



Universidade de Brasília
Instituto de Química
Departamento de Química Tecnológica
Graduação em Engenharia Química

ANA LUIZA PIRAGIBE FREIRE

Projeto de Engenharia Química:

**A utilização de conceitos de engenharia de processos para
projetar equipamentos industriais para uma planta de escala
piloto.**

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

**Brasília
12 de Maio de 2021**

ANA LUIZA PIRAGIBE FREIRE

Projeto de Engenharia Química:

**A utilização de conceitos de engenharia de processos para
projetar equipamentos industriais para uma planta de escala
piloto.**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado à
Graduação em Engenharia Química da
Universidade de Brasília, como parte dos requisitos
necessários à obtenção do título de Bacharel em
Engenharia Química.

Orientador: José Joaquin Linares León

Brasília

12 de Maio de 2021

*“Acima de tudo: para ti mesmo ser verdadeiro,
E deve seguir, como a noite o dia,*

Tu não podes então ser falso com homem algum”

(Ato I, Cena III, Hamlet – William Shakespeare)

RESUMO

O presente trabalho teve como objetivo utilizar os conceitos de engenharia de processo, aprendidos ao longo do curso de graduação de engenharia química, em um contexto industrial de escala piloto, para, assim, projetar os seguintes equipamentos: torre de destilação, trocador de calor, bomba hidráulica, instrumentação e controle. Esse projeto iniciou-se com a avaliação econômica, e assim, podendo estimar as condições de operação e preencher as fichas de especificação para cada projeto.

ABSTRACT

The present work aimed to use the concepts of process engineering, acquired during the undergraduate course of chemical engineering, to design, in a pilot scale industrial context, the following equipment: distillation tower, heat exchanger, hydraulic pump, instrumentation and control. This project starts with the economic evaluation, and with it, being able to estimate the operating conditions and fill in the specification sheets for each project.

SUMÁRIO

1 Introdução.....	6
2 Avaliação Econômica.....	7
3 Projeto de Torre de Destilação	14
4 Projeto de Trocador de Calor	36
5 Projeto de Bomba	37
6 Projeto de Instrumentação e Controle	42
.....	44
7 Conclusão	45
Referências	46

1 INTRODUÇÃO

Este Trabalho de Conclusão de Curso teve como objetivo explorar os aspectos fundamentais da engenharia de processos, com o foco em diversos equipamentos industriais para escala piloto. Foram estruturados, utilizando os conceitos aprendidos durante o curso, com base nas atividades realizadas no decorrer das disciplinas “Projeto de Engenharia Química 1” e “Projeto de Engenharia Química 2”. Nelas, tiveram-se ênfase em:

- a) Especificação e dimensionamento de equipamentos industriais;
- b) Aplicação de balanços de massa e energia;
- c) Apresentação de equações de projeto;
- d) Avaliação econômica de uma planta industrial em escala piloto;
- e) Estudo de layout;
- f) Apresentação de simbologias e fluxogramas;
- g) Estudo de otimização de processo;

Cada capítulo a seguir aborda uma das atividades desenvolvidas nas disciplinas. As atividades provêm de um problema, para as quais foram avaliados os conceitos de engenharia adequadas e suas devidas soluções.

2 AVALIAÇÃO ECONÔMICA

O objetivo, neste capítulo, é de estimar o investimento necessário para colocar esta unidade em funcionamento.

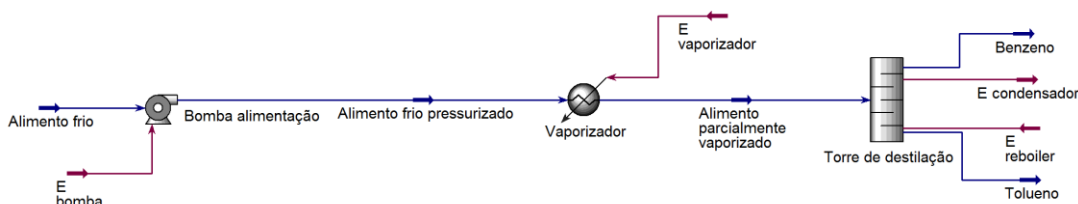


Figura 1. Esquema do processo de separação de benzeno e tolueno

Considerando os dados e a esquematização (*figura 1*) foi possível chegar as seguintes conclusões.

Sabemos que a *equação 1* de custo de equipamentos é dada pela a seguinte relação:

$$C_e = a + b * S^n \quad (1)$$

Onde,

- C_e é o custo dos equipamentos em dólar gulf costa
- a e b são constantes presentes na tabela 6.6 (do arquivo PDF)
- S é o parâmetro de tamanho nas unidades dadas na tabela 6.6 (do arquivo PDF)
- N é a expoente para cada tipo de equipamento

Valendo em conta de que a bomba de alimentação tem uma potência necessária 2,507 kW, com uma vazão operacional de 57,53 m³/h, podemos considerá-la como *explosion proof motor*, logo, os parâmetros abaixo são verdadeiros.

Tabela 1. Parâmetros para equipamento de bombeamento de acordo com a tabela 6.6 (do arquivo PDF)

Equipment	Units for size, S	S lower	S upper	a	b	n	Note
Explosion proof motor	power, kW	1.0	2,500	-950	1,770	0.6	

Assim, substituindo os valores na *equação 1*, temos o valor de custo da bomba:

$$C_e = -950 + 1770 * 2,507^{0,6} = 2122,32 \$$$

Para se definir o custo do vaporizador é necessário, primeiramente, calcular a área de transferência de calor, usando as seguintes equações:

Capítulo

$$Q = U * A * Fc * \Delta T \quad (2)$$

$$\Delta T = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} \quad (3)$$

Consideramos que a quantidade de calor necessária (Q) é 3,958 Mkal/h, que o valor do coeficiente global de transmissão de calor (U) é 1000 kcal/(h m²), e que será utilizado vapor de baixa pressão para aquecimento, cuja pressão operacional é 6 kg/cm²g e 160 °C.

Assim como, os valores de temperatura de entrada (T_1) e de saída (T_2) são 25°C e 112,6°C, respectivamente, e o fator de correção (Fc) igual a 1. Substituindo nas equações 2 e 3, e as manipulando, chegamos a seguinte área:

$$A = \frac{3,958 * 10^6}{1000 * 1 * \frac{(160 - 112,6) - (160 - 25)}{\ln\left(\frac{160 - 112,6}{160 - 25}\right)}} = 47,291m^2$$

Com o valor da área, podemos considerar que o vaporizador é do tipo *U-tube shell and tube*, assim, os parâmetros são os abaixo:

Tabela 2. Parâmetros para equipamento de troca de calor de acordo com a tabela 6.6 (do arquivo PDF)

Equipment	Units for size, S	S lower	S upper	a	b	n	Note
U-tube shell and tube	area, m ²	10	1,000	24,000	46	1.2	

Então, substituindo na *equação 1*, temos o valor de custo do vaporizador:

$$C_e = 24000 + 46 * 47,291^{1,2} = 28704,27 \$$$

Para o cálculo do custo do condensador, fazemos as mesmas considerações do vaporizador, com os seguintes valores, onde, a quantidade de calor a retirar (Q) é 7,209 MKcal/h, o valor do coeficiente global de transmissão de calor (U) de 700 kcal/(h m²), e será utilizada a água de refrigeração, cuja temperatura de entrada (T_1) é 28 °C e cuja máxima temperatura de saída (T_2) é de 45 °C, com temperatura do fluido de processo de 81,19 °C. Assim, temos área do condensador.

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

Assim, considerando os valores da *tabela 2* e substituindo-os na *equação 1*, temos o valor de custo do condensador:

$$C_e = 24000 + 46 * 233,29^{1,2} = 55932,52 \$$$

Capítulo

Para o cálculo do custo do refeedor (reboiler) da torre de destilação, assim como o do condensador, fazemos as mesmas considerações do vaporizador, com os seguintes valores, onde, a quantidade de calor a retirar (Q) é 5,146 Mkcal/h, o valor do coeficiente global de transmissão de calor (U) de 1000 kcal/(h m²), e será utilizado vapor de baixa pressão para aquecimento, cuja pressão operacional é 6 kg/cm²g e 160 °C. Considerar uma temperatura do fluido de processo de 133,6 °C. Assim, temos área do refeedor (reboiler) da torre de destilação.

$$A = \frac{5,146 * 10^6}{1000 * 1 * (160 - 133,6)} = 194,92m^2$$

Logo, considerando os valores da *tabela 2* e substituindo-os na *equação 1*, temos o valor de custo do refeedor (reboiler) da torre de destilação:

$$C_e = 24000 + 46 * 194,92^{1,2} = 49738,64 \$$$

Para se calcular o custo da torre de destilação, devemos primeiramente considerá-lo como um vaso. Com isso, deve-se estimar a espessura do material por meio das características geométricas e a pressão de operação, utilizando a derivada da fórmula de vasos de paredes espessas e da expressão para vasos de tensão longitudinal representada pelas seguintes equações, respectivamente:

$$t = \frac{P_i * D_i}{2 * S * E - 1,2 * P_i} \quad (4)$$

$$t = \frac{P_i * D_i}{4 * S * E + 0,8 * P_i} \quad (5)$$

Onde,

- t é a espessura do material
- P_i é a pressão de projeto interna do vaso
- D_i é o diâmetro interno do equipamento
- S é a tensão máxima que pode resistir o material
- E é a eficiência da solda

Temos que a torre de destilação contém 15 pratos do tipo válvula. O diâmetro (D_i) da torre é de 2,9 m para atender à demanda hidráulica e a altura correspondente é de 15,5 m, considerando a separação entre os pratos (2 pés), a folga no topo e no fundo (0,91 m) e a separação específica do prato de alimentação (0,61 m). Para o cálculo da altura também se considerou um tempo de retenção do líquido no fundo de 10 minutos. A pressão no topo é de 0 kg/cm²g e no fundo de 1 kg/cm²g, assim, consideramos P_i como 3,5 kg/cm²g e usamos E igual a 0,85. Como neste caso, por não haver composto corrosivos, escolheremos aço ao

Capítulo

carbono, e como a temperatura de operação não supera os 500 °F, podemos selecionar o valor de 12,9 ksi, 12900 psi igual à 906,96 kgf/cm². Na seguinte tabela se apresentam os valores da tensão máxima para os parâmetros estabelecidos.

