

MỤC LỤC

LỜI NÓI ĐẦU	3
PHẦN I. TỔNG QUAN	
I. NHIỆM VỤ CỦA ĐỒ ÁN	4
II. GIỚI THIỆU VỀ NGUYÊN LIỆU	4
III. KHÁI QUÁT VỀ CÔ ĐẶC	4
1. Định nghĩa	4
2. Các phương pháp cô đặc	4
3. Bản chất của sự cô đặc do nhiệt	5
4. Ứng dụng của sự cô đặc	5
IV. THIẾT BỊ CÔ ĐẶC DÙNG TRONG PHƯƠNG PHÁP NHIỆT	5
1. Phân loại và ứng dụng	5
2. Các thiết bị và chi tiết trong hệ thống cô đặc	6
V. LỰA CHỌN THIẾT BỊ CÔ ĐẶC DUNG DỊCH NaOH	7
PHẦN II. THUYẾT MINH QUY TRÌNH CÔNG NGHỆ	7
PHẦN III. TÍNH TOÁN VÀ THIẾT KẾ THIẾT BỊ CHÍNH	9
I. CÂN BẰNG VẬT CHẤT VÀ NĂNG LƯỢNG	9
1. Dữ kiện ban đầu	9
2. Cân bằng vật chất	9
3. Tồn thất nhiệt độ	9
4. Cân bằng năng lượng	11
II. TÍNH KÍCH THƯỚC THIẾT BỊ CÔ ĐẶC	13
A. TÍNH TOÁN TRUYỀN NHIỆT CHO THIẾT BỊ CÔ ĐẶC	13
1. Hệ số cấp nhiệt khi ngưng tụ hơi	13
2. Hệ số cấp nhiệt từ bề mặt đốt đến dòng chất lỏng sôi	14
3. Nhiệt tải riêng phía tường	15
4. Tiến trình tính các nhiệt tải riêng	16
5. Hệ số truyền nhiệt tổng quát K cho quá trình cô đặc	16
6. Diện tích bề mặt truyền nhiệt	16
B. TÍNH KÍCH THƯỚC THIẾT BỊ CÔ ĐẶC	17
1. Tính kích thước buồng bốc	17
2. Tính kích thước buồng đốt	18
3. Tính kích thước các ống dẫn	20
C. TÍNH BỀN CƠ KHÍ CHO CÁC CHI TIẾT CỦA THIẾT BỊ CÔ ĐẶC	21
1. Tính cho buồng đốt	21
2. Tính cho buồng bốc	23
3. Tính cho đáy thiết bị	26
4. Tính cho nắp thiết bị	31

5. Tính mặt bích	32
6. Tính vỉ ống	34
7. Khối lượng và tai treo	36
PHẦN IV. TÍNH TOÁN THIẾT BỊ PHỤ	43
I. THIẾT BỊ GIA NHIỆT	43
1. Hệ số cấp nhiệt khi ngưng tụ hơi	43
2. Hệ số cấp nhiệt từ bề mặt đốt đến dòng chất lỏng sôi	44
3. Nhiệt tải riêng phía tường	45
4. Diện tích bề mặt truyền nhiệt	45
II. THIẾT BỊ NGỪNG TỤ	48
1. Chọn thiết bị ngưng tụ	48
2. Tính thiết bị ngưng tụ	48
III. BỒN CAO VỊ	54
IV. BƠM	56
1. Bơm chân không	56
2. Bơm đưa nước vào thiết bị ngưng tụ	56
3. Bơm đưa dung dịch nhập liệu lên bồn cao vị	58
4. Bơm tháo liệu	60
V. CÁC CHI TIẾT PHỤ	63
1. Lớp cách nhiệt	63
2. Cửa sửa chữa	63
3. Kính quan sát	63
PHẦN V. TÍNH TOÁN GIÁ THÀNH	64
KẾT LUẬN	65
TÀI LIỆU THAM KHẢO	66

LỜI NÓI ĐẦU

Trong kế hoạch đào tạo đối với sinh viên năm thứ tư, môn học Đồ án Quá trình và Thiết bị là cơ hội tốt cho việc hệ thống kiến thức về các quá trình và thiết bị của công nghệ hoá học. Bên cạnh đó, môn này còn là dịp để sinh viên tiếp cận thực tế thông qua việc tính toán, thiết kế và lựa chọn các chi tiết của một thiết bị với các số liệu cụ thể, thông dụng.

Cô đặc chân không một nồi liên tục dung dịch NaOH là đồ án được thực hiện dưới sự hướng dẫn trực tiếp của ThS. Hoàng Minh Nam, bộ môn Quá trình và Thiết bị - khoa Kỹ thuật Hoá học trường Đại học Bách Khoa Thành phố Hồ Chí Minh. Người viết xin chân thành cảm ơn thầy Hoàng Minh Nam cũng như các thầy cô của bộ môn Quá trình và Thiết bị và những người bạn đã nhiệt tình giúp đỡ trong quá trình thực hiện.

Vì Đồ án Quá trình và Thiết bị là đề tài lớn đầu tiên mà một sinh viên đảm nhận nên thiếu sót và hạn chế trong quá trình thực hiện là không tránh khỏi. Do đó, người viết rất mong nhận được thêm góp ý, chỉ dẫn từ thầy cô giáo và bạn bè để củng cố và mở rộng kiến thức chuyên môn.

PHẦN I. TỔNG QUAN VỀ CÔ ĐẶC

I. NHIỆM VỤ CỦA ĐỒ ÁN

- Thiết kế thiết bị cô đặc chân không 1 nồi liên tục để cô đặc dung dịch NaOH.
 - Năng suất nhập liệu: $1 \text{ m}^3/\text{h}$
 - Nồng độ đầu: 18% khối lượng
 - Nồng độ cuối: 30% khối lượng
 - Áp suất ngưng tụ: $P_{ck} = 0,4 \text{ at}$
- Nhiệt độ đầu của nguyên liệu: 30°C (chọn)

II. GIỚI THIỆU VỀ NGUYÊN LIỆU

- Natri hydroxid NaOH nguyên chất là chất rắn màu trắng, có dạng tinh thể, khối lượng riêng $2,13 \text{ g/ml}$, nóng chảy ở 318°C và sôi ở 1388°C dưới áp suất khí quyển. NaOH tan tốt trong nước (1110 g/l ở 20°C) và sự hoà tan toả nhiệt mạnh. NaOH ít tan hơn trong các dung môi hữu cơ như methanol, ethanol... NaOH rắn và dung dịch NaOH đều dễ hấp thụ CO_2 từ không khí nên chúng cần được chứa trong các thùng kín.
- Dung dịch NaOH là một base mạnh, có tính ăn da và có khả năng ăn mòn cao. Vì vậy, ta cần lưu ý đến việc ăn mòn thiết bị và đảm bảo an toàn lao động trong quá trình sản xuất NaOH.
- Ngành công nghiệp sản xuất NaOH là một trong những ngành sản xuất hoá chất cơ bản và lâu năm. Nó đóng vai trò to lớn trong sự phát triển của các ngành công nghiệp khác như dệt, tổng hợp tơ nhân tạo, lọc hoá dầu, sản xuất phèn...
- Trước đây trong công nghiệp, NaOH được sản xuất bằng cách cho Ca(OH)_2 tác dụng với dung dịch Na_2CO_3 loãng và nóng. Ngày nay, người ta dùng phương pháp hiện đại là điện phân dung dịch NaCl bão hoà. Tuy nhiên, dung dịch sản phẩm thu được thường có nồng độ rất loãng, gây khó khăn trong việc vận chuyển đi xa. Để thuận tiện cho chuyên chở và sử dụng, người ta phải cô đặc dung dịch NaOH đến một nồng độ nhất định theo yêu cầu.

III. KHÁI QUÁT VỀ CÔ ĐẶC

1. Định nghĩa

Cô đặc là phương pháp dùng để nâng cao nồng độ các chất hoà tan trong dung dịch gồm 2 hay nhiều cấu tử. Quá trình cô đặc của dung dịch lỏng – rắn hay lỏng – lỏng có chênh lệch nhiệt độ sôi rất cao thường được tiến hành bằng cách tách một phần dung môi (cấu tử dễ bay hơi hơn); đó là các quá trình vật lý – hoá lý. Tùy theo tính chất của cấu tử khó bay hơi (hay không bay hơi trong quá trình đó), ta có thể tách một phần dung môi (cấu tử dễ bay hơi hơn) bằng phương pháp nhiệt độ (đun nóng) hoặc phương pháp làm lạnh kết tinh.

2. Các phương pháp cô đặc

- *Phương pháp nhiệt (đun nóng)*: dung môi chuyển từ trạng thái lỏng sang trạng thái hơi dưới tác dụng của nhiệt khi áp suất riêng phần của nó bằng áp suất tác dụng lên mặt thoáng chất lỏng.

- *Phương pháp lạnh*: khi hạ thấp nhiệt độ đến một mức nào đó, một cấu tử sẽ tách ra dưới dạng tinh thể của đơn chất tinh khiết; thường là kết tinh dung môi để tăng nồng độ chất tan. Tùy tính chất cấu tử và áp suất bên ngoài tác dụng lên mặt thoáng mà quá trình kết tinh đó xảy ra ở nhiệt độ cao hay thấp và đôi khi ta phải dùng máy lạnh.

3. Bản chất của sự cô đặc do nhiệt

Để tạo thành hơi (trạng thái tự do), tốc độ chuyển động vì nhiệt của các phân tử chất lỏng gần mặt thoáng lớn hơn tốc độ giới hạn. Phân tử khi bay hơi sẽ thu nhiệt để khắc phục lực liên kết ở trạng thái lỏng và trở lực bên ngoài. Do đó, ta cần cung cấp nhiệt để các phân tử đủ năng lượng thực hiện quá trình này.

Bên cạnh đó, sự bay hơi xảy ra chủ yếu là do các bọt khí hình thành trong quá trình cấp nhiệt và chuyển động liên tục, do chênh lệch khối lượng riêng các phân tử ở trên bề mặt và dưới đáy tạo nên sự tuần hoàn tự nhiên trong nồi cô đặc. Tách không khí và lắng keo (protit) sẽ ngăn chặn sự tạo bọt khi cô đặc.

4. Ứng dụng của sự cô đặc

Trong sản xuất thực phẩm, ta cần cô đặc các dung dịch đường, mứt chính, nước trái cây...

Trong sản xuất hoá chất, ta cần cô đặc các dung dịch NaOH, NaCl, CaCl_2 , các muối vô cơ...

Hiện nay, phần lớn các nhà máy sản xuất hoá chất, thực phẩm đều sử dụng thiết bị cô đặc như một thiết bị hữu hiệu để đạt nồng độ sản phẩm mong muốn. Mặc dù cô đặc chỉ là một hoạt động gián tiếp nhưng nó rất cần thiết và gắn liền với sự tồn tại của nhà máy. Cùng với sự phát triển của nhà máy, việc cải thiện hiệu quả của thiết bị cô đặc là một tất yếu. Nó đòi hỏi phải có những thiết bị hiện đại, đảm bảo an toàn và hiệu suất cao. Do đó, yêu cầu được đặt ra cho người kỹ sư là phải có kiến thức chắc chắn hơn và đa dạng hơn, chủ động khám phá các nguyên lý mới của thiết bị cô đặc.

IV. THIẾT BỊ CÔ ĐẶC DÙNG TRONG PHƯƠNG PHÁP NHIỆT

1. Phân loại và ứng dụng

1.1. Theo cấu tạo

- Nhóm 1: dung dịch đối lưu tự nhiên (tuần hoàn tự nhiên). Thiết bị cô đặc nhóm này có thể cô đặc dung dịch khá loãng, độ nhớt thấp, đảm bảo sự tuần hoàn dễ dàng qua bề mặt truyền nhiệt. Bao gồm:
 - Có buồng đốt trong (đồng trục buồng bốc), ống tuần hoàn trong hoặc ngoài.
 - Có buồng đốt ngoài (không đồng trục buồng bốc)
- Nhóm 2: dung dịch đối lưu cưỡng bức (tuần hoàn cưỡng bức). Thiết bị cô đặc nhóm này dùng bơm để tạo vận tốc dung dịch từ 1,5 m/s đến 3,5 m/s tại bề mặt truyền nhiệt. Ưu điểm chính là tăng cường hệ số truyền nhiệt k , dùng được cho các dung dịch khá đặc sệt, độ nhớt cao, giảm bám cặn, kết tinh trên bề mặt truyền nhiệt. Bao gồm:
 - Có buồng đốt trong, ống tuần hoàn ngoài.
 - Có buồng đốt ngoài, ống tuần hoàn ngoài.

- Nhóm 3: dung dịch chảy thành màng mỏng. Thiết bị cô đặc nhóm này chỉ cho phép dung dịch chảy dạng màng qua bề mặt truyền nhiệt một lần (xuôi hay ngược) để tránh sự tác dụng nhiệt độ lâu làm biến chất một số thành phần của dung dịch. Đặc biệt thích hợp cho các dung dịch thực phẩm như nước trái cây, hoa quả ép. Bao gồm:
 - Màng dung dịch chảy ngược, có buồng đốt trong hay ngoài: dung dịch sôi tạo bọt khó vỡ.
 - Màng dung dịch chảy xuôi, có buồng đốt trong hay ngoài: dung dịch sôi ít tạo bọt và bọt dễ vỡ.

1.2. Theo phương thức thực hiện quá trình

- Cô đặc áp suất thường (thiết bị hồ): nhiệt độ sôi và áp suất không đổi; thường được dùng trong cô đặc dung dịch liên tục để giữ mức dung dịch cố định, nhằm đạt năng suất cực đại và thời gian cô đặc ngắn nhất.
- Cô đặc áp suất chân không: dung dịch có nhiệt độ sôi thấp ở áp suất chân không. Dung dịch tuần hoàn tốt, ít tạo cặn và sự bay hơi dung môi diễn ra liên tục.
- Cô đặc nhiều nồi: mục đích chính là tiết kiệm hơi đốt. Số nồi không nên quá lớn vì nó làm giảm hiệu quả tiết kiệm hơi. Người ta có thể cô chân không, cô áp lực hay phối hợp cả hai phương pháp; đặc biệt có thể sử dụng hơi thứ cho mục đích khác để nâng cao hiệu quả kinh tế.
- Cô đặc liên tục: cho kết quả tốt hơn cô đặc gián đoạn. Có thể được điều khiển tự động nhưng hiện chưa có cảm biến đủ tin cậy.

Đối với mỗi nhóm thiết bị, ta đều có thể thiết kế buồng đốt trong, buồng đốt ngoài, có hoặc không có ống tuần hoàn. Tùy theo điều kiện kỹ thuật và tính chất của dung dịch, ta có thể áp dụng chế độ cô đặc ở áp suất chân không, áp suất thường hoặc áp suất dư.

2. Các thiết bị và chi tiết trong hệ thống cô đặc

- *Thiết bị chính*:
 - Ống nhập liệu, ống tháo liệu
 - Ống tuần hoàn, ống truyền nhiệt
 - Buồng đốt, buồng bốc, đáy, nắp
 - Các ống dẫn: hơi đốt, hơi thứ, nước ngưng, khí không ngưng
- *Thiết bị phụ*:
 - Bể chứa nguyên liệu
 - Bể chứa sản phẩm
 - Bồn cao vị
 - Lưu lượng kế
 - Thiết bị gia nhiệt
 - Thiết bị ngưng tụ baromet
 - Bơm nguyên liệu vào bồn cao vị

- Bơm tháo liệu
- Bơm nước vào thiết bị ngưng tụ
- Bơm chân không
- Các van
- Thiết bị đo nhiệt độ, áp suất...

V. LỰA CHỌN THIẾT BỊ CÔ ĐẶC DUNG DỊCH NaOH

- Theo tính chất của nguyên liệu và sản phẩm, cũng như điều kiện kỹ thuật của đầu đề, người viết lựa chọn thiết bị cô đặc chân không 1 nồi liên tục có buồng đốt trong và ống tuần hoàn trung tâm. Thiết bị cô đặc loại này có cấu tạo đơn giản, dễ vệ sinh và sửa chữa.
- Cô đặc ở áp suất chân không làm giảm nhiệt độ sôi của dung dịch, giảm chi phí năng lượng, hạn chế việc chất tan bị lôi cuốn theo và bám lại trên thành thiết bị (làm hư thiết bị).
- Tuy nhiên, loại thiết bị và phương pháp này cho tốc độ tuần hoàn dung dịch nhỏ (vì ống tuần hoàn cũng được đun nóng) và hệ số truyền nhiệt thấp.

PHẦN II. THUYẾT MINH QUY TRÌNH CÔNG NGHỆ

Nguyên liệu ban đầu là dung dịch NaOH có nồng độ 18%. Dung dịch từ bể chứa nguyên liệu được bơm lên bồn cao vị. Từ bồn cao vị, dung dịch chảy qua lưu lượng kế rồi đi vào thiết bị gia nhiệt và được đun nóng đến nhiệt độ sôi.

Thiết bị gia nhiệt là thiết bị trao đổi nhiệt dạng ống chùm: thân hình trụ, đặt đứng, bên trong gồm nhiều ống nhỏ được bố trí theo đỉnh hình tam giác đều. Các đầu ống được giữ chặt trên vỉ ống và vỉ ống được hàn dính vào thân. Nguồn nhiệt là hơi nước bão hoà có áp suất 4 at đi bên ngoài ống (phía vỏ). Dung dịch đi từ dưới lên ở bên trong ống. Hơi nước bão hoà ngưng tụ trên bề mặt ngoài của ống và cấp nhiệt cho dung dịch để nâng nhiệt độ của dung dịch lên nhiệt độ sôi. Dung dịch sau khi được gia nhiệt sẽ chảy vào thiết bị cô đặc để thực hiện quá trình bốc hơi. Hơi nước ngưng tụ thành nước lỏng và theo ống dẫn nước ngưng qua bể hơi chảy ra ngoài.

Nguyên lý làm việc của nồi cô đặc:

Phần dưới của thiết bị là buồng đốt, gồm có các ống truyền nhiệt và một ống tuần hoàn trung tâm. Dung dịch đi trong ống còn hơi đốt (hơi nước bão hoà) đi trong khoảng không gian ngoài ống. Hơi đốt ngưng tụ bên ngoài ống và truyền nhiệt cho dung dịch đang chuyển động trong ống. Dung dịch đi trong ống theo chiều từ trên xuống và nhận nhiệt do hơi đốt ngưng tụ cung cấp để sôi, làm hoá hơi một phần dung môi. Hơi ngưng tụ theo ống dẫn nước ngưng qua bể hơi để chảy ra ngoài.

Nguyên tắc hoạt động của ống tuần hoàn trung tâm:

Khi thiết bị làm việc, dung dịch trong ống truyền nhiệt sôi tạo thành hỗn hợp lỏng – hơi có khối lượng riêng giảm đi và bị đẩy từ dưới lên trên miệng ống. Đối với ống tuần hoàn, thể tích dung dịch theo một đơn vị bề mặt truyền nhiệt lớn hơn so với trong ống truyền nhiệt nên lượng hơi tạo ra trong ống truyền nhiệt lớn hơn. Vì lý do trên, khối lượng riêng của hỗn hợp lỏng – hơi ở ống tuần hoàn lớn hơn so với ở ống truyền nhiệt và hỗn hợp này được đẩy xuống dưới. Kết quả là có

dòng chuyển động tuần hoàn tự nhiên trong thiết bị: từ dưới lên trong ống truyền nhiệt và từ trên xuống trong ống tuần hoàn.

Phần phía trên thiết bị là buồng bốc để tách hỗn hợp lỏng – hơi thành 2 dòng. Hơi thứ đi lên phía trên buồng bốc, đến bộ phận tách giọt để tách những giọt lỏng ra khỏi dòng. Giọt lỏng chảy xuống dưới còn hơi thứ tiếp tục đi lên. Dung dịch còn lại được hoàn lưu.

Dung dịch sau cô đặc được bơm ra ngoài theo ống tháo sản phẩm vào bể chứa sản phẩm nhờ bơm ly tâm. Hơi thứ và khí không ngưng thoát ra từ phía trên của buồng bốc đi vào thiết bị ngưng tụ baromet (thiết bị ngưng tụ kiểu trực tiếp). Chất làm lạnh là nước được bơm vào ngăn trên cùng còn dòng hơi thứ được dẫn vào ngăn dưới cùng của thiết bị. Dòng hơi thứ đi lên gặp nước giải nhiệt để ngưng tụ thành lỏng và cùng chảy xuống bồn chứa qua ống baromet. Khí không ngưng tiếp tục đi lên trên, được dẫn qua bộ phận tách giọt rồi được bơm chân không hút ra ngoài. Khi hơi thứ ngưng tụ thành lỏng thì thể tích của hơi giảm làm áp suất trong thiết bị ngưng tụ giảm. Vì vậy, thiết bị ngưng tụ baromet là thiết bị ổn định chân không, duy trì áp suất chân không trong hệ thống. Thiết bị làm việc ở áp suất chân không nên nó phải được lắp đặt ở độ cao cần thiết để nước ngưng có thể tự chảy ra ngoài khí quyển mà không cần bơm.

Bình tách giọt có một vách ngăn với nhiệm vụ tách những giọt lỏng bị lôi cuốn theo dòng khí không ngưng để đưa về bồn chứa nước ngưng.

Bơm chân không có nhiệm vụ hút khí không ngưng ra ngoài để tránh trường hợp khí không ngưng tích tụ trong thiết bị ngưng tụ quá nhiều, làm tăng áp suất trong thiết bị và nước có thể chảy ngược vào nồi cô đặc.

PHẦN III. TÍNH TOÁN VÀ THIẾT KẾ THIẾT BỊ CHÍNH

I. CÂN BẰNG VẬT CHẤT VÀ NĂNG LƯỢNG

1. Dữ kiện ban đầu

- Nồng độ đầu: $x_d = 18 \%$
- Nồng độ cuối: $x_c = 30 \%$
- Năng suất nhập liệu: $V_d = 1 \text{ m}^3/\text{h}$
- Nhiệt độ đầu của nguyên liệu: chọn $t_0 = 30 \text{ }^\circ\text{C}$
- Gia nhiệt bằng hơi nước bão hoà, áp suất 4 at
- Áp suất ngưng tụ: $p_{ck} = 0,4 \text{ at} \Rightarrow p_c = 1 - 0,4 = 0,6 \text{ at}$

2. Cân bằng vật chất

2.1. Suất lượng tháo liệu (G_c)

Khối lượng riêng của dung dịch NaOH 18 % ở $30 \text{ }^\circ\text{C}$: $\rho_d = 1191,65 \text{ kg/m}^3$ (tra bảng 4, trang 11, [8]).

Suất lượng nhập liệu: $G_d = \rho_d \cdot V_d = 1191,65 \cdot 1 = 1191,65 \text{ kg/h}$

Theo công thức 5.16, trang 293, [5]:

$$G_d \cdot x_d = G_c \cdot x_c$$

$$\Rightarrow G_c = \frac{G_d \cdot x_d}{x_c} = \frac{1191,65 \cdot 18}{30} = 714,99 \text{ kg/h} \quad (1)$$

2.2. Tổng lượng hơi thứ bốc lên (W)

Theo công thức 5.16, trang 293, [5]:

$$G_d = W + G_c$$

$$\Rightarrow W = G_d - G_c = 1191,65 - 714,99 = 476,66 \text{ kg/h} \quad (2)$$

3. Tổn thất nhiệt độ

- Ta có áp suất tại thiết bị ngưng tụ là $p_c = 0,6 \text{ at} \Rightarrow$ nhiệt độ của hơi thứ trong thiết bị ngưng tụ là $t_c = 85,5 \text{ }^\circ\text{C}$ (trang 314, [1]).
- Δ''' là tổn thất nhiệt độ của hơi thứ trên đường ống dẫn từ buồng bốc đến thiết bị ngưng tụ. Chọn $\Delta''' = 1 \text{ }^\circ\text{C}$ (trang 296, [5]).
- Nhiệt độ sôi của dung môi tại áp suất buồng bốc:
 $t_{sdm}(p_o) - t_c = \Delta''' \Rightarrow t_{sdm}(p_o) = t_c + \Delta''' = 85,5 + 1 = 86,5 \text{ }^\circ\text{C}$
- Áp suất buồng bốc: tra [1], trang 312 ở nhiệt độ $86,5 \text{ }^\circ\text{C} \Rightarrow p_o = 0,6275 \text{ at}$

3.1. Tổn thất nhiệt độ do nồng độ tăng (Δ')

Theo công thức của Tisencô (VI.10), trang 59, [2]:

$$\Delta' = \Delta'_o \cdot f$$

Trong đó:

- Δ'_o - tổn thất nhiệt độ do nhiệt độ sôi của dung dịch lớn hơn nhiệt độ sôi của dung môi ở áp suất khí quyển.

