

NGUYỄN HỮU TÙNG

(Biên soạn)

HƯỚNG DẪN THỰC HIỆN ĐỒ ÁN MÔN HỌC  
QUÁ TRÌNH VÀ THIẾT BỊ CÔNG NGHỆ HÓA HỌC  
(Phần chung luyện)

Hà Nội – 2013

## Mục lục

Mục lục .....	2
I. Mục đích của đề án môn học.....	3
II. Hướng dẫn trình bày bản tính toán và các bản vẽ của đề án môn học.....	3
A. Bản tính toán .....	3
1. Các phần chính của bản tính toán: .....	3
2. Quy định về trình bày bản tính toán: .....	4
3. Các biểu mẫu của phần tính toán: .....	4
4. Nội dung chi tiết của bản tính toán:.....	7
B. Phần bản vẽ .....	8
1. Quy định về bản vẽ :.....	8
2. Bản vẽ dây chuyền công nghệ: .....	9
3. Bản vẽ kỹ thuật thiết bị chính: .....	9
III. Một số công thức và ví dụ tính các thông số chính của tháp.....	10
A. Tháp loại đĩa – xác định các kích thước chính của tháp loại đĩa .....	10
1. Đường kính của tháp.....	10
a. Chỉ số hồi lưu nhỏ nhất $R_{min}$ .....	10
b. Số đĩa lý thuyết nhỏ nhất $N_{LTmin}$ .....	11
c. Chỉ số hồi lưu thích hợp RTH.....	13
d. Khoảng cách giữa các đĩa.....	16
e. Đường kính của tháp.....	18
f. Trở lực của đĩa .....	25
2. Chiều cao của tháp loại đĩa.....	37
3. Ví dụ thiết kế gần đúng tháp loại đĩa lỗ.....	38
B. Tính toán, thiết kế gần đúng tháp chuyển khối loại đệm.....	39
1. Đường kính của tháp.....	39
a. Loại đệm và kích thước của đệm.....	39
b. Đường kính và trở lực của tháp .....	40
Xác định đường kính của tháp .....	40
2. Chiều cao của lớp đệm .....	43
a. Phương pháp số đĩa lý thuyết .....	43
b. Chiều cao tương đương với số đĩa lý thuyết (Các phương pháp dự đoán chiều cao HETP) .....	44
c. Phương pháp số đơn vị chuyển khối .....	51
d. Các phương pháp dự đoán chiều cao của một đơn vị chuyển khối.....	52
e. Ví dụ áp dụng phương pháp Cornell và phương pháp Onda để tính chiều cao của tháp hấp thụ khí SO <sub>2</sub> (Xem tài liệu tham khảo số.....	57
f. Xác định chiều cao của tháp chưng luyện loại đệm .....	57
Tài liệu tham khảo.....	58

## **HƯỚNG DẪN THỰC HIỆN ĐỒ ÁN MÔN HỌC QUÁ TRÌNH VÀ THIẾT BỊ CÔNG NGHỆ HOÁ HỌC (PHẦN CHUNG LUYỆN)**

### **I. Mục đích của đồ án môn học**

Đồ án môn học “Quá trình và thiết bị công nghệ hoá học” nhằm giúp sinh viên biết vận dụng các kiến thức của môn học “Quá trình và thiết bị công nghệ hoá học” và các môn học khác vào việc tính toán và thiết kế thiết bị chính và một số thiết bị trong hệ thống thiết bị để thực hiện một nhiệm vụ kỹ thuật có giới hạn trong các quá trình công nghệ.

Thông qua việc thiết kế đồ án sinh viên cần đáp ứng các yêu cầu sau :

- 1- Biết sử dụng tài liệu tham khảo: tìm, đọc, tra cứu, ghi chép, sắp xếp . . .
- 2- Nâng cao kỹ năng tính toán và trình bày các kết quả một cách khoa học.
- 3- Vận dụng đúng những kiến thức và các quy định thiết kế khi trình bày các bản vẽ thiết kế.
- 4- Nhìn nhận vấn đề thiết kế một cách hệ thống.

### **II. Hướng dẫn trình bày bản tính toán và các bản vẽ của đồ án môn học**

Nội dung thiết kế được trình bày trong các bản tính toán và hai bản vẽ.

#### **A. Bản tính toán**

##### **1. Các phần chính của bản tính toán:**

- 1- Trang bìa: sử dụng loại bìa mềm màu xanh, trình bày theo mẫu 1
- 2- Trang tiếp theo: tờ nhiệm vụ thiết kế đồ án (mẫu 2)
- 3- Mục lục
- 4- Bản kê các chữ ký hiệu các đại lượng thường dùng kèm theo đơn vị đo (trong quá trình viết nếu dùng các ký hiệu chưa có trong bảng kê trên thì phải chú thích tại chỗ).

5- Thuyết minh đồ án: trình bày sạch sẽ, đúng văn phạm khoa học, không viết tắt, không tẩy xoá, sử dụng giấy khổ A4, các đề mục viết chữ lớn.

6- Phụ lục (nếu có)

7- Tài liệu tham khảo

## **2. Quy định về trình bày bản tính toán:**

- Bản tính toán được trình bày trên khổ giấy A4, có thể viết tay hoặc đánh máy. Nếu viết tay, các trang thuyết minh được trình bày trên trang giấy có kẻ khung theo kích thước sau:

- Lề trái : 3 cm

- Lề phải : 2 cm

- Lề trên : 2 cm

- Lề dưới : 2 cm

Nếu đánh máy, sử dụng cỡ chữ 13, căn lề theo kích thước như trên, dẫn dòng 1,3.

- Các hình vẽ minh họa phải để ở những vị trí hợp lý, có đánh số và chú thích kèm theo.

- Các công thức, số liệu tra cứu đều phải ghi chú tài liệu tham khảo và số trang tương ứng.

*Ví dụ :* [4 - 125] (tức là tài liệu tham khảo thứ tư, trang 125).

- Chú thích tài liệu tham khảo theo thứ tự đặt ở cuối quyển, theo trật tự như sau:

**Số thứ tự - Tên tác giả - Tên tài liệu -Thứ tự tập - Nhà xuất bản – Nơi xuất bản - Năm xuất bản.**

*Ví dụ :*

[3] TẬP THỂ TÁC GIẢ, Sổ tay quá trình và thiết bị công nghệ hoá chất, tập2. Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật, Hà Nội, 1982.

Lưu ý: sắp xếp các tài liệu tiếng Việt trước rồi đến các tài liệu tiếng nước ngoài. Cần viết nguyên tên theo ngôn ngữ mà sách dùng. Nếu phiên âm thì theo qui định quốc gia.

- Phần mục lục: ghi các tiêu đề chính và số thứ tự trang tương ứng.

## **3. Các biểu mẫu của phần tính toán:**

TRƯỜNG ĐẠI HỌC BÁCH KHOA HÀ NỘI  
VIỆN KỸ THUẬT HÓA HỌC  
BỘ MÔN QUÁ TRÌNH - THIẾT BỊ CÔNG NGHỆ HÓA VÀ THỰC PHẨM

---

# ĐỒ ÁN MÔN HỌC

THIẾT KẾ HỆ THỐNG THIẾT BỊ CHUNG LUYỆN LIÊN TỤC  
HỖN HỢP HAI CẤU TỬ BENZEN - TOLUEN

Người thiết kế : Nguyễn Văn A

Lớp, khóa : QTTB – K52

Người hướng dẫn : PGS.TS Nguyễn Văn B

*HÀ NỘI 201...*

**NHIỆM VỤ**

**THIẾT KẾ ĐỒ ÁN MÔN HỌC**

Họ và tên:

MSSV:

Lớp:

Khóa:

**I. Đầu đề thiết kế:**

**II. Các số liệu ban đầu:**

**III. Nội dung các phần thuyết minh và tính toán:**

1. Phần mở đầu
2. Vẽ và thuyết minh sơ đồ công nghệ (bản vẽ A4)
3. Tính toán kỹ thuật thiết bị chính
4. Tính và chọn thiết bị phụ
5. Kết luận
6. Tài liệu tham khảo.

**IV. Các bản vẽ**

- Bản vẽ dây chuyền công nghệ:                      khổ A4
- Bản vẽ lắp thiết bị chính:                      khổ A1

**V. Cán bộ hướng dẫn:**

**VI. Ngày giao nhiệm vụ:**                      ngày ..... tháng ..... năm .....

**VII. Ngày phải hoàn thành:**

**Phê duyệt của Bộ môn**

*Ngày      tháng      năm*  
**Người hướng dẫn**  
*(Họ tên và chữ ký)*

#### **4. Nội dung chi tiết của bản tính toán:**

##### **1) Đầu đề thiết kế**

##### **2) Mục lục**

##### **3) Phần mở đầu :**

- Trình bày và nêu tóm tắt mục đích của môn học đồ án.
- Phân tích vấn đề về phương pháp công nghệ được giao thiết kế nói chung và phương thức cụ thể được chọn (hoặc được giao ở đề bài) nói riêng, loại thiết bị chính, phụ và những chi tiết quan trọng được chọn, phương pháp tính toán.
- Nêu vấn đề những tính chất hóa lý, ứng dụng của vật liệu được gia công, chú ý đến những tính chất có liên quan đến việc chọn phương thức gia công, chọn thiết bị.
- Nêu tính chất của sản phẩm, liên hệ với việc bảo quản và ứng dụng sản phẩm cần chú ý đến vấn đề bảo vệ môi trường.
- Giới thiệu các nội dung chính của đồ án .

##### **4) Sơ đồ công nghệ và thuyết minh dây chuyền công nghệ**

- Chú thích đầy đủ các loại thiết bị, đường ống, bơm . . . có trong dây chuyền thiết bị (nếu chọn theo catalog thì ghi rõ mã hiệu) .
- Trên các sơ đồ thiết bị cần chỉ rõ các thông số công nghệ của chế độ làm việc.
- Nêu nguyên lý làm việc của hệ thống thiết bị.

##### **5) Trình tự tính và thiết kế tháp chưng luyện**

###### **5.1. Tính cân bằng vật liệu**

###### **5.1.1. Chuyển đổi nồng độ**

###### **5.1.2. Xác định chỉ số hồi lưu thích hợp $R_{th}$**

5.1.3. Tính cân bằng vật liệu của đoạn chưng và đoạn luyện để xác định lưu lượng các dòng pha đi trong từng đoạn của tháp

###### **5.2. Xác định đường kính của tháp**

###### **5.2.1. Xác định tốc độ làm việc của pha hơi trong đoạn chưng và đoạn luyện**

###### **5.2.2. Tính đường kính đoạn chưng**

###### **5.2.3. Tính đường kính đoạn luyện**

### 5.3. Xác định chiều cao của tháp chưng luyện

#### 5.3.1. Tháp loại đĩa

#### 5.3.2. Tháp loại đệm

### 5.4. Cân bằng nhiệt lượng của tháp chưng luyện

Tính toán lượng nhiệt, lượng hơi đốt tiêu tốn và lượng nước cần thiết để thực hiện quá trình.

### 5.5. Tính trở lực của tháp chưng luyện

#### 5.5.1. Tính, kiểm tra tải trọng của ngưỡng chảy tràn (xem tài liệu [3])

#### 5.5.2. Tính, kiểm tra hoạt động của kênh chảy truyền chất lỏng (xem tài liệu [3]

Ví dụ 7.5)

### 5.6. Tính cơ khí

#### 5.6.1. Tính chiều dày thành tháp, đáy tháp và nắp tháp

#### 5.6.2. Tính và chọn đường kính của các ống nối

#### 5.6.3. Tính và chọn bích nối giữa thân tháp với đáy và nắp tháp, với các ống nối...

#### 5.6.4. Tính và chọn (tra cứu) các bộ phận bên trong của tháp

#### 5.6.5. Chọn địa điểm đặt tháp (trong nhà, ngoài trời...)

#### 5.6.6. Tính và chọn các cơ cấu đỡ tháp (trụ đỡ, chân đỡ, tai treo...)

### **6) Tính và chọn các thiết bị phụ**

Tính và chọn bơm

### **7) Kết luận: Đánh giá những kết quả đã đạt được và những điều cần lưu ý.**

### **8) Phần phụ lục**

### **9) Tài liệu tham khảo**

## **B. Phần bản vẽ**

### **1. Quy định về bản vẽ :**

2 bản vẽ.

- Kích thước khổ giấy theo đúng qui định:

- Khổ A1 :  $594 \times 841$  mm

- Khổ A4 :  $210 \times 297$  mm



- Với đồ án môn học “ Quá trình và Thiết bị Công nghệ hoá học” yêu cầu một bản vẽ lắp thiết bị chính trên giấy khổ A1 và một bản vẽ dây chuyền trên khổ A4.

## **2. Bản vẽ dây chuyền công nghệ:**

Cần vẽ sơ đồ nguyên lý của các thiết bị chính và phụ, kể các dụng cụ đo cần thiết cùng với các đường nối các thiết bị. Những thiết bị được chọn cần chú thích rõ ký hiệu.

Cần thể hiện đủ mối liên hệ giữa các thiết bị trong hệ thống, chú ý vị trí tương đối hợp lý của các thiết bị trong hệ thống . Có thể vẽ các thiết bị phụ, các dụng cụ đo đã chuẩn hoá theo qui ước chung.

(Có thể sử dụng phần mềm Microsoft Office Visio để thể hiện bản vẽ sơ đồ công nghệ)

## **3. Bản vẽ kỹ thuật thiết bị chính:**

Phải tuân theo những quy định của bản vẽ lắp thiết bị.

- ❖ Thể hiện đủ hình dạng , kích thước bao của thiết bị .
- ❖ Thể hiện cấu trúc và các chi tiết hoặc cụm chi tiết đã được lắp ghép của thiết bị bằng các hình chiếu, mặt cắt vẫn dùng cho bản vẽ lắp.

Thể hiện rõ kết cấu sau:

- Vùng đỉnh tháp: vị trí cửa hồi lưu, cơ cấu tưới chất lỏng, vị trí đĩa đầu tiên hay mặt đệm, quan hệ giữa các đĩa, dụng cụ đo (nếu có) .
- Vùng giữa tháp: số đoạn đệm đối với tháp đệm, cơ cấu phân phối lại chất lỏng, cửa và cơ cấu cấp hỗn hợp đầu trong tháp chưng, quan hệ đĩa cuối của đoạn luyện với đĩa đầu của đoạn chưng đối với tháp đĩa, cơ cấu cấp nguyên liệu chưng . . .
- Vùng đáy tháp: không gian vùng đáy tháp, cửa lấy chất lỏng, cửa tuần hoàn chất lỏng, vị trí thiết bị truyền nhiệt (nếu có), ống chảy truyền của đĩa cuối dẫn xuống đáy tháp, cơ cấu đỡ tháp.

### III. Một số công thức và ví dụ tính các thông số chính của tháp [3]:

#### A. THÁP LOẠI ĐĨA – XÁC ĐỊNH CÁC KÍCH THƯỚC CHÍNH CỦA THÁP LOẠI ĐĨA

##### 1. Đường kính của tháp

Các kích thước chính của tháp có thể đánh giá gần đúng được nếu như xác định được số đĩa thực tế cần thiết cho việc tách hỗn hợp ở trong tháp. Các kích thước này cần cho việc đánh giá sơ bộ giá thành của tháp trong việc lập các dự án.

*Chỉ số hồi lưu của tháp chưng cất liên tục hỗn hợp hai cấu tử*

Cho tháp chưng cất chỉ số hồi lưu  $R$  được định nghĩa theo công thức:

$$R = \frac{L}{D}$$

Ở đây:  $L$  – lượng lỏng sau thiết bị ngưng tụ trên đỉnh tháp được đưa hồi lưu về tháp, kmol/h;

$D$  – lượng sản phẩm đỉnh, kmol/h.

Chỉ số hồi lưu có thể thay đổi trong khoảng  $R_{\min} < R < \infty$ , với  $R_{\min}$  – chỉ số hồi lưu nhỏ nhất.

Chỉ số hồi lưu có ảnh hưởng trực tiếp đến vị trí của đường làm việc của đoạn luyện và đoạn chưng trên đồ thị  $x - y$  (đồ thị McCabe).

Phương trình đường làm việc của đoạn luyện:

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1}$$

Ở đây:  $x_D$  – nồng độ phần mol của sản phẩm đỉnh.

Phương trình đường làm việc của đoạn chưng:

$$y = \frac{R+F/D}{R+1}x + \frac{1-F/D}{R+1}x_B$$

Ở đây:  $x_B$  – nồng độ phần mol của sản phẩm đáy;

$F$  – Lưu lượng hỗn hợp đầu, kmol/h.

##### a. Chỉ số hồi lưu nhỏ nhất $R_{\min}$

Khi chỉ số hồi lưu của tháp chưng cất bằng  $R_{\min}$ , để đạt được mức độ tách cần thiết của hỗn hợp ( $x_B \div x_D$ ) thì số đĩa lý thuyết  $N_{LT}$  của tháp sẽ tiến đến  $\infty$  (do đường làm việc của tháp và đường cân bằng pha cắt nhau hoặc tiếp xúc với nhau).

Để xác định  $R_{\min}$  xét hai trường hợp sau:

- Đường làm việc và đường cân bằng pha cắt nhau (hình 7.1\*)

Ở trường hợp này  $R_{\min}$  có thể xác định theo công thức:

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} \quad (7.1^*)$$

Ở đây:  $x_F$  – nồng độ phần mol của hỗn hợp lỏng đầu;

$y_F^*$  – nồng độ pha hơi ở trạng thái cân bằng pha với nồng độ  $x_F$ .

Ở trường hợp này  $R_{\min}$  cũng có thể xác định bằng phương pháp đồ thị:

Trên đồ thị  $x - y$  của McCabe (hình 7.1\* và 7.42) kéo dài đường làm việc của đoạn luyện cho tới khi cắt trục tung. Tung độ của giao điểm khi đó sẽ bằng:

$$\bar{B}_{\max} = \frac{x_D}{R_{\min} + 1}$$

Và từ đây tìm được

$$R_{\min} = \frac{x_D}{\bar{B}_{\max}} - 1 \quad (7.2^*)$$

- Đường làm việc và đường cân bằng pha tiếp xúc với nhau (hình 7.2\*)

Do trong quá trình chưng luyện đường làm việc không thể nằm phía trên đường cân bằng pha nên vị trí cao nhất của đường làm việc của đoạn luyện của tháp sẽ là đường tiếp tuyến với đường cân bằng pha. Kéo dài đường tiếp tuyến với đường cân bằng pha cho tới khi cắt trục tung trên đồ thị x – y. Tung độ của giao điểm khi đó sẽ bằng:

$$\bar{B}_{\max} = \frac{x_D}{R_{\min} + 1}$$

Và từ đây rút ra  $R_{\min}$ .

### **b. Số đĩa lý thuyết nhỏ nhất $N_{LTmin}$**

Khi chỉ số hồi lưu  $R \rightarrow \infty$  (chế độ hồi lưu hoàn toàn) đường làm việc của tháp chưng cất liên tục sẽ trùng với đường chéo của hình vuông trên đồ thị McCabe (hình 7.3\*) và số đĩa lý thuyết của tháp sẽ nhỏ nhất  $N_{LTmin}$ .

Số đĩa lý thuyết  $N_{LTmin}$  ở chế độ hồi lưu hoàn toàn có thể xác định bằng phương pháp đồ thị (xem hình 7.3\*) hoặc xác định gần đúng theo công thức Fenske:

$$N_{LTmin} = \frac{\lg \left( \left( \frac{x_D}{1-x_D} \right) / \left( \frac{x_B}{1-x_B} \right) \right)}{\lg \alpha} \quad (7.3^*)$$

Ở đây:  $\alpha$  – hệ số bay hơi tương đối.