Tabela 3. Valores da tensão máxima de acordo com os parâmetros estabelecidos (do arquivo PDF)

Material	Grade	Min Tensile strength (ksi)	Min Yield strength (ksi)	Maximum temperature (°F)	Maximum allowable stress at temperature °F (ksi = 1000 psi)				
					100	300	500	700	900
Carbon steel	A285 Gr A	45	24	900	12.9	12.9	12.9	11.5	5.9

Assim, podemos os parâmetros estabelecidos pelo enunciado e a *tabela 3* nas equações 4 e 5:

$$t = \frac{3,5 * 290}{2 * 906,96 * 0,85 - 1,2 * 3,5} = 0,660 \text{ cm}$$

$$t = \frac{3,5 * 290}{4 * 906,96 * 0,85 + 0,8 * 3,5} = 0,329 \text{ cm}$$

Logo, o valor da espessura maior será utilizado, onde se adiciona 3mm ao valor, pois, o vaso deve ter uma sobre espessura por conta de possíveis corrosões, assim, a espessura final é de 0,960 cm.

Após se calcular a espessura, é necessário saber o peso do vaso. Tal valor pode ser calculado usando a seguinte equação:

$$W_v = 240 * C_w * D_m * (H_v + 0,8 * D_m) * t \quad (6)$$

Onde,

- W_v é peso total da carcaça, excluindo acessórios internos como número de pratos
- C_w é fator responsável pelo peso de acessórios internos, passagens. Sendo usados como: C_w é igual a 1,08 para tanques com poucos acessórios internos ou C_w é igual a 1,15 para colunas de destilação ou tanques semelhantes com várias passagens, anéis, recheios ou acessórios equivalentes.
- D_m é o diâmetro da torre
- H_v é altura da torre
- t é a espessura da torre

Substituindo os valores na *equação 6*, temos:

$$\begin{aligned} W_v &= 240 * 1,15 * 2,9 * (15,5 + 0,8 * 2,9) * 9,60 = 136926,03 \text{ N}/9,81\text{m/s}^2 \\ &= 13957,80 \text{ kg} \end{aligned}$$

Capítulo

Com o valor do peso, podemos considerar que a torre de destilação é do tipo *Vertical, cs*, assim, os parâmetros são os abaixo:

Tabela 4. Parâmetros para torre de destilação de acordo com a tabela 6.6 (do arquivo PDF)

Equipment	Units for size, S	S lower	S upper	a	b	n	Note
Vertical, cs	shell mass, kg	160	250,000	10,000	29	0.85	5

Assim, substituindo os valores da *tabela 4* na *equação 1*, temos o custo da torre de destilação:

$$C_e = 10000 + 29 * 13957,80^{0,85} = 106714,69 \$$$

Para se calcular o custo unitário de cada prato, utiliza-se os parâmetros estabelecidos na tabela seguinte, de acordo com seu diâmetro de 2,9m:

Tabela 5. Parâmetros para torre de destilação para custo unitário de prato de acordo com a tabela 6.6 (do arquivo PDF)

Equipment	Units for size, S	S lower	S upper	a	b	n	Note
Valve trays	diameter, m	0.5	5.0	180	340	1.9	6

Logo, substituindo os valores da *tabela 5* na *equação 1*, temos o custo unitário de cada prato:

$$C_e = 180 + 340 * 2,9^{1,9} = 2750,60 \$$$

Como temos 15 pratos, o custo total é de \$41259,05.

Por último, para o cálculo do custo do pulmão da torre, fazemos as mesmas considerações para os valores de P_i , S e E , que fizemos para a torre de destilação. Ainda mais, considerar uma razão geométrica de L/D 5, uma vazão volumétrica de destilado de 21,86 m³/h e de refluxo de 73,44 m³/h. Em função disto, para um tempo de retenção de 10 minutos, considerando um nível normal de líquido de 50% do diâmetro do tanque, estimou-se que este último se corresponde com 2,1 m (D_i) e um comprimento de 10,5 m (H_v). A pressão de operação correspondente é de 0 kg/cm². Assim, substituindo nas equações 4 e 5, temos:

$$t = \frac{3,5 * 210}{2 * 906,96 * 0,85 - 1,2 * 3,5} = 0,478 \text{ cm}$$

$$t = \frac{3,5 * 210}{4 * 906,96 * 0,85 + 0,8 * 3,5} = 0,238 \text{ cm}$$

Logo, o valor da espessura maior será utilizado, onde se adiciona 3mm ao valor, pois, o vaso deve ter uma sobre espessura por conta de possíveis corrosões, assim, a espessura final é de 0,778 cm.

Capítulo

Com o valor da espessura calculada, podemos então substituir na *equação 6* para encontrar o peso e a massa.

$$W_v = 240 * 1,08 * 2,1 * (10,5 + 0,8 * 2,1) * 7,780 = 51579,98 \text{ N}/9,81\text{m/s}^2$$

$$= 5257,90 \text{ kg}$$

Com o valor do peso, podemos considerar que o pulmão da torre é do tipo *Horizontal*, *cs*, assim, os parâmetros são os abaixo:

Tabela 6. Parâmetros para torre de destilação de acordo com a tabela 6.6 (do arquivo PDF)

Equipment	Units for size, S	S lower	S upper	a	b	n	Note
Horizontal, cs	shell mass, kg	160	50,000	8,800	27	0.85	

Assim, substituindo os valores da *tabela 6* na *equação 1*, temos o custo do pulmão da torre:

$$C_e = 8800 + 27 * 5257,90^{0,85} = 48069,40 \text{ \$}$$

Finalmente, assim, podemos calcular o custo total dos equipamentos (E), somando o custo de cada equipamento, $\Sigma C_e = 332540,89\text{\$}$.

Com isso, podemos estimar o capital, usando o método das porcentagens, na seguinte tabela:

Tabela 7. Método das Porcentagens

Partida	Porcentagem
Equipamento (E)	E = \$332.540,89=100%
Materiais (M)	(60-70 %) 65% de E = \$216.151,58
Obra civil e edifícios	28 % = \$60.522,44
Tubulações e infraestrutura	45% = \$97.268,21
Instrumentação	10%= \$21.615,16
Eletricidade	10%= \$21.615,16
Isolamento	5 % = \$10.807,58
Pintura	2 %=\$4.323,03
Engenharia de detalhe	40-50 % (E+M) = 45% (E+M) =
Projeto pequeno	\$246.911,61

Capítulo

Construção	50-70 % (E+M) = 60% (E+M) = \$329.215,4811
Supervisão da construção	10 % (E+M) = \$54.869,25
TOTAL ÁREA DE PROCESSO	ISBL (Inside Battery Limits) =\$1.179.688,81
Serviços auxiliares	4% ISBL=\$47.187,55
Off-sites	8% ISBL=\$94.375,10
Gastos de arranque	3-4 % ISBL= 4 % ISBL=\$47.187,55
Contingências e imprevistos	5-15 % ISBL= 10% ISBL=\$117.968,88
Imobilizador (I)	I = \$1.486.407,90
Capital de Giro	20% I= \$297.281,58
Gastos prévios	10% I=\$148.640,79
Gastos de entrada em funcionamento	5% I=\$74,320,39

Assim, estima o investimento necessário para colocar a planta em funcionamento.

3 PROJETO DE TORRE DE DESTILAÇÃO

Neste capítulo, projeta-se uma torre de destilação multicomponente com a ajuda de um método de cálculo aproximado. A primeira estimativa que deve ser feita é o cálculo da taxa de refluxo mínimo, R_m , que foi estimada com a ajuda das duas equações a seguir:

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

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

Onde, α_{cl} : volatilidade relativa do componente chave leve referido ao próprio componente chave pesado; α_{cp} : volatilidade relativa do componente chave pesado referido ao componente chave pesado ($= 1$); α_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 (subscrito “a”), respectivamente; x_{clD} , x_{cpD} , x_{iD} : composição do componente chave leve, chave pesado e i no destilado (subscrito “D”), respectivamente. q : razão entre o calor requerido para vaporizar 1 mol de alimento com o calor latente de vaporização. sumindo que $q=1$, para líquido em ponto de bolha. q : raiz da equação 1, entre α_{cl} e α_{cp} , e $R_m = (L/D_{\min})$: taxa de refluxo mínimo.

