32)

Đặt:

$Q_{vl} = G_2.C_{vl}.(\theta_2 - \theta_1)$ – nhiệt lượng đun nóng vật liệu sấy;

$Q_{vc} = G_{vc}.C_{vc}.(t_c - t_d)$ – nhiệt lượng đun nóng bộ phận vận chuyển.

Vậy:

$$Q_s + Q_b = L(I_2 - I_0) + Q_{vl} + Q_{vc} + Q_m - W.\theta_1.C \quad (7.33)$$

Ở đây: $Q = Q_s + Q_b$ là nhiệt lượng tiêu hao chung cho máy sấy mà ta cần phải cung cấp.

Nhiệt lượng tiêu hao riêng (tính theo 1kg ẩm bay hơi) cho máy sấy:

$$q = \frac{Q}{W} = \frac{Q_s}{W} + \frac{Q_b}{W} = \frac{L}{W}(I_2 - I_0) + \frac{Qvl}{W} + \frac{Q_{vc}}{W} + \frac{Q_m}{W} - \theta_1 C \quad (7.34)$$

hay:

$$q = q_s + q_b = l(I_2 - I_0) + q_{vl} + q_{vc} + q_m - \theta_1.C \quad (7.35)$$

Thay giá trị của l từ phương trình (7.30) vào, được:

$$q = q_s + q_b = \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0} + q_{vl} + q_{vc} + q_m - \theta_1.C \quad (7.36)$$

Đặt $q_{vl} + q_{vc} + q_m = \Sigma q$ là tổng lượng nhiệt tiêu tốn chung vì nó không làm bốc hơi nước trong vật liệu sấy mà chỉ dùng để đun nóng vật liệu sấy, đun nóng bộ phận vận chuyển và bù vào mất mát ra môi trường xung quanh.

Vậy:

$$q = q_s + q_b = \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0} + \sum q - \theta_1.C \quad (7.37)$$

Nhiệt lượng tiêu hao chung ở caloriphe chính:

$$q_s = \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0} + \sum q - \theta_1.C - q_b$$

Nếu đặt: $\Delta = q_b + \theta_1.C - \Sigma q$ (7.38)

thì : $q_s = l(I_2 - I_0) - \Delta$ (7.39)

Từ biểu thức Δ cho thấy ($q_b + \theta_1.C$) là lượng nhiệt bổ sung chung bao gồm lượng nhiệt bổ sung trong caloriphe bổ sung và do nước trong vật liệu sấy mang vào.

Vậy ý nghĩa của đại lượng Δ chính là tổng nhiệt lượng bổ sung chung trừ đi tổng nhiệt lượng mất mát chung. Nên Δ là lượng nhiệt bổ sung thực tế.

Nhiệt lượng tiêu tốn chung ở caloriphe chính q_s còn có thể tính theo phương trình:

$$q_s = l(I_1 - I_0) \tag{7.40}$$

So sánh với phương trình (7.39) ta có:

$$l(I_1 - I_0) = l(I_2 - I_0) - \Delta$$

hay là:

$$l(I_2 - I_1) = \Delta \tag{7.41}$$

$$I_2 = I_1 + \frac{\Delta}{l} \tag{7.42}$$

Để đơn giản việc phân tích và tính toán các quá trình sấy, người ta đưa vào khái niệm máy sấy lý thuyết là máy sấy mà nhiệt độ của vật liệu đi vào máy sấy $\theta_1 = 0$, nhiệt tiêu tốn để đun nóng vật liệu q_{vl} =0, để đun nóng bộ phận vận chuyển $q_{vc} = 0$, nhiệt mất mát ra môi trường $q_m = 0$ và nhiệt bổ sung $q_b = 0$. Do đó đối với máy sấy lý thuyết thì $q_b = C.\ \theta_1 = q_{vl} = q_m = q_{vc} = 0$, tức là Δ = 0. Thay Δ vào phương trình (7.42), khi $l \neq 0$, đối với máy sấy lý thuyết thì:

$$I_1 = I_2 \tag{7.43}$$

Nghĩa là quá trình sấy trong máy sấy lý thuyết được biểu diễn trên đồ thị $I - x$ bằng đường I = const. Điều đó có nghĩa là sự bay hơi ẩm trong máy sấy lý thuyết chỉ do sự làm lạnh không khí, lượng nhiệt do không khí truyền cho vật liệu sấy thì hoàn toàn được quay trở về không khí cùng với ẩm bay hơi từ vật liệu sấy.

Còn trong các máy sấy thực tế thì nhiệt hàm của không khí thường không phải là hằng số, vì có thể Δ > 0 (lượng nhiệt bổ sung chung lớn hơn lượng nhiệt tiêu tốn chung) do đó $I_2 > I_1$, hay là Δ < 0 do đó $I_2 < I_1$. Trường hợp riêng: $q_b + C.\ \theta_1 = q_{vl} + q_{vc} + q_m$, tức là Δ = 0, giống trường hợp sấy lý thuyết.

7.6. XÁC ĐỊNH LƯỢNG KHÔNG KHÍ VÀ LƯỢNG NHIỆT TIÊU TỐN TRONG MÁY SẤY BẰNG PHƯƠNG PHÁP ĐỒ THỊ

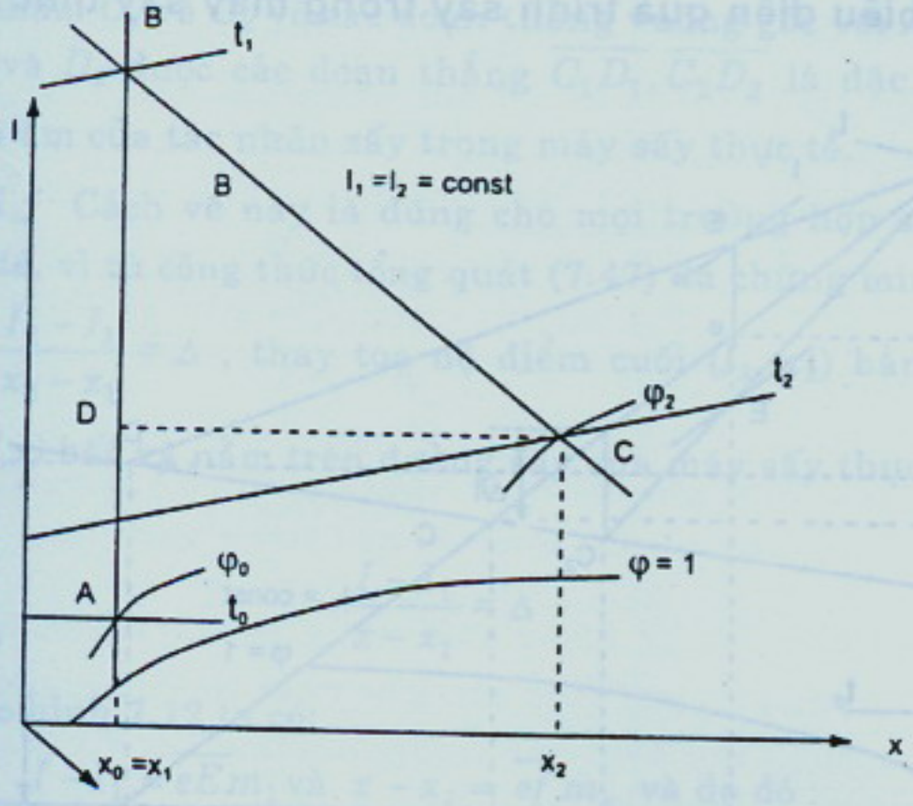
Xác định lượng không khí và lượng nhiệt tiêu tốn là hai thông số cơ bản của quá trình tính toán công nghệ các máy sấy đối lưu.

Các thông số này có thể được xác định bằng phương pháp giải tích hay bằng phương pháp đồ thị $I - x$ của Ramzin. Tính toán bằng giải tích thì chính xác hơn, nhưng khối lượng tính toán lớn hơn, trong nhiều trường hợp kỹ thuật không yêu cầu như vậy. Do vậy, trong tính toán kỹ thuật, người ta thường dùng phương pháp đồ thị. Còn phương pháp giải tích chỉ được sử dụng khi yêu cầu độ chính xác cao, hoặc khi sự thay đổi nhiệt độ và độ ẩm trong quá trình sấy rất nhỏ. Ở đây, ta chỉ xét phương pháp tính toán bằng đồ thị $I - x$. Muốn vậy, cần biết cách biểu diễn quá trình sấy lên đồ thị $I - x$.

7.6.1. Cách biểu diễn quá trình sấy trong máy sấy lý thuyết lên đồ thị $I - x$

Để xác định trạng thái không khí ban đầu A bằng đồ thị $I - x$, ta chỉ cần biết hai trong số bốn thông số cơ bản $(x_0, \varphi_0, t_0, I_0)$ thường là t_0, φ_0 (theo số liệu cho trong các tài liệu tham khảo của địa phương nơi ta đặt máy sấy). Đó là trạng thái không khí trước caloriphe. Từ A, kẻ đường thẳng đứng cắt đường $t_1 = \text{const}$ (t_1 là nhiệt độ của không khí sau caloriphe – trước khi vào phòng sấy – là nhiệt độ cho phép của vật liệu sấy cũng là giá trị biết trước). Vậy điểm $B(t_1, x_1 = x_0)$ là đặc trưng cho trạng thái không khí nóng trước khi vào phòng sấy đã được xác định. Đoạn AB là đặc trưng cho quá trình biến đổi trạng thái của không khí trong caloriphe (quá trình đun nóng).

Từ B $(x_1 = x_0, t_1, I_1, \varphi_1)$ theo đường $I_1 = \text{const}$ tới cắt đường $t_2 = \text{const}$ (hoặc $\varphi_2 = \text{const}$) là nhiệt độ (hay độ ẩm tương đối) của không khí sau khi ra khỏi phòng sấy, là đại lượng cho trước theo yêu cầu kỹ thuật. Do đó, điểm C $(t_2, I_2, \varphi_2, x_2)$ đặc trưng cho trạng thái của không khí ra khỏi phòng sấy hoàn toàn được xác định. Đoạn BC (song song với trục hoành có $I_1 = I_2 = \text{const}$) là biểu diễn quá trình biến đổi trạng thái của không khí ở trong phòng sấy.



Hình 7.11. **Biểu diễn quá trình sấy trong máy sấy lý thuyết**

Đường gấp khúc *ABC* là biểu diễn quá trình sấy trong máy sấy lý thuyết. Sau khi đã biểu diễn trên đồ thị $I - x$, ta tính được:

Lượng không khí tiêu tốn riêng:

$$l = \frac{1}{x_2 - x_o} = \frac{1}{x_2 - x_1} = \frac{1}{\overline{CD}.m_x} \tag{7.44}$$

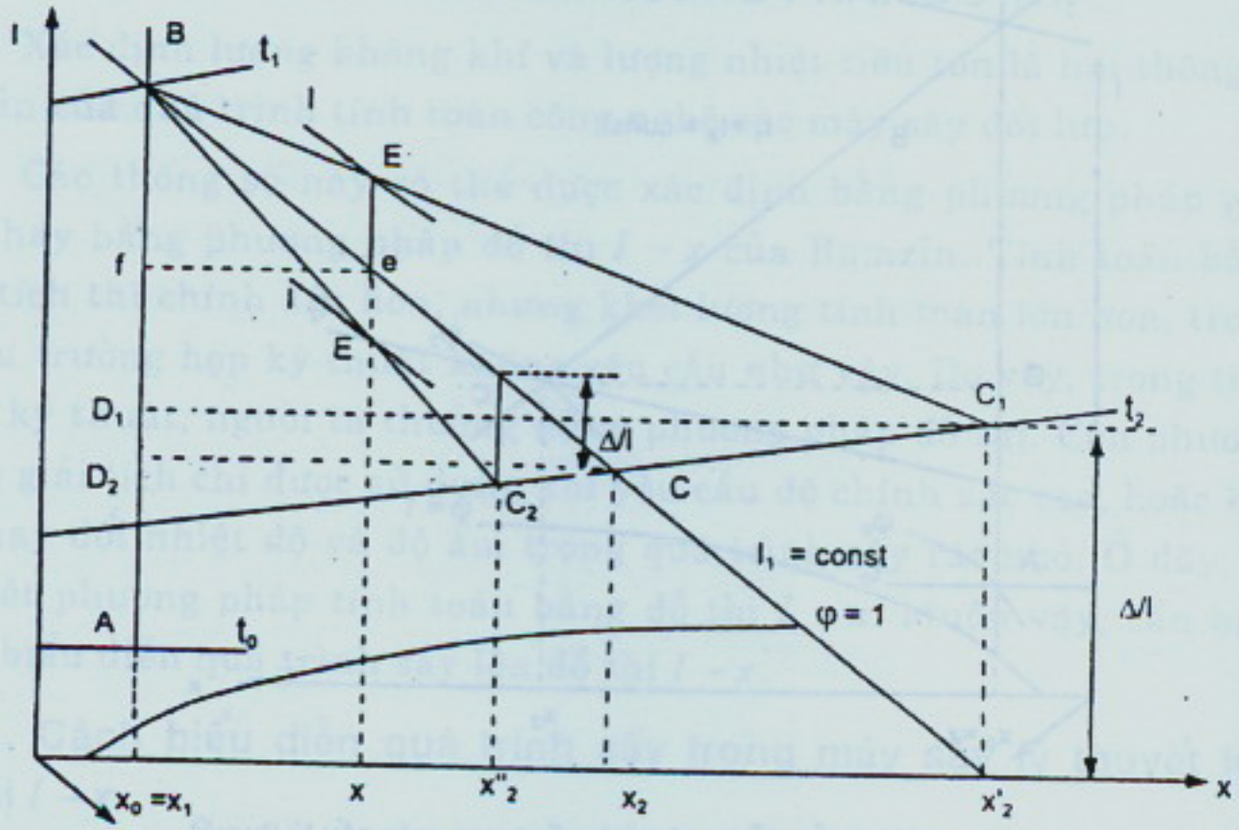
Lượng nhiệt tiêu tốn riêng ở caloriphe chính:

$$q_s = \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0} = \frac{I_1 - I_0}{x_1 - x_0} \tag{7.45}$$

$$q_s = \frac{m_1}{m_x}\frac{\overline{AB}}{\overline{CD}} = M\frac{\overline{AB}}{\overline{CD}} \quad \text{, J/kg ẩm} \tag{7.46}$$

Ở đây m_I, m_x, $M = \dfrac{m_I}{m_x}$ là tỷ lệ xích theo trục *OI*, tỷ lệ xích theo trục *OX*, và là tỷ lệ xích chung của đồ thị. Mỗi loại đồ thị ta dùng để biểu diễn tính toán quá trình sấy đều có tỷ lệ xích tương ứng.

7.6.2. Cách biểu diễn quá trình sấy trong máy sấy thực tế



Hình 7.12. Biểu diễn quá trình sấy trong máy sấy thực tế

Điểm A và B được xác định như trong máy sấy lý thuyết đã trình bày ở trên. Trên đường I_1 = const, ta lấy một điểm e bất kỳ và vẽ lên phía trên một đoạn $\overline{eE}$ (khi $\Delta > 0$) và vẽ xuống phía dưới một đoạn $\overline{eE}$ (khi $\Delta < 0$) với giá trị:

$$\overline{eE} = \overline{ef}\,\frac{\Delta}{M} \tag{7.47}$$

với $\overline{ef}$ – khoảng cách đoạn thẳng nằm ngang từ điểm e đến đường thẳng đứng AB ($x_0 = x_1$ = const);

$M = \dfrac{m_1}{m_x}$ – tỷ lệ xích của đồ thị $I - x$.

Nếu vẽ như vậy thì điểm cuối của đoạn $\overline{eE}$ (điểm E) sẽ nằm trên hoặc dưới đường sấy lý thuyết. Vì rằng, khi nối điểm B và E kéo dài cắt đường t_2 = const (hay φ_2 = const) của trạng thái không khí thải là giá trị cho trước theo yêu cầu của kỹ thuật. Do đó, ta tìm được điểm C_1 hay C_2 biểu diễn trạng thái không khí ra khỏi phòng sấy (hình 7.12).

Từ điểm C_1 và C_2 vẽ các đoạn thẳng vuông góc với AB, cắt AB tại điểm D_1 và D_2 được các đoạn thẳng $\overline{C_1D_1}, \overline{C_2D_2}$ là đặc trưng cho sự tăng hàm ẩm của tác nhân sấy trong máy sấy thực tế.

Chú ý: Cách vẽ này là đúng cho mọi trường hợp sấy trong máy sấy thực tế, vì từ công thức tổng quát (7.47) đã chứng minh được:

Từ $\frac{I_2 - I_1}{x_2 - x_1} = \Delta$, thay toạ độ điểm cuối (I_2, x_2) bằng toạ độ của điểm $E\ (I,x)$ bất kỳ nằm trên đường sấy của máy sấy thực tế, khi $\Delta > 0$ có:

$$\frac{I - I_1}{x - x_1} = \Delta$$

Theo hình 7.12 ta có:

$I - I_1 = \overline{eE}.m_1$ và $x - x_1 = \overline{ef}.m_x$ và do đó :

$$\frac{\overline{eE}.m_1}{\overline{ef}.m_x} = \Delta \Leftrightarrow \overline{eE} = \overline{ef}\frac{\Delta}{M}$$

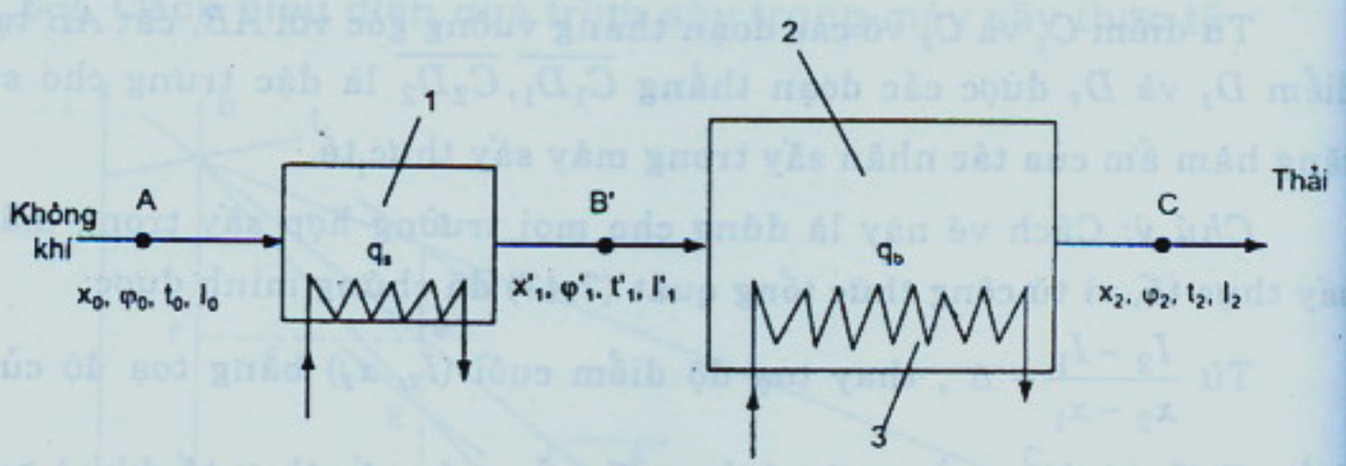
Vậy cách vẽ trên là tổng quát cho mọi quá trình sấy trong máy sấy thực tế với $\Delta > 0$. Cũng chứng minh tương tự khi $\Delta < 0$. Còn khi $\Delta = 0$, thì hoàn toàn tương tự như quá trình sấy trong máy sấy lý thuyết.

7.7. CÁC PHƯƠNG THỨC SẤY

Trên đây mới trình bày một phương thức sấy đơn giản, cơ bản và thông thường nhất, là không khí nóng chỉ đi qua máy sấy một lần. Nhưng trong thực tế sản xuất, do tính chất của nguyên liệu, do yêu cầu về chất lượng của sản phẩm, người ta còn tiến hành nhiều phương thức sấy khác nhau.

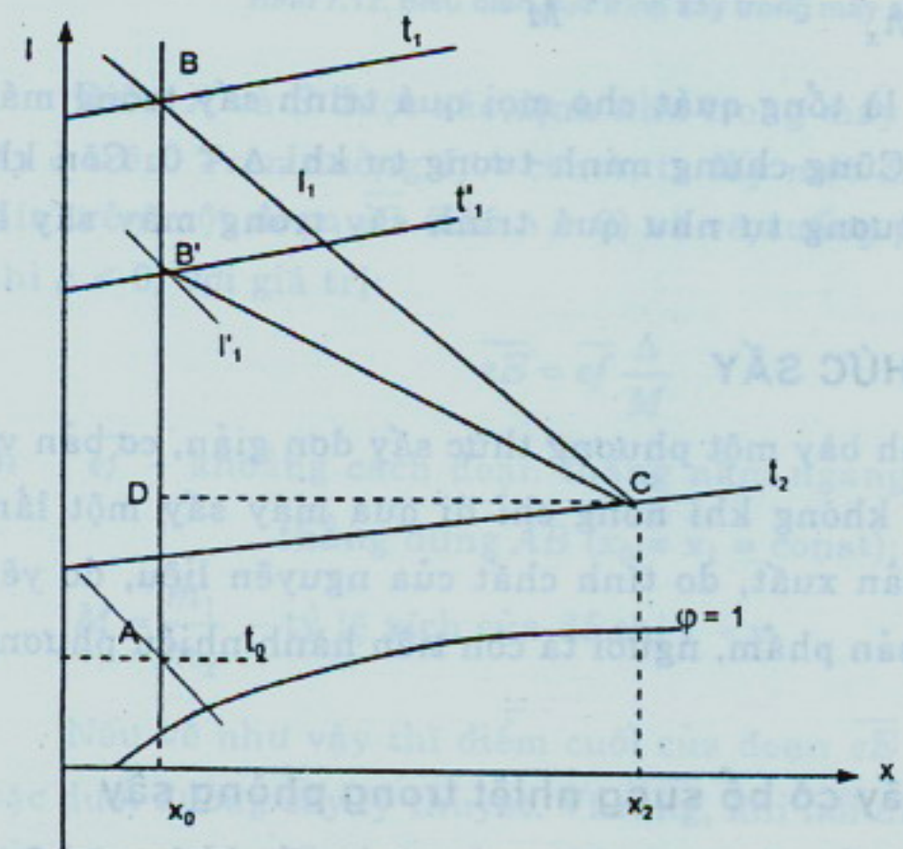
7.7.1. Phương thức sấy có bổ sung nhiệt trong phòng sấy

Lượng nhiệt tiêu tốn cho toàn bộ quá trình sấy không những được cung cấp ở caloriphe chính mà còn được cung cấp ở caloriphe bổ sung ngay trong phòng sấy.



Hình 7.13. **Sơ đồ hệ thống thiết bị sấy có bổ sung nhiệt trong phòng sấy:**
1– caloriphe sưởi; 2– phòng sấy; 3– caloriphe bổ sung

Không khí ban đầu có trạng thái A (I_0, φ_0, x_0, t_0), là trạng thái không khí nơi ta đặt máy sấy (cho sẵn trong các tài liệu tham khảo) đi qua caloriphe sưởi *1* được đốt nóng trong điều kiện $x_0 = x_1 = \text{const}$ đến nhiệt độ t_1 là nhiệt độ của vật liệu sấy cho phép, rồi đi vào phòng sấy *2*, nơi được cung cấp nhiệt thêm bằng caloriphe bổ sung *3* một nhiệt lượng q_b lớn hay bé phụ thuộc vào lượng nhiệt cung cấp ở caloriphe chính q_a. Để đơn giản cho quá trình phân tích và biểu diễn trên đồ thị I - x bỏ qua đại lượng ($\Sigma q - C\theta_1$) tức là coi quá trình xảy ra trong phòng sấy có $\Delta = 0$).



Hình 7.14. **Đồ thị $I - x$ biểu diễn quá trình sấy có bổ sung nhiệt trong phòng sấy**

Từ đồ thị $I - x$ (hình 7.14) ta thấy không khí được đốt nóng ở caloriphe ngoài đến nhiệt độ t'_1 (với điều kiện $x_0 = x_1 = \text{const}$) là nhiệt độ cho phép của vật liệu sấy. Vì nếu nhiệt độ tác nhân sấy cao hơn nhiệt độ t_1 thì vật liệu sấy bị biến chất. Sau đó tác nhân sấy được dẫn vào phòng sấy, trong phòng sấy, tác nhân sấy được tiếp tục đun nóng để đảm bảo trạng thái cuối cùng của tác nhân sấy là C. Đường $AB'C$ biểu diễn quá trình sấy có bổ sung nhiệt trong phòng sấy.

Sau khi biểu diễn được quá trình sấy có bổ sung nhiệt ta tính được lượng nhiệt tiêu tốn chung:

$$Q = W(q_s + q_b) = W\frac{\overline{AB}}{\overline{DC}}M \qquad (7.48)$$

với $M = \dfrac{m_I}{m_x}$ – tỷ lệ xích của đồ thị đang dùng để tính toán.

Khi tỷ lệ giữa lượng nhiệt cung cấp ở caloriphe chính q_s và caloriphe bổ sung q_b thay đổi thì vị trí của B' thay đổi trong giới hạn AB. ứng với điểm A thì $q_s = 0$, $q_b \rightarrow$ max – toàn bộ nhiệt lượng cần thiết được cung cấp ở trong phòng sấy. Nhiệt độ của tác nhân sấy trước khi vào phòng sấy là thấp nhất. Ứng với điểm B thì $q_s \rightarrow$ max, $q_b = 0$ – toàn bộ nhiệt lượng cần thiết của quá trình sấy được cung cấp ở caloriphe chính. Nhiệt độ của tác nhân sấy trước khi vào phòng sấy là cao nhất.

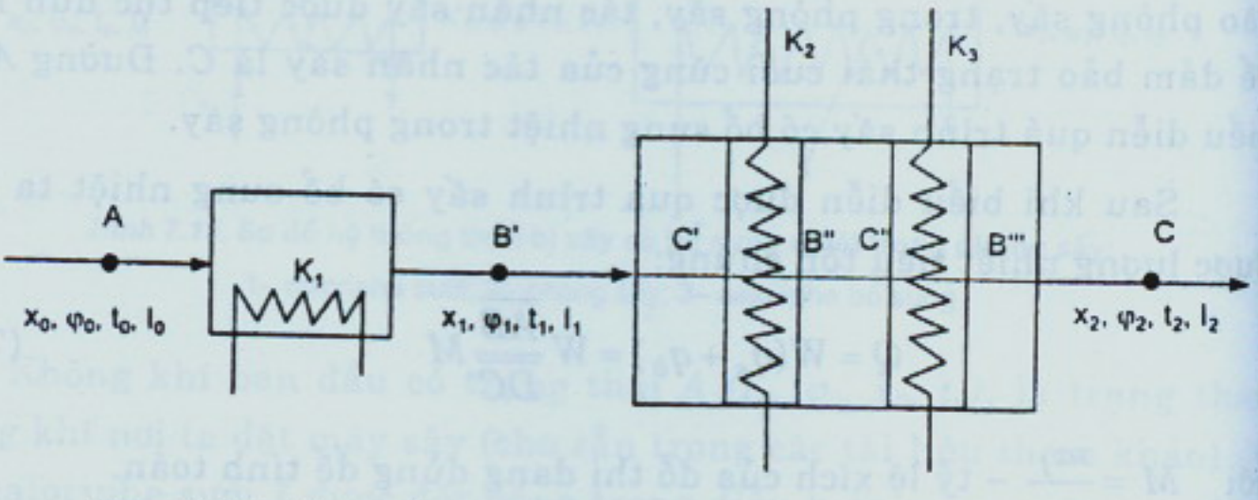
Bởi vậy, ưu điểm của phương thức sấy có bổ sung nhiệt trong phòng sấy là giảm được nhiệt độ của tác nhân sấy trước khi vào phòng sấy, thích hợp đối với những vật liệu không cho phép sấy ở nhiệt độ cao.

7.7.2. Phương thức sấy có đốt nóng giữa các buồng sấy

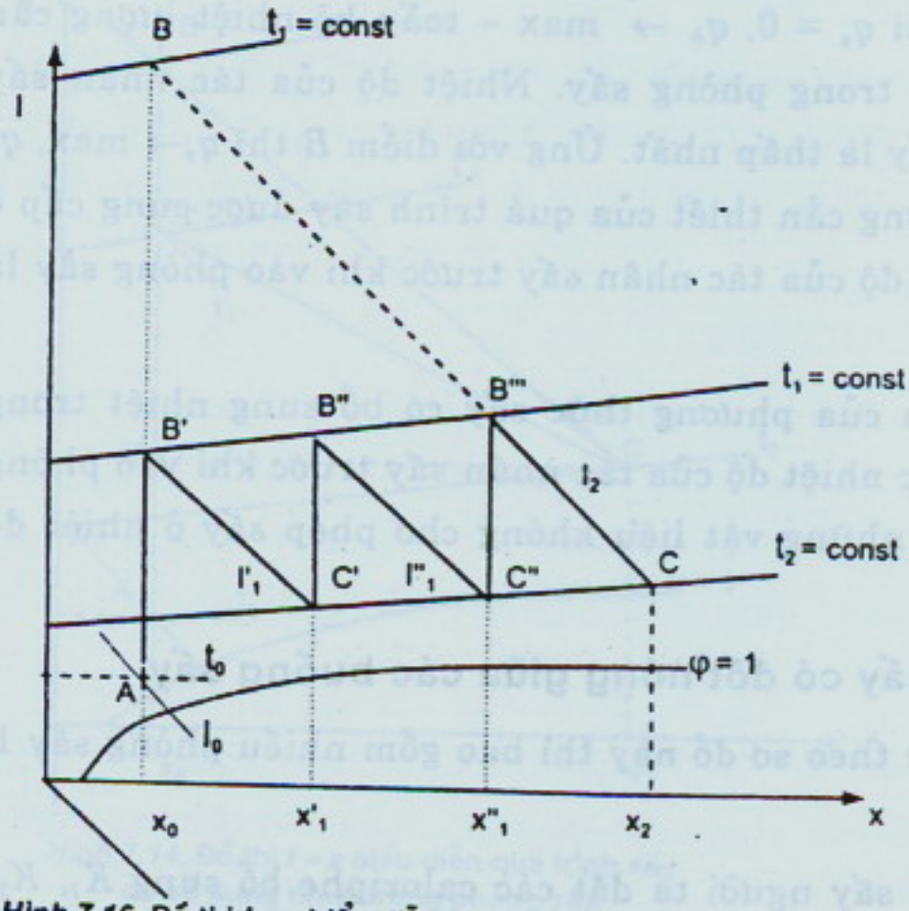
Máy sấy làm việc theo sơ đồ này thì bao gồm nhiều phòng sấy I, II, III,... (hình 7.15)

Trước mỗi buồng sấy người ta đặt các caloriphe bổ sung K_1, K_2, K_3,... Phương pháp sấy này không những đảm bảo cho quá trình sấy

không giảm nhanh nhiệt độ trong phòng sấy mà còn đảm bảo cho chế độ sấy điều hòa hơn. Nên phương thức sấy này thích hợp với những vật liệu sấy không cho phép sấy ở nhiệt độ cao, biến thiên nhiệt độ trong các phòng sấy lớn.



Hình 7.15. Sơ đồ hệ thống thiết bị sấy có đốt nóng giữa các buồng sấy:
K_1, K_2, K_3 ... – caloriphe; I, II, III, ... – các phòng sấy



Hình 7.16. Đồ thị *I – x* biểu diễn phương thức sấy lý thuyết có đốt nóng trong phòng sấy

Mỗi đường gấp khúc trên hình 7.16 là biểu diễn quá trình sấy lý thuyết trong mỗi phòng sấy. Muốn xác định quá trình sấy thực tế thì ta phải xác định đại lượng Δ trong mỗi phòng sấy.

Tổng lượng nhiệt tiêu tốn riêng trong các phòng sấy:

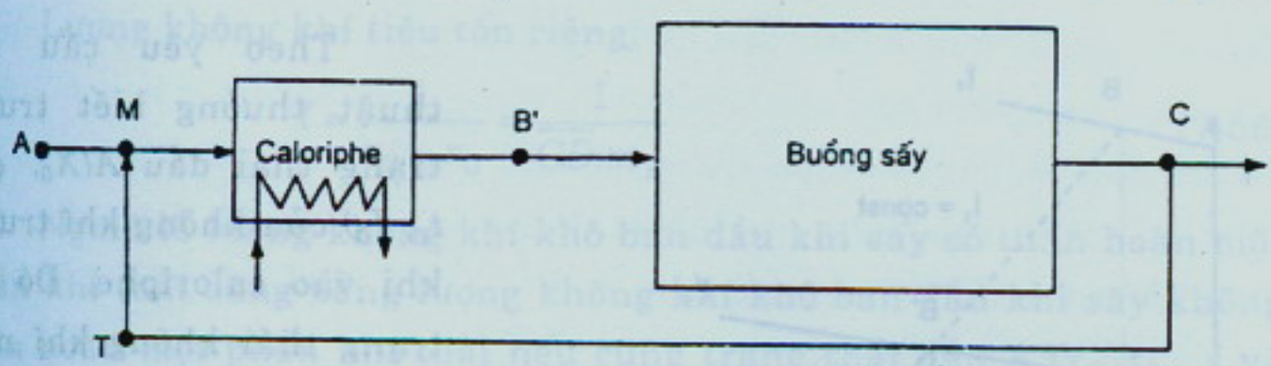
$$q = l(\overline{AB'} + \overline{C'B''} + \overline{C''B'''}).m_I = l(\overline{AB})m_x \qquad (7.49)$$

Tổng lượng nhiệt tiêu tốn chung:

$$Q = q.W = L.\overline{AB}.m_I = \frac{\overline{AB}.m_x}{\overline{CD}.m_x} \qquad (7.50)$$

7.7.3. Phương thức sấy có tuần hoàn một phần khí thải

Khi sấy theo phương thức này thì một phần không khí thải được quay về trộn lẫn với không khí ban đầu $A(x_0, \varphi_0, t_0, I_0)$ trước khi vào caloriphe.



Hình 7.17. Sơ đồ hệ thống thiết bị sấy tuần hoàn một phần khí thải

Lượng không khí khô ban đầu L_0 (kg/h) được trộn với lượng không khí tuần hoàn L_2 (kg/h). Các thông số trạng thái của không khí hỗn hợp M trước khi vào caloriphe được xác định theo quy tắc đòn bẩy:

$$X_h = \frac{L_0X_0 + L_2X_2}{L_0 + L_2} \qquad (7.51)$$

$$I_h = \frac{L_0I_0 + L_2I_2}{L_0 + L_2} \qquad (7.52)$$

Nếu gọi $n = \frac{L_2}{L_0}$ có:

$$X_h = \frac{X_0 + nX_2}{1+n} \qquad (7.53)$$

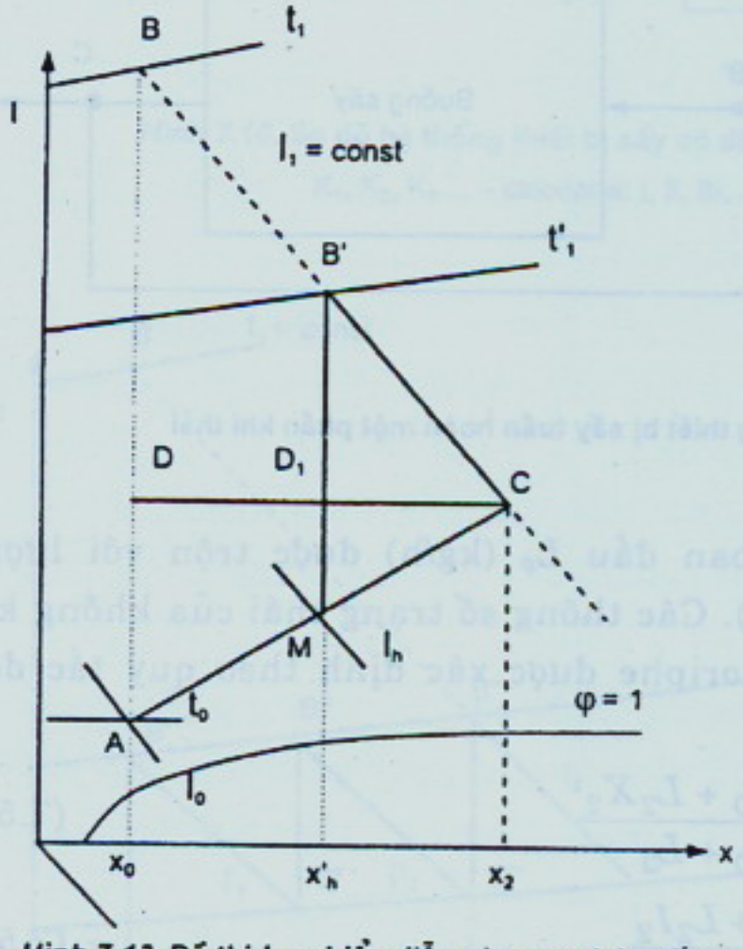
$$I_h = \frac{I_0 + nI_2}{1+n} \tag{7.54}$$

Giải phương trình (7.53) và (7.54) đối với n và so sánh các biểu thức thu được ta tìm được phương trình liên hệ giữa các điểm:

$$\frac{X_h - X_0}{X_2 - X_h} = \frac{I_h - I_0}{I_2 - I_h} \tag{7.55}$$

Phương trình (7.55) là phương trình đường thẳng đi qua hai điểm $A(X_0, I_0)$ và $C(X_2, I_2)$, tức M nằm trên đoạn $\overline{AC}$.

Cách biểu diễn quá trình sấy có tuần hoàn một phần khí thải lên đồ thị I – X



Hình 7.18. Đồ thị $I - x$ biểu diễn phương thức sấy lý thuyết có tuần hoàn một phần khí thải

Theo yêu cầu kỹ thuật thường biết trước trạng thái đầu $A(X_0, \varphi_0, t_0, I_0)$ của không khí trước khi vào caloriphe. Đó là trạng thái không khí nơi ta đặt máy sấy. Nhiệt độ t_2 và độ ẩm tương đối φ_2 của không khí thải ở điểm C và $n = l_2/l_0$ cũng theo yêu cầu kỹ thuật. Nối A và C bằng đường thẳng AC theo quy tắc đòn bẩy: $\overline{AM}/\overline{MC} = \frac{L_2}{L_0} = n$, từ M kẻ đường thẳng đứng X_h = const đến cắt đường I_1 = I_2 = const, đó là điểm B' đặc trưng cho trạng thái của không khí trước khi vào phòng sấy.

