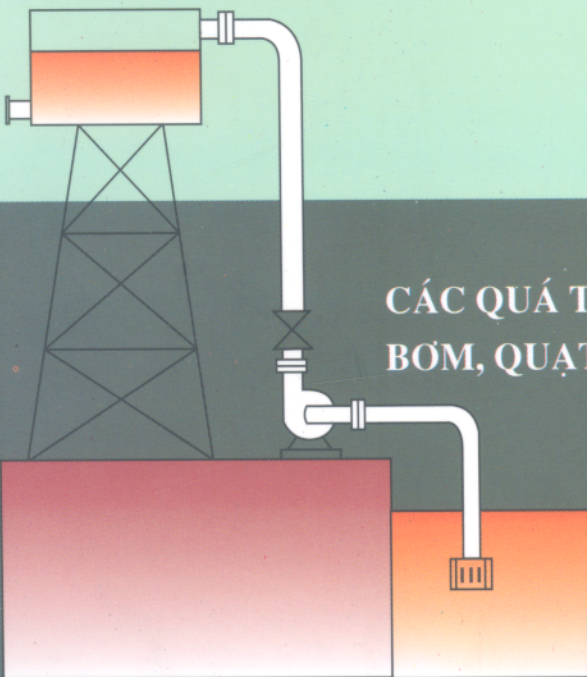


NGUYỄN BIN

CÁC QUÁ TRÌNH, THIẾT BỊ

*TRONG CÔNG NGHỆ
HÓA CHẤT
VÀ THỰC PHẨM*



TẬP 1

**CÁC QUÁ TRÌNH THỦY LỰC,
BƠM, QUẠT, MÁY NÉN**



NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT

GS, TSKH NGUYỄN BIN

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

**Tập 1
CÁC QUÁ TRÌNH THUỶ LỰC,
BƠM QUẠT, MÁY NÉN**



**NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT
HÀ NỘI - 2004**

LỜI NÓI ĐẦU

Các quá trình, thiết bị trong công nghệ hóa chất và thực phẩm được xây dựng trên cơ sở khoa học tự nhiên và kỹ thuật. Đặc điểm của lĩnh vực này là nghiên cứu những qui luật hoạt động của các quá trình để định ra cơ cấu thiết bị, nhằm thích ứng với thực tế sản xuất. Vì vậy, hiểu sâu về quá trình và thiết bị sẽ giúp cho các kỹ sư khả năng tính toán, thiết kế thiết bị, khả năng vận hành, cải tiến hoặc đề xuất những thiết bị thích ứng nhất cho một công nghệ cụ thể, với năng suất và hiệu suất cao. Do đó, đối tượng phục vụ của cuốn sách này rất rộng, bao gồm các ngành công nghệ hóa chất, thực phẩm, như công nghệ hóa dầu, phân bón, chế biến lương thực, dược liệu, xử lý môi trường, v.v.

Các quá trình và thiết bị (hóa công) được coi là một môn học cơ sở rất quan trọng cho sinh viên ngành hóa chất, thực phẩm, luyện kim. Mục đích trang bị cho sinh viên các ngành này những kiến thức về các quá trình thủy lực, truyền nhiệt, chuyển khối và các quá trình hóa học; hiểu biết về phương pháp phân riêng hệ không đồng nhất dưới tác dụng của cơ học (lắng, lọc, ly tâm) hoặc dưới tác dụng của nhiệt (chưng luyện, hấp thụ, hấp phụ, trích ly, kết tinh). Ngoài ra còn trang bị thêm những kiến thức về truyền nhiệt, cô đặc, sấy, lạnh đông và đập, nghiền, sàng.

Nội dung được trình bày gồm những phần sau:

Tập 1: Các quá trình thủy lực (thủy tĩnh, thủy động, vận chuyển chất lỏng và nén khí).

Tập 2: Phân riêng hệ không đồng nhất (lắng, lọc, ly tâm); khuấy trộn chất lỏng và đập, nghiền, sàng.

Tập 3: Truyền nhiệt và các quá trình nhiệt (dẫn nhiệt, nhiệt đối lưu và bức xạ nhiệt; đun nóng, làm nguội, ngưng tụ và cô đặc); lạnh đông.

Tập 4: Các quá trình chuyển khối (chưng luyện, hấp thụ, hấp phụ, trích ly, kết tinh và sấy...).

Tập 5: Các quá trình hóa học (nhiệt động, động hóa học và cân bằng hóa học, thời gian lưu, động lực học...).

Trong từng phần có trình bày cơ sở lý thuyết và tính toán; mô tả nguyên lý cấu tạo của thiết bị điển hình, cùng các ví dụ và bài tập.

Bộ sách được dùng làm tài liệu học tập, tham khảo cho sinh viên đại học thuộc ngành công nghệ hóa học, thực phẩm và các ngành có liên quan khác. Đồng thời cũng được dùng làm tài liệu tham khảo cho các cán bộ kỹ thuật thuộc các ngành trên.

Mặc dù bộ sách được viết trên cơ sở tham khảo của nhiều tài liệu trong và ngoài nước, song không thể tránh khỏi những thiếu sót, mong nhận được sự đóng góp ý kiến của quý độc giả. Ý kiến xin gửi về Bộ môn Quá trình - Thiết bị công nghệ Hóa và Thực phẩm, Trường đại học Bách khoa Hà Nội.

Tác giả

Chương 1

KHÁI NIỆM CƠ BẢN

1.1. ĐỐI TƯỢNG VÀ NHIỆM VỤ MÔN HỌC

Kỹ thuật công nghệ hóa học bao gồm nhiều quá trình rất khác nhau và được thực hiện trong các dạng thiết bị khác nhau. Trong đó nguyên vật liệu thông qua các tác động tương tác về mặt vật lý, hóa lý và hóa học sẽ biến đổi hoặc chuyển hóa để thành sản phẩm. Cùng với sự biến đổi về chất có sự thay đổi về năng lượng và động lượng.

Vì vậy đối tượng của kỹ thuật công nghệ hóa học là các quá trình và thiết bị. Qua nghiên cứu các quá trình được thực hiện trong thiết bị của công nghệ sản xuất các sản phẩm hóa học, sẽ tạo điều kiện cải tiến quá trình cũ, cải tiến thiết bị, nhằm đổi mới công nghệ để tăng nhanh sản lượng, nâng cao chất lượng sản phẩm. Mặt khác nghiên cứu quá trình và thiết bị cũng nhằm tiến hành cơ giới hóa và tự động hóa các quá trình sản xuất, áp dụng kỹ thuật tiên tiến, nhằm giảm mức sử dụng nguyên vật liệu, chi phí chất đốt, năng lượng để đạt hiệu quả kinh tế cao nhất.

Khác với các quá trình cơ lý, trong đó vật chất chỉ bị thay đổi về hình dạng, trạng thái hay tính chất vật lý; quá trình hóa học làm biến đổi hoàn toàn cấu tạo và thành phần hóa học hay tính chất hóa học của vật chất.

Trong công nghệ hóa học và thực phẩm bao gồm nhiều phương pháp sản xuất rất khác nhau, song nhìn chung các quá trình chế biến đều được thực hiện bởi các quá trình vật lý, hóa lý giống nhau như lắng, lọc, đun nóng, làm nguội, chưng luyện, hấp thụ, trích ly, sấy khô, đông lạnh, v.v.

Các quá trình đều được tiến hành trong thiết bị. Vì vậy, các thiết bị trong nhà máy hóa chất, thực phẩm cũng có nhiều loại, nhiều kiểu, song khi đảm nhận cùng nhiệm vụ thì cũng có cùng nguyên tắc cấu tạo.

Nắm vững kiến thức môn học "Quá trình, thiết bị công nghệ hóa học và thực phẩm" có nghĩa là các nhà kỹ thuật đã có kiến thức sâu sắc về vật lý, hóa lý của các quá trình, và hiểu biết về quá trình và thiết bị trong dây chuyền sản xuất của một công nghệ. Đồng thời cũng nắm vững các nguyên tắc cấu tạo và phương pháp tính toán thiết kế các thiết bị để tiến hành các quá trình đó.

Như vậy, khi đã được trang bị đầy đủ kiến thức của môn học, các nhà kỹ thuật có khả năng:

1- Trong điều hành sản xuất, dễ dàng tiếp cận được chế độ làm việc thích hợp để nâng cao năng suất thiết bị và chất lượng sản phẩm; biết tìm ra khâu yếu trong dây chuyền sản xuất để cải tiến.

2- Trong thiết kế, biết đánh giá và lựa chọn sơ đồ công nghệ và loại thiết bị thích hợp cho từng quá trình; biết tính toán, thiết kế thiết bị.

3- Trong nghiên cứu khoa học, có phương pháp nghiên cứu hợp lý, có khả năng thực nghiệm và đánh giá kết quả chính xác, để chỉnh lý và khái quát hóa các kết quả khi ứng dụng vào thực tế sản xuất.

1.2. NỘI DUNG

Bên cạnh phản ứng hóa học, các quá trình công nghệ hóa học bao gồm nhiều quá trình vật lý và hóa lý khác nhau. Dựa vào qui luật đặc trưng của từng quá trình, môn học được chia thành các phần sau:

Phần thứ nhất: Các quá trình thủy lực, thủy cơ và cơ học

Nghiên cứu các định luật về thủy tĩnh, thủy động, chuyển động chất lỏng, khí; các quá trình và thiết bị vận chuyển chất lỏng, khí (bơm, quạt, máy nén); phân riêng các hệ không đồng nhất (lắng, lọc, ly tâm), đập, nghiền và sàng.

Phần thứ hai: Các quá trình nhiệt và kỹ thuật lạnh

Nghiên cứu các định luật về truyền nhiệt (dẫn nhiệt, cấp nhiệt, bức xạ nhiệt); các quá trình và thiết bị trao đổi nhiệt (đun nóng, làm nguội, ngưng tụ, cô đặc); quá trình và thiết bị lạnh.

Phần thứ ba: Các quá trình khuếch tán

Nghiên cứu cơ sở lý thuyết chung và các định luật về chuyển khối; các quá trình và thiết bị chưng luyện, hấp thụ, hấp phụ, trích ly, kết tinh, sấy.

Phần thứ tư: Các quá trình hóa học

Nghiên cứu các quá trình và thiết bị phản ứng hóa học.

Môn học này là một môn học kỹ thuật cơ sở cho kỹ sư các ngành hóa chất, thực phẩm, luyện kim, v.v. Đây là môn học có cơ sở lý thuyết rộng nhưng lại rất gần với thực tế sản xuất. Vì vậy, nghiên cứu môn học này sinh viên cần tìm hiểu sâu về lý thuyết, nắm vững phương pháp tính toán và nguyên lý vận hành thiết bị. Đồng thời phải liên hệ với thực tế và quan sát thực tế.

Để phục vụ cho lý thuyết của môn học còn có các bài tập, thí nghiệm và đồ án môn học. Nội dung của chúng đều được rút ra từ thực tế sản xuất. Mục đích không chỉ để làm sáng tỏ thêm lý thuyết, mà để bước đầu học sinh tập dượt, giải quyết những vấn đề cụ thể trong thực tế sản xuất.

1.3. NHỮNG KHÁI NIỆM CHUNG

Mỗi quá trình sản xuất ngoài sức lao động của con người còn có:

- Nguyên vật liệu tham gia vào quá trình và sản phẩm.
- Năng lượng dưới các dạng: điện năng, cơ năng và nhiệt năng.
- Thiết bị, máy móc và các trang bị khác.

Các quá trình có thể được tiến hành theo phương thức gián đoạn, liên tục hay bán liên tục. Trong quá trình gián đoạn, vật liệu được nạp vào thiết bị và sản phẩm được tháo ra khỏi thiết bị thành từng mẻ một. Do đó khi tính toán cần thời gian nạp liệu và tháo sản phẩm. Trong mỗi chu kỳ làm việc, các quá trình tiến hành tuần tự trong thiết bị, nên các thông số kỹ thuật (nhiệt độ, áp suất, nồng độ, v.v.) thay đổi theo thời gian từ đầu đến cuối quá trình. Trong quá trình liên tục, việc nạp liệu và tháo sản phẩm được thực hiện liên tục. Khi đó các giai đoạn của quá trình xảy ra đồng thời nhưng ở các phần khác nhau của thiết bị, nên các thông số kỹ thuật tại mỗi vị trí của thiết bị được giữ nguyên không thay đổi theo thời gian, và quá trình làm việc là ổn định. Trong nhiều trường hợp, không phải đồng thời vật liệu cho vào và sản phẩm lấy ra liên tục, mà có thể chỉ vật liệu cho vào, hoặc sản phẩm lấy ra liên tục, khi đó ta gọi quá trình bán liên tục.

So với quá trình gián đoạn, quá trình liên tục có ưu điểm:

- Có khả năng tự động hóa và cơ giới hóa quá trình, qua đó giảm lao động thủ công đến mức tối thiểu;

- Có tính ổn định cao, qua đó tăng năng suất và chất lượng sản phẩm;
- Có thể trang bị đồng bộ, qua đó giảm giá đầu tư và giá thành.

Khi nghiên cứu các quá trình hay tính toán thiết kế thiết bị, máy cần nắm vững một số khái niệm cơ bản sau đây.

1.3.1. Tính cân bằng vật liệu

Nguyên vật liệu, bán sản phẩm và sản phẩm của một quá trình trong thực tế không ở dạng nguyên chất mà là một hỗn hợp gồm nhiều cấu tử. Thành phần của hỗn hợp được chia theo phân khối lượng hoặc phân mol. Để xác định lượng nguyên liệu tiêu tốn, lượng sản phẩm thu được, kích thước và năng suất của thiết bị, người ta phải tính cân bằng vật liệu dựa trên định luật bảo toàn khối lượng.

Theo định luật bảo toàn khối lượng thì tổng của lượng vật liệu đưa vào thiết bị trong quá trình sản xuất phải bằng tổng lượng vật liệu đi ra khỏi thiết bị (có kể đến lượng tổn thất):

$$\Sigma G_{\text{vào}} = \Sigma G_{\text{ra}} + G_{\text{tt}} \quad (1.1)$$

Phương trình (1.1) là phương trình cân bằng vật liệu. Nó có ý nghĩa không chỉ cho một quá trình xác định, hoặc toàn bộ các quá trình mà đúng cho một không gian của quá trình.

Phương trình cân bằng vật liệu có thể tính theo toàn bộ lượng vật liệu (hỗn hợp) tham gia vào quá trình hoặc chỉ theo một cấu tử nào đó có trong vật liệu; có thể dùng cho một thiết bị, một bộ phận thiết bị hay một nhóm thiết bị.

Việc thiết lập phương trình cân bằng vật liệu có ý nghĩa lớn trong thực tế. Qua phương trình cân bằng vật liệu người ta có thể:

- Trong thiết kế chọn được dây chuyền sản xuất và kích thước thiết bị thích hợp.

- Trong sản xuất xác định được lượng hao tổn vật liệu, lượng sản phẩm phụ và tạp chất để tìm biện pháp khắc phục.

Phương trình cân bằng vật liệu được dùng để đánh giá mức độ hoàn thiện của quá trình công nghệ. Mỗi công nghệ cần thể hiện đầy đủ cân bằng vật liệu. Tổn thất vật liệu và sản phẩm phụ càng ít thì công nghệ càng hoàn hảo.

1.3.2. Cân bằng nhiệt lượng

Khi chế biến vật liệu trong các quá trình luôn kèm theo sự tiêu tốn năng lượng, gồm cơ năng, điện năng, nhiệt năng, v.v.

Để tính năng lượng tiêu thụ ta dựa vào định luật bảo toàn năng lượng. Sự chuyển đổi đơn vị của các dạng năng lượng ở đây rất cần thiết như ở bảng 1.1. Trong đó có các đại lượng trung gian được dùng để tính toán sau:

- Gia tốc trọng trường: $9,81 \text{ m/s}^2$,
- Cơ năng: 427 kp.m/kcal (kp là kilogam lực)
- Mã lực (HP): 75 kp.m/s
- Kilôoát (kW): 102 kp.m/s

Theo định luật bảo toàn năng lượng, tổng lượng nhiệt được đưa vào bằng tổng lượng nhiệt được lấy ra (kể cả tổn thất):

$$\Sigma Q_{\text{vào}} = \Sigma Q_{\text{ra}} + Q_m \quad (1.2)$$

Phương trình cân bằng nhiệt lượng (1.2) trong thực tế có thể bao gồm các lượng nhiệt sau:

- Q_1 - lượng nhiệt do nguyên vật liệu mang vào, kcal;
- Q_2 - lượng nhiệt tiêu tốn được cung cấp vào, kcal;
- Q_3 - lượng nhiệt được tỏa ra trong quá trình, kcal;
- Q_4 - lượng nhiệt do sản phẩm và vật liệu mang ra, kcal;
- Q_5 - lượng nhiệt mất mát ra môi trường, kcal.

Vậy phương trình cân bằng vật liệu sẽ là:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 \quad (1.5)$$

Lượng nhiệt được tỏa ra trong quá trình Q_3 có thể do thay đổi trạng thái như nhiệt ngưng tụ, kết tinh, hòa tan hoặc phản ứng hóa học, v.v. Lượng nhiệt này có thể là dương nếu quá trình tỏa nhiệt hoặc âm nếu quá trình thu nhiệt.

Dựa vào phương trình cân bằng nhiệt ta tính toán lượng nhiệt cần thiết cho quá trình, cũng như kích thước cần thiết của thiết bị.

1.3.3. Năng suất

Năng suất là đặc trưng cơ bản của thiết bị và máy, là lượng vật liệu vào hoặc sản phẩm ra tính theo một đơn vị thời gian. Đơn vị của năng suất có thể tính theo:

- đơn vị khối lượng gồm : kilôgam, tấn;

- đơn vị thể tích : lít, mét khối;
- số lượng vật thể.

Ví dụ năng suất máy nghiền tính theo kg/h, kg/s, tấn/h, nhưng năng suất của bơm thường tính theo l/h, l/s, l/ph, m³/h, m³/s, còn đối với các máy ép nhựa năng suất lại tính bằng số tấn theo đơn vị thời gian.

Ở những điều kiện giống nhau, năng suất của thiết bị và máy phụ thuộc vào kích thước và vận tốc của quá trình.

1.3.4. Hiệu suất

Hiệu suất là tỷ lệ phần trăm giữa lượng sản phẩm thu được so với lượng nguyên liệu đầu được đưa vào thiết bị.

1.3.5. Cường độ sản xuất

Cường độ sản xuất là năng suất dựa trên đại lượng nào đó đặc trưng cho thiết bị và máy. Ví dụ cường độ sản xuất của thiết bị cô đặc là lượng nước bốc hơi tính trên 1 m² bề mặt gia nhiệt của thiết bị trong một đơn vị thời gian.

Khi tăng cường độ sản xuất, với một qui mô nhất định ta giảm được số thiết bị cần dùng hoặc giảm được kích thước của chúng. Nhờ đó giảm được vốn đầu tư xây dựng và chi phí vận hành, tăng được năng suất lao động.

1.3.6. Công suất và hiệu suất

Công suất là lượng công do thiết bị, máy tiêu thụ hoặc sinh ra trong một đơn vị thời gian. Thông thường công suất được tính theo kW hoặc mã lực. Công suất do một động cơ tạo ra truyền đến máy qua bộ phận truyền động như trục hoặc dây đai, thường khác với công suất máy. Trong thực tế công suất của động cơ lớn hơn nhiều so với công suất của máy do sự mất mát năng lượng ở động cơ và qua bộ phận truyền động. Vì vậy, công suất có ích luôn nhỏ hơn công suất thực tế. Tỷ lệ giữa công suất có ích và công suất thực tế tiêu tốn được gọi là hiệu suất (hoặc còn gọi là hệ số tác dụng hữu ích) của máy và thiết bị:

$$\eta = \frac{N}{N_{tt}} \quad (1.4)$$

Trong thực tế hiệu suất luôn nhỏ hơn 1 và càng gần 1, máy hoặc thiết bị càng tốt.

1.4. HỆ ĐƠN VỊ

Trong tính toán các quá trình và thiết bị công nghệ hóa và thực phẩm cần đến những số liệu về tính chất vật lý như độ nhớt, khối lượng riêng, ... và những thông số trạng thái như áp suất, nhiệt độ, vận tốc, ... của vật chất. Các đại lượng này được đo bằng những hệ đơn vị khác nhau.

Hiện nay trong đời sống và trong khoa học kỹ thuật người ta sử dụng nhiều hệ đơn vị khác nhau. Nhưng phổ biến hơn cả có các hệ sau đây:

- 1- Hệ đơn vị CGS (centimét - gam - giây) được dùng chủ yếu trong các phép đo vật lý.
- 2- Hệ đơn vị MKGS (mét - kilôgam lực - giây) được dùng trong các phép đo kỹ thuật.

Bảng 1.1. Hệ đơn vị đo của một số đại lượng thường dùng

Đại lượng	Ký hiệu	Hệ IS	Hệ MKGS	
			Đơn vị đo	Hệ số chuyển đổi
Chiều dài	l	m	m	-
Diện tích	F	m^2	m^2	-
Thể tích	V	m^3	m^3	-
Thời gian	t	s	s	-
Vận tốc	w	m/s	m/s	-
Gia tốc	g	m/s^2	m/s^2	-
Khối lượng riêng	ρ	kg/m^3	$kp.s^2/m^4$	9,81
Áp suất	P	N/m^2	kp/m^2	9,81
Độ nhớt động lực	μ	$N.s/m^2$	$kp.s/m^2$	9,81
Sức căng bề mặt	σ	N/m	kp/m	9,81
Nhiệt dung	C	J/kg.độ	kcal/kg.độ	$4,186.10^3$
Hàm nhiệt	I	J/kg	kcal/kg	$4,186.10^3$
Hệ số dẫn nhiệt	λ	W/m.độ	kcal/m.h.độ	1,16
Hệ số cấp nhiệt	α	W/m ² .độ	kcal/m ² .h.độ	1,16

3- Hệ đơn vị IS là hệ quốc tế về đơn vị đo lường do Hội nghị Đo lường Quốc tế lần thứ 11 (tháng 10 - 1960) thông qua, cơ sở của hệ này là mét - kilôgam khối lượng - giây.

Ở Việt Nam, đã ban hành "Bảng đơn vị đo lường hợp pháp" dựa trên cơ sở của hệ IS nhưng có bổ sung và thay đổi một số điểm cho phù hợp với tình hình cụ thể của nước ta. Vì vậy, hệ đơn vị được dùng trong giáo trình này là hệ đo lường đã được ban hành.

Tuy nhiên để dễ liên hệ với các hệ đơn vị khác chúng tôi tổng hợp những điểm chính ở bảng 1.1.

1.5. THUYẾT ĐỒNG DẠNG VÀ PHƯƠNG PHÁP PHÂN TÍCH THỨ NGUYÊN

Các quá trình công nghệ hóa học là tập hợp của nhiều hiện tượng vật lý, hóa lý, cơ học, thủy động lực, truyền nhiệt, khuếch tán và hóa học, nên khi tính toán thiết bị để thực hiện các quá trình đó cần phải biết đặc trưng của các hiện tượng xảy ra trong quá trình, phải biết trị số của các đại lượng được dùng hoặc các thông số của mô hình toán học. Vì vậy, trong nghiên cứu kỹ thuật hoặc chuẩn bị một công nghệ mới thường người ta bắt đầu bằng thực nghiệm. Trong giai đoạn này chủ yếu tìm ra các chỉ tiêu cụ thể của quá trình sản xuất, chọn loại, cơ cấu và vật liệu chế tạo thiết bị. Tức tìm ra những thông số công nghệ thích hợp trong điều kiện của thực tế sản xuất.

Việc nghiên cứu đầy đủ và toàn diện các quá trình và thiết bị trên qui mô pilot hoặc bán sản xuất sẽ tạo điều kiện dễ dàng và tăng nhanh vận tốc thiết kế, thi công công trình. Việc nghiên cứu phải vận dụng cả lý thuyết lẫn thực nghiệm. Vì kết quả thu được trong thực nghiệm chỉ mới đáp ứng cho từng trường hợp cụ thể, mà không có giá trị tổng quát. Tuy nhiên chỉ dùng lý thuyết đơn thuần thì sẽ không thấy hết mọi điều kiện cần có và các yếu tố ảnh hưởng. Phương pháp kết hợp cả lý thuyết lẫn thực nghiệm sẽ giúp ta có kết quả nghiên cứu chính xác, thỏa mãn những điều kiện sản xuất cụ thể, đồng thời lại có tính khái quát cao, giúp cho ta có khả năng mở rộng qui mô công nghệ. Thuyết đồng dạng và phương pháp phân tích thứ nguyên là một trong những phương pháp phổ biến được dùng trong nghiên cứu.

1.5.1. Thuyết đồng dạng

1.5.1.1. Khái niệm về đồng dạng

Phương trình vi phân có khả năng mô tả diễn biến quá trình và đặc trưng cho một loạt hiện tượng trong kỹ thuật dưới dạng một mô hình toán học. Vì vậy, nghiệm của nó có chứa các hằng số tích phân đặc trưng cho mỗi

đối tượng cụ thể. Chúng sẽ được xác định từ các số liệu thực nghiệm hoặc từ những điều kiện bổ sung được tìm thấy qua những đặc điểm của hiện tượng cần xét, là những điều kiện đầu hay điều kiện biên, được gọi chung là những điều kiện đơn trị, bao gồm:

- Kích thước hình học, điều kiện không gian của hiện tượng, như dòng chất lỏng chảy trong ống có đường kính và chiều dài xác định, phản ứng hóa học xảy ra trong thiết bị có thể tích nhất định, v.v.
- Thời gian tồn tại và phát triển của quá trình.
- Ngoài ra những yếu tố khác có ảnh hưởng đến quá trình như:
 - Các thông số vật lý của các chất tham gia vào quá trình là: khối lượng riêng, độ nhớt, nhiệt dung, độ dẫn nhiệt, v.v. Mỗi quá trình chỉ chịu ảnh hưởng của một vài thông số vật lý chứ không phải tất cả, và chỉ thông số nào thật sự tác động đến quá trình mới coi là điều kiện đơn trị.
 - Các thông số trạng thái đầu ($\tau = 0$) của hệ thống như vận tốc, nhiệt độ, nồng độ, ... phải cho trước, để có thể xác định trạng thái ở thời điểm bất kỳ.

- Ảnh hưởng tương hỗ của môi trường xung quanh. Trong công nghệ chuyển chất những yếu tố bên ngoài (môi trường) tác động đến quá trình là nhiệt độ và áp suất. Ví dụ, vận tốc của khối lò đi lên trong ống khối phụ thuộc vào hiệu số khối lượng riêng của khối trước khi vào và sau khi ra khỏi ống khối, tức là phụ thuộc vào nhiệt độ và áp suất của không khí bên ngoài lò đốt.

Thực nghiệm thường được tiến hành trong những thiết bị nhỏ đồng dạng với thiết bị thực và được gọi là mô hình thí nghiệm. Những hiện tượng xảy ra trong các mô hình thực nghiệm được lặp lại tương tự hoặc đồng dạng với những hiện tượng trong thiết bị thực. Phương pháp nghiên cứu quá trình và thiết bị bằng mô hình thực nghiệm được gọi là phương pháp mô hình. Lý thuyết về đồng dạng chính dựa trên những mô hình này.

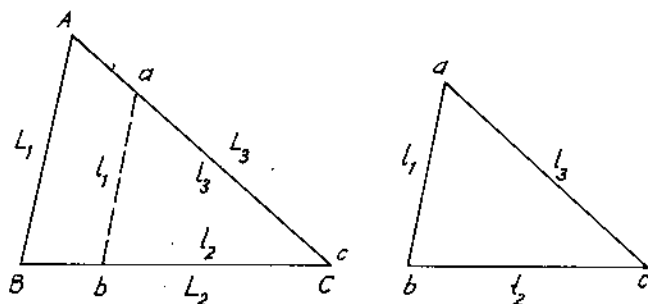
Phương trình vi phân được giải cùng với những điều kiện nêu trên sẽ cho ra một biểu thức toán học xác định một hiện tượng cụ thể. Tuy nhiên, trong nhiều trường hợp do mức độ phức tạp của phương trình vi phân, nên thực tế không giải được, hoặc rất khó giải. Trong trường hợp này ta chỉ giải quyết được bằng thực nghiệm để tìm ra mối liên hệ giữa các đại lượng đặc

trưng dưới dạng một phương trình thực nghiệm trên cơ sở của qui hoạch thực nghiệm bằng phương pháp xử lý, đánh giá số liệu thực nghiệm để đúc kết những kết quả thu được dựa vào lý thuyết đồng dạng và phân tích thứ nguyên để mở rộng phạm vi ứng dụng cho các hiện tượng cùng loại.

Vì lý thuyết đồng dạng giúp ta chọn các kích thước của mô hình, các thông số đo khi tiến hành thí nghiệm; đánh giá và đúc kết số liệu, khái quát hóa kết quả thực nghiệm và phân biệt những hiện tượng đồng dạng. Nên lý thuyết đồng dạng được coi như một cơ sở lý luận về các phương pháp đúc kết, khái quát hóa số liệu thực nghiệm để rút ra những qui luật chung cho các hiện tượng đồng dạng với nhau.

1.5.1.2. Những điều kiện đồng dạng

Các hiện tượng đồng dạng nhau khi tỷ lệ của các đại lượng tương tự đặc trưng của chúng là một số không đổi, theo các điều kiện sau:



Hình 1.1. Hai tam giác đồng dạng

a. Đồng dạng

hình học: Hai vật

đồng dạng về hình học khi các kích thước tương ứng của chúng song song với nhau và có tỷ lệ không đổi.

Ví dụ, tam giác ABC đồng dạng với tam giác abc (hình 1.1), thì các cạnh tương ứng phải song song nhau (các góc bằng nhau từng đôi một) và có tỷ lệ không đổi, tức là:

$$\frac{L_1}{l_1} = \frac{L_2}{l_2} = \frac{L_3}{l_3} = a = \text{const} \quad (1.5)$$

trong đó: a – đại lượng không thứ nguyên, gọi là hằng số đồng dạng hình học.

Nếu trong trạng thái chuyển động thì các chất điểm chuyển động của hệ đồng dạng cũng chuyển động theo những qui luật đồng dạng với nhau.

b. Đồng dạng về thời gian: Tỷ lệ giữa các khoảng thời gian mà những điểm hay những phần tử của các hệ thống đồng dạng chuyển động theo những quỹ đạo, qua những đoạn đường có đồng dạng hình học là một hằng số, tức là:

$$\frac{\tau_1}{\tau'_1} = \frac{\tau_2}{\tau'_2} = \dots = \frac{\tau_n}{\tau'_n} = a_\tau = \text{const} \quad (1.6)$$

trong đó: τ và τ' - những khoảng thời gian tương ứng của hai hệ đồng dạng;

a_τ - hằng số đồng dạng về thời gian. Hằng số đồng dạng thời gian là đại lượng không thứ nguyên, có một trị số nhất định đối với mỗi hiện tượng trong suốt thời gian và quá trình xảy ra. Sự thay đổi về tính chất vật lý của hiện tượng trong hệ đồng dạng cũng phải tương ứng nhau trong suốt thời gian τ và τ' .

c. Đồng dạng vật lý: Những thông số vật lý của hai điểm hay hai phần tử tương ứng trong hệ thống đồng dạng về không gian và thời gian có tỷ lệ giữa những đại lượng cùng loại là một hằng số. Ví dụ, hai hệ thống sảy đồng dạng nhau thì tỷ số giữa các đại lượng vật lý cùng loại như vận tốc dòng khí, khối lượng riêng, ... ở những điểm tương tự của hai hệ thống là một số không đổi, tức là:

$$\frac{w_1}{w_2} = a_w; \quad \frac{\rho_1}{\rho_2} = a_\rho; \text{ v.v.} \quad (1.7)$$

trong đó: a_w, a_ρ - hằng số đồng dạng vật lý biểu thị cho vận tốc và khối lượng riêng.

d. Đồng dạng về những điều kiện đầu và điều kiện biên: Những điều kiện ban đầu và những điều kiện biên của hai hệ thống đồng dạng nhau cũng phải đồng dạng. Tức các điều kiện đồng dạng về hình học, đồng dạng về thời gian và đồng dạng vật lý phải trong cùng điều kiện ban đầu và điều kiện biên.

1.5.1.3. Định số đồng dạng và chuẩn số đồng dạng

Nếu ta xét tỷ lệ giữa hai đại lượng giống nhau (như kích thước, thời gian, thông số vật lý, ...) tại hai điểm khác nhau trong cùng một hệ thống một cách tương ứng thì những tỷ lệ này cũng là một số không đổi và không có thứ nguyên.

Khi đó đối với hai tam giác đồng dạng, như ví dụ trên, ta sẽ có:

$$\frac{L_1}{L_2} = \frac{l_1}{l_2} = \dots = i_1 \quad (1.8)$$

hoặc theo đồng dạng về thời gian thì:

$$\frac{\tau_1}{\tau_2} = \frac{\tau'_1}{\tau'_2} = \dots = i_\tau \quad (1.9)$$

Như vậy, tỷ lệ của kích thước hình học, thời gian trong một hệ nào đó cũng bằng tỷ lệ tương ứng của các đại lượng đó trong hệ đồng dạng với nó. Các đại lượng không thứ nguyên $i_1, i_\tau, \dots$ được gọi là định số đồng dạng.

Sự khác nhau giữa định số đồng dạng i và hằng số đồng dạng α là ở chỗ, khi chuyển từ mặt cắt này đến mặt cắt kia của thiết bị (hoặc từ điểm này đến điểm khác của hệ thống) thì hằng số đồng dạng giữ nguyên trị số, còn định số đồng dạng có thể thay đổi. Trái lại khi thay một hệ thống đồng dạng này bằng một hệ thống đồng dạng khác (ví dụ, thay đổi tỷ lệ kích thước hình học giữa hai hệ đồng dạng) thì hằng số đồng dạng thay đổi, trong khi đó định số đồng dạng giữ nguyên trị số. Nếu định số đồng dạng biểu thị bằng tỷ lệ của từng đại lượng cùng loại thì gọi là đơn trị. Ngoài ra định số đồng dạng được biểu thị bằng tỷ lệ giữa những đại lượng phức tạp và không cùng loại trong cùng một hệ thì gọi là chuẩn số đồng dạng.

Ví dụ theo định luật Newton, lực F tác dụng lên vật thể bằng tích số giữa khối lượng m của vật thể và gia tốc $\frac{dw}{d\tau}$, tức là:

$$F = m \cdot \frac{dw}{d\tau} \quad (1.10)$$

Nếu có hai hệ thống đồng dạng nhau, từ định luật Newton rút ra được định số đồng dạng:

$$\frac{F \cdot \tau}{m \cdot w} = \text{idem (cũng như thế)} \quad (1.11)$$

Định số đồng dạng này là một chuẩn số đồng dạng và có tên gọi là chuẩn số Newton.

Cũng như định số đồng dạng, chuẩn số đồng dạng là đại lượng không thứ nguyên. Mỗi chuẩn số đồng dạng đều có một ý nghĩa vật lý nhất định và mang tên người lập ra nó.

1.5.1.4. Những định lý đồng dạng

Định lý 1

Các chuẩn số đồng dạng tương ứng của các hiện tượng đồng dạng với nhau có cùng trị số.

Từ định lý trên ta thấy, tỷ số của từng chuẩn số đồng dạng của hai hệ thống đồng dạng bằng 1.

Ví dụ, đối với chuẩn số Newton, thì:

$$\frac{\frac{f_1 \tau_1}{m_1 w_1}}{\frac{f_2 \tau_2}{m_2 w_2}} = 1 \quad \text{hay} \quad \frac{\frac{f_1 \tau_1}{m_1 w_1}}{\frac{f_2 \tau_2}{m_2 w_2}} = 1 \quad (1.12)$$

Theo phương trình (1.12) rút ra:

$$\frac{f_1}{f_2} = a_f; \quad \frac{\tau_1}{\tau_2} = a_\tau; \quad \frac{m_1}{m_2} = a_m; \quad \frac{w_1}{w_2} = a_w \quad (1.13)$$

Điều đó có nghĩa, biểu thức (1.12) có thể viết dưới dạng một biểu thức liên hệ giữa các hằng số đồng dạng, tức là:

$$C = \frac{a_f a_\tau}{a_m a_w} = 1 \quad (1.14)$$

Đại lượng C được gọi là chỉ số đồng dạng.

Những thông số tham gia vào chuẩn số đồng dạng chính là những thông số cần đo khi tiến hành thực nghiệm.

Định lý 2

Mỗi một phương trình biểu thị mối liên hệ giữa các đại lượng đặc trưng cho một quá trình vật lý đều có thể được viết dưới dạng một hàm số của các chuẩn số đồng dạng.

Ví dụ, $k_1, k_2, k_3, \dots, k_n$ là những chuẩn số đồng dạng được thiết lập từ phương trình mô tả một hiện tượng nào đó ta đều biểu diễn bởi quan hệ:

$$f(k_1, k_2, k_3, \dots, k_n) = 0 \quad (1.15)$$

Quan hệ (1.15) là phương trình chuẩn số mô tả một hiện tượng, rút ra từ những thông số vật lý có trong đó.

Định lý 3

Các hiện tượng là đồng dạng với nhau khi những điều kiện đơn trị đồng dạng nhau và những chuẩn số xác định được cấu tạo từ chúng có trị số như nhau.

Ví dụ, phương trình chuẩn số biểu thị trở lực thủy lực đường ống có dạng:

$$Eu \doteq f(Re, G) \quad (1.16)$$

trong đó: Eu – chuẩn số Euler (Ôle) đặc trưng tổn thất;
 Re – chuẩn số Reynolds đặc trưng chế độ chảy;
 G – chuẩn số đồng dạng hình học.

Trong quan hệ (1.16) có Re , G là các chuẩn số xác định, còn Eu là chuẩn số bị xác định. Chuẩn số xác định chỉ bao gồm những đại lượng nằm trong các điều kiện đơn trị.

1.5.2. Nhiệm vụ và phương pháp phân tích thứ nguyên

Nhiệm vụ của phân tích thứ nguyên là lập được những chuẩn số độc lập cho một quá trình cần nghiên cứu. Nếu quá trình đã được mô tả bởi một hoặc một hệ phương trình vi phân, thì các chuẩn số sẽ được lập trực tiếp từ chúng.

Vậy, phân tích thứ nguyên là phương pháp để từ những thứ nguyên của các đại lượng tham gia quá trình (gồm các biến và các hằng có thứ nguyên) đưa ra ít nhất các thông số ảnh hưởng mới, là những đại lượng không thứ nguyên.

Một quá trình hoàn toàn được mô tả bởi những chuẩn số đã lập được ở dạng tổng quát:

$$f(\pi_1, \pi_2, \dots, \pi_n) = 0 \quad (1.17)$$

Quan hệ hàm số từ những chuẩn số (1.17) lại được xác định bằng thực nghiệm để đưa ra phương trình cụ thể.

Cơ sở của thuyết thứ nguyên là định lý π .

1.5.2.1. Định lý π

Nội dung của định lý π được phát biểu: Quan hệ hàm số giữa n biến số của một hiện tượng (quá trình) mà các biến số này có m đơn vị cơ bản của thứ nguyên thì có thể lập $(n - m)$ tích lũy thừa không thứ nguyên của các

biến ấy. Khi có đồng dạng thì chính là $(n - m)$ chuẩn số đồng dạng. Có nghĩa là giữa những đại lượng ảnh hưởng $x_1, x_2, \dots, x_n$ (biến và hằng có thứ nguyên) có quan hệ hàm số: $f(x_1, x_2, \dots, x_n) = 0$, thì cũng có dạng $f(\pi_1, \pi_2, \dots, \pi_s) = 0$. Với $\pi_1, \pi_2, \dots, \pi_s$ lập thành hệ hoàn thiện của tích lũy thừa không thứ nguyên độc lập nhau của n đại lượng vật lý $x_1, x_2, \dots, x_n$. Tích lũy thừa không thứ nguyên có dạng:

$$\pi_j = \prod_{k=1}^n x_k^{l_k} \quad (1.18)$$

trong đó:

- π_j - các chuẩn số (không thứ nguyên), $j = 1, 2, \dots, s$;
- n - số các đại lượng ảnh hưởng (biến);
- m - số đơn vị cơ sở được dùng (bảng hạng của ma trận);
- P_k - thông số (một số bất kỳ);
- s - số lượng chuẩn số cần thiết để mô tả quá trình.

Ví dụ, ta có quan hệ (1.18) với $n = 5$, $m = 3$ và $(n - m) = 2$, thì sẽ lập được π_1 và π_2 là những tích lũy thừa không thứ nguyên và có quan hệ hàm số:

$$f(\pi_1, \pi_2) = 0, \text{ hoặc } \pi_1 = f(\pi_2).$$

Giả dụ có dạng hàm cụ thể là:

$$\pi_1 = x \cdot \pi_2^y \quad (1.19)$$

Quan hệ (1.19) là phương trình chuẩn số mô tả một quá trình cụ thể, nên x, y cần được xác định bằng thực nghiệm.

Phương pháp thứ nguyên chỉ ứng dụng được khi số lượng biến số của quá trình nhiều hơn số đơn vị cơ sở, tức $n - m > 0$. Phương pháp này được thực hiện trong điều kiện đã lập được quan hệ giữa các biến số theo quan hệ (1.18), nếu thiếu hoặc thừa biến số nào đó sẽ dẫn đến kết luận sai.

1.5.2.2. Các chuẩn số đồng dạng

Lý thuyết đồng dạng cho phép ta biến đổi phương trình vi phân mô tả một quá trình thành dạng của phương trình quan hệ giữa các chuẩn số đồng dạng. Do đó, đối với các quá trình vận chuyển chất lỏng, truyền nhiệt, chuyển khối, ... đều có thể biểu thị qua các chuẩn số đồng dạng. Mỗi chuẩn số đồng dạng đều phản ánh một hiện tượng và mang tên người lập ra nó. Những chuẩn số này sẽ được đề cập đến ở từng quá trình cụ thể sau này.

1.5.2.3. Vận dụng thực tiễn của phân tích thứ nguyên

Tiến hành phân tích thứ nguyên để tạo ra được những chuẩn số cần thiết, song quan hệ hàm số từ những chuẩn số này lại được xác định bằng thực nghiệm. Trong quá trình thực nghiệm phải giảm đến mức tối đa số điểm đo, nhưng vẫn phải bảo đảm độ chính xác cần thiết. $(n - m)$ chuẩn số độc lập cần được xác định từ hệ phương trình vi phân tuyến tính với bất kỳ phương pháp nào. Những phương pháp được vận dụng như:

- Phép thử hệ thống;
- Vận dụng nguyên tắc Kramers;
- Dùng đại lượng chuẩn (làm đại lượng dẫn);
- Cấu tạo từ các thông số vật lý;
- Lập từ phương trình vi phân.

Để đơn giản cho việc tính toán và kiểm tra, người ta đề ra nguyên tắc chung để ứng dụng vào thực tiễn.

1. Ưu điểm của phân tích thứ nguyên

- Ứng dụng trực tiếp các chuẩn số vào tính toán chuyển qui mô, trên cơ sở đặt chúng bằng nhau. Một mô hình lý thuyết dựa trên nghiên cứu các qui luật tự nhiên sẽ tương hợp hoàn toàn với mô hình thực, nếu mọi chuẩn số được thiết lập từ nó có giá trị bằng giá trị của những chuẩn số tương ứng từng cặp ở mô hình thực.
- Giảm bớt số lượng biến cơ bản của quá trình đến giới hạn bằng số lượng đơn vị cơ sở có trong những đại lượng (biến) này. Điều này sẽ tiết kiệm được rất nhiều thời gian thực nghiệm. Ví dụ, từ định luật Stokes với sáu biến nếu tiến hành thực nghiệm cần có 3125 điểm đo. Nếu vận dụng thuyết thứ nguyên, lập chuẩn số ta chỉ còn ba biến độc lập. Như vậy số điểm đo cần thiết chỉ còn 25.
- Các biến và hàm (không thứ nguyên) độc lập với hệ đo. Điều này rất có ý nghĩa trong thực tiễn, vì giảm đáng kể thời gian thực nghiệm và đánh giá khái quát các kết quả đo. Giá trị các chuẩn số (các hằng số, các số mũ) đều bằng nhau, độc lập với hệ đo là MKGS, CGS hoặc IS hoặc bất kỳ hệ đo nào khác. Tuy nhiên mỗi hệ đo được

sử dụng phải bảo đảm tính bất biến khi thay đổi đơn vị cơ sở của nó.

- Làm xuất hiện những điều mà trước đó chưa biết. Khi quan sát diễn biến của quá trình có thể phát hiện một số đại lượng (biến) mà trước đó chưa biết. Tương tự, ngược lại từ các đại lượng cần xác định có thể xuất hiện những quá trình mà trước đó chưa biết. Do đó qua phân tích thứ nguyên sẽ bổ sung đầy đủ những điều còn thiếu, tức là phát hiện được những đại lượng (biến) còn sót hoặc phân biệt rõ những biến cơ bản và những biến không cơ bản để có cách xử lý tiếp. Tuy nhiên tùy từng trường hợp mà giải quyết có hệ thống, để không vi phạm những điều kiện của phân tích thứ nguyên, tránh tìm những chuẩn số không đại diện cho hệ đang xét và không độc lập.
- Đưa ra những qui luật định tính cho toàn bộ diễn biến quá trình được đặc trưng chỉ qua một chuẩn số. Ví dụ, qui luật của sự rơi tự do, dao động con lắc, các định luật của khí lý tưởng, ... có thể giải quyết theo hướng này, tuy nhiên chỉ theo định tính. Để mô hình phù hợp với đối tượng chỉ cần xác định các hằng số cụ thể (xác định thông số mô hình).

2. Giới hạn của phân tích thứ nguyên

- Bằng phân tích thứ nguyên khó hình thành một quan hệ hàm số giữa các biến không thứ nguyên, mà dựa trên biểu thức vật lý. Phân tích thứ nguyên chỉ dựa vào qui luật toán học có cơ sở và điều kiện, tức theo thứ nguyên, phương trình và thuật toán. Bằng phân tích thứ nguyên chỉ mới cho ra các chuẩn số. Do đó phải tiến hành thực nghiệm mới có được quan hệ hàm số. Điều này đòi hỏi phải đưa ra hàng loạt giả thiết mới, như quan hệ giữa các biến riêng lẻ, dạng phương trình, v.v.
- Xuất hiện đồng dạng cục bộ. Điều này có thể dẫn đến sự tồn tại của các chuẩn số khác nhau ở hai qui mô, nên sẽ không có đồng dạng hoàn toàn. Mặt khác ở nhiều quá trình phức tạp có những biến cùng và khác loại (như các thông số vật lý, thông số trạng thái, v.v.) không có khả năng giữ nguyên đồng dạng hoàn toàn. Trong trường hợp này chỉ xử lý theo nguyên tắc của đồng dạng cục bộ.

- Thiếu kiến thức của diễn biến quá trình nên không thể vận dụng có kết quả lý thuyết đồng dạng. Điều này đòi hỏi phải phân tích các qui luật của quá trình đúng mới lập được các chuẩn số độc lập và việc phân tích thứ nguyên mới có ý nghĩa.
- Dạng chuẩn số cần được nhận rõ khi phân tích thứ nguyên, nó thực sự là độc lập nhau – dạng thực, hay phụ thuộc nhau – dạng giả. Các chuẩn số được lập từ các phương trình vi phân nói chung dễ nhận biết ý nghĩa vật lý hơn từ các phương pháp phân tích đơn thuần.

a. Nguyên tắc

Từ $n + l$ đại lượng cần thiết có thể mô tả hoàn toàn một quá trình, trong đó n là số lượng đại lượng có thứ nguyên và l là số lượng đại lượng không có thứ nguyên, ví dụ, $x_1, x_2, \dots, x_n$ (là biến) $y_1, y_2, \dots, y_l$ (chuẩn số).

Gọi q là các chuẩn số phụ thuộc trong t chuẩn số độc lập, thì:

$$l = t - q \quad (1.20)$$

Vậy, nếu có x_q đại lượng phụ thuộc nào đó, thì mỗi phụ thuộc sẽ có một chuẩn số và nó được bổ sung vào q chuẩn số phụ thuộc trước đó. Mỗi chuẩn số có dạng của phương trình (1.18).

Đơn vị của chuẩn số bằng 1, có nghĩa là:

$$[\pi_j] = \prod_{k=1}^n [x_k]^{p_k} = 1 \quad (1.21)$$

với $[]$ – ký hiệu của đơn vị.

Mỗi đơn vị được lập thành từ những đơn vị cơ sở trong tập hợp:

$$[x_k] = \prod_{i=1}^m E_i^{a_{ik}} \quad (1.22)$$

Thay vào phương trình (1.21) ta có:

$$[\pi_j] = \prod_{k=1}^n [x_k]^{p_k} = \prod_{k=1}^n \prod_{i=1}^m E_i^{a_{ik} \cdot p_k} = 1 \quad (1.23)$$

vì có chung hệ số E_i nên số mũ được chuyển thành tổng, tức là:

$$[\pi_j] = \prod_{i=1}^m E_i^{\sum_{k=1}^n a_{ik} p_k} = 1 \quad (1.24)$$

Phương trình (1.24) chỉ thỏa mãn, khi:

$$\sum_{k=1}^n a_{ik} \cdot p_k = 0 \quad (1.25)$$

Như vậy ta có được hệ phương trình tuyến tính đồng nhất, mà p_k là ẩn số. Hệ phương trình này hoặc có nghiệm khi $p_1 = p_2 = \dots = p_k = 0$, tức $[\pi] = 1$, hoặc vô số nghiệm (vì lượng biến lớn hơn hạng của ma trận). Số lượng nghiệm độc lập:

$$s = n - r$$

và thu được $\pi_1, \pi_2, \dots, \pi_s$ chuẩn số độc lập.

Từ những chuẩn số độc lập này có thể lập ra các chuẩn số mới theo yêu cầu, nhưng vẫn bảo đảm tính độc lập. Điều này phụ thuộc vào việc chọn những giá trị tự do ($n - r$). Khi tính toán ta nên chọn giá trị tự do bằng 1 và 0 để ma trận hệ số lập thành ma trận đơn vị. Như vậy ta sẽ nhận được số chuẩn số độc lập là:

$$s + t - q = s + l$$

b. Sơ đồ xác định chuẩn số

Để xác định các chuẩn số, trước tiên giải nghiệm của hệ phương trình tuyến tính, đáp ứng những mục tiêu sau đây:

– Đưa ra thông tin rõ ràng, nhiệm vụ cụ thể cần giải quyết. Hàm mục tiêu phải được định lượng.

– Đưa ra được điều kiện biên có nghĩa cho giải nghiệm.

– Đặt các đại lượng theo dãy thứ tự để có thể thực hiện tiếp.

– Hệ phương trình cần đơn giản để có lời giải thuận lợi.

– Kết quả đạt được phải có kiểm tra mức độ chính xác.

– Khẳng định hướng giải quyết tiếp tục.

Từ các mục tiêu đã nêu trên, sơ đồ xác định chuẩn số bao gồm các phần sau đây:

1. Thông tin rõ ràng nhiệm vụ cần giải quyết. Đòi hỏi có sơ đồ khối cho các bước thực hiện chính (có thể ở dạng mô hình), yêu cầu của việc chuyển qui mô, yêu cầu độ chính xác cần thiết, chỉ rõ những khó khăn phát sinh, những điều qui định có tính pháp qui (ví dụ như điều kiện bảo hộ lao động).

2. Những giả thiết cần có cho các bước thực hiện chuyển qui mô (ví dụ, quá trình đẳng nhiệt, dòng ổn định, v.v.).

3. Tổng hợp những đại lượng cơ bản ảnh hưởng đến quá trình. Bao gồm:

– Thiết bị;

– Các thông số quá trình;

– Các thông số vật lý;

- Các biến quá trình;
- Các điều kiện biên.

4. Lập bảng danh sách những đại lượng ở điểm 3 cùng với đơn vị đo của chúng (ít nhất cũng tổng hợp hết những đại lượng cơ bản). Danh sách theo thứ tự, trước tiên là các đại lượng có thứ nguyên, sau cùng là các đại lượng không thứ nguyên, theo (bảng 1.2).

Bảng 1.2. Danh sách các đại lượng

Tên gọi	Ký hiệu	Đơn vị	
Vận tốc	ω	$m.s^{-1}$	} Đại lượng có thứ nguyên
⋮	⋮	⋮	
Góc	α	1	} Đại lượng không thứ nguyên
⋮	⋮	⋮	

5. Ước lượng các đại lượng cùng loại để thành một đại lượng duy nhất. Bằng cách lập tỷ số các đại lượng cùng loại từng cặp một. Với mỗi đơn vị đạt được ta đã xóa được cặp đại lượng ở bảng 1.2.

6. Khẳng định các chuẩn số quen biết. Mỗi một quá trình (truyền nhiệt, chuyển khối, phản ứng hóa học, v.v.) đều có một số chuẩn số đặc trưng đã biết. Mỗi chuẩn số là một trong những nghiệm của hệ phương trình (1.25).

7. Xác định tiếp những chuẩn số còn lại. Mỗi chuẩn số xác định được cho phép ta loại bỏ dần những đại lượng có mặt. Vì vậy sau bước 6, ta tiếp tục để lập những chuẩn số mới cho đến khi không còn đại lượng nào có thứ nguyên trong danh sách.

8. Đưa ra những chuẩn số hợp lý. Sau cùng ta thu được một danh sách các chuẩn số độc lập nhau. Khi đó ta phân loại thành những chuẩn số thông dụng và những chuẩn số đặc trưng riêng. Điều này được tiến hành bằng cách ghép các chuẩn số theo nguyên tắc cộng trừ. Tuy có sự chuyển đổi này, song số lượng chuẩn số đã có không thay đổi.

9. Các bước kiểm tra cuối cùng:

- Bảo đảm đơn vị của mỗi chuẩn số bằng 1.

- Mỗi một của n đại lượng có thứ nguyên $x_1, x_2, \dots, x_n$ phải có mặt trong ít nhất một chuẩn số. Loại trừ được những đại lượng phụ thuộc và những đại lượng có chứa đơn vị cơ sở.

– Mọi chuẩn số được lập phải độc lập nhau. Dễ dàng nhận biết sự xuất phát của các chuẩn số.

10. Xử lý tiếp tục các chuẩn số vừa tìm được. Những chuẩn số được lập sẽ là cơ sở để mô hình hóa. Mô hình toán học được lập rất cần cho việc tính toán chuyển qui mô.

c. Phương pháp xác định nghiệm của hệ phương trình tuyến tính để lập các chuẩn số

Các phương pháp sau đây có thể được vận dụng để lập các chuẩn số:

1. Dùng phép thử có tính hệ thống để tìm nghiệm, bằng cách trong danh sách được lập (điểm 4, mục b), chọn một đơn vị ít xuất hiện nhất, rồi đem chia từng đại lượng được chọn cho một đại lượng bất kỳ trong chúng sẽ nhận được các đại lượng khác có đơn vị mới. Sau đó đem nhân hoặc chia với x_k (là đại lượng không được sử dụng) để loại dần từng đơn vị, sao cho cuối cùng xuất hiện đại lượng không thứ nguyên (đây là chuẩn số cần tìm). Với mỗi chuẩn số sẽ loại bỏ được một đại lượng. Cứ tiếp tục cho đến khi nào không còn khả năng lập thêm chuẩn số mới (điểm 7, mục b).

Đây là phương pháp thuận lợi nhất, vì dẫn đến kết quả nhanh. Theo cách này, nếu mọi chuẩn số độc lập nhau, thì số lần xuất hiện nhiều nhất r lần (là hạng của ma trận hệ số).

2. Tìm nghiệm theo cách chọn đại lượng dẫn. Theo cách này, mỗi chuẩn số được lập có một đại lượng dẫn nhất định và mang một ý nghĩa riêng. Ví dụ, đại lượng dẫn trong chuẩn số *Re* là η , trong chuẩn số *Fr* là g , trong chuẩn số *Sh* là β , v.v. Sự khác biệt với các phương pháp khác là chọn biến phụ đặc trưng, sao cho số mũ của đại lượng dẫn bằng 1. Ví dụ, hàm để mô tả một quá trình có ba chuẩn số, sáu đại lượng có thứ nguyên $x_1 \div x_6$ và ba đơn vị cơ sở m_1, m_2 và m_3 , thì $n - m = s$ ($6 - 3 = 3$), tức là:

$$f(\pi_1, \pi_2, \pi_3) = 0 \text{ hoặc } \pi_1^\alpha \cdot \pi_2^\beta \cdot \pi_3^\gamma = \text{const.}$$

Mỗi chuẩn số được tính:

$$\left. \begin{aligned} \pi_1 &= x_1 \cdot x_4^a \cdot x_5^b \cdot x_6^c \\ \pi_2 &= x_2 \cdot x_4^a \cdot x_5^b \cdot x_6^c \\ \pi_3 &= x_3 \cdot x_4^a \cdot x_5^b \cdot x_6^c \end{aligned} \right\} \tag{1.26}$$

Trường hợp $r = m$, ta chỉ thay đổi cột để $\Delta \neq 0$.

Khi $r < m$ có $(m - r)$ phương trình phụ thuộc tuyến tính cần loại, các cột cũng được thay đổi để $\Delta \neq 0$; $(n - r)$ phương trình độc lập tuyến tính còn lại của hệ được tính bình thường.

1.5.3. Xác định chuẩn số từ phương trình vi phân

Từ phương trình vi phân ta có thể lập hệ hoàn chỉnh các chuẩn số, trên cơ sở các giả thiết:

1. Phương trình vi phân phải độc lập, có khả năng mô tả một quá trình nào đó, có đầy đủ các điều kiện biên.

2. Tất cả các đại lượng tồn tại trong phương trình vi phân và trong điều kiện của nó đều thuộc một hệ đơn vị đo và bất biến khi có sự thay đổi nào đó của các đơn vị cơ sở.

Mục tiêu của phương pháp là phát hiện tất cả các tích lũy thừa độc lập không thứ nguyên (các chuẩn số) được lập từ phương trình vi phân, cùng với điều kiện biên. Điều này không cần đến việc giải nghiệm của phương trình vi phân.

Việc kết hợp các chuẩn số từ phương trình vi phân cũng dựa theo sơ đồ của phân tích thứ nguyên. Tuy nhiên cách thức có khác nhau. Cụ thể như sau:

1. Đưa ra thông tin rõ ràng của nhiệm vụ cần giải quyết.
2. Đưa ra những giả thiết cần thiết cho các bước thực hiện.
3. Lập các phương trình vi phân và những điều kiện biên cần thiết để mô tả quá trình.

4. Lập dãy danh sách các hằng số đồng dạng cho tất cả các loại đại lượng tồn tại trong phương trình và trong điều kiện biên.

5. Lập các phương trình điều kiện cho các hằng số đồng dạng từ phương trình vi phân và điều kiện biên:

– Ước lượng tất cả những đại lượng tồn tại trong phương trình vi phân và điều kiện biên qua tích số giữa đại lượng và hằng số đồng dạng thuộc nó. Ví dụ, a được ước lượng qua $a.c_a$.

– Đưa các hằng số đồng dạng ra khỏi dấu tích phân.

- Đặt bằng nhau của các hệ số (chỉ cho các đại lượng độc lập).
- 6. Đưa ra các chuẩn số từ những phương trình điều kiện.
- 7. Đưa ra các chuẩn số độc lập phù hợp của quá trình.
- 8. Xử lý tiếp tục các chuẩn số để đạt được mục tiêu sử dụng.

1.5.4. Ví dụ

Từ các đại lượng cơ bản của quá trình như bảng 1.3, hoặc hệ phương trình vi phân (cân bằng vật liệu, cân bằng nhiệt lượng và cân bằng động lượng) có thể lập được các chuẩn số đồng dạng vật lý cần thiết cho việc tính toán.

1.5.4.1. Lập các chuẩn số đồng dạng từ các đại lượng cơ bản của quá trình

Giả sử các đại lượng cơ bản của một quá trình nào đó được tổng hợp ở bảng 1.3.

Bảng 1.3.

STT	Các đại lượng cho	Ký hiệu	Đơn vị (thứ nguyên)
1	Hằng số	a	$m^3 s^{-2} kg^{-1}$
2	Hằng số	b	$m^3 kg^{-1}$
3	Hằng số khí	R	$m^2 s^{-2} độ^{-1}$
4	Áp suất tối hạn	p_{th}	$kg m^{-1} s^{-2}$
5	Thể tích tối hạn	V_{th}	$m^3 kg^{-1}$
6	Nhiệt độ tối hạn	T_{th}	độ
7	Áp suất làm việc	p	$kg m^{-1} s^{-2}$
8	Thể tích làm việc	V	$m^3 kg^{-1}$
9	Nhiệt độ làm việc	T	độ

Dựa vào thứ nguyên của các đại lượng trong bảng 1.3 sẽ thiết lập được các chuẩn số đơn vị sau:

$$\pi_1 = \frac{p}{p_{th}}; \quad \pi_2 = \frac{V}{V_{th}}; \quad \pi_3 = \frac{T}{T_{th}}; \quad \pi_4 = \frac{b}{V_{th}}$$

Qua đó ta có thể loại bỏ các đại lượng p , V , T và b .

Việc xác định những chuẩn số còn lại được tiến hành theo hai phương pháp:

- Giải nghiệm qua đại lượng dẫn
- Giải nghiệm qua qui tắc Kramers.

1. Phương pháp giải nghiệm theo đại lượng dẫn

Sau khi lược bỏ những đại lượng cùng loại đã liệt kê ở bảng 1.3, danh sách các đại lượng còn lại thể hiện ở bảng 1.4

Bảng 1.4

STT	Các đại lượng	Ký hiệu	Đơn vị
1	Hằng số	a	$m^5 s^{-2} kg^{-1}$
2	Hằng số khí	R	
3	Áp suất tới hạn	p_{th}	$kg m^{-1} s^{-2}$
4	Thể tích tới hạn	V_{th}	$m^3 kg^{-1}$
5	Nhiệt độ tới hạn	T_{th}	độ

Như vậy còn 5 đại lượng, số đơn vị là 4, số chuẩn số sẽ lập được là $5 - 4 = 1$ chuẩn số. Chọn a làm đại lượng dẫn, ta có chuẩn số π_5 là:

$$\pi_5 = a \cdot p_{th}^{a_1} \cdot V_{th}^{a_2} \cdot R^{a_3} \cdot T_{th}^{a_4}$$

Từ điều kiện tổng thứ nguyên của mỗi đơn vị cơ sở bằng 0 trong từng chuẩn số, ta lập được hệ phương trình sau:

- Với khối lượng, [kg]: $-1 + \alpha_1 - \alpha_2 = 0$
- Với chiều dài, [m]: $5 - \alpha_1 + 3\alpha_2 + 2\alpha_3 = 0$
- Với thời gian, [s]: $-2 - 2\alpha_1 - 2\alpha_3 = 0$
- Với nhiệt độ, [độ]: $-\alpha_3 + \alpha_4 = 0$

Hệ phương trình (1.30) có hạng ma trận hệ số là 3, nên có vô số nghiệm. Để đơn giản, ta chọn α_4 làm nghiệm tự do, khi đó $\alpha_1, \alpha_2, \alpha_3$ sẽ được tính như sau:

$$\begin{cases} \alpha_1 = -1 - \alpha_4 \\ \alpha_2 = -2 - \alpha_4 \\ \alpha_3 = \alpha_4 \end{cases}$$

Nếu chọn $\alpha_4 = 0$ ta có:

$$\begin{cases} \alpha_1 = -1 \\ \alpha_2 = -2 \\ \alpha_3 = \alpha_4 = 0 \end{cases}$$

như vậy $\pi_5 = \frac{a}{p_{th} \cdot V_{th}^2}$.

2. Phương pháp giải nghiệm theo quy tắc Kramers

Sơ đồ lũy thừa của các đại lượng ở bảng 1.4 được thống kê theo bảng 1.5.

Bảng 1.5

Các đại lượng có thứ nguyên	a	p_{th}	V_{th}	R	T_{th}
Đơn vị cơ sở					
kg	-1	1	-1	0	0
m	5	-1	3	2	0
s	-2	-2	0	-2	0
độ	0	0	0	-1	1

Ta nhận thấy tất cả các định thức cấp 4 của ma trận hệ số đều bằng 0, và hạng của ma trận là $r = 3$. Điều này có thể giải thích qua đơn vị thời gian là đơn vị chuyển đổi của đơn vị đo. Do vậy nếu bỏ dòng 3, ta có ma trận hệ số sau:

Bảng 1.6

Các đại lượng	A	p_{th}	V_{th}	R	T_{th}
Đơn vị cơ sở					
kg	-1	1	-1	0	0
m	5	-1	3	2	0
độ	0	0	0	-1	1

Tính định thức của ma trận hệ số:

$$\text{Vì } \Delta = \begin{vmatrix} -1 & 1 & -1 \\ 5 & -1 & 3 \\ 0 & 0 & 0 \end{vmatrix} = 0 \text{ nên ta sẽ thay đổi cột để có } \Delta \neq 0.$$

Bảng 1.7

<i>Các đại lượng</i> <i>Đơn vị cơ sở</i>	<i>A</i>	<i>P_{th}</i>	<i>R</i>	<i>V_{th}</i>	<i>T_{th}</i>
kg	-1	1	0	-1	0
m	5	-1	2	3	0
độ	0	0	-1	0	1

$$\Delta = \begin{vmatrix} -1 & 1 & 0 \\ 5 & -1 & 2 \\ 0 & 0 & -1 \end{vmatrix} = -1 - (-5) = 4 (\neq 0)$$

Tính định thức tử số:

$$\Delta_{1,r+1} = \begin{vmatrix} -1 & 1 & 0 \\ 3 & -1 & 2 \\ 0 & 0 & -1 \end{vmatrix} = 2$$

$$\Delta_{1,r+2} = \begin{vmatrix} 0 & 1 & 0 \\ 0 & -1 & 2 \\ 1 & 0 & -1 \end{vmatrix} = 2$$

$$\Delta_{2,r+1} = \begin{vmatrix} -1 & -1 & 0 \\ 5 & 3 & 2 \\ 0 & 0 & -1 \end{vmatrix} = -2$$

$$\Delta_{2,r+2} = \begin{vmatrix} -1 & 0 & 0 \\ 5 & 0 & 2 \\ 0 & 1 & -1 \end{vmatrix} = +2$$

$$\Delta_{3,r+1} = \begin{vmatrix} -1 & 1 & -1 \\ 5 & -1 & 3 \\ 0 & 0 & 0 \end{vmatrix} = 0$$

$$\Delta_{3,1+2} = \begin{vmatrix} -1 & 1 & 0 \\ 5 & -1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{vmatrix} = -4$$

Sơ đồ của s nghiệm độc lập ($s = 5 - 3 = 2$) thể hiện ở bảng 1.8.

Bảng 1.8

Lấy thừa của x_k	p_a	$p_{p_{th}}$	p_R	$p_{V_{th}}$	$p_{T_{th}}$
Nghiệm độc lập tuyến tính					
Nghiệm thứ nhất $\overrightarrow{p_1}$	$-\frac{1}{4} \cdot (2)$	$-\frac{1}{4} \cdot (-2)$	$-\frac{1}{4} \cdot (0)$	1	0
Nghiệm thứ hai $\overrightarrow{p_2}$	$-\frac{1}{4} \cdot (2)$	$-\frac{1}{4} \cdot (2)$	$-\frac{1}{4} \cdot (-4)$	0	1

Từ đó ta rút ra các chuẩn số:

$$\pi_5 = a^{-\frac{1}{2}} p_{th}^{\frac{1}{2}} V_{th} = \frac{\sqrt{p_{th}} \cdot V_{th}}{\sqrt{a}}$$

$$\pi_6 = a^{-\frac{1}{2}} p_{th}^{\frac{1}{2}} R \cdot T_{th} = \frac{R \cdot T_{th}}{\sqrt{a} \cdot \sqrt{p_{th}}}$$

Các chuẩn số π_5 và π_6 cần được biến đổi để dễ sử dụng, bằng cách đặt:

$$\pi'_5 = \frac{1}{\pi_5^2} = \frac{a}{p_{th} V_{th}^2}$$

$$\pi'_6 = \frac{1}{\pi_6^2} = \frac{a p_{th}}{R^2 T_{th}^2}$$

$$\pi''_6 = \sqrt{\frac{\pi'_6}{\pi'_5}} = \sqrt{\frac{a p_{th}}{R^2 T_{th}^2} \cdot \frac{p_{th} V_{th}^2}{a}} = \frac{p_{th} \cdot V_{th}}{R T_{th}}$$

Vậy, những chuẩn số nhận được cuối cùng là:

$$\pi_1 = \frac{p}{p_{th}}; \quad \pi_2 = \frac{V}{V_{th}}; \quad \pi_3 = \frac{T}{T_{th}}; \quad \pi_4 = \frac{b}{V_{th}}$$

$$\pi_5 = \frac{a}{p_{th} V_{th}^2}; \quad \pi_6 = \frac{p_{th} V_{th}}{R T_{th}}$$

Ở đây ta thấy chuẩn số π_5 cũng nhận được từ phương pháp đại lượng dẫn.

Kiểm tra các chuẩn số đã xác định

- Kiểm tra đơn vị: Đơn vị của mỗi chuẩn số là 1

Hiển nhiên đơn vị của $\pi_1, \pi_2, \pi_3, \pi_4$ là 1.

$$[\pi_6] = \frac{\text{m}^5 \cdot \text{s}^2 \cdot \text{kg}^{-1}}{\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-2} \cdot (\text{m}^3 \cdot \text{kg}^{-1})^2} = 1$$

$$[\pi_6] = \frac{\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-2} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{kg}^{-1}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-2} \cdot \text{độ}^{-1} \cdot \text{độ}} = 1$$

- Mỗi đại lượng có trong bảng các đại lượng cơ bản (bảng 1.3) được hiện diện ít nhất trong một chuẩn số:

- p có mặt trong π_1 .
- V có mặt trong π_2 .
- T có mặt trong π_3 .
- p_{th} có mặt trong π_1, π_5 và π_6 .
- V_{th} có mặt trong π_2, π_5 và π_6 .
- T_{th} có mặt trong π_3 và π_6 .
- R có mặt trong π_6 .
- a có mặt trong π_5 .
- b có mặt trong π_4 .

- Trong mỗi chuẩn số thu được có chứa ít nhất một đại lượng mới: từ π_1 đến π_3 chỉ chứa những đại lượng mới, trong π_4 có b , trong π_5 có a và trong π_6 có R .

1.5.4.2. Thiết lập các chuẩn số đồng dạng từ hệ phương trình vi phân

Hệ phương trình vi phân cân bằng vật liệu, nhiệt lượng và động lượng mô tả quá trình xảy ra trong thiết bị phản ứng có dạng như sau:

- Phương trình cân bằng vật liệu:

$$-\frac{d(\rho w)}{dy} - \beta f_1 \Delta \rho = 0$$

- Phương trình cân bằng nhiệt:

$$-\frac{d(\rho C_p T w)}{dy} + \frac{d \left[a_T \frac{d(C_p \rho T)}{dy} \right]}{dy} - \alpha^* f_1 \Delta(C_{p1} \rho_1 T) + Q = 0$$

- Phương trình cân bằng động lượng:

$$-\frac{d(\rho w^2)}{dy} + \frac{d\left[v \frac{d(\rho w)}{dy}\right]}{dy} - \gamma_2 f_2 \Delta(\rho_2 w) - \gamma_1 f_1 \Delta(\rho_1 w) + \frac{dp}{dy} = 0$$

trong đó:

- y – hướng chuyển động;
- ρ, ρ_1, ρ_2 – khối lượng riêng các pha rắn, khí, lỏng;
- w – vận tốc chuyển động;
- p – áp suất làm việc;
- f_1, f_2 – bề mặt tiếp xúc cho pha hơi, lỏng;
- a_T – hệ số dẫn nhiệt độ;
- β – hệ số cấp khối;
- α^* – hệ số cấp nhiệt
- γ_1, γ_2 – hệ số cấp động lượng;
- C_p, C_{p1} – nhiệt dung của các pha khí, rắn;
- v – độ nhớt động học;
- Q – nhiệt tổn thất.

Danh sách các hằng số đồng dạng thể hiện ở bảng 1.9.

Bảng 1.9

Đại lượng	Ký hiệu	Hằng số đồng dạng
Chiều dài	y	C_y
Khối lượng riêng	ρ, ρ_1, ρ_2	C_ρ
Vận tốc	w	C_w
Áp suất	p	C_p
Bề mặt trao đổi	f_1, f_2	C_f
Hệ số dẫn nhiệt độ	a_T	C_{a_T}
Hệ số cấp khối	β	C_β
Hệ số cấp nhiệt	α^*	C_{α^*}
Hệ số cấp động lượng	γ_1, γ_2	C_γ
Nhiệt dung riêng	C_p, C_{p1}	C_{C_p}
Độ nhớt động học	v	C_v
Nhiệt tổn thất	Q	C_Q
Nhiệt độ	T	C_T

Lập các phương trình điều kiện cho các hằng số đồng dạng:

$$1) - \frac{d(C_p \rho C_w w)}{d(C_y y)} - C_\beta \beta C_f f_1 \Delta(C_p \rho_1) = 0$$

$$2. - \frac{d(C_p \rho C_{Cp} C_p C_T T C_w w)}{d(C_y y)} + \frac{d \left[C_{aT} a_T \cdot \frac{d(C_{Cp} C_p C_{\rho} C_T T)}{d(C_y y)} \right]}{d(C_y y)} - C_{\alpha} \alpha^* C_f f_1 \Delta(C_{Cp} C_{p_1} C_p \rho_1 C_T T) + C_Q Q = 0$$

$$3. - \frac{d(C_p \rho C_w^2 w^2)}{d(C_y y)} + \frac{d \left[C_v v \cdot \frac{d(C_p \rho C_w w)}{d(C_y y)} \right]}{d(C_y y)} - C_\gamma \gamma_2 C_f f_2 \Delta(C_p \rho_2 C_w w) - C_\gamma \gamma_1 C_f f_1 \Delta(C_p \rho_1 C_w w) + \frac{d(C_p P)}{d(C_y y)} = 0$$

Đưa các hằng số đồng dạng ra khỏi dấu vi phân:

$$1. - \frac{C_p C_w}{C_y} \cdot \frac{d(\rho w)}{dy} - C_\beta C_f C_p \beta f_1 \Delta \rho_1 = 0$$

$$2. - \frac{C_p C_{Cp} C_T C_w}{C_y} \cdot \frac{d(\rho C_p T w)}{dy} + \frac{C_{aT} C_{Cp} C_p C_T}{C_y^2} \cdot \frac{d \left(a_T \frac{d(C_p \rho T)}{dy} \right)}{dy} - C_\alpha C_f C_{Cp} C_p C_T \alpha^* f_1 \Delta(C_{p1} \rho_1 T) + C_Q Q = 0$$

$$3. - \frac{C_p C_w^2}{C_y} \cdot \frac{d(\rho w^2)}{dy} + \frac{C_v C_p C_w}{C_y^2} \cdot \frac{d \left[v \frac{d(\rho w)}{dy} \right]}{dy} - C_\gamma C_f C_p C_w \gamma_2 f_2 \Delta(\rho_2 w) - C_\gamma C_f C_p C_w \gamma_1 f_1 \Delta(\rho_1 w) + \frac{C_p dP}{C_y dy} = 0$$

Cân bằng các hệ số:

$$\frac{C_p C_w}{C_y} = C_\beta C_f C_p \quad (1)$$

$$\frac{C_p C_{Cp} C_T C_w}{C_y} = \frac{C_{aT} C_{Cp} C_p C_T}{C_y^2} \quad (2)$$

$$\frac{C_p C_{Cp} C_T C_w}{C_y} = C_\alpha C_f C_{Cp} C_p C_T \quad (3)$$

$$\frac{C_p C_{Cp} C_T C_w}{C_y} = C_Q \quad (4)$$

$$\frac{C_p C_w^2}{C_y} = \frac{C_v C_p C_w}{C_y^2} \quad (5)$$

$$\frac{C_p C_w^2}{C_y} = C_\gamma C_f C_p C_w \quad (6)$$

$$\frac{C_p C_w^2}{C_y} = C_\gamma C_f C_p C_w \quad (7)$$

$$\frac{C_p C_w^2}{C_y} = \frac{C_p}{C_y} \quad (8)$$

Từ 8 phương trình trên ta rút ra:

$$(1) \frac{C_w}{C_y C_{Cp} C_f} = 1; \quad (2) \frac{C_w C_y}{C_{aT}} = 1; \quad (3) \frac{C_w}{C_y C_a C_f} = 1;$$

$$(4) \frac{C_p C_{Cp} C_T C_w}{C_y C_Q} = 1; \quad (5) \frac{C_w C_y}{C_p} = 1; \quad (6) \frac{C_w}{C_y C_\gamma C_f} = 1;$$

$$(7) \frac{C_w}{C_y C_\gamma C_f} = 1; \quad (8) \frac{C_p C_w^2}{C_p} = 1.$$

Như vậy các chuẩn số đạt được là:

$$\pi_7 = \frac{w}{y \beta f_1}; \pi_8 = \frac{w y}{a_T}; \pi_9 = \frac{w}{y \alpha f_1};$$

$$\pi_{10} = \frac{\rho C_p T w}{y Q}; \pi_{11} = \frac{w y}{v}; \pi_{12} = \frac{w}{y \gamma_2 f_2};$$

$$\pi_{13} = \frac{w}{y \gamma_1 f_1}; \pi_{14} = \frac{\rho w^2}{P}$$

Từ bảng 1.9, ta có thể thiết lập được các chuẩn số đơn trị sau:

$$\pi_{15} = \frac{\rho_1}{\rho}; \pi_{16} = \frac{\rho_2}{\rho}; \pi_{17} = \frac{f_1}{f}; \pi_{18} = \frac{\gamma_1}{\gamma_2}; \pi_{19} = \frac{C_{p1}}{C_p}$$

Chuẩn số π_{12} và π_{13} có dạng như nhau, vì vậy ta chỉ cần giữ lại một. Ví dụ, ta bỏ chuẩn số π_{12} .

Từ hệ phương trình vi phân đã thiết lập được các chuẩn số đồng dạng từ π_7 đến π_{19} (bỏ π_{12}). Tuy nhiên để tiện sử dụng, ta phải biến đổi các chuẩn số thu được về dạng các chuẩn số đã biết.

- Từ π_7 , ta thấy: vì $[y].[f] = m \cdot \frac{m^2}{m^3} = 1$, do đó có thể loại bỏ tích $y.f$ ra

khỏi π_7 , biến đổi tiếp tục:

$$\pi'_7 = \frac{1}{\pi_7} = \frac{\beta}{w} = St' \text{ là chuẩn số dùng trong tính toán quá trình chuyển}$$

chất.

