



Universidade de Brasília

INSTITUTO DE QUÍMICA

PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA 2

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO
GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

PROJETO DE SISTEMA DE SEPARAÇÃO MULTICOMPONENTE POR DESTILAÇÃO FRACIONADA

Dandara Gonçalves da Fonseca

Orientador: Prof. Dr. Jose Joaquin Linares León

Brasília

2021

Universidade de Brasília — UnB
Instituto de Química — IQ
Projeto de Engenharia Química 2

Dandara Gonçalves da Fonseca – 14/0135189

**PROJETO DE SISTEMA DE SEPARAÇÃO MULTICOMPONENTE
POR DESTILAÇÃO FRACIONADA**

Projeto de graduação da disciplina
Projeto de Engenharia Química 2 do
Instituto de Química da Universidade
de Brasília apresentado como parte
dos requisitos necessários para
obtenção do grau de Bacharel em
Engenharia Química.

Orientador: Dr. Jose Joaquin Linares León

Universidade de Brasília

Outubro de 2021

AGRADECIMENTOS

Como não poderia ser diferente, meu agradecimento vai primeiramente para minha mãe, Cristiane Ferreira Gonçalves. Sem todo seu esforço, dedicação, apoio e paciência, eu não teria chegado até aqui. Tudo que sou se deve à ela.

Gostaria de agradecer também aos amigos que fiz na UnB por terem tornado minha jornada na graduação mais leve.

Por último, mas não menos importante, sou grata a todos os professores da minha graduação. Obrigada por compartilharem seus conhecimentos e por todas as orientações. Foram essenciais para o meu desenvolvimento profissional e pessoal.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1—Esquema de coluna de destilação.....	19
Figura 2— Sistema da coluna de destilação com refeedor e correntes do projeto identificadas.....	36
Figura 3— Propriedades da corrente “Toreboiler”.....	36
Figura 4— Propriedades da corrente “Boilup”.....	37
Figura 5— Coeficientes individuais de troca de calor ^[3]	38
Figura 6— Coeficientes de deposição ^[3]	38
Figura 7— Tabela de correlação entre o número de tubos e o diâmetro do casco de um trocador de casco e tubo ^[4]	41
Figura 8— Esquema da bomba de refluxo com a torre de destilação C-1 e vaso pulmão C-2.	44

LISTA DE TABELAS

Tabela 1—Dados da bomba Centrífuga	7
Tabela 2 — Dados do evaporador.	8
Tabela 3 — Dados da Torre de Destilação.....	9
Tabela 4— Dados do Condensador.	12
Tabela 5— Dados do refeedor.	12
Tabela 6—Dados do Vaso do Pulmão.....	13
Tabela 7 — Método das porcentagens.	14
Tabela 8 — Estimativas de Custos Gerais sobre o ISBL.	15
Tabela 9— Porcentagem do Capital de Giro e outros gastos.	16
Tabela 10 — Dados dos componentes e das correntes da torre.	16
Tabela 11— Dados de razão de refluxo, parâmetros X e Y e número de pratos para cada incremento na taxa de refluxo mínima.	19
Tabela 12 — Resultados do refluxo, vazão de vapor e vazão volumétrica de vapor para cada taxa de refluxo.	20
Tabela 13— Diâmetros e sessões transversais estimadas para a coluna considerando as diferentes razões de refluxo.....	21
Tabela 14—Alturas encontradas dos pratos, do fundo e altura total.....	22
Tabela 15— Parâmetros de espessura total, diâmetro externo, peso e massa da coluna de destilação.	23
Tabela 16— Custos referentes a coluna de destilação.	24
Tabela 17— Resultados obtidos de vazão de líquido e volume.	25
Tabela 18— Resultados obtidos de diâmetro para cada taxa de refluxo.....	25
Tabela 19— Resultados obtidos de espessura e peso para cada taxa de refluxo.....	26
Tabela 20— Parâmetros do vaso pulmão e custos referentes a 2006 e 2017.....	27
Tabela 21— Calor trocado no condensador e área de fundo para cada taxa de refluxo.	28
Tabela 22— Calor trocado no refeedor e área de fundo para cada taxa de refluxo.	29
Tabela 23— Gastos com trocadores de calor projetados com valores de 2007 e atualizados.	29
Tabela 24— Vazão volumétrica de refluxo e alturas de admissão e impulsão.	30
Tabela 25— Pressões manométricas de admissão, impulsão e diferencial de pressão.	31
Tabela 26— Potências das bombas para cada taxa de refluxo.	31
Tabela 27— Custos referentes aos cascos e motores com valores de 2007.....	32
Tabela 28— Custo total atualizado das bombas e seus respectivos custos referentes aos cascos e motores com valores de 2007.	32
Tabela 29— Gastos totais com equipamentos e investimento bruto do projeto.	33
Tabela 30— Custos operacionais do projeto.....	35
Tabela 31— Tabela com investimento bruto, custo operacional e custo total para cada projeto nas diferentes taxas de refluxo.....	35

SUMÁRIO

1.	INTRODUÇÃO.....	7
2.	AVALIAÇÃO ECONÔMICA.....	7
2.1.	Custo dos equipamentos.....	7
2.1.1.	Bomba Centrífuga	7
2.1.2.	Evaporador.....	8
2.1.3.	Torre de Destilação	9
2.1.4.	Condensador.....	11
2.1.5.	Refrervedor.....	12
2.1.6.	Vaso de Pulmão	13
2.2.	Avaliação Econômica.....	14
3.	PROJETO DE VASOS, TORRES E REATORES.....	16
3.1.	TORRE DE DESTILAÇÃO	16
3.2.	VASO PULMÃO.....	25
3.3.	TROCADORES DE CALOR	27
3.4.	BOMBA DE REFLUXO	29
3.5.	CUSTOS TOTAIS	32
4.	PROJETO DE SISTEMA DE TROCA DE CALOR.....	36
5.	PROJETO DE SISTEMA DE IMPULSÃO MECÂNICA	43
5.1.	Especificação do projeto.....	43
5.2.	Projeto de bomba centrífuga	44
	REFERÊNCIAS.....	50
	APÊNDICE A - FICHA DE ESPECIFICAÇÃO DA CORRENTE DE ALIMENTAÇÃO	51
	APÊNDICE B – FICHA DE ESPECIFICAÇÃO DA CORRENTE DE DESTILADO	52
	APÊNDICE C – FICHA DE ESPECIFICAÇÃO DA CORRENTE DE REFLUXO	53
	APÊNDICE D – FICHA DE ESPECIFICAÇÃO DA CORRENTE DE RESÍDUO.....	54
	APÊNDICE E – FICHA DE ESPECIFICAÇÃO DOS PRATOS	55
	APÊNDICE F - FICHA DE ESPECIFICAÇÃO DA TORRE DE DESTILAÇÃO	57
	APÊNDICE G - FICHA DE ESPECIFICAÇÃO DO VASO PULMÃO	59

1. INTRODUÇÃO

O presente projeto foi realizado durante as disciplinas de Projeto de Engenharia Química 1 e 2 com o objetivo de consolidar os principais conceitos adquiridos durante o curso.

A torre de destilação fracionada projetada é utilizada para separar a mistura de hidrocarbonetos leves (n-hexano, n-heptano e n-octano. Sua corrente de alimentação entra como uma mistura líquida em ponto de bolha, que é separada em duas correntes, uma que sai no fundo, enriquecida de n-octano, componente mais pesado, e, uma que sai no topo, o destilado, rica em n-hexano, componente mais leve.

Para essa unidade de separação, foram projetados os principais equipamentos de operação como a torre de destilação, o vaso pulmão, o sistema de troca de calor e de bombeamento. Além disso, também foi realizada a avaliação econômica do projeto.

2. AVALIAÇÃO ECONÔMICA

2.1. Custo dos equipamentos

Para calcular o custo dos equipamentos foi utilizada a fórmula abaixo^[1]:

$$C = a + bS^n$$

Sendo:

- C, o custo do equipamento^[1];
- a e b são as constantes específicas do equipamento disponíveis na tabela 6.6 do livro Chemical Engineering Design^[1];
- S: parâmetro de tamanho específico do equipamento disponível na tabela 6.6 do livro Chemical Engineering Design^[1];
- n: expoente para cada tipo de equipamento^[1].

2.1.1. Bomba Centrífuga

Para calcular o custo da bomba de alimentação foram usados os dados de projeto disponíveis na tabela abaixo:

Tabela 1—Dados da bomba Centrífuga

Pressão (kg/cm ² g)	T (°C)	Potência (kW)	Vazão de operação (m ³ /h)
1,2	25	2,507	57,53

O custo da bomba centrífuga será dado pela soma dos custos da bomba de uma etapa e de seu motor, logo:

$$C_{bomba} = C_{bomba \text{ de uma etapa}} + C_{motor \text{ da bomba}}$$

Para a bomba de uma etapa, as constantes a e b serão 6900 e 206, respectivamente. O expoente n será igual a 0,9 e o parâmetro de tamanho específico, S, corresponderá a vazão de operação, $57,53 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$, porém em $\text{L}\cdot\text{s}^{-1}$, assumindo o valor de $15,98 \text{ L}\cdot\text{s}^{-1}$.

$$C_{bomba \text{ de uma etapa}} = 6900 + 206 * (15,98^{0,9}) = \$9395,10$$

Para o motor da bomba, a será igual a -950, b será igual a 1770, n igual a 0,6 e o parâmetro de tamanho específico, S, será igual a potência da bomba, que corresponde a 2,507 kW.

$$C_{motor \text{ da bomba}} = -950 + 1770 * (2,507^{0,6}) = \$2122,32$$

Somando os dois custos calculados, é possível obter o custo da bomba:

$$C_{bomba} = C_{bomba \text{ de uma etapa}} + C_{motor \text{ da bomba}}$$

$$C_{bomba} = \$9396,10 + \$2122,32$$

$$C_{bomba} = \$11517,42$$

2.1.2. Evaporador

Para o custeio do evaporador foram fornecidos os seguintes dados:

Tabela 2 — Dados do evaporador.

Pressão 50% (kg/cm ² g)	T 50% (°C)	Pressão de operação (kg/cm ² g)	T de operação (°C)	Coef. global de transferência de calor (u) (kcal/h ⁻¹ m ⁻²)	Quantidade de calor necessário (Mkcal/h)
0,5	112,6	6	160	1000	3,958

A fim de calcular o custo de um evaporador, é necessário primeiro obter a área de troca térmica. Para isso, foi utilizada a equação abaixo:

$$A = \frac{Q}{u \times F_t \times \Delta T}$$

Onde A é a área de troca térmica, u, o coeficiente global de transferência de calor e Q, o fluxo de calor necessário. Serão assumidas condições ideais de troca térmica, logo, F_t será igual a 1. Para o cálculo de ΔT :

$$\Delta T = \frac{(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

Onde,

$$\Delta T1 = T_{q,ent} - T_{f,sai}$$

$$\Delta T2 = T_{q,sai} - T_{f,ent}$$

Lembrando que a temperatura de alimentação da planta é de 25°C e que a temperatura de saída é de 112,6°C, têm-se:

$$\Delta T = \frac{[(160 - 25) - (160 - 112,6)]}{\ln \left(\frac{(160-25)}{(160-112,6)} \right)}$$

$$\Delta T = 83,69$$

Logo, a área será:

$$A = \frac{3,958 \times 10^6 \text{ kcal h}^{-1}}{1000 \text{ kcal h}^{-1} \text{ m}^{-2} \times 1 \times 83,69} = 47,29 \text{ m}^2$$

Para essa área, quatro equipamentos poderiam ser escolhidos para a planta: O evaporador de tubo vertical, o trocador de calor casco e tubo, o trocador de calor duplo tubo ou o trocador de placas. Após simulações utilizando a equação de custo de equipamentos, conclui-se que o trocador de placas seria a melhor opção por ser bem menos custoso se comparado com as outras opções. Abaixo os cálculos realizados para esse trocador:

$$C_{\text{evaporador}} = 1350 + 180 \times 47,29^{0,95} = \$8369,45$$

2.1.3. Torre de Destilação

Abaixo estão os dados que serão utilizados para os cálculos da Torre de Destilação:

Tabela 3 — Dados da Torre de Destilação.

Nº de pratos	15
Diâmetro da torre (D) (m)	2,9
Altura da torre (H) (m)	15,5
Separação entre pratos (ft)	2
Folga no topo (m)	0,91
Folga no fundo (m)	0,91
Separação do prato de alimentação	0,61
Tempo de retenção do líquido no fundo (min)	10
Pressão no topo (km/cm²g)	0
Pressão no fundo (km/cm²g)	1

O preço da torre de destilação será obtido através da soma do preço unitário de cada prato e do preço do vaso da torre de destilação.

$$C_{\text{prato}} = a + bS^n$$

Para o custo do prato, o parâmetro específico do equipamento, S, será o diâmetro interno da torre, ou seja, o diâmetro dos próprios pratos. Os valores encontrados na literatura para a foi 180, para b 340, para n 1,9.

$$C_{prato} = 180 + 340xD^{1,9}$$

Multiplicando pelo número de pratos, temos:

$$C_{pratos\ total} = 15x \$2750,6 = \$41259,00$$

Para o cálculo do custo do vaso, o processo é mais complicado. O o parâmetro específico do equipamento, S, é o peso, que ainda não temos. Para esse cálculo, é necessário levar em consideração as características geométricas do vaso, sua espessura e sua pressão operacional.

