

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

ĐỒ ÁN MÔN HỌC

THIẾT KẾ HỆ THỐNG THIẾT BỊ CÔ ĐẶC HAI NỒI
DUNG DỊCH NaCl

Người thiết kế : Nguyễn Thành Trung

Lớp, khóa : KTHH06 – K60

Người hướng dẫn : TS. Nguyễn Minh Tân

HÀ NỘI 2018

NHIỆM VỤ
THIẾT KẾ ĐỒ ÁN MÔN HỌC CH3440
(Dùng cho sinh viên khối cử nhân kỹ thuật/kỹ sư)

Họ và tên: Nguyễn Thành Trung

MSSV: 20153986

Lớp: Kỹ thuật hóa học 6

Khóa: 60

I. Đầu đề thiết kế:

Tính toán thiết kế hệ thống cô đặc liên tục hai nồi xuôi chiều để cô đặc dung dịch: NaCl

Hỗn hợp đầu vào thiết bị cô đặc ở nhiệt độ sôi.

Thiết bị cô đặc loại: Có ống tuần hoàn ở tâm

Ống truyền nhiệt dài 3m

II. Các số liệu ban đầu:

- Năng suất thiết bị tính theo hỗn hợp đầu: 5,4kg/s
- Nồng độ đầu của dung dịch: 5% khối lượng
- Nồng độ cuối của dung dịch: 22,3% khối lượng
- Áp suất hơi đốt nồi 1: 5at
- Áp suất hơi ngưng tụ: 0,2at

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

1. Phần mở đầu
2. Vẽ và thuyết minh sơ đồ công nghệ (bản vẽ A4)
3. Tính toán kỹ thuật thiết bị chính
4. Tính và chọn 03 thiết bị phụ
5. Kết luận
6. Tài liệu tham khảo

IV. Các bản vẽ

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

V. Cán bộ hướng dẫn: PGS.TS. Nguyễn Minh Tân

VI. Ngày giao nhiệm vụ: ngày 25 tháng 09 năm 2018

VII. Ngày phải hoàn thành: ngày 21 tháng 12 năm 2018

Phê duyệt của Bộ môn

Ngày 25 tháng 09 năm 2018

Người hướng dẫn

(Họ tên và chữ ký)

MỤC LỤC

Phần 1: Phần mở đầu	3
Phần 2: Sơ đồ và mô tả dây chuyền công nghệ	5
2.1. Sơ đồ công nghệ	5
2.2. Nguyên lý làm việc của hệ thống thiết bị	6
Phần 3: Tính toán thiết bị chính	7
3.1. Xác định lượng hơi thứ bốc ra khỏi hệ thống W	7
3.2. Tính sơ bộ lượng hơi thứ bốc ra ở mỗi nồi	7
3.3. Tính nồng độ cuối của dung dịch trong mỗi nồi	7
3.4. Tính chênh lệch áp suất chung của hệ thống ΔP	8
3.5. Xác định áp suất, nhiệt độ hơi đốt cho mỗi nồi	8
3.5.1. Giả thiết phân bố áp suất hơi đốt giữa 2 nồi là $\Delta P_1 : \Delta P_2 = 2,55 : 1$	8
3.5.2. Tính áp suất hơi đốt từng nồi	8
3.5.3. Xác định nhiệt độ hơi đốt T_i , nhiệt lượng riêng i_i và nhiệt hóa hơi r_i của từng nồi	8
3.6. Tính nhiệt độ và áp suất hơi thứ ra khỏi từng nồi	9
3.7. Tính tổn thất nhiệt độ cho từng nồi	10
3.7.1. Tổn thất nhiệt độ do áp suất thủy tĩnh tăng cao	10
3.7.2. Tổn thất nhiệt độ do nồng độ Δ'_i	11
3.7.3. Tính nhiệt độ tổn thất của hệ thống	12
3.8. Tính hiệu số nhiệt độ hữu ích của hệ thống	12
3.9. Thiết lập phương trình cân bằng nhiệt để tính lượng hơi đốt D và lượng hơi thứ W_i ở từng nồi	12
3.9.1. Lập hệ phương trình cân bằng nhiệt lượng	13
3.9.1.1. Các thông số của dung dịch	13
3.9.1.1.1. Nhiệt độ sôi của dung dịch đi vào các nồi	13
3.9.1.1.2. Xác định nhiệt dung riêng của dung dịch ở các nồi	14
3.9.1.2. Các thông số nước ngưng	15
3.9.1.2.1. Nhiệt độ nước ngưng	15
3.9.1.2.2. Nhiệt dung riêng của nước ngưng	15
3.9.1.3. Giải hệ phương trình	15
3.9.1.4. Xác định lại tỉ lệ phân phối hơi thứ giữa các nồi	16
3.10. Tính hệ số cấp nhiệt, nhiệt lượng trung bình từng nồi	17
3.10.1. Tính hệ số cấp nhiệt α_1 khi ngưng tụ hơi	17
3.10.2. Tính nhiệt tải riêng về phía hơi ngưng tụ	18
3.10.3. Tính hệ số cấp nhiệt α_2 từ bề mặt đốt đến chất lỏng sôi	18

3.10.4. Tính nhiệt tải riêng về phía dung dịch	23
3.10.5. So sánh q_{1i} và q_{2i}	23
3.11. Xác định hệ số truyền nhiệt của từng nôi	23
3.12. Tính hiệu số nhiệt độ hữu ích từng nôi	24
3.13. So sánh ΔT_i^* và ΔT_i	24
3.14. Tính bề mặt truyền nhiệt F	25
Phần 4: Tính toán thiết bị phụ	26
4.1. Thiết bị gia nhiệt hỗn hợp đầu	26
4.2. Thiết bị ngưng tụ baromet	31
4.3. Tính toán bơm chân không	37
Phần 5: Tính toán cơ khí	38
5.1. Buồng đốt nôi cô đặc	38
5.2. Buồng bốc nôi cô đặc	47
5.3. Tính một số chi tiết khác	52
Tài liệu tham khảo	62
Kết luận	63

Phần 1: Phần mở đầu

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

Để bước đầu làm quen với công việc của một kỹ sư hóa chất là thiết kế thiết bị, hệ thống thiết bị phục vụ một nhiệm vụ kỹ thuật trong sản xuất, sinh viên được làm đồ án Quá trình và thiết bị trong công nghệ hóa học. Việc làm đồ án là một công việc tốt cho sinh viên trong bước tiếp cận tốt với thực tiễn sau khi hoàn thành môn học Quá trình và thiết bị trong công nghệ hóa học.

Trong đồ án này, nhiệm vụ cần hoàn thành là thiết kế hệ thống cô đặc 2 nồi xuôi chiều có ống tuần hoàn trung tâm làm việc liên tục với dung dịch NaCl, năng suất 5,4 kg/s từ nồng độ đầu 5% đến nồng độ cuối 22,3%.

Quá trình cô đặc: Là quá trình làm tăng nồng độ của chất tan (không hoặc khó bay hơi) trong dung môi bay hơi. Đặc điểm của quá trình cô đặc là dung môi được tách ra khỏi dung dịch ở dạng hơi, còn chất hòa tan trong dung dịch không bay hơi, do đó nồng độ của dung chất sẽ tăng dần lên, khác với quá trình chưng cất, cấu tử trong hỗn hợp này cũng bay hơi, chỉ khác nhau về nồng độ ở mỗi nhiệt độ. Hơi của dung môi tách ra trong quá trình cô đặc gọi là hơi thứ, hơi thứ ở nhiệt độ cao có thể đun nóng 1 thiết bị khác

Cô đặc nhiều nồi: Cô đặc nhiều nồi là quá trình sử dụng hơi thứ thay cho hơi đốt, do đó có ý nghĩa về sử dụng nhiệt hiệu quả. Nguyên tắc của cô đặc nhiều nồi là: nồi đầu dung dịch được đun nóng bằng hơi đốt, hơi bốc lên ở nồi này được bốc lên để làm hơi đốt cho nồi thứ 2, hơi thứ của nồi thứ 2 được làm hơi đốt cho nồi thứ 3,... Hơi thứ ở nồi cuối được đưa vào thiết bị ngưng tụ. Dung dịch đi vào lần lượt từ nồi đầu đến nồi cuối, qua mỗi nồi nồng độ của dung dịch tăng dần lên do một phần dung môi bốc hơi. Hệ thống này được sử dụng khá phổ biến. Ưu điểm của loại này là dung dịch tự di chuyển từ nồi trước ra nồi sau nhờ chênh lệch áp suất giữa các nồi.

Phương pháp cô đặc hai nồi xuôi chiều là phương pháp được sử dụng khá phổ biến do có ưu điểm là dung dịch tự di chuyển từ nồi 1 sang nồi 2 nhờ chênh lệch áp suất giữa hai nồi. Nhiệt độ hơi thứ nồi 1 lớn hơn nhiệt độ sôi nồi 2 nên hơi thứ nồi 1 được làm hơi đốt cho nồi 2 do đó có thể tiết kiệm năng lượng. Nhược điểm của nó là nhiệt độ nồi sau thấp hơn nhưng nồng độ lại cao hơn nồi trước nên độ nhớt của dung dịch tăng dần dẫn đến hệ số truyền nhiệt của hệ thống giảm từ nồi đầu đến nồi cuối.

Giới thiệu về NaCl:

Natri clorua hay còn gọi là muối ăn, muối mỏ, là hợp chất hóa học với công thức hóa học là NaCl. Natri clorua là muối chủ yếu tạo ra độ mặn trong các đại dương

và của chất lỏng ngoại bào của nhiều cơ thể đa bào. Là thành phần chính trong muối ăn, nó được sử dụng phổ biến như là đồ gia vị và chất bảo quản thực phẩm.

Natri clorua tạo thành các tinh thể có cấu trúc cân đối lập phương. Có điểm nóng chảy là 801°C . Tỷ trọng là $2,16 \text{ g/cm}^3$. Độ hòa tan trong nước khoảng $35,9 \text{ g} / 100 \text{ ml}$ ở 25°C .

Ngày nay, muối NaCl được sản xuất bằng cách cho bay hơi nước biển hay nước muối từ các nguồn khác, chẳng hạn các giếng nước muối và hồ muối và bằng khai thác muối mỏ. NaCl có rất nhiều ứng dụng trong thực tế. Trong gia đình được sử dụng như một gia vị không thể thiếu. Trong y dược còn dùng để sát trùng vết thương, cầm máu các vết thương ngoài da. Trong công nghiệp hóa chất lượng muối tiêu thụ hàng năm chiếm 80 % sản lượng muối trên thế giới.

Phần 2: Sơ đồ và mô tả dây chuyền sản xuất

2.1. Sơ đồ công nghệ

Các thiết bị trong sơ đồ công nghệ

1	Thùng chứa dung dịch đầu
2a	Bơm đẩy dung dịch đầu lên thùng cao vị
2b	Bơm đẩy dung dịch cuối vào thùng chứa sản phẩm
3	Thùng cao vị chứa dung dịch đầu
4	Lưu lượng kế
5	Thiết bị gia nhiệt hỗn hợp đầu
6	Nồi cô đặc 1
7	Nồi cô đặc 2
8	Hệ thiết bị ngưng tụ chân cao baromet
9	Thùng chứa nước ngưng
10	Bơm chân không
11	Cốc tháo nước ngưng
12	Thiết bị trao đổi nhiệt

Chú thích:

-----: đường hơi

_____: đường lỏng

2.2. Nguyên lý làm việc của hệ thống thiết bị

Dung dịch được chứa trong thùng chứa (1) được bơm (2a) đưa lên thùng cao vị có chảy tràn để ổn định lưu lượng. Lưu lượng kế (4) điều chỉnh lưu lượng cần thiết của dung dịch vào thiết bị gia nhiệt đầu. Thiết bị gia nhiệt đầu (5) gia nhiệt dung dịch tới nhiệt độ sôi của dung dịch. Sau đó được đưa vào nồi cô đặc 1 (6). Dung dịch sau nồi 1 đạt nồng độ x_1 sẽ sang nồi 2 nhờ chênh lệch áp suất. Sau nồi 2 dung dịch đạt nồng độ cuối và sẽ được làm lạnh bằng thiết bị làm lạnh (12) sau đó được bơm (2b) đẩy vào thùng chứa sản phẩm cuối (13).

Hơi thứ ở nồi 1 được làm hơi đốt cho nồi 2 vì nó có nhiệt độ lớn hơn nhiệt độ sôi của dung dịch trong nồi 2. Hơi thứ nồi 2 đi vào thiết bị ngưng tụ Baromet nhờ chênh lệch áp suất. Hơi được ngưng tụ thành lỏng và tự chảy xuống thùng chứa nước ngưng (9). Khí không ngưng có lẫn bọt qua cơ cấu tách bọt, bọt sẽ đi xuống thùng chứa, còn khí không ngưng đi ra ngoài nhờ bơm hút chân không (10).

Phần 3: Tính toán thiết bị chính

Các số liệu ban đầu

- Năng suất tính theo dung dịch đầu $G_d = 5,4 \text{ kg/s} = 19440 \text{ kg/h}$
- Nồng độ đầu của dung dịch: $x_d = 5\%$ khối lượng
- Nồng độ cuối của dung dịch: $x_c = 22,3\%$ khối lượng
- Hơi đốt: hơi nước bão hòa
- Áp suất hơi đốt nồi 1: $P_1 = 5 \text{at}$
- Áp suất hơi ngưng tụ: $P_{ng} = P_2 = 0,2 \text{at}$
- Chiều dài ống truyền nhiệt $H = 3 \text{m}$

3.1. Xác định lượng hơi thứ bốc ra khỏi hệ thống W

$$W = G_d \left(1 - \frac{x_d}{x_c}\right) = 19440 \left(1 - \frac{5}{22,3}\right) = 15081,26 \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right)$$

3.2. Tính sơ bộ lượng hơi thứ bốc ra ở mỗi nồi

- Lượng hơi thứ bốc ra ở nồi 1: $W_1, \text{kg/h}$
- Lượng hơi thứ bốc ra ở nồi 2: $W_2, \text{kg/h}$

Giả thiết mức phân phối lượng hơi thứ bốc ra ở các nồi $W_1 : W_2 = 1 : 1,05$

Ta có hệ:

$$\begin{cases} W_1 + W_2 = W \\ 1,05W_1 - W_2 = 0 \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} W_1 = 7356,71 \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) \\ W_2 = 7724,55 \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) \end{cases}$$

3.3. Tính nồng độ cuối của dung dịch trong mỗi nồi

Theo công thức:

$$x_i = G_d \frac{x_d}{G_d - \sum_{j=1}^i W_j}, \%$$

Ta có:

- Với nồi 1:

$$x_1 = G_d \frac{x_d}{G_d - W_1} = 19440 \frac{5}{19440 - 7356,71} = 8,04 \text{ (%kg)}$$

- Với nồi 2:

$$x_2 = G_d \frac{x_d}{G_d - W_1 - W_2} = 19440 \frac{5}{19440 - 7356,71 - 7724,55} = 22,30 \text{ (\%kg)}$$

3.4. Tính chênh lệch áp suất chung của hệ thống ΔP

Theo công thức $\Delta P = P_1 - P_{ng}$

Ta có $\Delta P = 5 - 0,2 = 4,8 \text{ at}$

3.5. Xác định áp suất, nhiệt độ hơi đốt cho mỗi nồi

3.5.1. Giả thiết phân bố áp suất hơi đốt giữa 2 nồi là $\Delta P_1 : \Delta P_2 = 2,55 : 1$

Trong đó:

- ΔP_1 là chênh lệch áp suất trong nồi thứ 1, at
- ΔP_2 là chênh lệch áp suất trong nồi thứ 2, at

Ta có hệ:

$$\begin{cases} \Delta P_1 - 2,55 \Delta P_2 = 0 \\ \Delta P_1 + \Delta P_2 = \Delta P = 4,8 \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} \Delta P_1 = 3,45 \text{ (at)} \\ \Delta P_2 = 1,35 \text{ (at)} \end{cases}$$

3.5.2. Tính áp suất hơi đốt từng nồi

Theo công thức $P_i = P_{i-1} - \Delta P_{i-1}$

Ta có:

- Nồi 1: $P_1 = 5 \text{ (at)}$
- Nồi 2: $P_2 = P_1 - \Delta P_1 = 1,55 \text{ (at)}$

3.5.3. Xác định nhiệt độ hơi đốt T_i , nhiệt lượng riêng i_i và nhiệt hóa hơi r_i của từng nồi

Tra bảng I.251 [1-314] và nội suy ta có:

- Nồi 1: với $P_1 = 5 \text{ (at)}$ ta được:
 - Nhiệt độ hơi đốt: $T_1 = 151,10 \text{ (}^\circ\text{C)}$

- Nhiệt lượng riêng: $i_1 = 2754000 \text{ (J/kg)}$
- Nhiệt hóa hơi: $r_1 = 2117000 \text{ (J/kg)}$
- Nồi 2: với $P_2 = 1,55 \text{ (at)}$ ta được:
 - Nhiệt độ hơi đốt: $T_2 = 111,70 \text{ (}^\circ\text{C)}$
 - Nhiệt lượng riêng: $i_2 = 2700500 \text{ (J/kg)}$
 - Nhiệt hóa hơi: $r_2 = 2229500 \text{ (J/kg)}$

3.6. Tính nhiệt độ và áp suất hơi thứ ra khỏi từng nồi

Theo công thức: $t'_i = T_{i+1} + \Delta_i''', ^\circ\text{C}$

Trong đó:

- t'_i là nhiệt độ hơi thứ ra khỏi nồi thứ i , $^\circ\text{C}$
- Δ_i''' là tổn thất nhiệt độ do trở lực đường ống, $^\circ\text{C}$

Chọn $\Delta_1''' = \Delta_2''' = 1 \text{ (}^\circ\text{C)}$

Ta có:

- Nhiệt độ hơi thứ ra khỏi nồi 1 là:

$$t'_1 = T_2 + \Delta_1''' = 111,70 + 1 = 113,20 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

- Nhiệt độ hơi thứ ra khỏi nồi 2 là:

$$t'_2 = T_{ng} + \Delta_2'''$$

Trong đó T_{ng} là nhiệt độ nước ngưng ở thiết bị ngưng tụ.