Parte do projeto é projetar uma torre de destilação onde pretende-se fracionar uma mistura formada por n-hexano, n-heptano e n-octano, com as características que se apresentam na seguinte tabela:

Tabela 8. Características dos componentes de mistura

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

A mistura possui um componente com volatilidade relativa entre as correspondentes aos componentes chaves leve e pesado, foi necessário estimar um valor de q . q foi calculado a partir da equação 1, da seguinte maneira:

Capítulo 3 Projeto de Torre de Destilação

$$\frac{\alpha_{cl}x_{clD}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cp}x_{cpD}}{\alpha_{cp} - \theta} + \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta} = 0$$

$$\frac{\alpha_{cl}x_{clD}(\alpha_{cl} - \theta)(\alpha_{cp} - \theta)(\alpha_i - \theta)}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cp}x_{cpD}(\alpha_{cl} - \theta)(\alpha_{cp} - \theta)(\alpha_i - \theta)}{\alpha_{cp} - \theta}$$

$$+ \frac{\alpha_i x_{iD}(\alpha_{cl} - \theta)(\alpha_{cp} - \theta)(\alpha_i - \theta)}{\alpha_i - \theta} = 0$$

$$\alpha_{cl}x_{clD}(\alpha_{cp} - \theta)(\alpha_i - \theta) + \alpha_{cp}x_{cpD}(\alpha_{cl} - \theta)(\alpha_i - \theta) + \alpha_i x_{iD}(\alpha_{cl} - \theta)(\alpha_{cp} - \theta)$$

$$= 0$$

Substituindo, então, os valores da *tabela 1*, chegou-se a seguinte equação quadrática:

$$2,107 * \theta^2 - 7,5825 * \theta + 5,994 = 0$$

Utilizou-se a fórmula de Bhaskara para encontrar as raízes da equação, que foram os seguintes valores de 2,4262 e 1,1725. Utilizou-se desses valores para encontrar R_m , substituindo assim na *equação 2*, e encontrou os dois valores de -0,6217 e 0,8287. Como o valor de -0,6217, não tem sentido físico, considerou $R_m = 0,8287$.

Indo ao outro extremo operativo, em condições de refluxo total, foi necessário calcular a coluna requereria do número de pratos mínimos. 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. O componente chave leve passa a ser o mais leve dos que saem pelo resíduo, nesse caso o n-heptano, e o chave pesado, o mais pesado que sai pelo destilado, o n-octano. Com isso, a equação para estimar o número mínimo de pratos (“ N_{min} ”):

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

Substituindo os valores da *tabela 1* na equação de Fenske, chegou-se ao valor de 7,4375 para o número de pratos mínimos. Em seguida, foi possível estimar o número aproximado de estágios com ajuda da correlação empírica de Gilliland, para satisfazer a separação para diferentes taxas de refluxo R (L/D): 20%, 40%, 60% e 100% maior que a razão mínima; cuja equação numérica:

Capítulo 3 Projeto de Torre de Destilação

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

Os parâmetros X é apresentado na subsequente equação, enquanto o parâmetro Y permite estimar o número aproximado de pratos da torre de acordo com a equação apresentada em sequência à equação de X.

$$X=\frac{L/D-(L/D)_{min}}{(L/D)+1}$$

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

O número de pratos reais (N_r) foi calculado após o cálculo de número de pratos (N), foi feito relacionando N com a eficácia de prato (η), que foi adoto como 0,8, por se tratar de um processo limpo. O número foi, também, arredado para cima, para garantir a separação.

$$N_r = \frac{N}{\eta}$$

Os valores calculados, encontram-se na tabela a seguir:

Tabela 9. Número de Pratos

Taxa	R	X	Y	N	Nr
1,20 (20%)	0,9944	0,0831	0,5712	18,6753	24
1,40 (40%)	1,1602	0,1534	0,5019	15,9396	20
1,60 (60%)	1,3259	0,2138	0,4488	14,3075	18
2,00 (100%)	1,6574	0,3118	0,3722	12,4405	16

Posteriormente, para focar na hidráulica da torre foi necessário trabalhar com os balanços de massa para conhecer as vazões de vapor e líquido que circulam dentro dela. O esquema básico da torre de destilação se encontra abaixo:

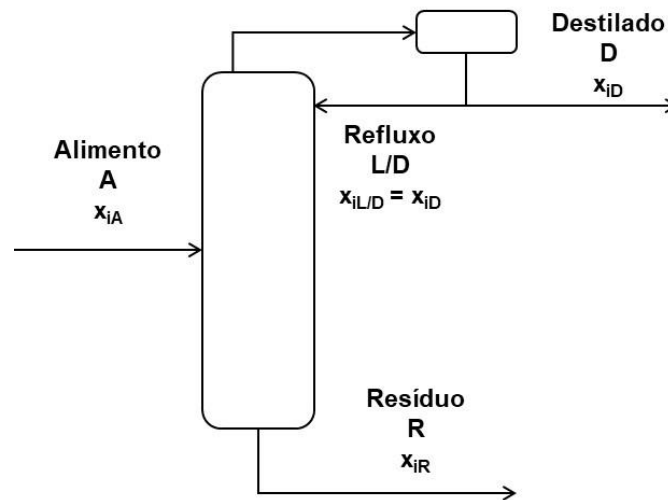


Figura 2. Esquema da coluna de destilação e suas correntes correspondentes.

Nas zonas de enriquecimento e esgotamento, que são as duas regiões dentro que compõem a coluna, considerou-se constantes as vazões de líquido (L) e de vapor (V). Ao se fazer um balanço de massa ao setor de enriquecimento, o líquido que circula por ele foi equivalente ao refluxo, visto que o alimento entra na forma de líquido em ebulição. No caso do vapor circulando pela torre, o valor se correspondeu com o vapor ascendente pela torre, procedente do refeedor de fundo, assim, saindo pelo topo, foi condensado completamente, e formou as correntes refluxo e destilado. Considerando essas condições, foi possível estimar a vazão molar de vapor que aproximadamente circula pela torre:

$$L = R * D$$

$$V = L + D$$

Para transformá-la em vazão volumétrica, precisou-se da densidade molar da mistura que sai pelo destilado. Para auxiliar nos cálculos, foi suposto um valor aproximado de 0,0349 kmol/m³. Com isto estimou-se de forma aproximada a vazão de vapor da coluna. Os valores calculados se encontram na tabela abaixo:

Tabela 10. Vazões de líquido e vapor calculadas para cada razão de refluxo (R).

R	L (kmol.h⁻¹)	V (kmol.h⁻¹)	V (m³.h⁻¹)
0,9944	74,5819	149,5819	4286,0132
1,1602	87,0122	162,0122	4642,1826
1,3259	99,4425	174,4425	4998,3519
1,6574	124,3031	199,3031	5710,6906

Capítulo 3 Projeto de Torre de Destilação

Em seguida, precisou-se estimar a velocidade limite da fase vapor para evitar que esta arraste ao líquido. Para isto, usou-se a equação de York (abaixo). Novamente, precisou-se de valores das densidades mássicas das fases vapor e líquida, cujos valores são, respectivamente, 3,242 kg/m³ e 616,1 kg/m³, e o valor de k=0,23.

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

Chegou-se ao valor de v_{Lim} igual a 3,1623 ft.s⁻¹, convertendo para metro, 0,9638 m.s⁻¹, convertendo para hora, 3469,7448 m.h⁻¹. Completando, assim, com o valor aproximada a vazão de vapor da coluna, os cálculos necessários para estimativa do diâmetro mínimo (D_{min}) e sessão transversal mínima da coluna (S_{min}), para que não haja arraste de vapor. O diâmetro real (D) sofreu um sobredimensionamento de segurança de 20%, e assim, podendo calcular a sessão transversal real (S). Os valores calculados se encontram na tabela a seguir:

$$S_{min} = \frac{V}{v_{Lim}}$$

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

Tabela 11. Valores de diâmetro e sessão transversal da coluna para as diferentes razões de refluxo.

R	S_{min}(m²)	D_{min}(m)	D (m)	S (m²)
0,9944	1,2353	1,2541	1,5049	1,7788
1,1602	1,3379	1,3052	1,5662	1,9266
1,3259	1,4406	1,3543	1,6252	2,0744
1,6574	1,6459	1,4476	1,7371	2,3700

Para estimar a altura da torre (H), considerou-se os critérios, de 1,5 ft (=0,4572 m) de separação entre os pratos, em função de se tratar de um serviço considerado limpo. Foi considerado o espaçamento no prato de alimentação ($H_{sem\ fundo}$) e no fundo da torre (H_{fundo}) com relação ao líquido que se acumulou. Neste sentido, para estimar esse valor, foi necessário conhecer as vazões de líquido que são retiradas, correspondentes à vazão de líquido que desce pela coluna, somatória do valor do líquido entrante pelo refluxo (L) e o alimento (A). Foi aplicado um tempo de retenção de 10 minutos. Para transformar esse valor em vazão volumétrica, foi necessário conhecer o valor da densidade da corrente de resíduo,

Capítulo 3 Projeto de Torre de Destilação

cujo valor molar é $5,375 \text{ kmol/m}^3$. As relações e a tabela com os resultados de cálculo, se encontram a seguir:

$$H_{fundo} = \frac{(L + A) * 10min}{60 \text{ min. h}^{-1} * 5,375 * S}$$

$$H_{sem fundo} = (N_r - 2) * 0,4572 + 3 * 0,96$$

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

Tabela 12. Alturas referentes à coluna para as diferentes razões de refluxo.