Dung dịch được cô đặc có tuần hoàn nên $a = x_c = 30 \%$.

Tra bảng VI.2, trang 67, [2]: $\Delta'_o = 17 \text{ }^\circ\text{C}$

- f – hệ số hiệu chỉnh do khác áp suất khí quyển, được tính theo công thức VI.11, trang 59, [2]:

$$f = 16,14 \cdot \frac{(t + 273)^2}{r}$$

Trong đó:

- t - nhiệt độ sôi của dung môi ở áp suất đã cho ($t_{\text{sdm}}(p_o) = 86,5 \text{ }^\circ\text{C}$)
- r - ẩn nhiệt hoá hơi của dung môi nguyên chất ở áp suất làm việc. Tra bảng I.251, trang 314, [1]: $r = 2293,25 \text{ kJ/kg}$.

$$\Rightarrow f = 16,14 \cdot \frac{(86,5 + 273)^2}{2293,25 \cdot 1000} = 0,9096 \quad (3)$$

$$\Rightarrow \Delta' = 17,0,9096 = 15,4632 \text{ }^\circ\text{C} \quad (4)$$

$$\Rightarrow t_{\text{sdd}}(p_o) = t_{\text{sdm}}(p_o) + \Delta' = 86,5 + 15,4632 = 101,9632 \text{ }^\circ\text{C} \quad (5)$$

3.2. Tổn thất nhiệt độ do áp suất thuỷ tĩnh (Δ'')

Gọi chênh lệch áp suất từ bề mặt dung dịch đến giữa ống là $\Delta p \text{ (N/m}^2\text{)}$, ta có:

$$\Delta p = \frac{1}{2} \cdot \rho_s \cdot g \cdot H_{op}; \text{ N/m}^2 \quad (6)$$

Trong đó:

- ρ_s – khối lượng riêng trung bình của dung dịch khi sôi bọt; kg/m^3
 $\rho_s = 0,5 \cdot \rho_{\text{dd}}$
 ρ_{dd} – khối lượng riêng thực của dung dịch đặc không có bọt hơi; kg/m^3
 Chọn $t_{\text{sdd}}(p_o + \Delta p) = 103 \text{ }^\circ\text{C}$, $C\% = x_c = 30 \%$, ta có $\rho_{\text{dd}} = 1273,25 \text{ kg/m}^3$ (tra bảng 4, trang 11, [8]).

$$\Rightarrow \rho_s = 0,5 \cdot 1273,25 = 636,625 \text{ kg/m}^3 \quad (7)$$

- H_{op} – chiều cao thích hợp của dung dịch sôi tính theo kính quan sát mực chất lỏng; m
 $H_{op} = [0,26 + 0,0014 \cdot (\rho_{\text{dd}} - \rho_{\text{dm}})] \cdot h_o$
 Chọn chiều cao ống truyền nhiệt là $h_o = 1,5 \text{ m}$ (bảng VI.6, trang 80, [2])
 ρ_{dm} – khối lượng riêng của dung môi tại nhiệt độ sôi của dung dịch $103 \text{ }^\circ\text{C}$.

Tra bảng I.249, trang 311, [1], $\rho_{\text{dm}} = 956,18 \text{ kg/m}^3$

$$\Rightarrow H_{op} = [0,26 + 0,0014 \cdot (1273,25 - 956,18)] \cdot 1,5 = 1,056 \text{ m} \quad (8)$$

$$\Rightarrow \Delta p = \frac{1}{2} \cdot 636,625 \cdot 9,81 \cdot \frac{1,056}{9,81 \cdot 10^4} = 0,0336 \text{ at} \quad (9)$$

$$\Rightarrow p_{\text{tb}} = p_o + \Delta p = 0,6275 + 0,0336 = 0,6611 \text{ at} \quad (10)$$

Tra bảng I.251, trang 314, [1], $p_{\text{tb}} = 0,6611 \text{ at}$ tương ứng với $t_{\text{sdm}}(p_{\text{tb}}) = 87,822 \text{ }^\circ\text{C}$

Ta có:

$$\Delta'' = t_{\text{sdm}}(p_o + \Delta p) - t_{\text{sdm}}(p_o) \text{ (trang 108, [3])}$$

$$\Delta'' = t_{\text{sdd}}(p_o + \Delta p) - t_{\text{sdd}}(p_o)$$

$$\Rightarrow \Delta'' = 87,822 - 86,5 = 1,322 \text{ }^\circ\text{C} \quad (11)$$

$$\Rightarrow t_{\text{sdd}}(p_{\text{tb}}) = t_{\text{sdd}}(p_o) + \Delta'' = 101,9632 + 1,322 = 103,2852 \text{ }^\circ\text{C} \quad (12)$$

Sai số 0,28% được chấp nhận. Vậy $t_{\text{sdd}}(p_{\text{tb}}) = 103 \text{ }^\circ\text{C}$.

Sản phẩm được lấy ra tại đáy $\Rightarrow t_{\text{sdd}}(p_o + 2\Delta p) = 101,9632 + 2 \cdot 1,322 = 104,61 \text{ }^\circ\text{C}$

- Tổng tổn thất nhiệt độ:
 $\Sigma\Delta = \Delta' + \Delta'' + \Delta'''$
 $\Rightarrow \Sigma\Delta = 15,4632 + 1,322 + 1 = 17,785\text{ }^{\circ}\text{C}$ (13)
- Gia nhiệt bằng hơi nước bão hoà, áp suất hơi đốt là 4 at, $t_D = 142,9\text{ }^{\circ}\text{C}$ (bảng I.251, trang 315, [1]).
 Chênh lệch nhiệt độ hữu ích:
 $\Delta t_{hi} = t_D - (t_c + \Sigma\Delta)$
 $\Rightarrow \Delta t_{hi} = 142,9 - (85,5 + 17,785) = 39,615\text{ }^{\circ}\text{C}$ (14)

Thông số	Ký hiệu	Đơn vị	Giá trị
Nồng độ đầu	x_d	% wt	18
Nồng độ cuối	x_c	% wt	30
Năng suất nhập liệu	G_d	kg/h	1191,65
Năng suất tháo liệu	G_c	kg/h	714,99
HƠI THỦ			
Suất lượng	W	kg/h	476,66
Áp suất	p_o	at	0,6275
Nhiệt độ	$t_{sdm}(p_o)$	$^{\circ}\text{C}$	86,5
Enthalpy	i_w	kJ/kg	2655,7
Án nhiệt ngưng tụ	r_w	kJ/kg	2293,25
HƠI ĐÓT			
Áp suất	p_D	at	4
Nhiệt độ	t_D	$^{\circ}\text{C}$	142,9
Án nhiệt ngưng tụ	r_D	kJ/kg	2141
TỠN THẤT NHIỆT ĐỘ			
Nhiệt độ sôi của dung dịch ở p_o	$t_{sdd}(p_o)$	$^{\circ}\text{C}$	101,9632
Tổn thất nhiệt độ do nồng độ	Δ'	$^{\circ}\text{C}$	15,4632
Áp suất trung bình	p_{tb}	at	0,6611
Nhiệt độ sôi của dung môi ở p_{tb}	$t_{sdm}(p_{tb})$	$^{\circ}\text{C}$	87,822
Tổn thất nhiệt độ do cột thuỷ tĩnh	Δ''	$^{\circ}\text{C}$	1,322
Nhiệt độ sôi của dung dịch ở p_{tb}	$t_{sdd}(p_{tb})$	$^{\circ}\text{C}$	103
Tổn thất nhiệt độ trên đường ống	Δ'''	$^{\circ}\text{C}$	1
Tổng tổn thất nhiệt độ	$\Sigma\Delta$	$^{\circ}\text{C}$	17,785
Chênh lệch nhiệt độ hữu ích	Δt_{hi}	$^{\circ}\text{C}$	39,615

4. Cân bằng năng lượng

4.1. Cân bằng nhiệt lượng

Dòng nhiệt vào (W):

- Do dung dịch đầu $G_d c_d t_d$
- Do hơi đốt $D i_D$
- Do hơi ngưng trong đường ống dẫn hơi đốt $\phi D c t_D$

Dòng nhiệt ra (W):

- Do sản phẩm mang ra $G_c c_c t_c$
- Do hơi thứ mang ra $W i_w''$
- Do nước ngưng $D c \theta$
- Nhiệt cô đặc Q_{cd}
- Nhiệt tổn thất Q_{tt}

Nhiệt độ của dung dịch NaOH 18 % trước và sau khi đi qua thiết bị gia nhiệt:

- $t_{vào} = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$
 - $t_{ra} = t_{sdd}(p_o) = 101,9632\text{ }^{\circ}\text{C}$
- \Rightarrow Nhiệt độ của dung dịch NaOH 18 % đi vào thiết bị cô đặc là $t_d = 101,9632\text{ }^{\circ}\text{C}$
 \Rightarrow Nhiệt độ của dung dịch NaOH 30 % đi ra ở đáy thiết bị cô đặc là:
 $t_c = t_{sdd}(p_o) + 2\Delta'' = 101,9632 + 2.1,322 = 104,61\text{ }^{\circ}\text{C}$ (15)
 (công thức 2.15, trang 107, [3])

Nhiệt dung riêng của dung dịch NaOH:

Nhiệt dung riêng của dung dịch NaOH ở các nồng độ khác nhau được tính theo công thức (I.43) và (I.44), trang 152, [1]:

- $a = 18\text{ } \%$ ($a < 0,2$):
 $c_d = 4186.(1 - a) = 4186.(1 - 0,18) = 3432,52\text{ J/(kg.K)}$
- $a = 30\text{ } \%$ ($a > 0,2$):
 $c_c = 4186 - (4186 - c_{ct}).a = 4186 - (4186 - 1310,75).0,3 = 3323,425\text{ J/(kg.K)}$
 Với c_{ct} là nhiệt dung riêng của NaOH khan, được tính theo công thức (I.41) và bảng I.141, trang 152, [1]:

$$c_{ct} = \frac{c_{Na}.1 + c_O.1 + c_H.1}{M_{ct}} = \frac{26000 + 16800 + 9630}{40} = 1310,75\text{ J/(kg.K)}$$
 (16)

4.2. Phương trình cân bằng nhiệt

$$G_d c_d t_d + D i_D'' + \varphi D c \theta = G_c c_c t_c + W i_w'' + D c \theta \pm Q_{cd} + Q_{tt}$$
 (17)
 (+ Q_{cd} ứng với quá trình thu nhiệt, - Q_{cd} ứng với quá trình tỏa nhiệt)

Có thể bỏ qua:

- Nhiệt lượng do hơi nước bão hoà ngưng tụ trong đường ống dẫn hơi đốt vào buồng đốt: $\varphi D c \theta = 0$
- Nhiệt cô đặc: $Q_{cd} = 0$

Trong hơi nước bão hoà, bao giờ cũng có một lượng nước đã ngưng bị cuốn theo khoảng $\varphi = 0,05$ (độ ẩm của hơi).

\Rightarrow Nhiệt lượng do hơi nước bão hoà cung cấp là $D(1 - \varphi)(i_D'' - c\theta)$; W

Nước ngưng chảy ra có nhiệt độ bằng nhiệt độ của hơi đốt vào (không có quá lạnh sau khi ngưng) thì $(i_D'' - c\theta) = r_D = 2141\text{ kJ/kg}$ (ẩn nhiệt ngưng tụ của hơi đốt).

$$(17) \Rightarrow D(1 - \varphi)(i_D'' - c\theta) + G_d c_d t_d = G_c c_c t_c + W i_w'' + Q_{tt} \quad (18)$$

Thay $Q_{tt} = \varepsilon Q_D = 0,05 Q_D$

$$(18) \Rightarrow Q_D = D(1 - \varepsilon)(1 - \varphi)(i_D'' - c\theta) = G_d(c_c t_c - c_d t_d) + W(i_w'' - c_c t_c) \quad (19)$$

\Rightarrow Lượng hơi đốt biểu kiến:

$$D = \frac{G_d(c_c t_c - c_d t_d) + W(i_w'' - c_c t_c)}{(1 - \varepsilon)(1 - \varphi)r_D}$$

$$= \frac{\frac{1191,65}{3600}(3323,425.104,61 - 3432,52.101,9632) + \frac{476,66}{3600} \cdot (2655700 - 3323,425.104,61)}{(1 - 0,05)(1 - 0,05).2141000}$$

$$= 0,1578 \text{ kg/s} \quad (20)$$

Nhiệt lượng do hơi đốt cung cấp:

$$Q_D = D(1 - \varepsilon)(1 - \varphi).r_D = 0,1578 \cdot (1 - 0,05) \cdot (1 - 0,05) \cdot 2141000 = 304824,9 \text{ W} \quad (21)$$

Lượng hơi đốt tiêu tốn riêng:

$$d = \frac{D}{W} = \frac{0,1578}{\frac{476,66}{3600}} = 1,1915 \text{ kg hơi đốt/ kg hơi thứ} \quad (22)$$

Thông số	Ký hiệu	Đơn vị	Giá trị
Nhiệt độ vào buồng bốc	t_d	$^{\circ}\text{C}$	101,9632
Nhiệt độ ra ở đáy buồng đốt	t_c	$^{\circ}\text{C}$	104,61
Nhiệt dung riêng dung dịch 18%	c_d	J/(kg.K)	3432,52
Nhiệt dung riêng dung dịch 30%	c_c	J/(kg.K)	3323,425
Nhiệt tổn thất	Q_{tt}	W	15241,24
Nhiệt lượng do hơi đốt cung cấp	Q_D	W	304824,9
Lượng hơi đốt biểu kiến	D	kg/s	0,1578
Lượng hơi đốt tiêu tốn riêng	d	kg/kg	1,1915

II. THIẾT KẾ THIẾT BỊ CHÍNH

A. TÍNH TOÁN TRUYỀN NHIỆT CHO THIẾT BỊ CÔ ĐẶC

1. Hệ số cấp nhiệt khi ngưng tụ hơi

Giảm tốc độ hơi đốt nhằm bảo vệ các ống truyền nhiệt tại khu vực hơi đốt vào bằng cách chia làm nhiều miệng vào. Chọn tốc độ hơi đốt nhỏ ($\omega = 10 \text{ m/s}$), nước ngưng chảy màng (do ống truyền nhiệt ngắn có $h_0 = 1,5 \text{ m}$), ngưng hơi bão hoà tinh khiết trên bề mặt đứng. Công thức (V.101), trang 28, [4] được áp dụng:

$$\alpha_1 = 2,04 \cdot A \cdot \left(\frac{r}{H \cdot \Delta t_1} \right)^{0,25}$$

Trong đó:

- α_1 – hệ số cấp nhiệt phía hơi ngưng; W/(m².K)
- r – ẩn nhiệt ngưng tụ của hơi nước bão hoà ở áp suất 4 at (2141 kJ/kg)
- H – chiều cao ống truyền nhiệt ($H = h_0 = 1,5 \text{ m}$)

- A - hệ số, đối với nước thì phụ thuộc vào nhiệt độ màng nước ngưng t_m

$$t_m = \frac{t_D + t_{v1}}{2}$$

Sau nhiều lần tính lặp, ta chọn nhiệt độ vách ngoài $t_{v1} = 139,8^\circ\text{C}$.

$$\Rightarrow t_m = \frac{142,9 + 139,8}{2} = 141,35^\circ\text{C}$$

Tra A ở [2], trang 28:

$t_m, ^\circ\text{C}$	0	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200
A	104	120	139	155	169	179	188	194	197	199	199

$$\Rightarrow A = 194,405$$

$$\Delta t_1 = t_D - t_{v1} = 142,9 - 139,8 = 3,1^\circ\text{C}$$

$$\Rightarrow \alpha_1 = 2,04.194,405 \cdot \left(\frac{2141000}{1,5.3,1} \right)^{0,25} = 10330,67 \text{ W}/(\text{m}^2.\text{K}) \quad (23)$$

Nhiệt tải riêng phía hơi ngưng:

$$q_1 = \alpha_1 \cdot \Delta t_1 = 10330,67.3,1 = 32025,08 \text{ W}/\text{m}^2 \quad (24)$$

2. Hệ số cấp nhiệt từ bề mặt đốt đến dòng chất lỏng sôi

Áp dụng công thức (VI.27), trang 71, [2]:

$$\alpha_2 = \alpha_n \cdot \left(\frac{\lambda_{dd}}{\lambda_{dm}} \right)^{0,565} \cdot \left[\left(\frac{\rho_{dd}}{\rho_{dm}} \right)^2 \cdot \left(\frac{c_{dd}}{c_{dm}} \right) \cdot \left(\frac{\mu_{dm}}{\mu_{dd}} \right) \right]^{0,435} ; \text{W}/(\text{m}^2.\text{K})$$

Trong đó:

- α_n - hệ số cấp nhiệt của nước khi cô đặc theo nồng độ dung dịch. Do nước sôi sủi bọt nên α_n được tính theo công thức (V.91), trang 26, [2]:

$$\alpha_n = 0,145 \cdot p^{0,5} \cdot \Delta t^{2,33}$$

$$\text{với } p = p_o = 0,6275 \text{ at} = 61536,73 \text{ N}/\text{m}^2$$

$$\text{Sau khi tính lặp, } t_{v2} = 112,4337^\circ\text{C}$$

$$\Rightarrow \Delta t = \Delta t_2 = t_{v2} - t_{sdd}(p_{tb}) = 112,4337 - 103 = 9,4337^\circ\text{C}$$

$$\Rightarrow \alpha_n = 0,145.61536,73^{0,5}.9,4337^{2,33} = 6713,44 \text{ W}/(\text{m}^2.\text{K})$$

- $c_{dd} = 3323,425 \text{ J}/(\text{kg}.\text{K})$ - nhiệt dung riêng của dung dịch ở $t_{sdd}(p_{tb})$
- $c_{dm} = 4239,688 \text{ J}/(\text{kg}.\text{K})$ - nhiệt dung riêng của nước ở $t_{sdm}(p_{tb})$
- $\mu_{dd} = 0,001769 \text{ Pa.s}$ - độ nhớt của dung dịch ở $t_{sdd}(p_{tb})$
- $\mu_{dm} = 0,000322 \text{ Pa.s}$ - độ nhớt của nước ở $t_{sdm}(p_{tb})$
- $\rho_{dd} = 1273,25 \text{ kg}/\text{m}^3$ - khối lượng riêng của dung dịch ở $t_{sdd}(p_{tb})$
- $\rho_{dm} = 966,78 \text{ kg}/\text{m}^3$ - khối lượng riêng của nước ở $t_{sdm}(p_{tb})$
- $\lambda_{dd} = 0,59 \text{ W}/(\text{m}.\text{K})$ - hệ số dẫn nhiệt của dung dịch ở $t_{sdd}(p_{tb})$
- $\lambda_{dm} = 0,679 \text{ W}/(\text{m}.\text{K})$ - hệ số dẫn nhiệt của nước ở $t_{sdm}(p_{tb})$

GHI CHÚ:

$c_{dm}, \mu_{dm}, \rho_{dm}, \lambda_{dm}$: tra bảng I.249, trang 311, [1]

μ_{dd} : tra bảng 9, trang 16, [8]

ρ_{dd} : tra bảng 4, trang 11, [8]

λ_{dd} được tính theo công thức (I.32), trang 123, [1]:

$$\lambda_{dd} = A \cdot c_{ddi} \cdot \rho_{ddi} \cdot \sqrt[3]{\frac{\rho_{ddi}}{M}}$$

❖ A – hệ số phụ thuộc vào mức độ liên kết của chất lỏng. Đối với chất lỏng liên kết, $A = 3,58 \cdot 10^{-8}$

❖ M – khối lượng mol của hỗn hợp lỏng, ở đây là hỗn hợp NaOH và H₂O.

$$M = a \cdot M_{NaOH} + (1 - a) \cdot M_{H_2O} = a \cdot 40 + (1 - a) \cdot 18; \text{ kg/kmol}$$

a – phần mol của NaOH.

Xem nồng độ NaOH trong dung dịch là 30% (x_c)

$$\Rightarrow a = \frac{\frac{x_c}{M_{NaOH}}}{\frac{x_c}{M_{NaOH}} + \frac{1-x_c}{M_{H_2O}}} = \frac{\frac{0,3}{40}}{\frac{0,3}{40} + \frac{1-0,3}{18}} = 0,161677$$

$$\Rightarrow M = 0,161677 \cdot 40 + (1 - 0,161677) \cdot 18 = 21,55689 \text{ kg/kmol}$$

$$\Rightarrow \lambda_{dd} = 3,58 \cdot 10^{-8} \cdot 3323,425 \cdot 1273,25 \cdot \sqrt[3]{\frac{1273,25}{21,55689}} = 0,59 \text{ W/(m.K)} \quad (25)$$

$$\Rightarrow \alpha_2 = 6713,44 \cdot \left(\frac{0,59}{0,679} \right)^{0,565} \left[\left(\frac{1273,25}{966,78} \right)^2 \left(\frac{3323,425}{4239,688} \right) \left(\frac{0,000322}{0,001769} \right) \right]^{0,435} = 3377,42 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)} \quad (26)$$

3. Nhiệt tải riêng phía tường

Công thức tính:

$$q_v = \frac{\Delta t_v}{\Sigma r_v}; \text{ W/m}^2$$

Trong đó:

▪ Σr_v – tổng trở vách; m².K/W

$$\Sigma r_v = r_1 + \frac{\delta}{\lambda} + r_2 = 0,3448 \cdot 10^{-3} + \frac{0,002}{16,3} + 0,387 \cdot 10^{-3} = 0,8545 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{K/W} \quad (27)$$

Với:

❖ $r_1 = \frac{1}{2900} = 0,3448 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$ – nhiệt trở phía hơi nước do vách ngoài của ống

có màng mỏng nước ngưng (bảng 31, trang 29, [8]).

❖ $r_2 = 0,387 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$ – nhiệt trở phía dung dịch do vách trong của ống có lớp cặn bẩn dày 0,5 mm (bảng V.1, trang 4, [2]).

❖ $\delta = 2 \text{ mm} = 0,002 \text{ m}$ – bề dày ống truyền nhiệt

❖ $\lambda = 16,3 \text{ W/(m.K)}$ – hệ số dẫn nhiệt của ống (tra bảng XII.7, trang 313, [2] với ống được làm bằng thép không gỉ OX18H10T)

▪ $\Delta t_v = t_{v1} - t_{v2}$; K – chênh lệch nhiệt độ giữa 2 vách tường

Với quá trình cô đặc chân không liên tục, sự truyền nhiệt ổn định nên $q_v = q_1 = q_2$.

$$\Rightarrow \Delta t_v = q_v \cdot \Sigma r_v = 32025,08 \cdot 0,8545 \cdot 10^{-3} = 27,3663 \text{ }^\circ\text{C}$$

Nhiệt tải riêng phía dung dịch:

$$q_2 = \alpha_2 \Delta t_2 = 3377,42 \cdot 9,4337 = 31861,55 \text{ W/m}^2 \quad (28)$$

4. Tiến trình tính các nhiệt tải riêng

Dùng phương pháp số, ta lần lượt tính lặp qua các bước sau:

- Chọn nhiệt độ tường phía hơi ngưng t_{v1} , từ đó tính t_m theo (18) và $\Delta t_1 = t_D - t_{v1}$.
 - Tính hệ số cấp nhiệt phía hơi ngưng α_1 theo (17), từ đó tính q_1 .
 - Đặt $q_v = q_1$, từ đó tính Δt_v theo (25).
 - Tính $t_{v2} = t_{v1} - \Delta t_v$, từ đó tính $\Delta t_2 = t_{v2} - t_{sdd}(p_{tb})$ và hệ số cấp nhiệt phía dung dịch sôi α_2 theo (21).
 - Tính q_2 .
 - Tính sai số tương đối của q_2 so với q_1 . Vòng lặp kết thúc khi sai số này nhỏ hơn 5 %.
- Sai số tương đối của q_2 so với q_1 :

$$\delta q = \frac{q_2 - q_1}{q_1} \cdot 100\% = \frac{31861,55 - 32025,08}{32025,08} \cdot 100\% = -0,5132\%$$

$|\delta q| < 5\%$ nên sai số được chấp nhận (các thông số đã được chọn phù hợp).