Đường đẳng nhiệt đi qua điểm B' là t'_1 là nhiệt độ của tác nhân sấy trước khi vào phòng sấy. Điểm M là đặc trưng cho trạng thái

không khí hỗn hợp, đoạn AM biểu diễn quá trình hỗn hợp trạng thái không khí ban đầu A và trạng thái không khí thải C. Đoạn MB' biểu diễn quá trình đun nóng hỗn hợp khí trong caloriphe. Đoạn $B'C$ biểu diễn quá trình biến đổi trạng thái không khí trong phòng sấy. Bởi vậy toàn bộ quá trình sấy có tuần hoàn một phần không khí thải lý thuyết được biểu diễn bằng đường gấp khúc $AMB'C$.

Ta chỉ xây dựng được quá trình sấy thực tế sau khi đã xây dựng được quá trình sấy lý thuyết như đã trình bày ở trên.

Sau khi đã biểu diễn quá trình sấy có tuần hoàn một phần khí thải, tính được lượng không khí và lượng nhiệt tiêu tốn.

Lượng không khí tiêu tốn riêng:

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} = \frac{1}{\overline{CD}.m_x} \tag{7.56}$$

Nghĩa là lượng không khí khô ban đầu khi sấy có tuần hoàn một phần khí thải cũng bằng lượng không khí khô ban đầu khi sấy không tuần hoàn một phần khí thải nếu cùng trạng thái đầu A $(x_0, t_0....)$ và trạng thái cuối C $(x_2, t_2....)$ quá trình được biểu diễn bằng đường ABC đồ thị (hình 7.18).

Lượng không khí hỗn hợp:

$$l_h = \frac{1}{x_2 - x_h} = \frac{1}{\overline{CD_1}.m_x} \tag{7.57}$$

Lượng nhiệt tiêu tốn riêng ở caloriphe:

$$q_s = l_h(I_1 - I_h) = \frac{I_1 - I_h}{x_2 - x_h} = \frac{\overline{MB'}}{\overline{CD_1}} \frac{m_1}{m_x} \tag{7.58}$$

Từ độ thị (hình 7.18) ta thấy hai tam giác ABC và $MB'C$ là đồng dạng nghĩa là $MB'/CD_1 = AB/CD$. Tức là lượng nhiệt tiêu tốn riêng trong máy sấy có tuần hoàn một phần khí thải và trong máy sấy không tuần hoàn một phần khí thải khi cùng trạng thái đầu A và trạng thái cuối C là như nhau.

Ưu điểm của phương pháp sấy có tuần hoàn một phần khí thải là nhiệt độ sấy t'_1 thấp hơn nhiều so với khi sấy không tuần hoàn một

phần khí thải t_1, quá trình sấy xảy ra với độ ẩm trung bình của tác nhân sấy lớn, vì hàm ẩm của không khí hỗn hợp x_h lớn hơn hàm ẩm của không khí ban đầu x_0. Bởi vậy phương thức sấy này thích hợp với các vật liệu dễ bị biến dạng trong quá trình sấy ở nhiệt độ cao hàm ẩm thấp (ví dụ sấy các vật liệu bằng sành sứ, đồ gốm).

7.7.4. Phương thức sấy bằng khói lò trực tiếp

Trong sản xuất nhiều vật liệu cho phép sấy ở nhiệt độ cao, không yêu cầu phải giữ vệ sinh trong quá trình sấy, thì sấy bằng khói lò trực tiếp. Khói lò thu được bằng cách đốt cháy nhiên liệu rắn, lỏng, khí. Khói lò được sử dụng làm tác nhân sấy là sản phẩm của quá trình đốt cháy nhiên liệu hoàn toàn chứa một lượng tro và một lượng bụi ít nhất để không làm bẩn sản phẩm sấy trong điều kiện đối lưu, bởi vậy khói lò phải được làm sạch trước khi vào phòng sấy. Thường nhiệt độ của khói lò rất cao, vượt quá nhiệt độ cho phép của vật liệu sấy, cho nên phải trộn lẫn với không khí lạnh để đưa nhiệt độ của hỗn hợp khói lò đạt nhiệt độ thích hợp.

Để tính toán các máy sấy bằng khói lò trực tiếp cần phải biết các thông số của nó, trước hết là hàm ẩm x và hàm nhiệt I.

Hàm ẩm của khói lò x (kg ẩm/ kg kkk) bằng tỷ số giữa lượng hơi nước G_n và lượng không khí khô G_{kkk} thu được khi đốt cháy 1kg nhiên liệu.

$$x = \frac{G_n}{G_{kkk}} \tag{7.59}$$

Giá trị của G_n và G_{kkk} được xác định theo các công thức của quá trình đốt cháy nhiên liệu, phụ thuộc vào dạng rắn, lỏng hay khí và bản chất của nhiên liệu... cho sẵn trong các tài liệu tham khảo.

Nhiệt hàm I của khói lò phụ thuộc chủ yếu vào nhiệt trị cao Q_c và hệ số dư của không khí trong nhiên liệu.

$$I = \frac{Q_c\eta + C_{th}.t + \alpha L_0 I_0 + G_n i_n}{G_{kkk}}; \tag{7.60}$$

trong đó η – hiệu suất hữu ích của lò đốt;

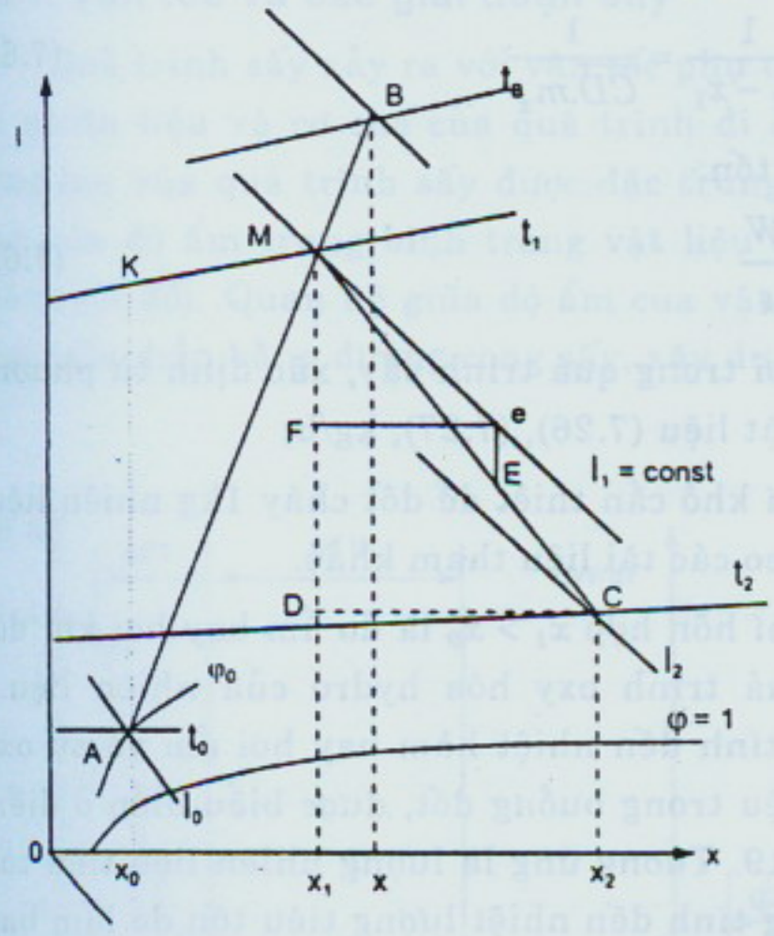
C_{th} – nhiệt dung riêng trung bình của nhiên liệu ở nhiệt độ trung bình t;

L_0 – lượng không khí khô lý thuyết cần để đốt cháy hoàn toàn 1kg nhiên liệu;

I_0 – nhiệt hàm của không khí;

G_n , i_n – lượng hơi nước được sử dụng trong lò và nhiệt hàm của hơi nước tương ứng.

Các đại lượng trong phương trình (7.59), (7.60) như L_0, G_{kkk}, G_n... cho sẵn trong các tài liệu tham khảo.



Hình 7.19. **Đồ thị $I - x$ biểu diễn quá trình sấy bằng khói lò trực tiếp theo phương thức sấy cơ bản**

Thông thường thì hệ số dư của không khí $\alpha \geq 3 \div 5$ khối lượng riêng, nhiệt dung riêng của khói lò và của không khí xấp xỉ nhau. Nên khi tính toán các máy sấy bằng khói lò trực tiếp bằng phương pháp đồ thị có thể sử dụng đồ thị $I - x$ của không khí ẩm được xây dựng ở nhiệt độ cao.

Sấy bằng khói lò trực tiếp thường dùng sơ đồ sấy cơ bản, hay sơ đồ sấy có tuần hoàn một phần khí thải tùy theo tính chất của vật liệu sấy yêu cầu. Hình 7.19 biểu diễn quá trình sấy bằng khói lò trực tiếp theo phương thức sấy cơ bản.

Sau khi đã xác định được hàm ẩm x và nhiệt hàm I (xuất phát từ hệ số dư α và hiệu suất η) của khói lò theo phương trình (7.59), (7.60), xác định được vị trí của điểm B trên đồ thị $I - x$, hình 7.19 đặc trưng cho trạng thái của khói lò sau khi ra khỏi lò đốt. Nối điểm B với điểm A ta xác định được điểm M, đặc trưng cho trạng thái hỗn hợp khí trước khi vào phòng sấy. Điểm M là giao điểm của đường nhiệt độ cho phép của vật liệu sấy t_1 = const và đường AB. Qua điểm M xác định được I_M = const, và xây dựng đường sấy thực tế với $\Delta < 0$ như đã trình bày ở hình 7.12.

Sau khi biểu diễn quá trình sấy thực tế lên đồ thị $I - x$, ta xác định được lượng khói lò và lượng không khí tiêu tốn riêng:

$$l_{hh} = \frac{1}{x_2 - x_1} = \frac{1}{\overline{CD}.m_x} \tag{7.61}$$

Lượng nhiên liệu tiêu tốn:

$$B = \frac{l_{hh}.W}{G_{kkk}} \tag{7.62}$$

với W – lượng ẩm bay hơi trong quá trình sấy, xác định từ phương trình cân bằng vật liệu (7.26), (7.27), kg/h;

G_{kkk} – lượng không khí khô cần thiết để đốt cháy 1kg nhiên liệu, được xác định theo các tài liệu tham khảo.

Hàm ẩm của không khí hỗn hợp $x_1 > x_0$ là do ẩm bay hơi khi đốt cháy nhiên liệu hay do quá trình oxy hóa hydro của nhiên liệu... Trạng thái của khí, không tính đến nhiệt hàm bay hơi ẩm và sự oxy hóa các cấu tử của nhiên liệu trong buồng đốt, được biểu diễn ở điểm $K(x_0, t_1)$ trên đồ thị hình 7.19. Tương ứng là lượng nhiên liệu tiêu tốn để bay hơi 1kg ẩm mà không tính đến nhiệt lượng tiêu tốn để làm bay hơi toàn bộ lượng ẩm của nhiên liệu cũng như không tính đến tổn thất nhiệt của lò đốt, cho lượng nhiệt:

$$q_1 = \frac{\overline{AK}}{\overline{CD}}.M \tag{7.63}$$

M – tỷ lệ xích của đồ thị.

So sánh q_1 với nhiệt lượng tiêu tốn riêng q trong máy sấy bằng không khí cùng trạng thái đầu và trạng thái cuối của tác nhân sấy, ta thấy rằng $q_1 > q$. Tuy nhiên tiêu chuẩn so sánh của các máy sấy bằng khói lò là lượng nhiên liệu tiêu tốn để làm bay hơi 1kg ẩm.

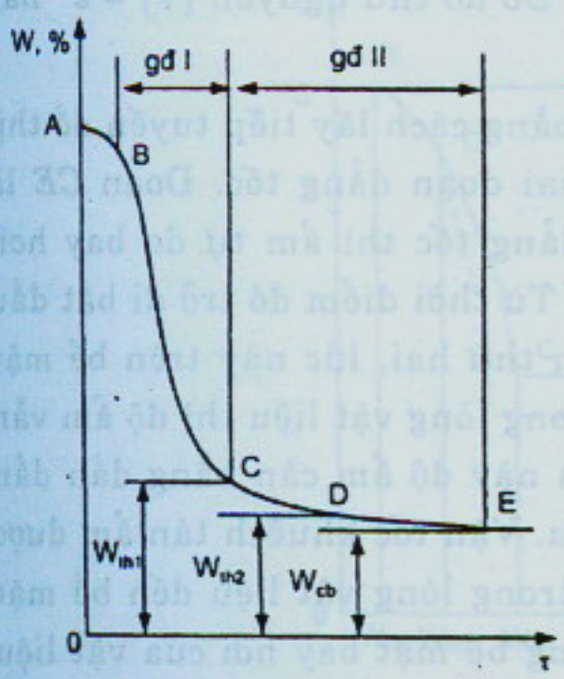
Sấy bằng khói lò có ưu điểm: tiết kiệm nhiên liệu, giảm chi phí thiết bị do không dùng thiết bị đun nóng gián tiếp là caloriphe như phương pháp sấy bằng không khí nóng.

7.8. VẬN TỐC SẤY

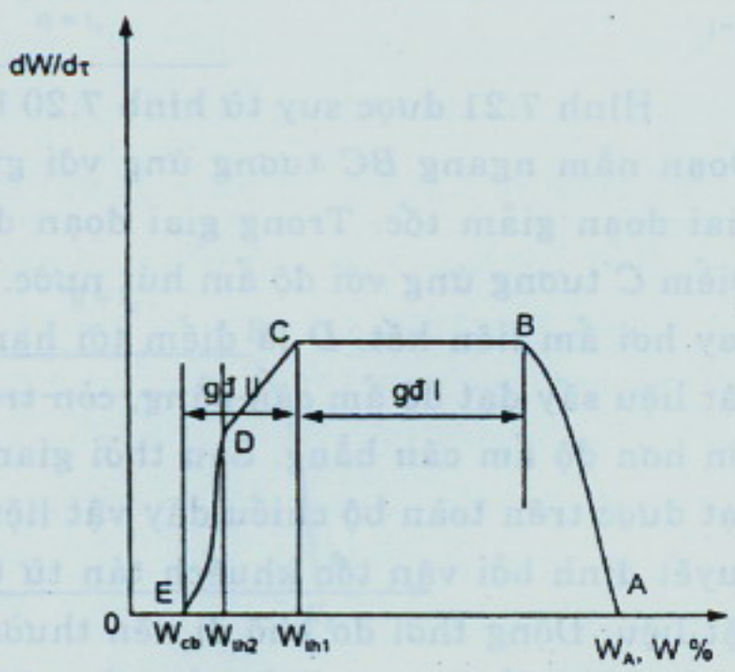
Vận tốc sấy được xác định với mục đích tính thời gian sấy.

7.8.1. Vận tốc và các giai đoạn sấy

Quá trình sấy xảy ra với vận tốc phụ thuộc vào dạng liên kết ẩm với nhiên liệu và cơ chế của quá trình di chuyển ẩm trong vật liệu. Động học của quá trình sấy được đặc trưng bởi sự thay đổi theo thời gian của độ ẩm trung bình trong vật liệu đối với một lượng vật liệu khô tuyệt đối. Quan hệ giữa độ ẩm của vật liệu W và thời gian sấy τ, được biểu diễn bằng đường cong sấy, xây dựng bằng thực nghiệm.



Hình 7.20. Đường cong sấy



Hình 7.21. Đường cong vận tốc sấy

Trường hợp chung, đường cong sấy bao gồm một số đoạn tương ứng với các giai đoạn khác nhau của quá trình sấy. Như hình 7.20 đã chỉ ra: sau một khoảng thời gian đốt nóng rất ngắn (giai đoạn đốt nóng vật liệu), hàm ẩm của vật liệu giảm không đáng kể theo đường *AB*, bắt đầu giai đoạn vận tốc sấy không đổi (giai đoạn đẳng tốc), ở giai đoạn này hàm ẩm của vật liệu giảm rất nhanh theo quy luật đường thẳng *BC*, cho đến khi đạt độ ẩm tới hạn thứ nhất W_{th1}, sau đó bắt đầu giai đoạn giảm tốc (giai đoạn II), trong giai đoạn này sự giảm hàm ẩm của vật liệu được biểu diễn bằng đường cong (đường cong *CE*). Đó là trường hợp tổng quát bao gồm hai giai đoạn khác nhau *CD* và *DE*.

Điểm gãy *D* là điểm tới hạn thứ hai ứng với W_{th2}. Cuối giai đoạn hai độ ẩm của vật liệu xấp xỉ độ ẩm cân bằng W_{cb}, nghĩa là quá trình bay hơi đạt trạng thái cân bằng động.

Vận tốc sấy được định nghĩa là độ giảm lượng ẩm của vật liệu sấy dW sau một khoảng thời gian vô cùng bé $d\tau$:

$$V = \frac{dW}{d\tau} \tag{7.64}$$

W thường được biểu diễn bằng %. Do đó thứ nguyên [V] = s^{-1} hay h^{-1}.

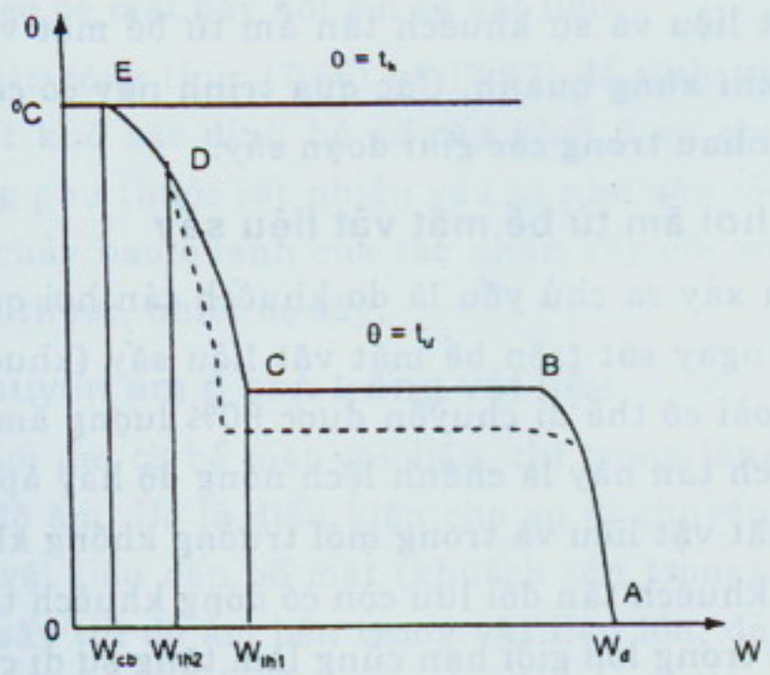
Hình 7.21 được suy từ hình 7.20 bằng cách lấy tiếp tuyến đồ thị. Đoạn nằm ngang *BC* tương ứng với giai đoạn đẳng tốc. Đoạn *CE* là giai đoạn giảm tốc. Trong giai đoạn đẳng tốc thì ẩm tự do bay hơi. Điểm *C* tương ứng với độ ẩm hút nước. Từ thời điểm đó trở đi bắt đầu bay hơi ẩm liên kết. *D* là điểm tới hạn thứ hai, lúc này trên bề mặt vật liệu sấy đạt độ ẩm cân bằng, còn trong lòng vật liệu thì độ ẩm vẫn lớn hơn độ ẩm cân bằng. Sau thời gian này độ ẩm cân bằng dần dần đạt được trên toàn bộ chiều dày vật liệu. Vận tốc khuếch tán ẩm được quyết định bởi vận tốc khuếch tán từ trong lòng vật liệu đến bề mặt vật liệu. Đồng thời do khô đi nên thường bề mặt bay hơi của vật liệu cũng giảm dần và vận tốc sấy giảm, không tỷ lệ với việc giảm độ ẩm của vật liệu sấy.

Thường thì dạng đường cong sấy trong giai đoạn giảm tốc rất phức tạp. Trong thực tế thường gặp các vật liệu sấy hoặc chỉ cho giai đoạn đẳng tốc, hoặc chỉ cho giai đoạn giảm tốc.

7.8.2. Sự thay đổi nhiệt độ của vật liệu trong quá trình sấy

Để phân tích một quá trình sấy cần biết rằng sự biến đổi nhiệt độ của vật liệu sáy không phụ thuộc vào độ ẩm W. Vì rằng nhiệt độ của vật liệu sấy có thể làm thay đổi tính chất của nó.

Sau giai đoạn đốt nóng AB rất nhanh thì nhiệt độ của vật liệu tăng nhanh đến nhiệt độ bầu ướt $t_ư$. Ở giai đoạn đẳng tốc thì toàn bộ nhiệt lượng truyền cho vật liệu được tiêu tốn để làm bay hơi ẩm và nhiệt độ của vật liệu được giữ nguyên không đổi và bằng nhiệt độ bay hơi nước ở bề mặt tự do ($t_ư$). Trong giai đoạn giảm tốc thì sự bay hơi ẩm từ bề mặt vật liệu sấy giảm dần, nhiệt độ của vật liệu tăng dần. Khi độ ẩm của vật liệu giảm dần đến độ ẩm cân bằng và tốc độ bay hơi ẩm giảm dần đến bằng không thì nhiệt độ của vật liệu đạt đến giá trị lớn nhất, bằng nhiệt độ của môi trường không khí xung quanh vật liệu sấy t^0_k (nhiệt độ của tác nhân sấy).



Hình 7.22. Đường cong nhiệt độ vật liệu sấy

Đường cong nhiệt độ (đường nét liền hình 7.22) là đặc trưng cho các loại vật liệu sấy dạng lớp mỏng. Đối với vật liệu sấy có lớp dày thì khi sấy đối lưu, nhiệt độ các lớp bên trong hầu như trong toàn bộ quá trình sấy đều thấp hơn so với lớp bề mặt (đường chấm chấm trên hình 7.22). Khi sấy vật liệu mỏng thì chênh lệch nhiệt độ này rất bé và có thể chỉ xuất hiện ở giai đoạn giảm tốc, trong giới hạn từ $W_{th1} \div W_{th2}$ khi bề mặt bay hơi tiến sâu vào bên trong.

7.8.3. Cường độ bay hơi ẩm

Vận tốc sấy được xác định bởi một trong những thông số kỹ thuật rất quan trọng là cường độ bay hơi ẩm từ vật liệu m là lượng ẩm bay hơi trên một đơn vị bề mặt vật liệu sấy F trong một đơn vị thời gian τ:

$$m = \frac{W}{F\tau} \tag{7.65}$$

với τ – thời gian sấy.

Cường độ bay hơi ẩm có liên quan mật thiết đến cơ chế của quá trình truyền nhiệt và ẩm với môi trường; cơ chế này rất phức tạp. Vì đây là một quá trình bao gồm sự di chuyển ẩm từ trong lòng vật liệu đến bề mặt vật liệu và sự khuếch tán ẩm từ bề mặt vật liệu vào môi trường không khí xung quanh. Các quá trình này có các đặc trưng và cường độ khác nhau trong các giai đoạn sấy.

7.8.4. Sự bay hơi ẩm từ bề mặt vật liệu sấy

Quá trình xảy ra chủ yếu là do khuếch tán hơi qua lớp giới hạn của không khí ngay sát trên bề mặt vật liệu sấy (khuếch tán ngoài). Khuếch tán ngoài có thể di chuyển được 90% lượng ẩm. Động lực của quá trình khuếch tán này là chênh lệch nồng độ hay áp suất hơi riêng phần trên bề mặt vật liệu và trong môi trường không khí xung quanh. Bên cạnh dòng khuếch tán đối lưu còn có dòng khuếch tán phân tử. Sự giảm nhiệt độ ở trong lớp giới hạn cũng làm tăng sự di chuyển phân tử hơi (khuếch tán nhiệt động). Trong điều kiện sấy đối lưu với nhiệt độ thấp thì sự di chuyển ẩm do khuếch tán nhiệt động có thể bỏ qua.

Trong giai đoạn đẳng tốc, độ ẩm của vật liệu lớn hơn độ ẩm hút nước, thì hơi ở bề mặt vật liệu là hơi bão hòa ($p_{vl} = p_{bh}$) và tương ứng với nhiệt độ của vật liệu bằng nhiệt độ bầu ướt ($\theta = t_u$). Ở giai đoạn này thì ẩm di chuyển từ trong lòng vật liệu đến bề mặt vật liệu với vận tốc lớn hơn vận tốc bay hơi ẩm từ bề mặt vật liệu vào môi trường không khí xung quanh. Nên vận tốc bay hơi ẩm quyết định toàn bộ vận tốc của quá trình sấy và bằng vận tốc bay hơi ẩm trên bề mặt tự do, được xác định bằng định luật Dalton. Vì vậy phương trình cấp khối (cấp ẩm) từ bề mặt vật liệu có dạng:

$$m = \beta(P_{bh} - P_{vl})\frac{760}{B} \tag{7.66}$$

trong đó β – hệ số cấp khối;

B – áp suất chung, mmHg.

Hay
$$m = \frac{N'uD}{L}(P_{bh} - P_{vl})\frac{760}{B} \tag{7.67}$$

với D – hệ số dẫn ẩm (ẩm ở trạng thái hơi) tương tự như hệ số dẫn nhiệt, được xác định bằng thực nghiệm;

L – kích thước hình học theo hướng chuyển động của không khí dọc theo bề mặt bay hơi ẩm từ vật liệu.

Sử dụng các công thức (7.66) và (7.67) để tính toán thực tế rất khó khăn vì rất khó xác định hệ số cấp khối β và chuẩn số $N'u$, là những đại lượng phụ thuộc rất nhiều yếu tố như vận tốc của tác nhân sấy, điều kiện chảy bao quanh của tác nhân sấy đối với vật liệu sáy, hình dạng, kích thước, nhiệt độ sấy.

7.8.5. Sự di chuyển ẩm ở bên trong vật liệu

Khi bay hơi ẩm từ bề mặt vật liệu, thì trong lòng vật liệu xuất hiện gradient độ ẩm. Đó là điều kiện cho sự di chuyển ẩm từ các lớp bên trong của vật liệu đến bề mặt (khuếch tán trong). Ở giai đoạn I của quá trình sấy thì độ ẩm bên trong vật liệu lớn, đảm bảo cho vận tốc của quá trình di chuyển ẩm từ trong lòng vật liệu ra bề mặt vật liệu lớn hơn vận tốc khuếch tán ẩm từ bề mặt vật liệu vào môi trường không khí xung quanh (khuếch tán ngoài). Nhưng sau đó độ ẩm trên

bề mặt vật liệu giảm dần đến độ ẩm hút nước của vật liệu (W_{ht}) và tiếp tục giảm, nghĩa là bắt đầu giai đoạn II của quá trình sấy, kể từ đây thì vận tốc khuếch tán trong bé hơn vận tốc khuếch tán ngoài. Do đó ở giai đoạn II vận tốc khuếch tán trong quyết định vận tốc của toàn bộ quá trình sấy.

Trong giai đoạn I ẩm ở bên trong vật liệu được di chuyển ở dạng lỏng (ẩm mao quản và ẩm liên kết thẩm thấu). Bắt đầu từ giai đoạn II thì vật liệu thường co ngót không đều và bề mặt bay hơi thường di chuyển sâu dần vào trong lòng vật liệu, lúc đó thì ẩm mao quản và một phần ẩm liên kết hấp phụ di chuyển ở dạng hơi.

Các lớp vật liệu được khô dần từ bề mặt vật liệu trở vào tâm, bề mặt hay hơi hình học phía ngoài ngày càng bé, tăng trở lực khuếch tán bên trong, bởi vậy ở giai đoạn II sự giảm vận tốc không đều.

Hiện tượng di chuyển ẩm bên trong vật liệu gọi là dẫn ẩm, cường độ của dòng ẩm là:

$$m = -K_a \frac{\partial C}{\partial n} \tag{7.68}$$

K_a – hệ số dẫn ẩm;

$\frac{\partial C}{\partial n}$ – gradient nồng độ hay gradien độ ẩm, dấu "– " chỉ chiều của dòng ẩm ngược với chiều gradient độ ẩm $\frac{\partial C}{\partial n}$.

Nồng độ ẩm C bằng tích của độ ẩm theo vật liệu khô tuyệt đối với khối lượng riêng của vật liệu khô tuyệt đối ρ_C:

$$C = W_{td}\, \rho_C$$

Thay C vào phương trình (7.68) có:

$$m = -K_a \rho_c \cdot \frac{\partial W_{td}}{\partial n} \tag{7.69}$$

Hệ số dẫn ẩm K_a tương tự như hệ số dẫn nhiệt độ a_t trong truyền nhiệt.

Giá trị của K_a phụ thuộc vào dạng liên kết giữa ẩm với vật liệu sấy, hàm ẩm của vật liệu, nhiệt độ sấy ... và thường được xác định bằng thực nghiệm.

7.8.6. Thời gian sấy

Trong các máy sấy thì độ ẩm của vật liệu thay đổi theo không gian (tiết diện và chiều dày của vật liệu) và theo thời gian. Do đó, vận tốc giảm độ ẩm của vật liệu thường được biểu diễn bằng phương trình vi phân:

$$\frac{\partial W_{td}}{\partial n} = K_a \nabla^2(W_{td}) + K_a \delta . \nabla^2(t) \qquad (7.70)$$

với $\nabla^2(W_{td})$ và $\nabla^2(t)$ – toán tử Laplace đối với độ ẩm và nhiệt độ là tổng các vectơ độ ẩm và nhiệt độ theo các phương của tọa độ.

Đối với vật liệu dạng tấm mỏng ta có thể coi ẩm chỉ biến đổi theo một chiều nào đó (ví dụ theo trục ox). Để đơn giản coi hệ số dẫn ẩm không phụ thuộc vào hàm ẩm của vật liệu (K_a = const) và bỏ qua hệ số dẫn nhiệt độ. Khi đó phương trình (7.70) có dạng đơn giản:

$$\frac{\partial W_{td}}{\partial \tau} = K_a \frac{\partial^2 W_{td}}{\partial x^2} \qquad (7.71)$$

Phương trình vi phân (7.71) sẽ giải được khi biết được quy luật phân bố độ ẩm trong vật liệu khi bắt đầu sấy (điều kiện ban đầu) và mô tả toán học đối với dòng ẩm từ bề mặt vật liệu sấy vào môi trường không khí xung quanh (điều kiện biên).

Trong giai đoạn đẳng tốc thì độ ẩm của vật liệu được coi là phân bố đồng đều trong toàn bộ tiết diện hạt vật liệu. Nghĩa là khi $\tau \doteq 0$ thì W_{td} = const. Ngoài ra ở giai đoạn này thì hệ số dẫn ẩm K_a và cường độ bay hơi ẩm từ bề mặt vật liệu m cũng là hằng số. Khi tích phân phương trình (7.71) đối với các điều kiện này và khi độ ẩm W_{td} biểu diễn bằng kg/kg vật liệu khô và W_{td} biểu diễn bằng % thì người ta thu được biểu thức tính vận tốc trong giai đoạn đẳng tốc:

$$N = -\frac{\partial W_{td}}{\partial \tau} = \frac{100.m}{G_K} F = \frac{W_1 - W_{th1}}{\tau_1} \qquad (7.72)$$

m – cường độ sấy, được xác định theo phương trình (7.65);

G_k – khối lượng vật liệu khô tuyệt đối;

F – bề mặt bay hơi;

W_1, W_{th1} – hàm ẩm ban đầu và hàm ẩm tới hạn thứ nhất của vật liệu sấy;

τ_1 – thời gian sấy giai đoạn thứ nhất khi độ ẩm của vật liệu thay đổi từ $W_1 \div W_{th1}$.

Phương trình thu được là phương trình đường thẳng BC trên đường cong sấy (hình 7.21). Từ đây xác định được thời gian sấy giai đoạn I:

$$\tau_1 = \frac{W_1 - W_{th1}}{N} \tag{7.73}$$

hoặc là thời gian sấy đến độ ẩm bất kỳ $W_2 > W_{th1}$ là:

$$\tau_1 = \frac{W_1 - W_2}{N} \tag{7.74}$$

Đối với giai đoạn giảm tốc, việc xác định thời gian sấy rất khó khăn do hệ số đường cong vận tốc sấy rất phức tạp và rất khác nhau (hình 7.21). Thời gian sấy trong giai đoạn này có thể xác định gần đúng nhờ hệ số vận tốc sấy K_c.

Để tính K_c người ta sử dụng đường cong thực nghiệm vận tốc sấy đối với từng loại vật liệu. Nhờ đường cong thực nghiệm này mà biết được hệ số góc trung bình của biến thiên độ ẩm từ W_{th1} đến W_{cb}.

Khi đó phương trình đường cong vận tốc sấy đối với giai đoạn II có thể biểu diễn:

$$N = -\frac{dW_{td}}{d\tau} = K_c(W_{th1} - W_{cb}) \tag{7.75}$$

với $K_c = \dfrac{N}{W_{th1} - W_{cb}}$ – hệ số vận tốc sấy.

(N là vận tốc sấy trong giai đoạn I).

Kết quả tích phân trong giới hạn W_{th1} đến W_2 (độ ẩm của vật liệu sau khi sấy) thu được:

$$\frac{W_2 - W_{cb}}{W_{th1} - W_{cb}} = e^{K_c \tau_2} \qquad (7.76)$$

Rút ra thời gian sấy giai đoạn II được xác định theo phương trình:

$$\tau_2 = \frac{1}{K_c} \ln \frac{W_{th1} - W_{cb}}{W_2 - W_{cb}} = \frac{W_{th1} - W_{cb}}{N} \ln \frac{W_{th1} - W_{cb}}{W_2 - W_{cb}} \qquad (7.77)$$

Thời gian sấy chung:

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 = \frac{1}{N}\left[(W_1 - W_{th1}) + (W_{th1} - W_{cb}) \ln \frac{W_{th1} - W_{cb}}{W_2 - W_{cb}}\right] \qquad (7.78)$$

Phương pháp tính toán thời gian sấy với việc sử dụng hệ số vận tốc sấy K_c của A.B Lucov là phương pháp phổ biến nhất, vì đơn giản, cho kết quả gần với thực tế.

Ngoài ra người ta còn tính thời gian sấy qua cường đô bốc hơi ẩm của thiết bị.

Cường độ bốc hơi ẩm A (kg ẩm/m^3.h) là lượng ẩm bay hơi trong 1m^3 thiết bị sấy trong một đơn vị thời gian. A phụ thuộc rất nhiều yếu tố. Ví dụ như độ ẩm của vật liệu, dạng liên kết giữa ẩm với vật liệu, cấu trúc, kích thước của vật liệu, còn phụ thuộc vào các thông số vật lý của tác nhân sấy, vào chế độ thuỷ động của tác nhân sấy... Ngoài ra còn phụ thuộc vào phương pháp sấy (sấy tĩnh hay sấy động)... giá trị của A cũng thường được xác định bằng thực nghiệm. Đối với một số loại vật liệu sấy và máy sấy thông dụng, A đã cho sẵn trong các tài liệu tham khảo. Khi đó thì thể tích làm việc của máy sấy được xác định theo công thức:

$$V = \frac{W}{A} \text{ , m}^3 \qquad (7.79)$$

với W – lượng ẩm bay hơi chung trong quá trình sấy, kg/h

7.9. CẤU TẠO MÁY SẤY

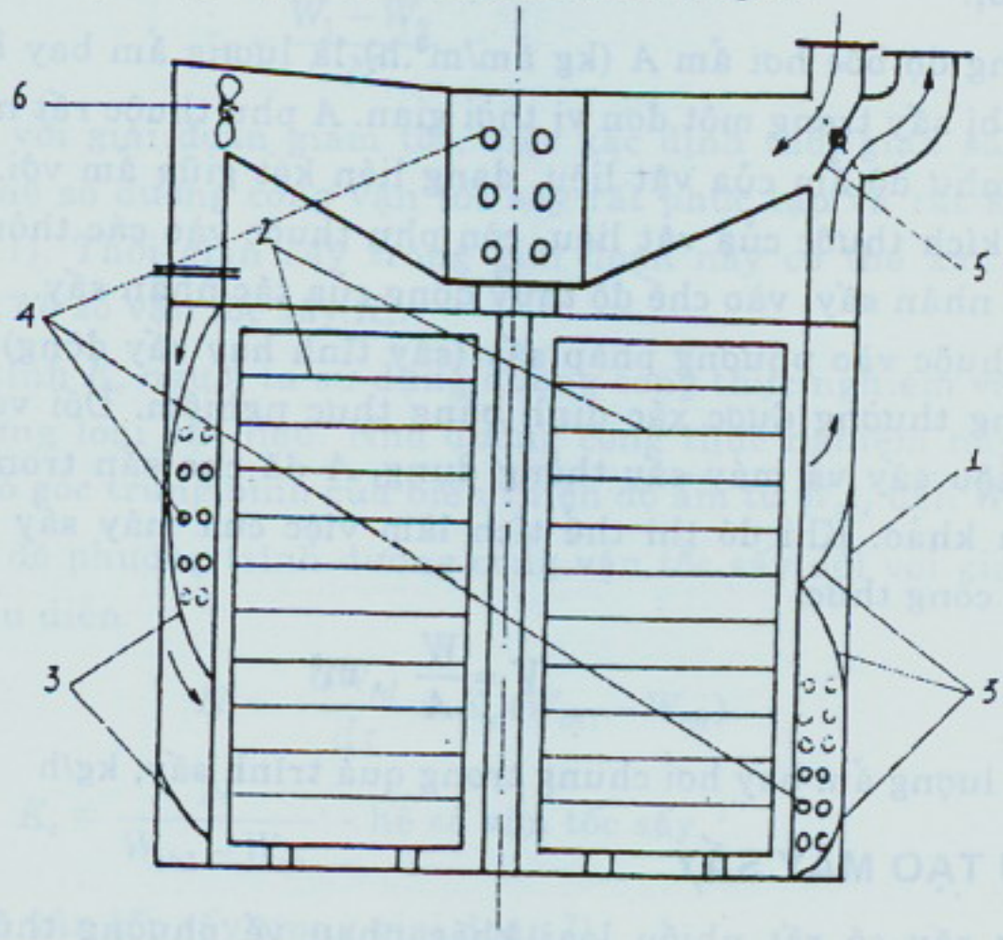
Máy sấy có rất nhiều loại khác nhau về phương thức truyền nhiệt (đối lưu, tiếp xúc...), về tác nhân sấy (không khí, khói lò, hơi...), về áp suất làm việc (áp suất khí quyển, áp suất chân không), về

phương thức sấy (liên tục, gián đoạn), về hướng chuyển động của tác nhân sấy so với vật liệu sấy trong các máy sấy đối lưu (cùng chiều, ngược chiều, chéo dòng...). Do đó rất khó phân loại các máy sấy một cách rõ ràng. Các máy sấy được sử dụng phổ biến trong công nghiệp hóa chất, thực phẩm, thường được phân loại dựa vào phương pháp truyền nhiệt hoặc dựa vào trạng thái của lớp vật liệu (đứng yên hay chuyển động).