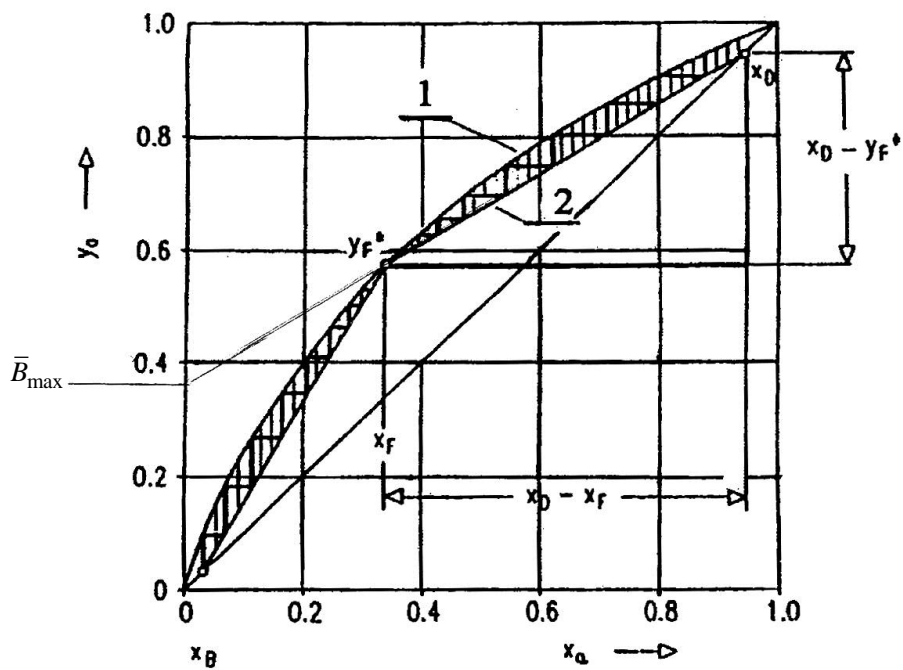
Hệ số bay hơi tương đối  $\alpha$  có thể tính theo công thức sau:

$$\alpha = \frac{y^*/(1-y^*)}{x/(1-x)} \quad (7.4^*)$$

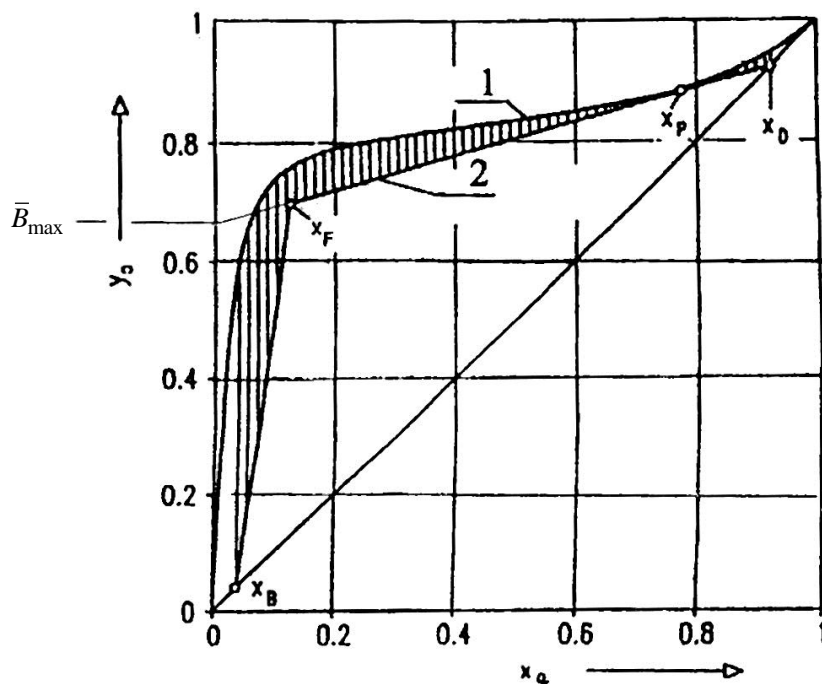
Đối với hỗn hợp lý tưởng  $\alpha = \text{const}$  và không phụ thuộc nồng độ. Cho các hỗn hợp khác lý tưởng trong công thức tính Fenske  $\alpha$  là giá trị trung bình:

$$\alpha = (\alpha_1 \alpha_2 \dots \alpha_K)^{1/K}$$

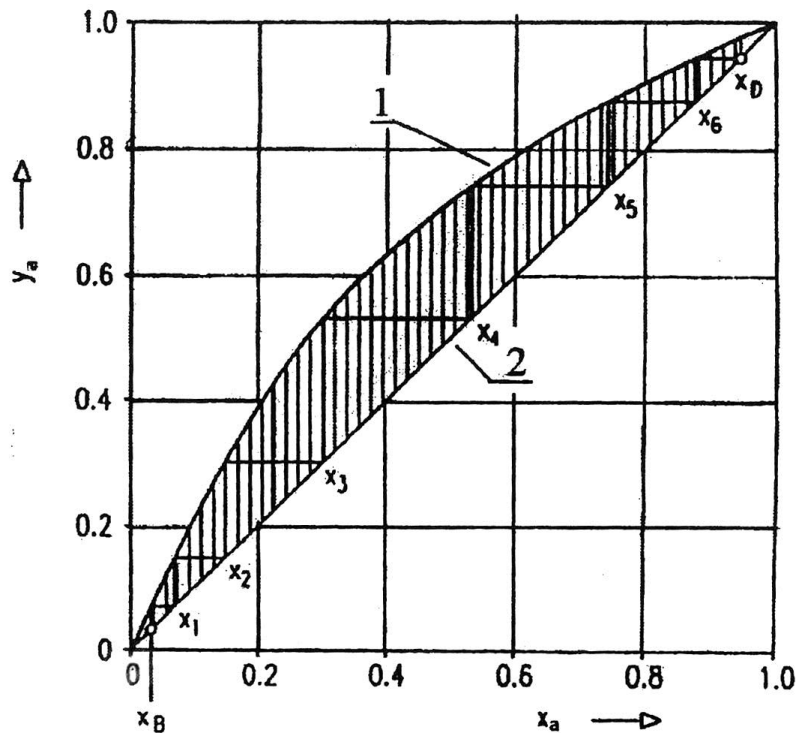
Ở đây:  $\alpha_i$  ( $i = 1 \div K$ ) – các giá trị  $\alpha$  tương ứng với các giá trị  $x_i$  khác nhau. Thường chọn  $K = 3$ .



Hình 7.1\*. Đồ thị  $y - x$  (đồ thị McCabe) của hỗn hợp hai cấu tử ở chế độ chỉ số hồi lưu nhỏ nhất  $R_{Lmin}$   
1. Đường cân bằng pha; 2. Đường làm việc



Hình 7.2\*. Đồ thị  $y - x$  (đồ thị McCabe) của hỗn hợp hai cấu tử ở chế độ chỉ số hồi lưu nhỏ nhất  $R_{Lmin}$   
Hệ này có hoành độ của điểm tiếp tuyến (điểm thắt)  $x_P \neq x_F$   
1. Đường cân bằng pha; 2. Đường làm việc



Hình 7.3\*. Đồ thị McCabe của hỗn hợp hai cấu tử ở chế độ hồi lưu hoàn toàn  
1. Đường cân bằng pha; 2. Đường làm việc

### c. Chỉ số hồi lưu thích hợp $R_{TH}$

Chỉ số hồi lưu  $R$  có ảnh hưởng trực tiếp đến vị trí tương đối của đường làm việc so với đường cân bằng pha trên đồ thị  $y - x$  (đồ thị McCabe) vì góc nghiêng của đường làm việc của đoạn luyện  $\tan \alpha = \frac{R}{R+1}$ . Như vậy chỉ số hồi lưu sẽ ảnh hưởng trực tiếp đến số đĩa lý thuyết  $N_{LT}$  và chiều cao  $H$  của tháp (khi chỉ số hồi lưu giảm thì số đĩa lý thuyết và chiều cao tháp sẽ tăng và ngược lại).

Mặt khác chỉ số hồi lưu cũng liên quan trực tiếp tới lượng nhiệt  $Q$  cần cấp cho thiết bị đun bay hơi ở dưới đáy tháp:

$$Q \sim G = D(R+1) \quad (7.5^*)$$

Ở đây:  $G$  – lưu lượng dòng hơi đi trong tháp;

$D$  – lưu lượng dòng sản phẩm đỉnh.

Như vậy chỉ số hồi lưu  $R$  có ảnh hưởng trái chiều đến chiều cao của tháp (khi  $R$  tăng, chiều cao  $H$  giảm, kinh phí chế tạo tháp giảm) và lượng nhiệt tiêu tốn  $Q$  (khi  $R$  tăng, lượng nhiệt  $Q$  tăng, chi phí vận hành tăng). Vì vậy để tháp chưng cất làm việc đạt được hiệu quả kinh tế cao cần xác định được chỉ số hồi lưu hợp lý.

Chỉ số hồi lưu hợp lý (thích hợp)  $R_{TH}$  có thể xác định theo các tiêu chí sau:

#### a. Chiều cao $H$ của tháp

Để chọn được chỉ số hồi lưu thích hợp  $R_{TH}$  theo tiêu chí trên cần phải xây dựng được quan hệ  $N_{LT} = f(R)$ . Quan hệ này có thể xây dựng được bằng phương pháp đồ thị của McCabe (hình 7.42): Tương ứng với các giá trị  $R$  khác nhau từ các đồ thị của McCabe lập được bảng sau:

R	R <sub>min</sub>	R <sub>1</sub>	R <sub>2</sub>	.....	∞
N <sub>LT</sub>	∞	N <sub>LT1</sub>	N <sub>LT2</sub>	.....	N <sub>LTmin</sub>
V = N <sub>LT</sub> (R + 1)	∞	V <sub>1</sub>	V <sub>2</sub>	.....	∞

Từ các số liệu của bảng trên sẽ dựng được đồ thị của quan hệ  $N_{LT} = f(R)$  (hình 7.4\*). Đồ thị trên cho phép xác định được chỉ số hồi lưu thích hợp  $R_{TH}$ .

Bảng số liệu trên cũng có thể lập được tương đối thuận tiện khi sử dụng quan hệ thực nghiệm của Gilliland. Quan hệ này đã được Molokanov thể hiện bằng phương trình sau:

$$Y = 1 - \exp\left(\frac{1 + 54,4X}{11 + 117,2X} \cdot \frac{X - 1}{X^{0,5}}\right) \quad (7.6^*)$$

Ở đây:  $Y = \frac{N_{LT} - N_{LTmin}}{(N_{LT} + 1)};$

$$X = \frac{R - R_{min}}{(R + 1)}.$$

Phương trình Molokanov có độ tin cậy cao trong phạm vi thay đổi sau đây của các đại lượng:

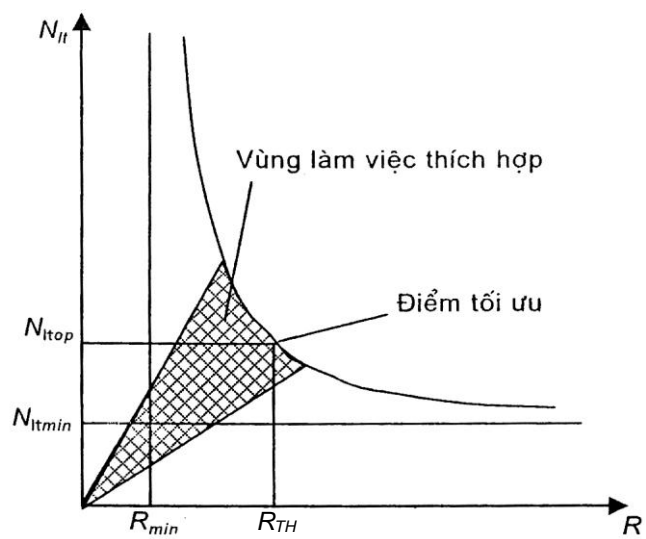
- Số cấu tử của hệ:  $2 \div 11$ ;
- Thông số Caloric của hỗn hợp đầu:  $q = 0,28 \div 1,42$ ;
- Áp suất: từ chân không đến 400 bar;
- Hệ số bay hơi tương đối:  $\alpha = 1,11 \div 4,05$ ;
- Chỉ số hồi lưu nhỏ nhất:  $R_{min} = 0,53 \div 9,09$ ;
- Số đĩa lý thuyết nhỏ nhất:  $N_{LTmin} = 3,4 \div 60,3$ .

#### *b. Thể tích $V_T$ của tháp*

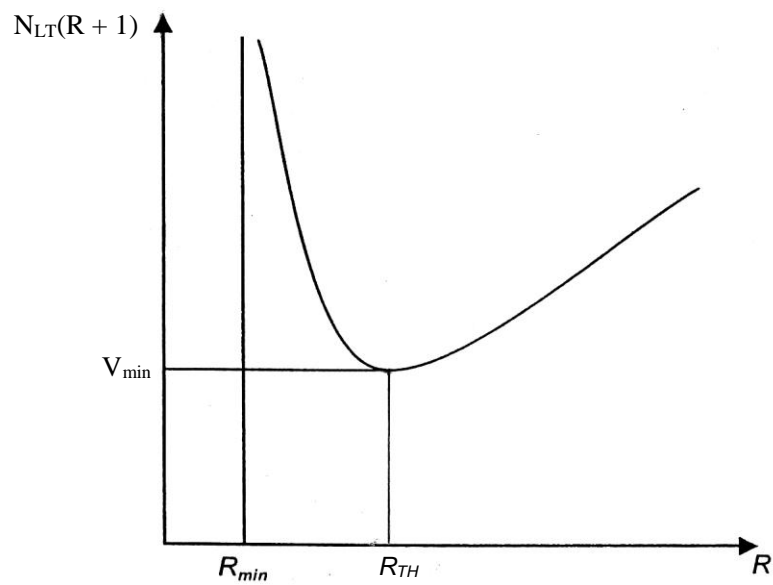
Đối với các tháp chuyển khối kinh phí chế tạo tháp thông thường tỷ lệ thuận với thể tích của tháp  $V_T$ . Do thể tích của tháp tỷ lệ thuận với đại lượng  $V = N_{LT} (R + 1)$  nên để tìm được chỉ số hồi lưu thích hợp cần phải xây dựng được quan hệ  $V = N_{LT} (R + 1) = f(R)$ . Quan hệ này cũng sẽ xây dựng được bằng cách sử dụng đồ thị  $x - y$  của McCabe hoặc sử dụng phương trình của Molokanov (xem bảng số liệu trong phần a). Các số liệu tính toán được thể hiện trên hình 7.5\*. Từ điểm cực tiểu của đồ thị ứng với  $V_{min}$  sẽ xác định được  $R_{TH}$ .

#### **Trình tự xác định $R_{TH}$**

- Xác định chỉ số hồi lưu  $R_{min}$  (phương pháp đồ thị hoặc sử dụng công thức (7.1\*);
- Xác định số đĩa lý thuyết  $N_{LTmin}$  (phương pháp đồ thị của McCabe hoặc sử dụng công thức của Fenske (7.3\*));
- Xác định số đĩa lý thuyết  $N_{LT}$  tương ứng với các giá trị chỉ số hồi lưu khác nhau  $R_1, R_2 \dots$  bằng phương pháp đồ thị McCabe hoặc bằng công thức Monokanov (7.6\*);
- Dựng đồ thị  $N_{LT} = f(R)$  (hình 7.4\*) hoặc đồ thị  $V = N_{LT} (R + 1) = f(R)$  (hình 7.5\*) và từ đó xác định  $R_{TH}$ .



Hình 7.4\*. Xác định chỉ số hồi lưu thích hợp theo tiêu chí chiều cao của tháp



Hình 7.5\*. Xác định chỉ số hồi lưu thích hợp theo tiêu chí thể tích của tháp

**Ví dụ:** Tháp chưng cất để tách hỗn hợp Benzen – Toluen. Hỗn hợp đầu có nồng độ  $x_f = 39,7\%$  mol. Nồng độ sản phẩm đỉnh  $x_D = 95\%$  mol và sản phẩm đáy  $x_B = 8,8\%$  mol.

Tháp làm việc ở áp suất khí quyển. Hãy xác định chỉ số hồi lưu nhỏ nhất  $R_{\min}$ , số đĩa lý thuyết nhỏ nhất của tháp  $N_{LT\min}$ , và chỉ số hồi lưu thích hợp  $R_{TH}$ .

*Bài giải:*

Hỗn hợp Benzen – Toluen là hỗn hợp gần với hỗn hợp lý tưởng nên  $\alpha = \text{const}$ .

$R_{\min}$  của tháp có thể xác định theo công thức:

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0,95 - 0,618}{0,618 - 0,397} = \frac{0,332}{0,221} = 1,502$$

Ở đây:  $y_F^*$  – nồng độ pha hơi cân bằng pha với nồng độ  $x_f$  (tra cứu).

Số đĩa lý thuyết  $N_{LT\min}$  (chế độ hồi lưu hoàn toàn) có thể xác định theo công thức Fenske (7.3\*):

$$N_{LT\min} = N_{Lt\min} = \frac{\lg\left(\left(\frac{0,95}{1-0,95}\right) \middle/ \left(\frac{0,088}{1-0,088}\right)\right)}{\lg(2,46)} = \frac{2,294}{0,391} = 5,87 \approx 6 \text{ đĩa}$$

Ở đây:  $\alpha = \frac{y^*/(1-y^*)}{x/(1-x)} = \frac{0,618/(1-0,618)}{0,397/(1-0,397)} = 2,46$

Để xác định  $R_{TH}$  sẽ sử dụng công thức (7.6\*) của Monokanov để lập quan hệ  $V = N_{LT}(R+1) = f(R)$  và quan hệ  $N_{LT} = f(R)$ :

$$Y = 1 - \exp\left(\frac{1 + 54,4X}{11 + 117,2X} \cdot \frac{X-1}{X^{0,5}}\right)$$

Với  $Y = \frac{N_{LT} - N_{LT\min}}{N_{LT} + 1}$

$$X = \frac{R - R_{\min}}{R + 1}$$

R	$R_{\min} = 1,502$	1,6	1,8	2,0	2,2	2,4	2,6	2,8	3,0	3,5
$N_{LT}$	$\infty$	17,5	14,46	12,74	11,62	10,83	10,10	9,79	9,42	8,77
$V = N_{LT}(R + 1)$	$\infty$	47,25	40,49	38,22	37,19	36,83	36,37	37,23	37,69	49,46

Bảng số liệu trên chỉ cho thấy nếu chọn thể tích ủa tháp làm tiêu chí tối ưu thì chỉ số hồi lưu thích hợp  $R_{TH} = 2,6$  và nếu chọn chiều cao của tháp làm tiêu chí tối ưu thì chỉ số hồi lưu thích hợp  $R_{TH} = 2,4 - 2,6$ .

#### **d. Khoảng cách giữa các đĩa**

Chiều cao toàn bộ của tháp sẽ phụ thuộc vào khoảng cách giữa các đĩa. Khoảng cách giữa các đĩa thường được sử dụng nằm trong khoảng (0,15 – 1)m. Khoảng cách được chọn phụ thuộc vào đường kính của tháp và vào điều kiện làm việc của tháp. Khoảng cách giữa các đĩa được chọn sẽ bé nếu đường kính tháp bé, và nếu như tháp được đặt trong nhà và chiều cao nhà bị hạn chế thì khoảng cách giữa các đĩa được chọn cũng sẽ nhỏ.



Cho các tháp có đường kính  $D_c > 1\text{ m}$  thì khoảng cách giữa các đĩa thông thường sẽ nằm trong khoảng  $(0,3 - 0,6)\text{ m}$  và thường chọn sơ bộ lúc đầu bằng  $0,5\text{ m}$ . Khoảng cách này sẽ được xem xét lại nếu thấy cần thiết khi thiết kế chi tiết đĩa.

Khoảng cách giữa các đĩa ở vị trí tiếp liệu, ở vị trí lấy các sản phẩm phụ và ở vị trí đặt các cửa người thường được chọn lớn hơn.

Trong công nghiệp hóa chất, khoảng cách giữa các đĩa trong tháp thường nằm trong khoảng  $450\text{ mm}$  đến  $900\text{ mm}$  ( $18\text{ in}$  đến  $36\text{ in}$ ).

Đối với tháp loại đĩa chóp có kênh chảy truyền lỏng khoảng cách giữa các đĩa ít nhất phải bằng hai lần chiều cao cột lỏng trong kênh chảy truyền lỏng.

Đối với tháp loại đĩa lỗ có kênh chảy truyền lỏng khoảng cách giữa các đĩa nhỏ hơn khoảng  $150\text{ mm}$  ( $6\text{ in}$ ) so với khoảng cách giữa các đĩa trong tháp loại đĩa chóp tương ứng.

Đối với loại đĩa lỗ không có kênh chảy truyền lỏng, khoảng cách giữa các đĩa phải lớn gấp hai lần chiều cao tối đa của hỗn hợp lỏng – khí ở trên đĩa.

Chọn khoảng cách giữa các đĩa có ảnh hưởng nhiều đến thiết kế của tháp vì vậy để có được sự lựa chọn hợp lý có thể tham khảo các số liệu kinh nghiệm trong bảng sau.

<i>STT</i>	<i>Điều kiện</i>	<i>Khoảng cách giữa các đĩa</i>	<i>Lý do chọn</i>
1	Đường kính tháp $> 3,0\text{ m}$ ( $10\text{ ft}$ )	$> 600\text{ mm}$ ( $> 24\text{ in}$ )	Khoảng cách giữa các đĩa cần lớn vì đảm bảo đĩa gây cản trở việc chui vào khoảng không gian giữa các đĩa để sửa chữa, lắp ráp
2	Đường kính tháp từ $1,2\text{ m}$ đến $3,0\text{ m}$ ( $4\text{ ft}$ đến $10\text{ ft}$ )	$600\text{ mm}$	Khoảng cách này đủ rộng để công nhân có thể bò trườn tự do giữa các đĩa
3	Đường kính tháp từ $750\text{ mm}$ đến $1200\text{ mm}$ ( $2,5\text{ ft}$ đến $4\text{ ft}$ )	$450\text{ mm}$ ( $18\text{ in}$ )	Ít có nhu cầu chui vào tháp
4	Cần xử lý đóng cặn và xử lý ăn mòn tháp	$> 600\text{ mm}$	Cần bảo dưỡng thường xuyên
5	Các hệ có xu hướng tạo bọt cao	Ít nhất là $450\text{ mm}$ , nhưng nên chọn $\geq 600\text{ mm}$	Để tránh đĩa bị sặc sớm hơn dự kiến
6	Tháp làm việc ở chế độ phun tia	Ít nhất là $450\text{ mm}$ , nhưng nên chọn $\geq 600\text{ mm}$	Để hạn chế lượng lỏng bị cuốn theo dòng khí
7	Tháp làm việc ở chế độ lớp bọt	$< 450\text{ mm}$	Chọn khoảng cách giữa các đĩa nhỏ để hạn chế tốc độ hơi cho phép nhằm tạo điều kiện thuận lợi cho chế độ lớp bọt

### e. Đường kính của tháp

Yếu tố chính quyết định đường kính của tháp chính là lưu lượng dòng hơi đi trong tháp. Tốc độ của pha hơi ở trong tháp phải nhỏ hơn tốc độ cuốn theo lỏng từ đĩa dưới lên đĩa trên. Lượng lỏng bị cuốn theo dòng hơi phải nhỏ hơn một giới hạn cho phép và phải đảm bảo để trở lực của đĩa không được quá lớn.

Dựa vào phương trình rất quen thuộc của Souders và Brown, Lowenstein (1961) đã đưa ra phương trình sau dùng để tính tốc độ tối đa cho phép của pha hơi [Lowenstein J.G. (1961) Ind. Eng. Chem. 53 (Oct). 44A. Sizing distillation Columns]:

$$\hat{U}_v = (-0,171 I_t^2 + 0,27 I_t - 0,047) \left[ \frac{(\rho_L - \rho_v)}{\rho_v} \right]^{1/2} \quad (7.1a)$$

Ở đây:  $I_t$  – Khoảng cách giữa các đĩa (m) (trong khoảng 0,3÷1,0 m);

$\hat{U}_v$  – Tốc độ tối đa cho phép của pha hơi tính theo diện tích tiết diện ngang của toàn tháp (m/s).