Nhiệt tải riêng trung bình:

$$q_{tb} = \frac{q_1 + q_2}{2} = \frac{32025,08 + 31861,55}{2} = 31943,32 \text{ W/m}^2$$

5. Hệ số truyền nhiệt tổng quát K cho quá trình cô đặc

K được tính thông qua các hệ số cấp nhiệt:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_v + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{10330,67} + 0,8545 \cdot 10^{-3} + \frac{1}{3377,42}} = 801,66 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)} \quad (29)$$

6. Diện tích bề mặt truyền nhiệt

$$F = \frac{Q_D}{K \Delta t_{hi}} = \frac{304824,9}{801,66 \cdot 39,615} = 9,5985 \text{ m}^2 \quad (30)$$

Chọn: $F = 9,5985 \text{ m}^2$.

Thông số	Ký hiệu	Đơn vị	Giá trị
Nhiệt độ tường phía hơi ngưng	t_{v1}	$^{\circ}\text{C}$	139,8
Nhiệt độ tường phía dung dịch sôi	t_{v2}	$^{\circ}\text{C}$	112,4337
Hệ số cấp nhiệt phía hơi ngưng	α_1	$\text{W/(m}^2 \cdot \text{K)}$	10330,67
Hệ số cấp nhiệt phía dung dịch sôi	α_2	$\text{W/(m}^2 \cdot \text{K)}$	3377,42
Bề dày ống truyền nhiệt	δ	m	0,002
Hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm ống	λ	$\text{W/(m} \cdot \text{K)}$	16,3
Nhiệt trở phía hơi nước	r_1	$\text{m}^2 \cdot \text{K/W}$	$0,3448 \cdot 10^{-3}$
Nhiệt trở phía dung dịch	r_2	$\text{m}^2 \cdot \text{K/W}$	$0,387 \cdot 10^{-3}$
Hệ số truyền nhiệt tổng quát	K	$\text{W/(m}^2 \cdot \text{K)}$	801,66
Nhiệt tải riêng trung bình	q_{tb}	W/m^2	31943,32
Diện tích bề mặt truyền nhiệt	F	m^2	9,5985

B. TÍNH KÍCH THƯỚC THIẾT BỊ CỘ ĐẶC

1. Tính kích thước buồng bốc

1.1. Đường kính buồng bốc (D_b)

- Lưu lượng hơi thứ trong buồng bốc:

$$V_h = \frac{W}{\rho_h} = \frac{476,66}{3600 \cdot 0,3743} = 0,3537 \text{ m}^3/\text{s}$$

Trong đó:

- W – suất lượng hơi thứ; kg/h
- $\rho_h = 0,3743 \text{ kg/m}^3$ – khối lượng riêng của hơi thứ ở áp suất buồng bốc $p_o = 0,6275 \text{ at}$ (tra bảng I.251, trang 314, [1])

- Tốc độ hơi thứ trong buồng bốc:

$$w_h = \frac{V_h}{\frac{\pi \cdot D_b^2}{4}} = \frac{4 \cdot 0,3537}{\pi \cdot D_b^2} = \frac{0,4504}{D_b^2}; \text{ m/s} \quad (31)$$

Trong đó:

- D_b – đường kính buồng bốc; m

- Tốc độ lắng:

Được tính theo công thức (5.14), trang 276, [5]:

$$w_0 = \sqrt{\frac{4 \cdot g \cdot (\rho' - \rho'') \cdot d}{3 \cdot \xi \cdot \rho''}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 9,81 \cdot (967,61 - 0,3743) \cdot 0,0003}{3 \cdot 7,804 \cdot D_b^{1,2} \cdot 0,3743}} = \frac{1,1399}{D_b^{0,6}}; \text{ m/s} \quad (32)$$

Trong đó:

- $\rho' = 967,61 \text{ kg/m}^3$ – khối lượng riêng của giọt lỏng ở $t_{\text{sdm}}(p_o)$ (tra bảng I.249, trang 311, [1])
- $\rho_h = 0,3743 \text{ kg/m}^3$ – khối lượng riêng của hơi thứ ở áp suất buồng bốc $p_o = 0,6275 \text{ at}$
- d – đường kính giọt lỏng; m. Chọn $d = 0,0003 \text{ m}$ (trang 292, [5]).
- ξ – hệ số trở lực, tính theo Re :

$$Re = \frac{w_h \cdot d \cdot \rho''}{\mu_h} = \frac{0,4504 \cdot 0,0003 \cdot 0,3743}{D_b^2 \cdot 0,000012} = \frac{4,2146}{D_b^2} \quad (33)$$

Với:

- ❖ $\mu_h = 0,012 \cdot 10^{-3} \text{ Pa.s}$ – độ nhớt động lực học của hơi thứ ở áp suất $0,6275 \text{ at}$ (tra hình VI, trang 57, [8]).

$$\text{Nếu } 0,2 < Re < 500 \text{ thì } \xi = \frac{18,5}{Re^{0,6}} \quad (34)$$

$$(33), (34) \Rightarrow \xi = 7,804 \cdot D_b^{1,2} \quad (35)$$

- Áp dụng điều kiện $w_h < (0,7 \div 0,8)w_0$ theo [5]:

$$\text{Chọn } w_h < 0,7w_0 \quad (36)$$

$$\Rightarrow \frac{0,4504}{D_b^2} < 0,7 \cdot \frac{1,1399}{D_b^{0,6}}$$

$$\Rightarrow D_b > 0,6647 \text{ m}$$

$$\Rightarrow \text{chọn } D_b = 0,8 \text{ m} = 800 \text{ mm theo tiêu chuẩn trang 293, [5].}$$

- Kiểm tra lại Re :

$$Re = \frac{4,2146}{0,8^2} = 6,585 \text{ (thỏa } 0,2 < Re < 500)$$

Như vậy, đường kính buồng bốc là $D_b = 800 \text{ mm}$.

1.2. Chiều cao buồng bốc (H_b)

- Áp dụng công thức VI.33, trang 72, [2]:

$$U_{tt} = f \cdot U_{tt}(1 \text{ at}); \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$$

Trong đó:

- f – hệ số hiệu chỉnh do khác biệt áp suất khí quyển
- $U_{tt}(1 \text{ at})$ – cường độ bốc hơi thể tích cho phép khi $p = 1 \text{ at}$

Chọn $U_{tt}(1 \text{ at}) = 1650 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$, $f = 1,1$ (tra hình VI.3, trang 72, [2]).

$$\Rightarrow U_{tt} = 1,1 \cdot 1650 = 1815 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{h}) \quad (37)$$

- Thể tích buồng bốc:

$$V_b = \frac{W}{\rho_h \cdot U_{tt}} = \frac{714,66}{0,3743 \cdot 1815} = 0,702 \text{ m}^3 \quad (38)$$

$$\Rightarrow \text{Chiều cao buồng bốc: } H_b = \frac{V_b}{\frac{\pi \cdot D_b^2}{4}} = \frac{4 \cdot 0,702}{\pi \cdot 0,8^2} = 1,396 \text{ m} \quad (39)$$

Nhằm mục đích an toàn, ta chọn $H_b = 2 \text{ m}$ (theo điều kiện cho quá trình sôi sủi bọt).

2. Tính kích thước buồng đốt

2.1. Số ống truyền nhiệt

Số ống truyền nhiệt được tính theo công thức (III-49), trang 134, [4]:

$$n = \frac{F}{\pi \cdot d \cdot l}$$

Trong đó:

- $F = 9,5985 \text{ m}^2$ – diện tích bề mặt truyền nhiệt
 - $l = 1,5 \text{ m}$ – chiều dài của ống truyền nhiệt
 - d – đường kính của ống truyền nhiệt
- Vì $\alpha_1 > \alpha_2$ nên ta chọn $d = d_1 = 25 \text{ mm}$.

Số ống truyền nhiệt là:

$$n = \frac{9,5985}{\pi \cdot 1,5 \cdot 0,025} = 81,47 \quad (40)$$

Theo bảng V.11, trang 48, [2], chọn số ống $n = 91$ và bố trí ống theo hình lục giác đều.

2.2. Đường kính ống tuần hoàn trung tâm (D_{th})

Áp dụng công thức (III.26), trang 121, [6]:

$$D_{th} = \sqrt{\frac{4 \cdot f_t}{\pi}}; \text{ m}$$

$$\text{Chọn } f_t = 0,3F_D \quad (41)$$

$$\text{Với } F_D = \frac{\pi \cdot d_n^2 \cdot n}{4} \quad (42)$$

$$\Rightarrow f_t = 0,3 \cdot \frac{\pi \cdot d_n^2 \cdot n}{4} = 0,3 \cdot \frac{\pi \cdot 0,029^2 \cdot 91}{4} = 0,018 \text{ m}^2$$

$$\Rightarrow D_{th} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,018}{\pi}} = 0,1515 \text{ m} \quad (43)$$

\Rightarrow chọn $D_{th} = 0,273 \text{ m} = 273 \text{ mm}$ theo tiêu chuẩn trang 290, [5].

$$\text{Kiểm tra: } \frac{D_{th}}{d_t} = \frac{273}{25} = 10,92 > 10 \text{ (thỏa)}$$

2.3. Đường kính buồng đốt (D_t)

Đối với thiết bị cô đặc có ống tuần hoàn trung tâm và ống đốt được bố trí theo hình lục giác đều, đường kính trong của buồng đốt được tính theo công thức (III-52), trang 135, [4]:

$$D_t = \sqrt{\frac{0,4 \cdot \beta^2 \cdot d_n \cdot \sin \alpha \cdot F}{\psi \cdot l}} + (D_{th} + 2 \cdot \beta \cdot d_n)^2 ; \text{ m} \quad (44)$$

Trong đó:

- $\beta = \frac{t}{d_n}$ - hệ số, thường có giá trị từ 1,3 đến 1,5. Chọn $\beta = 1,4$.
t – bước ống; m
- $d_n = 0,029 \text{ m}$ – đường kính ngoài của ống truyền nhiệt
- ψ – hệ số sử dụng vì ống, thường có giá trị từ 0,7 đến 0,9. Chọn $\psi = 0,8$.
- $l = 1,5 \text{ m}$ – chiều dài của ống truyền nhiệt
- $D_{nth} = 0,273 + 2 \cdot 0,002 = 0,277 \text{ m}$ – đường kính ngoài của ống tuần hoàn trung tâm
- $\alpha = 60^\circ$ – góc ở đỉnh của tam giác đều
- $F = 9,5985 \text{ m}^2$ – diện tích bề mặt truyền nhiệt

$$(44) \Rightarrow D_t = \sqrt{\frac{0,4 \cdot 1,4^2 \cdot 0,029 \cdot \sin 60^\circ \cdot 9,5985}{0,8 \cdot 1,5}} + (0,277 + 2 \cdot 1,4 \cdot 0,029)^2 = 0,5346 \text{ m} \quad (45)$$

\Rightarrow chọn $D_t = 600 \text{ mm} = 0,6 \text{ m}$ theo tiêu chuẩn trang 291, [5].

2.4. Kiểm tra diện tích truyền nhiệt

Phân bố 91 ống truyền nhiệt được bố trí theo hình lục giác đều như sau:

Số hình lục giác	5
Số ống trên đường xuyên tâm	11
Tổng số ống không kể các ống trong hình viên phân	91
Số ống trong các hình viên phân	
Dãy 1	0
Dãy 2	0
Tổng số ống trong tất cả các hình viên phân	0
Tổng số ống của thiết bị	91

Ta cần thay thế những ống truyền nhiệt ở giữa hình lục giác đều bằng ống tuần hoàn trung tâm. Điều kiện thay thế được suy ra từ công thức (V.140), trang 49, [2]:

$$D_{th} \leq t.(b-1) + 4.d_n; m$$

Trong đó:

- t - bước ống; m. Chọn $t = 1,4d_n$

$$\Rightarrow b \geq \frac{D_{th} - 4.d_n}{t} + 1 = \frac{273 - 4.29}{1,4.29} + 1 = 4,87$$

\Rightarrow chọn $b = 5$ ống theo bảng V.11, trang 48, [2]. Như vậy, vùng ống truyền nhiệt cần được thay thế có 5 ống trên đường xuyên tâm.

$$\Rightarrow \text{Số ống truyền nhiệt được thay thế là } n = \frac{3}{4}.(b^2 - 1) + 1 = \frac{3}{4}.(5^2 - 1) + 1 = 19 \text{ ống.}$$

$$\Rightarrow \text{Số ống truyền nhiệt còn lại là } n' = 91 - 19 = 72 \text{ ống.} \quad (46)$$

Diện tích bề mặt truyền nhiệt lúc này là:

$$F' = (n'.d_t + D_{th}).\pi.H = (72.0,025 + 0,273).\pi.1,5 = 9,7688 \text{ m}^2 > 9,5985 \text{ m}^2 \text{ (thoả)}$$

3. Tính kích thước các ống dẫn

Đường kính của các ống được tính một cách tổng quát theo công thức (VI.41), trang 74, [2]:

$$d = \sqrt{\frac{4.G}{\pi.v.\rho}}$$

Trong đó:

- G – lưu lượng khối lượng của lưu chất; kg/s
- v – tốc độ của lưu chất; m/s
- ρ – khối lượng riêng của lưu chất; kg/m³

3.1. Ống nhập liệu

$$G_d = 1191,65 \text{ kg/h}$$

Nhập liệu chất lỏng ít nhớt (dung dịch NaOH 18% ở 101,9632 °C). Chọn $v = 1,5 \text{ m/s}$ (trang 74, [2]).

$$\rho = 1147,554 \text{ kg/m}^3$$

$$\Rightarrow d = \sqrt{\frac{4.G}{\pi.v.\rho}} = \sqrt{\frac{4.1191,65}{3600.\pi.1,5.1147,554}} = 0,0157 \text{ m} \quad (47)$$

Chọn $d_t = 20 \text{ mm}$; $d_n = 25 \text{ mm}$.

3.2. Ống tháo liệu

$$G_c = 714,99 \text{ kg/h}$$

Tháo liệu chất lỏng ít nhớt (dung dịch NaOH 30% ở 104,61 °C). Chọn $v = 1 \text{ m/s}$ (trang 74, [2]).

$$\rho = 1272,158 \text{ kg/m}^3$$

$$\Rightarrow d = \sqrt{\frac{4.G}{\pi.v.\rho}} = \sqrt{\frac{4.714,99}{3600.\pi.1.1272,158}} = 0,0141 \text{ m} \quad (48)$$

Chọn $d_t = 20 \text{ mm}$; $d_n = 25 \text{ mm}$.

3.3. Ống dẫn hơi đốt

$D = 0,1578 \text{ kg/s}$

Dẫn hơi nước bão hoà ở áp suất 4 at. Chọn $v = 20 \text{ m/s}$ (trang 74, [2]).

$\rho = 0,4718 \text{ kg/m}^3$ (tra bảng I.251, trang 315, [1]).

$$\Rightarrow d = \sqrt{\frac{4.G}{\pi.v.\rho}} = \sqrt{\frac{4.0,1578}{\pi.20.0,4718}} = 0,1459 \text{ m} \quad (49)$$

Chọn $d_t = 150 \text{ mm}$; $d_n = 159 \text{ mm}$.

3.4. Ống dẫn hơi thứ

$W = 476,66 \text{ kg/h}$

Dẫn hơi nước bão hoà ở áp suất 0,6275 at. Chọn $v = 20 \text{ m/s}$ (trang 74, [2]).

$\rho = 0,3473 \text{ kg/m}^3$ (tra bảng I.251, trang 314, [1]).

$$\Rightarrow d = \sqrt{\frac{4.G}{\pi.v.\rho}} = \sqrt{\frac{4.476,66}{3600.\pi.20.0,3473}} = 0,15 \text{ m} \quad (50)$$

Chọn $d_t = 150 \text{ mm}$; $d_n = 159 \text{ mm}$.

3.5. Ống dẫn nước ngưng

Chọn $G_n = \frac{1}{3}.D$

Dẫn nước lỏng cân bằng với hơi nước bão hoà ở 4 at. Chọn $v = 0,75 \text{ m/s}$ (trang 74, [2]).

$\rho = 923,461 \text{ kg/m}^3$ (tra bảng I.251, trang 315, [1]).

$$\Rightarrow d = \sqrt{\frac{4.G}{\pi.v.\rho}} = \sqrt{\frac{4.0,1578}{3.\pi.0,75.923,461}} = 0,0098 \text{ m} \quad (51)$$

Chọn $d_t = 20 \text{ mm}$; $d_n = 25 \text{ mm}$.

3.6. Ống dẫn khí không ngưng

Chọn $d_t = 20 \text{ mm}$; $d_n = 25 \text{ mm}$.

C. TÍNH BỀN CƠ KHÍ CHO CÁC CHI TIẾT CỦA THIẾT BỊ CÔ ĐẶC

1. Tính cho buồng đốt

1.1. Sơ lược về cấu tạo

- Buồng đốt có đường kính trong $D_t = 600 \text{ mm}$, chiều cao $H_t = 1500 \text{ mm}$.
- Thân có 3 lỗ, ứng với 3 ống: dẫn hơi đốt, xả nước ngưng, xả khí không ngưng.
- Vật liệu chế tạo là thép không gỉ OX18H10T, có bọc lớp cách nhiệt.

1.2. Tính toán

Bề dày tối thiểu S' :

- Hơi đốt là hơi nước bão hoà có áp suất 4 at nên buồng đốt chịu áp suất trong là:
 $p_m = p_D - p_a = 4 - 1 = 3 \text{ at} = 0,2943 \text{ N/mm}^2 \quad (52)$

Áp suất tính toán là:

$$P_t = p_m + \rho g H = 0,2943 + 1273,25.9,81.10^{-6}.1,5 = 0,313 \text{ N/mm}^2 \quad (53)$$

- Nhiệt độ của hơi đốt vào là $t_D = 142,9^\circ\text{C}$, vậy nhiệt độ tính toán của buồng đốt là:
 $t_{tt} = t_D + 20 = 142,9 + 20 = 162,9^\circ\text{C}$ (54)
(trường hợp thân có bọc lớp cách nhiệt)
- Theo hình 1.2, trang 16, [7], ứng suất cho phép tiêu chuẩn của vật liệu ở t_{tt} là:
 $[\sigma]^* = 115 \text{ N/mm}^2$
Chọn hệ số hiệu chỉnh $\eta = 0,95$ (có bọc lớp cách nhiệt) (trang 17, [7]).
 \Rightarrow Ứng suất cho phép của vật liệu là:
 $[\sigma] = \eta \cdot [\sigma]^* = 0,95 \cdot 115 = 109,25 \text{ N/mm}^2$ (55)
- Tra bảng 2.12, trang 34, [7]: module đàn hồi của vật liệu ở t_{tt} là $E = 2,05 \cdot 10^5 \text{ N/mm}^2$.

Xét:

$$\frac{[\sigma] \cdot \varphi}{P_t} = \frac{109,25 \cdot 0,95}{0,313} = 331,66 > 25$$

Theo công thức 5-3, trang 96, [7]:

$$S' = \frac{D_t \cdot P_t}{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi} = \frac{600 \cdot 0,313}{2 \cdot 109,25 \cdot 0,95} = 0,9045 \text{ mm} \quad (56)$$

Trong đó:

- $\varphi = 0,95$ – hệ số bền mối hàn (bảng 1-8, trang 19, [7], hàn 1 phía)
- $D_t = 600 \text{ mm}$ – đường kính trong của buồng đốt
- $P_t = 0,313 \text{ N/mm}^2$ – áp suất tính toán của buồng đốt

Bề dày thực S:

- $D_t = 600 \text{ mm} \Rightarrow S_{\min} = 3 \text{ mm} > 0,9045 \text{ mm} \Rightarrow$ chọn $S' = S_{\min} = 3 \text{ mm}$ (theo bảng 5.1, trang 94, [7]).
- Chọn hệ số ăn mòn hoá học là $C_a = 1 \text{ mm}$ (thời gian làm việc 10 năm).
- Vật liệu được xem là bền cơ học nên $C_b = C_c = 0$.
- Chọn hệ số bổ sung do dung sai của chiều dày $C_0 = 0,22 \text{ mm}$ (theo bảng XIII.9, trang 364, [2]).
 \Rightarrow Hệ số bổ sung bề dày là:
 $C = C_a + C_b + C_c + C_0 = 1 + 0 + 0 + 0,22 = 1,22 \text{ mm}$
 \Rightarrow Bề dày thực là:
 $S = S' + C = 3 + 1,22 = 4,22 \text{ mm}$ (57)
Chọn $S = 5 \text{ mm}$.

Kiểm tra bề dày buồng đốt:

Áp dụng công thức 5-10, trang 97, [7]:

$$\frac{S - C_a}{D_t} = \frac{5 - 1}{600} = 0,00667 < 0,1 \text{ (thỏa)} \quad (58)$$

Áp suất tính toán cho phép trong buồng đốt:

$$[P] = \frac{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi \cdot (S - C_a)}{D_t + (S - C_a)} = \frac{2 \cdot 109,25 \cdot 0,95 \cdot (5 - 1)}{600 + (5 - 1)} = 1,3747 \text{ N/mm}^2 > P_t = 0,313 \text{ N/mm}^2 \quad (59)$$

Vậy bề dày buồng đốt là 5 mm.

⇒ Đường kính ngoài của buồng đốt:
 $D_n = D_t + 2S = 600 + 2.5 = 610 \text{ mm}$

Tính bền cho các lỗ:

Đường kính lỗ cho phép không cần tăng cứng (công thức 8-2, trang 162, [7]):

$$d_{\max} = \sqrt[3]{D_t \cdot (S - C_a) \cdot (1 - k)} ; \text{ mm}$$

Trong đó:

- $D_t = 600 \text{ mm}$ – đường kính trong của buồng đốt
- $S = 5 \text{ mm}$ – bề dày của buồng đốt
- k – hệ số bền của lỗ

$$k = \frac{P_t \cdot D_t}{(2,3 \cdot [\sigma] - P_t)(S - C_a)} = \frac{0,313 \cdot 600}{(2,3 \cdot 109,25 - 0,313)(5 - 1)} = 0,187$$

$$\Rightarrow d_{\max} = \sqrt[3]{600 \cdot 109,25 \cdot (5 - 1) \cdot (1 - 0,187)} = 46,23 \text{ mm} \quad (60)$$

So sánh:

- Ống dẫn hơi đốt $D_t = 150 \text{ mm} > d_{\max}$
- Ống xả nước ngưng $D_t = 20 \text{ mm} < d_{\max}$
- Ống xả khí không ngưng $D_t = 20 \text{ mm} < d_{\max}$

⇒ Cần tăng cứng cho lỗ của hơi đốt vào, dùng bạc tăng cứng với bề dày khâu tăng cứng bằng bề dày thân (5 mm).

2. Tính cho buồng bốc

2.1. Sơ lược về cấu tạo

- Buồng bốc có đường kính trong là $D_t = 800 \text{ mm}$, chiều cao $H_t = 2000 \text{ mm}$.
- Thân có 5 lỗ, gồm: ống nhập liệu, ống thông áp, cửa sửa chữa và 2 kính quan sát.
- Phía dưới buồng bốc là phần hình nón cụt có gờ liên kết với buồng đốt.
- Vật liệu chế tạo là thép không gỉ OX18H10T, có bọc lớp cách nhiệt.