Với $P_{ng} = 0,2 \text{ (at)}$ ta được $T_{ng} = 59,70 \text{ (}^\circ\text{C)}$

$$\Rightarrow t'_2 = T_{ng} + \Delta_2''' = 59,70 + 1 = 61,20 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

Tra bảng I.250 [1-314] và nội suy ta có:

- Nồi 1 với $t'_1 = 113,20 \text{ (}^\circ\text{C)}$ ta được
 - Áp suất hơi thứ: $P'_1 = 1,63 \text{ (at)}$
 - Nhiệt lượng riêng: $i'_1 = 2701120 \text{ (}\frac{\text{J}}{\text{kg}}\text{)}$
 - Nhiệt hóa hơi: $r'_1 = 2225680 \text{ (}\frac{\text{J}}{\text{kg}}\text{)}$
- Nồi 2 với $t'_2 = 61,20 \text{ (}^\circ\text{C)}$ ta được
 - Áp suất hơi thứ: $P'_2 = 0,22 \text{ (at)}$

- Nhiệt lượng riêng: $i'_2 = 2610510 \left(\frac{\text{J}}{\text{kg}}\right)$
- Nhiệt hóa hơi: $r'_2 = 2354090 \left(\frac{\text{J}}{\text{kg}}\right)$

Bảng tổng hợp số liệu 1:

Nồi	Hơi đốt				Hơi thứ				x %
	P, at	T, °C	i, J/kg	r, J/kg	P', at	t', °C	i', J/kg	r', J/kg	
1	5	151,1	2754000	2117000	1,63	113,2	2701120	2225680	8,04
2	1,55	111,7	2700500	2229500	0,22	61,2	2610510	2354090	22,3

3.7. Tính tổn thất nhiệt độ cho từng nồi

3.7.1. Tổn thất nhiệt độ do áp suất thủy tĩnh tăng cao

Công thức tính $\Delta_i'' = t_{tbi} - t'_i, ^\circ\text{C}$

Trong đó:

- t_{tbi} : nhiệt độ sôi ứng với P_{tbi} , at
- t'_i : nhiệt độ sôi ứng với P'_i , at

P_{tbi} là áp suất thủy tĩnh ở giữa ống truyền nhiệt, tính theo công thức:

$$P_{tbi} = P'_i + \frac{1}{2} \left(h_1 + \frac{H}{2} \right) \cdot \frac{\rho_{dds} \cdot g}{9,81 \cdot 10^4}, \quad \text{at}$$

Trong đó:

- P'_i : áp suất hơi thứ trên mặt thoáng dung dịch, at
- h_1 : chiều cao lớp dung dịch từ miệng ống truyền nhiệt đến mặt thoáng, chọn $h_1 = 0,5 \text{ m}$
- H : chiều cao ống truyền nhiệt, m
- ρ_{dds} : khối lượng riêng của dung dịch khi sôi, kg/m^3
- g : gia tốc trọng trường, m/s^2

Do khối lượng riêng của dung dịch khi sôi sấp xỉ khối lượng riêng của dung dịch ở 20°C nên ta sẽ tra khối lượng riêng tại 20°C .

Tra bảng I.57 [1 - 45] và nội suy ta có:

$$x_1 = 8,04\% \Rightarrow \rho_{dd1} = 1060,00 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

$$x_2 = 22,3\% \Rightarrow \rho_{dd2} = 1170,00 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

- Với nồi 1:

$$P_{tb1} = P'_1 + \frac{1}{2} \left(h_1 + \frac{H}{2} \right) \cdot \frac{\rho_{dds1} \cdot g}{9,81 \cdot 10^4} = 1,63 + \frac{1}{2} \left(0,5 + \frac{3}{2} \right) \cdot \frac{1060,00 \cdot 9,81}{9,81 \cdot 10^4} = 1,74 \text{ (at)}$$

Tra bảng I.251 [1-314] với $P_{tb1} = 1,74 \text{ (at)} \Rightarrow t_{b1} = 115,15 \text{ (}^\circ\text{C)}$

$$\Rightarrow \Delta''_1 = t_{tb1} - t'_1 = 115,15 - 113,2 = 1,95 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

- Với nồi 2:

$$P_{tb2} = P'_2 + \frac{1}{2} \left(h_1 + \frac{H}{2} \right) \cdot \frac{\rho_{dds2} \cdot g}{9,81 \cdot 10^4} = 0,22 + \frac{1}{2} \left(0,5 + \frac{3}{2} \right) \cdot \frac{1170,00 \cdot 9,81}{9,81 \cdot 10^4} = 0,34 \text{ (at)}$$

Tra bảng I.251 [1-314] với $P_{tb2} = 0,34 \text{ (at)} \Rightarrow t_{b2} = 71,18 \text{ (}^\circ\text{C)}$

$$\Rightarrow \Delta''_2 = t_{tb2} - t'_2 = 71,18 - 61,2 = 9,98 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

3.7.2. Tổn thất nhiệt độ do nồng độ Δ'_i

Ta dùng phương pháp Tysenco:

$$\Delta'_i = f \cdot \Delta'_{oi} = 16,2 \frac{t_{si}^2}{r_i} \cdot \Delta'_{oi} = 16,2 \frac{(T'_i + 273)^2}{r_i} \cdot \Delta'_{oi}, \quad ^\circ\text{C}$$

Trong đó:

- T_{si} : nhiệt độ sôi của dung môi, $^\circ\text{K}$
- r : ẩn nhiệt hóa hơi của dung môi, J/kg
- Δ'_{oi} : tổn thất nhiệt độ do nhiệt độ sôi của dung dịch lớn hơn nhiệt độ sôi của dung môi ở áp suất thường

Tra bảng VI.2 [2 – 66] và nội suy ta có

$$\bar{x}_1 = 8,04\% \Rightarrow \Delta'_{o1} = 1,49 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

$$\bar{x}_2 = 22,3\% \Rightarrow \Delta'_{o2} = 5,74 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

Vậy

$$\Delta'_1 = f \cdot \Delta'_{o1} = 16,2 \frac{(T'_1 + 273)^2}{r_1} \cdot \Delta'_{o1} = 16,2 \frac{(113,2 + 273)^2}{2225680} \cdot 1,49 = 1,62 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

$$\Delta'_2 = f \cdot \Delta'_{o2} = 16,2 \frac{(T'_2 + 273)^2}{r_2} \cdot \Delta'_{o2} = 16,2 \frac{(61,2 + 273)^2}{2354090} \cdot 5,74 = 4,41 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

3.7.3. Tính nhiệt độ tổn thất của hệ thống

$$\begin{aligned}\sum_{i=1}^n \Delta &= \sum_{i=1}^n \Delta'_i + \sum_{i=1}^n \Delta''_i + \sum_{i=1}^n \Delta'''_i = (1,62 + 4,41) + (1,95 + 9,98) + (1 + 1) \\ &= 20,96 (^{\circ}C)\end{aligned}$$

3.8. Tính hiệu số nhiệt độ hữu ích của hệ thống

- Tổng nhiệt độ hữu ích của hệ thống

$$\sum_{i=1}^n \Delta T_i = T_1 - T_{ng} - \sum_{i=1}^n \Delta = 151,1 - 59,70 - 20,96 = 70,44 (^{\circ}C)$$

- Xác định nhiệt độ sôi của từng nồi

$$t_{si} = t'_i + \Delta'_i + \Delta''_i, ^{\circ}C$$

- Nồi 1:

$$t_{s1} = t'_1 + \Delta'_1 + \Delta''_1 = 113,2 + 1,62 + 1,95 = 116,77 (^{\circ}C)$$

- Nồi 2:

$$t_{s2} = t'_2 + \Delta'_2 + \Delta''_2 = 61,2 + 4,41 + 9,98 = 75,59 (^{\circ}C)$$

- Xác định nhiệt độ hữu ích ở mỗi nồi

- Nồi 1:

$$\Delta T_1 = T_1 - t_{s1} = 151,1 - 116,77 = 34,33 (^{\circ}C)$$

- Nồi 2:

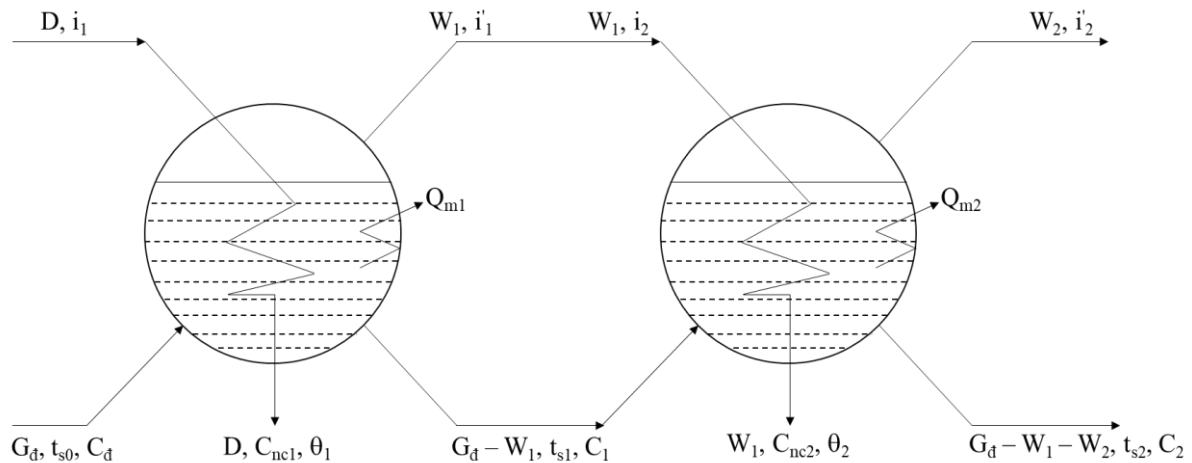
$$\Delta T_2 = T_2 - t_{s2} = 111,7 - 75,59 = 36,11 (^{\circ}C)$$

Bảng tổng hợp số liệu 2:

Nồi	$\Delta'_i, ^{\circ}C$	$\Delta''_i, ^{\circ}C$	$\Delta'''_i, ^{\circ}C$	$\Delta T, ^{\circ}C$	$t_s, ^{\circ}C$
1	1,62	1,95	1,5	34,33	116,77
2	4,41	9,98	1,5	36,11	75,59

3.9. Thiết lập phương trình cân bằng nhiệt để tính lượng hơi đốt D và lượng hơi thứ W_i ở từng nồi

Sơ đồ cân bằng nhiệt lượng của hệ thống



Trong đó:

- D : lượng hơi đốt vào (kg/h)
- i_1, i_2 : Hàm nhiệt của hơi đốt nồi 1, nồi 2 (J/kg)
- i'_1, i'_2 : Hàm nhiệt của hơi thứ nồi 1, nồi 2 (J/kg)
- θ_1, θ_2 : Nhiệt độ nước ngưng ở nồi 1, nồi 2 ($^{\circ}\text{C}$)
- C_d : Nhiệt dung riêng của dung dịch đầu (J/kg.độ)
- C_{nc1}, C_{nc2} : Nhiệt dung riêng của nước ngưng ở nồi 1, nồi 2 (J/kg.độ)
- C_1, C_2 : Nhiệt dung riêng của dung dịch ra khỏi nồi 1, nồi 2 (J/kg.độ)
- Q_{m1}, Q_{m2} : nhiệt lượng mất mát ở nồi 1, nồi 2, (J/h)
- G_d : Lượng hỗn hợp đầu đi vào thiết bị (kg/h)
- W_1, W_2 : Lượng hơi thứ bốc lên từ nồi 1, nồi 2 (kg/h)

3.9.1. Lập hệ phương trình cân bằng nhiệt lượng

3.9.1.1. Các thông số của dung dịch

3.9.1.1.1. Nhiệt độ sôi của dung dịch đi vào các nồi

t_{s0} : Nhiệt độ sôi của dung dịch đi vào nồi 1, $^{\circ}\text{C}$

t_{s1} : Nhiệt độ sôi của dung dịch ở nồi 1, $^{\circ}\text{C}$

t_{s2} : Nhiệt độ sôi của dung dịch ở nồi 2, $^{\circ}\text{C}$

$$t_{s1} = 116,77 (^{\circ}\text{C})$$

$$t_{s2} = 75,59 (^{\circ}\text{C})$$

Nồng độ dung dịch đi vào nồi 1 $x_0 = 5 \%$. Tra bảng I.249 [1 – 310] ta được áp suất của dung môi nguyên chất ở nhiệt độ sôi dung dịch

$$t_{dds0} = 100,75 \text{ } ^\circ\text{C} \Rightarrow P_1^o = 1,06 \text{ (at)}$$

Áp dụng quy tắc Babô

$$\left(\frac{1}{1,06}\right)_{100,75} = \left(\frac{P_i'}{P_i^{o'}}\right)$$

$$P_0^{o'} = 1,73 \text{ (at)}$$

Tra bảng I.251 [1 – 314] ta được nhiệt độ sôi của dung dịch ở P_i' chính là nhiệt độ sôi của nước ở áp suất $P_i^{o'}$

$$P_0^{o'} = 1,73 \text{ (at)} \Rightarrow t_{dds0}' = 115,00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Vậy

$$t_{s0} = 115,00 \text{ (} ^\circ\text{C)}$$

3.9.1.1.2. Xác định nhiệt dung riêng của dung dịch ở các nồi

C_0, C_1, C_2 : Nhiệt dung riêng của dung dịch đi vào nồi 1, nồi 2 và đi ra nồi 2, J/kg.độ

Nhiệt dung riêng của dung dịch có nồng độ nhỏ hơn 20% tính theo công thức sau:

$$C = 4186 \cdot (1 - x), \quad \left(\frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{độ}}\right)$$

Dung dịch đi vào nồi 1:

$$x = x_0 = 5(\% \text{klg}) \Rightarrow C_0 = 4186 \cdot \left(1 - \frac{5}{100}\right) = 3976,7 \left(\frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{độ}}\right)$$

Dung dịch đi vào nồi 2:

$$x = x_1 = 8,04 (\% \text{klg}) \Rightarrow C_1 = 4186 \cdot \left(1 - \frac{8,04}{100}\right) = 3849,45 \left(\frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{độ}}\right)$$

Nhiệt dung riêng của dung dịch có nồng độ lớn hơn 20% tính theo công thức sau:

$$C = C_{ht} \cdot x + 4186 \cdot (1 - x), \quad \left(\frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{độ}}\right)$$

C_{ht} : Nhiệt dung riêng của chất hòa tan khan

C_{ht} được tính theo công thức

$$M_{NaCl} \cdot C_{ht} = \sum C_i \cdot N_i$$

M: Khối lượng phân tử của chất tan

C_i : Nhiệt dung riêng của các đơn chất

N_i : Số nguyên tử trong phân tử

$$\text{Với } C_{Na} = C_{Cl} = 26000 \left(\frac{J}{kg \cdot ^\circ C} \right)$$

$$\Rightarrow C_{ht} = \frac{N_{Na} \cdot C_{Na} + N_{Cl} \cdot C_{Cl}}{M_{NaCl}} = \frac{1.26000 + 1.26000}{58.5} = 888.9 \left(\frac{J}{kg \cdot ^\circ C} \right)$$

Dung dịch đi ra nồi 2:

$$x = x_2 = 22,3(\% \text{kg})$$

$$\Rightarrow C_2 = 888,9 \cdot 22,3 + 4186 \cdot \left(1 - \frac{22,3}{100} \right) = 3450,75 \left(\frac{J}{kg \cdot ^\circ C} \right)$$

3.9.1.2. Các thông số nước ngưng

3.9.1.2.1. Nhiệt độ nước ngưng

θ_1 : Nhiệt độ nước ngưng tụ ở nồi 1

θ_2 : Nhiệt độ nước ngưng tụ ở nồi 2

$$\theta_1 = T_1 = 151,10(^{\circ}C)$$

$$\theta_2 = T_2 = 111,70(^{\circ}C)$$

3.9.1.2.2. Nhiệt dung riêng của nước ngưng

C_{nc1}, C_{nc2} : Nhiệt dung riêng của nước ngưng tụ ở nồi 1 và nồi 2, (J/kg.độ)

Tra bảng I.249 [1 - 310] và nội suy:

$$C_{nc1} = 4315,08(^{\circ}C)$$

$$C_{nc2} = 4235,89(^{\circ}C)$$

3.9.1.3. Giải hệ phương trình

Phương trình cân bằng nhiệt lượng cho từng nồi

- Nồi 1:

$$D \cdot i_1 + G_d \cdot C_0 \cdot t_{s0} \\ = W_1 \cdot i'_1 + (G_d - W_1) \cdot C_1 \cdot t_{s1} + D \cdot C_{nc1} \cdot \theta_1 + Q_{m1}$$

- Nồi 2:

$$W_1 \cdot \theta_2 + (G_d - W_1) \cdot C_1 \cdot t_{s1} \\ = W_2 \cdot i'_2 + (G_d - W_1 - W_2) \cdot C_2 \cdot t_{s2} + W_1 \cdot C_{nc2} \cdot \theta_2 + Q_{m2}$$

Q_{m1}, Q_{m2} : Lượng nhiệt mất mát vào môi trường xung quanh của các nồi 1, nồi 2 bằng 5% lượng nhiệt cung cấp cho các nồi, J/h

Ta có hệ phương trình:

$$\begin{cases} D \cdot i_1 + G_d \cdot C_0 \cdot t_{s0} = W_1 \cdot i'_1 + (G_d - W_1) \cdot C_1 \cdot t_{s1} + D \cdot C_{nc1} \cdot \theta_1 + Q_{m1} \\ W_1 \cdot i_2 + (G_d - W_1) \cdot C_1 \cdot t_{s1} = W_2 \cdot i'_2 + (G_d - W_1 - W_2) \cdot C_2 \cdot t_{s2} + W_1 \cdot C_{nc2} \cdot \theta_2 + Q_{m2} \\ W_1 + W_2 = W \end{cases}$$

$$\Rightarrow \begin{cases} W_1 = \frac{W(i'_2 - C_2 \cdot t_{s2}) + G_d(C_2 \cdot t_{s2} - C_1 \cdot t_{s1})}{0,95(i_2 - C_{nc2} \cdot \theta_2) + (i'_2 - C_1 \cdot t_{s1})} \\ D = \frac{W_1(i'_1 - C_1 \cdot t_{s1}) + G_d(C_1 \cdot t_{s1} - C_0 \cdot t_{s0})}{0,95(i_1 - C_{nc1} \cdot \theta_1)} \\ W_2 = W - W_1 \end{cases}$$

$$\Rightarrow \begin{cases} W_1 = \frac{15081,26(2610510 - 3450,75 \cdot 75,59) + 19440(3450,75 \cdot 75,59 - 3849,45 \cdot 116,77)}{0,95(2700500 - 4235,89 \cdot 111,70) + (2610510 - 3849,45 \cdot 116,77)} \\ D = \frac{W_1(2701120 - 3849,45 \cdot 116,77) + 19440(3849,45 \cdot 116,77 - 3976,7 \cdot 115,00)}{0,95(2754000 - 3976,7 \cdot 151,10)} \\ W_2 = 15081,26 - W_1 \end{cases}$$

$$\Rightarrow \begin{cases} W_1 = 7427,75 (kg/h) \\ W_2 = 7653,51 (kg/h) \\ D = 8299,12 (kg/h) \end{cases}$$

3.9.1.4. Xác định lại tỉ lệ phân phối hơi thứ giữa các nồi

$$W_2 : W_1 = 7653,51 : 7427,75 = 1,03 : 1$$

Bảng tổng hợp số liệu 3

Nồi				W, kg/h	
-----	--	--	--	---------	--

	C_i , J/kg.độ	C_{nci} , J/kg.độ	$\theta, ^\circ C$	Giả thiết	Tính	Sai số ε
1	3849,45	4315,08	151,10	7356,71	7427,75	0,96
2	3450,75	4235,89	111,70	7724,55	7653,51	0,93

