



UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
INSTITUTO DE QUÍMICA
PROJETOS DE ENGENHARIA QUÍMICA 2

**TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO DE
ENGENHARIA QUÍMICA**

ORIENTADOR: PROF. DR. JOSÉ JOAQUIN LINARES LEÓN

BRASÍLIA

2021

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
INSTITUTO DE QUÍMICA
PROJETOS DE ENGENHARIA QUÍMICA 2

GUSTAVO LUIZ BARROS FARIA - 150153821

**PROJETO DE TORRE, BOMBAS, INSTRUMENTAÇÃO E
CONTROLE**

Trabalho acadêmico apresentado à disciplina de Projetos de Engenharia Química 2 do Instituto de Química da Universidade de Brasília com propósito de avaliação final.

ORIENTADOR: PROF. DR. JOSÉ JOAQUIN LINARES LEÓN

BRASÍLIA
2021

Sumário

1. Lista de Figuras.....	4
2. Lista de Tabelas	5
3. Introdução.....	6
4. Torre de Destilação	6
5. Vaso Pulmão.....	13
6. Trocadores de Calor	15
7. Bombas.....	16
8. Instrumentação e Controle.....	18
9. Análise Econômica.....	23
10. Referências Bibliográficas	26

1. Lista de Figuras

Figura 01: Fórmulas para taxa de refluxo mínima, equações 1 e 2.

Figura 02: Esquema da Torre de Destilação simplificado.

Figura 03: Esquema da torre de destilação com equipamentos.

Figura 04: Instrumentação e Controle zona superior.

Figura 05: Instrumentação e Controle zona inferior.

Figura 06: Instrumentação e Controle Sistema Completo.

2. Lista de Tabelas

Tabela 01: Características das correntes da torre.

Tabela 02: Taxas de refluxo referentes a 20,40,60 e 100% .

Tabela 03: Correntes de líquido e vapor.

Tabela 04: Diâmetro mínimo e secção transversal da coluna para cada R.

Tabela 05: Vazão de líquido na zona de esgotamento, volume e altura de fundo.

Tabela 06: Altura da torre para cada refluxo.

Tabela 07: Constantes de custos a, b e n para as torres.

Tabela 08: Espessura da torre.

Tabela 09: Diâmetro externo e altura em metros, peso em Newtons e massa em kg da coluna.

Tabela 10: Custos da torre.

Tabela 11: Volume do Vaso Pulmão para cada razão de refluxo.

Tabela 12: Medidas do tanque pulmão.

Tabela 13: Custo para o vaso pulmão.

Tabela 14: Áreas para os trocadores de calor de fundo e topo.

Tabela 15: Custos para os trocadores de calor.

Tabela 16: Cálculos das pressões manométricas de admissão e impulsão.

Tabela 17: Potências da Bomba.

Tabela 18: Parâmetros de custo para a bomba centrífuga de um único estágio e o motor.

Tabela 19: Custo das bombas em 2007 e custo atual em 2018.

Tabela 20: Especificações dos instrumentos de vazão.

Tabela 21: Especificações dos instrumentos de nível.

Tabela 22: Especificações dos instrumentos de temperatura.

Tabela 23: Especificações dos instrumentos de pressão.

Tabela 24: Especificações das válvulas de controle.

Tabela 25: Especificações dos laços de controle.

Tabela 26: Custos totais de cada equipamento em dólares no ano de 2018.

Tabela 27: Custos de operação por hora e investimento.

Tabela 28: Custos de operação em 15 anos.

Tabela 29: Custo total do projeto.

3. Introdução

As disciplinas de Projetos de Engenharia Química 1 e Projetos de Engenharia Química 2 funcionam em conjunto para a formação do projeto final do curso de Engenharia Química e nelas foram vistos e estudados projetos de torre de destilação onde ocorre a separação de uma mistura de n-hexano, n-heptano e n-octano, onde foi avaliado qual taxa de refluxo seria a melhor para o sistema com o levantamento de custos para avaliar a viabilidade econômica do projeto. Também foi feito um projeto de trocadores de calor e a instrumentação e controle para a torre de destilação.

4. Torre de Destilação

O projeto da torre consiste em uma torre de separação de uma mistura contendo n-hexano, n-heptano e n-octano e a avaliação de qual a melhor taxa de refluxo mais viável economicamente.

