



Universidade de Brasília

**INSTITUTO DE QUÍMICA
ENGENHARIA QUÍMICA**

CÍNTIA Y. S. RIBEIRO

PROJETO DE COLUNA DE DESTILAÇÃO MULTICOMPONENTE

BRASÍLIA

2/2020

Universidade de Brasília

Instituto de Química

Cíntia Ribeiro

PROJETO DE COLUNA DE DESTILAÇÃO MULTICOMPONENTE

Trabalho de conclusão de curso apresentado nas disciplinas de Projeto de Engenharia Química como requisito para obtenção do título de bacharel em Engenharia Química.

BRASÍLIA

2/2020

Sumário

Lista de Figuras	4
Lista de Tabelas	4
1. INTRODUÇÃO	6
2. PROJETO DE VASOS, TORRES E REATORES	6
2.1. Descrição de projeto	9
2.2. Desenho de equipamentos	10
2.2.1. Coluna de destilação	10
2.2.2. Cálculo do número de estágios	11
2.2.3. Dimensionamento	12
2.2.4. Vaso pulmão de refluxo	18
2.2.5. Condensador	20
2.2.6. Refervedor	21
2.2.7. Bomba centrífuga	22
2.3. Custos de projeto	23
2.3.1. Custos da torre de destilação	23
2.3.2. Custos do vaso pulmão de refluxo	24
2.3.3. Custos dos trocadores de calor	24
2.3.4. Custos da bomba centrífuga	25
2.3.5. Custos operacionais	26
2.3.6. Custos totais	26
3. PROJETO DE SISTEMAS DE TROCADOR DE CALOR	27
4. PROJETO DE SISTEMAS DE IMPULSÃO MECÂNICA	29
4.1. Aspiração da bomba	30
4.2. Impulsão da bomba	31
4.3. Altura da bomba	31
4.4. Pressão na aspiração	31
4.5. Pressão na impulsão	32
4.6. Potência da bomba	32
4.7. NPSH	33
5. PROJETO DE I&C	34
6.1. Identificação das correntes de processo	35
5.2. Diagramas de instrumentação e controle	36
5.3. Identificação dos laços de controle	37
6. CONCLUSÃO	39
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	40

Lista de Figuras

Figura 1: Representação da torre de destilação e correntes empregadas no processo.....	10
Figura 2. Esquema de sistema de bombeamento de refluxo	30
Figura 3. Representação das correntes envolvidas no processo	36
Figura 4. Diagrama de Instrumentação e Controle (I&C).....	37

Lista de Tabelas

Tabela 1. Composições características do destilado	7
Tabela 2. Vazões molares de alimento, destilado e resíduo.	7
Tabela 3. Valores de teta (q) e razão mínima de refluxo (R_m).	11
Tabela 4. Número de andares da torre necessários para satisfazer a separação para diferentes taxas de refluxo R	12
Tabela 5. Valores para vazão molar de líquido, vapor e vazão volumétrica de vapor para diferentes taxas de refluxo.....	13
Tabela 6. Valores para seção transversal e diâmetro para diferentes taxas de refluxo.....	13
Tabela 7. Valores para vazão molar, volumétrica, volume e alturas da coluna.	14
Tabela 8. Valores de espessura e peso da coluna.	15
Tabela 9. Valores de vazão, volume e diâmetro para vaso pulmão.	18
Tabela 10. Valores de espessura, comprimento e peso da carcaça.	19
Tabela 11. Dados de calor latente e calor de vaporização.....	20
Tabela 12. Dados para cálculo condensador de topo.	21
Tabela 13. Cargas térmicas e áreas para o condensador	21
Tabela 14. Dados do refeedor.	21
Tabela 15 . Cargas térmicas e áreas para o refeedor.	21
Tabela 16. Pressões de aspiração e impulsão da bomba	22
Tabela 17. Potência absorvida, Potência hidráulica e Potência real.....	23
Tabela 18. Valores para custos da torre de destilação.....	23
Tabela 19. Custo imobilizado total da coluna	24
Tabela 20. Custos do vaso pulmão de refluxo.....	24
Tabela 21. Custos do condensador	25
Tabela 22. Custos do refeedor	25

Tabela 23. Custos para construção da bomba	25
Tabela 24. Custos elétricos anuais para bomba.....	26
Tabela 25. Custos de água para condensador.....	26
Tabela 26. Custos de vapor para refulvedor.....	26
Tabela 27. Custos totais para operação	27
Tabela 28. Especificações do trocador de calor	27
Tabela 29. Dados de recipiente de origem.	30
Tabela 30. Dados de recipiente destino.....	31
Tabela 31. Dados da bomba	31
Tabela 32. Especificações da bomba de projeto.....	34
Tabela 33. Especificações de laços de controle	38
Tabela 34. Especificações de válvulas de controle	38
Tabela 35. Especificações de válvulas de controle	39
Tabela 36. Especificações de válvulas de controle	39
Tabela 37. Especificações de válvulas de controle	39

1. INTRODUÇÃO

A destilação é uma operação unitária de separação baseada na diferença dos pontos de ebulição dos componentes individuais de uma mistura de componentes, cujas composições diferem da corrente de alimentação. As primeiras aplicações utilizando vaporização bruta e equipamentos de condensação destinaram-se a concentração do teor alcoólico de bebidas (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).