3.10. Tính hệ số cấp nhiệt, nhiệt lượng trung bình từng nồi

3.10.1. Tính hệ số cấp nhiệt α_1 khi ngưng tụ hơi

Giả thiết chênh lệch nhiệt độ giữa hơi đốt và thành ống truyền nhiệt là

$$\text{Nồi 1: } \Delta t_{11} = 3,84 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

$$\text{Nồi 2: } \Delta t_{12} = 3,87 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

Với điều kiện làm việc của phòng đốt thẳng đứng $H = 3\text{m}$, hơi ngưng bên ngoài ống, máng nước ngưng chảy dòng như vậy hệ số cấp nhiệt được tính theo công thức:

$$\alpha_{1i} = 2,04 \cdot A \cdot \left(\frac{r_i}{\Delta t_{1i} \cdot H} \right)^{0,25} \quad W/m^2 \cdot \text{độ}$$

Trong đó:

α_{1i} : hệ số cấp nhiệt khi ngưng hơi ở nồi thứ i , $W/m^2 \cdot \text{độ}$

Δt_{1i} : hiệu số giữa nhiệt độ ngưng và nhiệt độ phía mặt tường tiếp xúc với hơi ngưng của nồi i ($^\circ\text{C}$)

A : hệ số phụ thuộc nhiệt độ màng nước ngưng

Với t_m được tính:

$$t_{mi} = 0,5(t_{Ti} + t_i), ^\circ C \quad (*)$$

t_i : nhiệt độ hơi đốt

t_{Ti} : nhiệt độ bề mặt tường

$$\text{Mà } \Delta t_{1i} = t_i - t_{Ti} \Rightarrow t_{Ti} = t_i - \Delta t_{1i} \quad (**)$$

Thay (**) vào (*) ta được:

$$t_{mi} = t_i - 0,5\Delta t_{1i}$$

Với

$$t_1 = 151,1 ^\circ C \Rightarrow t_{m1} = 151,1 - 0,5 \cdot 3,84 = 149,18 ^\circ C$$

$$t_2 = 111,7 \text{ } ^\circ\text{C} \Rightarrow t_{m2} = 111,7 - 0,5 \cdot 3,87 = 109,77 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Tra bảng giá trị A phụ thuộc vào t_m [2 - 29]

Với

$$t_{m1} = 149,18 \text{ } ^\circ\text{C} \Rightarrow A_1 = 195,38$$

$$t_{m2} = 109,77 \text{ } ^\circ\text{C} \Rightarrow A_2 = 183,40$$

Vậy

$$\alpha_{11} = 2,04 \cdot 195,38 \cdot \left(\frac{2117000}{3,84 \cdot 3} \right)^{0,25} = 8252,34 \text{ W/m}^2 \cdot \text{độ}$$

$$\alpha_{12} = 2,04 \cdot 183,40 \cdot \left(\frac{2229500}{3,87 \cdot 3} \right)^{0,25} = 7832,01 \text{ W/m}^2 \cdot \text{độ}$$

3.10.2. Tính nhiệt tải riêng về phía hơi ngưng tụ

Gọi q_{1i} là nhiệt tải riêng về phía hơi ngưng tụ nồi thứ i

Ta có

$$q_{1i} = \alpha_{1i} \cdot \Delta t_{1i}, \quad \frac{W}{m^2} \quad [1 - 278]$$

$$\Rightarrow \begin{cases} q_{11} = \alpha_{11} \cdot \Delta t_{11} = 8252,34 \cdot 3,84 = 31688,99 \text{ (W/m}^2\text{)} \\ q_{12} = \alpha_{12} \cdot \Delta t_{12} = 7832,01 \cdot 3,87 = 30309,88 \text{ (W/m}^2\text{)} \end{cases}$$

Bảng tổng hợp số liệu 4:

Nồi	$\Delta t_{1i}, \text{ } ^\circ\text{C}$	$t_m, \text{ } ^\circ\text{C}$	A	$\alpha_{1i}, \text{ W/m}^2 \cdot \text{độ}$	$q_{1i}, \text{ W/m}^2$
1	3,84	149,18	195,38	8252,34	31688,99
2	3,87	109,77	183,4	7832,01	30309,88

3.10.3. Tính hệ số cấp nhiệt α_2 từ bề mặt đốt đến chất lỏng sôi

Dung dịch khi sôi ở chế độ sôi bọt, có đối lưu tự nhiên hệ số cấp nhiệt xác định theo công thức:

$$\alpha_{2i} = 45,3 \cdot (p'_i)^{0,5} \cdot \Delta t_{2i}^{2,33} \cdot \psi_i \quad \text{W/m}^2 \cdot \text{độ}$$

Δt_{2i} : Hiệu số nhiệt độ giữa thành ống truyền nhiệt và dung dịch

Ta có:

$$\Delta t_{2i} = t_{T2i} - t_{ddi} = \Delta T_i - \Delta t_{1i} - \Delta t_{Ti}, \quad ^\circ C$$

Hiệu số nhiệt độ ở 2 bề mặt thành ống truyền nhiệt: $\Delta t_{Ti} = q_{1i} \cdot \sum r$

Tổng nhiệt trở của thành ống truyền nhiệt: $\sum r = r_1 + r_2 + \frac{\delta}{\lambda}$, $m^2 \cdot \text{độ}/W$

r_1, r_2 : Nhiệt trở của cặn bẩn ở hai phía của thành ống

Tra bảng II.V.1 [2 - 4] ta có:

$r_1 = 0,000387 (m^2 \cdot \text{độ}/W)$: nhiệt trở cặn bẩn phía dung dịch

$r_2 = 0,000232 (m^2 \cdot \text{độ}/W)$: nhiệt trở cặn bẩn phía hơi bão hòa

δ : bề dày ống truyền nhiệt, $\delta = 2 \cdot 10^{-3} (m)$

λ : hệ số dẫn nhiệt của vật liệu làm ống truyền nhiệt, chọn $\lambda = 16,3 (W/m \cdot \text{độ})$

Thay số vào ta có

$$\begin{aligned} \sum r &= r_1 + r_2 + \frac{\delta}{\lambda} = 0,000387 + 0,000232 + \frac{2 \cdot 10^{-3}}{16,3} = 0,74 \cdot 10^{-3} (m^2 \cdot \text{độ}/W) \\ \Rightarrow \begin{cases} \Delta t_{T1} = 31688,99 \cdot 0,74 \cdot 10^{-3} = 23,50 (^\circ C) \\ \Delta t_{T2} = 30309,88 \cdot 0,74 \cdot 10^{-3} = 22,48 (^\circ C) \end{cases} \\ \Rightarrow \begin{cases} \Delta t_{21} = \Delta T_1 - \Delta t_{11} - \Delta t_{T1} = 34,33 - 3,84 - 23,50 = 6,99 (^\circ C) \\ \Delta t_{22} = \Delta T_2 - \Delta t_{12} - \Delta t_{T2} = 36,11 - 3,87 - 22,48 = 9,76 (^\circ C) \end{cases} \end{aligned}$$

*** Tính hệ số hiệu chỉnh Ψ**

$$\Psi_i = \left(\frac{\lambda_{dd}}{\lambda_{nc}} \right)^{0,565} \left[\left(\frac{\rho_{dd}}{\rho_{nc}} \right)^2 \left(\frac{C_{dd}}{C_{nc}} \right) \left(\frac{\mu_{nc}}{\mu_{dd}} \right) \right]^{0,435}$$

Trong đó:

- λ : hệ số dẫn nhiệt, $W/m \cdot \text{độ}$
- ρ : khối lượng riêng, kg/m^3
- μ : độ nhớt, Ns/m^2

Các thông số của nước:

- Tra bảng I.5 [1 – 11] và nội suy ta có
 - Nồi 1: $t_{s1} = 116,77 (^\circ C) \rightarrow \rho_{nc1} = 945,85 (kg/m^3)$
 - Nồi 2: $t_{s2} = 75,59 (^\circ C) \rightarrow \rho_{nc2} = 974,53 (kg/m^3)$
- Tra bảng I.102 & I.104 [1 – 94] và nội suy ta có

- Nồi 1: $t_{s1} = 116,77$ (°C) $\rightarrow \mu_{nc1} = 0,24.10^{-3}$ (Ns/m²)
- Nồi 2: $t_{s2} = 75,59$ (°C) $\rightarrow \mu_{nc2} = 0,38. 10^{-3}$ (Ns/m²)
- Tra bảng I.148 [1 – 166] và nội suy ta có
 - Nồi 1: $t_{s1} = 116,77$ (°C) $\rightarrow C_{nc1} = 4243,09$ (J/kg.độ)
 - Nồi 2: $t_{s2} = 75,59$ (°C) $\rightarrow C_{nc2} = 4195,93$ (J/kg.độ)
- Tra bảng I.249 [1 – 310] và nội suy ta có
 - Nồi 1: $t_{s1} = 116,77$ (°C) $\rightarrow \lambda_{nc1} = 0,69$ (W/m.độ)
 - Nồi 2: $t_{s2} = 75,59$ (°C) $\rightarrow \lambda_{nc2} = 0,67$ (W/m.độ)

Các thông số của dung dịch

Hệ số dẫn nhiệt của dung dịch NaCl tính theo công thức

$$\lambda_{dd} = A. C_{dd} \cdot \rho \cdot \sqrt[3]{\frac{\rho}{M}}, \quad \frac{W}{m \cdot \text{độ}} \quad (\text{I. 32 [1 – 123]})$$

Trong đó:

- A: hệ số tỷ lệ với chất lỏng liên kết $A = 3,58.10^{-8}$
- C_{dd} : nhiệt dung riêng của dung dịch
- ρ : khối lượng riêng của dung dịch NaCl
- M: khối lượng mol của dung dịch

Theo tính toán ở bước 9 ta có: $\begin{cases} C_{dd1} = 3849,45 \text{ (J/kg.độ)} \\ C_{dd2} = 3450,75 \text{ (J/kg.độ)} \end{cases}$

Tra bảng I.57 [1 – 45] và nội suy ta có:

- Nồi 1: $t_{s1} = 116,77$ (°C) và $x_1 = 8,04$ %klg $\rightarrow \rho_{dd1} = 1000,00$ (kg/m³)
- Nồi 2: $t_{s2} = 75,59$ (°C) và $x_2 = 22,30$ %klg $\rightarrow \rho_{dd2} = 1140,00$ (kg/m³)

Khối lượng mol M tính theo công thức:

$$M_i = M_{NaCl} \cdot N_{NaCl} + M_{H_2O} \cdot N_{H_2O} = 58,5 \cdot N_{NaCl} + 18 \cdot (1 - N_{NaCl})$$

N_{NaCl} : phần mol của NaCl trong dung dịch

Ta có:

Nồi 1:

$$N_{NaCl} = \frac{\frac{x_1}{M_{NaCl}}}{\frac{x_1}{M_{NaCl}} + \frac{1 - x_1}{M_{H_2O}}} = \frac{\frac{8,04\%}{58,5}}{\frac{8,04\%}{58,5} + \frac{1 - 8,04\%}{18}} = 2,62(\%mol)$$

$$\rightarrow M_1 = 58,5 \cdot 2,62/100 + 18 \cdot (1 - 2,62/100) = M_{NaCl} =$$

Nồi 2:

$$N_{NaCl} = \frac{\frac{x_2}{M_{NaCl}}}{\frac{x_2}{M_{NaCl}} + \frac{1-x_2}{M_{H_2O}}} = \frac{\frac{22,30\%}{58,5}}{\frac{22,30\%}{58,5} + \frac{1-22,30\%}{18}} = 8,11(\%mol)$$

$$\rightarrow M_2 = 58,5 \cdot 8,11/100 + 18 \cdot (1 - 8,11/100) = 21,29$$

Như vậy ta có

$$\lambda_{dd1} = A \cdot C_{dd1} \cdot \rho_{dd1} \cdot \sqrt[3]{\frac{\rho_{dd1}}{M_1}}$$

$$= 3,58 \cdot 10^{-8} \cdot 3849,45 \cdot 1000,00 \cdot \sqrt[3]{\frac{1000,00}{19,06}} = 0,52 \left(\frac{W}{m \cdot \text{độ}} \right)$$

$$\lambda_{dd2} = A \cdot C_{dd2} \cdot \rho_{dd2} \cdot \sqrt[3]{\frac{\rho_{dd2}}{M_2}}$$

$$= 3,58 \cdot 10^{-8} \cdot 3450,75 \cdot 1140,00 \cdot \sqrt[3]{\frac{1140,00}{21,29}} = 0,53 \left(\frac{W}{m \cdot \text{độ}} \right)$$

Độ nhớt của dung dịch tính theo công thức Pavalov:

$$\frac{t_1 - t_2}{\theta_1 - \theta_2} = \text{const (I.17 [3-85])}$$

Chọn chất lỏng tiêu chuẩn là nước. Chọn $t_1 = 20^\circ\text{C}$; $t_2 = 40^\circ\text{C}$

Với nồi 1:

Tra bảng I.107 [1 – 100] và nội suy ta có:

$$t_1 = 20^\circ\text{C} \text{ và } x_1 = 8,04 (\% \text{klg}) \rightarrow \mu_{11} = 1,14 \cdot 10^{-3} (\text{Ns/m}^2)$$

$$t_2 = 40^\circ\text{C} \text{ và } x_1 = 8,04 (\% \text{klg}) \rightarrow \mu_{21} = 0,75 \cdot 10^{-3} (\text{Ns/m}^2)$$

Tra bảng I.102 & I.104 [1 – 94] và nội suy ta có:

$$\mu_{11} = 1,14 \cdot 10^{-3} (\text{Ns/m}^2) \rightarrow \theta_{11} = 15,00^\circ\text{C}$$

$$\mu_{21} = 0,75 \cdot 10^{-3} (\text{Ns/m}^2) \rightarrow \theta_{21} = 33,15^\circ\text{C}$$

Tại $t_{s1} = 116,77$ ($^{\circ}\text{C}$) dung dịch có độ nhớt là μ_{dd1} tương ứng với nhiệt độ θ_{31} của nước có cùng độ nhớt nên ta có:

$$\frac{20 - 40}{15,00 - 33,15} = \frac{40 - 116,77}{33,15 - \theta_{31}} \Rightarrow \theta_{31} = 102,82$$
 ($^{\circ}\text{C}$)

Tra bảng I.104 [1-96] và nội suy với $\theta_{31} = 102,82$ ($^{\circ}\text{C}$) ta được:

$$\mu_{dd1} = 0,28.10^{-3} \text{ (Ns/m}^2\text{)}$$

Với nồi 2:

Tra bảng I.107 [1 – 100] và nội suy ta có:

$$t_1 = 20$$
 ($^{\circ}\text{C}$) và $x_2 = 22,30$ (%klg) $\rightarrow \mu_{12} = 1,70.10^{-3}$ (Ns/m²)

$$t_2 = 40$$
 ($^{\circ}\text{C}$) và $x_2 = 22,30$ (%klg) $\rightarrow \mu_{22} = 1,09.10^{-3}$ (Ns/m²)

Tra bảng I.102 & I.104 [1 – 94] và nội suy ta có:

$$\mu_{12} = 1,70.10^{-3} \text{ (Ns/m}^2\text{)} \rightarrow \theta_{12} = 1,53$$
 ($^{\circ}\text{C}$)

$$\mu_{22} = 1,09.10^{-3} \text{ (Ns/m}^2\text{)} \rightarrow \theta_{22} = 16,75$$
 ($^{\circ}\text{C}$)

Tại $t_{s2} = 75,59$ ($^{\circ}\text{C}$) dung dịch có độ nhớt là μ_{dd2} tương ứng với nhiệt độ θ_{32} của nước có cùng độ nhớt nên ta có:

$$\frac{20 - 40}{1,53 - 16,75} = \frac{40 - 75,59}{16,75 - \theta_{32}} \Rightarrow \theta_{32} = 43,83$$
 ($^{\circ}\text{C}$)

Tra bảng I.104 [1-96] và nội suy với $\theta_{32} = 43,83$ ($^{\circ}\text{C}$) ta được:

$$\mu_{dd2} = 0,61.10^{-3} \text{ (Ns/m}^2\text{)}$$

Thay các số liệu vào công thức tính hệ số hiệu chỉnh ta có:

Nồi 1:

$$\begin{aligned} \Psi_1 &= \left(\frac{\lambda_{dd1}}{\lambda_{nc1}} \right)^{0,565} \left[\left(\frac{\rho_{dd1}}{\rho_{nc1}} \right)^2 \left(\frac{C_{dd1}}{C_{nc1}} \right) \left(\frac{\mu_{nc1}}{\mu_{dd1}} \right) \right]^{0,435} \\ &= \left(\frac{0,52}{0,69} \right)^{0,565} \left[\left(\frac{1000,00}{945,85} \right)^2 \left(\frac{3849,45}{4243,09} \right) \left(\frac{0,24.10^{-3}}{0,28.10^{-3}} \right) \right]^{0,435} \\ &= 0,81 \end{aligned}$$

Nồi 2:

$$\begin{aligned}\Psi_2 &= \left(\frac{\lambda_{dd2}}{\lambda_{nc2}}\right)^{0,565} \left[\left(\frac{\rho_{dd2}}{\rho_{nc2}}\right)^2 \left(\frac{C_{dd2}}{C_{nc2}}\right) \left(\frac{\mu_{nc2}}{\mu_{dd2}}\right)\right]^{0,435} \\ &= \left(\frac{0,53}{0,67}\right)^{0,565} \left[\left(\frac{1140,00}{974,53}\right)^2 \left(\frac{3450,75}{4195,93}\right) \left(\frac{0,38 \cdot 10^{-3}}{0,61 \cdot 10^{-3}}\right)\right]^{0,435} \\ &= 0,75\end{aligned}$$

Thay vào công thức ta có

$$\alpha_{21} = 45,3 \cdot 1,63^{0,5} \cdot 6,99^{2,33} \cdot 0,81 = 4348,19 \text{ (W/m}^2\text{.độ)}$$

$$\alpha_{22} = 45,3 \cdot 0,22^{0,5} \cdot 9,76^{2,33} \cdot 0,75 = 3219,50 \text{ (W/m}^2\text{.độ)}$$

3.10.4. Tính nhiệt tải riêng về phía dung dịch

Theo công thức $q_{2i} = \alpha_{2i} \cdot \Delta t_{2i}$, W/m^2

Thay số ta có

$$q_{21} = \alpha_{21} \cdot \Delta t_{21} = 4348,19 \cdot 6,99 = 30393,85 \text{ (W/m}^2\text{)}$$

$$q_{22} = \alpha_{22} \cdot \Delta t_{22} = 3219,50 \cdot 9,76 = 31422,32 \text{ (W/m}^2\text{)}$$