7.9.1. Các máy sấy đối lưu với lớp vật liệu đứng yên hay chuyển động

7.9.1.1. Phòng sấy

Phòng sấy thường làm việc theo nguyên tắc gián đoạn, ở áp suất khí quyển. Thiết bị thường gồm từ một hoặc vài phòng sấy. Vật liệu sấy được xếp trên các giá của xe goòng, xe goòng được đưa vào và lấy ra ở cửa phòng bằng tay hoặc bằng tời nhờ động cơ.



Hình 7.23. **Phòng sấy:**
1– phòng sấy; 2– xe goòng; 3– các tấm chắn không khí;
4– các thiết bị sưởi không khí (caloriphe); 5– tấm lật (van); 6– quạt

Phòng sấy có nhược điểm cơ bản là vật liệu sấy không được đảo trộn trong quá trình sấy nên thời gian sấy dài, nạp vật liệu vào và tháo vật liệu ra, tổn thất nhiệt lớn vì phải mở cửa phòng; điều kiện làm việc nặng nhọc, không đảm bảo vệ sinh, khó kiểm tra quá trình, tổn thất nhiệt lớn vì nhiệt lượng của tác nhân sấy không được sử dụng triệt để (đặc biệt là giai đoạn cuối của quá trình sấy).

Một dạng khác của phòng sấy là phòng sấy bằng không khí nóng tuần hoàn có đốt nóng giữa chừng (7.23), không khí được đốt nóng trong các bộ phận sưởi *4* (caloriphe) nhờ quạt *6* đưa vào phía dưới phòng sấy *1* chuyển động theo hướng nằm ngang từ trái qua phải giữa các giá dựng vật liệu của xe goòng *2*. Sau đó không khí qua bộ phận gia nhiệt *4* ở phía dưới rồi vào khu vực giữa hầm sấy chuyển động từ phải sang trái, rồi không khí lại được đốt nóng ở thiết bị đun nóng trung gian *4* và đi vào khu vực phía trên cùng của phòng sấy chuyển động từ trái sang phải.

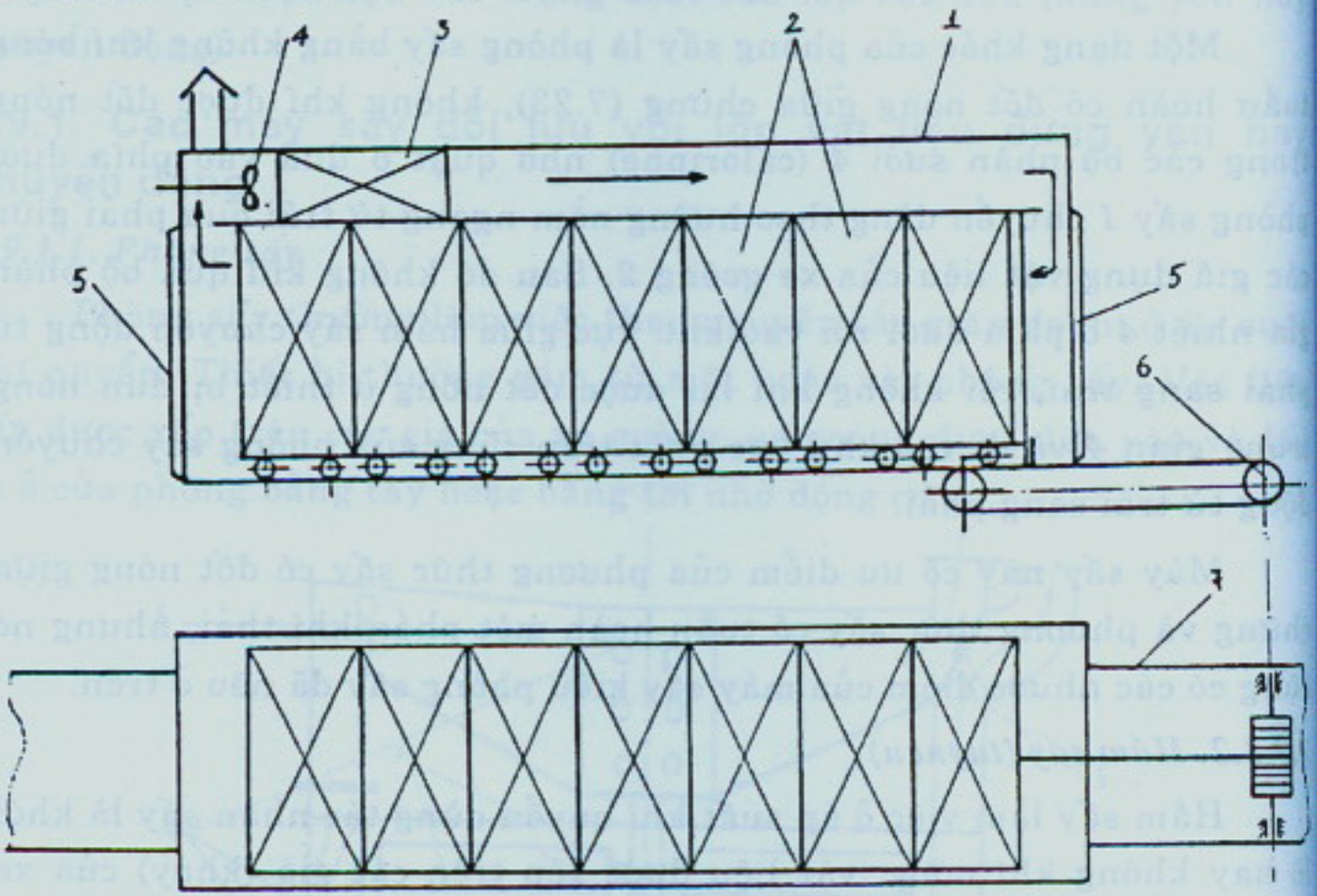
Máy sấy này có ưu điểm của phương thức sấy có đốt nóng giữa chừng và phương thức sấy có tuần hoàn một phần khí thải, nhưng nó cũng có các nhược điểm của máy sấy kiểu phòng sấy đã nêu ở trên.

7.9.1.2. Hầm sấy (tuynen)

Hầm sấy làm việc ở áp suất khí quyển dùng tác nhân sấy là khói lò hay không khí nóng, vật liệu được xếp trên các giá (khay) của xe goòng *2*. Xe goòng được di chuyển chậm dọc theo hầm nhờ người đẩy hoặc dùng tời *6* (nếu năng suất lớn) đẩy một xe vào đầu này hầm thì ở đầu kia hầm có một xe ra. Thời gian lưu của một xe trong hầm chính là thời gian sấy.

Cấu tạo hầm rất đơn giản gồm một hoặc một số hầm sấy đặt song song liền kề nhau. Vật liệu sấy được đặt trên các giá của xe goòng *2*, xe goòng thường chuyển động trên đường goòng *7*, nối tiếp nhau, việc di chuyển xe goòng nhờ hệ thống tời *6*. Sau một thời gian nhất định thì các cửa *5* mở ra để đầu này hầm có một xe goòng vật liệu khô đi ra thì ở đầu kia hầm có một xe vật liệu ướt đi vào, còn lại thì các cửa hầm *5* luôn luôn đóng để tránh mất nhiệt ra bên ngoài.

Không khí nóng (khói lò) được quạt 4 thổi dọc theo hầm sấy theo phương thức ngược chiều hay xuôi chiều tuỳ theo tính chất của vật liệu sấy. Chiều dài của một hầm thường tối đa là 60m để giảm trở lực thuỷ lực và giảm hiện tượng phân tầng không khí. Vận tốc của tác nhân sấy đi trong hầm sấy thường 2 ÷ 3m/s.



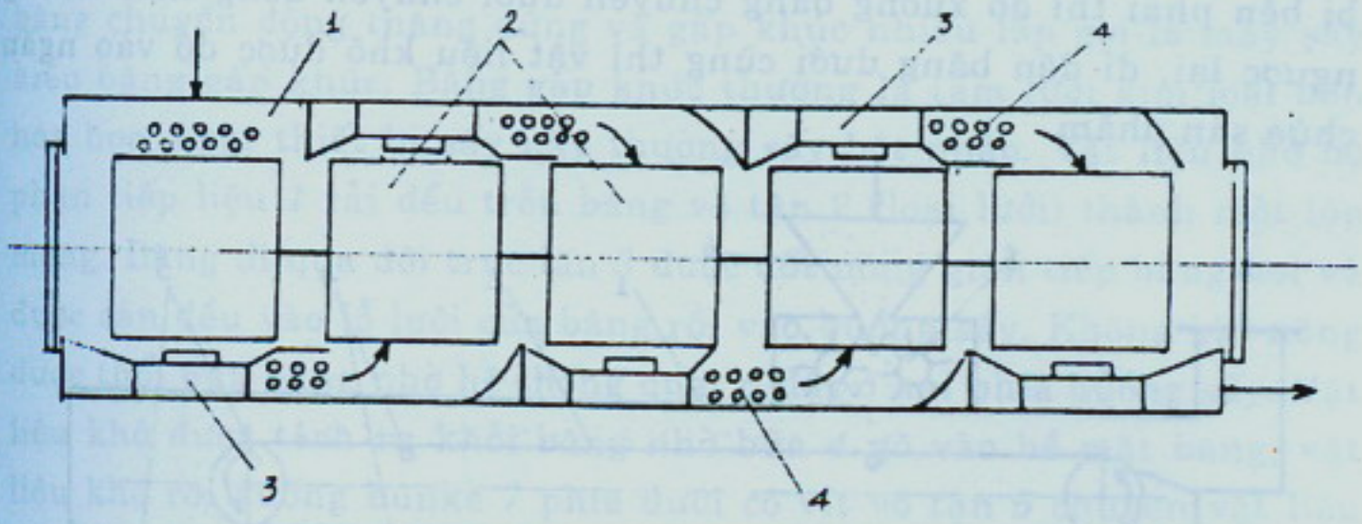
Hình 7.24. **Hầm sấy:**

1– hầm; 2– các xe goòng; 3– caloriphe (hoặc lò đốt); 4– quạt; 5–cửa hầm; 6– tời; 7– đường goòng

Hầm sấy có nhược điểm của loại máy sấy tĩnh, và sấy không đồng đều giữa các lớp do hiện tượng phân tầng không khí (không khí nóng có khối lượng riêng bé nổi lên, không khí lạnh có khối lượng riêng lớn chìm xuống).

Hầm sấy là loại thiết bị dễ sử dụng các phương thức khác nhau như: sấy có tuần hoàn một phần khí thải, sấy có bổ sung nhiệt trong phòng sấy, sấy có đốt nóng giữa chừng và sấy bằng khói lò trực tiếp.

Hình 7.25 mô tả sơ đồ hầm sấy có đốt nóng không khí giữa chừng. Loại này có hiệu suất cao hơn so với loại hầm sấy có tuần hoàn một phần không khí thải. Trong loại này, xe goòng chứa vật liệu *2* chuyển động từ trái sang phải hoặc từ phải sang trái. Còn không khí được đốt nóng qua các caloriphe sưởi *4* và được các quạt *3* hút thổi qua lại theo hướng vuông góc với hầm sấy.



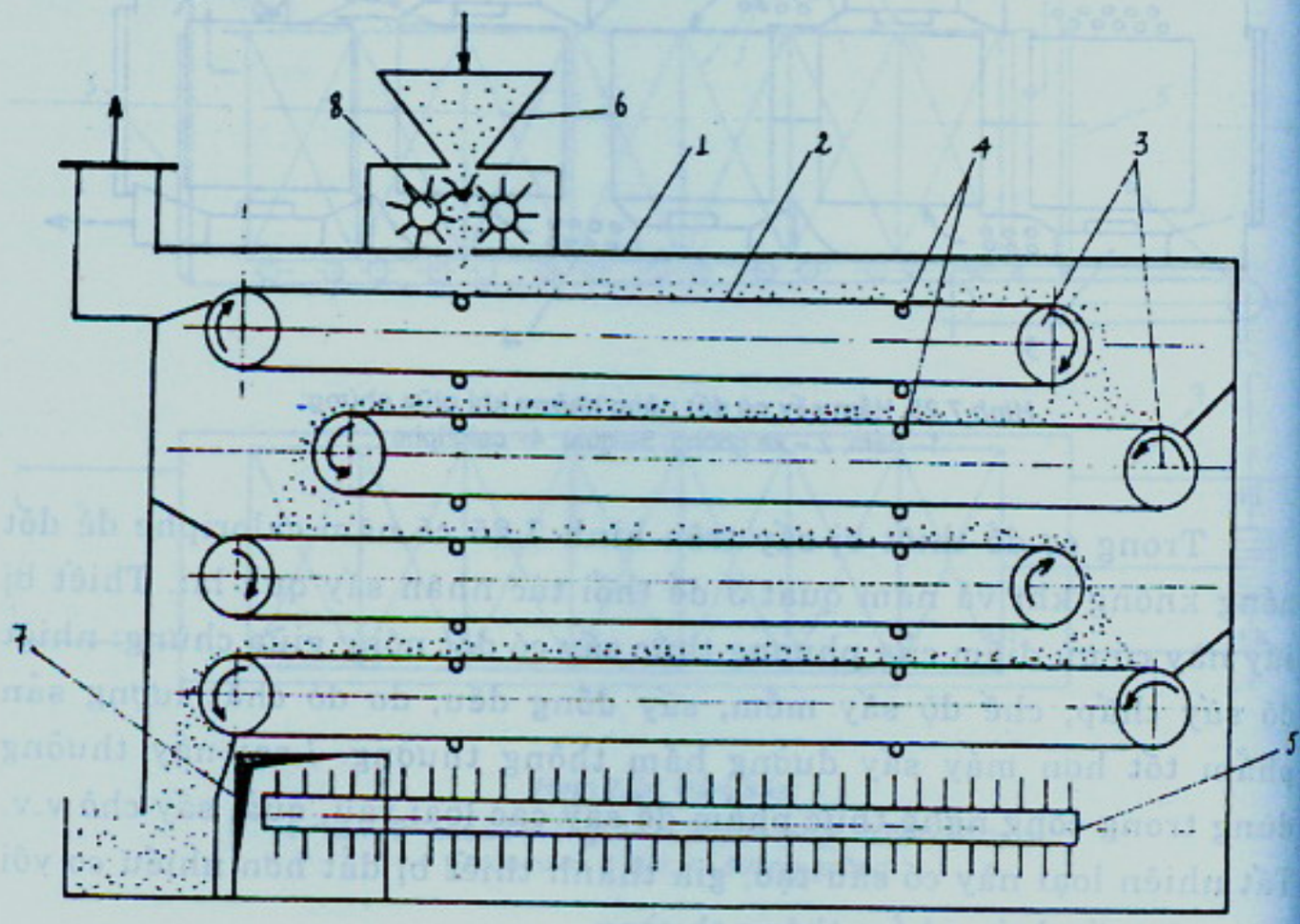
Hình 7.25. **Hầm sấy có đốt nóng không khí giữa chừng:**
1– hầm; 2 – xe goòng; 3– quạt; 4– caloriphe

Trong sơ đồ thiết bị sấy trên hình 7.25 có năm caloriphe để đốt nóng không khí và năm quạt *3* để thổi tác nhân sấy qua lại. Thiết bị sấy này có ưu điểm của phương thức sấy có đốt nóng giữa chừng: nhiệt độ sấy thấp, chế độ sấy mềm, sấy đồng đều, do đó chất lượng sản phẩm tốt hơn máy sấy đường hầm thông thường. Loại này thường dùng trong công nghệ thực phẩm để sấy các loại rau, quả, sấy chè v.v. Tất nhiên loại này có cấu tạo, giá thành thiết bị đắt hơn nhiều so với loại máy sấy đường hầm thông thường.

7.9.1.3. Máy sấy kiểu băng tải

Máy sấy kiểu băng tải gồm một phòng sấy hình khối hộp chữ nhật *1* (hình 7.26), phí trong có một hoặc một số băng vô tận *2* chuyển động nhờ tang quay chủ động và bị động *3* (tang chủ động là tang lắp với cơ cấu truyền động của động cơ để keo băng vô tận, còn tang bị động là tang quay theo). Băng được tựa trên các con lăn *4* để băng không vị võng. Băng thường làm bằng sợi bông tẩm cao su, bằng thép

hay lưới kim loại. Không khí được hút vào ở cửa 7 phía dưới và đốt nóng đến nhiệt độ cần thiết nhờ caloriphe 5. Vật liệu sấy được cấp vào liên tục ở phễu nạp liệu 6 và được cấp định lượng qua cơ cấu cấp liệu 8. Nếu máy sấy có một băng thì sấy không đều vì vật liệu không được đảo trộn. Do đó thiết bị sấy có nhiều băng tải được sử dụng phổ biến hơn. Ở loại thiết bị này vật liệu từ băng trên di chuyển đến cuối thiết bị bên phải thì đổ xuống băng chuyền dưới chuyển động theo hướng ngược lại, đi đến băng dưới cùng thì vật liệu khô được đổ vào ngăn chứa sản phẩm.



Hình 7.26. **Máy sấy kiểu băng tải:**
1- phòng sấy; 2- băng tải; 3- tang quay; 4- con lăn; 5- caloriphe;
6- phễu nạp liệu; 7- cửa khí vào; 8- cơ cấu cấp liệu

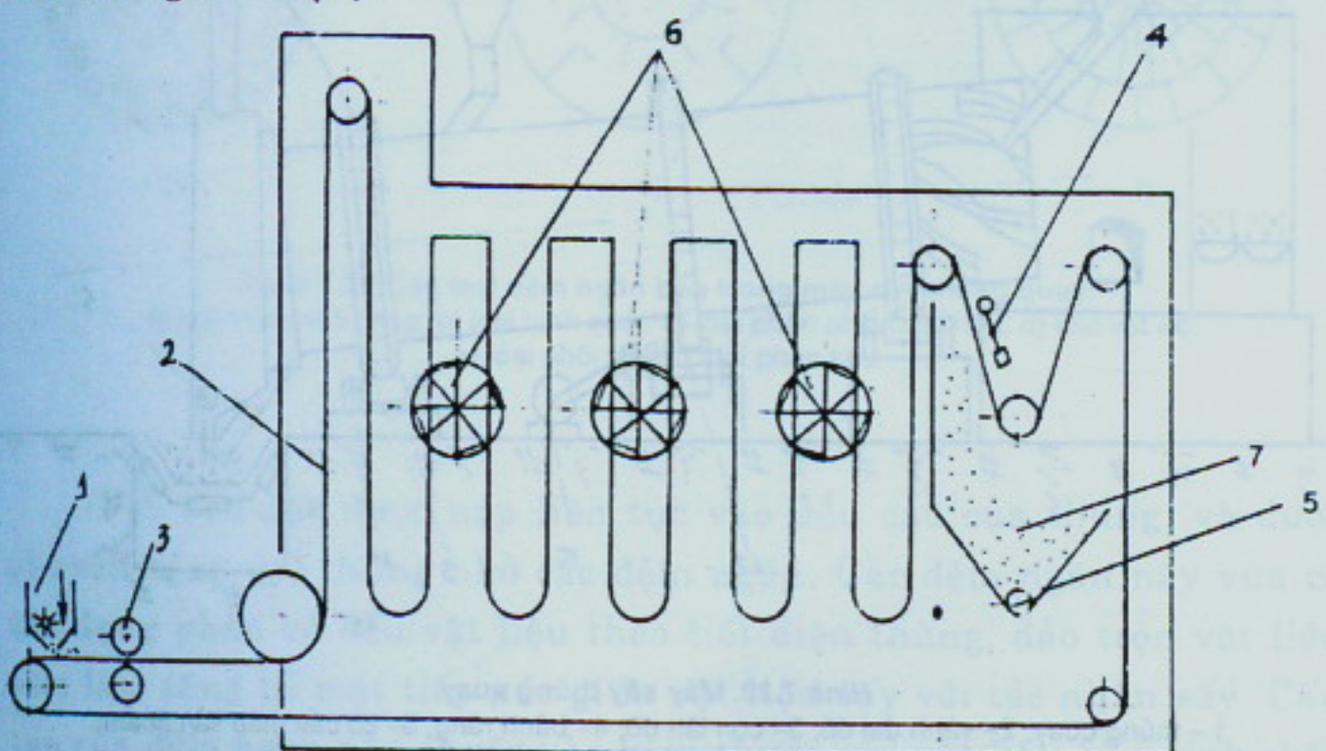
Không khí nóng đi ngược với chuyển động của băng, hoặc đi từ dưới lên xuyên qua băng chuyền, xuyên qua vật liệu sấy. Để quá trình sấy được tốt, cho tác nhân sấy chuyển động với vận tốc lớn khoảng 3m/s, còn băng di chuyển với vận tốc 0,3 ÷ 0,6 m/ph. Cũng có thể đặt

thêm các caloriphe ở đầu mỗi băng tải để thực hiện phương thức sấy có đốt nóng giữa chừng.

Máy sấy kiểu băng tải thường dùng trong công nghệ thực phẩm để sấy các loại rau, quả, sấy ngũ cốc, sấy bánh kẹo v.v.

7.9.1.4. Máy sấy kiểu băng gấp khúc

Trong công nghiệp hóa chất, thực phẩm thường dùng máy sấy có băng chuyển động thẳng đứng và gấp khúc nhiều lần gọi là máy sáy kiểu băng gấp khúc. Băng gấp khúc thường là tấm lưới kim loại bền hóa học. Loại thiết bị sấy này thường sấy bột nhão. Vật liệu nhờ bộ phận tiếp liệu *1* rải đều trên băng vô tận *2* (loại lưới) thành một lớp mỏng. Băng đi qua đôi trục lăn *3* được đốt nóng gián tiếp bằng hơi và được cán đều vào lỗ lưới của băng rồi vào buồng sấy. Không khí nóng được thổi qua băng nhờ hệ thống quạt *6* đặt ở hai phía buồng sấy. Vật liệu khô được tách ra khỏi băng nhờ búa *4* gõ vào bề mặt băng, vật liệu khô rơi xuống bunke *7* phía dưới có vít vô tận *5* chuyển vật liệu khô ra ngoài. Máy sấy thường được chia thành nhiều khu vực giữa các khu vực có các caloriphe đốt nóng không khí giữa chừng (trên hình 7.27 không thể hiện).



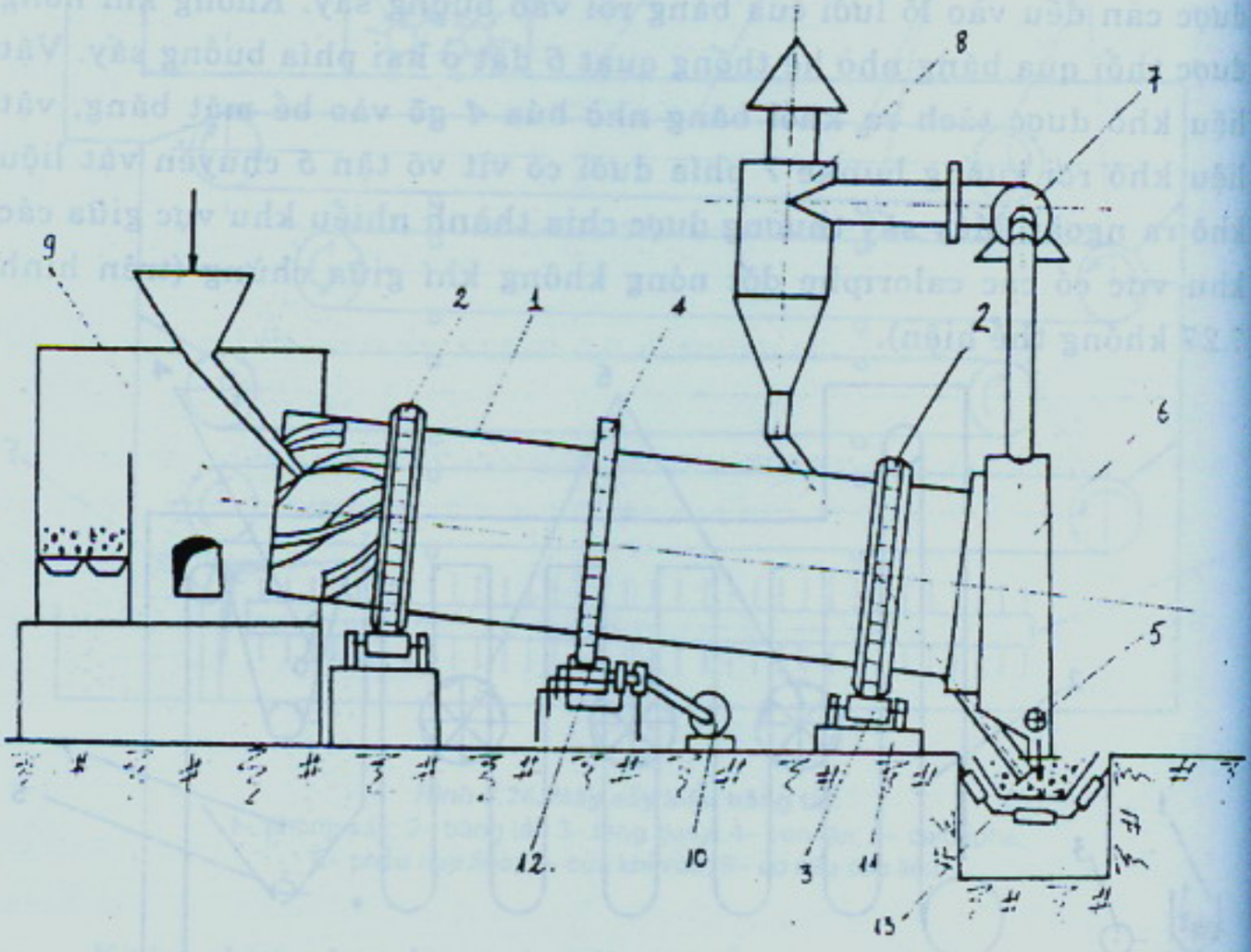
Hình 7.27. **Máy sấy kiểu băng gấp khúc:**
1- bộ phận tiếp liệu; 2- băng lưới vô tận; 3- trục lăn; 4- búa; 5- vít tải tháo liệu
6- quạt; 7- bunke

Quá trình sấy xảy ra ở đây rất mãnh liệt do bề mặt bay hơi rất lớn, vì không khí nóng được tiếp xúc cả hai phí của mặt băng, chiều dày của lớp vật liệu mỏng, vật liệu được đốt nóng thêm bởi các thành của lưới kim loại, giữa vật liệu và thành băng có các khe nứt do đó bề mặt bay hơi lại càng lớn.

7.9.2. Máy sấy đối lưu với lớp vật liệu được đảo lộn

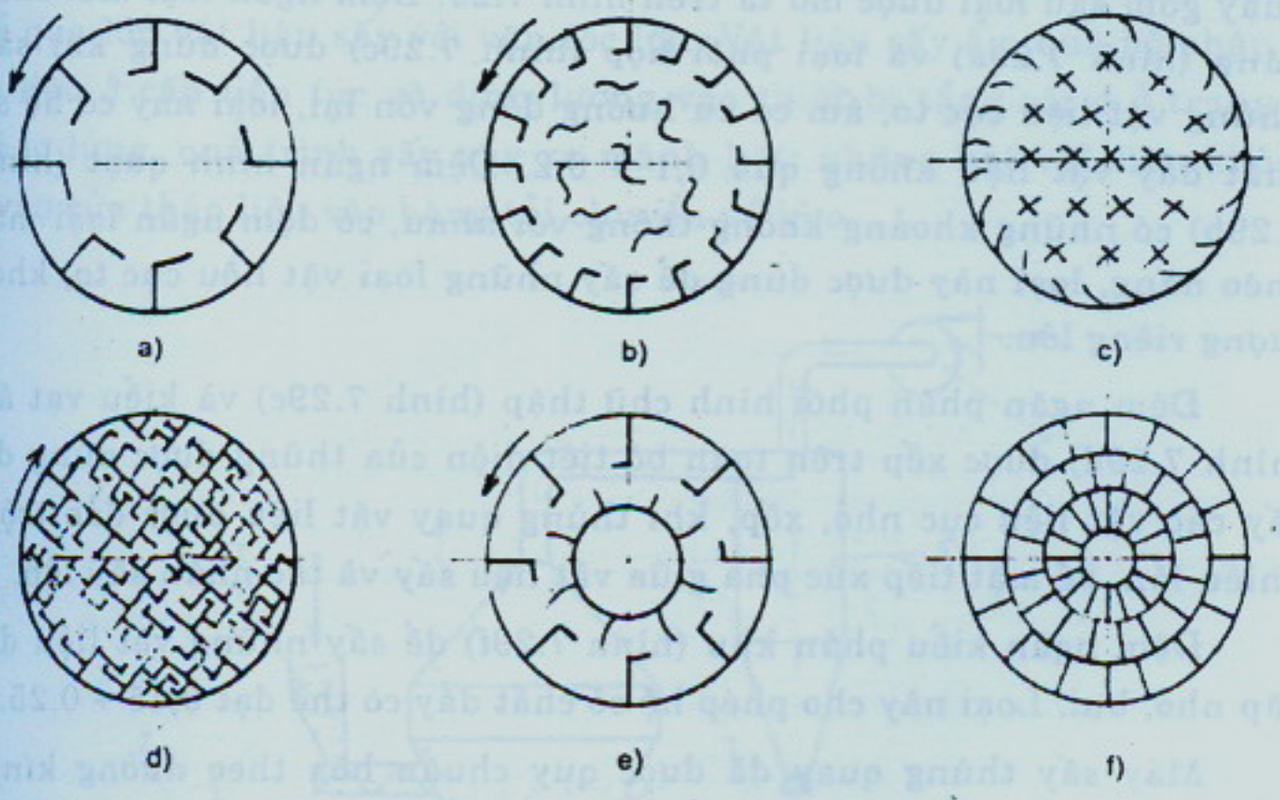
7.9.2.1. Máy sấy thùng quay

Máy sấy thùng quay gồm một thùng hình trụ *1* (hình 7.28) đặt nghiêng so với phương nằm ngang 1/15 ÷ 1/50. Toàn bộ trọng lượng của thùng được đặt trên hai bánh đai đỡ 2.



Hình 7.28. **Máy sấy thùng quay**:
1 – thùng quay; 2– vành đai đỡ; 3– con lăn đỡ; 4– bánh răng; 5– cơ cấu tháo sản phẩm; 6– phễu hứng sản phẩm; 7– quạt; 8– thiết bị lọc bụi; 9– lò đốt (hoặc caloriphe); 10– môtơ truyền động; 11– bệ đỡ; 12– bánh răng chủ động; 13– máy vận chuyển

Bánh đai đỡ được đặt trên bốn con lăn đỡ *3*; khoảng cách giữa hai con lăn đỡ trên cùng một bệ đỡ *11* dễ dàng điều chỉnh để điều chỉnh góc nghiêng của thùng, tức là điều chỉnh thời gian lưu của vật liệu. Thùng quay được là nhờ bánh răng *4* gắn chặt vào thùng: bánh răng *4* ăn khớp với bánh răng dẫn động *12* nhận truyền động của động cơ *10* qua bộ giảm tốc.



Hình 7.29. **Các loại đệm ngăn bên trong máy sấy thùng quay:**
a) loại mái chèo nâng; b) loại hình quạt; c) loại phân phối chữ thập; d) loại vạt áo;
e) loại phối hợp; f) loại phân khu

Vật liệu ướt được nạp liên tục vào đầu cao của thùng, và được chuyển động dọc thùng nhờ các đệm ngăn. Các đệm ngăn này vừa có tác dụng phân bố đều vật liệu theo tiết diện thùng, đảo trộn vật liệu vừa làm tăng bề mặt tiếp xúc giữa vật liệu sấy với tác nhân sấy. Cấu tạo của đệm ngăn phụ thuộc vào kích thước của vật liệu sấy, tính chất và độ ẩm của nó. Vận tốc của khói lò hay không khí nóng đi trong máy sấy thường khoảng 2 ÷ 3m/s, còn thùng quay từ 5 ÷ 8 vòng/ph. Vật

liệu cuối máy sấy (vật liệu khô) được tháo qua cơ cấu tháo sản phẩm *5*, rồi nhờ máy vận chuyển như vít tải, băng tải... vận chuyển vào kho. Khói lò hay không khí thải được quạt *7* hút và đẩy vào hệ thống tách bụi như xyclon, lọc túi... để tách những hạt bụi bị cuốn theo khí thải. Các hạt bụi tách được dẫn về máy vận chuyển *13*, còn khí sạch được thải ra ngoài.

Các loại đệm ngăn được dùng phổ biến trong máy sấy thùng quay gồm sáu loại được mô tả trên hình 7.29. Đệm ngăn loại mái chèo nâng (hình 7.29a) và loại phối hợp (hình 7.29c) được dùng khi sấy những vật liệu cục to, ẩm có xu hướng đóng vón lại, loại này có hệ số chất đầy vật liệu không quá 0,1 ÷ 0,2. Đệm ngăn hình quạt (hình 7.29b) có những khoảng không thông với nhau, có đệm ngăn loại mái chèo nâng, loại này được dùng để sấy những loại vật liệu cục to, khối lượng riêng lớn.

Đệm ngăn phân phối hình chữ thập (hình 7.29c) và kiểu vạt áo (hình 7.29d) được xếp trên toàn bộ tiết diện của thùng được dùng để sấy các vật liệu cục nhỏ, xốp, khi thùng quay vật liệu được đảo trộn nhiều lần, bề mặt tiếp xúc pha giữa vật liệu sấy và tác nhân sấy lớn.

Đệm ngăn kiểu phân khu (hình 7.29f) để sấy những vật liệu đã dập nhỏ, bụi. Loại này cho phép hệ số chất đầy có thể đạt 0,15 ÷ 0,25.

Máy sấy thùng quay đã được quy chuẩn hóa theo đường kính thùng là 1200, 1400, 1600... 2800mm tỷ lệ giữa chiều dài và đường kính thùng:

$$\frac{L}{D} = 3,5 \div 7$$

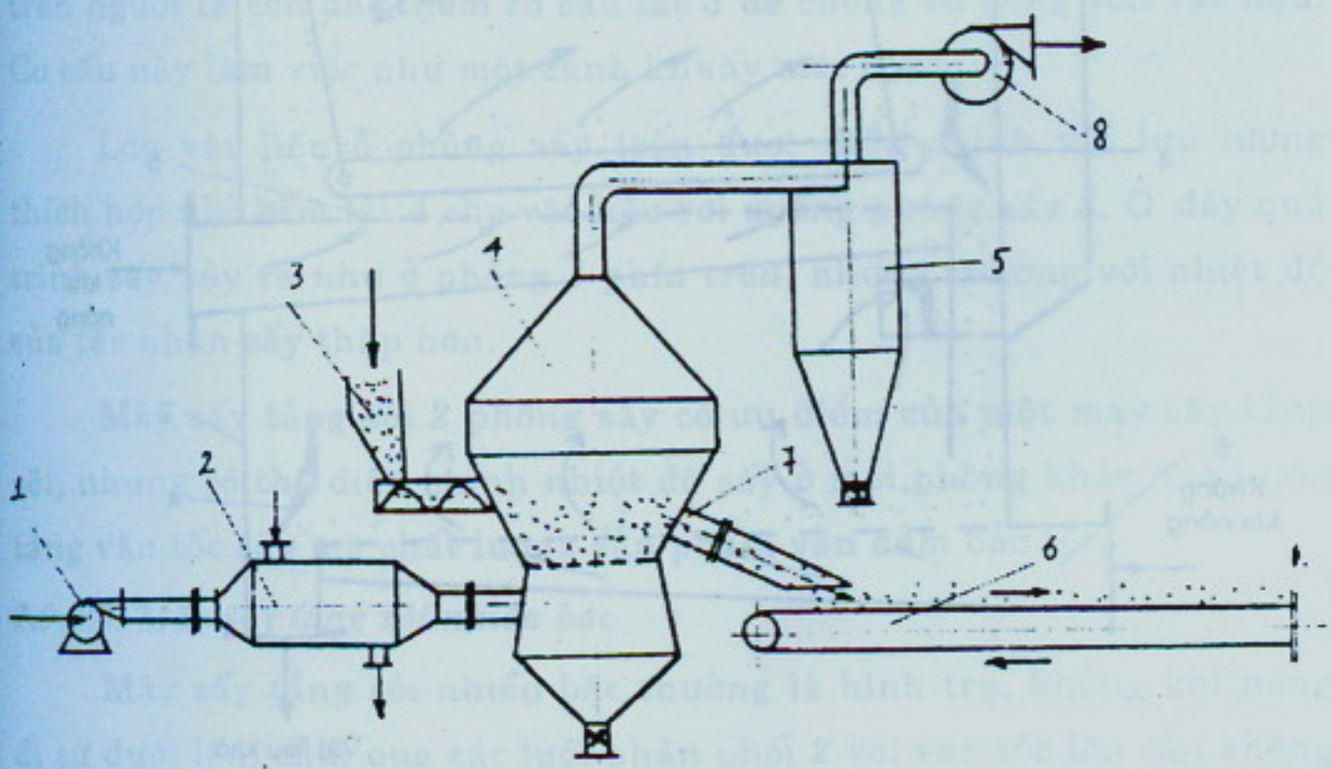
Ưu điểm của máy sấy thùng là quá trình sấy đều đặn và mãnh liệt nhờ tiếp xúc tốt giữa vật liệu sấy và tác nhân sấy. Cường độ sấy lớn có thể đạt 100kg ẩm bay hơi/m^3.h. Thiết bị gọn, có thể cơ khí hóa và tự động hóa toàn bộ khâu sấy. Tuy nhiên máy sấy thùng quay cũng có những nhược điểm là vật liệu bị đảo lộn nhiều nên dễ tạo bụi do vỡ vụn, nên trong nhiều trường hợp sẽ làm giảm chất lượng sản phẩm.

7.9.3. Máy sấy đối lưu với lớp vật liệu ở trạng thái sôi (hay lỏng giả)

7.9.3.1. Máy sấy tầng sôi một bậc

Máy sấy tầng sôi là một trong những máy sấy tiên tiến nhất. Quá trình sấy trong lớp sôi bề mặt tiếp xúc pha rất lớn, vật liệu được khuấy trộn rất mãnh liệt, nên cường độ sấy rất cao, sấy đồng đều.

Nguyên lý làm việc thể hiện trên hình 7.30. Không khí được quạt *1* hút và đẩy vào caloriphe *2* để được đốt nóng đến nhiệt độ cần thiết rồi thổi vào phần dưới của thiết bị sấy tầng sôi *4* qua lưới phân phối qua lớp vật liệu sấy với vận tốc lớn. Vật liệu sấy ẩm qua bộ phận tiếp liệu *3* cấp liên tục và định lượng vào thiết bị tầng sôi *4* ở trạng thái lơ lửng, quá trình sấy xảy ra mãnh liệt; những hạt vật liệu khô rơi vào cửa tháo liệu vào băng tải chuyển về kho.