Para projetar a torre de destilação primeiro é preciso estimar o valor da taxa de refluxo mínima. Que pode ser estimada com as duas equações a seguir (figura 01):

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

Figura 01: Fórmulas para taxa de refluxo mínima, equações 1 e 2.

Nelas, aparecem os seguintes parâmetros:

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 (que tem valor igual a 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 deste (igual a 1 para líquido em ponto de bolha, igual a 0 para vapor em ponto de orvalho, entre 0 e 1 para misturas bifásicas, maior que 1 para líquido subesfriado; menor que 0 para vapor superaquecido).

q: raíz da equação 1, entre α_{cl} e α_{cp}

$R_m (= (L/D)_{min})$: taxa de refluxo mínima.

As características das correntes de alimento, destilado e resíduo da torre de destilação encontram-se na tabela 01:

Tabela 01: Características das correntes da torre

Componente	Alimento		Destilado		Resíduo		Volatilidade relativa
	A	x_{iA}	D	x_{iD}	R	x_{iR}	
	kmol h ⁻¹		kmol h ⁻¹		kmol h ⁻¹		
Hexano	40	0,4	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

Considerando que o alimento entra na forma de líquido em ebulição (q é igual a 1 por se tratar de líquido em ponto de bolha), a primeira sequência de cálculo será estimar a taxa de refluxo mínima.

Substituindo os valores da primeira equação (figura 01) temos:

$$\frac{2.7 \times 0.4}{2.7 - \theta} + \frac{1 \times 0.25}{1 - \theta} + \frac{2.22 \times 0.35}{2.22 - \theta} = 1 - 1$$

Resolvendo a equação foram encontrados 2 valores para θ :

$$\theta = 2.4251$$

$$\theta = 1.1732$$

Como ambos os valores se encontram entre a_{cl} e a_{cp} é preciso calcular a taxa de refluxo com os dois valores para que possa ser avaliado qual será usado.

Substituindo os valores na equação 2 (figura 01) encontrou-se os seguintes valores para R_m :

$$R_m = -0.6675$$

$$R_m = 0.829$$

A partir disso, é escolhido o segundo valor a ser usado porque a taxa de refluxo não pode ser negativa.

Para calcular o número de pisos é usada a equação proposta por Fenske (equação 3), levando em consideração as composições dos componentes leve e pesado. Porém, nesse ponto é preciso reavaliar os componentes. O componente leve passa a ser o mais leve que sai pelo resíduo (n-heptano) e o pesado é o mais pesado que sai pelo destilado (n-octano).

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

Substituindo os valores das composições em 3:

$$N_{min} + 1 = \frac{\log \left[\left(\frac{0.453}{0.013} \right) \left(\frac{0.96}{0.04} \right) \right]}{\log(2.22)}$$

$$N_{min} = 7.4375$$

Aproximando pra cima o número de pisos mínimos vai ser igual a 8. O número de pratos também será considerado o inteiro maior mais próximo para cima porem isso só será feito após a consideração da eficiência dos pratos.

A equação empírica de Gilliland (equação 4) será usada para estimar o número aproximado de estágios:

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

O parâmetro X é apresentado na equação 5, enquanto o parâmetro N permite estimar o número aproximado de andares da torre de acordo com a equação 6.

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

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

Os parâmetros X, N e Y foram calculados para cada taxa de refluxo e dispostos na tabela 2:

Tabela 02: Taxas de refluxo referentes a 20,40,60 e 100%

	R	X	Y	N	N _{Considerado}
R20	0,9948	0,083116102	0,571144	18,67444835	19
R40	1,1606	0,153475886	0,50188	15,93869733	16
R60	1,3264	0,21380674	0,448769	14,30665513	15
R100	1,658	0,311888638	0,372197	12,43973377	13

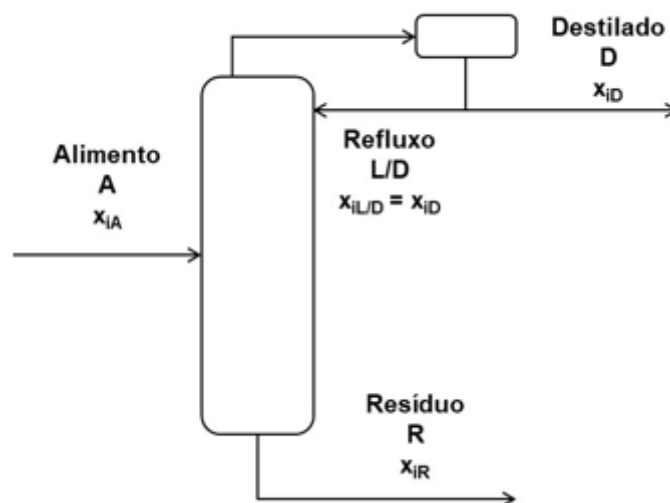


Figura 2: Esquema da Torre de Destilação simplificado.