- Từ π_9 , vì $[y].[f] = 1$, do đó:

$$\pi'_9 = \frac{1}{\pi_9} = \frac{\alpha^*}{w} = St \text{ là chuẩn số dùng trong tính toán quá trình truyền}$$

nhật.

$$- \pi_8 = \frac{wy}{a_T} = Pe \text{ là chuẩn số Peclet dùng trong tính toán vận chuyển}$$

nhật.

- Từ π_{10} ta có:

$$\pi'_{10} = \frac{1}{\pi_{10}} = \frac{Q.y}{\rho C_p T w} = Da_{III} \text{ là chuẩn số DamKöhler III}$$

$$- \pi_{11} = \frac{wy}{v} = Re \text{ là chuẩn số Reynolds.}$$

- Từ π_{13} , vì $[y].[f] = 1$, ta có:

$$\pi'_{13} = \frac{1}{\pi_{13}} = \frac{\gamma_1}{w} = St''$$

$$- \pi_{14} = \frac{\rho w^2}{p} = Eu \text{ là chuẩn số Euler, dùng trong tính toán quá trình}$$

thủy lực.

Như vậy, từ hệ phương trình vi phân cân bằng vật liệu, cân bằng nhiệt và cân bằng động lượng, ta có thể thiết lập được các chuẩn số đồng dạng vật lý sau:

$$St' = \frac{\beta}{w}; Pe = \frac{wy}{a_T}; St = \frac{\alpha^*}{w}; Da_{III} = \frac{Q.y}{C_p \rho T w};$$

$$Re = \frac{wy}{v}; St'' = \frac{\gamma_1}{w}; Eu = \frac{\rho w^2}{p}; \pi_{15} = \frac{\rho_1}{\rho};$$

$$\pi_{16} = \frac{\rho_2}{\rho}; \pi_{17} = \frac{f_1}{f_2}; \pi_{18} = \frac{\gamma_1}{\gamma_2}; \pi_{19} = \frac{C_{p1}}{C_p}$$

Kiểm tra các chuẩn số thu được

- Kiểm tra đơn vị:

$$[St'] = \left[\frac{\beta}{w} \right] = \frac{m.s^{-1}}{m.s^{-1}} = 1$$

$$[Pe] = \left[\frac{w.y}{a_T} \right] = \frac{m.s^{-1}.m}{m^2.s^{-1}} = 1$$

$$[St] = \left[\frac{\alpha}{w} \right] = \frac{m.s^{-1}}{m.s^{-1}} = 1$$

$$[Da_{III}] = \left[\frac{Q.y}{C_p \rho T w} \right] = \frac{\frac{J}{m^3.s}.m}{\frac{J}{kg.độ} \cdot \frac{kg}{m^3} \cdot đ.đ. \cdot \frac{m}{s}} = 1$$

$$[Re] = \left[\frac{wy}{\nu} \right] = \frac{\frac{m}{s}.m}{\frac{m^2}{s}} = 1$$

$$[St''] = \left[\frac{\gamma_1}{w} \right] = \frac{\frac{m}{s}}{\frac{m}{s}} = 1$$

$$[Eu] = \left[\frac{\rho w^2}{P} \right] = \frac{\frac{kg}{m^3} \cdot \frac{m^2}{s^2}}{\frac{kg}{m.s^2}} = 1$$

Các chuẩn số từ π_{16} đến π_{19} là các chuẩn số đơn trị nên dễ dàng thấy rằng đơn vị của chúng bằng 1.

- Mỗi đại lượng trong bảng 1.9 có mặt ít nhất trong một chuẩn số, cụ thể:
 - y có mặt trong Pe, Da_{III}, Re .
 - ρ có mặt trong $Da_{III}, Eu, \pi_{15}, \pi_{16}$.
 - ρ_1 và ρ_2 có mặt trong π_{15} và π_{16} .
 - w có mặt trong $St', St, St'', Pe, Da_{III}, Re, Eu$.
 - P có mặt trong Eu .

- f_1, f_2 có mặt trong π_{17} .
- a_T có mặt trong Pe .
- β có mặt trong St' .
- α^* có mặt trong St .
- γ_1, γ_2 có mặt trong St'' và π_{18} .
- C_p, C_{p1} có mặt trong Da_{III} và π_{19} .
- γ có mặt trong Re .
- Q có mặt trong Da_{III} .

- Trong mỗi chuẩn số đạt được chứa ít nhất một đại lượng mới: trong St' có β ; trong Pe có a_T ; St có α^* ; Da_{III} có Q, C_p, T ; Re có v ; St'' có γ_1 ; Eu có p ; π_{16} có ρ_1 ; π_{18} có ρ_2 ; π_{17} có f_1 và f_2 ; π_{18} có γ_2 ; π_{19} có C_{p1} .

Trên cơ sở những chuẩn số đã tìm được ta có thể nghiên cứu các quá trình diễn biến trong thiết bị phản ứng hóa học với hàm tổng quát dạng:

$$f(\text{các chuẩn số}) = 0.$$

1.5.4.3. Các chuẩn số đồng dạng thủy động lực học

Các chuẩn số đồng dạng thủy động lực được thiết lập từ phương trình vi phân chuyển động của Navier-Stokes. Mỗi chuẩn số được lập đặc trưng cho một loại ảnh hưởng của một yếu tố nào đó tác động lên dòng chất lỏng chuyển động.

Phương trình vi phân chuyển động của Navier-Stokes cho chất lỏng giọt có dạng:

$$\rho \left(\frac{\partial w}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial w_x}{\partial x} + w_y \frac{\partial w_y}{\partial y} + w_z \frac{\partial w_z}{\partial z} \right) = -\rho g - \frac{\partial P}{\partial z} + \mu \left(\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial z^2} \right) \quad (1.31)$$

Theo phương pháp lập chuẩn số từ phương trình vi phân bằng cách chia các thành phần cho nhau và loại bỏ dấu vi phân ta có các quan hệ sau:

- Trong điều kiện của dòng chảy ổn định thì $\frac{\partial w}{\partial \tau} = 0$, không phụ thuộc vào thời gian, nên vế trái của phương trình có dạng:

$$\rho \left(\frac{\partial w}{\partial x} w_x + \frac{\partial w}{\partial y} w_y + \frac{\partial w}{\partial z} w_z \right) \approx \rho w \frac{w}{l} \approx \rho \frac{w^2}{l} \quad (1.32)$$

trong đó ρ – khối lượng riêng của chất lỏng;

w – vận tốc dòng chảy;

l – chiều dài đặc trưng (có thể là đường kính).

- Ở vế phải có đại lượng ρg đặc trưng cho lực khối lượng; $\frac{\partial P}{\partial z} \sim \frac{P}{l}$

đặc trưng áp lực;

và
$$\mu \left(\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial z^2} \right) \sim \frac{\mu w}{l^2} \quad (1.33)$$

đặc trưng cho lực ma sát.

Chia các thành phần của phương trình Navier-Stokes cho nhau ta nhận được các chuẩn số sau:

1. Chuẩn số Frit phản ánh ảnh hưởng của lực trọng lượng lên chuyển động:

$$Fr = \frac{\rho w^2}{l} / \rho g = \frac{w^2}{g l} \quad (1.34)$$

2. Chuẩn số Euler biểu thị ảnh hưởng của áp suất thủy tĩnh lên chuyển động của dòng chảy. Nó được lập từ tỷ số giữa lực áp suất và lực quán tính, tức:

$$Eu = \frac{p/l}{\rho w^2/l} = \frac{p}{\rho w^2} = \frac{\Delta p}{\rho w^2} \quad (1.35)$$

3. Chuẩn số Reynolds đặc trưng dòng chảy có ma sát, được lập theo tỷ số giữa lực ma sát và lực quán tính:

$$Re = \frac{\rho w^2/l}{\mu w/l^2} = \frac{w l \rho}{\mu} \quad (1.36)$$

4. Trong trường hợp dòng chảy không ổn định, tức $\frac{\partial w}{\partial \tau} \neq 0$, ta có chuẩn số Homogronov. Từ phương trình vi phân $\rho \frac{\partial w}{\partial \tau} \sim \rho \frac{w}{l}$, vậy:

$$Ho = \frac{\rho w^2/l}{\rho w/\tau} = \frac{w \tau}{l} \quad (1.37)$$

Chuẩn số Homogronov đặc trưng cho dòng không ổn định.

Như vậy, từ phương trình vi phân Navier-Stokes ta có quan hệ tổng quát theo lý thuyết đồng dạng $\varphi(Ho, Fr, Eu, Re) = 0$ cho dòng chảy.

5. Ngoài ra, từ các chuẩn số trên có thể lập thêm chuẩn số Galileo từ chuẩn số Fr và Re :

$$Ga = Fr.Re^2 = \frac{g.l}{w^2} \left(\frac{w.l.\rho}{\mu} \right)^2 = \frac{g.l^3}{\nu^2} \quad (1.38)$$

Chuẩn số Archimèdes từ chuẩn số Ga và tỷ lệ $\frac{\rho - \rho_1}{\rho_1}$:

$$Ar = \frac{l^3 \rho^2 (\rho - \rho_1)}{\mu^2 \rho_1}$$

với ρ, ρ_1 – khối lượng riêng của chất lỏng tại hai điểm khác nhau của dòng chảy.

PHẦN THỨ NHẤT

CÁC QUÁ TRÌNH THUỶ LỰC, THUỶ CƠ VÀ CƠ HỌC

Chương 2

NHỮNG KIẾN THỨC CƠ BẢN VỀ THUỶ LỰC HỌC

Vật liệu được sử dụng trong công nghệ hoá chất và thực phẩm thường ở thể rắn, lỏng và khí. Các quá trình vận chuyển chất lỏng, khí hay hơi trong ống dẫn hoặc thiết bị; quá trình khuấy trộn; quá trình phân riêng hệ thống đồng nhất bằng phương pháp lắng, lọc, ly tâm; quá trình tách các cấu tử trong hỗn hợp; v.v... mà ta thường gặp trong kỹ thuật hoá học đều có liên quan đến chuyển động của dòng và tuân theo các định luật thuỷ lực học. Vì vậy các quá trình này đều được gọi là quá trình thuỷ lực.

Thuỷ lực học có đối tượng là chất lỏng (bao gồm cả khí) và nghiên cứu các quy luật tác dụng lên chất lỏng. Thuỷ lực học được chia thành:

- Tĩnh lực học: Nghiên cứu các định luật cân bằng của chất lỏng và tác dụng của nó lên các vật thể rắn ở trạng thái yên tĩnh khi tiếp xúc với nó.
- Động lực học: Nghiên cứu các định luật chuyển động của chất lỏng và tác dụng của chất lỏng đang chuyển động lên các vật rắn cùng chuyển động hay đứng yên khi tiếp xúc với nó.

Thuỷ lực học là một trong những yếu tố có ảnh hưởng đến quá trình truyền nhiệt và chuyển khối. Vì nó quyết định hiệu quả của các quá trình phản ứng hoá học, nên việc nghiên cứu về thuỷ lực học là rất cần thiết.

A. TÍNH LỰC HỌC CỦA CHẤT LỎNG

2.1. KHÁI NIỆM VỀ TÍNH LỰC HỌC CỦA CHẤT LỎNG

Sự chuyển động của chất lỏng và khí đều được tuân theo cùng một định luật trong điều kiện vận tốc chuyển động của chúng nhỏ hơn vận tốc âm thanh rất nhiều.

Trong thủy lực học danh từ "chất lỏng" được dùng để chỉ chung cho các chất lỏng (theo nghĩa thông thường) lẫn chất khí và hơi. Nghĩa là bao gồm các vật thể có độ linh động, không có hình dáng riêng biệt mà phụ thuộc vào hình dạng bình chứa nó.

Các định luật về cân bằng cũng như về chuyển động của chất lỏng được thiết lập trên quan điểm coi chất lỏng như một môi trường liên tục và đồng nhất. Điều này được chấp nhận vì kích thước của các phần tử chất lỏng nhỏ hơn rất nhiều so với quãng đường chuyển động tự do trung bình của chúng.

Khi nghiên cứu các quá trình thủy lực người ta dùng khái niệm có tính chất hoàn toàn lý thuyết là "chất lỏng lý tưởng". Chất lỏng lý tưởng là chất lỏng hoàn toàn không bị nén ép, tức khi nén hoặc nhiệt độ thay đổi không bị thay đổi thể tích và không có lực ma sát bên trong giữa các phần tử chất lỏng. Trong thực tế ở mức độ khác nhau các chất lỏng đều bị nén ép và có độ nhớt (hệ số ma sát bên trong khác 0) nên được gọi là chất lỏng thực, hay chất lỏng nhớt.

Chất lỏng thực được phân thành chất lỏng giọt và chất khí (hơi). Chất lỏng giọt hầu như không bị nén ép, khối lượng riêng của nó hầu như không bị thay đổi, không phụ thuộc vào áp suất và nhiệt độ vì hệ số giãn nở nhiệt của nó rất nhỏ. Ví dụ như nước khi tăng áp suất từ 1 at đến 100 at thì thể tích của nó chỉ giảm 1/200 thể tích ban đầu. Trái lại chất khí có độ chịu nén ép rất lớn và hệ số giãn nở thể tích rất cao, nên khối lượng riêng của khí thay đổi theo khi thay đổi áp suất và nhiệt độ. Vì vậy, khí (hoặc hơi) còn được gọi là chất lỏng đàn hồi.

2.2. NHỮNG TÍNH CHẤT VẬT LÝ CỦA CHẤT LỎNG

2.2.1. Khối lượng riêng

Khối lượng riêng là khối lượng chất lỏng chứa trong một đơn vị thể tích có ký hiệu:

$$\rho = \frac{m}{V}, \text{ kg/m}^3 \quad (2.1)$$

trong đó m – khối lượng của chất lỏng, kg;

V – thể tích chất lỏng, m^3 .

Trọng lượng riêng là trọng lượng của chất lỏng tính theo một đơn vị thể tích:

$$\gamma = \frac{G}{V} = \rho \cdot g, \text{ N/m}^3 \quad (2.2)$$

trong đó G – trọng lượng của chất lỏng, kp (gọi kilogam lực);

g – gia tốc trọng trường, có trị số bằng $9,81 \text{ m/s}^2$.

Khi đó khối lượng riêng tính bằng kg/m^3 có trị số đúng bằng trọng lượng riêng tính bằng kp/m^3 . Nhưng vì gia tốc trọng trường g thay đổi theo vị trí trên Trái đất nên trọng lượng riêng thay đổi, còn khối lượng riêng là đặc trưng tính chất vật lý của vật chất nên không phụ thuộc vào gia tốc trọng trường.

Tỷ trọng là tỷ số giữa trọng lượng riêng của chất lỏng với trọng lượng riêng của nước ở 0°C .

Đối với một dung dịch hoặc hỗn hợp của nhiều chất lỏng, khối lượng riêng được tính theo công thức:

$$\rho_{\text{dd}} = 0,01(\rho_1 a_1 + \rho_2 a_2 + \dots + \rho_n a_n) \quad (2.3)$$

trong đó $\rho_1, \rho_2, \dots$ – khối lượng riêng của từng cấu tử trong dung dịch;

$a_1, a_2, \dots$ – nồng độ phần trăm khối lượng của từng cấu tử.

Đối với chất khí, khối lượng riêng được tính theo phương trình trạng thái của khí lý tưởng:

$$pV = \frac{m}{M} RT \quad (2.4)$$

Rút ra
$$\rho_k = \frac{m}{V} = \frac{pM}{RT} \quad (2.5)$$

với p – áp suất của khí, N/m^2 ;

T – nhiệt độ tuyệt đối của khí, $^\circ\text{K}$;

V – thể tích của khí, m^3 ;

M – khối lượng phân tử khí.

Thể tích riêng của chất khí là thể tích do một đơn vị khối lượng chất lỏng chiếm, nên bằng giá trị nghịch đảo của khối lượng riêng, có ký hiệu:

$$v = \frac{V}{m} = \frac{1}{\rho} = \frac{RT}{pM}, \text{ m}^3/\text{kg} \quad (2.6)$$

2.2.2. Độ chịu nén ép

Khối lượng riêng của chất lỏng có thể thay đổi khi thay đổi nhiệt độ và áp suất. Chất lỏng giọt trong thực tế được coi như không bị nén ép. Do đó, trong tính toán có thể coi khối lượng riêng và trọng lượng riêng của chất lỏng giọt là không đổi, không phụ thuộc vào áp suất. Trái lại khí và hơi có khối lượng riêng và trọng lượng riêng thay đổi rất nhiều theo nhiệt độ và áp suất. Sự thay đổi này có thể được tính theo phương trình trạng thái (2.4). Tính chất này của chất lỏng và khí được gọi là độ chịu nén ép và có định nghĩa: Độ giảm thể tích của chất lỏng khi áp suất trên bề mặt tăng 1 at gọi là hệ số nén ép.

2.2.3. Áp suất

Áp suất được định nghĩa là lực tác dụng lên một đơn vị bề mặt:

$$p = \frac{G}{F} \quad (2.7)$$

trong đó p – áp suất;
 G – lực tác dụng;
 F – bề mặt.

Đối với chất lỏng chứa trong bình, nó gây ra áp lực lên thành bình, đáy bình và mỗi vật thể có trong bình.

Thứ nguyên của áp suất là at (atmôtphe), mmHg, N/m² và mH₂O hoặc mmH₂O. Ngoài ra người ta còn dùng atmôtphe vật lý (atm) và kilôgam lực trên centimet vuông (kp/cm²). Quan hệ giữa các đơn vị như sau:

$$1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg} = 10,33 \text{ mH}_2\text{O} = 1,033 \text{ kp/cm}^2$$

$$1 \text{ at} = 735,6 \text{ mmHg} = 10 \text{ mH}_2\text{O} = 1 \text{ kp/cm}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2$$

$$1 \text{ N/m}^2 = 7,5 \cdot 10^{-3} \text{ mmHg} = 1,02 \cdot 10^{-4} \text{ mH}_2\text{O} = 10,2 \cdot 10^{-2} \text{ kp/m}^2$$

Dụng cụ đo áp suất gọi là áp kế.

Áp suất được chia thành: áp suất tuyệt đối, áp suất dư, áp suất khí quyển và áp suất chân không.

Gọi p là áp suất, $p_{\text{dư}}$ là áp suất dư, p_a là áp suất khí quyển và p_{ck} là áp suất chân không, ta có quan hệ sau:

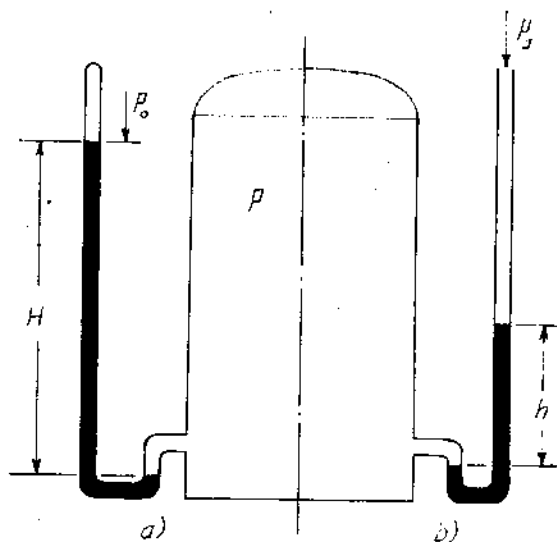
$$p = p_{\text{dư}} + p_a \quad (2.8)$$

$$p_{\text{ck}} = p_a - p \quad (2.9)$$

Như vậy áp suất tuyệt đối bằng áp suất dư cộng áp suất khí quyển [công thức (2.8)], áp suất chân không (độ chân không) bằng áp suất khí quyển trừ áp suất tuyệt đối [công thức (2.9)].

Ví dụ:

- Để đo áp suất trong bình (hình 2.1) ta dùng áp kế chữ U kín đầu (a) và hở đầu (b). Mức thủy ngân ở ống (a) là h



Hình 2.1. Áp kế chất lỏng

tương ứng áp suất dư trong bình $p_{\text{dư}}$, còn mức thủy ngân trong ống kín đầu là H , tương ứng áp suất tuyệt đối trong bình, vì $p_0 = 0$.

- Để đo áp suất trên đường ống hút và ống đẩy của bơm, người ta dùng chân không kế và áp kế. Trên ống hút chân không kế chỉ độ chân không là 440 mmHg, còn trên ống đẩy áp kế chỉ 1,63 at. Áp suất khí quyển đo được 1,02 at = 750 mmHg.

Cần xác định áp suất tuyệt đối trong ống hút và ống đẩy của bơm, tính theo at, kp/m^2 , N/m^2 .

Ta biết áp kế và chân không kế chỉ đo áp suất dư và độ chân không, nên áp suất tuyệt đối trong ống hút và ống đẩy của bơm được tính như sau:

– Trong ống hút là:

$$p_{\text{hút}} = p_a - p_{\text{ck}} = 750 - 440 = 310 \text{ mmHg}$$

– Tính bằng at, kp/m^2 và N/m^2 là:

$$p_{\text{hút}} = \frac{310}{735,6} \approx 0,42 \text{ at} = 4200 \text{ kp/m}^2 = 4,12 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2$$

– Trong đường ống đẩy:

$$p_{\text{đẩy}} = p_{\text{dư}} + p_a = 1,63 + 1,02 = 2,65 \text{ at} = 2,65 \cdot 10^4 \text{ kp/m}^2 = 2,6 \cdot 10^5 \text{ N/m}^2.$$

2.3. PHƯƠNG TRÌNH CÂN BẰNG CỦA CHẤT LỎNG

Khi nghiên cứu tĩnh lực học của chất lỏng ta coi chất lỏng ở trạng thái tĩnh tương đối. Có nghĩa là khối chất lỏng trong một không gian có giới hạn cùng chuyển động với bình chứa nó, còn các phần tử chất lỏng trong khối thì không có chuyển động tương đối với nhau. Ví dụ, một chất lỏng chứa trong thùng đặt trên ô tô nếu giữ yên tĩnh thì dù khối chất lỏng đó có cùng chuyển động với ô tô so với mặt đất nó vẫn ở trạng thái tĩnh tương đối.

Ở trạng thái tĩnh trong chất lỏng không có lực nội ma sát, khi đó chất lỏng thực có thể được coi như chất lỏng lý tưởng.

2.3.1. Áp suất thủy tĩnh

Khối chất lỏng ở trạng thái tĩnh chịu hai lực tác dụng là: lực khối lượng và lực bề mặt. Lực khối lượng tỷ lệ thuận với khối lượng của chất lỏng bao gồm lực trọng trường và lực quán tính. Trong trường hợp $\rho = \text{const}$ thì lực khối lượng tỷ lệ thuận với thể tích của khối chất lỏng và tác dụng lên mọi phần tử của thể tích đó. Lực tác dụng lên bề mặt khối chất lỏng gọi là lực bề mặt, như áp lực của không khí tác dụng lên bề mặt chất lỏng, hay lực của pittông tác dụng lên chất lỏng trong bơm pittông. Do các lực bên ngoài tác dụng lên chất lỏng mà trong chất lỏng phát sinh ra ứng suất gọi là ứng suất của áp suất thủy tĩnh. Nếu lấy một nguyên tố ΔF trong chất lỏng thì bề mặt nguyên tố đó sẽ chịu một áp lực của cột chất lỏng chứa nó là Δp theo phương pháp tuyến. Khi đó, áp suất thủy tĩnh sẽ là:

$$p_t = \lim_{\Delta F \rightarrow 0} \left(\frac{\Delta p}{\Delta F} \right) \quad (2.10)$$

Áp suất thủy tĩnh có đặc điểm:

- Tác dụng theo phương pháp tuyến và hướng vào trong lòng chất lỏng. Vì nếu theo phương bất kỳ và có lực kéo về phía ngoài thì sẽ làm chất lỏng chuyển động, trái với điều kiện cân bằng tĩnh của chất lỏng.

- Tại một điểm bất kỳ trong chất lỏng áp suất thủy tĩnh có giá trị bằng nhau theo mọi phương.

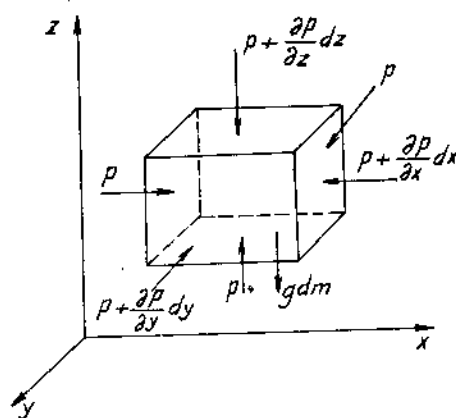
- Là hàm số của tọa độ $p = f(x, y, z)$, nên tại những điểm khác nhau trong chất lỏng thì có giá trị khác nhau.

Ngoài ra áp suất thủy tĩnh còn phụ thuộc vào những tính chất vật lý của chất lỏng, như khối lượng riêng và gia tốc trọng trường.

2.3.2. Phương trình vi phân cân bằng Euler

Trong chất lỏng đứng yên lấy một nguyên tố thể tích $dV = dx dy dz$. Trong đó dx, dy, dz là các cạnh. Khối này chịu tác dụng của lực khối lượng theo phương thẳng đứng và áp lực hướng vào lòng chất lỏng.

Theo điều kiện của tĩnh lực học, tổng hình chiếu của lực tác dụng lên nó theo phương trục tọa độ bằng không (hình 2.2), các lực tác dụng chiếu trên các trục số là:



Hình 2.2. Áp lực trên nguyên tố lập phương

- Trục z : có lực khối lượng hướng từ trên xuống là:

$$-gdm = -\rho g dV = -\rho g dx dy dz \quad (2.11)$$

Lực áp suất thủy tĩnh tác dụng lên mặt $dy dx$ là $p dx dy$ theo phương pháp tuyến. Còn ở mặt đối diện có $\left(p + \frac{\partial p}{\partial z} dz\right) dx dy$. Vậy lực áp suất trên trục z sẽ là:

$$p dx dy = -\left(p + \frac{\partial p}{\partial z} dz\right) dx dy = -\frac{\partial p}{\partial z} dx dy dz = -\frac{\partial p}{\partial z} dV \quad (2.12)$$

Khi đó tổng lực khối lượng và lực áp suất trên trục z là:

$$-\rho g dV - \frac{\partial p}{\partial z} dV = 0 \quad (2.13)$$

$$\text{hoặc} \quad \rho g + \frac{\partial p}{\partial z} = 0 \quad (2.13a)$$

Tương tự, vì trên trục x và y lực khối lượng bằng 0, nên chỉ có lực áp suất.

- Trục x :

$$-\frac{\partial p}{\partial x} dV = 0$$

$$\text{hoặc} \quad -\frac{\partial p}{\partial x} = 0 \quad (2.14)$$

- Trục y:

$$-\frac{\partial p}{\partial y} dV = 0$$

$$\text{hoặc} \quad -\frac{\partial p}{\partial y} = 0 \quad (2.15)$$

Tổng hợp các phương trình (2.13), (2.14) và (2.15) ta có phương trình vi phân cân bằng của Euler như sau:

$$\left. \begin{aligned} \rho g + \frac{\partial p}{\partial z} &= 0 \\ \frac{\partial p}{\partial y} &= 0 \\ \frac{\partial p}{\partial x} &= 0 \end{aligned} \right\} \quad (2.16)$$

2.3.3. Phương trình cơ bản của tĩnh lực học chất lỏng

Hệ phương trình (2.16) của Euler mới thể hiện sự thay đổi của các lực tác dụng trên nguyên tố dV theo phương của tọa độ. Vì vậy, sự thay đổi áp suất thủy tĩnh của khối lập phương sẽ được xác định trên cơ sở của lực tác dụng lên khối đó theo các phương của trục tọa độ là:

$$\left. \begin{aligned} \left(\rho g + \frac{\partial p}{\partial z} \right) dz &= 0 \\ \frac{\partial p}{\partial y} dy &= 0 \\ \frac{\partial p}{\partial x} dx &= 0 \end{aligned} \right\} \quad (2.16a)$$

Tổng các lực này:

$$\rho g dz + \left(\frac{\partial p}{\partial z} dz + \frac{\partial p}{\partial y} dy + \frac{\partial p}{\partial x} dx \right) = 0 \quad (2.17)$$

$$\text{hoặc} \quad \rho g dz + dp = 0 \quad (2.17a)$$

trong đó $dp = \frac{\partial p}{\partial z} dz + \frac{\partial p}{\partial y} dy + \frac{\partial p}{\partial x} dx$ là vi phân toàn phần của áp suất, vì $p = f(x, y, z)$.

Trong phương trình (2.17a), ρ và g là những đại lượng không đổi, nên ta có thể viết:

$$\frac{1}{\rho g} dp + dz = 0$$

hoặc
$$d\left(z + \frac{p}{\rho g}\right) = 0$$

Có tích phân là:
$$z + \frac{p}{\rho g} = C \quad (2.18)$$

trong đó C là hằng số tích phân được xác định theo những điều kiện giới hạn của z và p . Ví dụ, tại một điểm trong chất lỏng có z_0 và p_0 , thì C sẽ là:

$$C = z_0 + \frac{p_0}{\rho g}$$

Do đó, phương trình (2.18) có dạng:

$$z + \frac{p}{\rho g} = z_0 + \frac{p_0}{\rho g} \quad (2.19)$$

Phương trình (2.19) được gọi là phương trình cơ bản của tĩnh lực học chất lỏng. Nó được dùng để xác định áp suất thủy tĩnh trong khối chất lỏng tại những điểm khác nhau và chỉ rõ, trong khối chất lỏng đồng nhất ở trạng thái tĩnh thì mọi điểm cùng nằm trên mặt phẳng ngang đều có cùng một áp suất thủy tĩnh.

Trong phương trình (2.19) đại lượng z , z_0 đặc trưng chiều cao hình học tại hai điểm ta xét so với mặt chuẩn so sánh, có thứ nguyên là mét, $\frac{p}{\rho g}$ và $\frac{p_0}{\rho g}$ đặc trưng chiều cao áp suất thủy tĩnh hay "chiều cao pezômét" tại hai điểm trên, nên cũng có thứ nguyên là mét vì:

$$\left[\frac{p}{\rho g} \right] = \left[\frac{\text{N/m}^2}{(\text{kg/m}^3) \cdot (\text{m/s}^2)} \right] = \left[\frac{(\text{kg/s}^2\text{m})}{(\text{kg/m}^3) \cdot (\text{m/s}^2)} \right] = [\text{m}]$$

2.3.4. Khái niệm về chiều cao pezômét

Chiều cao pezômét là chiều cao của cột chất lỏng có khả năng tạo ra một áp suất bằng áp suất tại điểm ta đang xét. Như vậy nếu điểm ta đang xét có áp suất tuyệt đối, thì ta có chiều cao pezômét ứng với áp suất tuyệt đối và nếu điểm đó có áp suất dư thì có chiều cao pezômét cũng với áp suất dư (hình 2.3).

Ví dụ: Xét điểm A trong bình kín chứa nước có áp suất trên bề mặt $p_b > p_a$. Ống kín dầu được hút chân không, nên $p_0 = 0$, chiều cao cột nước trong ống h_A được gọi là chiều cao pezômet ứng với áp suất tuyệt đối, vì:

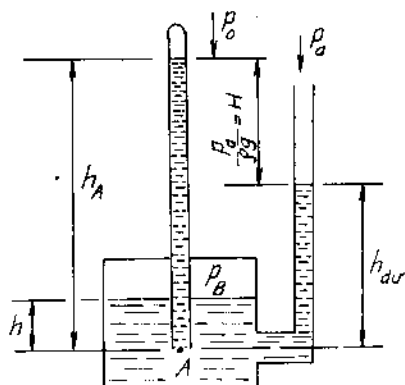
$$p_A = \rho g h_A \quad (2.20)$$

Còn ống hở dầu có áp suất p_a (là áp suất khí quyển), nên chiều cao của cột nước h_{du} trong ống là chiều cao pezômet ứng với áp suất dư tại điểm A, vì:

$$p_{du} = p_A - p_a = \rho g h_{du} \quad (2.21)$$

Như vậy hiệu số chiều cao pezômet ứng với áp suất tuyệt đối và ứng với áp suất dư chính bằng chiều cao ứng với áp suất khí quyển, tức là:

$$H = \frac{p_a}{\rho g} \approx 10 \text{ mH}_2\text{O} \quad (2.22)$$



Hình 2.3. Ống Pezômet

2.3.5. Thế năng và thế năng riêng của chất lỏng

Chất lỏng ở trạng thái cân bằng tĩnh hay chuyển động đều có chứa một năng lượng cơ học nhất định và có khả năng sinh công. Dạng năng lượng chứa trong chất lỏng đứng yên được gọi là thế năng. Nếu nó được tính trên một đơn vị khối lượng của chất lỏng đó thì được gọi là thế năng riêng. Thế năng chất lỏng được chia thành hai phần là:

– Thế năng vị trí, chỉ chiều cao hình học từ điểm ta xét đến mặt chuẩn để so sánh.

– Thế năng áp suất tính bằng chiều cao pezômet, h_{du} :

$$H = z + h_{du}$$

Ví dụ:

Hình 2.4 thể hiện thế năng của chất lỏng H so với mặt chuẩn O.

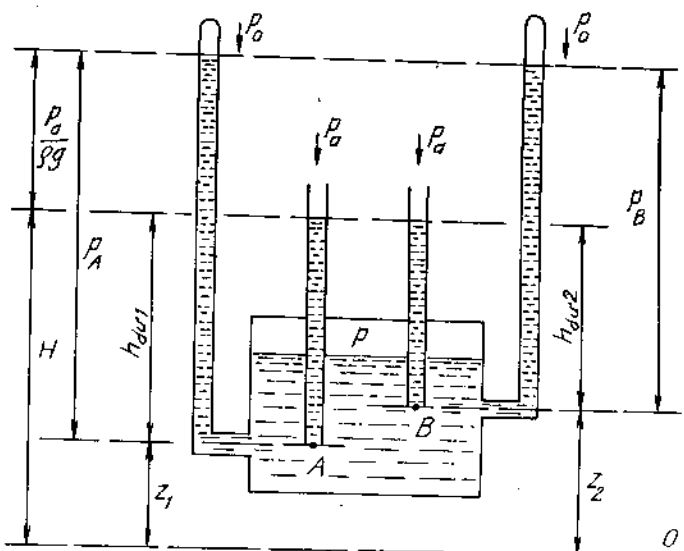
Tại điểm A ta có:

$$H = z_1 + h_{du1}$$

Tại điểm B ta có:

$$H = z_2 + h_{du2}$$

Như vậy tại bất cứ điểm nào của chất lỏng trong bình ta đều có H là giá trị không đổi so với mặt chuẩn O. Như vậy tổng chiều cao hình học z và chiều cao pezômet h_{du} ứng với áp suất dư của chất lỏng ở mọi điểm bất kỳ trong chất lỏng chứa trong bình là



Hình 2.4. Thế năng của chất lỏng

một hằng số. Chiều cao này được gọi là thế năng riêng của chất lỏng.

Tương tự, nếu $H_p = H + \frac{p_a}{\rho g}$ là thế năng riêng tuyệt đối của chất lỏng

Tại điểm A có: $H_p = \frac{p_A + \rho g z_1}{\rho g} = h_A + z_1$, với $h_A = \frac{p_A}{\rho g}$.

Tại điểm B có: $H_p = \frac{p_B + \rho g z_2}{\rho g} = h_B + z_2$, với $h_B = \frac{p_B}{\rho g}$.

Vậy tổng chiều cao hình học z và chiều cao pezômet h ứng với áp suất tuyệt đối ở mọi điểm bất kỳ trong chất lỏng là một hằng số. Do đó tất cả các ống pezômet hở đầu đều có cùng chung mức chất lỏng và mức chất lỏng trong ống kín đầu (chân không) cùng nằm trên một mặt phẳng, hai mức chất lỏng này chênh nhau một đoạn tương ứng $h_A = \frac{p_a}{\rho g}$.

2.4. ỨNG DỤNG CỦA PHƯƠNG TRÌNH CƠ BẢN TĨNH LỰC HỌC CHẤT LỎNG

2.4.1. Định luật Pascal

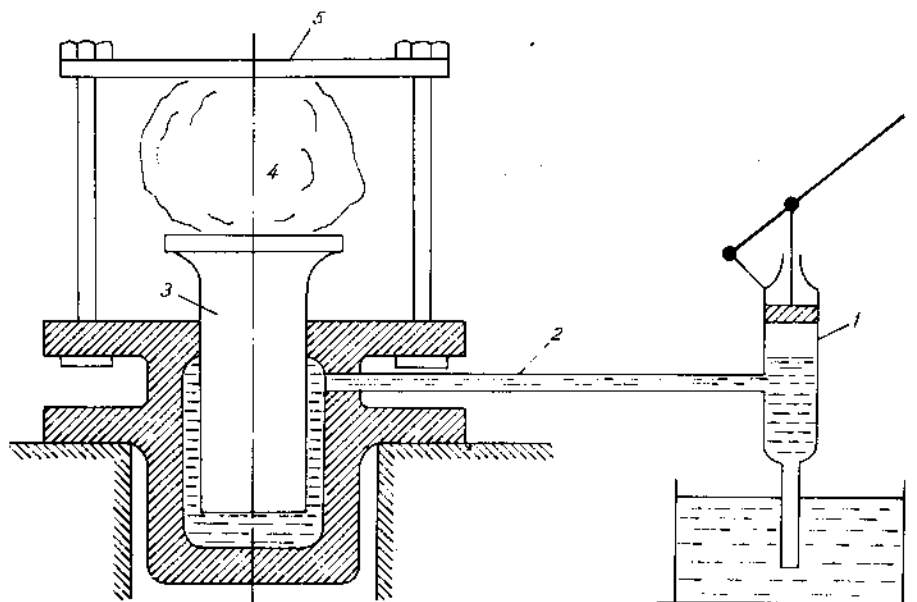
Định luật Pascal phát biểu như sau:

"Trong chất lỏng không bị nén ép ở trạng thái tĩnh, nếu ta tăng áp suất p_0 tại z_0 lên một giá trị nào đó thì áp suất p ở mọi vị trí khác trong chất lỏng cũng tăng lên một giá trị như vậy".

Định luật truyền áp suất trong chất lỏng của Pascal được ứng dụng rộng rãi trong thực tế, đặc biệt là trong các máy nén thủy lực.

Ví dụ:

Máy ép thủy lực hình 2.5.



Hình 2.5. Ép thủy lực

Dùng bơm 1 có tiết diện xi lanh f_1 tạo một lực G_1 , chất lỏng trong bơm chịu áp lực p_1 bằng:

$$p_1 = \frac{G_1}{f_1} \quad (2.23)$$

Theo định luật Pascal, áp lực p_1 truyền qua chất lỏng sang pittông 3 của máy ép có tiết diện f_2 và tạo ra ở đây một lực G_2 bằng:

$$G_2 = p_1 f_2, \text{ tức } p_1 = \frac{G_2}{f_2} \quad (2.24)$$

Như vậy: $\frac{G_1}{f_1} = \frac{G_2}{f_2}$; tức là: $G_2 = \frac{f_2 G_1}{f_1} \quad (2.25)$

Qua quan hệ (2.25) ta thấy tỷ lệ $\frac{f_2}{f_1}$ càng lớn thì lực G_2 càng lớn. Tức là tiết diện của pittông ở máy ép 3 lớn gấp bao nhiêu lần so với tiết diện của

pittông của bơm 1, thì lực G_2 ở máy nén cũng lớn gấp bấy nhiêu lần so với lực tác dụng ở bơm 1.

2.4.2. Sự cân bằng của chất lỏng trong bình thông nhau

Sự cân bằng của chất lỏng trong bình thông nhau thể hiện theo bốn trường hợp sau đây:

1) Một chất lỏng đồng nhất có khối lượng riêng ρ đựng trong hai bình kín có áp suất trên bề mặt là p_{01} và p_{02} . Ở đáy hai bình có ống thông nhau (hình 2.6a). Xét điểm C trên mặt so sánh 00 ta thấy:

$$\left. \begin{array}{l} \text{Ở bình A có:} \\ \text{Ở bình B có:} \end{array} \right\} \begin{array}{l} p_1 = p_{01} + \rho g z_1 \\ p_2 = p_{02} + \rho g z_2 \end{array} \quad (2.26)$$

Chất lỏng ở trạng thái cân bằng nên:

$$\begin{array}{l} p_1 = p_2 \\ \text{Tức là:} \quad \frac{p_{01} - p_{02}}{\rho g} = z_1 - z_2 \end{array} \quad (2.27)$$

Vậy, một chất lỏng thông nhau ở hai bình kín có mức chênh lệch mặt thoáng của chất lỏng trong các bình tỷ lệ thuận với mức chênh áp suất trong các bình đó.

2) Trường hợp hai bình có áp suất trên bề mặt chất lỏng bằng nhau hoặc để hở, tức $p_{01} = p_{02}$, theo phương trình (2.26) thì $z_1 = z_2$, vì $p_1 = p_2$. Vậy, một chất lỏng thông nhau trong hai bình có áp suất bằng nhau thì mức chất lỏng trong các bình nằm trên cùng mặt phẳng.

3) Trường hợp một bình kín có áp suất $p_{01} > p_a$ là áp suất khí quyển, còn bình kia để hở có áp suất $p_{02} = p_a$, thì độ chênh lệch chiều cao mức chất lỏng trong hai bình bằng chiều cao pezômét ứng với áp suất dư.

4) Trường hợp hai bình để hở (có áp suất mặt thoáng bằng nhau và bằng áp suất khí quyển) chứa hai chất lỏng không tan lẫn vào nhau có ρ_1 và ρ_2 (hình 2.6b). Xét điểm C nằm trên mặt so sánh 00 ta có:

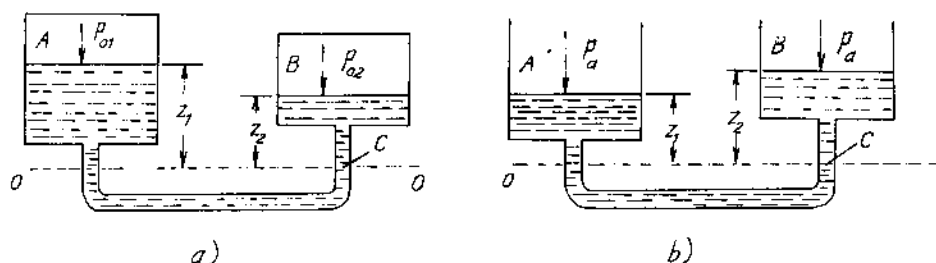
$$\begin{array}{l} p_1 = p_a + \rho_1 g z_1 \\ p_2 = p_a + \rho_2 g z_2 \end{array}$$

Khi cân bằng $p_1 = p_2$, nên:

$$p_a + \rho_1 g z_1 = p_a + \rho_2 g z_2$$

$$\begin{array}{l} \text{Rút ra:} \\ \frac{\rho_1}{\rho_2} = \frac{z_2}{z_1} \end{array} \quad (2.28)$$

Vậy, hai chất lỏng không tan lẫn có khối lượng riêng khác nhau thông nhau trong hai bình để hở, thì chiều cao mực chất lỏng tính từ mặt chuẩn của hai bình có tỷ lệ nghịch với khối lượng riêng của nó.



Hình 2.6. Bình thông nhau

2.4.3. Áp lực của chất lỏng lên đáy bình và thành bình

Áp suất trên thành bình thay đổi theo chiều sâu của chất lỏng chứa trong bình và được tính theo công thức:

$$p = p_0 + \rho gH, \quad (2.29)$$

trong đó p – áp suất tác dụng lên đáy hoặc thành bình;

p_0 – áp suất trên mặt thoáng chất lỏng;

ρ – khối lượng riêng chất lỏng;

H – chiều cao mực chất lỏng kể từ điểm xét đến mặt thoáng.

Do đó lực tác dụng lên thành và đáy bình không phụ thuộc vào hình dáng và thể tích của bình mà chỉ phụ thuộc vào độ sâu của mực chất lỏng trong bình và diện tích tác dụng, vì:

$$G = p.F = (p_0 + \rho gH)F \quad (2.30)$$

với F – diện tích thành hoặc đáy bình chịu tác dụng của áp lực.

Từ công thức (2.30) ta thấy, áp lực chung của chất lỏng tác dụng lên thành bình được hợp bởi hai lực là:

– Lực do áp suất bên ngoài p_0 truyền vào chất lỏng đến mọi điểm trong bình với trị số như nhau.

– Lực do áp suất của cột chất lỏng hay áp suất dư ρgH gây ra thì thay đổi theo chiều cao thành bình, càng sâu trị số càng lớn.

Do đó, áp lực chung của chất lỏng tác dụng lên thành bình không đặt ở trọng tâm của phần thành bình bị nhúng ướt mà đặt tại tâm áp suất. Tâm

áp suất được tính theo giá trị của áp suất dư mà không phụ thuộc vào áp suất tuyệt đối.

Với bình có thành hình chữ nhật, tâm áp suất đặt ở độ sâu cách mặt thoáng một khoảng bằng $\frac{2}{3}$ chiều cao của chất lỏng trong bình.

2.4.4. Dụng cụ đo áp suất

Dụng cụ đo áp suất có nhiều loại, song về nguyên tắc có thể xếp thành: áp kế chất lỏng và áp kế cơ khí.

Áp kế chất lỏng được cấu tạo dựa vào phương trình cơ bản thủy tĩnh, nên ở đây ta chỉ xét các loại áp kế chất lỏng.

Áp kế chất lỏng được chia thành ba loại:

- Áp kế để đo áp suất dư, đo hiệu số áp suất giữa áp suất tuyệt đối của môi trường cần đo và áp suất khí quyển.
- Chân không kế để đo độ chân không, đo hiệu số giữa áp suất khí quyển và áp suất tuyệt đối của môi trường cần đo có trị số nhỏ hơn 1 at.
- Áp kế vi sai để đo hiệu số áp suất tại hai điểm bất kỳ của môi trường cần đo.

Một vài loại áp kế thông thường hay gặp như sau.

a) Áp kế chất lỏng hay ống pezômét: Đo áp suất bằng chiều cao của bản thân cột chất lỏng trong môi trường cần đo (hình 2.7).

Giả sử bình kín có áp suất $p > p_a$ (áp suất khí quyển), nên chất lỏng sẽ dâng lên trong ống pezômét một đoạn h_p cao hơn mức chất lỏng trong bình. Áp suất thủy tĩnh tại điểm A được tính là:

$$p_A = p_a + \rho g(h_p + h) \quad (2.31a)$$

Rút ra
$$h_p + h = \frac{p_A - p_a}{\rho g}$$

Mặt khác theo cột chất lỏng trong bình ta có:

$$p_A = p + \rho gh \quad (2.31b)$$

Từ phương trình (2.30) và (2.31) rút ra:

$$p = p_a + \rho gh_p \quad (2.32)$$

Tức $h_p = \frac{p - p_a}{\rho g}$ là chiều cao pezômét.

Qua đó ta thấy:

– Chiều cao pezimét đặc trưng cho áp suất dư và được dùng làm thước đo cho áp suất ấy.

– Ống pezimét có cấu tạo đơn giản, đo chính xác, nhưng chỉ dùng để đo áp suất dư nhỏ, vì nếu áp suất dư bằng 1 at thì chiều cao của cột nước trong ống pezimét lên tới 10 m.

b) Áp kế chữ U: Đo áp suất dư lớn hơn, vì chất lỏng được dùng với khối lượng riêng lớn hơn nhiều so với khối lượng riêng môi trường cần đo, ví dụ, thuỷ ngân (hình 2.8).

Từ hình 2.8 ta thấy, chênh lệch cột thuỷ ngân trong ống chữ U là $h_{th.ng}$, và áp suất tại A là:

$$p_A = p + \rho g h_1 = p_a + \rho_{th.ng} g h_{th.ng} \quad (2.33)$$

Áp suất tuyệt đối tại điểm B nơi gắn áp kế vào, ta chỉ trừ đi cột chất lỏng có chiều cao a , tức là:

$$p_B = p_A - \rho g a = p_a + \rho_{th.ng} g h_{th.ng} - \rho g a \quad (2.34)$$

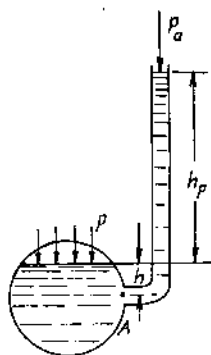
Áp kế loại này cho phép đo áp suất có giá trị 3; 4 at. Tuy nhiên nhược điểm ta phải đọc hai số chỉ mức nên thiếu chính xác.

c) Áp kế kiểu chén: Giống như áp kế chữ U, nhưng ở nhánh bên trái thêm cái chén. Mức thuỷ ngân trong chén được chọn là mức 0, nên khi đo ta chỉ cần đọc một số chỉ mức ở nhánh phải. Để bảo đảm độ chính xác thì tiết diện chén phải được chọn để khi thuỷ ngân dâng lên hoặc tụt xuống bên ống phải không làm thay đổi mức thuỷ ngân trong chén (hình 2.9).

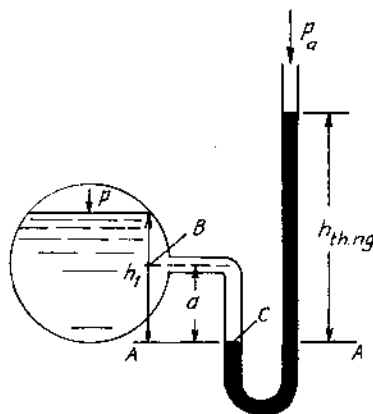
Áp suất tại điểm D bằng:

$$p_D = p_a + \rho_{th.ng} g h_{th.ng} - \rho g a \quad (2.35)$$

d) Áp kế vi sai: Đo hiệu số áp suất tại hai vị trí khác nhau. Cấu tạo áp kế vi sai gồm hai ống chữ U nối với nhau, trong có thuỷ ngân (hình 2.10).



Hình 2.7. Áp kế chất lỏng



Hình 2.8. Áp kế chữ U

Gọi p_1, p_2 là áp suất trong hai bình; h_1, h_2 là chiều cao cột chất lỏng trong nhánh bên trên cột thủy ngân; Δh là độ chênh lệch của cột thủy ngân.

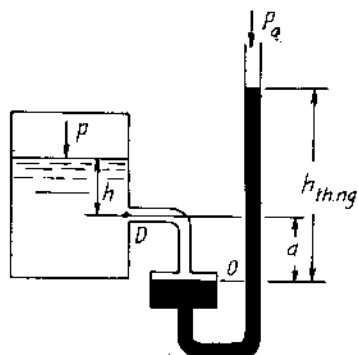
Lấy mặt phẳng qua mức thủy ngân ở ống bên trái là 00 làm mặt chuẩn so sánh, ta có:

$$p_1 - \rho g h_0 + \rho g h_1 = p_2 - \rho g h_0 + \rho g h_2 + \rho_{\text{th. ng}} g \cdot \Delta h \quad (2.36)$$

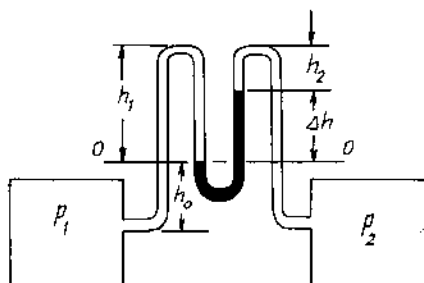
hay:
$$\Delta p = p_1 - p_2 = (\rho_{\text{th. ng}} - \rho) \Delta h \cdot g \quad (2.37)$$

Nếu chất lỏng trong hai bình có khối lượng riêng khác nhau thì ta phải dùng công thức:

$$\Delta p = p_1 - p_2 = \rho_{\text{th. ng}} g \cdot \Delta h - (\rho_1 h_1 - \rho_2 h_2) g \quad (2.38)$$



Hình 2.9. Áp kế kiểu chén



Hình 2.10. Áp kế vi sai

B. ĐỘNG LỰC HỌC CỦA CHẤT LỎNG

Động lực học của chất lỏng có nhiệm vụ chủ yếu là nghiên cứu các quy luật về chuyển động của chất lỏng, trước hết là nghiên cứu các đại lượng đặc trưng cơ bản cho chuyển động của chất lỏng như vận tốc của dòng và áp suất trong dòng, từ đó đưa ra những ứng dụng của chúng vào thực tế sản xuất.

2.5. KHÁI NIỆM VỀ ĐỘNG LỰC HỌC CỦA CHẤT LỎNG

2.5.1. Lưu lượng và vận tốc chuyển động của chất lỏng

Định nghĩa: "Lưu lượng của chất lỏng là lượng chất lỏng chảy qua một tiết diện ngang của ống dẫn trong một đơn vị thời gian".

Lưu lượng có thứ nguyên kg/s hoặc kg/h; nếu tính theo thể tích (còn gọi là lưu lượng thể tích) có thứ nguyên m³/s, l/s hoặc m³/h, v.v...

Chú ý: Lưu lượng chỉ được tính khi dòng chất lỏng đã choán đầy ống dẫn. Vận tốc của các phần tử chất lỏng trên tiết diện ngang của ống thì khác nhau. Ở tâm ống có vận tốc lớn nhất, càng gần thành ống vận tốc càng giảm và ở sát thành ống có vận tốc bằng không vì ma sát. Ngoài ra trong trường hợp dòng chảy không ổn định, vận tốc còn phụ thuộc vào thời gian, tức là:

$$w = f(x, y, z, t) \quad (2.39)$$

Khi tính toán người ta lấy vận tốc trung bình. Định nghĩa:

Vận tốc trung bình là vận tốc của chất lỏng chảy trong ống được tính bằng lượng thể tích chất lỏng chảy qua một đơn vị tiết diện trong một đơn vị thời gian:

$$w = \frac{v}{f}, \text{ m/s} \quad (2.40)$$

trong đó: v – lưu lượng thể tích chất lỏng, m^3/s ;
 f – tiết diện ống dẫn, m^2 .

Lưu lượng thể tích được tính:

$$V = w.f, \text{ m}^3 \quad (2.41)$$

Lưu lượng khối lượng bằng:

$$\dot{m} = V.\rho, \text{ kg/s} \quad (2.42)$$

với ρ – khối lượng riêng của chất lỏng, kg/m^3 .

Nếu biểu thị qua khối lượng m , ta có vận tốc khối lượng là:

$$w' = \frac{m}{f}, \text{ kg}/\text{m}^2.\text{s} \quad (2.43)$$

Vận tốc chất lỏng có ảnh hưởng đến trở lực đường ống. Vận tốc càng lớn trở lực càng tăng, do đó tổn năng lượng của bơm, quạt để vận chuyển chất lỏng, khí. Trái lại vận tốc bé, để đảm bảo lưu lượng cần đường kính ống lớn, nên làm tăng giá thành xây dựng. Do đó việc chọn vận tốc thích hợp có ý nghĩa kinh tế. Người ta đã đưa ra một số giá trị vận tốc giới hạn cho một vài trường hợp để tham khảo sau đây:

Chất lỏng giọt trong ống dẫn	< 3 m/s
Chất lỏng nhớt	0,5 đến 1 m/s
Chất lỏng giọt trong ống đẩy	1,5 đến 3 m/s

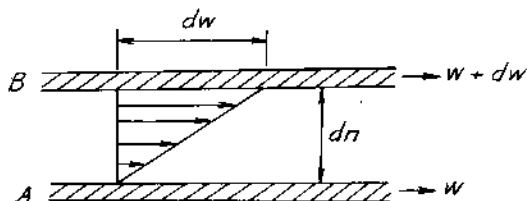
Khí và hơi ở áp suất thường	8 đến 15 m/s
Khí ở áp suất cao	15 đến 25 m/s
Hơi nước bão hoà	20 đến 40 m/s
Hơi nước quá nhiệt	30 đến 50 m/s

2.5.2. Độ nhớt và các yếu tố ảnh hưởng lên độ nhớt

2.5.2.1. Độ nhớt

Khi chất lỏng thực chuyển động sẽ xảy ra quá trình trượt giữa các lớp chất lỏng giống như hiện tượng ma sát, vì có lực ma sát trong. Lực ma sát này gây ra sức cản của chất lỏng đối với chuyển động tương đối của các phần tử chất lỏng. Tính chất này của chất lỏng thực được gọi là độ nhớt.

Ví dụ: Lớp A chuyển động với vận tốc w và lớp B chuyển động với vận tốc $w + dw$. Hai lớp chuyển động song song nhau, vận tốc tương đối của lớp sau so với lớp trước là dw , khoảng cách giữa hai lớp là dn (hình 2.11).



Hình 2.11. Nội ma sát

Theo định nghĩa của Newton về lực ma sát bên trong chất lỏng theo chiều dọc là: lực ma sát bên trong theo chiều dọc của chất lỏng chảy thành dòng song song nhau là lực xuất hiện khi các lớp chất lỏng trượt lên nhau sẽ:

- tỷ lệ thuận với gradient vận tốc;
- tỷ lệ thuận với bề mặt tiếp xúc giữa hai lớp;
- không phụ thuộc vào áp suất, chỉ phụ thuộc vào những tính chất vật lý của chất lỏng, do đó phụ thuộc vào nhiệt độ:

$$S = \mu F \frac{dw}{dn}, N \quad (2.44)$$

trong đó

S – lực ma sát bên trong chất lỏng, N;

F – diện tích mặt tiếp xúc giữa các lớp chất lỏng, m^2 ;

$\frac{dw}{dn}$ – gradient vận tốc;

μ – hệ số tỷ lệ phụ thuộc vào tính chất của chất lỏng, gọi là độ nhớt động lực, được tính:

$$\mu = \frac{S}{F} \cdot \frac{dn}{dw}, \text{ N.s/m}^2 \quad (2.45)$$

Đơn vị độ nhớt động lực được tính bằng lực là 1 N làm chuyển động hai lớp chất lỏng có diện tích tiếp xúc là 1 m², cách nhau 1 m với vận tốc 1 m/s.

Ngoài ra thứ nguyên của độ nhớt động lực được đo theo kg/m.s hoặc Poa (P), centipoa (cP).

Chúng có quan hệ như sau:

$$1 \text{ P} = 100 \text{ cP} = 0,1 \text{ N.s/m}^2 = 0,0102 \text{ kp.s/m}^2$$

$$1 \text{ N.s/m}^2 = 1 \text{ kg/m.s} = 10 \text{ P} = 1000 \text{ cP} = 0,102 \text{ kp.s/m}^2.$$

Nếu lập tỷ số của độ nhớt động lực với khối lượng riêng của chất lỏng gọi là hệ số độ nhớt hay độ nhớt động học, ký hiệu ν :

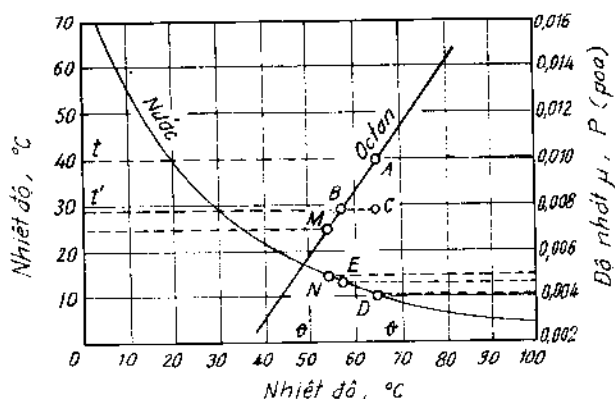
$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{\mu g}{\gamma}, \text{ m}^2/\text{s}$$

Đơn vị để đo độ nhớt động học là stôc (St) bằng 1 cm²/s. Quan hệ thứ nguyên là:

$$1 \text{ St} = 1 \text{ cm}^2/\text{s} = 100 \text{ cSt (centistôc)}.$$

2.5.2.2. Ảnh hưởng của nhiệt độ và áp suất đến độ nhớt

Vì độ nhớt phụ thuộc vào lực ma sát giữa các phân tử của chất lỏng khi chuyển động, nên phụ thuộc vào cấu tạo và sự phân bố giữa các phân tử. Do đó sự thay đổi nhiệt độ và áp suất có ảnh hưởng trực tiếp đến độ nhớt. Hình 2.12 biểu thị ảnh hưởng của nhiệt độ đến độ nhớt của nước và octan.



Hình 2.12. Quan hệ nhiệt độ - độ nhớt

Qua đồ thị ta thấy, trong giới hạn nhiệt độ thấp, khi nhiệt độ tăng thì:

– Với chất lỏng giọt độ nhớt giảm, và giảm nhanh ở giá trị độ nhớt lớn.

– Với chất khí thì độ nhớt tăng lên.

Sự thay đổi áp suất chỉ ảnh hưởng đến độ nhớt trong phạm vi áp lực cao, còn trong phạm vi áp lực nhỏ ảnh hưởng đó không đáng kể. Ví dụ, dầu biến thể ở 20°C có độ nhớt ở áp suất 3400 at gấp 6500 lần độ nhớt ở 1 at, nhưng ở áp suất 100 at thì nó chỉ tăng 10% so với ở áp suất 1 at. Vì vậy, trong phạm vi áp suất thấp có thể coi như độ nhớt không phụ thuộc vào áp suất. Riêng nước ở 24°C độ nhớt giảm chút ít khi áp suất tăng.

Để tính toán độ nhớt của chất lỏng phụ thuộc vào nhiệt độ, ta dùng công thức của Pavolôp:

$$\frac{t_1 - t_2}{\theta_1 - \theta_2} = K = \text{const} \quad (2.46)$$

trong đó t_1, t_2 – nhiệt độ mà tại đó chất lỏng A có độ nhớt là μ_1, μ_2 ;
 θ_1, θ_2 – nhiệt độ của chất lỏng tiêu chuẩn (bất kỳ) có cùng độ nhớt μ_1, μ_2 .

Như vậy, để tính độ nhớt của chất lỏng A ở nhiệt độ t_3 , ta chỉ cần xác định độ nhớt của chất lỏng tiêu chuẩn ở θ_3 , tức là:

$$\frac{t_3 - t_2}{\theta_3 - \theta_2} = K \text{ rút ra } \theta_3 = \frac{t_3 - t_2}{K} + \theta_2$$

Đối với các chất khí ta tính theo công thức:

$$\mu_t = \mu_0 \frac{273 + C}{T + C} \left(\frac{T}{273} \right)^{3/2} \quad (2.47)$$

trong đó μ_0 – độ nhớt ở 0°C ;

μ_t – độ nhớt ở $t^{\circ}\text{C}$;

T – nhiệt độ tuyệt đối ứng với t , tức $T = t + 273$.

C và μ_0 tra ở các sổ tay, tương ứng cho từng chất khí hoặc ở bảng (2.1).

Bảng 2.1. Hằng số C trong công thức (2.47)

Các chất khí	Hằng số C	Các chất khí	Hằng số C
Amoniac	626	Không khí	122
Benzen	380	Lưu huỳnh dioxyt	396
Carbon dioxyt	233	Metan	198
Carbon monooxyt	101	Nitơ	102
Clo	351	Nitơ dioxyt	312
Hơi nước	961	Nitơ oxyt	195
Hydro	83	Oxy	110

Đối với các chất hữu cơ tính độ nhớt theo công thức:

$$\lg(\lg \mu) = 1000 \cdot K \cdot \frac{\rho_g}{M} - 2,9 \quad (2.48)$$

trong đó μ – độ nhớt của chất hữu cơ lỏng ở áp suất khí quyển và 20°C, tính bằng milipoa, mP;

ρ – khối lượng riêng, kg/m³;

M – khối lượng phân tử;

K – hằng số vật chất, được tính:

$$K = \sum A \cdot n + \sum p \quad (2.49)$$

với A – số nguyên tử cùng tên trong phân tử chất lỏng;

n – trị số phân tử;

p – đại lượng điều chỉnh, phụ thuộc cấu tạo nguyên tử và các liên kết giữa chúng.

n và p được tra ở các sổ tay cho từng chất hữu cơ.

Đối với hỗn hợp lỏng, độ nhớt được tính:

$$\lg \mu_{hl} = m_1 \lg \mu_1 + m_2 \lg \mu_2 + \dots \quad (2.50)$$

trong đó μ_1, μ_2 – độ nhớt của các cấu tử trong hỗn hợp;

m_1, m_2 – thành phần của các cấu tử.

Đối với dung dịch tính theo công thức của A. I. Batechinski:

$$\mu_{dd} = \mu_{nc} (1 + 4,5\varphi) \quad (2.51)$$

với $\varphi < 10\%$ thì

$$\mu_{dd} = \mu_{nc} (1 + 2,5\varphi) \quad (2.51a)$$

trong đó μ_{nc} – độ nhớt của chất lỏng nguyên chất;

φ – nồng độ thể tích của pha rắn trong dung dịch.

Đối với hỗn hợp khí ta có công thức:

$$\frac{M_{hh}}{\mu_{hh}} = \frac{m_1 M_1}{\mu_1} + \frac{m_2 M_2}{\mu_2} + \dots \quad (2.52)$$

trong đó $M_{hh}, M_1, M_2, \dots$ – khối lượng mol của hỗn hợp và từng cấu tử;

$\mu_{hh}, \mu_1, \mu_2, \dots$ – độ nhớt của hỗn hợp và từng cấu tử;

$m_1, m_2, \dots$ – thành phần của cấu tử trong hỗn hợp.

Độ nhớt động học ν_{hh} của hỗn hợp khí được tính theo công thức:

$$\frac{1}{\nu_{hh}} = \frac{m_1}{\nu_1} + \frac{m_2}{\nu_2} + \dots \quad (2.53)$$

với $\nu_{hh}, \nu_1, \nu_2, \dots$ – độ nhớt động học của hỗn hợp và từng cấu tử;

$m_1, m_2, \dots$ – phần mol hoặc phần thể tích của cấu tử.

2.5.3. Sức căng bề mặt

Bề mặt chất lỏng được tập hợp bởi lớp các phân tử chất lỏng sát liền với lớp bề mặt tiếp xúc với môi trường xung quanh. Lớp phân tử này chịu lực hút phân tử ở các lớp bên trong lớn hơn lực hút môi trường xung quanh. Vì vậy trên bề mặt xuất hiện một áp lực theo phương pháp tuyến với bề mặt phân giới giữa chất lỏng và môi trường và hướng vào phía trong lòng chất lỏng. Do áp lực này mà chất lỏng có khuynh hướng thu hẹp bề mặt của nó, và để tạo ra bề mặt mới đòi hỏi phải tốn một công.

Công cần thiết để tạo ra một đơn vị bề mặt mới của chất lỏng gọi là sức căng bề mặt, ký hiệu σ . Đơn vị đo sức căng bề mặt là Newton trên mét:

$$[\sigma] = \left[\frac{\text{jun}}{\text{m}^2} \right] = \left[\frac{\text{N.m}}{\text{m}^2} \right] = \left[\frac{\text{N}}{\text{m}} \right]$$

hoặc
$$[\sigma] = \left[\frac{\text{ecgiơ}}{\text{cm}^2} \right] = \left[\frac{\text{dyn.cm}}{\text{cm}^2} \right] = \left[\frac{\text{dyn}}{\text{cm}} \right] \text{ (hệ CGS)}$$

hoặc
$$[\sigma] = \left[\frac{\text{kp.m}}{\text{m}^2} \right] = \left[\frac{\text{kp}}{\text{m}} \right] \text{ (hệ MKGS)}$$

Sức căng bề mặt phụ thuộc vào tính chất và nhiệt độ của chất lỏng.

2.5.4. Chất lỏng phi Newton

Với chất lỏng phi Newton lực ma sát trong của nó không tỷ lệ thuận với gradient vận tốc. Do đó khi chảy chúng không tuân theo định luật Newton.

Chất lỏng phi Newton được chia thành nhóm có những đặc điểm gần giống nhau như sau:

2.5.4.1. Chất lỏng dẻo

Là chất lỏng có gradient vận tốc phụ thuộc vào ứng suất ma sát không phải là hàm của thời gian. Nó chỉ chuyển động khi có sự tác động ban đầu của lực kéo đủ lớn để thắng lực nhớt và phá vỡ được cấu trúc dẻo, được đặc trưng bởi một ứng suất dẻo nào đó của nó. Chất lỏng dẻo thường gặp như huyền phù đặc, bột nhão hoặc quặng nung chảy.

2.5.4.2. Chất lỏng biến dạng

Là chất lỏng lưu biến thay đổi theo thời gian. Loại chất lỏng này có độ nhớt không chỉ phụ thuộc vào gradient vận tốc mà còn phụ thuộc vào thời gian tác động. Căn cứ vào sự thay đổi cấu trúc của lớp chất lỏng theo thời gian mà chia ra thành chất lỏng xúc biến và chất lỏng lưu ngưng.

Chất lỏng xúc biến là loại khi tăng thời gian tác động của lực kéo, cấu trúc của nó bị phá vỡ, làm dễ dàng cho sự chuyển động. Song nếu ngừng tác động của ngoại lực thì nó dần dần hồi phục lại trạng thái ban đầu và ngưng chảy. Loại chất lỏng này như sơn, sữa chua,... Khi ta khuấy trộn đều thì độ nhớt của chúng giảm đáng kể.

Chất lỏng lưu ngưng là loại không chịu tác động của lực. Vì vậy mà độ linh động của chúng sẽ giảm nhanh khi bị khuấy trộn mạnh, vì độ nhớt tăng, như các loại keo dán.

2.5.4.3. Chất lỏng đàn hồi

Là loại chất lỏng tăng độ linh động khi có tác động của lực bên ngoài, nhưng khi ngừng tác động thì chỉ một phần hình dạng cũ được khôi phục, giống như vật rắn đàn hồi kém. Chất lỏng đàn hồi gồm có bột nhão, bột chất dẻo, v.v..

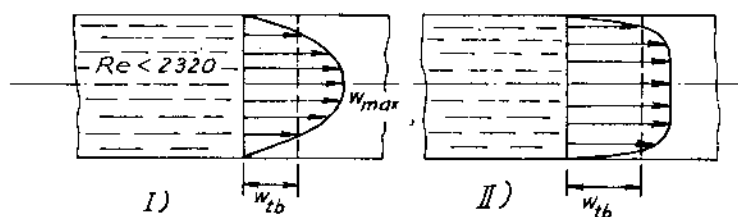
Tính chất lưu biến của chất lỏng phi Newton phụ thuộc vào gradient vận tốc và tác động bên ngoài để tạo ứng suất. Vì vậy nó có thể chuyển từ nhóm này sang nhóm khác hoặc chuyển sang dạng chất lỏng Newton, tuy nhiên độ nhớt của nó lớn hơn rất nhiều so với độ nhớt của nước.

2.6. CHẾ ĐỘ CHUYỂN ĐỘNG CỦA CHẤT LỎNG

2.6.1. Chảy dòng và chảy xoáy

Các phần tử chất lỏng chuyển động song song nhau theo đường thẳng với vận tốc chậm được gọi là chảy dòng. Ngược lại, nếu các phần tử chuyển động với vận tốc nhanh theo đường thẳng không thứ tự với các hướng khác nhau tạo thành một dòng rối được gọi là chảy xoáy.

Hình 2.13 chỉ ra profil chảy dòng (I) và profil chảy xoáy (II) của một chất lỏng chảy trong ống dẫn. Ở chế độ chảy dòng, giá trị chuẩn số $Re < 2320$ với vận tốc cực đại w_0 giữa tâm dòng, càng gần thành ống vận tốc càng giảm, và có giá trị 0 ở sát thành ống. Vì vậy, profil vận tốc là một parabol. Khi tính toán ta dùng vận tốc trung bình bằng một nửa vận tốc cực đại.



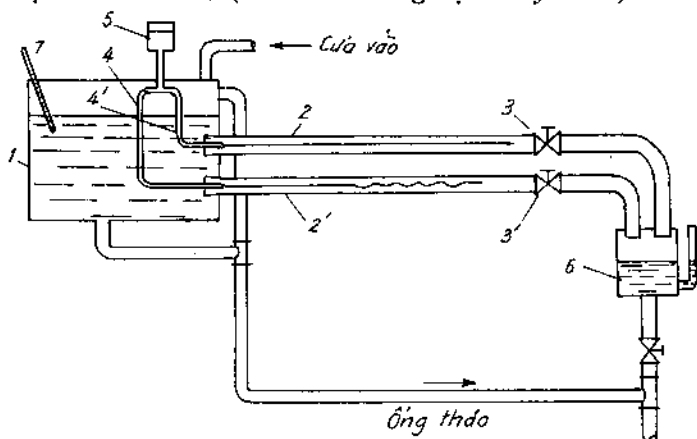
Hình 2.13.

I - Chảy dòng

II - Chảy xoáy

Khi vận tốc tăng lên, dòng chảy bị rối, nên xuất hiện dòng xoáy, các phần tử chuyển động với vận tốc thay đổi cả giá trị lẫn hướng tạo thành một parabol tù. Dọc thành ống có lớp biên. Ở lớp biên vận tốc giảm dần và bằng 0 ở sát thành ống. Trong lớp biên chất lỏng chảy dòng.

Dạng chuyển động của dòng được Reynolds nghiên cứu theo sơ đồ thí nghiệm ở hình 2.14 (xem bài thí nghiệm Reynolds).



Hình 2.14. Sơ đồ thí nghiệm

Reynolds:

1. bể chứa;

2-2'. ống thủy

tĩnh; 3. van;

4.4'. ống pha màu;

5. bình chứa màu

6. bình góp;

7. nhiệt kế

2.6.2. Bán kính thủy lực

Đường kính của ống và máng dẫn không phải tròn được gọi là bán kính thủy lực và được tính theo công thức:

$$r_{tl} = \frac{f}{U} \quad (2.54)$$

trong đó r_{tl} – bán kính thủy lực, m;
 f – tiết diện ống, m²;
 U – chu vi thấm ướt của ống, m.

Với ống tròn có đường kính d (m) và tiết diện $f = \frac{\pi d^2}{4}$ sẽ có chu vi thấm ướt:

$$U = \pi d \quad (2.55)$$

Và bán kính thủy lực:

$$r_{tl} = \frac{f}{U} = \frac{\frac{\pi d^2}{4}}{\pi d} = \frac{d}{4}$$

Hoặc đường kính tương đương:

$$d_{td} = d = 4r_{tl} \quad (2.55a)$$

Vậy đường kính tương đương được tính:

$$d_{td} = 4r_{tl} = \frac{4f}{U} \quad (2.56)$$

Đối với ống chữ nhật có dạng $a \times b$ ta có:

$$r_{tl} = \frac{f}{U} = \frac{ab}{2(a+b)} \quad (2.57a)$$

và

$$d_{td} = \frac{4f}{U} = 4r_{tl} = \frac{2ab}{a+b} \quad (2.57b)$$

2.6.3. Dòng ổn định và dòng không ổn định

Vì sự chuyển động của chất lỏng được đặc trưng bởi vận tốc chuyển động của các phần tử chất lỏng tại các điểm khác nhau, áp suất tại các độ sâu khác nhau và dạng của dòng là những đại lượng phụ thuộc vào vị trí và thay đổi theo thời gian, tức là hàm của tọa độ và thời gian, nên dòng chảy được phân biệt thành: dòng ổn định và dòng không ổn định.

Vậy ta có định nghĩa:

1) Dòng ổn định là dòng mà trong đó vận tốc, gia tốc, áp suất, độ sâu, v.v... không thay đổi theo thời gian mà chỉ phụ thuộc vào vị trí của điểm ta xét, tức là hàm của tọa độ:

$$\left. \begin{aligned} w &= f(x, y, z) \\ p &= f(x, y, z) \\ h &= f(x, y, z) \end{aligned} \right\} \quad (2.58)$$

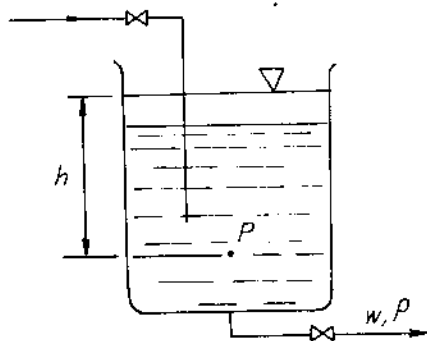
2) Dòng không ổn định là dòng mà trong đó tất cả các đại lượng như vận tốc, gia tốc, áp suất, chiều sâu, v.v... không những phụ thuộc vị trí mà còn phụ thuộc vào thời gian, nghĩa là hàm số của tọa độ và thời gian:

$$\left. \begin{aligned} w &= f(x, y, z, \tau) \\ p &= f(x, y, z, \tau) \\ h &= f(x, y, z, \tau) \end{aligned} \right\} \quad (2.59)$$

trong đó w – vận tốc chuyển động của chất lỏng, m/s;
 p – áp suất thủy động, N/cm²;
 h – độ sâu của dòng, m.

Ví dụ: Chất lỏng trong bình chứa được tháo ra trong điều kiện mức chất lỏng trong bình không đổi, thì độ sâu h , áp suất thủy động, vận tốc chảy chỉ phụ thuộc điểm ta xét mà không phụ thuộc thời gian, ta có dòng chảy ổn định.

Trái lại, chất lỏng tháo ra cùng với sự thay đổi của mức chất lỏng trong bình, thì độ sâu h , áp suất thủy động, vận tốc chảy cũng thay đổi theo. Nếu mức chất lỏng giảm dần thì các đại lượng trên cũng giảm theo. Khi đó ta có dòng chảy không ổn định.



Hình 2.15. Chất lỏng trong bình chứa

2.6.4. Phương trình dòng liên tục

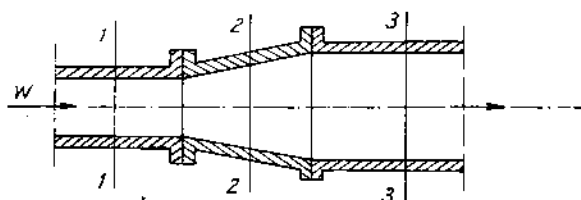
Khi chất lỏng chảy ổn định trong ống kín không bị rò rỉ qua thành ống hay chỗ nối ra ngoài với điều kiện:

– Chất lỏng thực tế không bị nén ép, ở nhiệt độ không đổi có khối lượng riêng không đổi.

– Chất lỏng chảy choán đầy ống, không bị đứt đoạn, không có bọt khí, được mô tả bởi phương trình dòng liên tục.

Lấy đoạn ống (hình 2.16) có tiết diện thay đổi 1-1, 2-2 và 3-3. Bên trong có chất lỏng chảy qua với vận tốc thay đổi, nhưng theo định luật bảo toàn vật chất thì: lượng chất lỏng chảy qua mỗi tiết diện cắt ngang của ống dẫn trong một đơn vị thời gian là một đại lượng không đổi.

Chất lỏng chảy qua đoạn ống ở các tiết diện 1-1, 2-2 và 3-3 là f_1 , f_2 và f_3 với khối lượng m_1 , m_2 và m_3 (kg/s), vận tốc w_1 , w_2 và w_3 và khối lượng riêng ρ_1 , ρ_2 và ρ_3 .