Por ser um processo comum na indústria química, a destilação é uma operação unitária capaz de gerar grandes impactos econômicos e ambientais pois é uma operação que demanda alta quantidade de energia. Assim, a projeto de uma planta química deve ser otimizada para minimizar o custo total de um projeto. O dimensionamento da coluna avalia aspectos como altura, diâmetro, número de estágios, além de cálculos termodinâmicos e de transferência de massa.

2. PROJETO DE VASOS, TORRES E REATORES

O projeto a ser desenvolvido 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 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 1.

Tabela 1. Composições características do destilado

Componente	Alimento		Destilado		Resíduo		Volatilidade relativa
	A /	x_{iA}	D /	x_{iD}	R /	x_{iR}	
	kmol h ⁻¹		kmol h ⁻¹		kmol h ⁻¹		
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 2. Vazões molares de alimento, destilado e resíduo.

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

Tabela 3. Especificações da corrente 1.

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	

Tabela 4. Especificações da corrente 2 - destilado

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	

Tabela 5. Especificações da corrente 3 - resíduo

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	

2.1. Descrição de projeto

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 e promova 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 ocorre 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.

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 e a corrente que 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.

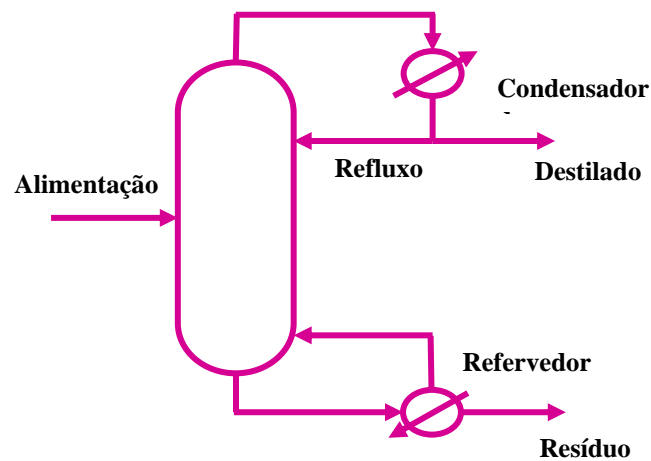


Figura 1: Representação da torre de destilação e correntes empregadas no processo

2.2. Desenho de equipamentos

2.2.1. Coluna de destilação

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

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

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

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_{clid} , 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 2.

Tabela 6. 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.

2.2.2. 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 7. 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.

2.2.3. 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:

$$\text{Vapor} = \text{líquido} + \text{destilado} \quad (\text{equação 7})$$

Sabendo que:

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

Tabela 8. 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 9. Valores para seção transversal e diâmetro para diferentes taxas de refluxo.

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 10. 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:

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

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 11. 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

Tabela 12. Especificações da coluna de destilação

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			
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 refeedor
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			