A espessura do vaso pode ser calculada através da espessura mínima, pela fórmula abaixo:

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

Outra possibilidade é utilizando a equação para vasos de tensão longitudinal:

$$t = \frac{P_i D_i}{4SE - 0,8P_i}$$

Sendo:

- P_i , a pressão interna do vaso;
- D_i , o diâmetro interno do vaso;
- S , a tensão máxima resistida pelo material;
- E , a eficiência da solda.

O material escolhido para o equipamento foi o aço carbono por ser um material que suporta as temperaturas do processo, e, também, pode ser usado por não haver nenhum líquidos ou vapor corrosivo na torre de destilação. Como tanto a pressão de fundo, quanto a pressão de topo, são inferiores a pressão interna mínima de operação da Torre de Destilação ($3,5 \text{ kg cm}^{-2}\text{g}^{-1}$), então, para garantia da segurança, esta última foi assumida como a pressão de projeto. A tensão máxima suportada pelo aço de carbono é de $906,96 \text{ kg/cm}^2$, segundo literatura ^[1] para uma operação com temperatura limite de 500°F . O parâmetro de eficiência da solda é um fator que deve ser adicionado por segurança e será assumido como 0,85.

Com esses dados, é possível calcular as espessuras, tanto mínima quanto de tensão longitudinal.

$$t = \frac{3,5 \frac{kg}{cm^2g} \times 290 \text{ cm}}{2 \times 906,96 \frac{kg}{cm^2g} \times 0,85 - \frac{1,2 \times 3,5kg}{cm^2g}} = 0,6601 \text{ cm}$$

$$t = \frac{3,5 \times 290 \text{ cm}}{4 \times 906,96 \times 0,85 - 0,8 \times 3,5} = 0,3288 \text{ cm}$$

A maior espessura foi a calculada utilizando a fórmula da espessura mínima, e, por questão de segurança, essa foi a espessura selecionada para o projeto. Foram adicionados 3 mm a essa espessura por conta das possíveis corrosões que ocorrerão, determinando, assim, a espessura final como 0,9601 cm.

Com os dados obtidos é possível calcular o peso do vaso de destilação:

$$Peso_{\text{vaso de destilação}} = \frac{240 C_w D_e (H + 0,8 D_e) \times t}{g}$$

Onde,

- C_w é a constante do tipo de vaso que é igual a 1,5 para torre de destilação;
- D_e é o diâmetro externo do vaso

$$D_e = \text{diâmetro interno} + \text{espessura} = 2,9 \text{ m} + 0,009601 \text{ m}$$

$$D_e = 2,909601 \text{ m}$$

- H é a altura do torre ou vaso;
- t , a espessura do vaso em mm;
- g é a aceleração da gravidade ($9,841 \text{ m.s}^{-2}$)

$$Peso_{\text{vaso de destilação}} = \frac{240 \times 1,5 \times 2,909601 (15,5 + 0,8 \times 2,909601) \times 9,601}{9,841}$$

$$= 18218,31 \text{ kg}$$

Considerando ser um vaso vertical, a assumirá o valor de 10000, b de 29 e n de 0,85. O parâmetro específico será o peso encontrado acima.

$$C_{\text{vaso de destilação}} = 10000 + 29 \times 18218,31^{0,85} = \$131291,36$$

$$C_{\text{torre de destilação}} = C_{\text{pratos total}} + C_{\text{vaso de destilação}}$$

$$C_{\text{torre de destilação}} = \$41259,00 + \$131291,36 = 172550,36$$

2.1.4. Condensador

Para o condensador, os cálculos realizados serão análogos aos utilizados no evaporador, porém, os dados utilizados serão os fornecidos pela tabela 4.

Tabela 4— Dados do Condensador.

Qtde de calor a retirar (Mkcal/h)	T de entrada (°C)	T de saída (°C)	T do fluido (°C)	Coef. global de transferência de calor (u) (kcal/h ⁻¹ m ⁻²)
7,209	28	45	81,19	700

Primeiro, será calculada a área de troca térmica:

$$A = \frac{7,209 \times 10^6}{700 \times 1 \times \frac{[(81,19-28)-(81,19-45)]}{\ln\left(\frac{81,19-28}{81,19-45}\right)}} = 233,29 \text{ m}^2$$

Sabendo a área, é possível tirar pela tabela 6.6 do livro Chemical Engineering Design quais equipamentos poderiam ser utilizados. Os equipamentos viáveis foram os mesmos do evaporador, e, analogamente, o trocador de placas obteve o menor custo.

$$C_{condensador} = 1350 + 180 \times 233,29^{0,95} = \$33322,30$$

2.1.5. Refervedor

Os dados referentes ao reboiler se encontram na tabela 5.

Tabela 5— Dados do refervedor.

Qtde de calor a necessário (Mkcal/h)	Pressão de operação (kg/cm ² g)	T de operação (°C)	T do fluido (°C)	Coef. global de transferência de calor (u) (kcal.h ⁻¹ .m ⁻²)
5,146	6	160	133,6	1000

Os cálculos realizados serão similares aos utilizados no condensador e no evaporador, porém, nesse caso, a diferença de temperatura será dada por uma média simples da temperatura das duas correntes pois ambas serão constantes. Começando pelo cálculo da área de troca térmica, temos:

$$A = \frac{5,146 \times 10^6 \text{ kcal/h}}{\frac{1000 \text{ kcal}}{\text{h.m}^2} \times 1 \times (160 - 133,6)} = 194,92 \text{ m}^2$$

Para essa área de troca térmica, os refervedores que podem ser usados: O refervedor tipo Kettle e o tipo Termossifão.

No refervedor tipo Termossifão, a é igual a 26000, b é igual a 104 e n assume o valor de 1,1. Logo,

$$C_{refervedor \text{ termossifão}} = 26000 + 104 \times 194,92^{1,1} = \$60345,93$$

No refervedor tipo Kettle, a é igual a 25000, b é igual a 340 e n assume o valor de 0,9. Logo,

$$C_{\text{refervedor kettle}} = 25000 + 340 \times 194,92^{0,9} = \$64115,57$$

Sendo assim, a melhor opção é o refervedor tipo Termossifão, por conta do menor custo.

2.1.6. Vaso de Pulmão

Os dados referentes ao reboiler se encontram na tabela 6.

Tabela 6—Dados do Vaso do Pulmão.

Razão geométrica (L/D)	5
Vazão volumétrica do destilado (m³h⁻¹)	21,86
RR (m³h⁻¹)	73,44
Tempo de retenção (min)	10
Diâmetro do tanque (D) (m)	2,1
Comprimento do tanque (L) (m)	10,5
Pressão de operação (kg/cm²)	0

O parâmetro de tamanho específico do vaso de pulmão é o peso. Então, as contas realizadas serão análogas as realizadas na torre de destilação, e, inclusive, a pressão de operação assumida também será de 3,5 kg/cm²g. O material que será utilizado é o mesmo, o aço carbono.

Para o cálculo da espessura do vaso, usaremos novamente tanto a equação de vasos de parede espessas e a equação de vasos de tensão longitudinal.

$$t = \frac{\frac{3,5 \text{ kg}}{\text{cm}^2} \times 210 \text{ cm}}{2 \times \left(906,96 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \times 0,85 \right) - 1,2 \times \left(3,5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right)} = 4,78 \text{ mm}$$

$$t = \frac{\frac{3,5 \text{ kg}}{\text{cm}^2} \times 210 \text{ cm}}{4 \times \left(906,96 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \times 0,85 \right) - 0,8 \times \left(3,5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right)} = 2,39 \text{ mm}$$

Por segurança, a maior espessura será considerada. Para uma margem de segurança, são adicionados 3mm por conta dos desgastes que podem ocorrer. Logo, a espessura considerada será de 7,8mm de aço carbono. Para estimar o peso do vaso, temos:

$$Peso_{\text{vaso de pulmão}} = \frac{240 C_w D_m (h_v + 0,8 D_e) \times t}{g}$$

$$Peso_{\text{vaso de pulmão}} = \frac{240 \times 1,08 \times 2,10778 (10,5 + 0,8 \times 2,10778) \times 7,78}{9,81} = 5280,07 \text{ kg}$$

Com o peso do vaso pode-se estimar seu custo. Para que o nível do líquido corresponda a 50% do tanque, a opção escolhida foi o vaso horizontal.

Os parâmetros do vaso horizontal são: a igual a 8800, b igual a 27 e n igual a 0,85 e o parâmetro de tamanha específico, S , será igual ao peso, 5280,07kg,

$$C_{\text{vaso de pulmão}} = 8800 + 27 * 5280,07^{0,85} = \$48210,10$$

2.2. Avaliação Econômica

O valor gasto com equipamento (E) será igual a soma do preço de cada equipamento.

$$E_{2007} = C_{\text{bomba}} + C_{\text{evaporador}} + C_{\text{torre de destilação}} + C_{\text{condensador}} + C_{\text{refervedor}} + C_{\text{vaso de pulmão}}$$

$$E_{2007} = \$11517,42 + \$8369,45 + \$172550,36 + \$33322,30 + \$60345,93 + \$48210,10$$

$$E_{2007} = \$334.315,56$$

A estimativa foi realizada com preços de 2007, logo, é necessária uma correção para que os custos sejam atualizados. Para isso, o valor total de custos será multiplicado pelo multiplicador F_D , está representado na equação abaixo. Infelizmente, não foram achado CEPCI (Chemical Engineering Plant CostIndex) mais recentes que 2017.

$$F_D = \frac{CEPCI_{2017}}{CEPCI_{2007}} = \frac{568,82}{525,02}$$

$$E_{2017} = E_{2007} \times F_D = \$362.205,97$$

Então, tem-se que o custo com equipamentos atualizado para 2017 é de 361060,8 dólares.

Tabela 7 — Método das porcentagens.

Partida	Porcentagem (%)	Fórmula	Custo 2017 (\$)
Equipamentos(E)	100	1xE	362.205,97
Materiais(M)	60-70	0,65xE	235.433,88
Engenharia de Detalhe (ED)	40-50	0,45x (E+M)	268.937,93
Construção (C)	50-70	0,6 x (E+M)	358.583,91
Supervisão da Construção (SC)	10	0,1x (E+M)	59.763,99

O custo de ISBL (InsideBatteryLimits) é dado pela soma de todos os custos feitos e o valor encontrado será utilizado para a estimação dos custos que estão fora da bateria, como gastos com serviços auxiliares (água, vapor, etc), off-sites, que são sistemas que estão fora

dos limites físicos da planta, porém tem papel no funcionamento da planta (tubulações, tanques de armazenamento de matéria prima, sistemas de tratamento de efluentes, resíduos sólidos, entre outros) e gastos de arranque que é o gasto necessário para dar partida ao funcionamento da planta e para situações emergências, onde é necessária uma contingência.

$$ISBL = E + M + ED + C + SC$$

$$ISBL = \$1.284.925,68$$

Tabela 8 — Estimativas de Custos Gerais sobre o ISBL.

	Porcentagem do IBSL(%)	Custo 2017 (\$)
ISBL	100	1.284.925,68
Serviços auxiliares (SA)	4	51.397,03
Off-sites (OS)	8	102.794,05
Gastos de arranque (GA)	3,5	44.972,40
Contingências e imprevistos (CI)	10	128.492,57

O custo total de investimento, ou capital imobilizado, será dado pela soma dos custos representados na tabela 8.

$$I = ISBL + SA + OS + GA + CI$$

$$I = \$ 1.612.581,73$$

O capital de giro (CG) deverá corresponder entre 20 a 30% do imobilizado. Para ter uma margem de segurança, o valor do capital de giro escolhido foi de 30%.

$$CG = 0,3xI = R = 0,3 x \$ 1.612.581,73 = \$483.774,52$$

Gastos prévios (GP) e os gastos para pôr a planta em funcionamento (GPF) serão equivalentes a 10 e 35% do Imobilizado, respectivamente. Logo,

$$GP = 0,10 x I = 0,10 x \$ 1.612.581,73 = \$161.258,17$$

$$GPF = 0,35 x \$ 1.612.581,73 = \$564.403,61$$

O investimento total (Y) será dado pela soma do capital imobilizado (I), do capital de giro (CG), dos gastos prévios (GP) e dos gastos necessários para colocar a planta em funcionamento (GPF).

$$Y = I + CG + GP + GPF$$

$$Y = 1.612.581,73 + 483.774,52 + 161.258,17 + 564.403,61$$

$$Y = 2.8222.018,02$$

Tabela 9— Porcentagem do Capital de Giro e outros gastos.

	Porcentagem do Imobilizado(%)	Custo 2017 (\$)
Imobilizado	100	1.612.581,73
Capital de Giro (CG)	30	483.774,52
Gastos Prévios	10	161.258,17
Gastos para por a planta em funcionamento (GPF)	35	564.403,61
Investimento total (Y)	-	2.822.018,02

3. PROJETO DE VASOS, TORRES E REATORES

3.1. TORRE DE DESTILAÇÃO

A fim de projetar uma torre de destilação multicomponente para fracionar uma mistura de n-hexano, n-heptano e n-octano foi utilizado o método do cálculo aproximado. Na tabela abaixo encontram-se os dados referentes a cada componente.

Tabela 10 — Dados dos componentes e das correntes da torre.