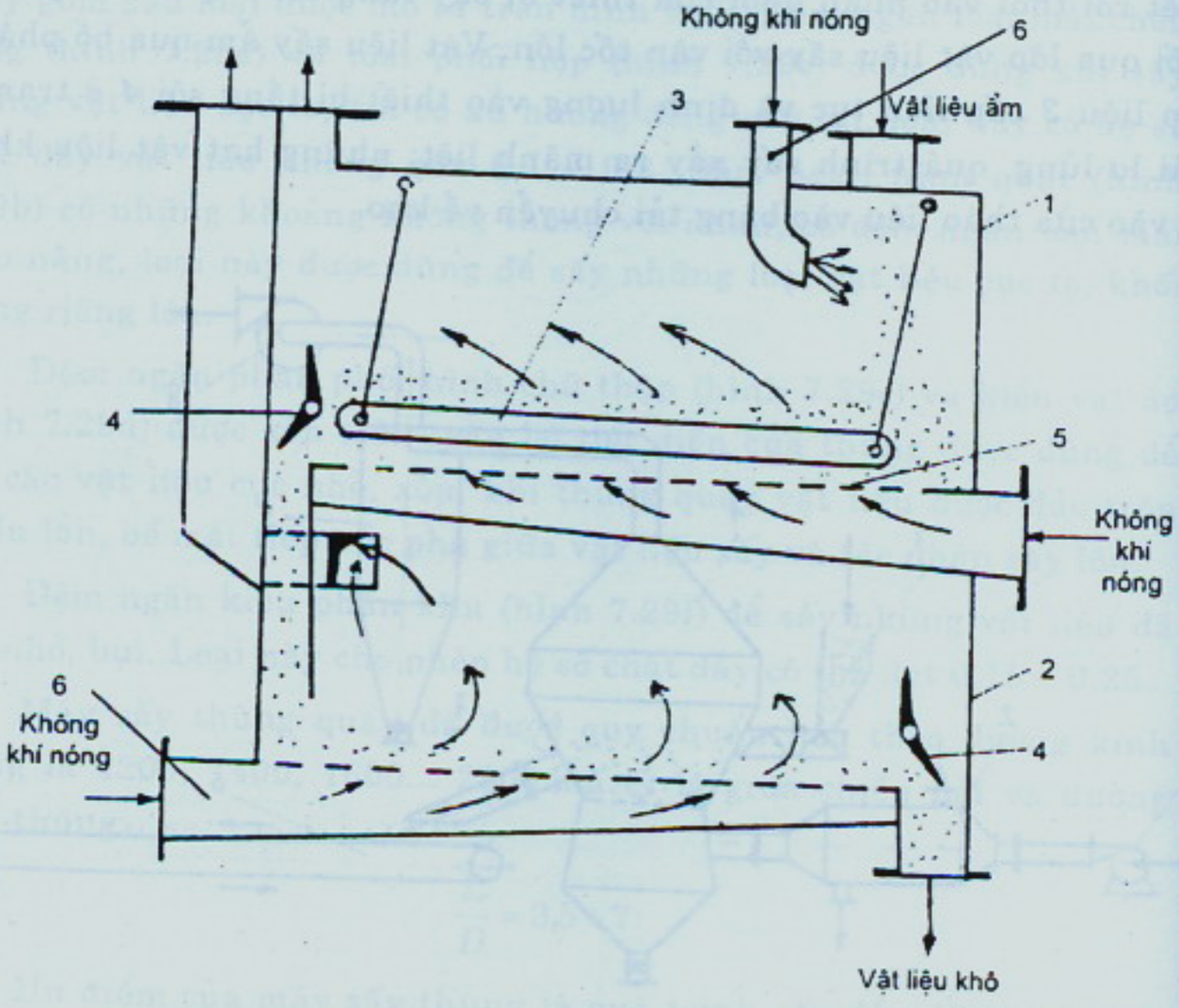


Hình 7.30. Máy sấy tầng sôi một bậc
1– quạt đẩy; 2– caloriophe; 3– cơ cấu tiếp liệu; 4– phòng sấy;
5– xyclon; 6– băng tải; 7– cửa tháo liệu; 8– quạt hút

Không khí thải cuốn theo một lượng bụi được dẫn vào thiết bị tách bụi xyclon *5*, khi cần tách triệt để người ta lắp thêm xyclon tổ hợp hoặc lọc túi, khí thải được quạt hút *8* đẩy ra ngoài.

Máy sấy tầng sôi có ưu điểm là cường độ sấy lớn, năng suất cao cấu tạo đơn giản, sấy đồng đều, có thể cơ khí hóa và tự động hoá hoàn toàn. Tuy nhiên máy sấy tầng sôi có nhược điểm là khó khống chế chế độ làm việc ổn định, do vật liệu đảo trộn mạnh nên dễ bị vỡ vụn, tạo bụi, bào mòn thiết bị và tốn năng lượng cho các thiết bị thu hồi.

7.9.3.2. Máy sấy tầng sôi hai phòng sấy



Hình 7.31. **Máy sấy tầng sôi hai phòng sấy**
1– phòng sấy phía trên; 2– phòng sấy phía dưới; 3– cơ cấu lắc chống đóng vón vật liệu; 4– tấm lật để điều chỉnh dòng vật liệu sấy; 5– lưới phân phối khí; 6– cửa khí nóng

Máy sấy tầng sôi hai phòng sấy được mô tả trên hình 7.31 gồm phòng sấy phía trên *1*, và phòng sấy phía dưới *2*, phòng sấy thường có dạng hình khối chữ nhạt. Vật liệu sấy được nạp định lượng từ trên

xuống, không khí nóng được thổi vào dưới lưới phân phối *5* ở mỗi phòng sấy có nhiệt độ khác nhau tuỳ theo tính chất của vật liệu sấy, không khí nóng ở phòng sấy *1* cao hơn không khí nóng ở phòng sấy *2*, ngoài ra người ta còn cấp thêm một lượng không khí nóng ở ống *6* vừa có tác dụng cấp thêm nhiệt vừa để thổi tung dòng vật liệu ẩm để tránh đóng vón.

Không khí nóng được thổi vào dưới lưới phân phối thường với vận tốc qua tiết diện tự do của hơi rất lớn (60 ÷ 70 m/s), làm cho lớp vật liệu trên lưới không thể lọt qua lỗ lưới xuống phía dưới mà ở trạng thái sôi rất mãnh liệt. Do đó quá trình sấy xảy ra ở đây với vận tốc lớn. Tuỳ theo tính chất và độ ẩm của vật liệu mà ở phòng sấy phía trên người ta còn đặt thêm cơ cấu lắc *3* để chống sự đóng vón vật liệu. Cơ cấu này làm việc như một cánh khuấy mái chèo.

Lớp vật liệu ở phòng sấy trên được điều chỉnh với lưu lượng thích hợp nhờ tấm lật *4* cho vật liệu rơi xuống phòng sấy *2*. Ở đây quá trình sấy xảy ra như ở phòng *1* phía trên, nhưng thường với nhiệt độ của tác nhân sấy thấp hơn.

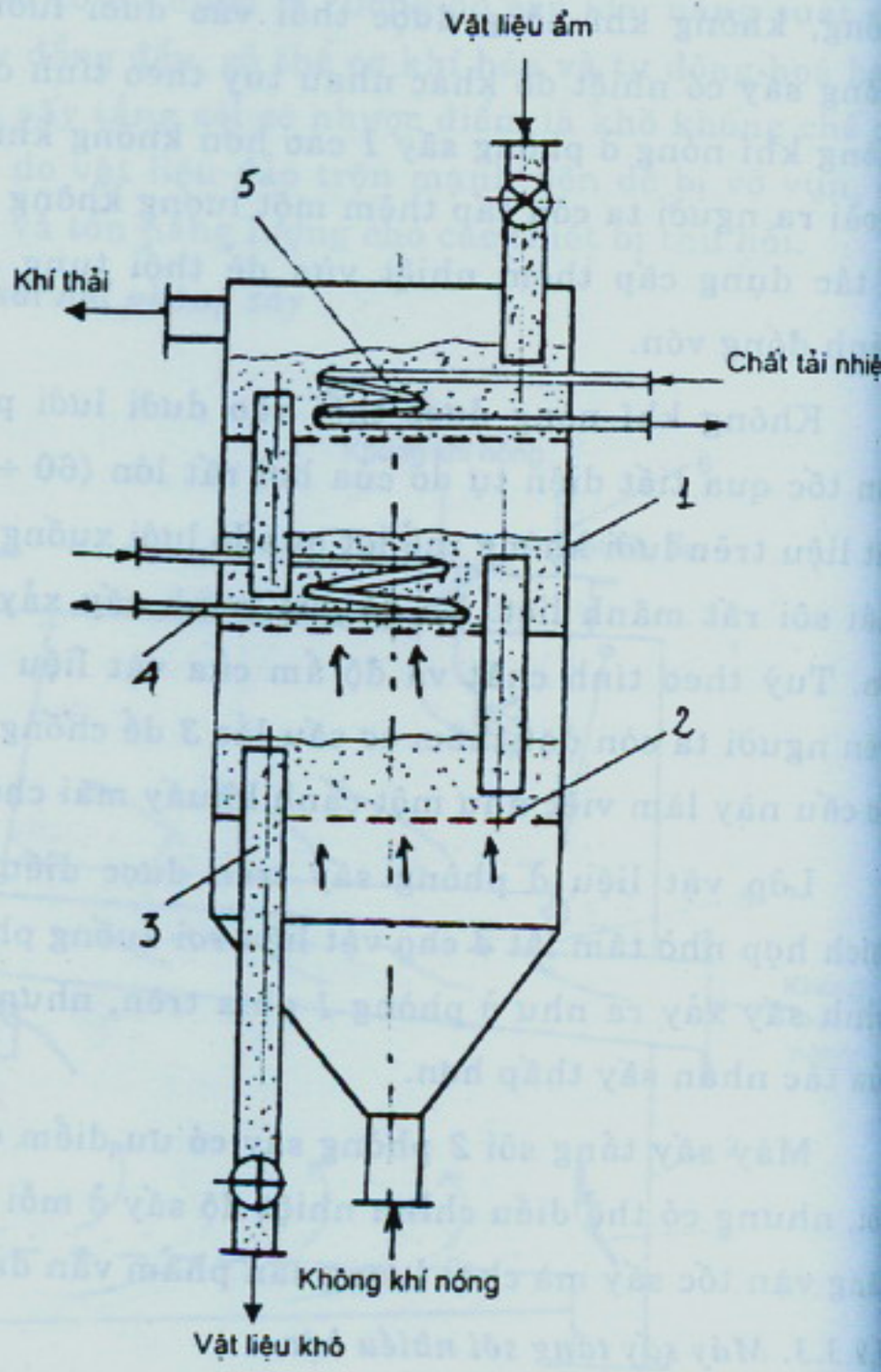
Máy sấy tầng sôi *2* phòng sấy có ưu điểm của một máy sấy tầng sôi, nhưng có thể điều chỉnh nhiệt độ sấy ở mỗi phòng khác nhau nên tăng vận tốc sấy mà chất lượng sản phẩm vẫn đảm bảo tốt.

7.9.3.3. Máy sấy tầng sôi nhiều bậc

Máy sấy tầng sôi nhiều bậc thường là hình trụ, không khí nóng đi từ dưới lên, chui qua các lưới phân phối *2* với vận tốc lớn cản không cho vật liệu chui qua lỗ đĩa lưới, và lớp vật liệu ở trên đĩa ở trạng thái lơ lửng (tầng sôi), quá trình sấy xảy ra rất mãnh liệt.

Thường máy sấy tầng sôi nhiều bậc dùng để sấy những vật liệu dạng hạt dễ bị phân huỷ vì nhiệt, khi đó phía dưới thiết bị người ta thổi không khí vào, ở đĩa phía trên được gia nhiệt bổ sung bằng các thiết bị gia nhiệt ống chùm hoặc ống xoắn ruột gà.

Máy sấy tầng sôi nhiều bậc ngoài các ưu điểm của máy sấy tầng sôi, còn có ưu điểm là có thể điều chỉnh được nhiệt độ của tác nhân sấy ở các bậc, nên rất thích hợp với những vật liệu dễ bị phân huỷ do nhiệt.



Hình 7.32. **Máy sấy tầng sôi nhiều bậc:**
1– thân hình trụ; 2– lưới phân phối;
3– ống chảy chuyền; 4,5– thiết bị gia nhiệt

7.9.3.4. Máy sấy phun

Để sấy các vật liệu lỏng như sữa, trứng, sữa đậu nành..., người ta sử dụng thiết bị sấy theo nguyên tắc phun vật liệu lỏng thành bụi. Quá trình sấy xảy ra rất nhanh đến mức không kịp đốt nóng vật liệu đến giới hạn cho phép, sản phẩm thu được ở dạng bột mịn, sau đó không cần nghiền, như sữa bột, sữa đậu nành, cà phê tan, xà phòng bột v.v.

Cường độ quá trình sấy trong các thiết bị sấy phun thì tỷ lệ thuận với bề mặt tiếp xúc giữa các hạt vật liệu với tác nhân sấy, tức là

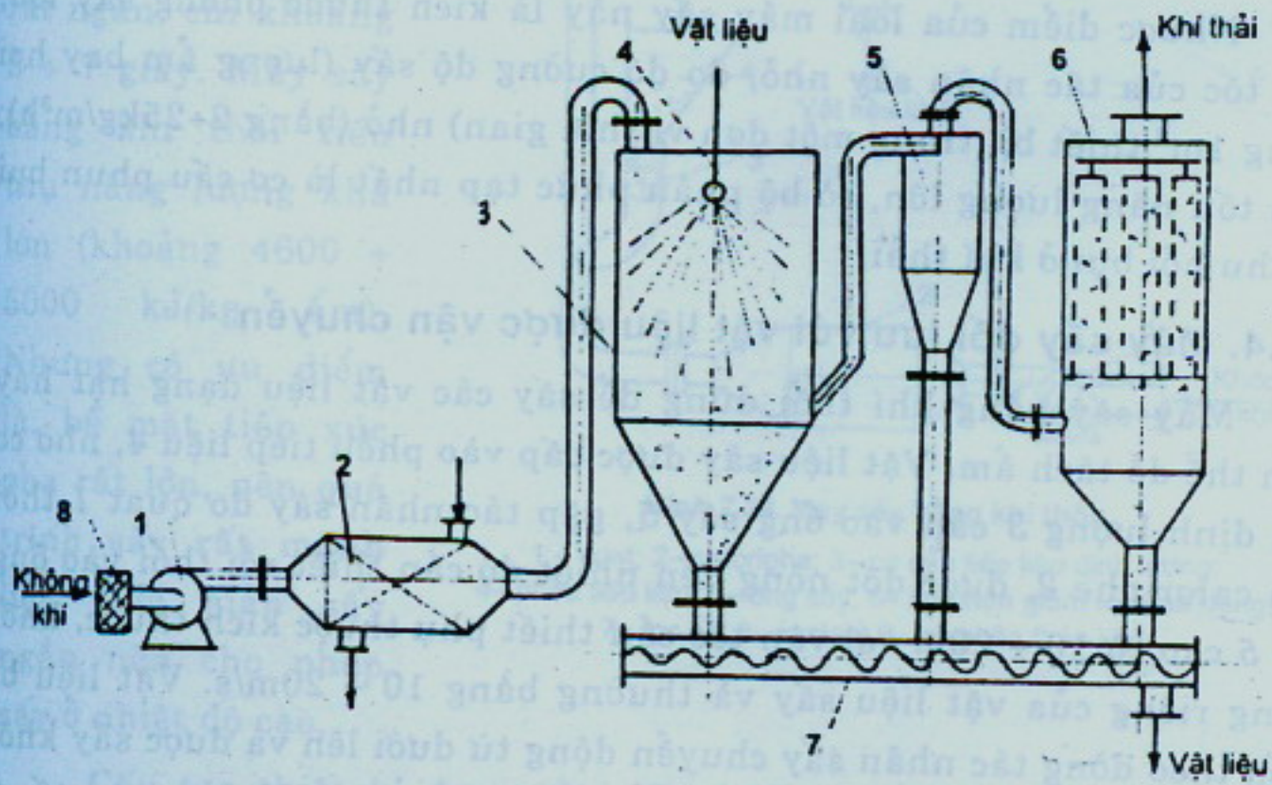
phụ thuộc vào độ phân tán của vật liệu sấy được phun thành bụi. Người ta dùng một trong ba phương pháp sau đây để phun chất lỏng thành bụi.

1. Ly tâm: cho chất lỏng rơi vào một đĩa quay nhanh 2000 ÷ 5000 vòng/ph) dưới tác dụng của lực quán tính ly tâm do đĩa quay, chất lỏng bị văng ra thành những hạt nhỏ. Phương pháp này có thể phun chất lỏng nhớt, huyền phù thành bụi (hạt nhỏ).

2. Cơ khí: dùng những vòi phun trong đó chất lỏng được đẩy bằng bơm có áp suất tới 200 at. Để phun đều người ta cấu tạo những vòi phun có đường kính nhỏ hơn 0,5mm với lưu lượng lớn nhất là 100l/h. Vì vậy loại này không thích hợp với chất lỏng nhớt và dung dịch huyền phù.

3. Dùng khí nén: nhờ vòi phun trong đó chất lỏng được đẩy bằng khí nén với áp suất từ 2,5 + 5at.

Ba phương pháp tạo bụi trên thì phương pháp ly tâm là hiệu quả nhất, nhưng tiêu thụ năng lượng lớn hơn phương pháp cơ khí.



Hình 7.33. **Máy sấy phun:**
1– quạt; 2– caloriphe; 3– phòng sấy; 4– vòi phun; 5– xyclon; 6– lọc túi; 7– vít tải; 8– lọc khí

Máy sấy phun bằng phương pháp phun bụi ly tâm được mô t
trên hình 7.33. Không khí được quạt *1* hút vào qua bộ phận lọc khí
để tách hết bụi bẩn rồi thổi vào caloriphe *2* để gia nhiệt đến nhiệt đ
yêu cầu rồi thổi vào phòng sấy *3*, còn dung dịch được tạo bụi qua đi
ly tâm *4*. Ở đây tác nhân sấy và vật liệu sấy đi cùng chiều. Các giọ
chất lỏng tiếp xúc với tác nhân sấy có nhiệt độ cao trong khoảng mộ
vài giây để bay hơi hết ẩm tạo thành những hạt bột mịn rơi xuống
phễu hình nón rồi được vít tải *7* chuyền về kho chứa sản phẩm, kh
thải được dẫn vào hệ thống tách bụi xyclon, loc túi (trong nhiều
trường hợp để tách triệt để người ta còn dùng thêm thiết bị làm sạch
bằng phương pháp ướt). Khí thải sau khi đã tách hết bụi được thải r
ngoài.

Ưu điểm của máy sấy phun là sấy nhanh, sản phẩm thu được d
dạng bột mịn không cần nghiền. Nhờ sấy nhanh nên nhiệt độ của vậ
liệu không vượt quá nhiệt độ cho phép của nó mặc dù nhiệt độ của tá
nhân sấy rất cao. Điều này rất quan trọng đối với những vật liệu
không cho phép sấy ở nhiệt độ cao.

Nhược điểm của loại máy sấy này là kích thước phòng sấy lớn,
vạn tốc của tác nhân sấy nhỏ, do đó cường độ sấy (lượng ẩm bay hơ
trong $1m^3$ thiết bị, trong một đơn vị thời gian) nhỏ (bằng $2 \div 25 kg/m^3h$)
tiêu tốn năng lượng lớn, có bộ phận phức tạp nhất là cơ cấu phun bụ
và thu hồi bụi ở khí thải.

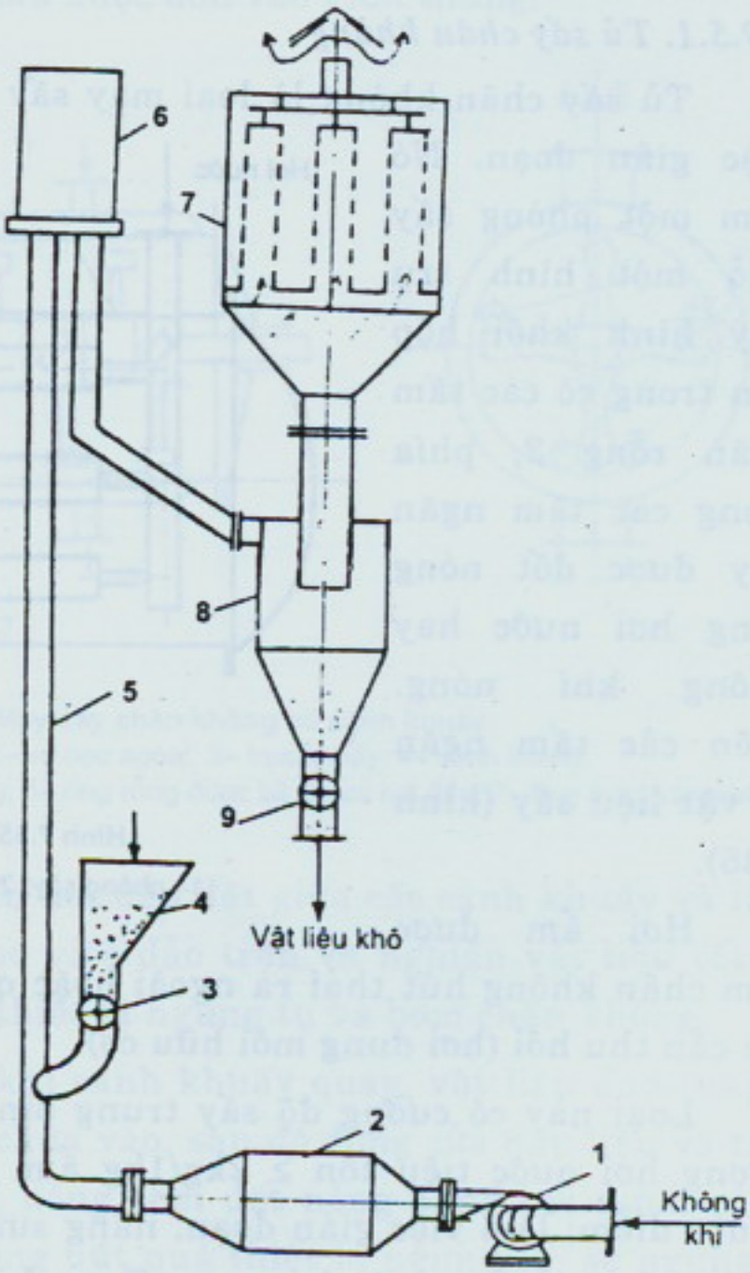
7.9.4. Máy sấy đối lưu với vật liệu được vận chuyển

Máy sấy bằng khí thổi dùng để sấy các vật liệu dạng hạt hay
tinh thể dễ tách ẩm. Vật liệu sấy được cấp vào phễu tiếp liệu *4*, nhờ cơ
cấu định lượng *3* cấp vào ống sấy *5*, gặp tác nhân sấy do quạt *1* thổi
qua caloriphe *2*, được đốt nóng đến nhiệt độ cần thiết rồi thổi vào ống
sấy *5* cao từ 10 ÷ 20m với vận tốc cần thiết phụ thuộc kích thước, khố
lượng riêng của vật liệu sấy và thường bằng 10 ÷ 20m/s. Vật liệu bị
cuốn theo dòng tác nhân sấy chuyển động từ dưới lên và được sấy khô,
phía trên ống sấy *5* vật liệu sấy được thổi vào bộ phận giảm vận tốc ở
để rơi vào xyclon được tách ra khỏi dòng khí thải. Vật liệu khô lắng

xuống đáy của xyclon. Khí thải kéo theo một ít bụi vật liệu khô theo ống trung tâm của xyclon vào thiết bị lọc túi 7 để tách nốt lượng bụi đó còn khí thải ra ngoài.

Lượng bụi bám trong các ống tạy áo của thiết bị lọc bụi, được tách gián đoạn rơi vào phễu hình nón của xyclon rồi được bộ phận tháo liệu 9 tháo liên tục ra ngoài.

Thời gian sấy kể từ lúc vật liệu bắt đầu rơi vào ống sấy 5 cho đến khi ra khỏi bộ phận tháo liệu 9 rất ngắn, chỉ khoảng 5 ÷ 7 giây. Máy sấy bằng khí thổi tiêu thụ năng lượng khá lớn (khoảng 4600 ÷ 5000 kJ/kg ẩm). Nhưng có ưu điểm là: bề mặt tiếp xúc pha rất lớn, nên quá trình sấy rất mãnh liệt, thời gian sấy ngắn nên cho phép sấy ở nhiệt độ cao.



Hình 7.34. **Máy sấy bằng khí thổi:**
1 – quạt; 2– caloriphe; 3– cơ cấu tiếp liệu định lượng; 4– phễu tiếp liệu; 5– ống sấy; 6– bộ phận giảm tốc của dòng; 7– lọc túi; 8– xyclon; 9– bộ phận tháo liệu

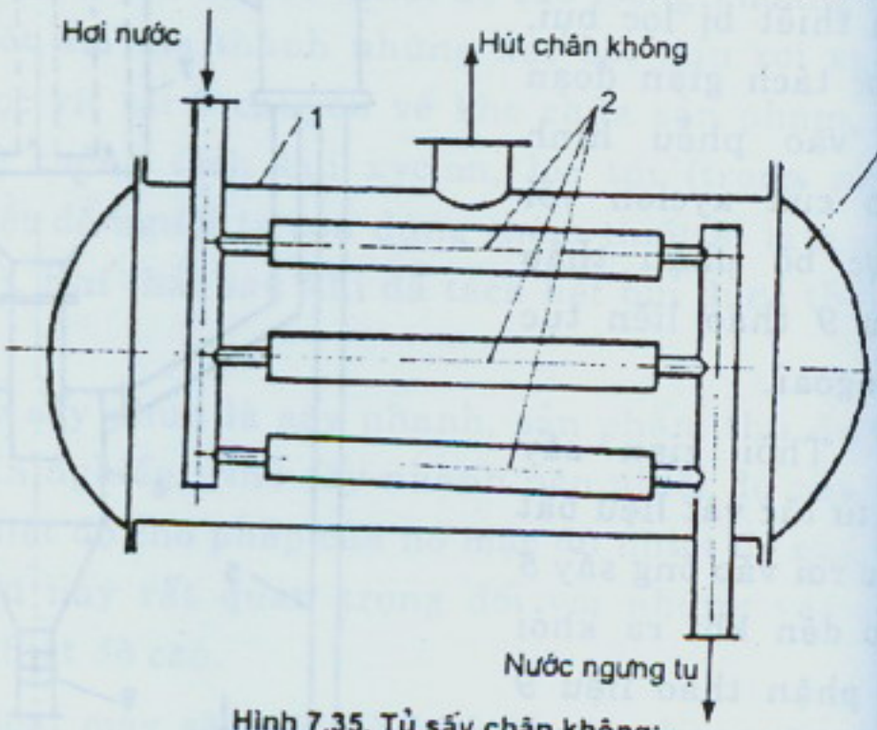
Cấu tạo thiết bị đơn giản. Nhưng loại máy sấy này có nhược điểm là khó điều chỉnh quá trình và dễ gây cháy nổ khi sấy vật liệu dễ cháy nổ.

7.9.5. Các máy sấy tiếp xúc

Trong các máy sấy tiếp xúc nhiệt lượng được truyền đến vật liệ sấy bằng cách cho vật liệu tiếp xúc trực tiếp với bề mặt được đốt nóng

7.9.5.1. Tủ sấy chân không

Tủ sấy chân không là loại máy sấy tiếp xúc đơn giản nhất, làm việc gián đoạn. Nó gồm một phòng sấy nhỏ một hình trụ hay hình khối hộp bên trong có các tấm ngăn rỗng *2*, phía trong các tấm ngăn này được đốt nóng bằng hơi nước hay không khí nóng. Trên các tấm ngăn để vật liệu sấy (hình 7.35).



Hình 7.35. Tủ sấy chân không:

1– phòng sấy; 2– các tấm ngăn rỗng; 3– nắp

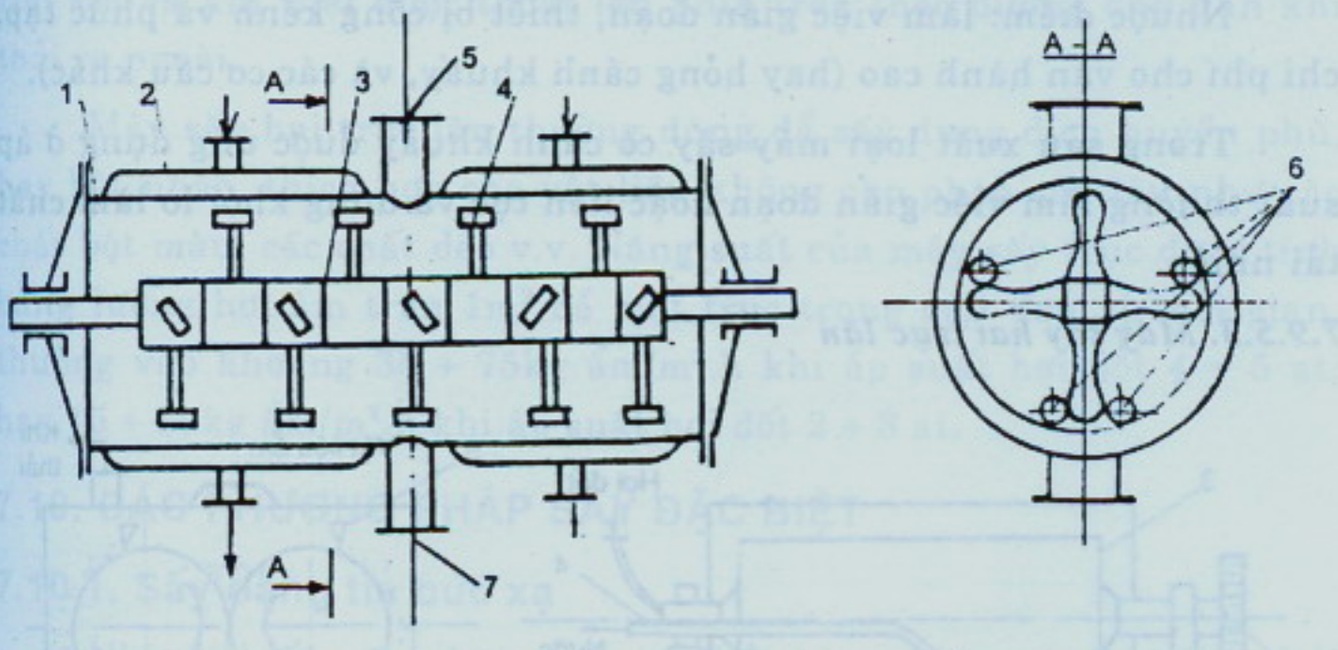
Hơi ẩm được bơm chân không hút thải ra ngoài hoặc qua thiết bị ngưng tụ đối với hơi cần thu hồi (hơi dung môi hữu cơ).

Loại này có cường độ sấy trung bình khoảng 1 ÷ 2 kg ẩm/m^2h. Lượng hơi nước tiêu tốn ≥ 2kg/1kg ẩm. Máy sấy loại này có nhiều nhược điểm: làm việc gián đoạn, năng suất thấp, vật liệu sấy ở trạng thái tĩnh, truyền nhiệt kém v.v. Tuy nhiên có ưu điểm: cấu tạo đơn giản, có thể sấy được nhiều loại vật liệu khác nhau.

7.9.5.2. Máy sấy chân không có cánh khuấy

Khi sấy vật liệu ở trạng thái tĩnh thì dễ xảy ra hiện tượng quá nhiệt cục bộ, do vật liệu không được đảo trộn. Bởi vậy để tránh hiện tượng này người ta tiến hành trong các thiết bị sấy chân không có cánh đảo trộn hình 7.36, gồm thân hình trụ *1*, phía ngoài có vỏ bọc, phía trong có cánh khuấy *4* lắp trên trục rỗng *3*. Vật liệu được nạp vào

thùng qua cửa 5. Các cánh khuấy 4 lắp trên trục với một nửa hướng phải và một nửa hướng trái và cứ sau thời gian khoảng 8 phút trục cánh khuấy lại đổi chiều quay một lần nên vật liệu từ giữa thùng được đẩy ra hai đầu rồi từ hai đầu được dồn vào giữa thùng.



Hình 7.36. **Máy sấy chân không có cánh khuấy:**
1– thùng hình trụ; 2– vỏ bọc ngoài; 3– trục khuấy; 4– cánh khuấy;
5– cửa nạp liệu và hút chân không; 6– ống rỗng được bít kín cả hai đầu; 7– ống tháo sản phẩm

Các ống 6 được bịt kín hai đầu đặt giữa các cánh khuấy và lăn tự do khi thùng quay làm cho việc đảo trộn và nghiền vật liệu tốt hơn. Máy sấy được nối với một thiết bị ngưng tụ và bơm chân không.

Quá trình làm việc: khi cánh khuấy quay, vật liệu được nạp vào bằng tay hay đổ từ thùng chứa vào, sau đó đóng cửa nạp liệu và tạo độ chân không trong thiết bị đồng thời đốt nóng bằng hơi nước qua vỏ. Hơi ẩm nhờ bơm chân không hút qua thiết bị ngưng tụ, sẽ ngưng tụ ở đó còn khí không ngưng tụ được bơm chân không hút thải ra ngoài. Trước khi kết thúc quá trình sấy vài phút người ta đóng đường hơi đốt, ngắt bơm chân không mở thùng cho thông với khí quyển rồi tháo vật liệu qua ống 7.

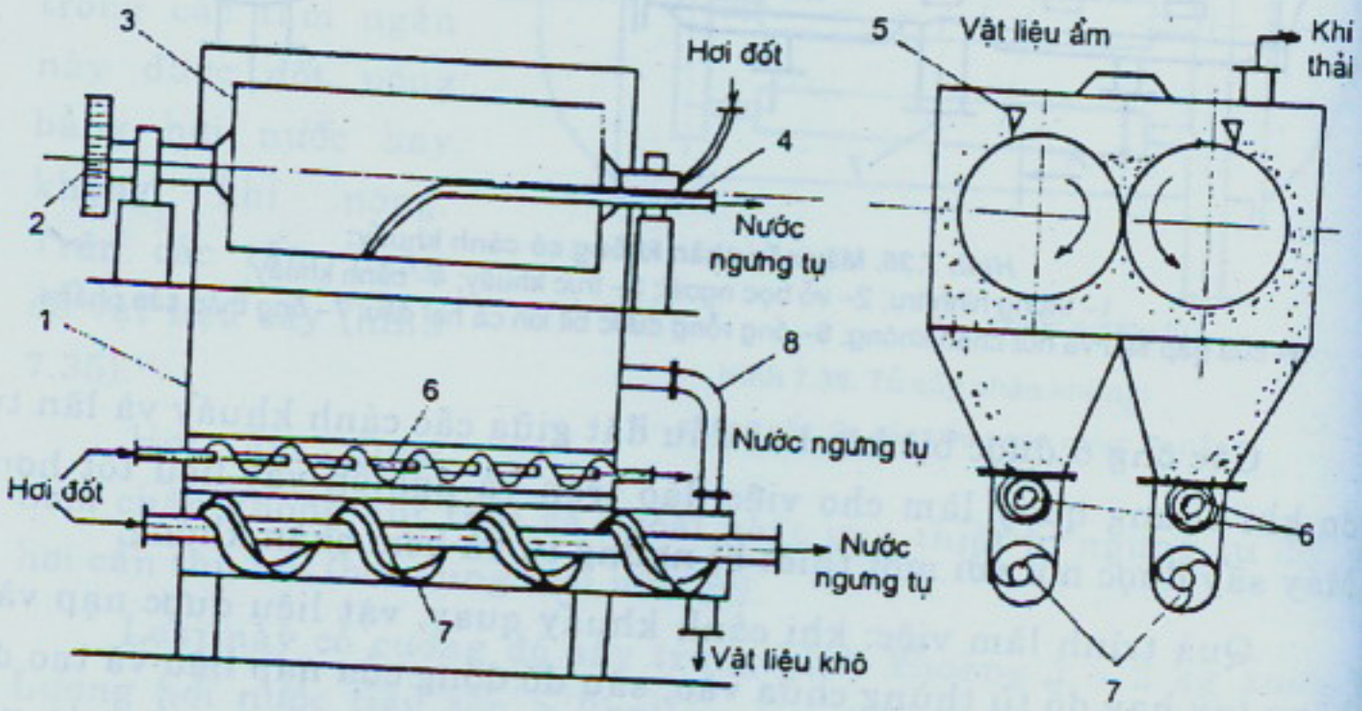
Máy sấy chân không kiểu này thường dùng để sấy các chất màu, trung bình mỗi mẻ sấy được từ 500 ÷ 600kg sản phẩm với thời gian sấy khoảng 6 ÷ 10h, cường độ sấy khoảng 15 ÷ 20 kg ẩm/m^2.h.

Ưu điểm của máy sấy chân không có cánh khuấy: do có khuấy trộn nên quá trình sấy tăng nhanh, dễ thao tác, có thể thu hồi được dung môi nếu nó có giá trị kinh tế hoặc gây ô nhiễm môi trường, có thể thu hồi được sản phẩm ở dạng bột.

Nhược điểm: làm việc gián đoạn, thiết bị cồng kềnh và phức tạp, chi phí cho vận hành cao (hay hỏng cánh khuấy, và các cơ cấu khác).

Trong sản xuất loại máy sấy có cánh khuấy được ứng dụng ở áp suất thường làm việc gián đoạn hoặc liên tục và dùng khói lò làm chất tải nhiệt.

7.9.5.3. Máy sấy hai trục lăn



Hình 7.37. **Máy sấy hai trục lăn:**
1– vỏ; 2– bánh răng truyền động; 3– trục lăn; 4– ống xiphông lấy nước ngưng tụ;
5– dao gạt vật liệu; 6– trục vít trên; 7– trục vít dưới; 8– ống thoát ẩm từ trục vít dưới lên phía trên

Máy sấy hai trục lăn làm việc ở áp suất khí quyển. Trong vỏ *1* (hình 7.37) có hai trục lăn rỗng *3* quay ngược chiều nhau ($n = 2 \div 10$ vòng/ph) vật liệu lỏng hay bột nhão được cấp từ trên xuống vào giữa hai trục có khe hở khoảng 1mm. Còn hơi nước được cấp vào trong hai trục để đốt nóng thành trục *3* và cấp nhiệt gián tiếp cho vật liệu sấy, làm khô vật liệu sấy. Vật liệu khô được tách ra khỏi bề mặt thùng nhờ

dao gạt 5, rơi xuống vít tải 6 được chuyển từ phải sang trái sang vít tải 7 phía dưới để chuyển từ trái sang phải để đưa vào thiết bị chứa sản phẩm. Cả hai vít tải này đều là trục rỗng, phía trong trục được cấp hơi nước để thực hiện vừa vận chuyển vừa tiếp tục sấy vật liệu. Hơi ẩm và khí thải được thoát lên phía trên theo đường ống dẫn khí thải ra ngoài.