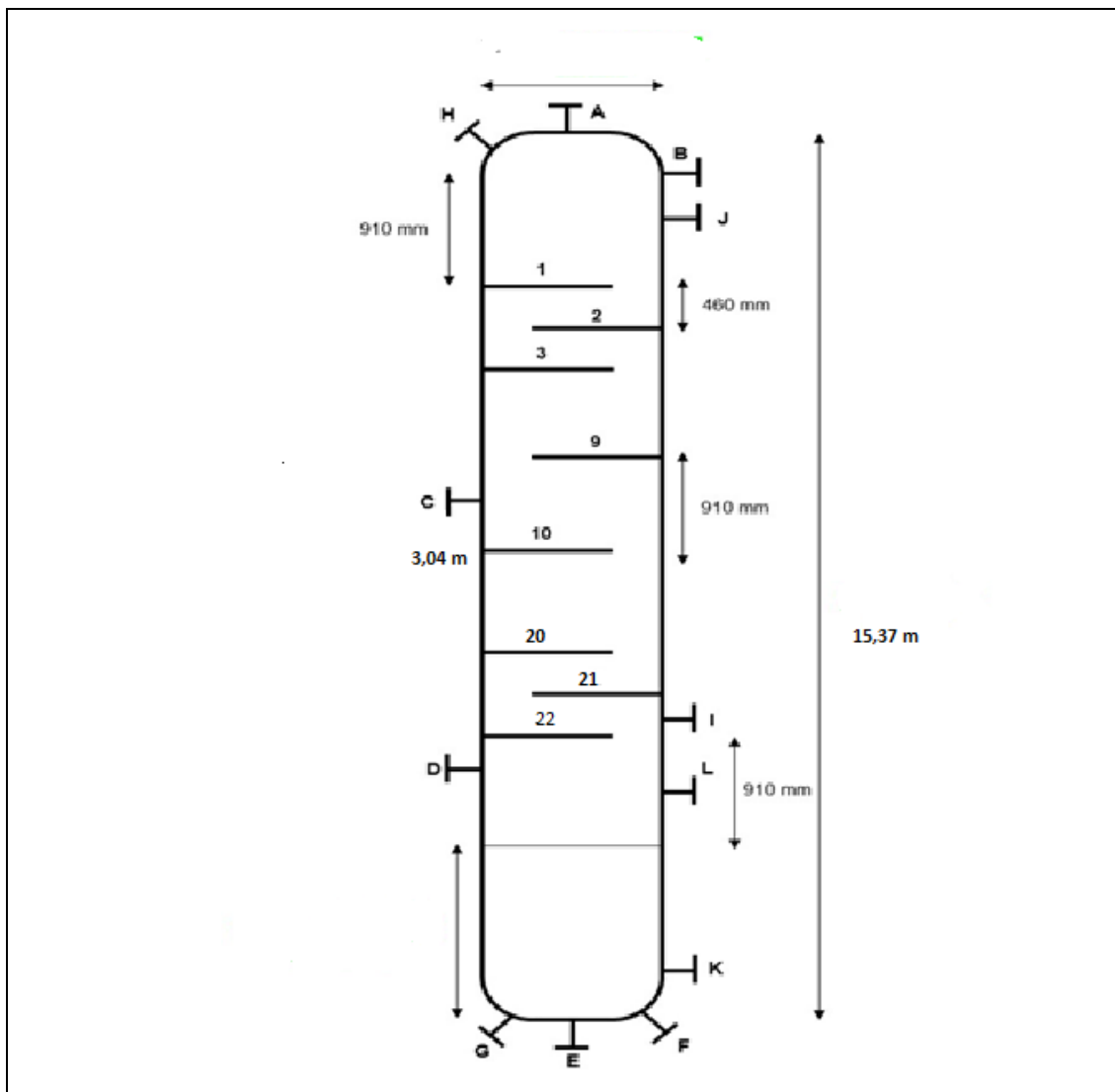


Tabela 13. Especificações pratos

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...)			
SEÇÃO 3 DA COLUNA			
Identificação			
De prato/A prato			
Pressão			Kg/cm ² g
Perda de pressão			
Temperatura			°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			
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação			Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação			
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação			cP

Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação			
Diâmetro			mm
Número de pratos			
Espaçamento entre pratos			mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)			
Altura de recheio			mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)			

2.2.4. Vaso pulmão de refluxo

Um vaso (ou tambor) de refluxo é utilizado para conter o líquido condensado no condensador, do qual uma parcela é retirada como produto de topo e outra retorna à coluna para formar o refluxo.

Para este projeto, 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 14. Valores de vazão, volume e diâmetro para vaso pulmão.

Taxa de refluxo	Vazão volumétrica (m³/h)	Volume útil (m³)	Volume geométrico (m³)	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

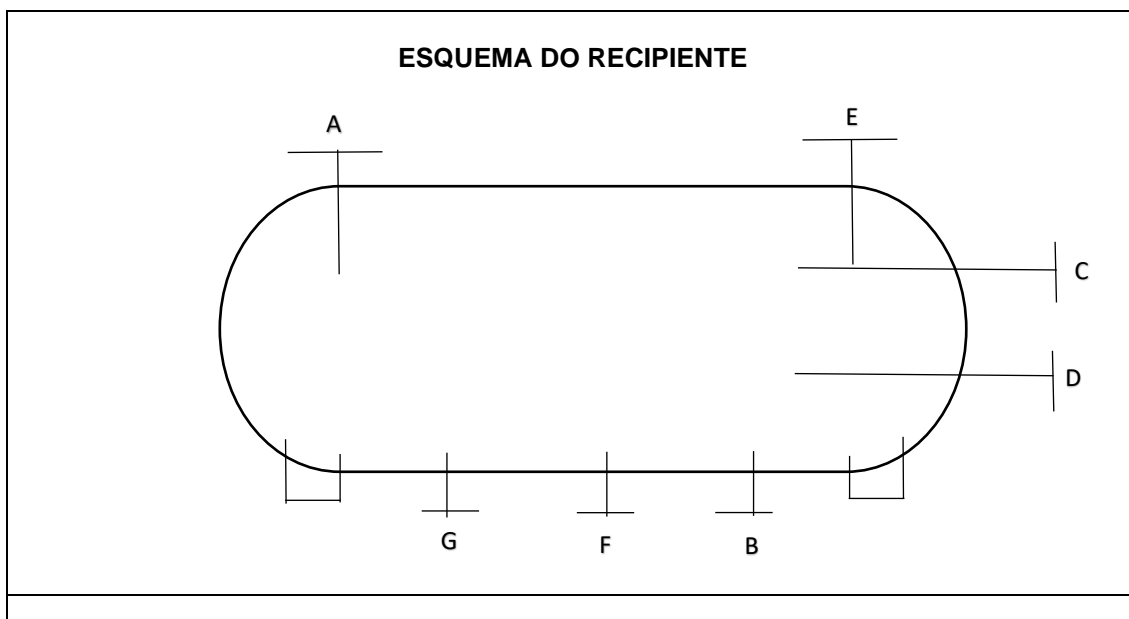
Ainda de acordo com as equações 13 e 14, calculou-se também a espessura. Nesse caso, o fator de complexidade corresponde a 2.