Công thức trên có thể dùng để tính định hướng sơ bộ cho tất cả các loại tháp đĩa.

Đường kính của tháp có thể tính theo công thức:

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot \hat{V}_w}{\pi \cdot \rho_v \cdot \hat{U}_v}} \quad (7.2)$$

Ở đây:  $\hat{V}_w$  – lưu lượng tối đa của pha hơi (kg/s).

Đường kính ước tính  $D_c$  của tháp cần được kiểm tra lại khi thiết kế chi tiết đĩa.

### **Đường kính tháp chuyển khối loại đĩa chóp**

Để xác định gần đúng đường kính của tháp loại đĩa chóp có thể sử dụng hai phương pháp sau:

#### *1. Phương pháp tốc độ chuẩn*

Tốc độ chuẩn của dòng hơi (khí) tính theo tiết diện ngang của toàn tháp được tính theo công thức:

$$U_{std} = 0,069 \left( (\rho_L / \rho_v) - 1 \right)^{0,5}, \text{ m/s} \quad (7.1b)$$

Ở đây  $U_{std}$  – Tốc độ tối đa cho phép tính theo tiết diện ngang của tháp, m/s;

$\rho_L, \rho_v$  – Khối lượng riêng của lỏng và hơi, kg/m<sup>3</sup>.

Tốc độ chuẩn cần được nhân với hệ số hiệu chỉnh cho các trường hợp sau:

Tháp	% $U_{std}$
1. Làm việc ở áp suất chân không	110*
2. Dùng cho lọc dầu	100**
3. Tháp tách Butan hoặc các tháp khác làm việc ở áp suất 6 ÷ 17 atm	80
4. Tháp tách Propan hoặc các tháp áp suất cao	60

\* Sử dụng cho trường hợp khoảng cách giữa các đĩa  $\geq 24''$  (600 mm)

\*\* Các tháp tách các phân đoạn naphtha áp suất thấp, tháp tách Gasoline, tách dầu thô,...

**Ví dụ:** Xác định đường kính của tháp chưng cất loại đĩa chớp. Biết:

$$\rho_L = 800 \text{ kg/m}^3; \rho_V = 1,5 \text{ kg/m}^3; \text{ Lưu lượng dòng hơi } G = 7,5 \text{ kg/s.}$$

*Bài giải:*

– Lưu lượng dòng hơi  $V = G / \rho_V = 7,5 / 1,5 = 5 \text{ m}^3/\text{s}$

– Tốc độ dòng hơi đi trong tháp theo công thức (7.1b):

$$\begin{aligned} U_{std} &= 0,069(\rho_L / \rho_V - 1)^{0,5} = 0,069\left(\frac{800}{1,5} - 1\right)^{0,5} \\ &= 0,069.23,09 = 1,59 \text{ m/s} \end{aligned}$$

– Đường kính của tháp:

$$V = U_{std} \cdot \frac{\pi D_c^2}{4} = 5 \text{ m}^3 / \text{s} \rightarrow D_{c \min} = \sqrt{\frac{5.4}{1,59.3,14}} = 2,0 \text{ m}$$

## 2. Phương pháp Souders – Brown

Tốc độ khối lượng tối đa cho phép của pha hơi (khí) tính theo tiết diện ngang của toàn tháp có thể tính theo công thức:

$$W_{\max} = 8,49.10^{-5} C [\rho_V (\rho_L - \rho_V)]^{1/2} \quad (7.1c)$$

Ở đây:  $W_{\max}$  – tốc độ tối đa cho phép,  $\text{kg/m}^2.\text{s}$ ;

$\rho_L, \rho_V$  – khối lượng riêng của lỏng và hơi,  $\text{kg/m}^3$

$C$  – hệ số tốc độ của Souders – Brown.

Tốc độ  $W$  tính theo công thức trên có thể áp dụng chung cho các trường hợp nhưng cần nhân với các hệ số hiệu chỉnh sau:

– Các tháp hấp thụ: 0,55

– Đoạn tháp tách phân đoạn của các tháp hấp thụ đầu: 0,80

– Tháp tách dầu mỏ: 0,95

– Tháp ổn định thành phần dầu hoặc tháp nhả: 1,15

Hệ số  $C$  của công thức Souders – Brown có thể xác định theo hình 7.1b hoặc tính theo công thức:

$$C = (36,71 + 5,456T - 0,08486T^2) \ln \sigma - 312,9 + 37,62T - 0,5269T^2 \quad (7.1d)$$

Ở đây:  $T$  – khoảng cách giữa các đĩa, in;

$\sigma$  – sức căng bề mặt, dyn/cm.

Phạm vi thay đổi của các đại lượng:

$$C = 0 \div 700; \sigma = 0,1 \div 100; T = 18 - 36.$$

Hệ số  $C$  của phương trình (7.1c) cũng có thể tính theo phương trình sau:

$$C = m \ln (\sigma) + b \quad (7.1d')$$

Ở đây:  $\sigma$  – sức căng bề mặt của lỏng, dyn/cm;

$m, b$  – các hệ số xem trong bảng sau:

<i>Khoảng cách giữa các đĩa</i>		<i>m</i>	<i>b</i>
<i>mm</i>	<i>in</i>		
25	10	46,1	14,7
30	12	74,1	53,2
38	15	93,3	133,5
46	18	106,6	197,2
51	20	112,6	229,1
61	24	118,8	284
76	30	121,6	334
91	36	124,3	359,8

Để xác định được đường kính lớn nhất của tháp cần phải tiến hành tính đường kính ở đỉnh, đáy và vị trí tiếp liệu theo công thức (7.1c).

Souders – Brown đã đưa phương trình trên khi chọn lượng lỏng bị cuốn theo dòng hơi là thông số có ảnh hưởng quyết định.

Đối với các tháp có tải trọng lỏng lớn, cho phương án thiết kế cuối cùng, cần phải tính kiểm tra đĩa theo các điều kiện thủy lực.

Ludwig cho rằng tốc độ W tính theo phương trình Souders – Brown quá chặt chẽ trong khoảng áp suất (0,2 ÷ 17 atm) và vì vậy cần phải nhân tốc độ W với hệ số 1,05 ÷ 1,15.

Phương trình Souders – Brown được thể hiện trên hình 7.1b (ở đây T – khoảng cách giữa các đĩa, in;  $\sigma$  – sức căng bề mặt, dyn/cm).

**Ví dụ:** Xác định đường kính của tháp chuyển khối loại đĩa chóp.

Biết:  $\rho_L = 800 \text{ kg/m}^3$ ;  $\rho_V = 1,5 \text{ kg/m}^3$ ;  $\sigma = 20 \text{ dyn/cm}$ ; khoảng cách giữa các đĩa T = 508 mm (20 in); Lưu lượng dòng hơi G = 7,5 kg/s.

*Bài giải:*

– Xác định hệ số tốc độ C của Souders – Brown theo hình 7.1b:

Với  $\sigma = 20 \text{ dyn/cm}$ ; khoảng cách giữa các đĩa T = 20 in : C = 565.

Tính tốc độ của pha hơi theo công thức (7.1c):

$$W_{\max} = 8,49 \cdot 10^{-5} \cdot C [\rho_V (\rho_L - \rho_V)]^{1/2}$$

$$= 8,49 \cdot 10^{-5} \cdot 565 [1,5(800 - 1,5)]^{1/2} = 8,49 \cdot 10^{-5} \cdot 565 \cdot 34,6 = 1,66 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

– Tính đường kính của tháp:

+ Diện tích tiết diện ngang của tháp:  $A = \frac{G}{W_{\max}} = \frac{7,5}{1,66} = 4,52 \text{ m}^2$

+ Đường kính của tháp:  $A = \pi \frac{D_c^2}{4} = 4,52 \rightarrow D_{c \min} = \sqrt{\frac{4 \cdot 4,52}{3,14}} = 2,4 \text{ m}$

### ***Đường kính của tháp đĩa lỗ và đĩa van***

Để xác định gần đúng đường kính của tháp loại đĩa lỗ và đĩa van có thể sử dụng ba phương pháp sau:

#### ***1. Phương pháp sử dụng yếu tố F***

Yếu tố F được định nghĩa theo công thức  $F = U \cdot \sqrt{\rho_G}$  – căn bậc hai động năng của chất khí (7.3)

(Ở đây: U – tốc độ của dòng khí;  $\rho_G$  – khối lượng riêng của khí).

Sau khi xác định được yếu tố F sẽ xác định được tốc độ cho phép của khí U đi trong tháp (tính theo tiết diện tự do của tháp = tiết diện của toàn tháp trừ phần tiết diện của kênh chảy truyền lỏng).

Đối với các hệ tạo bọt yếu tố F cần phải nhân với hệ số 0,75 sau đó mới xác định tốc độ của dòng khí.

Yếu tố F có thể xác định theo phương trình của Frank và đồ thị của phương trình này được thể hiện trên hình 7.1c.

Branan C. đã đưa ra phương trình để xác định yếu tố F sau đây:

$$F = (547 - 173,2T + 2,3194T^2) \cdot 10^{-6} P + 0,32 + 0,0847T - 0,000787T^2 \quad (7.1e)$$

Ở đây: T – khoảng cách giữa các đĩa, in;

P – áp suất làm việc của tháp, psia;

(1 psia = 0,06805 atm)

Phạm vi thay đổi của các đại lượng:

$$F = 0,8 \div 2,4; \quad P = 0 \div 220; \quad T = 18 \div 36.$$

Branan C. cũng đã đưa ra phương trình để xác định tốc độ của lỏng đi trong kênh chảy truyền sau đây:

$$DL = (0,17848T + 11,33) \cdot 10^{-3}, \text{ m/s} \quad (7.1f)$$

Ở đây: DL – tốc độ của lỏng trong kênh chảy truyền, m/s;

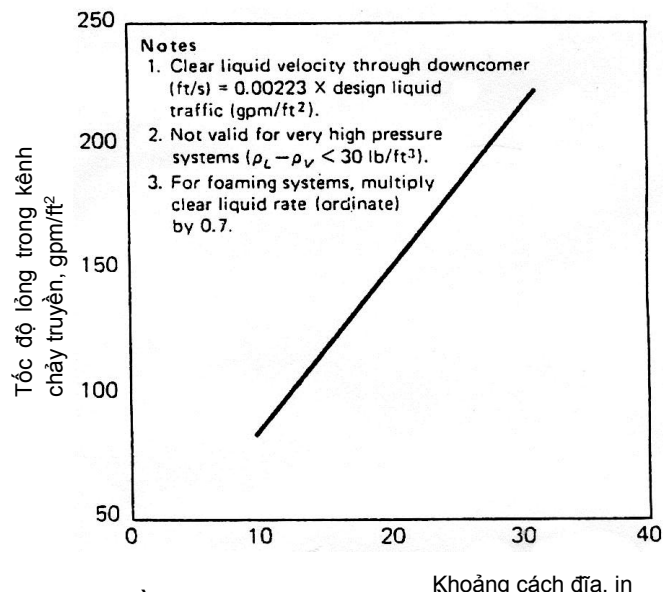
T – khoảng cách giữa các đĩa, mm.

Phương trình trên không áp dụng được khi  $(\rho_L - \rho_V) < 480 \text{ kg/m}^3$  (áp suất làm việc rất cao).

Đối với các hệ tạo bọt cần phải nhân đại lượng DL tính theo công thức của Branan với hệ số 0,7.

Theo Frank diện tích của kênh chảy truyền lỏng xác định theo công thức trên phải không được bé hơn 5% diện tích tiết diện ngang của toàn tháp.

Phần diện tích chảy truyền lỏng trên đĩa có thể xác định theo hình 7.1e. Cho phương án thiết kế cuối cùng cần phải tính kiểm tra đĩa theo các điều kiện thủy lực.



**Hình 7.1e. Đồ thị xác định diện tích phân chảy truyền lỏng của đĩa**

1 –  $1 \text{ gpm/ft}^2 = 0,68 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$

2 – Các hệ tạo bọt: nhân tốc độ tìm theo đồ thị với hệ số 0,7.

Để đánh giá sơ bộ yếu tố F có thể tham khảo các giá trị sau:

Trường hợp	Yếu tố F
– Tốc độ hơi tính theo tiết diện ngang của toàn tháp chưng cất	$1,0 \div 1,5$
– Tốc độ hơi trong lỗ của đĩa lỗ để tránh rò rỉ lỏng	$> 12$
– Để tách giọt lỏng ra khỏi dòng hơi trong thiết bị tách giọt	$< 6$

## 2. Phương pháp của Smith

Phương pháp của Smith chọn chiều cao cần thiết để tách giọt lỏng ra khỏi pha hơi (chiều cao tách giọt) trên đĩa làm thông số quyết định và phương pháp này có thể sử dụng cho các loại đĩa khác nhau. Phương trình của Smith được thể hiện trên hình 7.1f.

Các đường cong trên hình 7.1f được thể hiện trong khoảng của thông số chiều cao tách giọt  $2 \div 30 \text{ inch}$ . Ở đây U – tốc độ của hơi ở trên đĩa (không tính phần diện tích của kênh chảy truyền).

Các đường cong của Smith có thể được thể hiện bằng phương trình sau:

$$Y_i = A + BX + CX^2 + DX^3 \quad (7.1g)$$

Ở đây:

$Y_i = C = U[\rho_V/(\rho_L - \rho_V)]^{1/2}$  – tung độ của đồ thị;

$i = 2, 4, \dots, 30$  – chiều cao tách giọt, in;

$X = (L/G)(\rho_V/\rho_L)^{1/2}$  – hoành độ của đồ thị;

G – lưu lượng pha hơi, kg/h;

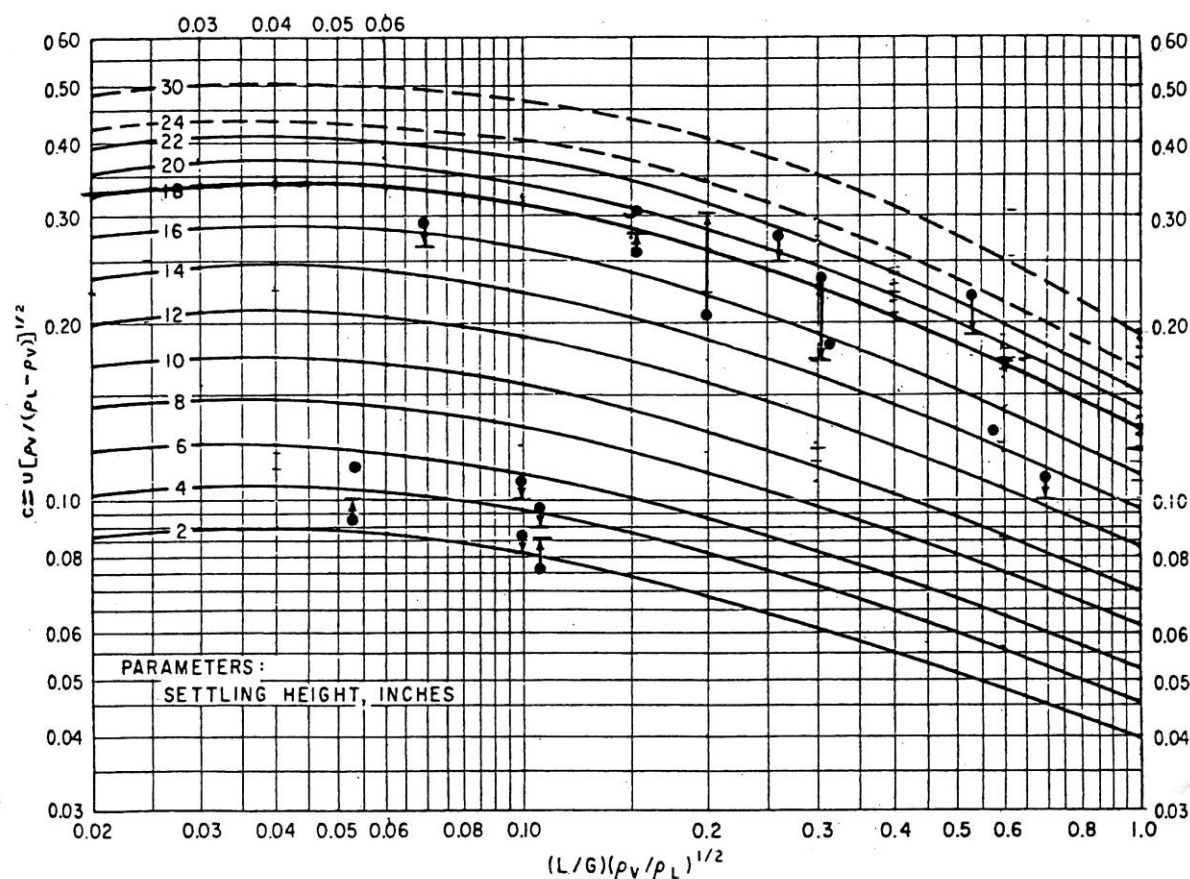
L – lưu lượng pha lỏng, kg/h;

U – tốc độ pha hơi tính theo tiết diện tự do của đĩa (không tính phần diện tích chảy truyền), ft/s;

$\rho_V, \rho_L$  – khối lượng riêng của hơi và lỏng, kg/m³.

Các hệ số A, B, C, D trong phương trình (7.1g) cho các giá trị thông số chiều cao tách giọt khác nhau (xem bảng sau):

	A	B	C	D
$Y_{30}$	-1.68197	-.67671	-.129274	-.0046903
$Y_{24}$	-1.77525	-.56550	-.083071	+.0005644
$Y_{22}$	-1.89712	-.59868	-.080237	+.0025895
$Y_{20}$	-1.96316	-.55711	-.071129	+.0024613
$Y_{18}$	-2.02348	-.54666	-.067666	+.0032962
$Y_{16}$	-2.19189	-.51473	-.045937	+.0070182
$Y_{14}$	-2.32803	-.44885	-.014551	+.0113270
$Y_{12}$	-2.47561	-.48791	-.041355	+.0067033
$Y_{10}$	-2.66470	-.48409	-.040218	+.0064914
$Y_8$	-2.78979	-.43728	-.030204	+.0071053
$Y_6$	-2.96224	-.42211	-.030618	+.0056176
$Y_4$	-3.08589	-.38911	+.003062	+.0122267
$Y_2$	-3.22975	-.37070	-.000118	+.0110772



Hình 7.1f. Đồ thị Smith để xác định tốc độ của pha hơi theo chiều cao tách giọt

**Ví dụ:** Trong tháp chuyển khối loại đĩa lỗ có khối lượng riêng của pha lỏng  $\rho_L = 800 \text{ kg/m}^3$ , của pha hơi  $\rho_V = 2,2 \text{ kg/m}^3$ , lưu lượng dòng lỏng  $L = 12.000 \text{ kg/h}$ , lưu lượng dòng hơi  $G = 18.000 \text{ kg/h}$ , khoảng cách giữa các đĩa  $T = 508 \text{ mm}$  (20 in). Hãy xác định tốc độ của pha hơi đi trong tháp.

*Bài giải:* Theo phương pháp Smith:

$$X = (L/G)(\rho_V / \rho_L)^{1/2} = \left( \frac{12.000}{18.000} \right) \left( \frac{2,2}{800} \right)^{1/2} = 0,035$$

Từ hình (7.1f) tìm được  $Y_{20} = C = 0,37$

Tốc độ của pha hơi:

$$U = \frac{Y_{20}}{[\rho_V (\rho_L - \rho_V)]^{1/2}} = \frac{0,37}{[2,2 / (800 - 2,2)]^{1/2}} = 7,05 \text{ ft} / \text{s} = 2,15 \text{ m} / \text{s}$$

### 3. Phương pháp của Lieberman

Lieberman đã đề xuất hai quy tắc nhằm tránh các trục trặc khi vận hành các tháp chưng cất và hai quy tắc này cũng có thể sử dụng để kiểm tra khi thiết kế.

*Quy tắc 1:* Để tránh hiện tượng bắt đầu sắc đĩa, trở lực của tháp đĩa phải bé hơn 22% khoảng cách giữa các đĩa.

Quy tắc trên được thể hiện bằng công thức toán sau đây:

$$\Delta P / [(SG)(T_n)(T_s)] < 22\%$$

Ở đây:  $\Delta P$  – trở lực của tháp, mm H<sub>2</sub>O;

SG – tỷ trọng của lỏng;

T<sub>n</sub> – số đĩa của tháp;

T<sub>s</sub> – khoảng cách giữa các đĩa, mm.

*Quy tắc 2:* Đối với đĩa loại lỗ, khi yếu tố phun tia bằng  $6 \div 7$ , thì chiều cao phun tia khoảng 15 in.

Chiều cao phun tia =  $U^2 \rho_V / \rho_L$

Ở đây: U – tốc độ hơi ở trong lỗ, ft/s;

$\rho_V, \rho_L$  – khối lượng riêng của lỏng và hơi.

Khi chiều cao phun tia bằng 15 in thì khoảng cách giữa các đĩa cần phải  $\geq 21$  in (550 mm).

*Chú ý:* Phương pháp của Souders – Brown (công thức 7.1c) cũng có thể áp dụng gần đúng cho loại tháp đĩa lỗ. Tuy nhiên kết quả tính tốc độ nhận được theo công thức trên cho loại đĩa lỗ chặt chẽ quá mức cần thiết vì giả thiết lượng lỏng cuốn theo dòng hơi bằng 0.