3.10.5. So sánh q_{1i} và q_{2i}

Ta có

$$\varepsilon_1 = \frac{|q_{11} - q_{21}|}{q_{11}} = \frac{|31688,99 - 30393,85|}{31688,99} = 4,09(\%)$$

$$\varepsilon_2 = \frac{|q_{12} - q_{22}|}{q_{12}} = \frac{|30309,88 - 31422,32|}{30309,88} = 3,67(\%)$$

Sai số $< 5\%$, vậy ta chấp nhận giả thiết $\Delta t_{11} = 3,84 \text{ (}^\circ\text{C)}$; $\Delta t_{12} = 3,87 \text{ (}^\circ\text{C)}$

3.11. Xác định hệ số truyền nhiệt của từng nôi

Ta có:

$$q_{tb1} = \frac{q_{11} + q_{21}}{2} = \frac{31688,99 + 30393,85}{2} = 31041,42 \text{ (W/m}^2\text{)}$$

$$q_{tb2} = \frac{q_{12} + q_{22}}{2} = \frac{30309,88 + 31422,32}{2} = 30866,10 \text{ (W/m}^2\text{)}$$

Theo phương pháp phân phối hiệu số nhiệt độ hữu ích theo điều kiện bề mặt truyền nhiệt các nồi bằng nhau và nhỏ nhất thì áp dụng công thức $K_i = \frac{q_{tbi}}{\Delta T_i}$, W/m².độ

Thay số ta có

$$K_1 = \frac{q_{tb1}}{\Delta T_1} = \frac{31041,42}{34,33} = 904,21 \text{ (W/m}^2\text{.độ)}$$

$$K_2 = \frac{q_{tb2}}{\Delta T_2} = \frac{30866,10}{36,11} = 854,78 \text{ (W/m}^2\text{.độ)}$$

Lượng nhiệt tiêu tốn

$$Q_1 = \frac{D \cdot r_1}{3600} = \frac{8299,12 \cdot 2117000}{3600} = 4880343,62 \text{ (W)}$$

$$Q_2 = \frac{W_1 \cdot r_2}{3600} = \frac{7427,75 \cdot 2229500}{3600} = 4600046,84 \text{ (W)}$$

3.12. Tính hiệu số nhiệt độ hữu ích từng nồi

Tỷ số Q_i/K_i

$$\frac{Q_1}{K_1} = \frac{4880343,62}{904,21} = 5397,36 \text{ (m}^2\text{.độ)}$$

$$\frac{Q_2}{K_2} = \frac{4600046,84}{854,78} = 5381,56 \text{ (m}^2\text{.độ)}$$

Tính hiệu số nhiệt độ hữu ích cho từng nồi theo công thức

$$\Delta T^*_i = (\Delta T_1 + \Delta T_2) \times \frac{Q_i/K_i}{Q_1/K_1 + Q_2/K_2}, ^\circ\text{C}$$

$$\Rightarrow \begin{cases} \Delta T^*_1 = (34,33 + 36,11) \frac{5397,36}{5397,36 + 5381,56} = 35,27 \text{ (}^\circ\text{C)} \\ \Delta T^*_2 = (34,33 + 36,11) \frac{5381,56}{5397,36 + 5381,56} = 35,17 \text{ (}^\circ\text{C)} \end{cases}$$

3.13. So sánh ΔT_i^* và ΔT_i

Ta có sai số

$$\varepsilon_1 = \frac{|\Delta T_1 - \Delta T^*_1|}{\Delta T_1} = \frac{|34,33 - 35,27|}{34,33} = 2,74 \text{ (%)}$$

$$\varepsilon_2 = \frac{|\Delta T_2 - \Delta T^*_{2}|}{\Delta T_2} = \frac{|36,11 - 35,17|}{36,11} = 2,60 (\%)$$

Sai số < 5 %, vậy nên chấp nhận giả thiết phân bố áp suất $\Delta P_1 : \Delta P_2 = 2,55 : 1$

Bảng tổng hợp số liệu 6

Nồi	K_i , $W/m^2 \cdot ^\circ C$	Q_i , W	ΔT_i , $^\circ C$	ΔT_i^* , $^\circ C$	Sai số ε , %
1	904,21	4880343,62	34,33	35,27	2,74
2	854,78	4600046,84	36,11	35,17	2,60

3.14. Tính bề mặt truyền nhiệt F

Theo phương pháp phân phối hiệu số nhiệt độ hữu ích, điều kiện bề mặt truyền nhiệt các nồi bằng nhau

$$F_i = \frac{Q_i}{K_i \cdot \Delta T^*_{i}}, m^2$$

$$\Rightarrow \begin{cases} F_1 = \frac{Q_1}{K_1 \cdot \Delta T^*_{1}} = \frac{4880343,62}{904,21 \cdot 35,27} = 153,03 (m^2) \\ F_2 = \frac{Q_2}{K_2 \cdot \Delta T^*_{2}} = \frac{4600046,84}{854,78 \cdot 35,17} = 153,02 (m^2) \end{cases}$$

Phần 4: Tính toán thiết bị phụ

4.1. Thiết bị gia nhiệt hỗn hợp đầu

Chọn thiết bị gia nhiệt hỗn hợp đầu là thiết bị đun nóng loại ống chùm ngược chiều dòng hơi nước bão hòa ở 5,00 at, hơi nước đi ngoài ống từ trên xuống, hỗn hợp nguyên liệu đi trong ống từ dưới lên.

Ở áp suất 5,00 (at) $\Rightarrow t_1 = 151,10$ (°C) (Tra bảng I.251 [1 – 314]).

Hỗn hợp đầu vào thiết bị gia nhiệt ở nhiệt độ phòng (25 °C) đi ra ở nhiệt độ sôi của hỗn hợp đầu ($t_{so} = 115,00$ °C).

Chọn loại ống thép X18H10T đường kính $d = 38 \pm 2$ mm, $L = 3$ m với khả năng chịu ăn mòn của dung dịch NaCl.

4.1.1. Nhiệt lượng trao đổi

$$Q = F \cdot C_p \cdot (t_F - t_f), \quad W$$

Trong đó:

- F : Lưu lượng hỗn hợp đầu $F = 19440$ (kg/h)
- C_p : Nhiệt dung riêng của hỗn hợp $C_p = C_0 = 3976,70$ (J/kg.độ)
- t_F : Nhiệt độ cuối của dung dịch, $t_F = t_{so} = 115,00$ (°C)
- t_f : Nhiệt độ đầu của dung dịch, lấy bằng nhiệt độ môi trường, $t_f = 25$ (°C)

Thay số vào ta có nhiệt lượng trao đổi của dung dịch là:

$$Q = \frac{19440}{3600} \cdot 3976,70 \cdot (115,00 - 25) = 1932676,20 \text{ (W)}$$

4.1.2. Hiệu số hữu ích

Chọn $t_{hd} = t_1 = 151,10$ (°C)

$$\Delta t_d = 151,10 - 25 = 126,10 \text{ (°C)}$$

$$\Delta t_c = 151,10 - 115,00 = 36,10 \text{ (°C)}$$

Nhiệt độ trung bình giữa hai lưu thể là

$$\Delta t_{tb} = \frac{\Delta t_d - \Delta t_c}{\ln\left(\frac{\Delta t_d}{\Delta t_c}\right)} = \frac{126,10 - 36,10}{\ln\left(\frac{126,10}{36,10}\right)} = 71,95 \text{ (°C)}$$

Nhiệt độ trung bình hơi đốt $t_{1tb} = 151,10$ (°C)

Nhiệt độ trung bình hỗn hợp $t_{2tb} = 151,10 - 71,95 = 79,15$ (°C)

4.1.3. Hệ số cấp nhiệt phía hơi nước ngưng tụ

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

Trong đó:

- r : ẩn nhiệt ngưng tụ của hơi nước bão hòa, $r = 2117000$ (J/Kg)
- Δt_1 : Chênh lệch nhiệt độ giữa nhiệt độ hơi đốt và nhiệt độ thành ống truyền nhiệt
- H : Chiều cao ống truyền nhiệt, $H = 3$ (m)
- A : Hằng số tra theo nhiệt độ màng nước ngưng

Giả sử: $\Delta t_1 = 3,6$ (°C)

Ta có

$$t_m = 151,10 - \frac{3,6}{2} = 149,30 \text{ (°C)}$$

Tra bảng [2 – 29] ta có $A = 195,40$

Thay số vào tính được:

$$\alpha_1 = 2,04 \cdot 149,30 \cdot \left(\frac{2117000}{3,6 \cdot 3} \right)^{0,25} = 8387,43 \text{ (W/m}^2 \cdot \text{độ)}$$

4.1.4. Nhiệt tải riêng về phía hơi ngưng tụ

Áp dụng công thức:

$$q_1 = \alpha_1 \cdot \Delta t_1 = 8387,43 \cdot 3,6 = 30194,75 \left(\frac{W}{m^2} \right)$$

4.1.5. Hệ số cấp nhiệt phía hỗn hợp chảy xoáy

Chọn $Re = 10000$

Theo công thức V.40 [2 – 14] ta có:

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

mà $Nu = \frac{\alpha \cdot d}{\lambda}$ nên ta có:

$$\alpha = 0,021 \cdot \frac{\lambda}{d} \cdot \varepsilon_K \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_t} \right)^{0,25}$$

Trong đó:

- Pr_t : Chuẩn số Prandtl

- ε_K : Hệ số hiệu chỉnh tính đến ảnh hưởng của tỉ số giữa chiều dài L và đường kính d của ống. Đường kính $d = 34 \text{ mm} = 0,034 \text{ m}$ và $L = 2 \text{ m}$

Ta có tỉ số $L/d = 3/0,034 = 88,24 > 5 \text{ (m)}$. Tra bảng V.2 [2 – 15] ta có $\varepsilon_K = 1$

- Tính chuẩn số Pr

Chuẩn số Pr được xác định theo công thức

$$Pr = \frac{C_p}{\lambda} \cdot \mu, \quad [2 - 12]$$

Trong đó:

- C_p : Nhiệt dung riêng của hỗn hợp dầu, $C_p = C_0 = 3976,70 \text{ (J/kg.độ)}$
- μ : Độ nhớt của dung dịch, xác định theo phương pháp Pavalov. Chọn chất lỏng tiêu chuẩn là nước.

Chọn $t_1 = 20 \text{ (}^\circ\text{C)}$, $t_2 = 40 \text{ (}^\circ\text{C)}$.

Tra bảng I.107 [1 – 100] ta có $\begin{cases} \mu_{11} = 1,07 \cdot 10^{-3} \text{ (Ns/m}^2\text{)} \\ \mu_{21} = 0,71 \cdot 10^{-3} \text{ (Ns/m}^2\text{)} \end{cases}$

Tra bảng I.102 & I.104 [1 – 94] ta có $\begin{cases} \theta_{11} = 17,72 \text{ (}^\circ\text{C)} \\ \theta_{21} = 35,89 \text{ (}^\circ\text{C)} \end{cases}$

Tại $t_{2tb} = 79,15 \text{ (}^\circ\text{C)}$ dung dịch có độ nhớt là μ_{dd} tương ứng với nhiệt độ θ_{31} của nước có cùng độ nhớt nên ta có:

$$\begin{aligned} \frac{t_1 - t_2}{\theta_{11} - \theta_{21}} &= \frac{t_{2tb} - t_2}{\theta_{31} - \theta_{21}} \\ \Rightarrow \frac{20 - 40}{17,72 - 35,89} &= \frac{79,15 - 40}{\theta_{31} - 35,89} \Rightarrow \theta_{31} = 71,45 \text{ (}^\circ\text{C)} \end{aligned}$$

Tra bảng I.102 & I.104 [1 – 94] với $\theta_{31} = 71,45 \text{ (}^\circ\text{C)}$ được $\mu_{dd} = 0,40 \cdot 10^{-3} \text{ (Ns/m}^2\text{)}$

Tra bảng I.57 [1 – 45] ta có $\rho = 1010,00 \text{ (kg/m}^3\text{)}$

Dung dịch dầu $x_0 = 5 \text{ (%klg)} = 1,59 \text{ (%mol)}$

$$\Rightarrow M = M_{NaCl} \cdot x_{NaCl} + (1 - x_{NaCl}) \cdot M_{H_2O}$$

$$= 58,5 \cdot 1,59\% + (1 - 1,59\%) \cdot 18 = 18,65 \left(\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right)$$

Với $A = 3,58 \cdot 10^{-8}$

$$\begin{aligned} \lambda &= A \cdot C \cdot \rho \cdot \sqrt[3]{\frac{\rho}{M}} \\ &= 3,58 \cdot 10^{-8} \cdot 3976,70 \cdot 1010,00 \cdot \sqrt[3]{\frac{1010,00}{18,65}} = 0,54 \left(\frac{\text{W}}{\text{m}^\circ\text{C}} \right) \end{aligned}$$

Thay số vào công thức ta được chuẩn số Pr:

$$Pr = \frac{3976,70 \times 0,40 \cdot 10^{-3}}{0,54} = 2,91$$

- Tính α_2

Khi chênh lệch nhiệt độ giữa tường và dòng nhỏ thì $\left(\frac{Pr}{Pr_t}\right)^{0,25} \approx 1$

$$\Rightarrow \alpha_2 = 0,021 \cdot \frac{\lambda}{d} \cdot \varepsilon_K \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} = 0,021 \cdot \frac{0,54}{(38-2,2) \cdot 10^{-3}} \cdot 1 \cdot 10000^{0,8} \cdot 2,91^{0,43}$$

$$\Rightarrow \alpha_2 = 666,47 \text{ (W/m}^2 \cdot \text{độ)}$$

4.1.6. Tính nhiệt tải riêng phía dung dịch

$$\Delta_{t_T} = t_{T1} - t_{T2} = q_1 \cdot \sum r$$

$$\text{Có } \sum r = 0,74 \cdot 10^{-3} \left(m^2 \cdot \frac{\text{độ}}{W} \right) \Rightarrow \Delta_{t_T} = 30194,75 \cdot 0,74 \cdot 10^{-3} = 22,40(^{\circ}C)$$

$$t_{T2} = t_1 - \Delta t_1 - \Delta_{t_T} = 151,10 - 3,6 - 22,40 = 125,10(^{\circ}C)$$

$$\Rightarrow \Delta t_2 = t_{T2} - t_{2tb} = 125,10 - 79,15 = 45,96(^{\circ}C)$$

$$\Rightarrow q_2 = \alpha_2 \cdot \Delta t_2 = 666,47 \cdot 45,96 = 30630,67 \left(\frac{W}{m^2} \right)$$

4.1.7. So sánh q_1 với q_2

$$\varepsilon = \frac{|q_1 - q_2|}{q_1} \cdot 100 = \frac{|30194,75 - 30630,67|}{30194,75} \cdot 100 = 1,44\%$$

Sai số $\varepsilon < 5\%$, chấp nhận giả thiết $\Delta t_1 = 3,6 (^{\circ}C)$

4.1.8. Xác định bề mặt truyền nhiệt

Theo công thức $F = \frac{Q}{q_{tb}}$

Trong đó

- Q: nhiệt lượng trao đổi
- q_{tb} : nhiệt tải trung bình về phía dung dịch

Ta có

$$q_{tb} = \frac{q_1 + q_2}{2} = \frac{30194,75 + 30630,67}{2} = 30412,71 \left(\frac{W}{m^2} \right)$$

$$\Rightarrow F = \frac{Q}{q_{tb}} = \frac{1932676,20}{30412,71} = 63,55 \text{ (m}^2\text{)}$$

4.1.9. Xác định số ống truyền nhiệt

Công thức tính

$$n = \frac{F}{\pi d H} \text{ (ống)}$$

Trong đó:

- F: Bề mặt truyền nhiệt $F = 63,55 \text{ (m}^2\text{)}$
- d: Đường kính ống truyền nhiệt $d = 0,034 \text{ (m)}$
- H: Chiều cao ống truyền nhiệt, $H = 3 \text{ (m)}$

Thay số ta có:

$$n = \frac{63,55}{3,14 \times 0,034 \times 3} = 198,41 \text{ (ống)}$$

Quy chuẩn theo bảng VI.11 [2 – 48]: $n = 241 \text{ (ống)}$.

Số hình sáu cạnh	Sắp xếp ống theo hình sáu cạnh (kiểu bàn cờ)						
	Số ống trên đường xuyên tâm của hình sáu cạnh	Tổng số ống không kể các ống trong các hình viên phân	Số ống trong các hình viên phân			Tổng số ống trong tất cả các hình viên phân	Tổng số ống thiết bị
			Dãy 1	Dãy 2	Dãy 3		
8	17	217	4	-	-	24	241

4.1.10. Đường kính trong của thiết bị đun nóng

Áp dụng công thức V.50 [2 – 49]:

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

Trong đó:

- d_n : Đường kính ngoài của ống truyền nhiệt, $d_n = 38 \text{ (mm)}$
- t: Bước ống. Lấy $t = 1,4.d_n = 1,4. 38 = 53,2 \text{ (mm)}$
- d: Số ống trên đường xuyên tâm của hình sáu cạnh, $d = 17$

Thay số $D = 53,2.(17 - 1) + 4. 38 = 1003,20 \text{ (mm)}$.

Quy chuẩn theo bảng XIII.6 [2 – 359]: $D = 1100 \text{ (mm)}$

4.1.11. Tính vận tốc và chia ngăn

Vận tốc thực được xác định

$$W_t = \frac{4 \cdot G_d}{\pi \cdot d^2 \cdot n \cdot \rho}$$

Trong đó:

- G_d : Lượng dung dịch đầu, $G_d = 19440$ (kg/h)
- d : Đường kính của ống truyền nhiệt, $d = 0,034$ (m)
- n : Số ống truyền nhiệt, $n = 241$ (ống)
- ρ : Khối lượng riêng của dung dịch, $\rho = 1010,00$ (kg/m³)

Thay số ta có:

$$W_t = \frac{4 \times 19440}{3,14 \times 0,034^2 \times 241 \times 1010,00 \times 3600} = 0,02 \text{ (m/s)}$$

Vận tốc giả thiết:

$$W_{gt} = \frac{Re \cdot \mu}{d \cdot \rho} = \frac{10000 \cdot 0,40 \cdot 10^{-3}}{0,034 \cdot 1010,00} = 0,12 \text{ (m/s)}$$

Ta có:

$$\frac{W_{gt} - W_t}{W_{gt}} = \frac{0,12 - 0,02}{0,12} \cdot 100\% = 78,91 \%$$

Vì $\frac{W_{gt} - W_t}{W_{gt}} > 5\%$ nên ta cần chia ngăn để quá trình cấp nhiệt ở chế độ xoáy.

