



**INSTITUTO DE QUÍMICA
ENGENHARIA QUÍMICA**

ALEXANDRE ALCÂNTARA DE OLIVEIRA – 16/0069327

PROJETO DE COLUNA DE DESTILAÇÃO FRACIONADA

BRASÍLIA

2020

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	4
LISTA DE TABELAS	4
1. INTRODUÇÃO	6
2. AVALIAÇÃO ECONÔMICA PRELIMINAR	6
2.1. BOMBA CENTRÍFUGA	7
2.2. VAPORIZADOR	7
2.3. CONDENSADOR	8
2.4. REFERVEDOR	8
2.5. TORRE DE DESTILAÇÃO.....	8
2.6. PULMÃO DA TORRE	9
2.7. CUSTOS ESTIMADOS	10
3. ESPECIFICAÇÕES DE PROJETO.....	10
4. DESCRIÇÃO DE PROJETO.....	11
5. DESENHO DE EQUIPAMENTOS.....	12
5.1. COLUNA DE DESTILAÇÃO	13
5.1.1. CÁLCULO DO NÚMERO DE ESTÁGIOS	13
5.1.2. DIMENSIONAMENTO.....	14
5.2. VASO PULMÃO DE REFLUXO.....	17
5.2.1. DIMENSIONAMENTO.....	17
5.3. TROCADORES DE CALOR.....	18
5.3.1. CONDENSADOR	18
5.3.1.1. DIMENSIONAMENTO	18
5.3.2. REFERVEDOR	19
5.3.2.1. DIMENSIONAMENTO	20
5.4. BOMBA CENTRÍFUGA	20
5.4.1. DIMENSIONAMENTO.....	20

6.	CUSTOS DE PROJETO	22
6.1.	CUSTOS DA TORRE DE DESTILAÇÃO	22
6.2.	CUSTOS DO VASO PULMÃO DE REFLUXO	23
6.3.	CUSTOS DOS TROCADORES DE CALOR	23
6.4.	CUSTOS DA BOMBA CENTRÍFUGA	24
6.5.	CUSTOS OPERACIONAIS	24
6.6.	CUSTOS TOTAIS.....	25
7.	PROJETO DE SISTEMAS DE TROCADOR DE CALOR.....	26
8.	PROJETO DE SISTEMAS DE IMPULSÃO MECÂNICA	27
9.	PROJETO DE I&C	30
10.	CONCLUSÃO.....	34
11.	REFERÊNCIAS	35
	APÊNDICE	36
	A.1.ESPECIFICAÇÃO DE CORRENTES.....	36
	A.2.ESPECIFICAÇÃO DE CORRENTES.....	37
	A.3.ESPECIFICAÇÃO DE CORRENTES.....	38
	B.1. ESPECIFICAÇÃO DE VASO VERTICAL.....	39
	C.1. ESPECIFICAÇÃO DE VASO HORIZONTAL.....	415
	D.1. ESPECIFICAÇÃO DE PRATOS.....	43

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Representação da torre de destilação e correntes empregadas no processo.....	12
Figura 2. Esquema de sistema de bombeamento de refluxo.....	29
Figura 3. Identificação das correntes de processo	30
Figura 4. Localização e identificação dos instrumentos no diagrama.....	31
Figura 5. Localização e identificações dos sistemas de controle	31

LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Custos estimados para os equipamentos do projeto.	10
Tabela 2. Composições características do destilado.....	11
Tabela 3. Vazões molares de alimento, destilado e resíduo.	11
Tabela 4. Valores de teta (q) e razão mínima de refluxo (R_m).	13
Tabela 5. Número de andares da torre necessários para satisfazer a separação para diferentes taxas de refluxo R	14
Tabela 6. Valores para vazão molar de líquido, vapor e vazão volumétrica de vapor para diferentes taxas de refluxo.	15
Tabela 7. Valores para seção transversal e diâmetro.....	15
Tabela 8. Valores para vazão molar, volumétrica, volume e alturas da coluna.	16
Tabela 9. Valores de espessura e peso da coluna.	17
Tabela 10. Valores de vazão, volume e diâmetro para vaso pulmão.....	17
Tabela 11. Valores de espessura, comprimento e peso da carcaça.....	18
Tabela 12. Dados de calor latente e calor de vaporização.....	18
Tabela 13. Dados para cálculo condensador de topo.....	19
Tabela 14. Cargas térmicas e áreas para o condensador.....	19
Tabela 15. Dados do refeedor	20
Tabela 16. Cargas térmicas e áreas para o refeedor	20

Tabela 17. Pressões de aspiração e impulsão da bomba.....	20
Tabela 18. Potência absorvida, Potência hidráulica e Potência real.....	21
Tabela 19. Valores para custos da torre de destilação.....	22
Tabela 20. Custo imobilizado total da coluna.....	22
Tabela 21. Custos do vaso pulmão de refluxo.....	23
Tabela 22. Custos do condensador.....	23
Tabela 23. Custos do refeedor.....	23
Tabela 24. Custos para construção da bomba.....	24
Tabela 25. Custos elétricos anuais para bomba.....	24
Tabela 26. Custos de água para condensador.....	25
Tabela 27. Custos de vapor para refeedor.....	25
Tabela 28. Custos totais para operação.....	25
Tabela 29. Especificações do trocador de calor.....	26
Tabela 30. Especificações de laços de controle.....	32
Tabela 31. Especificações de válvulas de controle.....	32
Tabela 32. Especificações de válvulas de controle.....	33
Tabela 33. Especificações de válvulas de controle.....	33
Tabela 34. Especificações de válvulas de controle.....	33

1. INTRODUÇÃO

Há uma demanda por engenheiros químicos em muitos setores da indústria, incluindo as indústrias de processo tradicionais: produtos químicos, polímeros, combustíveis, alimentos, produtos farmacêuticos e papel, bem como outros setores, como materiais e dispositivos eletrônicos, produtos de consumo, mineração e metais extração, implantes biomédicos e geração de energia. (TOWLER; SINNOTT, 2012)

A destilação é uma operação unitária utilizada em muitas dessas indústrias, pois é um processo de grande importância e usos variados que possui o objetivo de separar dois componentes baseado na diferença dos pontos de ebulição dos mesmos individualmente em uma mistura. As primeiras aplicações utilizando vaporização bruta e equipamentos de condensação destinaram-se a concentração do teor alcoólico de bebidas. A primeira destilação contínua em coluna vertical foi desenvolvida por Cellier-Blumenthal na França em 1813 (Kister, 1992).

O fracionamento do petróleo, a obtenção de álcoois e a extração de essências são alguns exemplos de processos em que a destilação é empregada na indústria. Além disso, a destilação é um dos principais métodos de purificação de substâncias utilizados em laboratório (Beltran, 1996).

A destilação baseia-se no fato de que durante a vaporização parcial de uma mistura (aquecendo-a até à ebulição), produz-se um vapor mais rico nos componentes de menor ponto de ebulição do que a mistura inicial (alimentação), enquanto o líquido, que em cada instante ainda se mantém no recipiente, torna-se cada vez mais rico nos componentes menos voláteis, de maior ponto de ebulição (mais rico nesses componentes do que a alimentação inicial e do que o vapor que está a ser produzido na mesma altura).

2. AVALIAÇÃO ECONÔMICA PRELIMINAR

Os custos são o coração de qualquer projeto por serem um conjunto de documentos que estabelecem a viabilidade técnica e econômica de um dado empreendimento. A viabilidade técnica mostra que o produto desejado poderá ser gerado na quantidade e qualidade esperada, a partir de uma matéria-prima determinada. Por outra via, a análise

econômica, por sua vez, indica qual o tamanho do capital a ser investido, para que o empreendimento transforme-se de um conceito a um constructo e opere da maneira desejado (Rase, H. F. e Barrow -1957).

A construção da planta engloba desde obras civis até a montagem e instalação de equipamentos e instalações elétricas. Finalizada toda a sua estruturação, é assegurar que todos os sistemas e componentes da instalação industrial projetada estejam instalados, testados, operados e mantidos de acordo com os requisitos operacionais do cliente. (Noble, P. J. – 2009).

Os cálculos e equações seguintes foram baseadas no livro Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design no qual foi possível estimar o custo de alguns equipamentos específicos para o projeto. Taís equipamentos estão listados abaixo com os índices (2).