Hình 2.16. Dòng liên tục

Theo phương trình dòng liên tục:

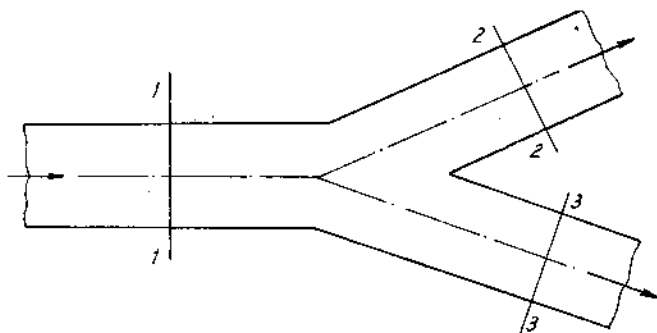
$$m_1 = m_2 = m_3 = \text{const} \quad (2.60)$$

hoặc:
$$f_1 w_1 \rho_1 = f_2 w_2 \rho_2 = f_3 w_3 \rho_3 = \text{const} \quad (2.61)$$

Nếu chất lỏng không bị nén ép có khối lượng riêng không thay đổi, tức $\rho_1 = \rho_2 = \rho_3$ thì phương trình (2.61) có dạng:

$$f_1 w_1 = f_2 w_2 = f_3 w_3 = \text{const} \quad (2.62)$$

Trong trường hợp ống có chia nhánh, lượng chất lỏng chảy qua ống chính trong một đơn vị thời gian bằng tổng lượng chất lỏng chảy trong các ống nhánh.



Hình 2.17. Ống chia nhánh

Ví dụ hình 2.17 biểu thị ống có chia nhánh. Lượng chất lỏng qua các tiết diện m_1 , m_2 và m_3 . Ta có:

$$m_1 = m_2 + m_3 \quad (2.63)$$

Tức là:
$$f_1 w_1 \rho_1 = f_2 w_2 \rho_2 + f_3 w_3 \rho_3 \quad (2.64)$$

Đối với dòng không ổn định thì các thông số vật lý của chất lỏng thay đổi theo thời gian, nên phương trình dòng liên tục được phát biểu:

Sự thay đổi khối lượng chất lỏng có trong một thể tích nhất định và chảy qua mỗi tiết diện của ống dẫn xảy ra chỉ nhờ sự thay đổi khối lượng riêng của chất lỏng trong thể tích đó.

Phương trình dòng liên tục trong trường hợp không ổn định biểu diễn bằng phương trình vi phân:

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w_z)}{\partial z} = 0 \quad (2.65)$$

Vậy, với dòng ổn định, ρ không phụ thuộc thời gian, tức $\frac{\partial \rho}{\partial \tau} = 0$; ta có:

$$\frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w_z)}{\partial z} = 0 \quad (2.65b)$$

Nếu chất lỏng không bị nén ép, khối lượng riêng chất lỏng không thay đổi trên toàn ống theo hướng dx , dy và dz , thì phương trình dòng liên tục có dạng:

$$\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} = 0 \quad (2.65c)$$

trong đó $\frac{\partial w_x}{\partial x}$, $\frac{\partial w_y}{\partial y}$ và $\frac{\partial w_z}{\partial z}$ - sự thay đổi vận tốc theo phương các trục tọa độ.

2.6.5. Tính lưu lượng trong ống dẫn

Dù chất lỏng chuyển động trong ống dẫn theo chế độ dòng hay xoáy, thì vận tốc ở tâm ống cũng lớn nhất và giảm dần ra đến thành ống dẫn. Vì vậy, lực ma sát xuất hiện khi chất lỏng chuyển động được biểu thị theo định luật Newton:

$$S = -\mu F \frac{dw_r}{dr}, \quad N \quad (2.66)$$

Mặt khác ở trạng thái dòng chảy ổn định thì có sự chênh lệch áp lực giữa các mặt cắt dọc theo ống:

$$\Delta P = P_1 - P_2 = \pi r^2 p_1 - \pi r^2 p_2, \text{ N} \quad (2.67)$$

trong đó p_1, p_2 - áp suất tại mặt cắt 1 và 2 của ống dẫn, N/m²;

P_1, P_2 - áp lực tại điểm 1 và 2, N.

Theo định luật về chuyển động ta có quan hệ cho chuyển động đều:

$$P_1 = P_2 + S$$

vậy
$$\Delta P = P_1 - P_2 = S$$

Tức là:
$$\pi r^2 p_1 - \pi r^2 p_2 = -\mu \cdot 2\pi l r \frac{dw}{dr}$$

Rút ra:
$$\frac{P_1 - P_2}{2\mu l} r dr = -dw_r \quad (2.68)$$

với w_r - vận tốc dòng chảy theo hướng bán kính, m;

l - khoảng cách giữa hai điểm cắt 1 và 2, m.

Lấy tích phân phương trình (2.68) ta được:

$$\frac{P_1 - P_2}{2\mu l} r^2 = -w_r + \text{const} \quad (2.69)$$

Biết rằng $r = R$ (bán kính ống dẫn), thì $w_r = 0$, nên hằng số tích phân sẽ là:

$$\text{const} = \frac{P_1 - P_2}{4\mu l} R^2$$

Thay hằng số tích phân vào phương trình (2.69) ta tính được vận tốc dòng chảy ở giá trị bán kính bất kỳ:

$$w_r = \frac{P_1 - P_2}{4\mu l} (R^2 - r^2), \text{ m/s} \quad (2.70)$$

Khi $r = 0$ thì vận tốc tại tâm ống là lớn nhất:

$$w_{\max} = \frac{(P_1 - P_2)}{4\mu l} R^2, \text{ m/s} \quad (2.71)$$

Kết hợp phương trình (2.70) và (2.71) ta có phương trình parabol phân bố vận tốc của chất lỏng chuyển động dòng trong ống dẫn theo phương bán kính như sau:

$$w_r = w_{\max} \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right] \quad (2.72)$$

Lưu lượng của chất lỏng chuyển động dòng trong ống dẫn được xác định dựa vào phương trình (2.72). Khi dòng chất lỏng chảy qua nguyên tố tiết diện df với lưu lượng dV , thì:

$$dV = w_r df = 2\pi r w_r dr$$

Vậy lưu lượng chảy qua tiết diện ống sẽ là:

$$V = \int_0^R w_r df = \int_0^R 2\pi r w_r dr = \frac{p_1 - p_2}{4\mu l} \int_0^R (R^2 - r^2) 2\pi r dr$$

$$V = \frac{p_1 - p_2}{8\mu l} \pi R^4, \text{ m}^3/\text{s} \quad (2.73)$$

Mặt khác, lưu lượng cũng được tính theo vận tốc trung bình của dòng chảy là:

$$V = \pi R^2 w_{tb}, \text{ m}^3/\text{s} \quad (2.73a)$$

Từ phương trình (2.73) và (2.73a) tính được vận tốc trung bình:

$$w_{tb} = \frac{p_1 - p_2}{8\mu l} R^2, \text{ m/s} \quad (2.74)$$

Như vậy trong trường hợp chảy dòng, vận tốc trung bình bằng một nửa vận tốc cực đại, tức $w_{tb} = w_{\max}/2$. Trong kỹ thuật người ta thường sử dụng đường kính ống $d = 2R$, nên lưu lượng dòng chảy được tính theo công thức:

$$V = \frac{\pi d^4 (p_1 - p_2)}{128\mu l}, \text{ m}^3/\text{s} \quad (2.75)$$

2.7. CÁC PHƯƠNG TRÌNH CƠ BẢN VỀ CHUYỂN ĐỘNG CỦA CHẤT LỎNG

Áp suất thủy động và vận tốc của các phần tử chất lỏng là những đặc trưng cơ bản của chất lỏng chuyển động. Để xác định những đại lượng này người ta thiết lập phương trình liên hệ giữa vận tốc, gia tốc với các lực tác dụng lên chất lỏng chuyển động.

2.7.1. Phương trình vi phân chuyển động của Euler

Để thiết lập phương trình cân bằng của chất lỏng chuyển động, Euler dựa vào cân bằng lực tác dụng lên mặt chiếu của nguyên tố lập phương dV theo toạ độ x, y, z .

Với chất lỏng lý tưởng, lực ma sát bằng không, nên khối bình hành chỉ chịu tác dụng của lực trọng lượng và áp lực theo các phương x, y, z là:

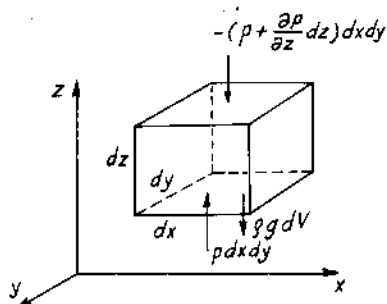
$$-\frac{\partial p}{\partial x}dV, -\frac{\partial p}{\partial y}dV \text{ và } -\left(\frac{\partial p}{\partial z} + \rho g\right)dV$$

và chuyển động với gia tốc $\frac{dw}{dt}$.

Cân bằng động của chất lỏng khi tổng hình chiếu các lực lên nguyên tố lập phương theo hướng x, y, z bằng không, tức là:

$$\left. \begin{aligned} \rho dV \cdot \frac{dw_x}{dt} + \frac{\partial p}{\partial x} dV &= 0 \\ \rho dV \cdot \frac{dw_y}{dt} + \frac{\partial p}{\partial y} dV &= 0 \\ \rho dV \cdot \frac{dw_z}{dt} + \left(\frac{\partial p}{\partial z} + \rho g\right) dV &= 0 \end{aligned} \right\} \quad (2.76)$$

$$\text{hoặc} \quad \left. \begin{aligned} \rho \frac{dw_x}{dt} + \frac{\partial p}{\partial x} &= 0 \\ \rho \frac{dw_y}{dt} + \frac{\partial p}{\partial y} &= 0 \\ \rho \frac{dw_z}{dt} + \frac{\partial p}{\partial z} &= 0 \end{aligned} \right\} \quad (2.76a)$$



Hình 2.18. Nguyên tố thể tích chất lỏng chuyển động

trong đó $\frac{dw_x}{dt}, \frac{dw_y}{dt}$ và $\frac{dw_z}{dt}$ – thành phần của gia tốc trên các trục toạ độ, đặc trưng sự thay đổi toàn phần của vận tốc theo thời gian $\frac{dw}{dt}$;

$\rho \frac{dw}{dt}$ – động năng của chất lỏng chuyển động.

Trong trường hợp dòng chảy ổn định, vận tốc không phụ thuộc vào thời gian mà chỉ thay đổi theo toạ độ, vì vậy sự thay đổi vận tốc theo hướng các trục toạ độ được tính:

$$dw_x = \frac{\partial w}{\partial x} dx; \quad dw_y = \frac{\partial w}{\partial y} dy; \quad dw_z = \frac{\partial w}{\partial z} dz$$

và gia tốc thành phần sẽ là:

$$\frac{dw_x}{dt} = \frac{\partial w}{\partial x} \cdot \frac{dx}{dt}; \quad \frac{dw_y}{dt} = \frac{\partial w}{\partial y} \cdot \frac{dy}{dt}; \quad \frac{dw_z}{dt} = \frac{\partial w}{\partial z} \cdot \frac{dz}{dt}$$

Vì đạo hàm của quỹ đạo theo thời gian chính là vận tốc, nên:

$$\frac{dx}{d\tau} = w_x; \quad \frac{dy}{d\tau} = w_y; \quad \frac{dz}{d\tau} = w_z$$

Vì vậy, phương trình (2.66) có dạng:

$$\left. \begin{aligned} \rho \frac{\partial w}{\partial x} w_x + \frac{\partial p}{\partial x} &= 0 \\ \rho \frac{\partial w}{\partial y} w_y + \frac{\partial p}{\partial y} &= 0 \\ \rho \frac{\partial w}{\partial z} w_z + \frac{\partial p}{\partial z} + \rho g &= 0 \end{aligned} \right\} \quad (2.76b)$$

Phương trình (2.76b) là phương trình vi phân chuyển động của chất lỏng lý tưởng trong trường hợp chảy ổn định và được gọi là phương trình vi phân chuyển động của Euler.

2.7.2. Phương trình Bernoulli

2.7.2.1. Thiết lập phương trình Bernoulli

Phương trình Bernoulli là biểu thức quan trọng nhất của động lực học chất lỏng. Nó là kết quả khi giải bằng phương pháp tích phân phương trình vi phân chuyển động của Euler.

Từ hệ phương trình vi phân (2.76) rút ra:

$$\left. \begin{aligned} w_x \frac{\partial w}{\partial x} &= -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} \\ w_y \frac{\partial w}{\partial y} &= -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial y} \\ w_z \frac{\partial w}{\partial z} &= -g - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial z} \end{aligned} \right\} \quad (2.77)$$

Nhân thêm hai vế của từng phương trình với cạnh tương ứng dx , dy và dz và cộng chúng lại ta được:

$$w_x \frac{\partial w}{\partial x} dx + w_y \frac{\partial w}{\partial y} dy + w_z \frac{\partial w}{\partial z} dz = -g dz - \frac{1}{\rho} \left(\frac{\partial p}{\partial x} dx + \frac{\partial p}{\partial y} dy + \frac{\partial p}{\partial z} dz \right) \quad (2.78)$$

Ta biết:

$$w dw = w_x \frac{\partial w}{\partial x} dx + w_y \frac{\partial w}{\partial y} dy + w_z \frac{\partial w}{\partial z} dz$$

Và

$$dp = \frac{\partial p}{\partial x} dx + \frac{\partial p}{\partial y} dy + \frac{\partial p}{\partial z} dz$$

đặc trưng cho vi phân toàn phần của áp suất và tích của vận tốc chuyển động với vi phân toàn phần (cho chất lỏng chuyển động ổn định). Do đó, phương trình (2.68) có dạng:

$$w dw = -\frac{dp}{\rho} - g dz \quad (2.78a)$$

Vi

$$w dw = d\left(\frac{w^2}{2}\right)$$

Rút ra

$$d\left(\frac{w^2}{2g}\right) = -dz - \frac{dp}{\rho g} \quad (2.78b)$$

Hay là:

$$d\left(\frac{w^2}{2g} + z + \frac{p}{\rho g}\right) = 0$$

có nghĩa:

$$\frac{w^2}{2g} + z + \frac{p}{\rho g} = \text{const} \quad (2.79)$$

Đây là phương trình Bernoulli cho chất lỏng lý tưởng chuyển động ổn định không có ma sát, nghĩa là không bị mất mát năng lượng.

Trong phương trình (2.79), z đặc trưng thế năng riêng hình học,

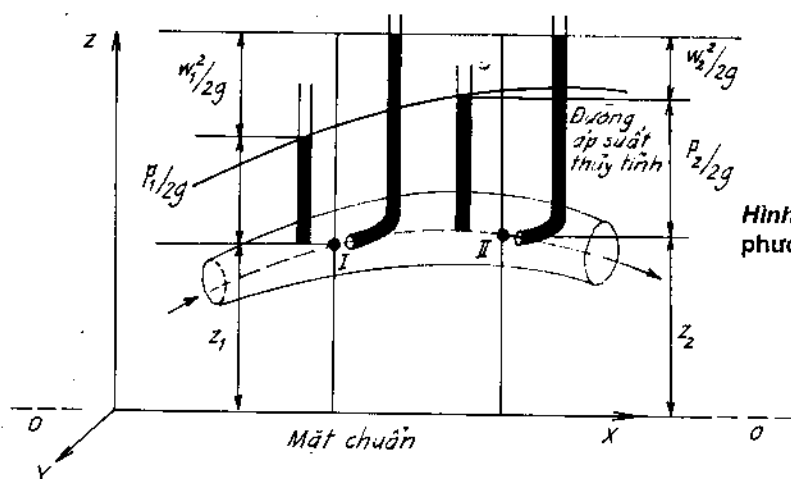
$\frac{p}{\rho g} = h_u$ đặc trưng chiều cao áp suất thủy tĩnh (hay chiều cao pezômét), còn gọi là thế năng riêng áp suất và $\frac{w^2}{2g} = h_d$ đặc trưng thế năng riêng vận tốc hay thế năng riêng động lực, biểu thị động năng của chất lỏng chuyển động; đều có thứ nguyên mét. Có thể biểu thị:

$$H_{tp} = z + \frac{p}{\rho g} + \frac{w^2}{2g} = \text{const} \quad (2.80)$$

Vậy, năng lượng riêng toàn phần của chất lỏng lý tưởng chuyển động, ổn định bằng tổng của thế năng riêng hình học, thế năng riêng áp suất và động năng, và là một đại lượng không đổi.

Trong chuyển động từng năng lượng riêng có thể biến đổi nhưng tổng của chúng luôn luôn là hằng số. Ví dụ, chất lỏng chảy qua ống dẫn có tiết diện thay đổi (hình 2.19) qua các điểm I và II ta viết phương trình Bernoulli theo mặt chuẩn so sánh 0-0 như sau:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} = \text{const} \quad (2.81)$$



Hình 2.19. Biểu diễn phương trình Bernoulli

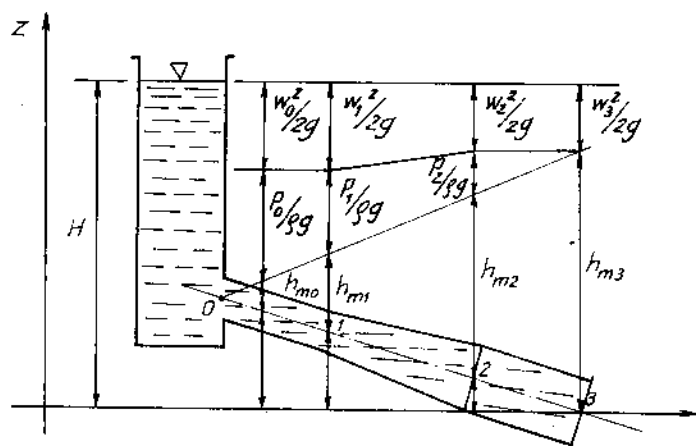
Thừa số thứ nhất z đặc trưng khoảng cách giữa điểm đo với mặt chuẩn; thừa số thứ hai là $\frac{P}{\rho g}$ được đo bằng ống pezômét, còn thừa số thứ ba được đo bằng ống pitôporan.

Trong thực tế ta thường gặp chất lỏng thực, nên khi chuyển động xuất hiện lực ma sát do độ nhớt của chất lỏng, do đặc trưng của chuyển động và do ma sát với thành ống gây ra làm cản trở chuyển động của chất lỏng, làm tiêu tốn một phần năng lượng. Do đó, để thắng trở lực này chất lỏng phải tiêu tốn thêm một phần năng lượng có trong nó. Trong trường hợp này phương trình Bernoulli có dạng:

$$\frac{w^2}{2g} + \frac{P}{\rho g} + z + h_m = \text{const} \quad (2.82)$$

Trong phương trình (2.82) có thêm thành phần h_m là năng lượng mất mát hoặc thế năng riêng tổn thất. Nên đối với chất lỏng thực phương trình Bernoulli được phát biểu:

Đối với một tiết diện bất kỳ của ống dẫn trong đó chất lỏng thực chảy qua khi chế độ chảy ổn định thì tổng của thế năng riêng vận tốc, thế năng riêng áp suất, thế năng riêng hình học và thế năng riêng mất mát là một đại lượng không đổi.



Hình 2.20.
Biểu diễn phương
trình Bernoulli cho
chất lỏng thực

Hình 2.20 ứng dụng phương trình Bernoulli cho chất lỏng thực chuyển động trong ống xiên có tiết diện thay đổi. Khi chảy ổn định tổng thế năng riêng thủy động lực H giữ nguyên không đổi. Thế năng riêng vận tốc thay đổi theo tiết diện ống, khi tăng tiết diện thì vận tốc giảm, do đó thế năng riêng vận tốc cũng giảm theo. Thế năng riêng áp suất có giá trị lớn nhất ở đầu ống dẫn, còn ở đầu cùng ống thì bằng không (vì ở đây có giá trị bằng áp suất khí quyển). Tại điểm 3 (hình 2.20) thế năng riêng toàn phần bằng tổng của thế năng riêng vận tốc và thế năng riêng mất mát:

$$H = \frac{w^2}{2g} + h_m \quad (2.83)$$

2.7.2.2. Ứng dụng phương trình Bernoulli

Phương trình Bernoulli được ứng dụng rộng rãi trong thực tế. Dựa vào phương trình Bernoulli người ta đã chế tạo ra các dụng cụ đo vận tốc và lưu lượng chất lỏng, khí chảy trong ống dẫn hoặc tính toán lưu lượng chất lỏng chảy từ bình chứa ra ngoài hoặc từ ngoài vào bình chứa, v.v...

a) Các dụng cụ đo vận tốc và lưu lượng chất lỏng chảy trong ống dẫn

Ta biết, áp suất của dòng chất lỏng chảy trong ống dẫn p sẽ bằng tổng của áp suất thủy tĩnh và áp suất thủy động:

$$p = p_{tt} + \frac{\rho w^2}{2} \quad (2.84)$$

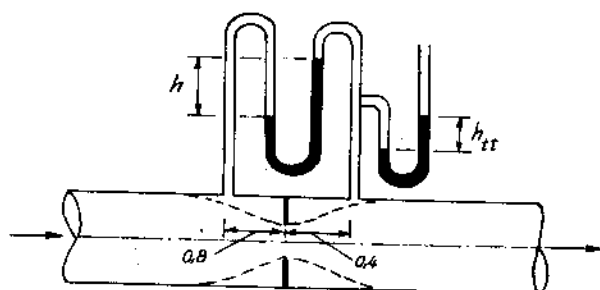
Do đó, dựa vào phương trình (2.84) có thể tính được vận tốc của dòng chất lỏng. Nếu biết đường kính ống dẫn ta dễ dàng xác định lưu lượng chất lỏng chảy trong ống. Dựa vào nguyên tắc này người ta chế tạo các dụng cụ đo áp suất, vận tốc và lưu lượng.

• **Áp kế**

Áp kế dùng để đo hiệu số áp suất giữa trong và ngoài thiết bị. Tùy theo giới hạn áp suất ta chia làm hai loại:

- Chân không kế để đo áp suất nhỏ hơn 1 at, còn gọi áp kế chân không.
- Áp kế để đo áp suất dư.

Về cấu tạo được chia thành áp kế chất lỏng và áp kế lò xo. Áp kế chất lỏng được ứng dụng định luật Bernoulli, nên ta nghiên cứu nó. Áp kế chất lỏng cũng được chia thành nhiều loại: áp kế chữ U hay ống pezômét để đo áp suất chất lỏng hay khí trong bình chứa (đã nghiên cứu ở phần thủy tĩnh học). Áp kế vi phân để đo áp suất động lực của dòng chảy. Loại này có hai kiểu: Để đo áp suất chung ta dùng một nhánh đặt ở tâm dòng chảy, còn nhánh kia đo áp suất tĩnh đặt cùng một tiết diện ống. Nếu dùng cả hai nhánh đo áp suất thủy tĩnh ở hai tiết diện ống khác nhau để tính hiệu số xác định áp suất động lực (hình 2.21).



Hình 2.21. Áp kế vi phân

Áp suất động lực tại điểm ta đo được tính theo công thức:

$$\frac{\rho w^2}{2} = \rho g h = p_d = \frac{h_M (\rho_M - \rho_0) g}{1000}, \text{ N/m}^2 \quad (2.85)$$

hoặc

$$\frac{w^2}{2g} = h = \frac{h_M (\rho_M - \rho_0)}{1000 \rho}, \text{ m} \quad (2.86)$$

trong đó h_M – chiều cao cột chất lỏng trong ống manômet, mm;

ρ_M – khối lượng riêng chất lỏng chứa trong ống manômet,
kg/m³;

ρ_0 – khối lượng riêng của môi trường có bên trên chất lỏng
trong ống manômet, kg/m³;

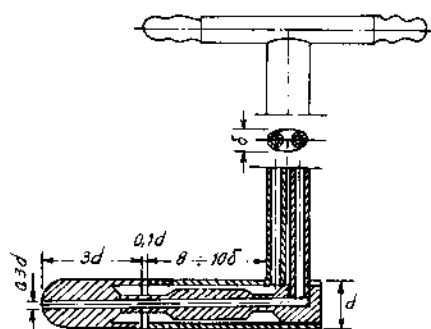
ρ – khối lượng riêng của chất lỏng chảy trong ống dẫn,
kg/m³;

w – vận tốc dòng chảy trong ống, m/s.

Dựa vào phương trình (2.85) và (2.86) ta dễ dàng tính được vận tốc và lưu lượng của chất lỏng chảy trong ống dẫn.

• Ống pitôporan

Ống pitôporan có cấu tạo gồm hai ống đồng tâm. Ống trong có lỗ ở tâm và đo áp suất chung, còn ống ngoài có lỗ ở cạnh đo áp suất thuỷ tĩnh. Hai ống này nối với áp kế vi phân. Mức chênh lệch cột chất lỏng trên áp kế vi phân cho ta áp suất động lực tại vị trí đo (hình 2.22).



Hình 2.22. Ống pitôporan

Nếu đặt ống pitôporan ở tâm ống dẫn ta sẽ đo được vận tốc cực đại. Lưu lượng được xác định theo công thức:

$$V = \frac{\pi d^2}{4} \varphi \sqrt{2gh} \text{ , m}^3/\text{s} \quad (2.87)$$

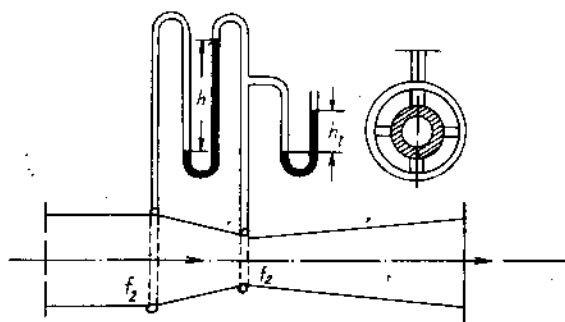
với d – đường kính của ống dẫn, m;
 h – thế năng riêng động lực, mức chênh lệch cột chất lỏng ở áp kế vi phân, m;
 φ – hệ số biểu thị tỷ lệ giữa vận tốc trung bình và vận tốc cực đại của dòng, đối với chảy dòng lấy $\varphi = 0,5$, chảy xoáy $\varphi = 0,5 \div 0,82$.

Ống pitôporan được dùng để đo áp suất động lực khi vận tốc dòng chảy không quá 5 m/s.

• Ống venturi, màng chắn và ống loa

Được dùng để đo lưu lượng theo độ chênh lệch áp suất của dòng chảy trong ống. Khi áp suất thay đổi đột ngột trong ống ở chỗ thu hẹp của dòng làm vận tốc thay đổi, một phần áp suất thủy tĩnh của dòng chuyển thành áp suất động lực.

Ống venturi có cấu tạo thắt dần rồi tăng dần đến kích thước ban đầu (hình 2.23). Nhờ sự thay đổi đều như vậy, nên tổn thất áp suất không vượt quá 15% độ chênh lệch áp suất chung.



Hình 2.23. Ống venturi

Lưu lượng chất lỏng chảy qua ống được xác định trên cơ sở của phương trình lưu lượng và phương trình Bernoulli.

Phương trình Bernoulli ở hai mặt cắt f_1 và f_2 được viết:

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

hoặc

$$h = \frac{p_1 - p_2}{\rho g} = \frac{w_2^2 - w_1^2}{2g} \quad (2.88)$$

Mặt khác, theo phương trình dòng liên tục thì:

$$w_1^2 = w_2^2 \left(\frac{f_2}{f_1} \right)^2$$

Nếu dùng màng chắn, thì:

$$w_1^2 = w_2^2 \varepsilon^2 \left(\frac{f_2}{f_1} \right)^2 = w_2^2 \varepsilon^2 \left(\frac{d_2}{d_1} \right)^4$$

trong đó $\frac{p_1}{\rho g}, \frac{p_2}{\rho g}$ – thế năng riêng tĩnh học ở mặt cắt f_1, f_2 ;
 $\frac{w_1^2}{2g}, \frac{w_2^2}{2g}$ – thế năng riêng vận tốc ở các mặt cắt f_1, f_2 ;

ρ – khối lượng riêng chất lỏng chảy trong ống;

ε – hệ số điều chỉnh phụ thuộc vào cấu tạo của màng chắn tại mặt cắt f_2 ;

d_2 – đường kính lỗ màng chắn.

Thay giá trị của w_1 vào phương trình (2.88) ta được:

$$h = \frac{w_2^2}{2g} \left[1 + \varepsilon^2 \left(\frac{d_2}{d_1} \right)^4 \right] \quad (2.89)$$

Rút ra

$$w_2 = \sqrt{\frac{2gh}{1 + \varepsilon^2 \left(\frac{d_2}{d_1} \right)^4}}$$

Tỷ số $\frac{d_2}{d_1}$ trong thực tế thường gấp bằng $\frac{1}{4}$ đến $\frac{1}{3}$, nên tỷ số $\left(\frac{d_2}{d_1} \right)^4$ gần

bằng không, có thể bỏ qua. Do đó:

$$w_2 = \sqrt{2gh} \quad (2.90)$$

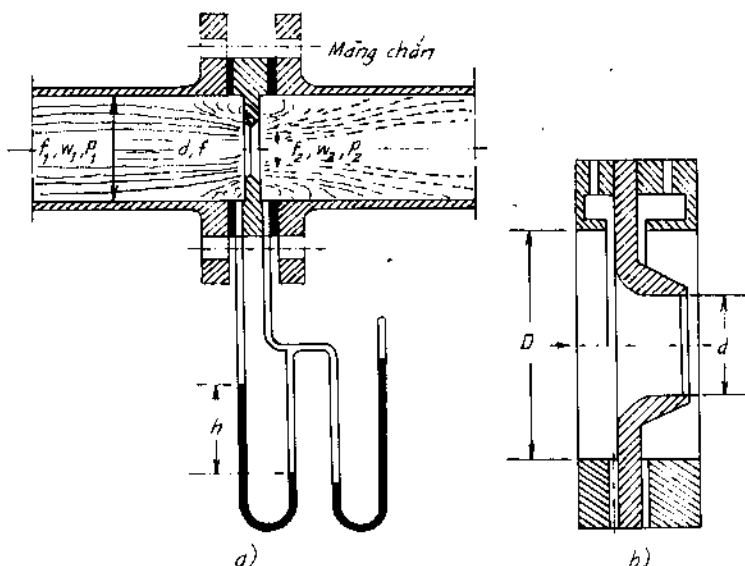
Lưu lượng chất lỏng chảy trong ống được tính:

$$V = \mu \frac{\pi d^2}{4} \sqrt{2gh}, \text{ m}^3/\text{s} \quad (2.91)$$

với μ – hệ số lưu lượng có tính cả ma sát của lỗ màng chắn và hiện tượng thất dòng khi chất lỏng chảy qua;

h – thế năng riêng động lực tính bằng mét cột chất lỏng chảy qua.

Màng chắn và ống loa có cấu tạo bằng đĩa mỏng có lỗ hình tròn. Tâm lỗ nằm trùng trục ống, còn đoạn ống loa là đoạn ống có tiết diện nhỏ hơn tiết diện ống dẫn, lối vào có hình cong đều và lối ra là hình trụ (hình 2.24).



Hình 2.24. a) Màng chắn; b) Ống loa

Những dụng cụ màng chắn, ống loa đặt nối tiếp giữa hai đoạn ống dẫn làm cho dòng chất lỏng khi chảy qua bị thất dòng rất nhiều và đột ngột, nên vận tốc dòng chảy tăng lên, làm giảm áp suất tĩnh học và tăng áp suất động lực. Tiến hành đo chênh lệch áp suất tĩnh học trước và sau màng chắn hoặc ống loa bằng một áp kế vi phân rồi từ đó xác định vận tốc và lưu lượng dòng chảy.

b) Sự chảy của chất lỏng

- Tính vận tốc và lưu lượng của chất lỏng chảy qua lỗ hình khi mực chất lỏng trong bình không đổi. Ta phân biệt hai trường hợp lỗ ở đáy bình (hình 2.25b) và lỗ ở thân bình (hình 2.25a).

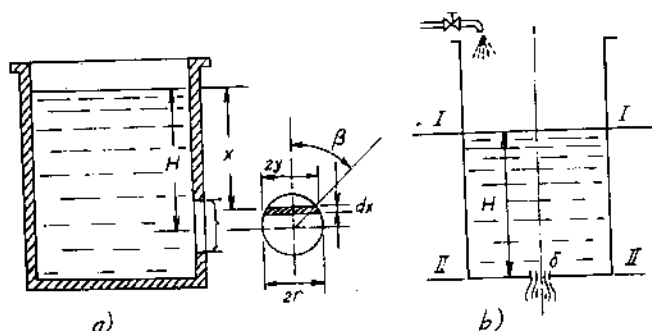
Giả dụ mực chất lỏng trong bình có chiều cao $H = \text{const}$. Ta viết phương trình Bernoulli cho hai mặt I-I và II-II như ở hình 2.25b.

Tại mặt I-I có thế năng riêng hình học $z_1 = H$, còn ở mặt II-II thì $z_2 = 0$. Bình để hở và chất lỏng chảy qua lỗ thông với khí quyển nên $p_1 = p_2 = p_k$ (áp suất khí quyển). Vận tốc trung bình rất nhỏ so với vận tốc qua lỗ, tức coi $w_1 \approx 0$. Khi đó toàn bộ thế năng riêng hình học H được tiêu thụ để tạo ra vận tốc w_2 của chất lỏng chảy qua lỗ, và để thắng trở lực ở lỗ. Nếu coi chất lỏng là lý tưởng thì trở lực bằng không, nên:

$$H = \frac{w_2^2}{2g}, \text{ m} \quad (2.92)$$

Rút ra:

$$w_2 = \sqrt{2gH}, \text{ m/s} \quad (2.93)$$



Hình 2.25. Sự chảy của chất lỏng qua lỗ bình chứa

Trong thực tế chỉ có chất lỏng thực, nên luôn tồn tại trở lực. Ngoài ra khi chất lỏng chảy qua lỗ bình do lực quán tính của các phần tử chất lỏng mà dòng chảy bị thất lại, tiết diện của dòng sẽ nhỏ hơn của lỗ. Tỷ lệ giữa tiết diện dòng và lỗ gọi là hệ số thất dòng ϵ , tức:

$$\epsilon = \frac{f_{th}}{f} \quad (2.94)$$

Trở lực khi chất lỏng chảy qua lỗ được tính:

$$h_m = \xi \frac{w_2^2}{2g}$$

với ξ – hệ số trở lực (sẽ nói rõ ở mục đường ống).

Trong trường hợp này phương trình Bernoulli có dạng chung:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} + h_m \quad (2.95)$$

Theo hình (2.25b), vì $w_1 = 0$; $z_1 = H$; $z_2 = 0$, nên từ phương trình (2.95) rút ra:

$$w_2 = \frac{1}{\sqrt{1+\xi}} \sqrt{2g \left(H + \frac{p_1 - p_2}{\rho g} \right)} \quad (2.96)$$

Khi $p_1 = p_2$ ta có:

$$w_2 = \frac{1}{\sqrt{1+\xi}} \sqrt{2gH} = \phi \sqrt{2gH} \quad (2.97)$$

Đặt $\varphi = \frac{1}{\sqrt{1+\xi}}$ và gọi là hệ số vận tốc, đặc trưng tỷ lệ giữa vận tốc thực của dòng ứng với chỗ dòng bị thất với vận tốc lý thuyết.

Lưu lượng dòng chất lỏng chảy qua lỗ được tính:

$$V = f_{th} w_2 = \varepsilon \varphi f \sqrt{2gH}, \text{ m}^3 \quad (2.98)$$

trong đó f_{th} – tiết diện dòng thất, m^2 ;
 f – tiết diện lỗ tháo, m^2 .

Nếu gọi μ là hệ số lưu lượng, ta có:

$$\mu = \varepsilon \varphi$$

$$\text{Rút ra} \quad V = \mu f \sqrt{2gH}, \text{ m}^3 \quad (2.99)$$

Khi chất lỏng chảy qua lỗ ở thành bình (hình 2.25a), thế năng riêng thay đổi dọc theo tiết diện lỗ, do đó phương trình lưu lượng chỉ có thể biểu diễn ở dạng vi phân:

$$dV = \mu \sqrt{2gx} \cdot 2y dx \quad (2.100)$$

Phương trình (2.100) thể hiện sự thay đổi lưu lượng trong nguyên tố tiết diện theo chiều cao dx . Nếu tiết diện tròn có bán kính r và tâm của lỗ nằm cách một khoảng H và các đại lượng x, y trong phương trình (2.100) được biểu thị qua các hàm số lượng giác tương ứng với nửa cung y của góc β thì tích phân phương trình ta có:

$$V = \mu f \sqrt{2gH}, \text{ m}^3/\text{s} \quad (2.101)$$

Các hệ số thất dòng, hệ số vận tốc và hệ số lưu lượng phụ thuộc vào nhiều yếu tố, song chủ yếu là sự tương quan của vị trí lỗ trên thành với đáy bình và chế độ chảy của chất lỏng qua lỗ, tức chuẩn số Re . Khoảng cách từ đáy bình đến lỗ có ảnh hưởng nhiều đến độ thất dòng. Nếu khoảng cách này lớn hơn ba lần đường kính lỗ, ta có hiện tượng thất dòng hoàn toàn, khi đó có thể chấp nhận các hệ số trên như sau (cho chảy xoáy):

$$\varepsilon = 0,63 + 0,64; \xi = 0,06; \varphi = 0,97; \mu = 0,62$$

Nếu lỗ nằm sát đáy, ta có thất dòng một phần và hệ số thất dòng lớn hơn nên lưu lượng cũng lớn hơn.

Sự phụ thuộc của μ vào Re theo các công thức sau:

Khi $Re < 25$, có $\mu = \frac{25}{Re}$

$$25 < Re < 300, \mu = \frac{Re}{1,5 + 1,4Re}$$

$$300 < Re < 10^4, \mu = 0,592 + \frac{0,27}{Re^{0,25}}$$

$$Re > 10^4, \mu = 0,592 + \frac{5,5}{Re}$$

• Sự chảy qua lỗ bình khi mức chất lỏng thay đổi

Trong trường hợp này thế năng riêng của chất lỏng giảm dần theo thời gian cùng với sự giảm của mức chất lỏng trong bình. Do đó vận tốc chảy cũng giảm theo làm cho thể tích chất lỏng chảy được trong cùng thời gian bé hơn trường hợp có mức chất lỏng cố định.

Giả sử chất lỏng được chứa trong bình lúc đầu ở mức H_1 . Chất lỏng chảy qua lỗ ở đây có tiết diện f (hình 2.26) sau thời gian τ đạt mức H_2 .

Phương trình vi phân biểu diễn quá trình chảy:

$$-f_0 dH = \mu f w_0 d\tau \quad (2.102)$$

$$\text{rút ra: } d\tau = \frac{-f_0 dH}{\mu f w_0} \quad (2.103)$$

Vận tốc chảy tại thời điểm bất kỳ:

$$w_0 = \sqrt{2gH}$$

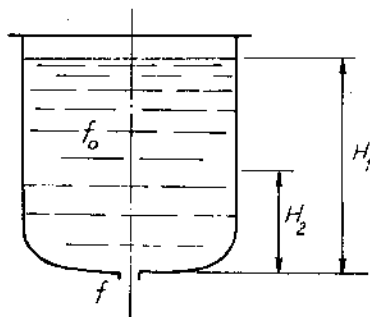
với H - mức chất lỏng trong bình tại thời điểm bất kỳ.

Thời gian cần thiết để chất lỏng trong bình chảy hết:

$$\tau = -\frac{1}{\mu f \sqrt{2g}} \int_{H_1}^0 \frac{f_0 dH}{\sqrt{H}} = \frac{1}{\mu f \sqrt{2g}} \int_0^{H_1} f_0 H^{-\frac{1}{2}} dH \quad (2.104)$$

Với bình có tiết diện f_0 không đổi, phương trình (2.104) có thể viết:

$$\tau = \frac{2f_0 \sqrt{H_1}}{\mu f \sqrt{2g}}, \text{ s} \quad (2.105)$$



Hình 2.26. Sự chảy qua lỗ khi mực chất lỏng thay đổi

Thời gian để chất lỏng chảy từ mức H_1 đến mức H_2 sẽ là:

$$\tau = \frac{2f_0}{\mu f \sqrt{2g}} (\sqrt{H_1} - \sqrt{H_2}), \text{ s} \quad (2.106)$$

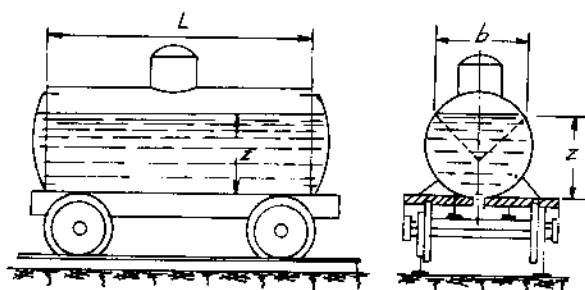
Trường hợp bình chứa có tiết diện thay đổi, như thùng xe hình nón hoặc hình cầu (hình 2.27), thì phương trình (2.104) với giá trị cụ thể của f_0 dạng hình trụ nằm ngang như sau:

$$f_0 = LB = L2R \sin \theta = 2L\sqrt{2Rz - z^2} \quad (2.107)$$

Tích phân trong giới hạn 0 đến $2R$ ta được:

$$\tau = \frac{8LR\sqrt{R}}{3\mu f \sqrt{g}}, \text{ s} \quad (2.108)$$

trong đó L – chiều dài thùng chứa, m;
 R – bán kính thùng, m;
 z – mức chất lỏng trong thùng, m.



Hình 2.27. Thùng chứa có tiết diện thay đổi

• Sự chảy của chất lỏng qua cửa tràn

Khi dòng chất lỏng chảy tràn qua tường ngăn xảy ra hai trường hợp:

– $H_{tr} > h$, mức chất lỏng bên dưới cửa tràn, không ảnh hưởng đến sự chảy của chất lỏng qua cửa tràn và gọi cửa tràn không bị chìm.

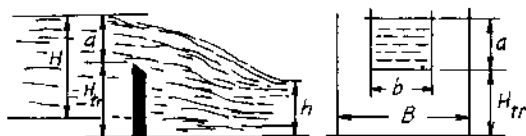
– $H_{tr} < h$, mức chất lỏng bên dưới cửa tràn có ảnh hưởng đến sự chảy và gọi cửa tràn bị chìm.

Lưu lượng chất lỏng chảy qua cửa tràn được tính:

$$V = \mu b H \sqrt{2gH}, \text{ m}^3/\text{s} \quad (2.109)$$

trong đó H_{tr} – chiều cao cửa tràn, m;

h - chiều cao
mức chất lỏng
sau cửa tràn, m;
 b - chiều rộng
hay chu vi của
cửa tràn, m;



Hình 2.28. Chảy qua cửa tràn

H - chiều cao thế năng riêng của chất lỏng, m.

2.7.3. Phương trình Navier - Stockes

Chất lỏng thực khi chuyển động ngoài trọng lực và áp suất còn chịu tác động của lực ma sát, lực kéo và lực nén. Khi đó tổng hợp lực lên nguyên tố chất lỏng đang chuyển động theo các hướng như sau:

- Với chất lỏng không chịu nén ép:

$$\left. \begin{aligned} \rho \frac{dw_x}{d\tau} &= -\frac{\partial p}{\partial x} + \mu \nabla^2 w_x \\ \rho \frac{dw_y}{d\tau} &= -\frac{\partial p}{\partial y} + \mu \nabla^2 w_y \\ \rho \frac{dw_z}{d\tau} &= -\frac{\partial p}{\partial z} - \rho g + \mu \nabla^2 w_z \end{aligned} \right\} \quad (2.110)$$

Với chất lỏng chịu nén ép phương trình Navier - Stockes có thêm số hạng biểu thị lực nén, nên có dạng:

$$\left. \begin{aligned} \rho \frac{dw_x}{d\tau} &= -\frac{\partial p}{\partial x} + \mu \left(\nabla^2 w_x + \frac{1}{3} \frac{\partial \theta}{\partial x} \right) \\ \rho \frac{dw_y}{d\tau} &= -\frac{\partial p}{\partial y} + \mu \left(\nabla^2 w_y + \frac{1}{3} \frac{\partial \theta}{\partial y} \right) \\ \rho \frac{dw_z}{d\tau} &= -\frac{\partial p}{\partial z} - \rho g + \mu \left(\nabla^2 w_z + \frac{1}{3} \frac{\partial \theta}{\partial z} \right) \end{aligned} \right\} \quad (2.111)$$

Phương trình Navier - Stockes cho thấy, ở vế trái có tích của khối lượng riêng ρ với gia tốc $\frac{dw}{d\tau}$, biểu thị tác động của lực quán tính xuất hiện khi chất lỏng chuyển động. Ở vế phải có các thừa số ρg đặc trưng trọng lực, $\frac{\partial p}{\partial x}$; $\frac{\partial p}{\partial y}$ và $\frac{\partial p}{\partial z}$ đặc trưng áp suất và thừa số còn lại đặc trưng lực ma sát, lực

kéo và lực nén. Các ký hiệu $\nabla^2 w_x$, $\nabla^2 w_y$, và $\nabla^2 w_z$ là đạo hàm bậc hai của vận tốc theo các trục tọa độ, ví dụ ở trục x :

$$\nabla^2 w_x = \frac{\partial^2 w_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w_x}{\partial z^2} \text{ là toán tử Laplace của } w_x.$$

Các đạo hàm riêng phần $\frac{\partial p}{\partial x}$, $\frac{\partial p}{\partial y}$, $\frac{\partial p}{\partial z}$ biểu thị sự biến đổi của vận tốc

theo các trục tọa độ có liên quan đến tác dụng của lực nén và lực kéo phát sinh khi chất lỏng chảy, do đó:

$$\theta = \frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} = \text{div}.w$$

là độ phân tán của vectơ vận tốc theo các hướng của trục tọa độ. Tích số của đạo hàm này với độ nhớt thể hiện lực kéo và sức nén của chất lỏng ứng với 1 m^3 chất lỏng. Vì vậy, khi độ nhớt $\mu = 0$ (chất lỏng lý tưởng) thì nó có dạng phương trình vi phân chuyển động của Euler.

Theo toán học những hiện tượng chuyển động của chất lỏng thực sẽ được diễn tả đầy đủ, nếu thêm vào phương trình Navier – Stokes phương trình dòng liên tục, thì trong hệ thống phương trình sẽ bao gồm tất cả các yếu tố có ảnh hưởng tới chuyển động của chất lỏng thực.

Vì phương trình Navier – Stokes quá phức tạp nên không thể giải được ở dạng toàn phương mà chỉ ở một vài trường hợp đặc biệt với số điều kiện ban đầu nhất định. Trong thực tế phương trình Navier - Stokes chỉ được sử dụng khi đã cho phép đơn giản nó hoặc dùng để biến đổi đồng dạng nhằm rút ra những chuẩn số đặc trưng cho dòng chảy.

2.8. TRỞ LỰC TRONG ỐNG DẪN CHẤT LỎNG

Như đã nghiên cứu ở các mục trên, khi chất lỏng thực chảy trong ống dẫn, một phần thế năng riêng bị tổn thất do ma sát gây ra tạo nên trở lực đường ống. Việc nghiên cứu kỹ các yếu tố ảnh hưởng lên trở lực đường ống sẽ giúp ta xác định được các thông số và chế độ làm việc thích hợp để giảm tới đa trở lực, nhằm làm cho tiêu tốn năng lượng để vận chuyển chất lỏng thấp nhất, tức giảm năng lượng cung cấp cho bơm, quạt, máy nén.

Phương trình chung đối với chất lỏng thực khi chảy ra khỏi ống dẫn có dạng:

$$H = \frac{w^2}{2g} + h_m \quad (2.112)$$

Trong phương trình (2.112) có đại lượng h_m đặc trưng tổn thất thế năng riêng của chất lỏng chuyển động do trở lực đường ống.

Có hai loại trở lực sau:

– Trở lực do ma sát của chất lỏng lên thành ống, gọi tắt là trở lực ma sát, ký hiệu h_1 ;

– Trở lực do chất lỏng thay đổi hướng chuyển động hoặc thay đổi vận tốc do sự thay đổi hình dáng, tiết diện của ống như đột thu, đột mở, chỗ cong ngoặt, van,... gọi là trở lực cục bộ, ký hiệu h_{cb} ;

Vậy tổng quát:

$$h_m = h_1 + \sum h_{cb} \quad (2.113)$$

Để thuận tiện, người ta biểu diễn thế năng riêng mất mát qua một phần thế năng riêng vận tốc, tức là:

$$h_1 = \xi_1 \frac{w^2}{2g}; \quad h_{cb1} = \xi_2 \frac{w^2}{2g}; \quad h_{cb2} = \xi_3 \frac{w^2}{2g}, \text{ v.v..}$$

Do đó:

$$H = \frac{w^2}{2g} + h_m = \frac{w^2}{2g} (1 + \sum \xi_i), \text{ m} \quad (2.114)$$

với ξ – hệ số trở lực chung, đặc trưng cho trở lực ma sát và trở lực cục bộ.

2.8.1. Trở lực do ma sát chất lỏng lên thành ống

Do trở lực trên đường ống nên áp suất dọc theo ống giảm một đại lượng bằng Δp . Sự giảm áp lực Δp phụ thuộc vào vận tốc trung bình của dòng chảy w , đường kính ống dẫn d , chiều dài ống l , độ nhám của ống n , độ nhớt μ và khối lượng riêng ρ của chất lỏng chảy trong ống:

$$\Delta p = f(w, d, l, \mu, \rho, n) \quad (2.115)$$

Thiết lập các đại lượng không thứ nguyên theo định luật π ta có:

$$\frac{\Delta p}{\rho w^2} = f\left(\frac{\mu}{wd\rho}, \frac{l}{d}, \frac{n}{d}\right) = \frac{l}{d} \cdot f\left(Re, \frac{n}{d}\right) \quad (2.116)$$

Đặt

$$f\left(Re, \frac{n}{d}\right) = \frac{\lambda}{2}, \text{ ta có:}$$

$$\lambda = 2f\left(Re, \frac{n}{d}\right) \text{ và } \xi = \lambda \cdot \frac{l}{d}$$

Vậy:

$$\xi = \frac{\Delta p}{\frac{\rho w^2}{2}} = \lambda \cdot \frac{l}{d} \quad (2.117)$$

Do đó:

$$h_1 = \frac{\Delta p}{\rho g} = \xi \cdot \frac{w^2}{2g} = \lambda \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{w^2}{2g} \quad (2.118)$$

Hệ số λ trong công thức (2.118) được gọi là hệ số ma sát dọc theo chiều dài ống hay hệ số sức cản thủy lực học, là đại lượng không thứ nguyên.

Nếu thay w bằng V là lưu lượng thể tích, công thức (2.118) có dạng:

$$h_1 = \lambda \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{16V^2}{\pi^2 \cdot d^4 \cdot 2g} = \frac{8\lambda}{\pi^2 g} \cdot \frac{V^2}{d^5} \cdot l \quad (2.119)$$

vì

$$w = \frac{V}{f} = \frac{4V}{\pi d^2}$$

Từ các công thức tính trở lực đường ống ta rút ra kết luận:

- Khi λ không đổi, sức cản thủy lực do ma sát theo chiều dài ống tỷ lệ nghịch lũy thừa bậc 5 của đường kính ống dẫn, tức là nếu lưu lượng không đổi khi tăng đường kính gấp đôi thì trở lực giảm $2^5 = 32$ lần.

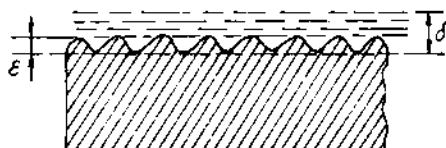
- Độ nhám của ống dẫn có ảnh hưởng nhiều đến hệ số trở lực λ . Độ nhám do vật liệu, cách chế tạo, tác dụng ăn mòn, đóng cặn của chất lỏng tạo sự sần sùi. Độ nhám làm tăng mức độ xoáy của dòng chảy nên trở lực càng tăng. Khi tính toán, người ta đưa vào khái niệm "độ nhám tương đối" hay "hệ số độ nhám". Đó là tỷ lệ giữa chiều cao trung bình của gờ nhám (chiều sâu của rãnh gờ) và bán kính, tức là:

$$n = \frac{\varepsilon}{r}$$

với

ε - chiều sâu của gờ;

r - bán kính ống.



Hình 2.29. Cấu tạo gờ nhám ống dẫn

Độ nhám n phụ thuộc vào những điều kiện kỹ thuật và tăng dần theo thời gian sử dụng. Vì vậy

khi thiết kế chế tạo ống dẫn cần có dự trữ lớn, chấp nhận gần đúng giá trị ε như sau:

Ống thép	$\varepsilon = 0,065 \div 0,1 \text{ mm}$
Ống gang	$\varepsilon = 0,25 \text{ mm}$
Ống thép, gang cũ	$\varepsilon = 0,5 \text{ mm}$
Ống sành	$\varepsilon = 0,86 \div 1 \text{ mm}$
Ống thép bị ăn mòn mạnh	$\varepsilon = 0,8 \text{ mm}$
Ống bần	$\varepsilon = 1 \div 2 \text{ mm}$

Hệ số ma sát λ phụ thuộc vào Re và độ nhám của ống. Căn cứ vào giá trị Re chia quan hệ phụ thuộc này làm ba khu vực.

2.8.1.1. Khu vực I

Màng chất lỏng chảy dòng. Chiều dày của màng $\delta_m > \varepsilon$, nên hoàn toàn phủ kín gờ nhám, dòng chất lỏng sẽ trượt dọc theo màng chất lỏng. Hệ số ma sát λ không phụ thuộc vào độ nhám của thành ống (hình 2.29).

Dòng chất lỏng chảy trong ống với lưu lượng:

$$V = \frac{\pi d^2}{4} w, \text{ m}^3/\text{s}$$

hoặc:
$$V = \frac{\pi d^4 (p_1 - p_2)}{128 \mu l}$$

Rút ra:
$$\Delta p = p_1 - p_2 = \frac{32 \mu l w}{d^2} = \lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{\rho w^2}{2} \quad (2.120)$$

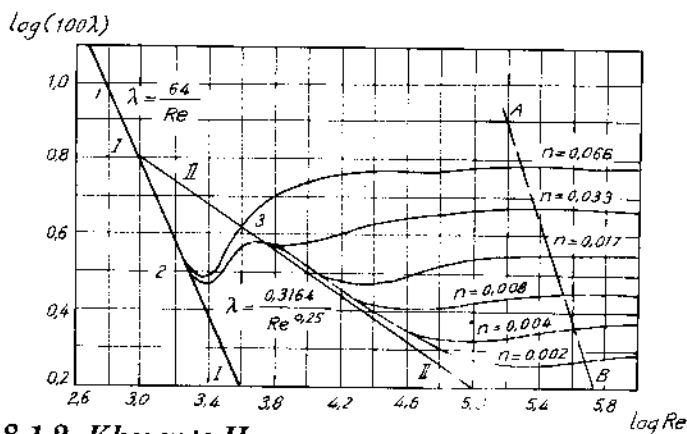
Vậy:
$$\lambda = \frac{64 \nu}{w d} = \frac{64}{Re} \quad (2.121)$$

Từ công thức (2.120) và (2.121) rút ra kết luận:

– Trong chế độ chảy dòng (ở khu vực I) trở lực ma sát Δp tỷ lệ bậc một với vận tốc chuyển động của chất lỏng.

– Hệ số ma sát λ không phụ thuộc độ nhám thành ống, chỉ phụ thuộc vào chuẩn số Re , thể hiện đường 1–2 trên hình 2.30.

– Trường hợp tiết diện ống không phải hình tròn, với $Re < 2300$, thì con số 64 trong công thức (2.121) được thay bằng hằng số A là hệ số phụ thuộc vào dạng ống và đường kính ống. Khi tính Re dùng đường kính tương đương d_{td} .



Hình 2.30. Sự phụ thuộc của hệ số λ vào độ nhám và Re

2.8.1.2. Khu vực II

Ứng với trị số của Reynolds là $2300 < Re < 4000$, ứng với chế độ quá độ từ chảy dòng sang chảy xoáy. Hệ số ma sát tăng dần theo đường 2-3 (hình 2.30). Tuy nhiên $\delta_m > \epsilon$, nên độ nhám của thành ống vẫn chưa ảnh hưởng đến λ .

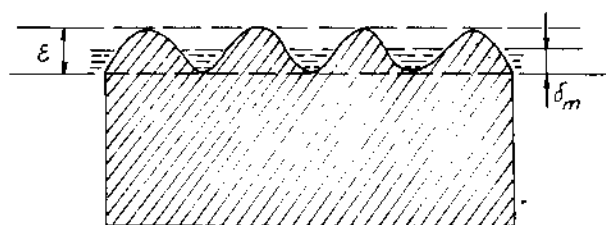
Có nhiều công thức thực nghiệm để tính λ , nhưng được dùng phổ biến có công thức của Braziut:

$$\lambda = \frac{0,3164}{Re^{0,25}} \quad (2.122)$$

2.8.1.3. Khu vực III

Khu vực chảy xoáy, ứng với phần đồ thị bên phải phía phải đường 2-2 (hình 2.30) phụ thuộc vào quan hệ giữa δ_m và ϵ được chia thành ba vùng nhỏ sau:

- **Vùng 1:** Thành ống nhẵn có độ nhám nhỏ, $\delta_m > \epsilon$. Hệ số λ vẫn được tính theo công thức (2.110). Trong trường hợp này, tuy $Re > 4000$, nhưng vẫn còn trong giới hạn $4000 < Re < 10^5$, nên màng chất lỏng ở thành ống còn dày hơn gờ nhám và ống vẫn coi là nhẵn, tức là có độ nhẵn thủy học. Do đó vùng này còn được gọi là vùng trở lực nhẵn ứng với đường 2-2 và có trở lực tỷ lệ với bậc 1,75 đối với vận tốc.
- **Vùng 2:** Vùng nằm giữa đường 2-2 và đường AB. Trị số $Re > 27 \left(\frac{2r}{\epsilon} \right)^{8,7}$, đủ lớn để chiều dày của màng $\delta_m \leq \epsilon$, nên độ nhám của ống bắt đầu ảnh hưởng đến chế độ chuyển động, làm tăng mức độ xoáy của dòng (hình 2.31).



Hình 2.31. Ống nhám khi chảy xoáy

Hệ số λ phụ thuộc vào trị số Re và độ nhám tương đối $\frac{\varepsilon}{r}$, tức là:

$$\lambda = f\left(Re, \frac{\varepsilon}{r}\right)$$

Trở lực do ma sát có tỷ lệ bậc m đối với vận tốc và trong giới hạn $0,75 < m < 2$.

- **Vùng 3:** Chiều dày lớp màng rất bé, tức $\delta_m \ll \varepsilon$. Giá trị $Re \geq 10^5$, sức cản do dòng xoáy đạt giá trị không đổi, không phụ thuộc vào Re mà chỉ phụ thuộc vào ε/r , độ nhám tương đối của thành ống, tức:

$$\lambda = f\left(\frac{\varepsilon}{r}\right)$$

Ở phạm vi này trở lực thủy lực tỷ lệ bậc hai với vận tốc. Hệ số ma sát λ đặc trưng bởi các đường ở bên phải AB (hình 2.30) được tính theo công thức của Nicuratz:

$$\lambda = \left(1,74 + 2 \lg \frac{r}{\varepsilon}\right)^{-2} = \frac{0,25}{\left(\lg \frac{3,7d}{\varepsilon}\right)^2} \quad (2.123)$$

hoặc

$$\lambda \approx 0,1 \left(\frac{r}{\varepsilon}\right)^{-0,25} \quad (2.124)$$

Nếu hệ số ma sát không đổi, Re có thể được tính theo công thức:

$$Re = 100 \cdot \frac{r}{\varepsilon} \quad (2.125)$$

Trong trường hợp ống có độ nhám lớn, hệ số ma sát có thể tính theo công thức:

$$\lambda = 0,111 \left(\frac{\varepsilon}{2r}\right)^{0,25} \quad (2.126)$$

Những công thức được đưa ra ở trên với giả thiết ống có độ nhám đều, nhưng trong thực tế không đạt được. Vì vậy, Ixaep dựa trên nhiều thực

thực nghiệm với ống có đường kính khác nhau đã đưa ra công thức có tính khái quát để tính λ cho các khu vực như sau:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -1,8 \lg \left[\frac{6,8}{Re} + e \right] \quad (2.127)$$

với

$$e = \left(\frac{n}{3,7d} \right)^{1,11}$$

2.8.2. Trở lực cục bộ

Khi tính tổn thất áp suất, ngoài trở lực ma sát ta còn cần tính trở lực cục bộ. Những trở lực này là do có hiện tượng đột thu, đột mở trên đường ống, hoặc những bộ phận phụ như khuỷu, van, khoá, ngã ba, v.v... Những bộ phận này gây ra hiện tượng đổi hướng của dòng chảy hoặc làm thay đổi vận tốc chuyển động hoặc gây thêm dòng xoáy làm tăng trở lực thuỷ lực.

Những trở lực này phụ thuộc vào cấu tạo của từng bộ phận và mang đặc trưng riêng, nên gọi là trở lực cục bộ. Dạng chung của công thức tính trở lực cục bộ là:

$$h_{cb} = \xi \cdot \frac{w^2}{2g} \quad (2.128)$$

trong đó ξ – hệ số trở lực cục bộ, là một đại lượng không thứ nguyên, được tính theo đặc trưng cấu tạo của bộ phận gây ra trở lực và mức độ xoáy của dòng chảy, thường được xác định bằng thực nghiệm. Cụ thể giá trị ξ cho những trường hợp sau đây.

2.8.2.1. Cửa vào và cửa ra của ống (cho ở bảng 2.2)

Bảng 2.2. Hệ số trở lực cục bộ cho cửa vào và ra

Dạng cửa Hệ số trở lực	Đầu ống không cắm sâu vào thành bình			Đầu ống cắm sâu vào thành bình	
	cửa vào cạnh sắc	cửa vào cạnh bằng	cửa vào cạnh tròn	cửa vào cạnh sắc	cửa vào cạnh vát
ξ	0,5	0,25	0,06	1	0,56

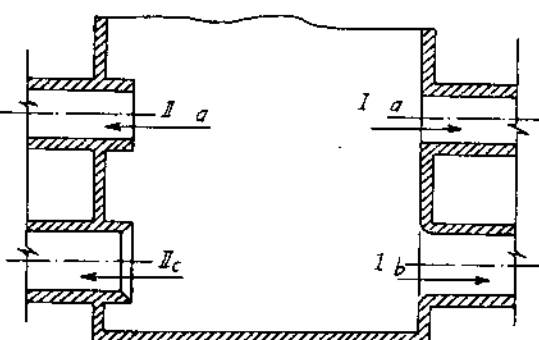
Đối với cửa ra giống nhau, có thể chấp nhận $\xi = 1$.

2.8.2.2. Đột mở, đột thu và màng chắn

Hệ số trở lực phụ thuộc vào tỷ lệ giữa hai tiết diện f_1 và f_2 , thể hiện ở bảng 2.3.

Bảng 2.3. Hệ số trở lực cho đột mở, đột thu và màng chắn

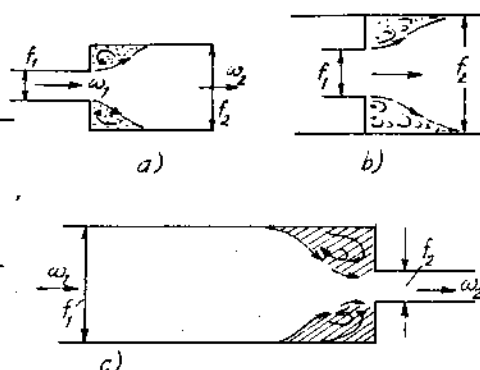
ξ \ f_2/f_1	1	0,9	0,8	0,7	0,6	0,5	0,4	0,3	0,2	0,1	0,01	<0,1
Đột mở	0	0,01	0,04	0,09	0,16	0,25	0,36	0,49	0,64	0,81	0,98	1,0
Đột thu	0	0,09	0,15	0,2	0,25	0,3	0,34	0,38	0,45	0,47	0,5	1,0
Màng chắn	0	0,06	0,29	0,79	1,8	3,77	8,15	18,3	51,2	243	-	-



Hình 2.32. cửa vào và cửa ra:

a) Cửa vào có cạnh sắc; b) cửa vào có cạnh tròn; c) cửa vào có cạnh vát;

I- đầu ống không cắm sâu vào thành bình; II- đầu ống cắm sâu vào thành bình



Hình 2.33:

a) đột mở; b) đột thu; c) màng chắn

2.8.2.3. Khuỷu và đoạn ống vòng

Hệ số trở lực phụ thuộc vào góc nghiêng α và độ nhẵn của thành khuỷu. Giá trị cụ thể ở bảng 2.4.

Bảng 2.4. Hệ số trở lực của khuỷu ống

α_0	5	10	15	30	45	60	90
ξ ống nhẵn	0,02	0,03	0,04	0,13	0,24	0,47	1,13
ống nhá	0,03	0,04	0,06	0,17	0,32	0,58	1,26

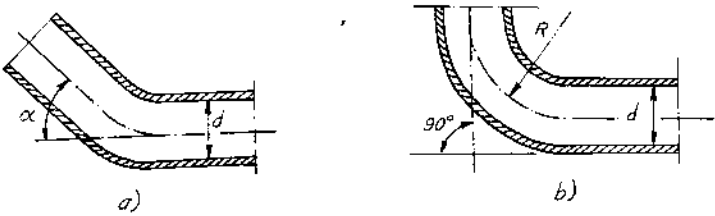
Đối với ống vòng (ống rẽ nhánh), hệ số trở lực cục bộ được tính theo công thức (hình 2.34b):

$$\xi = \left[0,131 + 0,16 \left(\frac{d}{R} \right)^{3,6} \right] \frac{\alpha^0}{90^0} \tag{2.129}$$

Thay giá trị $\frac{d}{R}$ và $\alpha = 90^0$, ta có ξ :

$\frac{d}{R} =$	0,25	0,4	0,6	0,8	1
$\xi =$	0,13	0,14	0,16	0,20	0,29

Trường hợp ống có rẽ nhánh, hệ số trở lực cho theo bảng 2.5.



Hình 2.34. a) ống khuỷu; b) ống vòng

Bảng 2.5. Hệ số trở lực cục bộ của ống có nhánh rẽ

Kiểu					
ξ	0,5	1,0	1,5	3,0	0,05
Kiểu					
ξ	0,1	0,15	2	3,0	

Đối với ống có tiết diện vuông, trong trường hợp vòng hoặc rẽ nhánh, hệ số trở lực được tính:

$$\xi = \left[0,124 + 0,274 \left(\frac{d}{R} \right)^{3,5} \right] \frac{\alpha^0}{90^0} \quad (2.130)$$

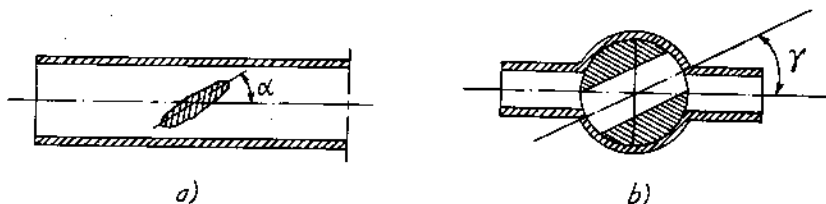
2.8.2.4. Van, khoá

- Với van tiết lưu, hình 2.35a, ta có ξ theo độ đóng α như sau:

$\alpha =$	5	10	20	30	40	45	50	60	70
$\xi =$	0,24	0,52	1,54	3,91	10,8	18,7	32,6	118	751

- Với khoá nút, hình 2.35b, ta có ξ theo độ đóng γ :

$\gamma =$	5	10	20	30	40	45	50	60	65
$\xi =$	0,05	0,29	1,56	5,47	17,3	31,2	52,6	206	486



Hình 2.35. a) van tiết lưu; b) khoá nút

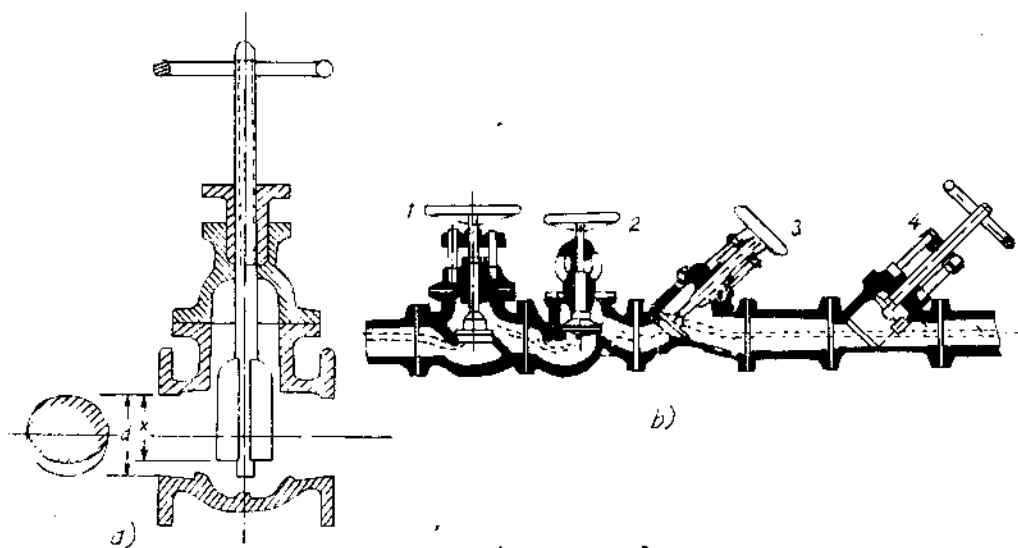
- Các loại van khác theo hình 2.36a,b, hệ số trở lực được cho ở bảng 2.6 và bảng 2.7.

Bảng 2.6. Hệ số trở lực của van chặn ở hình 2.35

$\frac{x}{d}$	Mở hoàn toàn	$\frac{1}{8}$	$\frac{2}{8}$	$\frac{3}{8}$	$\frac{4}{8}$	$\frac{5}{8}$	$\frac{6}{8}$	$\frac{7}{8}$	Đóng hoàn toàn
ξ	0,05	0,07	0,26	0,81	2,06	5,52	17,0	97,8	∞

Bảng 2.6. Hệ số trở lực của các kiểu van ở hình 2.36b

Kiểu van	Thẳng	Tiêu chuẩn	Nghiêng cốt va	Rây
Hình 2.36b	4	1	3	2
ξ	0,44 ÷ 0,8	2,9 ÷ 5	1,4 ÷ 2,5	2,0 ÷ 2,7



Hình 2.36. a) van chắn; b) các kiểu van khác

Trong kỹ thuật, đôi khi người ta xem trở lực cục bộ là do trở lực ma sát của một đoạn dài tương đương của ống gây ra, và biểu diễn bằng quan hệ:

$$\xi = \lambda \cdot \frac{l_{td}}{d} \quad (2.131)$$

Như vậy, $l_{td} = \frac{\xi}{\lambda} \cdot d$, có nghĩa chiều dài tương đương được biểu diễn bằng một bội số của đường kính ống dẫn thẳng. $\frac{\xi}{\lambda}$ là đại lượng không thứ nguyên.

Ví dụ: Đối với khuỷu có góc $\alpha = 90^\circ$ và đường kính ống $d = 9 \div 60$ mm thì $l_{td} = 30d$; đối với ống rẽ nhánh chạc ba có đường kính $d = 25 \div 100$ mm thì $l_{td} = (60 \div 90)d$. Khi đó trở lực toàn phần của đường ống được tính:

$$h_m = h_l + \sum h_{cb} = \lambda \cdot \frac{l + \sum l_{td}}{d} \cdot \frac{w^2}{2g} \quad (2.132)$$

$$h_m = \frac{8}{\pi^2 g} \lambda (l + \sum l_{td}) \frac{Q^2}{d^5} \quad (2.132a)$$

2.8.3. Chọn đường kính ống dẫn

Trong các nhà máy hoá chất, thực phẩm có một lượng ống dẫn rất lớn, vì vậy không thể dùng ống dẫn tùy tiện, mà cần phải tính toán chọn ống thích hợp, đồng thời có quy hoạch bố trí ống hợp lý, nhằm giảm tối đa vốn đầu tư xây dựng và chi phí vận hành.

2.8.3.1. Phương hướng chung giảm trở lực trong ống

Đường ống được chọn trước tiên bảo đảm trở lực giảm. Trên cơ sở những công thức tính toán trở lực đã nêu, phương hướng chung để giảm trở lực trong ống gồm những điểm sau:

- Chọn đường ống ngắn nhất, tức là giảm chiều dài ống l và bớt trở lực cục bộ không cần thiết bằng cách sử dụng đúng chỗ các khuỷu, van, khoá, v.v..., nghĩa là giảm Σl_{td} .

- Chọn đường kính ống d phải dựa vào chỉ tiêu kinh tế, kỹ thuật, vì trở lực do ma sát tỷ lệ nghịch với d^5 , nên khi tăng d lên một ít thì h_m giảm nhiều, tuy nhiên d tăng thì giá thành xây dựng cũng tăng theo. Do đó cần chọn d thích hợp.

- Hệ số trở lực tỷ lệ thuận với độ nhớt μ . Do đó, đối với chất lỏng giọt muốn giảm trở lực phải tăng nhiệt độ. Tuy nhiên khi tăng nhiệt độ quá cao sẽ xuất hiện bọt trong chất lỏng gây ra va đập thuỷ lực, nên làm tăng trở lực.

- Hệ số trở lực λ phụ thuộc nhiều vào độ nhám thành ống, do đó cần tìm cách giảm độ nhám của ống.

2.8.3.2. Chọn đường kính ống dẫn

Như ta đã biết, một trong những yếu tố quan trọng để giảm trở lực đường ống là tăng đường kính ống dẫn. Do đó công suất tiêu tốn của bơm, quạt cũng giảm theo, nên giảm được vốn đầu tư khi xây dựng và chi phí khi vận hành của trạm bơm.

Tuy nhiên, tăng đường kính ống tốn kém nhiều sắt thép chế tạo, tốn vật liệu cách nhiệt bọc đường ống, tăng chi phí lắp ráp. Vì vậy, việc lựa chọn đường kính ống phải dựa theo những chỉ tiêu kinh tế kỹ thuật, bằng cách so sánh tổng chi phí xây dựng, vận hành đối với một loạt trường hợp đường kính ống dẫn khác nhau.

Việc tính toán được tiến hành như sau:

Cho trước một loạt ống dẫn có đường kính d khác nhau. Tính số vốn đầu tư xây dựng $S_{\text{ống}}$ cho từng loại. Tính tổn thất thế năng riêng do trở lực đường ống gây ra, để xác định công suất cần thiết của bơm, vốn đầu tư xây dựng trạm bơm, v.v.. cũng cho mỗi trường hợp $S_{\text{bơm}}$. Tổng vốn đầu tư xây dựng:

$$S_{\text{tổng}} = S_{\text{ống}} + S_{\text{bơm}}, \text{ triệu đồng.}$$

Sau đó tính chi phí vận hành hàng năm (bao gồm sửa chữa, phục vụ,...) đối với ống dẫn $C_{\text{ống}}$ và đối với trạm bơm $C_{\text{bơm}}$.

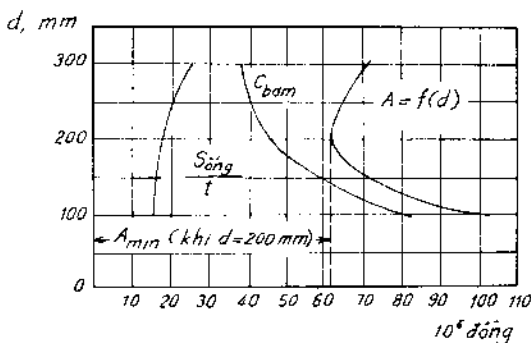
Tổng chi phí vận hành:

$$C_{\text{tổng}} = C_{\text{ống}} + C_{\text{bơm}}, \text{ triệu đồng}$$

Cuối cùng định thời hạn khấu hao, ví dụ $t = 10 \div 15$ năm, ta sẽ được tổng chi phí xây dựng và vận hành:

$$A = \frac{S}{t} + C = \frac{S_{\text{ống}} + S_{\text{bơm}}}{t} + C_{\text{ống}} + C_{\text{bơm}}, \text{ triệu đồng}$$

Các kết quả tính được biểu diễn trên đồ thị có tọa độ là đường kính ống d và các chi phí A, S, C (hình 2.37), ta xác định được đường kính ống thích hợp tương ứng với giá trị cực tiểu của tổng chi phí đầu tư A .



Hình 2.37. Đồ thị xác định đường kính ống dẫn

2.8.3.3. Tính trở lực trong các đường ống phức tạp

Ống dẫn phức tạp được chia thành ba loại:

- Ống dẫn có tiết diện thay đổi đặt nối tiếp nhau;
- Ống dẫn có nhánh song song;
- Ống dẫn có rẽ nhánh.

Khi tính toán trở lực trong ống dẫn phức tạp, người ta thường xem như gồm nhiều ống dẫn đơn giản được ghép nối tiếp hoặc song song. Vì vậy, việc tính ống phức tạp phải dựa vào các ống đơn giản. Trong thực tế, việc tính toán ống dẫn thường phải giải quyết ba nhiệm vụ:

1/ Xác định độ giảm áp suất dọc theo ống, khi đã biết đường kính ống, chiều dài, chiều cao hình học (vị trí đặt ống) giữa đầu và cuối ống, lưu lượng và tính chất vật lý của chất lỏng chuyển động, tức tính Δp (hoặc H_m), khi biết $d, l, z_1, z_2, \rho, Q, \mu$ (hay v).

2/ Hoặc xác định lưu lượng Q , tức tính Q , khi biết $d, l, z_1, z_2, \rho, \mu$ (hoặc v), Δp .

3/ Hoặc tính đường kính ống dẫn d , khi biết l, z_1, z_2, ρ, μ (hoặc v), $Q, \Delta p$.

Tổng quát người ta thường biểu thị quan hệ:

$$\begin{aligned} \Delta p &= f_1[d, l, \rho, \mu, (z_1 - z_2), Q] \\ \text{hoặc} \quad Q &= f_2[d, l, \rho, \mu, (z_1 - z_2), \Delta p] \end{aligned} \quad (2.133)$$

Quan hệ hàm số cụ thể ta đã biết là:

$$h_1 = \frac{8\lambda}{\pi^2 g} \cdot \frac{Q^2}{d^5} \cdot l \quad (2.134)$$

$$\text{hoặc} \quad h_2 = \frac{\Delta p}{g\rho} + (z_1 - z_2) \quad (2.135)$$

Khi tính toán, ta thường dựa vào quan hệ giữa hệ số ma sát λ và lưu lượng Q , trên cơ sở tính λ ở các chế độ chảy khác nhau. Cụ thể là:

- Trong trường hợp chảy dòng:

$$\begin{aligned} \lambda &= \frac{64}{Re} = \frac{64\pi d v}{4Q} = \frac{16\pi d v}{Q} \\ \text{rút ra} \quad h_1 &= \frac{8.16\pi d v}{\pi^2 g Q} \cdot \frac{Q}{d^5} \cdot l = \frac{128Q.l.v}{\pi g d^4} \end{aligned} \quad (2.136)$$

- Trong trường hợp chảy xoáy, $Re < 70000$. Theo công thức Braziut:

$$\begin{aligned} \lambda &= \frac{0,316}{\sqrt[4]{Re}} = 0,316 \cdot \left(\frac{\pi d \cdot v}{4Q} \right)^{0,25} \\ \text{rút ra:} \quad h_1 &= 0,0246 \frac{Q^{1,75} \cdot v^{0,25} \cdot l}{d^{4,75}} \end{aligned} \quad (2.137)$$

Hoặc biểu diễn ở dạng chung là:

$$h_1 = \beta \cdot \frac{Q^m \cdot v^n \cdot l}{d^k} \quad (2.138)$$

với các hệ số β , m , n và k như ở bảng 2.7.