Số ngăn được xác định như sau:

$$m = \frac{W_{gt}}{W_t} = \frac{0,12}{0,02} = 4,74$$

Quy chuẩn $m = 5$ ngăn

4.2. Thiết bị ngưng tụ baromet

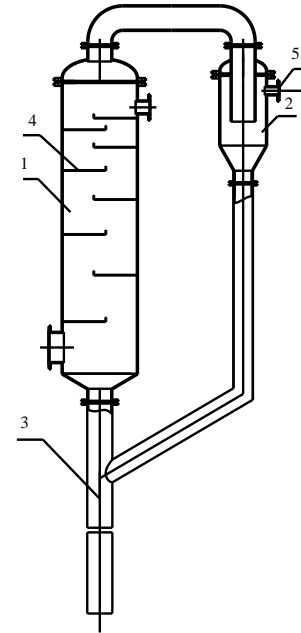
Hơi thứ sau khi đi ra khỏi nồi cô đặc cuối cùng được dẫn vào thiết bị ngưng tụ baromet để thu hồi lượng nước trong hơi, đồng thời tách khí không ngưng dung dịch mang vào hoặc do khe hở của thiết bị. Hơi vào thiết bị ngưng tụ đi từ dưới lên, nước lạnh, nước ngưng tụ chảy xuống ống baromet.

Hệ thống thiết bị:

Chọn thiết bị ngưng tụ baromet - thiết bị ngưng tụ trực tiếp loại khô ngược chiều chân cao.

Sơ đồ như sau:

1. Thân.
2. Thiết bị thu hồi bọt.
3. Ống baromet.
4. Tấm ngăn.
5. Cửa hút chân không.



Trong thân 1 gồm có những tấm ngăn hình bán nguyệt.

Nguyên lí làm việc chủ yếu trong các thiết bị ngưng tụ trực tiếp là phun nước lạnh vào trong hơi, hơi tỏa nhiệt đun nóng nước và ngưng tụ lại. Do đó thiết bị ngưng tụ trực tiếp chỉ để ngưng tụ hơi nước hoặc hơi của các chất lỏng không có giá trị hoặc không tan trong nước vì chất lỏng sẽ trộn lẫn với nước làm nguội.

Sơ đồ nguyên lí làm việc của thiết bị ngưng tụ baromet ngược chiều loại khô được mô tả như hình vẽ. Thiết bị gồm thân hình trụ (1) có gắn những tấm ngăn hình bán nguyệt (4) có lỗ nhỏ và ống baromet (3) để tháo nước và chất lỏng đã ngưng tụ ra ngoài. Hơi vào thiết bị đi từ dưới lên, nước chảy từ trên xuống, chảy tràn qua cạnh tấm ngăn, đồng thời một phần chui qua các lỗ của tấm ngăn. Hỗn hợp nước làm nguội và chất lỏng đã ngưng tụ chảy xuống ống baromet, khí không ngưng đi lên sang thiết bị thu hồi bọt (2) và tập trung chảy xuống ống baromet. Khí không ngưng được hút ra qua phía trên bằng bơm chân không.

Ống baromet thường cao $H > 11 \text{ m}$ [QTTBT3 – T106] để khi độ chân không trong thiết bị có tăng thì nước cũng không dâng lên ngập thiết bị.

Loại này có ưu điểm là nước tự chảy ra mà không cần bơm nên tốn ít năng lượng, năng suất lớn.

Trong công nghiệp hóa chất, thiết bị ngưng tụ baromet chân cao ngược chiều loại khô thường được sử dụng trong hệ thống cô đặc nhiều nồi, đặt ở vị trí cuối hệ thống vì nồi cuối thường làm việc ở áp suất chân không.

4.2.1. Tính toán thiết bị ngưng tụ

- Lượng hơi thứ ở nồi cuối trong hệ thống cô đặc: $W_2 = 7724,55 \text{ (kg/h)}$

- Áp suất ở thiết bị ngưng tụ: $P_{ng} = 0,20$ (at)
- Nhiệt độ ngưng tụ: $t_{ng} = 59,70$ (°C)
- Các thông số vật lý của hơi thứ ra khỏi nồi thứ 2

$$P_2' = 0,22 \text{ (at)}; t_2' = 61,20 \text{ (°C)}; i_2' = 2610510 \text{ (J/kg)}; r_2' = 2354090 \text{ (J/kg)}$$

4.2.2. Tính lượng nước lạnh G_n cần thiết để ngưng tụ

$$G_n = \frac{i - C_n \cdot t_c}{C_n(t_c - t_d)} \cdot W_n, \quad \text{kg/h}$$

Trong đó

- G_n : Lượng nước lạnh cần thiết để ngưng tụ, kg/h
- W_n : Lượng hơi ngưng tụ đi vào thiết bị ngưng tụ, kg/h
- i : Nhiệt lượng riêng của hơi nước ngưng tụ $i = i_2' = 2610510$ (J/kg)
- t_d, t_c : Nhiệt độ đầu và cuối của nước lạnh
- C_n : Nhiệt dung riêng trung bình của nước

$$\text{Chọn } t_d = 30 \text{ (°C)}; t_c = 50 \text{ (°C)} \rightarrow t_{tb} = (t_d + t_c) / 2 = (30 + 50) / 2 = 40,00 \text{ (°C)}$$

$$\text{Tra bảng I.147 [1 - 165] và nội suy với } t_{tb} = 40,00 \text{ (°C)} \rightarrow C_n = 4181,32 \text{ (J/kg.°độ)}$$

Thay vào công thức ta có

$$G_n = \frac{2610510 - 4181,32 \cdot 50}{4181,32 \cdot (50 - 30)} \cdot 7724,55 = 221820,79 \text{ (kg/h)}$$

4.2.3. Tính đường kính trong của thiết bị ngưng tụ

$$D_{tr} = 0,02305 \sqrt{\frac{W_2}{\rho_h \cdot w_h}}, \quad m$$

Trong đó

- D_{tr} : Đường kính trong của thiết bị ngưng tụ (m)
- ρ_h : Khối lượng riêng của hơi ngưng
- w_h : Tốc độ hơi trong thiết bị ngưng

$$\text{Tra bảng I.251 [1 - 314] và nội suy với } P_{ng} = 0,20 \text{ (at)} \rightarrow \rho_h = 0,13 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

$$\text{Chọn tốc độ hơi trong thiết bị ngưng } w_h = 35 \text{ (m/s)}$$

Ta có

$$D_{tr} = 0,02305 \sqrt{\frac{7724,55}{0,13.35}} = 0,95 \text{ (m)}$$

Quy chuẩn theo bảng VI.8 [4 - 88] lấy $D_{tr} = 1000 \text{ (mm)}$

4.2.4. Tính kích thước tấm ngăn

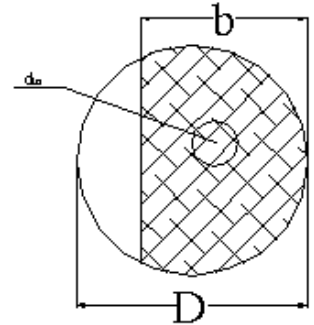
Tấm ngăn có dạng hình viên phân để đảm bảo làm việc tốt, chiều rộng tấm ngăn là b , có đường kính là d .

Chiều rộng tấm ngăn tính theo công thức: $b = \frac{D_{tr}}{2} + 50$,
(mm)

Với D_{tr} là đường kính trong của thiết bị ngưng tụ

Ta có: $b = \frac{1000}{2} + 50 = 550 \text{ (mm)}$

Trên tấm ngăn có đục nhiều lỗ nhỏ, đường kính lỗ là 5 mm (nước làm nguội là nước bẩn), chiều dày tấm ngăn là 4 mm.



4.2.5. Tổng diện tích bề mặt các lỗ trong toàn bộ mặt cắt ngang của thiết bị ngưng tụ

Theo công thức

$$f = \frac{G_n \cdot 10^{-3}}{3600 \cdot w_c}, \quad m^2$$

Với w_c là tốc độ của tia nước. Lấy $w_c = 0,62 \text{ m/s}$ khi chiều cao của gờ tấm ngăn là 40mm.

Thay số ta có

$$f = \frac{221820,79 \cdot 10^{-3}}{3600 \cdot 0,62} = 0,10 \text{ (m}^2\text{)}$$

4.2.6. Tính bước lỗ t

Lỗ xếp theo hình lục giác đều, bước lỗ được tính theo công thức

$$t = 0,866 \cdot d_{lỗ} \cdot \left(\frac{f}{f_{tb}} \right)^{0,5} + d_{lỗ}, \quad mm$$

Với

$d_{lỗ}$: đường kính của lỗ (mm)

f/f_{tb} : tỉ số giữa tổng diện tích thiết diện các lỗ với diện tích thiết diện của thiết bị ngưng tụ. Chọn $f/f_{tb} = 0,025$

Thay số ta có

$$t = 0,866. 5. 0,025^{0,5} + 5 = 5,68(mm)$$

4.2.7. Tính chiều cao thiết bị ngưng tụ

Mức độ đun nóng thiết bị ngưng tụ được xác định theo công thức sau

$$\beta = \frac{t_c - t_d}{t_{bh} - t_d} = \frac{50 - 30}{59,70 - 30} = 0,67$$

Trong đó t_{bh} là nhiệt độ của hơi bão hòa ngưng tụ $t_{bh} = t_{ng} = 59,70^\circ C$

Quy chuẩn theo bảng VI.7 [2 - 86] lấy $\beta = 0,687$

Tra bảng số liệu ta có:

Số bậc	Số ngăn	Khoảng cách giữa các ngăn, mm	Thời gian rơi qua 1 bậc, s	Mức độ đun nóng	Đường kính của tia nước
3	6	400	0,41	0,687	2

Ta có chiều cao của thiết bị ngưng tụ: $H = 2400 (mm)$

Thực tế, khi hơi đi trong thiết bị ngưng tụ từ dưới lên thì thể tích của nó sẽ giảm dần, do đó khoảng cách hợp lý giữa các ngăn cũng nên giảm dần từ dưới lên trên khoảng 50mm cho mỗi ngăn. Khi đó chiều cao thực tế của thiết bị ngưng tụ là H' . Khoảng cách trung bình giữa các ngăn là 400mm, ta chọn khoảng cách giữa hai ngăn dưới cùng là 450mm.

Do đó

$$H' = 450 + 400 + 350 + 300 + 250 + 200 = 1950 (mm)$$

4.2.8. Tính kích thước đường kính trong ống baromet

Đường kính trong ống baromet tính theo công thức

$$d = \sqrt{\frac{0,004(G_n + W_2)}{3600 \cdot \pi \cdot w}}, \quad m$$

Trong đó w là tốc độ của hỗn hợp nước và chất lỏng đã ngưng chảy trong ống baromet, thường lấy $w = 0,5 - 0,6 \text{ m/s}$. Chọn $w = 0,5 \text{ m/s}$.

Thay vào công thức ta có

$$d = \sqrt{\frac{0,004(221820,79 + 7724,55)}{3600.3,14.0,5}} = 0,40 \text{ (m)}$$

4.2.9. Xác định chiều cao ống baromet

Chiều cao ống baromet xác định theo công thức: $H = h_1 + h_2 + 0,5 \text{ (m)}$

Trong đó

Cần có chiều cao dự trữ 0,5m để ngăn ngừa nước dâng lên trong ống và chảy tràn vào đường ống dẫn hơi khi áp suất khí quyển tăng.

h_1 : chiều cao cột nước cân bằng với hiệu số áp suất của thiết bị ngưng tụ và khí quyển tính theo công thức $h_1 = 10,33 \cdot \frac{P_{ck}}{760}, m$

với P_{ck} là độ chân không trong thiết bị ngưng tụ. Ta có

$$P_{ck} = 760 - 735,6. P_{ng} = 760 - 735,6. 0,20 = 612,88 \text{ (mmHg)}$$

$$\rightarrow h_1 = 10,33 \cdot \frac{612,88}{760} = 8,33 \text{ (m)}$$

h_2 : chiều cao cột nước trong ống baromet, để khắc phục toàn bộ trở lực khi nước chảy trong ống, tính theo công thức $h_2 = \frac{w^2}{2g} \left(2,5 + \lambda \frac{H}{d} \right), m$

với λ là hệ số ma sát khi nước chảy trong ống tính theo công thức Braziut: $\lambda = \frac{0,3164}{Re^{0,25}}$

Ta có $Re = \frac{wd\rho}{\mu}$ với $w = 0,5 \text{ m/s}$

Tra bảng I.249 [1 - 310] với $t_{tb} = 40^\circ C$ ta có $\begin{cases} \rho_{tb} = 992,20 \text{ (kg/m}^3\text{)} \\ \mu_{tb} = 0,00065 \text{ (Ns/m}^2\text{)} \end{cases}$

Thay số vào ta được

$$Re = \frac{0,5.0,40.992,20}{0,00065} = 307623,16 \rightarrow \lambda = \frac{0,3164}{307623,16^{0,25}} = 0,000570462$$

Từ đó ta có

$$h_2 = \frac{0,5^2}{2.9,81} \left(2,5 + 0,000570462 \frac{H}{0,40} \right) \text{ (m)}$$

Mặt khác ta có: $H = h_1 + h_2$

$$\rightarrow H = 8,33 + \frac{0,5^2}{2.9,81} \left(2,5 + 0,000570462 \frac{H}{0,40} \right)$$

$$\rightarrow H = 8,86 \text{ (m)}$$

4.2.10. Tính lượng hơi và không khí ngưng

Lượng không khí cần hút là

$$G_{kk} = 0,000025.W_2 + 0,000025G_n + 0,01W_2$$

$$\rightarrow G_{kk} = 0,000025.7724,55 + 0,000025.221820,79 + 0,01.7724,55 = 82,98 \text{ (kg/h)}$$

Thể tích không khí cần hút ra khỏi thiết bị ngưng tụ là

$$V_{kk} = \frac{288. G_{kk}(273 + t_{kk})}{3600(P_{ng} - P_h)}, m^3/s$$

Với nhiệt độ không khí t_{kk} tính theo công thức cho thiết bị ngưng tụ trực tiếp loại khô: $t_{kk} = t_d + 4 + 0,1(t_c - t_d) = 30 + 4 + 0,1.(50 - 30) = 36,00 \text{ (}^\circ\text{C)}$

P_h : áp suất riêng phần của hơi nước trong hỗn hợp lấy theo t_{kk} .

Tra bảng I.250 [1 - 310] ta được $P_h = 0,06 \text{ at}$

Thay số ta có

$$V_{kk} = \frac{288.82,98.(273 + 36,00)}{3600(0,20 - 0,06).9,81.10^4} = 0,15 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

4.3. Tính toán bơm chân không

Công suất của bơm tính theo công thức

$$N_b = \frac{L}{1000\eta} = \frac{m}{m-1} \cdot \frac{P_k \cdot V_{kk}}{1000\eta} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right], \quad kW$$

Trong đó

- m : chỉ số đa biến, chọn $m = 1,5$
- $P_k = P_{ng} - P_h = (0,20 - 0,06).9,81.10^4 = 13734,00 \text{ (N/m}^2\text{)}$
- $P_1 = P_{ng} = 0,20.9,81.10^4 = 19620,00 \text{ (N/m}^2\text{)}$
- P_2 : áp suất khí quyển, $P_2 = 9,81.10^4 \text{ (N/m}^2\text{)}$
- η : hiệu suất, chọn $\eta = 0,7$

Thay vào ta có

$$N_b = \frac{1,5}{1,5-1} \cdot \frac{13734,00.0,15}{1000.0,7} \left[\left(\frac{9,81.10^4}{19620,00} \right)^{\frac{1,5-1}{1,5}} - 1 \right] = 6,24 \text{ (kW)}$$

Tra bảng II.58 [1 - 513]

Chọn bơm PMK - 2, quy chuẩn theo công suất trên trục bơm:

Công suất yêu cầu trên trục bơm N_b , kW	Số vòng quay, vòng/phút	Công suất động cơ điện, kW	Lưu lượng nước, m^3/h
6,84	1450,00	10,00	0,02

Phần 5: Tính toán cơ khí

Trong tính toán cơ khí ta chỉ cần tính cho nồi 1, thông số nồi 2 lấy giống nồi 1.

5.1. Buồng đốt nồi cô đặc

Thiết bị là việc ở điều kiện áp suất thấp ($<1,6 \text{ N/m}^2$), chọn nhiệt độ thành thiết bị là nhiệt độ môi trường, đối với thiết bị đốt nóng có cách nhiệt bên ngoài. Chọn thân hình trụ hàn, làm việc chịu áp suất trong, kiểu hàn giáp mối hai bên, hàn tay hồ quang điện, vật liệu chế tạo là thép bền không gỉ X18H10T. Khi chế tạo cần chú ý:

- Đảm bảo đường hàn càng ngắn càng tốt.
- Chỉ hàn giáp mối.
- Bố trí các đường hàn dọc.
- Bố trí mối hàn ở vị trí dễ quan sát.
- Không khoan lỗ qua mối hàn.

5.1.1. Tính số ống trong buồng đốt

$$n = \frac{F}{\pi \cdot H \cdot d_{tr}}$$

Trong đó:

- d_{tr} : Đường kính trong của ống truyền nhiệt, m
- H : Chiều cao của ống, m
- F : Diện tích bề mặt trao đổi nhiệt của nồi, m^2

Chọn đường kính ngoài của ống: $d_n = 38 \text{ (mm)}$ [2-81]

Bề dày của ống truyền nhiệt: $\delta = 2 \text{ (mm)}$

Đường kính trong của ống: $d_{tr} = d_n - 2 \cdot \delta = 38 - 2 \cdot 2 = 34 \text{ (mm)}$

$$\Rightarrow n = \frac{153,02}{\pi \cdot 3,00 \cdot 34 \cdot 10^{-3}} = 477,77 \text{ (ống)}$$

Chọn cách bố trí các ống theo hình lục giác.