Nr	R	H _{fundo} (m)	H _{sem fundo} (m)	H (m)
24	0,9944	3,0433	12,9379	15,9813
20	1,1602	3,0099	11,1092	14,1191
18	1,3259	2,9812	10,1948	13,1761
16	1,6574	2,9346	9,2805	12,2151

Com isso, pôde-se estimar o valor bruto do investimento com ajuda das fórmulas presentes no capítulo 6 do livro *Chemical Engineering Design*^[1], que nos darão os valores correspondentes aos custos dos equipamentos, sendo necessário a seguir aplicar o fator de correção de Lang para obtermos o investimento. Assim, para os cálculos de custo de torre destilado, foi primeiro necessário recolher os parâmetros a seguir:

Tabela 13. Parâmetro para cálculo do custo de torre (2007)

Parâmetros para o cálculo do custo da torre de destilação.					
a	10.000,00	b	29,00	n	0,85
Parâmetros para o cálculo do custo dos pratos.					
a	180,00	b	340,00	n	1,90

Posteriormente, a fórmula para cálculo de espessura mínima (e_{min}), espessura por tensão longitudinal (e_{long}), e espessura da torre (e_{total}), no qual o valor maior adicionou-se 3 mm. Suas relações se encontram a seguir:

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

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

Capítulo 3 Projeto de Torre de Destilação

Onde, D : Diâmetro calculado para a torre; S : Máximo de tensão que o material resiste ($906,96 \text{ kg.cm}^{-2}$); E : Eficiência de solda (0,85); P_i : Pressão interna do vaso (assumido o maior valor encontrado – 2 kg.cm^{-2}).

Com isso, foi possível calcular o peso da coluna (W_v) na unidade de Newtons, que depois foi convertida em massa (m) quando se dividiu pela aceleração da gravidade:

$$W_v = 240 * C_w * D_e * (H + 0,8D_e) * e_{total}$$

Onde, C : fator que levando em conta a massa de diversos componentes (1,5 em torres de destilação que são mais complexas que vasos normais); D_e : diâmetro interno calculado somado à espessura (t) em m; e_{total} : espessura em mm; H : Altura calculada da torre. Os valores adquiridos a partir dos cálculos se encontram na tabela abaixo:

Tabela 14. Parâmetros para coluna de destilação cada R

Taxa	e_{min} (mm)	e_{long} (mm)	e_{total} (mm)	W_v (N)	m (kg)
1,20 (20%)	3,4255	1,7096	6,4255	56090,9132	5723,5626
1,40 (40%)	3,5650	1,7792	6,5650	52674,2827	5374,9268
1,60 (60%)	3,6992	1,8462	6,6992	52038,0334	5310,0034
2,00 (100%)	3,9540	1,9734	6,9540	53511,5947	5460,3668

Com tudo isso, foi possível estimar o preço do vaso da parte externa da coluna (C_v), dos pratos individuais (C_p) e o custo total da coluna de destilação (C_{cd}), estimado de 2007, usando os valores de 2007^[1] conforme apresentado na *tabela 6*. As equações referentes e os valores calculados estão a seguir:

$$C_v = a + b * W_v^n$$

$$C_p = a + b * D^n$$

$$C_{cd} = C_v + C_p * N_r$$

Tabela 15. Custo da coluna de destilação para cada R

Taxa	C_v	C_p	C_{cd}
------	-------	-------	----------

Capítulo 3 Projeto de Torre de Destilação

1,20 (20%)	\$ 55.333,00	\$ 919,16	\$ 77.392,74
1,40 (40%)	\$ 52.974,88	\$ 977,39	\$ 72.522,70
1,60 (60%)	\$ 52.533,25	\$ 1.035,40	\$ 71.170,50
2,00 (100%)	\$ 53.554,85	\$ 1.150,82	\$ 71.967,99

Em seguida, para o projeto do vaso pulmão do refluxo, foi considerada as vazões volumétricas de líquido que são retiradas, formadas pelo refluxo e o destilado que estava sendo retirado da torre. Considerou-se como tempo de retenção ($t_{retenção}$) de 10 min, e L/D igual a 5, conforme instruído. A densidade molar encontrou-se na tabela de informação das correntes, ($\rho = 6,638 \text{ kmol.m}^{-3}$). A eficiência de solda (E) igual a 0,85, tensão de cisalhamento (S_t) igual a 1055, fator de complexidade (X) igual a 2, e espessura de corrosão (C.A.) igual a 3 mm; todos esses valores referentes assumido a partir dos slides da aula. Por último, a pressão de operação ($P_{D,operação}$) encontrada a partir da ficha de informação das correntes e foi acrescido o valor de 1,8, tornando a $2,8 \text{ kg.cm}^{-2}$, e juntamente, a pressão de desenho ($P_{D,desenho}$) que foi adotada como $3,5 \text{ kg.cm}^{-2}$, por ser menor que o mesmo.

Como primeiro passo para projetar o vaso pulmão, foi necessário calcular os valores de diâmetro do vaso pulmão. As equações para tal se encontram a seguir:

$$Q = \frac{V}{\rho}$$

$$Vol_{útil} = \frac{Q * t_{retenção}}{60 \text{ min. h}^{-1}}$$

$$Vol_{geo} = V_{útil} * 2$$

$$D_{min} = \sqrt[3]{\frac{4 * V_{geo}}{\pi * (\frac{L}{D})}}$$

Onde, Q : Vazão de líquido de entrada (m^3/h); $V_{útil}$: Volume útil do vaso pulmão (m^3); V_{geo} : Volume geométrico do vaso pulmão (m^3); D_{min} : Diâmetro mínimo do vaso pulmão (m).

Capítulo 3 Projeto de Torre de Destilação

Posteriormente, foi estimado o valor real de diâmetro ou com um aumento de 20% ($D_{20\%}$) ou um adicional de 0,3 m ($D_{0,3}$), para utilizar o que teve maior rendimento em seguida. Os valores se encontram na seguinte tabela:

Tabela 16. Resultados do diâmetro do vaso pulmão

Taxa	Q (m ³ /h)	Vol _{útil} (m ³)	Vol _{geo} (m ³)	D _{min} (m)	D _{20%} (m)	D _{0,3} (m)
1,20 (20%)	22,5342	3,7557	7,5114	1,2413	1,4896	1,5413
1,40 (40%)	24,4068	4,0678	8,1356	1,2748	1,5298	1,5748
1,60 (60%)	26,2794	4,3799	8,7598	1,3066	1,5679	1,6066
2,00(100%)	30,0246	5,0041	10,0082	1,3659	1,6391	1,6659

Dessa maneira, foi possível calcular o custo do vaso, representadas pelas equações e os resultados demonstrando na tabela seguinte:

$$e = \frac{P_{D,Operação} * \left(\frac{D}{2}\right) * 1000}{S_t * E - 0,6P_{D,desenho}}$$

$$W = 24,6 * D_{0,3} * (L + 0,8D) * (e + X)$$

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

Onde, e : espessura do vaso (mm); W : peso do vaso (kg); C_{vp} : custo em dólares gulf referidos à 2006 (US\$).

Tabela 17. Valores para o projeto do vaso pulmão

Taxa	e (mm)	W (kg)	C_{vp}
1,20 (20%)	5,4278	2517,7699	\$19.460,37
1,40 (40%)	5,4806	2646,9753	\$20.129,76
1,60 (60%)	5,5307	2773,4144	\$20.772,28
2,00(100%)	5,6241	3019,0616	\$21.987,99

Para o projeto do sistema de troca de calor, foi necessário conhecer os calores latentes (Q) de vaporização da mistura do topo e do fundo da torre, cujos valores, respectivamente,

Capítulo 3 Projeto de Torre de Destilação

são 81,83 e 73,32 kcal/kg. Com esses dados é possível estimar os calores necessários para poder projetar o condensador de topo e o refeedor de fundo.

Primeiramente, foi feito os cálculos para o trocador de calor do topo. A partir dos valores da ficha de informação das correntes, retirou-se o valor do calor latente da corrente do destilado (QL_{topo}) de 7602 kcal.kmol⁻¹ e o valor da temperatura da corrente do destilado ($T_{destilado}$) de 79,66 °C. As temperaturas entrada ($T_{A,e}$) e de saída ($T_{A,s}$) da água de refrigeração, foram fornecidos, de 28 °C e 45 °C, respectivamente. O coeficiente global de troca térmica do topo (U_{topo}) foi estimado no valor de 500 W.m⁻¹.°C⁻¹. Posteriormente, foi necessário convertê-lo para unidade de kcal.m⁻².h⁻¹.°C⁻¹ multiplicando pelo fator de correção de 0,86.

A partir do calor latente da corrente e da vazão de líquido do topo, foi possível calcular o calor no condensador, que foi descrita da seguinte maneira:

$$Q_{topo} = V * QL_{topo}$$

Em seguida, calculou-se a temperatura média logaritma (ΔT_{ml}) usando as temperaturas das correntes.

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{destilado} - T_{A,e}) - (T_{destilado} - T_{A,s})}{\ln \left(\frac{T_{destilado} - T_{A,e}}{T_{destilado} - T_{A,s}} \right)}$$

Consequentemente, foi possível calcular a área de troca térmica (A_{topo}) necessária. A equação e a tabela com os resultados, encontram-se a seguir:

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

Tabela 18. Resultados de dimensionamento do condensador

Taxa	Q _{topo} (kcal.h ⁻¹)	ΔT _{ml} (°C)	A _{topo} (m ²)
1,20 (20%)	1137121,3153	42,5961	62,0936
1,40 (40%)	1231616,5345		67,2536
1,60 (60%)	1326111,7537		72,4136
2,00(100%)	1515102,1922		82,7336

Capítulo 3 Projeto de Torre de Destilação

Em seguida, com os valores de troca térmica, foi possível calcular o custo do condensador (C_c). Os parâmetros para a equação de custo do condensador a, b e n são 2400, 46 e 1,2, respectivamente. A equação e os valores são apresentados a seguir:

$$C_c = a + bA_{topo}^n$$

Tabela 19. Custo do condensador

Taxa	C_c
1,20 (20%)	\$30.522,50
1,40 (40%)	\$31.178,21
1,60 (60%)	\$31.844,08
2,00(100%)	\$33.203,99

Posteriormente, foi feito os cálculos para o trocador de calor de fundo. A partir dos valores da ficha de informação das correntes, retirou-se o valor do calor latente do resíduo (QL_{fundo}) de 7847 kcal.kmol⁻¹ e o valor da temperatura do resíduo ($T_{resíduo}$) de 150,6°C. A temperatura do vapor de baixa pressão (T_v), foi fornecido, de 230°C. O coeficiente global de troca térmica do fundo (U_{fundo}) foi estimado no valor de 750 W.m⁻¹.°C⁻¹ Posteriormente, foi necessário convertê-lo para unidade de kcal.m⁻².h⁻¹.°C⁻¹ multiplicando pelo fator de correção de 0,86.