2.1. BOMBA CENTRÍFUGA

Pumps and drivers – Explosion proof motor

Potência = 2,507 KW

Vazão = 57,53 m³/h ↔ 15,98 L/s

$$\bullet \text{Custo} = \alpha + \beta \cdot S_n$$

Para a vazão de 15,98 L/s (Single stage centrifugal)

$$\bullet \text{Custo} = 6900 + 206 \cdot (15,98)^{0,9}$$

Custo = \$ 9.395,09

Para a potência de 2,507 KW (electric motor)

$$\bullet \text{Custo} = -950 + 1770 \cdot (2,507)^{0,6}$$

Custo = \$ 2.122,31

2.2. VAPORIZADOR

Evaporators – Vertical tube

$$q = 3,958 \text{ MKcal/h } U = 1.000,00 \text{ Kcalh.m}^2 \text{ T}_1 = 25^\circ\text{C } \text{T}_2 = 112,5^\circ\text{C}$$

$$q=U.A.(T_2-T_1) \quad 3,958 \quad .106Kcalh=1.000,00Kcalh.m^2.A.(112,5^\circ C-25^\circ C)$$

$$A=45,23 \text{ m}^2$$

- $Custo=\alpha+\beta \cdot Sn$
- $Custo=280+30.500,00 \cdot (45,23)0,55$

$$Custo = \$ 248.470,10$$

2.3. CONDENSADOR

U-tube shell and tube

$$q=7,209MKcal/h \quad U=700 \text{ Kcalh.m}^2 \quad T_1=45^\circ C \quad T_2=28^\circ C$$

$$q=U.A.(T_2-T_1) \quad 7,209 \quad .106Kcalh=700Kcalh.m^2.A.(28^\circ C-45^\circ C) \quad A=605,80 \text{ m}^2$$

- $Custo=\alpha+\beta \cdot Sn$
- $Custo=24.000,00+46 \cdot (605,80)0,55$

$$Custo = \$ 124.358,22$$

2.4. REFERVEDOR

U-tube kettle reboiler

$$q=5,146MKcal/h \quad U=1.000,00 \text{ Kcalh.m}^2 \quad T_1=133,6^\circ C \quad T_2=160^\circ C$$

$$q=U.A.(T_2-T_1) \quad 5,146 \quad .106Kcalh=1.000,00Kcalh.m^2.A.(160 \quad ^\circ C-133,6^\circ C)$$

$$A=194,924 \text{ m}^2$$

- $Custo=\alpha+\beta \cdot Sn$
- $Custo=25.000,00+340 \cdot (194,924)0,9$

$$Custo = \$ 64.116,29$$

2.5. TORRE DE DESTILAÇÃO

Vertical cs

$$Pi=3,5Kgcm^2 \quad Di=2,9 \text{ m} \quad S=12900 \text{ psi} \quad E=0,85$$

- Espessura

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE} - 1,2 P_i$$

$$t = \frac{3,5 \text{ Kgcm}^2 \cdot 290 \text{ cm}}{2 \cdot 906,96 \text{ Kgcm}^2 \cdot 0,85} - 1,2 \cdot 3,5 \text{ Kgcm}^2$$

$$t = 0,660 \text{ cm} + 0,3 \text{ cm} = 0,96 \text{ cm}$$

- Fórmula com maior valor de espessura

- Peso do vaso

$$CW = 1,15 \quad Hv = 15,5 \text{ m} \quad Dm = 2,9 \text{ m} \quad t = 0,96 \text{ cm}$$

$$Wv = 240 \cdot CW Dm \cdot (Hv + 0,8 Dm) \cdot t$$

$$Wv = 240 \cdot 1,15 \cdot 2,9 \text{ m} \cdot (15,5 \text{ m} + 0,8 \cdot 2,9 \text{ m}) \cdot 9,6 \text{ mm} \quad Wv = 136.926,00 \text{ N}$$

$$mv = 13.957,80 \text{ kg}$$

- $Custo = \alpha + \beta \cdot Sn$

- $Custo = 10.000 + 29 \cdot (13.957,80) \cdot 0,85$

$$Custo = \$ 106.714,68$$

2.6. PULMÃO DA TORRE

Vertical cs

$$P_i = 3,5 \text{ Kgcm}^2 \quad D_i = 2,1 \text{ m} \quad S = 12900 \text{ psi} \quad E = 0,85$$

- Espessura

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE} - 1,2 P_i \quad t = \frac{3,5 \text{ Kgcm}^2 \cdot 210 \text{ cm}}{2 \cdot 906,96 \text{ Kgcm}^2 \cdot 0,85} - 1,2 \cdot 3,5 \text{ Kgcm}^2$$

$$t = 0,478 \text{ cm} + 0,3 \text{ cm} = 0,778 \text{ cm}$$

-Fórmula com maior valor de espessura

- Peso do vaso

$$CW = 1,08 \quad Hv = 10,5 \text{ m} \quad Dm = 2,1 \text{ m}$$

$$t = 0,778 \text{ cm}$$

$$Wv = 240 \cdot CW Dm \cdot (Hv + 0,8 Dm) \cdot t$$

$$Wv = 240 \cdot 1,08 \cdot 2,1 \text{ m} \cdot (10,5 \text{ m} + 0,8 \cdot 2,1 \text{ m}) \cdot 7,78 \text{ mm} \quad Wv = 51.579,98 \text{ N}$$

$$mv = 5.257,89 \text{ kg}$$

- $Custo = \alpha + \beta \cdot Sn$

- $Custo = 10.000 + 29 \cdot (5.257,89) \cdot 0,85$

- Custo = \$ 52.178,17

2.7. CUSTOS ESTIMADOS

Tabela 1. Custos estimados para os equipamentos do projeto.

Equipamentos	Custos estimados
Bomba centrífuga	\$ 11.517,40
Vaporizador	\$ 248.470,10
Condensador	\$ 124.358,22
Refervedor (Reboiler)	\$ 64.116,29
Torre de destilação	\$ 147.973,73
Pulmão da Torre	\$ 52.178,17
Total	\$ 648.613,91

- Custo dos materiais

60 - 70% dos equipamentos: \$384.073,242

E+M= 1.024.195,312

- Engenharia de detalhes

20% de equipamentos de materiais: \$204.839,06

- Construção

60% de equipamentos + materiais: \$614.517,18

- Supervisão da construção

10% de equipamentos +materiais: \$ 102.41

3. ESPECIFICAÇÕES DE PROJETO

O projeto atual consiste em uma torre de destilação onde haverá o fracionamento de uma mistura formada por n-hexano, n-heptano e n-octano. Foram realizadas análises quanto a 4 taxas de refluxo que serão de 20, 40, 60 e 100% acima da taxa de refluxo mínima. Estima-se que a planta irá operar 8000 horas anuais durante 15 anos.

A mistura do destilado contém as seguintes composições descritas na tabela 2.

Tabela 2. Composições características do destilado

Componente	Alimento		Destilado		Resíduo		Volatilidade relativa
	A / kmol h ⁻¹	xiA	D / kmol h ⁻¹	xiD	R / kmol h ⁻¹	xiR	
Hexano	40	0,40	40	0,534	0	0	2,7
Heptano	35	0,35	34	0,453	1	0,04	2,22
Octano	25	0,25	1	0,013	24	0,96	1,00

Tabela 3. Vazões molares de alimento, destilado e resíduo.

Corrente	Vazão molar (kmol h ⁻¹)
Alimento	100
Destilado	75
Resíduo	25

As especificações das correntes se encontram nos apêndices A.1., A.2. e A.3.

4. DESCRIÇÃO DE PROJETO

A coluna de destilação é constituída por um recipiente cilíndrico dentro do qual se encontra uma série de pratos internos entre os quais circulam vapor e líquido em contracorrente. No topo da coluna existe um condensador que arrefece e condensa o vapor proveniente da coluna, sendo parte do condensado, designado por refluxo, reenviado para o prato superior. Denomina-se por razão de refluxo a razão entre o caudal da corrente reenviada a corrente deixa a coluna, chamada de destilado. Na base da coluna, encontra-se um refeedor que vaporiza parte da corrente de líquido da base, para o prato inferior, onde entra sob a forma de vapor. A corrente retirada na base da coluna é chamada de resíduo.