Componente	Alimento		Destilado		Resíduo		Volatilidade relativa
	A / kmol h ⁻¹	x _{iA}	D / kmol h ⁻¹	x _{iD}	R / kmol h ⁻¹	x _{iR}	
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

No método do cálculo aproximado, o primeiro valor a ser estimado é a taxa de refluxo mínima, R_m . As seguintes equações irão permitir o cálculo de R_m .

$$\frac{\alpha_{cl}x_{clq}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cp}x_{cpq}}{\alpha_{cp} - \theta} + \dots + \frac{\alpha_i x_{ia}}{\alpha_i - \theta} + \dots = 1 - q$$

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

Figura x- Equações do método de cálculo aproximado

Sendo:

α_{cl} —volatilidade relativa do componente leve referido ao próprio componente pesado

α_{cp} — volatilidade relativa do componente pesado referido ao componente pesado (= 1);

α_i — volatilidade relativa do componente i referido ao componente 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. Como nesse projeto a alimentação foi considerada um líquido saturado, o valor assumido por q é igual a 1, porém, esse valor depende das características da corrente de alimentação

θ — raiz da primeira equação, entre α_{cl} e α_{cp}

Adaptando as equações para a realidade do projeto,

$$\frac{\alpha_{cl}x_{cla}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cp}x_{cpa}}{\alpha_{cp} - \theta} + \frac{\alpha_i x_{ia}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

$$\frac{2,7x_{clD}}{2,7 - \theta} + \frac{\alpha_{cp}x_{cpD}}{\alpha_{cp} - \theta} + \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

O componente leve (cl) será o componente de maior volatilidade relativa, n-hexano. O componente pesado (cp), será o de menor volatilidade relativa, logo, será o n-octano, e, por fim, o componente i (ci) será o n-heptano.

Substituindo os valores a fim de encontrar θ , têm-se:

$$\frac{2,7x0,4}{2,7 - \theta} + \frac{1x0,25}{1 - \theta} + \frac{2,22x0,35}{2,22 - \theta} = 1 - 1$$

A equação resultante é uma equação de 2º, com duas raízes, θ_1 e θ_2 , que são, respectivamente, 1,172 e 2,426. Os 2 valores estão entre a volatilidade relativa do componente pesado (1) e a volatilidade relativa do componente leve (2,7), logo, à princípio, serão realizados os cálculos para ambos valores.

Substituindo os valores obtidos na segunda equação dos cálculos aproximados:

$$\frac{2,7x0,534}{2,7 - \theta} + \frac{1x0,013}{1 - \theta} + \frac{2,22x0,453}{2,22 - \theta} = R_m + 1$$

R_m será a raiz da equação. Com os valores de θ_1 e θ_2 , foram encontrados os valores 0,828 e -0,629, respectivamente, para R_m

Como R_m é referente a taxa de refluxo mínima, razão entre as correntes de refluxo e de destilado, não faz sentido assumir valores negativos, pois isso significaria que a corrente de refluxo está saindo da torre de destilação. Logo, R_m será igual 0,828.

Se for considerada uma condição de refluxo total o número de pratos da torre será o mínimo. Para calcular o número mínimo de pratos foi utilizada a equação de Fenske.

$$N_{min} + 1 = \frac{\log_{\alpha_{clp}} \left[\left(\frac{x_{cl}}{x_{cp}} \right)_D \left(\frac{x_{cp}}{x_{cl}} \right)_R \right]}{\log(\alpha_{clp})_{m\u00e9dio}}$$

Nessa equação, o componente leve será o n-heptano, mais leve a sair pela corrente de res\u00edduo, e o pesado ser\u00e1 o n-octano, mais pesado a sair pelo res\u00edduo.

Substituindo os valores- t\u00eam-se:

$$N_{min} + 1 = \frac{\log_{2,22} \left[\left(\frac{0,453}{0,013} \right) \left(\frac{0,96}{0,04} \right) \right]}{\log(2,22)}$$

$$N_{min} = 7,438$$

Logo, o n\u00famero m\u00ednimo de pratos ser\u00e1 de 8 pratos. A correla\u00e7\u00e3o emp\u00edrica de Gilliland, apresentada em seq\u00fancia, permite estimar o n\u00famero aproximado de est\u00e1gios

$$N = \frac{N_{min} + Y}{1 - Y}$$

Onde o par\u00e2metro Y ser\u00e1 dado pela equa\u00e7\u00e3o:

$$Y = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54,4X}{11 + 117,2X} \right) \left(\frac{X - 1}{\sqrt{X}} \right) \right]$$

Em que

$$X = \frac{\frac{L}{D} - \left(\frac{L}{D} \right)_m}{\frac{L}{D} + 1}$$

A raz\u00e3o L/D \u00e9 a raz\u00e3o de refluxo (RR).

O projeto foi avaliado considerando 20, 40, 60 e 100% acima da taxa de refluxo m\u00ednima.

Após encontrar o número de pratos teóricos, o número de pratos reais pode ser obtido conhecendo a eficiência dos pratos η_{pratos} , que será considerada 0,8.

$$N_{\text{real}} = \frac{N}{\eta_{\text{pratos}}}$$

Os resultados obtidos para a sequência de cálculos acima se encontram na tabela abaixo:

Tabela 11— Dados de razão de refluxo, parâmetros X e Y e número de pratos para cada incremento na taxa de refluxo mínima.

Aumento do R_m	R_m	RR	X	Y	Nº de pratos teóricos (N)	Nº de pratos reais (N_{real})	Nº de pratos reais
1,2	0,828	0,993	0,083	0,571	18,677	23,346	24
1,4	0,828	1,159	0,153	0,502	15,941	19,927	20
1,6	0,828	1,324	0,214	0,449	14,309	17,887	18
2	0,828	1,655	0,312	0,372	12,442	15,553	16

O próximo passo é calcular as vazões de vapor e líquido através do balanço de massa.

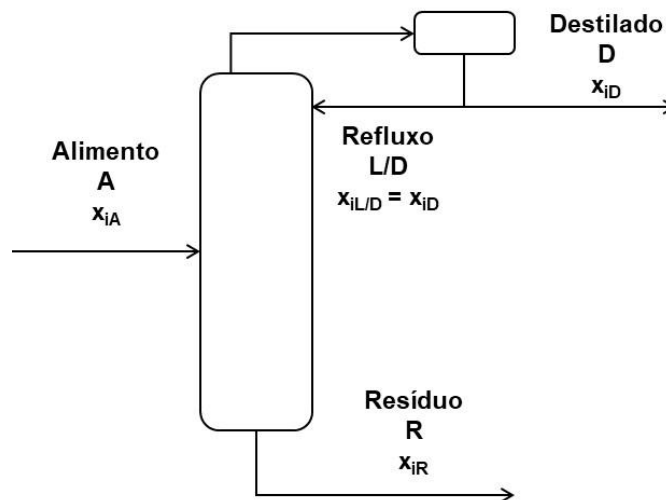


Figura 1—Esquema de coluna de destilação.

A fim de simplificar o problema, foi considerado que as correntes possuem vazão constante. A partir da razão de refluxo (RR) e os dados já conhecidos é possível encontrar o fluxo de líquido que retorna para a coluna.

$$RR = \frac{L}{D}$$

$$L = RR \times D$$

Com o balanço de massa da zona de enriquecimento da torre, obtém-se a vazão de vapor (V), que sai pela parte superior da coluna.

$$E = S$$

$$V = L + D$$

Como resultado, tem a vazão molar das correntes de líquido (L) e vapor (V). Para transformar em vazão volumétrica, foi considerado a densidade molar de valor aproximado de 0,0349 kmol/m³.

Na tabela abaixo estão as vazões obtidas.

Tabela 12 — Resultados do refluxo, vazão de vapor e vazão volumétrica de vapor para cada taxa de refluxo.

RR (L/D)	Refluxo (L) (kmol/h)	Vapor (V) (kmol/h)	Vazão Volumétrica (m ³ /H)
0,993125	74,484	149,484	4283,220
1,158646	86,898	161,898	4638,924
1,324167	99,313	174,313	4994,628
1,655208	124,141	199,141	5706,035

Para estimar o diâmetro dos pratos, é preciso estimar a velocidade limite. Para isso, foi usada a equação de York:

$$v_{limite} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}}$$

Onde k é constante com valor assumido de 0,23, ρ_L é a densidade do líquido com valor assumido de 616,1 kg/m³, ρ_G , a densidade do vapor com valor considerado de 3,242 kg/m³. Logo,

$$v_{limite} = 0,23 \sqrt{\frac{616,1 \text{ kg.m}^{-3} - 3,242 \text{ kg.m}^{-3}}{3,242 \text{ kg.m}^{-3}}}$$

$$v_{limite} = 3,162 \text{ ft.s}^{-1}$$

Conhecendo a velocidade limite é possível calcular a seção transversal mínima da coluna ($S_{mín}$) para que não ocorra arraste de vapor:

$$S_{mín} = \frac{V}{v_{limite}}$$

Nessa equação, é importante que tanto a vazão volumétrica de vapor, quanto a velocidade limite, estejam compatíveis em termos de unidade. Em seguida, foi calculado o

diâmetro mínimo através do valor de seção mínima encontrado (S_{\min}). Nesse exercício, tanto o valor da seção, quanto o valor de D_{\min} serão dados em metros.

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4 \times S_{\min}}{\pi}}$$

Na tabela 13 estão os resultados para os cálculos da seção transversal mínima e diâmetro mínimo. Foi considerada uma margem de segurança de 20% de sobredimensionamento para o diâmetro e recalculado valorda seção transversal para o novo diâmetro.

$$S = \frac{\pi x D^2}{4}$$

Tabela 13— Diâmetros e sessões transversais estimadas para a coluna considerando as diferentes razões de refluxo.

RR	Seção transversal mínima (S_{\min}) (m ²)	Diâmetro mínimo (D_{\min}) (m)	Diâmetro (D) (m)	Seção transversal (S) (m ²)
0,993	1,234	1,254	1,504	1,778
1,159	1,337	1,305	1,566	1,925
1,324	1,439	1,354	1,625	2,073
1,655	1,644	1,447	1,736	2,368

Para estimar a altura da torre é necessário levar em conta o distanciamento entre os pratos. O prato no topo terá uma distância de 0,91m e no fundo do último prato até o nível de líquido também existirá uma distância de 0,91m. Já para o prato de alimentação, a distância considerada será de 0,61m. A distância entre os outros pratos foi considerada como 0,4572m por se tratar de um sistema limpo. Todas essas distâncias somadas a altura do nível de líquido retido por 10 minutos ao fundo resultarão na altura total da torre.

Para o calculo da altura do líquido ao fundo, será considerado o tempo de retenção de 10 minutos e que a densidade molar do resíduo é de 5,375 kmol/m³. A equação utilizada está descrita abaixo.

$$H_{fundo} = \frac{Volume}{Área}$$

$$H_{fundo} = \frac{(A + L) \times \text{tempo de retenção}}{S}$$

A vazão será dividida pela densidade molar para que a unidade fique em m^3h^{-1} . O tempo de retenção, que está em minutos, será transformado em horas. Logo, a equação assumirá a seguinte forma:

$$H_{fundo} = \frac{(A + L) \times \text{tempo de retenção}}{5,375 \times 60 \times S}$$

Para o cálculo da altura dos pratos, sem considerar o fundo, foi resolvida a seguinte equação:

$$H_{pratos} = (N_{pratos \text{ reais}} - 2) \times 0,4572 + 0,91 \times 2 + 1 \times 0,61$$

Logo, a altura total será dada por:

$$H = H_{fundo} + H_{pratos}$$

Os resultados estão dispostos na tabela a seguir.

Tabela 14—Alturas encontradas dos pratos, do fundo e altura total.

% acima do $R_{\text{mín}}$	H pratos (m)	H fundo (m)	H (m)
20	12,488	3,044	15,532
40	10,660	3,010	13,670
60	9,745	2,982	12,727
100	8,831	2,935	11,766

Para realização do custeio da torre de destilação, primeiro foi preciso calcular a espessura mínima ($e_{\text{mínima}}$) e a espessura por tensão longitudinal ($e_{\text{longitudinal}}$).

$$e_{\text{mínima}} = \frac{P_i D}{2SE - 1,2P_i}$$

$$e_{\text{longitudinal}} = \frac{P_i D}{4SE - 0,8P_i}$$

Sendo D, o diâmetro da torre, S, a tensão máxima resistida pelo material, que, nesse caso, se tratando de um aço carbono, assumirá o valor de $906,96 \text{ kg/cm}^2$, e, E será a eficiência da solda (0,85). Para a pressão interna (P_i), o maior valor de pressão encontrado no sistema foi igual a $2 \text{ kgcm}^{-2}\text{g}^{-1}$, sendo inferior a pressão interna mínima de operação da Torre de

Destilação ($3,5 \text{ kg cm}^{-2}\text{g}^{-1}$), logo, para garantia da segurança, será considerada a pressão de $3,5 \text{ kg cm}^{-2}\text{g}^{-1}$.

Para maior segurança do projeto, a espessura escolhida foi $e_{\text{mínima}}$ por ser mais grossa. A esse valor foram somados 3mm por questões de segurança, obtendo, por fim, a espessura total (e_{total}).

Com os dados obtidos é possível calcular o peso da coluna, em Newtons. Porém, para realização do custeio, o que será utilizado será a massa, em kg. Logo, foi dividido o peso pela aceleração gravitacional a fim de obter a massa em kg.

$$\begin{aligned} \text{Peso}_{\text{coluna}} &= 240C_w D_e (H + 0,8D_e)e_{\text{total}} \\ \text{Massa}_{\text{coluna}} &= \frac{240C_w D_e (H + 0,8D_e)e_{\text{total}}}{g} \end{aligned}$$

Onde,

- C_w é a constante do tipo de vaso. Para torre de destilação, será igual a 1,5.
- D_e é o diâmetro externo do vaso:

$$D_e = \text{Diâmetro} + \text{espessuratotal}$$

- H é a altura do torre;
- g é a aceleração gravitacional ($9,841\text{m/s}^2$)

Os resultados estão disponíveis na tabela 15.