Quy chuẩn $n = 517$ ống. Theo bảng V.11 [2 – 48] có:

Số hình 6 cạnh	Số ống trên đường ống xuyên tâm	Tổng số ống không kể các ống trong hình viên phân	Số ống trong hình viên phân			Tổng số ống trong các hình viên phân	Tổng số ống của thiết bị
			Dãy 1	Dãy 2	Dãy 3		

12	25	469	8	0	0	48	517
----	----	-----	---	---	---	----	-----

Bề mặt truyền nhiệt thực của ống:

$$F = n_t \cdot H \cdot \pi \cdot d_{tr} = 517 \cdot 3,00 \cdot 3,14 \cdot 34 \cdot 10^{-3} = 165,58 \text{ (m}^2\text{)}$$

5.1.2. Đường kính trong của buồng đốt

Đối với thiết bị cô đặc có ống tuần hoàn trung tâm, ống truyền nhiệt được bố trí theo hình lục giác đều. Đường kính trong của buồng đốt được tính theo công thức:

$$D_{tr} = \sqrt{\frac{0,4\beta^2 \cdot \sin \alpha \cdot d_n \cdot F}{\psi L} + (d_{th} + 2\beta d_n)^2}, \text{ m (III. 52 [2 - 135])}$$

Trong đó

- $\beta = \frac{t}{d_n}$ thường lấy $\beta = 1,3 \pm 1,5$. Chọn $\beta = 1,4$
- ψ : Hệ số sử dụng lưới đỡ ống, trong khoảng $0,7 \pm 0,9$. Chọn $\psi = 0,9$
- L : Chiều dài ống truyền nhiệt, m
- d_{th} : Đường kính ngoài của ống tuần hoàn, m
- d_n : Đường kính ngoài của ống truyền nhiệt, m
- $\sin \alpha = \sin 60^\circ$ do xếp theo hình lục giác đều, ba ống cạnh nhau ở hai dãy sát nhau tạo thành 1 tam giác đều, có góc đỉnh $\alpha = 60^\circ$

(*) Xác định đường kính ngoài ống tuần hoàn trung tâm

Tổng diện tích cắt ngang của ống truyền nhiệt được xác định theo công thức

$$F_{\text{ống}} = \frac{n_t \cdot \pi \cdot d_t^2}{4} = \frac{517 \cdot 3,14 \cdot (34 \cdot 10^{-3})^2}{4} = 0,47 \text{ (m}^2\text{)}$$

Diện tích thiết diện của ống tuần hoàn lấy khoảng 25 % thiết diện của tất cả các ống truyền nhiệt.

$$F_{th} = \frac{F_{\text{ống}} \cdot 25}{100} = \frac{0,47 \cdot 25}{100} = 0,12 \text{ (m}^2\text{)}$$

Mặt khác

$$d_{th} = \sqrt{\frac{4F_{th}}{\pi}} \Leftrightarrow d_{th} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,12}{3,14}} = 0,39 \text{ (m)}$$

Quy chuẩn theo bảng XIII.7 [2-360] ta có

$$d_{th} = 426 \text{ (mm)} = 0,426 \text{ (m)}$$

(*) Xác định lại số ống truyền nhiệt sau khi lắp ống tuần hoàn trung tâm

Ta có bước ống $t = \beta \cdot d_n = 1,4 \cdot 38 = 53,2 \text{ (mm)}$

Khi lắp ống tuần hoàn trung tâm vào cùng trong mạng ống truyền nhiệt, cần phải bỏ đi một số hình lục giác. Vì khoảng cách bước ống $t = 53,2$ (mm) nên

$$n' = \frac{d_{th}}{t} = \frac{426}{53,2} = 8,007518797$$

Chọn $n' = 8$. Vậy cần phải bỏ đi 4 vòng lục giác, tương đương với 61 ống.

(*) Kiểm tra lại bề mặt truyền nhiệt

Tổng bề mặt truyền nhiệt sau khi lắp ống tuần hoàn trung tâm vào mạng lưới ống truyền nhiệt được xác định

$$F' = F'_{th} + F'_{ống}$$

Trong đó:

- F'_{th} : bề mặt truyền nhiệt của ống tuần hoàn trung tâm sau khi quy chuẩn
Chọn bề dày ống tuần hoàn trung tâm là 4 mm.
- $F'_{ống}$: bề mặt truyền nhiệt của các ống truyền nhiệt còn lại sau khi lắp ống tuần hoàn trung tâm

$$\begin{aligned} F' &= 3,14 \cdot (426 - 4) \cdot 10^{-3} \cdot 3,00 + (517 - 61) \cdot 3,14 \cdot \frac{34 \cdot 10^{-3}}{4} \cdot 3,00 \\ &= 150,02292 \text{ (m}^2\text{)} \end{aligned}$$

Vậy số ống truyền nhiệt cần lắp thêm để đảm bảo bề mặt truyền nhiệt là

$$n'' = \frac{153,02 - 150,02292}{3,14 \cdot 3,00 \cdot 34 \cdot 10^{-3}} = 9,357687024 \text{ (ống)} \cong 10 \text{ (ống)}$$

Thay vào công thức ta xác định được đường kính trong của buồng đốt

$$\begin{aligned} D_{tr} &= \sqrt{\frac{0,4 \cdot 1,4^2 \cdot \sqrt{3}/2 \cdot 38 \cdot 10^{-3} \cdot 153,02}{0,9 \cdot 3,00} + (0,426 + 2 \cdot 1,4 \cdot 38 \cdot 10^{-3})^2} \\ &= 1,32 \text{ (m)} \end{aligned}$$

Quy chuẩn theo bảng XIII.6 [2-359] ta có $D_{tr} = 1,4$ (m)

5.1.3. Xác định chiều dày buồng đốt

Chọn vật liệu làm thân buồng đốt là thép crôm – niken – titan (X18H10T) và phương pháp chế tạo là dạng thân hình trụ hàn.

Bề dày buồng đốt được tính theo công thức XIII.8 [2-360]

$$S = \frac{D_{tr} \cdot P_b}{2 \cdot \sigma_b \cdot \varphi - P_b} + C \text{ (m)}$$

Trong đó:

- D_{tr} : đường kính trong của buồng đốt, m
- φ : hệ số bền hàn của thanh hình trụ theo phương dọc
- P_b : áp suất trong của thiết bị, N/m^2
- C : hệ số bổ sung do ăn mòn và dung sai về chiều dày, m
- σ_b : ứng suất cho phép, N/m^2

(*) Xác định đại lượng C

Theo bảng XIII.8 [2-362] nếu hàn tay bằng hồ quang điện với $D_{tr} \geq 700$ (mm), thép không gỉ thì $\varphi = 0,95$

Đại lượng bổ sung C trong công thức XIII.8 [2-362] phụ thuộc vào độ ăn mòn, độ bào mòn và dung sai của chiều dày. Xác định đại lượng C theo công thức

$$C = C_1 + C_2 + C_3, m$$

Trong đó :

- C_1 : bổ sung do ăn mòn, xuất phát từ điều kiện ăn mòn vật liệu của môi trường và thời gian làm việc của thiết bị, m
Đối với vật liệu bền ($0,05 \div 0,1$ mm/năm) ta lấy $C_1 = 1$ (mm)
- C_2 : đại lượng bổ sung do hao mòn, chỉ tính đến trong trường hợp nguyên liệu có chứa các hạt rắn chuyển động với tốc độ lớn ở trong thiết bị. Chọn $C_2 = 0$ (mm)
- C_3 : đại lượng bổ sung do dung sai của chiều dày, phụ thuộc vào chiều dày tấm vật liệu. Tra bảng XIII.9 [2-364] chọn $C_3 = 0,4$ (mm)

$$\text{Vậy } C = 1 + 0 + 0,4 = 1,40 \text{ (mm)} = 0,0014 \text{ (m)}$$

(*) Xác định ứng suất cho phép σ_b

Khi tính toán sức bền của thiết bị trước hết cần xác định ứng suất cho phép. Đại lượng ứng suất cho phép phụ thuộc vào dạng ứng suất, đặc trưng bền của vật liệu chế tạo, nhiệt độ tính toán, công nghệ chế tạo và điều kiện sản xuất. Ứng suất cho phép được xác định theo các công thức XIII.1, XIII.2 [2-355]:

$$[\sigma_k] = \frac{\sigma_k}{n_k} \eta, N/m^2 \quad (XIII.1)$$

$$[\sigma_c] = \frac{\sigma_c}{n_c} \eta, N/m^2 \quad (XIII.2)$$

Trong đó:

- n_k, n_c : hệ số an toàn theo giới hạn bền, giới hạn chảy
Tra bảng XIII.3 [2-356] với thép không gỉ cán, rèn dập ta xác định được $n_k = 2,6$ và $n_c = 1,5$.
- $[\sigma_k], [\sigma_c]$: ứng suất cho phép khi kéo, theo giới hạn chảy

- σ_k : giới hạn bền khi kéo. Tra bảng XII.4 [2-309] với thép không gỉ X18H10T dày 4 – 25 mm ta được $\sigma_k = 550.10^6$ (N/m²)
- σ_c : giới hạn chảy. Tra bảng XII.4 [2-309] với thép không gỉ X18H10T dày 4 – 25 mm ta được $\sigma_c = 220.10^6$ (N/m²)
- η : hệ số điều chỉnh. Các chi tiết, bộ phận không bị đốt nóng hay được cách ly với nguồn đốt nóng trực tiếp (nhóm thiết bị 2). Các thiết bị dùng để sản xuất ở áp suất cao (loại 1). Tra bảng XIII.2 [2-356] ta xác định được $\eta = 0,9$

Suy ra:

$$[\sigma_k] = \frac{550.10^6.0,9}{2,6} = 190,38.10^6 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

$$[\sigma_c] = \frac{220.10^6.0,9}{1,5} = 132,00.10^6 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

Vậy ứng suất cho phép của vật liệu:

$$[\sigma_b] = \min\{[\sigma_c], [\sigma_k]\} = 132,00.10^6 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

(*) Xác định áp suất làm việc (áp suất trong thiết bị)

Môi trường là hỗn hợp hơi bão hòa – nước ngưng nên áp suất làm việc bằng tổng áp suất hơi (khí) và áp suất thủy tĩnh p_l của chất lỏng.

$$P_b = P_{mt} + P_l \approx P_{mt}, \text{ N/m}^2$$

$$\text{Có } P_{mt} = P_{hd} = 5,00 \text{ (at)} = 5,00.98100 = 490500 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

$$\text{Vậy } P_b = 490500 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

(*) Xác định chiều dày buồng đốt

Ta có:

$$\frac{[\sigma_b]}{P_b} \cdot \varphi = \frac{132,00.10^6}{490500} \cdot 0,95 = 255,66 > 50$$

Vì vậy bỏ qua P_b ở mẫu trong công thức tính S.

Vậy tính được chiều dày buồng đốt:

$$S = \frac{D_{tr} \cdot P_b}{2 \cdot \sigma_b \cdot \varphi - P_b} + C = \frac{1,4 \cdot 490500}{2 \cdot 132,00.10^6 \cdot 0,95} + 1,40.10^{-3} = 4,14.10^{-3} \text{ (m)}$$

Quy chuẩn theo bảng XIII.9 [2-364] ta được $S = 5.10^{-3}$ (m)

(*) Kiểm tra ứng suất thành thiết bị theo áp suất thử

Trong tất cả mọi trường hợp sau khi đã xác định được chiều dày thiết bị, ta cần kiểm tra ứng suất theo áp suất thử bằng công thức XIII.26 [2-365]

$$\sigma = \frac{[D_{tr} + (S - C)]P_0}{2(S - C) \cdot \varphi} \leq \frac{\sigma_c}{1,2} \text{ (N/m}^2\text{)}$$

Trong đó:

- P_0 : Áp suất thử được tính theo công thức XIII.27 [2-366]

$$P_0 = P_{th} + P_1, \text{ N/m}^2$$

Với P_{th} : áp suất thử thủy lực lấy theo bảng XIII.5 [2-358]. Ta có:

$$P_{th} = 1,5 \cdot P_b = 1,5 \cdot 490500 = 735750 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

+ P_1 : áp suất thủy tĩnh của nước được tính theo công thức XIII.10 [2-360]

$$P_1 = \rho \cdot g \cdot H \text{ (N/m}^2\text{)}$$

Tra bảng I.5 [1-11] với nước ở 25 °C được khối lượng riêng của nước tại 25 °C là $\rho = 997,08 \text{ (kg/m}^3\text{)}$

$$\text{Ta có } P_1 = 997,08 \cdot 9,81 \cdot (3 + 0,5) = 34234,74 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

$$\text{Suy ra } P_0 = 735750 + 34234,74 = 769984,74 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

Vậy ta có:

$$\sigma = \frac{[1,4 + (5 - 1,40) \cdot 10^{-3}] \cdot 769984,74}{2 \cdot (5 - 1,40) \cdot 10^{-3} \cdot 0,95} = 158,004 \cdot 10^6 < \frac{220 \cdot 10^6}{1,2} = 183,33 \cdot 10^6$$

Vậy chọn chiều dày phòng đốt là: $S = 5 \text{ mm}$

5.1.4. Tính chiều dày lưới đỡ ống

Chiều dày lưới đỡ ống phải đảm bảo các yêu cầu sau:

- Yêu cầu 1: Giữ chặt ống sau khi nung, bền

Để đáp ứng yêu cầu này chọn chiều dày tối thiểu của mạng ống là $S' = 11 \text{ (mm)}$

- Yêu cầu 2: Chịu ăn mòn tốt

Để đáp ứng yêu cầu này thì chiều dày mạng ống là $S = S' + C = 11 + 1,40 = 12,40 \text{ (mm)}$

- Yêu cầu 3: Giữ nguyên hình dạng của mạng khi khoan, khi nung cũng như sau khi nung ống

Để thỏa mãn yêu cầu này thì cần đảm bảo tiết diện dọc giới hạn bởi ống là $f \geq f_{min}$

Tiết diện dọc giới hạn bởi ống là

$$f = S \cdot (t - d_n) \geq f_{min} = 4,4d_n + 12 \text{ (mm}^2\text{)}$$

Trong đó: S : Là chiều dày mạng ống, mm

t : Là bước ống, $t = \beta \cdot d_n = 1,4 \cdot 38 = 53,2 \text{ (mm)}$

d_n : Đường kính ngoài của ống truyền nhiệt, $d_n = 38 \text{ (mm)}$

Suy ra

$$\begin{cases} f = 12,40 \cdot (53,2 - 38) = 188,48 \text{ (mm}^2\text{)} \\ f_{\min} = 4,4 \cdot 38 + 12 = 179,20 \text{ (mm}^2\text{)} \end{cases}$$

Vậy $f \geq f_{\min}$

- Yêu cầu 4: Bền dưới tác dụng của các loại ứng suất

Để thỏa mãn yêu cầu này ta tiến hành kiểm tra mạng ống theo giới hạn bền uốn với điều kiện

$$\sigma'_u = \frac{P_b}{3,6 \left(1 - 0,7 \cdot \frac{d_n}{l}\right) \left(\frac{S}{l}\right)^2} \leq \sigma_u = 1,4\sigma_b$$

Trong đó: P_b : áp suất làm việc, N/m²

d_n : đường kính ngoài của ống truyền nhiệt, m

Với $l = \frac{\overline{AB} + \overline{AD}}{2}$

Dựa vào hình vẽ có

$$AB = t \cdot \cos 30^\circ = 53,2 \cdot \frac{\sqrt{3}}{2} = 46,07 \text{ (mm)}$$

$$AD = t + ED = t + t \cdot \sin 30^\circ = t(1 + \sin 30^\circ) = 53,2 \cdot (1 + 0,5) = 79,80 \text{ (mm)}$$

$$\Leftrightarrow l = \frac{46,07 + 79,80}{2} = 62,94 \text{ (mm)}$$

Áp suất làm việc $P_b = 490500 \text{ (N/m}^2\text{)}$

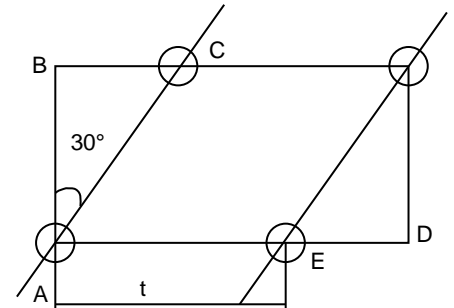
Thay số ta có

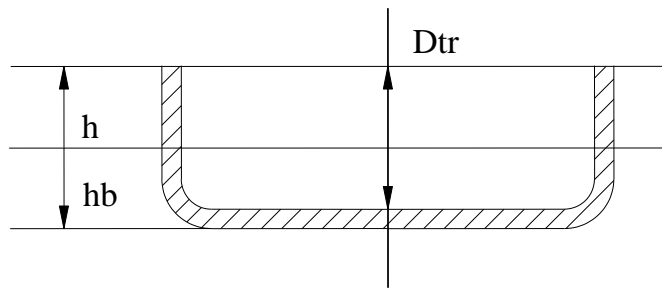
$$\sigma'_u = \frac{490500}{3,6 \left(1 - 0,7 \cdot \frac{38}{62,94}\right) \left(\frac{12,40}{62,94}\right)^2} = 6,08 \cdot 10^6 \leq \sigma_u = 1,4 \cdot 132 \cdot 10^6$$

Thỏa mãn yêu cầu.

Vậy chọn chiều dày lưới đỡ ống là $S = 13 \text{ (mm)}$.

5.1.5. Tính chiều dày đáy phòng đốt





Đáy buồng đốt là thiết bị quan trọng của thiết bị thường được chế tạo cùng vật liệu với thân thiết bị, ở đây là thép không gỉ X18H10T.

Đáy nối với thân thiết bị bằng cách ghép bích.

Đáy chọn elip có gờ đối với thiết bị có thân hàn thẳng đứng chịu áp suất trong

Chiều dày đáy phòng đốt được xác định theo công thức XIII.47 [2-385]:

$$S = \frac{D_{tr} \cdot P}{3,8 \cdot [\sigma_{bk}] \cdot k \cdot \varphi_h - P} \cdot \frac{D_{tr}}{2h_b} + C \text{ (m)}$$

Với điều kiện

$$\frac{k}{0,6} < \frac{D_{tr}}{2h_b} \leq 2,5$$

Trong đó:

- h_b : chiều cao phần lồi của đáy
Tra bảng XIII.10 [2-381] $h_b = 350 \text{ (mm)}$
- φ_h : hệ số bền của mối hàn hướng tâm, chọn $\varphi_h = 0,95$
- k : hệ số bền của đáy được tính theo công thức XIII.48 [2-385]

$$k = 1 - \frac{d}{D_{tr}}$$

d : đường kính lỗ, tính theo đáy buồng đốt có cửa tháo dung dịch

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot \omega}} \text{ (m)}$$

ω : tốc độ của dung dịch đi trong ống, m/s. Chọn $\omega = 0,5 \text{ (m/s)}$

V : lưu lượng dung dịch ra khỏi nồi 1

$$V = \frac{G_d - W_1}{3600 \cdot \rho_{dd1}} \text{ (m}^3/\text{s)}$$

$\rho_{dd1} = 1000,00$ khối lượng riêng của dung dịch NaCl trong nồi 1.

$$\Leftrightarrow V = \frac{19440 - 7356,71}{3600 \cdot 1000,00} = 0,00334 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{s}} \right)$$

$$\Rightarrow d = \sqrt{\frac{0,00334}{0,785 \cdot 0,5}} = 0,09220 \text{ (m)}$$

$$\Rightarrow k = 1 - \frac{0,09220}{1,4} = 0,93414$$

- P : áp suất trong thiết bị, $P = P_{tbl} = 1,74 \text{ (at)} = 170301,6 \text{ (N/m}^2\text{)}$
- C : đại lượng bổ sung, thêm 2 mm khi $S - C \leq 10 \text{ mm}$. Vậy $C = 1,40 + 2 = 3,40 \text{ (mm)}$

Thay số vào ta có

$$S = \frac{1,4 \cdot 170301,6}{3,8 \cdot 132,00 \cdot 10^6 \cdot 0,93414 \cdot 0,95 - 170301,6} \cdot \frac{1,4}{2 \cdot 350 \cdot 10^{-3}} + 3,40 \cdot 10^{-3}$$

$$= 0,00447 \text{ (m)} = 4,47 \text{ (mm)}$$

Quy chuẩn theo bảng XIII.11 [2-384]: $S = 5 \text{ (mm)}$.

(*) Kiểm tra ứng suất theo áp suất thủy lực P_0 .