### Kiểm tra đường kính thiết kế của tháp

Để kiểm tra gần đúng đường kính thiết kế của tháp chưng cất có thể sử dụng quan hệ giữa đường kính của tháp D và tải nhiệt Q của thiết bị đun bay hơi đáy tháp sau đây:

Áp suất làm việc của tháp chưng cất	Tải nhiệt của thiết bị đun bay hơi đáy tháp Q, MBTU/h
1. Áp suất cao	$Q \approx 0,5 D^2$
2. Áp suất khí quyển	$Q \approx 0,3 D^2$
3. Áp suất chân không	$Q \approx 0,15 D^2$

Ở đây: D – đường kính tháp chưng cất, ft; 1 ft = 0,3048 m;

1 BTU/h = 0,29307 W.

**Ví dụ:** Tải nhiệt của bình chưng của tháp chưng cất làm việc ở áp suất cao  $Q = 6$  MW. Hãy xác định sơ bộ đường kính của tháp



Bài giải:

– Chuyển đổi đơn vị:  $Q = \frac{6 \cdot 10^6}{0,29307} = 20,473 \cdot 10^6 \text{ BTU} / \text{h} = 20,473 \text{ MBTU} / \text{h}$

– Đường kính sơ bộ của tháp:  $D = \sqrt{\frac{Q}{0,5}} = \sqrt{\frac{20,473}{0,5}} = 0,399 \text{ ft} = 1,95 \text{ m}.$

#### f. Trở lực của đĩa

Khi tiến hành chưng cất chân không, nếu trở lực của đĩa tăng sẽ làm tăng nhiệt độ ở dưới đáy tháp và kết quả sẽ làm tăng khả năng phân hủy nhiệt, tăng khả năng polyme hóa các chất, tăng khả năng cốc hóa và tăng khả năng tắc nghẽn tháp. Ngoài ra, tăng trở lực của đĩa cũng đòi hỏi phải tăng công suất cần thiết của hệ thống tạo chân không, tăng công suất cần thiết của thiết bị đun bay hơi đáy tháp cũng như tăng tải trọng cần thiết của tháp. Trong trường hợp sử dụng bơm hút chân không, tăng trở lực của đĩa sẽ làm tăng kích thước của bơm chân không và năng lượng tiêu hao cũng sẽ tăng lên. Vì các lý do nêu ở trên, nên trong thực tế luôn cần các giải pháp để giảm trở lực của đĩa đến mức thấp nhất.

Các phương pháp sử dụng để đánh giá trở lực của đĩa thường tương tự như nhau cho các loại đĩa thông thường. Trở lực tổng cộng của đĩa bao gồm các hợp phần sau đây:

$$h_t = h_d + h_L \quad (7.27)$$

Ở đây:  $h_t$  – Trở lực tổng cộng của đĩa, mm cột chất lỏng;

$h_d$  – Trở lực của đĩa khô (do các lỗ của đĩa lỗ hoặc do các van khô của đĩa van tạo ra), mm cột chất lỏng;

$h_L$  – Trở lực do lớp hỗn hợp lỏng – khí trên đĩa tạo ra, mm cột chất lỏng.

Để cho thuận tiện và chặt chẽ, các hợp phần trở lực của đĩa  $h_d$  và  $h_L$  được tính chuyển đổi sang cột chất lỏng sạch khí tương đương (lỏng đã tách triệt để khí) ở trên đĩa và được tính bằng mm cột chất lỏng.

Trở lực của đĩa khô được tính theo các phương án khác nhau của phương trình chuyển động của khí qua lỗ:

$$h_d = K \left( \frac{\rho_g}{\rho_L} \right) U_h^2 \quad (7.28)$$

Ở đây:  $U_h$  – tốc độ của dòng khí qua rãnh (đĩa van) hoặc qua lỗ (đĩa lỗ), m/s.

Cho đĩa lỗ  $K = 51,0 / C_v^2 \quad (7.29)$

Hệ số thất dòng  $C_v$  tra cứu trên hình 7.23 hoặc tính theo phương trình sau:

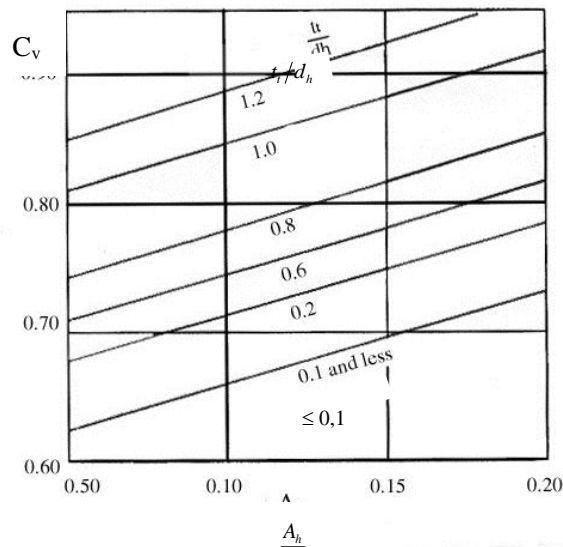
$$C_v = 0,74(A_h / A_a) + \exp[0,29(t_t / d_h) - 0,56] \quad (7.30)$$

$A_h$  – Diện tích tổng cộng của các lỗ, m<sup>2</sup>;

$A_a$  – Diện tích làm việc của đĩa, m<sup>2</sup>;

$d_h$  – Đường kính lỗ, mm;

$t_t$  – chiều dày của đĩa, mm;



**Hình 7.23. Sự phụ thuộc của hệ số thất  $C_v$  vào tỷ số diện tích các lỗ trên diện tích làm việc của đĩa  $\frac{A_h}{A_a}$  và vào tỷ số chiều dày của đĩa trên đường kính lỗ  $t_t/d_h$**

Cho các đĩa van cố định kiểu Sulze, Summer và Van Sinderen [Distillation 2001: Topical Conference Proceedings, AIChE Spring National Meeting, p.444, Houston, April 22–26, 2001] đã đưa ra các phương trình sau đây cho hệ số K:

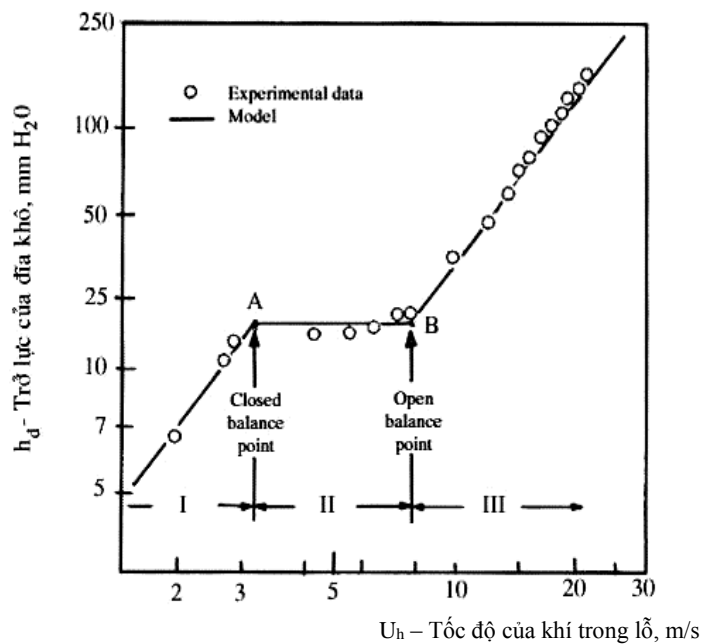
$$K = 58 + 386A_f \text{ cho đĩa van cố định kiểu MVG} \quad (7.31)$$

$$K = 58 + 461A_f \text{ cho đĩa van cố định kiểu SVG và LVG} \quad (7.32)$$

Ở đây  $A_f = A_h/A_a$  – phần diện tích của lỗ

Cho các loại đĩa van chuyển động sự phụ thuộc trở lực của đĩa vào tốc độ của dòng khí có dạng điển hình như trên hình 7.24.

Khi tốc độ pha khí còn nhỏ, tất cả các van đều đóng. Khi đó dòng khí chỉ có thể đi qua khe hở giữa các van và mặt đĩa và nếu như tốc độ dòng khí tăng thì trở lực của đĩa cũng sẽ tăng. Khi đạt đến điểm A – điểm cân bằng ở trạng thái đóng của van, thì một số van đã bắt đầu mở. Nếu như tốc độ pha khí vẫn tiếp tục tăng, số van mở sẽ tăng dần lên cho tới khi đạt điểm B – điểm cân bằng ở trạng thái mở của van. Ở giữa điểm A và B, khi tốc độ dòng khí tăng lên thì diện tích dòng khí đi qua sẽ tăng lên và giữ cho trở lực của đĩa không đổi. Sau điểm B, nếu tốc độ dòng khí vẫn tiếp tục tăng thì trở lực của đĩa sẽ tăng lên tương tự như trong trường hợp đĩa loại lỗ.



**Hình 7.24. Trở lực của đĩa van chuyển động**

o – Các số liệu thực nghiệm; ——— Tính theo mô hình của Bolles

I – Vùng các van đóng hoàn toàn; II – Vùng mở một phần của các van;

III – Vùng các van mở hoàn toàn; A – Điểm cân bằng đóng; B – Điểm cân bằng mở.

Số hạng K trong phương trình (7.28) phụ thuộc vào diện tích của các rãnh van, vào kích thước hình học của lỗ, vào độ dày của đĩa và phụ thuộc vào kiểu, hình dáng và khối lượng của van. Những thông tin về sự phụ thuộc trên sẽ là tốt nhất nếu nhận được từ các nhà sản xuất đĩa, nhưng cũng có thể tính được theo phương pháp của Bolles [Chem. Eng. Prog. 72(9), 43 (1976), Lockett [Distillation Tray Fundamentals, Cambridge University Press, Cambridge, England, 1986], và của Klein [Chem. Eng. May 3, 1982, p.81].

Cho đĩa van, Klein đã đưa ra các giá trị sau đây của K (mm.s<sup>2</sup>/m<sup>2</sup>) cho phương trình 7.28 trong trường hợp chọn tổng diện tích các lỗ (không phải là diện tích các rãnh) làm cơ sở tính toán:

	Lỗ thường (mòng)	Lỗ van kiểu Ventury
Tất cả các van đều mở (K <sub>o</sub> )	254,5 (2,64/t <sub>v</sub> ) <sup>0,5</sup>	122
Tất cả các van đều đóng (K <sub>c</sub> )	1683	841

Tốc độ của dòng khí vào thời điểm van bắt đầu mở (điểm A) có thể tính theo phương trình:

$$U_{hc} = 1,14 \left[ t_v (R_{vw} / K_c) (\rho_M / \rho_G) \right]^{0,5} \quad (7.33)$$

$U_{h.c}$  – vận tốc của dòng khí tại điểm A, (m/s);

$t_v$  – Chiều dày của van, (mm);

$R_{vw}$  – Tỷ số khối lượng của van có chân trên khối lượng của van không có chân (xem bảng 7.8);

$K_c$  – Hệ số lỗ khi tất cả các van đều đóng (xem phía trên), ( $\text{mm.s}^2/\text{m}^2$ );

$\rho_G$  – khối lượng riêng của khí, ( $\text{kg}/\text{m}^3$ );

$\rho_M$  – Khối lượng riêng của kim loại dùng để chế tạo van (khoảng  $8000\text{kg}/\text{m}^3$  cho thép), ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ).

Tốc độ của dòng khí, khi tất cả các van đều mở  $U_{h.o}$  có thể tính theo phương trình:

$$U_{h.o} = U_{h.c} (K_c / K_o)^{0.5} \quad (7.34)$$

### Cho đĩa loại chớp

Trở lực của đĩa khô có thể tính theo công thức

$$h_d = K_1 + K_2 \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right) U_h^2 \quad (7.35)$$

Ở đây:  $U_h$  – tốc độ của pha khí ở trong ống hơi (ft/s);

$K_1$  – hệ số đặc trưng cho trở lực khi dòng khí đi qua rãnh chớp. Hệ số  $K_1$  có thể tính theo công thức của Bolles:

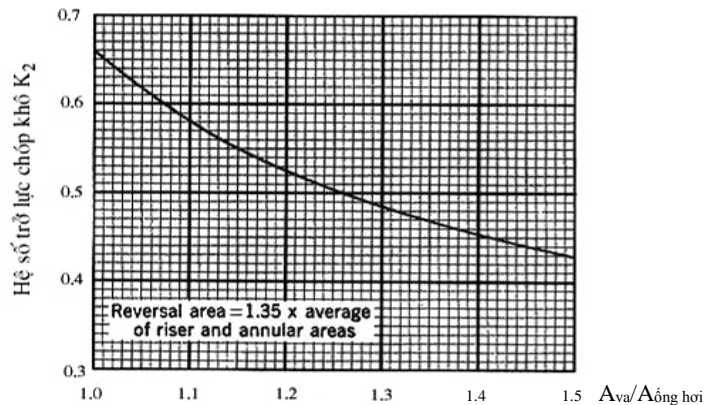
$$K_1 = 1,20 \cdot \left( \frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{1/5} h_{sh}^{4/5} U_s^{2/5} \quad (7.36)$$

Ở đây:  $h_{sh}$  – chiều cao của rãnh chớp, (in);

$U_s$  – tốc độ của dòng khí khi đi qua rãnh chớp, (ft/s).

Hệ số trở lực của chớp khô  $K_2$  được xác định theo đồ thị 7.25 [Smith B.D; Equilibrium Stage Processes, McGraw–Hill, New York, 1963, p.494].

Với loại chớp tròn, khi diện tích không gian giữa miệng ống hơi và chớp bằng 1,35 lần diện tích trung bình của diện tích tiết diện ngang của ống hơi và diện tích tiết diện ngang của kênh tạo thành bởi ống hơi và chớp (khi đó trở lực của chớp sẽ nhỏ nhất) thì hệ số  $K_2$  có thể tìm theo đồ thị trên hình 7.25.



**Hình 7.25. Hệ số trở lực  $K_2$  của đĩa chớp khô**

$A_{va}$  – Diện tích của kênh do chớp và ống hơi tạo thành

$A_{ống hơi}$  – Diện tích tiết diện ngang của ống hơi.

Trở lực của đĩa chớp khô cũng có thể tính theo công thức của Bolles:

$$h_d = K_2 \cdot \frac{\rho_G}{\rho_L} \cdot \left( \frac{Q_G}{A_h} \right)^2 \quad (7.37)$$

Ở đây:  $A_h$  – Diện tích của các ống hơi ở trên đĩa, (ft<sup>2</sup>);

$Q_G$  – Lưu lượng dòng hơi, (ft<sup>3</sup>/s);

$K_2$  – hệ số trở lực của đĩa khô (đồ thị 7.25);

$h_d$  – trở lực của đĩa khô (in cột chất lỏng).

Trở lực do lớp hỗn hợp lỏng – khí trên đĩa tạo ra được tính theo công thức:

$$h'_L = \beta \cdot h_{ds} \quad (7.38)$$

Ở đây:  $\beta$  – hệ số sục khí (không thứ nguyên),

$h_{ds}$  – chiều cao tính toán của lớp chất lỏng sạch khí (mm) (van thủy động).

Hệ số sục khí  $\beta$  cho đĩa lỗ và đĩa van được xác định theo hình 7.26. Cho đĩa lỗ, các giá trị của hệ số  $\beta$  cũng có thể được tính theo phương trình:

$$\beta = 0,0825 \cdot \ln \left( \frac{Q}{L_w} \right) - 0,269 \cdot \ln(F_h) + 1,679 \quad (7.39)$$

$L_w$  – chiều dài ngưỡng chảy tràn (m);

$F_h$  – yếu tố (hệ số) F cho dòng đi qua các lỗ:

$$F_h = U_h \cdot \rho_G^{0,5}, \text{ (m/s). (kg/m}^3\text{)}^{0,5}$$

Cho đĩa lỗ và đĩa van chiều cao tính toán của lớp chất lỏng trong (chất lỏng sạch khí) được xác định theo công thức:

$$h_{dc} = h_w + h_{ow} + 0,5h_{hg} \quad (7.40)$$

Ở đây:  $h_w$  – chiều cao ngưỡng chảy tràn, (mm);

$h_{ow}$  – chiều cao lớp bọt ở phía trên ngưỡng chảy tràn, mm cột chất lỏng trong;

$h_{hg}$  – gradien thủy lực theo phương ngang qua đĩa, mm cột chất lỏng trong.

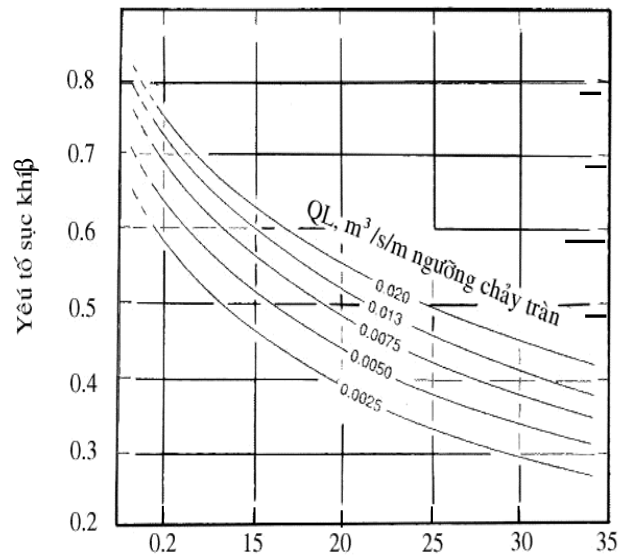
Chiều cao của lớp bọt ở phía trên ngưỡng chảy tràn  $h_{ow}$  có thể tính theo phương trình Francis cho ngưỡng chảy tràn (áp dụng cho các loại ngưỡng chảy tràn khác nhau).

Cho ngưỡng chảy tràn hình viên phân  $h_{ow}$  (mm cột chất lỏng trong) được tính theo công thức:

$$h_{ow} = 664 \cdot \left( \frac{Q}{L_w} \right)^{2/3}, \text{ mm cột chất lỏng trong.} \quad (7.41)$$

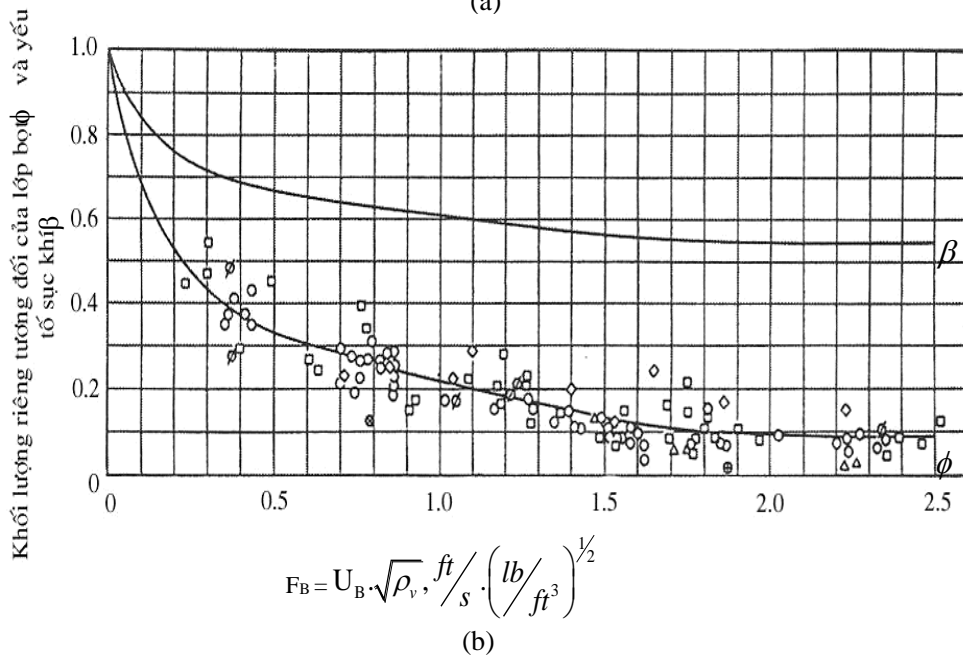
Ở đây:  $Q$  – lưu lượng dòng lỏng, (m<sup>3</sup>/s);

$L_w$  – chiều dài ngưỡng chảy tràn, (m).



$$\text{Yếu tố lỗ } F_h = U_h \cdot \rho_G^{1/2}, \text{ m/s} \cdot \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)^{1/2}$$

(a)



$$F_B = U_B \cdot \sqrt{\rho_v}, \text{ ft/s} \cdot \left( \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right)^{1/2}$$

(b)

**Hình 7.26. Sự phụ thuộc của yếu tố tốc độ khí  $\beta$  vào tốc độ của pha khí**  
a. Đĩa loại lỗ; b. Đĩa loại van.

**Bảng 7.8. Giá trị của đại lượng  $R_{vw}$  trong phương trình 7.33**

Loại van	Lỗ thường (móng)	Lỗ kiểu Ventury
Loại ba chân	1,23	1,29
Loại bốn chân	1,34	1,45
Loại lồng (không chân)	1,00	1,00

Cho ngưỡng chảy tràn hình răng cưa:

$$h_{ow} = 851 \left( \frac{Q'}{tg(\theta/2)} \right)^{0.4} \quad (7.42)$$

$Q'$  – lưu lượng dòng lỏng tính theo một răng cưa,  $m^3/(s.một\ răng\ cưa)$ ;

$\theta$  – góc nghiêng của răng cưa, độ

Cho ngưỡng chảy tràn kiểu ống tròn:

$$h_{ow} = 44.300 \left( \frac{Q}{d_w} \right)^{0.704} \quad (7.43)$$

$Q$  – lưu lượng dòng lỏng ( $m^3/s$ );

$d_w$  – đường kính của ống chảy tràn, mm.