Tabela 15— Parâmetros de espessura total, diâmetro externo, peso e massa da coluna de destilação.

% acima do R_m	$e_{\text{mínima}}$ (mm)	$e_{\text{longitudinal}}$ (mm)	e_{total} (mm)	D_e (m)	Peso _{coluna} (N)	Massa _{Coluna} (Kg)
20	3,424	1,709	6,424	1,511	58495,348	5944,045
40	3,564	1,779	6,564	1,572	55455,687	5635,168
60	3,698	1,846	6,698	1,631	55190,609	5608,232
100	3,952	1,973	6,952	1,743	57423,340	5835,112

Para a estimativa dos custos, será utilizada a equação abaixo, conforme descrito no Chemical Engineering Design^[1]:

$$C = a + bS^n$$

Onde:

- C, o custo do equipamento;
- a e b são as constantes específicas do equipamento disponíveis na tabela 6.6 do livro Chemical Engineering Design;
- S: parâmetro de tamanho específico do equipamento disponível na tabela 6.6 do livro Chemical Engineering Design;

- n: expoente para cada tipo de equipamento.

A princípio, para conseguir o custo da torre de destilação, é necessário encontrar o custo dos pratos e o custo do vaso de destilação.

O custo dos pratos será dado por:

$$C_{\text{pratos total}} = N \times C_{\text{prato unitário}}$$

Onde N, é o número de pratos da coluna e $C_{\text{prato unitário}}$, o custo de um prato. Para o cálculo do custo do prato unitário, o parâmetro específico do equipamento, S, será o diâmetro interno da torre (D), ou seja, o diâmetro dos próprios pratos. Os valores encontrados na literatura para a foi 180, para b 340, para n 1,9.

$$C_{\text{prato unitário},2007} = 180 + 340 \times D^{1,9}$$

Já para o cálculo do custo do vaso de destilação, será considerado um vaso vertical, a assumir o valor de 10000, b de 29 e n de 0,85. O parâmetro específico será a massa.

$$C_{\text{vaso de destilação},2007} = 10000 + 29 \times \text{Massa}_{\text{coluna}}^{0,85}$$

Por fim, o custo total da coluna de destilação será dado por:

$$C_{\text{torre de destilação},2007} = C_{\text{pratos total},2007} + C_{\text{vaso de destilação},2007}$$

Porém, esses preços são referentes a 2007. Foi estimado através do índice CEPCI de 2007 (525,02)^[2] e os custos para 2017 (568,82)^[2], que foi o ano mais recente que foi encontrado o CEPCI.

$$C_{2017} = C_{2007} \frac{\text{Índice de custos}_{2017}}{\text{Índice de custos}_{2007}}$$

Na tabela 16 estão disponíveis os custos encontrados.

Tabela 16— Custos referentes a coluna de destilação.

% acima do R_m	$C_{\text{prato unitário},2017}$ (US\$)	$C_{\text{pratos total},2007}$ (US\$)	$C_{\text{vaso de destilação},2007}$ (US\$)	$C_{\text{torre de destilação},2007}$ (US\$)	$C_{\text{torre de destilação},2017}$ (US\$)
20	918,6981	22048,75	56813,14	78861,9	85440,98
40	976,859	19537,18	54737,2	74274,38	80470,75
60	1034,797	18626,35	54555,37	73181,72	79286,93
100	1150,069	18401,11	56082,9	74484,02	80697,87

3.2. VASO PULMÃO

Para realizar o projeto do pulmão é necessário considerar as vazões de líquido que serão retiradas, que consistem no refluxo e no destilado. O tempo de retenção que será considerado será de 10 minutos e a razão geométrica (L/D) será igual a 5. A densidade do destilado foi disponibilizada na tabela onde se encontram as informações das correntes e possui valor de 6,638 kmol/m³.

$$Q = \frac{L + D}{\rho_{\text{destilado}}}$$

Em seguida, é possível calcular o volume útil em função da vazão de líquido retirada (Q):

$$V_{\text{útil}} = Q \text{ (m}^3\text{h}^{-1}\text{)} \times t_{\text{residência}} \text{ (h)}$$

O volume geométrico ($V_{\text{geométrico}}$) será o dobro do volume útil.

Tabela 17— Resultados obtidos de vazão de líquido e volume.

% acima do R_m	Vazão de líquido (Q)		
	(m ³ /h)	$V_{\text{útil}}$ (m ³)	$V_{\text{geométrico}}$ (m ³)
20%	22,519	3,753	7,506
40%	24,390	4,065	8,130
60%	26,260	4,377	8,753
100%	30,000	5,000	10,000

Com o dado do volume geométrico, o próximo passo será a determinação do diâmetro mínimo do vaso pulmão:

$$D_{\text{mínimo}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_{\text{geométrico}}}{\pi \times \frac{L}{D}}}$$

Por razões de segurança, foi realizado o cálculo do $D_{\text{mínimo}}$ com um incremento de 300mm e, também, de 20% do seu valor. Os resultados estão disponíveis abaixo:

Tabela 18— Resultados obtidos de diâmetro para cada taxa de refluxo.

% acima do R_m	$D_{\text{mínimo}}$ (m)	$D_{\text{mínimo}}$ (m) +0,3m	$D_{\text{mínimo}}$ +20% $D_{\text{mínimo}}$ (m)
20%	1,241	1,541	1,489
40%	1,275	1,575	1,529
60%	1,306	1,606	1,568
100%	1,366	1,666	1,639

Como os valores de diâmetro com um incremento de 300mm são maiores, foram escolhidos para serem utilizados por questão de segurança.

Com os valores de diâmetro, é possível estimar a espessura do vaso (e), aplicando a seguinte equação:

$$e = \frac{P_D \left(\frac{D}{2}\right) 1000}{S_t E - 0,6 P_D} + C.A$$

Onde,

P_D é a pressão de desenho, que assumiria o valor da somatória da pressão de operação (1,02kg/cm²g) com 1,8 kg/cm²g. Porém, o valor resultante da somatória é 2,802 kg/cm²g, menor que 3,5kgcm⁻²g⁻¹, valor mínimo de pressão interna para operação da torre devido, logo, a pressão de desenho assumirá o valor mínimo de 3,5kgcm⁻²g⁻¹.

S_t corresponde a tensão de cisalhamento do aço e será igual a 1055;

E será a eficiência de solda, que foi assumida 0,85; e

$C.A$ a sobre-espessura de corrosão, que para meios poucos corrosivos, como é o caso do exercício, pode ir de 1,5mm a 3mm. Foi escolhido 3mm de sobre-espessura por segurança.

O peso (W) em kg será dado por

$$W = 24,6D \times (L + 0,8D) \times (e + X)$$

Onde X é o fator de complexidade e será considerado 2 por se tratar de um caso simples.

Tabela 19— Resultados obtidos de espessura e peso para cada taxa de refluxo.

% acima R_m	espessura (e) (mm)	Peso (W) Kg
20%	6,014	2,715,651
40%	6,080	2,857,946
60%	6,142	2,997,351
100%	6,258	3,268,603

Por fim, calcular o custo em dólares (US\$) gulf referentes à 2006 do vaso pulmão ($C_{VP,2006}$):

$$C_{VP,2006} = -2500 + 200W^{0,6}$$

É possível realizar uma estimativa de custo mais atual através do índice CEPCI de 2006 (499,85) e 2017 (568,82).¹²

$$C_{\text{ano a considerar}} = C_{\text{ano de referência}} \cdot \frac{\text{Índice de custos}_{\text{ano a considerar}}}{\text{Índice de custos}_{\text{ano de referência}}}$$

$$C_{2017} = C_{2006} \frac{\text{Índice de custos}_{2017}}{\text{Índice de custos}_{2006}}$$

Tabela 20— Parâmetros do vaso pulmão e custos referentes a 2006 e 2017.

% acima do R_m	e (mm)	W (kg)	$C_{VP,2006}$ (\$)	$C_{VP,2017}$ (\$)
20%	6,014	2715,651	20480,230	23306,121
40%	6,080	2857,946	21195,311	24119,869
60%	6,142	2997,351	21882,179	24901,513
100%	6,258	3268,603	23183,092	26381,927

3.3. TROCADORES DE CALOR

Na coluna, existirão dois trocadores de calor, um ao fundo da torre, que é o refeedor e outro ao topo, o condensador. Iniciando pelo projeto do condensador, os dados de calor latente do destilado (QL_{Topo}) e de temperatura da corrente de destilado ($T_{destilado}$) se encontram na tabela de informação das correntes e correspondem aos valores de 7602 kcal/kmol e 79,66°C, respectivamente. A água de refrigeração utilizada entrará a uma temperatura de 28°C ($T_{ÁGUA,E}$) e terá sua temperatura elevada a 45°C na saída ($T_{ÁGUA,S}$). O coeficiente global de troca térmica no topo (U_{Topo}) será considerado 500 W/m²°C. Foi preciso transformar o valor do coeficiente global (U_{Topo}) em kcal/m².h.°C para que as dimensões fossem equivalentes.

Para o projeto do trocador, é preciso calcular sua área, que poderá ser obtida através da seguinte equação:

$$Q_{topo} = A_{topo} \times U_{topo} \times \Delta T_{ml}$$

$$A_{topo} = \frac{Q_{topo}}{U_{topo} \times \Delta T_{ml}}$$

Onde, Q_{topo} será o calor trocado no condensador e ΔT_{ml} , a temperatura média logarítmica. A fórmula da temperatura média logarítmica será dada por:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{destilado} - T_e) - (T_{destilado} - T_s)}{\ln \left(\frac{T_{destilado} - T_e}{T_{destilado} - T_s} \right)}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(79,66 - 28) - (79,66 - 45)}{\ln \left(\frac{79,66 - 28}{79,66 - 45} \right)}$$

$$\Delta T_{ml} = 45,596^\circ C$$

E, por fim, para a obtenção do Q_{topo} :

$$Q_{topo} = V \times QL_{topo}$$

Sendo V , a vazão de líquido no condensador em $kmol.h^{-1}$. Com todas as variáveis disponíveis é possível calcular a área do condensador. Os resultados obtidos se encontram na tabela 21.

Tabela 21— Calor trocado no condensador e área de fundo para cada taxa de refluxo.

% acima do R_m	Q_{Topo} (kcal/h)	A_{Topo} (m ²)
20%	1136380,261	62,053
40%	1230751,971	67,206
60%	1325123,682	72,360
100%	1513867,102	82,666

Para o projeto do refeedor, os mesmos cálculos foram feitos de forma análoga. Disponibilizados na tabela de informação das correntes, o calor latente do resíduo ($QL_{resíduo}$), assume um valor de 7847 kcal/kg, e a temperatura do resíduo ($T_{resíduo}$), de 150,6°C. A temperatura do vapor de baixa pressão (T_{vapor}) considerada foi de 230°C e o coeficiente global de troca térmica (U_{fundo}) considerado foi de 750W/m².°C. Como a condensação ocorre a temperatura constante, não é necessário utilizar fator de correção. Assim como no condensador, o coeficiente global (U_{Topo}) será transformado em kcal/m².h.°C para que as dimensões fossem equivalentes.

$$A_{fundo} = \frac{Q_{fundo}}{U_{fundo} \times \Delta T}$$

Onde, Q_{fundo} corresponde ao calor trocado no refeedor e ΔT a diferença de temperaturas. Nesse caso, como a temperatura das correntes se manteve constante devido a mudança de fase, não será utilizada a temperatura média logarítmica.

$$\Delta T = T_{fluído quente} - T_{fluído frio}$$

$$\Delta T = T_{vapor} - T_{resíduo}$$

$$\Delta T = 230 - 150,6$$

$$\Delta T = 79,4^{\circ}C$$

Q_{fundo} será dado por:

$$Q_{fundo} = (A + L) \times QL_{fundo}$$

Sendo A, a vazão de alimentação e L, a vazão de refluxo. Essa soma resultará na vazão de líquido total ao fundo.

Finalmente, com as variáveis obtidas é possível calcular a área do fundo. Os resultados obtidos para o refeedor estão dispostos na tabela 11.

Tabela 22— Calor trocado no refeedor e área de fundo para cada taxa de refluxo.

% acima do refluxo mín	Q_{fundo} (kcal/h)	A_{fundo} (m ²)
20%	1369178,934	26,740
40%	1466592,090	28,642
60%	1564005,246	30,545
100%	1758831,557	34,350

Com os dados das áreas dos trocadores é possível calcular os custos de cada uma destes utilizando novamente a equação disponível no Chemical Engineering Design ^[1]:

$$C = a + bS^n$$

Onde, para um trocador casco e tubo, a, b e n assumem os valores 24000, 46 e 1,2, respectivamente. O parâmetro de tamanho específico (S) do trocador de calor será sua área de troca térmica. Para atualizar os custos para o ano de 2017, foi utilizado o índice CEPCI, na equação abaixo:

$$C_{2017} = C_{2006} \frac{\text{Índice de custos}_{2017}}{\text{Índice de custos}_{2006}}$$

Na tabela 23 estão os custos de cada trocador de calor projetado.

Tabela 23— Gastos com trocadores de calor projetados com valores de 2007 e atualizados.