Tabela 15. 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

Tabela 16. Especificações do vaso pulmão

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento		C02	
Descrição		Vaso Pulmão	
Pressão no topo		0,35	Kg/cm ² g
Pressão no fundo			
Pressão de projeto			
Temperatura no topo		79,66	°C
Temperatura no fundo		150,60	
Temperatura de projeto			
Nível normal de líquido		30300	mm
Nível máximo de líquido (80%)			
Nível máximo de líquido (20%)			
Altura			
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



2.2.5. Condensador

Condensador é um trocador de calor utilizado para resfriar (e condensar) o vapor que deixa o topo da coluna.

Tabela 17. 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 tabela 12 e 13.

Tabela 18. 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 19. 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

2.2.6. Refervedor

O refervedor tem o papel de fornecer calor para aquecer a corrente líquida proveniente da base da coluna e vaporiza-la. Na base da coluna, o refervedor promove a vaporização da mistura.

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 20. Dados do refervedor.

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

Tabela 21 . Cargas térmicas e áreas para o refervedor.

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

2.2.7. Bomba centrífuga

Em uma coluna de destilação, as bombas centrífugas são responsáveis por alimentar a coluna e os trocadores de calor – refeedor e condensador.

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 22. Pressões de aspiração e impulsão da bomba

Taxa de refluxo	P _{aspiração} (kg/cm ² g)	P _{impulsão} (kg/cm ² g)	ΔP (kg/cm ² g)
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:

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

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

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

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

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:

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

Dessa maneira, os valores de potência de bomba são apresentados na tabela 17.

Tabela 23. 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

2.3. 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.

2.3.1. 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 24. Valores para custos da torre de destilação

Taxa de Refluxo	Massa da carcaça (kg)	Custo carcaça (\$)	Diâmetro (m)	Custo pratos (\$)
1,2 (R _{mínimo})	2040,732	33720,89	1,504	23750,13

1,4 (R _{mínimo})	2293,464	36028,52	1,566	20665,01
1,6 (R _{mínimo})	2585,035	38644,28	1,625	20677,08
2,0 (R _{mínimo})	3214,331	44146,62	1,737	20281,07

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 ():

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

Tabela 25. 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

2.3.2. 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 26. Custos do vaso pulmão de refluxo

Taxa de Refluxo	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

2.3.3. 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 27. Custos do condensador

Taxa de Refluxo	Área (m ²)	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 28. Custos do refervedor

Taxa de Refluxo	Área (m ²)	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

2.3.4. 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 22.

Tabela 29. 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.

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

2.3.5. 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 30. 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 31. 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 32. 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

2.3.6. 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.

$$C_{2018} = C_{2006} \times \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2006}} \text{ (equação 28)}$$

Tabela 33. 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

Assim, a análise da tabela 26 permite afirmar que o aumento em 20% da razão de refluxo mínima apresentou condições ótimas para construção do projeto, apresentando menor custo total. E sendo assim a melhor opção de projeto.

3. 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 de 16 pratos e uma taxa de refluxo de 1,07. Após simulação com software, obteve-se uma necessidade do refeedor de 796 Mcal/h.

Para esse processo de aquecimento, foi utilizado vapor de baixa pressão cuja temperatura de condensação é de 180°C a uma pressão de 10 bar. Demais propriedades de corrente enviada “*To Reboiler*” e da corrente “*Boilup*” que compõem formam as correntes principais do refeedor estão contidas no anexo I.