Fazendo o balanço de massa na parte de enriquecimento da coluna (figura 2) e considerando constantes as vazões de líquido e vapor, o líquido que circula por ele será equivalente à corrente de refluxo e, como o vapor é condensado e dividido em destilado e refluxo, temos:

$$V = D + L \quad (\text{equação 7})$$

$$L = Ref \times D \quad (\text{equação 8})$$

Usando as equações 7 e 8 e as densidades molares das correntes (vazão molar do vapor = 0,0349 kmol/m³, vazão molar do líquido = 6,638 kmol/m³), calculou-se os valores para as correntes em kmol/h e m³/h para cada razão de refluxo.

Tabela 3: Correntes de líquido e vapor.

	V		L	
	V(kmol/h)	V (m ³ /h)	L (kmol/h)	L(m ³ /h)
R20	149,61	4286,8195	74,61	11,23983127
R40	162,045	4643,1232	87,045	13,11313649
R60	174,48	4999,4269	99,48	14,9864417
R100	199,35	5712,0344	124,35	18,73305212

Para encontrar o diâmetro mínimo da coluna é necessário primeiro calcular a velocidade limite para que não ocorra arraste que é dada pela equação empírica de York (equação 9), usando as densidades mássicas das correntes (densidade mássica do vapor = 3,242 kg/m³ e líquido = 616,1 kg/m³):

$$v_{lim} = 0.23 \sqrt{\frac{\rho_{liq} - \rho_{gás}}{\rho_{gás}}} \quad (\text{equação 9})$$

$$v_{lim} = 0.23 \sqrt{\frac{616,1 - 3,242}{3,242}}$$

$$v_{lim} = 3,1622 \text{ ft/s}$$

$$v_{lim} = 0,9638 \text{ m/s}$$

Dividindo a vazão de vapor pela velocidade limite obtêm-se a secção transversal mínima da coluna (equação 10) e é também possível obter o diâmetro mínimo. Para fazer o dimensionamento multiplica-se o diâmetro mínimo (equação 11) por 1,2:

$$S = \frac{\text{Vazão de vapor}}{\text{Velocidade limite}} \quad (\text{equação 10})$$

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4xS}{\pi}} \quad (\text{equação 11})$$

Tabela 04: Diâmetro mínimo e secção transversal da coluna para cada R.

	Secção Transversal min (m ²)	D min (m)	D x 1.2 (m)
R20	1,235508601	1,254550241	1,5054603
R40	1,33819926	1,305646366	1,5667756
R60	1,440889919	1,354816799	1,6257802
R100	1,646271237	1,44815773	1,7377893

Para calcular a altura da torre é considerado uma distância entre os pratos de aproximadamente 0,46 metros. Também é preciso saber o volume de fundo para somar a altura em que ocorre acúmulo de líquido. Para isso é calculada a vazão de líquido na zona de esgotamento da coluna que vai ser o líquido que chega pelo refluxo mais a alimentação, o valor encontrado é dividido pela densidade volumétrica da corrente de resíduo (5,375 kmol/m³). Os valores encontrados estão reunidos na tabela 5.

O tempo de residência é de 10 minutos, dividindo a vazão pelo tempo encontra-se o volume (m³). A altura do fundo é o volume encontrado dividido pela secção transversal (tabela 4).

Tabela 05: Vazão de líquido na zona de esgotamento, volume e altura de fundo.