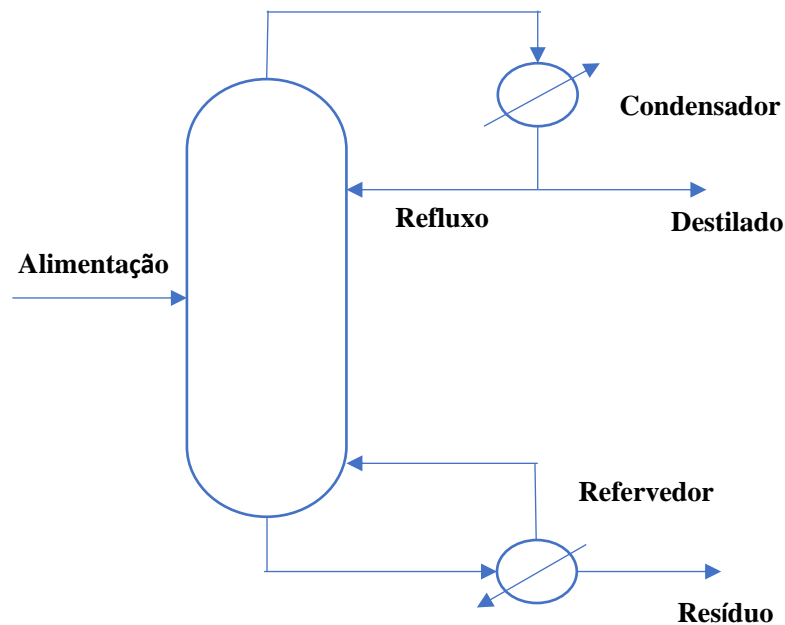


Figura 1. Representação da torre de destilação e correntes empregadas no processo.

Na torre de destilação, ocorre a entrada de uma corrente de mistura e uma corrente de vapor que, dentro da torre, entrarão em contato entre si, fazendo com que a temperatura da mistura aumente, o que promove a transferência de massa do componente mais volátil da mistura para a forma de vapor. Sendo assim, no topo da torre sairá a corrente de vapor rico com o componente mais volátil (n-hexano), e no inferior da torre sairá o líquido, rico em componente menos volátil (n-octano).

O contato no interior da coluna é promovido através dos pratos, dispostos em unidades ao longo da coluna. A cada passagem pelos estágios, as composições da corrente de líquido e de vapor se alteram até que se estabeleça o ponto de equilíbrio, denominado estágio de equilíbrio.

5. DESENHO DE EQUIPAMENTOS

5.1. COLUNA DE DESTILAÇÃO

Inicialmente, foi realizado o cálculo da taxa de refluxo mínima a partir das equações 1 e 2.

$$\frac{\alpha_{cl} x_{cla}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cp} x_{cpd}}{\alpha_{cp} - \theta} + \dots + \frac{\alpha_i x_{ia}}{\alpha_i - \theta} + \dots = 1 - q \text{ (equação 1)}$$

$$\frac{\alpha_{cl} x_{clD}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cp} x_{cpD}}{\alpha_{cp} - \theta} + \dots + \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta} + \dots = R_m + 1 \text{ (equação 2)}$$

Sendo:

a_{cl} : volatilidade relativa do componente chave leve referido ao próprio componente chave pesado;

a_{cp} : volatilidade relativa do componente chave pesado referido ao componente chave pesado ($= 1$);

a_i : volatilidade relativa do componente i referido ao componente chave pesado.

x_{cla} , x_{cpa} , x_{ia} : composição do componente chave leve, chave pesado e i no alimento, respectivamente;

x_{clD} , x_{cpD} , x_{iD} : composição do componente chave leve, chave pesado e i no destilado, respectivamente.

q : razão entre o calor requerido para vaporizar 1 mol de alimento com o calor latente de vaporização deste

q : raiz da equação 1, entre a_{cl} e a_{cp}

R_m : taxa de refluxo mínima.

A partir das equações 1 e 2, foram encontrados os valores descritos na tabela 4.

Tabela 4. Valores de teta (q) e razão mínima de refluxo (R_m).

Teta (q)	Razão mínima de refluxo (R_m)
1, 17250	0,8286
2,42620	-0,6203

Assim, neste projeto utilizou-se a razão mínima de refluxo de 0,8286.

5.1.1. CÁLCULO DO NÚMERO DE ESTÁGIOS

Primeiramente, é necessário o cálculo de número de pratos mínimos e conseqüentemente, o número de estágios da coluna. Fenske propôs uma equação aproximada que permite estimar o número mínimo de pratos em função das composições do componente chave leve e chave pesado no destilado e no resíduo. A equação para estimar o número mínimo de pratos é dada por:

$$N_{\min} + 1 = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{cl}}{x_{cp}} \right)_D \left(\frac{x_{cp}}{x_{cl}} \right)_R \right]}{\log(\alpha_{cl,cp})_{\text{médio}}} \quad (\text{equação 3})$$

Com esta equação conseguimos estimar o número aproximado de estágios com ajuda da correlação empírica de Gilliland, cuja equação numérica é:

$$Y = 1 - \exp \left(\frac{1+54,4x}{11+117,2x} \frac{x-1}{\sqrt{x}} \right) \quad (\text{equação 4})$$

$$x = \frac{L/D - L/D_m}{L/D - 1} \quad (\text{equação 5})$$

$$N = \frac{N_{\min} + Y}{1 - Y} \quad (\text{equação 6})$$

O parâmetro Y permite estimar o número aproximado de andares da torre de acordo com a equação 6.

Tabela 5. Número de andares da torre necessários para satisfazer a separação para diferentes taxas de refluxo R.

Taxa de refluxo	Número de andares da torre
1,2 (R _{mínimo})	21,007
1,4 (R _{mínimo})	17,947
1,6 (R _{mínimo})	16,122
2,0 (R _{mínimo})	14,033

Quanto maior o refluxo, menor é a quantidade de estágios, o que torna os custos iniciais do projeto mais barato, porém acarreta no aumento das cargas térmicas do refeedor e do condensador.

5.1.2. DIMENSIONAMENTO

Para o dimensionamento da coluna, é necessário estimar a vazão volumétrica de vapor que circula pela torre. Nesse caso, utilizou-se uma densidade molar de mistura de 0,0349 kmol/m³.

A partir do balanço molar da seção de enriquecimento, têm-se:

$Vapor = líquido + destilado$ (equação 7)

Sabendo que:

$Líquido = razão\ de\ refluxo \times destilado$ (equação 8)

Tabela 6. Valores para vazão molar de líquido, vapor e vazão volumétrica de vapor para diferentes taxas de refluxo.

Taxas de refluxo	Vazão molar de líquido (kmol/h)	Vazão molar de vapor (kmol/h)	Vazão volumétrica de vapor (m ³ /h)
1,2 (R _{mínimo})	74,57	149,57	4285,78
1,4 (R _{mínimo})	87,00	162,00	4641,91
1,6 (R _{mínimo})	99,43	174,43	4998,05
2,0 (R _{mínimo})	124,29	199,29	5710,31

Para estimar o diâmetro da torre, foi calculou-se a velocidade mínima a partir da equação de York, apresentada a seguir. Para tal cálculo, considerou-se os valores das densidades mássicas das fases vapor e líquida de 3,242 kg/m³ e 616,1 kg/m³, respectivamente.

$$v_{lim} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \text{ (equação 9)}$$

A partir desse cálculo, e assumindo um valor de 0,23 m/s para a constante k, encontrou-se um valor corresponde de 0,963 m/s para velocidade limite. Assim, foi possível calcular a área de seção transversal e diâmetro da torre, considerando-a um cilindro.

$$A = \frac{\text{vazão vol.de vapor}}{\text{velocidade mín.}} \text{ (equação 10)}$$

$$A = \frac{\pi}{4} D^2 \text{ (equação 11)}$$

Tabela 7. Valores para seção transversal e diâmetro

Taxa de refluxo	Seção transversal (m ²)	Diâmetro (m)
1,2 (R _{mínimo})	1,235	1,504
1,4 (R _{mínimo})	1,337	1,566
1,6 (R _{mínimo})	1,440	1,625

2,0 (R _{mínimo})	1,645	1,737
----------------------------	-------	-------

Para estimar a altura, considerou-se 0,4572 m de separação entre os pratos em função de se tratar de um serviço considerado limpo. Também foi considerado 910 mm de espaçamento no topo, 910 mm de espaçamento na alimentação, 910 mm de espaçamento no reboiler e por fim, calculou-se a altura H proporcional ao tempo de retenção de 10 minutos.

Para cálculo da altura da torre, utilizou-se novamente equações referentes a um cilindro. Considerando ainda que o líquido que circula pela torre corresponde a soma do líquido de refluxo ao líquido da corrente de alimentação. Sendo a densidade da corrente de resíduo de 5,375 kmol/m³.