2.2. Tính toán

Bề dày tối thiểu S' :

- Buồng bốc làm việc ở điều kiện chân không nên chịu áp lực từ bên ngoài. Vì áp suất tuyệt đối thấp nhất ở bên trong là 0,6275 at nên buồng bốc chịu áp suất ngoài là:

$$P_n = p_m = 2p_a - p_0 = 2 \cdot 1 - 0,6275 = 1,3725 \text{ at} = 0,1346 \text{ N/mm}^2 \quad (61)$$

- Nhiệt độ của hơi thứ ra là $t_{\text{sdm}}(p_0) = 86,5^\circ\text{C}$, vậy nhiệt độ tính toán của buồng bốc là:

$$t_{\text{tt}} = 86,5 + 20 = 106,5^\circ\text{C} \quad (62)$$

(trường hợp thân có bọc lớp cách nhiệt)

- Chọn hệ số bền mỗi hàn $\varphi_h = 0,95$ (bảng 1-8, trang 19, [7], hàn 1 phía)
- Theo hình 1.2, trang 16, [7], ứng suất cho phép tiêu chuẩn của vật liệu ở t_{tt} là:

$$[\sigma]^* = 122 \text{ N/mm}^2$$

Chọn hệ số hiệu chỉnh $\eta = 0,95$ (có bọc lớp cách nhiệt) (trang 17, [7]).

⇒ Ứng suất cho phép của vật liệu là:

$$[\sigma] = \eta \cdot [\sigma]^* = 0,95 \cdot 122 = 115,9 \text{ N/mm}^2 \quad (63)$$

- Tra bảng 2.12, trang 34, [7]: module đàn hồi của vật liệu ở t_{tt} là $E = 2,05 \cdot 10^5 \text{ N/mm}^2$.
- Chọn hệ số an toàn khi chảy là $n_c = 1,65$ (bảng 1-6, trang 14, [7]).

$$\Rightarrow \text{Ứng suất chảy của vật liệu là } \sigma_c^t = [\sigma]^* \cdot n_c = 122 \cdot 1,65 = 201,3 \text{ N/mm}^2 \quad (64)$$

- Khối lượng riêng của dung dịch NaOH 30 % ở $t_{\text{sdd}}(p_{\text{tb}})$ là $\rho_{\text{dd}} = 1273,25 \text{ kg/m}^3$

Áp dụng công thức 5-14, trang 98, [7]:

$$S' = 1,18.D \left(\frac{P_n}{E} \cdot \frac{L}{D} \right)^{0,4} = 1,18.800 \left(\frac{0,1346}{2,05.10^5} \cdot \frac{2000}{800} \right)^{0,4} = 4,582 \text{ mm} \quad (65)$$

Trong đó:

- $D_t = 800 \text{ mm}$ – đường kính trong của buồng bốc
- $P_n = 0,1346 \text{ N/mm}^2$ – áp suất tính toán của buồng bốc
- $L = 2000 \text{ mm}$ – chiều dài tính toán của thân, là khoảng cách giữa hai mặt bích

Bề dày thực S:

- $D_t = 800 \text{ mm} \Rightarrow S_{\min} = 3 \text{ mm} < 4,582 \text{ mm} \Rightarrow$ chọn $S' = 4,582 \text{ mm}$ (theo bảng 5.1, trang 94, [7]).
- Chọn hệ số ăn mòn hoá học là $C_a = 1 \text{ mm}$ (thời gian làm việc 10 năm).
- Vật liệu được xem là bền cơ học nên $C_b = C_c = 0$.
- Chọn hệ số bổ sung do dung sai của chiều dày $C_0 = 0,5 \text{ mm}$ (theo bảng XIII.9, trang 364, [2]).

\Rightarrow Hệ số bổ sung bề dày là:

$$C = C_a + C_b + C_c + C_0 = 1 + 0 + 0 + 0,5 = 1,5 \text{ mm}$$

\Rightarrow Bề dày thực là:

$$S = S' + C = 4,582 + 1,5 = 6,082 \text{ mm} \quad (66)$$

Chọn $S = 7 \text{ mm}$.

Kiểm tra bề dày buồng bốc:

$$\frac{L}{D_t} = \frac{2000}{800} = 2,5$$

Kiểm tra công thức 5-15, trang 99, [7]:

$$1,5 \cdot \sqrt{\frac{2.(S - C_a)}{D_t}} \leq \frac{L}{D_t} \leq \sqrt{\frac{D_t}{2.(S - C_a)}}$$

$$\Leftrightarrow 1,5 \cdot \sqrt{\frac{2.(7 - 1)}{800}} \leq 2,5 \leq \sqrt{\frac{800}{2.(7 - 1)}}$$

$$\Leftrightarrow 0,184 \leq 2,5 \leq 8,165 \text{ (thỏa)} \quad (67)$$

Kiểm tra công thức 5-16, trang 99, [7]:

$$\frac{L}{D_t} \geq 0,3 \cdot \frac{E_t}{\sigma_c} \cdot \sqrt{\left[\frac{2.(S - C_a)}{D_t} \right]^3}$$

$$\Leftrightarrow 2,5 \geq 0,3 \cdot \frac{2,05.10^5}{201,3} \cdot \sqrt{\left[\frac{2.(7 - 1)}{800} \right]^3}$$

$$\Leftrightarrow 2,5 \geq 0,5613 \text{ (thỏa)} \quad (68)$$

Kiểm tra độ ổn định của thân khi chịu tác dụng của áp suất ngoài:

So sánh P_n với áp suất tính toán cho phép trong thiết bị $[P_n]$ theo 5-19, trang 99, [7]:

$$[P_n] = 0,649 \cdot E^t \cdot \frac{D_t}{L} \cdot \left(\frac{S - C_a}{D_t} \right)^2 \cdot \sqrt{\frac{S - C_a}{D_t}} \geq P_n$$

$$\Leftrightarrow 0,649 \cdot 2,05 \cdot 10^5 \cdot \frac{800}{2000} \cdot \left(\frac{7-1}{800} \right)^2 \cdot \sqrt{\frac{7-1}{800}} \text{ N/mm}^2 \geq 0,1346 \text{ N/mm}^2$$

$$\Leftrightarrow 0,2593 \text{ N/mm}^2 \geq 0,1346 \text{ N/mm}^2 \text{ (thỏa)} \quad (69)$$

Kiểm tra độ ổn định của thân khi chịu tác dụng của lực nén chiều trục:

Xét: $L = 2000 \text{ mm} \leq 5D = 5 \cdot 800 = 4000 \text{ mm}$

Lực nén chiều trục lên buồng bốc:

$$P_{nct} = \pi \cdot \frac{D_n^2}{4} \cdot P_n = \pi \cdot \frac{(800 + 2 \cdot 7)^2}{4} \cdot 0,1346 = 70044,13 \text{ N} \quad (70)$$

Theo điều kiện 5-33, trang 103, [7]:

$$25 \leq \frac{D}{2 \cdot (S - C_a)} = \frac{800}{2 \cdot (7 - 1)} = 66,67 \leq 250$$

Tra $q_c = f \left[\frac{D}{2 \cdot (S - C_a)} \right]$ ở [7], trang 103:

$\frac{D}{2 \cdot (S - C_a)}$	50	100	150	200	250	500	1000	2000	2500
q_c	0,050	0,098	0,14	0,15	0,14	0,118	0,08	0,06	0,055

$$\Rightarrow q_c = 0,066$$

$$\Rightarrow K_c = 875 \cdot \frac{\sigma_c^t}{E^t} \cdot q_c = 875 \cdot \frac{201,3}{2,05 \cdot 10^5} \cdot 0,066 = 0,0567 \quad (71)$$

Điều kiện thỏa mãn độ ổn định của thân (5-32, trang 103, [7]):

$$S - C_a \geq \sqrt{\frac{P_{nct}}{\pi \cdot K_c \cdot E^t}}$$

$$\Leftrightarrow 7 - 1 \geq \sqrt{\frac{70044,13}{\pi \cdot 0,0567 \cdot 2,05 \cdot 10^5}}$$

$$\Leftrightarrow 6 \geq 1,385 \text{ (thỏa)} \quad (72)$$

Ứng suất nén được tính theo công thức 5-48, trang 107, [7]:

$$\sigma_n = \frac{P_{nct}}{\pi \cdot (D_t + S)(S - C_a)} = \frac{70044,13}{\pi \cdot (800 + 7) \cdot (7 - 1)} = 4,6047 \text{ N/mm}^2 \quad (73)$$

Ứng suất nén cho phép được tính theo công thức 5-31, trang 103, [7]:

$$[\sigma_n] = K_c \cdot E' \cdot \frac{S - C_a}{D_t} = 0,0567 \cdot 2,05 \cdot 10^5 \cdot \frac{7-1}{800} = 87,188 \text{ N/mm}^2 \quad (74)$$

Kiểm tra độ ổn định của thân khi chịu tác dụng đồng thời của áp suất ngoài và lực nén chiều trục:

Kiểm tra điều kiện 5-47, trang 107, [7]:

$$\frac{\sigma_n}{[\sigma_n]} + \frac{P_n}{[P_n]} \leq 1$$
$$\Leftrightarrow \frac{4,6047}{87,188} + \frac{0,1346}{0,2593} = 0,572 \leq 1 \text{ (thỏa)} \quad (75)$$

Vậy bề dày buồng bốc là 7 mm.

⇒ Đường kính ngoài của buồng bốc:

$$D_n = D_t + 2S = 800 + 2 \cdot 7 = 814 \text{ mm}$$

Tính bền cho các lỗ:

Đường kính lỗ cho phép không cần tăng cứng (công thức 8-2, trang 162, [7]):

$$d_{\max} = \sqrt[3]{D_t \cdot (S - C_a) \cdot (1 - k)} ; \text{ mm}$$

Trong đó:

- $D_t = 800 \text{ mm}$ – đường kính trong của buồng bốc
- $S = 7 \text{ mm}$ – bề dày của buồng đốt
- k – hệ số bền của lỗ

$$k = \frac{P_n \cdot D_t}{(2,3 \cdot [\sigma] - P_n)(S - C_a)} = \frac{0,1346 \cdot 800}{(2,3 \cdot 115,9 - 0,1346)(7 - 1)} = 0,0674$$

$$\Rightarrow d_{\max} = \sqrt[3]{800 \cdot 115,9 \cdot (7 - 1) \cdot (1 - 0,0674)} = 60,98 \text{ mm} \quad (76)$$

So sánh:

- Ống nhập liệu $D_t = 20 \text{ mm} < d_{\max}$
- Cửa sửa chữa $D_t = 500 \text{ mm} > d_{\max}$
- Kính quan sát $D_t = 200 \text{ mm} > d_{\max}$

⇒ Cần tăng cứng cho cửa sửa chữa và kính quan sát, dùng bạc tăng cứng với bề dày khâu tăng cứng là 15 mm.

3. Tính cho đáy thiết bị

3.1. Sơ lược về cấu tạo

- Chọn đáy nón tiêu chuẩn $D_t = 600 \text{ mm}$.
- Đáy nón có phần gờ cao 40 mm và góc ở đáy là $2\alpha = 60^\circ$.
Tra bảng XIII.21, trang 394, [2]:
Chiều cao của đáy nón (không kể phần gờ) là $H = 544 \text{ mm}$
Thể tích của đáy nón là $V_d = 0,071 \text{ m}^3$
- Đáy nón được khoan 1 lỗ để tháo liệu và 1 lỗ để gắn vòi thử sản phẩm.
- Vật liệu chế tạo là thép không gỉ OX18H10T.

3.2. Tính toán

Chiều cao phần hình nón cắt nổi buồng bốc và buồng đốt H_c :

- Chiều cao này bằng chiều cao của phần dung dịch trong buồng bốc.
- Tổng thể tích của ống truyền nhiệt và ống tuần hoàn trung tâm:

$$V_1 = \pi \cdot \frac{(n' \cdot d_t^2 + D_{th}^2)}{4} \cdot l = \pi \cdot \frac{(72.0,025^2 + 0,273^2)}{4} \cdot 1,5 = 0,1408 \text{ m}^3 \quad (77)$$

- Thể tích của phần đáy nón:
 $V_2 = V_d = 0,071 \text{ m}^3$

- Với đường kính trong của ống nhập liệu là 20 mm, tốc độ nhập liệu được tính lại:

$$v_{nl} = \frac{G_d}{\pi \cdot \frac{d_{nl}^2}{4} \cdot \rho} = \frac{1191,65}{\pi \cdot \frac{0,02^2}{4} \cdot 1147,554} = 0,9182 \text{ m/s}$$

- Tốc độ dung dịch đi trong ống tuần hoàn trung tâm:

$$v' = \frac{v_{nl} \cdot d_{nl}^2}{D_{th}^2} = \frac{0,9182 \cdot 0,02^2}{0,273^2} = 0,00493 \text{ m/s}$$

- Thời gian lưu của dung dịch trong thiết bị:

$$\tau = \frac{l + l'}{v'} = \frac{l + \frac{V_d}{\pi \cdot \frac{D_{th}^2}{4}}}{v'} = \frac{1,5 + \frac{0,071}{\pi \cdot \frac{0,273^2}{4}}}{0,00493} = 550,534 \text{ s}$$

Trong đó:

- v_{nl} – tốc độ của dung dịch trong ống nhập liệu; m/s
- d_{nl} – đường kính trong của ống nhập liệu; m
- D_{th} – đường kính trong của ống tuần hoàn; m
- l – chiều dài của ống truyền nhiệt; m
- l' – chiều dài hình học của đáy; m

- Thể tích dung dịch đi vào trong thiết bị:

$$\Sigma V = V_s \cdot \tau = \frac{G_d}{\rho_s} \cdot \tau = \frac{G_d}{\frac{\rho_{dd}}{2}} \cdot \tau = \frac{1191,65 \cdot 2}{3600 \cdot 1147,554} \cdot 550,534 = 0,3176 \text{ m}^3$$

Trong đó:

- $\rho_s = \frac{\rho_{dd}}{2}$ – khối lượng riêng của dung dịch sôi bọt trong thiết bị; kg/m³
- Tổng thể tích của phần hình nón cắt và phần gờ nổi với buồng đốt:
 $V_3 = \Sigma V - V_1 - V_2 = 0,3176 - 0,1408 - 0,071 = 0,1058 \text{ m}^3$

- Chọn chiều cao của phần gờ nổi với buồng đốt là $H_{gc} = 40 \text{ mm}$.
⇒ Thể tích của phần gờ nổi với buồng đốt:

$$V_{gc} = \pi \cdot \frac{D_d^2}{4} \cdot h_{gc} = \pi \cdot \frac{0,6^2}{4} \cdot 0,04 = 0,0113 \text{ m}^3$$

⇒ Thể tích của phần hình nón cụt:

$$V_c = V_3 - V_{gc} = 0,1058 - 0,0113 = 0,0945 \text{ m}^3$$

⇒ Chiều cao của phần hình nón cụt:

$$H_c = \frac{V_3}{\pi \cdot \frac{(D_b^2 + D_b \cdot D_d + D_d^2)}{12}} = \frac{12 \cdot 0,0945}{\pi \cdot (0,8^2 + 0,8 \cdot 0,6 + 0,6^2)} = 0,244 \text{ m} \quad (78)$$

Chọn $H_c = 245 \text{ mm}$.

Bề dày thực S:

- Chiều cao của cột chất lỏng trong thiết bị:
 $H' = H_c + H_{gc} + H_{bd} + H_d = 245 + 40 + 1500 + (40 + 544) = 2369 \text{ mm} = 2,369 \text{ m}$

Trong đó:

- H_c – chiều cao của chất lỏng trong phần hình nón cụt; m
- H_{gc} – chiều cao của chất lỏng trong phần gờ nổi với buồng đốt; m
- H_{bd} – chiều cao của chất lỏng trong buồng đốt; m
- H_d – chiều cao của chất lỏng trong đáy nón; m

- Áp suất thủy tĩnh do cột chất lỏng gây ra trong thiết bị:
 $p_{tt} = \rho_{dd} \cdot g \cdot H' = 1273,25 \cdot 9,81 \cdot 2,369 \cdot 10^{-6} = 0,0296 \text{ N/mm}^2 \quad (79)$

- Đáy có áp suất tuyệt đối bên trong là $p_0 = 0,6275 \text{ at}$ nên chịu áp suất ngoài là $1,3725 \text{ at} = 0,1346 \text{ N/mm}^2$ (61). Ngoài ra, đáy còn chịu áp suất thủy tĩnh do cột chất lỏng gây ra trong thiết bị. Như vậy, áp suất tính toán là:

$$P_n = p_m + p_{tt} = 0,1346 + 0,0296 = 0,1642 \text{ N/mm}^2 \quad (80)$$

- Các thông số làm việc:

- $D_t = 600 \text{ mm}$
- $p_0 = 0,6275 \text{ at} = 0,06154 \text{ N/mm}^2$
- $t_m = t_{sdd}(p_0 + 2\Delta p) = 104,61 \text{ }^\circ\text{C}$

- Các thông số tính toán:

- l' – chiều cao tính toán của đáy; m
 $l' = H = 544 \text{ mm}$
- D' – đường kính tính toán của đáy; m (công thức 6-29, trang 133, [7])

$$D' = \frac{0,9 \cdot D_t + 0,1 \cdot d_t}{\cos \alpha} = \frac{0,9 \cdot 600 + 0,1 \cdot 20}{\cos 30^\circ} = 625,848 \text{ mm}$$

Trong đó:

$d_t = 20 \text{ mm}$ – đường kính trong bé của đáy nón (đường kính của ống tháo liệu)

- $P_n = 0,1642 \text{ N/mm}^2$
- $t_t = 104,61 + 20 = 124,61 \text{ }^\circ\text{C}$ (đáy có bọc lớp cách nhiệt)

- Các thông số cần tra và chọn:
 - $[\sigma]^* = 120 \text{ N/mm}^2$ - ứng suất cho phép tiêu chuẩn của vật liệu ở t_t (hình 1-2, trang 16, [7])
 - $\eta = 0,95$ - hệ số hiệu chỉnh (đáy có bọc lớp cách nhiệt)
 - $[\sigma] = \eta \cdot [\sigma]^* = 0,95 \cdot 120 = 114 \text{ N/mm}^2$ - ứng suất cho phép của vật liệu
 - $E^t = 2,05 \cdot 10^5 \text{ N/mm}^2$ - module đàn hồi của vật liệu ở t_t (bảng 2-12, trang 34, [7])
 - $n_c = 1,65$ - hệ số an toàn khi chảy (bảng 1-6, trang 14, [7])
 - $\sigma'_c = n_c \cdot [\sigma]^* = 1,65 \cdot 120 = 198 \text{ N/mm}^2$ - giới hạn chảy của vật liệu ở t_t (công thức 1-3, trang 13, [7])
- Chọn bề dày tính toán đáy $S = 5 \text{ mm}$, bằng với bề dày thực của buồng đốt.

Kiểm tra bề dày đáy:

$$\frac{l'}{D'} = \frac{544}{625,848} = 0,869$$

Kiểm tra công thức 5-15, trang 99, [7]:

$$1,5 \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot (S - C_a)}{D'}} \leq \frac{l'}{D'} \leq \sqrt{\frac{D'}{2 \cdot (S - C_a)}}$$

$$\Leftrightarrow 1,5 \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot (5 - 1)}{625,848}} \leq 0,869 \leq \sqrt{\frac{625,848}{2 \cdot (5 - 1)}}$$

$$\Leftrightarrow 0,17 \leq 0,869 \leq 8,844 \text{ (thỏa)}$$
(81)

Kiểm tra công thức 5-16, trang 99, [7]:

$$\frac{l'}{D'} \geq 0,3 \cdot \frac{E^t}{\sigma'_c} \cdot \sqrt{\left[\frac{2 \cdot (S - C_a)}{D'} \right]^3}$$

$$\Leftrightarrow 0,869 \geq 0,3 \cdot \frac{2,05 \cdot 10^5}{198} \cdot \sqrt{\left[\frac{2 \cdot (5 - 1)}{625,848} \right]^3}$$

$$\Leftrightarrow 0,869 \geq 0,449 \text{ (thỏa)}$$
(82)

Kiểm tra độ ổn định của đáy khi chịu tác dụng của áp suất ngoài:

So sánh P_n với áp suất tính toán cho phép trong thiết bị $[P_n]$ theo 5-19, trang 99, [7]:

$$[P_n] = 0,649 \cdot E^t \cdot \frac{D'}{l'} \cdot \left(\frac{S - C_a}{D'} \right)^2 \cdot \sqrt{\frac{S - C_a}{D'}} \geq P_n$$

$$\Leftrightarrow 0,649 \cdot 2,05 \cdot 10^5 \cdot \frac{625,848}{544} \cdot \left(\frac{5 - 1}{625,848} \right)^2 \cdot \sqrt{\frac{5 - 1}{625,848}} \text{ N/mm}^2 \geq 0,1642 \text{ N/mm}^2$$

$$\Leftrightarrow 0,5 \text{ N/mm}^2 \geq 0,1642 \text{ N/mm}^2 \text{ (thỏa)}$$
(83)

Kiểm tra độ ổn định của đáy khi chịu tác dụng của lực nén chiều trục:

- Lực tính toán P nén đáy:

$$P = \frac{\pi}{4} \cdot D_n^2 \cdot P_n = \frac{\pi}{4} \cdot (600 + 2.5)^2 \cdot 0,1642 = 47982,94 \text{ N} \quad (84)$$

Trong đó:

D_n – đường kính ngoài; mm

P_n – áp suất tác dụng lên đáy thiết bị; N/mm²

- Lực nén chiều trục cho phép:

$$[P] = \pi \cdot K_c \cdot E^t \cdot (S - C_a)^2 \cdot \cos^2 \alpha$$

Trong đó:

K_c – hệ số phụ thuộc vào tỷ số $\frac{D_t}{2 \cdot (S - C_a)}$, tính theo các công thức ở trang 103, [7].

$$25 \leq \frac{D_t}{2 \cdot (S - C_a)} = \frac{600}{2 \cdot (5 - 1)} = 75 \leq 250$$

$$\Rightarrow q_c = 0,074$$

$$\Rightarrow K_c = 875 \cdot \frac{\sigma_c^t}{E^t} \cdot q_c = 875 \cdot \frac{198}{2,05 \cdot 10^5} \cdot 0,074 = 0,06254$$

$$\Rightarrow [P] = \pi \cdot 0,06254 \cdot 2,05 \cdot 10^5 \cdot (5 - 1)^2 \cdot \cos^2 30^\circ = 483321,5 \text{ N} > 47982,94 \text{ N (thỏa)} \quad (85)$$

Điều kiện ổn định của đáy:

$$\frac{P}{[P]} + \frac{P_n}{[P_n]} \leq 1$$

$$\Leftrightarrow \frac{47982,94}{483321,5} + \frac{0,1642}{0,5} = 0,428 \leq 1 \text{ (thỏa)} \quad (86)$$

Vậy bề dày của đáy nón là 5 mm.

Tính bền cho các lỗ:

Vì đáy chỉ có lỗ để tháo liệu nên đường kính lớn nhất của lỗ cho phép không cần tăng cứng được tính theo công thức (8-3), trang 162, [7]:

$$d_{\max} = 2 \left[\left(\frac{S - C_a}{S'} - 0,8 \right) \sqrt{D'(S - C_a) - C_a} \right]$$

$$\Rightarrow d_{\max} = 2 \left[\left(\frac{5 - 1}{3} - 0,8 \right) \sqrt{625,848 \cdot (5 - 1) - 1} \right] = 51,37 \text{ mm} \quad (87)$$

Trong đó:

- S – bề dày đáy thiết bị; mm
- S' – bề dày tính toán tối thiểu của đáy; mm (chọn theo cách tính của buồng đốt)
- C_a – hệ số bổ sung do ăn mòn; mm
- D' – đường kính tính toán của đáy; mm

So sánh:

- Ống tháo liệu $D_t = 20 \text{ mm} < d_{\max}$
 \Rightarrow Không cần tăng cứng cho lỗ.

4. Tính cho nắp thiết bị

4.1. Sơ lược về cấu tạo

- Chọn nắp ellipse tiêu chuẩn $D_t = 800 \text{ mm}$.
 $\Rightarrow h_t = \frac{D_t}{4} = \frac{800}{4} = 200 \text{ mm}$ và $R_t = D_t = 800 \text{ mm}$
- Nắp có gờ và chiều cao gờ là $h_g = 25 \text{ mm}$.
- Nắp có 1 lỗ để thoát hơi thứ.
- Vật liệu chế tạo là thép không gỉ OX18H10T.

4.2. Tính toán

Bề dày thực S:

- Nắp có áp suất tuyệt đối bên trong giống như buồng bốc là $p_o = 0,6275 \text{ at}$ nên chịu áp suất ngoài là $P_n = 1,3725 \text{ at} = 0,1346 \text{ N/mm}^2$ (51).
- Nhiệt độ tính toán của nắp giống như buồng bốc là $t_t = 86,5 + 20 = 106,5 \text{ }^\circ\text{C}$ (nắp có bọc lớp cách nhiệt).
- Chọn bề dày tính toán nắp $S = 7 \text{ mm}$, bằng với bề dày thực của buồng bốc.