Máy sấy hai trục lăn thường dùng để sấy dung dịch huyền phù, hay bột nhão, thích hợp cho vật liệu không cho phép sấy lâu như các chất bột màu, các chất dẻo v.v. Năng suất của máy sấy trục được tính bằng lượng hơi ẩm trên $1m^2$ bề mặt trục trong một đơn vị thời gian, thường vào khoảng 35 ÷ 75kg ẩm/m^2.h khi áp suất hơi đốt 4 ÷ 5 at; hay 15 ÷ 35kg ẩm/m^2.h khi áp suất hơi đốt 2 ÷ 3 at.

7.10. CÁC PHƯƠNG PHÁP SẤY ĐẶC BIỆT

7.10.1. Sấy bằng tia bức xạ

Như đã biết: năng lượng của tia hồng ngoại lớn và tốc độ bay hơi ẩm sẽ cao hơn khi sấy đối lưu hay sấy tiếp xúc.

Sấy bằng tia bức xạ thường được dùng để sấy bề mặt sơn, sấy vật liệu dạng sợi, sấy chất dẻo, sấy các sản phẩm bằng gỗ, sấy thực phẩm v.v. Cơ chế của quá trình sấy bằng tia bức xạ là: các tia bức xạ xuyên sâu vào trong các vật liệu sấy có cấu tạo mao quản xốp với độ sâu từ 0,1 ÷ 2mm và được hấp thụ hoàn toàn do phản xạ và hấp thụ nhiều lần. Vì vậy sấy bằng tia bức xạ có tốc độ lớn hơn nhiều lần so với sấy bằng đối lưu và tiếp xúc. Ví dụ khi sấy các sản phẩm dệt bằng tia bức xạ thì nhanh hơn từ 30 ÷ 100 lần so với phương pháp sấy đối lưu.

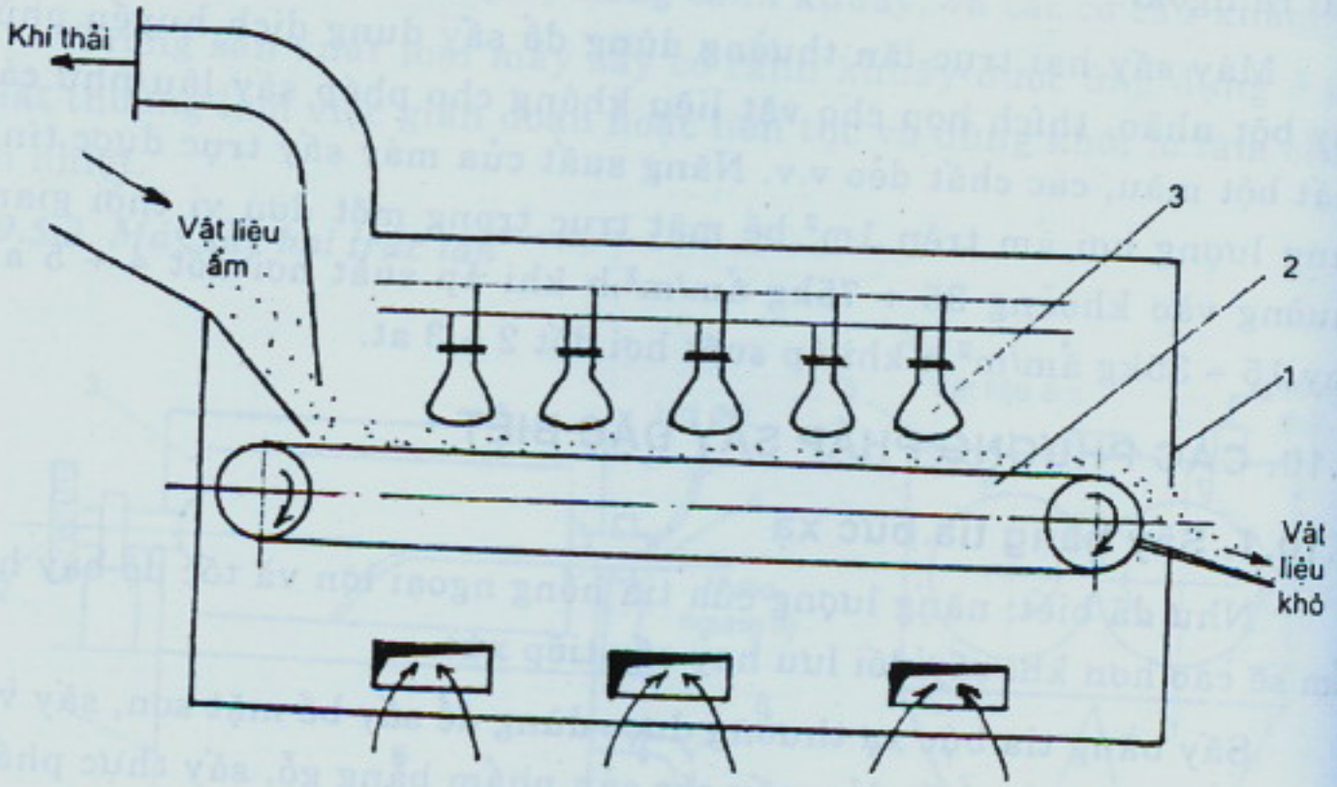
Tuỳ theo cách tạo ra nguồn bức xạ mà người ta phân ra các phương pháp sấy sau đây.

7.10.1.1. Sấy bằng tia bức xạ kiểu đèn

Đèn phát ra tia hồng ngoại là những đèn gương đặc biệt có công suất 250 ÷ 500W, chứa đầy hỗn hợp khí nitơ và argon, nhiệt độ cháy sáng của dây tóc xấp xỉ 2.500°K (đèn thường 2200°K). Mặt đèn phủ một lớp bạc mỏng để làm bề mặt phản xạ. Độ chiếu sáng của đèn này

chỉ bằng 1/3 đèn thường do đó 70 ÷ 80% năng lượng điện tiêu thụ đư biến thành tia hồng ngoại.

Thiết bị sấy loại đèn có nhược điểm là hiệu suất thấp, tiêu tố nhiều điện năng, do đó, trong sản xuất hạn chế sử dụng. Nhưng tron nhiều trường hợp lại kinh tế hơn so với sấy tiếp xúc và đối lưu vì thờ gian sấy ngắn, thiết bị sấy đơn giản.



Hình 7.38. **Máy sấy bằng tia bức xạ kiểu đèn:**
1– phòng sấy; 2– băng tải; 3 – bóng đèn bức xạ tia hồng ngoại

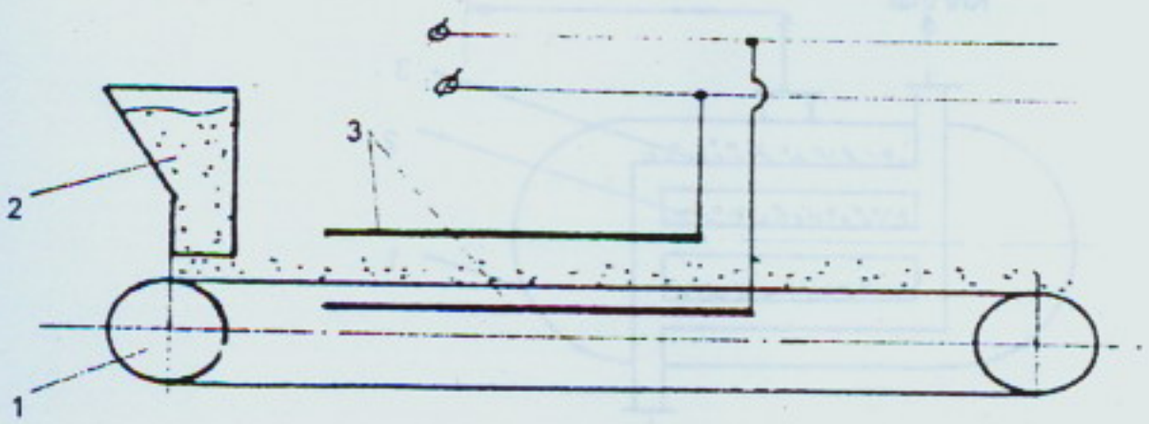
7.10.1.2. Thiết bị sấy có bộ phận bức xạ bằng kim loại hay sành sứ

Tức là dùng các nhiên liệu rắn, lỏng, khí... để đốt một bộ phận kim loại hay bằng sành sứ chịu nhiệt, và các bộ phận này phát ra tia bức xạ hồng ngoại, dùng nó để sấy vật liệu.

Sấy bằng tia hồng ngoại có ưu điểm: sấy vật liệu mỏng như bề mặt sơn thì rất nhanh, thiết bị có cấu tạo rất đơn giản, dễ điều chỉnh nhiệt độ sấy, tổn thất nhiệt ra môi trường ít. Nhưng có nhược điểm tiêu tốn năng lượng lớn. (1,5 ÷ 2,5 kW.h/kg ẩm). Vật liệu đốt nóng không đều do sấy nhanh trên bề mặt, nhiệt dẫn sâu vào trong vật liệu chậm, do đó phương pháp sấy bằng tia bức xạ không thích hợp với vật liệu dày. Có thể khắc phục nhược điểm này bằng cách kết hợp sấy bằng tia bức xạ hồng ngoại với sấy đối lưu hoặc sấy bằng dòng điện cao tần.

7.10.2. Sấy bằng dòng điện cao tần

Nếu vật liệu sấy được đặt giữa hai bản điện cực nối với dòng điện có tần số cao, thì vật liệu sẽ được đốt nóng trên toàn bộ chiều dày của nó, nguyên nhân là dưới ảnh hưởng của điện trường xoay chiều nhất là khi tần số cao – thì các phần tử vật chất dao động mạnh và dẫn đến sự phân cực các phân tử. Quá trình phân cực dẫn đến sự ma sát giữa các phần tử và tiêu tốn một phần điện năng, phần điện năng này sẽ biến thành nhiệt năng và làm cho vật liệu nóng lên rất nhanh, cường độ đốt nóng thì phụ thuộc vào tần số của điện trường (chiều dài bước sóng) và công suất của nó. Ngoài ra còn phụ thuộc vào tính chất của vật liệu sấy (vật liệu là điện môi hay bán dẫn) vì mỗi loại vật liệu sẽ được đốt nóng nhanh dưới tác dụng của sóng điện trường có chiều dài nhất định. Khi sấy bằng dòng điện cao tần thì gradien nhiệt độ và gradien độ ẩm cùng chiều (từ trong dòng vật liệu ra bề mặt vật liệu) do đó kích thích nhanh quá trình dẫn ẩm từ trong lòng vật liệu ra bề mặt vật liệu, vận tốc sấy nhanh, chất lượng sản phẩm tốt không tạo ra lớp vỏ khô trên bề mặt, nên không cản trở đến quá trình di chuyển ẩm như khi sấy bằng đối lưu hay tiếp xúc.

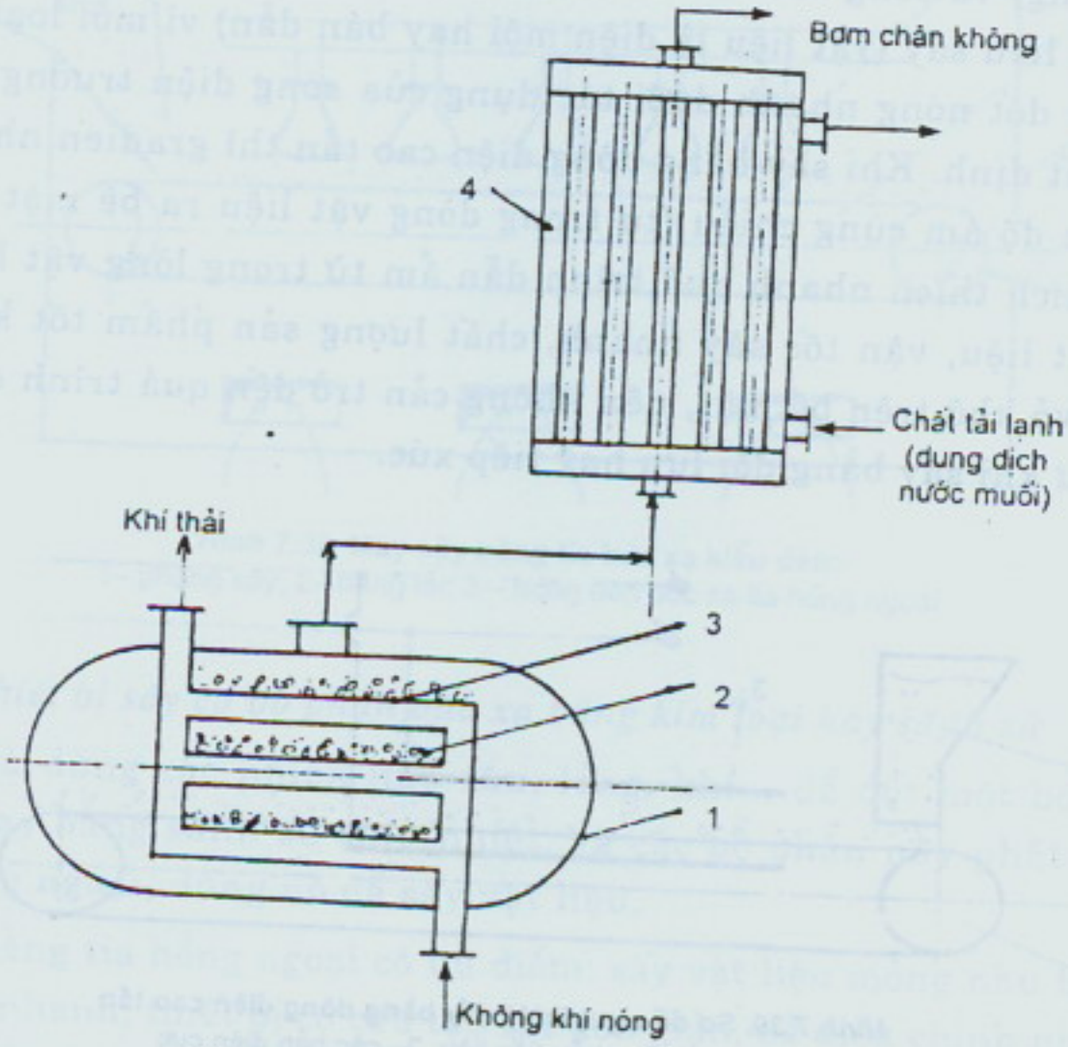


Hình 7.39. **Sơ đồ nguyên lý sấy bằng dòng điện cao tần**
1– băng tải; 2– phễu tiếp liệu; 3– các bản điện cực

Sấy bằng dòng điện cao tần có nhược điểm là năng lượng tiêu tốn lớn (2 ÷ 5 kW.h/kg ẩm) do đó giá thành đắt hơn so với sấy đối lưu từ 3÷4 lần, thiết bị phức tạp (phải có máy tạo dòng cao tần) nên thực tế ít dùng.

7.10.3. Sấy thăng hoa (sấy lạnh đông)

Sấy thăng hoa là tách ẩm từ vật liệu, ẩm ở trạng thái rắn (băng, nước đá), thành hơi không qua trạng thái lỏng. Muốn vậy phải sấy vật liệu ở trong môi trường có độ chân không cao (áp suất tuyệt đối từ 0,1 ÷ 1,0 mmHg) nhiệt độ sấy có thể đạt $-15^{0}C$. Sơ đồ nguyên tắc thiết bị sấy thăng hoa bao gồm một phòng sấy, thiết bị ngưng tụ, và hệ thống bơm chân không. Phòng sấy là một buồng thật kín trong đó có các ngăn đựng các khay vật liệu được gia nhiệt gián tiếp bằng hơi nước hay nước nóng, đôi khi còn được đốt nóng bằng tia hồng ngoại.



Hình 7.40. **Máy sấy thăng hoa**

1 – phòng sấy; 2– vật liệu sấy;
3– khay chứa vật liệu được gia nhiệt gián tiếp; 4– thiết bị ngưng tụ

Phòng sấy này thuộc loại thiết bị sấy tiếp xúc. Hơi ẩm thoát ra đi sang thiết bị ngưng tụ *2* và ngưng tụ lại thành nước đá (tuyết) do

thiết bị ngưng tụ 2 được làm lạnh bằng dung dịch nước muối có nhiệt độ -10÷ -40°C. Trên thành ống truyền nhiệt của thiết bị ngưng tụ luôn luôn có lớp nước đá (tuyết) làm giảm hiệu quả quá trình truyền nhiệt, do đó phải luôn luôn làm sạch bề mặt truyền nhiệt, hoặc dùng hai thiết bị ngưng tụ làm việc luân phiên nhau.

Ưu điểm của phương pháp sấy thăng hoa là thu được sản phẩm có chất lượng cao, không làm biến chất albumin; không xảy ra các quá trình vi sinh, giữ nguyên các vitamin như lúc còn tươi, giữ nguyên thể tích ban đầu của vật liệu sấy nhưng xốp hơn nên dễ hấp phụ nước để trở lại dạng ban đầu. Do đó sấy thăn hoa được dùng để sấy thực phẩm như: sữa, rau, quả. Tuy nhiên giá thành đắt, thiết bị phức tạp, vốn đầu tư lớn nên ở nước ta mới có các máy sấy thăng hoa cỡ nhỏ được dùng trong sản xuất dược phẩm để sấy các thuốc kháng sinh, hoặc dùng trong ngành thú y.

Chương 8

VÍ DỤ VÀ BÀI TẬP

8.1. VÍ DỤ

8.1.1. Dùng tháp chưng luyện để tách hỗn hợp metanol – nước với năng suất tính theo hỗn hợp đầu F = 8,45 tấn/h chứa lượng metanol là 4,3 tấn/h. Biết nồng độ sản phẩm đỉnh x_p = 0,995 và nồng độ sản phẩm đáy x_W = 0,002 phần mol. Hỗn hợp đầu vào tháp ở nhiệt độ sôi. Cần xác định:

a) lượng metanol của sản phẩm đỉnh và sản phẩm đáy;

b) lượng hơi đốt được sử dụng ở tháp chưng luyện và lượng nước lạnh ở thiết bị ngưng tụ sản phẩm đỉnh. Biết rằng áp suất hơi đốt 2bar và chênh lệch nhiệt độ của nước lạnh $\Delta t = 10^oC$. chỉ số hồi lưu R = 0,94.

GIẢI:

a) Theo dầu bài lượng vật liệu và thành phần của hỗn hợp được tổng hợp ở bảng 8.1.

Bảng 8.1

Thành phần	m_i, kg/h	m_i, kg/kmol	n_i, kmol/h	x_F, phần mol
Metanol	4300	32	134,4	0,368
Nước	4150	18	231,0	0,632
Hỗn hợp	8450		365,4	1

Từ cân bằng vật liệu:

$$F = P + W$$

$$F.x_F = P.x_p + W.x_w$$

Rút ra:
$$P = F.\frac{x_F - x_W}{x_p - x_W}$$

$$P = 365,4.\frac{0,368 - 0,002}{0,995 - 0,003} = 134,7 \quad \text{kmol/h}$$

Lượng metanol chứa trong sản phẩm đỉnh: 134 kmol/h và lượng nước 0,7 kmol/h.

Sản phẩm đáy:

$$W = F - P$$

$$W = 365,4 - 134,7 = 230,7 \text{ kmol/h}$$

Lượng metanol chứa trong sản phẩm đáy: 0,46 kmol/h

b) Từ đồ thị $t - x, y$ tra được nhiệt độ sôi ở:

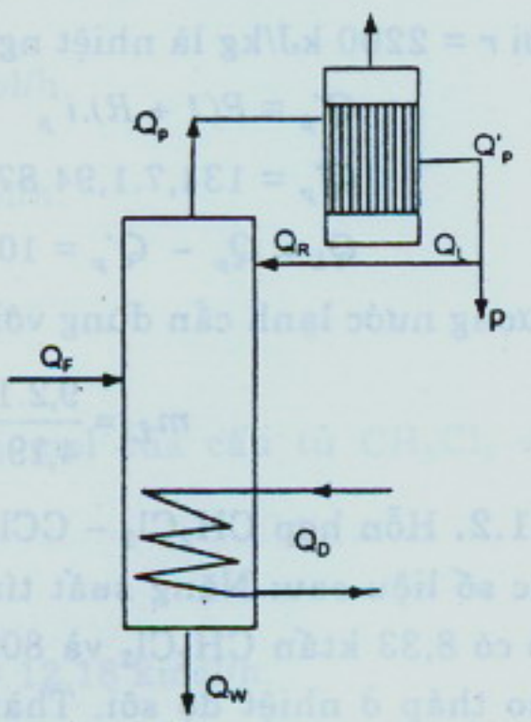
- hỗn hợp đầu $t_F = 76^0C$;
- hỗn hợp đỉnh $t_p = 64,7^0C$;
- hỗn hợp đáy $t_W = 100^0C$;

Phương trình cân bằng nhiệt lượng:

$$Q_D = Q_W + Q_p - Q_F - Q_R$$

$$Q_L = Q_p - Q'_p$$

Bỏ qua tổn thất nhiệt ra môi trường.



Hình 8.1. Cân bằng nhiệt lượng

Nhiệt dung riêng và ẩn nhiệt ở 2 bar.

- của metanol: CM = 87,6 kJ/kmol; độ

$$r_M = 35.300 \text{ kJ/kmol}$$

- của nước: $C_N = 75,5$ kJ/kmol độ

$$r_N = 40600 \text{ kJ/kmol}$$

Coi sản phẩm đỉnh và đáy như là metanol và nước nguyên chất. Trong phương trình cân bằng nhiệt chọn nhiệt độ ban đầu 0^0C. Vậy tính được:

$$Q_W = 230.75,5.100 = 1,743.10^6 \text{ kJ/h.}$$

$$Q_p = P(1+R)\, i''; \; i'' = c_M t_p + r_M$$

$$Q_p = 134,7\ (1 + 0,94)\ (87,6.64,7 + 35300) = 10,68.10^6 \text{ kJ/h.}$$

$$Q_F = F.i'_F = F.\sum x_{i_F}.i'_{i_F} = F\,(x_{MF}.i'_M + x_{NF}.i'_N)$$

$$Q_F = 365,4\ (0,368.87,6 + 0,623.75,5).76 = 2,22.10^6\ \text{kJ/h}.$$

$$Q_R = R.\ pi'_R$$

$$Q_R = 0,94.134,7.87,6.64,7 = 0,718.10^6\ \text{kJ/h}.$$

$$Q_p = (1,743 + 10,68 - 2,22 - 0,718).10^6 = 9,48.10^6\ \text{kJ/h}.$$

Vậy lượng hơi đốt được dùng ở áp suất 2 bar là:

$$m_D = \frac{9,48.10^6}{2200} = 4310\ \text{kg/h}.$$

với $r = 2200$ kJ/kg là nhiệt ngưng tụ của hơi nước bão hòa ở 2 bar.

$$Q'_p = P(1 + R).i'_p$$

$$Q'_p = 134,7.1,94.87,6.64,7 = 1,48.10^6\ \text{kJ/h}$$

$$Q_L = Q_p - Q'_p = 10,68 - 1,48 = 9,2.10^6\ \text{kJ/h}$$

Lượng nước lạnh cần dùng với nhiệt dung riêng 4,19 kJ/kg.độ.

$$m_L = \frac{9,2.10^6}{4,19.10} = 2,2.10^5\ \text{kg/h}$$

8.1.2. Hỗn hợp CH_2Cl_2 – CCl_4 được tách trong tháp chưng luyện theo các số liệu sau: Năng suất tính theo hỗn hợp đầu 24 ktấn năm trong đó có 8,33 ktấn CH_2Cl_2 và 8000 giờ làm việc trong năm. Hỗn hợp đầu vào tháp ở nhiệt độ sôi. Thành phần sản phẩm đỉnh $x_p = 0,99$ phần mol và sản phẩm đáy 0,015 phần mol. Tháp làm việc ở áp suất P = 760mmHg. Cần xác định:

a) lượng vật liệu của hai thành phần ở sản phẩm đỉnh và đáy;

b) số đĩa lý thuyết của tháp chưng luyện, nếu $R = 1,3\ R_{min}$.

c) số đĩa lý thuyết với $\frac{R}{R_{\min}} = 1,1;\ 1,2;\ 1,6;\ 2;\ 3.$

GIẢI:

a) Xác định lượng CH_2Cl_2 và CCl_4 trong sản phẩm đỉnh và đáy.

Khối lượng phân tử của CH_2Cl_2 là: 84,9 kg/kmol và của CCl_4 là 153,8 kg/kmol.

Năng suất của hỗn hợp đầu:

$$F = \frac{24.10^6}{8000} = 3000 \text{kg/h}.$$

Lượng CH_2Cl_2 trong hỗn hợp đầu:

$$m_{F1} = \frac{8,33.10^6}{8000} = 1041 \text{kg/h}.$$

Lượng CCl_4 trong hỗn hợp đầu:

$$m_{F2} = F - m_{F1} = 3000 - 1041 = 1959 \text{ kg/h}.$$

Chuyển sang đơn vị mol có:

$$n_{F1} = \frac{1041}{84,9} = 12,26 \text{ kmol/h}.$$

$$n_{F2} = \frac{1959}{1538} = 12,74 \text{ kmol/h}.$$

$$F = 25,0 \text{ kmol/h}.$$

Thành phần của hỗn hợp đầu

$$x_F = \frac{1226}{25} = 0,49$$ phần mol của cấu tử CH_2Cl_2 và 0,51 phần mol của cấu tử CCl_4.

Lượng sản phẩm đỉnh:

$$P = F.\frac{x_F - x_W}{x_p - x_W} = 25.\frac{0,49 - 0,015}{0,99 - 0,015} = 12,18 \text{ kmol/h}.$$

$$W = F - P = 25 - 12,18 = 12,82 \text{ kmol/h}.$$

Lượng CH_2Cl_2 và CCl_4 trong sản phẩm đỉnh và đáy:

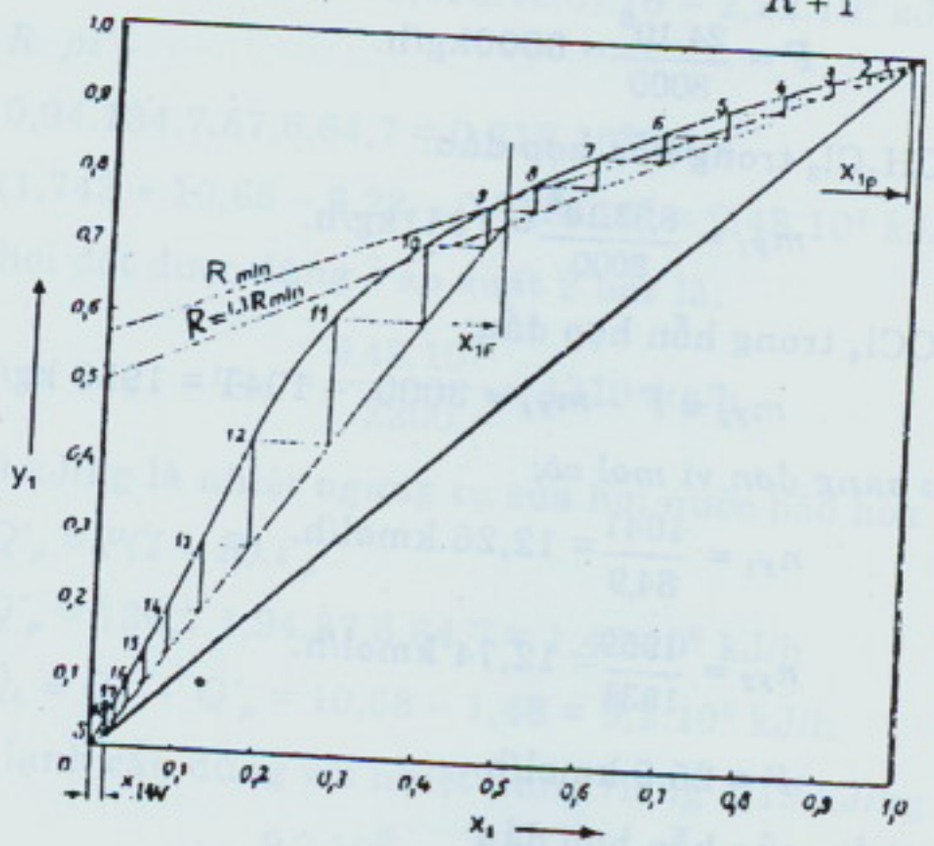
	Sản phẩm đáy	Sản phẩm đỉnh
CH_2Cl_2, kmol/h	0,192	12,06
CCl_4, kmol/h	12,63	0,122

b) Xác định số đĩa lý thuyết

Hình 8.2 xác định số đĩa lý thuyết, trên cơ sở đường cân bằng x_F, x_p và x_W. Đường làm việc của đoạn luyện:

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_p}{R+1}$$

có góc nghiêng tgα = $\frac{R}{R+1}$ và cắt trục tung tại $\frac{x_p}{R+1}$.



Hình 8.2. Đồ thị $Y - x$ xác định số đĩa lý thuyết

Xác định R_{min} từ quan hệ:

$$\frac{x_p}{R_{\min}+1} = 0{,}566$$

Rút ra

$$R_{min} = \frac{x_p}{0{,}566} - 1 = 0{,}748.$$

Hỗn hợp đầu vào ở nhiệt độ sôi, do đó:

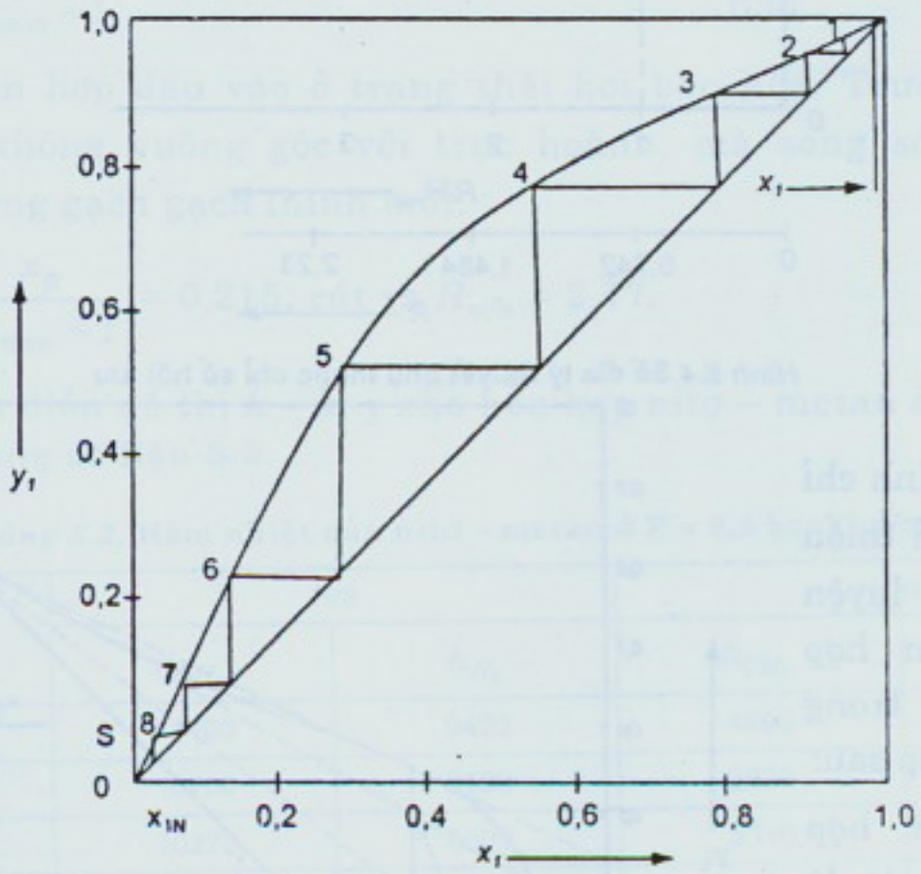
$$R_{\min} = \frac{x_p - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0{,}99 - 0{,}777}{0{,}777 - 0{,}49} = 0{,}742$$

Qua hai cách tính có sự sai số nhỏ. Lấy giá trị $R_{min} = 0{,}742$ để tính số đĩa lý thuyết. Theo đầu bài chỉ số hồi lưu thích hợp: $R = 1{,}3.R_{\min} = 0{,}965$. Từ đó xác định điểm cách giữa đường làm việc của đoạn luyện và trục tung:

$$\frac{x_p}{R+1} = \frac{0,99}{0,742+1} = 0,504$$

Từ điểm cắt giữa đường làm việc của đoạn luyện với đường x_F = const, ta có đường làm việc của đoạn chưng, bằng cách nối từ điểm cắt này với x_W. Vẽ các tam giác như hình 8.2 ta thu được 18 đĩa lý thuyết, trong đó có 8 đĩa ở đoạn luyện và 12 đĩa ở đoạn chưng.

c) Theo cách vẽ như hình 8.2, xác định được số đĩa lý thuyết tương ứng với chỉ số hồi lưu thích hợp như bảng 8.2.

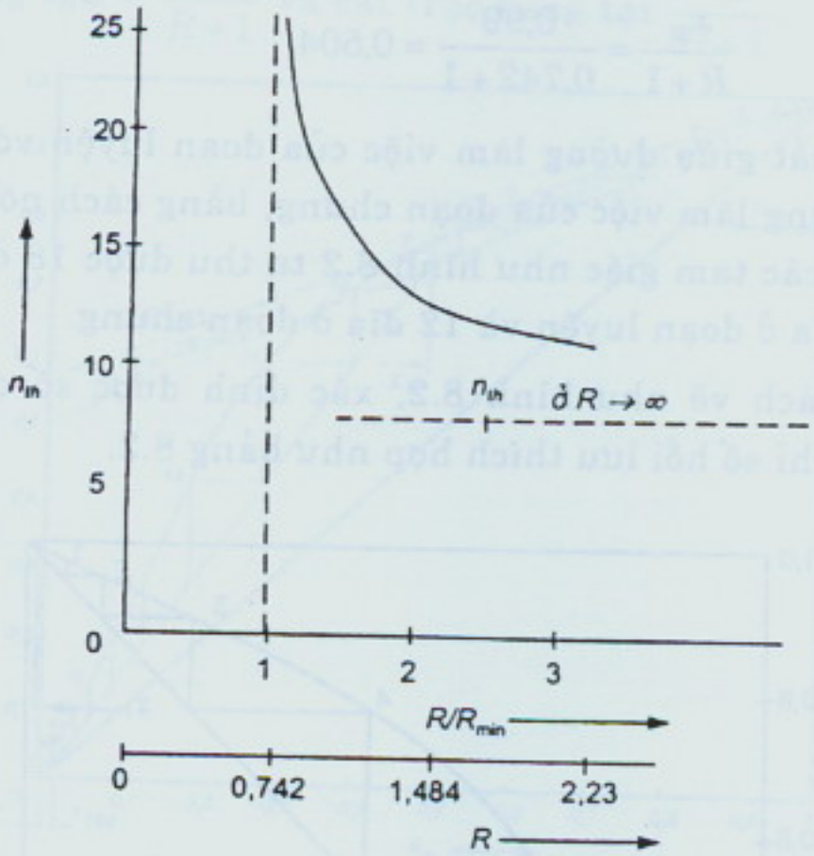


Hình 8.3. Đồ thị $Y - X$ xác định số đĩa lý thuyết với $R \to \infty$

Bảng 8.2. **Sự phụ thuộc số đĩa lý thuyết vào chỉ số hồi lưu**

$\frac{R}{R_{min}}$	1	1,1	1,2	1,3	1,6	2	3	∞
N_{lt}	∞	21	19	18	15	13	11	8

Khi $R \to \infty$ thì hai đường làm việc trùng nhau và trùng với đường phân giác (hình 8.3). Xác định được 8 đĩa lý thuyết quan hệ giữa $N_{lt} = f(R)$ được biểu thị ở hình 8.4.



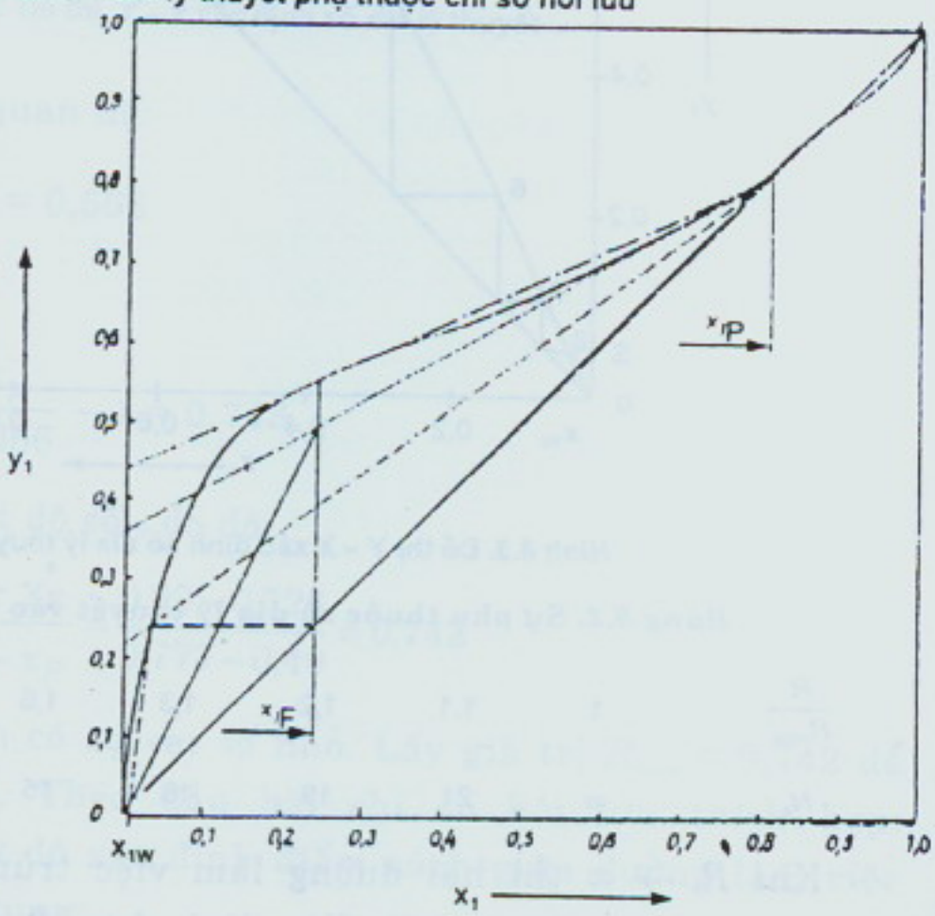
Hình 8.4. Số đĩa lý thuyết phụ thuộc chỉ số hồi lưu

8.1.3. Xác định chỉ số hồi lưu tối thiểu khi chưng luyện liên tục hỗn hợp etanol –nước trong các trường hợp sau:

a) hỗn hợp đầu vào ở nhiệt độ sôi;

b) hỗn hợp đầu vào ở trạng thái hơi bão hòa.