Bảng 2.7. Giá trị các hệ số

Đặc trưng chuyển động	β	m	n	k
Chuyển động dòng	4,15	1	1	4
Chuyển động xoáy (khu vực ống nhẵn)	0,0246	1,75	0,25	4,75
Chuyển động xoáy (khu vực ống nhám)	$\frac{8\lambda}{\pi^2 g} = 0,0826\lambda$	2	0	5

Từ quan hệ (2.138), nếu biết trước thế năng riêng trong ống, ta dễ dàng tính được lưu lượng Q trong các trường hợp cụ thể sau đây:

1) Ống dẫn có tiết diện thay đổi lắp nối tiếp

Công thức tính thế năng riêng (trở lực toàn bộ):

$$h_m = h_1 + h_2 + \dots + h_n + \Sigma h_{cb} \quad (2.139)$$

trong đó h_m – trở lực toàn bộ trong ống dẫn, m;

h_i – trở lực do ma sát trong các đoạn ống, $i = 1, 2, \dots, n$;

Σh_{cb} – trở lực toàn bộ trên đoạn ống.

Lưu lượng dòng chất lỏng được tính:

$$Q = \psi v^r \sqrt{\frac{h_1}{\frac{l_1}{d_1^k} + \frac{l_2}{d_2^k} + \dots + \frac{l_n}{d_n^k}}} \quad (2.140)$$

với
$$h_1 = \lambda \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{w^2}{2g}; \quad \psi = \frac{1}{\sqrt[m]{\beta}}; \quad r = -\frac{n}{m}$$

trong đó β , m , n , k được tính theo bảng 2.7.

2) Ống dẫn lắp song song

Khi có hai ống dẫn lắp song song thì: $Q_0 = Q_1 + Q_2$

trong đó Q_0 - lưu lượng trong ống chính;

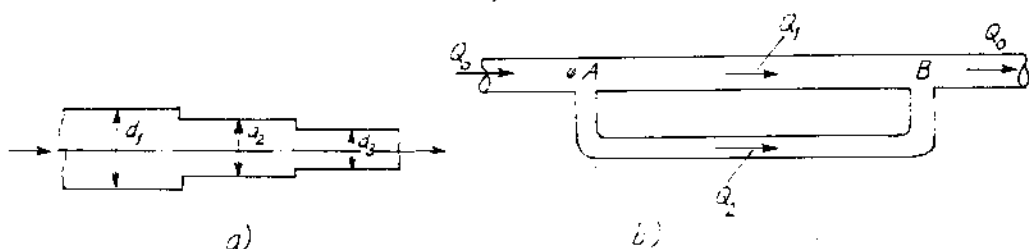
Q_1, Q_2 - lưu lượng trong ống nhánh.

Lưu lượng trong các ống nhánh có quan hệ:

$$\frac{Q_1^m}{d_1^k} = \frac{Q_2^m}{d_2^k} = \left(\frac{d_1}{d_2} \right)^m \quad (2.141)$$

và

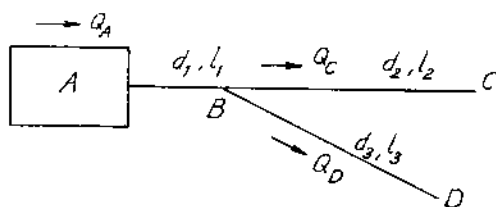
$$Q_0 = Q_1 \left[1 + \left(\frac{d_1}{d_2} \right)^{\frac{k}{m}} \right] \quad (2.142)$$



Hình 2.38. a) ống có tiết diện thay đổi;
b) ống lắp song song

3) Ống chia thành các nhánh rẽ

Trong trường hợp này ta cần giả thiết là ống C và D cùng nằm trên một mặt phẳng ngang với B. Tại C và D có áp suất bằng áp suất khí quyển.



Hình 2.39. Ống chia thành nhiều nhánh

Vậy:
$$h_m = \sum h_{mi} = h_{mAB} + h_{mBC} = \frac{Q_A^2}{K_1^2} l_1 + \frac{Q_C^2}{K_2^2} l_2 \quad (2.143)$$

hoặc
$$h_m = h_{mAB} + h_{mBD} = \frac{Q_A^2}{K_1^2} l_1 + \frac{Q_D^2}{K_3^2} l_3 \quad (2.144)$$

Theo giả thiết tổn thất áp suất trong hai ống rẽ bằng nhau, nên:

vậy:
$$h_{mBC} = h_{mBD}$$
$$\frac{Q_C^2}{K_2^2} l_2 = \frac{Q_D^2}{K_3^2} l_3 \quad (2.145)$$

$$Q_A = Q_C + Q_D \quad (2.146)$$

trong đó K_1, K_2, K_3 - hệ số đặc trưng lưu lượng trong các nhánh, phụ thuộc đường kính và độ nhám ống. Nếu C và D nằm trên mặt phẳng khác nhau là z_C và z_D , thì ta có:

$$z_A - z_C = h_{mAB} + h_{mBC} = \frac{Q_A^2}{K_1^2} l_1 + \frac{Q_C^2}{K_2^2} l_2 \quad (2.147)$$

$$z_A - z_D = h_{mAB} + h_{mBD} = \frac{Q_A^2}{K_1^2} l_1 + \frac{Q_D^2}{K_3^2} l_3 \quad (2.148)$$

Ngoài ra:
$$(z_A - z_B) - h_B = h_{mAB} = \frac{Q_A^2}{K_1^2} l_1 \quad (2.149)$$

trong đó h_B - tương ứng thế năng riêng (áp suất) tại điểm B , được tính theo công thức:

$$h_B = h_{mBC} + (z_C - z_B) = \frac{Q_C^2}{K_2^2} l_2 + (z_C - z_B) \quad (2.150)$$

hoặc
$$h_B = h_{mBD} + (z_D - z_B) = \frac{Q_D^2}{K_3^2} l_3 + (z_D - z_B) \quad (2.150a)$$

Giải hệ thống các phương trình trên ta tính được Q_A , Q_B và Q_C .

2.9. THUYẾT ĐỘNG LỰC HỌC CỦA LỚP HẠT

2.9.1. Khái niệm

Trong công nghiệp hoá chất và thực phẩm ta thường gặp hệ hai pha khí - rắn. Phụ thuộc vào vận tốc của khí (hay lỏng) mà lớp hạt rắn trong tháp ở trạng thái tĩnh, như tháp đệm trong chưng luyện, tháp xúc tác dị thể

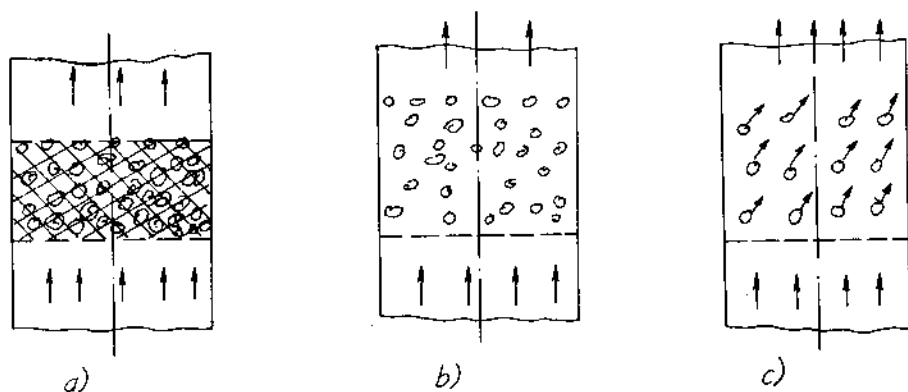
trong phản ứng hoá học, hoặc ở trạng thái lơ lửng (ta gọi là tầng sôi); hoặc lớp hạt chuyển động cùng với dòng khí (quá trình vận chuyển bằng khí thổi).

Trong kỹ thuật hoá học, quá trình tầng sôi được vận dụng khá phổ biến để tiến hành các quá trình hoá học, như tháp xúc tác dị thể để khí hoá nhiên liệu rắn, tháp hoạt hoá than hoạt tính, lò đốt pirit trong sản xuất H_2SO_4 , thiết bị sấy nông sản dạng hạt.

Quá trình tầng sôi có ưu điểm là nhanh và mãnh liệt, hiệu quả cao và chất lượng sản phẩm đồng đều, thiết bị có cấu tạo đơn giản. Vì vậy kỹ thuật tầng sôi ngày càng được nghiên cứu ứng dụng rộng rãi, đặc biệt đối với những quá trình có trở lực khuếch tán và truyền nhiệt chủ yếu do pha khí gây ra.

Chế độ thuỷ động lực của lớp hạt được chia thành ba trường hợp:

1) Khi vận tốc dòng khí (lỏng) còn nhỏ, tức $w < w_K$ là vận tốc giới hạn dưới của tầng sôi, hay còn gọi là vận tốc thăng bằng, thì lớp hạt ở trạng thái tĩnh. Khi đó dòng khí đi qua lớp hạt tuân theo những định luật của quá trình lọc (hình 2.40a và đoạn AB trong hình 2.41).

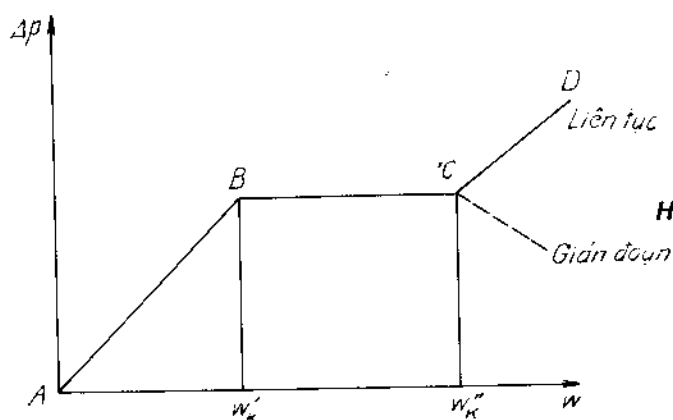


Hình 2.40. Chuyển động của dòng khí qua lớp hạt

2) Khi vận tốc dòng khí đạt giá trị tới hạn, tức $w = W_K$, thì lớp hạt bắt đầu trở nên linh động, các hạt được khuấy trộn nhau. Thể tích lớp hạt cũng tăng dần lên. Trở lực lớp hạt cũng đạt đến giá trị nhất định và không thay đổi. Khi đó lớp hạt đạt trạng thái tầng sôi. Các hạt chuyển động hỗn loạn

trong dòng khí giống hiện tượng sôi của chất lỏng, nên được gọi là trạng thái sôi hoặc trạng thái lỏng giả. Ở trạng thái này, trở lực của lớp hạt bằng trọng lượng của nó trong môi trường gây ra trạng thái sôi, nên có tính ổn định (hình 2.40b và đoạn BC trong hình 2.41).

3) Khi dòng khí (lỏng) có vận tốc vượt w'_K , tức $w > w'_K$ là vận tốc giới hạn trên của lớp sôi hay vận tốc phụt, thì các hạt bị dòng khí cuốn theo và cùng chuyển động với dòng khí giống như quá trình vận chuyển hạt rắn bằng khí thổi. Khi đó, trở lực của lớp hạt lại bắt đầu tăng cùng với sự tăng của vận tốc dòng khí (hình 2.40c và đoạn CD trong hình 2.41).



Hình 2.41. Quan hệ $\Delta p = f(w)$

2.9.2. Trở lực của lớp hạt

Khi chất lỏng (khí) chảy qua lớp vật liệu rắn dạng hạt, ta có thể xem như nó chuyển động dọc theo các khe trống giữa các hạt trong lớp xốp.

Đặc trưng cơ bản của lớp hạt xốp là bề mặt riêng và thể tích tự do (hay độ xốp), với định nghĩa:

- Bề mặt riêng f [m^2/m^3] là tổng bề mặt của các hạt vật liệu tính trên một đơn vị thể tích do lớp hạt chiếm.

- Thể tích tự do (hay độ xốp) ϵ [m^3/m^3] là tỷ lệ giữa tổng khoảng không gian trống giữa các hạt và thể tích khoảng thiết bị có chứa lớp hạt.

Bề mặt riêng và thể tích tự do của lớp hạt phụ thuộc vào hình dạng, kích thước hạt và cách sắp xếp của lớp hạt trong thiết bị (các hạt được đổ

lộn xộn hay xếp theo thứ tự). Tổn thất áp suất của dòng chảy qua lớp hạt được tính theo công thức:

$$\Delta p = \xi \cdot \frac{\rho_0 w_0^2}{2}, \text{ N/m}^2 \quad (2.151)$$

trong đó ρ_0 – khối lượng riêng của dòng chảy, kg/m^3 ;

w_0 – vận tốc của dòng khí (hay lỏng), m/s ;

ξ – hệ số trở lực, $\xi = \lambda \frac{l}{d_{td}}$;

λ – hệ số ma sát;

l – chiều cao lớp hạt, m ;

d_{td} – đường kính tương đương của khe giữa các hạt, m .

Trong trường hợp chung hệ số ma sát λ là hàm số của Re , tức là:

$$\lambda = f'(Re) = \frac{A}{Re} \quad (2.152)$$

Do đó, muốn tính được trở lực lớp hạt, trước tiên ta tính λ theo quan hệ (2.152).

Dựa vào chế độ chuyển động của dòng, giá trị λ_h (hệ số ma sát của lớp hạt) được tính:

$$\text{Khi } Re_h < 50 \text{ có } \lambda_h = \frac{220}{Re_h} \quad (2.153)$$

$$Re_h = 50 \div 7200 \text{ có } \lambda_h = \frac{11,6}{Re_h^{0,25}} \quad (2.154)$$

$$Re_h > 7200 \text{ có } \lambda_h = 1,26 \quad (2.155)$$

Chuẩn số Re_h được tính theo công thức:

$$Re_h = \frac{w \cdot d_h \rho_0}{\mu} \quad (2.156)$$

Để xác định vận tốc, chuẩn số Reynolds và đường kính tương đương của các rãnh giữa các hạt, ta lấy thể tích lớp hạt $V = 1 \text{ m}^3$ gồm n hạt dạng cầu có đường kính d . Khi đó thể tích n hạt được tính:

$$V_0 = \frac{\pi d^3}{6} \cdot n \quad (2.157)$$

Bề mặt thấm ướt của khối hạt (bề mặt có tiếp xúc với dòng khí hay lỏng) là:

$$F_{\text{ướt}} = \pi d^2 n = \frac{6\pi d^3}{6d} \cdot n \quad (2.158)$$

Vậy thể tích tự do của lớp hạt sẽ là:

$$V_{\text{td}} = V - V_0 \quad (2.159)$$

và độ xốp:

$$\varepsilon = \frac{V - V_0}{V} \quad (2.160)$$

Khi $V = 1 \text{ m}^3$, ta có: $\varepsilon = 1 - V_0$. Do đó:

$$V_{\text{td}} = \varepsilon = 1 - \frac{\pi d^3 n}{6}$$

và đường kính tương đương của các rãnh sẽ là:

$$d_{\text{td}} = \frac{4V_{\text{td}}}{F_{\text{ướt}}} = \frac{4 \left(1 - \frac{\pi d^3}{6} n \right)}{\frac{6\pi d^3}{6d} \cdot n} = \frac{2}{3} \cdot \frac{\varepsilon \cdot d}{(1 - \varepsilon)} \quad (2.161)$$

Đối với hạt của hình dạng bất kỳ có kích thước d_h , thì:

$$d_{\text{td}} = \frac{\phi \cdot d_h \varepsilon}{1 - \varepsilon} \quad (2.162)$$

trong đó

ϕ - hệ số phụ thuộc hình dạng của hạt, như vậy với hạt cầu

$$\text{thì } \phi = \frac{2}{3}.$$

Nếu chất lỏng chuyển động qua không gian rỗng của thiết bị w với vận tốc thì vận tốc thực qua lớp hạt sẽ là:

$$w_0 = \frac{w}{\varepsilon}$$

và chuẩn số Reynolds của dòng chảy trong tháp là:

$$Re = \frac{w_0 d_{\text{td}} \rho_0}{\mu} = \frac{w}{\varepsilon} \cdot \frac{\phi d_h \varepsilon}{1 - \varepsilon} \cdot \frac{\rho_0}{\mu} = Re_h \cdot \frac{\phi}{1 - \varepsilon} \quad (2.163)$$

Thay các giá trị λ , w_0 , d_{td} , vào phương trình tính trở lực ta có:

$$\Delta p = \frac{A}{Re_h^5} \cdot \frac{l}{d_h} \cdot \frac{w^2 \rho_0}{2} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \frac{1}{\phi^2} \quad (2.164)$$

lộn xộn hay xếp theo thứ tự). Tổn thất áp suất của dòng chảy qua lớp hạt được tính theo công thức:

$$\Delta p = \xi \cdot \frac{\rho_0 w_0^2}{2}, \text{ N/m}^2 \quad (2.151)$$

trong đó ρ_0 – khối lượng riêng của dòng chảy, kg/m^3 ;

w_0 – vận tốc của dòng khí (hay lỏng), m/s ;

ξ – hệ số trở lực, $\xi = \lambda \frac{l}{d_{td}}$;

λ – hệ số ma sát;

l – chiều cao lớp hạt, m ;

d_{td} – đường kính tương đương của khe giữa các hạt, m .

Trong trường hợp chung hệ số ma sát λ là hàm số của Re , tức là:

$$\lambda = f(Re) = \frac{A}{Re} \quad (2.152)$$

Do đó, muốn tính được trở lực lớp hạt, trước tiên ta tính λ theo quan hệ (2.152).

Dựa vào chế độ chuyển động của dòng, giá trị λ_h (hệ số ma sát của lớp hạt) được tính:

$$\text{Khi } Re_h < 50 \text{ có } \lambda_h = \frac{220}{Re_h} \quad (2.153)$$

$$Re_h = 50 + 7200 \text{ có } \lambda_h = \frac{11,6}{Re_h^{0,25}} \quad (2.154)$$

$$Re_h > 7200 \text{ có } \lambda_h = 1,26 \quad (2.155)$$

Chuẩn số Re_h được tính theo công thức:

$$Re_h = \frac{w \cdot d_h \cdot \rho_0}{\mu} \quad (2.156)$$

Để xác định vận tốc, chuẩn số Reynolds và đường kính tương đương của các rãnh giữa các hạt, ta lấy thể tích lớp hạt $V = 1 \text{ m}^3$ gồm n hạt dạng cầu có đường kính d . Khi đó thể tích n hạt được tính:

$$V_0 = \frac{\pi d^3}{6} \cdot n \quad (2.157)$$

Bề mặt thấm ướt của khối hạt (bề mặt có tiếp xúc với dòng khí hay lỏng) là:

$$F_{\text{ướt}} = \pi d^2 n = \frac{6\pi d^3}{6d} \cdot n \quad (2.158)$$

Vậy thể tích tự do của lớp hạt sẽ là:

$$V_{\text{td}} = V - V_0 \quad (2.159)$$

và độ xốp:

$$\varepsilon = \frac{V - V_0}{V} \quad (2.160)$$

Khi $V = 1 \text{ m}^3$, ta có: $\varepsilon = 1 - V_0$. Do đó:

$$V_{\text{td}} = \varepsilon = 1 - \frac{\pi d^3 n}{6}$$

và đường kính tương đương của các rãnh sẽ là:

$$d_{\text{td}} = \frac{4V_{\text{td}}}{F_{\text{ướt}}} = \frac{4 \left(1 - \frac{\pi d^3}{6} n \right)}{\frac{6\pi d^3}{6d} \cdot n} = \frac{2}{3} \cdot \frac{\varepsilon \cdot d}{(1 - \varepsilon)} \quad (2.161)$$

Đối với hạt của hình dạng bất kỳ có kích thước d_h , thì:

$$d_{\text{td}} = \frac{\phi \cdot d_h \varepsilon}{1 - \varepsilon} \quad (2.162)$$

trong đó ϕ - hệ số phụ thuộc hình dạng của hạt, như vậy với hạt cầu thì $\phi = \frac{2}{3}$.

Nếu chất lỏng chuyển động qua không gian rỗng của thiết bị w với vận tốc thì vận tốc thực qua lớp hạt sẽ là:

$$w_0 = \frac{w}{\varepsilon}$$

và chuẩn số Reynolds của dòng chảy trong tháp là:

$$Re = \frac{w_0 d_{\text{td}} \rho_0}{\mu} = \frac{w}{\varepsilon} \cdot \frac{\phi d_h \varepsilon}{1 - \varepsilon} \cdot \frac{\rho_0}{\mu} = Re_h \cdot \frac{\phi}{1 - \varepsilon} \quad (2.163)$$

Thay các giá trị λ , w_0 , d_{td} , vào phương trình tính trở lực ta có:

$$\Delta p = \frac{A}{Re_h} \cdot \frac{l}{d_h} \cdot \frac{w^2 \rho_0}{2} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \frac{1}{\phi^2} \quad (2.164)$$

$$\Delta p = \lambda_h \cdot \frac{l}{d_h} \cdot \frac{w^2 \rho_0}{2} \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \varphi_\phi \quad (2.164a)$$

với $\lambda_h = f(Re_h) = f\left(\frac{w d_h \rho_0}{\mu}\right)$ là trở lực ma sát của lớp hạt;

$\varphi_\phi = \frac{1}{\phi^2}$ - hệ số hình dạng phụ thuộc vào kích thước và hình

dáng của hạt, được xác định bằng thực nghiệm.

Ở các chế độ chuyển động khác nhau ta có:

$$\text{Khi } Re_h \leq 35 : \varphi_\phi = 0,0091 \cdot \frac{d_h \cdot \varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2 \cdot l} Eu \cdot Re_h \quad (2.165)$$

$$\text{Khi } Re_h = 50 \div 7200 : \varphi_\phi = 0,173 \cdot \frac{d_h \cdot \varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2 \cdot l} Eu \cdot Re_h \quad (2.166)$$

$$\text{với } Eu = \frac{\Delta P}{\rho_0 w^2} \quad (2.167)$$

2.9.3. Xác định vận tốc của dòng chảy qua lớp hạt

Khi lớp hạt ở trạng thái tầng sôi, trở lực lớp hạt có giá trị xác định và không thay đổi, vì lúc này lực nâng và trọng lượng của lớp hạt bằng nhau, tức là:

$$\Delta p = \frac{G_h}{F} = l(1-\varepsilon)(\rho_h - \rho_0)g \quad (2.168)$$

trong đó G_h - trọng lượng lớp hạt được tính:

$$G_h = F \cdot l(1-\varepsilon)(\rho_h - \rho_0)g, N \quad (2.169)$$

với ρ_h, ρ_0 - khối lượng riêng của hạt và môi trường, kg/m^3 .

Trở lực lớp hạt không đổi trong giới hạn giữa vận tốc giới hạn dưới và vận tốc giới hạn trên của dòng khí (lỏng) đạt đến vận tốc thẳng bằng; hoặc các hạt đạt được vận tốc lắng.

2.9.3.1. Tính vận tốc thẳng bằng

Khi vận tốc dòng khí $w = w'_k$ vận tốc giới hạn dưới thì lớp hạt có trạng thái sôi và trở lực không thay đổi. Điều đó có nghĩa w'_k cũng được coi là vận tốc thẳng bằng ở trạng thái sôi.

Để xác định vận tốc thẳng bằng ta chỉ đặt phương trình tính trở lực lớp hạt ở trạng thái sôi, tức là:

$$\lambda_h = \frac{l}{d_h} \cdot \frac{w'_k \rho_0}{2} \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \varphi_\phi \cdot F = F \cdot l(1-\varepsilon)(\rho_h - \rho_0)g$$

Rút ra:
$$w'_k = \sqrt{\frac{2gd_h^3(\rho_h - \rho_0)\varepsilon^3}{\lambda_h \varphi_\phi \rho_0 (1-\varepsilon)}} \quad (2.170)$$

Nếu nhân cả tử và mẫu của phân số (vế phải) với v^2 và d_h^2 , ta có:

$$\frac{w'_k{}^2 d_h^2}{v^2} = \frac{2gd_h^2(\rho_h - \rho_0)\varepsilon^3}{\lambda_h \varphi_\phi v^2 \cdot \rho_0 (1-\varepsilon)} \quad (2.171)$$

Từ phương trình (2.171), nếu thay:

$$Re_h^2 = \frac{w'_k{}^2 d_h^2}{v^2}; \quad Ar = \frac{gd_h^3(\rho_h - \rho_0)}{v^2 \cdot \rho_0}$$

ta có phương trình chuẩn số:

$$Re_h^2 = \frac{2\varepsilon^3 Ar}{\lambda_h (1-\varepsilon)\varphi_\phi} = \frac{2\psi Ar}{\lambda_h} \quad (2.172)$$

với

$$\psi = \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)\varphi_\phi}$$

Trong trường hợp chuyển động ở các chế độ khác nhau, thay λ_h ta có:

$$Re_h \leq 50, \text{ tức } \psi Ar \leq 3,85 \cdot 10^3 \quad (2.173)$$

vậy

$$Re_h = 0,0091 \psi Ar$$

$Re_h = 50 \div 7200$, tức $9,86 \cdot 10^3 \leq \psi Ar \leq 31,14 \cdot 10^3$ ta có:

$$Re_h = 0,367(\psi Ar)^{1,57} \quad (2.174)$$

Biết được Re_h ta tính được vận tốc thẳng bằng theo công thức:

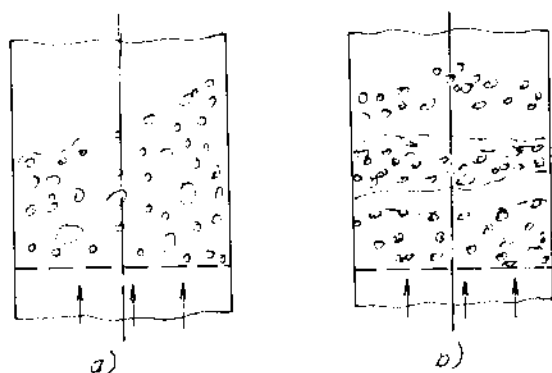
$$w'_k = \frac{Re_h \cdot \mu}{d_h \cdot \rho_0} \quad (2.175)$$

Tỷ số giữa vận tốc làm việc w và vận tốc thẳng bằng w'_k được gọi là số tầng sôi ω :

$$\omega = \frac{w}{w'_k} \quad (2.176)$$

là đặc trưng cho cường độ khuấy đảo của các hạt ở chế độ tầng sôi. Qua thực nghiệm cho thấy, khi $\omega = 2$, tầng sôi có cường độ khuấy đảo mãnh liệt nhất.

Nên nếu tăng $\omega > 2$ thì trạng thái lớp hạt trở nên không đồng đều nữa, thoát dầu xuất hiện các "bọt" khí lớn ở rải rác và theo mức độ tăng của w các bọt sẽ lớn lên và hoà vào nhau choán đầy từng khoang thiết bị, làm cho lớp hạt phân



Hình 2.42. Chế độ tăng sôi không đồng đều

tầng (hình 2.42b). Các hạt ở trên bị bắn tung lên và dễ bị dòng khí cuốn theo.

Chế độ sôi phân tầng có ảnh hưởng xấu, làm cho trở lực lớp sôi dao động mạnh, sự tiếp xúc giữa lớp hạt và dòng khí không đồng đều. Hiện tượng này phụ thuộc vào kích thước hạt, vận tốc dòng khí và đường kính thiết bị. Nó tăng mạnh khi đường kính hạt và vận tốc dòng chảy tăng cùng với sự giảm của đường kính thiết bị.

2.9.3.2. Tính vận tốc lắng

Ở trạng thái tăng sôi các hạt rắn luôn có xu thế lắng xuống. Do đó ta cần xác định vận tốc lắng của hạt.

Trong môi trường chân không vật thể rơi tự do với vận tốc:

$$w = g \cdot \tau, \text{ m/s}^2 \quad (2.177)$$

với g – gia tốc trọng trường, m/s^2 ;

τ – thời gian rơi, s.

Công thức (2.177) cũng có thể dùng khi các vật thể có kích thước lớn rơi trong môi trường khí hoặc lỏng, vì sức cản thuỷ lực không đáng kể và chỉ làm giảm lực trọng lượng xuống 0,05 đến 0,1%. Trái lại, nếu vật thể có kích thước bé hơn 100 μ , thì sức cản của môi trường tăng nhiều so với trọng lực, do đó sau một thời gian rơi, lực cản (kể cả lực đẩy Archimèdes) mới cân bằng với trọng lực và vật bắt đầu rơi với vận tốc không đổi. Vận tốc này

được gọi là vận tốc lắng, với thứ nguyên m/s và được xác định trên cơ sở của lực cản và lực trọng lượng.

Theo định luật Newton thì trở lực của môi trường tỷ lệ với diện tích mặt chiếu của hạt thẳng góc với phương chuyển động của nó và khối lượng riêng của môi trường:

$$S = \xi \cdot F \cdot \rho_0 \frac{w_0^2}{2}, \text{ N} \quad (2.178)$$

Nếu vật thể có dạng cầu thì:

$$S = \xi \cdot \frac{\pi d_h^2}{4} \cdot \rho_0 \frac{w_0^2}{2}, \text{ N} \quad (2.179)$$

Vì hạt cầu có tiết diện (mặt chiếu) là hình tròn, nên $F = \frac{\pi d_h^2}{4}$.

Mặt khác lực trọng lượng của hạt trong môi trường có khối lượng riêng ρ_0 được tính:

$$G = \frac{\pi d_h^3}{6} (\rho_h - \rho_0) g, \text{ N} \quad (2.180)$$

Hạt có vận tốc rơi không đổi (vận tốc lắng) khi $S = G$, tức:

$$\xi \frac{\pi d_h^2}{4} \cdot \rho_0 \frac{w_0^2}{2} = \frac{\pi d_h^3}{6} (\rho_h - \rho_0) g$$

$$\text{Rút ra:} \quad w_0 = \sqrt{\frac{4gd_h(\rho_h - \rho_0)}{3\xi\rho_0}}, \text{ m/s} \quad (2.181)$$

Hệ số trở lực ξ phụ thuộc vào Re , vận tốc chuyển động của hạt, khối lượng riêng và độ nhớt của môi trường, cụ thể:

$$\text{Khi } Re \leq 2 \text{ thì: } \xi = \frac{24}{Re};$$

$$\text{Khi } 2 \leq Re \leq 500 \text{ thì: } \xi = \frac{18,5}{Re^{0,6}};$$

$$\text{Khi } 500 < Re \leq 150000 \text{ thì: } \xi = 0,44.$$

Do đó, vận tốc lắng của hạt được tính trong trường hợp cụ thể:

a) Khi chuyển động dòng, với $Re \leq 2$ ta có phương trình Stokes:

$$w_0 = \frac{d_h^2(\rho_h - \rho_0)}{18\mu} g, \text{ m/s} \quad (2.182)$$

Trở lực của môi trường ở phạm vi $Re \leq 2$ được tính:

$$S = 3\pi d_h \mu w_0, N \quad (2.183)$$

Từ đó rút ra kết luận cho quá trình lắng tuân theo định luật Stokes:

- Trở lực môi trường tỷ lệ bậc một với vận tốc lắng của hạt;
- Vận tốc lắng tỷ lệ với bình phương của đường kính hạt.

Định luật Stokes ứng dụng trong phạm vi:

- Giới hạn trên là $Re \leq 2$;
- Đường kính của hạt không vượt quá giá trị cực đại ứng với $Re = 2$, tức

từ phương trình tính Reynolds:

$$Re = \frac{d_h w_0 \rho_0}{\mu} = 2$$

$$\text{Rút ra: } d_h = \frac{2\mu}{w_0 \rho_0} = \sqrt[3]{\frac{36\mu^2}{(\rho_h - \rho_0)\rho_0 g}} \approx 1,375 \sqrt[3]{\frac{\mu^2}{(\rho_h - \rho_0)\rho_0}}, m \quad (2.184)$$

- Giới hạn dưới của vận tốc lắng được xác định khi kích thước của hạt đạt bằng quãng đường tự do trung bình l_0 của phân tử môi trường, tức trở lực bằng:

$$S = \frac{3\pi d_h \mu w_0}{1 + A \frac{l_0}{d}}, N \quad (2.185)$$

trong đó l_0 - quãng đường tự do trung bình của phân tử khí, m;

A - hằng số, $A = 14 + 20$.

Vận tốc lắng được tính:

$$w_0 = d_h^2 (\rho_h - \rho_0) g \left(1 + A \frac{l_0}{d_h} \right), m/s \quad (2.186)$$

b) Khi chuyển động quá độ, $2 < Re \leq 500$, vận tốc lắng được xác định theo phương trình Allen:

$$w_0 = 114 d_h \sqrt{\frac{(\rho_h - \rho_0)}{\xi \rho_0}}, m/s \quad (2.187)$$

Qua phương trình Allen, ta thấy trong chế độ quá độ, vận tốc lắng tỷ lệ với đường kính hạt.

c) Khi chuyển động xoáy, $500 < Re \leq 150000$, vận tốc lắng được tính theo phương trình của Newton:

$$w_0 = 5,48 \sqrt{\frac{d_h(\rho_h - \rho_0)}{\rho_0}}, \text{ m/s} \quad (2.188)$$

Từ công thức (2.188) ta thấy, ở chế độ xoáy vận tốc lắng tỷ lệ $\sqrt{d_h}$ của đường kính hạt.

Như vậy, để xác định vận tốc lắng w_0 , ta phải biết Re , nhưng trong công thức tính Re có w_0 . Do đó khi tính ta phải giả thiết Re , sau khi tính w_0 xong phải kiểm tra lại giá trị giả thiết.

Liasenco đưa ra phương pháp đơn giản hơn, bằng cách sử dụng chuẩn số Ar , vì chuẩn số này không chứa w_0 .

Từ phương trình tính vận tốc lắng (2.181) ta có:

$$\xi w_0^2 = \frac{4gd_h(\rho_h - \rho_0)}{3\rho_0}$$

Thay w_0 từ phương trình Re :

$$w_0 = \frac{\mu Re}{d_h \rho_0}$$

Ta có:
$$\xi Re^2 = \frac{4d_h^3(\rho_h - \rho_0)}{3\mu^2 \rho_0} = \frac{4Ar}{3}$$

với:
$$Ar = \frac{3}{4} \xi Re^2$$

Thay thế giá trị tối hạn của chuẩn số Re ta có giá trị tối hạn của chuẩn số Ar , cụ thể như sau:

- Trong phạm vi chảy dòng ($Re \leq 2$), $\xi = \frac{24}{Re}$ có:

$$Ar = \frac{3}{4} \cdot \frac{24Re}{Re} = 18.2 = 36$$

- Trong vùng quá độ, $2 < Re \leq 500$, $\xi = \frac{18,5}{Re^{0,6}}$ có:

$$Ar = \frac{3}{4} \cdot \frac{18,5}{Re^{0,6}} Re^2 = \frac{3.18,5.500^2}{4.500^{0,6}} = 84000$$

- Trong khu vực chảy xoáy, chuẩn số Archimedes $Ar > 84000$.

Tóm lại, theo phương pháp Liasenco ta có trình tự tính sau:

1. Tính chuẩn số Ar theo công thức:

$$Ar = \frac{d_b^3 g (\rho_h - \rho_0)}{v^2 \rho_0} \quad (2.189)$$

2. Từ giá trị tính được của Ar ta tính chuẩn số Re , cụ thể:

Khi $Ar \leq 36; Re = \frac{4}{3} \cdot \frac{Ar}{24}$ hay $Re = \frac{Ar}{18}$ (2.190)

Khi $36 < Ar \leq 84000; Re = \left(\frac{4}{3} \cdot \frac{Ar}{18,5} \right)^{1,4} = \left(\frac{Ar}{13,9} \right)^{1,4}$ (2.191)

Khi $Ar > 84000; Re = \sqrt{\frac{4}{3} \cdot \frac{Ar}{0,44}} = 1,71 \sqrt{Ar}$ (2.192)

3. Tính vận tốc lắng theo phương trình:

$$w_0 = \varphi \cdot \frac{\mu \cdot Re}{d_b \cdot \rho_0}, \text{ m/s} \quad (2.193)$$

với φ là hệ số hình dạng hạt. Đối với hạt cầu lấy $\varphi = 1$, còn các hạt có dạng khác cầu $\varphi < 1$.

Theo số liệu thực nghiệm, khi lắng ở chế độ xoáy có thể lấy φ ở các trường hợp sau: hạt dạng tròn $\varphi = 0,77$; hạt dạng góc cạnh $\varphi = 0,66$; hạt dạng thanh $\varphi = 0,58$; hạt dạng tấm mỏng $\varphi = 0,13$.

Đối với hạt có dạng không cân đối ta dùng đường kính tương đương:

$$d_{td} = 1,24 \sqrt[3]{\frac{G}{\rho_h}}, \text{ m} \quad (2.194)$$

với G – khối lượng của hạt, kg;
 ρ_h – khối lượng riêng của hạt, kg/m^3 .

2.10. THUYẾT ĐỘNG LỰC CỦA DÒNG HAI PHA KHÍ – LỎNG

2.10.1. Khái niệm

Nhiều quá trình hoá học được tiến hành trong dòng chảy nhờ sự tiếp xúc pha. Trong đó một pha là phân tán và pha kia là liên tục. Sự tiếp xúc pha quyết định tới quá trình trao đổi chất, trao đổi nhiệt và hiệu quả của

quá trình. Vì vậy việc nghiên cứu chế độ thuỷ động của các dòng pha là cần thiết.

Các pha trong thiết bị có thể chuyển động cùng chiều, ngược chiều hoặc chéo dòng. Trong các dòng hai pha ngoài bề mặt phân pha giữa các pha với thành thiết bị, còn có sự phân pha giữa các pha với nhau. Căn cứ vào bề mặt phân pha có thể phân thành:

- Dòng hai pha với pha liên tục là khí hoặc lỏng, pha phân tán là rắn, như rắn - lỏng, rắn - khí hoặc rắn - lỏng, khí.

- Dòng hai pha không có pha rắn tham gia như: khí - lỏng; lỏng - lỏng; khí - khí.

Sự khác nhau của hai nhóm trên do cơ chế chuyển động của chúng. Ở nhóm một có pha rắn, các hạt rắn thực tế không thay đổi về hình dạng và khối lượng (không kể đến quá trình kết tinh và hoà tan). Ở nhóm hai không có pha rắn tham gia, thì pha phân tán là các giọt, bọt, màng, chúng thay đổi cả về hình dạng lẫn kích thước, khối lượng. Thuỷ động lực của nhóm một được nghiên cứu ở đây. Đối với nhóm hai, chế độ thuỷ động rất phức tạp, vì đặc trưng chuyển động của pha này phụ thuộc vào điều kiện chuyển động của pha kia và các yếu tố khác như sức căng bề mặt pha - pha. Vì vậy, việc nghiên cứu nhóm này thường dựa vào thực nghiệm. Kết quả thực nghiệm được đúc kết dựa vào phương pháp phân tích thứ nguyên. Ngoài những chuẩn số đã biết còn có chuẩn số Weber:

$$We = \frac{\rho \omega^2 l}{\delta} \quad (2.195)$$

trong đó l - kích thước hình học (như đường kính giọt, bọt, ...);

δ - sức căng bề mặt, N/m²;

ω - vận tốc pha liên tục; m/s;

ρ - khối lượng riêng, kg/m³.

Chuẩn số Weber đặc trưng tỷ lệ giữa lực quán tính và sức căng bề mặt phân pha.

Đặc trưng thuỷ động lực của dòng hai pha khí - lỏng sẽ được trình bày sơ lược ở đây như ví dụ là quá trình sục bọt và chảy màng.

2.10.2. Quá trình sục bọt

Khi sục dòng khí (hơi) vào lớp chất lỏng thì nó được phân bố vào pha lỏng ở dạng các bọt. Các bọt này không bền và bị phá hủy ngay sau khi ngừng sục. Muốn có hệ bọt bền vững cần phải thêm vào đó chất hoạt động bề mặt.

Đặc trưng của lớp bọt là nồng độ pha khí và bề mặt tương tác giữa bọt và khí. Nồng độ khí được thể hiện qua phần thể tích ϵ trong thể tích chung V của hệ bọt. Bề mặt riêng a (m^2/m^3) đặc trưng sự tiếp xúc giữa pha khí và lỏng. Phần thể tích ϵ và bề mặt riêng của bọt được tính theo công thức:

$$\epsilon = \frac{n\pi d_{tb}^3}{6V_2} \quad (2.196)$$

$$a = n \cdot \frac{\pi d_{tb}^2}{V}, \text{ m}^2/\text{m}^3 \quad (2.197)$$

với d_{tb} – đường kính trung bình của bọt, m;
 n – số lượng bọt.

Từ công thức (2.196) và (2.197) ta có công thức tính thể tích của hệ bọt:

$$V = \frac{n\pi d_{tb}^3}{6\epsilon} = \frac{n\pi d_{tb}^3}{a}, \text{ m}^3 \quad (2.198)$$

Vậy, đường kính trung bình của từng bọt được tính:

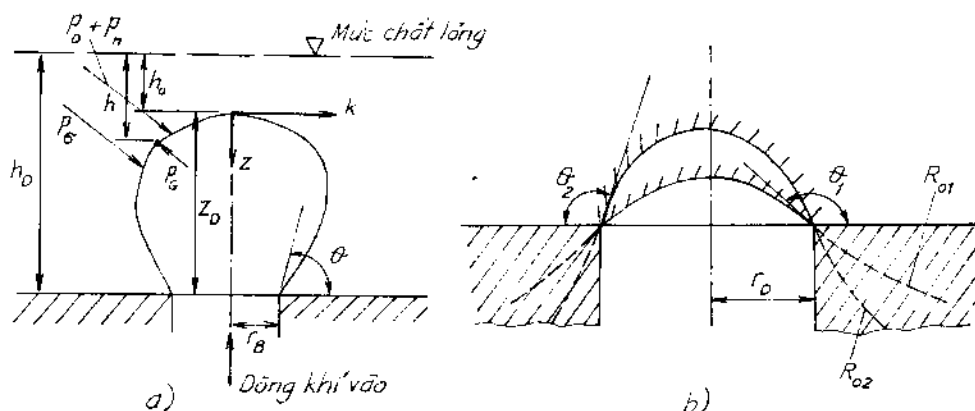
$$d_{tb} = \frac{6\epsilon}{a}, \text{ m} \quad (2.199)$$

2.10.2.1. Sự hình thành bọt khí

Khí được sục vào lớp chất lỏng có thể qua lưới hoặc vòi. Sự hình thành của bọt khí qua lỗ của lưới phân phối khí chậm hoặc nhanh phụ thuộc vào dòng khí và trở lực của lớp chất lỏng.

a) Sự hình thành bọt chậm

Khi dòng khí được thổi vào với vận tốc bé, và trở lực dòng lớn, bọt khí sẽ được hình thành chậm, tức là vận tốc tạo bọt chậm làm trạng thái cân bằng tĩnh bị phá vỡ (bỏ qua lực khối lượng K_p vì còn rất bé). Hình 2.43 thể hiện bọt khí được hình thành khi qua lỗ tròn.



Hình 2.43. Bọt khí:

a) lực tác dụng lên bọt; b) quá trình tạo bọt chậm.

Siemes đã vận dụng thuyết mao quản để tính cấu trúc và thể tích bọt. Tại mỗi điểm của bọt có sự cân bằng áp lực:

$$p_G = p_0 + p_h + p_\sigma \quad (2.200)$$

trong đó p_G – áp suất khí bên trong bọt;
 p_0 – áp suất trên bề mặt chất lỏng;
 p_h – áp suất cột chất lỏng (áp suất thủy tĩnh);
 p_σ – áp suất trong mao quản.

$$p_h = p_{h0} + \rho_F g \cdot z \quad (2.201)$$

với p_{h0} – áp suất cột chất lỏng trên chóp bọt;
 ρ_F – khối lượng riêng cột chất lỏng.

$$p_\sigma = \sigma \left(\frac{1}{R_1} + \frac{1}{R_2} \right) \quad (2.202)$$

với σ – sức căng bề mặt của bọt;
 R_1, R_2 – bán kính cung chính của bọt.

Thay vào phương trình (2.200) ta có:

$$p_G = p_0 + p_{h0} + \rho_F g \cdot z + \sigma \left(\frac{1}{R_1} + \frac{1}{R_2} \right) \quad (2.203)$$

Áp suất bên trong bọt ở đỉnh (tại $z = 0$) là:

$$p_G = p_0 + p_{hD} + \sigma \frac{2}{R_0} \quad (2.204)$$

với R_0 – bán kính cung đỉnh bọt.

Đặt phương trình (2.203) và (2.204) bằng nhau ta được:

$$\frac{2\sigma}{R_0} = \sigma \left(\frac{1}{R_1} + \frac{1}{R_2} \right) + \rho_F g z \quad (2.205)$$

Trong thực tế, bọt hình thành và phát triển lớn dần, như hình 2.43b, áp suất trong bọt khí cũng thay đổi, nên áp suất ở đỉnh bọt có thể được tính:

$$p_G = p_0 + p_{hD} - \rho_F g z_D + \frac{2\sigma}{R_0} \quad (2.206)$$

với p_{hD} – áp suất thủy tĩnh ở lỗ dưới.

b) Sự hình thành bọt nhanh

Quá trình hình thành bọt nhanh chỉ được quan sát qua thực nghiệm, vì vậy chưa có cơ sở lý thuyết đầy đủ. Tuy nhiên dựa vào quan hệ giữa lưu lượng khí D_G và tần số tạo bọt f thông qua thể tích bọt V :

$$D_G = f \cdot V \quad (2.207)$$

mà Siemes phân thành các khu vực sau:

- 1) *Khu vực 1*: hình thành bọt chậm, là giới hạn dưới với lưu lượng khí D_G bé.
- 2) *Khu vực 2*: tần số tạo bọt tăng dần cho đến khi thể tích bọt cân bằng.
- 3) *Khu vực 3*: tần số tạo bọt là hằng số. Độ lớn của bọt tăng cùng lưu lượng khí.
- 4) *Khu vực 4*: quá trình tạo bọt không theo quy luật, vùng quá độ.
- 5) *Khu vực 5*: tạo thành tia khí xuyên qua lớp chất lỏng, các bọt riêng lẻ được tách ra.

Như vậy, quá trình tạo bọt có thể được phân thành hai phần phụ thuộc vào lưu lượng khí là:

- Trở lực dòng lớn: lưu lượng khí không đổi ($D_G = \text{const}$);
- Trở lực dòng bé: lưu lượng khí dao động mạnh theo chu kỳ cùng với sự hình thành của bọt.

Trên cơ sở nghiên cứu cho thấy, bọt xuất hiện lớn nhất $V_{\max}$ chỉ trong quá trình tạo bọt chậm. Dựa vào thời gian tách của bọt trong quá trình tạo bọt nhanh, tần số f được tính:

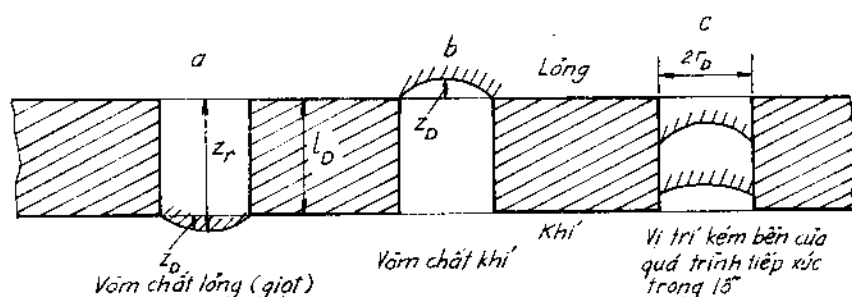
$$f = \frac{D_G}{V} = \frac{D_G}{V_{\max} + t_A \cdot D_G} = \frac{1}{\frac{V_{\max}}{D_G} + t_A} \quad (2.208)$$

Thời gian tạo bọt được tính:

$$t_B = \frac{1}{f} = \frac{V_{\max}}{D_G} + t_A \quad (2.209)$$

c) Sự hình thành bọt trong hệ lỗ

Qua nghiên cứu của Siemes cho thấy, sự hình thành bọt ở mỗi lỗ trong hệ thống lỗ của lưới phân phối không khác gì ở một lỗ riêng lẻ. Quá trình được thể hiện qua ba trạng thái khác nhau, như trên hình 2.44.



Hình 2.44. Quá trình hình thành bọt qua lỗ

Ở trạng thái tĩnh cả ba trường hợp a , b hoặc c đều có khả năng tồn tại tùy thuộc vào áp suất của khí.

- Trường hợp a:

$$p_v = p_G = p_{hd} + \rho_F g \cdot z - \frac{2\sigma}{R_0} + p_0 \quad (2.210)$$

Nếu $p_v < p_G$, thì chất lỏng sẽ chảy qua lỗ.

trong đó p_{hd} – áp suất thủy tĩnh của chất lỏng trên đĩa;
 z_p – khoảng cách từ mặt lưới đến vòm chất lỏng;
 l_D – chiều dài lỗ;
 $z_D = z_r - l_D$ – khoảng cách vòm chất lỏng đến mặt đĩa.

- Trường hợp b: $p_v > p_G$ bọt sẽ tách khỏi lỗ.
- Trường hợp c: không tồn tại trạng thái ổn định. Chất lỏng trong lỗ bị đẩy lên khi p_v bé và tụt xuống khi p_v tăng.

2.10.2.2. Sự dâng của bọt trong chất lỏng

a) Từng bọt riêng lẻ

Khi dâng, bọt trong chất lỏng chịu những lực tác dụng khác nhau theo cơ chế rất phức tạp, song về cơ bản nó phụ thuộc vào môi trường lỏng. Những lực có liên quan bao gồm:

- lực quán tính của chất lỏng: $K_p \sim \rho_F d_B^3 w^2$
- lực ma sát do độ nhớt: $K_\eta \sim \mu_F d_B \cdot w$
- Trọng lực: $K_g \sim g d_B^3 \rho_F$
- Lực bề mặt (sức căng): $K_\sigma \sim \sigma d_B$

trong đó w – vận tốc dâng của bọt, cm/s;
 d_B – đường kính bọt, mm;
 ρ_F – khối lượng riêng của chất lỏng, kg/m³;
 μ_F – độ nhớt của chất lỏng, kp.s/m².
 σ – sức căng bề mặt, kp/cm.

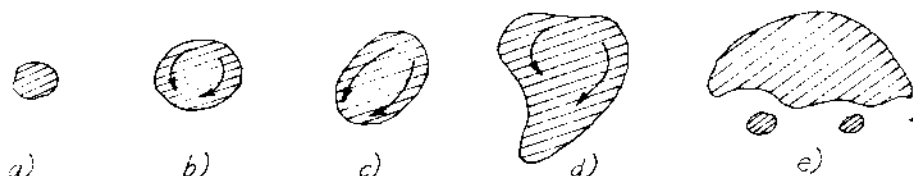
Các chuẩn số tạo thành từ các lực trên:

$$Re = \frac{K_p}{K_\eta} = \frac{w \cdot d_B \rho_F}{\mu_F} \quad (2.211)$$

$$Fr = \frac{K_p}{K_g} = \frac{w^2}{g \cdot d_B} \quad (2.212)$$

$$We = \frac{K_p}{K_\sigma} = \frac{w^2 d_B \rho_F}{\sigma} \quad (2.213)$$

Theo Siemes, Peebles và Gaber và nhiều tác giả khác, trong quá trình dâng bọt hình thành theo bọt dạng như ở hình 2.45.

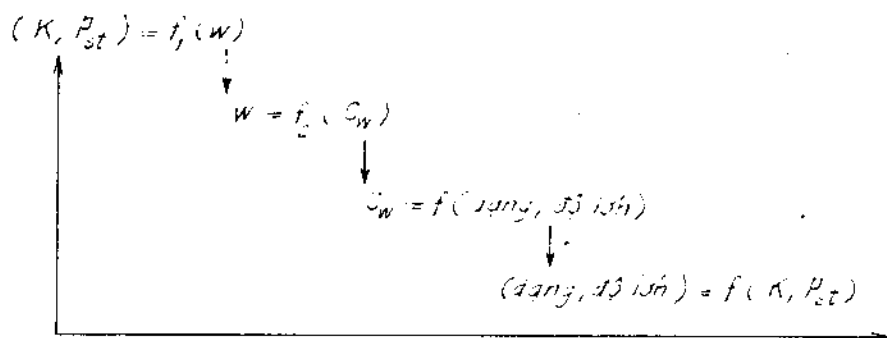


Hình 2.45. Dạng bọt

- a) bọt dạng cầu, không tạo xoáy bên trong, bọt dâng thẳng đứng (tuân theo định luật Stokes);
- b) bọt dạng cầu, có tạo xoáy bên trong, bọt dâng thẳng đứng (tuân theo định luật Stokes);
- c) bọt dạng elip tròn xoay với xoáy bên trong, bọt dâng theo hình xoắn ốc;
- d) bọt dạng nấm không đều có xoáy bên trong, bọt dâng thẳng đứng;
- e) bọt có dạng đặc biệt của trường hợp d), ở đây là dạng chòm cầu.

Theo từng dạng, khi bọt dâng trong nước, các giá trị như đường kính bọt, trở lực C_w , vận tốc được tổng hợp ở bảng 2.8.

Các kết quả nghiên cứu cho thấy rằng, ở các dạng *a*, *b*, *c* vận tốc dâng của bọt tăng cùng với độ lớn của nó, còn ở dạng *c*, *d* thì ngược lại, vận tốc giảm khi thể tích bọt tăng. Quan hệ giữa lực, áp suất thuỷ tĩnh với vận tốc và trở lực là quan hệ hai chiều. Điều này thể hiện ở từng trường hợp, đồng thời với vai trò của từng lực. Ví dụ ở trường hợp *a* thì $K_p = 0$ và $K_\sigma = 0$, nghĩa là bọt không bị biến dạng. Quá trình dâng tuân theo định luật Stokes, vì chỉ tồn tại lực K_g và K_μ . Ở trường hợp bọt bị biến dạng trong quá trình dâng thì lực K_σ chiếm ưu thế. Diễn biến quá trình dâng có thể biểu thị như ở hình 2.46.



Hình 2.46. Quan hệ giữa lực, áp suất thủy tĩnh với các đại lượng khác trong quá trình dâng của bột

Bảng 2.8

Dạng bột	d_B, mm	C_w	$w, \text{m/s}$	Phạm vi thích hợp
a	< 12 theo Siemes hoặc < 2	$\frac{24}{Re}$	$\frac{gd_B^2(\rho_F - \rho_K)}{18\mu_F}$ hoặc $\frac{Re}{Fr} = 18, \frac{\rho_F}{\rho_F - \rho_K}$	$Re < 0,4$ $Re < 2$
b	< 12 theo Siemes	$18,2 \cdot Re^{0,682}$	$0,33 \cdot g^{0,76} \left(\frac{\rho_F}{\mu_F} \right)^{0,52} \left(\frac{d_B}{2} \right)^{1,28}$ hoặc $Re^{2,08} = 2820 \cdot Fr^{3,04}$	$Re = 2 \dots 74$ trường hợp chung (không chỉ cho hệ không khí - nước) $Re < 4,02$ $(Re^4 Fr \cdot We^{-3})^{0,214}$
c	1,2 ÷ 2 theo Siemes	$0,366 \frac{We}{Fr}$	$= 1,35 \sqrt{\frac{2\delta}{gd_B}}$ $We = 3,64$	$744 \leq Re \leq 3,1$ $(Re^4 Fr \cdot We^{-3})^{0,35}$
d	> 20	$2,8 = \text{const}$	$= 0,714 \sqrt{d_B g}$ hoặc $Fr = 0,52$ (theo Davis và Taylor)	

b) Khối bột

Sự dâng của bột trong khối bột khác với sự dâng của từng bột riêng lẻ, vì ít nhiều các bột có tác động lẫn nhau và kết thành khối bột trong lòng bể

cùng dâng lên. Do đó có thêm các yếu tố ảnh hưởng đến quá trình dâng là: bán kính bọt R , chiều cao khối bọt H tính từ mặt lưới. Do có sự giãn nở của bọt, ảnh hưởng của dòng mà R và H luôn thay đổi. Quan hệ giữa R và H theo từng loại đĩa phân phối khí (chủ yếu theo lượng lỗ của lưới) được Schmuck nghiên cứu và cho thấy bán kính khối bọt tăng theo chiều cao của nó và lượng lỗ của lưới. Số lượng lỗ trên đĩa càng tăng, lượng bọt càng nhiều, chiều cao tăng làm giảm khối lượng riêng khối bọt.

Trong quá trình dâng của khối bọt có quan hệ áp suất:

$$p_K = p_0 + p_\sigma + p_h + \rho_F \frac{w^2}{2}, \text{ kp/cm}^2 \quad (2.214)$$

trong đó p_K – áp suất của khí bên trong bọt, kp/cm^2 ;

p_0 – áp suất trên bề mặt chất lỏng, kp/cm^2 ;

p_σ – áp suất mao quản, kp/cm^2 ;

p_h – áp suất thủy tĩnh, kp/cm^2 .

Ở đáy khối bọt có:

$$p_{hd} = \rho_F g \cdot H_0$$

Trên mặt khối bọt $p_{h0} = 0$

Do áp suất khối bọt thay đổi dọc theo khối bọt mà có sự thay đổi thể tích của khối bọt trong quá trình dâng:

$$\frac{\Delta V}{V_d} = \frac{\rho_F g \cdot H_0}{p_K} \quad (2.215)$$

với H_0 – chiều cao khối bọt tính kể từ lưới phân phối, cm ;

V_d – thể tích ở đáy.

Khả năng phát triển của bọt nhiều hơn, khi p_{hd} lớn và p_0 bé. Chiều cao khối bọt thay đổi và được tính theo công thức:

$$H = H_0 + \Delta H$$

Phần chất lỏng tương đối:

$$\varepsilon = \frac{H_0}{H} = \frac{H_0}{H_0 + \Delta H} \quad (2.216)$$

Vì vậy, nếu biết quan hệ $\varepsilon = f(H)$, ta có thể tính H_0 theo công thức:

$$H_0 = \int_0^H \varepsilon(H) dH \quad (2.217)$$

Đối với khối bọt, thường dùng lưu lượng khí D tính theo tiết diện khối bọt Q là:

$$D_Q = \frac{D}{Q}, \text{ với } Q = \pi R^2 \quad (2.218)$$

D_Q là yếu tố ảnh hưởng chính đến cơ chế dòng của khối bọt, độ lớn bọt và vận tốc dâng của bọt.

Dựa vào sự phân bố của bọt trên tiết diện ngang mà phân biệt thành:

- 1) Dòng nhũ tương: bọt phân bố đều trên toàn tiết diện khối bọt, với vận tốc dâng lớn.
- 2) Dòng vòng khuyên: bọt tăng ở tâm khối (hơi nước).
- 3) Dòng giọt: tạo thành khối trụ riêng lẻ trên toàn tiết diện, bên trong là chất lỏng.

Trong thực tế tính toán, thường chấp nhận dòng nhũ tương với sự phân bố đều đặn của khối bọt.

Khi khối bọt chuyển động người ta cũng phân biệt theo hai chế độ chảy dòng và chảy xoáy sau:

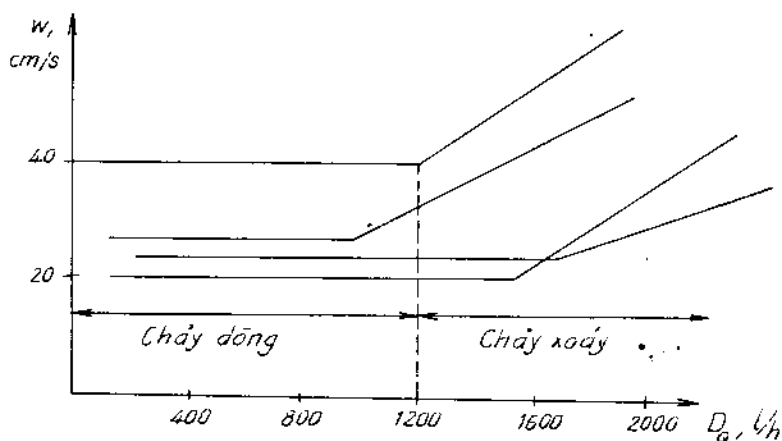
– Phạm vi chảy dòng của khối bọt: lưu lượng khí bé, các bọt dâng độc lập, không tác động lên nhau. Vì vậy, vận tốc dâng trung bình của bọt được coi là hằng số, không phụ thuộc vào D_Q giống trường hợp dâng của từng bọt riêng lẻ.

– Phạm vi chảy xoáy của khối bọt: lưu lượng khí lớn, tạo dòng xoáy, do tính không đồng đều của kích thước bọt. Vận tốc trung bình của bọt thay đổi, tăng cùng với lưu lượng D_Q :

$$w_{tb} = \frac{D_Q}{V_{tb}} \cdot \frac{\Delta H}{z} \quad (2.219)$$

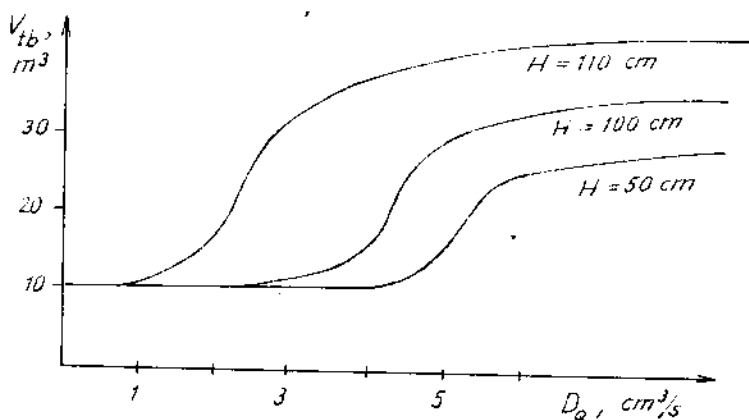
trong đó V_{tb} – thể tích trung bình của bọt trong khối;
 z – số lượng bọt (phạm vi quan sát).

Phụ thuộc vào lưới phân phối, quan hệ $w = f(D_Q)$ được thể hiện ở hình 2.47.



Hình 2.47. Quan hệ $w = f(D_Q)$ với lưới phân phối khác nhau

Hoặc quan hệ $V_{tb} = f(D_Q)$ với chiều cao khác nhau của cột chất lỏng trên đĩa, như ở hình 2.48.



Hình 2.48. Quan hệ $V_{tb} = f(D_Q)$ ở mức chất lỏng khác nhau

Việc nghiên cứu chế độ thủy động của hệ lỏng - khí thể hiện qua cơ chế sục bọt, nhằm hiểu biết sự dâng của bọt, sự chuyển động của chất lỏng và sự xoáy của khối bọt, ... có vai trò quan trọng trong quá trình truyền nhiệt, chuyển khối, và đặc biệt cho phản ứng hoá học.

Chương 3

VẬN CHUYỂN CHẤT LỎNG VÀ NÉN KHÍ

3.1. VẬN CHUYỂN CHẤT LỎNG

Muốn chất lỏng chuyển động từ thấp lên cao hoặc chảy dọc theo ống, mương máng nằm ngang, người ta phải dùng bơm để cung cấp năng lượng tạo nên sự chênh lệch áp lực để đẩy chất lỏng thành dòng chuyển động trong đó.

Trong công nghiệp hoá chất và thực phẩm, bơm được dùng rất phổ biến và đa dạng. Vì vậy, bơm được chia làm nhiều loại tùy đặc trưng cấu tạo, tính năng và phạm vi ứng dụng.

Dựa vào nguyên lý làm việc người ta chia bơm thành nhiều loại:

- *Bơm thể tích:* Do bộ phận tịnh tiến hay quay của bơm làm thay đổi thể tích bên trong tạo nên áp suất âm ở đầu hút và áp suất dương ở đầu đẩy, do đó thể năng và áp suất của chất lỏng khi qua bơm tăng lên.
- *Bơm ly tâm:* Nhờ lực ly tâm tạo ra trong chất lỏng khi guồng quay mà chất lỏng được hút vào và đẩy ra khỏi bơm.
- *Bơm đặc biệt:* Bao gồm các loại bơm không có bộ phận dẫn động như động cơ điện, máy hơi nước, mà dùng luồng khí hay hơi làm nguồn động lực để đẩy chất lỏng. Ví dụ, bơm tia, bơm sục khí, thùng nén, xiphông, v.v...

3.1.1. Các thông số đặc trưng của bơm

Khi tính toán, đánh giá chất lượng bơm ta thường dựa vào các thông số đặc trưng chính gồm: Năng suất, áp suất toàn phần, công suất và hiệu suất.

3.1.1.1. Năng suất của bơm

Với mọi loại bơm, năng suất được tính bằng thể tích chất lỏng được bơm cung cấp trong một đơn vị thời gian, Q [m^3/s] hoặc [m^3/h].

3.1.1.2. Công suất của bơm

Được tính bằng năng lượng tiêu tốn để bơm làm việc, với các loại bơm có bộ phận dẫn động như động cơ điện, máy hơi nước, công suất của động cơ được tính bao gồm các dạng công suất sau đây:

a) Công suất hữu ích

Là năng lượng mà bơm tiêu tốn để tăng áp suất cho chất lỏng, bằng tích số giữa áp suất toàn phần Δp (năng lượng riêng) và lưu lượng của dòng chất lỏng qua bơm:

$$N_{hi} = \rho \cdot g \cdot Q \cdot H \quad (3.1)$$

b) Công suất trên trục của bơm

Để tạo công suất hữu ích cho bơm, công suất trên trục bơm phải bù thêm phần năng lượng tổn thất do ma sát ở trục, đặc trưng bởi hệ số hữu ích η_b , vậy:

$$N_{tr} = \frac{N_{hi}}{\eta_b} = \frac{\rho \cdot g \cdot H \cdot Q}{\eta_b} \quad (3.2)$$

c) Công suất của động cơ

Động cơ cần tiêu tốn năng lượng lớn hơn năng lượng do bơm tiêu tốn, vì năng lượng được truyền từ động cơ đến bơm một phần bị tổn thất do quá trình làm việc của động cơ, sự truyền động giữa trục động cơ và trục bơm, do ma sát trên trục. Chúng đặc trưng bởi hệ số động cơ η_{dc} , hệ số truyền động η_{tr} và hệ số hữu ích η_b . Do đó, công suất của động cơ được tính:

$$N_{dc} = \frac{N_{tr}}{\eta_{tr} \cdot \eta_{dc}} = \frac{N_{hi}}{\eta_{tr} \cdot \eta_{dc} \cdot \eta_b} = \frac{N_{hi}}{\eta} \quad (3.3)$$

với $\eta = \eta_{tr} \cdot \eta_{dc} \cdot \eta_b$ – hiệu suất của bơm.

3.1.1.3. Hiệu suất của bơm

Qua công thức (3.3) ta thấy η là đại lượng đặc trưng cho độ sử dụng hữu ích của năng lượng được truyền từ động cơ đến bơm, chuyển thành động năng để vận chuyển chất lỏng, nên được gọi là hiệu suất của bơm hay hệ số hữu ích, được tính:

$$\eta = \frac{N_{li}}{N_{dc}} = \eta_b \cdot \eta_{tr} \cdot \eta_{dc} \quad (3.4)$$

Tuy nhiên, để bơm làm việc an toàn, người ta thường chế tạo động cơ có công suất lớn hơn công suất tính toán. Tỷ số giữa công suất thực tế và công suất tính toán cho ta hệ số dự trữ β :

$$N_{TT} = \beta N_{dc} \quad (3.5)$$

Giá trị β trong thực tế thường được chọn theo bảng số liệu sau:

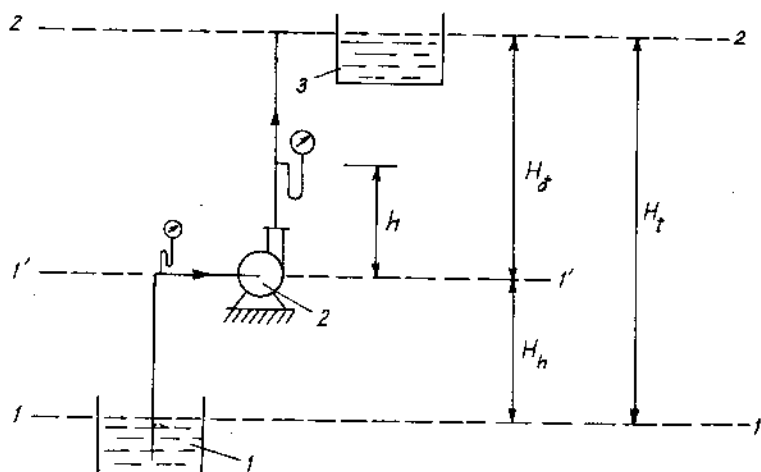
N_{dc}, W	<1	1 – 5	5 – 50	>50
β	2 – 1,5	1,5 – 1,2	1,2 – 1,15	1,1

3.1.1.4. Áp suất toàn phần và chiều cao hút của bơm

a) Áp suất toàn phần

Ký hiệu H [m] là đặc trưng cho năng lượng riêng do bơm truyền cho một đơn vị trọng lượng chất lỏng. Vì nó được tính bằng chiều cao để nâng 1 kg chất lỏng nhờ năng lượng do bơm truyền cho, nên nó không phụ thuộc vào độ nhớt và khối lượng riêng của chất lỏng.

Áp suất toàn phần của bơm được tính theo sơ đồ ở hình 3.1.



Hình 3.1. Sơ đồ đặt bơm:

1 - bể chứa chất lỏng; 2 - bơm;
3 - nơi chứa chất lỏng được bơm đến

Phương trình Bernoulli cho mặt 1-1 và 1'-1':

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = \frac{p_v}{\rho g} + \frac{w_v^2}{2g} + H_h + h_{m,h} \quad (3.6)$$

Phương trình Bernoulli cho mặt 1'-1' và 2-2:

$$\frac{p_r}{\rho g} + \frac{w_r^2}{2g} = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} + H_d + h_{m,d} \quad (3.7)$$

trong đó p_1 - áp suất ở bể chứa 1;

p_2 - áp suất ở bể chứa 2;

p_v - áp suất ở cửa vào của bơm;

p_r - áp suất ở cửa ra của bơm;

H_h - chiều cao hút;

H_d - chiều cao đẩy;

$H_t = H_h + H_d$ - tổng chiều cao;

h - khoảng cách giữa chân không kế (ống hút) và áp kế (ống đẩy).

w_1, w_2 - vận tốc của dòng chất lỏng trong ống hút và ống đẩy;

w_v, w_r - vận tốc dòng chất lỏng ở cửa vào và cửa ra của bơm.

$h_{m,h}$ và $h_{m,d}$ - tổn thất áp suất do lực ma sát và lực ỳ của chất lỏng trên đường ống hút và đẩy.

Từ phương trình (3.6) và (3.7) ta có:

$$\frac{p_v}{\rho g} = \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2 - w_v^2}{2g} - H_h - h_{m,h} \quad (3.8)$$

$$\frac{p_r}{\rho g} = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2 - w_r^2}{2g} + H_d + h_{m,d} \quad (3.9)$$

Chênh lệch áp suất giữa đầu vào và đầu ra của bơm:

$$\frac{p}{\rho g} = \frac{p_r - p_v}{\rho g} = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + \frac{w_2^2 - w_1^2}{2g} + \frac{w_v^2 - w_r^2}{2g} + H_d + H_h + h_m \quad (3.10)$$

Trong thực tế vận tốc w_1 và w_2 bằng nhau, nên $w_2^2 - w_1^2 = 0$, phương trình (3.10) có thể viết:

$$\frac{p}{\rho g} = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + (H_d + H_h) + \frac{w_v^2 - w_r^2}{2g} + h_m \quad (3.11)$$

Trong phương trình (3.11) có các đại lượng:

$H_b + H_d = H_t$ - chiều cao hình học mà bơm cần đưa chất lỏng đến;

$h_{m,h} + h_{m,d} = h_m$ - tổng tổn thất áp suất do ma sát và lực y.

Để xác định áp suất toàn phần của bơm, người ta thường đặt một chân không kế trên đường ống hút và một áp kế trên đường ống đẩy, khi đó áp suất toàn phần được tính:

$$H = \frac{p}{\rho g} = \frac{p_d - p_h}{\rho g} + h + \frac{w_d^2 - w_h^2}{2g} \quad (3.12)$$

Vì $w_1 \approx w_2$ nên $w_2^2 - w_1^2 = 0$, vậy:

$$H = \frac{p_d - p_h}{\rho g} + h \quad (3.13)$$

b) Chiều cao hút của bơm

Từ công thức (3.8) ta có thể tính chiều cao hút của bơm:

$$H_h = \frac{p_1}{\rho g} - \left(\frac{p_v}{\rho g} + \frac{w_v^2 - w_1^2}{2g} + h_{m,h} \right) \quad (3.14)$$

Qua công thức (3.14) ta thấy chiều cao hút của bơm phụ thuộc vào áp suất thùng chứa (thường bằng áp suất khí quyển nếu thùng hở), và áp suất vào bơm (áp suất hút), vận tốc, trở lực do ma sát và quán tính. Chiều cao hút của bơm tăng khi áp suất ở bình chứa tăng và giảm với sự tăng của áp suất hút, vận tốc và trở lực trên đường ống hút.

Áp suất hút (ở cửa vào của bơm) p_v được quyết định bởi áp suất hơi bão hoà của chất lỏng p_{bh} , do đó phụ thuộc vào nhiệt độ. Trong thực tế p_v phải lớn hơn p_{bh} của chất lỏng được bơm. Do đó, chiều cao hút:

$$H_h \leq \frac{p_1}{\rho g} - \left(\frac{p_{bh}}{\rho g} + \frac{w_v^2 - w_1^2}{2g} + h_{m,h} \right) \quad (3.14a)$$

Ở bể hở, áp suất $p_1 = p_a$ (áp suất khí quyển), nên chiều cao hút không vượt quá chiều cao cột chất lỏng ứng với 1 at. Giá trị này phụ thuộc vào chiều cao nơi đặt bơm so với mặt nước biển. Ví dụ, khi bơm nước ở 20°C, bơm được đặt ngang mực nước biển, thì chiều cao hút không vượt quá 10 m, vì 1 at $\approx 10 \text{ mH}_2\text{O}$. Nhưng nếu đặt bơm ở độ cao 2000 m so với mặt nước biển thì chiều cao hút chỉ còn 8,1 m, vì tại đây 1 at $\approx 8,1 \text{ mH}_2\text{O}$.

Áp suất hơi bão hoà của chất lỏng tăng theo nhiệt độ và ở nhiệt độ sôi của chất lỏng nó bằng áp suất khí quyển. Do đó, khi nhiệt độ của chất lỏng tăng, chiều cao hút sẽ giảm. Ngoài ra, khi tính toán chiều cao hút của bơm,

người ta cần tính tổn thất áp suất do ma sát trên ống hút, quán tính cánh guồng và hiện tượng xâm thực.

Hằng số trở lực do xâm thực được tính theo công thức thực nghiệm:

$$h_{xt} = 0,019 \frac{(Q_{\text{н}^2})^{2/3}}{H}, \text{ м} \quad (3.15)$$

trong đó

- Q – năng suất của bơm, m^3/s ;
- n – số vòng quay của trục bơm, $1/\text{s}$;
- H – áp suất toàn phần của bơm, m.

3.1.2. Bơm thể tích

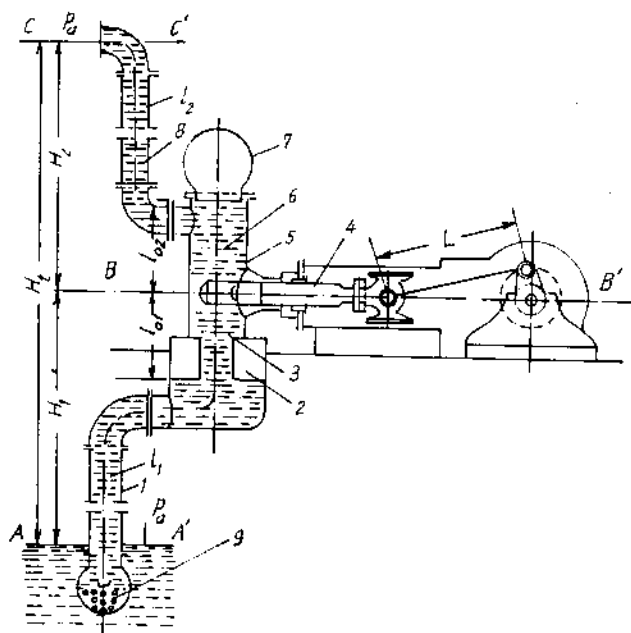
3.1.2.1. Bơm pittông

3.1.2.1.1. Nguyên tắc làm việc của bơm pittông

Bơm gồm hai phần chính; 1 – phần cơ cấu thuỷ lực là phần trực tiếp vận chuyển chất lỏng; 2 – phần dẫn động là phần truyền năng lượng từ động cơ đến bơm, làm cho chất lỏng chuyển động.

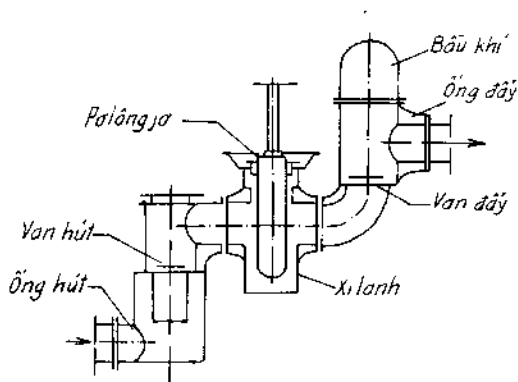
Sơ đồ bơm pittông
biểu diễn ở hình 3.2.