Cho đại đa số đĩa lỗ và đĩa van, gradien thủy lực  $h_{hg}$  trên đĩa thường khá nhỏ nên có thể bỏ qua. Để tính đại lượng  $h_{hg}$  một cách chi tiết có thể xem trong tài liệu [Perry's Chemical Engineers' Handbook, 7<sup>th</sup> .edn]. Đại lượng  $h_{hg}$  cũng có thể chọn nhanh theo quy tắc 17mm cột lỏng/(m–đường đi của lỏng trên đĩa). Quy tắc này áp dụng cho chế độ lớp bọt hoặc nhũ tương ở trên đĩa ( $Q_L > 50\ m^3/(h.m$  chiều dài ngưỡng chảy tràn ở phía cửa ra của dòng lỏng). Khi lưu lượng dòng lỏng nhỏ hơn thì gradien thủy lực sẽ nhỏ hơn.

Phương pháp trình bày ở trên dùng để tính hợp phần trở lực  $h_{ow}$  bằng cách tính chiều cao cột chất lỏng trong tương đương. Trong thực tế, nằm phía trên ngưỡng chảy tràn về phía cửa ra của lỏng là dòng bọt hoặc dòng tia. Phương pháp tính phần trở lực  $h_L'$  dựa vào dòng lớp bọt đã được Benett và các cộng sự đề xuất [Perry's Chemical Engineers Handbook, 7<sup>th</sup> , edn]. Sử dụng phương pháp của Benett thường gặp nhiều khó khăn, nên phương pháp này chỉ nên dùng khi trở lực của đĩa có tầm quan trọng đặc biệt.

Ví dụ 7.3: Trở lực của đĩa lỗ.

Điều kiện như ở ví dụ 7.1, hãy đánh giá trở lực của một đĩa lỗ chéo dòng. Chiều dày của đĩa kim loại  $t_f = 2\ mm$ . Biết yếu tố F bề mặt  $F_s = 2,08\ (m/s).(kg/m^3)^{1/2}$  (tính theo diện tích của đĩa  $A_T$ ).

*Bài giải*

(Xem tài liệu tham khảo [3 - 57])

### **Xác định trở lực của đĩa bằng phương pháp hệ số trở lực của cụm phần tử trên đĩa**

Trở lực của đĩa thường khá cao và điển hình nằm trong khoảng  $\Delta P = 3.10^2 \div 8.10^2\ N/m^2$  (từ 30 đến 80 mm cột lỏng).

Những thông số chính ảnh hưởng đến trở lực của đĩa bao gồm cấu tạo của đĩa, tải trọng của dòng khí  $F = U_G \sqrt{\rho_G}$  (ở đây  $U_G$  – tốc độ của dòng khí tính theo diện tích tiết diện ngang của tháp) và tải trọng của dòng lỏng tính theo một đơn vị chiều dài của ngưỡng chảy tràn  $\frac{V_L}{L_w}$ .

Phương trình cơ bản dùng để tính trở lực của một đĩa có dạng:

$$\Delta P = \Delta P_d + \Delta P_L + \Delta P_R \quad (7.27b)$$

Ở đây:

$\Delta P_d$  – trở lực của đĩa khô;

$\Delta P_R$  – trở lực của đĩa do tạo bọt, khuấy trộn lỏng và tăng tốc lỏng theo phương thẳng đứng tạo ra.

Đại lượng này khá nhỏ vì vậy thường chấp nhận  $\Delta P_R \approx 0,0$ .

$\Delta P_L$  – trở lực do lớp chất lỏng không chứa khí có chiều cao  $h_L$  trên đĩa tạo ra, và có thể tính theo công thức:

$$\Delta P_L = h_L \cdot \rho_L \cdot g = h_f \cdot \varepsilon_L \cdot \rho_L \cdot g \quad (7.38b)$$

Ở đây  $h_f, \varepsilon_L$  – chiều cao lớp bọt và lượng lỏng tương đối, có thể xác định theo các công thức:

$$\varepsilon_L = \frac{h_L}{h_f} = 1 - \left( \frac{F}{F_{\max}} \right)^{0,28} \quad (7.38c)$$

$$h_f = h_w + \frac{1,45}{g^{1/3}} \cdot \left( \frac{V_L / L_w}{\varepsilon_L} \right)^{2/3} + \frac{12,5}{(\rho_L - \rho_G) \cdot g} \cdot \left( \frac{F - 0,2\sqrt{\rho_G}}{1 - \varepsilon_L} \right)^2 \quad (7.38d)$$

Ở đây:

$F_{\max}$  – tải trọng cực đại của dòng khí và được tính theo công thức:

$$F_{\max} = 2,5 \cdot (\phi^2 \cdot \sigma \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot g)^{1/4} \quad (7.38e)$$

$V_L$  – tải trọng của lỏng, m<sup>3</sup>/s;

$\phi$  – phần tiết diện tự do của đĩa;

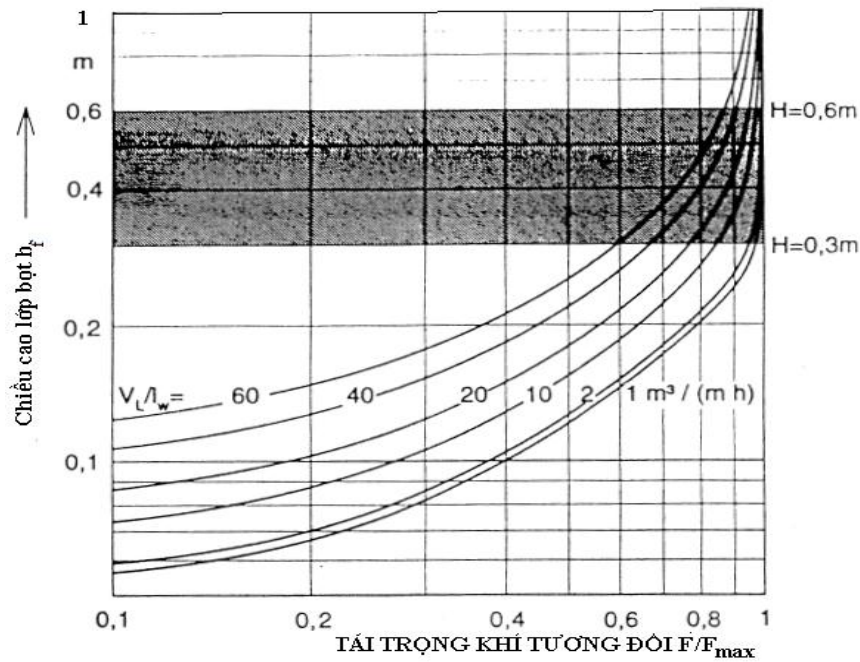
$\sigma$  – sức căng bề mặt của lỏng, N/m;

$h_w$  – chiều cao của ngưỡng chảy tràn, m;

$L_w$  – chiều dài ngưỡng chảy tràn, m.

Đồ thị của phương trình 7.38d được thể hiện trên hình 7.26b





**Hình 7.26b. Sự phụ thuộc của chiều cao lớp bột  $h_f$  vào tải trọng khí tương đối**

Khi tỷ số  $F/F_{\max} \rightarrow 1$  chiều cao lớp bột sẽ tăng vọt và để tránh sặc đĩa thì khoảng cách giữa các đĩa  $\Delta H > h_f$ . Từ các đồ thị trên hình 7.26b có thể thấy khoảng cách hợp lý giữa các đĩa nằm trong khoảng 0,3 - 0,6 m. Khoảng cách giữa các đĩa  $> 0,6$  m chỉ cho phép tăng rất ít tải trọng của dòng khí. Trong khi đó nếu khoảng cách giữa các đĩa  $< 0,3$  m lại làm giảm đáng kể tải trọng của dòng khí. Vì vậy nếu khoảng cách giữa các đĩa nhỏ sẽ dẫn đến đường kính của tháp phải tăng lên để đảm bảo năng suất đã định.

Trong phương trình (7.27b) đại lượng  $\Delta P_R$  tính đến ảnh hưởng của các yếu tố còn lại đến trở lực của đĩa (như điều kiện tạo bột khí, khuấy trộn lỏng và gia tốc theo phương thẳng đứng của lỏng). Đại lượng  $\Delta P_R$  thường rất nhỏ so với hai đại lượng còn lại của phương trình (7.27b) nên thường được bỏ qua.

#### **Trở lực của đĩa chớp và đĩa van**

Đĩa chớp và đĩa van có cấu tạo rất phức tạp nên rất khó dự tính được trở lực của các loại đĩa này. Vì vậy trở lực của đĩa chớp và của đĩa van thường được xác định bằng thực nghiệm. Cả hai hệ số lỗ  $\xi$  của một chớp hoặc van đơn chiếc và hệ số lỗ của toàn bộ số chớp hoặc số van được lắp trên một đơn vị diện tích của đĩa  $\xi_T$  đều phụ thuộc vào thiết kế của đĩa, vì vậy để so sánh trở lực của các đĩa loại chớp và loại van thường sử dụng hệ số lỗ  $\xi_T$  và đại lượng này được định nghĩa như sau:

$$\xi_T = 2 \cdot \frac{\Delta P_d}{F^2} \quad (7.35b)$$

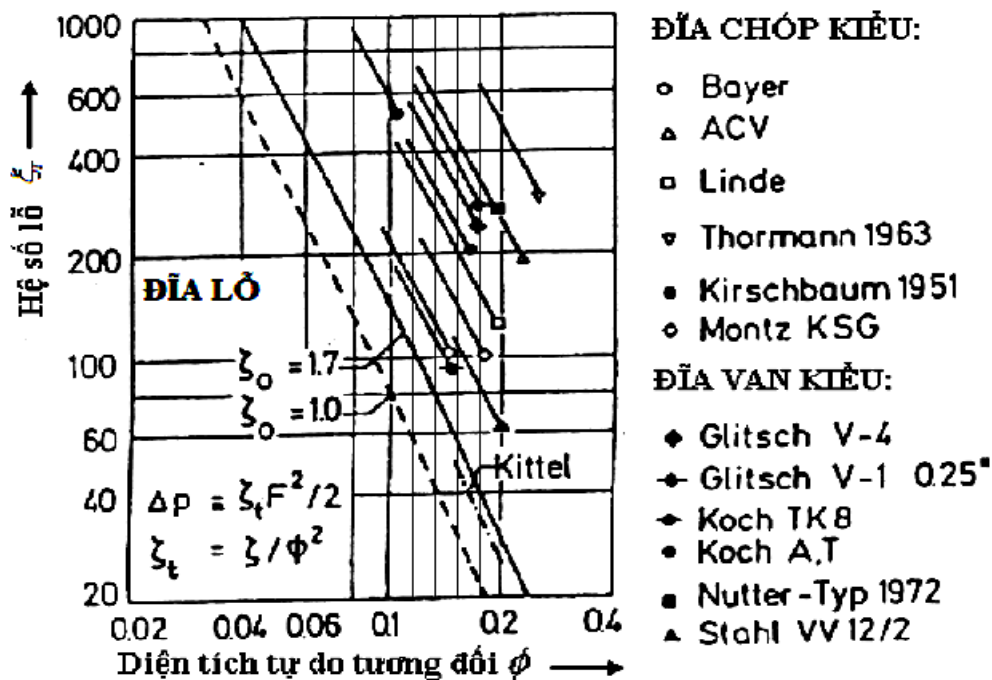
Ở đây:  $F$  – tải trọng khí được tính theo diện tích làm việc của đĩa;

$\Delta P_d$  – trở lực của đĩa khô.

Công thức trên cho phép xác định trở lực của đĩa khô khi biết hệ số  $\xi_T$ .

So sánh hệ số lỗ của đĩa cho các loại đĩa khác nhau được thể hiện trên hình 7.25b [Stichlmair, 1968]. Các ký hiệu trên hình vẽ tương ứng với trường hợp bố trí các phần tử (chóp hoặc van) trên đĩa ở gần nhau nhất theo đề xuất của các nhà cung cấp đĩa. Trong khi đó các đường thẳng lại cho phép ước tính hệ số lỗ của đĩa khi các phần tử (chóp hoặc van) có trên một đơn vị diện tích của đĩa ít hơn so với trường hợp trên.

Để so sánh, các hệ số của đĩa đã được quy đổi cho đĩa lỗ với  $\xi_o = 1,0$  và  $\xi_o = 1,7$  và cũng được thể hiện trên hình 7.25b. Các hệ số lỗ của đĩa van và đĩa chóp luôn lớn hơn so với đĩa lỗ. Tuy nhiên, diện tích tự do tương đối của đĩa chóp và của đĩa van có thể chọn lớn hơn của đĩa lỗ (để tránh hiện tượng rò rỉ lòng qua lỗ), vì vậy trở lực của các loại đĩa này sẽ ít khác nhau.



Hình 7.25b. Sự phụ thuộc của hệ số lỗ của đĩa  $\xi_T$  của đĩa chóp và đĩa van vào diện tích tự do tương đối  $\phi$

**Ví dụ 7.3b.** Trở lực của đĩa chóp

Tính trở lực của tháp chưng cất loại đĩa chóp dùng để tách hỗn hợp axêton - nước.

Biết:

- 1, Khối lượng riêng của hơi và lỏng  $\rho_G = 2,05 \text{ kg/m}^3$  và  $\rho_L = 753 \text{ kg/m}^3$ ;
- 2, Sức căng bề mặt của lỏng  $\sigma = 23.10^{-3} \text{ N/m}$ ;
- 3, Tốc độ của hơi đi trong tháp  $U_T = 1,51 \text{ m/s}$ ;
- 4, Diện tích tự do tương đối của đĩa  $\phi = 10\% (0,1)$ ;
- 5, Chiều dài ngưỡng chảy tràn  $L_w = 0,6 \text{ m}$ ;
- 6, Lưu lượng dòng lỏng  $V_L = 0,6533.10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$ .
- 7, Chiều cao ngưỡng chảy tràn  $h_w = 50 \text{ mm}$ .

### **Bài giải**

(Xem tài liệu tham khảo [3 - 61])

#### **Trở lực của đĩa lỗ**

Trở lực chung của các tháp loại đĩa lỗ được xác định theo công thức (7.27b):

$$\Delta P = \Delta P_d + \Delta P_L + \Delta P_R$$

Trở lực của đĩa lỗ khô  $\Delta P_d$  được xác định theo công thức:

$$\Delta P_d = \xi \frac{\rho_G}{2} U_T^2 = \frac{\xi}{2} \cdot F_h^2 \quad (7.28b)$$

Ở đây  $F_h$  – yếu tố tải trọng của dòng khí tính theo diện tích của phần đục lỗ trên đĩa (công thức (7.3)).

Cho đĩa có chiều dày nhỏ (đĩa mỏng) hệ số lỗ  $\xi$  có thể tính theo công thức:

$$\xi = \xi_o + \phi^2 - 2\phi\sqrt{\xi_o} \quad \text{khi } S/d_h \rightarrow 0 \quad (7.28c)$$

Với  $\xi_o = 2,67$ ;  $S$  - chiều dày đĩa;  $d_h$  - đường kính của lỗ.

Cho đĩa dày, hệ số lỗ có thể tính theo công thức:

$$\xi = \xi_o + \phi^2 - 2\phi \quad \text{khi } S/d_h \geq 1 \quad (7.28d)$$

Với  $\xi_o = 1,41$

Ở đây  $\xi_o$  – hệ số lỗ khi diện tích tự do tương đối của lỗ trên đĩa  $\phi \rightarrow 0$ .

Trong thực tế do  $\phi$  thường không vượt quá 0,15 nên sai khác giữa giá trị của  $\xi$  cho đĩa mỏng và đĩa dày rất nhỏ nên thường sử dụng giá trị của  $\xi$  tính cho đĩa mỏng (công thức (7.28c)).

Trở lực do lớp chất lỏng trên đĩa tạo ra  $\Delta P_L$  được xác định theo công thức (7.38b):

$$\Delta P_L = h_L \cdot \rho_L \cdot g = h_f \cdot \varepsilon_L \cdot \rho_L \cdot g$$

Trong đó chiều cao lớp bọt  $h_f$  và lượng lỏng tương đối  $\varepsilon_L$  được xác định theo công thức (7.38d) và (7.38c).

**Ví dụ 7.3c.** Trở lực của tháp đĩa lỗ có kênh chảy truyền.

Điều kiện như trong ví dụ 7.3b, nhưng chưng cất được tiến hành trong tháp đĩa lỗ có kênh chảy truyền.

### **Bài giải**

(Xem tài liệu tham khảo [3 - 63])

#### **Kiểm tra trở lực tính toán của đĩa**

Trở lực của đĩa được giả thiết gồm ba hợp phần (công thức (7.27b)):

$$\Delta P = \Delta P_d + \Delta P_L + \Delta P_R,$$

trong đó gồm hai hợp phần chính là  $\Delta P_d$  và  $\Delta P_L$  (vì  $\Delta P_R \approx 0$ ).

Cho đĩa loại lỗ và đĩa loại van, hợp phần trở lực do dòng hơi đi qua lỗ của đĩa khô tạo ra ( $\Delta P_d$ ) và hợp phần trở lực do lớp chất lỏng có sức khí tạo ra ( $\Delta P_L$ ) có thể chấp nhận xấp xỉ bằng nhau:

$$\Delta P_d \approx \Delta P_L$$

Cho đĩa lỗ và đĩa van Lieberman đã đưa ra công thức kinh nghiệm sau đây để đánh giá hiệu quả làm việc của tháp theo hệ số K:

$$K = \frac{28\Delta P}{(NT)(TS)(SG)} \quad (7.40b)$$

Ở đây:  $\Delta P$  – trở lực của tháp đĩa, psi (1 psi = 0,06895 bar);

NT – số đĩa của tháp;

TS – khoảng cách giữa các đĩa, in (1 in = 25,4 mm);

SG – tỷ trọng của chất lỏng sạch chưa sức khí tại nhiệt độ trung bình của dòng chảy.

Ý nghĩa của hệ số K (PT 7.40b) được giải thích trong bảng sau.

<b><i>K</i></b>	<b><i>Ý nghĩa</i></b>
0,18 ÷ 0,24	Đĩa làm việc ở vùng lân cận của chế độ hiệu quả nhất
0,35 ÷ 0,4	Lông bị cuốn theo dòng hơi
≥ 0,5	Đĩa bị sặc hoàn toàn
0,1 ÷ 0,12	Hiệu suất đĩa thấp do lông rò rỉ qua lỗ đĩa
0,00	Không có lông trên đĩa

## 2. Chiều cao của tháp loại đĩa

1. Chiều cao làm việc của tháp loại đĩa được xác định theo công thức:

$$H = N_{TT} \cdot \Delta H$$

Ở đây  $N_{TT}$  – Số đĩa thực thể của tháp;

$\Delta H$  – Khoảng cách giữa các đĩa được chọn theo đường kính của tháp và theo các tính chất vật lý của các hệ dung dịch

Số đĩa thực tế  $N_{TT}$  của tháp có thể xác định theo số đĩa lý thuyết  $N_{LT}$  và hiệu suất của đĩa:

$$N_{TT} = N_{LT} / E_{OC},$$

Ở đây  $E_{OC}$  – Hiệu suất của đĩa.

Số đĩa lý thuyết của tháp được xác định bằng phương pháp đồ thị y – x của McCabe hoặc bằng công thức của Monokanov (7.6\*).

2. Hiệu suất của đĩa  $E_{OC}$  có thể dự đoán theo phương pháp của O' Connell, phương pháp của viện AIChE hoặc dựa vào các số liệu thực nghiệm.

### **3. Ví dụ thiết kế gần đúng tháp loại đĩa lỗ (Xem tài liệu tham khảo [3 - 103])**

## B. TÍNH TOÁN, THIẾT KẾ GẦN ĐÚNG THÁP CHUYỂN KHỐI LOẠI ĐỆM

Khác với tháp loại đĩa, hoạt động của tháp loại đệm được xác định chủ yếu dựa vào thực nghiệm và phần lớn các số liệu sử dụng cho tính toán và thiết kế thuộc sở hữu riêng của các nhà chế tạo đệm. Tuy phương án thiết kế cuối cùng của tháp đệm phải được các chuyên gia đánh giá, nhưng các phương án thiết kế sơ bộ của tháp có thể được các kỹ sư đề xuất dựa vào các số liệu đã được công bố trong các tài liệu.

Mục đích chính của tính toán, thiết kế tháp chuyển khối loại đệm là xác định được các kích thước chính của tháp: đường kính  $D$  và chiều cao  $H$  của tháp.

Đường kính của tháp sẽ được xác định dựa vào giản đồ trở lực tổng quát của đệm.

Chiều cao của tháp đệm bao gồm chiều cao của lớp đệm và chiều cao của các bộ phận bên trong của tháp (dầm đỡ đệm, bộ phân phối lỏng, bộ phân phối lại dòng lỏng...).

Trình tự tính toán – thiết kế tháp loại đệm bao gồm các bước sau:

1. Xác định các thông số vật lý của hệ (khối lượng riêng, độ nhớt, sức căng bề mặt, số liệu cân bằng pha,...);
2. Tính cân bằng vật chất của tháp để xác định lưu lượng các dòng sản phẩm đỉnh, sản phẩm đáy;
3. Xác định lưu lượng các dòng lỏng, dòng hơi (khí) đi trong tháp. Đối với tháp chưng cất để xác định được các dòng lỏng  $L$  và dòng hơi  $G$  cần phải xác định được chỉ số hồi lưu làm việc  $R_{TH}$ ; Xác định thông số dòng  $F_{LG}$  theo công thức (7.96);
4. Chọn loại đệm và kích thước của đệm;
5. Xác định đường kính của tháp;
6. Xác định chiều cao của tháp.

### 1. Đường kính của tháp

#### a. Loại đệm và kích thước của đệm

Ở thời điểm hiện tại để thiết kế và chế tạo tháp loại đệm thường chọn các loại đệm từ thể hệ thứ hai trở lên (ví dụ như vòng Pall, đệm Intalox...) vì các loại đệm thể hệ thứ nhất (vòng Rashig, yên ngựa Berl) hiện ít được sử dụng.

Để tiện cho việc lựa chọn và ứng dụng đệm, vòng Pall được chấp nhận như loại đệm "chuẩn". Các kết quả tính toán, thiết kế theo vòng Pall thường quá thận trọng (hệ số an toàn cao) so với các loại đệm hiện đại hơn.