% acima do R_m	$C_{condensador,2007}$ (\$)	$C_{condensador,2017}$ (\$)	$C_{refervedor,2007}$	$C_{refervedor,2017}$ (\$)
20%	30517,397	33063,322	26373,273	28573,474
40%	31172,167	33772,717	26577,310	28794,53
60%	31837,065	34493,084	26784,078	29018,549
100%	33194,985	35964,289	27205,270	29474,880

3.4. BOMBA DE REFLUXO

O último equipamento a ser projetado será a bomba. Para o cálculo de seus custos foi preciso calcular a vazão de refluxo volumétrica, dividindo a vazão de refluxo molar pela densidade molar do destilado ($\rho_{destilado}$), que é igual a 6,635kmol/m³.

$$Q_{refluxo} = \frac{L}{\rho_{destilado}}$$

Em seguida, foi necessário calcular a perda de carga a ser vencida. Para isso, primeiro foram calculadas as altura de admissão ($H_{admiss\tilde{a}o}$) e de impulsão ($H_{impuls\tilde{a}o}$). Para a altura de admissão, foi considerado que o vaso de pulmão se encontra 3 metros acima do solo e também o nível normal de 50% do vaso pulmão. Logo, a altura de admissão será a soma dos 3 metros a metade do diâmetro do vaso pulmão. Já a altura de impulsão ($H_{impuls\tilde{a}o}$) será toda a altura que a bomba precisará vencer, ou seja, a altura da torre somada aos 3 metros.

$$H_{admiss\tilde{a}o} = 3m + 0,50xD_{vaso\ pulm\tilde{a}o}$$

$$H_{impuls\tilde{a}o} = 3m + H$$

Os resultados de vazão de refluxo e das alturas de admissão e impulsão estão disponíveis na tabela 24.

Tabela 24— Vazão volumétrica de refluxo e alturas de admissão e impulsão.

% acima do R _m	Q refluxo (m ³ /h)	H admissão (m)	H impulsão (m)
20%	11,220	3,770	18,532
40%	13,091	3,787	16,670
60%	14,961	3,803	15,727
100%	18,701	3,832	14,766

Para os cálculos da pressão manométrica na admissão ($P_{man,admiss\tilde{a}o}$) será utilizada a fórmula abaixo:

$$P_{man,admiss\tilde{a}o} = H_{admiss\tilde{a}o} \times \rho_{Destilado} \times g$$

Onde, H assumirá os valores das alturas de admissão, g, será a aceleração da gravidade, igual a 9,8m²/s, e $\rho_{Destilado}$, a densidade do destilado em kg/m³.

O cálculo da pressão manométrica na impulsão será similar ao utilizado para $P_{man,admiss\tilde{a}o}$, porém, será adicionado os valores de 0,35kg/cm² e 0,1 kg/cm² referentes a pressão do topo da torre, de onde sairá o refluxo, e a perda de pressão que uma válvula de controle ocasionará, respectivamente. Essas pressões serão multiplicadas por 98066,5 para transformar kg/cm² em Pa.

$$P_{man,impuls\tilde{a}o} = H_{impuls\tilde{a}o} \times \rho_{Destilado} \times g + (0,35 + 0,1) \times 98066,5$$

A diferença de pressão será dada como a diferença entre a pressão na impulsão e a pressão na admissão.

$$\Delta P = P_{man,impuls\tilde{a}o} - P_{man,admiss\tilde{a}o}$$

Tabela 25— Pressões manométricas de admissão, impulsão e diferencial de pressão.

% acima do R _m	$P_{man,admiss\tilde{a}o}$ (Pa)	$P_{man,impuls\tilde{a}o}$ (Pa)	ΔP (Pa)
20%	22787,799	156132,095	133344,297
40%	22888,865	144877,350	121988,484
60%	22984,889	139177,712	116192,823
100%	23164,048	133369,585	110205,537

Com os dados da vazão volumétrica do refluxo e da diferença de pressão é possível obter a potência útil da bomba, a potência absorvida e a potência elétrica. Para a potência absorvida será considerada uma eficiência hidráulica de 45% e para a potência elétrica, uma eficiência elétrica de 90%.

$$Pot_{\tilde{u}til} = \frac{Q_{refluxo} \times \Delta P}{3600 \text{ s/h}}$$

$$Pot_{absorvida} = \frac{Pot_{\tilde{u}til}}{0,45}$$

$$Pot_{el\tilde{e}trica} = \frac{Pot_{abs}}{0,9}$$

As potências se encontram na tabela 26.

Tabela 26— Potências das bombas para cada taxa de refluxo.

% acima do R _m	$Pot_{\tilde{u}til}$ (W)	$Pot_{absorvida}$ (W)	$Pot_{el\tilde{e}trica}$ (W)
20%	415,623	923,607	1026,230
40%	443,599	985,777	1095,307
60%	482,885	1073,077	1192,308
100%	572,502	1272,228	1413,587

O custo da bomba (C_{bomba}) será dividido em dois custos, o custo do casco da bomba ($C_{casco,2007}$) e o custo do seu motor ($C_{motor,2007}$). Esses custos foram calculados utilizando a mesma expressão que fora utilizada nos outros equipamentos:

$$C = a + bS^n$$

Para o casco da bomba ($C_{\text{cascob},2007}$), os parâmetros a , b e n serão 6900, 206 e 0,9, respectivamente. Sendo o parâmetro de tamanho específico do equipamento, S , será a vazão volumétrica de refluxo.

Já para o custo do motor da bomba de refluxo ($C_{\text{motorb},2007}$), os parâmetros a , b e n serão -950, 1770 e 0,6, respectivamente. E, nesse caso, parâmetro de tamanho específico do equipamento, S , será a potência elétrica.

O custo total da bomba obtido corresponde ao ano de 2007, foi realizada uma estimativa utilizando os índices CEPCI de 2007 e de 2017^[2] a fim de atualizar o custo. Os resultados se encontram na tabela abaixo:

Tabela 27— Custos referentes aos cascos e motores com valores de 2007.

% acima de R_m	Q refluxo (m ³ /h)	$C_{\text{cascob},2007}$ (\$)	$Pot_{\text{elétrica}}$ (W)	$C_{\text{motorb},2007}$ (\$)
20%	11,220	7473,09	1026,230	847,71
40%	13,091	7558,37	1095,307	919,37
60%	14,961	7642,45	1192,308	1017,01
100%	18,701	7807,58	1413,587	1228,55

Somando os custos do motor e do casco referentes a 2007 e corrigindo-os para 2017, obtêm-se os resultados a seguir.

Tabela 28— Custo total atualizado das bombas e seus respectivos custos referentes aos cascos e motores com valores de 2007.

% acima do R_m	$C_{\text{cascob},2007}$ (\$)	$C_{\text{motorb},2007}$ (\$)	$C_{\text{bomba},2007}$ (\$)	$C_{\text{bomba},2017}$ (\$)
20%	7473,09	847,71	8320,80	9014,96
40%	7558,37	919,37	8477,74	9185,00
60%	7642,45	1017,01	8659,46	9381,87
100%	7807,58	1228,55	9036,12	9789,97

3.5. CUSTOS TOTAIS

Somando os custos de cada equipamento projetado, chega-se ao custo total dos equipamentos ($C_{\text{equipamentos}}$). Esse valor será utilizado para o cálculo do investimento bruto (Y).

$$\begin{aligned}
C_{equipamentos,2017} &= C_{bomba,2017} + C_{Refervedor,2017} + C_{Condensador,2017} + C_{VP,2017} \\
&+ C_{torre\ de\ destila\ c\tilde{a}o,2017}
\end{aligned}$$

$$Y = C_{equipamentos,2017} \times f_L$$

Onde f_L será o fator de Lang (4,74).

Os custos totais dos equipamentos e os valores de investimento se encontram na tabela 29.

Tabela 29— Gastos totais com equipamentos e investimento bruto do projeto.

% acima do R_m	$C_{equipamentos}$ (\$)	Investimento (Y) (\$)
20%	179398,86	850350,61
40%	176342,87	835865,22
60%	177081,95	839368,46
100%	182308,94	864144,37

Serão calculados os custos considerando o funcionamento da planta pelo período de 15 anos. Primeiro, serão estimados os consumos de água de refrigeração no topo da torre, de vapor de caldeiras no fundo e de eletricidade para a bomba de refluxo.

O gasto com água de refrigeração será dado pela relação abaixo.

$$C_{\acute{a}gua,h} = \left(\frac{Q_{topo}}{Cp_{\acute{a}gua} \times (T_s - T_e) \times \rho_{\acute{a}gua}} \right) \times f_a$$

Onde,

Q_{topo} é o calor trocado no condensador;

$Cp_{\acute{a}gua}$ é a capacidade calorífica da água a pressão constante (1kCal/kg°C)

T_s é a temperatura de saída da água de refrigeração (°C);

T_e é a temperatura de entrada da água de refrigeração (°C);

$\rho_{\acute{a}gua}$ é a densidade da água (1000kg/m³);

f_a é o custo do m³ da água de refrigeração (0,1\$/m³)

Esse cálculo é referente ao custo com água por hora. Logo, para obter o valor para 15 anos:

$$C_{\text{água},15\text{anos}} = C_{\text{água},h} \times 24 \frac{h}{\text{dia}} \times 365,4 \frac{\text{dias}}{\text{ano}} \times 15 \text{ anos}$$

Para o consumo de vapor:

$$C_{\text{vapor},h} = \left(\frac{Q_{\text{fundo}}}{CL_V} \right) \times f_v$$

Na expressão do consumo do vapor, Q_{fundo} é o calor trocado no refulvedor (kcal/h), L_V é o calor latente do vapor na temperatura de operação (kcal/t), f_v é o custo da tonelada do vapor do refulvedor (10\$/t ou 0,01\$/kg), e, por fim, CL_V , calor latente. O calor latente, CL_V , será obtido através da equação de Regnault:

$$CL_V = 606,5 - 0,695 \times T$$

$$CL_V = 606,5 - 0,695 \times 230$$

$$CL_V = 446,65 \text{ kcal. kg}^{-1}$$

Para calcular o custo referente a 15 anos, o raciocínio foi o mesmo da água:

$$C_{\text{vapor},15\text{anos}} = C_{\text{vapor},h} \times 24 \frac{h}{\text{dia}} \times 365,4 \frac{\text{dias}}{\text{ano}} \times 15 \text{ anos}$$

Por fim, será feito o cálculo dos gastos com eletricidade para a bomba de refluxo utilizando a seguinte equação:

$$C_{\text{eletricidade},h} = Pot_{\text{elétrica}} \times f_{\text{elétrica}}$$

Na expressão, $Pot_{\text{elétrica}}$ é a potência consumida pela bomba (kW) e $f_{\text{elétrica}}$ corresponde ao o custo da energia (0,25\$/kWh).

Logo, foi necessário converter a potência elétrica consumida pela bomba em kW, para isso, o valor encontrado em W foi dividido por 1000.

Para o gasto com eletricidade em 15 anos, foi realizado um cálculo análogo ao realizado para o vapor e água de refrigeração:

$$C_{eletricidade,15\text{ anos}} = C_{eletricidade,h} \times 24 \frac{h}{dia} \times 365,4 \frac{dias}{ano} \times 15\text{ anos}$$

Abaixo estão os custos calculados:

Tabela 30— Custos operacionais do projeto.

% acima do refluxo mín	$C_{\text{água,h}} (\$/h)$	$C_{\text{água,15 anos}} (\$)$	$C_{\text{vapor,h}} (\$/h)$	$C_{\text{vapor,15anos}} (\$)$	$C_{\text{eletricidade}} (\$/h)$	$C_{\text{eletricidade,15 anos}} (\$)$
20%	6,68	879317,68	30,65	4032402,86	0,26	33748,61
40%	7,24	952341,40	32,84	4319296,76	0,27	36020,28
60%	7,79	1025365,12	35,02	4606190,67	0,30	39210,24
100%	8,91	1171412,55	39,38	5179978,47	0,35	46487,22

O custo operacional para uma vida de planta de 15 anos será dado pela soma dos custos em 15 anos da eletricidade, água de refrigeração e do vapor:

$$C_{Operacional,15\text{ anos}} = C_{\text{água,15anos}} + C_{\text{vapor,15anos}} + C_{\text{eletricidade,15anos}}$$

Com o custo operacional e o de investimento bruto é possível chegar ao custo total estimado para o projeto:

$$C_{total} = Y + C_{Operacional,15\text{ anos}}$$

Tabela 31— Tabela com investimento bruto, custo operacional e custo total para cada projeto nas diferentes taxas de refluxo.

% acima do R_m	Investimento(Y) (\$)	$C_{Operacional,15\text{ anos}} (\$)$	$C_{total} (\$)$
20%	850350,61	4945469,15	5795819,76
40%	835865,22	5307658,44	6143523,66
60%	839368,46	5670766,02	6510134,49
100%	864144,37	6397878,25	7262022,62

Conclui-se que dentre todas opções, o projeto que obteve menor custo foi o que houve um aumento de 20% na razão mínima de refluxo.

As fichas com as especificações se encontram no apêndice.

4. PROJETO DE SISTEMA DE TROCA DE CALOR

O projeto de sistema de troca de calor será construído para um refeedor de fundo considerando uma torre de destilação de 16 pratos e com uma taxa de refluxo igual a 1,07. Em simulações realizadas previamente utilizando o software Aspen HYSYS, encontrou-se a necessidade de uma vazão de transferência de calor de 796 Mcal/h.

Nas figuras a seguir tem um desenho do esquema da coluna de destilação e dados das correntes “Toreboiler” e “Boilup”.