Trên đường ống hút và đẩy có bầu khí 2, 7 chứa không khí. Nhờ bộ phận dẫn động, pittông di động qua lại dọc theo xilanh trên một đoạn dài s gọi là khoảng chạy của pittông. Vị trí biên của pittông về phía phải và trái của xilanh gọi là "vị trí chết". Khi pittông chuyển về phía phải làm tăng thể tích trong xilanh, nên áp suất giảm xuống thấp



Hình 3.2. Sơ đồ nguyên lý bơm pittông: L - cánh tay biên;
1 - ống hút; 2,7 - bầu khí; 3 - van hút; 4 - polôngơ
5-xilanh; 6 - van đẩy; 8 - ống đẩy; 9 - lưới lọc

hơn áp suất khí quyển. Dưới tác dụng của áp suất khí quyển lên mặt thoáng bể chứa, chất lỏng dâng lên trong ống hút, qua van hút vào choán đầy xilanh, đó là quá trình hút. Khi pittông chuyển động ngược lại về phía trái, van hút đóng lại, van đẩy mở ra, chất lỏng được đẩy từ xilanh vào ống đẩy, đó là quá trình đẩy.



Hình 3.3. Bơm pittông thẳng đứng tác dụng đơn

3.1.2.1.2. Phân loại bơm pittông

Tuy giống nhau về nguyên tắc làm việc như đã nêu, nhưng tùy theo mục đích, điều kiện làm việc và tính chất của chất lỏng cần vận chuyển mà bơm pittông có nhiều loại cấu tạo khác nhau và cũng có nhiều cách phân loại khác nhau.

Theo phương pháp dẫn động, chia làm ba loại: 1- bơm có dẫn động - động cơ điện truyền động qua tay biên quay; 2- bơm tác dụng bằng hơi - pittông được nối trực tiếp với máy hơi nước và làm việc nhờ động lực của máy hơi nước; 3- bơm tay.

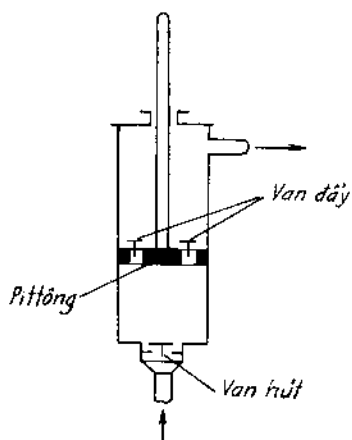
Theo cách sắp đặt vị trí của pittông (polôngjơ), chia ra bơm nằm ngang hay thẳng đứng.

Theo cách làm việc, bơm chia thành: bơm tác dụng đơn, tác dụng kép, tác dụng ba hay bốn, bơm vi sai. Ta đi sâu tìm hiểu cấu tạo và nguyên tắc làm việc của bơm pittông theo cách phân chia này.

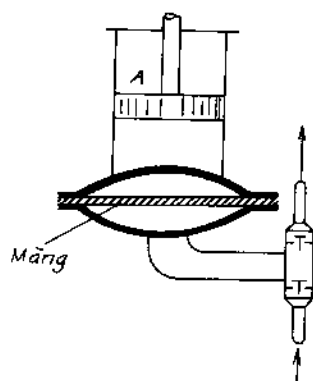
a) Bơm tác dụng đơn

Bơm tác dụng đơn có loại nằm ngang (hình 3.2) và loại thẳng đứng (hình 3.3). Trong bơm có hai van, một van hút và một van đẩy. Sau mỗi vòng quay của trục thì pittông chuyển động một lượt sang phải và một lượt sang trái, chất lỏng được hút vào và đẩy ra khỏi xilanh một lần. Vì vậy, bơm tác dụng đơn làm việc không đều và đó cũng là nhược điểm chủ yếu.

Ngoài ra cũng thuộc loại bơm tác dụng đơn có bơm nhúng chìm và bơm màng (hình 3.4 và 3.5).



Hình 3.4. Bơm nhúng chìm



Hình 3.5. Bơm màng

Ở bơm nhúng chìm (hình 3.4) các van đẩy được bố trí ngay trên pittông. Khi pittông chuyển động lên phía trên, chất lỏng từ bể chứa qua van hút vào xilanh, đồng thời khối chất lỏng nằm trên pittông được đẩy vào ống đẩy. Khi pittông chuyển động xuống phía dưới, van hút đóng và van đẩy mở, chất lỏng bên dưới pittông đi lên phần trên pittông. Như vậy, sau một khoảng chạy (đi lên) của pittông, chất lỏng được hút vào và đẩy ra đồng thời, còn lúc pittông đi xuống là chạy không tải, nên bơm làm việc không đều. Loại bơm này làm việc thuận tiện để bơm nước ở giếng sâu, lỗ khoan ..., tức là bơm có thể đặt ở độ sâu khá xa mặt đất.

Trong bơm màng, pittông và xilanh tách rời khỏi hộp van bằng một màng đàn hồi (hình 3.5). Bơm này dùng để bơm các loại dung dịch ăn mòn mạnh, vì pittông và xilanh không tiếp xúc với môi trường ăn mòn, còn van, hộp van và màng được bảo vệ bằng lớp vật liệu chống ăn mòn.

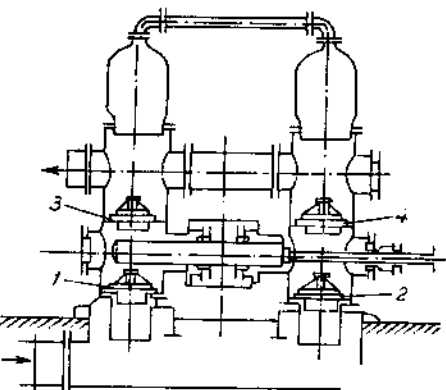
b) Bơm tác dụng kép

Bơm tác dụng kép có tác dụng như hai bơm tác dụng đơn ghép lại với nhau, có một xilanh (một pôlôngơ) và bốn van (hình 3.6).

Trong bơm tác dụng kép, sau mỗi vòng quay của trục pittông chuyển động tới và lui một lần, thì bơm hút và đẩy được hai lần (như vậy sau mỗi khoảng chạy của pittông bơm hút và đẩy được một lần).

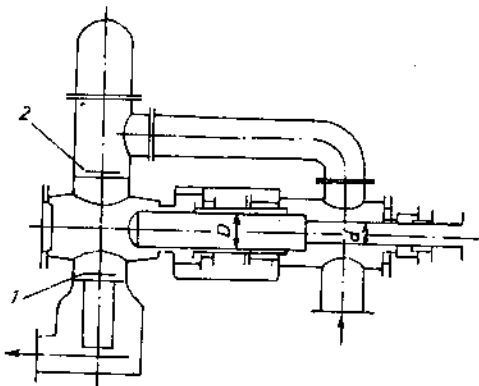
Khi pittông chuyển động về phía phải, chất lỏng được hút vào luồng xilanh bên trái qua van hút 1, đồng thời đẩy chất lỏng chứa trong xilanh bên phải qua van đẩy 4 vào ống đẩy. Khi pittông chuyển động về phía trái, chất lỏng được hút vào buồng xilanh bên phải qua van hút 2 và đồng thời đẩy chất lỏng chứa trong xilanh bên trái qua van đẩy 3 vào ống đẩy. Bơm

tác dụng kép có ưu điểm là chất lỏng được bơm đều đặn hơn bơm tác dụng đơn, nhưng nhược điểm có tới 4 van (là bộ phận dễ hỏng nhất trong bơm).



Hình 3.6. Bơm tác dụng kép

1,2 - van hút;
3,4 - van đẩy



Hình 3.7. Bơm vi sai
(phòng A bên trái
phòng B bên phải)

c) Bơm vi sai

Bơm vi sai có cấu tạo gồm hai buồng A và B nối với nhau bằng xilanh chung. Chuyển động trong xilanh là pittông có đường kính lớn D và đường kính nhỏ d . Đường kính nhỏ nối trực tiếp với tay quay.

Buồng A có hai van gồm van hút 1 và van đẩy 2; Buồng B không có van. Khi pittông chuyển động sang phải, chất lỏng được hút vào buồng A qua van 1, còn chất lỏng trong buồng B được đẩy vào ống đẩy. Khi pittông chuyển về bên trái, van hút đóng lại và van đẩy mở ra, chất lỏng chuyển từ buồng A sang buồng B. Một lượng chất lỏng vào ống đẩy, vì thể tích buồng A lớn hơn buồng B. Như vậy, sau một vòng quay của trục (chuyển động qua lại của pittông) bơm hút vào một lần và đẩy ra hai lần.

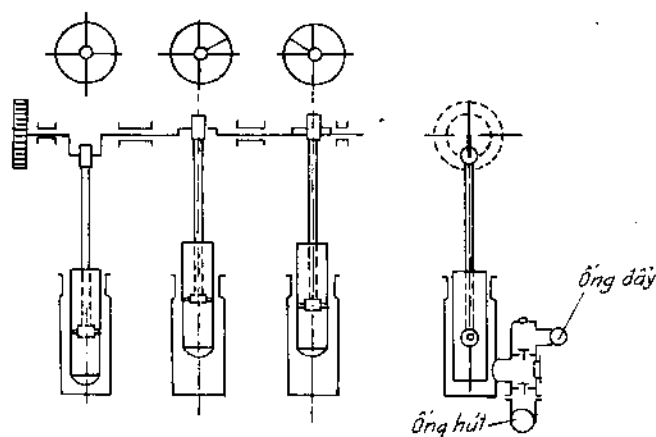
Người ta có thể chọn đường kính $D = 2d$ để cho lượng chất lỏng đi vào ống đẩy đều đặn, tức thể tích của buồng A bằng 2 lần thể tích buồng B.

d) Bơm tác dụng ba

Bơm tác dụng ba có cấu tạo gồm ba bơm tác dụng đơn ghép lại với nhau tạo thành một bộ có chung một ống đẩy và một ống hút (hình 3.8).

Tay quay của ba bơm được lắp trên cùng một trục nhưng lệch nhau 120° . Nhờ cách lắp như vậy nên chất lỏng được đưa vào ống đẩy đều đặn hơn các loại bơm đã nêu trên. Mặt khác, nhờ sự phân bố lực trên một vòng

quay của trục được đều đặn nên bánh đà của bơm không cần kích thước lớn. Đó là những ưu điểm của loại bơm tác dụng ba.



Hình 3.8. Bơm tác dụng ba

3.1.2.1.3. Năng suất của bơm pittông

Một số ký hiệu:

$$F = \frac{\pi D^2}{4} - \text{diện tích tiết diện pittông, m}^2;$$

D – đường kính pittông, m;

$$f = \frac{\pi d^2}{4} - \text{diện tích tiết diện cán pittông, m}^2;$$

d – đường kính cán pittông, m;

s – khoảng chạy của pittông, m;

n – số vòng quay của trục, 1/ph.

a) Năng suất của bơm tác dụng đơn

Thể tích lý thuyết của chất lỏng được hút vào khi trục quay một vòng được tính:

$$V = F.s, \text{ m}^3 \quad (3.16)$$

Vậy theo lý thuyết trong một giờ chất lỏng được hút:

$$Q = 60F.s.n, \text{ m}^3/\text{h} \quad (3.17)$$

Trong thực tế chất lỏng được hút vào sẽ ít hơn, vì bị tổn thất một lượng do dò qua chỗ nối, van đóng mở không tức thời, hoặc không khí lọt vào thân

bơm chiếm chỗ của chất lỏng. Vì vậy để tính năng suất thực tế người ta nhân thêm hệ số hiệu chỉnh, được gọi là hiệu suất thể tích η_0 . Đại lượng này được tính bằng tỷ số giữa năng suất thực tế và năng suất lý thuyết:

$$\eta_0 = \frac{Q_t}{Q} \quad (3.18)$$

vậy: $Q_t = \eta_0 \cdot Q = \eta_0 \cdot 60 \cdot F \cdot s \cdot n, \text{ m}^3/\text{h}$ (3.19)

Hiệu suất thể tích thường vào khoảng 0,8 đến 0,95.

b) Năng suất của bơm tác dụng kép

Khi pittông chuyển động về bên phải, lượng chất lỏng được hút vào xilanh bằng $F \cdot s$, và chất lỏng bị đẩy ra bằng $(F - f)s$. Khi pittông chạy về bên trái, lượng chất lỏng được hút vào là $(F - f)s$ và được đẩy ra là $F \cdot s$. Như vậy sau mỗi vòng quay của trục, bơm vận chuyển một lượng chất lỏng bằng:

$$(F - f)s + F \cdot s = 2F \cdot s - f \cdot s = (2F - f)s, \text{ m}^3 \quad (3.20)$$

Do đó, năng suất lý thuyết của bơm tác dụng kép được tính:

$$Q = 60 \cdot n(2F - f)s, \text{ m}^3/\text{h} \quad (3.21)$$

Năng suất thực tế:

$$Q_t = \eta_0 Q = \eta_0 \cdot 60 \cdot n(2F - f)s, \text{ m}^3/\text{h} \quad (3.22)$$

c) Năng suất của bơm vi sai

Khi pittông chuyển động về bên phải, chất lỏng được hút vào bằng $F \cdot s$ và được đẩy ra bằng $(F - f)s$. Khi pittông chạy sang trái, chất lỏng chảy qua van đẩy là $F \cdot s$, nhưng thể tích xilanh bên phải chỉ chứa được $(F - f)s$ lượng chất lỏng, còn thừa một lượng là $f \cdot s$ ra ống đẩy. Vậy cứ một vòng quay của trục, theo lý thuyết lượng chất lỏng được bơm:

$$(F - f)s + f \cdot s = F \cdot s, \text{ m}^3 \quad (3.23)$$

Như vậy, năng suất của bơm vi sai bằng bơm tác dụng đơn. Để chất lỏng được bơm đều hơn thì:

$$(F - f)s = f \cdot s,$$

tức là:

$$F = 2f$$

Điều đó có nghĩa, để bơm làm việc đều đặn, khi chế tạo bơm người ta làm đường kính của pittông gấp đôi đường kính cán pittông.

3.1.2.1.4. Hiệu suất thể tích của bơm pittông

Đối với bơm pittông, hiệu suất thể tích phụ thuộc chủ yếu vào các yếu tố sau đây: độ ỳ của các van khi đóng và mở, những chỗ không kín và đoạn nối.

Các yếu tố trên làm mất một lượng chất lỏng khi bơm. Ngoài ra một nguyên nhân chủ yếu làm giảm năng suất của bơm là hiện tượng tích khí trong bơm. Khi có một lượng khí vào bơm, nó sẽ được giải phóng khỏi chất lỏng và giãn ra ở áp suất thấp hơn áp suất khí quyển và chiếm chỗ trong khoang hút làm giảm thể tích chất lỏng. Do đó, bơm cần được cấu tạo sao cho tránh hiện tượng tích khí ở khoang đẩy.

Hiện tượng tích khí càng nguy hiểm hơn, nếu độ chân không ở khoang hút và áp lực ở khoang đẩy lớn.

Ở những bơm có cấu tạo tốt, hiệu suất thể tích đạt được 0,97 đến 0,99. Bơm có năng suất trung bình ($Q = 20$ đến $300 \text{ m}^3/\text{h}$) thường hiệu suất $\eta_0 = 0,90$ đến $0,95$. Nếu năng suất thấp ($Q \leq 20 \text{ m}^3/\text{h}$) thì $\eta_0 = 0,85$ đến $0,90$. Đối với chất lỏng quánh có độ nhớt cao, hiệu suất thấp hơn bình thường từ 5 đến 10%. Ở một số bơm có kết cấu không tốt, hiệu suất chỉ đạt 40% hoặc nhỏ hơn.

3.1.2.1.5. Đồ thị cung cấp của bơm pittông

Hình 3.9 biểu diễn sơ đồ chuyển động của pittông với tay biên quay. Khi tay biên quay có góc $\varphi = 0^\circ$ và 180° thì tay và biên cùng nằm trên một đường thẳng trùng với trục ngang của bơm. Khi $\varphi = 0^\circ$, pittông ở điểm chết bên trái và $\varphi = 180^\circ$ thì pittông nằm ở điểm chết bên phải. Khoảng cách giữa hai vị trí là s . Khi trục quay một vòng thì pittông chuyển động được $2s$, mỗi phút trục quay được n vòng, nên pittông chuyển động được $2s.n$.

Do pittông chuyển động không đều nên sự cung cấp của bơm cũng tỷ lệ với vận tốc chuyển động của pittông.

Nếu ta coi chiều dài của tay biên L rất lớn so với bán kính pittông và vận tốc quay của trục $C_{tr} = \text{const}$, thì vận tốc trung bình của pittông được tính theo công thức:

$$C = \frac{2s.n}{60} = \frac{2r.n}{30} = C_{tr} \cdot \sin \varphi \quad (3.24)$$

trong đó

$$C_{tr} = \omega \cdot r$$

$$\omega = \frac{\pi n}{30} - \text{vận tốc vòng của trục.}$$

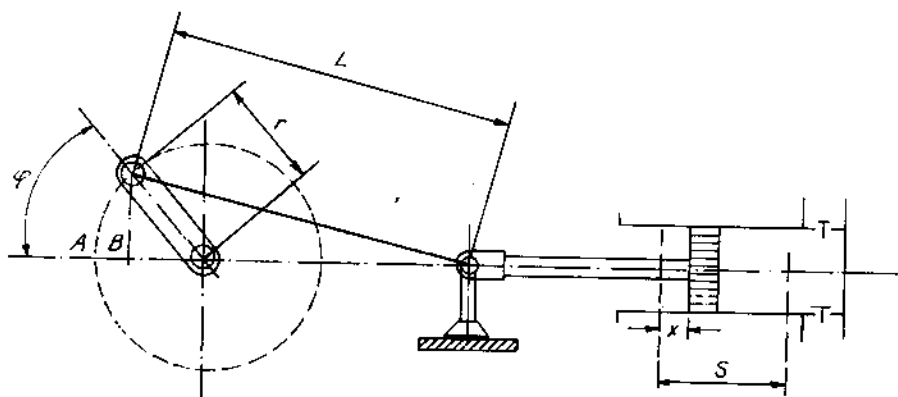
Vì ở vị trí chết thì $\varphi = 0^\circ$ và $\varphi = 180^\circ$, nên $\varphi = \frac{\pi}{2}$ (ở vị trí trung gian) vận tốc của pittông đạt cực đại, tức $\sin\varphi = 1$; khi đó:

$$C_{\max} = C_{tr} = \frac{\pi r \cdot n}{30} \quad (3.25)$$

So sánh vận tốc cực đại và vận tốc trung bình của pittông ta thấy:

$$\frac{C_{\max}}{C} = \frac{\pi r \cdot n}{30} : \frac{2r \cdot n}{30} = \frac{\pi}{2} = 1,57$$

Như vậy, vận tốc cực đại lớn gấp 1,57 lần vận tốc trung bình.



Hình 3.9. Sơ đồ chuyển động của pittông với tay biên quay

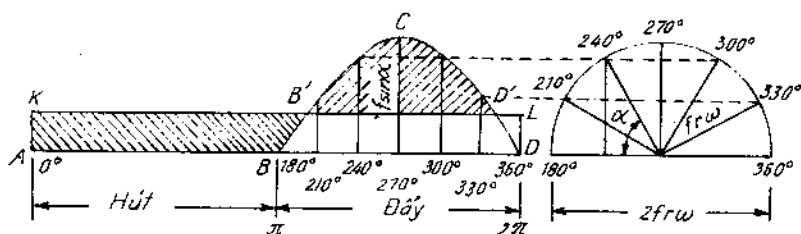
Thể tích chất lỏng được hút được tính:

$$V = F \cdot C = F \cdot C_{tr} \cdot \sin\varphi \quad (3.26)$$

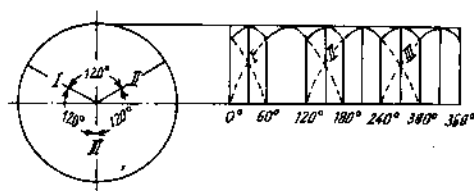
Lượng chất lỏng được cung cấp diễn biến theo dạng hình sin (hình 3.10 và 3.11). Chất lỏng thực tế không bị nén, nên khi pittông chuyển động càng nhanh thì lượng chất lỏng được đẩy hoặc hút trong một đơn vị thời gian càng lớn. Thể tích chất lỏng được bơm chuyển đi trong một giây tại mỗi thời điểm chính bằng tích giữa tiết diện và vận tốc của pittông, tức là:

$$V = F \cdot C = \omega \cdot r \cdot F \cdot \sin\varphi \quad (3.27)$$

Như vậy, đồ thị cung cấp của bơm có dạng hình sin, mà toạ độ với trục tung là lượng chất lỏng cung cấp tức thời, trục hoành là thời gian chuyển động của pittông: $\tau = \frac{30}{n} \cdot s = \varphi$.



Hình 3.10. Đồ thị cung cấp của bơm tác dụng đơn



Hình 3.11. Đồ thị cung cấp của bơm tác dụng ba

- *Đối với bơm tác dụng đơn:* Theo hình 3.10, tương ứng với góc quay từ 0 đến 180°, lượng chất lỏng được hút vào thể hiện bằng đoạn AB. Cung BCD giới hạn bởi nửa trên của hình sin, tương ứng với góc quay từ 180 đến 360° biểu thị lượng chất lỏng được bơm cung cấp khi pittông chuyển dịch ngược lại từ trái sang phải (hình 3.9).

Qua đồ thị ở hình 3.10 ta thấy, chất lỏng chuyển động trong ống đẩy không đều. Nửa đầu của vòng quay (giai đoạn hút) lượng chất lỏng cung cấp trong ống đẩy bằng không, còn nửa sau (giai đoạn đẩy) lượng chất lỏng chuyển động trong ống đẩy không đều, nên ta dùng độ đồng đều m là tỷ lệ giữa lượng chất lỏng chuyển động trong ống lúc cực đại và lúc trung bình:

$$m = \frac{V_{\max}}{V_{tb}} \quad (3.28)$$

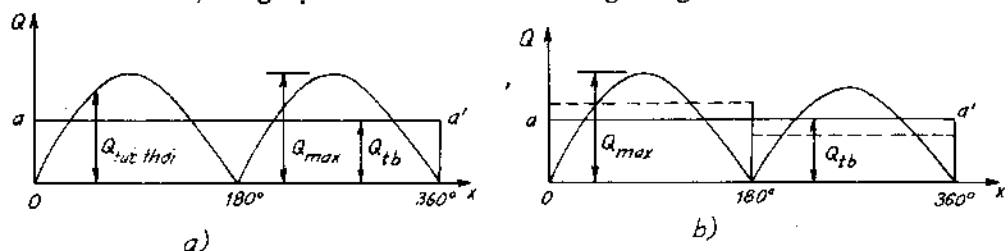
với
$$V_{tb} = F \cdot \frac{C}{2} = F \cdot \frac{2r \cdot n}{60} = F \cdot \frac{r \cdot n}{30} \quad (3.29)$$

$$V_{\max} = F \cdot C_{\max} = F \cdot \frac{\pi r \cdot n}{30} \quad (3.30)$$

nên $m = \pi = 3,14$.

Tức là với bơm tác dụng đơn có độ không đồng đều là 3,14. Diện tích $AMB'LD$ biểu thị lượng chất lỏng trung bình được cung cấp khi pittông chuyển động tới và lui, tức là trục quay được một vòng. Diện tích này cũng bằng diện tích $ABCD$.

- *Đối với bơm tác dụng kép:* Chất lỏng được đẩy vào ống đẩy trong cả hai khoảng chạy của pittông. Cũng bằng phương pháp như trên ta lập được biểu đồ cung cấp chất lỏng của bơm tác dụng kép. Biểu đồ gồm hai đường cong hình sin cạnh nhau ứng với góc quay bằng 180° , vì ảnh hưởng của cán pittông nên thể tích chất lỏng được đẩy ra khỏi buồng xilanh (nơi có cán pittông chuyển động qua lại) nhỏ hơn lượng chất lỏng đẩy ra khỏi buồng kia (nơi không có cán pittông qua lại). Điều này được thể hiện trên đồ thị cung cấp ở hình 3.12b, tung độ của hai hình sin không bằng nhau.



Hình 3.12. Đồ thị cung cấp của bơm tác dụng kép
a) bình thường; b) có ảnh hưởng của cán pittông.

- *Đối với bơm tác dụng ba:* Biểu đồ cung cấp của bơm tác dụng ba được kết hợp bởi ba biểu đồ cung cấp của bơm tác dụng đơn trong quá trình đẩy. Vì tay quay của bơm này được xếp đặt cách nhau 120° trên một trục chung, nên biểu đồ cung cấp hình sin của chúng cũng lệch nhau một đoạn trên trục hoành tương ứng với góc 120° . Đường cung cấp chung cho bơm tác dụng ba nhận được bằng cách cộng tung độ của các hình sin I, II và III. Đó là đường cong có sáu điểm cực đại sau mỗi một vòng quay của trục. Điều này thể hiện chế độ làm việc đều đặn (hình 3.11).

3.1.2.1.6. Đường kính xilanh và số vòng quay của trục

Năng suất thực tế của bơm được tính theo công thức:

$$Q_r = \frac{\pi D^2}{4} \cdot s \cdot \frac{n}{60} \eta_n, \text{ m}^3/\text{s} \quad (3.31)$$

Theo điều kiện làm việc của bơm cho trước tỷ số $\frac{s}{D}$ và n , nên từ phương trình (3.31) ta dễ dàng tính đường kính xilanh D . Trong thực tế, với số vòng quay:

- $n = 45 \div 60$ vg/ph ta có bơm chậm;
- $n = 60 \div 120$ vg/ph ta có bơm trung bình;
- $n = 120 \div 180$ vg/ph ta có bơm nhanh.

Đối với bơm dùng động cơ điện, số vòng quay cực đại $n \leq 250$ vg/ph. Với các bơm pittông kép, số vòng quay $n = 50 \div 120$ vg/ph.

Tỷ số $\frac{s}{D}$ được cho theo vận tốc trung bình của pittông, song vận tốc này được chọn dựa vào kinh nghiệm thực tế, cụ thể: nếu dùng để bơm nước với $D \leq 50$ mm, chọn $C = 0,2 \div 0,5$ m/s; $D \leq 150$ mm (loại bơm trung bình), chọn $C = 0,5 \div 0,9$ m/s; $D > 150$ mm (loại bơm lớn), chọn $C = 1 \div 2$ m/s; đối với bơm nối trực tiếp vào bộ phận dẫn động thì $C = 0,3 \div 0,7$ m/s.

Trong các trường hợp được nêu, tỷ số $\frac{s}{D}$ phụ thuộc vào cấu tạo của bơm và có giá trị trong khoảng 0,8 đến 8. Như đối với bơm đặt nằm ngang lấy $\frac{s}{D} = 1,4 \div 3$; bơm đặt đứng $\frac{s}{D} = 0,9 \div 1,5$ và bơm nén thủy lực $\frac{s}{D} = 3 \div 8$.

3.1.2.1.7. Áp suất toàn phần và chiều cao hút của bơm pittông

Khi làm việc bơm truyền cho chất lỏng năng lượng để thắng lực cản trong ống hút và thân bơm, để nâng chất lỏng lên theo chiều cao, tạo cho chất lỏng vận tốc chuyển động. Riêng đối với bơm pittông do quy luật chuyển động không đều của pittông và chất lỏng mà bơm còn phải thắng cả lực quán tính xuất hiện trong quá trình chuyển động. Lực quán tính này thay đổi theo thời gian và phụ thuộc vào vận tốc chuyển động của pittông.

Để tính áp suất toàn phần của bơm pittông ta vận dụng công thức (3.6) và (3.7) cho giai đoạn hút và đẩy. Song vận tốc vào w_v và vận tốc ra w_r được thay bằng vận tốc chuyển động trung bình của pittông C , cụ thể:

– Ở giai đoạn hút:

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = \frac{p_v}{\rho g} + \frac{C^2}{2g} + H_1 + h_{m1} + h_{i1} \quad (3.32)$$

– Ở giai đoạn đẩy:

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{C^2}{2g} = \frac{p_2}{\rho g} + H_2 + h_{mđ} + h_{i2} + \frac{w_2^2}{2g} \quad (3.33)$$

Áp suất tác dụng lên pittông chính bằng hiệu số áp suất giữa giai đoạn hút và đẩy:

$$\frac{p}{\rho g} = \frac{p_1 - p_2}{\rho g} = (H_1 + H_2) + (h_{mh} + h_{mđ}) + (h_{i1} + h_{i2}) + \frac{w_2^2 - w_1^2}{2g} \quad (3.34)$$

Trong công thức (3.34) đã coi $p_1 = p_2 = p_a$, tức áp suất ở bề chứa nơi hút và đẩy bằng nhau và bằng áp suất khí quyển (bề hở). Thông thường vận tốc $w_1 \approx w_2$, nên $\frac{w_2^2 - w_1^2}{2g} = 0$.

$H_1 + H_2 = H_0$ – chiều cao hình học mà bơm cần đưa chất lỏng lên.

$h_{mh} + h_{mđ} = \sum h_m = \sum \xi \frac{w^2}{2g}$ – tổng tổn thất áp suất do trở lực trên đường

ống hút và đường ống đẩy.

$h_{i1} + h_{i2} = h_i$ – tổng mất mát áp suất để khắc phục lực y của chất lỏng.

Phương trình (3.34) có dạng đơn giản:

$$\frac{p}{\rho g} = H = H_0 + \sum \xi \frac{w^2}{2g} + h_i \quad (3.35)$$

Nếu trên ống hút có đặt chân không kế p_h và trên ống đẩy có đặt áp kế p_d với khoảng cách h_0 , thì áp suất toàn phần được tính:

$$\frac{p}{\rho g} = \frac{p_d - p_h}{\rho g} + h_0 + \frac{w_2^2 - w_1^2}{2g} \quad (3.36)$$

Tương tự phương trình (3.14a), chiều cao hút của bơm pittông tối đa được tính:

$$H_1 \leq \frac{p_1}{\rho g} - \frac{p_{bh}}{\rho g} - h_{mh} - h_{i1} + \frac{w_1^2 - C^2}{2g} \quad (3.37)$$

Từ phương trình (3.37) ta thấy, chiều cao hút của bơm pittông phụ thuộc vào áp suất bình chứa (áp suất khí quyển nếu bình hở), vào áp suất tác dụng lên pittông ở giai đoạn hút, vào trở lực đường ống hút, vào lực quán tính của chất lỏng do pittông chuyển động có gia tốc và vào vận tốc trung bình của pittông.

Chiều cao hút tối đa cho phép đối với bơm pittông phụ thuộc vào nhiệt độ của chất lỏng và số vòng quay (trong trường hợp chất lỏng được bơm là nước) được cho ở bảng 3.1.

Bảng 3.1. Chiều cao hút tối đa của bơm pittông tính bằng m khi bơm nước

$n, \text{vòng/ph}$ \ $t^{\circ}\text{C}$	0	20	30	40	50	60	70
50	7	6,5	6,0	5,5	4,0	2,5	0
60	6,5	6,0	5,5	5,0	3,5	2,0	0
90	5,5	5,0	4,5	4,0	2,5	1,0	0
120	4,5	4,0	3,5	3,0	1,5	0,5	0
150	3,5	3,0	2,5	2,0	0,5	0,0	0
180	2,5	2,0	1,5	1,0	0,0	0,0	0

3.1.2.1.8. Bầu khí và tác dụng của bầu khí

Do pittông chuyển động không đều nên chất lỏng cũng chuyển động không đều và có gia tốc trong bơm pittông, làm xuất hiện lực quán tính tác dụng ngược lại chiều chuyển động của chất lỏng, làm tăng trở lực và tổn thất áp suất trong bơm, đặc biệt đối với bơm tác dụng đơn và khi chiều cao đẩy lớn. Để giảm tổn thất áp suất do lực quán tính xuống mức tối thiểu, người ta tìm cách khắc phục một phần lực quán tính bằng cách cấu tạo bầu khí ở cuối ống hút và đầu ống đẩy (hình 3.2). Bầu khí là những buồng kín chứa không khí thông với ống hút và ống đẩy để bơm làm việc an toàn, không bị va đập thủy lực và những chấn động lớn.

Nguyên tắc làm việc của bầu khí ở ống hút và ống đẩy như nhau. Giả sử bầu khí ở ống đẩy làm việc như sau: trong khoảng thời gian làm việc khi lưu lượng tức thời của chất lỏng đi vào ống đẩy vượt quá giá trị trung bình thì một lượng chất lỏng thừa được giữ lại trong bầu khí. Khi đó mức chất lỏng trong bầu khí tăng lên và thể tích khí giảm xuống tương ứng. Ngược lại, khi lưu lượng tức thời của chất lỏng giảm xuống dưới mức trung bình (hay bằng không ở giai đoạn hút) thì không khí trong bầu khí giãn ra và đẩy lượng thừa của chất lỏng được giữ lại lúc trước ra ống, làm lưu lượng cũng như vận tốc của chất lỏng trong ống đẩy trở nên đều hơn. Tương tự như vậy, bầu khí trong ống hút có tác dụng làm cho chất lỏng đi trong

ống hút được đều đặn. Nhờ có bầu khí mà chất lỏng chỉ chuyển động không đều trong khoảng ngắn giữa hai bầu khí và xilanh của bơm (đoạn l_1 và l_2 ở hình 3.2).

Do thể tích khí trong bầu khí thay đổi từ $V_{\max}$ đến $V_{\min}$ và ngược lại, mà thể tích chất lỏng trong bầu khí cũng thay đổi tương ứng. Thể tích chất lỏng tối thiểu trong bầu khí ứng với thể tích không khí cực đại và ngược lại. Gọi $V_{\max} - V_{\min} = V$ là thể tích dung nạp dự trữ của bầu khí, cùng với sự thay đổi của thể tích có sự thay đổi của áp suất từ $p_{\min}$ đến $p_{\max}$ tương ứng.

Mức độ thay đổi của áp suất trong bầu khí quyết định sự đều đặn của biểu đồ cung cấp, nếu cần duy trì sao cho sự thay đổi của áp suất này càng ít càng tốt. Muốn vậy, bầu khí phải đủ lớn để khi thể tích thay đổi một lượng V cũng không làm thay đổi áp suất rõ rệt. Nếu áp suất trung bình trong bầu khí là p_{tb} thì độ không đồng đều của áp suất trong bầu khí được tính:

$$\delta = \frac{p_{\max} - p_{\min}}{p_{tb}} \quad (3.38)$$

Thực tế đã chứng minh, nếu $\delta = 0,02 \div 0,05$ bảo đảm chất lỏng chuyển động trong ống đẩy gần với chế độ ổn định.

Tuy bầu khí có tác dụng tốt như vậy, nhưng trong một số trường hợp như bơm vận chuyển các chất đốt, nhiên liệu (sản phẩm dầu mỏ, xăng) không có cấu tạo bầu khí, vì không khí chứa trong bầu khí sẽ trộn với hơi chất đốt bay lên dễ tạo thành hỗn hợp cháy nổ gây nguy hiểm.

Công suất của bơm pittông được tính theo công thức (3.3), cụ thể:

$$N_u = \frac{Q \cdot H \cdot \rho \cdot g}{1000 \eta}, \text{ kW} \quad (3.39)$$

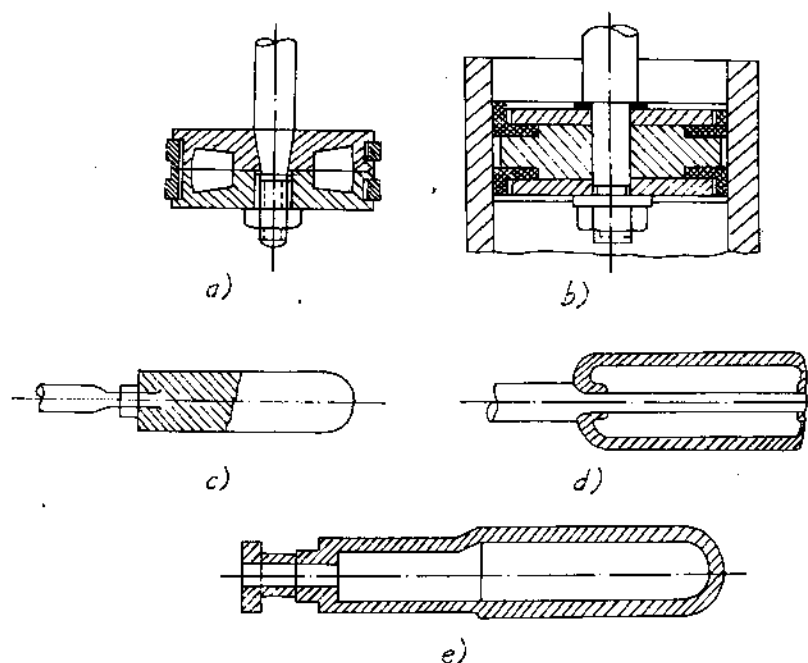
Đối với bơm pittông, hiệu suất η có giá trị khoảng từ 0,72 đến 0,93.

3.1.2.1.9. Cấu tạo pittông, xilanh và van trong bơm pittông

Thân bơm (xilanh), pittông và van là những bộ phận quan trọng nhất của bơm. Xilanh thường được chế tạo bằng thép hoặc đúc bằng gang, hoặc bằng vật liệu có độ bền hoá học cao như ferosilic, sành, thép chịu axit, v.v... Mặt trong của xilanh được gia công kỹ, đạt độ nhẵn cao để giảm ma sát. Đôi

khi trên bề mặt trong của xilanh còn được phủ một lớp đồng nhẵn cho thuận lợi khi sửa chữa.

Pittông được cấu tạo theo kiểu đĩa hoặc kiểu polônggơ. Pittông kiểu đĩa có một đĩa bằng gang hay thép nối với cán pittông. Trên thành đĩa có lắp vài vòng đệm (xecmăng) bằng da, cao su, kim loại hay vật liệu tổng hợp (hình 3.13a,b). Polônggơ có dạng hình trụ rỗng được đúc bằng gang (nếu có đường kính lớn), hoặc gia công bằng thép (nếu đường kính bé, nhưng áp suất lớn). Bề mặt polônggơ được gia công nhẵn hoặc bọc một lớp đồng (hình 3.13c,d,e). Pittông kiểu polônggơ có ưu điểm là bề mặt trong của xilanh không cần gia công kỹ như ở kiểu đĩa.



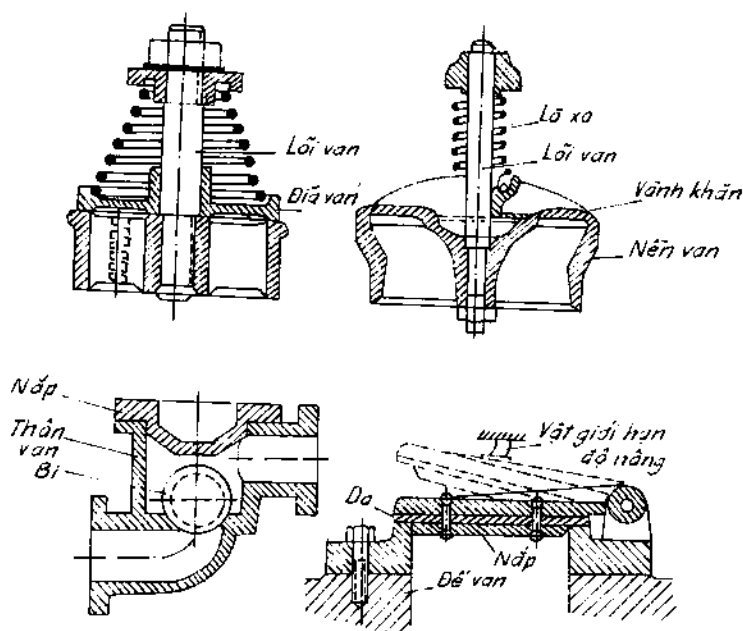
Hình 3.13. Các kiểu pittông của bơm

Van dùng trong bơm pittông có rất nhiều loại với cấu tạo khác nhau, nhưng loại thường dùng nhất là van đĩa và van hình vành khăn, đến van hình cầu (van bi) và van bản lề (hình 3.14).

Van được chế tạo bằng nhiều loại vật liệu như đồng, thép, cao su hay chất dẻo. Lò xo của van được làm bằng đồng hay thép. Trong bơm, van hoạt động theo nguyên tắc tự hành, có nghĩa là mở ra dưới tác dụng của áp suất

chất lỏng và đóng lại dưới tác dụng của khối lượng bản thân van, hay lực lò xo.

Van được chọn cho bơm theo từng trường hợp cụ thể phụ thuộc vào tính chất của chất lỏng cần bơm và số vòng quay của bơm. Như van đĩa và van bi được dùng cho chất lỏng có độ nhớt cao, đặc biệt van bi dùng thích hợp khi chất lỏng có lẫn các hạt rắn (huyền phù), khi số vòng quay nhỏ và năng suất thấp. Với chất lỏng bẩn (dễ làm tắc bơm) thì dùng van bản lề có tiết diện rộng.



Hình 3.14. Các loại van dùng trong bơm pittông:
a) van đĩa; b) van hình vành khăn; c) van bi; d) van bản lề

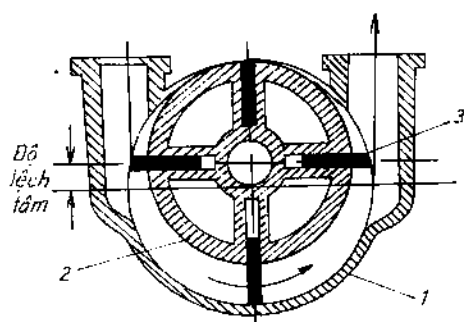
3.1.2.2. Các loại bơm thể tích khác

Thuộc loại bơm thể tích, ngoài bơm pittông (loại tịnh tiến) còn có loại quay tròn như bơm màng, bơm cánh trượt, bơm răng khía, bơm trục vít, v.v... Loại bơm này làm việc theo nguyên tắc đẩy chất lỏng nhờ các bộ phận như cánh trượt, cánh răng khía, v.v... Chúng có ưu điểm so với bơm pittông

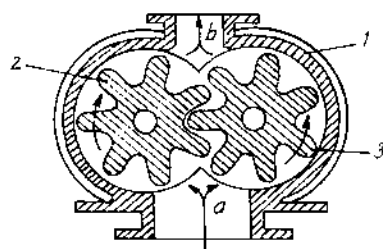
là không có van, không có bầu khí và làm việc ổn định, ít hư hỏng, có thể vận chuyển được chất lỏng nhớt. Loại quay tròn này chủ yếu dùng để bơm dầu và chất lỏng ở áp suất cao và các hệ thống tuần hoàn dầu bôi trơn của máy, vào các bộ phận truyền động và dẫn động thuỷ lực.

Hình 3.15a, b mô tả sơ đồ nguyên lý bơm cánh trượt và bơm răng khía. Cấu tạo của bơm cánh trượt gồm vỏ 1, bên trong trục (rôto) 2 có cánh xe rãnh theo hướng bán kính. Trong rãnh có đặt cánh trượt 3. Khi trục quay, do sức ly tâm nên các cánh trượt văng ra phía ngoài ép sát với thành vỏ bơm, chia thân bơm thành hai vùng hút và đẩy. Bơm cánh trượt thường có năng suất từ 2,5 đến 60 l/s, áp suất từ 100 đến 200 m cột nước, số vòng quay $n = 500 \div 1500$ vg/ph, hiệu suất bơm đạt $\eta_0 = 0,70 \div 0,95$.

Bơm răng khía hút và đẩy chất lỏng nhờ có hai bánh xe răng khía quay ngược chiều nhau và khớp với nhau được đặt trong vỏ bơm. Một bánh dẫn động nhờ có động cơ nối qua hộp giảm tốc. Khi răng của chúng tách rời nhau, ở hốc a phía ống hút sẽ có độ chân không, chất lỏng tràn vào choán đầy rãnh của bánh răng và cùng quay với nó. Khi răng khớp vào nhau, áp suất tăng, chất lỏng bị đẩy vào hốc b theo ống đẩy ra ngoài. Bơm răng khía có năng suất nhỏ, thường vào khoảng từ 0,3 đến 2 l/s, áp suất từ 100 đến 200 m cột nước.



Hình 3.15a. Bơm cánh trượt
1 - vỏ bơm; 2 - trục; 3 - cánh trượt



Hình 3.15b. Bơm răng khía
1 - vỏ; 2, 3 - bánh răng

3.1.3. Bơm ly tâm

Trong công nghiệp, bơm ly tâm được dùng rộng rãi và có nhiều loại khác nhau về cấu tạo và vận hành. Bơm ly tâm được phân loại theo nhiều cách, như theo số bậc (cấp bơm), theo cách đặt bơm, theo điều kiện vận chuyển của chất lỏng từ guồng ra thân bơm, cũng như theo một số đặc trưng khác.

a) Theo số bậc: có loại bơm một cấp, hai cấp hoặc nhiều cấp, ở đó chất lỏng đi qua nhiều guồng nối tiếp nhau, qua mỗi guồng áp suất tăng dần lên.

b) Theo cách đặt trục bơm: chia ra loại bơm nằm ngang và loại bơm thẳng đứng. Được dùng phổ biến là loại đặt nằm ngang có trục nối trực tiếp với động cơ điện, vỏ bơm có hình xoắn ốc. Loại này có hiệu suất cao, trở lực thủy lực và cơ khí nhỏ. Loại thẳng đứng được dùng chủ yếu để hút chất lỏng từ những giếng sâu.

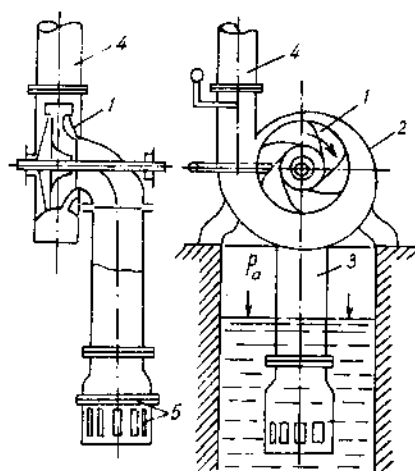
c) Theo chuyển động của chất lỏng có định hướng và không định hướng.

d) Theo cấu tạo của bánh guồng: chia ra bơm có cửa vào của chất lỏng ở hai phía hoặc một phía. Loại cửa vào hai phía có năng suất cao hơn.

Ngoài ra theo số vòng quay của guồng còn có thể chia thành: bơm quay nhanh, quay trung bình và quay chậm; hoặc theo áp suất chia ra: bơm áp suất thấp (dưới 20 m cột nước), áp suất trung bình (từ 20 đến 60 m) và áp suất cao (trên 60 m).

3.1.3.1. Nguyên tắc làm việc của bơm ly tâm

Bơm ly tâm làm việc theo nguyên tắc ly tâm. Chất lỏng được hút và đẩy cũng như nhận thêm năng lượng (làm tăng áp suất) là nhờ tác dụng của lực ly tâm khi cánh guồng quay, khác với bơm pittông làm việc nhờ sự chuyển động tịnh tiến của pittông.



Hình 3.16. Sơ đồ bơm ly tâm:

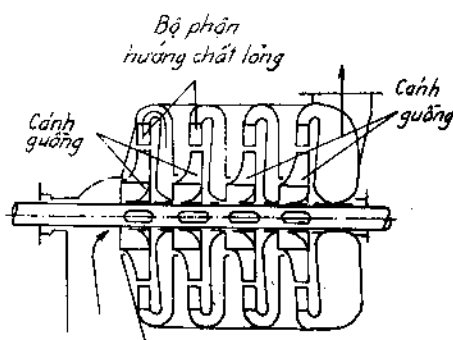
- 1 - guồng; 2 - vỏ bơm;
- 3 - ống hút; 4 - ống đẩy
- 5 - lưới lọc

Hình 3.16 mô tả sơ đồ bơm ly tâm một bậc nằm ngang. Bộ phận chính của bơm là bánh guồng 1 trên có gắn những cánh có hình dạng nhất định.

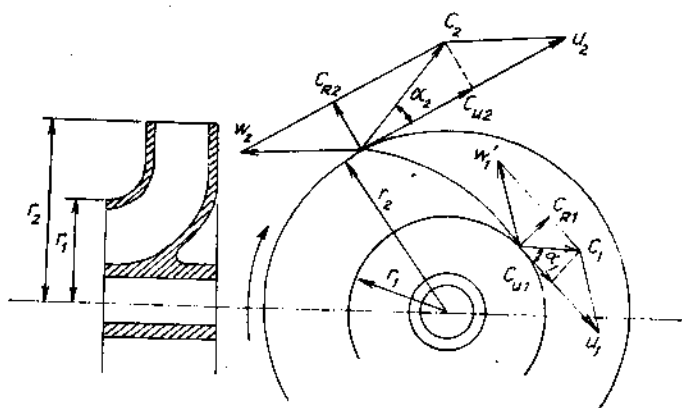
Bánh guồng được đặt trong thân bơm 2 (có hình xoắn ốc) và quay với vận tốc lớn. Chất lỏng theo ống hút 3 vào tâm guồng theo phương thẳng góc rồi vào rãnh giữa các cánh guồng và cùng chuyển động với guồng. Dưới tác dụng của lực ly tâm, áp suất của chất lỏng tăng lên và văng ra khỏi guồng vào thân bơm (phần rỗng giữa vỏ và cánh guồng) rồi vào ống đẩy 4 theo phương tiếp tuyến. Khi đó ở tâm bánh guồng tạo nên áp suất thấp. Nhờ áp lực mặt thoáng bể chứa (bể hở có áp suất khí quyển) chất lỏng dâng lên trong ống hút vào bơm. Khi guồng quay, chất lỏng được hút và đẩy liên tục, do đó chất lỏng chuyển động rất đều đặn (được hút và đẩy đều đặn). Đầu ống hút có lưới lọc 5 để ngăn không cho rác và vật rắn theo chất lỏng vào bơm gây tắc bơm và đường ống. Trên ống hút có van một chiều giữ chất lỏng trên ống hút khi bơm ngừng làm việc. Trên ống đẩy có lắp van một chiều để tránh chất lỏng khỏi bất ngờ đổ dồn về bơm gây ra va đập thủy lực có thể làm hỏng cánh guồng và động cơ điện (khi guồng quay ngược) do bơm bất ngờ dừng lại. Ngoài ra trên ống đẩy còn lắp thêm một van chặn để điều chỉnh lưu lượng chất lỏng theo yêu cầu.

Khác với bơm pittông, bơm ly tâm lúc khởi động không có khả năng hút chất lỏng, vì lực ly tâm xuất hiện khi guồng quay chưa đủ để đuổi hết không khí ra khỏi bơm và ống hút, tạo ra độ chân không cần thiết. Vì vậy trước khi mở máy bơm phải mồi chất lỏng vào đầy bơm và ống hút hoặc nếu có thể đặt bơm thấp hơn mức chất lỏng trong bể hút cho chất lỏng tự động choán đầy thân bơm.

Áp suất của chất lỏng do lực ly tâm tạo ra hay chiều cao đẩy của bơm phụ thuộc vào vận tốc quay của guồng; Vận tốc càng lớn thì áp suất và chiều cao đẩy càng lớn. Tuy nhiên không thể tăng số vòng quay bất kỳ được, vì lúc ấy ứng suất trong vật liệu làm guồng sẽ tăng lên và đồng thời trở lực cũng tăng lên cùng vận tốc quay. Do đó bơm một cấp chỉ đạt được áp suất tối đa 40 đến 50 m, còn muốn tăng áp suất chất lỏng lên hơn nữa phải dùng bơm nhiều cấp như ở hình 3.17.



Hình 3.17. Bơm nhiều cấp



Hình 3.18. Vận tốc chất lỏng trong guồng

3.1.3.2. Sự chuyển động của chất lỏng trong bơm và phương trình cơ bản

Chất lỏng khi đi qua rãnh giữa các cánh guồng có chuyển động rất phức tạp, một mặt nó chuyển động dọc theo rãnh từ tâm ra ngoài bánh guồng theo phương bán kính, mặt khác quay cùng với cánh guồng. Do đó ta cần nghiên cứu rõ đặc trưng chuyển động của chất lỏng trong cánh guồng. Đặt các ký hiệu sau:

w_1, w_2 – vận tốc chuyển động của chất lỏng tại cửa vào của ống hút và cửa ra của ống đẩy, m/s;

w_1', w_2' – vận tốc tương đối của chất lỏng tại cửa vào và cửa ra của các rãnh trên guồng, m/s;

r_1, r_2 – bán kính trong và bán kính ngoài của guồng, m;

f_1, f_2 – tiết diện của rãnh tại cửa vào và cửa ra của guồng, m²;

n – số vòng quay của guồng, vg/ph.

Khi bơm làm việc ổn định, chất lỏng đi qua mỗi rãnh cánh guồng có lưu lượng không đổi là:

$$V = w_1' f_1 = w_2' f_2, \text{ m}^3/\text{s} \quad (3.40)$$

vì $f_1 < f_2$, nên $w_1' > w_2'$.

Khi guồng quay, chất lỏng sẽ chuyển động với các vận tốc tại cửa vào và cửa ra của cánh guồng như sau:

- Tại cửa vào cánh guồng có:
 - Vận tốc tương đối: w_1'
 - Vận tốc vòng: $u_1 = \frac{2\pi r_1 \cdot n}{60}$, m/s
- Tại cửa ra cánh guồng có:
 - Vận tốc tương đối: w_2'
 - Vận tốc vòng: $u_2 = \frac{2\pi r_2 \cdot n}{60}$, m/s

Trên thực tế chất lỏng chuyển động với vận tốc tuyệt đối bằng tổng hình học của vận tốc tương đối và vận tốc vòng (nguyên tắc hình bình hành). Như vậy, tương ứng ở cửa vào và cửa ra của cánh guồng ta có vận tốc tuyệt đối C_1 và C_2 được tính theo công thức sau (hình 3.19):

$$(w_1')^2 = u_1^2 + C_1^2 - 2u_1 C_1 \cos \alpha_1 \quad (3.41)$$

$$(w_2')^2 = u_2^2 + C_2^2 - 2u_2 C_2 \cos \alpha_2 \quad (3.42)$$

Ngoài ra:

$$C_{u1} = C_1 \cos \alpha_1 \text{ và } C_{u2} = C_2 \cos \alpha_2 \quad (3.43)$$

trong đó C_{u1} và C_{u2} – hình chiếu của vận tốc tuyệt đối tại cửa vào và cửa ra cánh guồng lên phương của u_1 và u_2 .



Hình 3.19. Biểu diễn vận tốc chất lỏng

Để đơn giản khi lập phương trình cơ bản của bơm ly tâm ta giả thiết:

a) Số cánh trong bánh guồng lớn và cánh guồng rất mỏng nên vận tốc của chất lỏng đi trong rãnh được phân bố đều dọc và áp suất ở hai mặt cánh guồng như nhau, làm cho các dòng chất lỏng chuyển động song song nhau.

b) Coi chất lỏng là lý tưởng nên không có ma sát trong cánh guồng và không có va đập ở cửa vào và cửa ra, không có dòng xoáy trong bơm, do đó không có tổn thất áp suất do trở lực gây ra. Gọi p_1 và p_2 là áp suất tại cửa vào và cửa ra của guồng, thì áp suất lý thuyết do bơm tạo ra được tính:

$$H_{lt} = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + \frac{C_2^2 - C_1^2}{2g}, \text{ m} \quad (3.44)$$

Công thức xác định áp suất toàn phần của bơm (3.44) có thể xác định như sau: Giả thiết guồng đứng yên, còn chất lỏng quay với vận tốc tương đối như guồng quay. Khi đó năng lượng dự trữ trong 1 kg chất lỏng ở cửa vào và ra của guồng bằng:

$$\frac{p_1}{\rho} + \frac{w_1^2}{2} \text{ (tại cửa vào) và } \frac{p_2}{\rho} + \frac{w_2^2}{2} \text{ (tại cửa ra)}$$

Do không có tổn thất nên cân bằng năng lượng đối với chất lỏng là:

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

Khi guồng quay, chất lỏng được bổ sung thêm năng lượng A do công lực ly tâm tạo ra, nên phương trình cân bằng năng lượng có dạng:

$$A + \frac{p_1}{\rho} + \frac{w_1^2}{2} = \frac{p_2}{\rho} + \frac{w_2^2}{2} \quad (3.45)$$

Công A do lực ly tâm:

$$C = m \cdot \omega^2 r, \text{ N} \quad (3.46)$$

tạo ra khi chất lỏng chuyển dịch một đoạn dr là:

$$dA = m \cdot \omega^2 r dr \quad (3.47)$$

Công thức (3.47) thể hiện rằng, khi guồng quay với vận tốc góc không đổi ω , chất lỏng chuyển động thành các tia song song có khối lượng m và bán kính quay r , thì lực ly tâm C tác dụng lên phần tử chất lỏng.

Công do lực ly tâm tạo ra khi 1 kg chất lỏng chuyển dịch một đoạn dr bằng:

$$dA = \omega^2 r dr$$

Nên khi chuyển dịch trên đoạn $r_2 - r_1$ sẽ có công:

$$A = \int_{r_1}^{r_2} \omega^2 r dr = \frac{\omega^2}{2} (r_2^2 - r_1^2) = \frac{\omega^2 r_2^2 - \omega^2 r_1^2}{2}, \text{ N.m/kg}$$

Vì $\omega r_2 = u_2$ và $\omega r_1 = u_1$, nên:

$$A = \frac{u_2^2 - u_1^2}{2}$$

Thay vào công thức (3.35) ta có:

$$\frac{u_2^2 - u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} + \frac{w_1'^2}{2} = \frac{p_2}{\rho} + \frac{w_2'^2}{2}$$

Rút ra:
$$\frac{p}{\rho} = \frac{p_2 - p_1}{\rho} = \frac{w_1'^2 - w_2'^2}{2} + \frac{u_2^2 - u_1^2}{2} \quad (3.48)$$

Thay vào phương trình (3.44) ta có áp suất lý thuyết:

$$H_{lt} = \frac{u_2^2 - u_1^2}{2g} + \frac{w_1'^2 - w_2'^2}{2g} + \frac{C_2^2 - C_1^2}{2g} \quad (3.49)$$

Phương trình (3.49) ở vế phải có ba thừa số đặc trưng tính chất vật lý của chất lỏng chuyển động trong guồng bơm. Số hạng đầu biểu thị biến thiên áp suất do lực ly tâm tác dụng lên chất lỏng chuyển động từ r_1 đến r_2 . Số hạng thứ ba đặc trưng biến đổi động năng của dòng từ cửa vào đến cửa ra của guồng, còn số hạng giữa chỉ rõ sự thay đổi áp suất do vận tốc tương đối của dòng thay đổi khi đi qua guồng.

Thay $w_1'^2$ và $w_2'^2$ vào phương trình (3.49), ta được:

$$H_{lt} = \frac{u_2 C_2 \cos \alpha_2 - u_1 C_1 \cos \alpha_1}{g} \quad (3.50)$$

Phương trình (3.50) là phương trình cơ bản của bơm ly tâm do Euler tìm ra. Phương trình này không những cho máy bơm ly tâm, còn áp dụng cho cả máy nén tuabin, máy thổi khí và quạt.

Để chất lỏng đi vào bơm không bị xô đẩy gây tổn thất áp suất lớn, người ta cho chất lỏng vào bơm theo phương pháp tuyến, tức $\alpha = 90^\circ$, nên $\cos \alpha_1 = 0$ và phương trình (3.50) có dạng:

$$H_{lt} = \frac{u_2 C_2 \cos \alpha_2}{g} = \frac{1}{g} u_2 C_{u2} \quad (3.51)$$

Qua phương trình (3.51) ta thấy áp suất lý thuyết H_{lt} phụ thuộc nhiều vào dạng cánh guồng, tức là vào góc β_2 , vì:

$$C_{u2} = u_2 - C_{r2} \cotg \beta_2$$

là góc tạo giữa vận tốc vòng và vận tốc tương đối.

Thay C_{u2} vào phương trình (3.51) ta được:

$$H_{lt} = \frac{u_2^2 - u_2 C_{r2} \cot \beta_2}{g} \quad (3.52)$$

Từ phương trình (3.52) ta tính được H_{lt} theo dạng của cánh guồng:

- Nếu cánh guồng cong về phía sau, hình 3.20II, thì $\beta_2 < 90^\circ$.

Khi đó $\cot \beta_2$ có giá trị dương, và:

$$H_{lt} < \frac{u_2^2}{g}$$

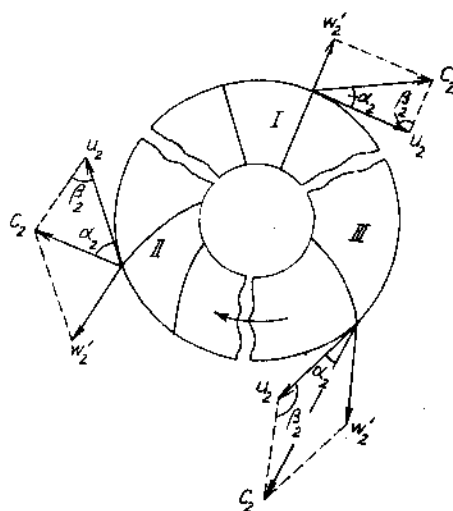
- Nếu cánh guồng cong về phía trước, hình 3.20III, thì $\beta_2 > 90^\circ$. Khi đó $\cot \beta_2$ có giá trị âm, và:

$$H_{lt} > \frac{u_2^2}{g}$$

- Trường hợp cánh guồng thẳng góc, hình 3.20I, thì $\beta_2 = 90^\circ$.

Khi đó $\cot \beta_2 = 0$ và:

$$H_{lt} = \frac{u_2^2}{g}$$



Hình 3.20. Các kiểu cánh guồng

Qua phân tích chiều của cánh guồng, về lý thuyết thì áp suất do bơm tạo ra có giá trị lớn nhất khi cánh guồng cong về phía trước và bé nhất khi cong về phía sau. Tuy nhiên trong thực tế cánh guồng luôn được làm cong về phía sau, vì như vậy trở lực sẽ nhỏ nhất.

- Chất lỏng không phải lý tưởng, nên có ma sát và trở lực thủy lực trong bơm gây ra tổn thất áp suất.

- Số cánh guồng có hạn nên các phần tử chất lỏng chuyển động trong các rãnh cánh guồng không như giả thiết để tính toán như trên.

Do đó, áp suất toàn phần thực tế của bơm tạo ra được tính:

$$H = H_{lt} \cdot \eta \cdot \varepsilon \quad (3.53)$$

với η - hiệu suất thủy lực bằng 0,8 đến 0,95;

ε - hệ số hiệu chỉnh do số cánh guồng có hạn, lấy bằng 0,56 đến 0,84.

3.1.3.3. Chiều cao hút của bơm ly tâm

Tương tự phương trình (3.14) hoặc phương trình tính chiều cao hút của bơm pittông, chiều cao hút của bơm ly tâm được thiết lập trên cơ sở của phương trình Bernoulli ở hai mặt cắt; một đi qua mặt thoáng của chất lỏng trong bể hút, một đi qua cửa vào của cánh guồng:

$$\frac{p_a}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = \frac{p_1}{\rho g} + H_1 + \frac{C_1^2}{2g} + \sum \xi \cdot \frac{w_1^2}{2g}$$

Rút ra chiều cao hút:

$$H_1 = \frac{p_a}{\rho g} - \left(\frac{p_1}{\rho g} + \frac{C_1^2 - w_1^2}{2g} + \sum \xi \cdot \frac{w_1^2}{2g} \right) \quad (3.54)$$

Áp suất p_1 là áp suất của chất lỏng ở cửa vào của guồng. Nếu áp suất hơi bão hoà của chất lỏng ở nhiệt độ $t^\circ\text{C}$ là p_{bh} , thì $p_1 \geq p_{bh}$, khi đó:

$$H_1 \leq \frac{p_a}{\rho g} - \left(\frac{p_{bh}}{\rho g} + \frac{C_1^2 - w_1^2}{2g} + \sum \xi \cdot \frac{w_1^2}{2g} \right) \quad (3.55)$$

Phương trình (3.55) chỉ rõ, giống như bơm pittông, chiều cao hút của bơm ly tâm phụ thuộc vào vận tốc chuyển động của chất lỏng, trở lực trong ống hút và nhiệt độ chất lỏng. Do đó, muốn tăng chiều cao hút của bơm phải giảm trở lực trong ống hút và đảm bảo độ kín của ống tránh không để không khí lọt vào. Số liệu thực tế về chiều cao hút của bơm ly tâm phụ thuộc vào nhiệt độ đối với nước như sau:

Nhiệt độ $t, ^\circ\text{C}$	10	20	30	40	50	60	≥ 65
Chiều cao hút, m	6	5	4	3	2	1	0

3.1.3.4. Hiện tượng xâm thực trong bơm ly tâm

Khi bơm làm việc, ở ống hút hoặc bộ phận nào đó trong bơm áp suất đột ngột hạ xuống thấp hơn áp suất hơi bão hoà (trường hợp độ chân không tăng nhanh), chất lỏng ở đó sẽ bốc hơi tạo thành các khí hoà tan vào chất lỏng cùng ra ngoài. Khí và hơi này khi đến cửa cánh guồng có áp suất lớn sẽ ngưng tụ, phá vỡ các túi khí tạo thành những khoảng trống, chất lỏng dồn về gây nên va đập thuỷ lực. Những va đập này thường có áp suất lớn làm ồn ào và rung chuyển bơm, có thể phá hỏng bơm. Hiện tượng này gọi là hiện tượng xâm thực của bơm.

Nếu hiện tượng xâm thực cùng với sự ăn mòn hoá học đồng thời xảy ra, thì bơm bị phá huỷ nhanh hơn, có khi chỉ vài giờ làm việc bơm đã hỏng.

Để tránh hiện tượng xâm thực, người ta cần tăng áp suất chất lỏng ở cửa vào của bơm (tăng p_1) bằng cách giảm chiều cao hút (như đặt bơm thấp hơn mực chất lỏng trong bể hút). Ngoài ra cánh guồng nên chế tạo bằng những vật liệu có độ bền cơ học cao, chịu được va đập.

3.1.3.5. Năng suất, công suất và hiệu suất của bơm ly tâm

3.1.3.5.1. Năng suất của bơm ly tâm

Năng suất của bơm ly tâm được tính toán dựa vào vận tốc tương đối của chất lỏng đi qua cánh guồng, chiều dày và đường kính cánh guồng:

$$Q = (\pi D_1 - \delta \cdot z) B_1 C_{r1} = (\pi D_2 - \delta \cdot z) B_2 C_{r2}, \text{ m}^3/\text{s} \quad (3.56)$$

trong đó D_1, D_2 – đường kính trong và đường kính ngoài của cánh guồng, m;

B_1, B_2 – bề rộng cánh guồng ở vành trong và vành ngoài, m;

δ – bề dày của cánh guồng, m;

z – số lượng cánh guồng;

C_{r1}, C_{r2} – vận tốc của chất lỏng đi vào và ra khỏi cánh guồng theo hướng bán kính (hình 3.21), m/s:

$$C = C_1 \sin \alpha_1 \text{ và } C = C_2 \sin \alpha_2.$$

3.1.3.5.2. Công suất, hiệu suất của bơm ly tâm

Giống như mọi loại bơm, công suất của bơm ly tâm cũng được tính theo phương trình (3.3):

$$N_t = \frac{Q \cdot H \cdot \rho \cdot g}{1000 \eta}, \text{ kW} \quad (3.57)$$

trong đó η – hiệu suất của bơm ly tâm, thường bằng 0,6 đến 0,8.

3.1.3.6. Định luật tỷ lệ, đặc tuyến của bơm, đặc tuyến đường ống

3.1.3.6.1. Định luật tỷ lệ

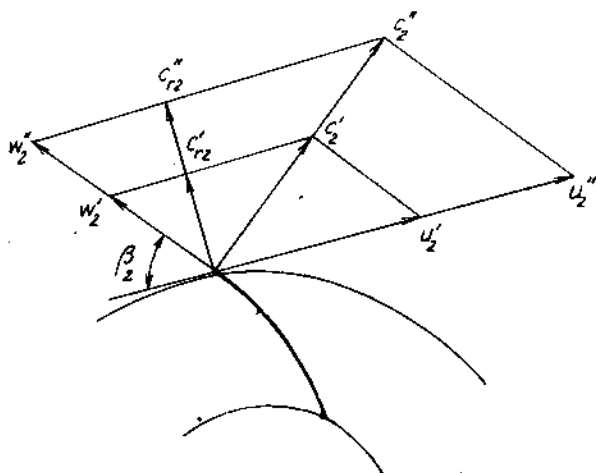
Khi số vòng quay thay đổi trong quá trình làm việc của bơm thì năng suất và áp suất cũng thay đổi theo. Hình 3.21 biểu diễn tam giác vận tốc ở hai vòng quay n_1 và n_2 . Theo quan hệ đồng dạng hình học, xét các tam giác đồng dạng trên hình 3.21 ta có:

$$\frac{C_2'}{C_2''} = \frac{u_2'}{u_2''} = \frac{C_{r2}'}{C_{r2}''} = \frac{\pi D_2 n_1 / 60}{\pi D_2 n_2 / 60} = \frac{n_1}{n_2} \quad (3.58)$$

Từ phương trình (3.56) và (3.58) rút ra:

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{(\pi D_2 - \delta.z) B_2 C_r'^2}{(\pi D_2 - \delta.z) B_2 C_r''^2} = \frac{C_r'^2}{C_r''^2} = \frac{n_1}{n_2} \quad (3.59)$$

Như vậy rõ ràng sự biến đổi năng suất tỷ lệ thuận với số vòng quay.



Hình 3.21. Đồng dạng của tam giác vận tốc

Theo phương trình (3.51) ta thấy áp suất tỷ lệ với tích của vận tốc u_2 và C_2 , mà u_2 và C_2 đều tỷ lệ với số vòng quay. Do đó:

$$\frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2} \right)^2 \quad (3.60)$$

Qua phương trình (3.57) thì công suất tỷ lệ với năng suất và áp suất, nên có quan hệ với số vòng quay:

$$\frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{n_1}{n_2} \right)^3 \quad (3.61)$$

Phương trình (3.59), (3.60) và (3.61) cho ta định luật tỷ lệ của bơm ly tâm.

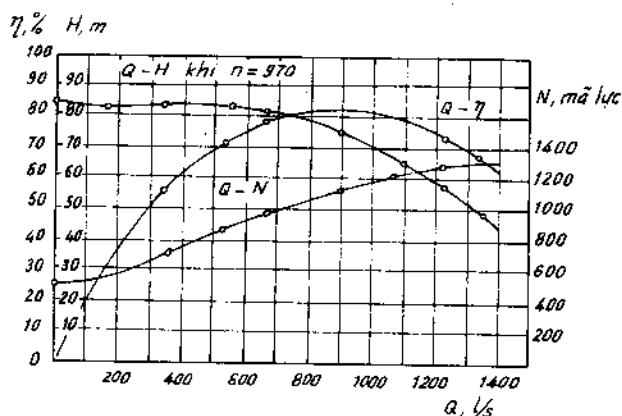
3.1.3.6.2. Đặc tuyến của bơm ly tâm

Mỗi một máy bơm khi xuất xưởng đều ghi đầy đủ năng suất Q , áp suất H , số vòng quay n và công suất tiêu thụ N_t , là những giá trị ứng với hiệu

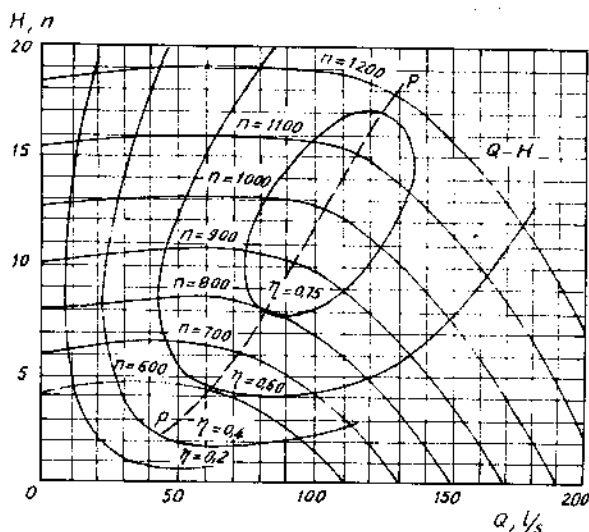
suất cao nhất của bơm. Tuy nhiên trong thực tế sử dụng, năng suất của bơm thay đổi, hay áp suất của chất lỏng thay đổi, vì vậy các đại lượng khác cũng thay đổi theo.

Về lý thuyết ta có thể tìm được mối quan hệ giữa các đại lượng Q , H , N và n theo định luật tỷ lệ, nhưng trong thực tế không hoàn toàn đúng như vậy. Do đó người ta phải dựa vào thực nghiệm, bằng cách thay đổi độ mở của van chặn trên ống đẩy, đo sự thay đổi của năng suất, áp suất, công suất và tính ra hiệu suất tương ứng với từng vòng quay. Kết quả ta lập được quan hệ $Q-N$ và $Q-\eta$ trên đồ thị. Những đường cong biểu diễn quan hệ này được gọi là đặc tuyến của bơm (hình 3.22). Khi biết đặc tuyến của bơm ta có thể chọn được chế độ làm việc thích hợp trong điều kiện nhất định. Ví dụ, ở hình 3.22 ứng với hiệu suất $\eta = 0,82$ có năng suất $Q = 900 \text{ l/s}$, áp suất $H = 75 \text{ m}$, công suất 1100 mã lực.

Qua hình 3.22 ta thấy, với số vòng quay $n = 970 \text{ vg/ph}$, để bơm làm việc với hiệu suất 0,75, thì lưu lượng có thể thay đổi trong khoảng $Q = 600$ đến 1200 l/s , và áp suất tương ứng $H = 85$ đến 60 m . Như vậy từ quan hệ $Q-H$ rõ ràng ở số vòng quay không đổi, thì Q tăng khi H giảm, trừ giai đoạn đầu là giai đoạn làm việc không ổn định (kèm theo va đập thủy lực) thì H và Q cùng tăng. Do đó đối với bơm tốt sẽ không có đoạn này. Nếu ta làm thí nghiệm với số vòng quay khác nhau, ta sẽ nhận được một dãy các đường cong $Q-H$ (hình 3.23).



Hình 3.22. Đặc tuyến của bơm ly tâm



Hình 3.23. Đặc tuyến chung của bơm ly tâm

Qua đồ thị ta thấy, ở mỗi vòng quay bơm có một giá trị hiệu suất cao nhất ứng với một điểm trên đường $Q - H$. Khi lệch khỏi điểm này về bất kỳ phía nào của đường cong đều cho ta hiệu suất thấp.

Nối những điểm có hiệu suất bằng nhau của các đường $Q - H$ lại, ta được những đường $\eta = \text{const}$. Đồ thị biểu diễn quan hệ này được gọi là đặc tuyến chung của bơm. Dùng đồ thị đặc tuyến chung ta dễ dàng thiết lập giới hạn sử dụng bơm có hiệu quả nhất và chọn được chế độ làm việc thích hợp cho bơm. Theo đồ thị ở hình 3.23 thì đường $p - p$ cho ta chế độ làm việc tốt nhất của bơm. Ví dụ, như ứng với $n = 1000$ ta có $Q = 105 \text{ l/s}$, $H = 12,5 \text{ m}$; còn ứng với $n = 750$ có $Q = 80 \text{ l/s}$, $H = 7 \text{ m}$.

3.1.3.6.3. Đặc tuyến mạng ống và điểm làm việc của bơm

Khi chọn bơm và điều kiện làm việc, ngoài đặc tuyến của bơm ta còn phải dựa vào đặc tuyến mạng ống (bao gồm ống dẫn và các thiết bị đặt trên đường ống). Như vậy, bơm được chọn phải thích ứng với trở lực của đường ống.

Đặc tuyến đường ống biểu thị mối quan hệ giữa lưu lượng của chất lỏng chuyển động trong đó và áp suất cần thiết. Áp suất được tính bằng tổng chiều cao hình học mà chất lỏng cần được đưa đến H_b (gồm chiều cao hút và đẩy), trở lực thuỷ lực trong mạng ống H_m và độ chênh áp suất ở đầu ống hút và cuối ống đẩy H_0 . Vậy ta có:

$$H = H_b + H_m + H_0 \quad (3.62)$$

Cụ thể các thành phần như sau:

$$H_m = H_h + H_d$$

$$H_m = \sum \lambda \left(\frac{l + l_{td}}{d} \right) \frac{w^2}{2g} \quad (\text{gồm trở lực ma sát và cục bộ}).$$

H_m theo công thức quan hệ với lưu lượng là:

$$H_m = k \cdot Q^2$$

với k - hệ số tỷ lệ.

$$H_0 = \frac{p_2 - p_1}{\rho g}$$

với p_2 và p_1 - áp suất ở cuối ống đẩy và đầu ống hút.

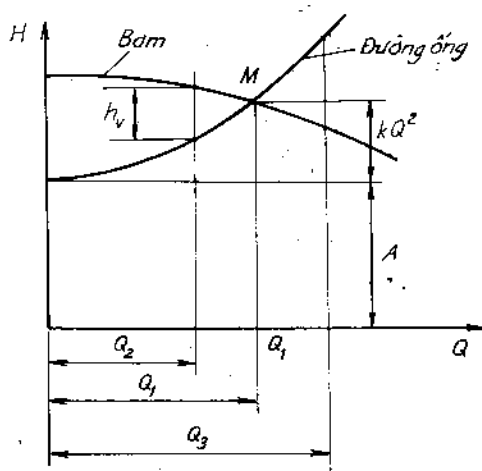
Phương trình (3.62) theo quan hệ lưu lượng có:

$$H = H_h + H_0 + k \cdot Q^2$$

hoặc $H = A + k \cdot Q^2$ (3.63)

với $H_h + H_0 = A = \text{const}$ (cho trường hợp cụ thể).

Công thức (3.63) có dạng parabol, đường biểu diễn không đi qua gốc toạ độ. Nếu ta biểu diễn đặc tuyến của bơm và mạng ống trên cùng đồ thị (hình 3.24), thì chúng sẽ cắt nhau tại điểm M là điểm làm việc của bơm đối với mạng ống đã cho và ứng với năng suất Q_1 cao nhất mà bơm có thể đạt được. Nếu tăng năng suất của bơm đến $Q_3 > Q_1$ thì áp suất do bơm tạo ra sẽ nhỏ hơn áp suất cần thiết bơm phải đạt được để thắng trở lực mạng ống, do đó bơm không làm việc được.



Hình 3.24. Đặc tuyến chung của bơm và đường ống

Nếu giảm năng suất xuống $Q_2 < Q_1$ thì bơm sẽ tạo ra áp suất lớn hơn trở lực của mạng ống. Các van trên đường ống được đóng bớt để tăng trở lực h_v , nếu không bơm sẽ tự động tăng Q và H đến điểm M .