Tabela 34. Especificações do trocador de calor

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR	
Número do equipamento	E-1
Descrição	Aquecimento de correntes do fundo - refeedor
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)	Casco-tubo
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA	AKU

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	
Fração de vapor/gás	0	1		1	1
Vazão de vapor/gás	0	0	Kg/h	11320	
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
Perda de pressão permitida	0,1		Kg/cm ²	0,1	
Coefficiente individual de transmissão de calor	1000		Kcal / h m ² °C	1000	
Fator de deposição	0,00015		h m ² °C/ kcal	0,00015	
Coefficiente global de transmissão de calor	434,78			Kcal / h m ² °C	
ΔT_{ml}	30,38			°C	
F_T	0,955				
Calor trocado	0,796			Gcal/ h	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO					
Pressão de projeto	4			Kg/c m ² g	
Temperatura de projeto	210			°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

4. PROJETO DE SISTEMAS DE IMPULSÃO MECÂNICA

Neste tópico, será realizado o projeto da bomba de refluxo da torre de destilação. 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. Por sua 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. Na Figura. 1, apresenta-se um esquema do sistema, onde há 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.

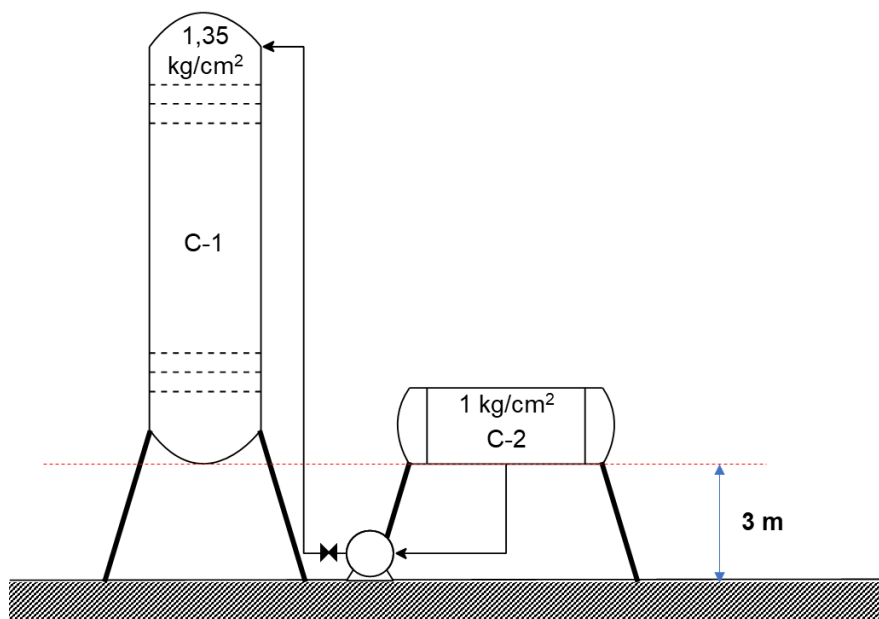


Figura 2. Esquema de sistema de bombeamento de refluxo

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 $0,1 \text{ kg/cm}^2$.

4.1. Aspiração da bomba

Tabela 35. Dados de recipiente de origem.

Pressão (kg/cm^2)	1
Altura (m)	3
Nível de Líquido (m)	0,5

Perdas de carga - tubulação (kg/cm ²)	0,00369
--	---------

4.2. Impulsão da bomba

Tabela 36. Dados de recipiente destino

Pressão (kg/cm ²)	1,35
Altura (m)	15,3
Nível de Líquido (m)	0
Perdas de carga - tubulação (kg/cm ²)	0,019189
Perdas de carga – placa/válvulas (kg/cm ²)	0,1

4.3. Altura da bomba

A altura da bomba é dada por:

$$H = \frac{\Delta P * 1}{P * 10} \text{ (equação 29)}$$

E o comprimento:

$$L = 1,3 * H \text{ (equação 30)}$$

Tabela 37. Dados da bomba

ΔP (kg/cm ²)	0,35
P (kg/cm ²)	616,512
Altura da bomba (m)	5,677
Comprimento da bomba (m)	7,380
Pressão de operação (kg/cm ²)	1,032
Vazão volumétrica (m ³ /h)	13,110

4.4. Pressão na aspiração

Para cálculo da pressão na aspiração e pressão máxima de aspiração:

$$\Delta P_{asp} = \Delta P_{pulmão} + \Delta P_{estática tubo} + \Delta P_{estática liq} - \Delta P_{asp} \text{ (equação 30)}$$

$$\Delta P_{asp} = 1,145 \text{ kg/cm}^2$$

$$\Delta P_{m\acute{a}x\ asp} = \Delta P_{m\acute{a}x\ pulm\tilde{a}o} + \Delta P_{est\acute{a}tica\ tubo} + \Delta P_{est\acute{a}tica\ liq} - \Delta P_{asp}$$