Đệm được sử dụng trong các tháp thường có kích thước  $d \leq 80$  mm (từ 1/2 in đến 3 in). Đệm có kích thước lớn sẽ có năng suất lớn và trở lực thấp, nhưng hiệu suất của quá trình chuyển khối sẽ giảm (chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP hoặc chiều cao của đơn vị chuyển khối HTU sẽ tăng lên). Trong trường hợp đường kính của tháp nhỏ nếu sử dụng đệm có kích thước lớn có thể dẫn đến việc phân bố không đồng đều của dòng lỏng.

Tùy thuộc vào đường kính của tháp có thể chọn kích thước của đệm trong những khoảng sau đây:

Đường kính tháp D	Kích thước đệm d <sub>p</sub>
< 0,3 m (1 ft)	< 25 mm (1 in)
0,3 - 0,9 m (1 - 3 ft)	25 - 38 mm (1 - 1,5 in)
>0,9 m (3 ft)	50 - 75 mm (2 - 3 in)

### **b. Đường kính và trở lực của tháp**

Trạng thái sặc tháp sẽ quyết định đường kính nhỏ nhất  $D_{\min}$  của tháp. Thông thường tốc độ của dòng pha liên tục đi trong tháp được chọn bằng khoảng 60% - 80% tốc độ tại điểm sặc tháp.

Đối với các tháp làm việc ở áp suất khí quyển, trở lực của tháp cần được xác định để nhằm giảm đến mức nhỏ nhất năng lượng tiêu tốn để thực hiện quá trình.

Đối với các hệ có xu hướng tạo bọt cao, tốc độ cho phép tối đa của dòng pha liên tục sẽ phải bé hơn tốc độ sặc đã xác định được. Các phương pháp dự đoán tốc độ sặc và trở lực của tháp xem trong phần dự đoán tốc độ sặc (mục 7.6.5.2).

#### **Xác định đường kính của tháp**

Đường kính của tháp được xác định theo tiêu chí trở lực cực đại  $\Delta P_{\text{sặc}}$  (trở lực tại điểm sặc). Thông thường tháp được thiết kế phải đạt được hiệu quả kinh tế cao nhất và phải đảm bảo được phân bố đồng đều dòng lỏng và dòng khí.

Theo công thức (7.97):

$$\Delta P_{\text{sặc}} = 0,12 F_p^{0,7}$$

Trong đó:  $F_p$  – yếu tố đệm,  $\text{ft}^{-1}$  ( $1\text{m}^{-1} = 0,3048 \text{ft}^{-1}$ ), (bảng 7.37);

$\Delta P_{\text{sặc}}$  – trở lực của lớp đệm ở chế độ sặc tháp, in  $\text{H}_2\text{O}/\text{ft}$  ( $1\text{in H}_2\text{O}/\text{ft} = 83,31 \text{ mm H}_2\text{O}/\text{m}$ ).

Đối với tháp loại đệm đồ lộn xộn (đổ ngẫu nhiên), trở lực của tháp  $\Delta P$  thường không vượt quá 85 mm cột  $\text{H}_2\text{O}/\text{m}$  chiều cao của lớp đệm. Tương ứng với giá trị này của trở lực, tốc độ của pha khí (hoi) sẽ bằng khoảng 80% tốc độ tại trạng thái sặc.

Khi thiết kế chọn trở lực của đệm ở chế độ làm việc:

$$\Delta P = (0,3 \div 0,6) \Delta P_{\text{sặc}}$$

Trở lực của tháp loại đệm đồ ngẫu nhiên  $\Delta P$  thường được thiết kế trong các khoảng sau:

Tháp hấp thụ và tháp nhà khí:  $\Delta P = 15 \div 50 \text{ mm}$  cột  $\text{H}_2\text{O}/\text{m}$  chiều cao lớp đệm.

Tháp chưng luyện ở áp suất khí quyển và áp suất trung bình:  $\Delta P = 40 \div 85 \text{ mm}$  cột  $\text{H}_2\text{O}/\text{m}$  chiều cao lớp đệm.

Đối với các hỗn hợp lỏng có xu hướng tạo bọt, trở lực của tháp thường chọn bằng  $\frac{1}{2}$  các giá trị trên.

Khi tiến hành chưng luyện ở áp suất chân không trở lực tối đa cho phép của tháp loại đệm sẽ do các yêu cầu của quá trình quyết định, nhưng để đảm bảo cho dòng lỏng được phân bố đồng đều trên bề mặt của đệm trở lực thường không nhỏ hơn 8 mm cột  $\text{H}_2\text{O}/\text{m}$  chiều cao lớp đệm. Nếu như cần phải có



áp suất rất thấp ở đáy của tháp thì cần phải sử dụng loại đệm có trở lực thấp được chế tạo từ các lưới có mắt nhỏ (như các vòng Hyperfil, Multifil hoặc Dixon).

Từ  $\Delta P$  tìm được và thông số dòng  $F_{LG}$  sẽ xác định được thông số năng suất CP của đệm và từ đó tìm được tốc độ của dòng hơi  $U_s$  đi trong tháp theo đồ thị trên hình (7.75) và công thức (7.95):

$$CP = C_S F_P^{0,5} v^{0,05}$$

$$\text{với } C_S = U_s \left[ \frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right]^{0,5}$$

Trong đó:  $U_s$  – tốc độ của dòng hơi, ft/s (1 ft/s = 0,3048 m/s);

$$v - \text{độ nhớt động học, cSt } (v = \frac{\mu, cP}{\rho, kg/m^3} \cdot 10^3, cSt);$$

$F_P$  – yếu tố đệm, ft<sup>-1</sup>.

Sau khi xác định được tốc độ  $U_s$  của dòng hơi, biết lưu lượng dòng hơi  $G$  sẽ tìm được đường kính của tháp (công thức 7.2).

Đường kính của tháp cũng có thể tìm được khi xác định được diện tích tiết diện ngang của tháp theo giản đồ trở lực tổng quát trên hình 7.108 của hãng Norton.

Các đường cong trên hình 7.108 với tham số là trở lực của lớp đệm biểu diễn quan hệ giữa lưu lượng dòng lỏng, dòng hơi, tính chất vật lý của hệ và các đặc trưng của đệm với tốc độ khối lượng của dòng khí (hơi) tính theo một đơn vị diện tích tiết diện ngang của tháp  $V_w^*$ .

Đại lượng  $K_4$  trên hình 7.108 là hàm số sau:

$$K_4 = \frac{13,1 \cdot (V_w^*)^2 \cdot F_p \cdot \left( \frac{\mu_L}{\rho_L} \right)^{0,1}}{\rho_G (\rho_L - \rho_G)} \quad (7.148)$$

Ở đây:

$V_w^*$  - tốc độ khối lượng của dòng khí (hơi) tính theo một đơn vị diện tích tiết diện ngang của tháp, kg/m<sup>2</sup>.s.

$F_p$  - yếu tố đệm, đặc trưng cho kích thước và loại đệm, m<sup>-1</sup> (xem bảng 7.37).

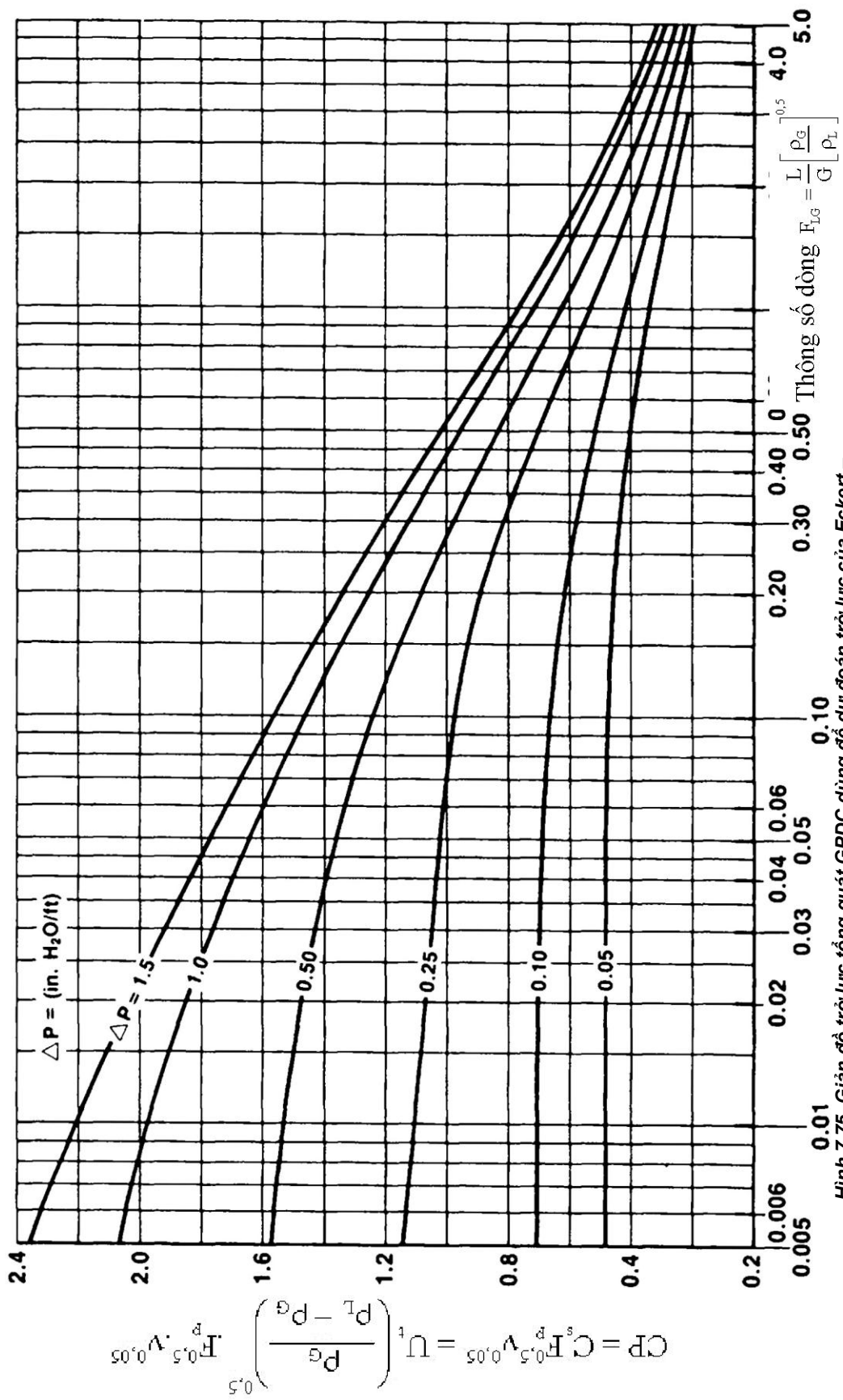
$\mu_L$  - độ nhớt của lỏng, Ns/m<sup>2</sup>.

$\rho_L, \rho_G$  - khối lượng riêng của lỏng và của khí (hơi), kg/m<sup>3</sup>.

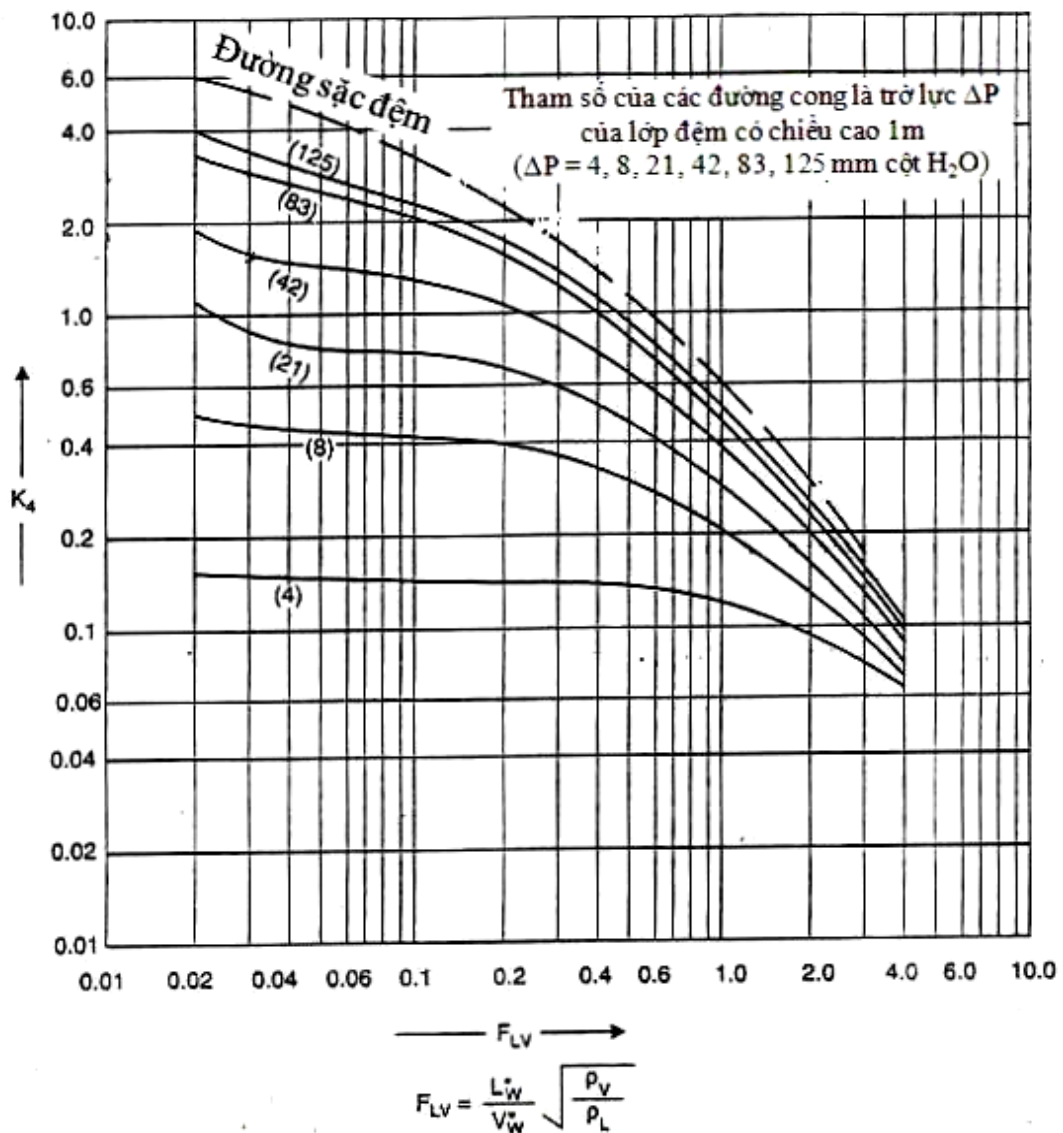
Để xác định đại lượng  $K_4$  có thể sử dụng đồ thị trên hình 7.108.

Khoảng giá trị của thông số dòng  $F_{LV}$  trên hình 7.108 tương ứng với khoảng làm việc thích hợp của các tháp chuyển khối loại đệm.

Tỷ số giữa lưu lượng dòng lỏng và dòng hơi trong chưng luyện sẽ chỉ do chỉ số hồi lưu quyết định. Trong hấp thụ tỷ số này sẽ được chọn sao cho đạt được yêu cầu tách và phải đảm bảo để đạt được hiệu quả kinh tế sử dụng dung môi cao nhất.



Hình 7.75. Giảm đồ trở lực tổng quát GPDC dùng để dự đoán trở lực của Eckert - Strigle



Hình 7.108. Giảm đồ trở lực tổng quát GPDC của hãng Norton Co.

Ví dụ (Xem tài liệu tham khảo số [3 - 300])

## 2. Chiều cao của lớp đệm

Chiều cao của tháp loại đệm bao gồm chiều cao của lớp đệm trong tháp và chiều cao của các bộ phận bên trong tháp (bộ phận phân phối lỏng, gom lỏng, phân phối lại lỏng, lưới chặn đệm, đĩa đỡ đệm, không gian trên đỉnh và dưới đáy tháp,...).

Chiều cao của các bộ phận bên trong tháp được chọn theo cấu tạo của các bộ phận này và nhằm đảm bảo hiệu quả làm việc của tháp.

Chiều cao của lớp đệm thường được xác định bằng các phương pháp sau.

### a. Phương pháp số đĩa lý thuyết

Theo phương pháp số đĩa lý thuyết, chiều cao của lớp đệm trong tháp có thể xác định theo công thức:

$$H = N_{LT} \cdot h_{TD} = N_{LT} \cdot HETP \quad (1.149)$$

Ở đây:  $N_{LT}$  - số đĩa lý thuyết của tháp được xác định bằng phương pháp đồ thị McCabe hoặc bằng công thức của Monokanov (7.6\*);

$h_{TD}(HETP)$  - chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết, m (xem mục 7.6.9).

Eckert (1975) đã chỉ ra rằng trong chưng cất nếu như đảm bảo được điều kiện phân bố đồng đều của dòng lỏng và khí trở lực của lớp đệm lớn hơn 17 mm cột nước/m chiều cao lớp đệm, thì chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết cho loại đệm và kích thước của đệm đã chọn hầu như bằng một hằng số và ít phụ thuộc vào các tính chất vật lý của hệ dung dịch.

Cho đệm loại vòng Pall chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết nằm trong khoảng sau đây:

Kích thước đệm, mm	HETP, m
25 (1 in)	0,4 - 0,5
38 (1,5 in)	0,6 - 0,75
50 (2 in)	0,75 - 1

Chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP cho loại đệm kiểu yên ngựa cũng sẽ tương tự như cho loại đệm vòng Pall nếu như trở lực của đệm không nhỏ hơn 29 mm cột H<sub>2</sub>O /m chiều cao lớp đệm.

Cho loại đệm vòng Rashig, chiều cao HETP sẽ cao hơn so với đệm loại vòng Pall và đệm loại yên ngựa và các giá trị dẫn ở trên cho đệm loại vòng Pall chỉ có thể sử dụng được cho đệm loại vòng Rashig khi trở lực của lớp đệm lớn hơn 42 mm cột H<sub>2</sub>O/m chiều cao lớp đệm.

Chi tiết hơn về các phương pháp xác định chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP xem trong phần "7.6.9.4 Các phương pháp dự đoán chiều cao HETP".

Chiều cao của một lớp đệm sử dụng đệm kim loại hoặc đệm gốm sứ nằm trong khoảng 6,0 ÷ 9,0 m và cho đệm bằng nhựa chiều cao này không vượt quá 6,5 m. Số đĩa lý thuyết của một lớp đệm phải không vượt quá 10 - 14 đĩa để tránh hiện tượng phân bố không đồng đều của lỏng theo tiết diện của tháp. Khi chiều cao của lớp đệm vượt quá các giới hạn trên thì cần phải chia nhỏ chiều cao này để tránh làm giảm hiệu suất của đệm.

#### **b. Chiều cao tương đương với số đĩa lý thuyết (Các phương pháp dự đoán chiều cao HETP)**

##### **Mô hình chuyển khối**

Việc phát triển một mô hình chuyển khối có độ tin cậy dùng để dự đoán chiều cao HETP của đệm gặp nhiều khó khăn do thiếu những hiểu biết về dòng hai pha ở trong lớp đệm, cũng như do gặp những khó khăn trong định lượng độ lớn của bề mặt tiếp xúc pha tạo ra trong lớp đệm. Bennett và Ludwig [Chem. Eng. Prog., p.72, April 1994] đã chỉ ra rằng các số liệu thực nghiệm dư thừa của hệ không khí – nước lại không thể sử dụng một cách chắc chắn để đánh giá trở khối của các hệ thực do có những thay đổi trong tạo xoáy của dòng, có sự khác nhau về các tính chất vận chuyển cũng như có sự khác nhau về diện tích bề mặt tiếp xúc giữa các pha. Một lý do khác quan trọng hơn, gây nhiều cản trở cho việc hoàn thiện mô hình chuyển khối, đó là sự thành công và độ tin cậy cao của các quy tắc chọn dùng để dự đoán hiệu suất của đệm.

Đối với *đệm đổ lộn xộn*, phương trình của Bravo và Fair [Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.21, 162 (1982)] là một trong những phương trình lý thuyết được dùng phổ biến nhất hiện nay để dự đoán hiệu suất của đệm. Phương trình này đã được công nhận là tốt hơn các phương trình lý thuyết khác

[McDougall, Chem. SA, p.255, October 1985], nhưng phương trình này vẫn cho những kết quả sai khá nhiều so với các số liệu thực nghiệm [Shariat and Kunesh, Ind. Eng. Chem. Res. 34(4), 1273 (1995)].

Đối với *đệm cấu trúc*, phương trình của Bravo, Fair và Rocha [Chem. Eng. Progr. 86 (1), 19 (1990); Ind. Eng. Chem. Res. 35, 1660 (1996)] là một trong những phương trình lý thuyết được dùng phổ biến nhất hiện nay. Phương trình này được xây dựng dựa vào lý thuyết hai lớp màng. Theo phương trình này, bề mặt tiếp xúc pha được tính từ kích thước hình học của đệm và một thông số thực nghiệm về độ thấm ướt của đệm.

Một số phương trình lý thuyết khác cũng khá phổ biến dùng để dự đoán hiệu suất của đệm đồ lộn xộn, đệm cấu trúc hoặc của cả hai loại đệm trên được dẫn trong tài liệu [Billet and Schultes, "Beitrage zur Verfahrens – und Umwelttechnik", p.88, Ruhr Universitat, Bochum, Germany, 1991].

### **Quy tắc chọn**

Do trong hầu hết các trường hợp chiều cao HETP của đệm chỉ nhạy cảm với một số ít các biến, và do ngay cả mô hình chuyển khối tốt nhất cũng có độ tin cậy không cao trong dự đoán hiệu suất của đệm nên theo ý kiến của nhiều nhà nghiên cứu, ở thời điểm hiện tại, quy tắc chọn dùng để dự đoán chiều cao của HETP cho các kết quả chính xác hơn và tin cậy hơn so với việc sử dụng các mô hình chuyển khối [Porter and Jenkins, IChemE Symp. Ser. 56. Summary paper, London, 1979].