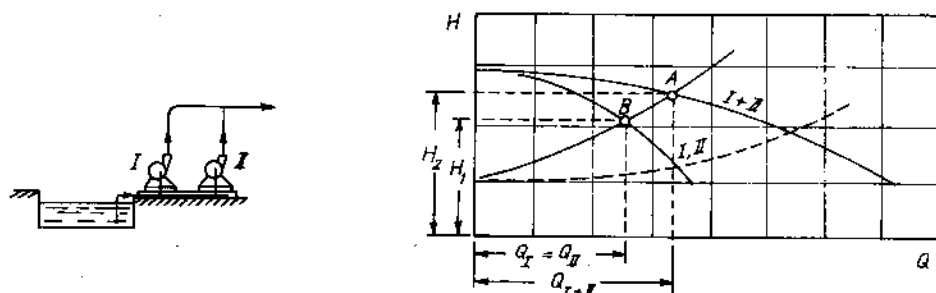
3.1.3.7. Ghép bơm song song và nối tiếp

Trong sản xuất thường sử dụng nhiều bơm đồng thời trong một hệ thống bằng cách ghép song song hay ghép nối tiếp.

3.1.3.7.1. Ghép bơm song song

Khi ghép hai bơm song song nhau cùng đẩy chất lỏng vào một đường ống thì đặc tuyến chung của cả hai bơm nhận được bằng tổng năng suất (cộng hoành độ) của từng bơm riêng biệt.

Kết hợp đặc tuyến tổng của bơm với đặc tuyến mạng ống trên cùng tọa độ ta thấy rằng, điểm làm việc M ứng với năng suất chung lớn hơn năng suất Q_1 của từng bơm, nhưng nhỏ hơn tổng năng suất $2Q_1$, hình 3.25.



Hình 3.25. Ghép bơm song song

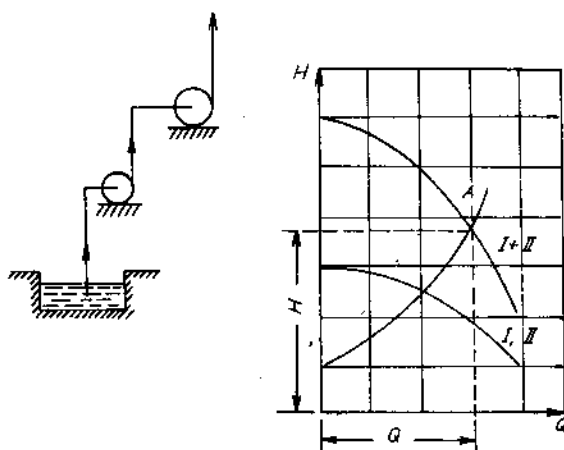
Qua đồ thị ta thấy, đặc tuyến mạng ống càng cong thì năng suất chung càng giảm và cách ghép song song càng bất lợi, vì cách ghép này chỉ để tăng năng suất bơm. Do vậy, cách ghép song song chỉ nên dùng khi đặc tuyến mạng ống đơn giản, tức là trở lực đường ống bé (đường nét đứt trên hình 3.25).

3.1.3.7.2. Ghép bơm nối tiếp

Ghép bơm nối tiếp được dùng khi cần tăng áp suất do bơm tạo ra mà một bơm không đáp ứng được. Trong trường hợp này năng suất chung của

bơm giống như năng suất từng bơm, còn áp suất thì tăng gấp đôi bằng tổng áp suất của từng bơm tạo ra, nên đặc tuyến chung của hai bơm ghép nối tiếp bằng tổng áp suất (cộng tung độ) của hai bơm.

Kết hợp đặc tuyến của hai bơm ghép nối tiếp với đặc tuyến mạng ống trên cùng đồ thị, ta thấy điểm M sẽ ứng với áp suất càng lớn, khi đặc tuyến của mạng ống càng cong lên phía trên (hình 3.26).



Hình 3.26. Ghép bơm nối tiếp

3.1.3.8. Đồng dạng của bơm ly tâm

Để tính toán thiết kế bơm ly tâm, thường người ta tiến hành thực nghiệm ở qui mô nhỏ trong phòng thí nghiệm rồi dùng lý thuyết đồng dạng để chuyển qui mô vận dụng vào thực tế sản xuất. Đối với bơm ly tâm cần đảm bảo những điều kiện sau đây khi tính toán chuyển qui mô: giữ không đổi đồng dạng về hình học, dòng chuyển động, chế độ thủy lực. Tức tỷ lệ giữa vận tốc dòng w và vận tốc vòng không đổi, có lực ma sát và lực quán tính như nhau.

Nếu đã biết kích thước d của một bộ phận bất kỳ nào đó của bơm (giả dụ cánh guồng), theo lý thuyết đồng dạng ta có:

$$\frac{Q}{n \cdot d^3} = \text{const}; \quad \frac{g \cdot H}{n^2 d^2} = \text{const}; \quad \frac{N}{\rho \cdot n^3 d^5} = \text{const}$$

hoặc $\frac{H}{n^2 d^2} = \text{const}$, nếu g – gia tốc trọng trường là hằng số.

Ngoài ra dựa vào Q , H và n , độ quay nhanh của cánh guồng được tính theo công thức:

$$n_s = 3,65 \cdot \frac{n\sqrt{Q}}{H^{\frac{3}{4}}} \quad (3.64)$$

Từ phương trình (3.64) thấy rằng, độ quay nhanh của cánh guồng n_s càng tăng, thì đường kính ngoài của cánh guồng D_2 càng bé, dẫn đến tỷ lệ giữa D_2 và D_1 (đường kính trong của cánh guồng) bé theo, đồng thời tỷ lệ giữa bề dày khe và đường kính ngoài tăng lên. Nếu dạng cánh guồng thay đổi để đạt được $n_s > 350$ thì chất lỏng chuyển động trong cánh guồng không còn theo phương bán kính, mà theo đường chéo hoặc song song với trục quay. Trong trường hợp này năng suất Q của bơm tăng, nhưng áp suất do bơm tạo ra lại giảm và số vòng quay tăng. Loại bơm này được dùng rộng rãi trong công nghiệp hoá chất và thực phẩm để vận chuyển chất lỏng.

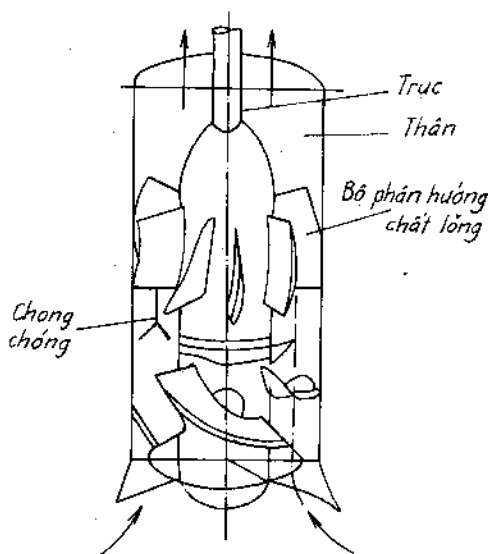
3.1.4. Các loại bơm khác

Trong sản xuất ngoài bơm thể tích (pittông) và bơm ly tâm còn có rất nhiều loại bơm khác. Trong phạm vi của giáo trình chúng ta chỉ tìm hiểu một số loại sau đây.

3.1.4.1. Bơm hướng trục

Bơm hướng trục còn được gọi là bơm chong chóng, có cấu tạo như ở hình 3.27. Loại bơm này được sử dụng rộng rãi trong thủy lợi, vì có năng suất tương đối cao và áp suất nhỏ.

Trong thân bơm chất lỏng chuyển động dọc theo trục nhờ chong chóng quay. Khi ra khỏi chong chóng, chất lỏng được bộ phận hướng chất lỏng chuyển động quay sang chuyển động thẳng theo trục. Bơm hướng trục có ưu điểm là trở lực nhỏ, cấu tạo đơn giản, gọn nên trong công nghiệp được dùng để bơm tuần hoàn dung dịch trong hệ thống cô đặc.



Hình 3.27. Bơm hướng trục

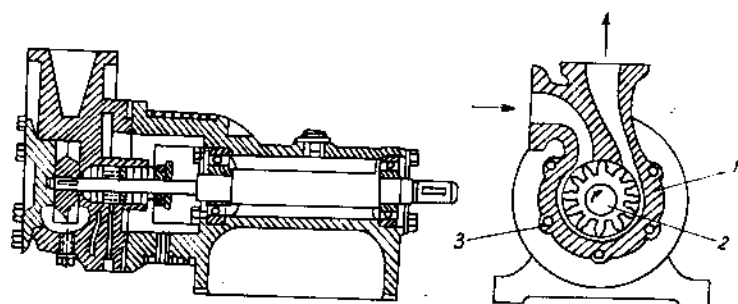
Loại bơm này có năng suất từ 0,10 đến 25 m³/s, áp suất từ 4 đến 6 m, hiệu suất đạt 90%.

3.1.4.2. Bơm xoáy lốc

Bơm xoáy lốc được dùng khi không cần năng suất lớn (tối đa 40 m³/h), nhưng áp suất cao (khoảng 250 m, gấp 2 đến 5 lần bơm ly tâm có cùng số vòng quay).

Cấu tạo bơm gồm có guồng 2 trong có các hốc nhỏ theo hướng bán kính, guồng đặt trong thân hình trụ 1, giữa guồng và thân bơm có rãnh 3 (hình 3.28).

Bơm xoáy lốc làm việc theo nguyên tắc giống bơm ly tâm, tức nhờ lực ly tâm mà chất lỏng được hút vào các hốc của cánh guồng rồi đưa ra ống đẩy. Tuy nhiên khác với bơm ly tâm là: dưới tác dụng của lực ly tâm chất lỏng trong hốc bị văng ra rãnh, ở trong rãnh dưới tác dụng của áp suất thủy tĩnh, một phần chất lỏng bị đẩy vào hốc tiếp. Có nghĩa khi quay được một vòng của cánh guồng, chất lỏng bị văng ra và đẩy trở lại hốc nhiều lần, mỗi lần như vậy áp suất của chất lỏng được tăng lên.

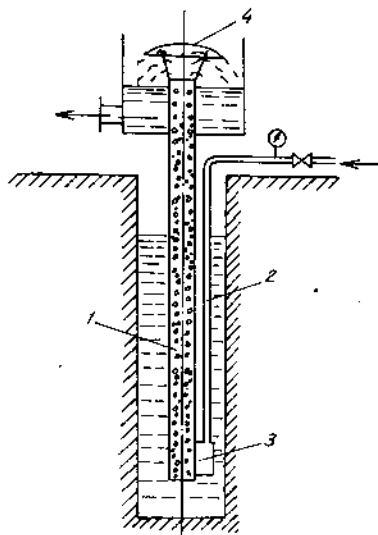


Hình 3.28. Bơm xoáy lốc

Bơm xoáy lốc được dùng với công suất nhỏ, cỡ vài chục kilôoat, để bơm các chất lỏng ít nhớt, không có cặn bẩn. Khác với bơm ly tâm nữa là bơm xoáy lốc hút và đẩy chất lỏng đều theo phương tiếp tuyến. Ưu điểm của bơm xoáy lốc là cấu tạo đơn giản, kích thước nhỏ, áp suất lớn. Đặc điểm khi năng suất giảm một ít sẽ tăng nhanh áp suất và công suất, và đạt giá trị cực đại khi $Q = 0$. Vì vậy cần chú ý mở van chặn trên ống đẩy trước khi mở máy.

3.1.4.3. Bơm sức khí

Sơ đồ cấu tạo bơm sức khí như ở hình 3.29. Loại bơm này làm việc theo nguyên tắc bình thông nhau. Khí nén qua ống dẫn 2 thổi vào ống 1 làm cho chất lỏng ở ống 1 sủi bọt tạo thành hỗn hợp lỏng - khí có $\rho_{hh} < \rho_l$, nên hỗn hợp này dâng lên qua nắp 4 đổ vào bể chứa. Buồng hỗn hợp khí - lỏng 3 phải đặt cao hơn cửa hút chất lỏng ở ống 1 khoảng 1 đến 1,5 m để giữ cho khí nén không bị phụt ra ngoài.



Hình 3.29. Bơm sức khí

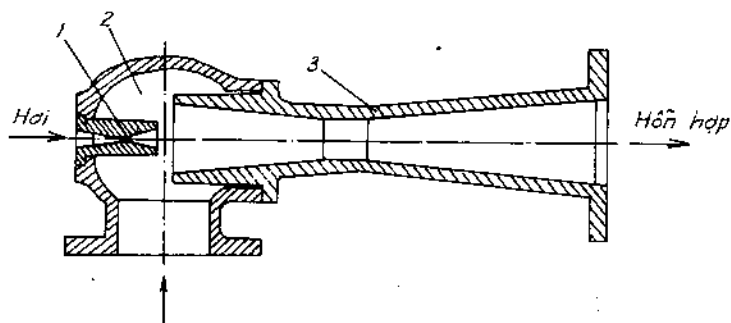
Bơm sức khí có ưu điểm là đơn giản, không có bộ phận truyền động, có thể làm việc ở nhiệt độ cao khi bơm ly tâm không hút được. Nhược điểm là hiệu suất thấp (cỡ 25 đến 35%), năng suất nhỏ. đòi hỏi phải có trạm nén khí và phải duy trì một cột chất lỏng nhất định đảm bảo độ nhúng sâu của ống 1, do đó không hút cạn được. Muốn hút cạn phải dùng phương pháp hút chân không. Loại bơm này dùng để hút các loại chất lỏng kể cả axit.

3.1.4.4. Bơm tia (tuye)

Bơm tia được mô tả ở hình 3.30. Khi dòng chất lỏng (hoặc khí, hơi) có vận tốc lớn đi qua cửa thất của đường 1 vào buồng trộn 2 qua ống 3. Nhờ ma sát bề mặt nó kéo theo chất lỏng (hay hơi) cần bơm. Khi đó trong buồng 2 tạo ra độ chân không đủ để hút chất lỏng từ ngoài vào. Chất lỏng (hay hơi) được hút vào sẽ trộn với dòng lỏng (hay hơi) chảy qua rồi vào ống 3 có tiết diện mở rộng dần, nên vận tốc hỗn hợp giảm dần và biến thành thế năng áp suất đẩy hỗn hợp ra có áp suất lớn hơn cả áp suất của chất lỏng (hay hơi) chảy qua. Nếu dùng bơm tia để đẩy chất lỏng thì gọi là "injector", còn để hút chất lỏng thì gọi là "ejector".

Ưu điểm của bơm tia có cấu tạo đơn giản, vận chuyển được các chất lỏng có độ ăn mòn cao, nhờ có sự trộn hơi với chất lỏng mà có tác dụng đun nóng hoặc làm nguội trong quá trình làm việc. Do đó nó hay được dùng để bơm nước vào nồi hơi.

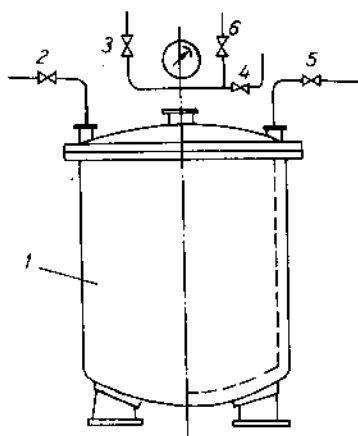
Nhược điểm là chỉ bơm được chất lỏng nào cho phép trộn lẫn với chất lỏng (nước) đi qua. Hiệu suất thấp.



Hình 3.30. Bơm tia (tuye)

3.1.4.5. Thùng nén

Cấu tạo gồm thùng hình trụ đứng (hay nằm ngang) 1 chứa không khí nén (hay khí trơ CO_2 , N_2). Chất lỏng chảy vào thùng qua van 2, khi van 4 mở thông với khí quyển (hình 3.31). Nếu dùng chân không để hút chất lỏng vào thùng thì van 4 được đóng kín, mở van 6 để nối với bơm chân không. Khi đẩy chất lỏng lên cao thì đóng van 4, 6, mở van 5 thông ống đẩy và van 3 để nén khí vào. Thông thường thùng nén làm việc gián đoạn, nhưng cũng có cấu tạo đặc biệt để làm việc liên tục và tự động. Sau khi đẩy hết chất lỏng, các van 3, 5 được khoá lại và van 4 mở ra để hạ áp suất trong thùng xuống bằng áp suất ngoài trời. Quá trình được lặp lại để bơm mẻ khác.



Hình 3.31. Thùng nén

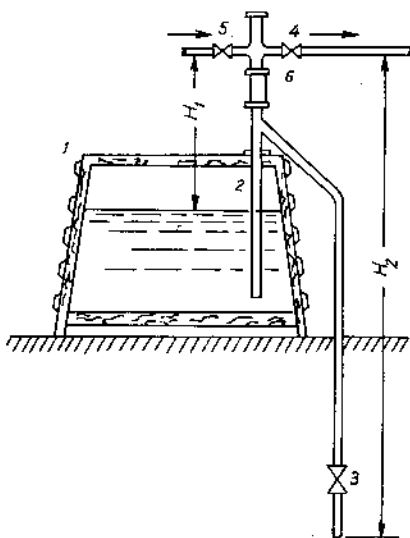
Ưu điểm không có bộ phận chuyển động nên ít mòn, có thể làm bằng vật liệu chống ăn mòn hoặc lót bên trong bằng sành, sứ, ... nên có thể bơm chất lỏng có độ ăn mòn cao.

Nhược điểm là công kênh, hiệu suất thấp (khoảng 15 đến 20%), năng suất nhỏ (khoảng 45 m³/h), lưu lượng bơm không đều.

3.1.4.6. Xiphông

Xiphông là loại bơm đơn giản nhất để đưa chất lỏng từ bình chứa này sang bình chứa kia (hình 3.32), dựa trên nguyên tắc tạo sự chênh lệch áp suất giữa mặt thoáng chất lỏng trong bình và trong ống.

Nguyên tắc, chất lỏng phải choán đầy ống 2. Khoá van 5 và 3, mở van 4 cho bơm chân không hút chất lỏng vào đầy ống 2. Khi chất lỏng đã lên đầy ống 2 (nhìn qua kính quan sát 6) thì mở van 3 và đóng van 4. Khi đổ chất lỏng trong bình 1 sẽ chảy liên tục ra ngoài qua van 3 nhờ chênh lệch mức chất lỏng trong bình chứa và đầu ống dẫn H_2 . Muốn bơm ngừng làm việc thì mở van 5 thông với ngoài trời.



Hình 3.32. Ống xiphông

3.1.5. So sánh và chọn bơm

Trong công nghiệp hoá chất và thực phẩm, loại bơm được dùng phổ biến nhất là bơm ly tâm, vì so với bơm pittông, bơm ly tâm có ưu điểm sau:

- Tạo được lưu lượng đều đặn đáp ứng yêu cầu về kỹ thuật của nhiều ngành sản xuất. Đồ thị cung cấp đều đặn, không tạo hình sin.
- Số vòng quay lớn, có thể truyền động trực tiếp từ động cơ điện.
- Có cấu tạo đơn giản, gọn, chiếm ít diện tích xây dựng và không cần kết cấu nền móng quá vững chắc. Do đó giá thành chế tạo, lắp đặt và vận hành thấp.
- Có thể dùng để bơm những chất lỏng bẩn, vì khe hở giữa cánh guồng và thân bơm tương đối lớn, không có van là bộ phận dễ bị hư hỏng và tắc do bẩn gây ra. Nhờ cải tiến kết cấu cánh guồng mà bơm ly tâm hiện nay đã bơm được cả dung dịch huyền phù có nồng độ pha rắn cao.

- Có năng suất lớn và áp suất tương đối nhỏ nên phù hợp với yêu cầu của phần lớn các quá trình hoá học và thực phẩm.

Vì vậy, gần đây bơm ly tâm đã dần dần thay thế bơm pittông trong trường hợp áp suất trung bình và thấp, còn năng suất trung bình và lớn.

Tuy nhiên, bơm ly tâm cũng tồn tại nhiều nhược điểm cần được tiếp tục nghiên cứu cải tiến. Đặc trưng những nhược điểm này là:

- Hiệu suất thấp hơn bơm pittông từ 10 đến 15%.
- Khả năng tự hút kém, nên trước khi bơm phải mồi đầy chất lỏng cho bơm và ống hút, khi bơm đặt cao hơn bể chứa.
- Nếu tăng áp suất thì năng suất giảm mạnh so với thiết kế, khi đó hiệu suất giảm theo.

Những ưu nhược điểm của bơm ly tâm đối với bơm pittông hoàn toàn ngược lại. Vì vậy, có thể nêu chung một số ưu nhược điểm của bơm pittông như sau:

- Bơm pittông được dùng trong trường hợp cần năng suất thấp, nhưng áp suất cao.
- Nếu thay động cơ điện bằng máy hơi nước thì bơm pittông được dùng để bơm các chất dễ cháy nổ rất an toàn.
- Dùng bơm pittông tiết kiệm hơn về năng lượng và vốn xây dựng, do có hiệu suất cao hơn bơm ly tâm.

Ngoài ra đối với một số loại bơm khác chỉ được dùng trong những trường hợp đặc biệt, ví dụ:

- Bơm hướng trục được dùng khi cần lưu lượng lớn (khoảng 30 m³/s), áp suất thấp (khoảng 10 đến 15 m). Nó có cấu tạo đơn giản, gọn và hiệu suất cao.
- Bơm răng khía thuận tiện khi bơm các chất lỏng có độ nhớt cao, không chứa các hạt rắn, khi cần áp suất cao (tới 150 at), nhưng năng suất quá nhỏ (không quá 0,1 m³/s).
- Bơm tia, bơm thùng nén, bơm sục khí có cấu tạo đặc biệt đơn giản, không có bộ phận dẫn động, có thể chế tạo bằng vật liệu có độ bền hoá học cao. Tuy nhiên các loại bơm này có hiệu suất rất thấp (như thùng nén có hiệu suất nhỏ hơn 20%, bơm tia và xiphông có hiệu suất từ 30 đến 35%).

Qua sơ bộ so sánh ưu nhược điểm và phạm vi sử dụng của các loại bơm trên, người ta sẽ chọn loại bơm thích hợp cho từng trường hợp cụ thể để có hiệu quả nhất.

3.2. VẬN CHUYỂN VÀ NÉN KHÍ

3.2.1. Khái niệm chung

Trong công nghiệp hoá chất và thực phẩm cũng như trong các ngành kinh tế khác, máy nén hay thổi khí được dùng rất phổ biến. Như để tổng hợp NH_3 phải nén H_2 và N_2 tới 200, 350 hoặc 500 at. Trái lại trong một số quá trình như cô đặc, sấy, chưng luyện chân không thì phải duy trì áp suất rất thấp, cỡ 0,2 đến 0,4 at. Ngoài ra để thông gió, khuấy trộn, phun bụi hoặc vận chuyển vật liệu người ta cũng dùng khí nén.

Tất cả các quá trình nêu trên đều phải tiến hành nén, thổi khí hoặc hút chân không. Khi nén khí hoặc hút chân không thì có sự thay đổi thể tích kèm theo sự thay đổi áp suất và nhiệt độ của khí.

Quan hệ giữa thể tích, áp suất và nhiệt độ của khí lý tưởng được thể hiện qua phương trình trạng thái:

$$pV = mRT \quad (3.65)$$

trong đó

p – áp suất của khí, N/m^2 ;

V – thể tích khí, m^3 ;

m – khối lượng của khí, kg ;

T – nhiệt độ tuyệt đối của khí, K ;

R – hằng số khí, $R = \frac{8314}{M} \text{ J/kg.độ}$;

M – khối lượng phân tử, kg/kmol .

Theo lý thuyết của nhiệt động học, quá trình nén hoặc hút khí có thể tiến hành theo:

– *Quá trình đẳng nhiệt*: Nhiệt độ giữ không đổi trong suốt quá trình nén hoặc hút khí, nhờ có sự trao đổi nhiệt với bên ngoài. Công nén đẳng nhiệt được tính:

$$L_{\text{đg}} = p_1 V_1 \ln \frac{p_2}{p_1}, \text{ J/kg} \quad (3.66)$$

- *Quá trình đoạn nhiệt*: Khi nén không có sự trao đổi nhiệt với bên ngoài. Toàn bộ lượng nhiệt toả ra được giữ lại nên nhiệt độ của khí tăng lên. Công tiêu tốn trong quá trình nén đoạn nhiệt được tính:

$$L_{đo} = \frac{k}{k-1} (p_1 V_1) \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right], \text{ J/kg} \quad (3.67)$$

Nhiệt độ của khí ở cuối quá trình nén đoạn nhiệt được tính theo công thức:

$$T_2 = T_1 \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}}, \text{ } ^\circ\text{K} \quad (3.68)$$

- *Quá trình đa biến*: Trong thực tế, quá trình nén không thể tiến hành đẳng nhiệt hay đoạn nhiệt, mà thường xảy ra đồng thời, tức vừa toả nhiệt ra ngoài đồng thời vừa tăng nhiệt độ, nên gọi là đa biến. Do đó, công nén đa biến lớn hơn công nén đẳng nhiệt, nhưng nhỏ hơn công nén đoạn nhiệt. Công nén đa biến được tính theo công thức (3.67), chỉ khác thay chỉ số đoạn nhiệt k bằng chỉ số đa biến m , tức là:

$$L_{đb} = \frac{m}{m-1} (p_1 V_1) \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right], \text{ J/kg} \quad (3.69)$$

trong đó: p_1, p_2 - áp suất khí lúc hút và đẩy, N/m^2 ;
 T_1, T_2 - nhiệt độ khí trước và sau khi nén, $^\circ\text{K}$;
 V_1 - thể tích riêng của khí ở điều kiện hút tại p_1 và T_1 , m^3/kg ;
 k, m - chỉ số đoạn nhiệt và đa biến.

Trong quá trình nén đẳng nhiệt, lượng nhiệt được toả ra:

$$Q_{đt} = A.L_{đt} = mRT \frac{p_2}{p_1} = m(C_p - C_v)T \ln \frac{p_2}{p_1}, \text{ J} \quad (3.70)$$

Và nhiệt lượng của quá trình nén đoạn nhiệt:

$$Q_{đo} = A.L_{đo} = mC_p(T_1 - T_2) = m(i_2 - i_1), \text{ J} \quad (3.71)$$

với A - nhiệt tương đương cơ học;
 m - khối lượng của khí; kg ;
 i_1, i_2 - hàm nhiệt, J/kg .

Trong kỹ thuật các khí cần được nén và vận chuyển có tính chất vật lý và hoá học rất khác nhau. Điều kiện làm việc với lưu lượng, áp suất và nhiệt độ khác nhau. Do đó, có nhiều loại máy nén được sử dụng. Chúng được phân loại theo nhiều cách, như theo nguyên tắc làm việc hay theo áp suất đầu và cuối.

Theo nguyên tắc làm việc có thể chia ra:

- Máy nén pittông: cấu tạo gần giống như bơm pittông, có pittông chuyển động trong xilanh và khí được nén nhờ giảm thể tích của buồng làm việc.

- Máy nén loại quay tròn: nhờ rôto quay trong mà khí được hút vào nén lại trong máy rồi đẩy ra ở áp suất cao hơn.

- Máy nén tuabin (thuộc loại ly tâm): nhờ chuyển động quay của cánh guồng và tác dụng của lực quán tính ly tâm mà khí được nén lại.

- Máy nén loại phun tia: nguyên tắc làm việc và cấu tạo giống như bơm tia, khí được nén do thay đổi vận tốc khi chuyển động qua ống loa hình nón cụt.

Theo tỷ lệ giữa áp suất đầu và cuối (còn gọi là độ nén) chia ra:

- Máy nén khí: $\frac{P_2}{P_1} = 3 \div 100$ (hay lớn hơn);

- Máy thổi khí: $\frac{P_2}{P_1} = 1,1 \div 3$ (với áp suất cuối $p_2 = 1,1 \div 3$ at);

- Quạt khí: $\frac{P_2}{P_1} = 1 \div 1,1$ (với áp suất cuối $p_2 = 1,12$ at).

Muốn tạo chân không người ta dùng quạt hay máy thổi khí bằng cách lắp ống hút vào nơi cần tạo chân không, còn ống đẩy xả ra ngoài. Nếu muốn tạo độ chân không lớn hơn thì dùng các loại bơm chân không, như bơm pittông, rôto, bơm vòng nước, bơm tia, v.v... Nguyên tắc làm việc không khác máy nén, các loại bơm này có thể tạo ra được độ chân không từ 95 đến 99,96%, tức ở áp suất thấp từ 0,05 đến 0,0004 at.

3.2.2. Máy nén pittông

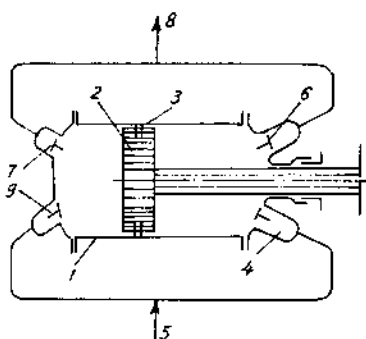
3.2.2.1. Nguyên tắc làm việc của máy nén pittông

Về cấu tạo, máy nén pittông hoàn toàn giống bơm pittông, tức là gồm có xilanh 1, pittông 2 chuyển động tịnh tiến, trên pittông có lắp một vài

vòng đệm (xecmăng) 3. Mỗi đầu xilanh có hai hộp van. Khi pittông chuyển động sang trái thì ở khoảng xilanh bên phải có độ chân không, van 4 và 7 mở, van 6 và 9 đóng, khí qua ống hút 5 vào bên phải, cùng lúc đó khí ở khoảng không gian bên trái được đẩy ra ống đẩy 8. Khi pittông chuyển động ngược lại từ trái sang phải thì van 7 và 4 đóng lại, còn van 6 và 9 mở ra, phần xilanh bên trái hút và phần xilanh bên phải đẩy.

Như vậy, sau một vòng quay của trục, pittông chuyển dịch sang trái một lần và sang phải một lần, khí được hút vào và đẩy ra hai lần. Vị trí biên ở hai đầu xilanh gọi là vị trí chết và khoảng không gian giữa pittông ở vị trí chết và đầu xilanh gọi là khoảng hại. Trị số khoảng hại phụ thuộc vào cấu tạo của van và có ảnh hưởng xấu trong quá trình làm việc của máy nén.

So sánh với cấu tạo của bơm pittông thì trong máy nén pittông các hộp van cần phải kín, khít và do trong quá trình nén khí toả nhiệt nóng lên, nên phải đặt thêm bộ phận làm nguội, nhất là khi nén nhiều cấp.



Hình 3.33. Sơ đồ nguyên lý máy nén pittông: 1 - xilanh; 2 - pittông; 3 - vòng đệm; 4, 9 - van hút; 5 - ống hút; 6, 7 - van đẩy; 8 - ống đẩy

3.2.2.2. Quá trình nén lý thuyết và thực tế

Biểu diễn quá trình làm việc của máy nén tác dụng đơn trên đồ thị p - V ta thấy, khi pittông ở vị trí bên trái (a) chuyển động về bên phải thì khí được hút vào xilanh theo đường AB với áp suất p_1 . Khi pittông đến vị trí chết (b) thì đã hút được thể tích V_1 với áp suất p_1 và nhiệt độ t_1 . Khi pittông chuyển động về bên trái thì van hút đóng lại, nên khí được nén và áp suất tăng dần đến p_2 theo đường BC là quá trình đa biến (nếu quá trình đẳng nhiệt theo đường BC_1 ; quá trình đoạn nhiệt theo đường BC_2). Khi pittông đến vị trí (c), tức áp suất khí trong xilanh đạt p_2 bằng áp suất trong ống đẩy thì van đẩy mở ra, nên khí được đẩy vào ống đẩy với áp suất không đổi p_2 theo đường CD . Quá trình nén này là quá trình lý thuyết, không có khoảng hại và các ảnh hưởng khác (hình 3.34).

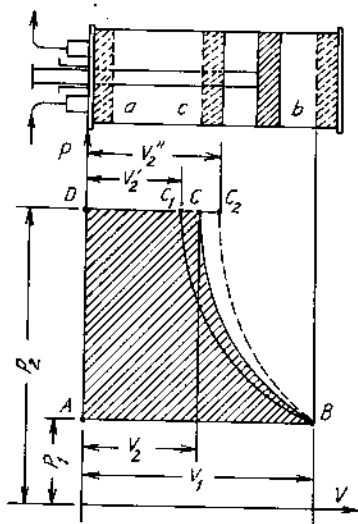
Trong thực tế, quá trình nén khí xảy ra phức tạp hơn do những nguyên nhân sau đây:

- Tồn tại khoảng hại: Khi pittông đã đến vị trí chết, hai đầu xilanh vẫn còn tồn tại một lượng khí có thể tích bằng thể tích khoảng hại và áp suất đẩy p_2 . Do đó khi tiến hành quá trình hút lượng khí này được giãn ra cho đến khi đạt đến áp suất p_1 (hình 3.35) đường DA' , thì van hút mới mở ra được và quá trình hút khí mới bắt đầu. Do đó lượng khí hút được thực tế nhỏ hơn thể tích lý thuyết của xilanh.

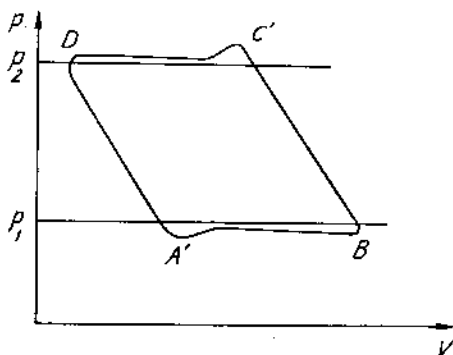
- Ảnh hưởng của lực ỳ ở các van hút và đẩy: Do lực ỳ của các van mà thực tế các van hút và đẩy mở ra khi áp suất thấp hơn p_1 và cao hơn p_2 một chút, điểm A' và C' (hình 3.35).

- Ảnh hưởng của sức cản thuỷ lực trên đường ống và ở các van; nhiệt độ, độ ẩm của khí tăng khi nén; van, xilanh, pittông không thật kín, nên đồ thị của quá trình nén thực tế khác với nén lý thuyết.

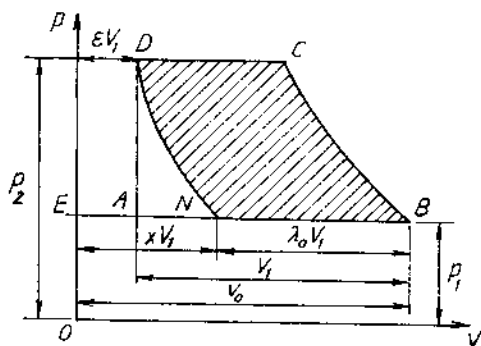
Trong thực tế người ta thường dùng đồ thị chỉ thị để kiểm tra quá trình làm việc của máy nén (hình 3.36). Phân tích đồ thị chỉ thị có chú ý đến ảnh hưởng của khoảng hại và bỏ qua ảnh hưởng của các yếu tố khác, ta thấy được bản chất của quá trình nén.



Hình 3.34. Biểu đồ của quá trình nén lý thuyết



Hình 3.35. Biểu đồ của quá trình nén thực tế



Hình 3.36. Đồ thị chỉ thị của máy nén

Các ký hiệu trong đồ thị chỉ thị (hình 3.36):

V_0 - thể tích toàn bộ của xilanh, m^3 ;

V_1 - phần thể tích mà pittông đi qua, m^3 ;

ε - hệ số khoảng hại:

$$\varepsilon = \frac{V_0 - V_1}{V_1} \quad (3.72)$$

Rút ra $\varepsilon.V_1 = V_0 - V_1$ là thể tích khoảng hại, m^3 .

λ_0 - hiệu suất thể tích của máy nén:

$$\lambda_0 = \frac{V}{V_1} \quad (3.73)$$

Rút ra $\lambda_0 V_1 = V$ - thể tích thực của khí được hút vào sau một lần hút của pittông, m^3 .

Trước khi khí được hút vào xilanh, pittông đã đi được một khoảng đủ để khí trong khoảng hại giãn từ áp suất p_2 đến p_1 . Thể tích khí trong khoảng hại chiếm được tính bằng:

$$V_0 - V = V_0 - \lambda_0 V_1 = x.V_1$$

với x - tỷ lệ giữa thể tích toàn bộ xilanh trừ đi thể tích khí được hút thực $\lambda_0 V_1$ và thể tích pittông đi qua, nghĩa là:

$$x = \frac{V_0 - \lambda_0 V_1}{V_1} \quad (3.74)$$

Theo phương trình trạng thái của khí trong quá trình hút hoặc nén đa biến:

$$p_1 V_1^m = p_2 V_2^m = \text{const}$$

Xét quá trình bắt đầu hút (A') đến kết thúc quá trình đẩy (D), ta có:

$$p_1 (x.V_1)^m = p_2 (\varepsilon.V_1)^m$$

$$\text{Rút ra:} \quad x = \varepsilon \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{1}{m}} \quad (3.75)$$

Từ công thức (3.72) rút ra $V_0 = \varepsilon.V_1 + V_1$, thay vào phương trình (3.74) ta có:

$$x = \frac{V_0 - \lambda_0 V_1}{V_1} = \frac{\varepsilon.V_1 + V_1 - \lambda_0 V_1}{V_1} = \varepsilon + 1 - \lambda_0$$

$$\text{hay:} \quad \lambda_0 = 1 + \varepsilon - x \quad (3.76)$$

Kết hợp phương trình (3.75) và (3.76) ta được:

$$\lambda_0 = 1 + \varepsilon - \varepsilon \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{1}{m}}$$

$$\lambda_0 = 1 + \varepsilon - \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{1}{m}} - 1 \right] \quad (3.77)$$

Ta thấy, hiệu suất thể tích λ_0 phụ thuộc vào ε và tỷ số $\frac{p_2}{p_1}$, vì ε là một số không đổi đối với mỗi loại máy nén ($\varepsilon = 0,03 \div 0,08$), nên thực tế λ_0 chỉ phụ thuộc vào $\frac{p_2}{p_1}$. Có nghĩa, p_2 càng lớn thì lượng khí chứa trong khoảng hại càng lớn, nên khi hút nó giãn ra chiếm một thể tích càng lớn làm cho lượng khí thực được hút càng giảm, kết quả là λ_0 giảm. Do đó p_2 chỉ có giới hạn, vì nếu nó lớn quá mức giới hạn, lượng khí trong khoảng hại sẽ chiếm toàn bộ thể tích xilanh khi hút, nên quá trình không thực hiện được, tức $\lambda_0 = \frac{V}{V_1} = 0$. Từ phương trình (3.77) rút ra:

$$\varepsilon \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{1}{m}} - 1 \right] = 1$$

$$\left(\frac{p_2}{p_1} \right) = \left(\frac{1}{\varepsilon} + 1 \right)^m \quad (3.78)$$

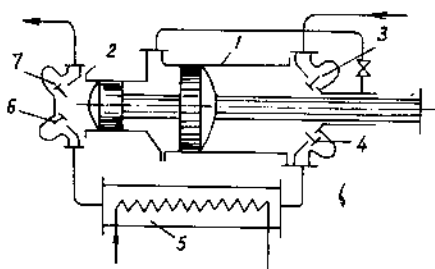
Giá trị $\left(\frac{p_2}{p_1} \right)$ khi $\lambda_0 = 0$ được gọi là giới hạn nén, được tính theo phương trình (3.78).

3.2.2.3. Máy nén nhiều cấp

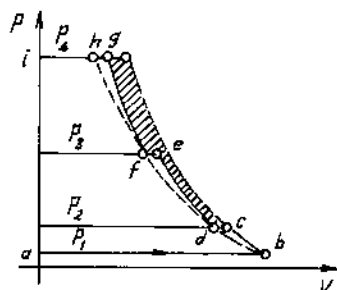
Do hiệu suất thể tích giảm nhiều và nhiệt độ tăng cao vượt quá mức cho phép, nếu tăng áp suất cuối p_2 lên cao trong quá trình nén, nên đối với máy nén một cấp P_2 chỉ được giới hạn trong khoảng 6 đến 8 at. Vì vậy, để có thể tăng cao áp suất cuối (lớn hơn 8 at) người ta dùng máy nén nhiều cấp.

3.2.2.3.1. Nguyên tắc làm việc của máy nén nhiều cấp

Sơ đồ của máy nén pittông hai cấp như ở hình 3.37, gồm xilanh áp suất thấp 1, xilanh áp suất cao 2. Khi pittông chuyển động về bên trái khí được hút vào qua van 3. Khi pittông chuyển động về bên phải, khí được nén lại và đẩy ra khỏi xilanh có áp suất thấp 1 qua van 4, đi qua bộ phận làm nguội trung gian 5 để được hút vào xilanh áp suất cao 2 qua van 6. Sang chu trình sau, khi pittông chuyển động về bên trái, xilanh 1 hút lượng khí mới, xilanh 2 nén khí đến áp suất cao và đẩy vào ống đẩy qua van 7.



Hình 3.37. Sơ đồ máy nén hai cấp



Hình 3.38. Biểu đồ làm việc của máy nén ba cấp

Hình 3.38 biểu diễn quá trình làm việc của máy nén ba cấp. Quá trình hút ở bậc một thể hiện bằng đoạn ab , quá trình nén từ p_1 đến p_2 là đoạn bc làm nguội khí sau bậc một ở đoạn cd ứng với áp suất p_2 . Tương tự, các bậc hai và ba tương ứng đoạn có p_2 , p_3 và p_4 . Cuối cùng ta được đường gãy khúc $abcdefghi$ biểu diễn quá trình làm việc của máy nén ba cấp. Qua đồ thị chỉ thị ta thấy, ở máy nén nhiều cấp công tiêu tốn nhỏ hơn ở máy nén một cấp. Diện tích tiết kiệm được trong máy nén nhiều cấp bằng phần gạch chéo trên đồ thị. Nhờ có làm nguội trung gian giữa các cấp mà quá trình gần với quá trình đẳng nhiệt (đường cong bh). Do đó, càng nhiều cấp càng tiết kiệm nhiều công, nhưng số cấp nhiều sẽ làm phức tạp thêm thiết bị và chi phí làm lạnh, nên trong thực tế số cấp không vượt quá sáu.

3.2.2.3.2. Tỷ số nén trong một cấp của máy nén nhiều cấp

Đối với máy nén nhiều cấp, số cấp phụ thuộc vào tỷ số nén ép. Nếu chấp nhận tổn thất áp suất giữa các bậc bằng nhau thì tỷ số nén được tính theo công thức:

$$x = \sqrt[n]{\frac{p_n}{p_1}} \quad (3.79)$$

với $\Psi = 1,1 \div 1,15$ – hệ số tổn thất áp suất giữa các bậc;
 p_n, p_1 – áp suất cuối và đầu.

Khi biết được giá trị của x và Ψ , ta tính được số bậc:

$$n = \frac{\lg p_n - \lg p_1}{\lg x - \lg \Psi} \quad (3.80)$$

Trong thực tế có thể lấy $x = 2,5 \div 3,5$. Số cấp của máy nén phụ thuộc vào tỷ số $\frac{p_n}{p_1}$ như sau:

Tỷ số nén $\frac{p_n}{p_1}$	5	10	80	120	>120
Số cấp n	1	2	3	4	5 ÷ 6

3.2.2.4. Năng suất và công suất của máy nén

3.2.2.4.1. Năng suất của máy nén

Năng suất thường được tính theo m^3/ph trên cơ sở của áp suất hút p_1 .
 Các ký hiệu dùng:

V_M – lượng khí được hút thực tế, m^3/ph ;

V_c – lượng khí được hút thực tế sau một khoảng chạy của pittông, m^3 ;

d – đường kính của pittông, m ;

s – chiều dài khoảng chạy của pittông, m ;

n – số vòng quay của trục, vg/ph ;

i – số lần hút sau một vòng quay của trục.

Thể tích khí lý thuyết sau một vòng quay của trục được tính (bỏ qua thể tích cán pittông):

$$V_l = i \cdot \frac{\pi d^2}{4} s, m^3 \quad (3.81)$$

Theo công thức (3.73), thể tích hút thực tế luôn nhỏ hơn thể tích hút lý thuyết và bằng $V = \lambda_0 V_l$.

Do có sự mất mát thể tích khí qua các van bị hở, qua mất áp suất trong quá trình hút, qua trở lực của van hút, qua bị nóng lên trong quá trình làm việc (sự tiếp xúc giữa xilanh và pittông), qua khoảng hại, qua độ ẩm của khí, ... mà thể tích thực được máy nén đẩy vào ống đẩy (qui về điều kiện

hút) luôn nhỏ hơn thể tích được hút xác định theo đồ thị chỉ thị và chỉ có thể xác định bằng cách đo trực tiếp.

Gọi λ là hệ số cung cấp, được tính bằng tỷ số giữa thể tích thực được máy nén hút V_e và thể tích lý thuyết pittông đi qua, tức là:

$$\lambda = \frac{V_e}{V_l} = a \lambda_0$$

với $a = 0,8 \div 0,95$, có nghĩa hệ số cung cấp λ luôn luôn nhỏ hơn hiệu suất thể tích λ_0 .

Khi đó, năng suất máy nén sau một vòng quay của trục bằng:

$$V_e = \lambda \cdot i \cdot \frac{\pi d^2}{4} \cdot s, \text{ m}^3 \quad (3.82)$$

Năng suất của máy nén một cấp được tính:

$$V_M = V_e \cdot n = \lambda \cdot i \cdot \frac{\pi d^2}{4} \cdot s \cdot n, \text{ m}^3/\text{ph} \quad (3.83)$$

3.2.2.4.2. Công suất của máy nén

Công suất tiêu thụ của máy nén tác dụng đơn được tính khi đã biết công cần thiết để nén khí. Tùy theo đặc trưng của quá trình nén: đẳng nhiệt, đoạn nhiệt hay đa biến mà ta tính công của máy nén. Từ đó công suất được tính theo công thức:

$$N = \frac{G \cdot L}{1000}, \text{ kW} \quad (3.84)$$

với G – lượng khí được hút, kg/s;

L – công lý thuyết tính theo 1 kg khí, J/kg.

Công suất cũng có thể được tính theo đồ thị chỉ thị (được ghi bằng máy đo công lắp trên trục pittông):

$$N_{ct} = \frac{i \cdot P_{in} \cdot F \cdot s \cdot n}{60 \cdot 1000}, \text{ kW} \quad (3.85)$$

trong đó N_{ct} – công suất chỉ thị tính theo đồ thị chỉ thị.

i – số lần hút, với máy nén tác dụng đơn $i = 1$ khi trục quay một vòng.

p_{in} – áp suất trung bình tính theo đồ thị chỉ thị của máy nén:

$$P_{in} = \frac{m}{m-1} P_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right] \lambda, \text{ N/m}^2 \quad (3.86)$$

F – tiết diện của pittông, m^2 .

Trong trường hợp máy nén có bộ phận làm nguội ta tính công suất đẳng nhiệt:

$$N_{dn} = \eta_{dg} \cdot N_{ct}, \text{ kW} \quad (3.87)$$

với hiệu suất đẳng nhiệt: $\eta_{dg} = 0,65 \div 0,75$.

Nếu không có bộ phận làm nguội ta tính công suất đoạn nhiệt:

$$N_{do} = \eta_{do} \cdot N_{ct}, \text{ kW} \quad (3.88)$$

với hiệu suất đoạn nhiệt: $\eta_{do} = 0,93 \div 0,97$.

Công suất tiêu tốn trên trục máy được gọi là công suất trục N_t , được tính:

$$N_t = \frac{N_{ct}}{\eta_t}, \text{ kW} \quad (3.89)$$

với hiệu suất cơ khí: $\eta_t = 0,8 \div 0,95$.

Đặc trưng sự mất mát về cơ học như ma sát trên gối trục, ổ bi, ma sát của pittông với xilanh, v.v..

Công suất trên động cơ điện do có sự mất mát ở bộ phận truyền động và ở động cơ, bằng:

$$N_{dc} = \frac{N_t}{\eta_{dc} \cdot \eta_{tr}}, \text{ kW} \quad (3.90)$$

trong đó η_{dc} – hiệu suất động cơ, $\eta_{dc} = 0,95$;

η_{tr} – hiệu suất truyền động, $\eta_{tr} = 0,96 \div 0,99$.

Công suất động cơ cũng có thể tính gần đúng dựa vào công suất đẳng nhiệt:

$$N_{dc} = \frac{N_{dg}}{\eta}, \text{ kW} \quad (3.91)$$

với η – hiệu suất chung, $\eta = \eta_{dg} \cdot \eta_{ck} \cdot \eta_{tr} = 0,45 \div 0,62$.

Trong thực tế phải chọn động cơ có dự trữ công suất, vì vậy công suất thiết lập của động cơ bằng:

$$N = \beta N_{dc}, \text{ kW} \quad (3.92)$$

với β – hệ số dự trữ công suất, $\beta \approx 1,1 \div 1,15$.

3.2.2.5. Cấu tạo máy nén pittông

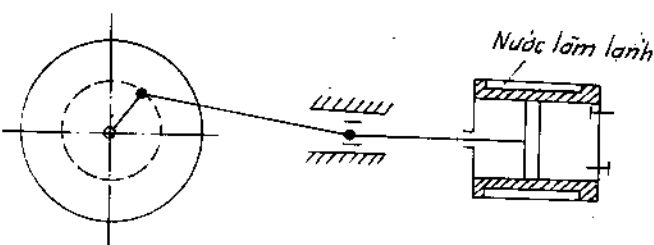
Máy nén pittông được phân loại theo nhiều cách:

- Theo số cấp nén có: một cấp, hai cấp, nhiều cấp.
- Theo hướng trục: nằm ngang, thẳng đứng, v.v...
- Theo cấu tạo của xilanh: tác dụng đơn, tác dụng kép.
- Theo cách dẫn động: động cơ điện hay máy hơi nước.
- Theo năng suất: loại nhỏ dưới $10 \text{ m}^3/\text{ph}$; loại trung bình 10 đến $30 \text{ m}^3/\text{ph}$; loại lớn trên $30 \text{ m}^3/\text{ph}$.
- Theo áp suất nén: ở áp suất thấp dưới 10 at; áp suất trung bình 10 đến 80 at; áp suất cao 80 đến 1000 at.
- Theo tác nhân nén: máy nén không khí, ôxy, NH_3 , v.v...

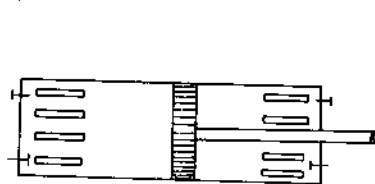
3.2.2.5.1. Cấu tạo máy nén một cấp

Máy nén một cấp được dùng để cung cấp khí hoặc không khí với lưu lượng lớn ở áp suất thấp (khoảng 5 đến 7 at). Loại này có cấu tạo của xilanh tác dụng đơn hay kép, được đặt nằm ngang hay thẳng đứng.

Loại nằm ngang có bộ phận truyền động bằng cơ cấu tay quay (hình 3.39). Máy nén tác dụng đơn có cấu tạo giống như bơm pittông, cũng gồm có xilanh, trong có pittông chuyển động qua lại. Trên xilanh có một van hút và một van đẩy, chỉ khác là ngoài vỏ xilanh có thêm bộ phận làm lạnh bằng vỏ ngoài hoặc gân. Nếu tác dụng kép có thêm một van hút và một van đẩy nữa ở hai đầu xilanh. Máy nén tác dụng kép nằm ngang thường có năng suất từ 10 đến $60 \text{ m}^3/\text{ph}$, nếu muốn năng suất lớn hơn đến $100 \text{ m}^3/\text{ph}$, thì dùng loại tác dụng kép hai xilanh bố trí song song nhau. Loại nằm ngang có số vòng quay nhỏ, chỉ khoảng $100 \div 200 \text{ vg/ph}$.



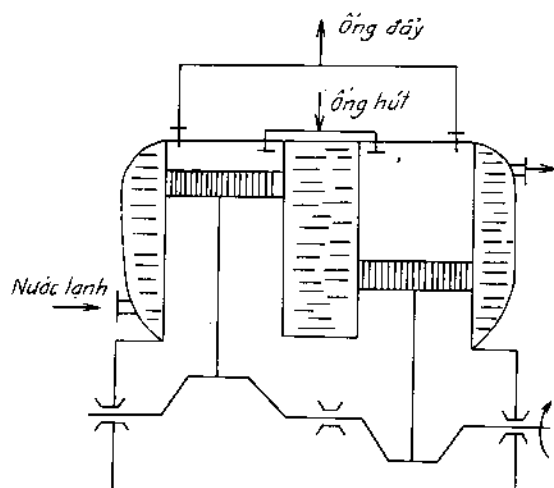
Hình 3.39. Sơ đồ máy nén pittông loại nằm ngang



Hình 3.40. Kết cấu khe trong xilanh chống lại khoảng hại

Máy nén tác dụng đơn loại thẳng đứng có thể có từ 1 đến 4 xilanh (hình 3.41). Năng suất loại này đạt từ 0,5 đến 40 m³/ph. Loại thẳng đứng có số vòng quay lớn hơn (cỡ 200 đến 500 vg/ph), kích thước gọn gàng hơn, tác động bào mòn do ma sát giữa pittông và xilanh ít và đều hơn so với loại nằm ngang.

Phần lớn các loại máy nén pittông tác dụng kép ở hai đầu xilanh có rãnh để tạo cân bằng áp lực khắc phục khoảng hại (hình 3.40). Tác dụng các rãnh nhỏ ở hai đầu xilanh tại các vị trí chết của pittông là để thông hai phía của xilanh khi pittông đến vị trí này, làm cho áp suất ở hai phía cân bằng nhau, do đó áp suất trong khoảng hại hạ xuống bằng áp suất hút.



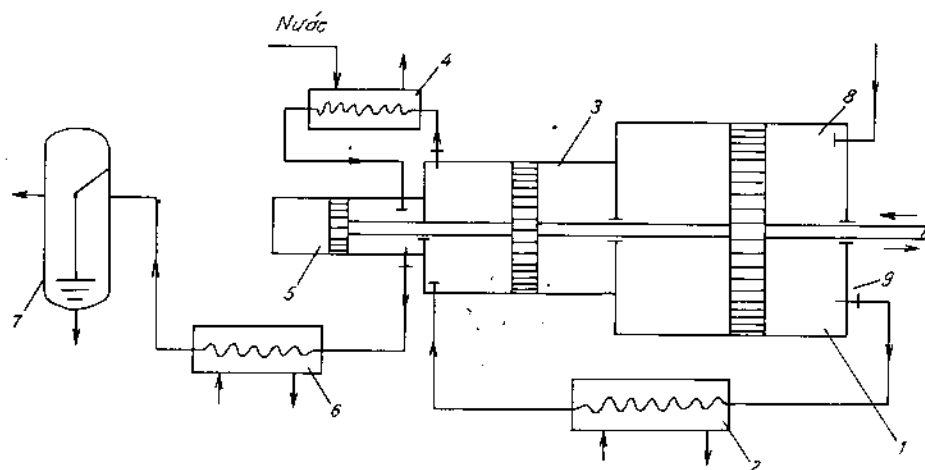
Hình 3.41. Sơ đồ máy nén pittông thẳng đứng hai xilanh

3.2.2.5.2. Cấu tạo máy nén nhiều cấp

Loại máy nén này có thể bố trí xilanh trên cùng một trục hoặc song song nhau. Hình 3.42 mô tả máy nén pittông ba cấp bố trí xilanh trên cùng một trục nằm ngang.

Khí được hút vào xilanh áp suất thấp 1 (cấp một) qua van 8 được nén và đẩy qua van 9 đi qua thiết bị làm lạnh trung gian 2 để vào xilanh cấp hai 3. Ra khỏi xilanh cấp hai khí được làm nguội ở thiết bị gia nhiệt 4 trước khi vào xilanh cấp ba 5. Ở xilanh cấp ba khí được nén đến áp suất cuối cùng rồi qua thiết bị làm nguội 6 vào thùng phân ly để tách sạch dầu bôi trơn trước khi vào thùng chứa áp suất cao. Nhiệm vụ của thùng chứa là làm

giảm sự va đập của khí do máy nén đẩy không đều, đồng thời tiếp tục làm sạch dầu và hơi ẩm lẫn trong khí.



Hình 3.42. Sơ đồ máy nén pittông ba cấp nằm ngang

1 - xilanh áp suất thấp; 2,4,6 - thiết bị làm lạnh;

3 - xilanh cấp hai; 5 - xilanh cấp ba; 7 - phân ly dầu

Máy nén nhiều cấp nằm ngang thường chuyển động chậm ($n = 80 \div 300$ vg/ph) được nối với động cơ điện bằng hệ truyền động dây đai (curoa). Loại thẳng đứng chuyển động nhanh hơn ($n = 300 \div 350$ vg/ph), hệ truyền động hoặc trực tiếp hoặc qua dây đai.

Trong công nghiệp hoá chất, loại máy nén nhiều cấp nằm ngang có áp suất cao (trên 300 at) và năng suất lớn (trên 10.000 m³/h). Các xilanh được bố trí thành dãy cân đối, ở giữa là bộ phận dẫn động, mỗi xilanh đều có bộ phận làm nguội.

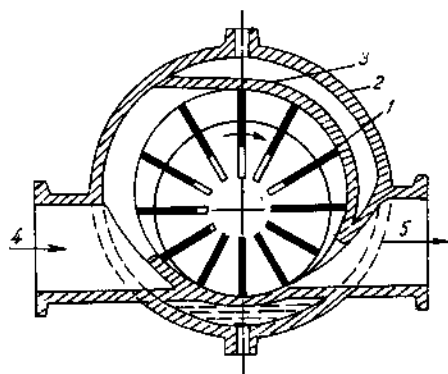
3.2.3. Máy nén và thổi khí kiểu rôto

Ta biết rằng, máy nén pittông làm việc theo nguyên lý tịnh tiến qua lại của pittông, có lực quán tính nên hạn chế vận tốc chuyển động của pittông và số vòng quay, không cho phép lắp trực tiếp với động cơ điện. Ngoài ra máy nén pittông cồng kềnh, đòi hỏi nền móng chắc chắn, sự cung cấp không đều. Do đó, người ta đã dùng một số loại máy nén kiểu rôto, như loại cánh trượt, guồng quay, ... để thay thế máy nén pittông, vì nó khắc phục được những nhược điểm của máy nén pittông.

Nguyên tắc chung cho loại này là có những rôto quay tạo thành những khoảng không gian kín, trong đó có khu vực hút và nén khí. Loại này làm việc với năng suất đến $100 \text{ m}^3/\text{h}$, áp suất 4 at. Muốn tăng áp suất phải tăng cấp nén và có bộ phận làm lạnh trung gian, có thể đạt đến 8 at.

3.2.3.1. Máy nén và thổi khí kiểu cánh trượt

Loại này có cấu tạo và nguyên tắc làm việc giống bơm cánh trượt, chỉ khác có vỏ nước làm lạnh (hình 3.43). Gồm rôto hình trụ 1 lắp lệch tâm trong vỏ 2, ngoài vỏ 2 có bộ phận làm nguội. Trên rôto có nhiều rãnh để các tấm 3 chuyển động trượt tự do theo phương bán kính. Khi rôto quay các tấm này trượt trên rãnh và quét trên mặt trong của vỏ tạo thành những buồng kín có thể tích thay đổi: từ nhỏ đến lớn là giai đoạn hút và từ lớn đến nhỏ là giai đoạn nén. Loại này có năng suất đến $160 - 4000 \text{ m}^3/\text{h}$, với áp suất 5 đến 15 at. Có ưu điểm là cấu tạo gọn, làm việc đều đặn, nhưng yêu cầu chế tạo phải chính xác, khó thao tác, tổn thất áp suất lớn do các bộ phận không khít.



Hình 3.43. Máy nén và thổi khí kiểu cánh trượt: 1 - rôto; 2 - vỏ; 3 - tấm trượt; 4 - cửa khí vào; 5 - cửa khí ra

3.2.3.2. Máy nén thổi khí kiểu hai guồng quay

Nguyên tắc làm việc giống như bơm rãnh khía. Gồm vỏ gang 1, bên trong có hai bánh guồng bằng gang hình củ lạc 2 quay trên trục đặt song song (hình 3.44). Khi quay hai bánh guồng tiếp xúc trượt vào nhau và vào vỏ, tạo thành những khoảng không gian kín. Qua đó khí được hút và nén. Loại này có ưu điểm, cấu tạo đơn giản, năng suất có thể thay đổi trong giới hạn rộng, từ 2 đến $80 \text{ m}^3/\text{ph}$, áp suất thấp đạt 0,8 at.

Nói chung các loại máy nén và thổi khí kiểu rôto cũng thuộc loại máy nén thể tích, có ưu điểm là cung cấp đều, không phụ thuộc vào sự thay đổi trở lực trong mạng ống. Năng suất dễ dàng thay đổi bằng cách thay đổi số vòng quay. Không có van, cấu tạo đơn giản, gọn. Giá thành chế tạo và chi phí vận hành thấp. Nhược điểm đòi hỏi lắp ráp thật chính xác, vận hành cẩn thận.

3.2.4. Máy nén và máy thổi khí kiểu tuabin

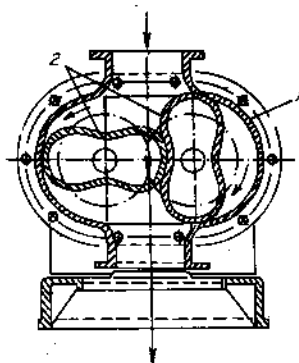
3.2.4.1. Nguyên tắc làm việc của máy nén, máy thổi khí kiểu tuabin

Trong các máy nén và thổi khí kiểu tuabin, quá trình nén và đẩy khí tiến hành dưới tác dụng của lực ly tâm do bánh guồng quay sinh ra. Nguyên tắc hoàn toàn giống bơm ly tâm vận chuyển chất lỏng. Điểm khác duy nhất giữa chúng là do thay đổi áp suất khí đi qua guồng nên khối lượng riêng của khí cũng thay đổi vì khí chịu nén ép.

Khi cánh guồng quay khí sẽ chuyển động gia tốc từ tâm ra ngoài cánh guồng, làm khối lượng riêng tăng và tạo ra áp suất thuỷ tĩnh. Đồng thời với sự chuyển động của khí từ tâm ra ngoài cánh guồng, vì vận tốc tăng lên nên áp suất thuỷ động (động năng) cũng tăng theo. Căn cứ vào áp suất cần tạo ra mà có các máy nén, máy thổi khí một cấp hay nhiều cấp. Để tạo ra áp suất nhỏ có máy thổi khí một cấp. Nó chỉ có một bánh guồng quay trong vỏ cố định, giống quạt gió cao áp và thông thường tạo ra áp suất dư không quá 0,15 at.

Để tạo ra áp suất cao có máy nén và máy thổi khí tuabin nhiều cấp. Ở máy thổi khí nhiều cấp cánh guồng ở các cấp giống nhau, còn ở máy nén tuabin kích thước cánh guồng ở các cấp khác nhau. Ngoài ra máy nén có số cấp nhiều hơn và giữa các cấp có bộ phận làm nguội khí. Máy thổi khí tạo ra áp suất khoảng từ 1,3 đến 4 at, còn máy nén từ 4 đến 10 at, trong các máy đặc biệt có thể đến 30 at.

Trong máy thổi khí nhiều bậc có cấu tạo bộ phận định hướng để chuyển động năng của các tia khí khi ra khỏi bánh guồng thành tĩnh năng.



Hình 3.44. Máy thổi khí kiểu hai cánh guồng
1 - vỏ; 2 - guồng

Nó có nhiệm vụ chuyển động năng của khí phía sau bánh guồng thành áp suất.

Khí chuyển động qua khe giữa các cánh guồng giống như bơm ly tâm, rất phức tạp, và áp suất ở phía ngoài cánh guồng lớn hơn ở phía trong cánh guồng do lực ly tâm. Do đó hiệu số áp suất ở trong và ngoài cánh guồng được tính hoàn toàn giống như bơm ly tâm:

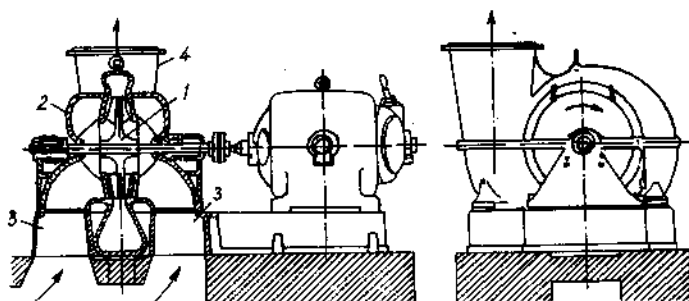
$$H = \frac{p}{\rho g} = \frac{u_2 c_2 \cos \alpha_2 - u_1 c_1 \cos \alpha_1}{g} = \frac{u_2 c_{u2} - u_1 c_{u1}}{g} \quad (3.93)$$

3.2.4.2. Cấu tạo máy nén và máy thổi khí kiểu tuabin

Máy nén và máy thổi khí kiểu tuabin có nhiều loại khác nhau, do đó về cấu tạo cũng có nhiều loại khác nhau.

Hình 3.45 là máy thổi khí một bậc có cấu tạo gồm bánh guồng 1 quay tròn trong thân 2. Khí được hút qua cửa 3 vào khe cánh guồng và được đẩy ra qua cửa 4. Nó được nối trực tiếp với động cơ điện.

Loại máy thổi khí một bậc kiểu tuabin ít được dùng, trong thực tế được dùng nhiều là loại máy thổi khí nhiều bậc.

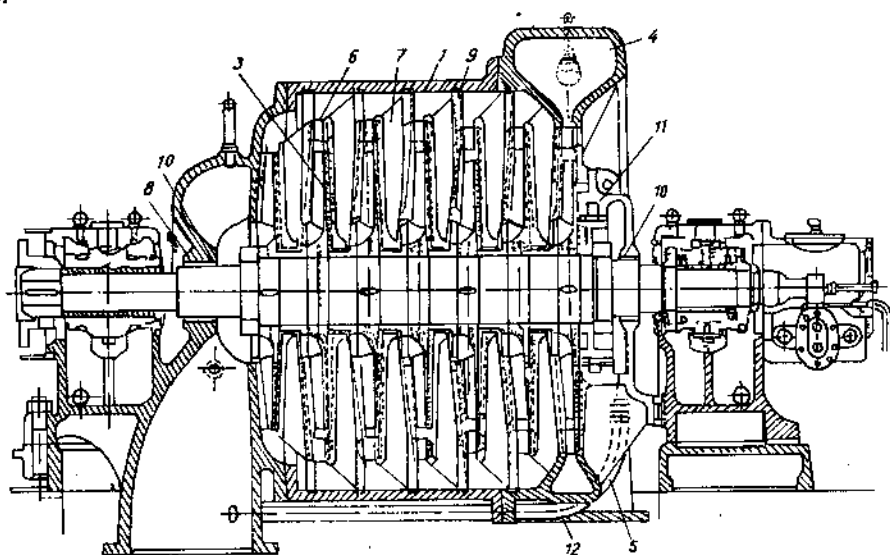


Hình 3.45. Máy thổi khí một bậc kiểu tuabin

1 - cánh guồng; 2 - thân; 3 - cửa vào; 4 - cửa ra

Hình 3.46 thể hiện máy thổi khí nhiều bậc. Khí được hút vào bậc một ở cánh guồng 3 trong thân 1 qua cửa 2. Ở đây khí được nén và đẩy vào bậc hai ở cánh guồng tiếp theo, v.v... Khí chuyển động qua tất cả các cánh guồng để cuối cùng vào rãnh có áp suất cao 4 ở cửa 5. Giữa các cánh guồng có bộ phận định hướng 6 với cánh 7 cho khí thoát ra tự do để đến cánh

guồng tiếp theo. Giữa trục 8 và thân 1, hoặc giữa thành ngăn 9 với cánh guồng là bộ phận ép labyrin 10, bao gồm một dãy các buồng với rãnh hẹp. Áp suất dọc trục trong máy thổi khí được loại qua trục giãn 11. Qua trục này khí thừa được đưa qua cửa hút ở ống 12. Máy được làm trơn nhờ dầu áp lực.



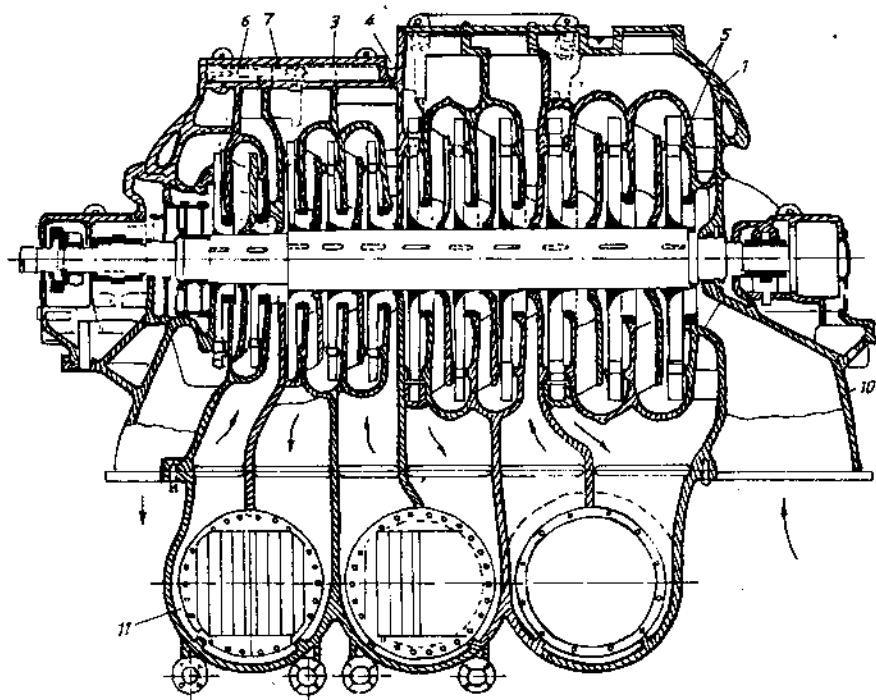
Hình 3.46. Máy thổi khí nhiều bậc kiểu tuabin

- 1 - thân; 2 - cửa vào; 3 - cánh guồng; 4 - khí áp lực; 5 - cửa ra
6 - bộ phận định hướng; 7 - cánh định hướng; 8 - trục; 9 - tường ngăn;
10 - bộ nén labyrin; 11 - trục giãn; 12 - ống tháo

Hình 3.47 biểu thị máy nén nhiều cấp kiểu tuabin. Vì qua nén, thể tích khí giảm, nên cánh guồng có đường kính khác nhau. Cánh guồng được chia làm bốn bậc và có bề rộng ở mỗi bậc bằng nhau. Giữa các bậc có bộ phận làm lạnh trung gian. Kiểu máy nén này có tối đa 12 bậc được chia làm 4 vùng. Năng suất dao động trong khoảng từ 5000 đến 40000 m³/h. Số vòng quay từ 3500 đến 6000 vg/ph.

So với máy nén pittông, máy nén tuabin làm việc đều đặn, nối trực tiếp với động cơ điện nên số vòng quay lớn hơn. Tuy nhiên ở năng suất dưới 6000 m³/h nó có hiệu suất thấp hơn máy nén pittông. Mặt khác có sự dao động mạnh của áp suất khi thay đổi năng suất, và hiệu suất cũng giảm mạnh. Ở

áp suất dưới 10 – 12 at, máy nén tuabin được dùng thay thế máy nén pittông. Trong công nghiệp hoá chất, máy nén và máy thổi khí kiểu tuabin được dùng để vận chuyển các loại axit, amoniac, ôxy, v.v...



Hình 3.47. Máy nén nhiều bậc kiểu tuabin

- 1 - thân; 2,3,4,5 - cánh guồng bậc bốn, ba, hai và một;
6 - bộ phận định hướng; 7 - cánh định hướng; 8 - pittông giãn;
9 - cửa ra (đẩy); 10 - cửa vào (hút); 11 - làm lạnh trung gian

3.2.4.3. Công suất và hiệu suất

Trong máy nén tuabin, ngoài những mất mát thuỷ lực còn có mất mát do bị rò rỉ qua khe hở giữa cánh guồng và vỏ, do đó năng suất thực tế V nhỏ hơn lượng cung cấp lý thuyết V_0 , tức là:

$$V = V_0 \cdot \eta_0, \text{ m}^3/\text{s} \quad (3.94)$$

với η_0 - hiệu suất thể tích của máy.

Công suất hữu ích mà cánh guồng truyền cho khí được tính:

$$N_{hi} = \frac{V \cdot H_t \cdot \rho \cdot g}{1000} \quad (3.95)$$

trong đó H_t – áp suất thực tế do máy tạo ra tính bằng mét cột khí;
 ρ – khối lượng riêng của khí, lấy trung bình giữa đầu và cuối quá trình nén, kg/m^3 .

Do có sự mất mát nên công suất hữu ích nhỏ hơn công suất chỉ thị và tỷ lệ giữa chúng là hiệu suất chỉ thị η_{ct} :

$$\eta_d = \frac{N_{hi}}{N_{ct}} \quad (3.96)$$

Để xác định công suất trên trục, cần phải kể đến mất mát do ma sát ở ổ trục, ma sát cánh guồng và khí, và được tính bằng hiệu suất cơ khí η_{ck} . Vậy công suất trên trục là:

$$N_t = \frac{N_{ct}}{\eta_{ck}} = \frac{N_{hi}}{\eta_{ct} \cdot \eta_{ck}} = \frac{N_{hi}}{\eta} \quad (3.97)$$

với $\eta = \eta_{ct}\eta_{ck} - \eta_0\eta_{ul}\eta_{ck}$ – hiệu suất chung của máy nén tuabin;
 η_0 – hiệu suất thể tích;
 η_{ul} – hiệu suất thủy lực.

3.2.5. Quạt gió

Quạt gió dùng để vận chuyển khí hoặc không khí có áp suất chung không vượt quá 1500 mmHg. Quạt gió tạo ra hiệu số áp suất để thắng áp lực vận tốc và trở lực. Hiệu số áp suất này rất nhỏ, cỡ milimet cột nước. Theo nguyên lý tác dụng, quạt gió được phân làm hai loại: quạt ly tâm và quạt hướng trục.

3.2.5.1. Quạt ly tâm

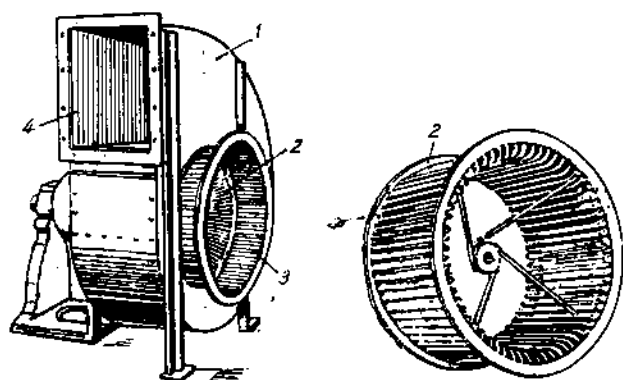
Nguyên lý làm việc của quạt ly tâm giống như máy nén tuabin hay bơm ly tâm. Căn cứ vào áp suất làm việc người ta phân làm ba loại:

- Quạt áp suất thấp có áp suất từ 6 đến 100 mmH₂O;
- Quạt áp suất trung bình có áp suất từ 100 đến 200 mmH₂O;
- Quạt áp suất cao có áp suất từ 200 đến 1500 mmH₂O.

Loại quạt ly tâm (hình 3.48) được sử dụng rộng rãi. Nó gồm một vỏ hình xoắn ốc 1, làm bằng thép tấm. Bên trong thân có guồng 2 gồm rất nhiều cánh ngắn được uốn cong lại. Không khí hay khí được hút vào qua cửa 3 ở tâm cánh guồng rồi bị các cánh guồng cuốn theo, nhờ lực ly tâm

văng ra thành vỏ và được đẩy ra khỏi quạt qua cửa 4 với áp suất lớn hơn áp suất hút một chút.

Trường hợp có ăn mòn hoá học thì các bộ phận bên trong của quạt có tiếp xúc với khí phải được bảo vệ bằng cách phủ một lớp vật liệu chống ăn mòn hoặc lăm bằng vật liệu không ăn mòn.



Hình 3.48. Quạt ly tâm Sirokko:

1 - thân; 2 - guồng; 3 - cửa hút (vào); 4 - cửa đẩy (ra)

3.2.5.1.1. Áp suất của quạt

Nguyên lý làm việc của quạt ly tâm hoàn toàn giống máy thổi khí kiểu tuabin, chỉ khác áp suất khí thay đổi rất ít, nên có thể bỏ qua sự thay đổi của khối lượng riêng của khí. Vì vậy có thể tính áp suất của quạt ly tâm giống như ở bơm ly tâm.

Để tăng áp suất đẩy (hoặc giảm tối đa đường kính guồng ở áp suất đã cho) người ta có thể cấu tạo cánh guồng cong về phía trước.

Đường kính hút được tính:

$$d = \sqrt{\frac{4V_{\min}}{60\pi\omega_1}}, \text{ m} \quad (3.98)$$

trong đó $V_{\min}$ – lưu lượng khí, m³/ph;

w_1 – vận tốc dòng khí ở cửa hút, m/s; w_1 được lấy từ 13 đến 30 m/s.

Đường kính của guồng thông thường lấy bằng hoặc lớn hơn một ít so với đường kính của hút.

Áp suất quạt ly tâm tạo ra để thắng các trở lực trong ống hút và đẩy (h_h và h_d), tạo vận tốc chuyển động của tia xuất hiện trong ống đẩy (h_v) và thắng áp suất thủy tĩnh H_0 của cột khí. Phương trình tính áp suất:

$$H = H_0 + h_h + h_d + h_v, \text{ m (cột khí)} \quad (3.99)$$

hoặc:
$$P = \frac{\rho \cdot g \cdot H}{B} = \frac{\rho \cdot g \cdot H_0}{B} + \frac{\rho w_d^2}{2B} (1 + \sum \xi), \text{ mmH}_2\text{O}$$

với w_d – vận tốc dòng khí ở cửa vào và cửa ra của quạt, m/s;

ρ – khối lượng riêng của khí, kg/m³;

$\sum \xi$ – tổng trở lực trên ống hút và ống đẩy;

B – hệ số chuyển đổi đơn vị.

Áp suất thủy tĩnh của cột khí rất nhỏ, nên có thể lấy bằng không. Vì đường kính của ống đẩy thông thường lớn hơn của ra của quạt, nên giữa cửa ra và ống đẩy được nối với ống loa để tạo ra hiệu số vận tốc vượt qua trở lực trong ống.

Công suất của quạt ly tâm được tính:

$$N = \frac{V_s \cdot H \cdot \rho \cdot g}{1000\eta} = \frac{V_s \cdot p}{1000\eta}, \text{ kW} \quad (3.100)$$

trong đó V_s – thể tích khí được hút, m³/s;

$p = H \cdot \rho \cdot g$ – áp suất quạt tạo ra (H – chiều cao cột khí, m), N/m²;

ρ – khối lượng riêng của khí, kg/m³;

η – hiệu suất của quạt (lấy 0,5 đến 0,7).

3.2.5.1.2. Đặc tuyến của quạt và đặc tuyến của đường ống

Đối với quạt ly tâm thì đặc tuyến của quạt và đặc tuyến của đường ống giống như bơm ly tâm. Để xây dựng đặc tuyến của quạt ta có thể dựa trên công thức của bơm ly tâm hoặc xây dựng bằng thực nghiệm.