(equação 31)

$$\Delta P_{m\acute{a}x\ asp} = 3,676\ kg/cm^2$$

4.5. Pressão na impulsão

Para encontrar a pressão de impulsão, utiliza-se a equação 32:

$$\Delta P_{imp} = \Delta P_{torre\ dest} + \Delta P_{est\acute{a}tica} + \Delta P_{v\acute{a}lvula} + \Delta P_{imp}$$

(equação 32)

$$\Delta P_{imp} = 3,092\ kg/cm^2$$

Para o cáculo da pressão máxima de impulsão  necessário calcular a pressão de shut-off e para isso, também é preciso calcular a pressão diferencial.

$$\Delta P_{diferencial} = \Delta P_{imp} - \Delta P_{asp}$$

(equação 33)

$$\Delta P_{diferencial} = 1,941\ kg/cm^2$$

$$\Delta P_{shut-off} = 1,2 * -\Delta P_{diferencial}$$

(equação 34)

$$\Delta P_{shut-off} = 1,336\ kg/cm$$

4.6. Potência da bomba

A partir dos valores de vazão de projeto e pressão de shut-off, calculou-se a potência absorvida:

$$Wa = \frac{Q * \Delta P}{27,4}$$

(equação 35)

$$Wa = \frac{15,73 \left(\frac{m^3}{h}\right) * 2,336 \left(\frac{kg}{cm^2}\right)}{27,4}$$

$$Wa = 1,341\ CV$$

Assim, estima-se a potência hidráulica considerando sua eficiência e em seguida, sua potência real consumida:

$$Wh = \frac{Wa}{Nh} * 100$$

(equação 36)

$$Wh = 3,33\ kWh$$

$$Wc = \frac{Wh}{Nm} * 100$$

(equação 37)

$$Wh = 3,92 kWh$$

4.7. NPSH

A partir dos valores de pressão de aspiração e pressão de vapor, é possível encontrar o valor de carga líquida positiva de sucção, de acordo com a equação:

$$NPSH_{disponível} = \frac{P_{aspiração} - P_{vapor}}{\rho * g} \text{ (equação 38)}$$

$$NPSH_{disponível} = \frac{1,14 - 1,033}{616,512 * 9,81}$$

$$NPSH_{disponível} = 6,943 m$$

A partir dos valores obtidos acima, é possível projetar a bomba a partir de suas especificações.

Tabela 38. Especificações da bomba de projeto

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento operação / reserva	Operação		Reserva	
Descrição	Bomba de refluxo			
Número de bombas operação / reserva	01a		01b	
Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)	Centrífuga			
Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)	Contínuo		Contínuo	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	13,1			m ³ /h
Pressão	1	kg/cm ² g	1,35	kg/cm ² g
Temperatura	80,588	°C	80,588	°C
Densidade	616,512	kg/m ³	616,512	kg/m ³
Viscosidade	0,283	cP	0,283	cP
Pressão de vapor	1,033	kg/cm ² g	1,033	kg/cm ² g
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)	15,72		m ³ /h	
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	7,87			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	1,14		kg/cm ² g	
Pressão na impulsão na vazão de projeto	3,08			
Pressão diferencial	1,95		kg/cm ²	
Altura diferencial	5,67		m	
NPSH disponível	6,94		m	
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	2,34		kg/cm ²	
Pressão máxima na aspiração	3,67		kg/cm ² g	
Pressão máxima na impulsão	6,01			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão			polegadas	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	1,033		Kg/cm ² g	
Temperatura de projeto	80,588		°C	
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	3,117		kW	

5. PROJETO DE I&C

Para finalizar o projeto da coluna de destilação, é necessário também realizar o projeto de Instrumentação e Controle desse sistema de fracionamento. Esta etapa tem o objetivo de adicionar e identificar os sistemas de instrumentação e controle no diagrama da coluna de destilação projetado. Serão definidos os locais para acréscimo de instrumentos de vazão, pressão, nível e temperatura e seus respectivos controladores e válvulas.

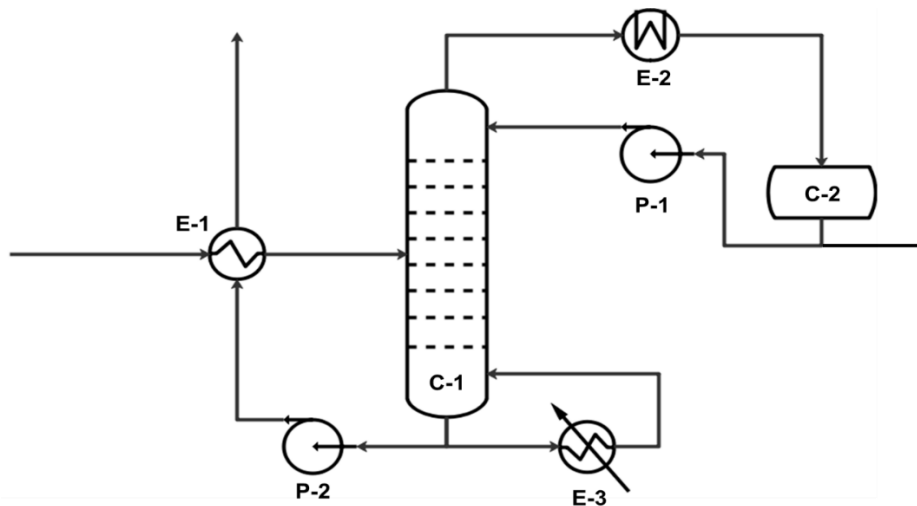


Figura 2. Diagrama básico do sistema de fracionamento da mistura n-C₆, n-C₇ e n-C₈.