Sabe-se que:

$$\text{Volume} = \text{vazão volumétrica} \times \text{tempo de retenção} \text{ (equação 12)}$$

Tabela 8. Valores para vazão molar, volumétrica, volume e alturas da coluna.

Taxa de refluxo	Vazão molar (kmol/h)	Vazão volumétrica (m ³ /h)	Volume (m ³)	Altura H (m)	Altura da torre (m)
1,2 (R _{mínimo})	174,574	32,791	5,413	3,043	15,378
1,4 (R _{mínimo})	187,003	34,791	5,798	3,260	14,195
1,6 (R _{mínimo})	199,432	37,103	6,183	3,476	13,577
2,0 (R _{mínimo})	224,290	41,728	6,954	3,910	13,056

Também foram calculadas as espessuras da torre e seu respectivo peso. Considerando que a espessura é dada por:

$$e = \frac{P_D \cdot D/2 \cdot 1000}{S_t \cdot E \cdot 0,6 P_D} \text{ (CA) (equação 13)}$$

Em que D é o diâmetro de operação, em metros; St é uma constante que varia com o material, que neste projeto é aço carbono, logo seu valor é 1055; E é uma

constante que vale 0,85; CA é o sobredimensionamento da espessura e para esta mistura, por não ser corrosiva, vale 3mm e PD é a pressão de desenho, de 3,5 kg/cm²g.

E o peso:

$$W = 24,6 D (H_{coluna} + 0,8D)(E + x) \text{ (equação 14)}$$

Sendo x o fator de complexidade, nesse caso corresponde a 4.

Tabela 9. Valores de espessura e peso da coluna.

Taxa de refluxo	Espessura (mm)	Peso (kg)
1,2 (R _{mínimo})	8,830	2017,732
1,4 (R _{mínimo})	9,190	2293,464
1,6 (R _{mínimo})	9,536	2585,035
2,0 (R _{mínimo})	10,193	3214,331

As especificações de vasos, torres e reatores se encontram no apêndice B.1.

ESPECIFICAÇÃO DE VASO VERTICAL

5.2. VASO PULMÃO DE REFLUXO

5.2.1. DIMENSIONAMENTO

Para o projeto do vaso pulmão do refluxo, foram consideradas as vazões volumétricas de líquido retiradas, formadas pelo refluxo e o destilado retirado da torre. O tempo de retenção considerado foi de 5 minutos e uma razão de refluxo de 5.

Conhecidos os valores de vazão volumétrica e molar e considerando um nível normal de 50% calculou-se o diâmetro do vaso pulmão a partir das equações a seguir:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V_{geométrico}}{\pi L}} \text{ (equação 15)}$$

$$\text{Volume útil} = \text{vazão vol.} \times \text{tempo de residência} \text{ (equação 16)}$$

$$V_{geométrico} = \frac{\text{volume útil}}{\text{nível normal}} \text{ (equação 17)}$$

Tabela 10. Valores de vazão, volume e diâmetro para vaso pulmão.

Taxa de refluxo	Vazão volumétrica (m ³ /h)	Volume útil (m ³)	Volume geométrico (m ³)	Diâmetro (m)
1,2 (R _{mínimo})	11,234	0,936	1,872	0,781
1,4 (R _{mínimo})	13,106	1,092	2,184	0,822
1,6 (R _{mínimo})	14,979	1,248	2,496	0,859
2,0 (R _{mínimo})	18,724	1,560	3,120	3,120

Ainda de acordo com as equações 13 e 14, calculou-se também a espessura. Nesse caso, o fator de complexidade corresponde a 2.

Tabela 11. Valores de espessura, comprimento e peso da carcaça.

Taxa de refluxo	Espessura (mm)	Comprimento (m)	Peso (kg)
1,2 (R _{mínimo})	4,733	3,906	586,393
1,4 (R _{mínimo})	4,825	4,112	658,683
1,6 (R _{mínimo})	4,908	4,299	728,773
2,0 (R _{mínimo})	5,055	4,631	863,705

As especificações de vaso pulmão se encontra no apêndice C.1.
ESPECIFICAÇÃO DE VASO HORIZONTAL

5.3. TROCADORES DE CALOR

5.3.1. CONDENSADOR

5.3.1.1. DIMENSIONAMENTO

Tabela 12. Dados de calor latente e calor de vaporização

	Calor latente de vaporização da mistura (kcal/kg)	Calor de vaporização (kcal/kgmol)
Topo	81,83	7602

Fundo	73,32	7847
-------	-------	------

No condensador, a temperatura de corrente do processo foi considerada constante com 79,66°C, enquanto a temperatura da corrente de refrigeração de água sofreu uma variação de 28°C a 45°C do início ao fim do processo.

Para os cálculos de taxa de calor e área desses equipamentos foram utilizadas as equações a seguir.

$$Q = \text{vazão molar da corrente} \times \text{calor de vaporização}$$

(equação 18)

$$Q = U \cdot A \cdot LMTD \text{ (equação 19)}$$

sendo LMTD a diferença de temperatura média logarítmica dada por:

$$LMTD = \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{\ln \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}} \text{ (equação 20)}$$

Assim, para o condensador de topo, obtemos os valores contidos nas tabelas 13 e 14.

Tabela 13. Dados para cálculo condensador de topo

T_{máx}	34,66 °C
T_{min}	51,66 °C
LMTD	42,569
Coef. Global de transferência de calor	500 W/m ² °C

Tabela 14. Cargas térmicas e áreas para o condensador

Taxa de refluxo	Q (kcal/h)	Área (m²)
1,2 (R _{mínimo})	1137061,548	62,090
1,4 (R _{mínimo})	1231546,806	67,249
1,6 (R _{mínimo})	1326032,064	72,409
2,0 (R _{mínimo})	1515002,58	82,728

5.3.2. REFERVEDOR

5.3.2.1. DIMENSIONAMENTO

No refeedor, a temperatura de corrente do processo foi considerada constante com 150,6 °C, enquanto a temperatura de condensação do vapor em processo era de 230°C.

A partir das equações (18), (19), (20) e dados da tabela 11, obteve-se os dados apresentados na tabela 14 e 15.

Tabela 15. Dados do refeedor

LMTD	79,4
Coef. Global de transferência de calor	750 W/m ² °C

Tabela 16. Cargas térmicas e áreas para o refeedor

Taxa de refluxo	Q (kcal/h)	Área (m²)
1,2 (R _{mínimo})	1369882	26,753
1,4 (R _{mínimo})	1467413	28,658
1,6 (R _{mínimo})	1564943	30,563
2,0 (R _{mínimo})	1760004	34,372

5.4. BOMBA CENTRÍFUGA

5.4.1. DIMENSIONAMENTO

A pressão na aspiração é calculada com base no recipiente de origem e as perdas de carga. O recipiente de origem impacta positivamente no cálculo com dados de pressão, altura e nível de líquido, enquanto as perdas de carga estão relacionadas a tubulação e instrumentação e fornecem valores negativos.

Considerando as perdas de carga igual a 0,07kg/cm², as fórmulas utilizadas para o cálculo são:

$$P_{\text{aspiração}} = P_{\text{vaso}} + \frac{\left(\frac{D_{\text{vaso}}}{2} + 3\right) 9,81 \rho_L}{98067} - 0,07 \text{ (equação 21)}$$

$$P_{\text{impulsão}} = P_{\text{coluna}} + \frac{(H_{\text{coluna}} + 3) 9,81 \rho_L}{98067} + 0,3 + 0,07 \text{ (equação 22)}$$

$$\Delta P = P_{\text{impulsão}} - P_{\text{aspiração}} \text{ (equação 23)}$$

Tabela 17. Pressões de aspiração e impulsão da bomba

Taxa de refluxo	P_{aspiração} (kg/cm²g)	P_{impulsão} (kg/cm²g)	ΔP (kg/cm²g)
1,2 (R _{mínimo})	1,24219	2,588	1,346
1,4 (R _{mínimo})	1,2434	2,515	1,272
1,6 (R _{mínimo})	1,2446	2,477	1,233
2,0 (R _{mínimo})	1,2466	2,445	1,19

Já a potência absorvida de uma bomba centrífuga é dada por:

$$W_{\text{absorvida}} = \frac{Q_{\text{projeto}} \cdot \Delta P}{27,4} \quad (\text{equação 24})$$

com Q_{projeto} igual a $1,2Q_{\text{líquido}}$.