Hình 3.49 mô tả đặc tuyến của quạt khi số vòng quay không đổi, ta thấy khi năng suất tăng thì áp suất của quạt lúc đầu tăng nhưng sau đó giảm dần.

Khi quạt làm việc ở chế độ thích hợp nhất, hệ số quay nhanh được tính theo công thức:

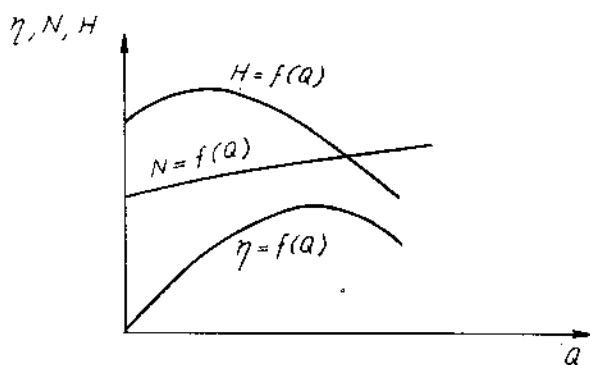
$$n_q = \frac{n\sqrt{Q}}{\sqrt[3]{(p_0/g)^3}} \quad (3.101)$$

với Q – năng suất của quạt, m^3/s ;

n – số vòng quay, vg/ph ;

p_0 – áp suất do quạt tạo ra ở điều kiện chuẩn (tức ở nhiệt độ $20^\circ C$, áp suất 700 mmHg, $\rho_K = 1,2 \text{ kg/m}^3$ là khối lượng riêng của không khí).

Ý nghĩa của hệ số quay nhanh là số vòng quay khi quạt làm việc có hiệu suất cao nhất để đạt lưu lượng $1 \text{ m}^3/s$ tạo ra áp suất bằng 30 mmH₂O. Nếu $n_q > 100$ ta nên dùng quạt hướng trục, còn $n_q < 100$ dùng quạt ly tâm thích hợp hơn.

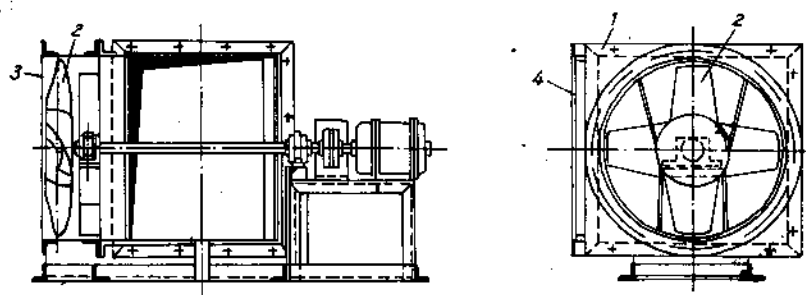


Hình 3.49. Mô tả đặc tuyến của quạt

3.2.5.2. Quạt hướng trục

Quạt hướng trục được dùng khi cần vận chuyển một lượng lớn khí với áp suất nhỏ (không vượt quá 25 mmH₂O). Gần giống như bơm hướng trục, cấu tạo của quạt gồm có cánh guồng đặt trong vỏ, guồng có nhiều cánh bố trí theo hướng tâm. Khi guồng không quay, không khí đập vào cánh guồng với một góc nào đó và tạo nên một luồng không khí chuyển động song song với trục của quạt.

Đối với quạt hướng trục, khi mở máy phải mở các van hay lá chắn trước, vì khi đóng lá chắn công suất của quạt sẽ tăng lên đến cực đại. Hiệu suất của quạt hướng trục vào khoảng 0,5 đến 0,85.



Hình 3.50. Quạt hướng trục ZAGI:

1 - vỏ; 2 - cánh guồng; 3 - ống hút (vào); 4 - ống đẩy (ra)

3.2.6. Bơm chân không (máy hút chân không)

Về nguyên tắc máy hút chân không làm việc không khác gì máy nén khí, chỉ khác ở phạm vi áp suất làm việc và độ nén. Các bơm chân không hút khí ở áp suất thấp hơn áp suất khí quyển và đẩy khí ra ở áp suất lớn hơn áp suất khí quyển một ít. Bơm chân không thường tạo ra được độ chân không bằng 90% (ứng với áp suất tuyệt đối bằng 0,1 at) và nén khí tới 1,1 at, thì độ nén tính được:

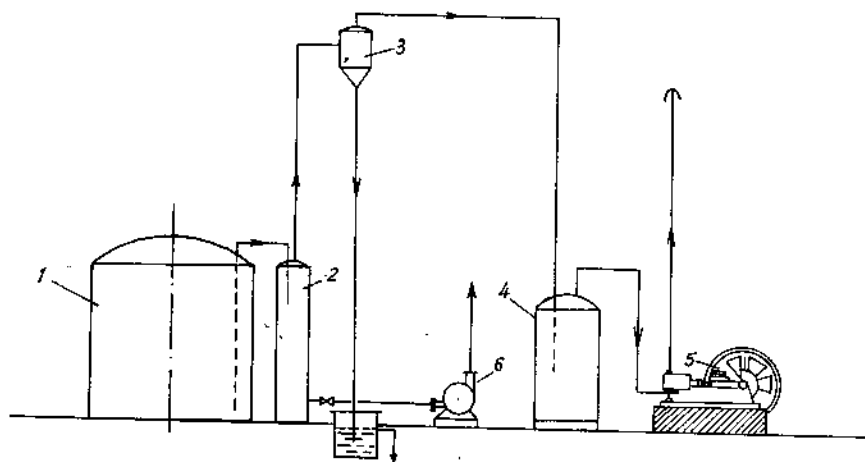
$$\frac{p_2}{p_1} = \frac{1,1}{0,1} = 11$$

Do độ nén lớn nên tác dụng của khoảng hại (với bơm pittông) cũng lớn, dẫn đến làm giảm hiệu suất thể tích λ_0 cũng như năng suất của bơm chân không. Ví dụ, khi hệ số khoảng hại từ 3 đến 5% thì hiệu suất thể tích giảm xuống còn 0,4 đến 0,6. Vì thế đối với bơm chân không, để tăng hiệu suất thể tích, điều quan trọng nhất là bằng mọi cách giảm khoảng hại xuống. Dùng phương pháp cân bằng áp suất nhờ các rãnh nhỏ ở đầu xilanh có thể tăng hiệu suất thể tích lên tới 0,8 đến 0,9.

Năng suất của bơm chân không thay đổi, giảm dần cùng với sự giảm của áp suất hút (tăng độ chân không). Vì thế khi chọn bơm phải căn cứ đồng thời cả vào năng suất độ chân không tối đa mà bơm tạo ra được.

3.2.6.1. Bơm chân không kiểu pittông

Cấu tạo của bơm chân không kiểu pittông gần giống như máy nén pittông. Giới hạn áp suất phụ thuộc chủ yếu vào độ kín giữa pittông và xilanh và hệ số khoảng hở. Bơm chân không kiểu pittông được dùng trong công nghiệp hoá chất và thực phẩm. Nó có năng suất tương đối cao khoảng từ 45 đến 3500 m³/h (quy về điều kiện áp suất và nhiệt độ trước khi vào ống hút). Bơm chân không kiểu pittông chia làm hai loại: khô và ướt. Về cấu tạo, hai loại không có gì khác nhau. Loại ướt hút cả hỗn hợp khí và lỏng, còn loại khô chỉ hút khí. Vì vận tốc chất lỏng trong bơm loại ướt nhỏ hơn vận tốc khí, nên kích thước các van hút và đẩy phải lớn hơn loại khô và khoảng hở cũng lớn hơn. Do đó độ chân không do bơm ướt tạo ra bằng khoảng 80 đến 85% và loại khô khoảng 96 đến 99,9%.



Hình 3.51. Sơ đồ lắp bơm chân không:

- 1 - bể chứa dung dịch; 2 - thùng chứa
- 3 - bộ phận tách bọt; 4 - thùng giãn khí;
- 5 - bơm chân không; 6 - bơm dung dịch

Giống như bơm pittông, bơm chân không kiểu pittông cũng được chia thành loại nằm ngang và loại thẳng đứng, theo vị trí của pittông. Loại nằm ngang một cấp tác dụng kép có số vòng quay từ 160 đến 200 vg/ph, tạo nên độ chân không khoảng 700 mmHg. Loại thẳng đứng hiện đại hơn vì có số vòng quay lớn hơn.

Sơ đồ trên hình 3.51 biểu thị hệ thống có sử dụng bơm chân không. Trong trường hợp cần hút chân không ở các thiết bị chứa chất hoá học thể lỏng có tính ăn mòn thì cần bố trí trước bơm (trên đường ống hút) bộ phận tách bọt chất lỏng để thu hồi. Ngoài ra để giữ độ chân không ổn định, trước bơm thường đặt các thùng giãn khí.

3.2.6.2. Bơm chân không kiểu rôto

Bơm chân không kiểu rôto cũng được dùng rộng rãi trong công nghiệp hoá chất, thực phẩm. Ưu điểm của loại bơm này so với bơm pittông hoàn toàn giống như máy nén và máy thổi khí loại rôto, so với loại pittông là hút khí đều đặn, cấu tạo gọn gàng, không có van phức tạp, giá thành chế tạo rẻ và chi phí vận hành nhỏ.

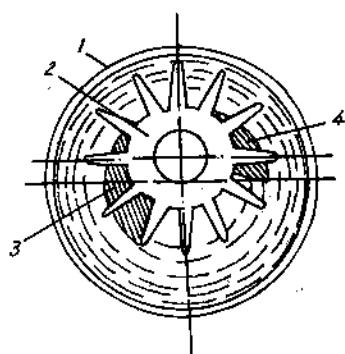
Để làm bơm chân không, bình thường người ra có thể dùng tất cả các loại máy nén và máy thổi khí kiểu rôto, như loại có tấm trượt, loại hai guồng quay. Ngoài ra người ta còn dùng rất phổ biến bơm chân không loại vòng chất lỏng.

Bơm chân không loại tấm trượt có năng suất trong khoảng 200 đến 6000 m³/h và áp suất đạt đến 0,1 ÷ 0,3 mmHg. Nhờ số vòng quay lớn nên có thể đạt được vận tốc hút 100 l/s (ở áp suất khí quyển).

Bơm chân không loại hai guồng có số vòng quay lớn từ 1000 đến 2000 vg/ph và tạo được độ chân không cao. Áp suất tuyệt đối đến 1 ÷ 1.10⁻³ mmHg. Nếu lắp thêm một bơm chân không kiểu phun tia để bổ sung thì bơm hai guồng có thể tạo được áp suất tới 5.10⁻³ ÷ 5.10⁻⁴ mmHg. Nếu có hai cấp thì áp suất đạt đến giới hạn nhỏ hơn 10⁻⁶ mmHg.

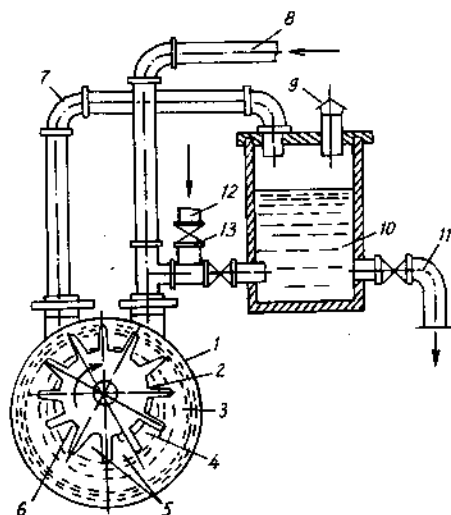
Bơm chân không loại vòng chất lỏng không cần dầu bôi trơn nên rất thuận tiện trong công nghiệp hoá học và được dùng rộng rãi. Bơm loại ướt có thể hút hỗn hợp không khí với hơi nước. Hình 3.52 biểu diễn cấu tạo của bơm, gồm vỏ 1 trong đó đặt lệch tâm rôto 2 có cánh hình sao. Trước khi mở bơm cần cho nước vào gần đáy thân để khi rôto quay sẽ văng ra thành tạo nên một vòng chất lỏng. Nhờ rôto đặt lệch tâm, nên khoảng trống còn lại được các cánh chia thành những khoảng có thể tích không đều. Khí được hút qua cửa 3 vào những khoang có thể tích lớn dần khi rôto quay, rồi được nén lại trong những khoang có thể tích giảm dần và được đẩy ra qua cửa 4.

Về cấu tạo và nguyên lý làm việc thì bơm vòng chất lỏng đơn giản hơn bơm pittông và bơm tấm trượt. Ở bơm vòng nước, giữa guồng quay và vỏ có sự quay tương đối của không khí nên không bị bắn tóe. Do đó có thể dùng để hút các khí có bản bụi. Bơm có thể lắp trực tiếp với động cơ điện vì có số vòng quay từ 600 đến 1450 vg/ph. Giới hạn áp suất do bơm tạo ra phụ thuộc vào nhiệt độ vòng nước, bằng khoảng 15 đến 110 mmHg, năng suất dao động trong khoảng 0,25 đến 465 m³/ph. Nhược điểm của bơm là tiêu tốn năng lượng tương đối lớn vì phải vận chuyển cả lượng nước trong bơm và càng tăng khi độ chân không tăng. Hiệu suất cực đại của bơm bằng 48 ÷ 52%.



Hình 3.52. Bơm chân không loại vòng chất lỏng:

- 1 - vỏ; 2 - rô-tô;
3 - cửa hút; 4 - cửa đẩy



Hình 3.53. Sơ đồ hệ thống bơm chân không loại vòng nước:

- 1 - vỏ; 2 - cánh guồng; 3 - vòng chất lỏng; 4 - cửa hút;
5 - khoang; 6 - cửa đẩy; 7 - ống đẩy; 8 - ống hút
9 - ống xả; 10 - thùng chứa; 11 - ống tháo cạn;
12 - ống dẫn nước vào; 13 - van điều chỉnh

Hình 3.53 biểu diễn sơ đồ hệ thống thiết bị bơm chân không loại vòng nước. Khí được hút vào qua ống 8, nén lại và đẩy ra qua ống 7. Khí có mang theo các giọt nước đi vào thùng 10 rồi được xả ra qua ống 9, còn nước hoặc quay trở lại bơm hoặc tháo ra qua ống 11. Nước bổ sung vào bơm qua ống 12 và van 13.

3.2.6.3. Bơm chân không kiểu phun tia

Bơm chân không kiểu phun tia làm việc nhờ tia hơi hay nước, mà không cần một cơ cấu chuyển động nào khác. Nguyên tắc làm việc là nhờ lực ma sát bề mặt của tia hơi hay nước chuyển động với vận tốc lớn kéo theo không khí hay khí cần hút, truyền cho nó một phần động năng để sau đó phần động năng này biến đổi thành thế năng (áp suất).

Loại bơm này rất gọn và cấu tạo đơn giản, không cần nền móng, giá đỡ phức tạp. Bơm được chia làm ba loại: Bơm tia bằng nước có áp suất giới hạn khoảng 10 mmHg; bơm tia bằng hơi có áp suất giới hạn khoảng 0,3 mmHg và bơm khuếch tán có áp suất giới hạn khoảng $10^{-7} - 10^{-8}$ mmHg.

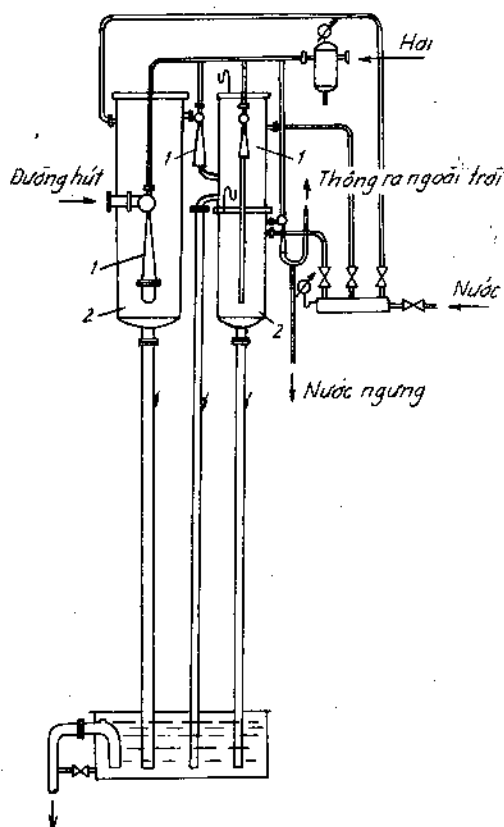
Cấu tạo loại bơm tia dùng nước hay hơi giống như bơm tia để bơm chất lỏng thông thường (xem chương 2).

Bơm tia có một số nhược điểm như:

- Hiệu suất thấp. Theo quá trình đoạn nhiệt thì $\eta \approx 5,7\%$, nhưng trong điều kiện có thể sử dụng nhiệt của hơi sau bơm để đun nóng thì cũng nâng hiệu suất lên đến $90 - 95\%$;

- Tiêu thụ lượng hơi lớn, khối lượng chậm;

- Khí hút ra bị trộn lẫn với hơi.



Hình 3.54. Bơm chân không kiểu phun tia

1 - bơm tia bằng hơi;

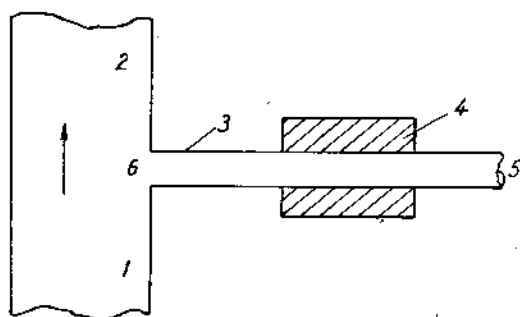
2 - thiết bị ngưng tụ baromet

Tuy nhiên do một số ưu điểm đã nêu, đặc biệt tạo được độ chân không cao, mà bơm tia vẫn được dùng rộng rãi trong công nghiệp hoá chất.

Để tạo được độ chân không cao người ta thường lắp nối tiếp một vài bơm tia lại thành bơm nhiều cấp. Hình 3.54 biểu diễn sơ đồ bơm tia bằng hơi nhiều cấp. Cấu tạo gồm một số bơm tia 1 lắp nối tiếp nhau, giữa chúng có thiết bị ngưng tụ 2. Sau mỗi cấp hơi ngưng tụ trực tiếp với nước lạnh, nên đỡ tổn năng lượng để nén hơi đã làm việc ở cấp trước trong cấp sau. Độ nén trong mỗi bậc khoảng 3. Do đó số bậc phụ thuộc vào độ chân không cần tạo ra.

3.2.6.4. Bơm khuếch tán

Sơ đồ nguyên lý của bơm khuếch tán được biểu thị ở hình 3.54. Dòng hơi ra khỏi bộ phận đun nóng chuyển động dọc theo ống chính 1, 2. Tại 6 có gắn một ống mao dẫn 3, bình cần hút chân không được lắp vào miệng 5. Khí có trong bình và ống 3 khuếch tán vào hơi của chất lỏng làm việc chuyển động trong ống 1, 2 và bị dòng hơi cuốn theo, từ đó các phân tử khí được hút bằng bơm phun tia. Trong khi đó



Hình 3.55. Sơ đồ nguyên tắc bơm khuếch tán:

1,2 - ống dẫn chính; 3 - ống mao dẫn; 4 - bộ phận tách; 5 - miệng ống; 6 - điểm gắn ống mao dẫn

các phân tử hơi của chất lỏng làm việc khuếch tán vào ống mao dẫn 3 bị ngưng tụ lại trong bộ phận tách 4 nhờ tác nhân làm lạnh nào đó. Như vậy khí ở bình và ống 3 dần dần được hút hết và trong bình có độ chân không cao (khoảng $10^{-6} - 10^{-8}$ mmHg). Chất lỏng làm việc ở đây thường dùng là thủy ngân hay một loại dầu đặc biệt có áp suất hơi bão hoà thấp, nhiệt độ sôi thấp và thành phần không thay đổi khi bị đun nóng lâu trong chân không.

3.2.7. So sánh và chọn máy nén, máy thổi khí

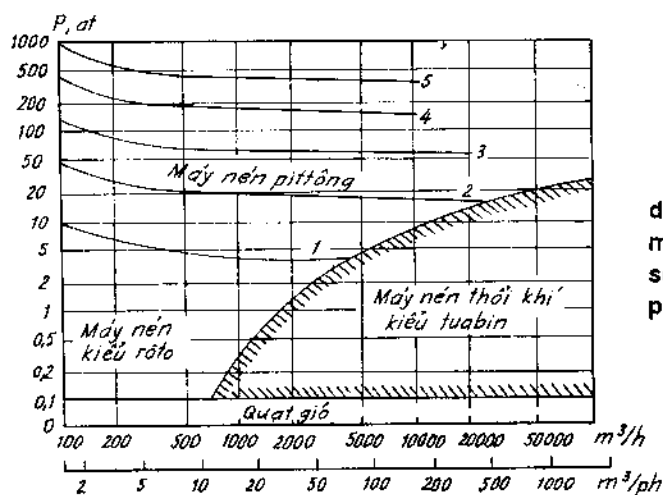
So sánh hai loại máy nén tuabin và pittông ta thấy: máy nén pittông có nhược điểm: chuyển động chậm, cồng kềnh, nặng, cần đặt trên bệ vững chắc. Tuy nhiên việc chế tạo các máy nén và thổi khí kiểu tuabin có năng suất thấp, áp suất cao gặp nhiều khó khăn, do đó khi cần nén đến áp suất

trên 10 at hoặc nén với năng suất thấp hơn $100 \text{ m}^3/\text{ph}$ thì người ta dùng hầu như máy nén pittông. Với máy nén pittông, loại thẳng đứng được dùng nhiều hơn vì nó chuyển động nhanh hơn, gọn hơn và có hiệu suất cao hơn loại nằm ngang.

Máy nén và thổi khí kiểu tuabin được dùng trong phạm vi áp suất trung bình khoảng 10 đến 12 at và khi năng suất lớn vượt quá $50 + 100 \text{ m}^3/\text{ph}$ áp suất chỉ đạt đến 30 at.

Các máy nén và thổi khí kiểu rôto so với máy nén pittông cũng có ưu điểm giống máy nén kiểu tuabin, tức là gọn nhẹ. Tuy nhiên hiệu suất của loại này lớn hơn loại tuabin. Máy nén kiểu rôto thường dùng ở năng suất trung bình (dưới $100 \text{ m}^3/\text{ph}$) và áp suất không quá 10 at.

Phạm vi ứng dụng các loại máy nén, máy thổi khí và quạt gió phụ thuộc vào áp suất cần tạo ra và năng suất. Biểu đồ ở hình 3.56 thể hiện phạm vi sử dụng của các loại máy nén và thổi khí.



Hình 3.56. Phạm vi sử dụng các loại máy nén, máy thổi khí và quạt: 1-5. số bậc của máy nén pittông.

3.3. BỂ CHỨA KHÍ

Để tàng trữ chất khí người ta dùng các loại thiết bị có cấu tạo đặc biệt hoặc bể kín, dung tích có thể đến $6 \cdot 10^6 \text{ m}^3$.

Những bể chứa khí thông thường đều được trang bị một số dụng cụ đặc biệt phục vụ cho quá trình nạp, tháo và giữ khí.

Dựa vào cấu tạo của bể người ta chia thành:

- Bể chứa ở áp suất thấp, có áp suất dư 500 mmHg ;

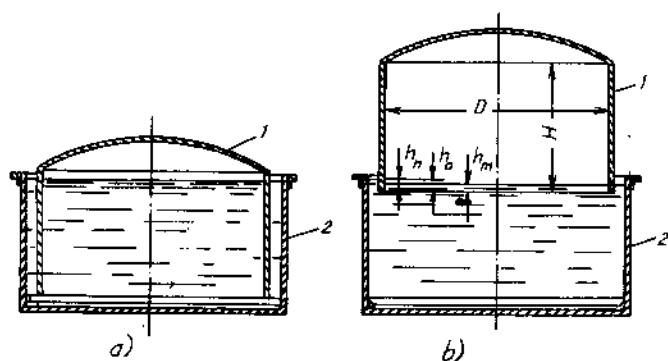
– Bể chứa ở áp suất cao, có áp suất dư 5 at hoặc cao hơn (trong thực tế thường dùng ở áp suất 3 at).

Bể chứa ở áp suất thấp có cấu tạo dùng cho loại khí ẩm và loại khí khô. Bể chứa dùng cho loại khí khô thông thường là một thùng kín. Bể chứa khí ẩm có kết cấu như ở hình 3.56. Cấu tạo gồm thùng 1, úp trong bể đựng nước 2. Khí được chứa bên trong thùng nắp. Khi nạp khí thùng nắp dâng lên (b), khi tháo khí thùng hạ xuống (a).

Chiều cao tối đa khi nắp dâng phụ thuộc vào chiều cao chất lỏng chứa trong bể. Do đó để có thể tăng chiều cao nắp mà không cần chất lỏng chứa trong bể cao, nắp được cấu tạo thành nhiều tầng (hình 3.58).

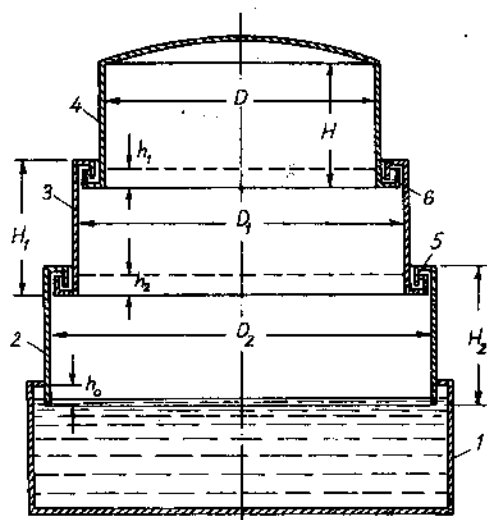
Các tầng nắp được gắn với nhau nhờ vòng kín

để khí không thoát ra ngoài, chất lỏng chứa trong bể có áp suất thủy tĩnh lớn hơn áp suất của khí chứa trong bể.



Hình 3.57. Bể chứa khí ẩm

1 - nắp; 2 - bể đựng nước



Hình 3.58. Bể chứa nhiều tầng nắp:

1 - bể đựng nước; 2,3,4 - các tầng nắp; 5,6 - van thủy lực

Khi tháo và nạp khí, các tầng nắp sẽ chuyển động lên xuống. Để khi chuyển động chúng không lệch trục cần có thêm bộ phận định hướng. Quan hệ giữa chiều cao và đường kính bể được tính toán chính xác để tiết kiệm vật liệu chế tạo. Nắp được cấu tạo như một thùng rỗng dày khoảng 2 đến 3 mm là chiều dày có thể hàn được. Bể chứa nước được cấu tạo bằng thép hoặc bằng bê tông. Những bể đặt trong phòng kín thường có dung tích khoảng 15000 đến 20000 m³ để tránh nổ. Còn các bể đặt tự do thể tích có thể từ 100 đến 150000 m³.

Thể tích của bể chứa khí được tính theo công thức:

$$V = \frac{\pi D^2}{4} (H - h_0), \text{ m}^3 \quad (3.102)$$

Bể có hai tầng nắp, có thể tích:

$$V = \frac{\pi D^2}{4} H + D_1 \frac{\pi D_1^2}{4} (H_1 - h_1 - h_0), \text{ m}^3 \quad (3.103)$$

Bể có ba tầng nắp, có thể tích:

$$V = \frac{\pi D^2}{4} H + \frac{\pi D_1^2}{4} (H_1 - h_1) + \frac{\pi D_2^2}{4} (H_2 - h_2 - h_0) \quad (3.104)$$

trong đó

D – đường kính nắp, m;

D_1, D_2 – đường kính vòng tầng nắp, m;

H – chiều cao nắp, m;

H_1, H_2 – chiều cao vòng tầng nắp, m;

$$h_0 = h_n + h_m$$

với h_n – chiều cao cột thủy tĩnh ứng với áp suất lớn nhất của khí trong thùng, m;

$h_m = 2 \cdot 10^{-3}$ m – chiều cao tương ứng 1 m đường kính nắp. Với chiều cao này khả năng xô dịch khỏi trục của nắp, hoặc lệch khỏi mặt thoáng chất lỏng chứa trong bể được khắc phục.

Áp suất của khí chứa trong bể được tính theo công thức:

$$p_0 = \frac{m \cdot g}{F} = m \cdot g / \left(\frac{\pi D^2}{4} \right), \text{ N/m}^2 \quad (3.105)$$

Lực nâng của nắp do chất lỏng:

$$G = 1,26(H_0 - h) \cdot \frac{S}{H_0}, \text{ N} \quad (3.106)$$

trong đó

m – khối lượng của nắp, kg;

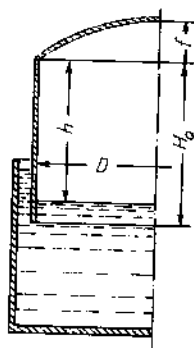
S – khối lượng của thành nắp, kg;

h – chiều cao thành nắp trên mặt chất lỏng, m;

H_0 – chiều cao toàn bộ thành nắp, m;

f – chiều cao vòm nắp, m;

$1,26 = 9,81/7,85 \text{ N/kg}$ – lực nâng của nước khi 1 kg thép nhúng trong đó.



Hình 3.59. Tính bể chứa

Áp suất do phần nắp nhúng trong chất lỏng:

$$p' = G / \left(\frac{\pi D^2}{4} \right), \text{ N/m}^2 \quad (3.107)$$

Do có sự phân biệt khối lượng riêng giữa khí chứa trong bể và không khí bên ngoài nắp mà áp suất trong bể thay đổi. Lực do sự phân biệt khối lượng riêng giữa khí và không khí:

$$G' = (\rho_{kk} - \rho_G) \cdot \frac{\pi D^2}{4} \cdot h \cdot g, \text{ N} \quad (3.108)$$

với

ρ_{kk} – khối lượng riêng của không khí, kg/m³;

ρ_G – khối lượng riêng của khí chứa trong bể, kg/m³.

Áp suất do chênh lệch khối lượng gây ra:

$$p'' = G' / \left(\frac{\pi D^2}{4} \right), \text{ N/m}^2 \quad (3.109)$$

Áp suất thực tế trong bể được tính:

$$p = p_0 - p' - p'' = (m \cdot g - G - G') / \left(\frac{\pi D^2}{4} \right), \text{ N/m}^2 \quad (3.110)$$

Phương trình (3.110) cho thấy, áp suất trong bể phụ thuộc vào chiều cao phần nắp ngập trong nước và nhiệt độ bên ngoài.

Đối với bể chứa có nhiều tầng nắp, áp suất khí cũng được tính tương tự, trong đó P_0 được tính theo công thức:

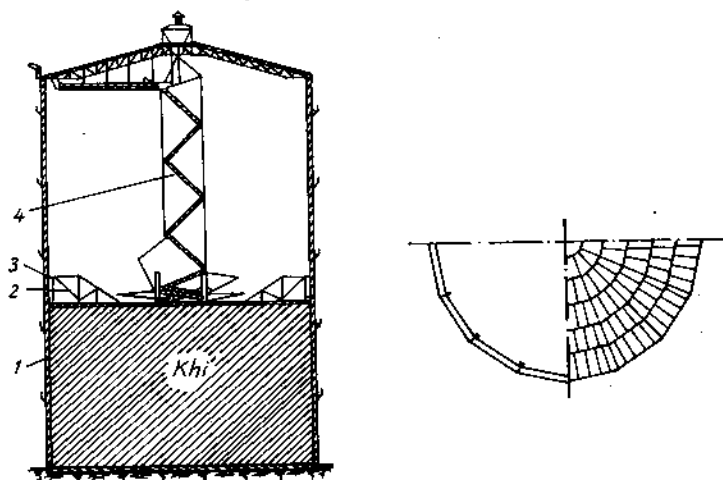
$$P_0 = \frac{(m_1 + m_2 + m_3 + \dots)g + (w_1 + w_2 + w_3 + \dots)g}{\frac{\pi D^2}{4}}, \text{ N/m}^2 \quad (3.111)$$

trong đó $m_1, m_2, m_3, \dots$ – khối lượng từng phần của nắp, kg;
 $w_1, w_2, w_3, \dots$ – khối lượng nước chứa trong cốt van thủy lực, kg.

Bể chứa khí khô được tính cho từng trường hợp cụ thể. Qua thực tế cho thấy bể có dung tích lớn hơn 10000 m³ dùng để chứa khí khô kinh tế hơn khi dùng cho khí ẩm. Sự thay đổi áp suất của khí trong bể chứa khí khô phụ thuộc vào khối lượng riêng của không khí được tính theo quan hệ:

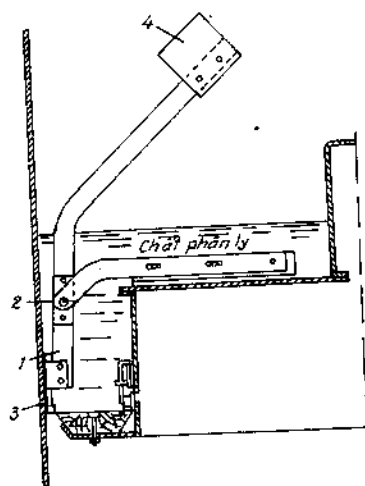
$$\Delta p = \rho_{kk} g h \left(1 - \frac{\rho_a}{\rho_{kk}} \right) \quad (3.112)$$

với h – chiều cao cột khí được chứa trong thiết bị, m.



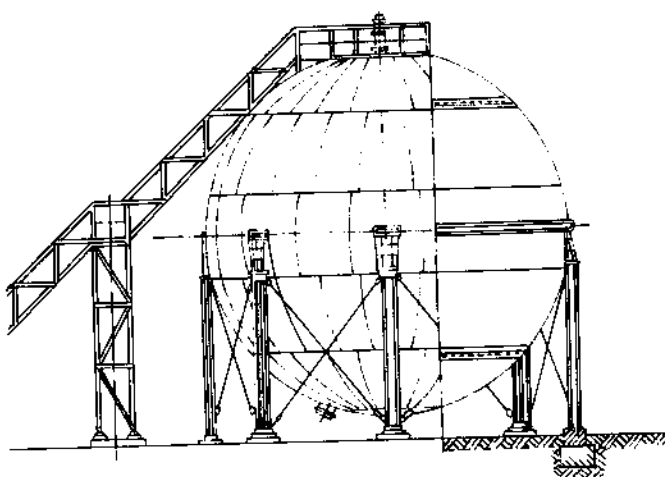
Hình 3.60. Bể chứa khí khô:

1 - bể; 2 - nắp di động;
 3 - thanh gáp; 4 - khuỷu gáp



Hình 3.61. Cơ cấu nén khí khô trong bể chứa:

1 - cầu nâng; 2 - khuỷu nối;
3 - tấm nén; 4 - dãi trọng



Hình 3.62. Một bể chứa khí áp suất cao

Chương 4

VÍ DỤ VÀ BÀI TẬP

4.1. CÁC QUÁ TRÌNH THỦY TĨNH VÀ THỦY ĐỘNG LỰC HỌC

4.1.1. Tóm tắt công thức thường dùng

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

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

$$dp = -\rho g dz = -\gamma dz \quad (4.1)$$

dạng chung:

$$p = p_0 + \rho gh \quad (4.2)$$

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

Khối lượng riêng

Khối lượng riêng ρ , trong kỹ thuật còn được gọi dùng trọng lượng riêng γ :

$$\rho = \frac{\gamma}{g}, \text{ kg/m}^3 \quad (4.3)$$

Thứ nguyên của γ là (kp/m^3) , của g là (m/s^2) .

Khối lượng riêng của một chất khí bất kỳ ở áp suất p và nhiệt độ $T(^{\circ}\text{K})$ được tính:

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0 p}{T \cdot p_0} = \frac{M}{22,4} \cdot \frac{273 p}{T \cdot p_0} \quad (4.4)$$

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

760 mmHg, kg/m^3 tiêu chuẩn;

M - trọng lượng phân tử khí.

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

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

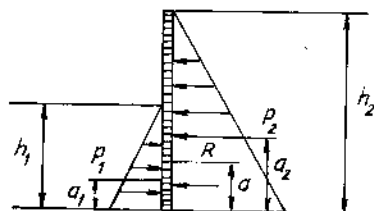
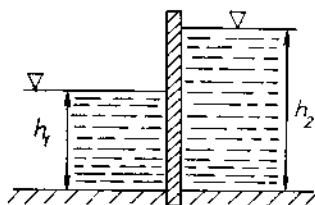
$$\rho_h = n_1 \rho_1 + n_2 \rho_2 + \dots \quad (4.5)$$

4.1.2. Ví dụ

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

GIẢI:

Coi áp lực trên mặt thoáng của nước p_0 không đáng kể. Áp lực tác dụng vào tường tăng từ trên xuống đến đáy, lực phân bố theo hình tam giác, như minh hoạ ở hình 4.1.



Hình 4.1. (ví dụ 4.1.2.1)

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

$$p_1 = \frac{1}{2} \rho g h_1 \cdot h_1; \quad p_2 = \frac{1}{2} \rho g h_2 \cdot h_2$$

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

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

và nằm cách đáy là a .

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

$$\sum M = 0, \text{ tức:}$$

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

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

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

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

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

$$a = \frac{1}{3} \cdot \left(\frac{h_2^3 - h_1^3}{h_2^2 - h_1^2} \right)$$

4.1.2.2. Người ta dùng phao hình cầu để đóng cửa tháo nước. Khi đóng mặt nước ngang tâm cầu (hình 4.3a). Quả phao cầu cần khối lượng bao nhiêu để được nâng lên khi mực nước tăng lên?

GIẢI:

Trọng lượng quả cầu : $G = m \cdot g$.

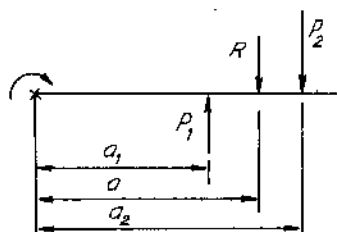
Áp suất tác dụng lên quả cầu:

$$p_a - p_0 = \rho g H$$

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

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

$$dG < (p_a - p_0) dF$$



Hình 4.2. (ví dụ 4.1.2.1)

Để tính góc ψ_1 ta đặt:

$$dG = (p_a - p_0)dF$$

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

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

Lấy tích phân phương trình:

$$dG = \rho g R \sin \psi \cdot R^2 d\psi d\varphi;$$

$$H = R \sin \psi \text{ (vì thay đổi).}$$

Ta có:

$$G = \int_0^{2\pi} \int_0^{\psi_1} \rho g R^3 \sin \psi d\psi d\varphi =$$

$$= -2\pi \rho g R^3 \cos \psi \Big|_0^{\psi_1}$$

$$= -2\pi \rho g R^3 \cos \psi_1 + 2\pi \rho g R^3$$

$$= 2\pi \rho g R^3 (1 - \cos \psi_1)$$

Khối lượng quả cầu là:

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

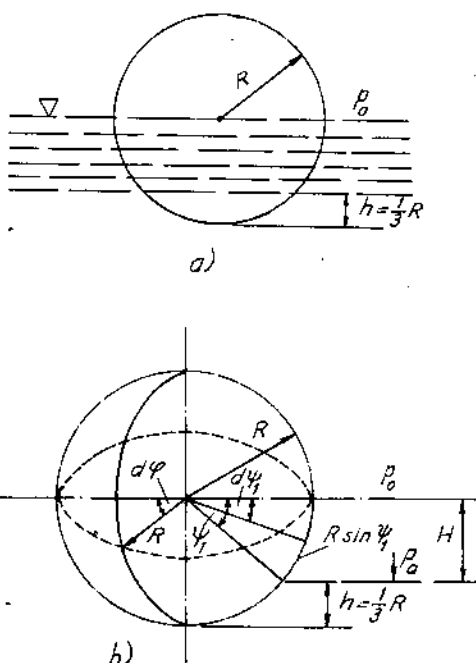
ψ_1 được xác định nếu biết R và H .

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

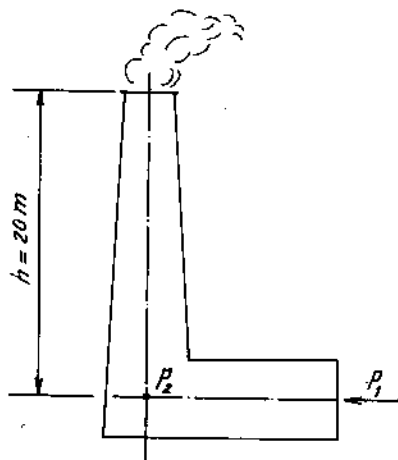
4.1.2.3. Một ống khói cao 20 m. Nhiệt độ trung bình của khói khi ra là 300°C , nhiệt độ ngoài trời 30°C . Khối lượng của khói lò coi bằng khối lượng riêng của không khí ở 300°C . Khối lượng riêng của không khí ở 0°C cho bằng $0,1318 \text{ kg/m}^3$. Tính chênh lệch áp suất giữa p_1 và p_2 trong lò (hình 4.4).

GIẢI:

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



Hình 4.3. (ví dụ 4.1.2.2)



Hình 4.4. (ví dụ 4.1.2.3)

$$p_1 = p_a + \rho_1 g h$$

$$p_2 = p_a + \rho_2 g h$$

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

$$p_1 - p_2 = g \cdot h (\rho_1 - \rho_2)$$

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

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

Thay ρ_1 và ρ_2 vào phương trình ta có:

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

Nếu xét về mặt chuẩn I-I: thì tại p_1 có áp suất khí quyển p_b nên $p_1 = p_b$, còn p_2 không thay đổi. Vậy:

$$p_b = p_a + \rho g h$$

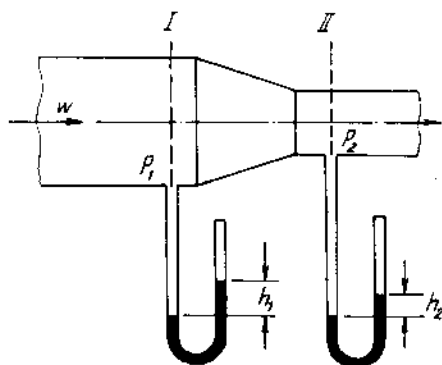
do đó: $p_2 = p_b - \rho_1 g h + \rho_2 g h = p_b - g \cdot h (\rho_1 - \rho_2)$

$$\text{Tức: } \Delta p = p_1 - p_2 = p_b - p_b + g \cdot h (\rho_1 - \rho_2) = g \cdot h (\rho_1 - \rho_2) = g \cdot h \rho_0 T_0 \cdot \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right)$$

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

$$\Delta p = 9,81 \cdot 20 \left(\frac{1}{303} - \frac{1}{573} \right) \cdot 273 \cdot 0,1318 = 11 \text{ N/m}^2.$$

4.1.2.4. Hai ống dẫn có đường kính $d_1 = 200 \text{ mm}$ và $d_2 = 100 \text{ mm}$ được nối với nhau bởi đoạn phễu. Khí metan ở 30°C chảy qua ống với lưu lượng $1700 \text{ m}^3/\text{h}$. Một áp kế chữ U hỏ dầu được dùng để đo áp kế ở phần ống lớn và chỉ áp suất dư là $40 \text{ mmH}_2\text{O}$. Tính chiều cao mức nước được dâng cao ở áp kế thứ hai mắc ở phần ống nhỏ. Bỏ qua trở lực trong ống (phễu).



Hình 4.5. (ví dụ 4.1.2.4)

GIẢI:

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

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

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

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

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

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

Khối lượng riêng của metan ở 30°C :

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

Chênh lệch áp suất giữa hai đầu của phễu:

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

Vì ở I có áp suất dư $40 \text{ mmH}_2\text{O}$, nên ở II có áp suất chân không là:

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

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

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

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

a) hệ số lưu lượng α ;

b) chênh lệch áp suất ở hai bên màng chắn.

GIẢI:

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

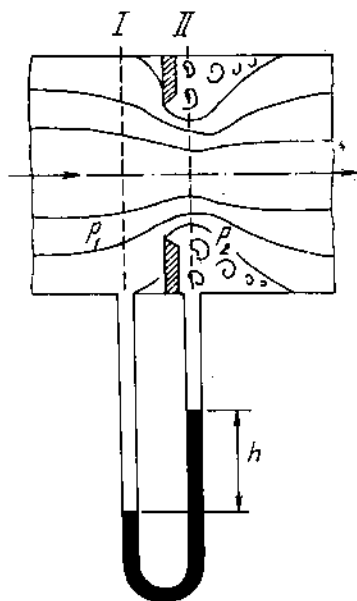
$$w_0 = \alpha \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}}$$

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

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

Rút ra:

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



Hình 4.6. (ví dụ 4.1.2.5)

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

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

Phương trình lưu lượng: $w_1 f_1 = w_2 f_2 = w_0 f_0$

Thay vào ta được:

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

$$w_2 = w_0 \frac{f_0}{f_2} = w_0 \left(\frac{d_0}{d_2} \right)^2 = w_0 / \varepsilon \quad \text{vì } \varepsilon = \frac{f_2}{f_1}$$

đặc trưng độ thắt của tia.

Thay w_1 và w_2 vào phương trình trên ta có:

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

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

hoặc

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

Giá trị α là:

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

b) Hiệu số áp suất Δp được tính từ:

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

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

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

Rút ra:

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

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

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

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

GIẢI:

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

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

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

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

với D – đường kính vòng xoắn.

Độ nhớt của nước ở 30°C là $0,8 \text{ cP} = 0,8 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}$ (bảng PL.7, trong cuốn "Tính toán quá trình, thiết bị trong công nghệ hoá chất và thực phẩm", Tập 1).

$$Re = \frac{w \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{1,0038 \cdot 1000}{0,8 \cdot 10^{-3}} = 47500$$

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

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

Theo đồ thị hình 1.8 (trong cuốn sách trên) ở $Re = 47500$ và $e/d = 6,6 \cdot 10^{-3}$ tra được $\frac{Eu}{G} = 0,017$ hoặc

$$\frac{\Delta p}{\rho \cdot w^2} = 0,017 \frac{L}{d}, \text{ trong đó độ dài } L \text{ của}$$

ống xoắn tính gần đúng như sau:

$$L = \pi D \cdot n = 3,14 \cdot 1 \cdot 10 = 31,4 \text{ (chọn } D = 1 \text{ m)}.$$

Tính cho ống thẳng ta có:

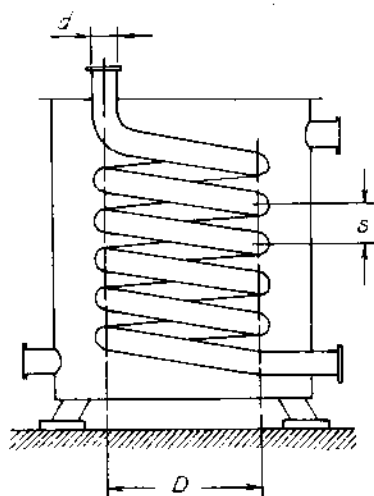
$$\Delta p = 0,017 \frac{L \cdot w^2 \cdot \rho}{d} = 0,017 \cdot \frac{31,4 \cdot 1^2 \cdot 1000}{0,038} \approx 14047,4 \text{ N/m}^2$$

Hệ số hiệu chỉnh cho ống xoắn:

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

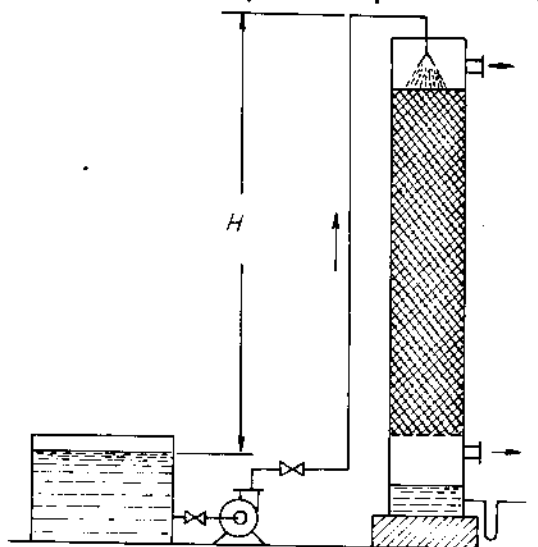
Tổn thất áp suất qua ma sát ở ống xoắn là:

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



Hình 4.7. (ví dụ 4.1.2.6)

4.1.2.7. Dung dịch soda từ bể chứa đặt trên mặt đất được bơm vào tháp đệm ở độ cao $H = 16\text{ m}$ (hình 4.8). Dung dịch đi qua ống có đường kính $102 \times 3,75\text{ mm}$; lưu lượng 700 l/ph ; khối lượng riêng 1100 kg/m^3 ; độ nhớt $1,1\text{ cP}$. Áp suất làm việc trong tháp $0,35\text{ at}$. Trên ống dẫn có hai van và bốn chỗ cong 90° , ống dài 25 m . Tính công suất cần thiết của bơm, biết hiệu suất bơm là $0,6$.



Hình 4.8. (ví dụ 4.1.2.7)

GIẢI:

Vận tốc của soda chảy trong ống:

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

Thế năng vận tốc:

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

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

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

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

$$Re = \frac{1,66 \cdot 0,0945 \cdot 1100}{1,1 \cdot 10^{-3}} = 156870$$

Từ giá trị của Re , theo đồ thị hình 1.7 (trong cuốn “Tính toán quá trình, thiết bị trong công nghệ hoá chất và thực phẩm”, Tập 1) tra được hệ số ma sát $\lambda = 0,021$. Tính chiều dài tương đương L_{td} đặc trưng cho trở lực cục bộ gồm van và khuỷu với khuỷu 90° từ 76 đến 152 m đường kính thì $n = 40$ và với van $n = 120$.

$$\text{Vậy } L_{td} = \sum n \cdot d = (4 \cdot 40 + 2 \cdot 120)0,0945 = 37,8\text{ m}$$

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

Áp suất thủy tĩnh cột dung dịch trong ống:

$$\Delta p_H = \rho g H = 1100 \cdot 9,81 \cdot 16 = 172656 \text{ N/m}^2$$

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

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

Ngoài ra còn thắng trở lực trong tháp là 0,35 at = 34335 N/m². Vậy tổng áp suất bơm tạo ra:

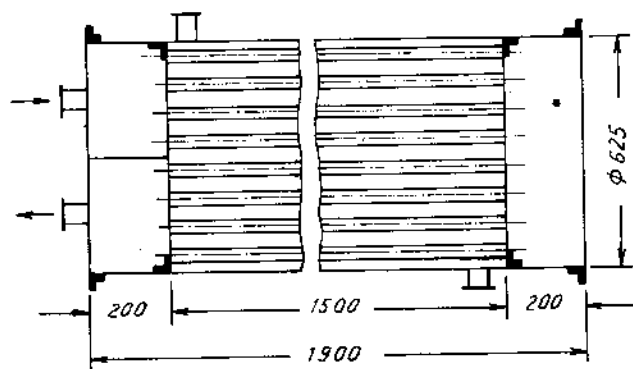
$$\Delta p = 195322,34 + 34335 = 229657,34 \text{ N/m}^2$$

Công suất được tính theo công thức:

$$N = \frac{V \cdot \Delta p}{102 \eta} = \frac{0,7 \cdot 229657,34}{60 \cdot 102 \cdot 0,69,81} = 4,46 \text{ kW}$$

4.1.2.8. Xác định trở lực trong một thiết bị trao đổi nhiệt. Trong đó dung dịch canxi clorua

nồng độ 15% được đun nóng từ 15 đến 80°C với năng suất 16 tấn/h. Thiết bị loại ống chùm gồm 52 ống thép với đường kính 38 x 2,5 mm. Đường kính vỏ 625 mm. Chiều dài ống truyền nhiệt



Hình 4.9. (ví dụ 4.1.2.8)

1500 mm. Chiều cao phần trên ống 200 mm. Cửa vào và ra của dung dịch có đường kính 75 x 3,5 mm. Thiết bị chia làm hai ngăn.

GIẢI:

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

Tính nhiệt độ trung bình của dung dịch:

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

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

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

M	2	4
μ_{sp}	1,82	3,72

trong đó

M – số mol của dung dịch trong 1000 g nước;

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

Vậy với CaCl_2 15% thì:

$$M = \frac{150.1000}{850.111} \approx 1,59$$

với

111 – khối lượng phân tử của CaCl_2 .

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

$$\mu_{sp} = \frac{1,82.1,59}{2} \approx 1,45$$

Biết độ nhớt của H_2O ở $47,5^{\circ}\text{C}$ là $0,573 \text{ cP}$ (bảng PL.7, trong cuốn “Tính toán quá trình, thiết bị trong công nghệ hoá chất và thực phẩm”, Tập 1), nên độ nhớt của dung dịch CaCl_2 15% ở $47,5^{\circ}\text{C}$ là:

$$1,45.0,573 \approx 0,83 \text{ cP} \approx 0,83.10^{-3} \text{ kg/ms}$$

Vận tốc dung dịch chảy trong ống truyền nhiệt:

$$w = \frac{V}{f} = \frac{16000}{3600.1100.26.0,785.0,033^2} \approx 0,182 \text{ m/s}$$

Chuẩn số Re :

$$Re = \frac{d.w.\rho}{\mu} = \frac{0,033.0,182.1100}{0,83.10^{-3}} \approx 7960$$

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

Thế năng vận tốc được tính:

$$\Delta p_w = \frac{\rho.w^2}{2} = \frac{1100.0,182^2}{2} \approx 18,22 \text{ N/m}^2$$

Từ đồ thị ở hình 1.7 (trong cuốn “Tính toán quá trình, thiết bị trong công nghệ hoá chất và thực phẩm”, Tập 1) với giá trị $Re = 7960$ tra được hệ số ma sát $\lambda = 0,039$. Chiều dài ống truyền nhiệt (do hai ngăn) là: $L = 1,5 \cdot 2 = 3$ m. Tổn thất áp suất do trở lực ma sát:

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

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

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

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

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

Tiết diện của 26 ống truyền nhiệt ở một ngăn:

$$f_3 = 0,785 \cdot 0,33^2 \cdot 26 \approx 0,022 \text{ m}^2$$

Trở lực cục bộ được tính theo bảng PL.3 (trong cuốn “ Tính toán quá trình, thiết bị trong công nghệ hoá chất và thực phẩm”, Tập 1):

a) ở cửa vào (đột mở):

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

$$w = \frac{16000}{1100.3600.0,785.0,068^2} \approx 1,11 \text{ m/s}$$

Thế năng vận tốc:

$$\Delta p_w = \frac{1100.1,11^2}{2} \approx 677,7 \text{ N/m}^2$$

$$\Sigma \xi = 0,953 + 0,5 = 1,453$$

Tổn thất áp suất ở a và f :

$$\Delta p_{af} = \Sigma \xi \cdot \frac{\rho w^2}{2} = 1,453.677,7 \approx 985 \text{ N/m}^2$$

Tổng trở lực cục bộ các điểm còn lại :

$$\Sigma \xi = 0,45 \cdot 2 + 0,73 \cdot 2 = 2,36.$$

Tổn thất áp suất ở các điểm còn lại:

$$\Delta p_{b-d} = \Sigma \xi \cdot \frac{\rho w^2}{2} = 2,36.18,22 \approx 43 \text{ N/m}^2$$

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

$$\Sigma \xi = 2 \cdot 1,1 = 2,2$$

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

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

Tổng tổn thất áp suất qua trở lực cục bộ:

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

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

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

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

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

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

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

GIẢI:

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

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

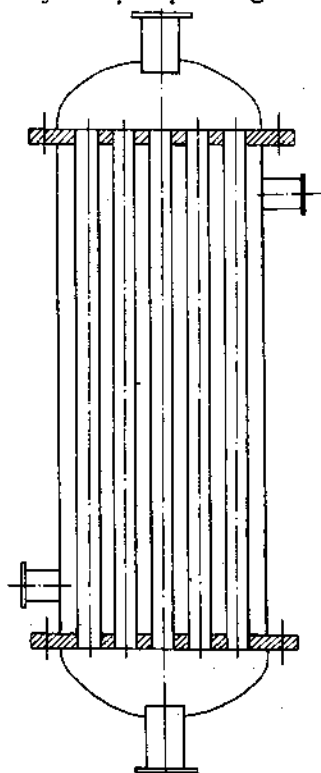
Tổn thất áp suất qua trở lực ma sát được tính theo công thức:

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

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

$$\begin{aligned} d_{td} &= \frac{4f}{u} = \frac{D^2 - nd^2}{D + nd} = \\ &= \frac{200^2 - 19 \cdot 26^2}{200 + 19 \cdot 26} \approx 39,13 \text{ mm} \end{aligned}$$

trong đó D - đường kính trong của thiết bị truyền nhiệt, mm;
 d - đường kính ngoài ống truyền nhiệt, mm;
 n - số ống truyền nhiệt.



Hình 4.10

Tính chuẩn số Re

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

Khối lượng riêng của anilin $\rho = 1040 \text{ kg/m}^3$ tra theo bảng PL.9 (trong cuốn "Tính toán quá trình, thiết bị trong công nghệ hoá chất và thực phẩm",

Tập 1) và độ nhớt $\mu = 1,4 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m.s}$ tra ở biểu đồ hình PL.2 (trong cuốn sách trên). Ngoài ra từ hình 1.7 (trong cuốn sách trên) tra được $\lambda = 0,032$. Khi đó tổn thất áp suất qua ma sát của dòng anilin:

$$\Delta p_m = \frac{\lambda L}{d} \cdot \frac{w^2 \rho}{2} = \frac{0,032 \cdot 27,05^2 \cdot 1040}{0,03913 \cdot 2} \approx 287,04 \text{ N/m}^2$$

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

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

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

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

Chuẩn số Pr của anilin được tra theo biểu đồ hình PL.9 (trong cuốn sách trên):

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

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

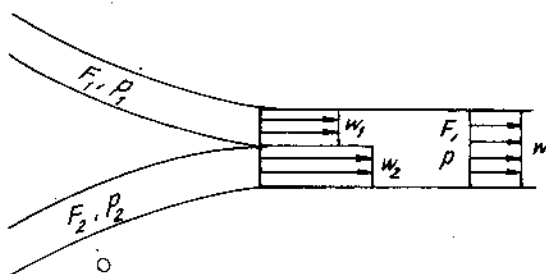
Khi đó tổn thất áp suất qua trở lực ma sát của dòng anilin:

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

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

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

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



Hình 4.11. (ví dụ 4.1.2.10)

Biết $F_1 = F_2$; $F = F_1 + F_2$; $w_1 = \frac{1}{2}w_2$; $p_1 = p_2$

GIẢI:

Dựa vào các phương trình dòng liên tục, dòng động lượng, phương trình Bernoulli để tính.

Theo phương trình dòng liên tục:

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

Rút ra:

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

Từ phương trình động lượng: $\sum K$, có:

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

$$\text{Vậy } p F - p_1 F_1 - p_2 F_2 = m_1 w_1 + m_2 w_2 - m w$$

Thay điều kiện đầu bài tính theo w_2 ta được:

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

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

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

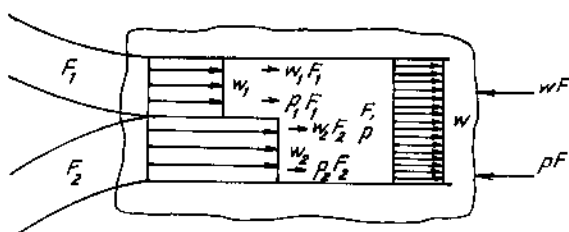
$$p_1 + \frac{\rho}{2} w_1^2 + \rho g h_1 = \frac{1}{2} \left(p + \frac{\rho}{2} w^2 + \rho g h \right) + \Delta p_1$$

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

Tổng áp suất tổn thất qua ma sát:

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

$$\text{với } \Delta p_m = \Delta p_1 + \Delta p_2; h = 0 \text{ và } h_1 = -h_2$$



Hình 4.12. (ví dụ 4.1.2.10)

Rút ra:

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

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

4.1.2.11. Một hệ thống thổi khí (hình 4.13) bao gồm có đoạn ống tròn, đoạn ống chữ nhật và cyclon. Cần tính tổn thất áp suất của hệ thống, bỏ qua ảnh hưởng sức tải của bụi.

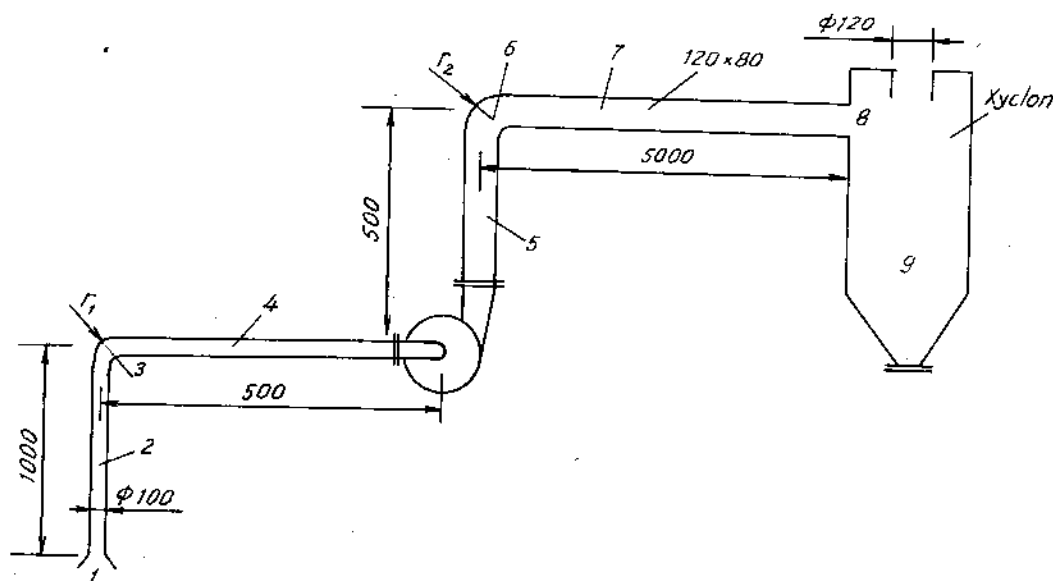
Hệ số ma sát trong ống tính theo công thức:

$$\lambda = \frac{0,303}{\lg Re - 0,9}$$

Biết vận tốc trong cyclon là 15 m/s, trong ống tròn 20 m/s. Độ nhớt $\nu = 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$, khối lượng riêng $0,1318 \text{ kg/m}^3$.

Trở lực cục bộ tại các điểm 1, 3, 6, 8 và 9 là:

$$\xi_1 = 0,1; \xi_3 = 0,15; \xi_6 = 0,17; \xi_8 = 1 \text{ và } \xi_9 = 10$$



Hình 4.13. (ví dụ 4.1.2.11)

GIẢI:

Vì bỏ qua sức cản của bụi nên công suất riêng của hệ thống cũng bằng trở lực của dòng khí chảy qua hệ thống (hình 4.13).

$$\Sigma \Delta p_i = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3 + \Delta p_4 + \Delta p_5 + \Delta p_6 + \Delta p_7 + \Delta p_8 + \Delta p_9$$

trong đó $\Delta p_{1,3,6,8,9}$ – trở lực cục bộ; $\Delta p_{cb} = \xi \cdot \frac{w^2}{2} \rho$;

$$\Delta p_{2,4,5,7} - \text{trở lực ma sát}; \Delta p_m = \lambda \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{w^2}{2} \rho.$$

Cụ thể:

$$\Sigma \Delta p_{cb} = \xi_1 \cdot \frac{w_1^2}{2} \rho + \xi_3 \cdot \frac{w_1^2}{2} \rho + \xi_6 \cdot \frac{w_2^2}{2} \rho + \xi_8 \cdot \frac{w_2^2}{2} \rho + \xi_9 \cdot \frac{w_2^2}{2} \rho$$

$$\Sigma \Delta p_m = \lambda_2 \cdot \frac{l_2}{d} \cdot \frac{w_1^2}{2} \rho + \lambda_4 \cdot \frac{l_4}{d} \cdot \frac{w_1^2}{2} \rho + \lambda_7 \cdot \frac{l_7}{d_{td}} \cdot \frac{w_2^2}{2} \rho + \lambda_5 \cdot \frac{l}{d_{td}} \cdot \frac{w_2^2}{2} \rho$$

với w_1, w_2 – vận tốc dòng khí trong ống tròn và ống chữ nhật, m/s;
 d_{td} – đường kính tương đương trong ống chữ nhật, m.

Vận tốc trong ống chữ nhật cỡ 120 x 80 được tính dựa vào phương trình lưu lượng:

$$v = w \cdot F = \text{const}$$

$$w_1 F_1 = w_2 F_2$$

$$w_2 = w_1 \cdot \frac{F_1}{F_2} = w_1 \cdot \left(\frac{d_1}{d_{td}} \right)^2$$

$$F_1 = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,1^2}{4} = 78,5 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$F_2 = 0,12 \cdot 0,08 = 96 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

Vậy:
$$w_2 = \frac{20 \cdot 78,5 \cdot 10^{-4}}{96 \cdot 10^{-4}} = 16,35 \text{ m/s}$$

Đường kính tương đương của ống chữ nhật :

$$d_{td} = \frac{4F}{U} = \frac{(0,12 \cdot 0,08) 4}{(0,12 + 0,08) 2} = 96 \text{ mm}$$

Tính trở lực ma sát:

– Tại đoạn 2 và 4 có Re là:

$$Re = \frac{w_1 d}{\nu} = 20 \cdot 0,1 \cdot 10^6 = 2 \cdot 10^6; \text{ nên } \lambda_{2,4} = 0,0561$$

- Tại đoạn 5 và 7 có Re là:

$$Re = \frac{w_2 d_{td}}{\nu} = 16,35 \cdot 0,096 \cdot 10^6 = 1,57 \cdot 10^6; \text{ nên } \lambda_{6,7} = 0,057$$

$$\begin{aligned} \Sigma \Delta p_i &= 0,1 \cdot \frac{20^2}{2} \cdot 0,1318 + 0,15 \cdot \frac{20^2}{2} \cdot 0,1318 + 0,17 \cdot \frac{16,35^2}{2} \cdot 0,1318 + \frac{16,35^2}{2} \cdot \\ &0,1318 + 0,0561 \cdot \frac{1}{0,1} \cdot \frac{20^2}{2} \cdot 0,1318 + 0,0561 \cdot \frac{5}{0,1} \cdot \frac{20^2}{2} \cdot 0,1318 + 0,057 \cdot \frac{16,35^2}{2} \cdot \\ &0,1318 \cdot \frac{0,5}{0,096} + 0,057 \cdot \frac{16,35^2}{2} \cdot 0,1318 \cdot \frac{5}{0,096} \\ \Sigma \Delta p_i &= 321 \text{ N/m}^2. \end{aligned}$$

4.1.3. Bài tập

4.1.3.1. Cần xác định khối lượng phân tử và khối lượng riêng của hỗn hợp khí ở nhiệt độ $t = 90^\circ\text{C}$ và áp suất 1 at. Thành phần thể tích của hỗn hợp khí cho: 50% H_2 ; 40% CO ; 5% N_2 ; 5% CO_2 .

ĐÁP SỐ:

$$M = 15,8 \text{ và } \rho = 0,616 \text{ kg/m}^3.$$

4.1.3.2. Thành phần khối lượng của 1 kg khí than cháy: 1,45% CO_2 ; 8,74% N_2 ; 1,92% H_2O . Tính thành phần thể tích của nó.

ĐÁP SỐ:

$$V_{\text{CO}_2} = 0,74 \text{ m}^3; V_{\text{N}_2} = 7 \text{ m}^3; V_{\text{H}_2\text{O}} = 2,39 \text{ m}^3.$$

4.1.3.3. Dùng áp kế chữ U chứa axit có khối lượng riêng 1800 kg/m^3 để đo áp suất chân không trong tháp sấy axit. Mức axit trong ống chữ U chênh 3 cm. Tính áp suất chân không trong tháp theo kp/m^2 , biết áp suất khí quyển là 750 torr.

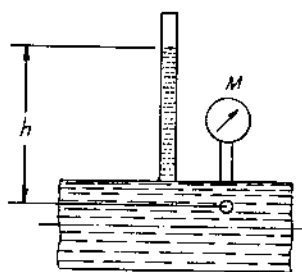
ĐÁP SỐ:

$$10146 \text{ kp/m}^2.$$

4.1.3.4. Một áp kế gắn vào ống dẫn chỉ $0,18 \text{ kp/cm}^2$. Tính chiều cao cột chất lỏng dâng lên trong ống hở đầu nối với ống dẫn (hình 4.14), khi chảy trong ống dẫn là:

a) nước.

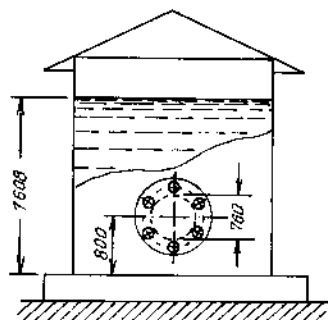
b) cacbon tetraclorea.



Hình 4.14. (bài tập 4.1.3.4)

ĐÁP SỐ:

- a) 1,8 m
- b) 1,1 m.



Hình 4.15. (bài tập 4.1.3.5)

4.1.3.5. Dầu mazut đựng trong một bể chứa cao 7,8 m (hình 4.15). Khối lượng riêng tương đối của dầu là 0,96. Cách đáy bể 800 mm có một cửa trong đường kính 760 mm. Nắp cửa được gắn bởi các đinh ốc đường kính 10 mm. Tính số lượng đinh ốc cần thiết, nếu áp lực cho phép của đinh ốc là 700 kp/cm². Ngoài ra cần xác định áp suất ở đáy bể.

ĐÁP SỐ:

Số đinh ốc: 6 chiếc; áp suất bể: 0,73 at.

4.1.3.6. Đường kính pittông bé và lớn của máy ép thủy lực là 40 mm và 300 mm. Tính lực tác dụng ở phía pittông lớn, nếu phía pittông bé có một lực tác dụng là 60 kp.

ĐÁP SỐ:

3375 kp.

4.1.3.7. Biết độ nhớt của dầu ở 50°C là 30 cP và khối lượng riêng tương đối là 0,9. Cần xác định:

- a) độ nhớt động học;
- b) độ nhớt tính theo độ Engler (°E).

ĐÁP SỐ:

- a) độ nhớt động học $\nu = 0,33 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$.
- b) độ nhớt tính theo độ Engler = 4,45°E.

4.1.3.8. Tính độ nhớt của hỗn hợp gồm: 75% H_2 ; 25% N_2 (phần thể tích) ở $20^\circ C$ và áp suất khí quyển.

ĐÁP SỐ:

Độ nhớt của hỗn hợp 0,015 cP.

4.1.3.9. Biết độ nhớt của dầu ở $30^\circ C$ là 0,331 P và ở $50^\circ C$ là 0,176 P. Xác định độ nhớt ở $90^\circ C$ (dùng chất lỏng chuẩn là glyxerin 100%).

ĐÁP SỐ:

Độ nhớt của dầu ở $90^\circ C$ là 0,07 P.

4.1.3.10. Thiết bị làm lạnh kiểu ống chùm, đường kính ống truyền nhiệt 20 x 2 mm. Cửa dẫn nước vào thiết bị có đường kính 57 x 3,5 mm. Vận tốc của nước chảy trong ống dẫn vào là 1,4 m/s. Nước chảy từ dưới lên. Xác định vận tốc của nước chảy trong ống truyền nhiệt. Số ống truyền nhiệt trong thiết bị là 19.

ĐÁP SỐ:

Vận tốc nước chảy trong ống truyền nhiệt: 0,72 m/s.

4.1.3.11. Nitơ ở áp suất dư 3 at chảy qua dàn ống chùm gồm 379 ống, đường kính mỗi ống 16 x 1,5 mm, với năng suất 6400 m^3/h tiêu chuẩn. Nhiệt độ đầu của nitơ là $120^\circ C$ và nhiệt độ cuối là $30^\circ C$. Tính vận tốc của nitơ ở đầu vào và đầu ra của ống.

ĐÁP SỐ:

Vận tốc đầu vào: 13 m/s và vận tốc đầu ra: 10 m/s.

4.1.3.12. Thiết bị làm lạnh bằng thép loại ống lồng ống, có đường kính ống trong 29 x 2,5 mm, và đường kính ống ngoài 54 x 2,5 mm. Dung dịch muối có khối lượng riêng 1150 kg/m^3 chảy trong ống với năng suất 3,73 tấn. Chất khí ở áp suất 5 at chảy qua phần không gian giữa hai ống với lưu lượng 160 kg/h. Nhiệt độ trung bình của khí là $0^\circ C$. Khối lượng riêng của khí ở trạng thái tiêu chuẩn ($0^\circ C$ và 760 torr) là 1,2 kg/m^3 . Tính vận tốc của khí và dung dịch.

ĐÁP SỐ:

Vận tốc khí : 6,05 m/s; vận tốc của dung dịch khoảng 2 m/s.

4.1.3.13. Cùng điều kiện như ở bài tập 4.1.3.12, cần tính đường kính của ống ngoài, nếu dòng khí chảy qua phần giữa hai ống ở áp suất thường (lưu lượng và vận tốc dòng khí không đổi).

ĐÁP SỐ:

93 mm.

4.1.3.14. Trong trường hợp tổng quát, bán kính thủy lực của tiết diện tròn, tiết diện vành khăn, tiết diện vuông, tiết diện tam giác vuông và tiết diện tam giác đều được tính như thế nào?

4.1.3.15. Thiết bị gia nhiệt loại ống chùm có đường kính trong 625 mm chứa 61 ống truyền nhiệt, đường kính ống truyền nhiệt 35 x 2,5 mm. Xác định đường kính tương đương của khoảng không gian giữa các ống truyền nhiệt.

ĐÁP SỐ:

0,1 m.

4.1.3.16. Hai ống lồng nhau đồng trục. Đường kính ngoài của ống trong 57 mm và đường kính trong của ống ngoài 89 mm. Nước có nhiệt độ 20°C chảy ở khoảng giữa hai ống với lưu lượng 3,6 m³/h. Xác định chế độ của dòng nước chảy.

ĐÁP SỐ:

Chế độ chảy của nước: chảy xoáy.

4.1.3.17. Tính chế độ chảy của alcol etylic trong ống xoắn có đường kính 40 x 2,5 mm. Đường kính vòng xoắn 570 mm. Vận tốc của alcol là 0,13 m/s ở nhiệt độ trung bình 52°C.

ĐÁP SỐ:

Chế độ chuyển động của alcol trong ống xoắn: chảy dòng.

4.1.3.18. Một ống pitô đặt ở tâm ống dẫn có đường kính 320 mm, chỉ hiệu số áp suất $h = 5,8 \text{ mmH}_2\text{O}$ (hình 4.16). Chảy qua ống dẫn là dòng khí khô có áp suất khí quyển ở nhiệt độ 21°C. Xác định lưu lượng dòng khí, nếu tỷ lệ giữa vận tốc trung bình và vận tốc cực đại là 0,89.

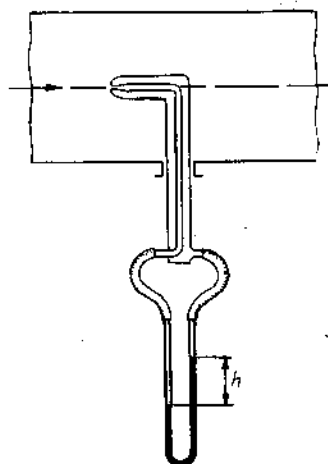
ĐÁP SỐ:

Lưu lượng của khí: 3000 kg/h.

4.1.3.19. Giấm ở 38°C chảy qua ống dẫn có đường kính 57 x 3,5 mm, với lưu lượng 200 l/h. Xác định vận tốc dòng chảy ở tâm ống.

ĐÁP SỐ:

Vận tốc dòng chảy: 0,056 m/s.



Hình 4.16. (bài tập 4.1.3.18)

4.1.3.20. Một cửa mở ở đáy bình chứa có đường kính 10 mm. Trong bình có mức chất lỏng không đổi cao 900 mm. Chất lỏng chảy qua cửa mở với lưu lượng 750 l/h. Xác định hệ số lưu lượng.

Nếu không bổ sung chất lỏng thì sau bao lâu chất lỏng trong bình chảy hết. Bình chứa có đường kính 800 mm.

ĐÁP SỐ:

Hệ số lưu lượng $\alpha = 0,635$; thời gian chảy: $\tau = 1^h 12^{ph}$.

4.1.3.21. Một bể chứa có tiết diện 3 m², ở đáy có một lỗ tháo. Mức nước trong bình được duy trì ở mức 1 m trong quá trình chảy. Khi ngừng cho nước vào bể, mức nước bắt đầu thấp dần và chảy hết sau 100 s. Tính lượng nước chảy vào bể.

ĐÁP SỐ:

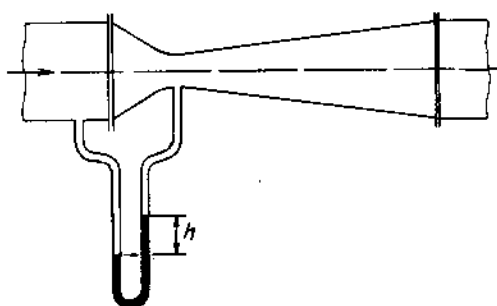
Lượng nước chảy vào bể 0,06 m³/s trước tiên tính α_f , thay vào công thức tính V_s).

4.1.3.22. Dầu mỏ có khối lượng riêng tương đối 0,9, chảy qua ống dẫn nằm ngang có đường kính 200 mm. Để đo lưu lượng người ta mắc một màng chắn có hệ số lưu lượng 0,61. Cửa mở của màng chắn có đường kính 76 mm. Áp kế thủy ngân chỉ hiệu số áp suất qua màng là 102 torr. Tính vận tốc và lưu lượng của dầu.

ĐÁP SỐ:

Vận tốc: 0,466 m/s; lưu lượng: 47500 kg/h.

4.1.3.23. Dùng ống venturi để đo lưu lượng chất lỏng chảy qua ống dẫn có đường kính 160 x 5 mm (hình 4.17). Đường kính chỗ eo là 60 mm. Etan chảy trong ống ở áp suất thường và nhiệt độ 25°C.



Áp kế vi phân chỉ chênh lệch áp suất ở ống venturi là 32 mm H₂O. Xác định lưu lượng etan chảy qua ống, hệ số lưu lượng là 0,97.

ĐÁP SỐ:

Lưu lượng etan: 280 kg/h.

Hình 4.17. (bài tập 4.1.3.23)

4.1.3.24. Tính tổn thất áp suất do ma sát của ống dẫn bằng hợp kim có đường kính 19 x 2 mm và dài 10 m. Nước ở nhiệt độ 55°C chảy qua ống với vận tốc 2 m/s.

ĐÁP SỐ:

Tổn thất áp suất trong ống do ma sát: 2580 kp/m².