Kiểm tra bề dày nắp:

- Xét các tỷ số:

$$\frac{h_t}{D_t} = 0,25$$

$$\frac{R_t}{S} = \frac{800}{7} = 114,2857$$

$$\frac{0,15.E^t}{x.\sigma_c^t} = \frac{0,15.2,05.10^5}{0,7.201,3} = 218,2244$$

$$\Rightarrow \frac{R_t}{S} \leq \frac{0,15.E^t}{x.\sigma_c^t} \text{ và } 0,2 \leq \frac{h_t}{D_t} \leq 0,3 \quad (88)$$

$$\Rightarrow [P_n] = \frac{2.[\sigma_n](S - C_a)}{\beta.R_t} \text{ (công thức 6-12, trang 127, [7])}$$

Trong đó:

- $E^t = 2,05.10^5 \text{ N/mm}^2$ – module đàn hồi của vật liệu ở t_t (bảng 2-12, trang 34, [7])
- $\sigma_c^t = n_c.[\sigma]^* = 1,65.122 = 201,3 \text{ N/mm}^2$ – giới hạn chảy của vật liệu ở t_t (công thức 1-3, trang 13, [7])
Với:
 $[\sigma]^* = 122 \text{ N/mm}^2$ - ứng suất cho phép tiêu chuẩn của vật liệu ở t_t (hình 1-2, trang 16, [7])
 $n_c = 1,65$ – hệ số an toàn khi chảy (bảng 1-6, trang 14, [7])
- $x = 0,7$ với thép không gỉ

$$\beta = \frac{E'(S - C_a) + 5.x.R_t.\sigma_c^t}{E'(S - C_a) - 6,7.x.R_t.(1-x).\sigma_c^t}$$

$$= \frac{2,05.10^5.(7-1) + 5.0,7.800.201,3}{2,05.10^5.(7-1) - 6,7.0,7.800.(1-0,7).201,3} = 1,7875 \quad (89)$$

$$[\sigma_n] = 87,188 \text{ N/mm}^2 - \text{ứng suất nén cho phép của vật liệu làm nắp (74)}$$

$$\Rightarrow [P_n] = \frac{2.87,188.(7-1)}{1,7875.800} = 0,7316 \text{ N/mm}^2 > 0,1346 \text{ N/mm}^2 \text{ (thoả)} \quad (90)$$

Vậy bề dày của nắp ellipse là 7 mm.

Tính bền cho các lỗ:

Vì nắp chỉ có lỗ để tháo liệu nên đường kính lớn nhất của lỗ cho phép không cần tăng cứng được tính theo công thức (8-3), trang 162, [7]:

$$d_{\max} = 2 \left[\left(\frac{S - C_a}{S'} - 0,8 \right) \sqrt{D_t(S - C_a) - C_a} \right]$$

$$\Rightarrow d_{\max} = 2 \left[\left(\frac{7-1}{4,582} - 0,8 \right) \sqrt{800.(7-1) - 1} \right] = 68,59 \text{ mm} \quad (91)$$

Trong đó:

- S – bề dày đáy thiết bị; mm
- S' – bề dày tính toán tối thiểu của đáy; mm (chọn theo cách tính của buồng bốc)
- C_a – hệ số bổ sung do ăn mòn; mm
- D_t – đường kính trong của nắp; mm

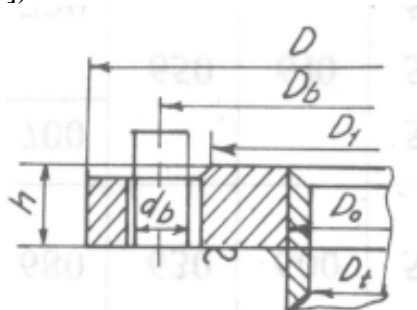
So sánh:

- Ống dẫn hơi thứ D_t = 150 mm > d_{max}
- ⇒ Cần tăng cứng cho lỗ của ống dẫn hơi thứ, dùng bạc tăng cứng với bề dày khâu tăng cứng bằng bề dày nắp (7 mm).

5. Tính mặt bích

5.1. Sơ lược về cấu tạo

- Bu lông và bích được làm từ bằng thép CT3.
- Mặt bích ở đây được dùng để nối nắp của thiết bị với buồng bốc, buồng bốc với buồng đốt và buồng đốt với đáy của thiết bị. Chọn bích liền bằng thép, kiểu 1 (bảng XIII.27, trang 417, [2]).



- Các thông số cơ bản của mặt bích:
 - D_t – đường kính gọi; mm
 - D – đường kính ngoài của mặt bích; mm
 - D_b – đường kính vòng bu lông; mm
 - D_1 – đường kính đến vành ngoài đệm; mm
 - D_0 – đường kính đến vành trong đệm; mm
 - d_b – đường kính bu lông; mm
 - Z – số lượng bu lông; cái
 - h – chiều dày mặt bích; mm

5.2. Chọn mặt bích

Mặt bích nối buồng bốc và buồng đốt:

- Buồng đốt và buồng bốc được nối với nhau theo đường kính buồng đốt $D_t = 600$ mm.
- Áp suất tính toán của buồng đốt là $0,313 \text{ N/mm}^2$.
Áp suất tính toán của buồng bốc là $0,1346 \text{ N/mm}^2$.
⇒ Chọn dự phòng áp suất trong thân là $P_y = 0,6 \text{ N/mm}^2$ để bích kín thân.
- Các thông số của bích được tra từ bảng XIII.27, trang 419, [2]:

BUỒNG BỐC – BUỒNG ĐỐT									
P _y	D _t	Kích thước nối						Kiểu bích	
		D	D _b	D ₁	D ₀	Bu lông		l	
						d _b	Z	h	δ _{đệm}
N/mm ²	mm	mm				mm	cái	mm	mm
0,6	600	740	690	650	611	M20	20	20	5

Mặt bích nối buồng đốt và đáy:

- Buồng đốt và đáy được nối với nhau theo đường kính buồng đốt $D_t = 600$ mm.
- Áp suất tính toán của buồng đốt là $0,313 \text{ N/mm}^2$.
Áp suất tính toán của đáy là $0,15795 \text{ N/mm}^2$.
⇒ Chọn dự phòng áp suất trong thân là $P_y = 0,6 \text{ N/mm}^2$ để bích kín thân.
- Các thông số của bích được tra từ bảng XIII.27, trang 419, [2]:

BUỒNG ĐỐT - ĐÁY									
P _y	D _t	Kích thước nối						Kiểu bích	
		D	D _b	D ₁	D ₀	Bu lông		1	
						d _b	Z	h	δ _{đệm}
N/mm ²	mm	mm				mm	cái	mm	mm
0.6	600	740	690	650	611	M20	20	20	5

Mặt bích nối nắp và buồng bốc:

- Buồng bốc và nắp được nối với nhau theo đường kính buồng bốc $D_t = 800$ mm.
- Áp suất tính toán của buồng bốc và nắp cùng là $0,1346$ N/mm².
⇒ Chọn dự phòng áp suất trong thân là $P_y = 0,3$ N/mm² để bích kín thân.
- Các thông số của bích được tra từ bảng XIII.27, trang 420, [2]:

NẮP – BUỒNG BỐC									
P _y	D _t	Kích thước nổi						Kiểu bích	
		D	D _b	D ₁	D ₀	Bu lông		1	
						d _b	Z	h	δ _{đệm}
N/mm ²	mm	mm				mm	cái	mm	mm
0,3	800	930	880	850	811	M20	24	22	5

6. Tính vĩ ống

6.1. Sơ lược về cấu tạo

- Chọn vĩ ống loại phẳng tròn, lắp cứng với thân thiết bị. Vĩ ống phải giữ chặt các ống truyền nhiệt và bên dưới tác dụng của ứng suất.
- Dạng của vĩ ống được giữ nguyên trước và sau khi nong.
- Vật liệu chế tạo là thép không gỉ OX18H10T.
- Nhiệt độ tính toán của vĩ ống là $t_t = t_D = 142,9$ °C (92)
- Ứng suất uốn cho phép tiêu chuẩn của vật liệu ở t_t là $[\sigma]_u^* = 118$ N/mm² (hình 1-2, trang 16, [7]). Chọn hệ số hiệu chỉnh $\eta = 1$.
⇒ Ứng suất uốn cho phép của vật liệu ở t_t là:
 $[\sigma]_u = \eta \cdot [\sigma]_u^* = 1 \cdot 118 = 118$ N/mm² (93)

6.2. Tính toán

Tính cho vĩ ống ở trên buồng đốt:

- Chiều dày tính toán tối thiểu ở phía ngoài của vĩ ống h_1' được xác định theo công thức (8-47), trang 181, [7]:

$$h_1' = D_t \cdot K \cdot \sqrt{\frac{P_0}{[\sigma]_u}} = 600 \cdot 0,3 \cdot \sqrt{\frac{0,2942}{118}} = 8,99 \text{ mm} \quad (94)$$

Trong đó:

- $K = 0,3$ – hệ số được chọn (trang 181, [7])
- D_t – đường kính trong của buồng đốt; mm
- p_0 – áp suất tính toán ở trong ống; N/mm²
- $[\sigma]_u$ – ứng suất uốn cho phép của vật liệu ở t_t ; N/mm²

Chọn $h_1' = 10$ mm

- Chiều dày tính toán tối thiểu ở phía giữa của vĩ ống h' được xác định theo công thức (8-48), trang 181, [7]:

$$h' = D_t \cdot K \cdot \sqrt{\frac{P_0}{[\sigma]_u \cdot \varphi_0}}$$

Trong đó:

- $K = 0,45$ – hệ số được chọn (trang 181, [7])
- φ_0 – hệ số làm yếu vì ống do khoan lỗ

$$\varphi_0 = \frac{D_n - \Sigma d}{D_n} < 1$$

Với:

D_n – đường kính vĩ ống; mm

Σd – tổng đường kính của các lỗ được bố trí trên đường kính vĩ; mm

$$\Sigma d = 6.25 + 273 = 423 \text{ mm}$$

$$\Rightarrow \varphi_0 = \frac{600 - 423}{600} = 0,295 < 1$$

$$\Rightarrow h' = 600.0,45 \cdot \sqrt{\frac{0,2942}{118.0,295}} = 24,82 \text{ mm} \quad (95)$$

Chọn $h' = 30 \text{ mm}$

- Kiểm tra bền vĩ ống:

Ứng suất uốn của vĩ được xác định theo công thức (8-53), trang 183, [7]:

$$\sigma_u = \frac{P_0}{3,6 \cdot \left(1 - 0,7 \cdot \frac{d_n}{L}\right) \left(\frac{h'}{L}\right)^2}$$

Trong đó:

- $d_n = 29 \text{ mm}$ – đường kính ngoài của ống truyền nhiệt

- $L = \frac{\sqrt{3}}{2} \cdot t = \frac{\sqrt{3}}{2} \cdot 0,0406 = 0,03516 \text{ m} = 35,16 \text{ mm}$ – được xác định theo hình 8-14, trang 182, [7] với các ống được bố trí theo đỉnh của tam giác đều.

$t = 0,0406 \text{ m}$ – bước ống

$$\Rightarrow \sigma_u = \frac{0,2942}{3,6 \cdot \left(1 - 0,7 \cdot \frac{29}{35,16}\right) \left(\frac{30}{35,16}\right)^2} = 0,2656 \text{ N/mm}^2 \leq 118 \text{ N/mm}^2 \quad (96)$$

Vậy vĩ ống ở trên buồng đốt dày 30 mm.

Tính cho vĩ ống ở dưới buồng đốt:

- Chiều dày tính toán tối thiểu ở phía ngoài của vĩ ống h'_1 được xác định theo công thức (8-47), trang 181, [7]:

$$h'_1 = D_t \cdot K \cdot \sqrt{\frac{P_0}{[\sigma_u]}} = 600.0,3 \cdot \sqrt{\frac{0,3092}{118}} = 9,214014 \text{ mm} \quad (97)$$

Trong đó:

- $K = 0,3$ – hệ số được chọn (trang 181, [7])

- D_t – đường kính trong của buồng đốt; mm

- p_0 – áp suất tính toán ở trong ống; N/mm^2

$$p_0 = p_m + \rho_{dd \max} \cdot g \cdot H = 0,2942 + 1273,97 \cdot 9,81 \cdot 1,5 \cdot 10^{-6} = 0,313 \text{ N/mm}^2$$

Với:

$$\rho_{dd \max} = \rho_{dd}(30 \%, 101,9632 \text{ }^\circ\text{C}) = 1273,97 \text{ kg/m}^3 \text{ (chọn dự phòng)}$$

- $[\sigma]_u$ – ứng suất uốn cho phép của vật liệu ở t_t ; N/mm²
Chọn $h'_1 = 10$ mm

- Chiều dày tính toán tối thiểu ở phía giữa của vỉ ống h' được xác định theo công thức (8-48), trang 181, [7]:

$$h' = D_t \cdot K \cdot \sqrt{\frac{P_0}{[\sigma]_u \cdot \varphi_0}}$$

Trong đó:

- $K = 0,45$ – hệ số được chọn (trang 181, [7])

$$\Rightarrow h' = 600 \cdot 0,45 \cdot \sqrt{\frac{0,313}{118 \cdot 0,295}} = 25,6 \text{ mm} \quad (98)$$

Chọn $h' = 30$ mm

- Kiểm tra bền vỉ ống:
Ứng suất uốn của vỉ được xác định theo công thức (8-53), trang 183, [7]:

$$\sigma_u = \frac{P_0}{3,6 \cdot \left(1 - 0,7 \cdot \frac{d_n}{L}\right) \left(\frac{h'}{L}\right)^2} = \frac{0,313}{3,6 \cdot \left(1 - 0,7 \cdot \frac{29}{35,16}\right) \left(\frac{30}{35,16}\right)^2} = 0,2825 \text{ N/mm}^2$$

$$\sigma_u \leq 118 \text{ N/mm}^2 \quad (99)$$

Vậy vỉ ống ở dưới buồng đốt dày 30 mm.

7. Khối lượng và tải treo

- Khối lượng tải treo cần chịu:

$$m = m_{tb} + m_{dd}$$

- Tổng khối lượng thép làm thiết bị:

$$m_{tb} = m_d + m_n + m_{bb} + m_{bd} + m_c + m_{vi} + m_{\text{ống TN}} + m_{\text{ống TH}} + m_{\text{bích}} + m_{\text{bu lông}} + m_{\text{ốc}}$$

Trong đó:

m_d – khối lượng thép làm đáy; kg

m_n – khối lượng thép làm nắp; kg

m_{bb} – khối lượng thép làm buồng bốc; kg

m_{bd} – khối lượng thép làm buồng đốt; kg

m_c – khối lượng thép làm phần hình nón cụt nối buồng bốc và buồng đốt; kg

$m_{\text{ống TN}}$ – khối lượng thép làm ống truyền nhiệt; kg

$m_{\text{ống TH}}$ – khối lượng thép làm ống tuần hoàn trung tâm; kg

Khối lượng riêng của thép không gỉ OX18H10T là $\rho_1 = 7900 \text{ kg/m}^3$

Khối lượng riêng của thép CT3 là $\rho_2 = 7850 \text{ kg/m}^3$

7.1. Buồng đốt

Buồng đốt được làm bằng thép không gỉ OX18H10T.

Thể tích thép làm buồng đốt:

$$V_{bd} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{nbd}^2 - D_{tbd}^2) \cdot H_{bd} = \frac{\pi}{4} \cdot (0,61^2 - 0,6^2) \cdot 1,5 = 0,0143 \text{ m}^3 \quad (100)$$

Trong đó:

- D_{nbd} – đường kính ngoài của buồng đốt; m
- D_{tbd} – đường kính trong của buồng đốt; m
- H_{bd} – chiều cao của buồng đốt; m

Khối lượng thép làm buồng đốt:

$$m_{bd} = \rho_1 \cdot V_{bd} = 7900 \cdot 0,0143 = 112,614 \text{ kg} \quad (101)$$

7.2. Buồng bốc

Buồng bốc được làm bằng thép không gỉ OX18H10T.

Thể tích thép làm buồng bốc:

$$V_{bb} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{nbb}^2 - D_{tbb}^2) \cdot H_{bb} = \frac{\pi}{4} \cdot (0,814^2 - 0,8^2) \cdot 2 = 0,0355 \text{ m}^3 \quad (102)$$

Trong đó:

- D_{nbb} – đường kính ngoài của buồng bốc; m
- D_{tbb} – đường kính trong của buồng bốc; m
- H_{bb} – chiều cao của buồng bốc; m

Khối lượng thép làm buồng bốc:

$$m_{bd} = \rho_1 \cdot V_{bd} = 7900 \cdot 0,0355 = 280,4 \text{ kg} \quad (103)$$

7.3. Phần hình nón cụt giữa buồng bốc và buồng đốt

Phần hình nón cụt được làm bằng thép không gỉ OX18H10T.

Đường kính trong lớn bằng đường kính buồng bốc $D_{tl} = 800 \text{ mm}$.

Đường kính trong nhỏ bằng đường kính buồng đốt $D_{tn} = 600 \text{ mm}$.

Bề dày của phần hình nón cụt (không tính gờ) bằng với bề dày buồng bốc $S = 7 \text{ mm}$.

Bề dày của phần gờ nón cụt bằng với bề dày buồng đốt $S = 5 \text{ mm}$.

Chiều cao của phần hình nón cụt (không tính gờ) là $H_c = 245 \text{ mm}$.

Chiều cao của phần gờ nón cụt là $H_{gc} = 40 \text{ mm}$.

Thể tích thép làm phần hình nón cụt:

$$V_c = \frac{\pi}{12} \cdot [(D_{nl}^2 + D_{nl} \cdot D_{nn} + D_{nn}^2) - (D_{tl}^2 + D_{tl} \cdot D_{tn} + D_{tn}^2)] \cdot H_c + \frac{\pi}{4} \cdot D_d^2 \cdot H_{gc}$$
$$V_c = \frac{\pi}{12} \cdot [(0,814^2 + 0,814 \cdot 0,614 + 0,614^2) - (0,8^2 + 0,8 \cdot 0,6 + 0,6^2)] \cdot 0,245 + \frac{\pi}{4} \cdot (0,61^2 - 0,6^2)$$
$$V_c = 0,00419 \text{ m}^3 \quad (104)$$

Khối lượng thép làm phần hình nón cụt:

$$m_c = \rho_1 \cdot V_c = 7900 \cdot 0,00419 = 33,096 \text{ kg} \quad (105)$$

7.4. Đáy nón

Đáy nón được làm bằng thép không gỉ OX18H10T.

Đáy nón tiêu chuẩn có góc đáy 60° , có gờ cao 40 mm.

$D_t = 600 \text{ mm}$

$S = 5 \text{ mm}$

Tra bảng XIII.21, trang 394, [2]:

⇒ Khối lượng thép làm đáy nón:

$$m_d = 1,01 \cdot 27,5 = 27,775 \text{ kg} \quad (106)$$

7.5. Nắp ellipse

Nắp ellipse được làm bằng thép không gỉ OX18H10T.

Nắp ellipse tiêu chuẩn có:

$$D_t = 800 \text{ mm}$$

$$S = 7 \text{ mm}$$

$$h_g = 25 \text{ mm}$$

Tra bảng XIII.11, trang 384, [2]

⇒ Khối lượng thép làm nắp ellipse:

$$m_n = 1,01.42,5 = 42,925 \text{ kg} \quad (107)$$

7.6. Ống truyền nhiệt và ống tuần hoàn trung tâm

Ống được làm bằng thép không gỉ OX18H10T.

Thể tích thép làm ống:

$$V_{ong} = V_{ongTN} + V_{ongTH} = \pi \cdot \frac{[n'(d_n^2 - d_t^2) + (D_{nth}^2 - D_{tth}^2)]}{4} \cdot H$$

$$V_{ong} = \pi \cdot \frac{[72 \cdot (0,029^2 - 0,025^2) + (0,277^2 - 0,273^2)]}{4} \cdot 1,5 = 0,0209 \text{ m}^3 \quad (108)$$

Trong đó:

- d_n – đường kính ngoài của ống truyền nhiệt; m
- d_t – đường kính trong của ống truyền nhiệt; m
- D_{nth} – đường kính ngoài của ống tuần hoàn trung tâm; m
- D_{tth} – đường kính trong của ống tuần hoàn trung tâm; m
- H – chiều cao của ống truyền nhiệt và ống tuần hoàn trung tâm; m

Khối lượng thép làm ống:

$$m_{ong} = \rho_1 \cdot V_{ong} = 7900 \cdot 0,0209 = 165,217 \text{ kg} \quad (109)$$

7.7. Mặt bích

Có 6 mặt bích, gồm 2 mặt nối nắp và buồng bốc, 2 mặt nối buồng bốc và buồng đốt, 2 mặt nối buồng đốt và đáy. Các mặt bích phía buồng đốt có vỉ ống.

Mặt bích được làm bằng thép CT3.

Thể tích thép làm 2 mặt bích không có vỉ ống:

$$V_1 = 2 \cdot \pi \cdot \frac{(D^2 - D_t^2 - Z \cdot d_b^2)}{4} \cdot h = \pi \cdot \frac{(0,74^2 - 0,6^2 - 20 \cdot 0,02^2)}{2} \cdot 0,02 = 0,0056 \text{ m}^3 \quad (110)$$

Thể tích thép làm 2 mặt bích có vỉ ống:

$$V_2 = 2 \cdot \pi \cdot \frac{(D^2 - D_{nth}^2 - n' \cdot d_n^2 - Z \cdot d_b^2)}{4} \cdot h$$

$$V_2 = \pi \cdot \frac{(0,74^2 - 0,277^2 - 72 \cdot 0,029^2 - 20 \cdot 0,02^2)}{2} \cdot 0,02 = 0,0126 \text{ m}^3 \quad (111)$$

Trong đó:

- D, Z, d_b, h là những thông số của bích nối buồng bốc – buồng đốt và bích nối buồng đốt – đáy.
- D_t – đường kính trong của buồng đốt; m

- d_n – đường kính ngoài của ống truyền nhiệt; m
- D_{nth} – đường kính ngoài của ống tuần hoàn trung tâm; m

Thể tích thép làm mặt bích nối nắp và buồng bốc:

$$V_3 = 2\pi \frac{(D^2 - D_t^2 - Z.d_b^2)}{4} . h = \pi \frac{(0,93^2 - 0,8^2 - 24.0,02^2)}{2} . 0,02 = 0,0068 \text{ m}^3 \quad (112)$$

Trong đó:

- D, Z, d_b, h là những thông số của mặt bích nối nắp và buồng bốc.
- D_t – đường kính trong của buồng bốc; m

⇒ Tổng thể tích thép làm mặt bích:

$$V_{bích} = V_1 + V_2 + V_3 = 0,0056 + 0,0126 + 0,0068 = 0,025 \text{ m}^3 \quad (113)$$

⇒ Khối lượng thép làm mặt bích:

$$m_{bích} = \rho_2 . V_{bích} = 7850 . 0,025 = 196,606 \text{ kg} \quad (114)$$

7.8. Bu lông và ren

Bu lông và ren được làm bằng thép CT3.