Đối với *đệm đồ lộn xộn*, phần lớn các quy tắc chọn đã công bố cho kết quả dự đoán hiệu suất của đệm phù hợp với nhau. Các quy tắc này được đề xuất trên cơ sở *đệm đồ lộn xộn thể hệ thứ hai và thể hệ thứ ba*, đồng thời cũng có thể áp dụng cho đệm đồ lộn xộn của thể hệ thứ nhất đã lỗi thời. Porter và Jenkins [tài liệu đã dẫn], Frank [Chem. Eng., p.40, March 14, 1977], Harrison và France [Chem. Eng., p.121, April 1989], Chen [Chem. Eng., p.40, March 5, 1984] và Walas [Chem. Eng., p.75, March 16, 1987] đã đưa ra các quy tắc chọn chung (thực tế là như nhau) và đã được thử nghiệm thành công dựa trên các kho số liệu thực nghiệm rất đa dạng. Các kết quả dự đoán bằng nguyên tắc chọn thường cho kết quả về hiệu suất thấp hơn chút ít so với số liệu thực nghiệm, vì vậy phù hợp cho quá trình thiết kế.

Đối với các tháp có đường kính nhỏ, các quy tắc chọn dùng để dự đoán hiệu suất đệm đã được Frank [tài liệu đã dẫn], Ludwig [Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, vol.2, 2d ed, Gulf Publishing, Houston, Texas, 1979] và Vital cùng các cộng sự [Hydrocarbon Processing, 63(12), 75 (1984)] đề xuất và các quy tắc này tương tự nhau.

Để cho mục đích thiết kế, theo ý kiến của một số nhà nghiên cứu [Kister H.Z., Distillation Design, McGraw – Hill, New York, 1992], quy tắc chọn của Porter và Jenkins hoặc của Frank – Ludwig – Vital cho các kết quả thận trọng hơn, vì vậy nên được sử dụng. Các quy tắc chọn trên được tổng kết lại như sau:

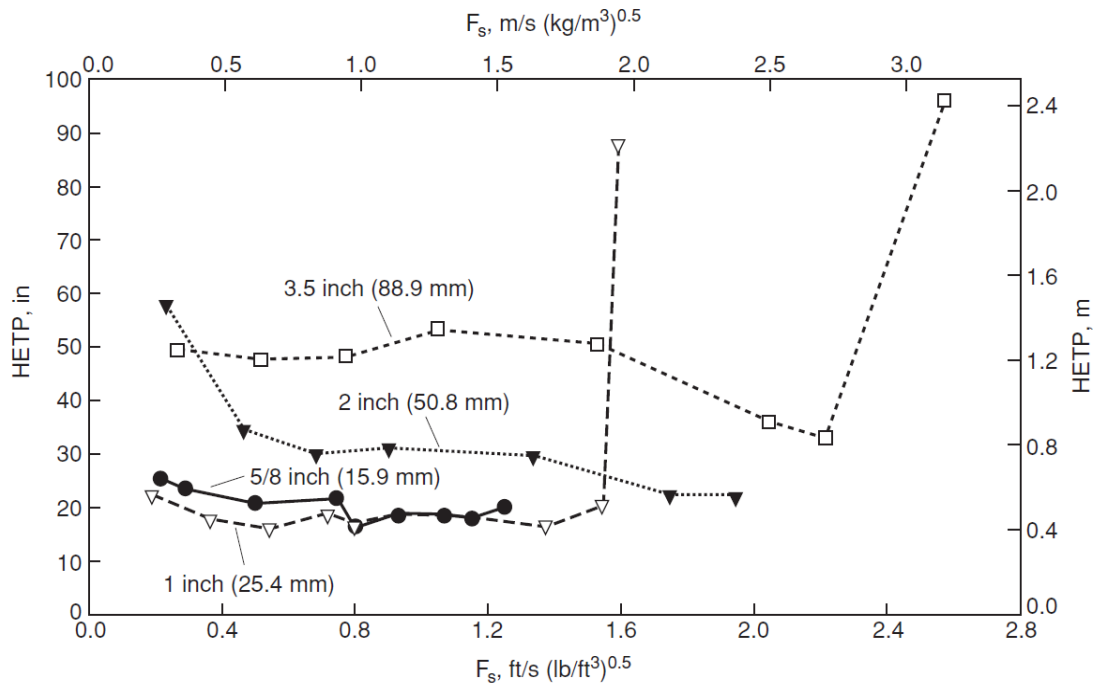
$$\text{HETP} = 18 d_p, (\text{m}) \quad (7.127a)$$

$$\text{HETP} > D_T \quad \text{với } D_T < 0,67 (\text{m}) \quad (7.127b)$$

Ở đây  $d_p$  – đường kính của đệm, m;

$D_T$  – đường kính của tháp, m.

Cho các tháp làm việc ở áp suất chân không ( $P < 100 \text{ mbar}$ ) và khi  $\lambda = mG_M/L_M$  nằm ngoài khoảng  $0,5 \div 2,0$  thì giá trị chiều cao HETP dự đoán theo nguyên tắc trên có thể nhỏ hơn so với thực tế.



**Hình 7.80. Chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP của bốn loại kích thước của đệm loại vòng Pall kim loại. Tháp làm việc ở chế độ chân không ( $P = 35 \text{ kPa}$ ), ở chế độ hồi lưu hoàn toàn.**

**Đường kính tháp  $D_T = 1,2 \text{ m}$ . Chiều cao lớp đệm  $H_p = 3,7 \text{ m}$ .**

**Bộ phận phân phối lỏng: loại máng đục lỗ phun tia,  $1000 \text{ tia}/\text{m}^2$ .**

Nguyên tắc chọn ở trên được đề xuất dựa vào kinh nghiệm thực tế làm việc của đệm kiểu vòng Pall.

Đường kính  $d_p$  của đệm có thể khó xác định cho một số loại đệm hiện đại, đặc biệt cho đệm loại yên ngựa hoặc loại đệm có dạng dẹt. Cho các loại đệm này, Kister và Larson [Schweitzer, Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers, 3d ed., McGraw – Hill, New York, 1997] đã mở rộng phương trình (7.127a) bằng cách biểu diễn đường kính đệm qua một đặc trưng cơ bản hơn của đệm là diện tích bề mặt riêng của đệm  $a_p$ , ( $\text{m}^2/\text{m}^3$ ). Cho đệm loại vòng Pall:

$$a_p = 5,2/d_p, (\text{m}^2/\text{m}^3) \quad (7.128)$$

Khi đó phương trình (7.127a) có dạng:

$$\text{HETP} = 93/a_p, (\text{m}) \quad (7.129)$$

Đối với đệm cấu trúc, Harrison và France [tài liệu đã dẫn] đã công bố nguyên tắc chọn duy nhất để dự đoán chiều cao HETP của đệm cấu trúc như là hàm số của nếp gấp của đệm. Trong khi đó, Kister và Larson lại biểu diễn chiều cao HETP như là hàm số của bề mặt riêng của đệm nhằm đáp ứng được phạm vi thay đổi rộng của kích thước hình học của đệm. Phương trình Kister – Larson có dạng:

$$\text{HETP} = 100.C_{XY}/a_p + 0,10 \quad (7.130)$$

Ở đây:  $a_p$  – bề mặt riêng của đệm (xem bảng 7.37 và bảng 7.38),  $\text{m}^2/\text{m}^3$

Các nguyên tắc chọn trên đây áp dụng được cho các hệ hữu cơ và hydrocacbon (các hệ này có sức căng bề mặt nhỏ  $\sigma < 25 \text{ mN/m}$ ). Đối với các hệ có sức căng bề mặt lớn hơn, lỏng sẽ không thấm ướt

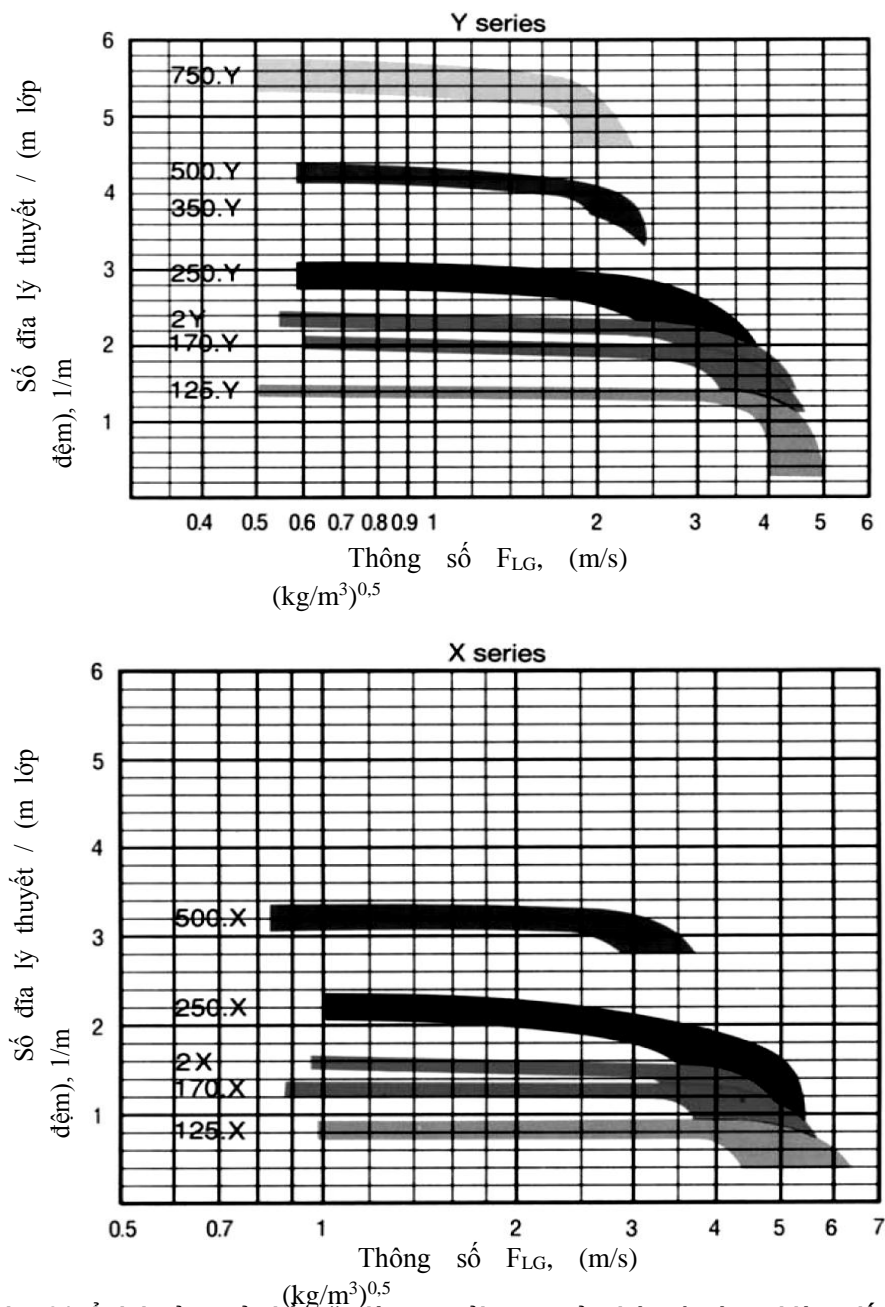
tốt bề mặt đệm (không thấm đều bề mặt đệm), chiều cao HETP vì vậy sẽ tăng lên. Đối với các hệ chứa nhiều nước ( $\sigma \approx 70 \text{ mN/m}$ ), chiều cao HETP dự đoán theo các phương trình (7.127), (7.129) và (7.130) cần phải tăng lên gấp đôi. Đối với các hệ có sức căng bề mặt trung bình (một số amin và glycol ở điều kiện của tháp có  $\sigma \approx 40 \div 50 \text{ mN/m}$ ), các giá trị của HETP nhận được từ phương trình (7.127), (7.129) và (7.130) cần phải nhân với hệ số 1,5.

Đối với đệm đổ lộn xộn, các phương trình (7.127) và (7.129) được áp dụng cho đường kính của đệm  $d_p \geq 25 \text{ mm}$ . Cho các loại đệm có kích thước nhỏ hơn, nếu sử dụng  $a_p$  của đệm đường kính  $d_p = 25 \text{ mm}$  sẽ nhận được giá trị của HETP hơi cao hơn so với thực tế.

Đối với đệm cấu trúc, đại lượng  $C_{XY}$  trong phương trình (7.130) phản ánh ảnh hưởng của góc nghiêng (hình 7.81) và  $C_{XY} = 1$  cho đệm kiểu Y, kiểu S hoặc cho các loại đệm năng suất cao, và  $C_{XY} = 1,45$  cho các loại đệm kiểu X có kích thước lớn hơn ( $a_p < 300 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ). Cho các đệm kiểu X có diện tích bề mặt riêng lớn, chưa có đủ số liệu để xác định đại lượng  $C_{XY}$  nhưng trên hình 7.81 đã đề nghị lấy giá trị  $C_{XY} < 1,45$ .

So sánh với các số liệu thực nghiệm về hiệu suất của đệm cấu trúc, có thể nhận thấy các số liệu HETP nhận được bằng quy tắc chọn thường thấp hơn một ít so với các số liệu thực nghiệm. Do các số liệu thực nghiệm về hiệu suất đệm thường được xác định tại điều kiện phân bố hoàn hảo của các dòng nên các giá trị hiệu suất của đệm có xu hướng thận trọng này là cần thiết để có thể mở rộng áp dụng cho các điều kiện chưa thật hoàn hảo của các bộ phân phối dòng được sử dụng trong thực tế. Khi các bộ phân phối dòng làm việc không tốt thì các quy tắc chọn lại thường cho các kết quả dự đoán về chiều cao HETP nhỏ hơn nhiều so với các giá trị HETP đo được trong thực tế.

Lockett [Chem. Eng. Progr., p.60, January 1998] đã đơn giản hóa phương trình cơ bản của Bravo – Fair – Rocha [Ind. Eng. Chem. Res.35, p.1660 (1996)] để đưa ra quy tắc chọn hiệu suất cho đệm cấu trúc. Quy tắc này cho phép dự đoán chiều cao HETP ở điều kiện phân bố hoàn hảo các dòng. Lockett cũng đưa ra cảnh báo cần phải thận trọng khi áp dụng quy tắc này cho các hệ chứa nước, vì quy tắc này chưa dự đoán ảnh hưởng của hiện tượng thấm ướt không đều bề mặt của đệm đến hiệu suất đệm.



**Hình 7.81. Ảnh hưởng của bề mặt riêng  $a_p$ , tải trọng của tháp và góc nghiêng đến hiệu suất của đệm cấu trúc. Hệ chlorobenzene – Ethylbenzene, áp suất  $P = 100$  mbar, chế độ hồi lưu toàn phần; Đường kính tháp  $D_T = 250$  mm. Hiệu suất của đệm được đánh giá bằng số đĩa lý thuyết trên 1 m chiều cao lớp đệm (thay cho chiều cao HETP)**

#### **Quy tắc chọn theo định hướng sử dụng đệm**

Strigle [Packed Tower Design and Applications, 2d ed., Gulf Publishing, Houston, Tex., 1994] đã đề xuất một loạt quy tắc chọn dùng để dự đoán hiệu suất của đệm như là một hàm số của mục đích sử dụng đệm, áp suất làm việc của tháp và các tính chất vật lý của hệ. Các quy tắc này được đưa ra dựa vào kinh nghiệm phong phú của Strigle và của hãng Norton Company (nay đã sáp nhập với hãng Koch – Glitsch LP.) (Bảng 7.40).



### **Dự đoán hiệu suất của đệm bằng phương pháp nội suy các số liệu thực nghiệm**

Nội suy các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP để đưa ra dự đoán về hiệu suất của đệm là phương pháp tin cậy nhất dùng để nhận các số liệu về chiều cao HETP cho mục đích thiết kế. Phương pháp dự đoán chiều cao HETP này hoàn toàn không gây bất kỳ sự ngạc nhiên nào vì ở thời điểm hiện tại những hiểu biết của chúng ta về mặt lý thuyết nghèo nàn tới mức mà quy tắc chọn lại cho kết quả tốt hơn các mô hình lý thuyết. Nhiều nhà nghiên cứu tin rằng đây là phương pháp tốt nhất để có thể có được các giá trị tin cậy về chiều cao HETP từ các số liệu thực nghiệm về hiệu suất đệm và sau đó có thể dùng các giá trị tìm được này để kiểm tra lại các quy tắc chọn.

Eckert [Chem. Eng. Progr., 59 (5), 76 (1963)], Chen [Chem. Eng., p.40, March 5, 1984], và Vital cùng các cộng sự [Hydroc. Proc. 63(12), 75(1984)] đã lập bảng các giá trị thực nghiệm về chiều cao HETP cho các loại đệm đồ lộn xộn khác nhau. Kister [Distillation Design, Mc Graw – Hill, 1992] đã mở rộng các bảng số liệu này bằng cách đưa thêm các số liệu đã công bố và trình bày chi tiết phương pháp nội suy các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP. Điều kiện tiên quyết để có thể tiến hành nội suy các số liệu thực nghiệm về chiều cao HETP là phải biết rất kỹ lưỡng và đầy đủ các yếu tố ảnh hưởng đến chiều cao HETP. Nếu như một yếu tố ảnh hưởng nào đó bị bỏ qua thì có thể sẽ dẫn đến kết quả nội suy có chất lượng kém và sẽ dẫn đến sai số rất lớn trong thiết kế. Đặc biệt khi tiến hành nội suy, bắt buộc phải xác nhận được là chất lượng phân bố các dòng trong tháp bán công nghiệp phải cao hơn so với chất lượng phân bố các dòng trong các tháp công nghiệp.

**Bảng 7.40. Quy tắc chọn chiều cao HETP của Strigle**

1. Phương trình Strigle cho chưng cất ở vùng áp suất khí quyển (300 mmHg ÷ 5,5 atm):

$$\ln(\text{HETP}) = n_H - 0,187 \ln(\sigma) + 0,213 \ln(\mu_L) \quad (7.131)$$

Ở đây: HETP – chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết, ft;

Giá trị của  $n_H$  cho các loại đệm khác nhau xem trong bảng sau:

<b>Loại đệm</b>		<b>Kích thước đệm, inch</b>		
		1	1½	2
	<b>Số hiệu</b>	# 25	# 40	# 50
Vòng Pall (kim loại)		1,1308	1,3582	1,6584
Đệm IMTP* (kim loại)		1,1308	1,3185	1,5686
Đệm Intalox* (gốm sứ)		1,1308	1,3902	1,7233

Phạm vi ứng dụng của phương trình Strigle:

- $4 \text{ dyn/cm} < \sigma < 36 \text{ dyn/cm}$
- $0,08 \text{ cP} < \mu_L < 0,83 \text{ cP}$
- Bộ phận phân phối lỏng hiệu suất cao
- $0,6 < \lambda = mG/L < 1,8$

Ngoài phạm vi này, chiều cao HETP nhiều khả năng sẽ cao hơn so với dự đoán theo phương trình Strigle.

Khi thiết kế thường sử dụng hệ số an toàn bằng:

- 20% cho các hệ dễ tách ( $< 15$  đĩa lý thuyết);
- 15% cho các hệ khi tách cần  $15 \div 20$  đĩa lý thuyết;
- Đối với các hệ khó tách sử dụng các giá trị HETP tính chính xác theo phương trình Strigle.

2. Chung cất ở vùng áp suất khí quyển ( $300 \text{ mmHg} \div 5,5 \text{ atm}$ ):

<i>Kích thước đệm IMTP</i>	<i>HETP, ft</i>
# 25	$1,2 \div 1,6$
# 40	$1,5 \div 2,0$
# 50	$1,8 \div 2,5$

Phạm vi ứng dụng:

- $\sigma > 13 \text{ dyn/cm}$
- $\mu_L < 0,70 \text{ cP}$
- Áp dụng cho các parafin, naphthene, các hợp chất thơm, các rượu và các xêton có khối lượng phân tử  $MW < 100$ .
- Không áp dụng cho các hệ có phản ứng hóa học, các hệ có liên kết hóa học hoặc các hệ có mức độ ion hóa cao trong pha lỏng.
- $0,6 < \lambda = mG/L < 1,8$ . Ngoài phạm vi này, chiều cao HETP nhiều khả năng sẽ cao hơn so với các giá trị dự đoán ở trên.

3. Chung cất chân không ( $< 300 \text{ mmHg}$ )

Quy tắc thứ hai ở trên cho các giá trị điển hình về HETP cho đệm IMTP\* trong chung cất chân không. Tuy nhiên, do pha lỏng trong chung cất chân không tạo trở kháng lớn hơn đối với quá trình chuyển khối, nên chiều cao HETP sẽ tăng lên khi độ nhớt của pha lỏng tăng lên. Phần hiệu chỉnh chiều cao HETP theo độ nhớt của lỏng xem bảng sau:

<i>Độ nhớt của lỏng, cP</i>	<i>Chiều cao tương đối của HETP, %</i>
0,22	100
0,35	110
0,75	130
1,5	150
3,0	175

*Chú ý:* Nếu dòng lỏng hồi lưu về tháp bị làm quá lạnh nhiều thì cần thêm một đĩa lý thuyết vào số đĩa của đoạn luyện nhằm mục đích đun nóng dòng lỏng hồi lưu.