Considerando uma eficiência hidráulica de 45%, tem-se:

$$W_{\text{hidraulica}} = 0,45 * W_{\text{absorvida}} \quad (\text{equação 25})$$

Para chegar à potência real consumida pela bomba, deve-se considerar também a potência elétrica, de maneira que, estabelecendo um valor de 90%, tem-se:

$$W_{\text{real consumida}} = 0,90 * W_{\text{hidraulica}} \quad (\text{equação 26})$$

Dessa maneira, os valores de potência de bomba são apresentados na tabela 18.

Tabela 18. Potência absorvida, Potência hidráulica e Potência real.

Taxa de refluxo	Potência absorvida (kW)	Potência hidráulica (kW)	Potência real (kW)
1,2 (R _{mínimo})	3,279	1,475	1,328
1,4 (R _{mínimo})	3,615	1,627	1,464
1,6 (R _{mínimo})	4,004	1,802	1,802
2,0 (R _{mínimo})	4,867	2,190	1,971

6. CUSTOS DE PROJETO

Segundo Towler e Sinnott (2012), o custo de um equipamento é dado através da seguinte fórmula:

$$C = a + bS^n \text{ (equação 25)}$$

sendo a e b constantes dadas por tabela e S uma variável de acordo com o equipamento a ser projetado.

6.1. CUSTOS DA TORRE DE DESTILAÇÃO

Para cálculo da carcaça da torre, considera-se o valor de a de 11600, b de 34 e n de 0,85, sendo o S correspondente ao peso da coluna em kg. Enquanto para cada prato, a assume o valor de 100, b de 120 e n de 2, enquanto S corresponde ao valor do diâmetro em metros.

Tabela 19. Valores para custos da torre de destilação

Ta xa Refluxo	de da (kg)	Massa da carcaça	Custo carcaça (\$)	Diâmet ro (m)	Custo pratos (\$)
1,2 (R _{mínimo})	32	2040,7	33720,	1,504	23750,
1,4 (R _{mínimo})	64	2293,4	36028,	1,566	20665,
1,6 (R _{mínimo})	35	2585,0	38644,	1,625	20677,
2,0 (R _{mínimo})	31	3214,3	44146,	1,737	20281,

Assim, o custo imobilizado total da coluna é calculado multiplicando a soma dos custos de fabricação da coluna e dos pratos por 4,74, dado que é uma operação com fluidos, conforme mostrado na equação (26):

$$Imobilizado = 4,74 (Custo_{pratos} + Custo_{coluna}) \text{ (equação 26)}$$

Tabela 20. Custo imobilizado total da coluna

Taxa de Refluxo	Custo imobilizado (\$)
1,2 (R _{mínimo})	272411,3
1,4 (R _{mínimo})	268727,3
1,6 (R _{mínimo})	281183,2
2,0 (R _{mínimo})	305387,3

6.2. CUSTOS DO VASO PULMÃO DE REFLUXO

Para cálculo de custos do vaso pulmão, a equação (25) foi utilizada novamente. Nesse caso, a constante a é de -2500, b de 200 e n de 0,6.

Tabela 21. Custos do vaso pulmão de refluxo

Taxa de Refluxo	de	Peso da coluna (kg)	Custo (\$)
1,2 (R _{mínimo})		586,393	6661,012
1,4 (R _{mínimo})		658,683	7322,818
1,6 (R _{mínimo})		728,773	7937,238
2,0 (R _{mínimo})		863,705	9057,115

6.3. CUSTOS DOS TROCADORES DE CALOR

Para cálculo de custos dos trocadores de calor, tanto de topo quanto de fundo, utilizou-se a equação (25) com os parâmetros a, b e n correspondentes a 2400, 46 e 1,2, respectivamente.

Tabela 22. Custos do condensador

Taxa de Refluxo	de	Área (m²)	Custo (\$)
1,2 (R _{mínimo})		62,090	30522,1
1,4 (R _{mínimo})		67,249	31177,7
1,6 (R _{mínimo})		72,409	31843,5
2,0 (R _{mínimo})		82,728	33203,3

Tabela 23. Custos do refeedor

Taxa de Refluxo	Área (m²)	Custo (\$)
1,2 (R _{mínimo})	26,753	26374,7
1,4 (R _{mínimo})	28,658	26579,0
1,6 (R _{mínimo})	30,563	26786,1
2,0 (R _{mínimo})	34,372	27720,8

6.4. CUSTOS DA BOMBA CENTRÍFUGA

A partir da equação (25), foram calculados os custos para uma bomba centrífuga, com os parâmetros a, b e n correspondentes a 3300, 48 e 1,2, respectivamente. Para o rotor associado a bomba, a assume o valor de 920, b de 600 e n de 0,7.

Todos os custos obtidos estão apresentados na Tabela 24.

Tabela 24. Custos para construção da bomba

Taxas de refluxo	Custo bomba (\$)	Custo rotor (\$)	Custo total (\$)
1,2 (R _{mínimo})	8150,080	1179,914	9329,995
1,4 (R _{mínimo})	8172,415	1305,593	9478,009
1,6 (R _{mínimo})	8194,433	1451,223	9645,656
2,0 (R _{mínimo})	8237,677	1762,914	10000,592

O custo elétrico da bomba foi calculado a partir da equação (27). Considerando a tarifa elétrica de 0,8kWh e 8000h/anuais.

$$Custo_{elétrico} = W_{real} \cdot tempo \text{ de operação} \cdot tarifa \text{ (equação 27)}$$

6.5. CUSTOS OPERACIONAIS

Quanto aos gastos anuais de operação tem-se os custos referentes a água utilizada no processo, tanto para vapor quanto para líquido, e aos custos de eletricidade gasta para a potência da bomba centrífuga, tem-se:

Tabela 25. Custos elétricos anuais para bomba

Taxas de refluxo	Custo_{elétrico} anual (\$)	Custo_{elétrico} (15 anos) (\$)
1,2 (R _{mínimo})	7339,7097	110095,65
1,4 (R _{mínimo})	8026,351	120395,26
1,6 (R _{mínimo})	8852,417	132786,30
2,0 (R _{mínimo})	10727,414	160911,20

Tabela 26. Custos de água para condensador

Taxas de refluxo	Custo_{água} anual (\$)	Custo_{água} (15 anos) (\$)
1,2 (R _{mínimo})	6,688597	878881,7
1,4 (R _{mínimo})	7,244393	951913,2
1,6 (R _{mínimo})	7,800189	1024945
2,0 (R _{mínimo})	8,91178	1171008

Tabela 27. Custos de vapor para refervedor

Taxas de refluxo	Custo_{elétrico}/horal (\$)	Custo_{elétrico} (15 anos) (\$)
1,2 (R _{mínimo})	30,7735	4043637
1,4 (R _{mínimo})	32,96445	4331529
1,6 (R _{mínimo})	35,15541	4619420
2,0 (R _{mínimo})	39,53732	5195203

6.6. CUSTOS TOTAIS

A partir dos cálculos feitos, foi possível estimar o custo de total para 15 anos de operação da planta, o custo material e também o investimento necessário. Sabendo que os custos obtidos anteriormente são referentes aos valores de 2010, com CEPCI index de 532.9. Para atualizar para valores equivalentes a 2018, utilizou CEPCI de 2018 de 568,82, de acordo com a equação 28.

$$C_{2018} = C_{2010} \times \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2010}} \text{ (equação 28)}$$

Tabela 28. Custos totais para operação

Taxas de refluxo	Material 2018 (\$)	Investimentos (\$)	Custos Totais (\$)
1,2 (R _{mínimo})	139145,3583	659548,9984	5692163,720
1,4 (R _{mínimo})	140098,0748	664064,8743	6067902,252
1,6 (R _{mínimo})	144669,4683	685733,2797	6330098,429
2,0 (R _{mínimo})	153595,8071	728044,1257	7255166,552

7. PROJETO DE SISTEMAS DE TROCADOR DE CALOR

A partir do projeto da torre de destilação, realizou-se o projeto do refeedor de fundo. Considerou-se que o projeto ótimo da torre se alcançou para um número pratos e uma taxa de refluxo.

Para o aquecimento do processo foi utilizado vapor de baixa pressão cuja temperatura de condensação é de 180°C a uma pressão de 10 bar.