A partir da Figura 2, pode-se ver que o alimento entra à coluna pré-aquecido por meio do trocador de calor E-1 com a corrente de saída do fundo da torre. Desta forma, o alimento acessa à torre C-1 onde se produz a separação. Pelo topo, obtém-se uma corrente de vapor enriquecida em n-hexano que será condensado em sua totalidade e enviado a um vaso pulmão C-2. Dele, obtém-se a corrente refluxo, devolvida à torre C-1 com ajuda de uma bomba e o destilado que sai do sistema. Pelo fundo da torre, é extraída uma corrente que é dividida para formar uma parte que irá para o refulvedor E-3 e formará o vapor que sobe pelo setor de esgotamento e a corrente resíduo que é enviada para aproveitamento de sua energia ao trocador E-1 com ajuda da bomba P-2.

5.1. Identificação das correntes de processo

Nesta etapa, as correntes foram identificadas e enumeradas de acordo com a ordem de processo.

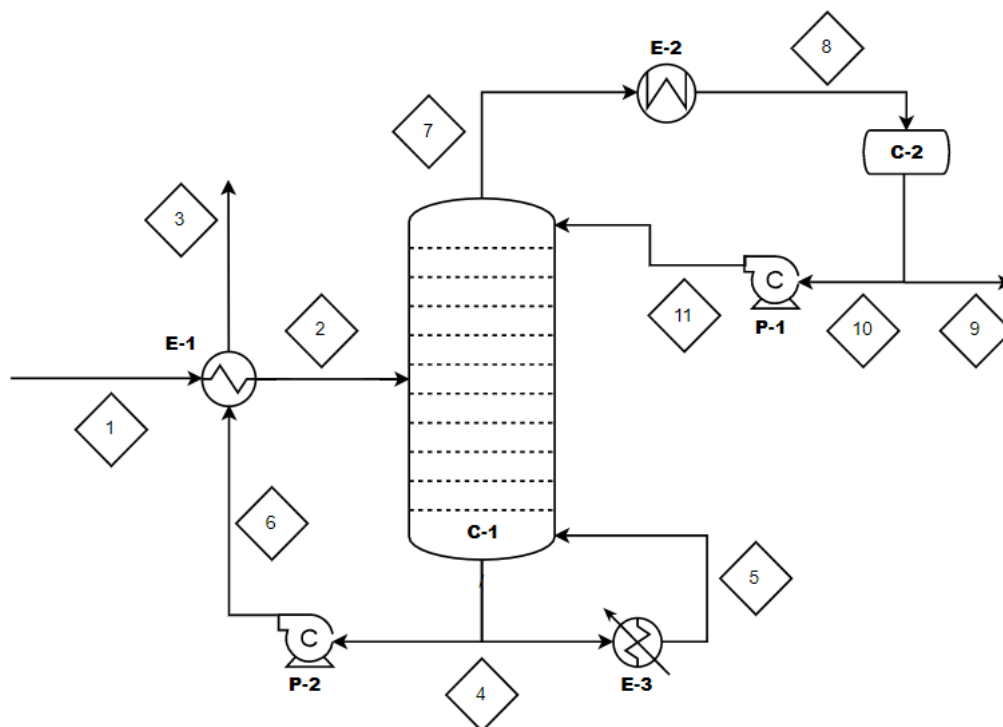


Figura 3. Representação das correntes envolvidas no processo

5.2. Diagramas de instrumentação e controle

Os instrumentos, controladores e válvulas foram adicionados ao sistema de bombeamento do refluxo e estão representados na imagem abaixo.