4. Chung cất ở áp suất cao ( $> 5,5 \text{ atm}$ )

a. Để tách các hydrocarbon nhẹ ra khỏi các hydrocarbon nặng, các giá trị của chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết HETP dùng cho thiết kế có thể tính theo phương trình:

$$HETP = 4,5 - 0,6 \ln MW_L + C_6 \quad (7.132)$$

Ở đây:  $MW_L$  – khối lượng phân tử của lỏng

HETP – chiều cao tương đương với đĩa lý thuyết, ft

$C_6$  – hệ số cho các loại đệm khác nhau, xem trong bảng sau:

Kích thước đệm IMTP	$C_6$
# 25	- 0,41
# 40	0,0
# 50	+ 0,53

Phạm vi ứng dụng:

- $22 < MW_L < 72$ . Cho dãy hydrocacbon aliphatic (béo) với  $84 < MW_L < 114$ , chiều cao HETP sẽ thấp hơn đến 10% so với các giá trị HETP tính theo phương trình trên tại  $MW_L = 72$ .

- Tại nồng độ cao của metan hoặc của hydro, các giá trị HETP sẽ cao hơn đến 30% so với các giá trị tính theo phương trình trên.

b. Các giá trị HETP dùng cho thiết kế thiết bị tách phân đoạn các hydrocacbon  $C_3$  và  $C_4$  tại áp suất 22 atm (320 psi) và 6 atm (90 psi) sẽ tương ứng bằng:

Kích thước đệm IMTP	HETP, ft
# 25	1,33 ÷ 1,50
# 40	1,58 ÷ 1,75
# 50	1,92 ÷ 2,17

Phạm vi ứng dụng:

- Các số liệu trên áp dụng được cho các tháp tách các cấu tử nhẹ tương tự (các tháp tách  $C_3$ , các tháp tách  $C_4$ ). Cho tháp tách  $C_2$  chiều cao HETP sẽ tăng lên khoảng 20% so với tháp tách  $C_3$ .

- Hiệu suất của đoạn chung của tháp có thể thấp hơn (chiều cao HETP có thể tăng đến 10%) so với đoạn luyen khi sử dụng cùng một loại đệm cho cả 2 đoạn.

### c. Phương pháp số đơn vị chuyển khối

Theo phương pháp số đơn vị chuyển khối, chiều cao của lớp đệm ở trong tháp có thể xác định theo công thức:

$$H = n_{oy} \cdot h_{oy} = n_{oy} \cdot HTU \quad (7.150)$$

Ở đây:

$n_{oy}$  - số đơn vị chuyển khối,

$h_{oy}$  (HTU) - chiều cao của một đơn vị chuyển khối được xác định bằng thực nghiệm (bảng 7.46) hoặc dự đoán theo các công thức (7.153 ÷ 7.171) (xem ví dụ 7.11 và 7.12).

Cho quá trình hấp thụ, số đơn vị chuyển khối được tính theo công thức:

$$n_{oy} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} \quad (7.151)$$

Ở đây:

$y^*$  - nồng độ phần mol của pha khí (hơi) ở trạng thái cân bằng pha với pha lỏng;

$y_1, y_2$  - nồng độ phần mol của cấu tử phân bố ở đáy tháp và đỉnh tháp.

Chiều cao của một đơn vị chuyển khối  $h_{oy}$  có thể tính theo công thức:

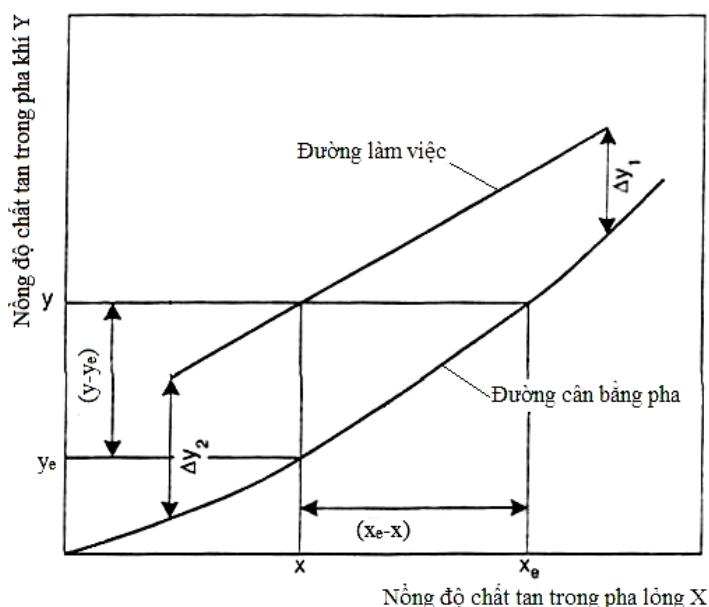
$$h_{oy} = h_y + m \cdot \frac{G}{L} \cdot h_x \quad (7.152)$$

Ở đây:

$h_y, h_x$  - chiều cao của một đơn vị cấp khối trong pha khí (hơi) và pha lỏng;

$m$  - hệ số góc của đường cân bằng pha;

$\frac{L}{G}$  - hệ số góc của đường làm việc.



Hình 7.109. Đồ thị  $y-x$  của quá trình hấp thụ

#### d. Các phương pháp dự đoán chiều cao của một đơn vị chuyển khối

Hiện tại chưa có phương pháp nào có thể dùng để dự đoán được chiều cao của một đơn vị chuyển khối cho tất cả các hệ. Thực tế chiều cao của đơn vị chuyển khối phụ thuộc không chỉ vào các tính chất vật lý của hệ, vào lưu lượng của các dòng lỏng và dòng khí mà còn phụ thuộc vào mức độ đồng đều trong phân bố dòng lỏng ở trong tháp. Mức độ phân bố đồng đều của dòng lỏng lại phụ thuộc vào đường kính và chiều cao của tháp.

Do chiều cao của đơn vị chuyển khối phụ thuộc vào các yếu tố nêu ở trên nên sẽ rất khó để có thể thực hiện việc chuyển quy mô các kết quả thực nghiệm nhận được ở quy mô phòng thí nghiệm và quy mô bán sản xuất sang quy mô công nghiệp. Vì vậy trong những trường hợp cụ thể nên ưu tiên sử dụng các kết quả thực nghiệm nhận được từ các tháp đang hoạt động có đường kính tương tự để thiết kế các tháp mới.

Các kết quả thực nghiệm của chiều cao một đơn vị chuyển khối của một số hệ đã được Cornell, Eckert, Vital và các cộng sự công bố. Các giá trị được lựa chọn từ các số liệu trên của chiều cao đơn vị chuyển khối xem trong bảng 7.46

Có nhiều phương pháp dùng để dự đoán chiều cao của đơn vị chuyển khối đã được công bố. Để dùng cho mục đích thiết kế sơ bộ, phương pháp của Cornell và phương pháp của Onda chứng tỏ có độ tin cậy. Trong trường hợp thiếu các số liệu thực nghiệm, hai phương pháp trên có thể được sử dụng cho phương án thiết kế cuối cùng nhưng nên sử dụng với hệ số an toàn thích hợp.

Cơ sở để xây dựng hai phương pháp trên hoàn toàn khác nhau và vì vậy có thể sử dụng hai phương pháp này để kiểm tra lẫn nhau. Khi sử dụng các phương pháp dự đoán chiều cao của đơn vị chuyển khối nhất thiết phải có các phân xét về các kết quả nhận được, vì vậy sẽ rất có ích khi sử dụng một số phương pháp dự đoán và so sánh các kết quả nhận được.

Một số các giá trị tiêu biểu về chiều cao  $h_{oy}$  cho các đệm loại đồ ngẫu nhiên

$d_p$	$h_{oy}$
25 mm (1 in)	0,3 - 0,6 m (1 - 2 ft)
38 mm (1,5 in)	0,5 - 0,75 m (1,5 - 2,5 ft)
50 mm (2 in)	0,6 - 1,0 m (2 - 3 ft)

**Bảng 7.46. Hiệu suất của một số loại đệm đồ ngẫu nhiên**

Hệ	Áp suất, kPa	Đường kính thấp, m	Loại đệm	Kích thước đệm, mm	$h_{oy}$ , m (HTU)	$h_{TD}$ , m (HETP)
<b>Hấp thụ</b>						
Hydro Cacbon	6000	0,9	Pall	50		0,85
NH <sub>3</sub> - Không khí - H <sub>2</sub> O	101	-	Berl	50	0,5	
Không khí - H <sub>2</sub> O	101	-	Berl	50	0,5	
Axêton - H <sub>2</sub> O	101	0,6	Pall	50		0,75
<b>Chưng cất</b>						
Pentan - Prôpan	101	0,46	Pall	25		0,46
Rượu Iso propylic - H <sub>2</sub> O	101	0,46	Intalox	25	0,75	0,5
Mêtanol - H <sub>2</sub> O	101	0,41	Pall	25	0,52	
	101	0,2	Intalox	25		0,46
Axêton - H <sub>2</sub> O	101	0,46	Pall	25		0,37
	101	0,36	Intalox	25		0,46
	101	0,38	Pall	38	0,55	0,45
	101	0,38	Intalox	50	0,50	0,45
	101	1,07	Intalox	38		1,22
Axít foocmíc - H <sub>2</sub> O	101	0,91	Pall	50		0,45
MEK - Tôluen	101	0,38	Pall	25	0,29	0,35
	101	0,38	Intalox	25	0,27	0,23
	101	0,38	Berl	25	0,31	0,31

***Phương pháp Cornell dùng để dự đoán chiều cao của đơn vị chuyển khối***

Cornell và các cộng sự (1960) đã tổng quan và xử lý các số liệu thực nghiệm đã công bố và đưa ra các phương trình kinh nghiệm dùng để dự đoán chiều cao của đơn vị cấp khối trong pha khí (hơi) và

pha lỏng. Phương pháp này đã tính đến ảnh hưởng của các tính chất vật lý của hệ, của tốc độ các dòng lỏng và dòng khí, của đường kính và chiều cao của tháp.

Các phương trình và các đồ thị của phương pháp Cornell được áp dụng cho một dãy các kích thước của vòng đệm Rashig và đệm yên ngựa Berl. Tuy nhiên ở đây sẽ chỉ đưa ra các phương trình và đồ thị cho đệm loại yên ngựa Berl vì đệm Rashig đã không còn được sử dụng trong các tháp mới được chế tạo. Mặc dù hiệu suất của đệm loại vòng Pall và đệm loại yên ngựa Intalox sẽ cao hơn hiệu suất của đệm yên ngựa Berl, nhưng phương pháp Cornell vẫn có thể sử dụng để đưa ra các kết quả chặt chẽ cho các loại đệm vòng Pall và vòng yên ngựa Intalox.

Bravo và Fair (1982) đã mở rộng các phương trình của Cornell cho đệm vòng Pall kim loại.

Các phương trình của Cornell

$$h_y = 0,01 \cdot \psi_h \cdot (Sc)_v^{0,5} \cdot \left( \frac{D_T}{0,305} \right)^{1,11} \cdot \frac{\left( \frac{H_T}{3,05} \right)^{0,33}}{\left( L_w^* \cdot f_1 \cdot f_2 \cdot f_3 \right)^{0,5}} \quad (7.153)$$

$$h_x = 0,305 \cdot \phi_h \cdot (Sc)_L^{0,5} \cdot \left( \frac{H_T}{3,05} \right)^{0,15} \quad (7.154)$$

Ở đây:

$h_y$  – chiều cao của một đơn vị cấp khối trong pha khí, m;

$h_x$  – chiều cao của một đơn vị cấp khối trong pha lỏng, m;

$(Sc)_v = \frac{\mu_v}{\rho_v D_v}$  – chuẩn số Schmidt của pha khí;

$(Sc)_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L}$  – chuẩn số Schmidt của pha lỏng;

$D_T$  – đường kính của tháp, m;

$H_T$  – chiều cao của lớp đệm, m;

$K_3$  – hệ số phần trăm sắc đệm (hình 7.112);

$\psi_h$  – hệ số xác định theo hình 7.113;

$\phi_h$  – hệ số xác định theo hình 7.114;

$L_w^*$  – tốc độ khối lượng của dòng lỏng tính theo một đơn vị diện tích tiết diện ngang của tháp, kg/m<sup>2</sup>.s;

$f_1 = \left( \frac{\mu_L}{\mu_w} \right)^{0,16}$  – hệ số hiệu chỉnh độ nhớt của lỏng;

$f_2 = \left( \frac{\rho_w}{\rho_L} \right)^{1,25}$  – hệ số hiệu chỉnh khối lượng riêng của lỏng;

$f_3 = \left( \frac{\sigma_w}{\sigma_L} \right)^{0,8}$  – hệ số hiệu chỉnh sức căng bề mặt của lỏng;

$\mu_w, \rho_w, \sigma_w$  – độ nhớt, khối lượng riêng và sức căng bề mặt của lỏng ở 20°C;

Tất cả các tính chất khác của hệ được xác định tại nhiệt độ của tháp.

Các số hạng  $\frac{D_T}{0,305}$  và  $\frac{H_T}{3,05}$  được đưa vào phương trình để tính đến ảnh hưởng của đường

kính tháp và chiều cao của lớp đệm đến chiều cao của đơn vị chuyển khối. Giá trị "chuẩn" được chọn của đường kính tháp  $D_T = 1 \text{ ft } (0,305 \text{ m})$  và của chiều cao lớp đệm  $H_T = 10 \text{ ft } (3,05 \text{ m})$ . Rõ ràng số hạng hiệu chỉnh này sẽ cho kết quả vô lý nếu nó được sử dụng trong một khoảng rộng của các giá trị của đường kính tháp và của chiều cao lớp đệm. Cho mục đích thiết kế, số hạng hiệu chỉnh theo đường kính nên chọn cố định bằng 2,3 cho tháp có đường kính  $D_T > 0,6 \text{ m } (2 \text{ ft})$ , còn số hạng hiệu chỉnh theo chiều cao lớp đệm chỉ nên đưa vào khi khoảng cách giữa hai bộ phân phối lỏng lớn hơn 3m.

Để sử dụng hình 7.112 và 7.113 cần phải ước lượng được % sắc đệm. Đại lượng này có thể tìm được theo hình 7.108 dựa vào đường sắc đệm và được tính theo công thức:

$$\% \text{ sắc đệm} = \left[ \frac{K_4}{K_{4,s}} \right]^{1/2} \quad (7.155)$$

Ở đây:

$K_4$  – tại giá trị trở lực theo thiết kế;

$K_{4,s}$  – tại chế độ sắc của đệm.

#### ***Phương pháp Onda dùng để dự đoán chiều cao của đơn vị chuyển khối***

Onda và các cộng sự (1968) đã công bố các phương trình rất hữu ích dùng để xác định các hệ số cấp khối  $\beta_y, \beta_x$  và diện tích thấm ướt đệm hiệu dụng  $a_w$ . Các phương trình này có thể sử dụng để tính các chiều cao cấp khối  $h_y, h_x$ .

Các phương trình trên đã được xây dựng trên cơ sở một số lượng lớn các số liệu thực nghiệm của các quá trình hấp thụ và chưng cất cho các loại đệm khác nhau (trong đó có đệm loại vòng Pall và đệm loại yên ngựa Berl).

Công thức dùng để xác định diện tích thấm ướt đệm hiệu dụng có dạng sau;

$$\frac{a_w}{a} = 1 - \exp \left[ -1,45 \cdot \left( \frac{\sigma_c}{\sigma_L} \right)^{0,75} \cdot \left( \frac{L_w^*}{a \mu_L} \right)^{0,1} \cdot \left( \frac{L_w^{*2} \cdot a}{\rho_L^2 \cdot g} \right)^{-0,05} \cdot \left( \frac{L_w^{*2}}{\rho_L \sigma_L a} \right)^{0,2} \right] \quad (7.156)$$

Công thức dùng để xác định các hệ số cấp khối:

$$\beta_L \left( \frac{\rho_L}{\mu_L \cdot g} \right)^{1/3} = 0,0051 \cdot \left( \frac{L_w^*}{a_w \mu_L} \right)^{2/3} \cdot \left( \frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L} \right)^{-1/2} \cdot (a \cdot d_p)^{0,4} \quad (7.157)$$

$$\frac{\beta_y}{a} \frac{RT}{D_v} = K_5 \cdot \left( \frac{V_w^*}{a \cdot \mu_v} \right)^{0,7} \cdot \left( \frac{\mu_v}{\rho_v \cdot D_v} \right)^{1/3} \cdot (a \cdot d_p)^{-2,0} \quad (7.158)$$

Ở đây:

$K_5 = 5,26$  cho các kích thước đệm  $d_p > 15 \text{ mm}$ ;

$K_5 = 2,00$  cho các kích thước đệm  $d_p < 15 \text{ mm}$ ;

- $L_w^*$  - tốc độ khối lượng của dòng lỏng tính theo một đơn vị diện tích tiết diện ngang của tháp,  $\text{kg/m}^2.\text{s}$ ;  
 $V_w^*$  - tốc độ khối lượng của dòng khí tính theo một đơn vị diện tích tiết diện ngang của tháp,  $\text{kg/m}^2.\text{s}$ ;  
 $a_w$  - diện tích tiếp xúc pha hiệu dụng (diện tích thấm ướt hiệu dụng) của đệm tính theo một đơn vị thể tích của lớp đệm,  $\text{m}^2/\text{m}^3$ ;  
 $a$  - diện tích bề mặt riêng của đệm,  $\text{m}^2/\text{m}^3$ ;  
 $d_p$  - kích thước của đệm,  $\text{m}$ ;  
 $\sigma_c$  - sức căng bề mặt tới hạn của vật liệu chế tạo đệm,  $\text{mN/m}$ ;

Cho các loại vật liệu chế tạo đệm thường gặp, sức căng bề mặt  $\sigma_c$  có giá trị sau:

Vật liệu	$\sigma_c$ , $\text{mN/m}$
Gốm, sứ	61
Thép	75
Nhựa Polyetylen	33
Cácbon	56

- $\sigma_L$  - sức căng bề mặt của lỏng,  $\text{mN/m}$ ;  
 $\beta_y$  - hệ số cấp khối trong pha khí,  $\frac{\text{kmol}}{\text{m}^2.\text{s}.\text{atm}}$  hoặc  $\frac{\text{kmol}}{\text{m}^2.\text{s}.\text{bar}}$ ;  
 $\beta_x$  - hệ số cấp khối trong pha lỏng,  $\frac{\text{kmol}}{\text{m}^2.\text{s}.\left(\frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}\right)} = \frac{\text{m}}{\text{s}}$ .

Chú ý:

- Tất cả các cụm đại lượng trong các phương trình trên đều là các cụm đại lượng không thứ nguyên;
- Đơn vị đo của hệ số cấp khối  $\beta_y$  phụ thuộc vào đơn vị đo của hằng số khí:

$$R = 0,08206 \frac{\text{atm}.\text{m}^3}{\text{kmol}.\text{K}},$$

$$\text{hoặc } R = 0,8314 \frac{\text{bar}.\text{m}^3}{\text{kmol}.\text{K}}.$$

Chiều cao của hệ số cấp khối  $h_y$  và  $h_x$  được tính theo các công thức:

$$h_y = \frac{G_m}{\beta_y \cdot a_w \cdot P} \quad (7.159)$$

$$h_x = \frac{L_m}{\beta_x \cdot a_w \cdot C_T} \quad (7.160)$$

Ở đây:

$P$  - áp suất làm việc của tháp,  $\text{atm}$  hoặc  $\text{bar}$ ;

$$C_T = \frac{\rho_L}{M_{dm}}, \text{ kmol/m}^3;$$



$M_{dm}$  - khối lượng phân tử của dung môi, kg/kmol;

$G_m$  - tốc độ mol của dòng khí tính theo một đơn vị diện tích tiết diện ngang của tháp, kmol/m<sup>2</sup>.s;

$L_m$  - tốc độ mol của dòng lỏng tính theo một đơn vị diện tích tiết diện ngang của tháp, kmol/m<sup>2</sup>.s;

Phương trình Bravo - Fair dùng để xác định diện tích tiếp xúc pha hiệu dụng:

$$\frac{a_w}{a} = 19,76 \cdot \frac{\sigma^{0,5}}{H^{0,4}} \left( \frac{\mu_L \cdot U_L}{\sigma_L} \cdot \frac{U_v \cdot \rho_v}{a \cdot \mu_v} \right)^{0,392} \quad (7.171)$$

Các đại lượng trong phương trình trên có đơn vị đo thuộc hệ SI.

Ở đây: H - chiều cao lớp đệm, m.

Phương trình trên phản ánh ảnh hưởng của chiều cao lớp đệm H đến diện tích tiếp xúc pha hiệu dụng  $a_w$  (phương trình này tính đến sự phân bố không đồng đều của dòng lỏng).

Diện tích bề mặt  $a_w$  tính được theo phương trình trên sau đó sẽ được sử dụng để tính các hệ số cấp khối  $\beta_x$  và  $\beta_y$  theo phương trình của Onda.

**e. Ví dụ áp dụng phương pháp Cornell và phương pháp Onda để tính chiều cao của tháp hấp thụ khí SO<sub>2</sub>** (Xem tài liệu tham khảo số [3 - 310])

**f. Xác định chiều cao của tháp chưng luyện loại đệm** (Xem tài liệu tham khảo số [3 - 317])

## TÀI LIỆU THAM KHẢO

- [1]. Tập thể tác giả, *Sổ tay quá trình và thiết bị công nghệ hoá chất*, tập 1. Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật, Hà Nội, 2004.
- [2]. Tập thể tác giả, *Sổ tay quá trình và thiết bị công nghệ hoá chất*, tập 2. Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật, Hà Nội, 2004.
- [3]. Nguyễn Hữu Tùng, *Kỹ thuật tách hỗn hợp nhiều cấu tử*, tập 2: Tính toán và thiết kế, Nhà xuất bản Bách Khoa, Hà Nội, 2013.
- [4]. Nguyễn Hữu Tùng, *Kỹ thuật tách hỗn hợp nhiều cấu tử*, tập 1: Các nguyên lý và ứng dụng, Nhà xuất bản Bách Khoa, Hà Nội, 2010.
- [5]. Trần Hữu Quế, *Vẽ kỹ thuật*, Nhà xuất bản Khoa học và Kỹ thuật, Hà Nội, 2000.