	L'		Altura	
	L' (kmol/h)	L'(m ³ /h)	Volume (m ³)	Altura (Fundo)
R20	174,61	32,485581	5,414263566	4,382214385
R40	187,045	34,79907	5,799844961	4,334066782
R60	199,48	37,112558	6,185426357	4,292782034
R100	224,35	41,739535	6,956589147	4,22566403

É preciso considerar também a altura dos pratos de entrada e saída e do prato de alimentação (0.91m). Em seguida, multiplica-se 0.46 pela quantidade de pratos menos 2 (tabela 6):

$$0,91 \times 3 = 2,73$$

Os pratos teóricos (tabela 2) são calculados com eficiência de 100%, para a representação mais real do problema, considera-se que eles têm eficiência de 80%. Em seguida, foi somado o

valor da altura dos pratos, altura das saídas e alimentação e a altura de fundo para obter o valor da altura da torre para cada razão de refluxo desejada.

Tabela 06: Altura da torre para cada refluxo.

	Pratos/ 80%	Pratos	Altura (pratos)	Altura (entrada + saída)	Altura (Fundo)	Altura (torre)
R20	23,3430604	24	10,12	2,73	4,3822144	17,23221
R40	19,9233717	20	8,28	2,73	4,3340668	15,34407
R60	17,8833189	18	7,36	2,73	4,292782	14,38278
R100	15,5496672	16	6,44	2,73	4,225664	13,39566

Para estimar o custo da torre são necessários alguns parâmetros que podem ser encontrados no Chemical Engineering Design^[1] e dispostos na tabela 7:

Tabela 07: Constantes de custos a, b e n para as torres

	Torre	Pratos
a	10000	180
b	29	340
n	0,85	1,9

Em seguida foram calculadas as espessuras mínimas (e_{min}) e espessura por tensão longitudinal (e_{long}). Entre as duas, foi selecionado os de maiores valores e acrescido 3mm para a espessura real (e_{real}).

$$e_{min} = \frac{P_i D}{2SE - 1,2P_i} \quad (\text{equação 12})$$

$$e_{real} = \frac{P_i D}{4SE - 0,8P_i} \quad (\text{equação 13})$$

Onde,

D – Diâmetro calculado para a torre (tabela 04);

P_i – Pressão interna do vaso;

S – Tensão máxima de resistência do material (906,96 kg/cm²);

E – Eficiência de solda (0,85).

A maior pressão interna encontrada foi de 2 kg/cm² para uma maior segurança foi acrescido desse valor 1,5 resultando numa P_i de 3,5 kg/cm².

Tabela 08: Espessura da torre

	e_{\min} (mm)	e_{long} (mm)	e_{real} (mm)
R20	3,426769873	1,710270565	6,426
R40	3,566337549	1,779927559	6,566
R60	3,70064525	1,846959345	6,700
R100	3,955603464	1,974206737	6,955

O peso da coluna foi calculado em newtons e transformado em quilos para que possa ser estimado o preço:

$$W_v = 240 \times C_w \times D_e \times (H + 0,8D_e) \times e_{\text{real}} \quad (\text{equação 14})$$

Onde,

C_w – Fator de massa dos componentes; (1,5 em torres de destilação que são mais complexas que vasos normais);

D_e – Diâmetro interno calculado somado à espessura (e_{real}) em m;

e_{real} – Espessura em mm;

H – Altura calculada da torre.

Tabela 09: Diâmetro externo e altura em metros, peso em Newtons e massa em kg da coluna.

	De(m)	Altura (m)	Wv (N)	m (kg)
R20	1,51	17,23	64508,38	6582,49
R40	1,57	15,34	61748,81	6300,90
R60	1,63	14,38	61781,15	6304,20
R100	1,74	13,40	64621,98	6594,08

A partir dos valores do peso da coluna foi possível estimar o preço do vaso que representa a parte externa da coluna ($C_{V,2007}$) e dos pratos individuais ($C_{P,2007}$) a partir dos parâmetros da Tabela 6, o custo total da coluna de destilação ($C_{CD,2007}$) estimado em 2007 foi então calculado conforme mostram as equações 15, 16 e 17.

$$C_{V,2007} = a + b \times W_v^n \quad (\text{equação 15})$$

$$C_{P,2007} = a + b \times D^n \quad (\text{equação 16})$$

$$C_{CD,2007} = C_V + C_P \times N_R \quad (\text{equação 17})$$

Onde,

$C_{V,2007}$ – Custo do vaso externo da coluna;

$C_{P,2007}$ – Custo dos pratos individuais;

$C_{CD,2007}$ – Custo total da coluna calculados em 2007

Para atualizar os valores para custos mais atuais foram usados os índices CEPCI de 2007 (525,02)^[2] e de 2018 (568,82)^[3] através da equação 18:

$$C_{2018} = C_{2007} \times \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2007}} \quad (\text{equação 18})$$

Tabela 10: Custos da torre.