4.1.3.25. Axit sunfuric 60% chảy qua ống xoắn bằng chì với vận tốc 0,7 m/s ở nhiệt độ 55°C. Đường kính của ống dẫn là 50 mm, đường kính của vòng xoắn là 800 mm, số vòng xoắn là 20. Chiều dài của ống dẫn có thể tính gần đúng dựa vào đường kính và số vòng xoắn. Cần xác định tổn thất áp suất qua ma sát.

ĐÁP SỐ:

Tổn thất áp suất trong ống xoắn: 0,13 at.

4.1.3.26. Khí hydro được vận chuyển trong ống dẫn bằng thép, dài 1000 m, có đường kính 200 mm, với lưu lượng 120 kg/h. Áp suất dư trung bình trong ống dẫn là 1530 torr. Nhiệt độ của khí 27°C. Tính tổn thất áp suất qua ma sát.

ĐÁP SỐ:

Tổn thất áp suất 49 torr.

4.1.3.27. Hơi nước ở áp suất 6 at, chảy qua ống dẫn nằm ngang dài 50 m, đường kính 108 x 4 mm, với vận tốc 25 m/s. Tính tổn thất áp suất.

ĐÁP SỐ:

Tổn thất áp suất 840 kp/m².

4.1.3.28. Tổn thất áp suất qua ma sát trong ống dẫn nằm ngang thay đổi như thế nào? Khi dòng nưô chảy qua, nếu lưu lượng của nó không thay đổi và:

- a) áp suất tăng từ 1 đến 10 at (nhiệt độ không đổi);
- b) nhiệt độ tăng từ 0 đến 80°C (áp suất không đổi).

ĐÁP SỐ:

a) tổn thất áp suất giảm 1/10.

b) tổn thất áp suất thay đổi theo quan hệ $\frac{\lambda_1 T_1}{\lambda_0 T_0}$.

4.1.3.29. Nước chảy qua ống dẫn với lưu lượng 10 m³/h. Xác định lưu lượng khi đường kính ống dẫn lớn gấp đôi, nếu trên hai đường ống đều có chế độ chảy xoáy, đều có hệ số trở lực và tổn thất áp suất như nhau.

ĐÁP SỐ:

Lưu lượng khí đường kính ống lớn gấp đôi: $56,56 \text{ m}^3/\text{h}$ (dựa vào tổn thất áp suất tính quan hệ vận tốc đường kính, dựa vào phương trình lưu lượng tính lưu lượng).

4.1.3.30. Chất lỏng được vận chuyển với lưu lượng $10 \text{ m}^3/\text{h}$ trong ống dẫn nằm ngang dài 150 m . Tổn thất áp suất qua ma sát 10 m . Xác định đường kính ống dẫn, nếu hệ số ma sát $\lambda = 0,03$.

ĐÁP SỐ:

Đường kính ống dẫn 50 mm (dựa vào phương trình tính tổn thất áp suất và phương trình lưu lượng).

4.1.3.31. Tổn thất áp suất qua ma sát thay đổi thế nào nếu đường kính ống dẫn giảm đi một nửa, nhưng vẫn giữ nguyên lưu lượng. Giải theo hai phương án sau:

- a) cả hai trường hợp đều chảy ở chế độ dòng;
- b) cả hai trường hợp đều chảy ở chế độ xoáy (λ không phụ thuộc Re).

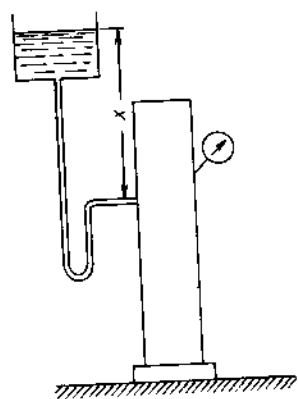
ĐÁP SỐ:

- a) ở chế độ dòng tổn thất áp suất lớn gấp 16 lần.
- b) ở chế độ xoáy tổn thất áp suất lớn gấp 32 lần.

4.1.3.32. Dầu mỏ có khối lượng riêng tương đối $0,9$ chảy từ thùng cao vị vào thiết bị chưng luyện (hình 4.18). Trong tháp chưng luyện có áp suất dư $0,4 \text{ at}$. Xác định chiều cao x của thùng cao vị để chất lỏng chảy trong ống là 2 m/s . Biết tổn thất áp suất qua ma sát và trở lực cục bộ là $2,5 \text{ m}$ (vận dụng phương trình Bernoulli để giải).

ĐÁP SỐ:

Khoảng cách $x = 7,1 \text{ m}$.



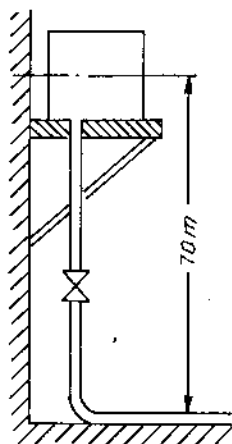
Hình 4.18. (bài tập 4.1.3.32)

4.1.3.33. Dung dịch glycerin 86% được chứa trong bể ở độ cao 10 m (hình 4.19). Dung dịch chảy từ bể chứa qua ống dẫn có đường kính $29 \times 2 \text{ mm}$. Phần ống nằm

ngang trên mặt nền dài 100 m. Tính lưu lượng của dung dịch. Biết rằng, dung dịch có khối lượng riêng tương đối 1,23, có độ nhớt 97 cP. Trong quá trình chảy mức dung dịch trong bể chứa luôn không đổi. Bỏ qua trở lực trên đường ống, kiểm tra chế độ chảy dòng của dung dịch.

ĐÁP SỐ:

Lưu lượng dung dịch: 7,2 l/ph.



Hình 4.19. (bài tập 4.1.3.33)

4.1.3.34. Thiết bị gia nhiệt loại ống chùm gồm 187 ống, đường kính mỗi ống là 18 x 2 mm, cao 1,9 m. Đường kính thiết bị gia nhiệt là 426 x 12 mm. Khí nitơ ở áp suất thường có nhiệt độ trung bình -10°C chảy vào khoảng giữa dọc theo các ống truyền nhiệt với lưu lượng $3000 \text{ m}^3/\text{h}$ tiêu chuẩn. Tính tổn thất áp suất qua ma sát giữa các ống.

ĐÁP SỐ:

Tổn thất áp suất $12,5 \text{ kp/m}^2$.

4.1.3.35. Một thiết bị gia nhiệt loại ống lồng ống, có đường kính của ống trong và ống ngoài là 44 x 3,5 mm và 89 x 5 mm, được dùng để làm lạnh 1900 kg/h toluen từ 70°C xuống 30°C . Toluene chảy ở phần vành khăn giữa hai ống, nước lạnh chảy trong ống được làm nóng từ 14°C đến 21°C . Xác định tổn thất áp suất qua ma sát của toluen và nước.

ĐÁP SỐ:

Tổn thất áp suất của toluen: $\Delta p_T = 1,55 \text{ kp/m}^2$.

Tổn thất áp suất của nước: $\Delta p_{\text{H}_2\text{O}} = 44 \text{ kp/m}^2$.

4.1.3.36. Tỷ lệ hình học của thiết bị là bao nhiêu khi dùng cho dầu mỡ và dùng cho nước. Biết rằng, độ nhớt động học của nước bé hơn của dầu là 50 lần. Tính vận tốc của nước trong thiết bị, nếu vận tốc của dầu là 1 m/s. Sự đồng dạng của lực ma sát và trọng lực có phù hợp hay không?

ĐÁP SỐ:

Tỷ lệ hình học của thiết bị là 1:13,6 và vận tốc của nước là 0,271 m/s.

4.1.3.37. Tính công suất cần thiết của bơm để vận chuyển 6 m³/h soda (dung dịch 25% CaCl₂) từ máy lạnh đến thiết bị làm lạnh của tháp chưng luyện. Chiều cao vận chuyển 16 m. Độ nhớt của soda là 9,5 cP, khối lượng riêng 1230 kg/m³. Đường kính ống dẫn 32 x 2,5 mm, chiều dài toàn bộ của ống dẫn 80 m. Trên đường ống có 6 chỗ khum 90° và 4 van. Hiệu suất chung của bơm và động cơ là 0,5.

ĐÁP SỐ:

Công suất cần thiết của bơm: 2,96 kW.

4.1.3.38. Năng lượng tiêu tốn của bơm tăng bao nhiêu lần, nếu lượng chất lỏng chảy qua ống dẫn tăng gấp đôi.

ĐÁP SỐ:

Năng lượng tiêu tốn tăng gấp 8 lần.

4.1.3.39. 25 m³ chất lỏng có khối lượng riêng 1200 kg/m³ và độ nhớt 1,7 cP được vận chuyển qua ống thép có đường kính 75 mm. Chênh lệch chiều cao giữa hai đầu ống dẫn là 24 m, chiều dài ống dẫn 112 m. Trên đường ống có mắc hai van và có 5 đoạn khum 90°. Xác định năng lượng tiêu tốn, nếu hiệu suất của bơm là 0,6.

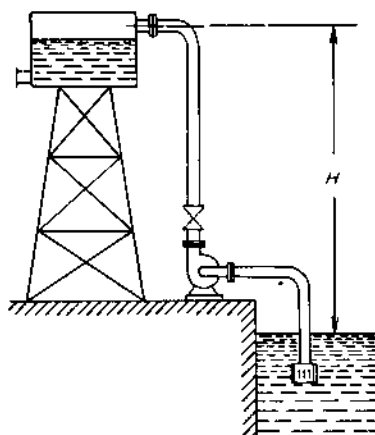
ĐÁP SỐ:

Năng lượng tiêu tốn 4,15 kW.

4.1.3.40. Nước có nhiệt độ 10°C được bơm từ sông lên bể chứa (hình 4.20). Mức nước trong bể chứa cách mặt sông 50 m. Ống dẫn có kích thước 80 mm. Chiều dài ống dẫn (kể cả chiều dài tương đương của các khuỷu, van, v.v...) là 165 m. Năng suất bơm là 575 l/ph. Tính công suất của bơm, nếu hiệu suất là 0,55.

ĐÁP SỐ:

Công suất của bơm là 10 kW.



Hình 4.20. (bài tập 4.1.3.40)

4.1.3.41. Không khí có nhiệt độ 27°C và áp suất thường, được vận chuyển qua một ống chữ nhật $400 \times 600 \text{ mm}$, với năng suất 14400 kg/h . Ống dài 60 m . Xác định công suất động cơ điện khi hiệu suất động cơ là $0,95$ và của quạt là $0,4$.

ĐÁP SỐ:

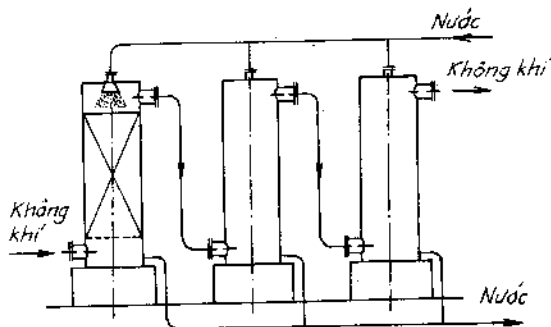
Công suất động cơ điện: $3,43 \text{ kW}$.

4.1.3.42. Tính trở lực thủy lực của lớp đệm khô cao 3 m . Đệm loại vòng sứ $15 \times 15 \times 2 \text{ mm}$. Không khí có nhiệt độ 20°C và áp suất khí quyển được thổi qua lớp đệm với vận tốc $0,4 \text{ m/s}$.

ĐÁP SỐ:

Trở lực lớp đệm: 35 kp/m^2 .

4.1.3.43. Hệ thống tháp hấp thụ gồm ba tháp đệm có đường kính $0,6 \text{ m}$ mắc nối tiếp (hình 4.21). Lớp đệm bằng vòng sứ $15 \times 15 \times 2 \text{ mm}$ cao 5 m . Không khí được thổi qua hệ thống với năng suất $305 \text{ m}^3/\text{h}$. Hệ thống có nhiệt độ 20°C và áp suất khí quyển. Nước được tưới ở phía trên lớp đệm với lưu lượng $8 \text{ m}^3/\text{h} \cdot \text{m}^2$. Tính trở lực của hệ thống (bỏ qua trở lực của phần nối giữa các tháp).



Hình 4.21. (bài tập 4.1.3.43)

ĐÁP SỐ:

Trở lực của hệ thống tháp hấp thụ là 165 kp/m^2 .

4.2. BƠM, QUẠT, MÁY NÉN

4.2.1. Tóm tắt công thức thường dùng

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

$$H = \frac{(p_2 - p_1)}{\rho g} + H_g + h_p, \text{ m} \quad (4.6)$$

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

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

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

ρ – khối lượng riêng của chất lỏng, kg/m^3 .

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

h_p – tổng tổn thất trên đường ống, m.

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

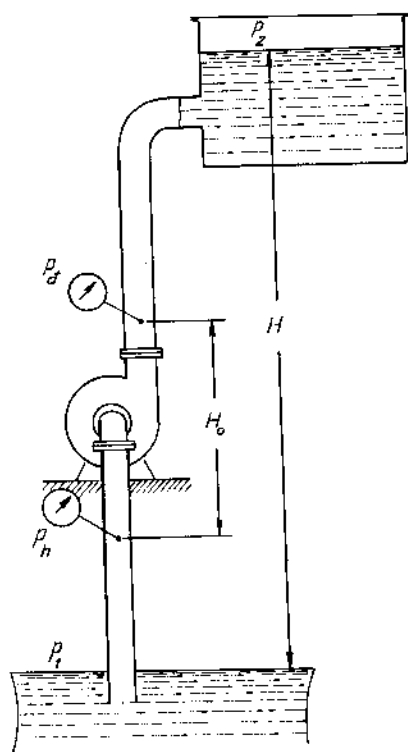
$$H = \frac{(p_d - p_h)}{\rho g} + H_0 + \frac{w_d^2 - w_h^2}{2g}, \text{ m} \quad (4.7)$$

trong đó

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

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

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



Hình 4.22. Sơ đồ hệ thống bơm

w_d – vận tốc dòng trên đường ống đẩy, m/s.

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

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

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

Hai phương trình (4.6) và (4.7) được tính theo phương trình Bernoulli.

4.2.1.2. Phương trình tính công suất của bơm:

$$N = \frac{Q \rho H}{102 \eta} = \frac{m H}{102 \eta}, \text{ kW} \quad (4.8)$$

trong đó Q – năng suất tính bằng m^3/s ;

m – năng suất tính bằng kg/s ;

η – hiệu suất của bơm được tính từ tích của hiệu suất qua bơm η_b qua bộ truyền từ động cơ η_u và hiệu suất động cơ η_M .

$$\eta = \eta_b \cdot \eta_u \cdot \eta_M$$

Để tạo được năng lượng dự trữ, động cơ được dùng cần có công suất lớn hơn công suất tính:

$$N_t = \beta N$$

với β – hệ số dự trữ được chọn tùy thuộc công suất tính được N :

Bảng 4.1

$N, \text{ kW}$	<1	1,5	5 ÷ 50	> 50
β	2 ÷ 1,5	1,5 ÷ 1,2	1,2 ÷ 1,15	1,1

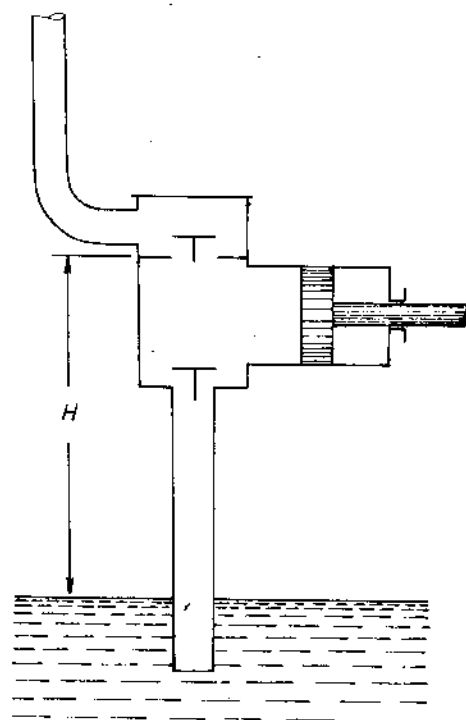
4.2.1.3. Chiều cao hút lý thuyết của bơm pittông được tính theo công thức:

$$H_h \leq A - h_t - \sum h, \text{ m}$$

trong đó A – áp suất khí quyển, m;

h_t – áp suất của hơi bão hoà của chất lỏng ở nhiệt độ đã cho, m;

$\sum h$ – tổn thất chiều cao hút, do năng lượng tiêu tốn tạo gia tốc dòng chảy và tổn thất qua trở lực thuỷ lực. Do đó nó tăng khi số vòng quay của bơm tăng.



Hình 4.23. Sơ đồ bơm pittông

Áp suất khí quyển có giá trị thay đổi phụ thuộc vào độ chênh lệch độ cao ở nơi đặt bơm so với mặt biển, và được lấy từ bảng 4.2.

Bảng 4.2. Áp suất khí quyển

Độ cao so với mặt biển, m	-300	0	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	1500
A, mH ₂ O	11,3	10,3	10,2	10,1	10	9,8	9,7	9,6	9,5	9,4	9,3	9,2	8,6

Áp suất h_v của hơi bão hoà chất lỏng được bơm ở nhiệt độ đã cho. Đối với nước, h_v với nhiệt độ cho ở bảng 4.3.

Bảng 4.3. Áp suất hơi bão hoà

Nhiệt độ, °C	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
h_v , mH ₂ O	0,09	0,12	0,24	0,43	0,75	1,25	2,02	3,17	4,82	7,14	10,33

Chiều cao hút cần thiết của bơm pittông khi vận chuyển nước có thể xác định từ bảng 4.4.

Bảng 4.4. Chiều cao hút của bơm pittông H_h (mH_2O)

Vòng quay, vg/ph	Nhiệt độ của nước, °C						
	0	20	30	40	50	60	70
50	7	6,5	6	5,5	4	2,5	0
60	6,6	6	5,5	5	3,5	2	0
90	5,5	5	4,5	4	2,5	1	0
120	4,5	4	3,5	3	1,5	0,5	0
150	3,5	3	2,5	2	0,5	0	0
180	2,5	2	1,5	1	0	0	0

4.2.1.4. Năng suất của bơm pittông

a) loại tác dụng đơn: $Q = \eta \frac{F \cdot s \cdot n}{60}, m^3/s$ (4.9)

b) loại tác dụng kép: $Q = \eta \frac{(2F - f) \cdot s \cdot n}{60}, m^3/s$ (4.10)

trong đó η – độ tận dụng (hiệu suất) chọn từ 0,8 đến 0,9;

F – tiết diện tác dụng của pittông, m^2 ;

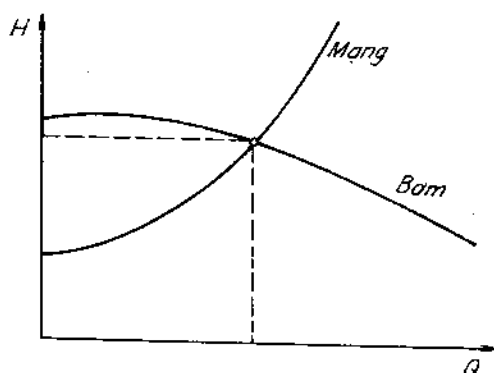
f – tiết diện cánh tay đòn (pittông), m^2 ;

s – khoảng chạy của pittông, m;

n – số lần tiến lùi của pittông trong 1 phút.

4.2.1.5. Ở mỗi số vòng quay, năng suất của bơm ly tâm thay đổi theo chiều cao bơm. Nếu thiết lập đồ thị quan hệ $Q - H$ thì ta có đường đặc tuyến của bơm. Điểm cắt giữa đường đặc tuyến và mạng cho ta điểm làm việc của bơm (hình 4.24).

Hiệu suất của bơm ly tâm cũng thay đổi cùng với sự thay đổi của năng suất và áp suất.



Hình 4.24. Đặc tuyến bơm ly tâm

Chiều cao hút của bơm ly tâm:

$$H_h \leq A - h_t - h_m - h_v, \text{ m}$$

trong đó:

A – áp suất khí quyển, m;

h_t – áp suất hơi bão hoà ở nhiệt độ bơm, m;

h_m – trở lực thuỷ lực và tổn thất qua gia tốc dòng, m;

h_v – sự giảm chiều cao hút để chống xâm thực, h_v phụ thuộc vào năng suất bơm, tức là:

$$h_v = 0,00125(Q.n^3)^{0,67}, \text{ mH}_2\text{O} \quad (4.11)$$

Khi số vòng quay n thay đổi, năng suất cũng thay đổi và do đó H , N cũng thay đổi theo quan hệ sau:

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{n_1}{n_2}; \frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2; \frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3 \quad (4.12)$$

4.2.1.6. Năng suất của bơm cũng có thể tính qua chuẩn số không thứ nguyên như:

– Chuẩn số năng suất: $K_Q = \frac{Q}{nD^3}$

– Chuẩn số chiều cao: $K_H = \frac{H}{n^2 D^2}$

– Chuẩn số công suất: $K_N = \frac{N}{\rho n^3 D^5}$

– Chuẩn số Re (lực ly tâm): $Re_l = \frac{\rho n D^2}{\mu}$

trong đó

D – đường kính vòng bơm, m;

N – công suất, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}^3$ (W);

μ – độ nhớt, kg/m.s .

4.2.1.7. Áp suất được quạt tạo ra có thể tính theo quan hệ:

$$\Delta p = (p_2 - p_1) + (\Delta p_h - \Delta p_d) + \frac{w^2 \rho}{2}, \text{ N/m}^2 \quad (4.13)$$

và

$$\Delta p = \left(p_d + \frac{w_d^2 \rho}{2} \right) - \left(p_h + \frac{w_h^2 \rho}{2} \right), \text{ N/m}^2 \quad (4.14)$$

trong đó:

Δp – áp suất tạo ra bởi quạt, N/m^2 ;

p_1, p_2 – áp suất ở buồng hút và đẩy, N/m^2 ;

$\Delta p_h, \Delta p_d$ – tổn thất áp suất trên ống hút và đẩy, N/m²;

w – vận tốc dòng khí ra khỏi mạng, m/s;

p_d, p_h – áp suất tĩnh ở sau và trước quạt, N/m²;

w_d, w_h – vận tốc khí trong ống đẩy và hút, m/s;

ρ – khối lượng riêng của khí, kg/m³.

Phương trình (4.13) giống như các phương trình đã nêu ở trên. Nếu quạt không vận chuyển không khí mà là một loại khí bất kỳ, thì phải đưa thêm khối lượng riêng của khí đó vào phương trình, tức ở vế phải cộng thêm:

$$\Delta p_H = (\rho_{kkk} - \rho_{kk})g.z, \text{ N/m}^2$$

Công suất tiêu thụ của quạt:

$$N = \frac{Q \Delta p}{1000 \eta}, \text{ kW}$$

4.2.1.8. Công nén đoạn nhiệt của máy nén cho 1 kg khí được tính:

$$L = \frac{\kappa}{\kappa - 1} p v_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{(\kappa - 1) \gamma_{\kappa}}{\kappa}} - 1 \right] = \frac{\kappa - 1}{\kappa} R T_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{(\kappa - 1) \gamma_{\kappa}}{\kappa}} - 1 \right], \text{ N.m/kg} \quad (4.15)$$

hoặc

$$L = 427(i_2 - i_1), \text{ kp.m/kg.}$$

Nhiệt độ cuối của quá trình nén được tính theo công thức:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{(\kappa - 1) \gamma_{\kappa}}{\kappa}} \quad (4.16)$$

trong đó

κ – số mũ được tính bằng.

C_p/p_v ;

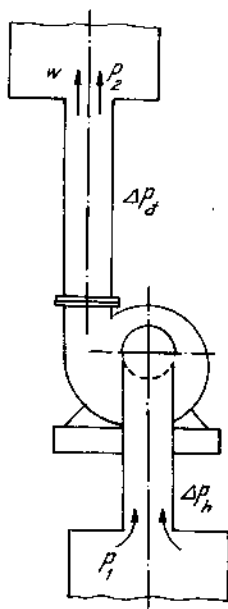
p_1, p_2 – áp suất đầu và cuối của khí nén,

v_1 – thể tích riêng của khí ở điều kiện p_1, T_1 , m³/kg;

i_1, i_2 – hàm nhiệt của khí đầu và cuối quá trình, kcal/kg;

R – hằng số khí bằng 848/M, N.m/kg⁰K;

M – khối lượng mol của khí.



Hình 4.25. Sơ đồ quạt ly tâm

Công suất của động cơ cho máy nén một bậc để nén m kg/h khí từ áp suất p_1 đến p_2 tính theo công thức:

$$N = \frac{m.L}{3600.1000\eta} = \frac{m(i_2 - i_1)}{860\eta}, \text{ kW}$$

4.2.1.9. Năng suất của máy nén một cấp

$$Q = \lambda \frac{F.s.n}{60}, \text{ m}^3/\text{s}$$

Hệ số cung cấp λ được tính:

$$\lambda = (0,8 + 0,95)\lambda_0$$

với
$$\lambda_0 = 1 - \epsilon_0 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{1/m} - 1 \right]$$

ở đây ϵ_0 - hệ số quan hệ giữa vùng chết và vùng nén;

m - hệ số nở ở vùng chết.

4.2.1.10. Đối với máy nén nhiều cấp (n bậc) công nén được tính:

$$L = np_1 v_1 \frac{x-1}{nx} \left[\frac{p_2}{p_1} - 1 \right] = nRT_1 \frac{x-1}{nx} \left[\frac{p_2}{p_1} - 1 \right], \text{ N.m/kg}$$

hoặc
$$L = 427(\Delta i_1 + \Delta i_2 + \dots + \Delta i_n), \text{ kp.m/kg} \quad (4.17)$$

Tương tự công suất được tính:

$$N = \frac{1,69m.L}{3600.1000} = \frac{1,69mRT_1 \ln \frac{p_2}{p_1}}{3600.1000}, \text{ kW} \quad (4.18)$$

Số 1,69 là hệ số thực nghiệm phân biệt với quá trình nén đẳng nhiệt.

4.2.2. Ví dụ

4.2.2.1. Áp kế trên ống đẩy chỉ 3,8 at. Chân không kế trên ống hút chỉ 210 torr. Khoảng cách giữa áp kế và chân không kế 410 mm. Đường kính ống hút 350 mm và ống đẩy 300 mm. Lưu lượng nước trong ống 12 m³/ph. Cần xác định áp suất bơm tạo ra.

GIẢI:

Từ công thức (4.7), ta có:

$$H = \frac{(p_d - p_h)}{\rho g} + H_0 + \frac{w_d^2 - w_h^2}{2g}, \text{ m}$$

trong đó vận tốc của nước trong ống hút:

$$w_h = \frac{v}{f} = \frac{12}{60.0,785.0,35^2} \approx 2,08 \text{ m/s}$$

trong ống đẩy:

$$w_d = \frac{12}{60.0,785.0,3^2} \approx 2,83 \text{ m/s}$$

Áp suất trong ống đẩy:

$$p_d = 3,8 + 1 = 4,8 \text{ at}$$

Áp suất trong ống hút:

$$p_h = 735,6 - 210 = 525,6 \text{ torr} = 0,71 \text{ at}$$

Áp suất do bơm tạo ra:

$$H = \frac{4,8.9,81.10^4 - 0,71.9,81.10^4}{1000.9,81} + 0,41 + \frac{2,83^2 - 2,08^2}{2.9,81} \approx 41,5 \text{ m}$$

4.2.2.2. Một bơm pittông đơn giản có đường kính pittông 160 mm, khoảng chạy 200 mm được dùng để bơm chất lỏng có khối lượng riêng 930 kg/m^3 . Năng suất bơm 430 l/ph. Chất lỏng từ bể chứa có áp suất khí quyển được bơm vào thiết bị có áp suất 3,2 at ở chiều cao là 19,5 m. Tổn thất áp suất ở ống hút 1,7 m, ở ống đẩy 8,6 m.

Cần xác định số vòng quay của bơm và công suất của động cơ, nếu lấy hiệu suất bơm là 0,80, hiệu suất truyền động 0,95 và hiệu suất động cơ 0,95. Biết hiệu suất năng suất của bơm 0,85.

GIẢI:

Từ công thức

$$Q_{\min} = \eta_Q \cdot F \cdot s \cdot n$$

Rút ra

$$n = \frac{Q_{\min}}{\eta_Q \cdot F \cdot s}$$

trong đó

$$Q_{\min} = \frac{430}{1000} = 0,43 \text{ m}^3/\text{ph}$$

Tiết diện $F = 0,785 \cdot 0,16^2 \approx 0,02 \text{ m}^2$

vậy

$$n = \frac{0,43}{0,85.0,02.0,2} \approx 126 \text{ vg/ph}$$

Áp suất do bơm tạo ra theo công thức (4.6) có:

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + H_u + h_p$$

$$H = \frac{3,2 \cdot 10^4}{930} + 19,5 + 10,3 \approx 64,2 \text{ m}$$

Công suất động cơ được tính:

$$N = \frac{Q \cdot \rho \cdot H}{102 \cdot \eta} = \frac{0,43 \cdot 930 \cdot 64,2}{102 \cdot 0,72} \approx 5,83 \text{ kW}$$

Giá trị 0,72 hiệu suất chung của động cơ được tính:

$$\eta = 0,080 \cdot 0,95 \cdot 0,95 \approx 0,72$$

Ngoài ra cần nhân thêm hệ số dự trữ β từ bảng 4.1 ta có:

$$N = 5,83 \cdot 1,17 \approx 6,82 \text{ kW}$$

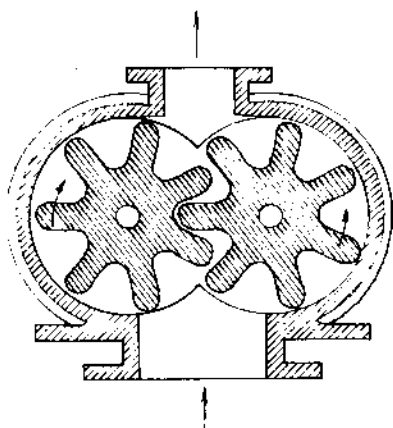
4.2.2.3. Cần xác định hiệu suất của bơm răng khía, số vòng quay 440 vg/ph. Số lượng răng khía là 12. Bề rộng mỗi răng 42 mm. Tiết diện khe răng 960 mm². Năng suất bơm 312 l/ph.

GIẢI:

Năng suất của bơm răng khía được tính theo công thức:

$$Q = \eta_Q \frac{2f \cdot b \cdot z \cdot n}{60}, \text{ m}^3/\text{s}$$

trong đó η_Q – hiệu suất;
 f – tiết diện khe răng, m²;
 b – bề rộng của răng, m;
 z – số lượng răng khía;
 n – số vòng quay, vg/ph.



Hình 4.26. (ví dụ 4.2.2.7)

Năng suất lý thuyết tính được:

$$Q_{lt} = \frac{2f \cdot b \cdot z \cdot n}{60} = \frac{2 \cdot 0,00096 \cdot 0,042 \cdot 12 \cdot 440}{60} \approx 0,0071 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Năng suất thực tế: $Q_{lt} = 312 \text{ l/ph} = \frac{312}{1000 \cdot 60} = 0,052 \text{ m}^3/\text{s}.$

Từ đó tính được hiệu suất η_Q là:

$$\eta_Q = \frac{Q_{lt}}{Q_{lt}} = \frac{0,0052}{0,0071} \approx 0,73$$

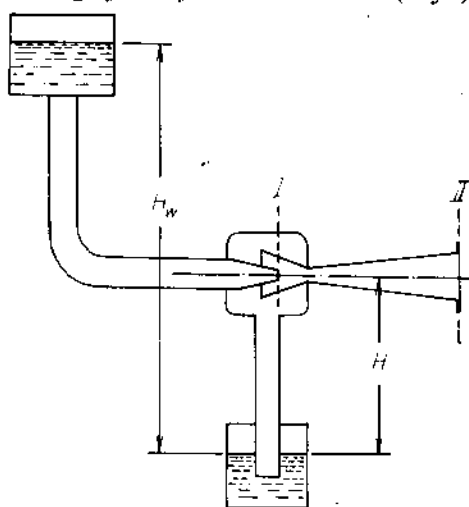
4.2.2.4. Cần tính áp suất chân không lý thuyết mà bơm tia (tuye) tạo ra.

Đầu ra của ống loa có áp suất khí quyển. Vận tốc tia nước tạo ra ở đây là 2,7 m/s; đường kính 23 mm ở mặt cắt I và ở mặt cắt II là 50 mm.

GIẢI:

Phương trình Bernoulli ở mặt cắt I và II:

$$\begin{aligned} Z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} &= \\ &= Z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} \end{aligned}$$



Hình 4.27. (ví dụ 4.2.2.4)

Vì mặt nằm ngang nên $Z_1 = Z_2$, mặt khác:

$$w_1 = \frac{f_2}{f_1} w_2 \text{ (phương trình lưu lượng).}$$

Rút ra:

$$p_1 = p_2 + \frac{(w_2^2 - w_1^2)\rho}{2} = 9,81 \cdot 10^4 + \frac{2,7^2 - 12,8^2}{2} \cdot 1000 = 19825 \text{ N/m}^2$$

ở đây

$$w_1 = \left(\frac{50}{23}\right)^2 \cdot 2,7 \approx 12,8 \text{ m/s}$$

Như vậy, áp suất chân không bơm tia đạt được là:

$$p_1 = 19825 \text{ N/m}^2 = 0,202 \text{ at, tức độ chân không } 0,8 \text{ at.}$$

4.2.2.5. Dùng một quạt để vận chuyển nitơ có khối lượng riêng $1,2 \text{ kg/m}^3$ từ buồng góp. Cần tính áp suất của quạt. Áp suất dư trong buồng góp $60 \text{ mmH}_2\text{O}$. Áp suất nơi nitơ đến $74 \text{ mmH}_2\text{O}$. Tổn thất áp suất trong ống hút $19 \text{ mmH}_2\text{O}$, trong ống đẩy $35 \text{ mmH}_2\text{O}$. Vận tốc chảy của nitơ trong ống đẩy $11,2 \text{ m/s}$.

GIẢI:

Áp suất được quạt tạo ra là:

$$\Delta p = (p_2 - p_1) + (\Delta p_h + \Delta p_d) + \frac{w^2 \rho}{2}, \text{ N/m}^2$$

Hiệu số áp suất giữa buồng góp và nơi đến:

$$p_2 - p_1 = 76 - 60 = 14 \text{ mmH}_2\text{O}$$

Tổng tổn thất áp suất trong ống hút và đẩy:

$$\Delta p_h + \Delta p_d = 19 + 35 = 54 \text{ mmH}_2\text{O}$$

Thế năng vận tốc ở đầu ra ống đẩy:

$$\frac{w^2 \rho}{2} = \frac{11,2^2 \cdot 1,2}{2} \approx 75,26 \text{ N/m}^2 = 7,7 \text{ mmH}_2\text{O}$$

Vậy áp suất của quạt là:

$$\Delta p = 14 + 54 + 7,7 = 75,7 \text{ mmH}_2\text{O} = 742,6 \text{ N/m}^2$$

4.2.2.6. Trong ống hút của quạt ly tâm có độ chân không 15,8 mmH₂O. Một áp kế đặt trên ống đẩy chỉ áp suất dư là 20,7 mmH₂O. Lưu lượng kế đo được năng suất 3700 m³/h. Ống hút và đẩy có cùng đường kính. Quạt có số vòng quay 960 vg/ph và công suất 0,77 kW.

Cần xác định áp suất mà quạt đã tạo ra và hiệu suất của nó. Năng suất của quạt thay đổi như thế nào nếu số vòng quay đạt được 1150 vg/ph và công suất mới là bao nhiêu?

GIẢI:

Áp suất do quạt tạo ra được tính:

$$\Delta p = \left(p_d + \frac{w_d^2 \rho}{2} \right) - \left(p_h + \frac{w_h^2 \rho}{2} \right), \text{ N/m}^2$$

Vì ống hút và đẩy có cùng đường kính nên thế năng vận tốc bằng nhau.

Vì vậy:

$$\Delta p = p_d - p_h = 20,7 - (-15,8) = 36,5 \text{ mmH}_2\text{O}$$

Năng suất của quạt:

$$Q = \frac{3700}{3600} \approx 1,03 \text{ m}^3/\text{s}$$

Công suất lý thuyết ($\eta = 1$).

$$N_{lt} = \frac{1,03 \cdot 36,5}{102} \approx 0,369 \text{ kW}$$

Hiệu suất của quạt:

$$\eta = \frac{N_{lt}}{N_{tt}} = \frac{0,369}{0,77} \approx 0,48$$

Năng suất của quạt ở số vòng quay $n_2 = 1150$ vg/ph

$$Q_2 = Q_1 \cdot \frac{n_2}{n_1} = 3700 \cdot \frac{1150}{960} \approx 4432,3 \text{ m}^3/\text{h}$$

Công suất quạt ở số vòng quay mới:

$$N_2 = N_1 \left(\frac{n_2}{n_1} \right)^3 = 0,77 \left(\frac{1150}{960} \right)^3 = 1,324 \text{ kW}$$

4.2.2.7. Tính công lý thuyết ở máy nén để nén 1 m³ không khí từ 1 at lên:

a) 1,1 at và b) 5 at.

Công được tính theo công thức nhiệt động của nén đoạn nhiệt cũng như theo công thức của thủy khí động lực với giả thiết không khí không bị nén ép.

GIẢI:

Trường hợp a:

$$p_1 = 1,0 \text{ at và } p_2 = 1,1 \text{ at}$$

$$\text{hoặc } p_1 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2 \text{ và } p_2 = 1,1 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2.$$

Công được tính theo công thức (ở trạng thái hút):

$$L_{\text{đo}} = \frac{\kappa}{\kappa - 1} p_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\kappa - 1}{\kappa}} - 1 \right], \text{ N.m/m}^3$$

Đối với không khí $\kappa = 1,4$ (tra ở bảng PL.1 trong cuốn "Tính toán quá trình, thiết bị công nghệ hoá chất và thực phẩm", Tập 1), vậy:

$$L_{\text{đo}} = \frac{1,4}{0,4} \cdot 9,81 \cdot 10^4 \left(1,1^{0,4/1,4} - 1 \right) = 9622,55 \text{ N.m/m}^3$$

Công được tính theo thủy động lực:

$$L_h = Q \cdot \Delta p$$

$$\text{trong đó } \Delta p = 1,1 - 1 = 0,1 \text{ at} = 9,81 \cdot 10^3 \text{ N/m}^2;$$

$$L_h = 9,81 \cdot 10^3 \cdot 1 = 9,81 \cdot 10^3 \text{ N.m/m}^3$$

Trường hợp b:

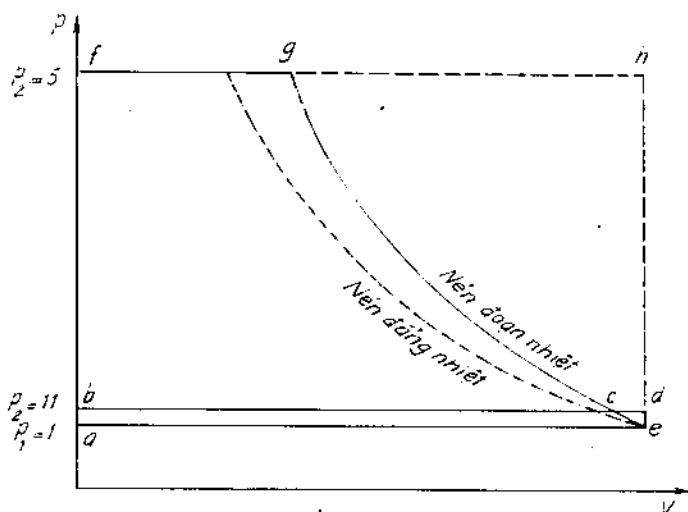
$$p_1 = 1,0 \text{ at} = 9,81 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2; p_2 = 5 \text{ at} = 49,1 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2.$$

Tính theo công thức nhiệt động:

$$L_{\text{đo}} = \frac{1,4}{0,4} \cdot 9,81 \cdot 10^4 \left(5^{0,4/1,4} - 1 \right) = 204218,4 \text{ N.m/m}^3$$

Tính theo công thức thủy động lực:

$$L_h = (5 - 1) \cdot 9,81 \cdot 10^4 \cdot 1 = 39,24 \cdot 10^4 \text{ N.m/m}^3$$



Hình 4.28. (ví dụ 4.2.2.7)

So sánh kết quả tính toán ở hai phương án, ta thấy ở trường hợp a) có sự sai khác giữa $L_{đo}$ và L_h là 3%. Trong trường hợp này ($p_2/p_1 = 1,1$) tương ứng với quan hệ nén không khí của quạt. Trong những trường hợp như vậy ta có thể lấy nhu cầu năng lượng theo công thức tính của thủy động lực.

Trong trường hợp b) ($p_2/p_1 = 5$) tương ứng với quan hệ của máy nén. Kết quả tính toán sai lệch 100%. Vì vậy nhu cầu năng lượng cho máy nén luôn được tính theo công thức nhiệt động.

Nhìn trên đồ thị của máy nén pittông thể hiện rõ điều này. Diện tích $abce$ (công nén đoạn nhiệt từ 1 đến 1,1 at) gần bằng diện tích $abde$. Nhưng diện tích $afge$ (ở $p_2 = 5$ at) thì quá khác với diện tích $afhe$.

4.2.2.8. Để tạo ra lượng không khí nén ở áp suất dư 4,5 at với lưu lượng 80 kg/h, có thể dùng một máy nén pittông một bậc có đường kính xilanh 190 mm, khoảng chạy 200 mm và số vòng quay 240 vg/ph được không? Nếu vùng chết chiếm 5%. Hệ số mũ lấy 1,25.

GIẢI:

Trước tiên tính năng suất máy nén từ công thức:

$$Q = \lambda \frac{F \cdot s \cdot n}{60}, \text{ m}^3/\text{s}$$

trong đó $\lambda = 0,85\lambda_0 = 0,85[1 - 0,05(5,5^{1/1,25} - 1)] = 0,726.$

$$\text{Vậy } Q = \frac{0,726 \cdot 0,18^2 \cdot 3,14 \cdot 0,2 \cdot 240}{4 \cdot 60} \approx 0,0148 \text{ m}^3/\text{s} \approx 53,18 \text{ m}^3/\text{h}$$

Giả dụ không khí được nén ở 20°C có khối lượng riêng $1,20 \text{ kg/m}^3$. Khi đó lượng không khí tính theo khối lượng là:

$$53,18 \cdot 1,2 \approx 63,8 \text{ kg/h.}$$

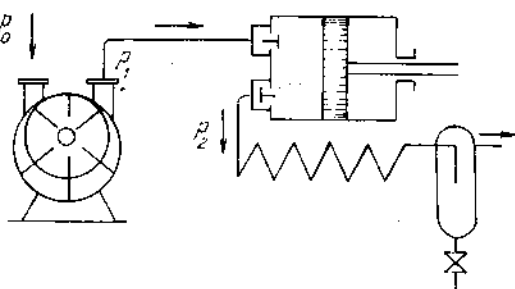
Như vậy máy nén không thể làm việc ở điều kiện đầu bài, với năng suất 80 kg/h . Để có thể dùng nó ở điều kiện đạt năng suất 80 kg/h phải:

- số vòng quay tăng từ 240 vg/ph tăng lên $(80/63,8) \cdot 240 \approx 301 \text{ vg/ph}$.
- hoặc không khí trước khi vào máy nén phải được một quạt nâng từ áp suất khí quyển lên áp suất $80/63,8 \approx 1,254 \text{ at}$.

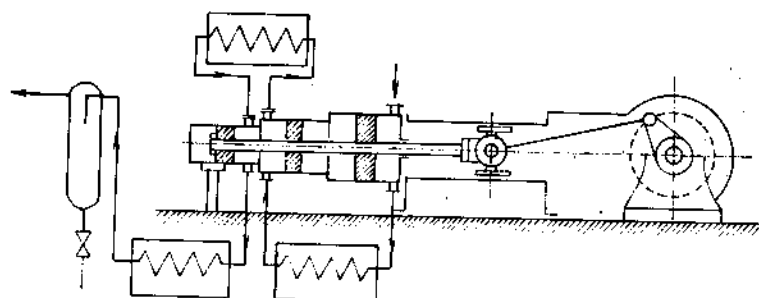
Cả hai trường hợp đều có liên quan đến tác dụng cơ học. Do đó phải có sự kiểm tra.

4.2.2.9. Dùng máy nén để nén khí metan đến áp suất 55 at với năng suất $210 \text{ m}^3/\text{h}$ (tiêu chuẩn). Khí được nén ở áp suất thường và nhiệt độ 18°C , cần xác định:

- số bậc của máy nén và phân bố áp suất ở mỗi bậc;
- công suất máy nén ở hiệu suất $0,7$;
- lượng nước lạnh cần dùng để làm lạnh, nếu được đun nóng lên 10°C .



Hình 4.29. (ví dụ 4.2.2.8)



Hình 4.30. (ví dụ 4.2.2.9)

GIẢI:

a) Ở tỷ số nén khoảng 4 ở mỗi bậc thì số bậc cần thiết của máy nén là 3. Theo phương trình tính số bậc:

$$n = \frac{\lg p_2 - \lg p_1}{\lg x} = \frac{\lg 55}{\lg 4} = 2,9$$

Nếu chọn 3 bậc, ta cần tính chính xác tỷ số nén (hình 4.30):

$$x = \sqrt[3]{55} \approx 3,8$$

Vậy sự phân bố áp suất trong mỗi bậc sẽ là:

$$\text{bậc I: } p_1 = 1 \text{ at; } p_2 = 3,8 \text{ at}$$

$$\text{bậc II: } p_1 = 3,8 \text{ at; } p_2 = 14,45 \text{ at}$$

$$\text{bậc III: } p_1 = 14,45 \text{ at; } p_2 = 55 \text{ at}$$

b) Công lý thuyết được tính theo công thức:

$$L_{\text{do}} = nRT_1 \frac{x}{x-1} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{x-1}{x}} - 1 \right], \text{ N.m/kg}$$

Từ bảng PL.1 (trong cuốn "Tính toán quá trình, thiết bị trong công nghệ hoá chất và thực phẩm", Tập 1) đối với metan:

$$x = 1,31; R = 52,9 \text{ kp.m/kg}^\circ\text{K};$$

$$\rho_0 = 0,717 \text{ kg/m}^3 \text{ (tiêu chuẩn).}$$

Với giả thiết qua thiết bị gia nhiệt trung gian metan hạ nhiệt độ xuống 30°C ta có:

$$L_{\text{do}} = 3.52,9.303 \frac{1,31}{0,31} (55^{0,31/1,31} - 1) \approx 75677,7 \text{ kp.m/kg} = 742398,5 \text{ N.m/kg}$$

Công suất máy nén:

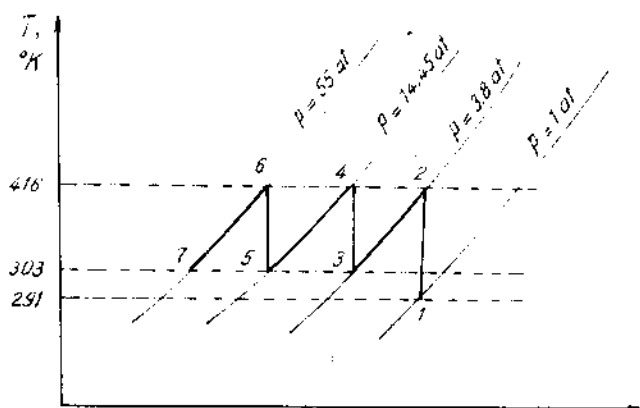
$$N = \frac{m.L_{\text{do}}}{3600.102\eta} = \frac{210.0,717.75677,7}{3600.102.0,7} = 44,33 \text{ kW}$$

c) Để xác định lượng nước lạnh cần thiết của máy nén ta cần tính nhiệt độ ở bậc I và II. Theo đầu bài nhiệt độ metan vào bậc I là 18°C và theo giả thiết vào bậc II và III là 30°C . Do nhiệt độ vào ở bậc I là $18^\circ\text{C} < 30^\circ\text{C}$ nên nhiệt độ ra (điểm 2) của bậc I thấp hơn một chút (hình 4.31).

Nhiệt độ cuối các bậc được tính:

$$T_2 = T_1 \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{x-1}{x}} = 303.3,8^{0,31/1,31} = 416^\circ\text{K} = 143^\circ\text{C}$$

Chấp nhận nhiệt dung riêng của metan ở các bậc như nhau (bỏ qua ảnh hưởng của áp suất) và bằng $0,531 \text{ kcal/kg}^\circ\text{K} = 2,22 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$ (tra bảng PL.1, trong cuốn "Tính toán quá trình, thiết bị trong công nghệ hoá chất và thực phẩm", Tập 1).



Hình 4.31. (ví dụ 4.2.2.9)

Lượng nhiệt được dùng cho ba thiết bị gia nhiệt:

$$Q = 3 \cdot 210 \cdot 0,717 \cdot 0,531 (143 - 30) \approx 27103,96 \text{ kcal/h} \approx 113430 \text{ kJ/h.}$$

Lượng nhiệt này cũng có thể tính cách khác, nếu coi công nén tương đương :

$$Q = \frac{L_{\text{đo}} V \cdot \rho}{427} = \frac{75677,7 \cdot 210 \cdot 0,717}{427} \approx 26685,7 \text{ kcal/h} \approx 111679,6 \text{ kJ/h}$$

Nếu nước được đun nóng 10°C , thì lượng nước cần thiết là:

$$m = \frac{27103,96}{10} \approx 2710,4 \text{ kg/h (coi } C_p \text{ của nước } 1 \text{ kcal/kg}^\circ\text{K)}$$

4.2.2.10. Dùng máy nén pittông để tạo chân không ở 0,9 at. Chấp nhận nén đa biến với $m = 1,25$. Cần tính công lý thuyết cho:

- a) thời điểm có độ chân không 0,1 at, tức áp suất 0,9 at;
- b) áp suất trong thiết bị 0,3 at;
- c) áp suất 0,1 at, tức đạt độ chân không 0,9 at.

GIẢI:

Công lý thuyết được tính theo công thức:

$$L = \frac{m}{m-1} p_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right], \text{ N.m/m}^3$$

$$a) \frac{p_2}{p_1} = \frac{1}{0,9} \approx 1,11$$

$$L = \frac{1,25 \cdot 10^4}{0,25} \cdot 0,9 [1,11^{0,25/1,25} - 1] = 949,1 \text{ kp.m/m}^3 = 9310,8 \text{ N.m/m}^3$$

$$b) \frac{p_2}{p_1} = \frac{1}{0,3} \approx 3,33$$

$$L = \frac{1,25 \cdot 10^4}{0,25} \cdot 0,9 [3,33^{0,25/1,25} - 1] = 4080 \text{ kp.m/m}^3 = 40025,5 \text{ N.m/m}^3$$

$$c) \frac{p_2}{p_1} = \frac{1}{0,1} \approx 10$$

$$L = \frac{1,25 \cdot 10^4}{0,25} \cdot 0,1 [10^{0,25/1,25} - 1] = 2924,5 \text{ kp.m/m}^3 = 28689 \text{ N.m/m}^3$$

Qua kết quả tính toán ta thấy công suất của bơm chân không có điểm cực đại. Vì vậy, khi tính công suất của động cơ ta phải tính với giá trị cực đại này.

4.2.3. Bài tập

4.2.3.1. Dùng bơm để vận chuyển axit sunfuric 30%. Áp kế trên ống đẩy chỉ 1,8 kp/cm², chân không kế trên ống hút chỉ 29 torr. Khoảng cách giữa hai điểm đặt áp kế và chân không kế là 0,5 m. Đường kính ống hút và ống đẩy bằng nhau. Tính áp suất toàn phần của bơm.

ĐÁP SỐ:

Áp suất toàn phần của bơm $H = 15,6 \text{ m}$.

4.2.3.2. Chất lỏng có khối lượng riêng 960 kg/m³ được bơm vận chuyển từ bể chứa có áp suất thường đến thiết bị có áp suất dư 37 at. Chiều cao cần vận chuyển là 16 m. Tổng tổn thất qua trở lực trên ống hút và ống đẩy là 65,6 m. Xác định áp suất bơm tạo ra.

ĐÁP SỐ:

Áp suất bơm tạo ra: 467 m.

4.2.3.3. Dùng bơm để vận chuyển dầu mazút có khối lượng riêng tương đối 0,9 với năng suất 380 l/ph. Áp suất toàn phần 30,8 m. Công suất của động cơ điện 2,5 kW. Tính hiệu suất của bơm.

ĐÁP SỐ:

Hiệu suất của bơm $\eta = 0,69$.

4.2.3.4. Dùng bơm có năng suất 14 l/s để bơm chất lỏng có khối lượng riêng tương đối 1,16. Áp suất toàn phần 58 m. Hiệu suất của bơm 0,64, hiệu suất truyền động 0,97 và hiệu suất động cơ 0,95. Tính công suất của động cơ?

ĐÁP SỐ:

Công suất của động cơ: 18,2 kW.

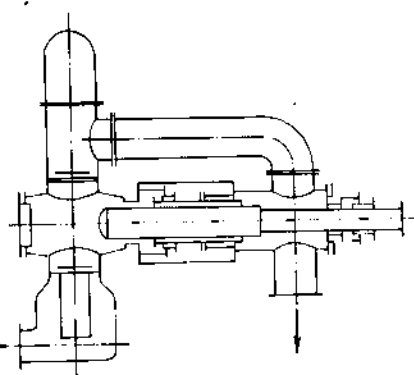
4.2.3.5. Bơm pittông đặt ở độ cao cách mặt nước biển 300 m. Tổn thất áp suất ống hút 5,5 mH₂O. Chiều cao hút 3,6 m. Ở nhiệt độ nào của nước bơm có thể làm việc được?

ĐÁP SỐ:

Ở nhiệt độ của nước: 43°C.

4.2.3.6. Cần xác định lượng chất lỏng được bơm vì sai vận chuyển (hình 4.32).

Đường kính của pittông lớn 340 mm và của pittông nhỏ 240 mm. Khoảng cách của pittông là 480 mm. Số vòng quay của trục động cơ 60 vg/ph. Hiệu suất chung 0,85. Cần xác định lượng chất lỏng qua pittông lớn và nhỏ.



Hình 4.32. (bài tập 4.2.3.6)

ĐÁP SỐ:

Năng suất bơm: 2,22 m³/ph. Lượng chất lỏng ở phía pittông lớn là 0,0184 m³/s và ở phía pittông nhỏ là 0,0186 m³/s.

4.2.3.7. Dùng bơm pittông kép để vận chuyển chất lỏng đến đồ đầy bể chứa có đường kính 3 m và cao 2,6 m. Thời gian bơm là 25,6 ph. Đường kính của pittông 180 mm. Cán pittông 50 mm. Bán kính quay 145 mm, số vòng quay 55 vg/ph. Xác định hiệu suất của bơm?

ĐÁP SỐ:

Hiệu suất của bơm 0,89.

4.2.3.8. Dùng bơm ly tâm có số vòng quay 1800 vg/ph để vận chuyển nước ở 30°C với năng suất 140 m³/s. Áp suất khí quyển là 745 torr. Tổn thất áp suất ở ống hút là 4,2 m. Tính chiều cao hút lý thuyết.

ĐÁP SỐ:

Chiều cao hút lý thuyết: $H_1 \leq 2,4$ m.

4.2.3.9. Khi vận chuyển nước với năng suất 280 l/ph bằng bơm ly tâm có áp suất toàn phần là $H = 18$ m. Dùng bơm này để vận chuyển chất lỏng có khối lượng riêng tương đối là 1,06 với năng suất 15 m³/h qua ống dẫn có đường kính 70 x 2,5 mm từ bể chứa có áp suất thường đổ vào thiết bị có áp suất dư 0,3 at ở độ cao so với bể chứa là 8,5 m. Chiều dài ống dẫn (kể cả chiều dài tương đương với trở lực cục bộ) là 124 m. Hệ số ma sát của ống dẫn là 0,03 có phù hợp không? Ngoài ra cũng cần tính công suất của động cơ điện, nếu hiệu suất của bơm là 0,55.

ĐÁP SỐ:

Ở điều kiện đầu bài bơm được dùng thích hợp. Công suất động cơ là 1,8 kW.

4.2.3.10. Bơm ly tâm được dùng để bơm nước có đặc tuyến $Q = 56$ m³/h ; $H = 42$ m; $N = 10,9$ kW ở $n = 1140$ vg/ph. Cần xác định :

a) hiệu suất của bơm;

b) năng suất, áp suất và công suất cần thiết ở $n = 1450$ vg/ph, nếu hiệu suất không thay đổi.

ĐÁP SỐ:

a) Hiệu suất $\eta = 0,59$;

b) $Q = 71,2$ m³/h; $H = 68$ m; $N = 22,5$ kW.

4.2.3.11. Quan hệ $Q-H$ của bơm ly tâm cho:

Q , l/ph	0	100	200	400	500
H , m	37,2	38,0	37	34,5	28,5

Tính lượng chất lỏng được bơm lên cao 4,8 m qua ống dẫn có đường kính 76 x 4 mm và dài 355 m (kể cả chiều dài tương đương với trở lực cục bộ). Hệ số ma sát trong ống dẫn $\lambda = 0,03$, chênh lệch áp suất ở ống hút và ống đẩy $\Delta p = 0$. (Nêu đặc tuyến của bơm và ống dẫn để tìm chế độ làm việc). Tính năng suất của bơm, nếu chiều cao cần bơm lên là 19 m.

ĐÁP SỐ:

Lượng chất lỏng được bơm vận chuyển là $Q_1 = 400$ l/ph.

Năng suất của bơm ở chiều cao 19 m là $Q_2 = 300$ l/ph.

4.2.3.12. Tính năng suất của bơm răng khía. Các số liệu cho: số vòng quay $n = 650$ vg/ph; số răng khía: 12; bề rộng bánh răng 33 mm, tiết diện phần rỗng: $7,85 \text{ cm}^2$; hiệu suất chung 0,7.

ĐÁP SỐ:

Năng suất 258 l/ph.

4.2.3.13. Dùng bơm tuye để vận chuyển dung dịch có khối lượng riêng tương đối 1,06 từ bể chứa dưới mặt đất với năng suất 2,5 l/ph. Chiều cao cần bơm là 3,8 m. Nước được dùng cho bơm tuye có áp suất dư 1,9 at. Hiệu suất của bơm 0,15. Tính lượng nước tiêu thụ trong quá trình bơm.

ĐÁP SỐ:

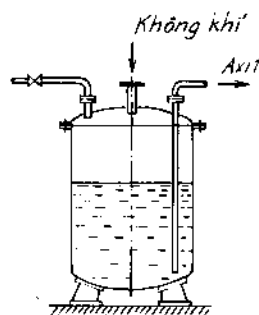
Lượng nước được dùng 18,3 m³/h.

4.2.3.14. Dùng không khí nén để vận chuyển axit sunfuric có khối lượng riêng tương đối 1,78 từ bể chứa lên cao 21 m (hình 4.33).

Tính áp suất của khí nén?

ĐÁP SỐ:

Áp suất dư 375 at.



Hình 4.33. (bài tập 4.2.3.14)

4.2.3.15. Dùng quạt để vận chuyển không khí ở áp suất thường với năng suất 12500 m³/h. Tính lượng không khí được vận chuyển vào mùa đông có nhiệt độ -15°C và vào mùa hè có nhiệt độ 30°C .

ĐÁP SỐ:

Lượng không khí được vận chuyển vào mùa đông 17090 kg và vào mùa hè 14600 kg.

4.2.3.16. Để vận chuyển không khí ở áp suất thường có nhiệt độ 18°C vào trong phòng có áp suất dư 43 mmH₂O thì quạt phải có áp suất bao nhiêu? Tổn thất áp suất trên đường ống là 28 mmH₂O. Vận tốc dòng khí trong ống dẫn 11,5 m/s.

ĐÁP SỐ:

Áp suất của quạt là 80 mmH₂O.

4.2.3.17. Tính công suất động cơ cho quạt có năng suất $110\text{ m}^3/\text{ph}$; áp suất chung là $85\text{ mmH}_2\text{O}$; hiệu suất chung của quạt $0,47$.

ĐÁP SỐ:

Công suất động cơ $4,2\text{ kW}$.

4.2.3.18. Quạt ly tâm tạo ra áp suất $44\text{ mmH}_2\text{O}$ để vận chuyển $3200\text{ m}^3/\text{h}$ không khí. Quạt có số vòng quay $n = 960\text{ vg/ph}$, tiêu tốn công suất $0,8\text{ kW}$. Tính năng suất, áp suất và công suất khi quạt làm việc ở số vòng quay 1250 vg/ph . Ngoài ra cần xác định hiệu suất của quạt.

ĐÁP SỐ:

$Q = 4170\text{ m}^3/\text{h}$; $\Delta p = 74,8\text{ kp/m}^2$; $N = 1,78\text{ kW}$; $\eta = 0,48$.

4.2.3.19. Tính lượng không khí quạt đã vận chuyển nếu nó được mắc vào hệ thống (mạng). Khi lưu lượng $1000\text{ m}^3/\text{h}$ thì tổn thất áp suất (gồm $\Delta p_w + \Delta p_m + \Delta p_{cb}$) là $27\text{ mmH}_2\text{O}$. Biết rằng hiệu số áp suất giữa ống hút và ống đẩy là $20\text{ mmH}_2\text{O}$.

ĐÁP SỐ:

Lượng không khí được quạt vận chuyển trong mạng là $940\text{ m}^3/\text{h}$.

4.2.3.20. Như bài 4.2.3.19, nhưng ở năng suất $1350\text{ m}^3/\text{h}$ có tổn thất áp suất (gồm $\Delta p_w + \Delta p_m + \Delta p_{cb}$) là 17 kp/m^2 , và chênh lệch áp suất giữa ống hút và ống đẩy là $13\text{ mmH}_2\text{O}$.

Tính lượng không khí được vận chuyển.

ĐÁP SỐ:

Lượng không khí được vận chuyển là $1650\text{ m}^3/\text{h}$.

4.2.3.21. Tính số vòng quay của quạt có số liệu:

$Q, \text{ m}^3/\text{h}$	100	350	700	1000	1600	2000
$\Delta p, \text{ mmH}_2\text{O}$	45,8	43,2	44	43,5	39,5	32,2

Để vận chuyển $1500\text{ m}^3/\text{h}$ không khí trong hệ thống có tổn thất áp suất chung là $43\text{ mmH}_2\text{O}$.

ĐÁP SỐ:

Số vòng quay của quạt là 1500 vg/ph .

4.2.3.22. Tính hoặc tra trên đồ thị $T-S$ nhiệt độ của không khí khi nén đoạn nhiệt từ 1 đến $3,5\text{ at}$. Nhiệt độ không khí ban đầu là 0°C . Tính công nén của 1 kg khí.

ĐÁP SỐ:

Nhiệt độ của không khí sau khi nén là 117°C . Công nén đoạn nhiệt là 1200 kp/m .

4.2.3.23. Tính công suất tiêu thụ của máy nén pittông để nén cacbon đioxit từ 20 at đến 70 at với năng suất $5,6 \text{ m}^3/\text{h}$ (theo trạng thái hút). Nhiệt độ dầu -15°C . Hiệu suất máy nén 0,65 (biểu đồ $t-S$ của cacbon đioxit tra ở hình PL.23, trong cuốn "Tính toán quá trình, thiết bị trong công nghệ hoá chất và thực phẩm", Tập 1).

ĐÁP SỐ:

Công suất máy nén 7 kW .

4.2.3.24. Tính hiệu suất thể tích của máy nén (bài tập 4.2.3.23), biết khoảng hại chiếm 6% thể tích. Chỉ số đa biến $m = 1,2$.

ĐÁP SỐ:

Hiệu suất của máy nén là 0,89.

4.2.3.25. Tính năng suất và công suất của máy nén pittông một bậc. Pittông có đường kính 250 mm, khoảng chạy 275 mm. Khoảng hại chiếm 5,4% thể tích. Số vòng quay của trục 300 vg/ph. Không khí được nén ở áp suất khí quyển đến 4 at. So với chỉ số đoạn nhiệt, chỉ số đa biến nhỏ hơn 10%. Nhiệt độ ban đầu là 25°C . Hiệu suất nén đoạn nhiệt là 0,72.

ĐÁP SỐ:

Năng suất $Q = 3,21 \text{ m}^3/\text{ph}$; công suất $N = 12,9 \text{ kW}$.

4.2.3.26. Sự thay đổi của năng suất và công suất máy nén ở bài 4.2.3.25 như thế nào, nếu trước khi vào máy nén không khí được qua một quạt có áp suất dư 0,4 at. Áp suất sau khi nén giữ nguyên (4 at).

ĐÁP SỐ:

Năng suất Q tăng đến $5,67 \text{ kg/ph}$.

Công suất N tăng đến 14 kW .

4.2.3.27. Tính áp suất cuối của máy nén pittông một cấp dùng cho etylen, khi hiệu suất thể tích giảm 0,2. Ở ống hút có áp suất thường (1 at). Khoảng hại chiếm 7% thể tích. Sự giãn của khí trong khoảng hại theo nguyên lý nén đoạn nhiệt.

ĐÁP SỐ:

Áp suất cuối của máy nén là 23,3 at.

4.2.3.28. Thực tế cho thấy, dầu máy nén được dùng ở nhiệt độ không quá 160°C . Tính áp suất nén giới hạn của máy nén pittông một cấp? Cho các trường hợp:

a) không khí; b) etan.

Áp suất ở cửa hút là 1 at. Máy nén đoạn nhiệt.

ĐÁP SỐ:

a) với không khí có áp suất nén là 3,67 at.

b) với etan có áp suất nén là 9,3 at.

4.2.3.29. Tính số bậc của máy nén pittông để nén khí nitơ từ 1 at đến 100 at ở nhiệt độ không quá 140°C . Nén đoạn nhiệt. Nhiệt độ đầu 20°C .

ĐÁP SỐ:

Số bậc của máy nén là: 4 bậc.

4.2.3.30. Tính công lý thuyết của máy nén một cấp và hai cấp để nén hydro từ 1,5 at đến 17 at. Nhiệt độ đầu của hydro là 20°C .

ĐÁP SỐ:

Công lý thuyết khi nén một cấp là : $L_1 = 430000 \text{ kp.m}$.

Công lý thuyết khi nén hai cấp là : $L_2 = 354000 \text{ kp.m}$.

4.2.3.31. Dùng máy nén để nén khí vào bình có dung tích 42,4 l. Sau 10,5ph áp suất trong bình tăng từ 0 đến 52 at (theo áp suất dư). Nhiệt độ trong bình tăng từ 17°C đến 37°C . Tính năng suất máy nén theo m^3/h tiêu chuẩn.

ĐÁP SỐ:

Năng suất $10,7 \text{ m}^3/\text{h}$ tiêu chuẩn.

4.2.3.32. Dùng máy nén pittông để nén khí etylen từ 1 at đến 18 at với năng suất $625 \text{ m}^3/\text{h}$ tiêu chuẩn. Tính năng lượng và lượng nước làm lạnh. Hiệu suất nén đoạn nhiệt là 0,75. Ở thiết bị gia nhiệt nước được làm nóng nên nhiệt độ của nước tăng 13°C . Nhiệt độ ban đầu của nước làm lạnh là 20°C .

ĐÁP SỐ:

Nếu dùng máy nén hai cấp có $N = 85 \text{ kW}$ và $Q = 4,4 \text{ m}^3/\text{h}$.

Nếu dùng máy nén ba cấp có $N = 80 \text{ kW}$ và $Q = 3,9 \text{ m}^3/\text{h}$.

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. *Nguyễn Bin*. Cơ sở tính toán quá trình và thiết bị trong công nghệ hoá chất, Tập 1, NXB Khoa học và Kỹ thuật Hà Nội, 1999.
2. *Tập thể tác giả*. Cơ sở các quá trình và thiết bị công nghệ hoá học, Tập 1. Đại học Bách khoa, Hà Nội, 1999.
3. *Tập thể tác giả*. Cơ sở các quá trình và thiết bị công nghệ hoá học, Tập 1. Đại học và trung học chuyên nghiệp, 1970.
4. *Tập thể tác giả*. Sổ tay quá trình và thiết bị công nghệ hoá học, Tập 1. NXB Khoa học và Kỹ thuật, Hà Nội, 1992.
5. *Nguyễn Bin*. Cơ sở tính toán chuyển qui mô thiết bị công nghệ, Đại học Bách khoa, Hà Nội, 1994.
6. Đại học Bách khoa Hà Nội, *Nguyễn Văn May*. Bơm, quạt, máy nén, NXB Khoa học và Kỹ thuật, Hà Nội 1997.
7. *S. Katlanek*. Grundlagen der Verfahrenstechnik. 4. Lehrbrief, VEB Verlag Technik Berlin, 1977.
8. *Autorenkollektiv*. Lehrbuch der Chemischen Verfahrenstechnik. 4. Auflage, VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig. 1980.
9. *A. G. Kassatkin*. Chemische Verfahrenstechnik, Band 1. VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig. 1962.
10. *K. Pawlow, P. G. Romankow, A. A. Noskow*. Beispiel und Übungsaufgaben zur chemischen Verfahrenstechnik, 3. Auflage, VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig. 1966.

MỤC LỤC

	Trang
Lời nói đầu	3
CHƯƠNG 1. KHÁI NIỆM CƠ BẢN	
1.1. ĐỐI TƯỢNG VÀ NHIỆM VỤ CỦA MÔN HỌC	5
1.2. NỘI DUNG	6
1.3. NHỮNG KHÁI NIỆM CHUNG	7
1.3.1. Cân bằng vật liệu	8
1.3.2. Cân bằng nhiệt lượng	9
1.3.3. Năng suất	9
1.3.4. Hiệu suất	10
1.3.5. Cường độ sản xuất	10
1.3.6. Công suất và hiệu suất	10
1.4. HỆ ĐƠN VỊ	11
1.5. THUYẾT ĐỒNG DẠNG VÀ PHƯƠNG PHÁP PHÂN TÍCH THỨ NGUYÊN	12
1.5.1. Thuyết đồng dạng	12
1.5.2. Nhiệm vụ và phương pháp phân tích thứ nguyên	18
1.5.3. Xác định chuẩn số từ phương trình vi phân	27
1.5.4. Ví dụ	28
Phần thứ nhất - CÁC QUÁ TRÌNH THỦY LỰC, THỦY CƠ VÀ CƠ HỌC	
CHƯƠNG 2. NHỮNG KIẾN THỨC CƠ BẢN VỀ THỦY LỰC HỌC	
A. TÍNH LỰC HỌC CỦA CHẤT LỎNG	43
2.1. KHÁI NIỆM VỀ TÍNH LỰC HỌC CỦA CHẤT LỎNG	43
2.2. NHỮNG TÍNH CHẤT VẬT LÝ CỦA CHẤT LỎNG	43
2.2.1. Khối lượng riêng	43
2.2.2. Độ chịu nén ép	45
2.2.3. Áp suất	45

2.3. PHƯƠNG TRÌNH CÂN BẰNG CỦA CHẤT LỎNG	47
2.3.1. Áp suất thủy tĩnh	47
2.3.2. Phương trình vi phân cân bằng Euler	48
2.3.3. Phương trình cơ bản của tĩnh lực học chất lỏng	49
2.3.4. Khái niệm về chiều cao pezômet	50
2.3.5. Thế năng và thế năng riêng của chất lỏng	51
2.4. ỨNG DỤNG CỦA PHƯƠNG TRÌNH CƠ BẢN TĨNH LỰC HỌC CHẤT LỎNG	52
2.4.1. Định luật Pascal	52
2.4.2. Sự cân bằng của chất lỏng trong bình thông nhau	54
2.4.3. Áp lực của chất lỏng lên đáy bình và thành bình	55
2.4.4. Dụng cụ đo áp suất	56
B. ĐỘNG LỰC HỌC CỦA CHẤT LỎNG	58
2.5. KHÁI NIỆM VỀ ĐỘNG LỰC HỌC CỦA CHẤT LỎNG	58
2.5.1. Lưu lượng và vận tốc chuyển động của chất lỏng	58
2.5.2. Độ nhớt và các yếu tố ảnh hưởng lên độ nhớt	60
2.5.2.1. Độ nhớt	60
2.5.2.2. Ảnh hưởng của nhiệt độ và áp suất đến độ nhớt	61
2.5.3. Sức căng bề mặt	64
2.5.4. Chất lỏng phi Newton	64
2.5.4.1. Chất lỏng dẻo	65
2.5.4.2. Chất lỏng biến dạng	65
2.5.4.3. Chất lỏng đàn hồi	65
2.6. CHẾ ĐỘ CHUYỂN ĐỘNG CỦA CHẤT LỎNG	66
2.6.1. Chảy dòng và chảy xoáy	66
2.6.2. Bán kính thủy lực	67
2.6.3. Dòng ổn định và dòng không ổn định	67
2.6.4. Phương trình dòng liên tục	68
2.6.5. Tính lưu lượng trong ống dẫn	70

2.7. CÁC PHƯƠNG TRÌNH CƠ BẢN VỀ CHUYỂN ĐỘNG CỦA CHẤT LỎNG	72
2.7.1. Phương trình vi phân chuyển động của Euler	72
2.7.2. Phương trình Bernoulli	74
2.7.2.1. Thiết lập phương trình Bernoulli	74
2.7.2.2. Ứng dụng phương trình Bernoulli	77
2.7.3. Phương trình Navier – Stokes	87
2.8. TRỞ LỰC TRONG ỐNG DẪN CHẤT LỎNG	88
2.8.1. Trở lực do ma sát chất lỏng lên thành ống	89
2.8.2. Trở lực cục bộ	94
2.8.3. Chọn đường kính ống dẫn	99
2.9. THUYẾT ĐỘNG LỰC HỌC CỦA LỚP HẠT	104
2.9.1. Khái niệm	104
2.9.2. Trở lực của lớp hạt	106
2.9.3. Xác định vận tốc của dòng chảy qua lớp hạt	109
2.10. THUYẾT ĐỘNG LỰC CỦA DÒNG HAI PHA KHÍ - LỎNG	115
2.10.1. Khái niệm	115
2.10.2. Quá trình sục bọt	117
2.10.2.1. Sự hình thành bọt khí	117
2.10.2.2. Sự dâng của bọt trong chất lỏng	121
CHƯƠNG 3. VẬN CHUYỂN CHẤT LỎNG VÀ NÉN KHÍ	
3.1. VẬN CHUYỂN CHẤT LỎNG	127
3.1.1. Các thông số đặc trưng của bơm	127
3.1.1.1. Năng suất của bơm	128
3.1.1.2. Công suất của bơm	128
3.1.1.3. Hiệu suất của bơm	128
3.1.1.4. Áp suất toàn phần và chiều cao hút của bơm	129
3.1.2. Bơm thể tích	132
3.1.2.1. Bơm pittông	132
3.1.2.2. Các loại bơm thể tích khác	147

3.1.3. Bơm ly tâm	148
3.1.3.1. Nguyên tắc làm việc của bơm ly tâm	149
3.1.3.2. Sự chuyển động chất lỏng trong bơm và phương trình cơ bản	151
3.1.3.3. Chiều cao hút của bơm ly tâm	156
3.1.3.4. Hiện tượng xâm thực trong bơm ly tâm	156
3.1.3.5. Năng suất, công suất và hiệu suất của bơm ly tâm	157
3.1.3.6. Định luật tỷ lệ, đặc tuyến của bơm, đặc tuyến đường ống	157
3.1.3.7. Ghép bơm song song, nối tiếp	162
3.1.3.8. Đồng dạng của bơm ly tâm	163
3.1.4. Các loại bơm khác	164
3.1.4.1. Bơm hướng trục	164
3.1.4.2. Bơm xoáy ốc	165
3.1.4.3. Bơm sục khí	166
3.1.4.4. Bơm tia	166
3.1.4.5. Thùng nén	167
3.1.4.6. Ống xiphông	168
3.1.5. So sánh và chọn bơm	168
3.2. VẬN CHUYỂN VÀ NÉN KHÍ	170
3.2.1. Khái niệm chung	170
3.2.2. Máy nén pittông	172
3.2.2.1. Nguyên tắc làm việc máy nén pittông	172
3.2.2.2. Quá trình nén lý thuyết và thực tế	173
3.2.2.3. Máy nén nhiều cấp	176
3.2.2.4. Năng suất và công suất của máy nén	178
3.2.2.5. Cấu tạo máy nén pittông	181
3.2.3. Máy nén và thổi khí kiểu rôto	183
3.2.3.1. Máy nén và thổi khí kiểu cánh trượt	184
3.2.3.2. Máy nén thổi khí kiểu hai guồng quay	184
3.2.4. Máy nén và máy thổi khí kiểu tuabin	185

3.2.4.1. Nguyên tắc làm việc của máy nén, máy thổi khí kiểu tuabin	185
3.2.4.2. Cấu tạo máy nén và máy thổi khí kiểu tuabin	186
3.2.4.3. Công suất và hiệu suất	188
3.2.5. Quạt gió	189
3.2.5.1. Quạt ly tâm	189
3.2.5.2. Quạt hướng trục	192
3.2.6. Bơm chân không (Máy hút chân không)	193
3.2.6.1. Bơm chân không kiểu pittông	194
3.2.6.2. Bơm chân không kiểu rôto	195
3.2.6.3. Bơm chân không kiểu phun tia	197
3.2.6.4. Bơm khuếch tán	198
3.2.7. So sánh và chọn máy nén, máy thổi khí	198
3.3. BỂ CHỨA KHÍ	199

CHƯƠNG 4. VÍ DỤ VÀ BÀI TẬP

4.1. CÁC QUÁ TRÌNH THỦY TÍNH VÀ THỦY ĐỘNG LỰC HỌC	205
4.1.1. Tóm tắt công thức thường dùng	205
4.1.2. Ví dụ	206
4.1.3. Bài tập	224
4.2. BƠM, QUẠT, MÁY NÉN	234
4.2.1. Tóm tắt công thức thường dùng	234
4.2.2. Ví dụ	240
4.2.3. Bài tập	250
Tài liệu tham khảo	257

GS, TSKH NGUYỄN BINH

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

TẬP 1

CÁC QUÁ TRÌNH THỦY LỰC, BƠM QUẠT, MÁY NÉN

Chịu trách nhiệm xuất bản : PGS, TS. TÔ ĐĂNG HẢI
Biên tập : NGUYỄN KIM ANH

6.6C7.1

KHKT-2004

06-167-04

NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT
70 TRẦN HƯNG ĐẠO · HÀ NỘI

**In 700 cuốn, khổ 16x24 cm. In tại Nhà in KHCN.
Giấy phép xuất bản : 06-167 cấp ngày 5/1/2004.
In xong và nộp lưu chiểu tháng 9 năm 2004.**

các qt (thị xã) bị tl trong cu hoà



1 004092 800332

35.000 VNĐ

204101



8 935048 941614

Giá 35.000 đ