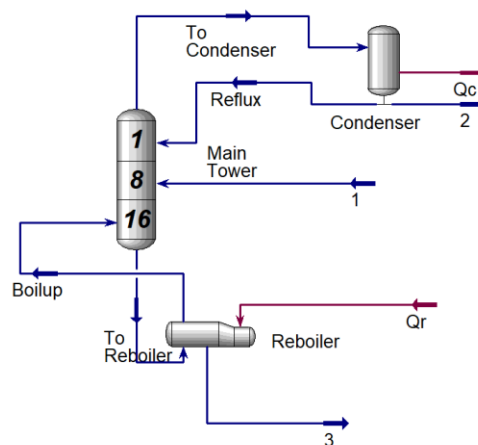


Figura 2— Sistema da coluna de destilação com refeedor e correntes do projeto identificadas.

Stream Name	To Reboiler	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature [C]	148.6	148.6	148.6
Pressure [bar]	1.950	1.950	1.950
Molar Flow [kgmole/h]	125.0	0.0000	125.0
Mass Flow [kg/h]	1.417e+004	0.0000	1.417e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	20.11	0.0000	20.11
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-5.103e+004	-4.301e+004	-5.103e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	141.8	222.2	141.8
Heat Flow [kcal/h]	-6.380e+006	0.0000	-6.380e+006
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	20.04	0.0000	20.04
Fluid Package	Basis-1		
Utility Type			

Figura 3— Propriedades da corrente “Toreboiler”.

Stream Name	Boilup	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature [C]	150.6	150.6
Pressure [bar]	2.000	2.000
Molar Flow [kgmole/h]	99.98	99.98
Mass Flow [kg/h]	1.132e+004	1.132e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	16.08	16.08
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-4.308e+004	-4.308e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	220.5	220.5
Heat Flow [kcal/h]	-4.307e+006	-4.307e+006
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	16.02	16.02
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

Figura 4— Propriedades da corrente “Boilup”.

Para o aquecimento, será utilizado um vapor de baixa pressão com temperatura de condensação de 180°C, à 10 bar.

Para estimar o calor latente de vaporização (CL_v) do fluido à temperatura de 180°C, utilizou-se a equação de Regnault.

$$CL_v = 606,5 - 0,695 \times T$$

$$CL_v = 606,5 - 0,695 \times 180^\circ\text{C}$$

$$CL_v = 481,4 \text{ kcal} \cdot \text{kg}^{-1}$$

Com o valor do calor latente de vaporização e a vazão de transferência de calor, é possível encontrar a vazão mássica do fluido de aquecimento.

$$Q = \dot{m} \times CL_v$$

$$\dot{m} = \frac{Q}{CL_v}$$

$$\dot{m} = \frac{796000 \text{ kcal} \cdot \text{h}^{-1}}{481,4 \text{ kcal} \cdot \text{kg}^{-1}}$$

$$\dot{m} = 1.653,511 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

No projeto de um trocador de calor, a área de troca dependerá do coeficiente global de troca térmica. Para calcular o coeficiente global de troca de calor será somado o inverso dos coeficientes individuais de troca de calor do fluido quente (h_c) e do fluido frio (h_f), as resistências opostas pelas inscrustrações do lado do fluido quente (r_c) e do fluido frio (r_f), e, por fim, a resistência oposta pela superfície sólida, que equivale a razão entre a espessura e condutividade térmica (e/k).

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_f} + r_c + r_f + \frac{e}{k}$$

Geralmente, trocadores de calor são feitos de materiais metálicos com pouca espessura e alta condutividade térmica, logo, podemos considerar que a razão e/k não terá uma contribuição considerável para o cálculo.

Simplificando,

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_f} + r_c + r_f$$

Nas figuras abaixo, tem os valores aproximados dos coeficientes individuais e dos coeficientes de deposição^[3].

Valor aproximado de h (kcal/(h m² °C))	
Sem mudança de fase	
Água	1400-10000
Gases	10-240
Solventes orgânicos	300-2400
Hidrocarbonetos	50-600
Produtos condensando	
Vapor de água	4900-15000
Solvente orgânicos	700-2400
Hidrocarbonetos leves	950-1950
Hidrocarbonetos pesados	100-250
Produtos evaporando	
Água	3900-9800
Solventes orgânicos	500-1500
Hidrocarbonetos leves	750-1450
Hidrocarbonetos pesados	50-250

Figura 5— Coeficientes individuais de troca de calor^[3].

Coeficientes de deposição ((h m² °C)/kcal)	
Fluídos limpos	0,0001-0,0002
Fluído sujo	0,0004-0,002
Água de refrigeração	0,0002-0,0004
Vapor de água	0,0001-0,0002

Figura 6— Coeficientes de deposição^[3].

No presente projeto, o fluido quente é o vapor d'água em condensação e o fluido frio é um hidrocarboneto leve evaporando. Ambos são fluídos limpos. Foi considerada uma média entre os valores máximos e mínimos dos coeficientes.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{\left(\frac{4900+15000}{2}\right)} + \frac{1}{\left(\frac{750+1450}{2}\right)} + 0,00015 + 0,00015$$

$$U = 763,596 \text{ kcal. h}^{-1}. \text{m}^{-2}. \text{°C}^{-1}$$

Como comentado anteriormente, a área de troca(A), depende do coeficiente global de troca térmica U. Essa relação fica clara na expressão abaixo:

$$Q = U \times A \times \Delta T_{ml} \times F_T$$

$$A = \frac{Q}{U \times \Delta T_{ml} \times F_T}$$

$$A = \frac{796000 \text{ kcal. h}^{-1}}{763,596 \text{ kcal. h}^{-1}. \text{m}^{-2}. \text{°C}^{-1} \times \Delta T_{ml} \times F_T}$$

F_T é um fator de correção dado em função das configurações do trocador e do número de carcaças. Para simplificar, ele será considerado 1.

ΔT_{ml} corresponde a temperatura logarítmica, que é definida pela equação:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_Q - T_{F,entrada}) - (T_Q - T_{F,saída})}{\ln\left(\frac{T_Q - T_{F,entrada}}{T_Q - T_{F,saída}}\right)}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(180 - 148,6) - (180 - 150,6)}{\ln\left(\frac{180 - 148,6}{180 - 150,6}\right)}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(180 - 148,6) - (180 - 150,6)}{\ln\left(\frac{180 - 148,6}{180 - 150,6}\right)}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{2}{\ln\left(\frac{31,4}{29,4}\right)}$$

$$\Delta T_{ml} = 30,39$$

Substituindo na equação para encontrar a área:

$$A = \frac{796000 \text{ kcal} \cdot \text{h}^{-1}}{763,596 \text{ kcal} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2} \cdot ^\circ\text{C}^{-1} \times 30,39 \times 1}$$

$$A = 34,3 \text{ m}^2$$

Como a área deu um valor superior a 20m², o tipo de trocador projetado será o trocador casco e tubo, com disposição horizontal e circulação forçada. O TEMA escolhido foi o AKU, mais usual para refervedores. A sigla A se refere ao modelo do cabeçote frote, sendo o escolhido composto por carretel e tampa removíveis, K foi escolhido por se tratar de um refervedor e U é o modelo do cabeçote posterior, que no caso será em U.

O comprimento considerado foi de 20 pés ou 6096 mm e o diâmetro dos tubos de 3/4 in ou 19,05 mm, o usual para serviços limpos e pouco viscosos. O distanciamento dos tubos entre si, ou passo, será igual a 1,25D_{ext} do tubo, o que daria 15/16 in. Por se tratar de fluido limpo, foi escolhido a disposição triangular. Por ter sido escolhido tubos de 3/4" e a operação estar sendo realizada a uma pressão moderada, a espessura utilizada será a galga BWG14.

O número de tubos é definido pela razão entre a área do trocador e a área dos tubos, conforme a equação abaixo:

$$N_{\text{tubos}} = \frac{A_{\text{trocador}}}{A_{\text{tubos}}}$$

Como os valores de diâmetro e comprimento dos tubos já são conhecidos, é possível calcular a área dos tubos com a equação a seguir.

$$A_{\text{tubos}} = 2 \times \pi \times \frac{D_{\text{tubos}}}{2} \times L_{\text{tubos}}$$

$$A_{\text{tubos}} = 2 \times \pi \times \frac{19,05}{2} \times 6096$$

$$A_{\text{tubos}} = 364829,4 \text{ mm}^2$$

$$A_{\text{tubos}} = 0,365 \text{ m}^2$$

Logo, o número de tubos será:

$$N_{tubos} = \frac{34,3 \text{ m}^2}{0,365 \text{ m}^2}$$

$$N_{tubos} = \frac{34,3 \text{ m}^2}{0,365 \text{ m}^2}$$

$$N_{tubos} = 94,05$$

Logo, o número de tubos, arredondando para cima, será igual a 95 tubos.

Para descobrir o diâmetro do casco, foi utilizada uma tabela que relaciona o diâmetro do casco e número de tubos. A tabela se encontra na figura abaixo.

TABLE 9. TUBE-SHEET LAYOUTS (TUBE COUNTS).—(Continued)
Triangular Pitch

¾ in. OD tubes on 15/16-in. triangular pitch						¾ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13¼	127	114	96	90	86	13¼	109	106	86	82	74
15¼	170	160	140	136	128	15¼	151	138	122	118	110
17¼	239	224	194	188	178	17¼	203	196	178	172	166
19¼	301	282	252	244	234	19¼	262	250	226	216	210
21¼	361	342	314	306	290	21¼	316	302	278	272	260
23¼	442	420	386	378	364	23¼	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078

Figura 7— Tabela de correlação entre o número de tubos e o diâmetro do casco de um trocador de casco e tubo^[4].

A parte da tabela utilizada será a da direita, que é referente a trocadores de calor de ¾ in de diâmetro dos tubos e 15/16 in de distanciamento com disposição triangular. Para fazer a correlação, não há 95 tubos na tabelas, então, o indicador, é a escolha do número maior mais próximo ao número de tubos do projeto. Logo, para 1 passe, o número maior que 96 mais próximo é 109. Logo, o diâmetro externo seria de 12in, ou 304,8mm.

Para a temperatura e pressão de projeto serão consideradas os maiores valores de temperatura e pressão, por questões de segurança. A maior pressão e temperatura serão as do vapor de aquecimento, que são 10 bar ($10,197 \text{ kg.cm}^{-2}$) e 180°C , respectivamente.

Para a temperatura do projeto, serão somados 30°C à maior temperatura:

$$T_{\text{projeto}} = 180^\circ\text{C} + 30^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{projeto}} = 210^\circ\text{C}$$

Para a pressão do projeto será adicionado $1,8 \text{ kg.cm}^{-2}$ ou incrementado 20% do maior valor de pressão relativa ($9,164 \text{ kg.cm}^{-2}$).

$$P_{\text{projeto}, 1,8 \text{ kg.cm}^{-2}} = 9,164 \text{ kg.cm}^{-2} + 1,8 \text{ kg.cm}^{-2}$$

$$P_{\text{projeto}, 1,8 \text{ kg.cm}^{-2}} = 10,964 \text{ kg.cm}^{-2}$$

$$P_{\text{projeto}, 10\%} = 9,164 \text{ kg.cm}^{-2} \times 1,1$$

$$P_{\text{projeto}, 10\%} = 10,084 \text{ kg.cm}^{-2}$$

A pressão escolhida para o projeto será a maior pressão, a pressão somada a $1,8 \text{ kg.cm}^{-2}$, $10,964 \text{ kg.cm}^{-2}$.

Para perda de carga admissível do fluido quente, será considerado o valor padrão de $0,7 \text{ kg.cm}^{-2}$, que é utilizado em caso de fluidos moderadamente viscosos. Para o fluido frio, foi realizada uma média do intervalo de perda de carga admissível, que vai de $0,05$ à $0,1 \text{ kg.cm}^{-2}$, chegando, assim, à perda de carga de $0,075 \text{ kg.cm}^{-2}$.

A ficha de especificação com os dados calculados e fornecidos se encontra abaixo.

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR		
Número do equipamento		E-01
Descrição		Refervimento de Corrente de Fundo da Torre de Destilação
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
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?	1 Série
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	1658,679		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0,80		1	0	
Vazão de vapor/gás	0	11320		1658,68	0	
Vazão de líquido	14170	2850	Kg/h	0	1658,68	Kg/h
Temperatura	148,6	150,6	°C	180	180	°C
Pressão	0,955	0,880	Kg/cm ² g	9,164	8,464	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0,075		Kg/cm ²	0,7		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	1100		Kcal / h m ² °C	9950		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,00015		h m ² °C/ kcal	0,00015		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	763,596				Kcal / h m ² °C	
ΔT_{ml}	30,39				°C	
F_T	1					
Calor trocado	0,796				Gcal/h	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	10,964				Kg/cm ² g	
Temperatura de projeto	210				°C	
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor					m ²	
Diâmetro dos tubos	$\frac{3}{4}$ polegadas / 19,05 mm				polegadas/mm	
Comprimento dos tubos	20 pés / 6096 mm				pés/mm	
Espessura dos tubos	14				BWG	
Espaçamento entre centro dos tubos	$\frac{15}{16}$ pés / 23,8125mm				pés/mm	
Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)	Triangular					
Diâmetro do casco	12 / 304,8				polegadas/mm	

5. PROJETO DE SISTEMA DE IMPULSÃO MECÂNICA

5.1. Especificação do projeto

O projeto de bombas tem por objetivos dimensionar uma bomba de refluxo da torre de destilação utilizada para separar a mistura de n-C₆, n-C₇ e n-C₈. A alimentação da torre de destilação fracionada, que tem como corrente de alimentação a mistura líquida em ponto de bolha, é separada em duas correntes, uma que sai no fundo, enriquecida de n-octano, componente mais pesado, e, uma que sai no topo, o destilado, rico em n-hexano, componente mais leve. A bomba centrífuga que será projetada tem a função de bombear o refluxo.