Tabela 29. Especificações do trocador de calor

Disposição (horizontal/vertical)		Horizontal				
Circulação (forçada, termosifão...)		Forçada (há um sistema de bombeamento)				
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?	1				
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO / CASCO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO / TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	14170		Kg/h	11320		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	1		1	1	
Vazão de vapor/gás	0	0	Kg/h	11320		Kg/h
Vazão de líquido	14170			0	0	
Temperatura	148,6	180	°C	180	150,6	°C
Pressão	1,95	1,94	Kg/cm ² g	2	1,99	Kg/c m ² g
Perda de pressão permitida	0,1		Kg/cm ²	0,1		Kg/c m ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	1000		Kcal / h m ² °C	1000		Kcal / h m ² °C

Fator de deposição	0,00015	$\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C} / \text{kcal}$	0,00015	$\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C} / \text{kcal}$
Coefficiente global de transmissão de calor	434,78			$\text{Kcal} / \text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$
ΔT_{ml}	30,38			$^\circ\text{C}$
F_T	0,955			
Calor trocado	0,796			Gcal / h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	4			$\text{Kg} / \text{cm}^2 \text{ g}$
Temperatura de projeto	210			$^\circ\text{C}$
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR				
Área de troca de calor	60,26		m^2	
Diâmetro dos tubos	$\frac{3}{4}'' / 19,25$		polegadas / mm	
Comprimento dos tubos	20 / 6096		pés/mm	
Espessura dos tubos	16		BWG	
Espaçamento entre centro dos tubos	$15,16'' / 23,75$		pés/mm	
Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)	Triangular (p/ fluidos limpos)			
Diâmetro do casco	1,27 / 387,09		pés/mm	

8. PROJETO DE SISTEMAS DE IMPULSÃO MECÂNICA

As especificações da bomba de refluxo da torre de destilação encontram-se a seguir, bomba esta que foi apresentada anteriormente é utilizada para separar a mistura de n-C6, n-C7 e n-C8. O sistema é composto por uma torre que recebe a alimentação em formato de líquido em ponto de bolha e é introduzida em uma torre de fracionamento. Nela, pela parte inferior, extrai-se uma corrente enriquecida em n-octano, enquanto pelo topo, obtém-se um destilado líquido rico em n-hexano. Como parte do projeto, existe uma bomba centrífuga cuja função é formar o refluxo da torre. Abaixo encontra-se um esquema do sistema, onde consta o vaso separador-pulmão que constitui o destilado e o refluxo, a entrada à bomba centrífuga que impulsionará esta corrente, uma válvula de controle na saída da bomba para regular meticulosamente a

vazão de refluxo e a subida até o topo da torre. É importante salientar que os dois vasos considerados, C-1 (torre de destilação) e C-2 (vaso pulmão) possuem suas bases na mesma cota. Com base no esquema e nos dados passados nas seguintes tabelas, projetar e preencher as folhas de especificação da bomba.

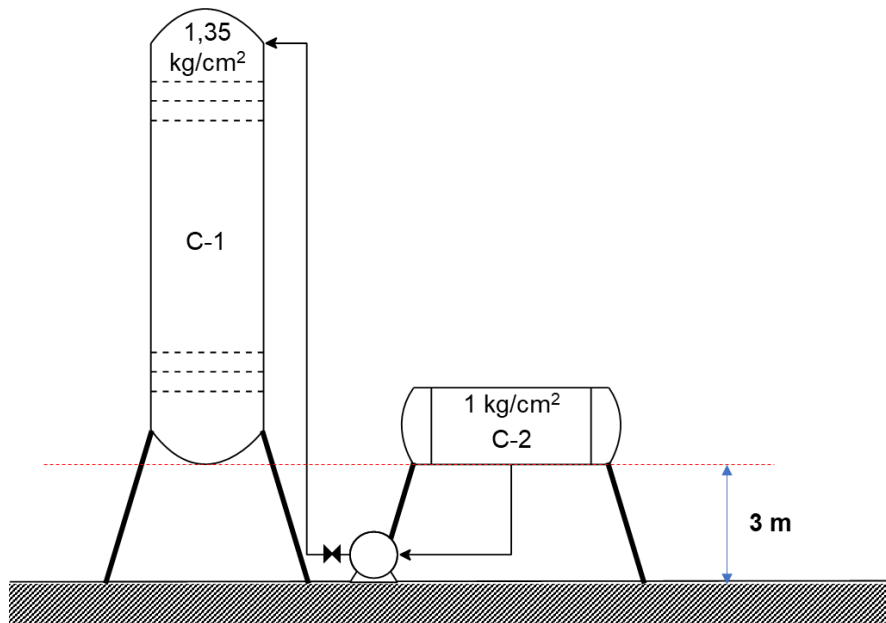


Figura 2. Esquema de sistema de bombeamento de refluxo

Com base nesses dados e esquema apresentado, projetou-se a bomba de refluxo. Algumas considerações são importantes para compreensão do projeto:

- Para estimação da perda de pressão nas tubulações, considerou-se no duto de admissão uma perda de pressão de $0,5 \text{ kg/cm}^2/\text{km}$ de tubo. Para o duto de impulsão, $2 \text{ kg/cm}^2/\text{km}$ de tubo.
- As dimensões do vaso pulmão são as seguintes: diâmetro = 1 m; comprimento = 5m.
- A altura da torre de destilação total é de 12,3 m, com um diâmetro de 1,6 m.
- Considerou-se uma vazão volumétrica de refluxo de $13,1 \text{ m}^3/\text{h}$, com uma densidade mássica da corrente de $616,5 \text{ kg/m}^3$.
- Considerou-se também que a válvula fornece uma perda de carga de $0,1 \text{ kg/cm}^2$.

9. PROJETO DE I&C

Os processos industriais são variados, envolvem muitos tipos de produtos, máquina e matérias-primas. Também exigem controle adequado às exigências da precisão dos produtos gerados. Normalmente, os maiores usuários de instrumentação industrial pesada são as indústrias que atuam nas áreas de energia (petróleo, geração de energia elétrica, petroquímica), química, alimentos, siderúrgica, celulose e papel. Tais processos decorrem da complexidade de seus processos e exigência de muitos pontos de controle, além da rápida variação e exigência de valores precisos nos seus parâmetros.

Nos processos em geral é necessário controlar e manter constantes as principais variáveis como pressão, nível, vazão, temperatura, pH, condutividade e outras específicas para cada indústria. Os instrumentos de medição, ligados aos elementos de controle, permitem controlar e manter estas variáveis em condições mais adequadas/precisas do que se elas fossem controladas manualmente por um operador. Isto se deve ao fato de que um operador não pode manter a sua atenção em tempo total. (ALVES, J. L. -2006)