	CV2007 (\$)	CP2007 (\$)	CT2007 (\$)	CT2018 (\$)
R20	61053,97	919,69	78528,11	85079,35
R40	59191,51	977,98	74839,19	81082,67
R60	59213,41	1036,04	74754,08	80990,47
R100	61130,39	1151,57	76100,78	82449,51

5. Vaso Pulmão

Os parâmetros da torre foram todos calculados agora será feito o projeto do tanque pulmão. Para isso, é necessário considerar as vazões que são retiradas da torre, que são: vazão de refluxo e destilado. Obtêm-se a vazão volumétrica com a densidade do líquido (6,638 kmol/m³). O tempo de residência considerado foi de 10 min. Dividindo a vazão pelo tempo encontra-se o volume útil do vaso (50% do volume total).

Tabela 11: Volume do Vaso Pulmão para cada razão de refluxo.

	D+L		Volume(m ³) útil	Volume(m ³) geométrico
	D+L (kmol/h)	D+L (m ³ /h)		
R20	149,61	22,538415	3,756402531	7,512805062
R40	162,045	24,41172	4,068620066	8,137240133
R60	174,48	26,285026	4,380837602	8,761675203
R100	199,35	30,031636	5,005272672	10,01054534

Com o volume definido, e usando a razão geométrica de $L/D=5$ junto com a formula do cálculo de volume para cilindro é possível calcular o diâmetro e comprimento do vaso. O diâmetro mínimo foi acrescido 0,3 metros como parâmetro de segurança.

$$V = \pi r^2 l \quad (\text{equação 19})$$

$$V = \pi \frac{D^2}{4} l$$

$$l = 5 D$$

$$V = \pi \frac{5 D^3}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 V}{5 \pi}} \quad (\text{equação 20})$$

Tabela 12: Medidas do tanque pulmão

	Diâmetro		Comprimento
	D min (m)	D (m)	L (m)
R20	1,24	1,54	7,71
R40	1,27	1,57	7,87
R60	1,31	1,61	8,03
R100	1,37	1,67	8,33

Em seguida foram calculados os custos para o vaso pulmão. E, para isso alguns parâmetros são necessários:

$$e = \frac{P_{D,operação} \times (D/2) \times 1000}{S_t \times E - 0,6 \times P_{D,operação}} + C.A. \quad (\text{equação 21})$$

$$W = 24,6 \times D \times (L + 0,8 \times D) \times (e + X) \quad (\text{equação 22})$$

$$C_{VP,2006} = -2500 + 200 \times W^{0,6} \quad (\text{equação 23})$$

Onde,

e – Espessura do vaso (mm);

W – Peso do vaso (kg);

P_D – 1 bar;

$P_{D,desenho}$ – 2,8 kg/cm²;

X – Fator de complexibilidade = 2^[4];

S_t – Tensão de cisalhamento do aço = 1055^[4];

E – Eficiência de solda = 0,85^[4];

$C.A$ – Espessura de corrosão = 3 mm^[4];

$C_{VP,2006}$ – Custo em dólares em 2006 (US\$)^[2].

Os valores descritos acima são os valores padrões retirados dos slides de aula e tabela das correntes. Os custos foram convertidos do ano 2006 ($CEPCI_{2006} = 499,6$) para o ano de 2018 ($CEPCI_{2018} = 568,82$) assim como na torre com a equação 24:

$$C_{2018} = C_{2006} \times \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2006}} \quad (\text{equação 24})$$

Tabela 13: Custo para o vaso pulmão

	e (mm)	w (kg)	Custo	
			2006	Custo 2018
R20	5,411	2512,35	19431,97	22124,29
R40	5,463	2641,21	20100,18	22885,08
R60	5,513	2767,31	20741,55	23615,31
R100	5,606	3012,29	21955,04	24996,92

6. Trocadores de Calor

Os trocadores de calor de topo (condensador), utilizando água de resfriamento e de fundo (refervedor), utilizando vapor a baixa pressão foram projetados com as características a seguir:

Calor de Vaporização do resíduo = 7847 (kcal/kmol);

Calor de Vaporização do destilado = 7602 (kcal/kmol);

Temperatura de entrada da água de resfriamento = 28°C;

Temperatura de saída da água de resfriamento = 45°C;

Temperatura do vapor de baixa pressão constante = 230°C;

Temperatura de condensação do destilado (T_d) = 79,66°C;

Temperatura da corrente de fundo = 150,6°C;

Coefficiente global de troca térmica (condensador) = 500 W/m² °C = 429,9 kcal/h m² °C ;

Coefficiente global de troca térmica (refervedor) = 750 W/m² °C = 644,85 kcal/h m² °C.