Biết thành phần sản phẩm đỉnh x_p = 0,81, sản phẩm đáy x_W = 0,01 và hỗn hợp đầu x_F = 0,24.



Hình 8.5. Đồ thị $Y - X$ xác định chỉ số hồi lưu thích hợp

GIẢI:

a) Hỗn hợp đầu vào ở nhiệt độ sôi.

Hình 8.5 cho thấy, theo phương pháp đồ thị thì đường chấm gạch sẽ cho ta chỉ số hồi lưu $R_{min} = 0,84$. Điều này không đúng, vì động lực của quá trình âm, nên số đĩa lý thuyết lớn vô cùng. Vì vậy, trong trường hợp này ta phải kéo theo tiếp tuyến của đường cân bằng (đường nét liền).

Từ $\frac{x_p}{R_{min}+1} = 0,36$, rút ra $R_{min} = \frac{0,81}{0,36} - 1 = 1,25$

b) Hỗn hợp đầu vào ở trạng thái hơi bão hòa. Trường hợp này đường x_F không vuông góc với trục hoành, mà song song với trục hoành, đường gạch gạch (hình 8.5).

Từ $\frac{x_p}{R_{min}+1} = 0,215$, rút ra $R_{min} = 2,77$.

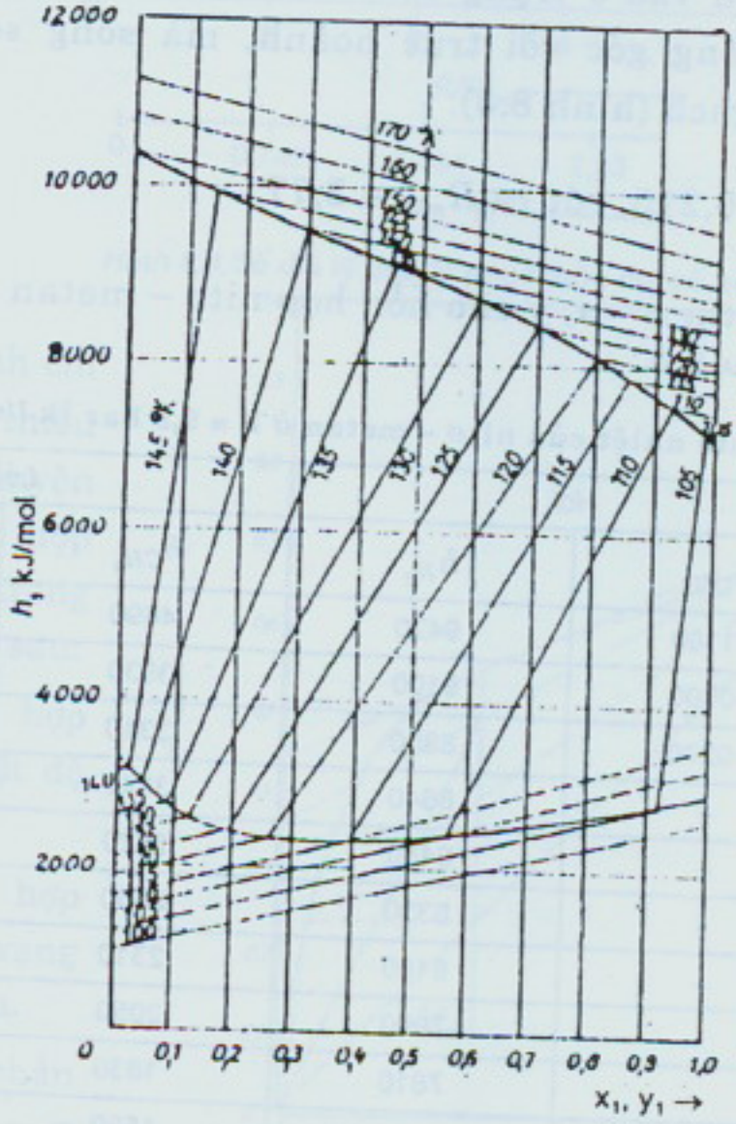
8.1.4. Biểu diễn đồ thị $h - x, y$ cho hỗn hợp nitơ – metan ở áp suất 9,8 bar theo bảng số liệu 8.3.

Bảng 8.3. **Hàm nhiệt của nitơ – metan ở P = 9,8 bar (kJ/mol)**

T, °K	Hơi		Lỏng	
	h_{CH_4}	h_{N_2}	h_{CH_4}	h_{N_2}
170	11100	9420	4690	–
160	10700	9100	3930	–
150	10270	8800	3310	–
145	–	8640	3040	–
140	–	8480	2820	–
135	–	8330	2550	–
130	–	8160	2310	–
125	–	7990	2050	–
120	–	7810	1830	–
115	–	7630	1580	3460
110	–	7420	1360	3160
105	–	7210	–	2890
100	–	–	–	2610

GIẢI

Đồ thị có tung độ là hàm nhiệt h và bằng hoành độ là thành phần x, y (hình 8.6). Dưới 150°K metan không tồn tại dạng hơi. Nhiệt lượng của CH_4 vì vậy cũng được ngoại suy ở dưới nhiệt độ này bằng cách chấp nhận quan hệ dh/dT trong giới hạn nhiệt độ ngoại suy cũng không đổi giống như trên 150°K. Theo cách này người ta có thể tính đường đẳng nhiệt cho đến 100°K. Tương tự cho đến nhiệt độ ngưng tụ của nitơ ở 9,8 bar. Trong hình 8.6 biểu thị các đường đẳng nhiệt theo cách làm này bắt đầu từ nhiệt độ 145°K. Ở đây đã sử dụng số liệu của đường cân bằng hệ $N_2 - CH_4$, để xác định nhiệt độ tại thời điểm bắt đầu ngưng tụ của hỗn hợp hơi có thành phần thay đổi.



Hình 8.6. Đồ thị pha – hàm nhiệt của hệ nitơ – metan

Nối các điểm tìm được lại ta có đường ngưng tụ

Đường đẳng nhiệt của pha lỏng cũng được xác định tương tự và ta thu được đường sôi.

8.1.5. Một hỗn hợp gồm 70% mol nitơ và 30% mol metan được tách trong tháp chưng luyện liên tục. Sản phẩm đỉnh có nồng độ 90% mol N_2 và sản phẩm đáy có nồng độ 97% mol CH_4. Năng suất tính theo hỗn hợp đầu 1000m³/h tiêu chuẩn. Tháp làm việc ở áp suất 9,8 bar. Hỗn hợp đầu vào tháp ở trạng thái hơi bão hòa. Dựa vào đồ thị pha – hàm nhiệt (hình 8.6) để xác định:

a) lượng sản phẩm đỉnh và đáy;

b) chỉ số hồi lưu tối thiểu;

c) số đĩa lý thuyết, nếu $R = 1{,}25\ R_{min}$;

d) Nhiệt lượng được tách ra ở thiết bị ngưng tụ;

e) lượng nhiệt được cung cấp ở đáy tháp, nếu sản phẩm đáy lấy ra khỏi tháp ở trạng thái lỏng.

GIẢI

Trên đồ thị $h - x, y$ biểu thị hỗn hợp vào F, sản phẩm đỉnh P và sản phẩm đáy W.

a) Tính lượng sản phẩm đỉnh và đáy

Từ đồ thị hình 8.7 a, lượng sản phẩm đỉnh và đáy được xác định theo quy tắc đòn bẩy từ đường III – I – II. Theo chiều quay của đường II

$$\hookrightarrow \text{II có } \overline{II - III}.W = \overline{I - II}.F$$

Rút ra: $W = F.\dfrac{\overline{I - II}}{\overline{II - III}} = 1000.\dfrac{25}{92} = 272$ m³/h tiêu chuẩn.

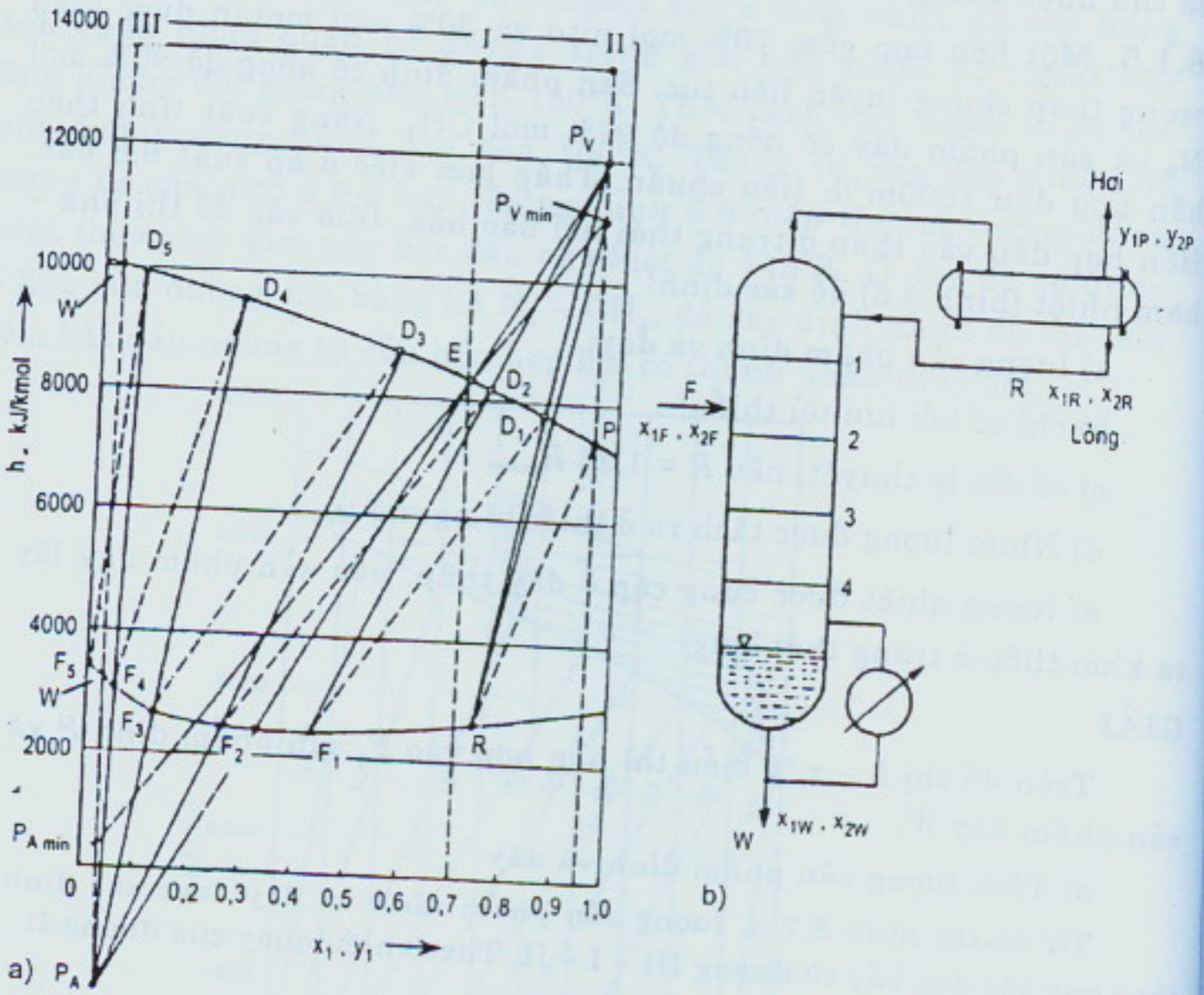
Lưu ý: Nếu thay đổi kích thước của hình theo áp suất thì các đoạn thay đổi.

$$P = F - W = 1000 - 272 = 728 \text{ m}^3\text{/h tiêu chuẩn.}$$

Tính theo công thức từ phương trình cân bằng vật liệu cũng có kết quả tương tự:

$$P = F.\frac{x_F - x_W}{x_p - x_W} = 1000.\frac{0{,}7 - 0{,}03}{0{,}95 - 0{,}03} = 728 \text{ m}^3\text{/h tiêu chuẩn.}$$

b) Từ đồ thị hình 8.7 biểu thị đường cân bằng (đường đẳng nhiệt) qua E. Đường cân bằng này được kéo dài đến thành phần đã cho x_W và x_p cho ta cực $P_{V\min}$ và $P_{A\min}$.



Hình 8.7:

a) xác định số đĩa lý thuyết bằng đồ thị $h - x, y$ hệ nitơ - metan;

b) sơ đồ hệ thống chưng luyện

Theo đầu bài thì có một phần được ngưng tụ. Chưng luyện ở nhiệt độ thấp, theo quan điểm nhiệt động có lợi, vì tiết kiệm được năng lượng qua ngưng tụ. Nhờ ngưng tụ một phần trong thiết bị ngưng tụ có thuận lợi thêm cho việc biểu thị thành phần cân bằng trong thiết bị ngưng tụ (có hơi P và lỏng R) tương ứng với đường cân bằng (hình 8.7). So sánh với trường hợp ngưng tụ hoàn toàn trong thiết bị ngưng tụ có sự sai lệch chút ít của chỉ số hồi lưu tối thiểu:

$$R_{min} = \frac{\overline{P_{V\,min}.D_{1\,min}}}{\overline{D_{1\,min}.R}} = \frac{36}{54} = 0,667.$$

c) Tính số đĩa lý thuyết.

Theo đầu bài $R = 0,25\, R_{min} = 1,25.\ 0,667 = 0,834.$

vậy $\overline{P_V D_1} = R.\overline{D_1.R} = 0,834.54 = 45\text{mm}.$

Qua đó cực P_V của đoạn luyện xác định được. Điểm P_V được nối với E, kéo dài đến $x_W = 0,03$ cho điểm P_A là cực của đoạn chưng (đường chính). Số đĩa lý thuyết được xác định theo đồ thị. Qua D_1 vẽ đường cân bằng (đường đẳng nhiệt) và xác định được nồng độ ở đĩa *1*. Điểm F_1 được nối với cực P_V và qua đó tìm được nồng độ của hơi D_2 bay lên từ đĩa *2*. Đường cân bằng qua D_2 cho F_2, ở đó có đĩa *2* ở đoạn chưng. Đường thẳng từ P_A qua F_2 cho điểm D_3, đường cân bằng qua D_3 cho F_3,... cứ thế tiếp tục, cuối cùng thu được một đĩa ở đoạn luyện và ba đĩa ở đoạn chưng. Sơ đồ hệ thống tháp chưng luyện được thể hiện ở hình 8.7b.

Nếu để cập đến hiệu suất đĩa và điều kiện cân bằng ở đáy tháp, cũng như chỉ ngưng tụ một phần ở thiết bị ngưng tụ sản phẩm đỉnh, thì số đĩa tối thiểu ở đoạn luyện là 2 và ở đoạn chưng là 5 (đó là số đĩa thực tế).

d) Tính lượng nhiệt được tách ra ở thiết bị ngưng tụ

Ở thiết bị ngưng tụ sản phẩm đỉnh được ngưng tụ một phần cho hồi lưu, nên có sự phân biệt về hàm nhiệt ở P_V và P:

$q_{ngtu} = 12230 - 7330 = 4900$ kJ/mol

$$Q_{ngtu} = 4900\frac{720}{22,4} = 159000 \text{ kJ/h} = 44200\text{W}.$$

e) Lượng nhiệt được cung cấp ở đáp tháp.

Nếu ở phân đoạn metan là lỏng, thì lượng nhiệt được dẫn vào để bốc hơi đáy tháp bằng hiệu số hàm nhiệt giữa điểm W và P_A:

$q_d = 3150 - (-2000) = 5150$ kJ/mol

$$Q_d = \frac{5150.10^3}{3600}.\frac{272}{22,4} = 17400\text{ W}.$$

8.1.6. Dùng nồi chưng đơn giản để tách etanol khỏi hỗn hợp etanol - nước ở 760mmHg. Hỗn hợp lúc đầu trong nồi chưng là 100 kmol gồm 60% mol etanol và 40% mol nước. Sản phẩm đáy sau khi chưng còn 5% mol etanol. Cần xác định:

a) lượng sản phẩm bay hơi và lượng sản phẩm còn lại trong nồi sau khi chưng;

b) thành phần của sản phẩm chưng.

GIẢI

a) Tính lượng sản phẩm chưng

Trong quá trình chưng quan hệ giữa lượng lúc đầu và cuối được biểu thị:

$$\ln\frac{B_a}{B_e} = \int_{x_{Be}}^{x_{Ba}} \frac{dx_B}{y_B^* - x_B}$$

Từ đường cân bằng của hệ etanol – nước ta có $x_{Ba} = 0,6$ và $x_{Be} = 0,05$.

Hiệu số $y_B^* - x_B$ được biểu thị ở bảng 8.4.

Bảng 8.4. **Số liệu cho đồ thị tích phân**

x_B	y_B	$y_B - x_B$	$\frac{1}{y_B^* - x_B}$
0,050	0,310	0,260	3,85
0,0715	0,362	0,2905	3,45
0,143	0,487	0,344	2,91
0,206	0,530	0,324	3,09
0,321	0,586	0,265	3,77
0,430	0,626	0,196	5,11
0,545	0,673	0,128	7,82
0,600	0,700	0,100	10,00

Từ đồ thị tích phân (hình 8.8b) có $F = 2550$ m^2 với tỷ lệ xích 1mm ≙ 0,1 và 1mm ≙ 0,01 nên:

$$\int_{0,05}^{0,6} \frac{dR_B}{y_B^* - x_B} = 2550.\ 0,1.0,01 = 2,55.$$

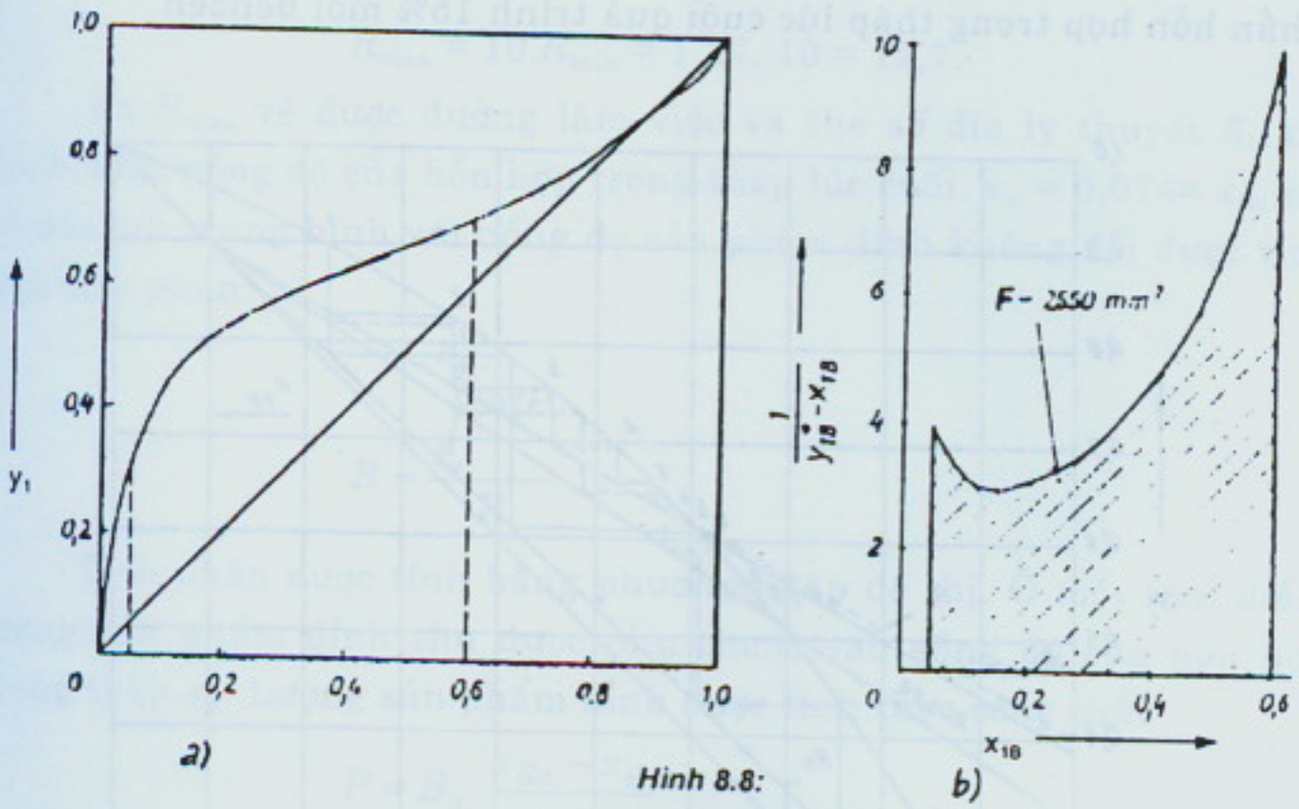
Vậy $$\ln \frac{B_a}{B_e} = 2,55;\ \text{tức}\ \frac{B_a}{B_e} = e^{2,55} = 12,8.$$

Ta có lượng sản phẩm còn lại trong nồi chưng:

$$Be = \frac{B_a}{12,8} = \frac{100}{12,8} = 7,82\ \text{kmol}.$$

Lượng sản phẩm chưng:

$$P = B_a - B_e = 100 - 7,82 = 92,2\ \text{kmol}.$$



Hình 8.8:
a) đường cân bằng;
b) đồ thị tích phân

b) Xác định thành phần của sản phẩm chưng

Từ phương trình cân bằng vật liệu

$$P.x_p = B_a.x_{Ba} - B_e.x_{Be}$$

Rút ra: $$xp = \frac{0,6.100 - 0,05.7,82}{92,2} = 0,647$$

Vậy sản phẩm chưng chứa 64,7% mol etanol và 35,3% mol nước.

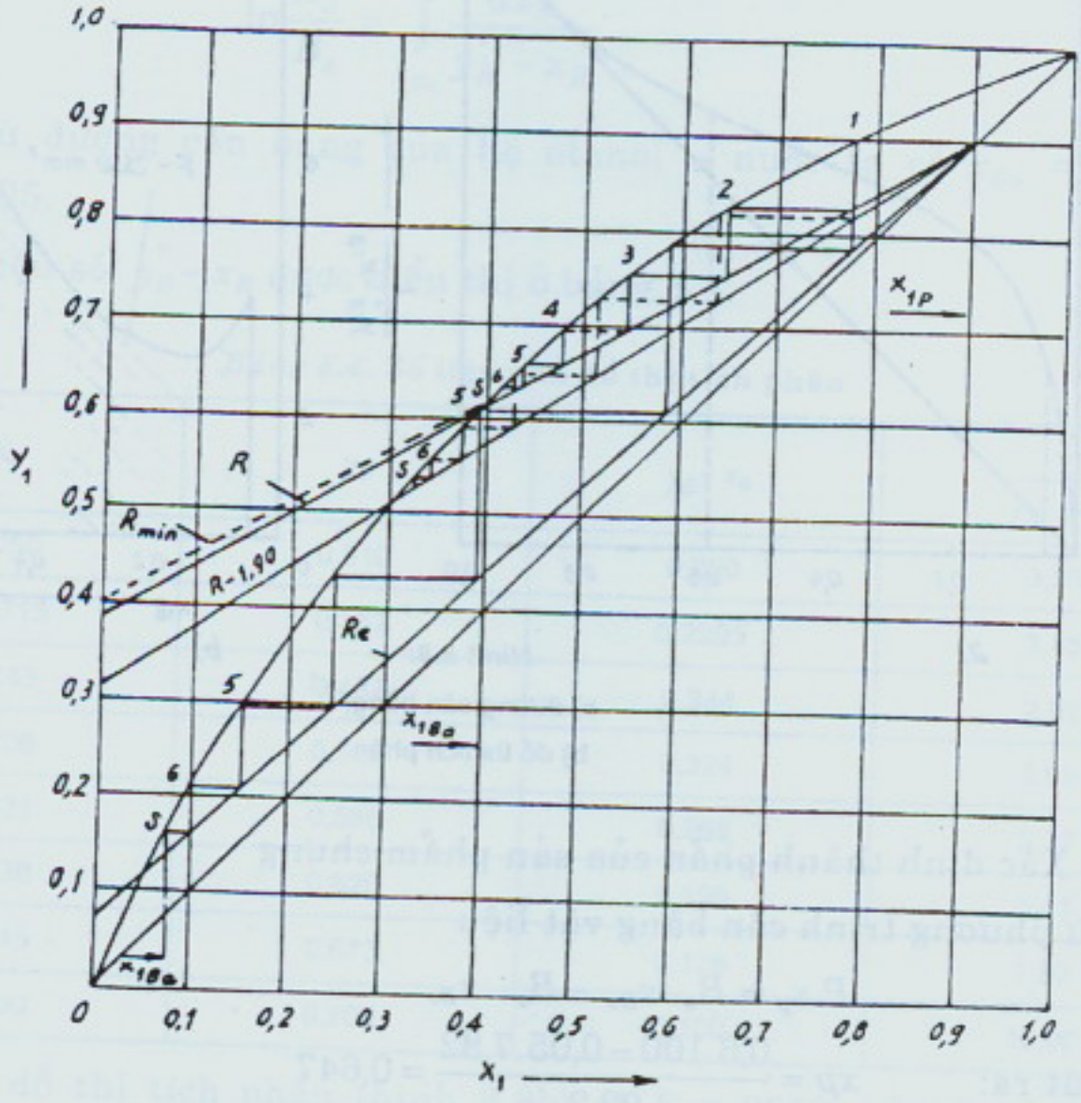
8.1.7. Cần tách hỗn hợp benzen – toluen trong tháp chưng luyện gián đoạn. Hỗn hợp đầu có nồng độ phần mol 40% benzen. Tháp chưng có 6 đĩa lý thuyết. Áp suất làm việc 760 mmHg. Tháp làm việc với thành phần sản phẩm đỉnh không đổi và với chỉ số hồi lưu không đổi. Cần xác định:

a) trong trường hợp nồng độ sản phẩm đỉnh không đổi và bằng 0,90, hãy:

– tính chỉ số hồi lưu lúc đầu của quá trình;

– tính chỉ số hồi lưu trung bình theo điều kiện $R_{max} \leq 10. R_{min}$.

b) trong trường hợp chỉ số hồi lưu không đổi và bằng 3 và thành phần hỗn hợp trong tháp lúc cuối quá trình 15% mol benzen.



Hình 8.9. chưng luyện gián đoạn với nồng độ sản phẩm đỉnh không đổi

GIẢI

a) Tháp làm việc với nồng độ sản phẩm đỉnh không đổi $x_p = 0,9$.

• Biểu thị đường làm việc của đoạn luyện (nhờ tháp chưng luyện liên tục) trong đồ thị $y - x$ với số bậc thay đổi nồng độ bằng 6 ở nồng độ ban đầu của hỗn hợp trong tháp $x_F = 0,4 = x_{Ba}$ (hình 8.9), sẽ nhận được giá trị trên trục tung $\frac{x_p}{R_a + 1} = 0,385$, tức $R_a = 1,34$. Chỉ số hồi lưu lớn nhất được phép tính trên cơ sở của chỉ số hồi lưu tối thiểu:

$$R_{\min} = \frac{x_p - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0,9 - 0,62}{0,62 - 0,4} = 1,27.$$

$$R_{\max} = 10.R_{\min} = 1,27.\ 10 = 12,7.$$

Từ $R_{\max}$ vẽ được dường làm việc và the số đĩa lý thuyết 6, xác định được nồng độ của hỗn hợp trong tháp lúc cuối. $x_w = 0,074 = x_{Bc}$. chỉ số hồi lưu trung bình với nồng đọ sản phẩm đỉnh không đổi được tính qua tích phân:

$$R = \frac{\int_{P_a}^{P_c} RdP}{P}$$

Tích phân được tính bằng phương pháp đồ thị. Ở một thời điểm lượng sản phẩm đỉnh thu được phụ thuộc vào nồng độ của hỗn hợp trong tháp x_B. Lượng sản phẩm đỉnh được tính theo công thức

$$P = B_a.\frac{x_{Ba} - x_B}{x_p - x_B}$$

với x_B được xác định bằng phương pháp đồ thị. Từ đồ thị hình 8.9 ta có $R_a = 1,34$, $R_c = 12,7$ và $R = 1,9$.

Ở $R = 1,9$ cũng từ đồ thị hình 8.9 có $x_B = 0,327$.

Vậy $$P = 100.\frac{0,4 - 0,327}{0,9 - 0,327} = 2,7 \text{ kmol}.$$

Với giá trị x_B và P ở những chỉ số hồi lưu khác nhau tính được tích phân như bằng 8.5.

Bảng 8.5. Giá trị tính tích phân $\int RdP$

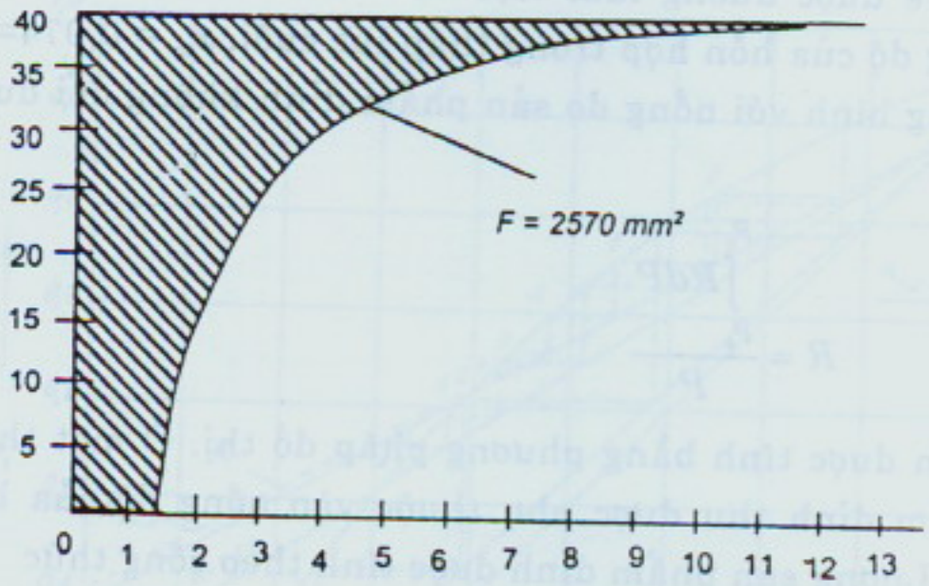
R	1,34	1,9	3,0	4,0	7,0	10,0	12,7
x_B, phần mol	0,4	0,327	0,255	0,183	0,115	0,085	0,074
P, kmol	0	12,7	24,8	30,3	36,3	38,6	39,5

Từ số liệu ở bảng 8.5 bằng phương pháp đồ thị tính được tích phân:

$$\int_{P_a}^{P_c} RdP = 2570\text{mm}^2 = 2570.0,05 = 128,5\text{kmol}.$$

Chỉ số hồi lưu trung bình

$$R_{tb} = \frac{128,5}{39,5} = 3,25$$



Hình 8.10. Đồ thị tích phân $\int_{P_a}^{P_c} RdP$

b) Tháp làm việc với chỉ số hồi lưu không đổi

• Trong đồ thị x, y các đường làm việc song song nhau và có cùng $R = 3$; có sự phụ thuộc giữa x_p và x_B, tức $x_p = f(x_B)$. Giá trị giới hạn của x_p theo các điều kiện sau đây:

– x_{Pa} qua điều kiện, với tháp cố định lúc đầu có nồng độ hỗn hợp trong tháp $x_F = x_{Ba} = 0,4$.

$- x_{Pc}$ qua điều kiện, cần có $x_{Be} = 0,15$ là nồng độ hỗn hợp trong tháp lúc cuối quá trình.

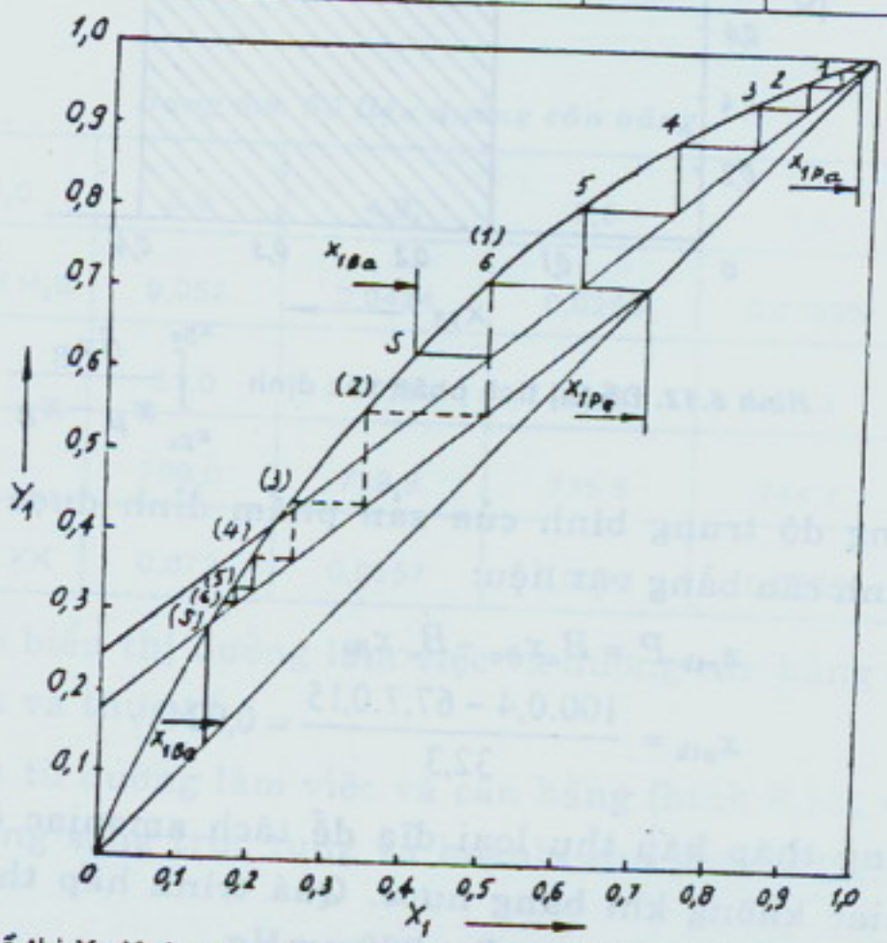
Tương ứng với giá trị giới hạn x_{Ba}, x_{Be} có giá trị giới hạn x_{Pa}, x_{Pc} (hình 8.11). Từ phương trình tích phân:

$$\cdot \ln \frac{Ba}{Be} = \int_{x_{Be}}^{x_{Ba}} \frac{dx_B}{x_p - x_B}$$

Có thể xác định các giá trị nằm giữa x_{Pa} và x_{Pc}. Kết quả được biểu thị trên đồ thị quan hệ $x_p = f(x_B) = f(x_F)$ (bảng 8.6).

Bảng 8.6. **Giá trị cho tích phân** $\int \frac{dx_B}{x_p - x_B}$

x_P, phần mol	0,984	0,98	0,96	0,88	0,80	0,71
x_B, phần mol	0,4	0,375	0,303	0,222	0,181	0,150
$\frac{1}{x_p - x_B}$	1,712	1,654	1,523	1,522	1,616	1,787



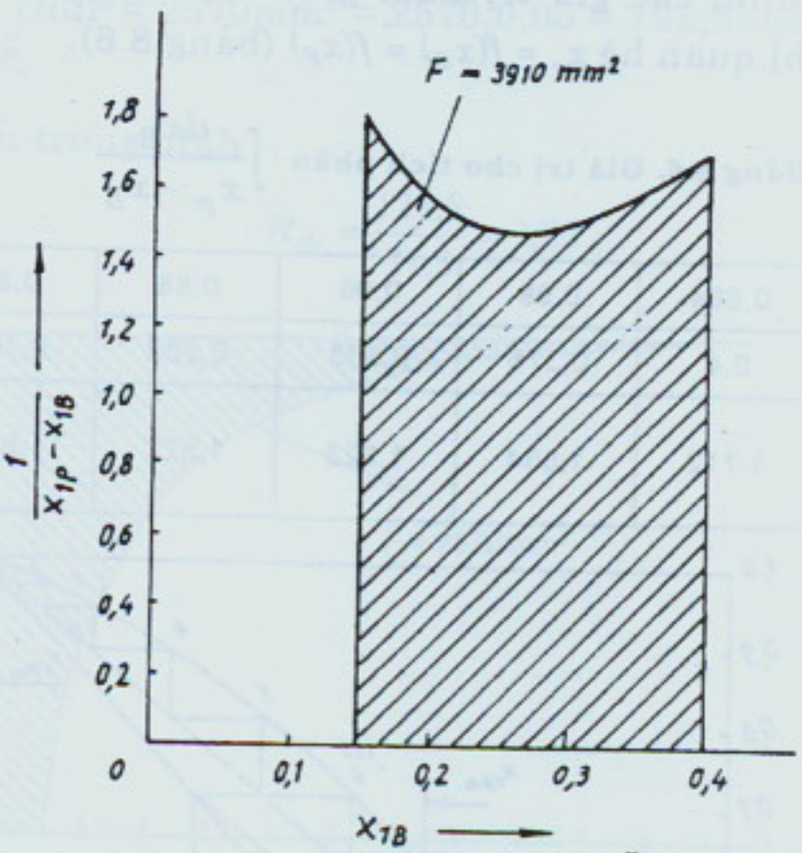
Hình 8.11. **Đồ thị Y - X cho chưng luyện gián đoạn với chỉ số hồi lưu không đổi**

Từ bảng 8.6 có thể xác định tích phân bằng đồ thị (hình 8.12), tức:

$$\ln\frac{Ba}{Be} = \int_{x_{Be}}^{x_{Ba}} \frac{dx_B}{x_p - x_B} = 3910.0{,}02.0{,}005 = 0{,}391.$$

Rút ra: $Be = 67{,}7$ kmol

$$P = Ba - Be = 32{,}2 \text{ kmol}$$



Hình 8.12. Đồ thị tích phân xác định $\int_{x_{Be}}^{x_{Ba}} \frac{dx_B}{x_p - x_B}$

• Nồng độ trung bình của sản phẩm đỉnh được xác định theo phương trình cân bằng vật liệu:

$$x_{ptb}.P = B_a x_{Ba} - B_e.x_{Be}$$

$$x_{ptb} = \frac{100.0{,}4 - 67{,}7.0{,}15}{32{,}3} = 0{,}924.$$

8.1.8. Dùng tháp hấp thụ loại đĩa để tách amoniac (NH_3) khỏi hỗn hợp amoniac không khí bằng nước. Quá trình hấp thụ đẳng nhiệt ở $T = 30^oC$ và áp suất làm việc $P = 760$mmHg.

Các số liệu ban đầu cho:

$Y_W = 0,072$ kmol/kmol KK; $X_W = 0,045$ kmol NH_3/kmol nước.

$Y_P = 0,002$ kmol NH_3/kmol KK; $X_P = 0$.