A partir do calor latente do resíduo e da vazão de líquido de fundo, foi possível calcular o calor no refeedor (Q_{fundo}), que foi descrita da seguinte maneira:

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

Em seguida, calculou-se a temperatura média (ΔT) usando as temperaturas das correntes.

$$\Delta T = T_{vap} - T_{resíduo}$$

Consequentemente, foi possível calcular a área de troca térmica (A_{fundo}) necessária. A equação e a tabela com os resultados, encontram-se a seguir:

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

Capítulo 3 Projeto de Torre de Destilação

Tabela 20. Resultados de dimensionamento do refeedor

Taxa	Q _{fundo} (kcal/h)	ΔT (°C)	A (m ²)
1,20 (20%)	1327171,3153	79,4000	25,9194
1,40 (40%)	1421666,5345		27,7649
1,60 (60%)	1516161,7537		29,6104
2,00(100%)	1705152,1922		33,3013

Em seguida, com os valores de troca térmica, foi possível calcular o custo do refeedor (C_R). Os parâmetros para a equação de custo do condensador a, b e n são 2400, 46 e 1,2, respectivamente. A equação e os valores são apresentados a seguir:

$$C_R = a + bA_{fundo}^n$$

Tabela 21. Custo do refeedor

Taxa	C _R
1,20 (20%)	\$26.286,17
1,40 (40%)	\$26.482,86
1,60 (60%)	\$26.682,19
2,00(100%)	\$27.088,24

Finalmente, o último elemento que foi projetado foi a bomba. Os parâmetros que foram estimados são a vazão volumétrica, correspondente ao refluxo ($Q_{refluxo}$), e a perda de carga que foi vencida. Para este último item, foi necessário estimar a pressão manométrica na admissão ($P_{man,adm}$) e na impulsão ($P_{man,imp}$). No primeiro caso, foi considerado que o vaso do pulmão se encontra levantado 3 m sobre o solo além do nível normal (50%) do vaso pulmão (horizontal), somado isto à pressão à que opera este vaso (considerar pressão atmosférica), assim, chegando na altura de carga hidráulica na admissão (H_{adm}). Na impulsão, deve ser considerado a pressão do topo da torre onde sairá o refluxo (considerar que o condensador provoca uma perda de pressão de 0,35 kg/cm²), de forma que a pressão no topo será 0,35 kg/cm² relativos (normalizados frente à pressão atmosférica). Além disso, deverá ser considerada toda a cota correspondente à altura da coluna e somar 0,1 kg/cm², considerando a perda de pressão que uma válvula de controle que será colocada na tubulação do refluxo. Assim, podendo encontrar a altura de carga hidráulica no impulso (H_{imp}). As densidades (ρ) mássica e molar do destilado são 6,638 kmol.m⁻³ e 616,7 kg. A aceleração da gravidade (g) igual a 9,8 m.s⁻²

Capítulo 3 Projeto de Torre de Destilação

$$P_{man,adm} = H_{adm} * \rho * g$$

$$P_{man,imp} = H_{imp} * \rho * g$$

A diferença de pressão, foi calculado, pela a diferença entre a pressão no impulso com a na admissão. Os resultados encontram-se abaixo:

Tabela 22. Resultados para o dimensionamento da bomba de Refluxo

Taxa	Q _{refluxo} (m ³ /h)	H _{adm} (m)	H _{imp} (m)	P _{man,adm} (Pa)	P _{man,imp} (Pa)	ΔP (Pa)
1,20 (20%)	11,2356	3,7707	19,0435	22788,613 8	159222,314 2	136433,700 5
1,40 (40%)	13,1082	3,7874	17,1701	22889,767 0	147899,888 6	125010,121 6
1,60 (60%)	14,9808	3,8033	16,2214	22985,870 0	142166,431 2	119180,561 2
2,00(100%)	18,7260	3,8330	15,2548	23165,170 0	136324,531 1	113159,361 1

Considerando a eficiência hidráulica de 45% e elétrica da bomba de 90%, junto com os valores de vazão volumétrica e diferença de pressão, foi possível calcular a potência útil da bomba ($Pot_{\acute{u}til}$), a potência absorvida (Pot_{abs}) e, por fim, a potência elétrica (Pot_{el}) da bomba. As equações e os resultados referentes, encontram-se a seguir:

$$Pot_{\acute{u}til} = \frac{Q_{refluxo} * \Delta P}{3600s. h^{-1}}$$

$$Pot_{abs} = \frac{Pot_{\acute{u}til}}{0,45}$$

$$Pot_{el} = \frac{Pot_{\acute{u}til}}{0,9}$$

Tabela 23. Potências das bombas

Taxa	Pot _{útil} (W)	Pot _{abs} (W)	Pot _{el} (kW)
1,20 (20%)	425,8093	946,2429	1,0514
1,40 (40%)	455,1824	1011,5164	1,1239
1,60 (60%)	495,9497	1102,1105	1,2246
2,00(100%)	588,6169	1308,0375	1,4534

Capítulo 3 Projeto de Torre de Destilação

Para o custo da bomba, a partir do método descrito, foram encontrados os parâmetros para o cálculo do custo do casco da bomba (C_{CB}) e de seu motor (C_{MT}), como indicado na tabela a seguir.

Tabela 24. Parâmetros para o cálculo do custo das bombas

Parâmetros para o Custo da Bomba Centrífuga de Estágio Único					
a	6900	b	206	n	0,9
Parâmetros para o Custo do Motor da Bomba					
a	-950	b	1770	n	0,6

Foram calculados os custos individuais de cada parte, e somando-se rendeu o custo da bomba (C_B) segundo o dólar gulf costa avaliado em 2007.

Tabela 25. Custo da bomba

Taxa	C_{CB}	C_{MT}	C_B
1,20 (20%)	\$7.473,76	\$2.553,88	\$10.027,64
1,40 (40%)	\$7.559,15	\$2.893,42	\$10.452,57
1,60 (60%)	\$7.643,32	\$3.214,02	\$10.857,34
2,00(100%)	\$7.808,65	\$3.810,57	\$11.619,21

Com todo isso, pode-se estimar o valor bruto do investimento (Y) com ajuda das fórmulas vistas no capítulo anterior, presentes no capítulo 6 do livro *Chemical Engineering Design*^[1], que nos dão os valores correspondentes aos custos totais dos equipamentos (C_{ET}), sendo necessário a seguir aplicar o fator de correção de Lang ($f_L=4,74$) para obtermos o investimento. Os resultados e a equação encontram-se a seguir:

$$Y = C_{ET} * f_L$$

Tabela 26. Custo de equipamento e investimento bruto.

Taxa	C_{ET}	Y
1,20 (20%)	\$163.689,41	\$775.887,82
1,40 (40%)	\$160.766,10	\$762.031,30
1,60 (60%)	\$161.326,38	\$764.687,06
2,00(100%)	\$165.867,43	\$786.211,61

Seguidamente, foram avaliados os custos operacionais. Para isto, foi considerada uma vida da planta de 15 anos. Foi necessário estimar os consumos de água de refrigeração

Capítulo 3 Projeto de Torre de Destilação

no topo da torre, vapor de caldeiras no fundo e eletricidade para a bomba de refluxo. Considerando-se os valores fornecidos nos slides para o preço de cada utilidade.

Primeiramente, calculou-se o custo de consumo de água de refrigeração em uma hora ($C_{\text{água},h}$).

$$C_{\text{água},h} = \frac{Q_{\text{topo}}}{cp_{\text{água}} * (T_s - T_e) * \rho_{\text{água}}} * f_a$$

Onde, Q_{topo} : calor trocado no condensador (kcal/h); $cp_{\text{água}}$: capacidade calorífica da água à pressão constante ($1 \text{ kcal.kg}^{-1} \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$); T_s : temperatura de saída da água de refrigeração ($^\circ\text{C}$); T_e : temperatura de entrada da água de refrigeração ($^\circ\text{C}$); $\rho_{\text{água}}$: densidade da água (1000 kg.m^{-3}); f_a : valor do m^3 da água de refrigeração ($\$. \text{m}^{-3}$).

Dessa forma, o custo foi transformado por hora para custo em 15 anos ($C_{\text{água},15}$) a partir da conversão abaixo.

$$C_{\text{água},15} = C_{\text{água},h} * nh * nd * na$$

Onde, nh : número de hora em um dia (24 h/dia); nd : número de dias por ano (365,4 dias/ano); na : número de anos avaliado (15 anos).