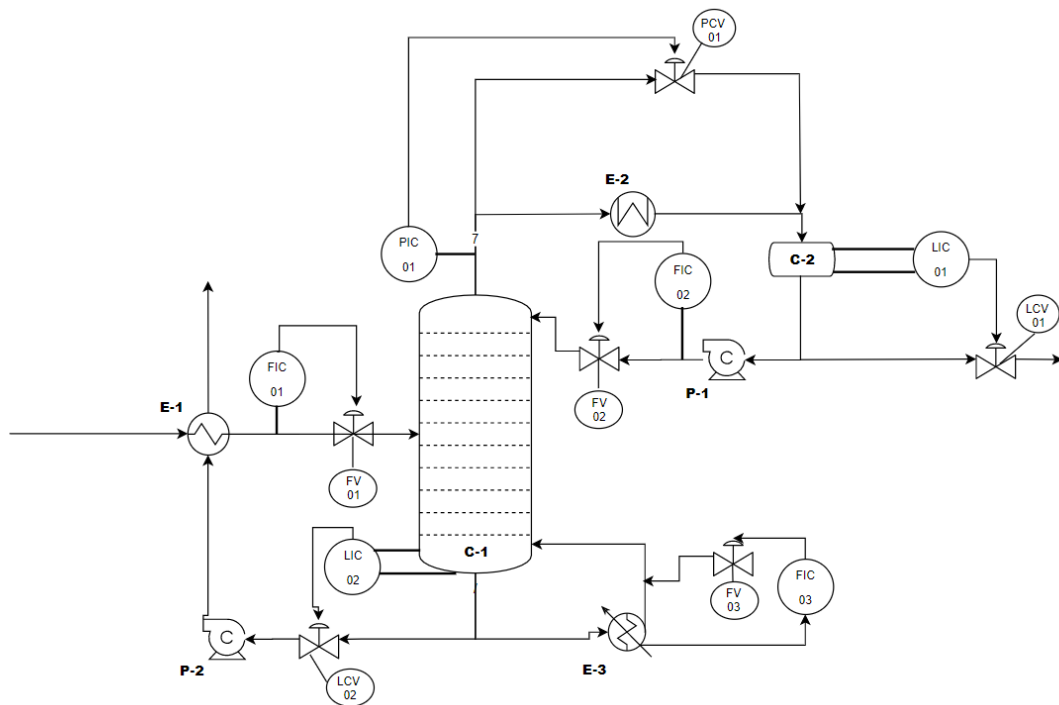


Figura 4. Diagrama de Instrumentação e Controle (I&C)

5.3. Identificação dos laços de controle

Para controle da torre, será colocado um controlador de vazão (FIC) no alimento, juntamente com a sua válvula de controle, formando o primeiro laço de controle. No topo da torre, o objetivo principal é o controle da pressão dado que há o fluxo do vapor decorrente da torre, então será colocado um indicador-controlador de pressão (PIC) na corrente de saída e tomando como pressuposto que é uma torre de destilação total, faz-se necessário um by-pass (refluxo) na corrente de topo com a correspondente válvula de controle. Assim, o controlador atuará sobre a válvula de controle posicionada no refluxo.

O terceiro laço de controle será formado por um indicador-controlador de nível (LIC) ao tanque pulmão C-2 e esse instrumento atuará na válvula de controle posicionada na saída do destilado. Depois, faz-se o controle do refluxo em que é colocado um indicador-controlador de fluxo (FIC) e ela atuará na válvula de controle que determinará o refluxo, formando o laço de controle 4.

Na base da torre, é necessário um laço de controle para a entrada da alimentação do vapor a partir de um indicador-controlador de fluxo que atuará

na válvula de controle e assim será controlado o fluxo do vapor e conseqüentemente as frações que sairão e retornarão para a torre, sendo o laço de controle 5. Por fim, é colocado um indicador-controlador de nível na torre para evitar que haja equilíbrio entre as frações de líquido e vapor, e assim esse indicador-controlador atuará na corrente de fundo aumentando ou diminuindo o fluxo de acordo com o nível de líquido na coluna – laço de controle de número 6.

Tabela 39. 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 40. Especificações de válvulas de controle

ESPECIFICAÇÕES VÁLVULAS DE CONTROLE			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação)	Vinculada ao laço de controle	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 41. Especificações de válvulas de controle

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

Tabela 42. Especificações de válvulas de controle

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

Tabela 43. Especificações de válvulas de controle

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

6. CONCLUSÃO

A partir do projeto apresentado, percebe-se que a construção da planta da coluna de destilação é realizada por etapas, projetando cada equipamento – vaso pulmão de refluxo, condensador, refeedor e bomba centrífuga, seu respectivo custo e instrumentação e controle.

A etapa de avaliação econômica, em que são realizados os cálculos de custos do projeto, é essencial para verificar a rentabilidade da coluna, ou seja, analisar o desempenho do projeto.

De acordo com os dados apresentados, percebe-se o projeto da coluna de destilação para separação da mistura de n-hexano, n-heptano e n-octano é viável e apresenta custos conforme padrão esperado. Mostrando-se um projeto executável em uma planta química.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

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

ÇENGEL, Yunus A.; GHAJAR, Afshin J. **Transferência de Calor e Massa: Uma Abordagem Prática**, 4ª Edição. Porto Alegre, RS: Editora McGrawHill, 2012.

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

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