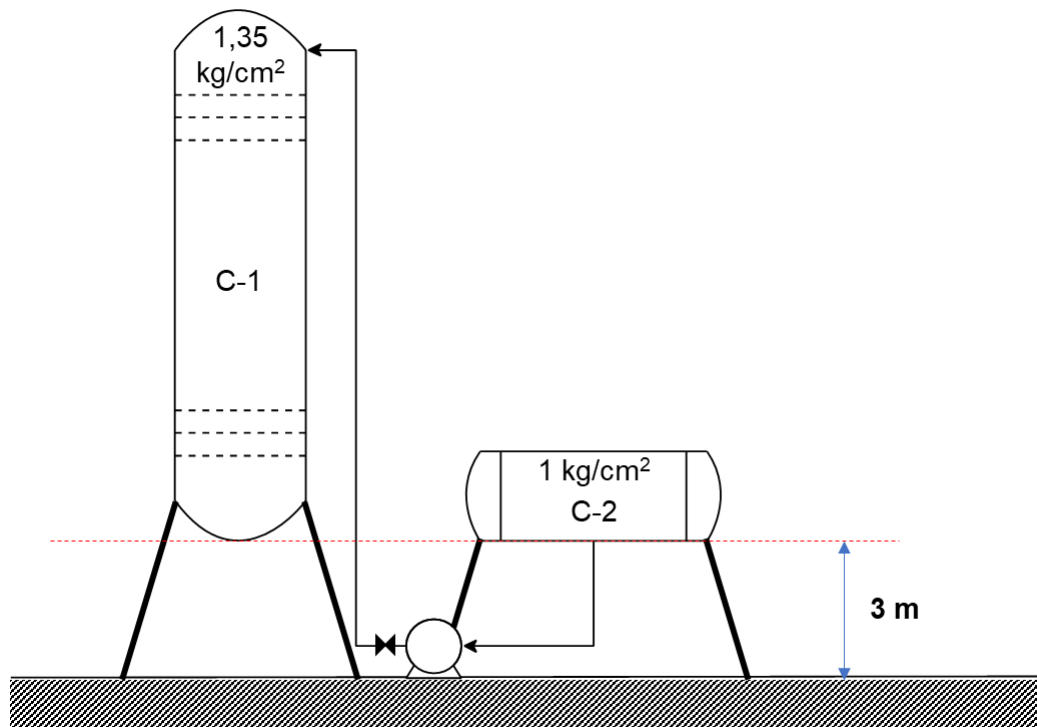


Figura 8— Esquema da bomba de refluxo com a torre de destilação C-1 e vaso pulmão C-2.

Na figura acima tem o vaso separador pulmão-pulmão, constituído de destilado e refluxo, que entrará na bomba centrífuga que impulsionará esta corrente. Após a bomba, existe uma válvula que será responsável por regular a vazão de refluxo e a subida. A torre (C-1 e o vaso pulmão (C-2) estão com suas bases niveladas a 3m do solo. A torre de destilação opera a uma pressão de $1,35 \text{ kg.cm}^{-2}$ enquanto o vaso pulmão à pressão de 1 kg.cm^{-2} .

5.2. Projeto de bomba centrífuga

No duto de admissão da bomba, existe uma perda de pressão $0,5 \text{ kg.cm}^{-2}$ por quilômetro de tubo. Para o duto de impulsão, será considerada uma perda de pressão de 2 kg.cm^{-2} por quilômetro de tubo.

Para estimar o comprimento dos tubos (L), considera-se 30% de incremento a diferença de cota do vaso pulmão (H).

$$L = 1,3 \times H$$

$$L = 1,3 \times 3 = 3,9 \text{ m}$$

Logo, a perda de carga será dada por:

$$\Delta P_{\text{admissão}} = 0,5 \text{ kg.cm}^2 \cdot \text{km}^{-1} \times 0,0039 \text{ m}$$

$$\Delta P_{\text{admissão}} = 0,00195 \text{ kg.cm}^2 \cdot \text{km}^{-1}$$

O vaso pulmão tem 1m de diâmetro e comprimento de 5m. Já a torre tem altura total de 12,3m e diâmetro de 1,6m. A vazão volumétrica de refluxo que será considerada será de $13,1\text{m}^3\text{h}^{-1}$ com uma densidade mássica da corrente de $616,5\text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$. A perda de carga devido à válvula será de $0,1\text{kg}\cdot\text{cm}^{-2}$.

O nível de líquido presente no vaso pulmão e na cota irão contribuir para a pressão de admissão. Para calcular essa contribuição, será utilizada a equação abaixo:

$$P = \rho x g x h$$

Sendo ρ , a densidade do líquido, que é $616,5\text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$, g , a aceleração da gravidade e h , a altura preenchida pelo líquido. No caso da cota, essa altura será 3m e, no caso do vaso pulmão, como 50% do seu nível será preenchido, h será metade do diâmetro.

$$P_{cota,admissão} = 616,5\text{ kg}\cdot\text{m}^{-3} x 9,81\text{m}\cdot\text{s}^{-2} x 3\text{m}$$

$$P_{cota,admissão} = 18143,6 \frac{\text{kg}}{\text{ms}^2} = 18143,6\text{ Nm}^{-2}$$

$$P_{vaso} = 616,5\text{ kg}\cdot\text{m}^{-3} x 9,81\text{m}\cdot\text{s}^{-2} x 0,5\text{m}$$

$$P_{vaso} = 3023,933 \frac{\text{kg}}{\text{ms}^2} = 3023,933\text{ Nm}^{-2}$$

Transformando as dimensões para $\text{kg}\cdot\text{cm}^{-2}$

$$P_{cota} = 18143,6\text{ Nm}^{-2} x \frac{1\text{kg}\cdot\text{cm}^{-2}}{98066,5\text{ Nm}^{-2}} = 0,185\text{ kg}\cdot\text{cm}^{-2}$$

$$P_{vaso} = 3023,933\text{ Nm}^{-2} x \frac{1\text{kg}\cdot\text{cm}^{-2}}{98066,5\text{ Nm}^{-2}} = 0,031\text{ kg}\cdot\text{cm}^{-2}$$

Com esses dados é possível obter a pressão de aspiração.

$$P_{admissão} = P_{cota} + P_{vaso} - \Delta P_{admissão} + P_{C2}$$

$$P_{admissão} = 0,185 + 0,031 - 0,00195 + 1$$

$$P_{admissão} = 1,214\text{ kg}\cdot\text{cm}^{-2}$$

Para a pressão de impulsão, a lógica será a mesma.

$$P_{impulsão} = P_{cota,impulsão} + P_{válvula} + \Delta P_{impulsão} + P_{C1}$$

A pressão da perda de carga pela válvula já é conhecida, $0,1\text{kg}\cdot\text{cm}^{-2}$, assim como a pressão interna da torre de destilação, que é $1,35\text{kg}\cdot\text{cm}^{-2}$. Logo, é necessário calcular apenas a carga de cota e a perda de pressão nas tubulações.

O cálculo da carga de cota da impulsãoserá realizado de forma análoga à admissão, porém, a altura considerada será a do solo até o topo da torre.

$$P_{cota,impuls\tilde{a}o} = 616,5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \times 9,81 \text{ m} \cdot \text{s}^{-2} \times (12,3 + 3) \text{ m}$$

$$P_{cota,impuls\tilde{a}o} = 616,5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \times 9,81 \text{ m} \cdot \text{s}^{-2} \times (12,3 + 3) \text{ m}$$

$$P_{cota,impuls\tilde{a}o} = 92532.33 \text{ N} \cdot \text{m}^{-2}$$

Transformando em $\text{kg} \cdot \text{cm}^{-2}$:

$$P_{cota,impuls\tilde{a}o} = 92532.33 \text{ N} \cdot \text{m}^{-2} \times \frac{1 \text{ kg} \cdot \text{cm}^{-2}}{98066,5 \text{ Nm}^{-2}} = 0,944 \text{ kg} \cdot \text{cm}^{-2}$$

Para a perda de carga nas tubulações, serão utilizadas as equações abaixo:

$$\Delta P_{impuls\tilde{a}o} = 2 \text{ kg} \cdot \text{cm}^2 \cdot \text{km}^{-1} \times L$$

$$L = 1,3 (12,3 + 3) \text{ m}$$

$$L = 1,3 (12,3 + 3) \text{ m}$$

$$L = 19,89 \text{ m} = 0,01989 \text{ km}$$

$$\Delta P_{impuls\tilde{a}o} = 2 \text{ kg} \cdot \text{cm}^{-2} \cdot \text{km}^{-1} \times 0,01989 \text{ km}$$

$$\Delta P_{impuls\tilde{a}o} = 0,03978 \text{ kg} \cdot \text{cm}^{-2}$$

Logo,

$$P_{impuls\tilde{a}o} = (0,944 + 0,1 + 0,03978 + 1,35) \text{ kg} \cdot \text{cm}^{-2}$$

$$P_{impuls\tilde{a}o} = 2,433 \text{ kg} \cdot \text{cm}^{-2}$$

A pressão diferencial será dada pela diferença entre a pressão de impulsão ($P_{impuls\tilde{a}o}$) e a pressão de admissão ($P_{admiss\tilde{a}o}$).

$$\Delta P = P_{impuls\tilde{a}o} - P_{admiss\tilde{a}o}$$

$$\Delta P = 2,433 \text{ kg} \cdot \text{cm}^{-2} - 1,214 \text{ kg} \cdot \text{cm}^{-2}$$

$$\Delta P = 1,219 \text{ kg} \cdot \text{cm}^{-2}$$

A pressão de shutoff ($\Delta P_{shutoff}$) é outro parâmetro importante da bomba. Essa pressão representa a pressão desejável que a bomba suporte caso seu sistema de impulsão feche. A margem de segurança considerada é 20% acima da pressão diferencial.

$$\Delta P_{shutoff} = 1,2 \times \Delta P$$

$$\Delta P_{shutoff} = 1,2 \times 1,219 \text{ kg} \cdot \text{cm}^{-2}$$

$$\Delta P_{shutoff} = 1,463 \text{ kg} \cdot \text{cm}^{-2}$$

Para o projeto, é preciso definir também a pressão máxima na aspiração e na impulsão. A pressão máxima será o valor das pressões do vaso (1 kg.cm^{-2}) e da torre ($1,35 \text{ kg.cm}^{-2}$) a $1,8 \text{ kg.cm}^{-2}$ ou com incremento de 10%. Porém, nenhum dos valores superou o valor mínimo de pressão de $3,5 \text{ kg.cm}^{-2}$, logo, esse será o valor, somado a pressão atmosférica, será a pressão de operação considerada para esses equipamentos.

Para calcular a pressão máxima de admissão, será considerada a pressão de operação do vaso de $4,5 \text{ kg.cm}^{-2}$ e será considerado que nível total do vaso está preenchido por fluido, logo, a altura considerada na fórmula da pressão de nível do fluido de admissão será igual a 1m.

$$P_{\text{nível máx, admissão}} = 616,5 \text{ kg.m}^{-3} \times 9,81 \text{ m.s}^{-2} \times 1 \text{ m}$$

$$P_{\text{nível máx, admissão}} = 6047,865 \text{ N.m}^{-2}$$

$$P_{\text{nível máx, admissão}} = 6047,865 \text{ Nm}^{-2} \times \frac{1 \text{ kg.cm}^{-2}}{98066,5 \text{ Nm}^{-2}} = 0,062 \text{ kg.cm}^{-2}$$

Sendo assim, a expressão da pressão máxima de admissão será dada por:

$$P_{\text{admissão máx}} = (0,185 + 0,062 - 0,00195 + 4,5) \text{ kg.cm}^{-2}$$

$$P_{\text{admissão máx}} = 4,745 \text{ kg.cm}^{-2}$$

A pressão máxima de impulsão será a pressão máxima de admissão ($P_{\text{admissão máx}}$) somada a pressão de *shut-off*.

$$P_{\text{impulsão máx}} = P_{\text{admissão máx}} + \Delta P_{\text{shutoff}}$$

$$P_{\text{impulsão máx}} = 4,745 \text{ kg.cm}^{-2} + 1,463 \text{ kg.cm}^{-2}$$

$$P_{\text{impulsão máx}} = 6,208 \text{ kg.cm}^{-2}$$

Outro parâmetro que precisa ser especificado é a vazão de projeto, que será admitida como 120% da vazão de operação, que foi fornecida como sendo igual a $13,1 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$.

Logo,

$$Q_{\text{projeto}} = 13,1 \text{ m}^3.\text{h}^{-1} \times 1,2 = 15,72 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$$

Para a vazão mínima de projeto será considerado 60% da vazão de operação.

$$Q_{\text{mínima}} = 13,1 \text{ m}^3.\text{h}^{-1} \times 0,5 = 7,86 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$$

Por fim, com os valores de pressão e vazão conhecidos, é possível calcular o valor da potência absorvida pela bomba, a fórmula se encontra abaixo e seu resultado será dado em cavalo-vapor.

$$W_a = \frac{Q_{\text{projeto}} \times \Delta P_{\text{shutoff}}}{27,4}$$

$$W_a = \frac{15,72 \times 1,463}{27,4} = 0,839 \text{ CV}$$

$$W_a = \frac{15,72 \times 1,463}{27,4} = 0,839 \text{ CV} \times \frac{1 \text{ kW}}{1,35962 \text{ CV}} = 0,617 \text{ kW}$$

A partir da potência absorvida, será calculada a potência hidráulica.

$$W_h = \frac{W_a}{\eta_h}$$

Onde η_h corresponde a eficiência hidráulica. A eficiência hidráulica varia de 30 a 60%, então, foi selecionado o valor intermediário de 45% para o projeto.

$$W_h = \frac{0,617 \text{ kW}}{0,45} = 1,372 \text{ kW}$$

Para a potência elétrica, o cálculo é análogo ao da potência hidráulica, porém, nesse caso, a potência hidráulica corresponde a cerca de 90 a 95% da potência elétrica. O valor selecionado para a eficiência elétrica foi o valor intermediário 92,5%.

$$W_h = W_e \times \eta_e$$

$$W_e = \frac{W_h}{\eta_e}$$

$$W_e = \frac{1,372 \text{ kW}}{0,925} = 1,483 \text{ kW}$$

O NPSH disponível será correspondente aos 3m de cota. O valor usual é 3,5m, porém, nesse projeto, o valor de cota é 3m.