Độ hòa tan của NH_3 trong nước phụ thuộc vào áp suất riêng phần của NH_3.

Bảng 8.7

P_{NH_3}, mmHg	51,0	40,1	24,4	15,3	11,5
Kg NH_3/ 100 kgH_2O	5,0	4,0	2,5	1,6	1,2

Cần xác định số đĩa lý thuyết và thực tế của tháo hấp thụ, nếu hiệu suất làm việc của tháp $\eta = 0,5$.

GIẢI

Xác định đường làm việc và đường cân bằng:

Đường làm việc được xác định từ giá trị đầu bài cho Y_W, X_W và Y_P, X_P. Đường cân bằng được tính từ số liệu cân bằng pha và tập hợp ở bảng 8.8.

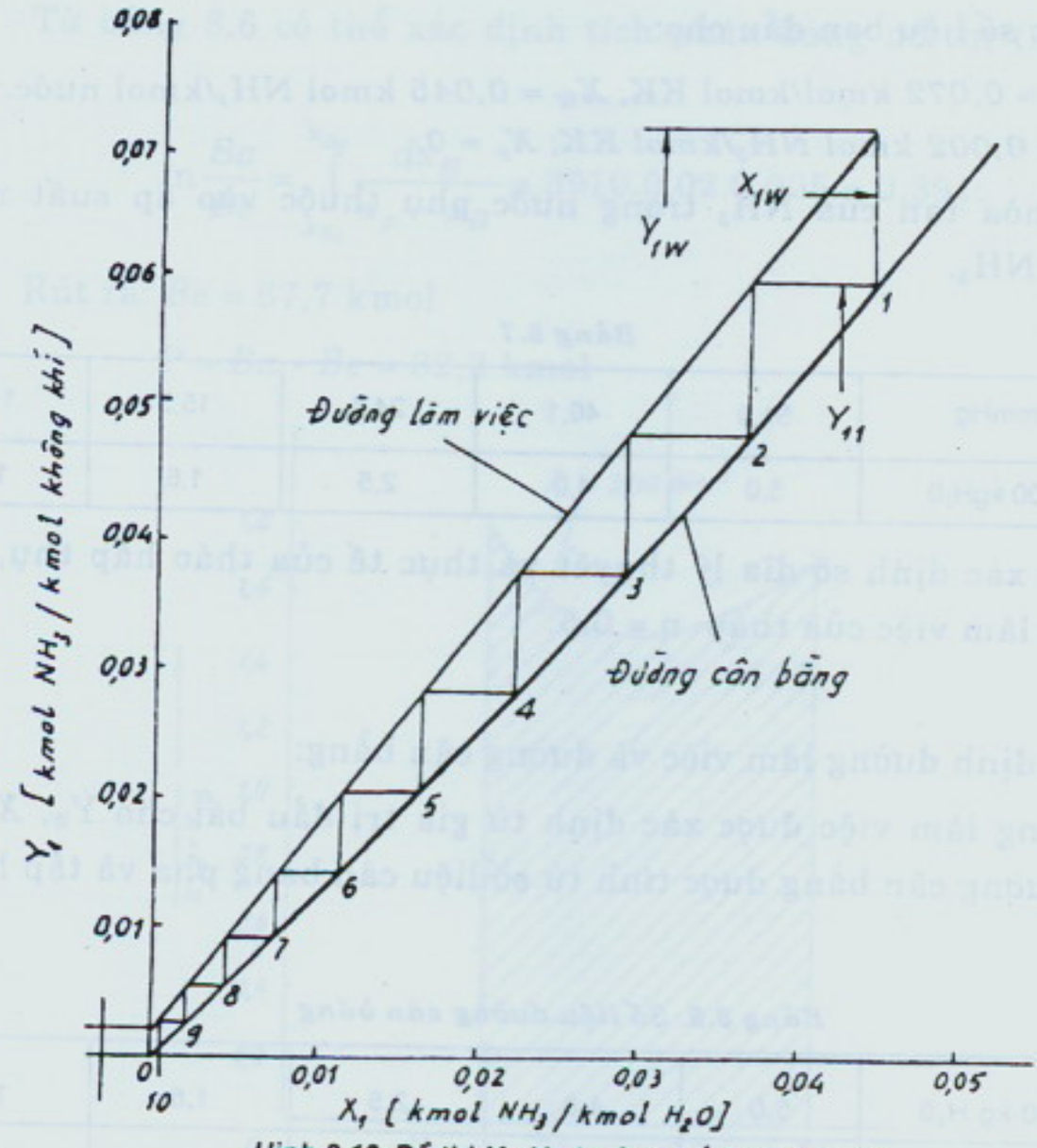
Bảng 8.8. Số liệu đường cân bằng

kg NH_3/ 100 kg H_2O	5,0	4,0	2,5	1,6	1,2
x, kmol NH_3/ kmol H_2O	0,053	0,0424	0,0265	0,01695	0,01272
P_{NH_3}, mmHg	51,0	40,0	24,4	15,3	11,5
P_{KK}, mmHg	709,0	719,9	735,6	744,7	748,5
Y kmol NH_3/ kmol KK	0,072	0,0557	0,0332	0,0205	0,01536

Hình 8.13 biểu thị đường làm việc và đường cân bằng – xác định số đĩa lý thuyết và thực tế.

Xuất phát từ đường làm việc và cân bằng (hình 8.13) vẽ các tam giác có cạnh song song trục tung và hoành, thu được 9 đĩa lý thuyết. Số đĩa thực tế:

$$N_{tt} = N_{tl}/\eta = 9/0,5 = 18 \text{ đĩa.}$$



Hình 8.13. Đồ thị Y - X xác định số đĩa lý thuyết

8.1.9. Một hỗn hợp gồm 32% mol A , 24% mol *B* và 44% mol *C* được tách trong hệ thống tháp chưng luyện với năng suất 100 kmol/h.

a) Theo thành phần của hỗn hợp đã cho, chọn sơ đồ thích hợp, nếu biết:

Nhiệt độ sôi của các cấu tử: t_{SA} = 80°C, t_{SB} = 110°C và t_{SC} = 160°C.

Khối lượng phân tử: M_A = 78, M_B = 92 và M_C = 120.

Nhiệt hóa hơi của các cấu tử: r_A = 94 kcal/kg, r_B = 85 kcal/kg và r_C = 76 kcal/kg.

b) Tương tự như a), nhưng thành phần của hỗn hợp gồm x_A = 0,48 phần mol, x_B = 0,20 phầnmol và x_C = 0,32 phần mol.

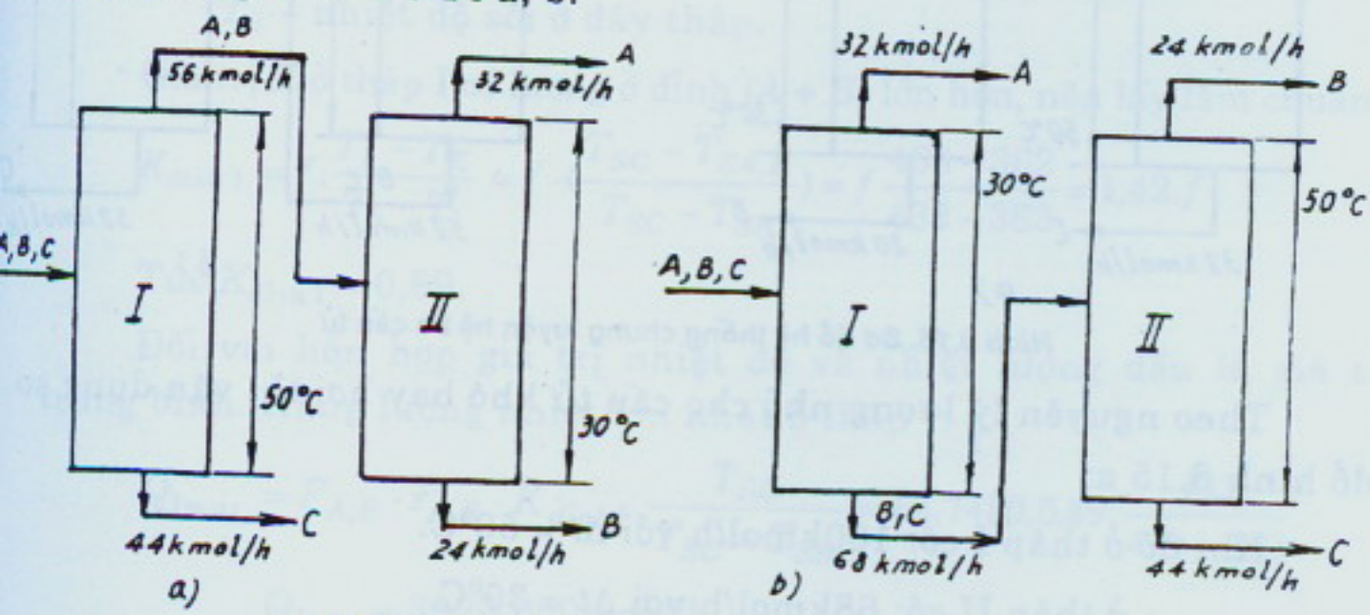
GIẢI

a) Các số liệu đầu bài được tổng hợp ở bảng 8.9

Bảng 8.9

Thành phần	Hỗn hợp, kmol/h		Nhiệt độ sôi,		Khối lượng mol, kg/kmol	r_i, kcal/kg	r, kcal/kmol	Δt, độ
	1-	2-	°C	°K				
A	32	48	8	353	78	94	7332	
B	24	20	110	383	92	85	7820	30
C	44	32	160	433	120	76	9120	50

Chọn sơ đồ thích hợp để tách hỗn hợp 3 cấu tử *A*, *B*, và *C* theo hai hệ thống ở hình 8.14 a, b.



Hình 8.14. Sơ đồ hệ thống chưng luyện hỗn hợp ba cấu tử

Theo nguyên lý: lượng nhỏ khi tách cấu tử khó bay hơi thì vận dụng sơ đồ hình 8.14 a.

Khi đó ở tháp I có: 100kmol/h với $\Delta t = 50°C$.

ở tháp II có: 56kmol/h với $\Delta t = 30°C$.

Theo nguyên lý hiệu số nhiệt độ thì vận dụng sơ đồ hình 8.14 b.

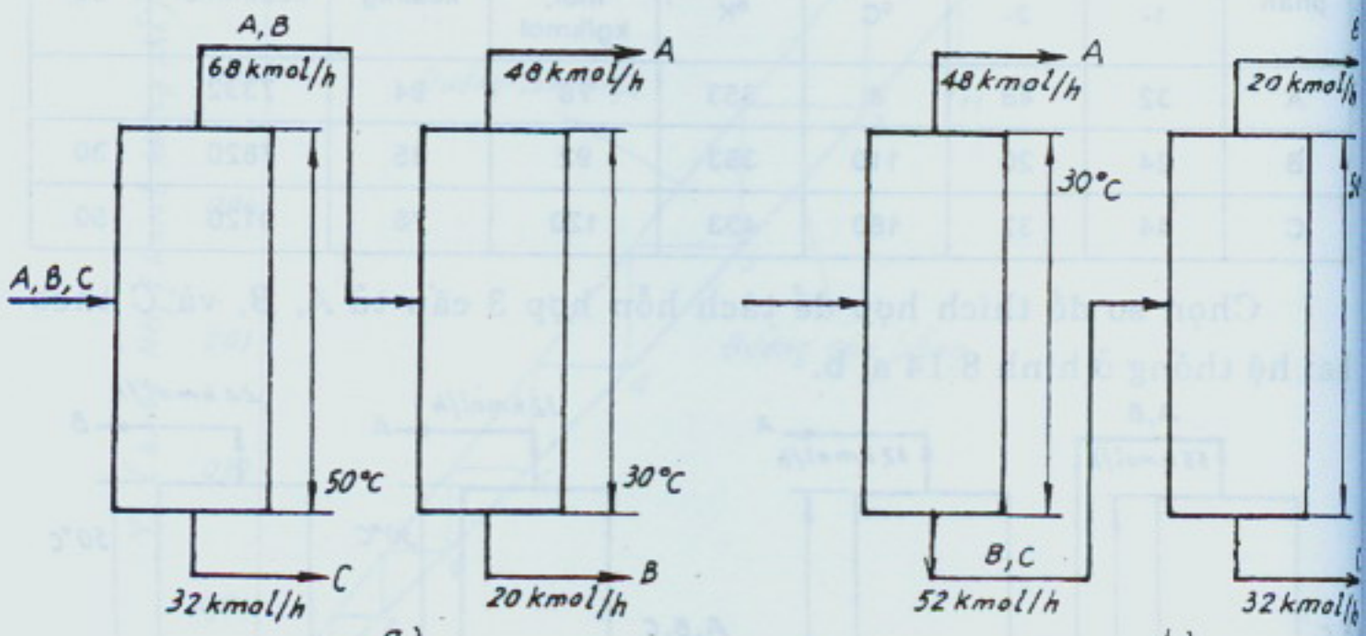
Khi đó ở tháp I có: 100kmol/h với $\Delta t = 30°C$.

ở tháp II có: 68kmol/h với $\Delta t = 50°C$.

So sánh thấy, sơ đồ hệ thống ở hình 8.14a thích hợp hơn.

Theo nguyên lý tách 50 - 50, thì hệ thống a) cũng tốt hơn, vì quan hệ về lượng ở tháp I là 56/44 và II là 32/24 gần với 50/50 hơn ở hệ thống b) với tháp I là 32/68 và tháp II là 24/44.

b) Khi thành phần của hỗn hợp đầu thay đổi, hệ thống chưng luyện được thể hiện như hình 8.15 a, b.



Hình 8.15. **Sơ đồ hệ thống chưng luyện hệ ba cấu tử**

Theo nguyên lý lượng nhỏ cho cấu tử khó bay hơi thì vận dụng sơ đồ hình 8.15 a:

Khi đó ở tháp I có: 100kmol/h với $\Delta t = 50^0C$.

ở tháp II có: 68kmol/h với $\Delta t = 30^0C$.

Theo sơ đồ hình 8.15 b:

Khi đó ở tháp I có: 100kmol/h với $\Delta t = 30^0C$.

ở tháp II có: 52kmol/h với $\Delta t = 50^0C$.

Có nghĩa, theo năng lượng thì hệ thống a) hợp lý hơn. Quan hệ về lượng theo nguyên lý 50/50 thì ở hệ thống a có:

Tháp I: 68/32 và tháp II có 48/20.

Hệ thống b) có:

Tháp I: 48/52 và tháp II: 20/32.

Như vậy, hệ thống b) hợp lý hơn.

Vì có sự không thống nhất nên cần có nhiều chuẩn tính toán để đánh giá.

Theo sơ đồ a). Từ công thức:

$$\sum(F.r)K.\frac{T_h}{T_h - T_1} = \min \text{ với } K = f.\frac{T_h - T_k}{T_h - T_1} \text{ và } K = f.\frac{T_S - T_1}{T_h - T_1}.$$

trong đó F – lượng hỗn hợp đầu tính theo đỉnh và đáy tháp, kmol/h;

r – nhiệt bay hơi, kcal/kmol;

K – thừa số hiệu chỉnh ở đỉnh và đáy tháp;

T_l – nhiệt độ sôi của cấu tử dễ bay hơi. ^{0}K;

T_h – nhiệt độ sôi của cấu tử khó bay hơi. ^{0}K;

T_K – nhiệt độ ngưng tụ ở đỉnh tháp;

T_S – nhiệt độ sôi ở đáy tháp.

Giá trị K ở tháp I có lượng ở đỉnh $(A + B)$ lớn hơn, nên lấy làm chuẩn.

$$K_{\text{đỉnh I}} = f.\frac{T_h - T_K}{T_h - T_1} = f \cdot (\frac{T_{SC} - T_{SA,B}}{T_{SC} - T_{SB}}) = f\frac{433 - 362}{433 - 383} = 1{,}42.f$$

Tức $K_{\text{đỉnh I}} = 0{,}89$.

Đối với hỗn hợp giá trị nhiệt độ và nhiệt lượng đều là giá trị trung bình. Năng lượng nhiệt lớn nhất ở tháp I:

$$Q_{\text{Imax}} = F_{A,B} \cdot r_{A,B} \cdot K_{\text{đỉnhI}} \cdot \frac{T_{SC}}{T_{SC} - T_{SB}} = 68.7480.0{,}89.\frac{433}{433 - 383}$$

$$Q_{\text{Imax}} = 3920.000 \text{ kcal/h}.$$

Ở tháp II, các sản phẩm đều tinh khiết, nên $K = 1$, tính theo lượng thì sản phẩm đỉnh lớn hơn:

$$Q_{\text{IImax}} = F_A.\ r_A.K.\frac{T_{SB}}{T_{SB} - T_{SA}} = 487330.1.\frac{383}{383 - 353}$$

$$Q_{\text{IImax}} = 4.490.000 \text{ kcal/h}.$$

Theo hệ thống a, lượng nhiệt dùng:

$$Q_a = Q_{\text{Imax}} + Q_{\text{IImax}} = 8410.000 \text{ kcal/h}.$$

Theo sơ đồ b, ở tháp I lượng sản phẩm đỉnh $(B + C)$ lớn hơn nên chọn làm chuẩn. Giá trị K được tính:

$$K_{đáyI} = f.(\frac{T_S - T_C}{T_h - T_1}) = f \cdot (\frac{T_{SB} - T_{SA}}{T_{SC} - T_{SB}}) = f(\frac{414 - 353}{383 - 353}) = 2{,}03.f$$

Vậy $K_{đáyI} = 0{,}76$.

Lượng nhiệt lớn nhất ở tháp I.

$$Q_{Imax} = F_{B,C} \cdot r_{B,C} \cdot K_{đáyI.} \frac{T_{SB}}{T_{SA} - T_{SB}} = 52.8620.0{,}76. \frac{383}{383 - 353}$$

$Q_{Imax} = 4350.000$ kcal/h.

Ở tháp thứ II có $K = 1$ và lượng sản phẩm đáy lớn hơn, nên chọn làm chuẩn:

$$Q_{IImax} = F_{C.}\ r_{C.}.K. \frac{T_{SC}}{T_{SC} - T_{SB}} = 32.9120.1. \frac{433}{433 - 483}$$

$Q_{IImax} = 2530.000$ kcal/h.

Lượng nhiệt sử dụng ở hệ thống b):

$Q_b = Q_{Imax} + Q_{IImax} = 6880.000$ kcal/h.

Như vậy lượng nhiệt cần thiết ở hệ thống b) bé hơn ở hệ thống a). Do đó hệ thống b) trong trường hợp này hợp lý hơn.

8.1.10. Dùng benzen để tách nước khỏi hỗn hợp thải phenol – nước trong hệ thống trích ly liên tục ngược chiều. Thành phần của phenol trong nước lúc đầu 8kg/m³ và lúc cuối 0,5 kg/m³. Thành phần của phenol trong benzem sau khi trích ly 25kg/m³. Nhiệt độ làm việc 25°C.

Số liệu cân bằng cho:

Thành phần phenol trong nước X_u, kg/m³	0,426	1,59	5,74
Thành phần cân bằng của phenol trong benzen Y^*_u, g/m³	0,974	4,37	46,7

Cần xác định lượng dung môi cần thiết và số bậc trích ly, nếu mỗi giờ có 10m³ nước được sử dụng.

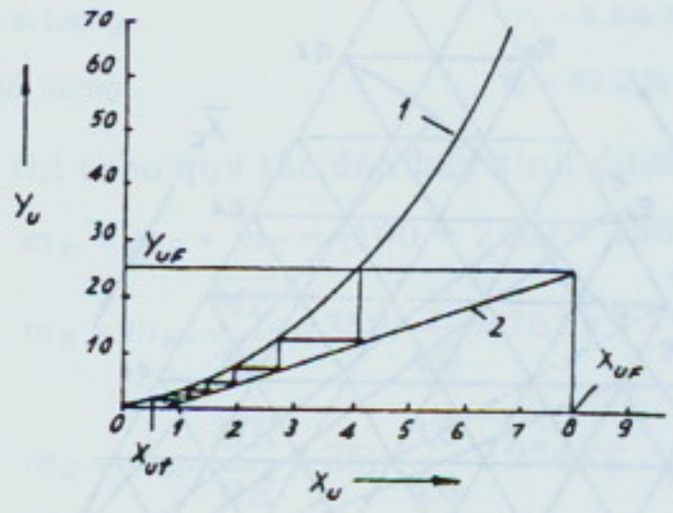
GIẢI

Lượng dung môi benzen được dùng theo lý thuyết:

$$V_C = V_A \cdot \frac{X_{UF} - X_{UT}}{Y_{UF} - Y_{US}} = 10. \frac{8 - 0{,}5}{25 - 0} = 3\ \text{m}^3/\text{h}$$

$m_C = V_C.S_C = 3.879 = 2637$ kg/h.

Số bậc trích ly được xác định theo đồ thị hình 8.16 có 7 bậc.



Hình 8.16. Đồ thị xác định số bậc trích ly:
1. đường cân bằng;
2. đường làm việc

8.1.11. Dùng dung môi anilin để tách xyclopentan khỏi 100kg hỗn hợp gồm 50% khối lượng xyclopentan và 50% khối lượng dimetylbutan cần xác định:

a) lượng dung môi tối thiểu và cực đại khi trích ly một bậc;

b) thành phần của hỗn hợp, nếu 100kg hỗn hợp đầu được hòa với 250 kg anilin.

c) thành phần và lượng của các pha khi dùng 250 kg dung môi đến khi đạt cân bằng rồi sau đó tiếp tục tách (thực hiện trong một bậc lý thuyết);

d) lượng dung dịch trích sau khi đã tách dung môi và thành phần của nó.

GIẢI

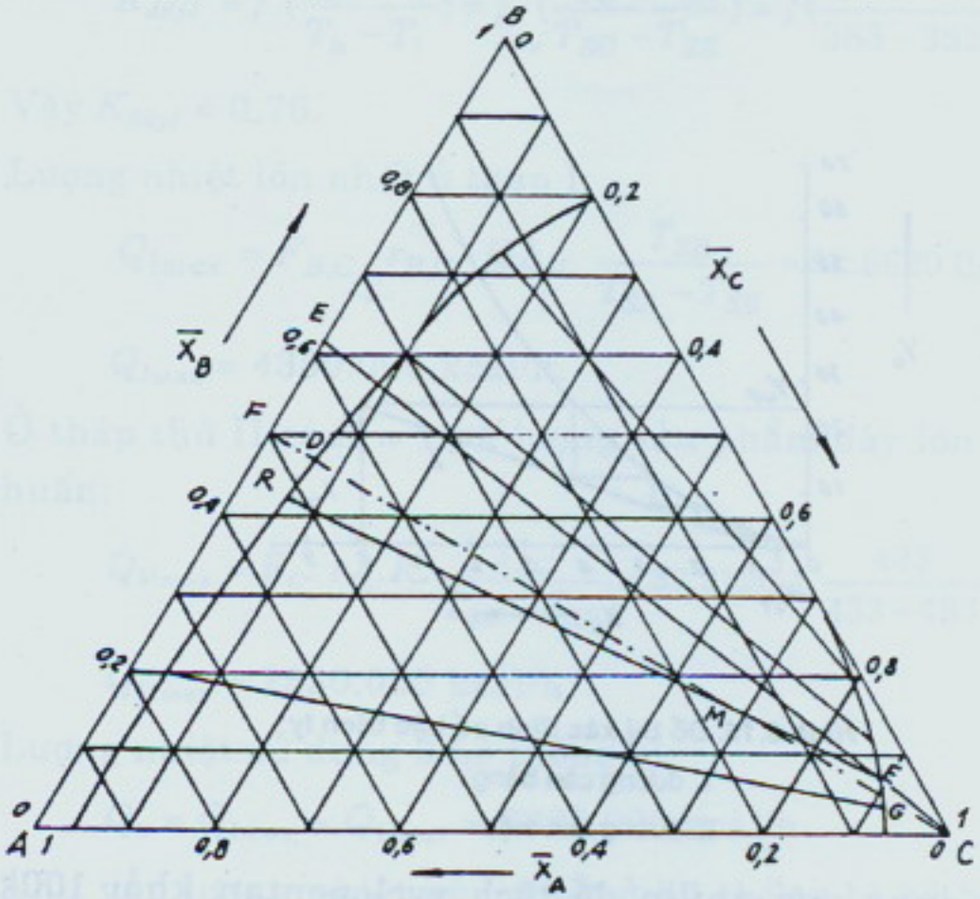
Đồ thị hình 8.17 biểu thị hệ xyclopentan – dimetylbytan – amilin.

a) Theo quy tắc đòn bẩy tính được lượng dung môi cực đại:

$$m_{C\max}.\overline{CG} = m_F.\overline{FG}$$

Từ hình 8.17 có đoạn $\overline{FG}$ và $\overline{CG} \equiv 10:1$

Vậy $m_{C\max} = m_F.\overline{FG}/\overline{CG} = 100.10 = 1000$ kg.



Hình 8.17. Đồ thị tam giác hệ ba cấu tử

Lượng dung môi tối thiểu:

$$m_{C\min}.\overline{CD} = m_F.\overline{FD}$$

$$m_{C\min} = m_F.\overline{FD}/\overline{CD} = 100.\frac{1}{12,5} = 8\text{kg}.$$

b) Từ điểm M là hỗn hợp giữa hỗn hợp đầu và dung môi, theo quy tắc đòn bẩy có:

$$m_F.\overline{FM} = m_C.\overline{CM} = m_C.(\overline{FC} - \overline{FM})$$

$$\frac{\overline{FM}}{\overline{FC}} = \frac{m_C}{m_F + m_C} = \frac{250}{100 + 250} = 0,715$$

Từ thành phần của hỗn hợp đầu và dung môi tìm được đoạn $\overline{FC}$ trên đồ thị, do đó điểm M cũng xác định được qua tỷ số $\frac{\overline{FM}}{\overline{FC}}$. Thành phần của hỗn hợp tại M được xác định (phần trăm khối lượng):

$$X_{AM} = 14,5\%;\ X_{BM} = 14,5\% \text{ và } X_{CM} = 71\%.$$

c) Thành phần của các pha được xác định dựa vào hỗn hợp M, tức xác định đường liên hợp RE. Thành phần tại R và E là:

X_A = 50,5% khối lượng; Y_A = 4,5% khối lượng;

X_B = 42,5% khối lượng; Y_B = 6,5% khối lượng;

X_C = 7,0 % khối lượng; Y_C = 89,0 % khối lượng;

Dựa vào đồ thị theo quy tắc đòn bẩy tính được lượng các pha.

$$m_M = m_F + m_C = (100 + 250) = 350 \text{ kg}$$

$$m_R = m_M \cdot \frac{\overline{ME}}{\overline{RE}} = 350 . \frac{1}{4,6} = 76 \text{ kg}$$

$$m_E = m_M \cdot \frac{\overline{MR}}{\overline{RE}} = 350 . \frac{3,6}{4,6} = 274 \text{ kg}$$

Kiểm tra: $m_M = m_R + m_E = 76 + 274 = 350$ kg.

d) Dung dịch trích được xác định sau khi đã tách hết dung môi là điểm E' trên đồ thị hình 8.17. Vậy thành phần dung dịch trích y'_{BE} = 62% khối lượng. Theo quy tắc đòn bẩy, đường $E'C$, xác định được lượng dung dịch trích m_E:

$$m_{E'} = m_E \cdot \frac{\overline{EC}}{\overline{E'C}} = 274 . \frac{1}{9,2} = 29,8 \text{ kg}$$

8.1.12. Vật liệu được sấy theo phương thức sau:

1– sấy bình thường (một bậc).

2 – sấy có đốt nóng không khí giữa chừng (hai bậc).

3 – sấy có tuần hoàn khí thải: 80%.

Số liệu cho:

Trạng thái đầu của không khí: t_0 = 25°C; x_0 =9,5gH_2O/kg KKK; P=0,995 bar.

Trạng thái cuối của không khí: t_2 =60°C; x_2 =41gH_2O/kg KKK; P= 0,995 bar.

Độ ẩm vật liệu: W_1 = 50% (tính theo vật liệu ướt)

W_2 = 6% (tính theo vật liệu ướt)

Cần xác định:

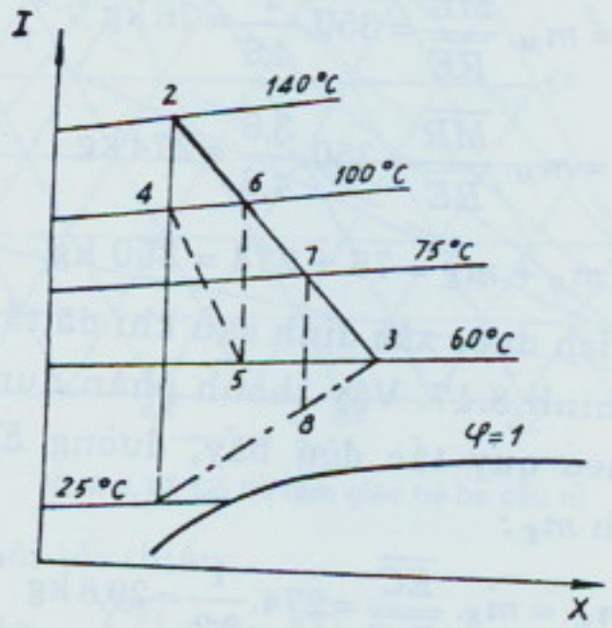
a) đồ thị I - X cho ba phương thức sấy trên.

b) tính lượng không khí khô và lượng nhiệt theo ba phương thức.

c) động lực trung bình theo nhiệt độ và số đơn vị cấp cho mỗi phương thức.

GIẢI

a) Biểu diễn quá trình sấy trên đồ thị *I - X*. Đường *123* biểu diễn phương thức sấy bình thường; đường *14563* phương thức sấy có đốt nóng không khí giữa chừng; đường *1873* phương thức sấy có tuần hoàn khí thải.



Hình 8.18. Đồ thị *I - X* biểu diễn các phương thức sấy

Các giá trị tương ứng các điểm được tổng hợp trong bảng 8.10.

Bảng 8.10

	x.10³, kg/kg	T, °C	I, kJ/kg
1	9,5	25	
2	(9,5)	(140)	(167)
3	41	60	(167)
4	(9,5)	(100)	
5	(25,3)		
6	(25,3)	(100)	(167)
7	(34,7)	(75)	(167)
8	(34,7)	(45)	(143)

Các số liệu trong ngoặc đơn là những số liệu lấy trong đồ thị *I - x* hoặc tính toán được.

b) Tính lượng không khí khô và lượng nhiệt.

Lượng không khí khô được tính theo công thức:

$$\frac{m_K}{m_W} = l = \frac{1}{x_2 - x_O}$$

Lượng nhiệt được tính theo công thức:

$$\frac{Q}{m_W} = q = \frac{I_2 - I_O}{x_2 - x_O}$$

Lượng ẩm m_W được tính theo công thức:

$$m_W = m.\frac{W_1 - W_2}{1 - W_2} = 1.\frac{0,5 - 0,06}{1 - 0,06} = 0,468 \text{ t/h.}$$

Tổng hợp số liệu ở bảng 8.11

Bảng 8.11

Phương án	Lượng không khí		Lượng nhiệt		Động lực trung bình ΔT, °C	Số lượng đơn vị cấp N_o
	l, kg/kg H_2O	m_K, kg KKK	q, kJ/kg H_2O	Q, kJ		
1	31	14900	3850	500	49,8	1,5
2	63,6	14900	3850	500	41,8 bậc 1	0,83 bậc 1
					36,5 bậc 2	1,1 bậc 2
3	159	14900	3850	500	26,7	0,53

c) Xác định động lực trung bình và số đơn vị cấp.

Động lực trung bình được tính theo công thức:

$$\Delta x_{tb} = \frac{x_2 - x_0}{\ln \dfrac{x_2 - x_0}{x_p - x_0}}$$

số đơn vị cấp được tính theo công thức:

$$N_D = \frac{\delta a H}{(m_K / F_q)} = \frac{\delta . f}{m_K / m_G} = \ln \frac{x_2 - x_0}{x_p - x_0}$$

Kết quả tính được tập hợp ở bảng 8.11.

8.2. BÀI TẬP

8.2.1. Xác định điểm sôi của hỗn hợp gồm 100 kg benzen và 100kg toluen ở áp suất 1 bar. Hỗn hợp có quan hệ lý tưởng. Áp suất hơi của benzen và toluen cho:

T, °C	80	85	90	95	100	105	110
P_B, mmHg	754	872	1020	1170	1350	1540	1750
P_T, mmHg	286	340	402	470	551	650	750

T, °C	115	120	125	130	135	140
P_B, mmHg	1980	2240	2520	2820	3140	3520
P_T, mmHg	843	950	1120	1300	1470	1680

ĐÁP SỐ: $T_S = 90,65^0C$ (nhiệt độ sôi của hỗn hợp ở 1 bar)

8.2.2. Xác định nhiệt độ ngưng tụ ở áp suất 1 bar của hỗn hợp ở thể hơi gồm 100 kg benzen và 100 kg toluen. Hỗn hợp có quan hệ lý tưởng.

ĐÁP SỐ: $T_S = 97,6^0C$

8.2.3. Hỗn hợp benzen - toluen có quan hệ lý tưởng sôi ở 100^0C tại áp suất 760 mmHg. Cần xác định thành phần lỏng và hơi của hỗn hợp ở trạng thái cân bằng.

ĐÁP SỐ: $x_1 = 0,262$; $x_2 = 0,738$ và $y_1 = 0,465$; $y_2 = 0,535$.

8.2.4. Một hỗn hợp lý tưởng gồm ba cấu tử có thành phần mol:

Benzen $x_1 = 0,235$

Toluen $x_2 = 0,341$

O – xylen $x_3 = 0,424$

Cần xác định điểm sôi của hỗn hợp ở áp suất 760 mmHg. Biết áp suất hơi của *O*-xylen:

T, °C	95	100	105	110	115	120	125	130
$P_{o.}$, mmHg	166	198	236	280	330	386	449	520

ĐÁP SỐ: $T_S = 108,7^0C$

8.2.5. Hỗn hợp benzen – nước không tan lẫn vào nhau sôi ở nhiệt độ 80^0C. Cần xác định:

a) áp suất chung;

b) thành phần cân bằng của hơi.

ĐÁP SỐ

a) $P = 1,484$ bar.

b) $y_1 = 0,681$; $y_2 = 0,319$ (phần mol).

8.2.6. Cần xác định nhiệt độ sôi ở áp suất thường của hỗn hợp benzen - nước, hoàn toàn không tan lẫn vào nhau.

ĐÁP SỐ: $T_S = 84^oC$.

8.2.7. Dùng một bình chủng để làm sạch hỗn hợp bẩn terpentin. 2500 kg hỗn hợp chứa 88% khối lượng terpentin và 12% khối lượng nước ở nhiệt độ 30°C. Terpentin không tan trong nước. Ở áp suất hơi bão hòa 1,47 bar terpentin bốc hơi ở 96°C. Nhiệt tổn thất ra môi trường xung quanh 10% tính theo nhiệt lượng do hơi nước cung cấp. Các thông số vật lý của terpentin cho:

M = 136 kg/kmol; c_P = 1760 J/kg độ; r = 310 kJ/kg.

Ở 96°C áp suất hơi của terpentin P_T = 115 mmHg.

Cần xác định lượng hơi nước được sử dụng, nếu terpentin có 70% bão hòa hơi nước.

ĐÁP SỐ: Lượng hơi nước cần dùng m = 2790 kg.

8.2.8. 1000 kg của hỗn hợp benzen – toluen với 30% phần khối lượng. Benzen được chưng trong bình chưng đơn giản ở áp suất thường. Cần xác định lượng và thành phần của sản phẩm chưng, nếu thành phần của benzen còn lại ở đáy bình chưng là 18% khối lượng.

ĐÁP SỐ: m = 468 kg và $x_1 = 0,437$; $x_2 = 0,563$ (giá trị trung bình).

8.2.9. Một hỗn hợp có nồng độ cấu tử dễ bay hơi 24% mol được chưng để thu được sản phẩm đỉnh có thành phần 95% mol và sản phẩm đáy 3% mol. Lượng hơi đi vào thiết bị ngưng tụ là 850 kmol/h. Lượng lỏng hồi lưu trở lại tháp là 670 kmol/h. Tính lượng sản phẩm đáy.

ĐÁP SỐ: W = 608 kmol/h.

8.2.10. Dùng thiết bị chưng luyện liên tục để tách hỗn hợp alcol etylic - nước. Phương trình đường nồng độ làm việc của đoạn chưng $y = 1,28\ x - 0,0143$. Cần xác định thành phần của cấu tử dễ bay hơi trong sản phẩm đáy.

ĐÁP SỐ: $x_W = 0,0511$.

8.2.11. Xác định nồng độ cực đại của NH_3 trong hỗn hợp NH_3–H_2O ở tháp hấp thụ loại đệm. Biết rằng nồng độ của NH_3 trong hỗn hợp khí vào tháp

là 3% thể tích. Quá trình hấp thụ tuân theo phương trình Henry: p_{NH3} =2000x mmHg, trong đó x là phần mol của NH_3 trong hỗn hợp.

ĐÁP SỐ: x = 0,022 phần mol.

8.2.12. Theo điều kiện của bài 8.2.11 cần xác định động lực trung bình của quá trình hấp thụ kg NH_3/kmol khí trơ, nếu phần mol của NH_3 trong chất lỏng lúc cuối bằng 0,8 nồng độ cân bằng. Hiệu suất hấp thụ 90%.

ĐÁP SỐ: ΔY_{tb} = 0,0045 (kmol NH_3/ kmol chất trơ)

8.2.13. Xác định động lực trung bình của quá trình hấp thụ hơi benzen bằng dầu. Nồng độ đầu của benzen trong khí là 4% thể tích. Lượng benzen được hấp thụ 80%. Nồng độ của benzen trong dầu khi hấp thụ là 0,02 kmol benzen/kmol dầu. Phương trình đường cân bằng cho $y^* = 0,126x$.

Thành phần $y[\frac{\text{kmol benzen}}{\text{kmol khí trơ}}]$; $x[\frac{\text{kmol benzen}}{\text{kmol dầu}}]$.

Động lực trung bình tính theo $y[\frac{\text{kmol benzen}}{\text{kmol khí trơ}}]$.

ĐÁP SỐ: ΔY_{tb} = 0,0181 (kmol benzen/ kmol khí trơ).

8.2.14. Xác định lượng nước (m^3) để hấp thụ 2000kg SO_2 qua tháp rửa hỗn hợp khí chứa SO_2. Biết rằng, lượng nước đưa vào vượt quá 65% lượng nước cần thiết tối thiểu. Nồng độ SO_2 trong hỗn hợp khí đưa vào là 18% khối lượng. Đường cân bằng của quá trình hấp thụ SO_2 bằng nước cho $y^* = 26,7x$. Với y là phần thể tích của SO_2 tính theo khí trơ, và x là nồng độ của SO_2 trong dung dịch tính theo nước.