Theo công thức XIII.49 [2-386]

$$\sigma = \frac{[D_{tr}^2 + 2h_b \cdot (S - C)] \cdot P_0}{7,6 \cdot k \cdot h_b \cdot (S - C) \cdot \varphi_h} < \frac{\sigma_c}{1,2}$$

Với $P_0 = 1,5 \cdot P = 1,5 \cdot 170301,6 = 255452,40 \text{ (N/m}^2\text{)}$

Suy ra:

$$\sigma = \frac{[1,4^2 + 2 \cdot 350 \cdot (5 - 3,40) \cdot 10^{-6}] \cdot 255452,40}{7,6 \cdot 0,93414 \cdot 350 \cdot (5 - 3,40) \cdot 10^{-6} \cdot 0,95} = 46,42 \cdot 10^6 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

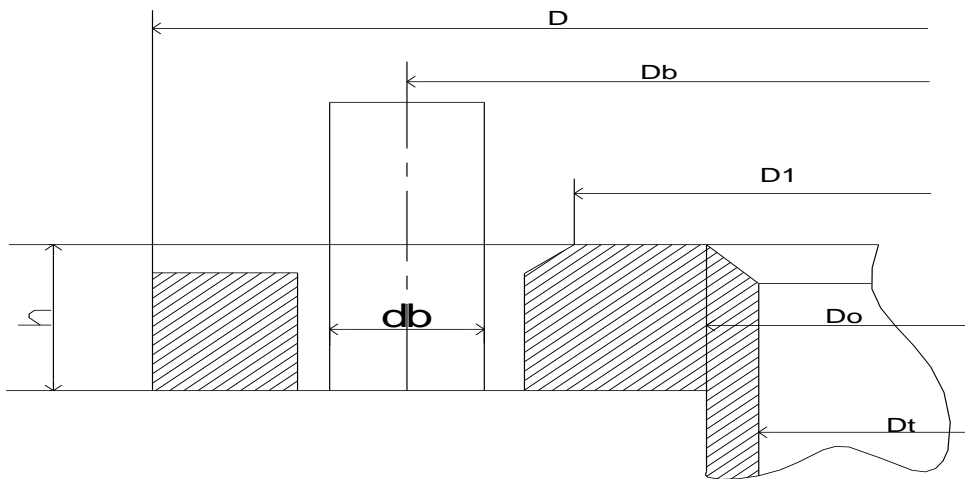
$$\sigma = 46,42 \cdot 10^6 < \frac{220 \cdot 10^6}{1,2} = 183,33 \cdot 10^6$$

Thoả mãn điều kiện ứng suất thủy lực. Vậy chọn $S = 5 \text{ (mm)}$

5.1.6. Tra bích lắp vào thân và đáy

Chọn bích liền kiểu 1, theo bảng XIII.27 [2-421]. Ta có bảng sau:

P _b .10 ⁶ (N/m ²)	D _{tr} (mm)	Ống D (mm)	Kích thước nổi					Kiểu bích 1 h(mm)
			D _b (mm)	D ₁ (mm)	D _o	Bu lông		
						d _b (mm)	Z (cái)	
0,6	1400	1550	1500	1460	1413	M24	40	35



5.2. Buồng bốc nổi cô đặc

5.2.1. Thể tích không gian hơi

Thể tích không gian hơi của buồng bốc được tính theo công thức VI.32 [2-71]

$$V_{kgh} = \frac{W}{\rho_h \cdot U_{tt}} (m^3)$$

Trong đó

- V_{kgh} : Thể tích không gian hơi, m^3
- W : Lượng hơi thứ bốc lên trong thiết bị $W = W_1 = 7427,75$ (kg/h)
- ρ_h : Khối lượng riêng của hơi thứ tại áp suất $P'_1 = 1,63$ (at). Tra bảng I.251 [1-314] ta được $\rho_h = 0,83725$ (kg/ m^3).
- U_{tt} : Cường độ bốc hơi thể tích cho phép của không gian hơi (thể tích hơi bốc trên một đơn vị thể tích của khoảng không gian hơi trong một đơn vị) ($m^3/m^3.h$)

Cường độ bốc hơi phụ thuộc vào nồng độ của dung dịch và áp suất hơi thứ. Ở điều kiện áp suất $P = 1$ (at) $U_{tt(1at)} = 1600 \div 1700$ ($m^3/m^3.h$). Khi $P \neq 1$ (at) thì $U_{tt} = f \cdot U_{tt(1at)}$ (VI.33 [2-72]).

Với f là hệ số hiệu chỉnh. Từ đồ thị hình VI.3 [2-72] ta có $f = 0,97$. Chọn $U_{tt(1at)} = 1700$ ($m^3/m^3.h$).

Suy ra $U_{tt} = 0,97 \cdot 1700 = 1649$ ($m^3/m^3.h$).

$$\Leftrightarrow V_{kgh} = \frac{7427,75}{0,83725 \cdot 1649} = 5,38 (m^3)$$

5.2.2. Chiều cao phòng bốc hơi

Chiều cao phòng bốc hơi được xác định theo công thức VI.34 [2-72]

$$H = \frac{4V}{\pi D_{tr}^2} (m)$$

$$\Leftrightarrow D_{tr} = \sqrt{\frac{4V}{\pi H}} (m)$$

Chọn chiều cao phòng bốc hơi $H = 2,7 (m)$.

Thay số vào công thức ta được D_{tr}

$$D_{tr} = \sqrt{\frac{4.5,38}{3,14.2,7}} = 1,59(m)$$

Quy chuẩn theo bảng XIII.6 [2-359], $D_{tr} = 1,6 (m)$.

5.2.3. Chiều dày phòng bốc hơi

Chọn vật liệu làm thân buồng bốc là thép crôm – niken – titan (X18H10T) và phương pháp chế tạo là dạng thân hình trụ hàn.

Do vật liệu chế tạo của buồng bốc tương tự với buồng đốt nên một số thông số khi tính toán ta lấy giống với buồng đốt.

Bề dày buồng bốc được tính theo công thức XIII.8 [2-360]

$$S = \frac{D_{tr} \cdot P_b}{2 \cdot \sigma_b \cdot \varphi - P_b} + C (m)$$

Trong đó:

- D_{tr} : đường kính trong của buồng bốc, m
- φ : hệ số bền hàn của thanh hình trụ theo phương dọc, $\varphi = 0,95$
- P_b : áp suất trong của thiết bị, N/m^2
- C : hệ số bổ sung do ăn mòn và dung sai về chiều dày, $C = 1,40.10^{-3} (m)$
- σ_b : ứng suất cho phép, N/m^2

(*) Xác định ứng suất cho phép σ_b

Khi tính toán sức bền của thiết bị trước hết cần xác định ứng suất cho phép. Đại lượng ứng suất cho phép phụ thuộc vào dạng ứng suất, đặc trưng bền của vật liệu chế tạo, nhiệt độ tính toán, công nghệ chế tạo và điều kiện sản xuất. Ứng suất cho phép được xác định theo các công thức XIII.1, XIII.2 [2-355]:

$$[\sigma_k] = \frac{\sigma_k}{n_k} \eta, N/m^2 \quad (XIII.1)$$

$$[\sigma_c] = \frac{\sigma_c}{n_c} \eta, N/m^2 \quad (XIII.2)$$

Trong đó:

- n_k, n_c : hệ số an toàn theo giới hạn bền, giới hạn chảy
Tra bảng XIII.3 [2-356] với thép không gỉ cán, rèn dập ta xác định được $n_k = 2,6$ và $n_c = 1,5$.
- $[\sigma_k], [\sigma_c]$: ứng suất cho phép khi kéo, theo giới hạn chảy
- σ_k : giới hạn bền khi kéo. Tra bảng XII.4 [2-309] với thép không gỉ X18H10T dày 4 – 25 mm ta được $\sigma_k = 550.10^6$ (N/m²)
- σ_c : giới hạn chảy. Tra bảng XII.4 [2-309] với thép không gỉ X18H10T dày 4 – 25 mm ta được $\sigma_c = 220.10^6$ (N/m²)
- η : hệ số điều chỉnh. Các chi tiết, bộ phận không bị đốt nóng hay được cách ly với nguồn đốt nóng trực tiếp (nhóm thiết bị 2). Các thiết bị không dùng để sản xuất và chứa ở áp suất cao (loại 2). Tra bảng XIII.2 [2-356] ta xác định được $\eta = 1$

Suy ra:

$$[\sigma_k] = \frac{550.10^6.1}{2,6} = 211,54.10^6 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

$$[\sigma_c] = \frac{220.10^6.1}{1,5} = 146,67.10^6 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

Vậy ứng suất cho phép của vật liệu:

$$[\sigma_b] = \min\{[\sigma_c], [\sigma_k]\} = 146,67.10^6 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

(*) Xác định áp suất làm việc (áp suất trong thiết bị)

Môi trường là hỗn hợp hơi bão hòa – nước ngưng nên áp suất làm việc bằng tổng áp suất hơi (khí) và áp suất thủy tĩnh p_l của chất lỏng.

$$P_b = P_{mt} + P_l \approx P_{mt}, \text{ N/m}^2$$

$$\text{Có } P_{mt} = P_1' = 1,63 \text{ (at)} = 1,63.98100 = 159903 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

$$\text{Vậy } P_b = 159903 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

(*) Xác định chiều dày buồng bốc

Ta có:

$$\frac{[\sigma_b]}{P_b} \cdot \varphi = \frac{146,67.10^6}{159903} \cdot 0,95 = 871,36 > 50$$

Vì vậy bỏ qua P_b ở mẫu trong công thức tính S.

Vậy tính được chiều dày buồng bốc:

$$S = \frac{D_{tr} \cdot P_b}{2 \cdot \sigma_b \cdot \varphi - P_b} + C = \frac{1,6 \cdot 159903}{2 \cdot 146,67.10^6 \cdot 0,95} + 1,40.10^{-3} = 2,32.10^{-3} \text{ (m)}$$

Quy chuẩn theo bảng XIII.9 [2-364] ta được $S = 3 \cdot 10^{-3}$ (m). Ta chọn $S = 5$ (mm), cùng độ dày với buồng đốt.

(*) Kiểm tra ứng suất thành thiết bị theo áp suất thử

Trong tất cả mọi trường hợp sau khi đã xác định được chiều dày thiết bị, ta cần kiểm tra ứng suất theo áp suất thử bằng công thức XIII.26 [2-365]

$$\sigma = \frac{[D_{tr} + (S - C)]P_0}{2(S - C) \cdot \varphi} \leq \frac{\sigma_c}{1,2} \text{ (N/m}^2\text{)}$$

Trong đó:

- P_0 : Áp suất thử được tính theo công thức XIII.27 [2-366]

$$P_0 = P_{th} + P_1, \text{ N/m}^2$$

Với P_{th} : áp suất thử thủy lực lấy theo bảng XIII.5 [2-358]. Ta có:

$$P_{th} = 1,5 \cdot P_b = 1,5 \cdot 159903 = 239854,5 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

+ P_1 : áp suất thủy tĩnh của nước được tính theo công thức XIII.10 [2-360]

$$P_1 = \rho \cdot g \cdot H \text{ (N/m}^2\text{)}$$

Tra bảng I.5 [1-11] với nước ở 25 °C được khối lượng riêng của nước tại 25 °C là $\rho = 997,08$ (kg/m³)

$$\text{Ta có } P_1 = 997,08 \cdot 9,81 \cdot 2,7 = 26409,66 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

$$\text{Suy ra } P_0 = 239854,5 + 26409,66 = 266264,16 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

Vậy ta có:

$$\sigma = \frac{[1,6 + (5 - 1,40) \cdot 10^{-3}] \cdot 266264,16}{2 \cdot (5 - 1,40) \cdot 10^{-3} \cdot 0,95} = 0,14 \cdot 10^6 < \frac{220 \cdot 10^6}{1,2} = 183,33 \cdot 10^6$$

Vậy chọn chiều dày buồng bốc là: $S = 5$ mm

5.2.4. Chiều dày nắp buồng bốc

Cũng như đáy buồng đốt, ta chọn nắp elip có gờ và vật liệu chế tạo là thép không gỉ X18H10T.

Chiều dày nắp buồng bốc được xác định theo công thức XIII.47 [2-385]:

$$S = \frac{D_{tr} \cdot P}{3,8 \cdot [\sigma_{bk}] \cdot k \cdot \varphi_h - P} \cdot \frac{D_{tr}}{2h_b} + C \text{ (m)}$$

Với điều kiện

$$\frac{k}{0,6} < \frac{D_{tr}}{2h_b} \leq 2,5$$

Trong đó:

- h_b : chiều cao phần lồi của nắp

$$\text{Tra bảng XIII.10 [2-381] } h_b = 400 \text{ (mm)}$$

- φ_h : hệ số bền của mối hàn hướng tâm, chọn $\varphi_h = 0,95$
- k : hệ số bền của đáy được tính theo công thức XIII.48 [2-385]

$$k = 1 - \frac{d}{D_{tr}}$$

d : đường kính lỗ, tính theo nắp buồng bốc có cửa thoát hơi thứ

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot \omega}} \quad (m)$$

ω : tốc độ của hơi đi trong ống, m/s. Với hơi nước bão hòa chọn $\omega = 35$ (m/s)

V : lưu lượng hơi thứ ra khỏi nồi 1

$$V = \frac{W_1}{3600 \cdot \rho_h} \quad (m^3/s)$$

$\rho_h = 0,83725$ (kg/m³) khối lượng riêng hơi thứ ra khỏi nồi 1.

$$\Leftrightarrow V = \frac{7427,75}{3600 \cdot 0,83725} = 2,46433 \left(\frac{m^3}{s} \right)$$

$$\Rightarrow d = \sqrt{\frac{2,46433}{0,785 \cdot 35}} = 0,29949 \quad (m)$$

$$\Rightarrow k = 1 - \frac{0,29949}{1,6} = 0,8125$$

- P : áp suất trong thiết bị, $P = P_1' = 1,63$ (at) = 159903 (N/m²)
- C : đại lượng bổ sung, thêm 2 mm khi $S - C \leq 10$ mm. Vậy $C = 1,40 + 2 = 3,40$ (mm)

Thay số vào ta có

$$S = \frac{1,6 \cdot 159903}{3,8 \cdot 146,67 \cdot 10^6 \cdot 0,8125 \cdot 0,95 - 159903} \cdot \frac{1,6}{2 \cdot 400 \cdot 10^{-3}} + 3,40 \cdot 10^{-3} \\ = 0,00459 \quad (m) = 4,59 \quad (mm)$$

Quy chuẩn theo bảng XIII.11 [2-384]: $S = 5$ (mm).

(*) Kiểm tra ứng suất theo áp suất thủy lực P_0 .

Theo công thức XIII.49 [2-386]

$$\sigma = \frac{[D_{tr}^2 + 2h_b \cdot (S - C)] \cdot P_0}{7,6 \cdot k \cdot h_b \cdot (S - C) \cdot \varphi_h} < \frac{\sigma_c}{1,2}$$

Với $P_0 = 1,5 \cdot P = 1,5 \cdot 159903 = 239854,5$ (N/m²)

Suy ra:

$$\sigma = \frac{[1,6^2 + 2.400.(5 - 3,40).10^{-6}].239854,5}{7,6.0,8125.400.(5 - 3,40).10^{-6}.0,95} = 65,45.10^6 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

$$\sigma = 65,45.10^6 < \frac{146,67.10^6}{1,2} = 122,22.10^6$$

Thoả mãn điều kiện ứng suất thuỷ lực. Vậy chọn S = 5 (mm).

5.2.5. Tra bích lắp vào thân và nắp

Chọn bích liền kiểu 1, theo bảng XIII.27 [2-421]. Ta có bảng sau:

P _b .10 ⁶ (N/m ²)	D _{tr} (mm)	Ống D (mm)	Kích thước nồi					Kiểu bích 1 h(mm)
			D _b (mm)	D ₁ (mm)	D _o (mm)	Bu lông		
						d _b (mm)	Z (cái)	
0,3	1600	1750	1700	1660	1613	M24	32	35

5.3. Tính một số chi tiết khác

5.3.1. Tính đường kính các ống dẫn vào và ra thiết bị

Đường kính ống được xác định theo công thức VII.74 [2-74]

$$d_{tr} = \sqrt{\frac{V}{3600 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot \omega}}, m$$

5.3.1.1. Ống dẫn hơi đốt vào d_{tr1}

Các đại lượng trong công thức VII.74 [2-74] với hơi đốt

- ω : vận tốc thích hợp của hơi đốt trong ống (hơi quá nhiệt). Chọn $\omega = 35$ (m/s)
- V: lưu lượng hơi đốt đi trong ống

$$V = \frac{D}{\rho}, m^3/h$$

Trong đó

+ D: lượng hơi đốt đi vào nồi 1, D = 8299,12 (kg/h)

+ ρ : khối lượng riêng của hơi đốt tại P₁ = 5 (at)

Tra bảng I.251 [1-315] suy ra $\rho = 2,614$ (kg/m³)

Thay vào công thức ta được

$$V = \frac{8299,12}{2,614} = 3174,87 \text{ (m}^3/h\text{)}$$

Thay các đại lượng trên vào công thức xác định d_{tr1}

$$d_{tr1} = \sqrt{\frac{3174,87}{3600 \cdot \frac{3,14}{4} \cdot 35}} = 0,1792 \text{ (m)}$$

Quy chuẩn theo bảng XIII.26 [2-414] ta được $d_{tr1} = 200 \text{ (mm)}$

Áp suất làm việc $P = 5.98100 = 0,4905.10^6 \text{ (N/m}^2\text{)}$. Quy chuẩn $P = 0,6.10^6 \text{ (N/m}^2\text{)}$.

Tra bảng XIII.26 [2-414] với $P = 0,6.10^6 \text{ (N/m}^2\text{)}$ và $d_{tr1} = 200 \text{ (mm)}$ ta có thông số bích như sau:

P.10 ⁶ (N/m ²)	D _{tr} (mm)	Kích thước nồi						Kiểu bích 1 h(mm)
		D (mm)	D _b (mm)	D ₁ (mm)	D _o (mm)	Bu Lông		
						d _b (mm)	z (cái)	
0,6	200	290	255	232	219	M16	8	22

Tra bảng XIII.32 [2-434] chọn $l = 200 \text{ (mm)}$.

5.3.1.2. Ống dẫn dung dịch vào d_{tr2}

Các đại lượng trong công thức VII.74 [2-74] với hơi đốt

- ω : vận tốc thích hợp của dung dịch trong ống. Chọn $\omega = 0,5 \text{ (m/s)}$
- V : lưu lượng lỏng chảy trong ống

$$V = \frac{G}{\rho}, m^3/h$$

Trong đó

+ G : lượng dung dịch đầu vào nồi 1, $G = 19440 \text{ (kg/h)}$

+ ρ : khối lượng riêng của dung dịch đầu, $\rho = 1060,00 \text{ (kg/m}^3\text{)}$

Thay vào công thức ta được

$$V = \frac{19440}{1060,00} = 18,34 \text{ (m}^3\text{/h)}$$

Thay các đại lượng trên vào công thức xác định d_{tr2}

$$d_{tr2} = \sqrt{\frac{18,34}{3600 \cdot \frac{3,14}{4} \cdot 0,5}} = 0,1139 \text{ (m)}$$

Quy chuẩn theo bảng XIII.26 [2-414] ta được $d_{tr2} = 125 \text{ (mm)}$

Áp suất làm việc $P = P_{tb1} = 1,74 \text{ (at)} = 0.17.10^6 \text{ (N/m}^2\text{)}$. Quy chuẩn $P = 0,25.10^6 \text{ (N/m}^2\text{)}$.