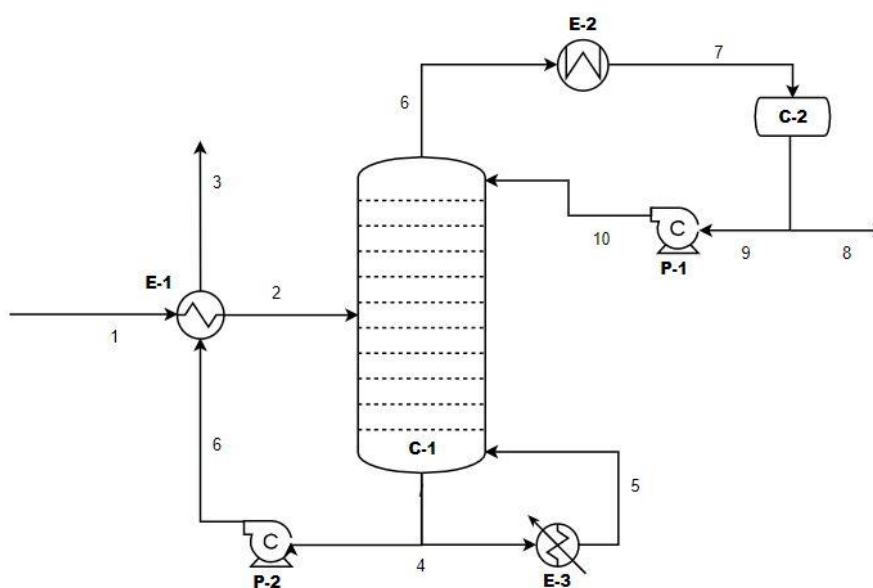


Figura 3. Identificação das correntes de processo

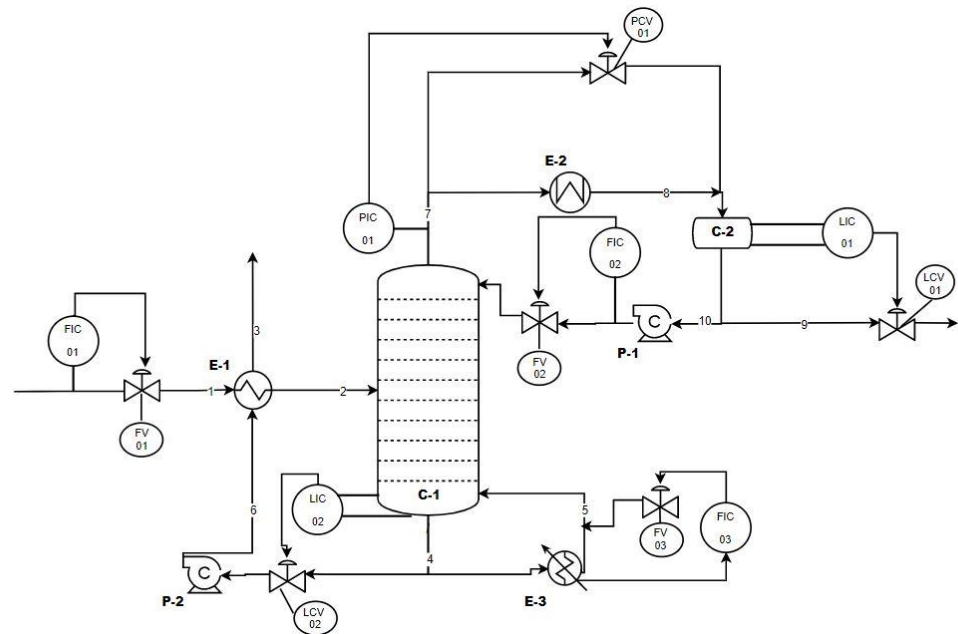


Figura 4. Localização e identificação dos instrumentos no diagrama

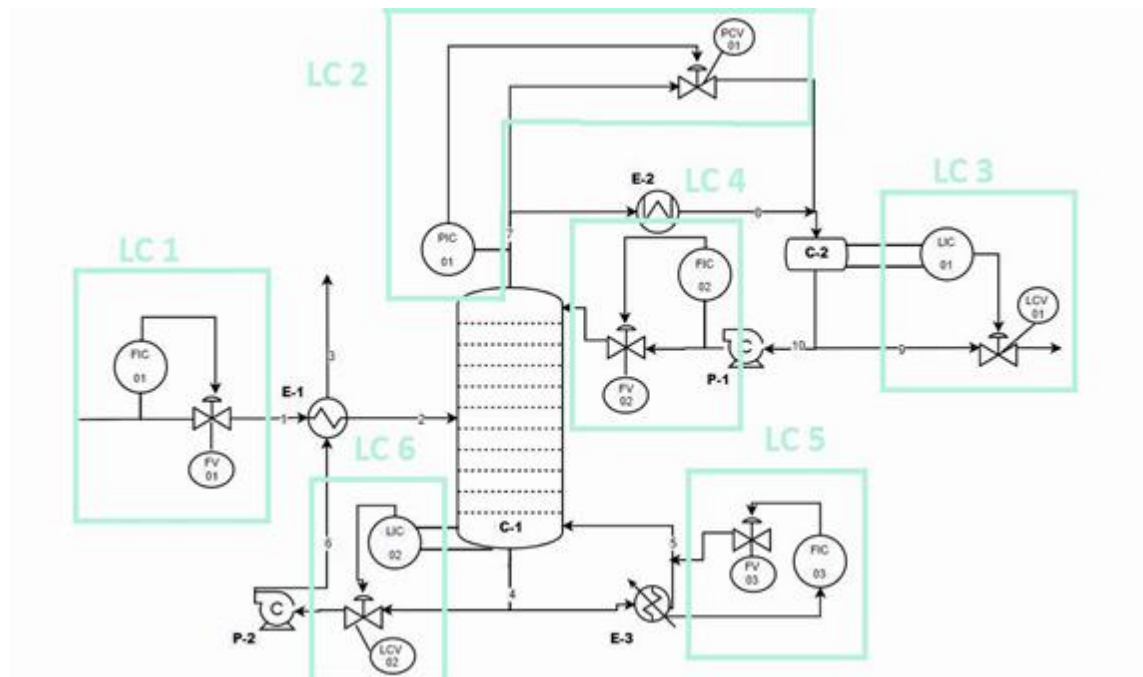


Figura 5. Localização e identificações dos sistemas de controle

Tabela 30. Especificações de laços de controle

ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle)
LC 1	E-1	Controle de vazão	Indicador Controlador Válvula de controle Medidor de vazão
LC 2	E-2	Controle de pressão	Indicador Controlador Válvula de controle Medidor de pressão
LC 3	C-2	Controle de nível	Indicador Controlador Válvula de controle Medidor de nível
LC 4	P-1	Controle de vazão	Indicador Controlador Válvula de controle Medidor de vazão
LC 5	E-3	Controle de vazão	Indicador Controlador Válvula de controle Medidor de vazão
LC 6	C-1	Controle de nível	Indicador Controlador Válvula de controle Medidor de nível

Tabela 31. Especificações de válvulas de controle

ESPECIFICAÇÕES VÁLVULAS DE CONTROLE				
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação)	Vinculada ao laço de controle	Vazão normal do fluido circulante	Ação à falha no ar (abrir ou fechar completamente)
FV 01	E-1	LC 1		fechada
PCV 01	E-2	LC 2		Aberta
LCV 01	C-2	LC 3		Fechada
FV 02	P-1	LC 4		Aberta
FV 03	E-3	LC 5		Fechada
LCV 02	C-1	LC 6		Fechada

Tabela 32. Especificações de válvulas de controle

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Fase (L, G ou M)	Vazão normal / kg/h
FIC 01	E-1	Líquida	
FIC 02	P-1	Líquida	
FIC 03	E-3	Vapor	

Tabela 33. Especificações de válvulas de controle

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE NÍVEL			
Identificação	Localização (núm. do vaso)	Tipo de interfase (L-L ou L-V/G)	Nível normal / mm
LIC 01	P-1	Líquido-líquido	
LIC 02	C-1	Líquido-líquido	

Tabela 34. Especificações de válvulas de controle

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Pressão normal / kg/cm² g
PIC 01	C-1	Líquida	

10. CONCLUSÃO

Uma planta química é composta por um grande número de processos unitários e reacionais tais como: vasos de reatores, colunas de destilação, tanques de armazenagem, entre outros equipamentos, interconectados por uma rede complexa de correntes. Medições de vazões mássicas, temperaturas, ou de concentrações de componentes chaves, são rotineiramente feitas com o propósito de avaliar o desempenho (performance), segurança e controlabilidade do processo. É criada a expectativa de que estas medidas satisfaçam as leis de conservação de massa e energia quando o processo operar em regime estacionário. Devido a presença de erros “aleatórios”, e possivelmente grosseiros (outliers), nos dados de processos monitorados (Peter, M. S. - 2003).

Dessa forma, a partir da análise da tabela 26, é possível afirmar que o aumento em 20% da razão de refluxo mínima apresentou melhores condições para construção, com menor custo total. Sendo assim o melhor projeto apresentado.

11. REFERÊNCIAS

ALVES, J. L. **Instrumentação, Controle e Automação de Processos**. Rio de Janeiro: LTC, 2006.

BELTRAN, M. H. R. **Destilação: a arte de "extrair virtudes"**. Química Nova na Escola, n.4, p.24-27, nov., 1996.

KISTER, H. Z. **Distillation Design**. [s.l.] McGraw-Hill, 1992.

Noble, P. J. (2009). **Process Plant Construction: handbook of Quality Management**. John Wiley & Sons, Sussex.

Peter, M. S., Timmerhaus, K. D. e West, R. E. **Plant Design and Economics for Chemical Engineers**, McGraw-Hill Book, 5a Ed., 2003.

Rase, H. F. e Barrow. (1957). **Project engineering for process plants**. John Wiley & Sons Inc; 99th edition.

TOWLER, Gavin; SINNOTT, Ray. **Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design**. Elsevier, 2012.