ĐÁP SỐ: lượng nước 249m^3/h

8.2.15. Dùng nước để hấp thụ 1 tấn/h khí SO_2 trong khói lò luyện thép gồm 5% thể tích SO_2 và 95% thể tích N_2. Lượng nước cần dùng vượt 20% lượng nước cần thiết tối thiểu. Hiệu suất hấp thụ 90%. Áp suất làm việc của quá trình hấp thụ 760 mmHg, và nhiệt độ 20°C. Cần xác định động lực trung bình của quá trình hấp thụ. Độ hòa tan của SO_2 trong nước ở 20°C được cho theo bảng:

x, kg SO_2/100kg H_2O	1	0,7	0,5	0,3	0,2	0,15	0,1	0,05	0,02
P_{SO_2}, mmHg	59	39	26	14,1	8,4	5,8	3,2	1,2	0,5

ĐÁP SỐ: Δp_{tb} = 5,38mm Hg ≡ 0,0071 at.

8.2.16. Hỗn hợp cloroform ($CHCl_3$) và cacbon tetraclorua có quan hệ lý tưởng được tách trong thiết bị chưng luyện liên tục.

Các số liệu cho: năng suất 80 ktấn/năm, mỗi năm làm việc 8000h. Hỗn hợp đầu vào tháp ở nhiệt độ sôi có thành phần của cloroform là 54% mol.

Thành phần của sản phẩm đỉnh x_p = 0,99 phần mol và sản phẩm đáy x_W = 0,02 phần mol; áp suất làm việc 760 mmHg. Cần xác định

a) lượng cloroform và cacbon tetraclorua ở sản phẩm đỉnh và đáy tháp (kg/h);

b) số đĩa lý thuyết và vị trí đĩa tiếp liệu, biết chỉ số hồi lưu thích hợp $R = 1,6\ R_{min}$.

ĐÁP SỐ: Sản phẩm đỉnh có: m_1 = 4690 kg/h (lượng cloroform)

m_2 = 47,4 kg/h (lượng cacbon tetraclorua)

Sản phẩm đáy có: m_1 = 104,8 kg/h (lượng cloroform)

m_2 = 5150 kg/h (lượng cacbon tetraclorua)

Số đĩa lý thuyết: 31

Vị trí đĩa tiếp liệu: giữa đĩa 10 và 11.

8.2.17. Hỗn hợp metanol – nước được tách trong thiết bị chưng luyện gián đoạn ở áp suất thường.

1) Tính số đĩa lý thuyết, nếu có các số liệu ở giai đoạn đầu của quá trình chưng cho:

- Chỉ số hồi lưu R = 1,1.
- Nồng độ sản phẩm đỉnh x_p = 95% mol.
- Nồng độ sản phẩm đáy x_W = 35% mol.

2) Chưng với chỉ số hồi lưu không đổi và lượng nhiệt dùng ở đáy tháp không đổi (giữ nguyên số đĩa lý thuyết của câu 1). Chưng cho đến nồng độ đỉnh x_p = 80% mol, tính nồng độ ở đáy x_W tại thời điểm này.

3) Tính thành phần cực đại lý thuyết ở đáy tháp (giữ nguyên số đĩa lý thuyết như ở câu 1), nếu tháp làm việc với thành phần sản phẩm đỉnh không đổi x_p = 95% mol, lượng nhiệt cung cấp ở đáy tháp không đổi.

4) Xác định lượng nhiệt cung cấp ở đáy tháp theo số liệu cho ở câu 1, nếu sản phẩm đỉnh P = 7,25 kmol/h.

Cho: Nhiệt dung riêng của lỏng ở đỉnh tháp: C_p = 79,5kJ/kmol độ.

Nhiệt hóa hơi r = 35600 kJ/kmol.

Nhiệt độ sôi ở đỉnh tháp (x_p = 95% mol): $t_p = 65,8^0$C.

Nhiệt độ sôi ở đáy tháp: $t_W = 89,8^0$C.

(coi nhiệt độ sôi và nhiệt độ ngưng tụ ở đỉnh tháp bằng nhau)

ĐÁP SỐ:

1) $n_{lt} = 5$; 2) $x_W = 0,1$;

3) $x_{Wmax} \approx 0,005$; 4) Q_W = 155 kW.

8.2.18. Xác định đường cân bằng của hỗn hợp hai cấu tử có độ bay hơi tương đối α = 1,2. Hỗn hợp ở trạng thái sôi. Cho $x_p = 0,99$; $x_W = 0,01$; $x_F = 0,45$. Cần xác định:

a) số đĩa lý thuyết khi $R = 1,3\ R_{min}$.

b) số đĩa lý thuyết khi $R \to \infty$.

ĐÁP SỐ:

a) theo Galliland $N_{lt} = 85$.

b) $N_{lt} = 49 \div 50$.

8.2.19. Tách hỗn hợp ba cấu tử 1, 2 và 3 qua chưng luyện. Hỗn hợp đầu vào F = 150 kmol/h với thành phần và độ bay hơi cho:

X_{1F} = 0,3 phần mol có độ bay hơi α_{12} = 1,8 (cấu tử 1 và 2)

X_{2F} = 0,27 phần mol có độ bay hơi α_{22} = 1,0

X_{3F} = 0,42 phần mol có độ bay hơi α_{32} = 0,7 (cấu tử 3 và 2)

Thành phần sản phẩm đỉnh $x_{2p} = 0,015$ và của sản phẩm đáy X_{1W} = 0,01. Hỗn hợp đầu và lượng hồi lưu vào tháp ở nhiệt độ sôi. Cần xác định:

a) lượng mol và thành phần ở sản phẩm đỉnh và đáy;

b) chỉ số hồi lưu, nếu $R = 1,4\ R_{min}$;

c) số đĩa lý thuyết (theo phương pháp gần đúng của Gilliland).

ĐÁP SỐ:

a) Dự đoán: $X_{3p} = 0,002$; $X_{1p} = 0,983$; $X_{2w} = 0,384$.

$X_{3w} = 0,606$; $P = 46,2$ kmol/h; $W = 103,8$ kmol/h.

b) $R = 4$.

c) $N_{lt} = 22 \div 23$.

8.2.20. Dùng nước ở áp suất 27 at và nhiệt độ 25°c để hấp thụ CO_2 trong khí thải. Năng suất khí vào tháp loại đĩa là 5000m³/h tiêu chuẩn. Nồng độ CO_2 trong khí thải lúc đầu 28,4 % thể tích và lúc cuối 2% thể tích. Nước vào tháp có hàm lượng CO_2 là 40g CO_2 trong 1m³ nước. Lượng nước được sử dụng bằng 1,4 lần lượng nước tối thiểu. Biết hiệu suất tháp 15%. Cần xác định:

a) lượng nước cần dùng;

b) số đĩa lý thuyết;

c) số đĩa thực tế.

ĐÁP SỐ:

a) lượng nước m_{H_2O} = 18500 kmol/h.

b) số đĩa lý thuyết $N_{lt} = 5$.

c) số đĩa thực tế $N_{tt} = 33$.

8.2.21. Cần tách NH_3 từ 4,5% thể tích xuống 0,1% thể tích trong 24000m³/h tiêu chuẩn khí thải. Dùng nước ở 760mmHg và 30°C để hấp thụ trong tháp đĩa lỗ. Lương nước cần dùng bằng 1,2 lần lượng nước tối thiểu. Biết hiệu suất tháp 72%. Cần xác định số đĩa lý thuyết và số đĩa thực tế của tháp.

ĐÁP SỐ:

Số đĩa lý thuyết $N_{lt} = 11$.

Số đĩa thực tế $N_{tt} = 16$.

8.2.22. Cần xác định thành phần của các pha raphinat và trích khi trích ly hỗn hợp gồm 10kg nước, 5 kg etylen và 5 kg axit essig. tính lượng etylen được tách để hỗn hợp bền và không phân lớp.

ĐÁP SỐ: Pha raphinat: $x_A = 0,622$; $x_B = 0,248$;

Pha trích: $y_A = 0,189$; $y_B = 0,251$;

Lượng etylen được tách: 1,74 kg

8.2.23. Dùng etylen để trích ly dung dịch chứa 15% khối lượng axit essig. Lượng hỗn hợp đầu 1200kg. Trích ly hai bậc, với quan hệ giữa lượng dung môi và hỗn hợp đầu là 1,5. Ở mỗi bậc đều cho dung môi mới vào. Cần xác định:

a) thành phần của sản phẩm sau trích ly;

b) khối lượng của sản phẩm sau khi tách dung môi.

ĐÁP SỐ: a) Pha trích: bậc 1: $y_{B1} = 0,55$; bậc 2: $y_{B2} = 0,35$;

Pha raphinat: bậc 2: $x_{B2} = 0,04$;

b) Lượng dung dịch trích: bậc 1: $E_1 = 180$ kg; bậc 2: $E_2 = 99$ kg.

Lượng pha raphinat: bậc 2: $R_2 = 850$ kg.

8.2.24. Dùng etylen để trích ly dung dịch chứa 20% khối lượng axit essig trong hệ thống trích ly ngược chiều. Dung dịch trích thu được chứa 60% khối lượng và raphinat chứa không quá 2% khối lượng axit. Cần xác định:

a) lượng dung môi cần thiết để trích ly 1000kg/h dung dịch đầu;

b) bậc trích ly.

ĐÁP SỐ: a) lượng dung môi cần thiết: $S = 1333$ kg/h;

b) bậc trích ly $N = 4$.

8.2.25. Dùng nước để trích ly tách axit essig khỏi 200 kg/h hỗn hợp gồm 35% khối lượng dibutyl ete và 65% khối lượng axit essig trong hệ thống trích ly ngược chiều. Dung dịch trích gồm chứa tối thiểu 45% khối lượng và pha raphinat chứa tối đa 2% khối lượng axit essig. Cần xác định.

a) bậc trích ly lý thuyết;

b) lượng dung môi (nước) được dùng;

c) lượng dung dịch trích và raphinat.

ĐÁP SỐ: a) bậc trích ly $N = 2$;

b) lượng dung môi $m = 156$ kg/h;

c) lượng dung dịch trích $E = 285$ kg/h và dung dịch raphinat $R = 71$ kg/h.

8.2.26. Tính lượng hồi lưu tối thiểu và lượng dung môi tối thiểu theo 100 kg hỗn hợp khí trích ly axit axetic (10% khối lượng) khỏi nước bằng isopropyl ete ở 20°C. dung dịch trích sau khi tách dung môi chứa 75% khối lượng axit axetic, raphinat chứa 1% khối lượng.

ĐÁP SỐ: lượng hồi lưu R_{min}= 38,9kg; lượng dung môi S_{min} = 256kg.

8.2.27. Xác định các thông số quá trình của sấy lý thuyết với số liệu sau:

Vật liệu sấy có năng suất 0,1tấn/h và độ ẩm đầu, cuối 50% và 10%.

Không khí vào ở trạng thái: t =20°C, độ ẩm tương đối φ = 35%.

Không khí ra ở trạng thái: t =23°C, độ ẩm tương đối φ = 90%.

Hệ số cấp khối: β = 80kg/m²h.

Cần xác định:

a) đồ thị $I - x$ cho quá trình sấy;

b) lượng không khí và lượng nhiệt cần thiết cho sấy;

c) động lực trung bình và bề mặt sấy.

ĐÁP SỐ: b) l = 94,5 kg/kg; q = 2830 kJ/kg.

L = 3800 kg/h; Q = 115000 kJ/kg.

c) Δx_{th} = 3,8 g/kg; F = 135 m².

8.2.28. Trong hệ thống sấy nhiều bậc với các số liệu cho: năng suất tính theo vật liệu sấy 1800 kg/h (vật liệu ướt). Độ ẩm của vật liệu trước và sau khi sấy w_1 = 39% và w_2 = 8% (vật liệu ướt).

Nhiệt độ không khí đầu và cuối: t_d = 20°C; t_c = 45°C. Không khí được sưởi nóng đến 70°C trước khi vào buồng sấy. Độ ẩm cực đại trong buồng sấy 70%.

Hơi đốt ở áp suất 3 at và độ bão hòa 5%.

Cần xác định:

a) biểu diễn đồ thị $I - x$;

b) lượng không khí và nhiệt cần thiết cho quá trình sấy;

c) lượng hơi đốt ở caloriphe;

d) động lực trung bình và số lượng đơn vị cấp khối trong mỗi bậc.

ĐÁP SỐ:

b) lượng không khí và lượng nhiệt riêng l=27,4kg/kg; q=3290 kJ/kg

lượng không khí và lượng nhiệt tiêu tốn: L = 15200kg/h; $Q = 1{,}8.10^5$kJ/h.

c) lượng hơi đốt: D = 900 kg/h.

d) Δx_{tb1} = 6,6 g/kg; N_{D1} = 2,27.

Δx_{tb2} = 6,5 g/kg; N_{D2} = 2,11.

Δx_{tb3} = 6,2 g/kg; N_{D3} = 1,61.

8.2.29. Hệ thống sấy có tuần hoàn 80% khòng khí thải với các số liệu cho: lượng vật liệu vào với năng suất 1,5 tấn/h (vật liệu ướt) có độ ẩm đầu và cuối tính theo vật liệu ướt W_d = 47% và W_C = 5%.

Không khí vào có trạng thái 11,4g H_2O/kg không khí khô; độ ẩm 70%.

Không khí ra có trạng thái 68g H_2O/kg không khí khô; độ ẩm 80%.

Cần xác định:

a) biểu đồ $I - x$;

b) lượng không khí và lượng nhiệt cần thiết được dùng;

c) động lực trung bình và số lượng đơn vị cấp khối trong buồng sấy.

ĐÁP SỐ:

b) lượng không khí riêng: l = 17,6 kg/kg; L = 11700kg/h.

Lượng nhiệt riêng: q = 3140 kJ/kg; Q = 2,1. 10^6 kJ/h.

c) ΔX_{tb} = 5,25 g/kg; N_D = 2,14.

8.2.30. Hệ thống sấy ngược chiều với các số liệu cho:

Vật liệu sấy với năng suất 600kg/h (vật liệu ướt); độ ẩm đầu và cuối quá trình sấy theo vật liệu ướt W_d = 50% và W_C = 90%. Nhiệt độ đầu và cuối t = 16% và t_C = 55%. Nhiệt dung riêng C_V = 1,68 kJ/kg độ. Không khí vào có trạng thái đầu t_{K_0} = 10°C, độ ẩm 80% và trạng thái cuối t_{K_1} = 50°C, độ ẩm 90%.

Bộ phận vận chuyển có khối lượng 600 kg vật liệu và 450 kg sắt thép. Hơi đốt có độ bão hòa 6%, có nhiệt độ cao hơn nhiệt độ không khí 15°C. Nhiệt tổn thất ra môi trường 10% lượng nhiệt được dùng.

Cần xác định:

a) đồ thị $I - x$;

b) lượng không khí và lượng nhiệt cần thiết theo lý thuyết;

c) lượng nhiệt thực tế;

d) áp suất hơi đốt và lượng hơi đốt được dùng;

e) động lực trung bình và số lượng đơn vị cấp khối.

ĐÁP SỐ:

b) lượng không khí: L = 7960 kg/h.

Lượng nhiệt: $Q = 1{,}05.\ 10^6$ kJ/h.

c) lượng nhiệt thực tế: $Q_t = 1{,}2.\ 10^6$ kJ/h.

d) áp suất hơi P = 10 kp/cm^2 (chọn)

lượng hơi D = 635 kg/h.

e) động lực trung bình Δx_{tb} = 18 g/kg.

Số lượng đơn vị cấp khối N_D = 1,9.

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. Tập thể tác giả. Cơ sở các quá trình và thiết bị trong công nghiệ hóa học. Tập 2, NXB Đại học và *Trung học chuyên nghiệp, 1974.*

2. Tập thể tác giả. Cơ sở các quá trình và thiết bị công nghệ hóa học. Tập 2. Đại học Bách khoa Hà Nội, 2000.

3. Nguyễn Bin. Tính toán quá trình thiết bị trong công nghệ hóa chất và thực phẩm. Tập 2. NXB Khoa học và Kỹ thuật, Tập 2. 2001 (tái bản).

4. Tập thể tác giả. Sổ tay quá trình và thiết bị công nghệ hóa chất. Tập 2. NXB Khoa học và Kỹ thuật , 1999 (tái bản).

5. Autorenkollektiv. Verfahrenstechnische Berechmungsmethoden VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie – Leipzig, Vol 3, 1981.

6. A.G. Kassatkin. Chemische Verfahrenstechnik VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie – Leipzig, Vol 2, 1961.

7. K.F.Pawlow, P.G. Romankow, A.A. Noskow. Beispiele und Übungsaufgaben Zur chemischen Verrfahrenstechnik. VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie – Leipzig, 1966.

8. Autorenkollektiv. Thermische Stofftrennung. Zentralstelle für Lehr und Organisationsmittel des Ministeriums für Hoch und Fachshulwesen, Vol 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 10, 1975.

9. Кафаров. В. В. Основы Массопедачи Высшая школа Москва, 1979.

10.Рудобашка.С.П.Массоперенос в системахс твёрдой фазой, химия, Москва, 1930.

11. Тельперин, Н. И. Основные процесы и аппараты химической Технологии, 1971.

12. Лыков, А. В, Михайлов, ю. А. Теория тепло и массо перноса. Высшая школа, 1957

13. Autorenkollektiv. Verfhrenstechik – Thermische Vefahsenstechnik II. VEB Deutscher Verlag fuer Grundstoffindustrie, Leipzig, 1975.

14. Sattler.K. Thermische Trennverfahren. VCH. Verlag Weinheim, 1995.

15. Schluender, E. U; Thurrner. F. Desstillation, Absoption, Extraktion. Vieweg Verlag. Wiesbaden, 1995.

MỤC LỤC

Trang

Lời nói đầu 3

Phần thứ ba. CÁC QUÁ TRÌNH TRUYỀN CHẤT (CHUYỂN KHỐI, KHUẾCH TÁN) 5

Chương 1. NHỮNG KIẾN THỨC CƠ BẢN CỦA QUÁ TRÌNH TRUYỀN CHẤT 5

A. KHÁI NIỆM CƠ BẢN 5

1.1. ĐỊNH NGHĨA VÀ PHÂN LOẠI CÁC QUÁ TRÌNH TRUYỀN CHẤT 5

1.2. BIỂU DIỄN THÀNH PHẦN PHA 6

B. CÂN BẰNG PHA 9

1.3. KHÁI NIỆM VỀ CÂN BẰNG PHA 9

1.4. QUY TẮC PHA CỦA GIBBS 10

1.4.1. Hệ thống một cấu tử 11

1.4.2. Hệ thống hai cấu tử 13

1.5. CÁC ĐỊNH LUẬT CÂN BẰNG PHA 13

1.5.1. Định luật Henry 13

1.5.2. Định luật Raoult 14

C. CÁC ĐỊNH LUẬT KHUẾCH TÁN 15

1.6. KHUẾCH TÁN PHÂN TỬ 16

1.6.1. Vận tốc khuếch tán 16

1.6.2. Công thức tính hệ số khuếch tán 17

1.6.2.1. Hệ số khuếch tán của khí trong khí 17

1.6.2.2. Hệ số khuếch tán của khí trong lỏng 18

1.7. KHUẾCH TÁN ĐỐI LƯU 20

D. CÂN BẰNG VẬT LIỆU VÀ ĐỘNG LỰC CỦA QUÁ TRÌNH 23

1.8. PHƯƠNG TRÌNH CÂN BẰNG VẬT LIỆU TRONG THIẾT BỊ TRUYỀN CHẤT 23

1.9. ĐỘNG LỰC KHUẾCH TÁN 24

1.10. PHƯƠNG TRÌNH TRUYỀN CHẤT VÀ ĐỘNG LỰC TRUNG BÌNH 26

1.10.1. Phương trình cấp chất 26

1.10.2. Thứ nguyên và ý nghĩa vật lý của hệ số cấp chất 27

1.10.3. Phương trình truyền chất 27

1.10.4. Xác định động lực trung bình 29

1.10.4.1. Động lực trung bình tích phân 29

1.10.4.2. Động lực trung bình lôgarit 31

E. PHƯƠNG PHÁP TÍNH ĐƯỜNG KÍNH VÀ CHIỀU CAO THIẾT BỊ TRUYỀN CHẤT 33

1.11. TÍNH ĐƯỜNG KÍNH THIẾT BỊ 34

1.12. TÍNH CHIỀU CAO THIẾT BỊ 34

1.12.1. Tính chiều cao thiết bị theo phương trình truyền chất 34

1.12.2. Tính chiều cao thiết bị theo số bậc thay đổi nồng độ 35

1.12.3. Tính chiều cao theo số đơn vị truyền chất 37

1.12.3.1. Số đơn vị truyền chất 37

1.12.3.2. Xác định số đơn vị truyền chất 38

1.12.4. Xác định chiều cao thiết bị truyền chất theo cách vẽ đường cong động học 41

G. ĐỒNG DẠNG CỦA QUÁ TRÌNH TRUYỀN CHẤT 44

Chương 2. CHƯNG 49

2.1. KHÁI NIỆM 49

2.2. HỖN HỢP LỎNG HAI CẤU TỬ 50

2.2.1. Khái niệm 50

2.2.2. Cân bằng hơi lỏng của hỗn hợp hai cấu tử 52

2.2.2.1. Phân loại hỗn hợp hai cấu tử 52

2.2.2.2. Đồ thị $x - p$ 53

2.2.2.3. Đồ thị $x, y - t$ 53

2.3. CHƯNG BẰNG HƠI NƯỚC TRỰC TIẾP 60

2.3.1. Nguyên lý chưng hệ chất lỏng không hòa tan vào nhau 60

2.3.2. Sơ đồ chưng bằng hơi nước trực tiếp 61

2.3.3. Giới hạn của nhiệt độ chưng 63

2.3.4. Xác định lượng hơi nước tiêu tốn 64

2.3.5. Quan hệ giữa năng suất và nhiệt độ chưng 66

2.4. CHƯNG LIÊN TỤC 67

2.4.1. Chưng đơn giản liên tục 67

2.4.1.1. Chưng bốc hơi 67

2.4.1.1. Chưng tiết lưu 67

2.4.1.3. Đồ thị $x, y - t$ và $y - x$ 68

2.4.1.4. Cân bằng vật liệu trong chưng liên tục đơn giản 69

2.4.1.5. Đường cong cân bằng của quá trình bay hơi 70

2.4.2. Chưng luyện liên tục 71

2.4.2.1. Nguyên tắc chưng luyện 71

2.4.2.2. Xác định số đĩa theo Mc Cabe và Thiele 74

2.4.2.3. Chỉ số hồi lưu thích hợp 82

2.4.2.4. Tính lượng hơi và lỏng đi trong tháp 84

2.4.2.5. Ảnh hưởng của nhiệt độ hỗn hợp đầu 84

2.4.2.6. Lượng hồi lưu vào tháp ở nhiệt độ không sôi 90

2.4.2.7. Ngưng tụ hồi lưu ở đỉnh tháp 91

2.4.2.8. Chưng cất dung dịch chứa nước 93

2.4.2.9. Tháp chưng luyện liên tục chỉ có cột chưng 95

2.4.2.10. Phương pháp tính toán xác định chỉ số hồi lưu và số đĩa lý thuyết 97

2.4.2.11. Xác định số đơn vị chuyển khối 100

2.4.2.12. Đồ thị quan hệ hàm nhiệt - nồng độ *(i - x, y)* 102

2.5. CHƯNG GIÁN ĐOẠN 117

2.5.1. Sự phụ thuộc vào thời gian của quá trình chưng 117
2.5.2. Chưng gián đoạn đơn giản 118
2.5.3. Chưng luyện gián đoạn 121
2.5.3.1. Sơ đồ chưng luyện gián đoạn 121
2.5.3.2. Chưng luyện gián đoạn với chỉ số hồi lưu không đổi 122
2.5.3.3. Chưng luyện gián đoạn với thành phần sản phẩm đỉnh không đổi 126
2.6. CÂN BẰNG NHIỆT LƯỢNG CỦA QUÁ TRÌNH CHƯNG LUYỆN 129
2.6.1. Cân bằng nhiệt lượng của chưng luyện liên tục 129
2.6.1.1. Cân bằng nhiệt lượng của thiết bị đun nóng 129
2.6.1.2. Cân bằng nhiệt của tháp 131
2.6.1.3. Cân bằng nhiệt lượng của thiết bị ngưng tụ 131
2.6.1.4. Cân bằng nhiệt lượng của thiết bị làm lạnh 132
2.6.2. Cân bằng nhiệt lượng của quá trình chưng luyện gián đoạn 132
2.6.2.1. Chưng luyện khi thành phần đỉnh tháp không đổi 132
2.6.2.2. Chưng luyện khi chỉ số hồi lưu không đổi 132
2.7. CHƯNG LUYỆN NHIỀU CẤU TỬ 133
2.7.1. Toạ độ tam giác đều 133
2.7.2. Vận dụng các định luật cơ bản cho hỗn hợp ba cấu tử 135
2.7.3. Biểu diễn đường sôi và đường ngưng tụ trong đồ thị tam giác 135
2.7.4. Biểu diễn đường chưng trên đồ thị tam giác 137

2.7.5. Đường cân bằng trên đồ thị tam giác 138

2.7.6. Xác định số đĩa lý thuyết 139

2.7.7. Chưng luyện nhiều cấu tử 142

2.7.7.1. Quan hệ cân bằng của hỗn hợp nhiều cấu tử 143

2.7.7.2. Độ bay hơi tương đối ở hỗn hợp nhiều cấu tử 144

2.7.7.3. Điểm sôi và điểm ngưng tụ của hỗn hợp nhiều cấu tử 144

2.7.7.4. Sự bay hơi của hỗn hợp nhiều cấu tử 145

2.7.7.5. Hệ thống chưng luyện nhiều cấu tử 146

2.7.8. Các phương pháp chưng khác 148

2.7.8.1. Chưng luyện hỗn hợp đẳng phí 148

2.7.8.2. Chưng phân tử 149

Chương 3. **HẤP THỤ** **151**

3.1. CƠ SỞ VẬT LÝ CỦA QUÁ TRÌNH HẤP THỤ 152

3.1.1. Độ hòa tan của khí trong lỏng 152

3.1.2. Phương trình đường làm việc của quá trình hấp thụ 154

3.1.3. Ảnh hưởng của lượng dung môi đến quá trình hấp thụ 156

3.1.4. Ảnh hưởng của nhiệt độ và áp suất lên quá trình hấp thụ 157

3.1.5. Hấp thụ không đẳng nhiệt 158

3.2. THIẾT BỊ HẤP THỤ VÀ CHƯNG LUYỆN 160

3.2.1. Khái niệm 160

3.2.1.1. Thiết bị loại bề mặt 160

3.2.1.2. Thiết bị loại màng 161

3.2.1.3. Thiết bị loại phun 164

3.2.1.4. Tháp đệm 166

3.2.1.5. Tháp đĩa 173

3.3. QUÁ TRÌNH NHẢ HẤP THỤ 189

3.3.1. Cân bằng vật liệu của quá trình nhả 189

3.3.2. Lượng khí được dùng trong quá trình nhả hấp thụ 190

3.3.2.1. Lượng khí tối thiểu 191

3.3.2.2. Lượng khí (hơi) thích hợp 192

3.4. HỆ THỐNG HẤP THỤ 192

Chương 4 . **TRÍCH LY** 195

4.1. KHÁI NIỆM VÀ ĐỊNH NGHĨA 195

A. TRÍCH LY CHẤT LỎNG 196

4.2. SƠ ĐỒ NGUYÊN TẮC TRÍCH LY CHẤT LỎNG 196

4.3. CÂN BẰNG PHA TRONG HỆ LỎNG – LỎNG 197

4.3.1. Định luật phân bố 197

4.3.2. Đồ thị $y - x$ 197

4.3.3. Đồ thị tam giác 198

4.4. NGUYÊN TẮC TRÍCH LY 202

4.5. CÂN BẰNG VẬT LIỆU CỦA QUÁ TRÌNH TRÍCH LY 203

4.6. CÁC PHƯƠNG PHÁP TRÍCH LY 204

4.6.1. Trích ly một bậc 204
4.6.2. Trích ly nhiều bậc chéo dòng 207
4.6.3. Trích ly nhiều bậc ngược chiều 210
4.7. CẤU TẠO THIẾT BỊ TRÍCH LY 215
4.7.1. Loại không có năng lượng ngoài kích thích 215
4.7.1.1. Tháp phun 215
4.7.1.2. Tháp có tấm ngăn 216
4.7.1.3. Tháp đệm 216
4.7.1.4. Tháp đĩa lưới có ống chảy chuyền 217
4.7.2. Loại có năng lượng ngoài kích thích 217
4.7.2.1. Tháp đĩa hình vành khăn có cánh khuấy 217
4.7.2.2. Thiết bị có gây chấn động ngoài 218
B. CÁC QUÁ TRÌNH HÒA TAN VÀ TRÍCH LY RẮN – LỎNG 218
4.8. KHÁI NIỆM 218
4.9. CÂN BẰNG VÀ VẬN TỐC CỦA QUÁ TRÌNH TRÍCH LY RẮN – LỎNG 219
4.10. SƠ ĐỒ TRÍCH LY RẮN – LỎNG 222
4.10.3. Sơ đồ trích ly một bậc 222
4.10.2. Trích ly nhiều bậc 222
Chương 5. **KẾT TINH** 225
5.1. KHÁI NIỆM 225
5.2. CÂN BẰNG TRONG KẾT TINH 225

5.3. VẬN TỐC KẾT TINH 227
5.3.1. Quá trình tạo mầm 228
5.3.2. Quá trình lớn lên của tinh thể 228
5.4. PHƯƠNG PHÁP KẾT TINH 229
5.4.1. Kết tinh tách một phần dụng môi 229
5.4.2. Kết tinh với thay đổi nhiệt độ 230
5.4.3. Kết tinh chân không 230
5.5. TÍNH TOÁN QUÁ TRÌNH KẾT TINH 230
5.5.1. Cân bằng vật chất trong kết tinh 230
5.5.1.1. Kết tinh tách một phần dung môi 230
5.5.1.2. Kết tinh không tách dung môi ($W = 0$) 231
5.5.2. Cân bằng nhiệt kết tinh 231
5.6. CẤU TẠO THIẾT BỊ KẾT TINH 232
5.6.1. Thiết bị kết tinh tách một phần dung môi 233
5.6.2. Thiết bị kết tinh làm lạnh bằng dung dịch 234
5.6.3. Thiết bị kết tinh làm lạnh bằng không khí và nước 235
5.6.4. Thiết bị kết tinh chân không 236
Chương 6. QUÁ TRÌNH HẤP PHỤ 238
6.1. KHÁI NIỆM 238
6.2. CHẤT HẤP PHỤ CÔNG NGHIỆP 239
6.2.1. Cấu trúc xốp của chất hấp phụ 239

6.2.2. Than hoạt tính 240
6.2.3. Silicagen 242
6.2.4. Chất dẻo xốp 242
6.2.5. Zeolit 243
6.2.6. Nhôm oxyt hoạt tính 243
6.3. CÂN BẰNG HẤP PHỤ VÀ CƠ CHẾ HẤP PHỤ 244
6.3.1. Hoạt độ hấp phụ (hoạt độ tĩnh) 244
6.3.2. Các thuyết hấp phụ và các đường đẳng nhiệt hấp phụ 244
6.3.2.1. Các đường đẳng nhiệt hấp phụ 244
6.3.2.2. Thuyết hấp phụ Langmuir (1916) 245
6.3.2.3. Thuyết hấp phụ BET và sự phân loại các đường đẳng nhiệt 246
6.3.2.4. Phương trình Freundrich 248
6.3.2.5. Thuyết thế năng của Polanvi (1914) 248
6.3.3. Ảnh hưởng của nhiệt độ 250
6.3.4. Hấp phụ nhiều cấu tử 251
6.3.5. Ảnh hưởng của cấu trúc mao quản, tính chất bề mặt của chất hấp phụ và của pH 252
6.4. ĐỘNG HỌC QUÁ TRÌNH HẤP PHỤ 253
6.4.1. Chuyển chất trong pha liên tục (lỏng hoặc khí) 253
6.4.2. Chuyển chất trong mao quản hạt 254
6.4.3. Động học quá trình hấp phụ 256
6.5. THIẾT BỊ HẤP PHỤ 257

6.5.1. Các thiết bị hấp phụ gián đoạn 257

6.5.1.1. Chu trình trên thiết bị gián đoạn 257

6.5.1.2. Thiết bị gián đoạn 258

6.5.1.3. Hệ thống làm việc liên tục 261

6.6. TÍNH TOÁN QUÁ TRÌNH HẤP PHỤ 264

6.6.1. Đối với lớp chất hấp phụ cố định 264

6.6.2. Đối với lớp hấp phụ chuyển động 267

Chương 7. **SẤY** **269**

7.1. KHÁI NIỆM CHUNG 269

7.2. CÁC THÔNG SỐ CƠ BẢN CỦA KHÔNG KHÍ ẨM 271

7.2.1. Độ ẩm tuyệt đối của không khí 271

7.2.2. Độ ẩm tương đối của không khí 271

7.2.3. Hàm ẩm của không khí ẩm 272

7.2.4. Nhiệt lượng riêng của không khí ẩm 273

7.2.5. Điểm sương 273

7.2.6. Nhiệt độ bầu ướt 274

7.2.7. Thể tích không khí ẩm 275

7.2.8. Khối lượng riêng của hỗn hợp không khí ẩm 276

7.3. ĐỒ THỊ $I - X$ CỦA KHÔNG KHÍ ẨM 276

7.3.1. Nguyên tắc thành lập đồ thị $I - x$ 276

7.3.1.1. Đường đẳng nhiệt độ (t^0 = const) 277

7.3.1.2. Đường đẳng φ 278

7.3.1.3. Đường áp suất hơi riêng phần p_h 278

7.3.2. Cách sử dụng đồ thị $I - x$ 279

7.3.2.1. Để xác định trạng thái không khí ẩm 279

7.3.2.2. Xác định nhiệt độ điểm sương t_s 279

7.3.2.3. Xác định nhiệt độ bầu ướt 280

7.3.3. Mô tả quá trình thay đổi trạng thái trên đồ thị $I - x$ 281

7.3.3.1. Khái niệm 281

7.3.3.2. Trộn lẫn hai lượng không khí ẩm có trạng thái khác nhau 282

7.3.3.3. Làm lạnh và làm khô không khí ẩm 283

7.4. CÂN BẰNG KHI SẤY 284

7.4.1. Khái niệm 284

7.4.2. Các dạng liên kết ẩm với vật liệu 285

7.4.3. Độ ẩm của vật liệu và sự thay đổi trạng thái của nó trong quá trình sấy 287

7.5. CÂN BẰNG VẬT LIỆU VÀ NHIỆT LƯỢNG CỦA MÁY SẤY 288

7.5.1. Cân bằng vật liệu của máy sấy 288

7.5.2. Cân bằng nhiệt lượng 290

7.6. XÁC ĐỊNH LƯỢNG KHÔNG KHÍ VÀ LƯỢNG NHIỆT TIÊU TỐN TRONG MÁY SẤY BẰNG PHƯƠNG PHÁP ĐỒ THỊ 294

7.6.1. Cách biểu diễn quá trình sấy trong máy sấy lý thuyết lên đồ thị $I - x$ 294

7.6.2. Cách biểu diễn quá trình sấy trong máy sấy thực tế 296

7.7. CÁC PHƯƠNG THỨC SẤY 297

7.7.1. Phương thức sấy có bổ sung nhiệt trong phòng sấy 297

7.7.2. Phương thức sấy có đốt nóng giữa các buồng sấy 299

7.7.3. Phương thức sấy có tuần hoàn một phần khí thải 301

7.7.4. Phương thức sấy bằng khói lò trực tiếp 304

7.8. VẬN TỐC SẤY 307

7.8.1. Vận tốc và các giai đoạn sấy 307

7.8.2. Sự thay đổi nhiệt độ của vật liệu trong quá trình sấy 309

7.8.3. Cường độ bay hơi ẩm 310

7.8.4. Sự bay hơi ẩm từ bề mặt vật liệu sấy 310

7.8.5. Sự di chuyển ẩm ở bên trong vật liệu 311

7.8.6. Thời gian sấy 313

7.9. CẤU TẠO MÁY SẤY 315

7.9.1. Các máy sấy đối lưu với lớp vật liệu đứng yên hay chuyển động 316

7.9.1.1. Phòng sấy 316

7.9.1.2. Hầm sấy (tuynen) 317

7.9.1.3. Máy sấy kiểu băng tải 319

7.9.1.4. Máy sấy kiểu băng gấp khúc 321

7.9.2. Máy sấy đối lưu với lớp vật liệu được đảo lộn 322

7.9.2.1. Máy sấy thùng quay 322

7.9.3. Máy sấy đối lưu với lớp vật liệu ở trạng thái sôi (hay lỏng giả) 325

7.9.3.1. Máy sấy tầng sôi một bậc 325

7.9.3.2. Máy sấy tầng sôi hai phòng sấy 326

7.9.3.3. Máy sấy tầng sôi nhiều bậc 327

7.9.3.4. Máy sấy phun 328

7.9.4. Máy sấy đối lưu với vật liệu được vận chuyển 330

7.9.5. Các máy sấy tiếp xúc 332

7.9.5.1. Tủ sấy chân không 332

7.9.5.2. Máy sấy chân không có cánh khuấy 332

7.9.5.3. Máy sấy hai trục lăn 334

7.10. CÁC PHƯƠNG PHÁP SẤY ĐẶC BIỆT 335

7.10.1. Sấy bằng tia bức xạ 335

7.10.1.1. Sấy bằng tia bức xạ kiểu đèn 335

7.10.1.2. Thiết bị sấy có bộ phận bức xạ bằng kim loại hay sành sứ 336

7.10.2. Sấy bằng dòng điện cao tần 337

7.10.3. Sấy thăng hoa (sấy lạnh đông) 338

Chương 8. **VÍ DỤ VÀ BÀI TẬP** 340

8.1. VÍ DỤ 340

8.2. BÀI TẬP 369

TÀI LIỆU THAM KHẢO 380

GS, TSKH. NGUYỄN BIN

CÁC QUÁ TRÌNH, THIẾT BỊ TRONG CÔNG NGHỆ HÓA CHẤT VÀ THỰC PHẨM

Tập 4

PHÂN RIÊNG DƯỚI TÁC DỤNG CỦA NHIỆT (CHƯNG LUYỆN, HẤP THỤ, HẤP PHỤ, TRÍCH LY, KẾT TINH, SẤY)

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 500 bản khổ 16 x 24 cm tại Công ty In Thanh Bình.
Quyết định xuất bản số 82-2008/CXB/126.1-02/KHKT ngày 26/5/08.
In xong và nộp lưu chiểu 6/08.