Tra bảng XIII.26 [2-414] với $P = 0,25 \cdot 10^6$ (N/m²) và $d_{tr2} = 125$ (mm) ta có thông số của bích như sau:

P.10 ⁶ (N/m ²)	D _{tr} (mm)	Kích thước nồi						Kiểu bích l h (mm)
		D (mm)	D _b (mm)	D ₁ (mm)	D _o (mm)	Bu Lông		
						d _b (mm)	z (cái)	
0,25	125	235	200	178	133	M16	8	14

Tra bảng XIII.32 [2-434] chọn $l = 120$ (mm).

5.3.1.3. Ống dẫn hơi thứ ra d_{tr3}

Có $d_{tr3} = 300$ (mm) (đã tính trong phần tính cơ khí buồng bốc).

Tra bảng XIII.26 [2-415] ta có thông số bích như sau:

P.10 ⁶ (N/m ²)	D _{tr} (mm)	Kích thước nồi						Kiểu bích l h (mm)
		D (mm)	D _b (mm)	D ₁ (mm)	D _o (mm)	Bu Lông		
						d _b (mm)	z (cái)	
0,25	300	435	395	365	325	M20	12	22

5.3.1.4. Ống dẫn dung dịch ra d_{tr4}

Các đại lượng trong công thức VII.74 [2-74] với hơi đốt

- ω : vận tốc của dung dịch đã cô đặc. Chọn $\omega = 0,5$ (m/s)
- V : lưu lượng lỏng chảy trong ống

$$V = \frac{G - W_1}{\rho}, m^3/h$$

Trong đó

- + G : lượng dung dịch đầu vào nồi 1, $G = 19440$ (kg/h)
- + W_1 : lượng hơi thứ bốc ra khỏi nồi 1, $W_1 = 7427,75$ (kg/h)
- + ρ : khối lượng riêng của dung dịch tại t_{s1} , $\rho = 1060,00$ (kg/m³)

Thay vào công thức ta được

$$V = \frac{19440 - 7427,75}{1060,00} = 11,33 \text{ (m}^3/\text{h)}$$

Thay các đại lượng trên vào công thức xác định d_{tr2}

$$d_{tr4} = \sqrt{\frac{11,33}{3600 \cdot \frac{3,14}{4} \cdot 0,5}} = 0,0896 \text{ (m)}$$

Quy chuẩn theo bảng XIII.26 [2-414] ta được $d_{tr4} = 100 \text{ (mm)}$

Áp suất làm việc $P = P_{tb1} = 1,74 \text{ (at)} = 0,17 \cdot 10^6 \text{ (N/m}^2\text{)}$. Quy chuẩn $P = 0,25 \cdot 10^6 \text{ (N/m}^2\text{)}$.

Tra bảng XIII.26 [2-414] với $P = 0,25 \cdot 10^6 \text{ (N/m}^2\text{)}$ và $d_{tr4} = 100 \text{ (mm)}$ ta có thông số của bích như sau:

P.10 ⁶ (N/m ²)	D _{tr} (mm)	Kích thước nồi						Kiểu bích l h (mm)
		D (mm)	D _b (mm)	D ₁ (mm)	D _o (mm)	Bu Lông		
						d _b (mm)	z (cái)	
0,25	100	205	170	148	108	M16	4	14

Tra bảng XIII.32 [2-434] chọn $l = 120 \text{ (mm)}$.

5.3.1.5. Ống dẫn dung dịch ra d_{tr4}

Các đại lượng trong công thức VII.74 [2-74] với hơi đốt

- ω : vận tốc của nước ngưng. Chọn $\omega = 0,5 \text{ (m/s)}$
- V : lưu lượng lỏng chảy trong ống

$$V = \frac{D}{\rho}, m^3/h$$

Trong đó

+ D : lượng hơi đốt vào nồi 1 (coi ngưng tụ là hoàn toàn), $D = 8299,12 \text{ (kg/h)}$

+ ρ : khối lượng riêng của nước ngưng tại nhiệt độ hơi đốt vào, $\rho = 916,22 \text{ (kg/m}^3\text{)}$

Thay vào công thức ta được

$$V = \frac{8299,12}{916,22} = 9,06 \text{ (m}^3\text{/h)}$$

Thay các đại lượng trên vào công thức xác định d_{tr2}

$$d_{tr5} = \sqrt{\frac{9,06}{3600 \cdot \frac{3,14}{4} \cdot 0,5}} = 0,0801 \text{ (m)}$$

Quy chuẩn theo bảng XIII.26 [2-414] ta được $d_{tr5} = 100 \text{ (mm)}$

Áp suất làm việc $P = P_1 = 5 \text{ (at)} = 0,4905 \cdot 10^6 \text{ (N/m}^2\text{)}$. Quy chuẩn $P = 0,6 \cdot 10^6 \text{ (N/m}^2\text{)}$.

Tra bảng XIII.26 [2-414] với $P = 0,6 \cdot 10^6 \text{ (N/m}^2\text{)}$ và $d_{tr5} = 100 \text{ (mm)}$ ta có thông số của bích như sau:

P.10 ⁶ (N/m ²)	D _{tr} (mm)	Kích thước nổi						Kiểu bích l h (mm)
		D (mm)	D _b (mm)	D ₁ (mm)	D _o (mm)	Bu Lông		
						d _b (mm)	z (cái)	
0,6	100	205	170	148	108	M16	4	14

Tra bảng XIII.32 [2-434] chọn $l = 120 \text{ (mm)}$.

5.3.2. Tính và chọn tai treo

Khối lượng mỗi nổi khi khử thủy lực được tính theo công thức

$$G_{tl} = G_{nk} + G_{nd}, \quad N$$

Trong đó:

- G_{nk} : khối lượng nổi không, N
- G_{nd} : khối lượng nước đồ đầy nổi, N

5.3.2.1. Tính G_{nk}

(*) Khối lượng đáy buồng đốt và nắp buồng bốc

Tra bảng XIII.11 [2-384] chiều dày và khối lượng của đáy và nắp elip có gờ

+ Với đáy buồng đốt:

$$D_{tr} = 1400 \text{ mm}; S = 6 \text{ mm ta được } m_1 = 106 \text{ (kg)}.$$

Do khối lượng ở bảng tra tính với thép cacbon, với thép không gỉ cần nhân thêm hệ số 1,01 nên $m_1 = 106 \cdot 1,01 = 107,06 \text{ (kg)}$.

+ Với nắp buồng bốc:

$$D_{tr} = 1600 \text{ mm}; S = 6 \text{ mm ta được } m_2 = 137 \text{ (kg)}.$$

Do khối lượng ở bảng tra tính với thép cacbon, với thép không gỉ cần nhân thêm hệ số 1,01 nên $m_1 = 137 \cdot 1,01 = 138,37 \text{ (kg)}$.

(*) Khối lượng thân buồng đốt

Khối lượng thân buồng đốt được xác định theo công thức $m = \rho V$

Với

$$V = H \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D_n^2 - D_{tr}^2), m^3$$

Trong đó

- D_{tr} : đường kính trong buồng đốt, $D_{tr} = 1,4 \text{ m}$
- D_n : đường kính ngoài của buồng đốt, $D_n = D_{tr} + 2.S = 1,4 + 2.5/1000 = 1,41 \text{ m}$
- H : chiều cao buồng đốt, $H = 3 \text{ m}$

Thay số ta tính được V

$$V = 3. \frac{3,14}{4} \cdot (1,41^2 - 1,4^2) = 0,0662 \text{ (kg)}$$

Tra bảng XII.7 [2-313] được khối lượng riêng của thép không gỉ X18H10T $\rho = 7900 \text{ (kg/m}^3\text{)}$

Suy ra khối lượng thân buồng đốt $m_3 = 522,98 \text{ (kg)}$.

(*) Khối lượng thân buồng bốc

Khối lượng thân buồng bốc tương tự như buồng đốt.

Với

- D_{tr} : đường kính trong buồng đốt, $D_{tr} = 1,6 \text{ m}$
- D_n : đường kính ngoài của buồng đốt, $D_n = D_{tr} + 2.S = 1,6 + 2.5/1000 = 1,61 \text{ m}$
- H : chiều cao buồng đốt, $H = 2,7 \text{ m}$

Thay số ta tính được V

$$V = 2,7. \frac{3,14}{4} \cdot (1,61^2 - 1,6^2) = 0,068 \text{ (kg)}$$

Suy ra khối lượng thân buồng đốt $m_4 = 537,2 \text{ (kg)}$.

(*) Khối lượng bích ghép nắp và thân buồng bốc

Khối lượng bích ghép nắp và thân buồng bốc được xác định theo công thức

$$V = h. \frac{\pi}{4} \cdot (D^2 - D_0^2 - z. d_b^2), m^3$$

Các thông số tương ứng như trong bảng tra. Thay số ta có

$$V = 0,035. \frac{3,14}{4} \cdot (1,75^2 - 1,613^2 - 32. 0.024^2) = 0,0122 \text{ (m}^3\text{)}$$

Suy ra khối lượng bích ghép nắp và thân buồng bốc $m_5 = 96,38 \text{ (kg)}$.

(*) Khối lượng bích ghép đáy và thân buồng đốt

Tương tự như bích ghép nắp và thân buồng bốc. Ta có

$$V = 0,035. \frac{3,14}{4} \cdot (1,55^2 - 1,413^2 - 40. 0.024^2) = 0,0105 \text{ (m}^3\text{)}$$

Suy ra khối lượng bích ghép nắp và thân buồng bốc $m_6 = 82,95$ (kg).

(*) Khối lượng 2 lưới đỡ ống (2 vỉ ống)

Thể tích của lưới đỡ ống được tính theo công thức

$$V = S \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D^2 - n \cdot d_n^2), m^3$$

Trong đó:

- S: chiều dày lưới ống, $S = 0,013$ m
- D: đường kính trong buồng đốt, $D = 1,4$ m
- n: số ống truyền nhiệt, $n = 517 - 61 + 10 = 466$ ống
- d_n : đường kính ngoài ống truyền nhiệt, $d_n = 0,038$ m

Thay số ta được

$$V = 0,013 \cdot \frac{3,14}{4} \cdot (1,4^2 - 466 \cdot 0,038^2) = 0,0131 (m^3)$$

Suy ra khối lượng của 2 lưới đỡ ống là $m_7 = 206,98$ (kg).

(*) Khối lượng của các ống truyền nhiệt

Thể tích của các ống truyền nhiệt được tính theo

$$V = H \cdot \frac{\pi}{4} \cdot n(d_n^2 - d_{tr}^2)$$

Trong đó:

- d_{tr} : đường kính trong ống truyền nhiệt, $d_{tr} = 0,034$ m
- n: số ống truyền nhiệt, $n = 517 - 61 + 10 = 466$ ống
- d_n : đường kính ngoài ống truyền nhiệt, $d_n = 0,038$ m
- H: chiều cao ống truyền nhiệt, $H = 3$ m

Thay số ta được

$$V = 3 \cdot \frac{3,14}{4} \cdot 466(0,038^2 - 0,034^2) = 0,3161 (m^3)$$

Suy ra khối lượng của các ống truyền nhiệt là $m_8 = 206,98$ (kg).

(*) Khối lượng của ống trung tâm

Tương tự như tính với ống truyền nhiệt

$$V = 3 \cdot \frac{3,14}{4} \cdot (0,426^2 - 0,418^2) = 0,0159 (m^3)$$

Suy ra khối lượng của ống trung tâm là $m_9 = 125,61$ (kg).

(*) Khối lượng của phần nón cắt

Thể tích của phần nón cắt được tính theo công thức

$$V = h \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D_n^2 - D_{tr}^2)$$

Trong đó:

- h: chiều cao phần nón cụt, $h = 0,3 \text{ m}$
- D_{tr} : đường kính trong phần nón cụt

$$D_{tr} = \left(\frac{D_{tr}^{bd} + D_{tr}^{bb}}{2} \right) = 1,5 \text{ m}$$

- D_n : đường kính ngoài phần nón cụt

$$D_n = \left(\frac{D_n^{bd} + D_n^{bb}}{2} \right) = 1,51 \text{ m}$$

Thay số ta được

$$V = 0,3 \cdot \frac{3,14}{4} \cdot (1,51^2 - 1,5^2) = 0,0071 \text{ (m}^3\text{)}$$

Suy ra khối lượng của phần nón cụt là $m_{10} = 56,09 \text{ (kg)}$.

Vậy tổng khối lượng nổi khi chưa tính bu lông, đai ốc là

$$\begin{aligned} G_{nk} &= g \cdot \sum m_i \\ &= 9,81 \cdot (107,06 + 138,37 + 522,98 + 537,2 + 96,38 + 82,95 \\ &\quad + 206,98 + 2497,19 + 125,61 + 56,09) = 9,81 \cdot 4125,38 \\ &= 40469,9778 \text{ (N)} \end{aligned}$$

5.3.2.2. Tính G_{nd}

Thể tích không gian nổi

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{trbb}^2 \cdot h_b + D_{trbd}^2 \cdot h_d + D_{trnc}^2 \cdot h_{nc}), \text{ m}^3$$

Trong đó:

- h_b : chiều cao buồng bốc, $h_b = 2,7 \text{ m}$
- h_d : chiều cao buồng đốt, $h_d = 3 \text{ m}$
- h_{nc} : chiều cao nón cụt, $h_{nc} = 0,3 \text{ m}$
- D_{trbb} : đường kính trong buồng bốc, $D_{trbb} = 1,6 \text{ m}$
- D_{trbd} : đường kính trong buồng đốt, $D_{trbd} = 1,4 \text{ m}$
- D_{trnc} : đường kính trong trung bình hình nón cụt, $D_{trnc} = 1,5 \text{ m}$

Thay số vào công thức ta có

$$V = \frac{3,14}{4} \cdot (1,6^2 \cdot 2,7 + 1,4^2 \cdot 3 + 1,5^2 \cdot 0,3) = 5,7559 \text{ (m}^3\text{)}$$

Khối lượng nước chứa đầy trong nồi là

$$G_{nd} = g \cdot \rho \cdot V, \quad N$$

Chọn khối lượng riêng của nước ở áp suất thường là 1000 (kg/m³)

Suy ra

$$G_{nd} = 9,81 \cdot 1000 \cdot 5,7559 = 56465,379 \text{ (N)}$$

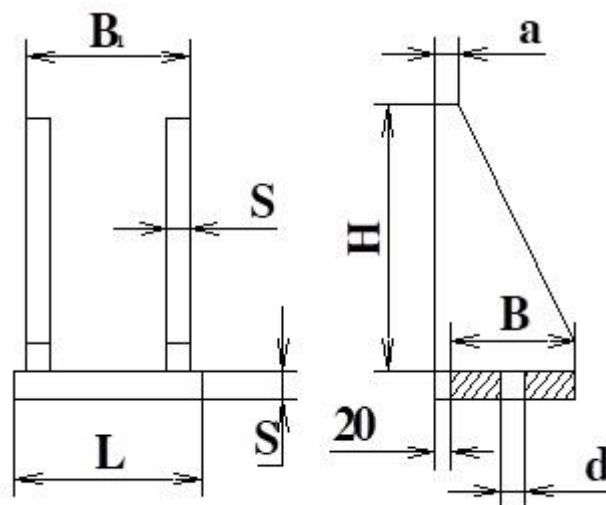
$$\Leftrightarrow G_{tl} = 40469,9778 + 56465,379 = 96935,3568 \text{ (N)}$$

Ta chọn số tai treo là 4, khi đó tải trọng một tai treo phải chịu là

$$G = \frac{G_{tl}}{4} = 24233,8392 \text{ (N)}$$

Quy chuẩn theo bảng XIII.36 [2-438] tai treo cho thiết bị đúng ta có $G = 2,5 \cdot 10^4 \text{ N}$

Tải trọng cho phép trên 1 tai treo, $G \cdot 10^{-4} \text{ (N)}$	Bề mặt đỡ $F \cdot 10^{-4}, \text{ m}^2$	Tải trọng cho phép lên bề mặt đỡ $q \cdot 10^{-6}, \text{ N/m}^2$	L	B	B1	H	S	l	a	d	Khối lượng 1 tai treo, kg
2,5	173	1,45	150	120	130	215	8	60	20	23	3,48



5.3.3. Chọn kính quan sát

Ở thiết bị cô đặc ta cần quan sát sự sôi của dung dịch do vậy ta đặt kính quan sát tại buồng bốc, áp suất làm việc nhỏ hơn $0,25 \cdot 10^6 \text{ N/m}^2$ vật liệu là thủy tinh dày 15 mm, đường kính $\varnothing 200$.

Tra bảng XIII.26 [2-411] chọn bích lắp đặt và số bu lông

P.10 ⁶ (N/m ²)	D _{tr} (mm)	Kích thước nổi						Kiểu bích l h (mm)
		D (mm)	D _b (mm)	D ₁ (mm)	D _o (mm)	Bu Lông		
						d _b (mm)	z (cái)	
0,25	200	290	255	232	219	M16	8	16

Tài liệu tham khảo

1. Nhiều tác giả, Sổ tay quá trình và thiết bị trong công nghệ hóa chất tập 1
2. Nhiều tác giả, Sổ tay quá trình và thiết bị trong công nghệ hóa chất tập 2
3. Phạm Xuân Toàn, Các quá trình và thiết bị trong công nghệ hóa chất và thực phẩm tập 3

Kết luận

Qua quá trình tính toán, và thực hiện đồ án em rút ra được một số nhận xét:

- Việc thiết kế tính toán dây chuyền công nghệ là một công việc tương đối phức tạp đòi hỏi nhiều công sức và thời gian, biết vận dụng tốt các kiến thức đã học và tìm hiểu ở tài liệu tham khảo.
- Nhiều kết quả còn lấy tương đối, chưa thực sự chính xác.
- Em đã biết các sử dụng tài liệu tham khảo: như tìm đọc, tra cứu,...
- Làm đồ án đã giúp em nâng cao khả năng tính toán và trình bày theo phong cách khoa học.

Em xin cảm ơn giáo viên hướng dẫn PGS.TS Nguyễn Minh Tân cùng các thầy cô trong bộ môn đã giúp em hoàn thành đồ án này. Tuy nhiên trong phạm vi khuôn khổ đồ án, dù đã rất cố gắng nhưng không thể tránh được những sai sót. Em kính mong sự góp ý chỉ dẫn của các thầy cô.

Em xin chân thành cảm ơn!