Em seguida, foi calculado o valor de custo operacional do vapor de baixa pressão para aquecimento, gasto em uma hora ($C_{\text{vapor},h}$).

$$C_{\text{vapor},h} = \frac{Q_{\text{fundo}}}{L_v} * f_v$$

Onde, Q_{fundo} : calor trocado no refeedor (kcal.h^{-1}); L_v : calor latente do vapor na temperatura de operação (kcal.t^{-1}); f_v : valor da tonelada do vapor de aquecimento ($\$. \text{t}^{-1}$).

A equação de Regnault (abaixo) foi utilizada para calcular o calor latente do vapor a $230 \text{ } ^\circ\text{C}$.

$$L_v = 606,5 - 0,695T$$

Posteriormente, o calor latente foi convertido de kcal.kg^{-1} para kcal.t^{-1} dividindo-o por 1000. O valor final do custo por hora também foi transformado em custo em 15 anos de operação ($C_{\text{vapor},15}$) como demonstrado anteriormente.

Por fim, foi calculada o custo de operação relacionado à eletricidade gasta em uma hora ($C_{\text{el},h}$). Utilizou-se a seguinte fórmula.

$$C_{\text{el},h} = Pot_{\text{el}} * f_{\text{el}}$$

Capítulo 3 Projeto de Torre de Destilação

Onde, $P_{ot_{el}}$: potência consumida pela bomba (kW); f_{el} : valor da energia (\$/kWh).

Assim como nos casos anteriores esse valor foi transformado no custo de 15 anos de operação ($C_{el,15}$). E enfim, o custo operacional de 15 anos ($C_{OP,15}$) foi calculado como a soma dos custos, descritos acima. Os dados de todos os custos estão presentes na tabela a seguir.

Tabela 27. Custos operacionais da planta

Taxa	C _{água,h} (\$/h)	C _{água,15} (\$/15anos)	C _{vapor,h} (\$/h)	C _{vapor,15} (\$/15anos)	C _{el,h} (\$/h)	C _{el,15} (\$/15anos)	C _{OP,15} (\$/15anos)
1,20 (20%)	\$6,69	\$879.891,10	\$29,81	\$3.921.856,08	\$0,26	\$34.575,71	\$4.836.322,89
1,40 (40%)	\$7,24	\$953.010,38	\$31,94	\$4.201.094,07	\$0,28	\$36.960,81	\$5.191.065,27
1,60 (60%)	\$7,80	\$1.026.129,67	\$34,06	\$4.480.332,06	\$0,31	\$40.271,12	\$5.546.732,85
2,00 (100%)	\$8,91	\$1.172.368,25	\$38,31	\$5.038.808,04	\$0,36	\$47.795,69	\$6.258.971,98

Finalmente, a partir dos valores do investimento bruto (Y) e dos custos de operação em 15 anos ($C_{OP,15}$) foi encontrado o custo total, somando ambos os termos. Os valores de custo total se encontram na tabela a seguir.

Tabela 28. Custo total de projeto

Taxa	Custos Totais
1,20 (20%)	\$5.612.210,71
1,40 (40%)	\$5.953.096,56
1,60 (60%)	\$6.311.419,91
2,00 (100%)	\$7.045.183,59

Com tudo, foi possível chegar à conclusão que o projeto com o aumento de 20% da razão de refluxo mínima, seria a melhor opção, pois, apresentou o menor custo total.

Abaixo se encontra as folhas de especificação referente ao calculado anteriormente.

Corrente 1: Alimento

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
Descrição	Alimento	
Pressão	0,45	Kg/cm ² g
Temperatura	101,4	°C
Vazão mássica	9810	Kg/h

Capítulo 3 Projeto de Torre de Destilação

Vazão molar	100	Kmol/h
Entalpia total	-4.842e+006	kcal/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		
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,4	0,351
Heptano	0,35	0,357
Octano	0,25	0,291

Corrente 2: 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	kcal/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		

Capítulo 3 Projeto de Torre de Destilação

	Não se aplica	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,534	0,495
Heptano	0,453	0,488
Octano	0,013	0,015

Corrente 3: 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	kcal/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		
	Não se aplica	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,534	0,495
Heptano	0,453	0,488
Octano	0,013	0,015

Corrente 4: 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

Capítulo 3 Projeto de Torre de Destilação

Entalpia total	-3,826e+006	kcal/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		
	Não se aplica	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0	0
Heptano	0,04	0,0352
Octano	0,96	0,9647

ESPECIFICAÇÕES PRATOS			
Número do equipamento	C1		
Descrição	Torre de destilação		
Número de seções da coluna			
SEÇÃO 1 DA COLUNA			
Identificação	Enriquecimento		
De prato/A prato	1	10	
Pressão	0.35	0,45	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,05		
Temperatura	79,66	101,4	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	13898,769	13898,769	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	6931,269	6931,269	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4286,81	4286,81	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	11,23	11,23	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	3,242	3,242	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	616,1	616,1	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	0,2083	0,1909	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,2383	0,1909	
Diâmetro	1500		mm
Número de pratos	10		

Capítulo 3 Projeto de Torre de Destilação

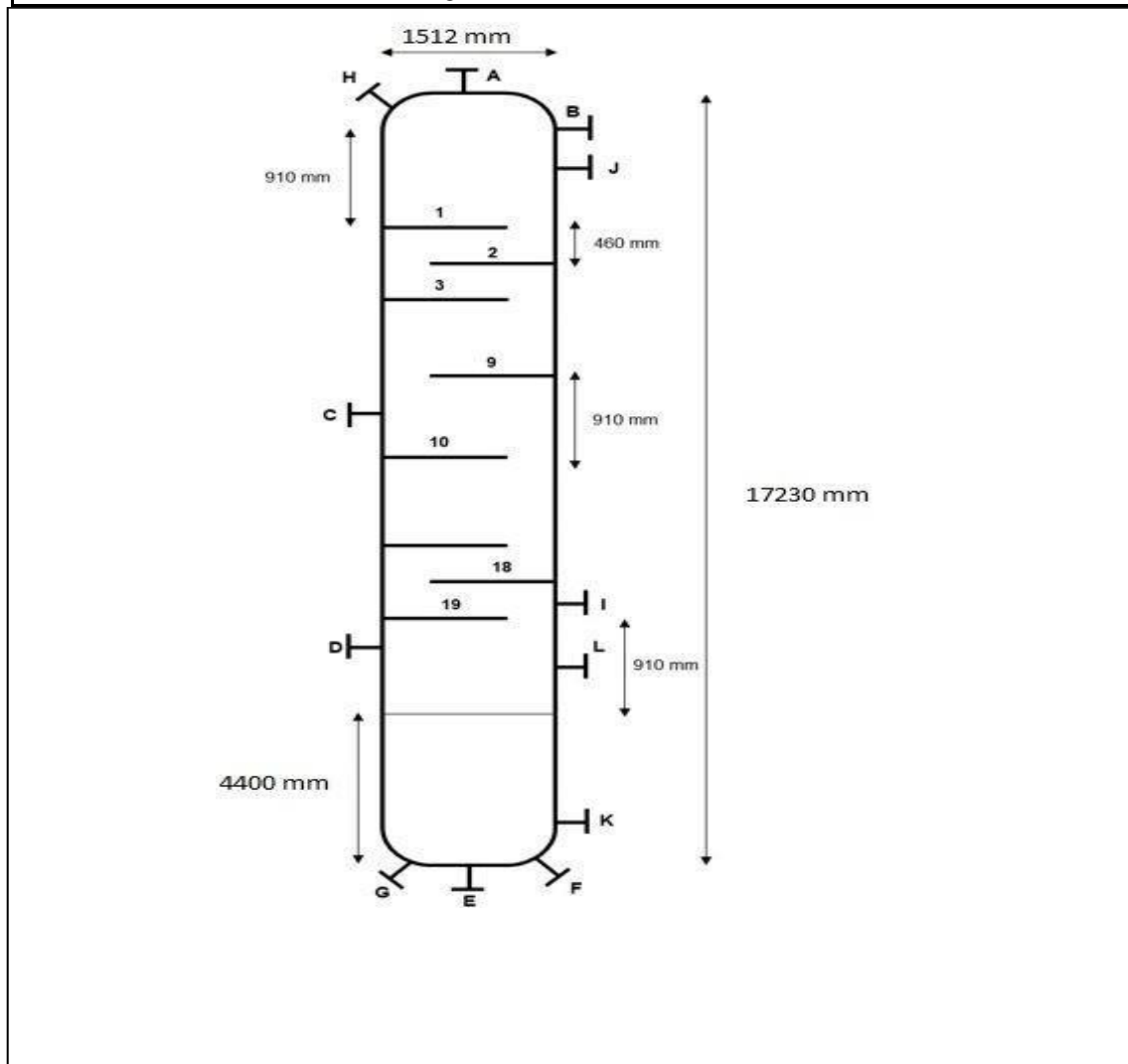
Espaçamento entre pratos	460	mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	válvula	
Altura de recheio	Não se aplica	mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	Não se aplica	
SEÇÃO 2 DA COLUNA		
Identificação	Esgotamento	
De prato/A prato	10	19
Pressão	0,45	0,54
Perda de pressão	0,05	
Temperatura	101,4	150,6
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	13898,769	13898,769
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	16221,26	16221,26
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	22,53	22,53
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	33,48	33,48
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	3,242	3,242
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	616,1	616,1
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	0,1909	0,1613
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,1909	0,1613
Diâmetro	1500	
Número de pratos	10	
Espaçamento entre pratos	460	
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	válvula	
Altura de recheio	Não se aplica	
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	Não se aplica	

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES		
Número do equipamento	C1	
Descrição	Torre de destilação	
Pressão no topo	0,35	Kg/cm ² g
Pressão no fundo	0,55	
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	4400	mm
Nível máximo de líquido (80%)	Não se aplica	
Nível mínimo de líquido (20%)	880	
Altura	17230	
Diâmetro	1512	
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