Dùng cho bích nối buồng bốc – buồng đốt và bích nối buồng đốt – đáy:

$$V_1' = 2.Z.\pi. \frac{[D^2.H + d_b^2.(h' + h'' + h''')]}{4}$$

Trong đó:

- $D = 1,7.d_b = 1,7.20 = 34 \text{ mm}$ – đường kính bu lông
- $H = 0,8.d_b = 0,8.20 = 16 \text{ mm}$ – chiều cao phần bu lông không chứa lõi
- $h' = 0,8.d_b = 0,8.20 = 16 \text{ mm}$ – chiều cao đai ốc
- $h'' = h + 2 = 20 + 2 = 22 \text{ mm}$ – chiều cao phần lõi bu lông
- $h''' = 9 \text{ mm}$ – kích thước phần ren trống

$$\Rightarrow V_1' = 2.20.\pi. \frac{[0,034^2.0,016 + 0,02^2.(0,016 + 0,022 + 0,009)]}{4} = 0,001172 \text{ m}^3 \quad (115)$$

Dùng cho bích nối nắp và buồng bốc:

$$V_2' = Z.\pi. \frac{[D^2.H + d_b^2.(h' + h'' + h''')]}{4}$$

Trong đó:

- $D = 1,7.d_b = 1,7.20 = 34 \text{ mm}$ – đường kính bu lông
- $H = 0,8.d_b = 0,8.20 = 16 \text{ mm}$ – chiều cao phần bu lông không chứa lõi
- $h' = 0,8.d_b = 0,8.20 = 16 \text{ mm}$ – chiều cao đai ốc
- $h'' = h + 2 = 20 + 2 = 22 \text{ mm}$ – chiều cao phần lõi bu lông
- $h''' = 9 \text{ mm}$ – kích thước phần ren trống

$$\Rightarrow V_2' = 24.\pi. \frac{[0,034^2.0,016 + 0,02^2.(0,016 + 0,022 + 0,009)]}{4} = 0,000703 \text{ m}^3 \quad (116)$$

7.9. Đai ốc

Đai ốc được làm bằng thép CT3.

Dùng cho bích nối buồng bốc – buồng đốt và bích nối buồng đốt – đáy:

$$V_1'' = 2.Z.\pi.\frac{(d_n^2 - d_t^2)}{4}.H'$$

Trong đó:

- $H' = 0,8.d_b = 0,8.20 = 16$ mm – chiều cao đai ốc
- $d_t = 1,4.d_b = 1,4.20 = 28$ mm – đường kính trong của đai ốc
- $d_n = 1,15.d_t = 1,15.28 = 32,2$ mm – đường kính ngoài của đai ốc

$$\Rightarrow V_1'' = 2.20.\pi.\frac{(0,0322^2 - 0,028^2)}{4}.0,016 = 0,000127 \text{ m}^3 \quad (117)$$

Dùng cho bích nối nắp và buồng bốc:

$$V_2'' = Z.\pi.\frac{(d_n^2 - d_t^2)}{4}.H'$$

Trong đó:

- $H' = 0,8.d_b = 0,8.20 = 16$ mm – chiều cao đai ốc
- $d_t = 1,4.d_b = 1,4.20 = 28$ mm – đường kính trong của đai ốc
- $d_n = 1,15.d_t = 1,15.28 = 32,2$ mm – đường kính ngoài của đai ốc

$$\Rightarrow V_1'' = 24.\pi.\frac{(0,0322^2 - 0,028^2)}{4}.0,016 = 0,000076 \text{ m}^3 \quad (118)$$

\Rightarrow Tổng thể tích thép làm bu lông, ren và đai ốc:

$$\Sigma V = V_1' + V_2' + V_1'' + V_2'' = 0,001172 + 0,000703 + 0,000127 + 0,000076 = 0,002078 \text{ m}^3 \quad (119)$$

\Rightarrow Khối lượng thép làm bu lông, ren và đai ốc:

$$m_{\text{bu lông}} + m_{\text{đai ốc}} = \rho_2.\Sigma V = 7850.0,002078 = 16,313 \text{ kg} \quad (120)$$

7.10. Vĩ ống

Được làm bằng thép không gỉ OX18H10T.

Thể tích thép làm vĩ ống:

$$V_{vi} = 2.\pi.\frac{(D_t^2 - n'.d_n^2 - D_{nth}^2)}{4}.S$$

Trong đó:

- $D_t = 600$ mm – đường kính trong của buồng đốt
- $d_n = 29$ mm – đường kính ngoài của ống truyền nhiệt
- $D_{nth} = 277$ mm – đường kính ngoài của ống tuần hoàn trung tâm
- $S = 30$ mm – chiều dày tính toán tối thiểu ở phía giữa của vĩ ống

$$\Rightarrow V_{vi} = \pi.\frac{(0,6^2 - 72.0,029^2 - 0,277^2)}{2}.0,03 = 0,0105 \text{ m}^3 \quad (121)$$

Khối lượng thép làm vĩ ống:

$$m_{vi} = \rho_1.V_{vi} = 7900.0,0105 = 82,914 \text{ kg} \quad (122)$$

Chi tiết	Loại thép	Khối lượng; kg
Buồng đốt	OX18H10T	112,614
Buồng bốc	OX18H10T	280,400
Phần hình nón cụt	OX18H10T	33,096
Đáy nón	OX18H10T	27,775
Nắp ellipse	OX18H10T	42,925
Ống truyền nhiệt	OX18H10T	165,217
Ống tuần hoàn trung tâm		
Mặt bích	CT3	196,606
Bu lông	CT3	16,313
Ren		
Đai ốc		
Vi ống	OX18H10T	82,914
Tổng		957,860

- Khối lượng lớn nhất có thể có của dung dịch trong thiết bị:
Khối lượng riêng lớn nhất có thể có của dung dịch là khối lượng riêng ở nồng độ 30 % và nhiệt độ $t_{sdd}(p_o)$: $\rho_{ddmax} = \rho_{dd}(30 \%, 101,9632 \text{ }^\circ\text{C}) = 1273,97 \text{ kg/m}^3$.

Thể tích dung dịch trong thiết bị:

$$V_{dd} = V_c + V_{\text{ốngTH}} + V_{\text{ốngTN}} + V_d$$

Trong đó:

- V_c – thể tích dung dịch trong phần hình nón cụt; m^3

$$V_c = \pi \cdot \frac{(D_b^2 + D_b \cdot D_d + D_d^2)}{12} \cdot H_c + \pi \cdot \frac{D_d^2}{4} \cdot H_{gc}$$

$$= \pi \cdot \frac{(0,8^2 + 0,8 \cdot 0,6 + 0,6^2)}{12} \cdot 0,245 + \pi \cdot \frac{0,6^2}{4} \cdot 0,04 = 0,1062 \text{ m}^3 \quad (123)$$

Với:

D_b – đường kính trong của buồng bốc; m

D_d – đường kính trong của buồng đốt; m

H_c – chiều cao của phần hình nón cụt (không tính gờ); m

H_{gc} – chiều cao của gờ nón cụt; m

- $V_{\text{ốngTH}}$ – thể tích dung dịch trong ống tuần hoàn trung tâm; m^3

- $V_{\text{ốngTN}}$ – thể tích dung dịch trong ống truyền nhiệt; m^3

$$V_{\text{ốngTH}} + V_{\text{ốngTN}} = 0,1408 \text{ m}^3 \quad (77)$$

- V_d – thể tích dung dịch trong đáy nón; m^3

$$V_d = 0,071 \text{ m}^3$$

$$\Rightarrow V_{dd} = 0,1062 + 0,1408 + 0,071 = 0,318 \text{ m}^3 \quad (124)$$

$$\Rightarrow m_{ddmax} = \rho_{ddmax} \cdot V_{dd} = 1273,97 \cdot 0,318 = 405,191 \text{ kg} \quad (125)$$

- Tổng tải trọng của thiết bị:

$$M = m_{tb} + m_{ddmax} = 957,86 + 405,191 = 1363,051 \text{ kg} \quad (126)$$

- Chọn 4 tải treo thẳng đứng, được làm bằng thép CT3.

Trọng lượng trên mỗi tải treo:

$$G = \frac{g \cdot M}{4} = \frac{9,81 \cdot 1363,051}{4} = 3342,88 \text{ N} \approx 0,33 \cdot 10^4 \text{ N} \quad (127)$$

Các thông số của tải treo được chọn từ bảng XIII.36, trang 438, [2]:

$G \cdot 10^{-4}$	$F \cdot 10^4$	$q \cdot 10^{-6}$	L	B	B ₁	H	S	l	a	d	m _t
N	m ²	N/m ²	mm								kg
0,5	72,5	0,69	100	75	85	155	6	40	15	18	1,23

Trong đó:

- G – tải trọng cho phép trên một tải treo; N
- F – bề mặt đỡ; N
- q – tải trọng cho phép trên bề mặt đỡ; N/m²
- m_t – khối lượng 1 tải treo; kg

PHẦN IV. TÍNH TOÁN THIẾT BỊ PHỤ

I. THIẾT BỊ GIA NHIỆT

- Chọn thiết bị ống chùm thẳng đứng, dung dịch đi trong ống, hơi đốt đi ngoài ống.
- Dòng nhập liệu (dòng lạnh):

- $t_1' = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$

- $t_1'' = 101,9632\text{ }^{\circ}\text{C}$

$$\Rightarrow \bar{t} = \frac{t_1' + t_1''}{2} = \frac{30 + 101,9632}{2} = 65,9816\text{ }^{\circ}\text{C} \quad (128)$$

- Dòng hơi đốt (dòng nóng):

$$T_2' = T_2'' = 142,9\text{ }^{\circ}\text{C}$$

1. Hệ số cấp nhiệt khi ngưng tụ hơi

Giảm tốc độ hơi đốt nhằm bảo vệ các ống truyền nhiệt tại khu vực hơi đốt vào bằng cách chia làm nhiều miệng vào. Chọn tốc độ hơi đốt nhỏ ($\omega = 10\text{ m/s}$), nước ngưng chảy màng (do ống truyền nhiệt ngắn có $h_0 = 1\text{ m}$), ngưng hơi bão hoà tinh khiết trên bề mặt đứng. Công thức (V.101), trang 28, [4] được áp dụng:

$$\alpha_1 = 2,04 \cdot A \cdot \left(\frac{r}{H \cdot \Delta t_1} \right)^{0,25}$$

Trong đó:

- α_1 – hệ số cấp nhiệt phía hơi ngưng; $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$
- r – ẩn nhiệt ngưng tụ của hơi nước bão hoà ở áp suất 4 at (2141 kJ/kg)
- H – chiều cao ống truyền nhiệt ($H = h_0 = 1\text{ m}$)
- A – hệ số, đối với nước thì phụ thuộc vào nhiệt độ màng nước ngưng t_m

$$t_m = \frac{t_D + t_{v1}}{2}$$

Sau nhiều lần tính lặp, ta chọn nhiệt độ vách ngoài $t_{v1} = 140,1\text{ }^{\circ}\text{C}$.

$$\Rightarrow t_m = \frac{142,9 + 140,1}{2} = 141,5\text{ }^{\circ}\text{C} \quad (129)$$

Tra A ở [2], trang 28:

t_m , $^{\circ}\text{C}$	0	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200
A	104	120	139	155	169	179	188	194	197	199	199

$$\Rightarrow A = 194,45$$

$$\Delta t_1 = t_D - t_{v1} = 142,9 - 140,1 = 2,8\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Rightarrow \alpha_1 = 2,04 \cdot 194,45 \cdot \left(\frac{2141000}{1,28} \right)^{0,25} = 11730,13\text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \quad (130)$$

Nhiệt tải riêng phía hơi ngưng:

$$q_1 = \alpha_1 \cdot \Delta t_1 = 11730,13 \cdot 2,8 = 32844,36\text{ W}/\text{m}^2 \quad (131)$$

2. Hệ số cấp nhiệt từ bề mặt đốt đến dòng chất lỏng sôi

Chất lỏng sôi nhẹ và chuyển động cưỡng bức nên hệ số cấp nhiệt này được tính theo các công thức của đối lưu cưỡng bức.

Sau khi tính lặp, chọn $t_{v2} = 110,0186\text{ }^{\circ}\text{C}$

$$\Rightarrow t_w = \frac{t_{v1} + t_{v2}}{2} = \frac{140,1 + 110,0186}{2} = 125,0593\text{ }^{\circ}\text{C} \quad (132)$$

Các thông số hoá lý của dung dịch NaOH 18% ở t_w và \bar{t} :

Thông số	$t_w = 125,0593\text{ }^{\circ}\text{C}$	$\bar{t} = 65,98159\text{ }^{\circ}\text{C}$
λ ; W/(m.K)	0,5787	0,5655
ρ ; kg/m ³	1130,01	1171,97
c ; J/(kg.K)	3752,51	3733,49
μ ; Ns/m ²	0,000967	0,001387

Trong đó:

- λ – hệ số dẫn nhiệt; W/(m.K): tra bảng I.130, trang 135, [1]
- ρ – khối lượng riêng; kg/m³: tra bảng 4, trang 11, [8]
- c – nhiệt dung riêng; J/(kg.K): tra bảng I.154, trang 172, [1]
- μ – độ nhớt động lực học; Ns/m²: tra bảng I.107, trang 100, [1]

Chuẩn số Prandtl:

$$\text{Pr} = \frac{\mu \cdot c}{\lambda} = \frac{0,001387 \cdot 3733,49}{0,5655} = 9,1591$$

$$\text{Pr}_w = \frac{\mu_w \cdot c_w}{\lambda_w} = \frac{0,000967 \cdot 3752,51}{0,5787} = 6,2723$$

Chọn tốc độ của dung dịch NaOH 18 % trong ống truyền nhiệt là $v = 1\text{ m/s}$.

Đường kính trong của ống truyền nhiệt là $d = 25\text{ mm}$.

Chuẩn số Reynolds:

$$\text{Re} = \frac{v \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{1 \cdot 0,025 \cdot 1171,97}{0,001387} = 21119,62 > 10000 \quad (133)$$

\Rightarrow Áp dụng công thức tính hệ số cấp nhiệt khi dòng chảy rối trong ống ($\text{Re} > 10000$):

$$\text{Nu} = 0,021 \cdot \varepsilon \cdot \text{Re}^{0,8} \cdot \text{Pr}^{0,43} \cdot \left(\frac{\text{Pr}}{\text{Pr}_w} \right)^{0,25}$$

$$\text{Chọn } l = 1\text{ m} \Rightarrow \frac{l}{d} = \frac{1000}{25} = 40 \Rightarrow \varepsilon = 1,02$$

$$\Rightarrow \text{Nu} = 0,021 \cdot 1,02 \cdot 21119,62^{0,8} \cdot 9,1591^{0,43} \cdot \left(\frac{9,1591}{6,2723} \right)^{0,25} = 175,9025 \quad (134)$$

$$\Rightarrow \alpha_2 = \frac{\text{Nu} \cdot \lambda}{d} = \frac{175,9025 \cdot 0,5655}{0,025} = 3978,915\text{ W/(m}^2\text{.K)} \quad (135)$$

$$t_{v2} = 110,0186 \Rightarrow \Delta t_2 = t_{v2} - t_c = 110,0186 - 101,9632 = 8,0554\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Rightarrow q_2 = \alpha_2 \cdot \Delta t_2 = 3978,915 \cdot 8,0554 = 32051,89\text{ W/m}^2 \quad (136)$$

3. Nhiệt tải riêng phía tường

Công thức tính:

$$q_v = \frac{\Delta t_v}{\Sigma r_v}; \text{ W/m}^2$$

Trong đó:

- Σr_v – tổng trở vách; $\text{m}^2 \cdot \text{K/W}$

$$\Sigma r_v = r_1 + \frac{\delta}{\lambda} + r_2 = 0,3448 \cdot 10^{-3} + \frac{0,003}{16,3} + 0,387 \cdot 10^{-3} = 0,9159 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$$

Với:

- ❖ $r_1 = \frac{1}{2900} = 0,3448 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$ – nhiệt trở phía hơi nước do vách ngoài của ống có màng mỏng nước ngưng (bảng 31, trang 29, [8]).
- ❖ $r_2 = 0,387 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$ – nhiệt trở phía dung dịch do vách trong của ống có lớp cặn bẩn dày 0,5 mm (bảng V.1, trang 4, [2]).
- ❖ $\delta = 3 \text{ mm} = 0,003 \text{ m}$ – bề dày ống truyền nhiệt
- ❖ $\lambda = 16,3 \text{ W/(m.K)}$ – hệ số dẫn nhiệt của ống (tra bảng XII.7, trang 313, [2] với ống được làm bằng thép không gỉ OX18H10T)
- $\Delta t_v = t_{v1} - t_{v2}$; K – chênh lệch nhiệt độ giữa 2 vách tường

Với quá trình cô đặc chân không liên tục, sự truyền nhiệt ổn định nên $q_v = q_1 = q_2$.

$$\Rightarrow \Delta t_v = q_v \cdot \Sigma r_v = 32844,36 \cdot 0,9159 \cdot 10^{-3} = 30,08138 \text{ }^\circ\text{C} \quad (137)$$

Sai số tương đối của q_2 so với q_1 :

$$\delta q = \frac{q_2 - q_1}{q_1} \cdot 100\% = \frac{32051,89 - 32844,36}{32844,36} \cdot 100\% = -2,4724\%$$

$|\delta q| < 5\%$ nên sai số được chấp nhận (các thông số đã được chọn phù hợp).

Nhiệt tải riêng trung bình:

$$q_{tb} = \frac{q_1 + q_2}{2} = \frac{32844,36 + 32051,89}{2} = 32448,13 \text{ W/m}^2 \quad (138)$$

4. Diện tích bề mặt truyền nhiệt

Thiết bị gia nhiệt được tính toán cân bằng năng lượng giống như với buồng đốt.

Dòng nhiệt vào (W):

- Do dung dịch ở $30 \text{ }^\circ\text{C}$ $G_d c_d t_1'$
- Do hơi đốt $D i_D''$
- Do hơi ngưng trong đường ống dẫn hơi đốt $\phi D c t_D$

Dòng nhiệt ra (W):

- Do dung dịch ở $101,9632 \text{ }^\circ\text{C}$ $G_c c_c t_1''$
- Do nước ngưng $D c \theta$
- Nhiệt tổn thất Q_{tt}

Phương trình cân bằng nhiệt:

$$G_d c_d t_1' + D i_D'' + \phi D c t_D = G_c c_c t_1'' + D c \theta + Q_{tt} \quad (139)$$

Có thể bỏ qua nhiệt lượng do hơi nước bão hoà ngưng tụ trong đường ống dẫn hơi đốt vào buồng đốt: $\varphi_{DctD} = 0$.

Trong hơi nước bão hoà, bao giờ cũng có một lượng nước đã ngưng bị cuốn theo khoảng $\varphi = 0,05$ (độ ẩm của hơi).

⇒ Nhiệt lượng do hơi nước bão hoà cung cấp là $D(1 - \varphi)(i_D'' - c\theta)$; W

Nước ngưng chảy ra có nhiệt độ bằng nhiệt độ của hơi đốt vào (không có quá lạnh sau khi ngưng) thì $(i_D'' - c\theta) = r_D = 2141 \text{ kJ/kg}$ (ẩn nhiệt ngưng tụ của hơi đốt).

$$\Rightarrow D(1 - \varphi)(i_D'' - c\theta) + G_d c_d t_1' = G_c c_c t_1'' + Q_{tt} \quad (140)$$

Thay $Q_{tt} = \varepsilon Q_D = 0,05 Q_D$ và $G_d = G_c = G$

$$\Rightarrow Q_D = D(1 - \varepsilon)(1 - \varphi)(i_D'' - c\theta) = G(c_c t_1'' - c_d t_1') \quad (141)$$

⇒ Lượng hơi đốt biểu kiến:

$$D = \frac{G(c_c t_1'' - c_d t_1')}{(1 - \varepsilon)(1 - \varphi)r_D} = \frac{1191,65}{3600} \frac{(3752.101,9632 - 3671.30)}{(1 - 0,05)(1 - 0,05).2141000} = 0,0467 \text{ kg/s} \quad (142)$$

Nhiệt lượng do hơi đốt cung cấp:

$$Q_D = D(1 - \varepsilon)(1 - \varphi).r_D = 0,0467.(1 - 0,05).(1 - 0,05).2141000 = 90180,05 \text{ W} \quad (143)$$

Diện tích bề mặt truyền nhiệt:

$$F = \frac{Q_D}{q_{tb}} = \frac{90180,05}{32448,13} = 2,77921 \text{ m}^2 \quad (144)$$

Số ống truyền nhiệt được tính theo công thức (III-49), trang 134, [4]:

$$n = \frac{F}{\pi.d.l}$$

Trong đó:

- $F = 2,77921 \text{ m}^2$ – diện tích bề mặt truyền nhiệt
- $l = 1 \text{ m}$ – chiều dài của ống truyền nhiệt
- d – đường kính của ống truyền nhiệt

Vì $\alpha_1 > \alpha_2$ nên ta chọn $d = d_1 = 25 \text{ mm}$.

⇒ Số ống truyền nhiệt là:

$$n = \frac{F}{\pi.d_1.l} = \frac{2,77921}{\pi.0,025.1} = 35,39 \quad (145)$$

Theo bảng V.11, trang 48, [2], chọn số ống $n = 37$ và bố trí ống theo hình lục giác đều.

Đường kính trong của thiết bị trao đổi nhiệt được tính theo công thức V.140, trang 49, [2]:

$$D = t.(b-1) + 4.d_n$$

Trong đó:

- $d_n = d_t + 2S = 0,025 + 2.0,003 = 0,031$ m – đường kính ngoài của ống truyền nhiệt
- $t = \beta.d_n = 1,4.0,031 = 0,0434$ m – bước ống
- $b = \sqrt{\frac{4}{3} \cdot (n-1) + 1} = \sqrt{\frac{4}{3} \cdot (37-1) + 1} = 7$ - số ống trên đường xuyên tâm của lục giác

$$\Rightarrow D = 0,0434.(7-1) + 4.0,031 = 0,3844 \text{ m} \quad (146)$$

Thể tích bình gia nhiệt

$$V = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot l = \pi \cdot \frac{0,3844^2}{4} \cdot 1 = 0,116 \text{ m}^3 \quad (147)$$

Dung dịch chảy chậm trong ống nên thời gian truyền nhiệt lớn, chọn số pass phía vỏ $m = 1$.

Thông số	Ký hiệu	Đơn vị	Giá trị
DUNG DỊCH NaOH			
Suất lượng	G	kg/h	1191,65
Nồng độ	x_d	% wt	18
Nhiệt độ đầu vào	t'_1	°C	30
Nhiệt độ đầu ra	t''_1	°C	101,9632
Nhiệt dung riêng đầu vào	c_d	J/(kg.K)	3671
Nhiệt dung riêng đầu ra	c_c	J/(kg.K)	3752
HƠI ĐÓT			
Áp suất	p_D	at	4
Nhiệt độ	t_D	°C	142,9
Án nhiệt ngưng tụ	r_D	kJ/kg	2141
Chiều cao thiết bị gia nhiệt	H	m	1
Đường kính trong ống truyền nhiệt	d_t	m	0,025
Đường kính ngoài ống truyền nhiệt	d_n	m	0,031
Nhiệt lượng do hơi đốt cung cấp	Q_D	W	90180,05
Lượng hơi đốt biểu kiến	D	kg/s	0,0467

II. THIẾT BỊ NGƯNG TỤ

1. Chọn thiết bị ngưng tụ

- Lượng khí bổ sung sinh ra trong thiết bị cô đặc bao gồm:
 - Hơi nước (chủ yếu)
 - Dung môi dễ bay hơi
 - Khí không ngưng
- Khí bổ sung cần được giải phóng để tạo chân không. Thiết bị ngưng tụ được kết hợp với bơm chân không để hệ thống chân không hoạt động hiệu quả nhất.
- Thiết bị ngưng tụ làm ngưng tụ hầu hết hơi nước, giải phóng một lượng hơi nước lớn cho bơm chân không, do đó giảm tiêu hao năng lượng cơ học và tránh hỏng hóc cho bơm (chỉ hút khí không ngưng).
- Chọn thiết bị ngưng tụ trực tiếp loại khô, ngược chiều, chân cao (baromet). Trong đó, nước làm lạnh và nước ngưng tụ chảy xuống còn khí không ngưng được bơm chân không hút ra từ phần trên của thiết bị qua bộ phận tách lỏng.
- Chiều cao của ống baromet được chọn sao cho tổng của áp suất trong thiết bị và cột áp thủy tĩnh bằng với áp suất khí quyển.

2. Tính thiết bị ngưng tụ

- Theo bảng VII.1, trang 97, [2]: nhiệt độ không khí trung bình ở TPHCM là $t = 27,2\text{ }^{\circ}\text{C}$, độ ẩm tương đối là $\phi = 77\%$. Theo giản đồ $h - x$ của không khí ẩm, $h = 72,5\text{ kJ/kg}$ không khí ẩm.
- Nhiệt độ bầu ướt được chọn là $t_{ur} = 23\text{ }^{\circ}\text{C}$.
Nhiệt độ đầu của nước lạnh được chọn là $t_{2d} = 23 + 3 = 26\text{ }^{\circ}\text{C}$.
- Với $p_c = 0,6\text{ at}$ và $t_c = 85,5\text{ }^{\circ}\text{C}$:
Nhiệt độ cuối của nước lạnh được chọn là $t_{2c} = t_c - 10 = 85,5 - 10 = 75,5\text{ }^{\circ}\text{C}$.