Por fim, é necessária a informação da altura diferencial para a folha de especificação. O diferencial de altura será dado por:

$$\Delta P = \rho \times g \times \Delta h$$

Onde, ΔP é o diferencial de pressão da bomba, ρ densidade do líquido, g a aceleração da gravidade.

Para fazer ajuste dimensional, ΔP sairá da unidade $kg \cdot cm^{-2}$ para $N \cdot m^{-2}$

$$\Delta P = 1,219 \times 98066,5 = 119543,064 \text{ N} \cdot m^{-2}$$

$$119543,064 \text{ N} \cdot m^{-2} = 616,5 \text{ kg} \cdot m^{-3} \times 9,81 \text{ m} \cdot s^{-2} \times \Delta h$$

$$\Delta h = \frac{119543,064 \text{ N} \cdot m^{-2}}{616,5 \text{ kg} \cdot m^{-3} \times 9,81 \text{ m} \cdot s^{-2}} = 19,77 \text{ m}$$

A folha de especificação se encontra abaixo.

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 descontinuo / 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	1,21	kg/cm ² g	2,43	kg/cm ² g
Temperatura	80,59	°C	80,59	°C
Densidade	616,15	kg/m ³	616,15	kg/m ³
Viscosidade		cP		cP
Pressão de vapor		kg/cm ² g		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)	7,86			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	1,21		kg/cm ² g	
Pressão na impulsão na vazão de projeto	2,43			
Pressão diferencial	1,21		kg/cm ²	
Altura diferencial	19,77		m	
NPSH disponível	3		m	
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	1,45		kg/cm ²	
Pressão máxima na aspiração	4,74		kg/cm ² g	
Pressão máxima na impulsão	6,20			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão			polegadas	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	8,00		Kg/cm ² g	
Temperatura de projeto	110,59		°C	
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	1,47		kW	
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				
<p>O diagrama ilustra um sistema de bombeamento. À esquerda, um tanque vertical rotulado 'C-1' contém um líquido sob uma pressão de 1,35 kg/cm². À direita, um tanque horizontal rotulado 'C-2' contém um líquido sob uma pressão de 1 kg/cm². Um tubo de conexão desce do tanque C-1, passa por uma bomba localizada 3 metros abaixo do nível do líquido no tanque C-2, e retorna ao tanque C-2. O nível do líquido no tanque C-1 é visivelmente superior ao do tanque C-2.</p>				

REFERÊNCIAS

- [1] R. K. Sinnott and G. Towler, *Chemical Engineering Design*. 2013.
- [2] BRASIL. Ministério de Minas e Energia. Secretária de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. **Compilação de Correlações de Custos de Equipamentos - Instalações Industriais de Gás Natural**. Rio de Janeiro, 2018.
- [3] PERRY R. H.; Perry's Chemical Engineers Handbook. 7ª edição. 1997.
- [4] KERN D. K.; Process Heat Transfer. International Student Edition. 1983.

APÊNDICE A - FICHA DE ESPECIFICAÇÃO DA CORRENTE DE ALIMENTAÇÃO

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
Descrição	Alimento	
Pressão	0,45	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	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	16,2	m ³ /h
Peso molecular	98,1	Kg/kmol
Densidade	605,5	Kg/m ³
Viscosidade	0,1909	cP
Condutividade térmica	0,09886	W/m·°C
Calor específico	2,473	kJ/kg·°C
Tensão superficial	11,97	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS - NÃO SE APLICA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	Não se aplica	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	0,4	0,351
Heptano	0,35	0,357
Octano	0,25	0,291

APÊNDICE B – FICHA DE ESPECIFICAÇÃO DA CORRENTE DE DESTILADO

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	2	
Descrição	Destilado	
Pressão	0,35	Kg/cm ² g
Temperatura	79,66	°C
Vazão mássica	6967	Kg/h
Vazão molar	75	Kmol/h
Entalpia total	-3,569e+006	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	11,3	m ³ /h
Peso molecular	92,9	Kg/kmol
Densidade	616,7	Kg/m ³
Viscosidade	0,2083	cP
Condutividade térmica	0,1025	W/m·°C
Calor específico	2,361	kJ/kg·°C
Tensão superficial	13,33	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	Não se aplica	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	0,534	0,495
Heptano	0,453	0,488
Octano	0,013	0,015

APÊNDICE C – FICHA DE ESPECIFICAÇÃO DA CORRENTE DE REFLUXO

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	3	
Descrição	Refluxo	
Pressão	0,35	Kg/cm ² g
Temperatura	79,66	°C
Vazão mássica	6967	Kg/h
Vazão molar	75	Kmol/h
Entalpia total	-3,569e+006	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	11,3	m ³ /h
Peso molecular	92,9	Kg/kmol
Densidade	616,7	Kg/m ³
Viscosidade	0,2083	cP
Condutividade térmica	0,1025	W/m·°C
Calor específico	2,361	kJ/kg·°C
Tensão superficial	13,33	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	Não se aplica	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	0,534	0,495
Heptano	0,453	0,488
Octano	0,013	0,015

APÊNDICE D – FICHA DE ESPECIFICAÇÃO DA CORRENTE DE RESÍDUO

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	4	
Descrição	Resíduo	
Pressão	0,54	Kg/cm ² g
Temperatura	150,6	°C
Vazão mássica	8525	Kg/h
Vazão molar	75	Kmol/h
Entalpia total	-3,826e+006	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	0,1613	cP
Condutividade térmica	0,0933	W/m·°C
Calor específico	2,716	kJ/kg·°C
Tensão superficial	9,797	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	Não se aplica	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	0
Heptano	0,4	0,352
Octano	0,96	0,9647

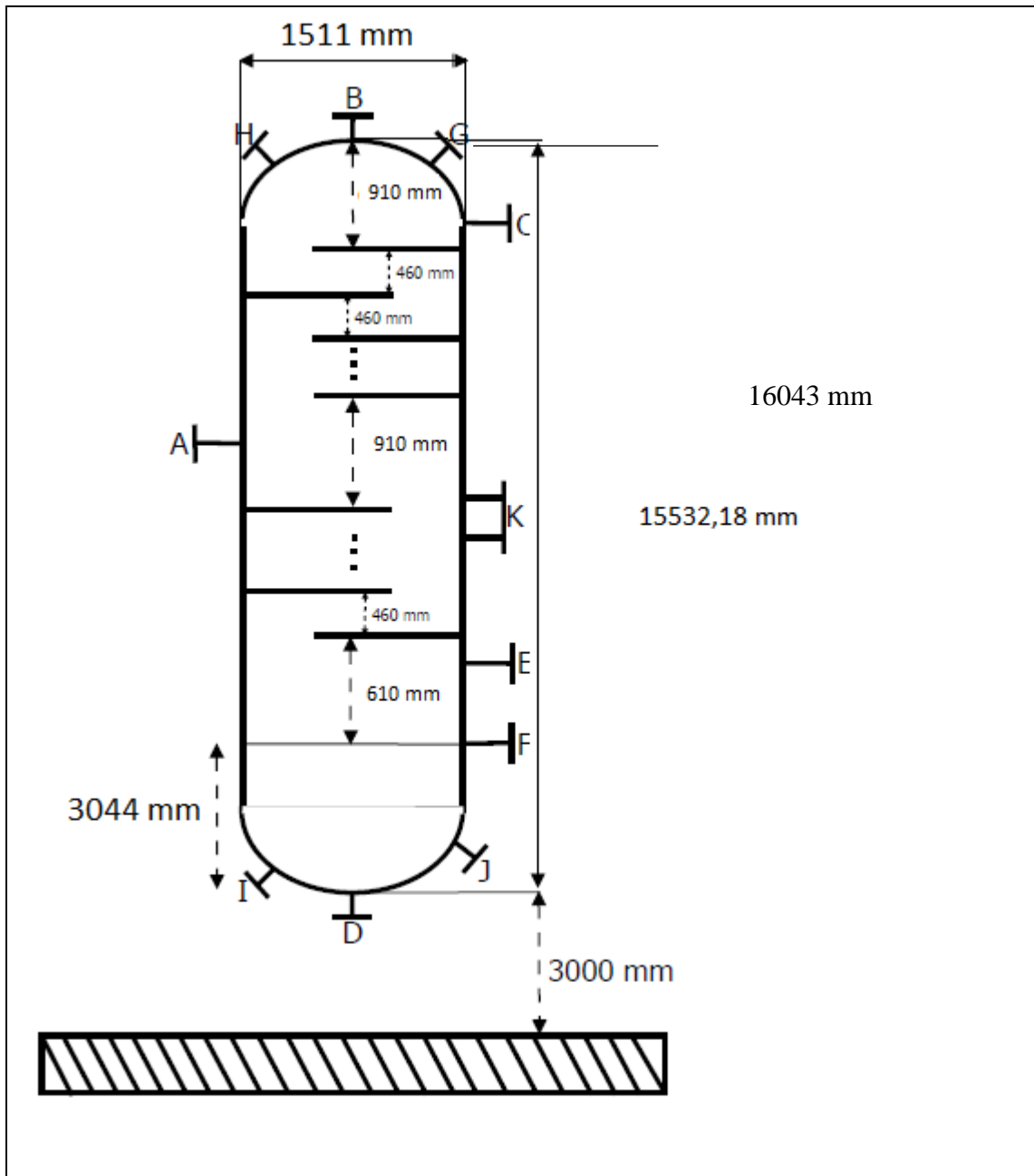
APÊNDICE E – FICHA DE ESPECIFICAÇÃO DOS PRATOS

ESPECIFICAÇÕES PRATOS			
Número do equipamento	C1		
Descrição	Torre de Destilação		
Número de seções da coluna	2		
SEÇÃO 1 DA COLUNA			
Identificação	1		
De prato/A prato	1	12	
Pressão	0.35	0.46	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0.11		
Temperatura	79.66	101.4	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	13447,287	13799,46	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	6919,933	17114,902	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4204,905	2931,066	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	11.221	28.266	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	3.198	4.708	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	616.7	605.5	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	6.860x10 ⁻³	7.269x10 ⁻³	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0.2083	0.1909	
Diâmetro	1504,396		mm
Número de pratos	12		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvulas		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		
SEÇÃO 2 DA COLUNA			
Identificação	2		
De prato/A prato	13	24	
Pressão	0.47	0.58	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0.11		
Temperatura	101.4	150.6	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	13799,460	16926,694	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	17114,902	19834,868	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	2931,066	2424,333	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	28.266	33.946	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4.708	6.982	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	605.5	584.3	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	7.269x10 ⁻³	7.428x10 ⁻³	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0.1909	0.1613	
Diâmetro	1504,396		mm
Número de pratos	12		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvulas		

Altura de recheio	-	mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-	

APÊNDICE F - FICHA DE ESPECIFICAÇÃO DA TORRE DE DESTILAÇÃO

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	C1		
Descrição	Torre de Destilação		
Pressão no topo	0,35	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	0,59		
Pressão de projeto	3,5		
Temperatura no topo	79,66	°C	
Temperatura no fundo	150,6		
Temperatura de projeto	180,6		
Nível normal de líquido	3044	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	Não se aplica		
Nível mínimo de líquido (20%)	608,8		
Altura	15532,18		
Diâmetro	1504,4		
Material	Aço Carbono		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	3,242	Kg/m ³	
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave	616,1	Kg/m ³	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	1	-	Entrada da alimentação
B	2	-	Saída do destilado vaporizado
C	3	-	Retorno do Refluxo
D	4	-	Saída do Resíduo Líquido
E	5	-	Retorno do vaporizado
F	6	1 ¾"	Medidor de nível
G	7	Engenharia de detalhe	Válvula de Segurança
H	8	4"	Purga com vapor
I	9	4"	Drenagem
J	10	8"	Ventilação
K	11	22"	Conexões de acesso
ESQUEMA DO RECIPIENTE			



APÊNDICE G - FICHA DE ESPECIFICAÇÃO DO VASO PULMÃO

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	C2		
Descrição	Vaso Pulmão		
Pressão no topo	0	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	0,047		
Pressão de projeto	3.5		
Temperatura no topo	79.66	°C	
Temperatura no fundo	99.66		
Temperatura de projeto	129.66		
Nível normal de líquido	770.53	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	1232,84		
Nível mínimo de líquido (20%)	308.21		
Comprimento	7705,29		
Diâmetro	1541,11		
Material	Aço Carbono		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	3.242	Kg/m ³	
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave	616.1	Kg/m ³	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	1	-	Entra de líquido no topo
B	2	-	Saída de líquido no fundo
C,D	3	1 ¾"	Medidor de nível
E	4	Fixada em engenharia de detalhe	Válvula de segurança
F	5	4"	Purga com vapor
G	6	4"	Drenagem
H	7	8"	Ventilação
I	8	22"	Conexões de acesso
ESQUEMA DO RECIPIENTE			