Capítulo 3 Projeto de Torre de Destilação

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	4"	Ventilação
G	7	2"	Drenagem
H	8	2"	Purga com vapor
I, J, K	9		Medidor de temperatura
L	10		Medidor de nível
N	11	24"	Bocal de inspeção

ESQUEMA DO RECIPIENTE



ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES

Número do equipamento		C2	
Descrição		Vaso Pulmão	
Pressão no topo		0,35	Kg/cm ² g
Pressão no fundo		1,019	
Pressão de projeto		3,5	
Temperatura no topo		79,66	°C
Temperatura no fundo		79,66	

Temperatura de projeto	109,66		
Nível normal de líquido	770	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	1232		
Nível mínimo de líquido (20%)	308		
Comprimento	7710		
Diâmetro	1540		
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 do líquido
B	2		Entrada do refluxo
C	3		Saída
D	4		Medida de nível
E	5		Medida de nível
F	6	4"	Ventilação
G	7	2"	Drenagem
ESQUEMA DO RECIPIENTE			
<p>7710 mm</p> <p>1540 mm</p> <p>770 mm</p> <p>3000 mm</p> <p>Máximo (80 %)</p> <p>Normal (50 %)</p> <p>Mínimo (20 %)</p> <p>A, B, C, D, E, F, G</p>			

4 PROJETO DE TROCADOR DE CALOR

Neste capítulo foram utilizadas as equações, do capítulo 2, para preencher a seguinte folha de especificação referente aos trocadores de calor.

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E - 01			
Descrição						
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			
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	1658,68		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0,8		1	0	
Vazão de vapor/gás	0	11320	Kg/h	1658,68	0	Kg/h
Vazão de líquido	14170	2850		0	1658,68	
Temperatura	148,6	150,6	°C	180	180	°C
Pressão	0,955	1,006	Kg/cm ² g	9,164	1,006	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0,075		Kg/cm ²	0,075		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	1100,000		Kcal / h m ² °C	9950,000		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}	30,389			°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	34,303			m ²		
Diâmetro dos tubos	¾ - 19,05			polegadas/mm		
Comprimento dos tubos	20,00-6096			pés/mm		
Espessura dos tubos	14			BWG		
Espaçamento entre centro dos tubos	15/16 - 285,9375			pés/mm		
Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômica)	Triangular					
Diâmetro do casco	12 - 3660			pés/mm		

5 PROJETO DE BOMBA

Neste capítulo, com os dados obtidos, foi possível contabilizar as influências positivas e negativas, calculando as pressões na admissão e na impulsão da bomba, separadamente.

Temos os seguintes dados na **admissão**:

Influências Positivas:

- Pressão no vaso de admissão – 1 kg/cm²;
- Altura em relação à bomba – 3 m;
- Altura de líquido – 0,5 m.

Influências Negativas:

- Tubulação – 0,00195 kg/cm², calculado, abaixo, da seguinte forma:

$$P_{\text{tubulação}} = 0,5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 \cdot \text{km}_{\text{tubo}}} * L$$

$$L = 1,3 * H = (1,3 * 3) \text{ m}$$

$$P_{\text{tubulação}} = 0,5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 \cdot \text{km}_{\text{tubo}}} * \frac{(1,3 * 3) \text{ m}}{1000 \text{ m/km}}$$

$$P_{\text{tubulação}} = 0,00195 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} = 1,95 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Onde,

$P_{\text{tubulação}}$ – Perda de pressão na tubulação;

L – Comprimento da tubulação;

H – Diferença de cota entre a bomba e o vaso.

Sendo assim, a pressão na admissão (P_{ad}) é calculada como a soma dos fatores acima.

Assim,

$$P_{\text{ad}} = 1 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2} + \frac{616,5 \text{ kg} * 9,81 \text{ m} * (3 + 0,5) \text{ m}}{98067 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - 0,00195 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

$$P_{\text{ad}} \approx 1,2139 \text{ cm}^2$$

Capítulo 5 Projeto de Bomba

Temos, então, na **impulsão**:

Influências Positivas:

- Pressão no vaso de impulsão – 1,35 kg/cm²;
- Altura em relação à bomba – 3 m;
- Altura da torre – 12,3 m.
- Válvula de controle – 0,1 kg/cm²;
- Tubulação – 0,03978 kg/cm², calculado, abaixo, da forma utilizado anteriormente.

$$P_{\text{tubulação}} = 2 * \frac{1,3 * (3 + 12,3)}{1000}$$

$$P_{\text{tubulação}} = 0,03978 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} = 3,978 * 10^{-2} \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

De forma similar, como feito anteriormente, é calculada a pressão na impulsão (P_{imp})

$$P_{\text{imp}} = 1,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2} + \frac{616,5 \text{ kg} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * (3 + 0,5)\text{m}}{98067 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 0,03978 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} + 0,1 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

$$P_{\text{imp}} \approx 2,4333 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Usando as pressões encontradas anteriormente é possível calcular a **diferença de pressão** da bomba (ΔP).

$$\Delta P = P_{\text{imp}} - P_{\text{ad}} = 2,4333 - 1,2139 = 1,2194 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Calculamos a **pressão de shutoff** (ΔP_{max}) da seguinte maneira:

$$\Delta P_{\text{max}} = 1,2 * \Delta P = 1,2 * 1,2194$$

$$\Delta P_{\text{max}} = 1,46328 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} = 1,4633 \text{ kg/cm}^2$$

Em seguida, calculamos a diferença de pressão nas condições **máximas**.

Temos, então, a **admissão máxima**:

Influências Positivas:

- Pressão máxima no vaso de admissão – 3,5 kg/cm²g, ou seja, 4,5 kg/cm²;

Capítulo 5 Projeto de Bomba

- Altura em relação à bomba – 3 m;
- Altura de líquido máxima – 1 m.

Influências Negativas:

- Tubulação – $0,00195 \text{ kg/cm}^2$, calculado, anteriormente.

Sendo assim, a pressão máxima na admissão ($P_{a,max}$) pode ser calculada como a soma dos fatores acima.

$$P_{a,max} = 4,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2} + \frac{616,5 \text{ kg} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * (3 + 1)\text{m}}{98067 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - 0,00195 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

$$P_{a,max} \approx 4,7447 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

A **impulsão máxima**, conhecido como a pressão máxima na impulsão ($P_{i,max}$) é calculada como a soma entre a pressão máxima na aspiração e a pressão de *shutoff*.

$$P_{i,max} = P_{a,max} + P_{max}$$

$$P_{i,max} = 4,7447 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} + 1,4633 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

$$P_{i,max} = 6,208 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Em seguida, foram feitos os cálculos das vazões.

A **vazão mínima** (Q_{min}) é calculada a partir da vazão normal (Q_{norm}) da bomba, sendo assim de $13,1 \text{ m}^3/\text{h}$.

$$Q_{min} = 0,6 * Q_{norm} = 0,6 * 13,1 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_{min} = 7,86 \text{ m}^3/\text{h}$$

A **vazão de projeto** (Q_{proj}) calcula-se a partir da vazão normal conforme demonstrado abaixo.

$$Q_{proj} = 1,2 * Q_{norm} = 1,2 * 13,1 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_{min} = 15,72 \text{ m}^3/\text{h}$$

Com os dados calculados até então, podemos calcular a potência da bomba.

A **potência absorvida** pela bomba pode ser calculada conforme a forma abaixo, sendo que o valor obtido é na unidade de Cavalo Vapor (CV).

$$W_{abs} = \frac{Q_{norm} * \Delta P_{max}}{27,4} = 15,72 \frac{m^3}{h} * 1,4633 \frac{kg}{cm^2}$$

$$W_{abs} = 0,8395 CV$$

$$W_{abs} = 0,6171 kW$$

Calculamos a **potência hidráulica** (W_h) a partir da potência absorvida e da eficiência hidráulica (η_h), que é de 30% (0,3).

$$W_h = \frac{W_{abs}}{\eta_h} = \frac{0,6171}{0,3} kW$$

$$W_h = 2,057 kW$$

Finalmente, a **potência real** (W_R) da bomba, pode ser calculada usando a potência hidráulica e da eficiência mecânica (η_m), de 85% (0,85).

$$W_R = \frac{W_{abs}}{\eta_m} = \frac{2,057}{0,85} kW$$

$$W_R = 2,42 kW$$

Neste capítulo, junta-se todos os capítulos anteriores para realizar o projeto de instrumentação e controle, assim, podendo preencher a folha de especificação (abaixo).

Capítulo 5 Projeto de Bomba

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 FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	13,1			m ³ /h
Pressão	1,2139	kg/cm ² g	2,4333	kg/cm ² g
Temperatura	80,588	°C	80,588	°C
Densidade	616,512	kg/m ³	616,512	kg/m ³
Viscosidade	0,2083	cP	0,2083	cP
Pressão de vapor	1	kg/cm ² g	1	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	0,2139			kg/cm ² g
Pressão na impulsão na vazão de projeto	1,4333			
Pressão diferencial	1,2194			kg/cm ²
Altura diferencial	3			m
NPSH disponível	3			m
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	1,4633			kg/cm ²
Pressão máxima na aspiração	3,745			kg/cm ² g
Pressão máxima na impulsão	5,208			
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	2,42			kW
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				

6 PROJETO DE INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE

Neste capítulo, junta-se todos os capítulos anteriores para realizar o projeto de instrumentação e controle, assim, podendo preencher a folha de especificação (abaixo).