- Đối với thiết bị ngưng tụ trực tiếp, lượng không khí cần hút được tính theo công thức VI.47, trang 84, [2]:

$$G_{kk} = 0,000025.W + 0,000025.G_n + 0,01.W; \text{ kg/s}$$

Trong đó:

- G_n – lượng nước được tưới vào thiết bị ngưng tụ; kg/s, được tính theo công thức VI.51, trang 84, [2]:

$$G_n = \frac{W.(i - c_n.t_{2c})}{c_n.(t_{2c} - t_{2d})}$$

Với:

- $W = 476,66\text{ kg/h}$ – lượng hơi thứ đi vào thiết bị ngưng tụ
- $i = 2650\text{ kJ/kg}$ – nhiệt lượng riêng của hơi nước (bảng I.251, trang 314, [1])
- $c_n = 4180\text{ J/(kg.K)}$ – nhiệt dung riêng trung bình của nước

$$\Rightarrow G_n = \frac{476,66}{3600} \cdot \frac{(2650000 - 4180 \cdot 75,5)}{4180 \cdot (75,5 - 26)} = 1,493832\text{ kg/s} \quad (148)$$

$$\Rightarrow G_{kk} = 0,000025 \cdot \frac{476,66}{3600} + 0,000025 \cdot 1,493832 + 0,01 \cdot \frac{476,66}{3600} = 0,001365\text{ kg/s} \quad (149)$$

- Đối với thiết bị ngưng tụ trực tiếp loại khô, nhiệt độ không khí được tính theo công thức VI.50, trang 84, [2]:

$$t_{kk} = t_{2d} + 4 + 0,1.(t_{2c} - t_{2d}) = 26 + 4 + 0,1.(75,5 - 26) = 34,95 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad (150)$$

$\Rightarrow p_h = 0,056 \text{ at}$ (tra giản đồ h - x của không khí ẩm)

- Thể tích không khí cần hút được tính theo công thức VI.49, trang 84, [2]:

$$V_{kk} = \frac{288.G_{kk} \cdot (273 + t_{kk})}{p - p_h} = \frac{288.0,001365 \cdot (273 + 34,95)}{(0,6 - 0,056) \cdot 9,81 \cdot 10^4} = 0,002267 \text{ m}^3/\text{s} \quad (151)$$

Kích thước chủ yếu của thiết bị ngưng tụ:

- Thông thường, năng suất tính toán được chọn lớn hơn 1,5 lần so với năng suất thực tế. Khi đó, đường kính trong của thiết bị được tính theo công thức VI.52, trang 84, [2]:

$$D_{tr} = 1,383 \cdot \sqrt{\frac{W}{\rho_h \cdot \omega_h}} ; \text{ m}$$

Trong đó:

- $\rho_h = 0,359 \text{ kg/m}^3$ – khối lượng riêng của hơi thứ ở 0,6 at (tra bảng I.251, trang 314, [2])
- $\omega_h = 20 \text{ m/s}$ – tốc độ của hơi thứ trong thiết bị ngưng tụ (chọn)

$$\Rightarrow D_{tr} = 1,383 \cdot \sqrt{\frac{476,66}{0,359 \cdot 20}} = 0,187808 \text{ m} \quad (152)$$

Chọn $D_{tr} = 0,2 \text{ m} = 200 \text{ mm}$.

- Kích thước cơ bản của thiết bị ngưng tụ baromet được chọn theo bảng VI.8, trang 88, [2]:

Kích thước	Ký hiệu	Giá trị; mm
Đường kính trong của thiết bị	D_{tr}	200
Chiều dày của thành thiết bị	S	1
Khoảng cách từ ngấn trên cùng đến nắp thiết bị	a_0	1300
Khoảng cách từ ngấn dưới cùng đến đáy thiết bị	a_n	1200
Bề rộng của tấm ngấn	b	-
Khoảng cách giữa tâm của thiết bị ngưng tụ và thiết bị thu hồi	K_1	675
	K_2	-
Chiều rộng của hệ thống thiết bị	T	1300
Đường kính của thiết bị thu hồi	D_1	150
Chiều cao của thiết bị thu hồi	$h_1(h)$	1440
Đường kính của thiết bị thu hồi	D_2	-
Đường kính các cửa ra và vào:		
Hơi vào	d_1	300
Nước vào	d_2	100
Hỗn hợp khí và hơi ra	d_3	80
Nối với ống baromet	d_4	125
Hỗn hợp khí và hơi vào thiết bị thu hồi	d_5	80
Hỗn hợp khí và hơi ra khỏi thiết bị thu hồi	d_6	50
Nối từ thiết bị thu hồi đến ống baromet	d_7	50
Ống thông khí	d_8	-

- Kích thước tấm ngăn:

Tấm ngăn có dạng hình viên phân để bảo đảm làm việc tốt. Chiều rộng của tấm ngăn được xác định theo công thức VI.53, trang 85, [2]:

$$b = \frac{D_r}{2} + 50 = \frac{200}{2} + 50 = 150 \text{ mm} \quad (153)$$

Có nhiều lỗ nhỏ được đục trên tấm ngăn, nước làm nguội là nước sạch nên đường kính lỗ được chọn là $d = 2 \text{ mm}$.

- Lưu lượng thể tích của nước lạnh dùng để ngưng tụ hơi thứ:

Nhiệt độ trung bình của nước:

$$t_{tb} = \frac{t_{2d} + t_{2c}}{2} = \frac{26 + 75,5}{2} = 50,75 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (154)$$

$$\Rightarrow \rho_n = 987,725 \text{ kg/m}^3 \text{ (bảng I.249, trang 310, [1])}$$

$$\Rightarrow V_n = \frac{G_n}{\rho_n} = \frac{1,493832}{987,725} = 0,001512 \text{ m}^3/\text{s} \quad (155)$$

- Chọn chiều cao gờ tấm ngăn là $h = 40 \text{ mm}$, chiều dày tấm ngăn là $\delta = 4 \text{ mm}$, tốc độ của tia nước là $\omega_c = 0,62 \text{ m/s}$.

- Tổng diện tích bề mặt của các lỗ trong toàn bộ mặt cắt ngang của thiết bị ngưng tụ, nghĩa là trên một cặp tấm ngăn là:

$$f = \frac{G_n}{\omega_c} = \frac{1,493832}{0,62} = 0,002439 \text{ m}^2 \quad (156)$$

- Chọn tỷ số giữa tổng số diện tích tiết diện các lỗ với diện tích tiết diện của thiết bị ngưng tụ là $\frac{f_e}{f_{tb}} = 0,1$. Các lỗ được xếp theo hình lục giác đều. Bước của các lỗ được xác định bằng công thức VI.55, trang 85, [2]:

$$t = 0,866.d.\left(\frac{f_e}{f_{tb}}\right)^{0,5} = 0,866.2.0,1^{0,5} = 0,000548 \text{ m} \approx 0,00055 \text{ m} = 0,55 \text{ mm} \quad (157)$$

- Mức độ đun nóng nước:

$$P = \frac{t_{2c} - t_{2d}}{t_{bh} - t_{2d}} = \frac{75,5 - 26}{85,5 - 26} = 0,831933 \approx 0,832 \quad (158)$$

Tra bảng VI.7, trang 86, [2] với $d = 2 \text{ mm}$ và $P = 0,774$:

- Số ngăn $n = 8$
- Số bậc $n = 4$
- Khoảng cách giữa các ngăn $h = 400 \text{ mm}$
- Thời gian rơi qua một bậc $\tau = 0,41 \text{ s}$

Trong thực tế, khi hơi đi trong thiết bị ngưng tụ từ dưới lên thì thể tích của nó giảm dần. Do đó, khoảng cách hợp lý nhất giữa các ngăn cũng nên giảm dần theo hướng từ dưới lên khoảng 50 mm cho mỗi ngăn.

- Chọn khoảng cách giữa các ngăn là 400 mm .
- Khoảng cách từ ngăn trên cùng đến nắp thiết bị là 1300 mm .
- Khoảng cách từ ngăn dưới cùng đến đáy thiết bị là 1200 mm .
- Chiều cao phần gờ của nắp là 50 mm .

- Chiều cao phần nắp ellipse là 125 mm.
 - Chiều cao phần đáy nón là 175 mm.
- ⇒ Chiều cao của thiết bị ngưng tụ:
- $$H = 125 + 50 + 1300 + 400.7 + 1200 + 175 = 5650 \text{ mm} \quad (159)$$

Kích thước ống baromet:

- Chọn đường kính trong của ống baromet là $d = 100 \text{ mm} = 0,1 \text{ m}$.
- Tốc độ của nước lạnh và nước ngưng tụ chảy trong ống baromet được tính theo công thức VI.57, trang 86, [2]:

$$d = \sqrt{\frac{0,004.(G_n + W)}{\pi.\omega}} \Rightarrow \omega = \frac{0,004.(G_n + W)}{\pi.d^2} = \frac{0,004.\left(1,493832 + \frac{741,66}{3600}\right)}{\pi.0,1^2} = 0,207 \text{ m/s} \quad (160)$$

- Chiều cao ống baromet được tính theo công thức II-15, trang 102, [4]:
 $H' = h_1 + h_2 + h_3 + h_4; \text{ m}$

- Chiều cao cột nước trong ống baromet cân bằng với hiệu số giữa áp suất khí quyển và áp suất trong thiết bị ngưng tụ h_1 được tính theo công thức VI.59, trang 86, [2]:

$$h_1 = 10,33. \frac{b}{760}; \text{ m}$$

Trong đó:

- b – độ chân không trong thiết bị ngưng tụ; mmHg
 $b = 760 - 0,6.735 = 319 \text{ mmHg}$

$$\Rightarrow h_1 = 10,33. \frac{319}{760} = 4,335882 \text{ m} \quad (161)$$

- Chiều cao cột nước trong ống baromet cần để khắc phục toàn bộ trở lực khi nước chảy trong ống h_2 được tính theo công thức VI.60, trang 87, [2]:

$$h_2 = \frac{\omega^2}{2g} \cdot \left(1 + \lambda. \frac{H}{d} + \Sigma \xi\right); \text{ m}$$

Chọn hệ số trở lực khi vào ống $\xi_1 = 0,5$ và khi ra khỏi ống $\xi_2 = 1 \Rightarrow \Sigma \xi = 1,5$.

$$\Rightarrow h_2 = \frac{\omega^2}{2g} \cdot \left(2,5 + \lambda. \frac{H}{d}\right); \text{ m}$$

Nước lạnh và nước ngưng tụ có:

- $t_{tb} = 50,75^\circ\text{C}$
- $\rho_n = 987,725 \text{ kg/m}^3$
- $\mu_n = 0,000543 \text{ Ns/m}^2$

$$\Rightarrow \text{Re} = \frac{\omega.d.\rho_n}{\mu_n} = \frac{0,5.0,1.987,725}{0,000543} = 91001,01 \geq 4000 \text{ (chế độ chảy rối)} \quad (162)$$

Chọn ống thép CT3 là ống hàn trong điều kiện ăn mòn ít (bảng II.15, trang 381, [1])
⇒ độ nhám tuyệt đối là $\varepsilon = 0,2 \text{ mm}$.

Re_{gh} được tính theo công thức II.60, trang 378, [1]:

$$Re_{gh} = 6 \left(\frac{d}{\varepsilon} \right)^{\frac{8}{7}} = 6 \left(\frac{0,1}{0,0002} \right)^{\frac{8}{7}} = 7289,343 \quad (163)$$

Re_n được tính theo công thức II.62, trang 379, [1]:

$$Re_n = 220 \left(\frac{d}{\varepsilon} \right)^{\frac{9}{8}} = 220 \left(\frac{0,1}{0,0002} \right)^{\frac{9}{8}} = 239201,5 \quad (164)$$

$\Rightarrow Re_{gh} < Re < Re_n$ (khu vực quá độ)

\Rightarrow Hệ số ma sát λ được tính theo công thức II.64, trang 380, [1]:

$$\lambda = 0,1 \left(1,46 \cdot \frac{\varepsilon}{d} + \frac{100}{Re} \right)^{0,25} = 0,1 \left(1,46 \cdot \frac{0,0002}{0,1} + \frac{100}{91001,01} \right)^{0,25} = 0,0252 \quad (165)$$

$$\Rightarrow h_2 = \frac{0,207^2}{2 \cdot 9,81} \left(2,5 + 0,0252 \cdot \frac{H'}{0,1} \right) = 0,00546 + 0,00055 \cdot H'; \text{ m} \quad (166)$$

- Chọn chiều cao dự trữ $h_3 = 0,5$ m để đề ngăn ngừa nước dâng lên trong ống và chảy tràn vào đường ống dẫn hơi khí áp suất khí quyển tăng.
- Chọn chiều cao của đoạn ống baromet ngập trong bể nước là $h_4 = 0,5$ m.

$$\begin{aligned} \Rightarrow H' &= 4,335882 + 0,00546 + 0,00055 \cdot H' + 0,5 + 0,5 \\ \Rightarrow H' &= 5,344285 \text{ m} \\ \text{Chọn chiều cao ống baromet là } H' &= 6 \text{ m.} \end{aligned} \quad (167)$$

Thông số	Ký hiệu	Đơn vị	Giá trị
HƠI VÀO			
Suất lượng	W	kg/h	476,66
Nhiệt độ	t_c	$^{\circ}\text{C}$	85,5
Áp suất	p_c	at	0,6
Enthalpy	i	kJ/kg	2650
NƯỚC LÀM NGUỘI			
Nhiệt độ đầu vào	t_{2d}	$^{\circ}\text{C}$	26
Nhiệt độ đầu ra	t_{2c}	$^{\circ}\text{C}$	75,5
Nhiệt dung riêng	c_n	J/(kg.K)	4180
Lưu lượng khối lượng nước lạnh cần thiết để ngưng tụ	G_n	kg/s	1,493832
Lưu lượng thể tích nước lạnh cần thiết để ngưng tụ	V_n	m^3/s	0,001512
Áp suất hơi nước bão hoà	p_h	at	0,056
KHÍ KHÔNG NGỪNG			
Lưu lượng khối lượng không khí được hút ra khỏi thiết bị	G_{kk}	kg/s	0,001365
Lưu lượng thể tích không khí được hút ra khỏi thiết bị	V_{kk}	m^3/s	0,002267
Nhiệt độ	t_{kk}	$^{\circ}\text{C}$	34,95
ĐƯỜNG KÍNH TRONG THIẾT BỊ NGỪNG TỤ			
Khối lượng riêng của hơi thứ	ρ_h	kg/m^3	0,359
Tốc độ của hơi thứ	ω_h	m/s	20
Đường kính trong	D_{tr}	mm	200
KÍCH THƯỚC TẮM NGĂN			
Chiều rộng tấm ngăn	b	mm	150
Đường kính lỗ trên tấm ngăn	d	mm	2
Bề dày tấm ngăn	δ	mm	4
Bước lỗ	t	mm	0,55
CHIỀU CAO THIẾT BỊ NGỪNG TỤ			
Mức độ đun nóng nước	P		0,832
Số ngăn	z	cái	8
Khoảng cách từ ngăn trên cùng đến nắp thiết bị	a_0	mm	1300
Khoảng cách từ ngăn dưới cùng đến đáy thiết bị	a_n	mm	1200
Chiều cao	H	mm	5650
KÍCH THƯỚC ỐNG BAROMET			
Tốc độ nước lạnh và nước ngưng chảy trong ống	ω	m/s	0,207
Đường kính trong của ống	d	mm	100
Độ chân không	b	mmHg	319
Chiều cao cột nước cân bằng với ($p_{kq} - p_c$)	h_1	m	4,335882
Hệ số trở lực vào	ξ_1		0,5
Hệ số trở lực ra	ξ_2		1
Khối lượng riêng của nước lạnh và nước ngưng	ρ_n	kg/m^3	987,725
Độ nhớt động lực	μ_n	Ns/m^2	0,000543
Chuẩn số Reynolds	Re		91001,01
Hệ số ma sát	λ		0,0252
Chiều cao	H'	m	6

Chiều cao của cả thiết bị là $\Sigma H = H + H' = 5,65 + 6 = 11,65 \text{ m}$.

III. BỒN CAO VỊ

- Bồn cao vị được dùng để ổn định lưu lượng của dung dịch nhập liệu. Bồn được đặt ở độ cao phù hợp nhằm thắng được các trở lực của đường ống và cao hơn so với mặt thoáng của dung dịch trong nồi cô đặc.
- Áp dụng phương trình Bernoulli với 2 mặt cắt là 1 – 1 (mặt thoáng của bồn cao vị) và 2 – 2 (mặt thoáng của nồi cô đặc):

$$z_1 + \frac{p_1}{\gamma} + \frac{\alpha_1 \cdot v_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\gamma} + \frac{\alpha_2 \cdot v_2^2}{2g} + h_{1-2}$$

Trong đó:

- $v_1 = v_2 = 0$ m/s
- $p_1 = 1$ at
- $p_2 = p_0 = 0,6275$ at
- $\rho = 1171,97$ kg/m³ – khối lượng riêng của dung dịch NaOH 18 % ở $t_{tb} = 65,9816$ °C (bảng 4, trang 11, [8])
- $\mu = 0,001387$ Ns/m² – độ nhớt động lực của dung dịch NaOH 18 % ở t_{tb} (bảng I.107, trang 100, [1])
- z_2 - khoảng cách từ mặt thoáng của dung dịch trong nồi cô đặc đến mặt đất; m
 $z_2 = z' + H_d + H_{bd} + H_{gc} + H_c = 1 + 0,584 + 1,5 + 0,04 + 0,245 = 3,369$ m (168)

Với:

- $z' = 1$ m – khoảng cách từ phần nổi giữa ống tháo liệu và đáy nón đến mặt đất
- $H_d = 0,544 + 0,04 = 0,584$ m – chiều cao của đáy nón
- $H_{bd} = 1,5$ m – chiều cao của buồng đốt
- $H_{gc} = 0,04$ m – chiều cao của gờ nón cụt
- $H_c = 0,245$ m – chiều cao của phần hình nón cụt

Đường kính ống nhập liệu là $d = 20$ mm = 0,02 m.

Chọn chiều dài đường ống từ bồn cao vị đến buồng bốc là $l = 20$ m.

Tốc độ của dung dịch ở trong ống:

$$v = \frac{G_d}{\pi \cdot \frac{d^2}{4} \cdot \rho} = \frac{4 \cdot \frac{1191,65}{3600}}{\pi \cdot 0,02^2 \cdot 1171,97} = 0,899 \text{ m/s} \quad (169)$$

Chuẩn số Reynolds:

$$Re = \frac{v \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,899 \cdot 0,02 \cdot 1171,97}{0,001387} = 15189,94 \geq 4000 \text{ (chế độ chảy rối)} \quad (170)$$

Chọn ống thép CT3 là ống hàn trong điều kiện ăn mòn ít (bảng II.15, trang 381, [1]) \Rightarrow độ nhám tuyệt đối là $\varepsilon = 0,2$ mm.

Re_{gh} được tính theo công thức II.60, trang 378, [1]:

$$Re_{gh} = 6 \cdot \left(\frac{d}{\varepsilon} \right)^{\frac{8}{7}} = 6 \cdot \left(\frac{0,02}{0,0002} \right)^{\frac{8}{7}} = 1158,419 \quad (171)$$

Re_n được tính theo công thức II.62, trang 379, [1]:

$$Re_n = 220 \cdot \left(\frac{d}{\varepsilon} \right)^{\frac{9}{8}} = 220 \cdot \left(\frac{0,02}{0,0002} \right)^{\frac{9}{8}} = 39122,15 \quad (172)$$

$\Rightarrow Re_{gh} < Re < Re_n$ (khu vực quá độ)

\Rightarrow Hệ số ma sát λ được tính theo công thức II.64, trang 380, [1]:

$$\lambda = 0,1 \cdot \left(1,46 \cdot \frac{\varepsilon}{d} + \frac{100}{Re} \right)^{0,25} = 0,1 \cdot \left(1,46 \cdot \frac{0,0002}{0,02} + \frac{100}{15189,94} \right)^{0,25} = 0,03815 \quad (173)$$

Các hệ số trở lực cục bộ:

Yếu tố gây trở lực	Ký hiệu	Hệ số trở lực cục bộ	Số lượng
Đầu vào	$\xi_{\text{vào}}$	0,5	1
Đầu ra	ξ_{ra}	1	1
Khuỷu 90°	$\xi_{\text{khuỷu } 90}$	1	6
Van cửa	ξ_{van}	1,5	2

$$\Rightarrow \Sigma \xi = 0,5 + 1 + 6 \cdot 1 + 2 \cdot 1,5 = 10,5$$

\Rightarrow Tổng tổn thất trên đường ống:

$$h_{1-2} = \frac{v^2}{2g} \cdot \left(\lambda \cdot \frac{l}{d} + \Sigma \xi \right) = \frac{0,899^2}{2 \cdot 9,81} \cdot \left(0,03815 \cdot \frac{20}{0,02} + 10,5 \right) = 2,004 \text{ m} \quad (174)$$

\Rightarrow Khoảng cách từ mặt thoáng của bồn cao vị đến mặt đất:

$$z_1 = z_2 + \frac{p_2 - p_1}{\gamma} + h_{1-2} = 3,369 + \frac{(0,6275 - 1) \cdot 9,81 \cdot 10^4}{1171,97 \cdot 9,81} + 2,004 = 2,195 \text{ m} \quad (175)$$

\Rightarrow Dung dịch NaOH 18 % luôn tự chảy từ bồn cao vị vào buồng bốc của nồi cô đặc khi bồn có độ cao từ 2,195 m trở lên.

- Chọn khoảng cách từ mặt thoáng của bồn cao vị đến mặt đất là 3,5 m.

IV. BƠM

1. Bơm chân không

Công suất của bơm chân không:

$$N = \frac{V_{kk}}{\eta_{ck}} \cdot \frac{m}{m-1} \cdot p_1 \cdot \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right]; \text{ W}$$

Trong đó:

- m – chỉ số đa biến, có giá trị từ 1,2 đến 1,62. Chọn $m = 1,62$.
- p_1 – áp suất của không khí trong thiết bị ngưng tụ.
 $p_1 = p_c - p_h = 0,6 - 0,056 = 0,544 \text{ at}$

Với:

- p_h – áp suất của hơi nước trong hỗn hợp
- $p_2 = p_a = 1 \text{ at} = 9,81 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2$ – áp suất khí quyển
- V_{kk} – lưu lượng thể tích không khí cần hút
- $\eta_{ck} = 0,8$ – hệ số hiệu chỉnh

$$\Rightarrow N = \frac{0,002267}{0,8} \cdot \frac{1,62}{1,62-1} \cdot 0,544 \cdot 9,81 \cdot 10^4 \cdot \left[\left(\frac{1}{0,544} \right)^{\frac{1,62-1}{1,62}} - 1 \right] = 103,6173 \text{ W} \quad (176)$$

Tốc độ hút ở 0°C và 760 mmHg là $S = 0,002267 \cdot 60 = 0,13602 \text{ m}^3/\text{phút}$.