APÊNDICE
A.1.ESPECIFICAÇÃO DE CORRENTES

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	01	
Descrição	Alimento	
Pressão	1529,574	Kg/cm ² g
Temperatura	101,4	°C
Vazão mássica	9810	Kg/h
Vazão molar	100	Kmol/h
Entalpia total	-4.842e+006	Gkcal/h
Fração de sólidos		
Fração de vapor		
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	16,20	m ³ /h
Peso molecular	98,10	Kg/kmol
Densidade	605	Kg/m ³
Viscosidade	0,1909	cP
Condutividade térmica	9,9886e-002	W/m.°C
Calor específico	250,9	kJ/kg.°C
Tensão superficial	11,97	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m.°C
Calor específico	-	kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade		
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,40	-
Heptano	0,35	-
Octano	0,25	-

A.2.ESPECIFICAÇÃO DE CORRENTES

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	02	
Descrição	Destilado	
Pressão	1,0197	Kg/cm ² g
Temperatura	79,65	°C
Vazão mássica	6967,0	Kg/h
Vazão molar	75,00	Kmol/h
Entalpia total	-4,758x10 ⁻⁴	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	11,30	m ³ /h
Peso molecular	92,90	Kg/kmol
Densidade	616,7	Kg/m ³
Viscosidade	0,2083	cP
Condutividade térmica	0,1025	W/m.°C
Calor específico	227,7	kJ/kg.°C
Tensão superficial	13,33	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação		m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m.°C
Calor específico	-	kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade		
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
n-Hexano	0,534	-
n-Heptano	0,453	-
n-Octano	0,013	-

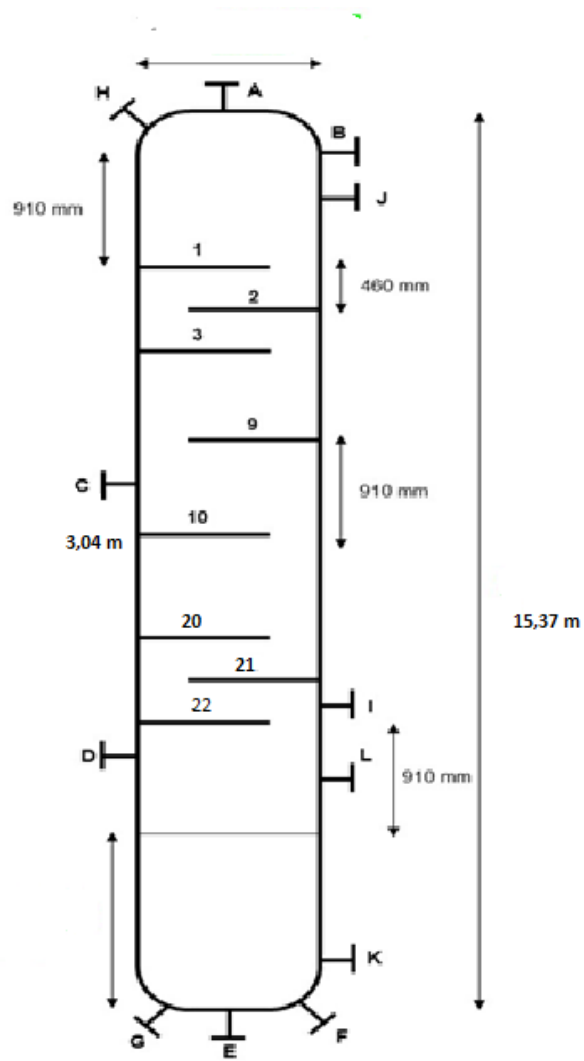
A.3.ESPECIFICAÇÃO DE CORRENTES

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	03	
Descrição	Resíduo	
Pressão	2,03946	Kg/cm ² g
Temperatura	150,6	°C
Vazão mássica	8525	Kg/h
Vazão molar	75,00	Kmol/h
Entalpia total	-0,0005101	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	14,59	m ³ /h
Peso molecular	113,7	Kg/kmol
Densidade	584,3	Kg/m ³
Viscosidade	0,16013	cP
Condutividade térmica	0,09338	W/m.°C
Calor específico	317,0	kJ/kg.°C
Tensão superficial	9,797	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m.°C
Calor específico	-	kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
n-Hexano	0	-
n-Heptano	0,04	-
n-Octano	0,93	-

B.1. ESPECIFICAÇÃO DE VASO VERTICAL

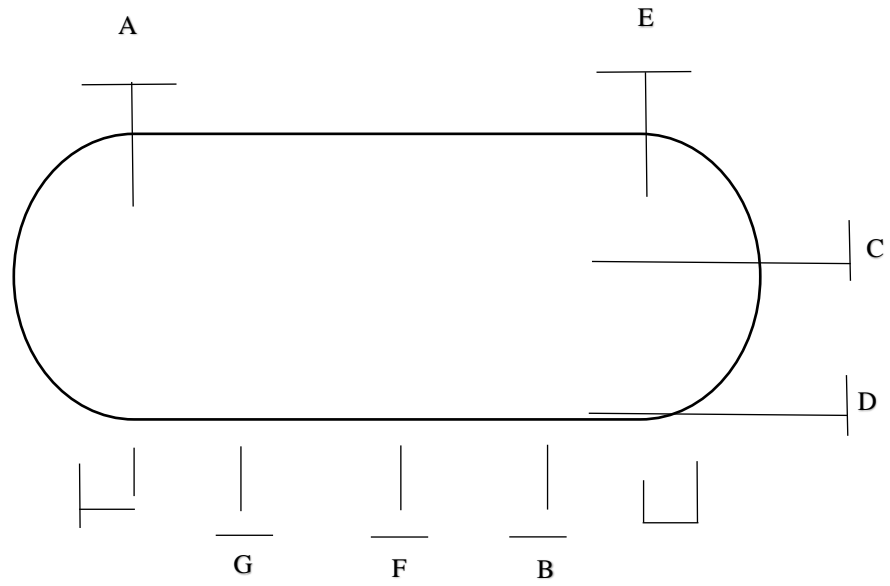
ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	C01		
Descrição	Coluna de destilação		
Pressão no topo	-	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	-		
Pressão de projeto	0,35		
Temperatura no topo	79,66	°C	
Temperatura no fundo	150,60		
Temperatura de projeto			
Nível normal de líquido	1520	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	2432		
Nível máximo de líquido (20%)	608		
Altura	3100		
Diâmetro	15370		
Material	Aço carbono		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	-	Kg/m ³	
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave	-	Kg/m ³	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	1	-	Saída de vapor pelo topo
B	2	-	Entrada do Refluxo
C	3	-	Alimento
D	4	-	Vapor do refervedor
E	5	-	Líquido de fundo
F	6	-	Ventilação
G	7	-	Drenagem
H	8	-	Purga com Vapor
I, J, K	9	-	Medidor de Temperatura
L, M	10	-	Medidor de Nível
N	11	-	Bocal de inspeção

ESQUEMA DO RECIPIENTE



C.1. ESPECIFICAÇÃO DE VASO HORIZONTAL

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	C02		
Descrição	Vaso Pulmão		
Pressão no topo	-	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	-		
Pressão de projeto	0,35		
Temperatura no topo	79,66	°C	
Temperatura no fundo	150,60		
Temperatura de projeto	-		
Nível normal de líquido	-	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	-		
Nível máximo de líquido (20%)	-		
Altura	30300		
Diâmetro	780		
Material	Aço carbono		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	-	Kg/m ³	
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave	-	Kg/m ³	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	1	-	Entrada
B	2	-	Saída
C	3	-	Instrumento de nível
D	4	-	Instrumento de Nível
E	5	-	Válvula de segurança
F	6	-	Drenagem
G	7	-	Saída do Refluxo
H	8	-	Bocal de Inspeção

ESQUEMA DO RECIPIENTE

D.1. ESPECIFICAÇÃO DE PRATOS

ESPECIFICAÇÕES PRATOS			
Número do equipamento	C-01		
Descrição	Pratos		
Número de seções da coluna	22		
SEÇÃO 1 DA COLUNA			
Identificação			
De prato/A prato	22	12	
Pressão	1,35	1,45	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,1		
Temperatura	79,66	101,4	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica			Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa			
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4285,78		m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	2136,76		
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	3,242		Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	616,1		
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	7,26x10 ⁻³		cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,1909		
Diâmetro			mm
Número de pratos	10		
Espaçamento entre pratos	45.72		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvula		
Altura de recheio			mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)			
SEÇÃO 2 DA COLUNA			
Identificação			
De prato/A prato	12	01	
Pressão	1,45	1,56	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,11		

Temperatura	101,4	150,6	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	-	-	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	-	-	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	-	-	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	-	716,33	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	-	3,242	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	-	616,1	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	-	7,26x10 ⁻³	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	-	0,1909	
Diâmetro	1500		mm
Número de pratos	11		
Espaçamento entre pratos	45,72		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvula		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		