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Fase (L, G ou M)	Vazão normal / kg/h
FIC - 02	2	L	-
FIC - 06	6	L	-
FIC - 07	7	L	-
FIC - 08	8	G	-
FI - 10	10	L	-
FIC - 13	13	L	-

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE NÍVEL			
Identificação	Localização (núm. do vaso)	Tipo de interfase (L-L ou L-V/G)	Nível normal / mm
LIC - 101	C - 1	L-V	-
LIC - 102	C - 2	L-L	-

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Temperatura normal / °C
TIC - 101	C - 1	M	-
TI - 01	1	L	-
TI - 02	2	L	-
TI - 03	3	G	-
TI - 05	5	L	-
TI - 106	6	L	-
TI - 08	08	G	-
TI - 10	10	L	-
TI - 13	13	L	-

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Pressão normal / kg/cm ² g
PI - 101	C - 1	L	-
PI - 01	1	L	-
PI - 02	2	L	-
PIC - 03	3	G	-
PI - 06	6	L	-
PI - 07	7	L	-
PI - 106	6	L	-
PI - 08	08	G	-
PI - 10	10	L	-
PI - 12	12	L	-
PI - 13	13	L	-

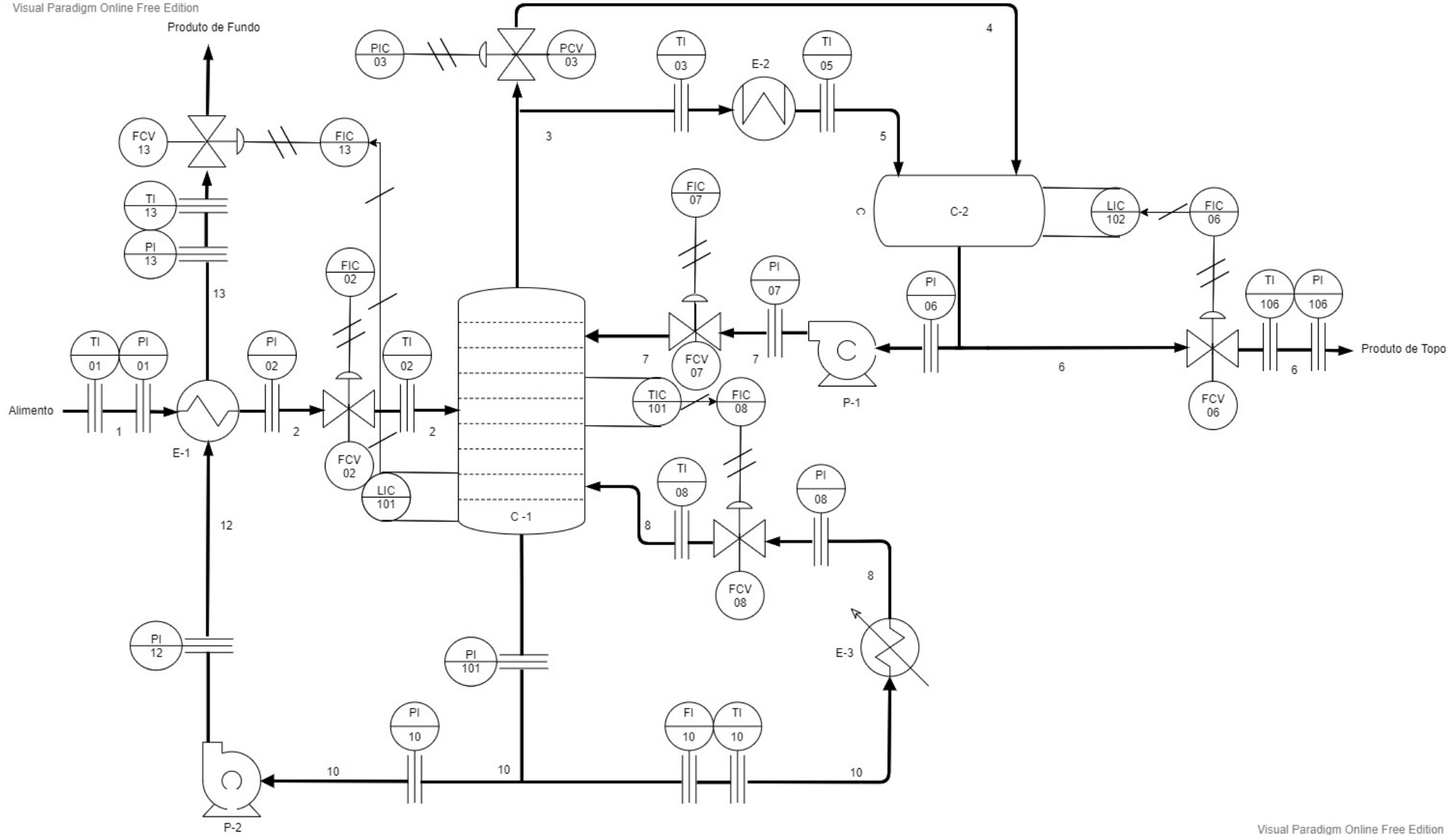
Capítulo 6 Projeto de Instrumentação e Controle

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)
TIC - 101	C-1	Controle de temperatura da torre	TT – 101 medidor de temperatura TIC – 101 controlador de temperatura
LIC - 101	C-1	Controle de nível de fundo da torre	LT – 101 medidor de nível LIC – 101 controlador de nível
FIC - 02	2	Controle da vazão de entrada da torre	FT – 02 medidor de vazão FIC – 02 controlador de vazão FCV – 02 válvula de controle
LIC - 102	C-2	Controle de nível do tanque pulmão	LT – 102 medidor de nível LIC – 102 controlador de nível
PIC - 03	3	Controle de pressão no topo da torre	PT – 03 medidor de pressão PIC – 03 controlador de pressão PCV – 03 válvula de controle
FIC - 07	7	Controle da vazão de refluxo	FT – 07 medidor de vazão FIC – 07 controlador de vazão FCV – 07 válvula de controle
FIC - 06	6	Controle da vazão de produto de topo (vinculado ao LIC - 102)	FT – 06 medidor de vazão FIC – 06 controlador de vazão (vinculado ao LIC - 102) FCV – 06 válvula de controle
FIC - 08	08	Controle de vazão de vapor (vinculado ao TIC - 06)	FT – 08 medidor de vazão FIC – 08 controlador de vazão (vinculado ao TIC - 101) FCV – 08 válvula de controle
FIC - 13	13	Controle de vazão do produto de fundo (vinculado ao LIC - 101)	FT – 13 medidor de vazão FIC – 13 controlador de vazão (vinculado ao LIC - 101) FCV – 13 válvula de controle

ESPECIFICAÇÕES VÁLVULAS DE CONTROLE				
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação)	Vinculada ao laço de controle	Vazão normal do fluido circulante	Ação à falha no ar (abrir ou fechar completamente)
FCV - 02	2	FIC – 02	-	Fechar
PCV - 03	3	PIC – 03	-	Abrir
FCV - 06	6	FIC – 06	-	Fechar
FCV - 07	7	FIC – 07	-	Abrir
FCV - 08	08	FIC - 08	-	Fechar
FCV - 13	13	FIC – 13	-	Fechar

Capítulo

Visual Paradigm Online Free Edition



7 CONCLUSÃO

Neste trabalho, foi utilizado todos os conceitos de aplicação de engenharia de processos, citados a seguir:

- a) Especificação e dimensionamento de equipamentos industriais;
- b) Aplicação de balanços de massa e energia;
- c) Apresentação de equações de projeto;
- d) Avaliação econômica de uma planta industrial em escala piloto;
- e) Estudo de layout;
- f) Apresentação de simbologias e fluxogramas;
- g) Estudo de otimização de processo;

Assim, foi possível realizar os projetos de equipamentos industriais em escala piloto de: torre de destilação, trocador de calor, bombas hidráulicas, instrumentação e controle. Concluindo o objetivo primordial de aplicação de conceitos aprendidos, não somente nas disciplinas citadas anteriormente, como as ao longo do curso de engenharia químicas.

REFERÊNCIAS

ASME. Boiler and Pressure Vessel Code, Section VIII, Division 1: Rules for Construction of Pressure Vessels. ASME International, 2004.

SINNOTT, Ray; TOWLER, Gavin. Costing and Project Evaluation. In: CHEMICAL ENGINEERING DESIGN. [S. l.]: Elsevier, p. 275–369, 2020.

SINNOTT, Ray; TOWLER, Gavin. Mechanical Design of Process Equipment. In: CHEMICAL ENGINEERING DESIGN. [S. l.]: Elsevier, p. 929–1015, 2020.

SINNOTT, R.; TOWLER, G. Chemical Engineering Design: SI Edition. 6^a ed. Butterworth-Heinemann. 2020.

TOWLER, Gavin P. Chemical engineering design: principles, practice, and economics of plant and process design. Oxford: Waltham, MA: Butterworth-Heinemann, 2012.

LANG, H. J. Simplified approach to preliminary cost estimates. Chem Eng, 55(6), 112, 1948.

SMITH, Carlos A.; CORRIPIO, Armando B. Principles and practice of automatic process control. 3rd ed. Hoboken, NJ: John Wiley & Sons, xvi, 563 p. ISBN 9780471431909. 2006.

PERRY, R. H., e D. W. Green. Perry's chemical engineers' handbook. 8th ed, New York: McGraw-Hill, 2008.

SEADER, J. D. Separation process principles: chemical and biochemical operations. Hoboken: 3^a ed., John Wiley & Sons, 2011.