Theo bảng 1.4, trang 9, [10], ta chọn bơm có ký hiệu là BH-025-2 với các thông số:

Các thông số	Bơm BH-025-2
Số cấp	2
Tốc độ bơm trong vùng áp suất 760 – 1 mmHg; L/s	0,25
Lượng dầu; L	0,86
Công suất động cơ; kW	0,18
Kích thước tổng thể dài x rộng x cao; mm	330 x 243,5 x 229
Khối lượng; kg	16,5

2. Bơm đưa nước vào thiết bị ngưng tụ

- Công suất của bơm:

$$N = \frac{Q \cdot \rho \cdot g \cdot H}{1000 \cdot \eta}; \text{ kW}$$

Trong đó:

- H – cột áp của bơm; m
- η – hiệu suất của bơm. Chọn $\eta = 0,75$.
- $\rho = 996,66 \text{ kg/m}^3$ – khối lượng riêng của nước ở 26°C
- Q – lưu lượng thể tích của nước lạnh được tưới vào thiết bị ngưng tụ; m^3/s

$$Q = \frac{G_n}{\rho} = \frac{1,493832}{996,66} = 0,0015 \text{ m}^3/\text{s} \quad (177)$$

- Áp dụng phương trình Bernoulli với 2 mặt cắt là 1 - 1 (mặt thoáng của bể nước) và 2 - 2 (mặt thoáng của thiết bị ngưng tụ):

$$z_1 + \frac{p_1}{\gamma} + \frac{\alpha_1 \cdot v_1^2}{2g} + H = z_2 + \frac{p_2}{\gamma} + \frac{\alpha_2 \cdot v_2^2}{2g} + h_{1-2}$$

Trong đó:

- $v_1 = v_2 = 0$ m/s
- $p_1 = 1$ at
- $p_2 = 0,6$ at
- $\mu = 0,000874$ Ns/m² – độ nhớt động lực của nước ở 26 °C (bảng I.249, trang 310, [1])
- $z_1 = 2$ m – khoảng cách từ mặt thoáng của bể nước đến mặt đất
- $z_2 = 12$ m – khoảng cách từ mặt thoáng của thiết bị ngưng tụ đến mặt đất

Chọn $d_{\text{hút}} = d_{\text{đẩy}} = 100$ mm = 0,1 m $\Rightarrow v_1 = v_2 = v$

Chọn chiều dài đường ống từ bể nước đến thiết bị ngưng tụ là $l = 13$ m.

Tốc độ của dòng chảy trong ống:

$$v = \frac{Q}{\pi \cdot \frac{d^2}{4}} = \frac{0,0015}{\pi \cdot \frac{0,1^2}{4}} = 0,190838 \text{ m/s} \quad (178)$$

Chuẩn số Reynolds:

$$Re = \frac{v \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,190838 \cdot 0,1 \cdot 996,66}{0,000874} = 21767,07 \geq 4000 \text{ (chế độ chảy rối)} \quad (179)$$

Chọn ống thép CT3 là ống hàn trong điều kiện ăn mòn ít (bảng II.15, trang 381, [1]) \Rightarrow độ nhám tuyệt đối là $\varepsilon = 0,2$ mm.

Re_{gh} được tính theo công thức II.60, trang 378, [1]:

$$Re_{gh} = 6 \cdot \left(\frac{d}{\varepsilon} \right)^{\frac{8}{7}} = 6 \cdot \left(\frac{0,1}{0,0002} \right)^{\frac{8}{7}} = 7289,343 \quad (180)$$

Re_n được tính theo công thức II.62, trang 379, [1]:

$$Re_n = 220 \cdot \left(\frac{d}{\varepsilon} \right)^{\frac{9}{8}} = 220 \cdot \left(\frac{0,1}{0,0002} \right)^{\frac{9}{8}} = 239201,5 \quad (181)$$

$\Rightarrow Re_{gh} < Re < Re_n$ (khu vực quá độ)

\Rightarrow Hệ số ma sát λ được tính theo công thức II.64, trang 380, [1]:

$$\lambda = 0,1 \cdot \left(1,46 \cdot \frac{\varepsilon}{d} + \frac{100}{Re} \right)^{0,25} = 0,1 \cdot \left(1,46 \cdot \frac{0,0002}{0,1} + \frac{100}{21767,07} \right)^{0,25} = 0,0294 \quad (182)$$

Các hệ số trở lực cục bộ:

Yếu tố gây trở lực	Ký hiệu	Hệ số trở lực cục bộ	Số lượng
Đầu vào	$\xi_{\text{vào}}$	0,5	1
Đầu ra	ξ_{ra}	1	1
Khuỷu 90°	$\xi_{\text{khuỷu } 90}$	1	2
Van cửa	ξ_{van}	1,5	2

$$\Rightarrow \Sigma \xi = 0,5 + 1 + 2.1 + 2.1,5 = 6,5$$

\Rightarrow Tổng tổn thất trên đường ống:

$$h_{1-2} = \frac{v^2}{2g} \cdot \left(\lambda \cdot \frac{l}{d} + \Sigma \xi \right) = \frac{0,190838^2}{2.9,81} \cdot \left(0,0294 \cdot \frac{13}{0,1} + 6,5 \right) = 0,0192 \text{ m} \quad (183)$$

\Rightarrow Cột áp của bơm:

$$H = (z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\gamma} + h_{1-2} = (12 - 2) + \frac{(0,6 - 1) \cdot 9,81 \cdot 10^4}{996,66 \cdot 9,81} + 0,0192 = 6,006 \text{ m} \quad (184)$$

$$\Rightarrow N = \frac{0,0015 \cdot 996,66 \cdot 9,81 \cdot 6,006}{1000 \cdot 0,75} = 0,117 \text{ kW} \quad (185)$$

Chọn N = 0,25 hp.

- Chọn bơm ly tâm 1 cấp nằm ngang để bơm chất lỏng trung tính, sạch hoặc hơi bẩn. Ký hiệu bơm là K.

3. Bơm đưa dung dịch nhập liệu lên bồn cao vị

- Công suất của bơm:

$$N = \frac{Q \cdot \rho \cdot g \cdot H}{1000 \cdot \eta}; \text{ kW}$$

Trong đó:

- H – cột áp của bơm; m
- η – hiệu suất của bơm. Chọn $\eta = 0,75$.
- $\rho = 1191,65 \text{ kg/m}^3$ – khối lượng riêng của dung dịch NaOH 18% ở 30 °C (bảng 4, trang 11, [8])
- Q – lưu lượng thể tích của dung dịch NaOH 18% được bơm vào bồn cao vị; m³/s

$$Q = \frac{G_n}{\rho} = \frac{1191,65}{1191,65} = 0,000278 \text{ m}^3/\text{s} \quad (186)$$

- Áp dụng phương trình Bernoulli với 2 mặt cắt là 1 - 1 (mặt thoáng của bể chứa nguyên liệu) và 2 - 2 (mặt thoáng của bồn cao vị):

$$z_1 + \frac{p_1}{\gamma} + \frac{\alpha_1 \cdot v_1^2}{2g} + H = z_2 + \frac{p_2}{\gamma} + \frac{\alpha_2 \cdot v_2^2}{2g} + h_{1-2}$$

Trong đó:

- $v_1 = v_2 = 0 \text{ m/s}$
- $p_1 = 1 \text{ at}$
- $p_2 = 1 \text{ at}$
- $\mu = 0,00293 \text{ Ns/m}^2$ – độ nhớt động lực của dung dịch NaOH 18% ở 30°C (bảng I.101, trang 91, [1])
- $z_1 = 2 \text{ m}$ – khoảng cách từ mặt thoáng của bể chứa nguyên liệu đến mặt đất
- $z_2 = 3,5 \text{ m}$ – khoảng cách từ mặt thoáng của bồn cao vị đến mặt đất

Chọn $d_{\text{hút}} = d_{\text{đẩy}} = 20 \text{ mm} = 0,02 \text{ m} \Rightarrow v_{\text{hút}} = v_{\text{đẩy}} = v$

Chọn chiều dài đường ống từ bể chứa nguyên liệu đến bồn cao vị là $l = 7 \text{ m}$.

Tốc độ của dòng chảy trong ống:

$$v = \frac{Q}{\pi \cdot \frac{d^2}{4}} = \frac{0,000278}{\pi \cdot \frac{0,02^2}{4}} = 0,884194 \text{ m/s} \quad (187)$$

Chuẩn số Reynolds:

$$Re = \frac{v \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,884194 \cdot 0,02 \cdot 1191,65}{0,00293} = 7192,15 \geq 4000 \text{ (chế độ chảy rối)} \quad (188)$$

Chọn ống thép CT3 là ống hàn trong điều kiện ăn mòn ít (bảng II.15, trang 381, [1]) \Rightarrow độ nhám tuyệt đối là $\varepsilon = 0,2 \text{ mm}$.

Re_{gh} được tính theo công thức II.60, trang 378, [1]:

$$Re_{gh} = 6 \cdot \left(\frac{d}{\varepsilon} \right)^{\frac{8}{7}} = 6 \cdot \left(\frac{0,02}{0,0002} \right)^{\frac{8}{7}} = 1158,419 \quad (189)$$

Re_n được tính theo công thức II.62, trang 379, [1]:

$$Re_n = 220 \cdot \left(\frac{d}{\varepsilon} \right)^{\frac{9}{8}} = 220 \cdot \left(\frac{0,02}{0,0002} \right)^{\frac{9}{8}} = 39122,15 \quad (190)$$

$\Rightarrow Re_{gh} < Re < Re_n$ (khu vực quá độ)

\Rightarrow Hệ số ma sát λ được tính theo công thức II.64, trang 380, [1]:

$$\lambda = 0,1 \cdot \left(1,46 \cdot \frac{\varepsilon}{d} + \frac{100}{Re} \right)^{0,25} = 0,1 \cdot \left(1,46 \cdot \frac{0,0002}{0,02} + \frac{100}{7192,15} \right)^{0,25} = 0,041 \quad (191)$$

Các hệ số trở lực cục bộ:

Yếu tố gây trở lực	Ký hiệu	Hệ số trở lực cục bộ	Số lượng
Đầu vào	$\xi_{\text{vào}}$	0,5	1
Đầu ra	ξ_{ra}	1	1
Khuỷu 90°	$\xi_{\text{khuỷu } 90}$	1	3
Van cửa	ξ_{van}	1,5	2

$$\Rightarrow \Sigma \xi = 0,5 + 1 + 3 \cdot 1 + 2 \cdot 1,5 = 7,5$$

⇒ Tổng tổn thất trên đường ống:

$$h_{1-2} = \frac{v^2}{2g} \cdot \left(\lambda \cdot \frac{l}{d} + \sum \xi \right) = \frac{0,884194^2}{2 \cdot 9,81} \cdot \left(0,041 \cdot \frac{7}{0,02} + 7,5 \right) = 0,872 \text{ m} \quad (192)$$

⇒ Cột áp của bơm:

$$H = (z_2 - z_1) + h_{1-2} = (3,5 - 2) + 0,872 = 2,372 \text{ m} \quad (193)$$

$$\Rightarrow N = \frac{0,000278 \cdot 1191,65 \cdot 9,81 \cdot 2,372}{1000 \cdot 0,75} = 0,01027 \text{ kW} \quad (194)$$

Chọn N = 0,125 hp.

- Chọn bơm ly tâm 1 cấp nằm ngang để bơm chất lỏng trung tính, sạch hoặc hơi bẩn. Ký hiệu bơm là K.

4. Bơm tháo liệu

- Công suất của bơm:

$$N = \frac{Q \cdot \rho \cdot g \cdot H}{1000 \cdot \eta}; \text{ kW}$$

Trong đó:

- H – cột áp của bơm; m
- η – hiệu suất của bơm. Chọn $\eta = 0,75$.
- $\rho = 1272,167 \text{ kg/m}^3$ – khối lượng riêng của dung dịch NaOH 30% ở $104,0966^\circ\text{C}$ (bảng 4, trang 11, [8])
- Q – lưu lượng thể tích của dung dịch NaOH 30% được tháo khỏi nồi cô đặc; m^3/s

$$Q = \frac{G_n}{\rho} = \frac{714,99}{1272,167} = 0,000156 \text{ m}^3/\text{s} \quad (195)$$

- Áp dụng phương trình Bernoulli với 2 mặt cắt là 1 - 1 (mặt thoáng của bể nước) và 2 - 2 (mặt thoáng của thiết bị ngưng tụ):

$$z_1 + \frac{p_1}{\gamma} + \frac{\alpha_1 \cdot v_1^2}{2g} + H = z_2 + \frac{p_2}{\gamma} + \frac{\alpha_2 \cdot v_2^2}{2g} + h_{1-2}$$

Trong đó:

- $v_1 = v_{\text{hút}} = v$; m/s
- $v_2 = 0 \text{ m/s}$
- $p_1 = p_0 + 2\Delta p + \frac{\rho \cdot g \cdot H_d}{1,01 \cdot 10^5} = 0,6275 + 2,0336 + \frac{1272,167 \cdot 9,81 \cdot 0,584}{1,01 \cdot 10^5} = 0,7683 \text{ at}$

Với:

- H_d – chiều cao phần đáy nón; m
- $p_2 = 1 \text{ at}$
- $\mu = 0,00175 \text{ Ns/m}^2$ – độ nhớt động lực của dung dịch NaOH 30 % ở $104,61^\circ\text{C}$ (bảng I.101, trang 91, [1])
- $z_1 = 1 \text{ m}$ – khoảng cách từ phần nối giữa ống tháo liệu và đáy nón đến mặt đất
- $z_2 = 2 \text{ m}$ – khoảng cách từ mặt thoáng của bể chứa sản phẩm đến mặt đất

Chọn $d_{\text{hút}} = d_{\text{đẩy}} = 20 \text{ mm} = 0,02 \text{ m} \Rightarrow v_{\text{hút}} = v_{\text{đẩy}} = v$

Chọn chiều dài đường ống từ đáy nón đến bồn chứa sản phẩm là $l = 5 \text{ m}$.

Tốc độ của dòng chảy trong ống:

$$v = \frac{Q}{\pi \cdot \frac{d^2}{4}} = \frac{0,000156}{\pi \cdot \frac{0,02^2}{4}} = 0,497 \text{ m/s} \quad (196)$$

Chuẩn số Reynolds:

$$Re = \frac{v \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,497 \cdot 0,02 \cdot 1272,167}{0,00175} = 7259,57 \geq 4000 \text{ (chế độ chảy rối)} \quad (197)$$

Chọn ống thép CT3 là ống hàn trong điều kiện ăn mòn ít (bảng II.15, trang 381, [1]) \Rightarrow độ nhám tuyệt đối là $\varepsilon = 0,2 \text{ mm}$.

Re_{gh} được tính theo công thức II.60, trang 378, [1]:

$$Re_{gh} = 6 \cdot \left(\frac{d}{\varepsilon} \right)^{\frac{8}{7}} = 6 \cdot \left(\frac{0,02}{0,0002} \right)^{\frac{8}{7}} = 1158,419 \quad (198)$$

Re_n được tính theo công thức II.62, trang 379, [1]:

$$Re_n = 220 \cdot \left(\frac{d}{\varepsilon} \right)^{\frac{9}{8}} = 220 \cdot \left(\frac{0,02}{0,0002} \right)^{\frac{9}{8}} = 39122,15 \quad (199)$$

$\Rightarrow Re_{gh} < Re < Re_n$ (khu vực quá độ)

\Rightarrow Hệ số ma sát λ được tính theo công thức II.64, trang 380, [1]:

$$\lambda = 0,1 \cdot \left(1,46 \cdot \frac{\varepsilon}{d} + \frac{100}{Re} \right)^{0,25} = 0,1 \cdot \left(1,46 \cdot \frac{0,0002}{0,02} + \frac{100}{7259,57} \right)^{0,25} = 0,041 \quad (200)$$

Các hệ số trở lực cục bộ:

Yếu tố gây trở lực	Ký hiệu	Hệ số trở lực cục bộ	Số lượng
Đầu vào	$\xi_{\text{vào}}$	0,5	1
Đầu ra	ξ_{ra}	1	1
Khuỷu 90°	$\xi_{\text{khuỷu } 90}$	1	4
Van cửa	ξ_{van}	1,5	2

$$\Rightarrow \Sigma \xi = 0,5 + 1 + 4 \cdot 1 + 2 \cdot 1,5 = 8,5$$

\Rightarrow Tổng tổn thất trên đường ống:

$$h_{1-2} = \frac{v^2}{2g} \cdot \left(\lambda \cdot \frac{l}{d} + \Sigma \xi \right) = \frac{0,497^2}{2 \cdot 9,81} \cdot \left(0,041 \cdot \frac{5}{0,02} + 8,5 \right) = 0,2361 \text{ m} \quad (201)$$

⇒ Cột áp của bơm:

$$\begin{aligned} H &= (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + h_{1-2} - \frac{\alpha_1 \cdot v_1^2}{2g} \\ &= (2 - 1) + \frac{(1 - 0,7683) \cdot 9,81 \cdot 10^4}{1272,167 \cdot 9,81} + 0,2361 - \frac{0,497^2}{2 \cdot 9,81} = 3,045 \text{ m} \end{aligned} \quad (202)$$

$$\Rightarrow N = \frac{0,000156 \cdot 1272,167 \cdot 9,81 \cdot 3,045}{1000 \cdot 0,75} = 0,008 \text{ kW} \quad (203)$$

Chọn N = 0,125 hp.

- Chọn bơm ly tâm 1 cấp nằm ngang.

V. CÁC CHI TIẾT PHỤ

1. Lớp cách nhiệt

- Vật liệu chế tạo là amiante carton.
- Bề dày lớp cách nhiệt của buồng đốt được tính theo công thức VI.66, trang 92, [2]:

$$\delta_c = \frac{\lambda_c \cdot (t_{T1} - t_{T2})}{\alpha_n \cdot (t_{T2} - t_{KK})}$$

Trong đó:

- t_{T1} – nhiệt độ của lớp cách nhiệt tiếp giáp với bề mặt thiết bị; °C. Vì nhiệt trở của thành thiết bị rất nhỏ so với nhiệt trở của lớp cách nhiệt nên có thể chọn $t_{T1} = t_D = 142,9$ °C.
- t_{T2} – nhiệt độ của bề mặt lớp cách nhiệt về phía không khí, vào khoảng từ 40 °C đến 50 °C. Chọn $t_{T2} = 45$ °C.
- t_{KK} – nhiệt độ của không khí; °C. Chọn $t_{KK} = 27,2$ °C (bảng VII.1, trang 97, [2])
- α_n – hệ số cấp nhiệt từ bề mặt ngoài của lớp cách nhiệt đến không khí; W/(m².K), được tính theo công thức VI.67, trang 92, [2]:
- $\alpha_n = 9,3 + 0,058 \cdot t_{T2} = 9,3 + 0,058 \cdot (45 + 273) = 27,744$ W/(m².K)
- $\lambda_c = 0,144$ W/(m.K) – hệ số dẫn nhiệt của amiante carton ở 100°C.

$$\Rightarrow \delta_c = \frac{0,144 \cdot (142,9 - 45)}{27,744 \cdot (45 - 27,2)} = 0,028547 \text{ m} \quad (204)$$

- Để thuận tiện trong chế tạo, chiều dày lớp cách nhiệt cho buồng bốc và buồng đốt được chọn là 30 mm.

2. Cửa sửa chữa

- Vật liệu chế tạo là thép CT3.
 - Đường kính của cửa sửa chữa là $D = 500$ mm.
 - Cửa được bố trí sao cho mép dưới của nó cao hơn mặt thoáng của dung dịch trong buồng bốc để chất lỏng không chảy ra ngoài. Chọn khoảng cách từ mép dưới cửa đến mặt thoáng của dung dịch là 0,45 m.
- ⇒ Khoảng cách từ mực chất lỏng đến tâm của cửa sửa chữa:

$$h_c = 0,45 + \frac{0,5}{2} = 0,7 \text{ m} \quad (205)$$

3. Kính quan sát

- Vật liệu chế tạo là thép CT3 và thủy tinh.
- Đường kính của kính quan sát là $D = 230$ mm.
- Kính được bố trí sao cho mực chất lỏng có thể được nhìn thấy. Do đó, có 2 kính giống nhau ở 2 bên buồng bốc, tạo thành góc 180°.

PHẦN V. TÍNH TOÁN GIÁ THÀNH

Thành phần	Vật liệu	Số lượng	Đơn vị	Đơn giá (đồng/ đv)	Thành tiền (đồng)
Thiết bị chính	OX18H10T	744,941	kg	50 000	37 247 060
Thiết bị chính	CT3	212,919	kg	10 000	2 129 190
Bơm chân không		0,139	hp	700 000	97 270
Bơm nước cho thiết bị ngưng tụ		0,25	hp	700 000	175 000
Bơm nhập liệu		0,125	hp	700 000	87 500
Bơm tháo liệu		0,125	hp	700 000	87 500
Thiết bị gia nhiệt		1	cái	20 000 000	20 000 000
Thiết bị ngưng tụ		1	cái	20 000 000	20 000 000
Thiết bị tách lỏng		1	cái	20 000 000	20 000 000
Cửa sửa chữa		1	cái	1 000 000	1 000 000
Kính quan sát	Thủy tinh	0,063	m ²	250 000	15 710
Vật liệu cách nhiệt	Amiante carton	0,312	m ³	3 000 000	934 480
Van		36	cái	30 000	1 080 000
Lưu lượng kế		3	cái	1 000 000	3 000 000
Áp kế		6	cái	150 000	900 000
Nhiệt kế		2	cái	50 000	100 000
Tai treo	CT3	4,92	kg	10 000	49 200
Các ống dẫn					
Truyền nhiệt d25	OX18H10T	108	m	15 000	1 620 000
Tuần hoàn trung tâm d273	OX18H10T	1,5	m	100 000	150 000
Nhập liệu d20	OX18H10T	27	m	15 000	405 000
Tháo liệu d20	OX18H10T	5	m	15 000	75 000
Hơi đốt d150	CT3	15	m	30 000	450 000
Hơi thứ d150	CT3	15	m	30 000	450 000
Nước ngưng d20	CT3	10	m	15 000	150 000
Khí không ngưng d20	CT3	10	m	15 000	150 000
Bu lông	CT3	140	cái	1 000	140 000
Đệm		7	cái	250 000	1 750 000
Tổng					112 242 910

Tiền công chế tạo vật liệu bằng 100% tiền vật tư (gia công đơn giản, độ chính xác không cao).
Như vậy, tổng chi phí là **112 242 910 đồng**.

KẾT LUẬN

Các phần tính toán nêu trên cho thấy:

- Hệ thống cô đặc chân không 1 nồi liên tục dung dịch NaOH với năng suất nhập liệu $1 \text{ m}^3/\text{h}$ khá đơn giản. Vì năng suất này không cao nên kích thước của các thiết bị đều ở mức độ vừa phải.
- Chi phí đầu tư không cao, trong đó thiết bị chính chiếm khoảng 33 % tổng chi phí.
- Kết cấu thiết bị đơn giản và có thể được điều khiển tự động.

Vì vậy, nhìn chung hệ thống này phù hợp với quy mô phòng thí nghiệm và quy mô pilot.

TÀI LIỆU THAM KHẢO

- [1] Nhiều tác giả, *Sổ tay Quá trình và Thiết bị Công nghệ Hoá chất, tập 1*, NXB Khoa học và Kỹ thuật, 2006.
- [2] Nhiều tác giả, *Sổ tay Quá trình và Thiết bị Công nghệ Hoá chất, tập 2*, NXB Khoa học và Kỹ thuật, 2006.
- [3] Phạm Văn Bôn, *Quá trình và Thiết bị Công nghệ Hoá học & Thực phẩm, tập 10, Ví dụ và bài tập*, NXB ĐHQG TPHCM, 2010.
- [4] Nguyễn Văn May, *Thiết bị truyền nhiệt và chuyển khối*, NXB Khoa học và Kỹ thuật, 2006.
- [5] Phạm Văn Bôn, Nguyễn Đình Thọ, *Quá trình và thiết bị Công nghệ Hoá học & Thực phẩm, tập 5, Quá trình và thiết bị truyền nhiệt, Quyển 1: Truyền nhiệt ổn định*, NXB ĐHQG TPHCM, 2006.
- [6] Phan Văn Thom, *Sổ tay thiết kế Thiết bị hoá chất và chế biến thực phẩm đa dụng*, Bộ Giáo dục và Đào tạo, Viện Đào tạo Mở rộng.
- [7] Hồ Lê Viên, *Tính toán, thiết kế các chi tiết thiết bị hoá chất và dầu khí*, NXB Khoa học và Kỹ thuật, 2006.
- [8] Bộ môn Máy và Thiết bị, *Bảng tra cứu Quá trình cơ học – Truyền nhiệt – Truyền khối*, NXB ĐHQG TPHCM, 2009.
- [9] Phạm Xuân Toàn, *Các quá trình, thiết bị trong Công nghệ Hoá chất và Thực phẩm, tập 3: Các quá trình và thiết bị truyền nhiệt*, NXB Khoa học và Kỹ thuật, 2008.
- [10] Lê Nguyên Dương, *Ứng dụng chân không trong công nghiệp*, NXB Khoa học và Kỹ thuật, 1987.