As vazões foram encontradas em kcal/kmol multiplicando as vazões das correntes do topo (L+D) e das correntes de fundo (L'=L+A) por seus respectivos calores de vaporização. Para o condensador foi preciso calcular a diferença de temperatura logarítmica pela equação 25:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_d - T_e) - (T_d - T_s)}{\ln\left(\frac{T_d - T_e}{T_d - T_s}\right)} \quad (\text{equação 25})$$

Para a corrente de fundo, como as temperaturas são consideradas constantes, foi feita a diferença entre temperatura da corrente de fundo com a temperatura do vapor. Os resultados

encontrados foram de: 42,59°C para a logarítmica e de 79,4°C para o refeedor. Com isso pôde-se calcular os valores das áreas de troca térmica através da fórmula a seguir (equação 26):

$$A = \frac{Q}{U \times \Delta T} \quad (\text{equação 26})$$

Os valores obtidos encontram-se na tabela 14:

Tabela 14: Áreas para os trocadores de calor de fundo e topo.

	Condensador (topo)			Refeedor (fundo)		
	D+L	Calor	Área	L' =A+L	Calor	Área
	D+L (kmol/h)	Q (kcal/h)	A (m ²)	L' (kmol/h)	Q (kcal/h)	A (m ²)
R20	149,61	1137335,22	62,109	174,61	1370164,67	26,760
R40	162,045	1231866,09	67,271	187,045	1467742,115	28,666
R60	174,48	1326396,96	72,433	199,48	1565319,56	30,572
R100	199,35	1515458,7	82,757	224,35	1760474,45	34,384

Com as áreas obtidas é possível estimar o custo de cada trocador com o preço de 2007 e em seguida transformado para o preço de 2018 assim como feito na torre de destilação. Os parâmetros de custos escolhidos foram para trocadores de casco tubo: a=24000, b= 46, n = 1,2.

$$C_{C,2007} = a + b \times A^n \quad (\text{equação 27})$$

Tabela 15: Custos para os trocadores de calor.

	Condensador		Refeedor	
	Custo 2007	Custo 2018	Custo 2007	Custo 2018
R20	30524,38	33070,89	26375,47	28575,86
R40	31180,41	33781,65	26579,90	28797,34
R60	31846,60	34503,41	26787,06	29021,78
R100	33207,17	35977,49	27209,06	29478,99

7. Bombas

Para o projeto da bomba primeiro calculou-se a vazão em m³/h (tabela 16), foi calculada a altura de admissão que é a metade da altura do tanque pulmão (diâmetro) acrescido de 3 m por considerar que está erguido a 3 metros. A altura de impulsão é dada por 3 metros mais a altura da torre.

As pressões manométricas de admissão e de impulsão são dadas pelas equações 28 e 29:

$$P_{man,adm} = H_{adm} \times \rho_{Dest} \times g \quad (\text{equação 28})$$

$$P_{man,imp} = H_{imp} \times \rho_{Dest} \times g \quad (\text{equação 29})$$

Onde, ρ_{Dest} corresponde a densidade mássica do destilado 616,7 kg/m³ e g a aceleração da gravidade igual a 9,8 m/s². Feito isso, foi calculada a diferença entre as duas.

Tabela 16: Cálculos das pressões manométricas de admissão e impulsão.

	L (kmol/h)	L(m ³ /h)	H adm	H imp	Padm (Pa)	Pimp (Pa)	Delta P (Pa)
R20	74,61	11,24	3,77	20,23	22788,89	166406,55	143617,66
R40	87,05	13,11	3,79	18,34	22890,07	154995,23	132105,16
R60	99,48	14,99	3,80	17,38	22986,19	149185,55	126199,36
R100	124,35	18,73	3,83	16,40	23165,53	143219,74	120054,21

Com a vazão volumétrica do refluxo e a diferença das pressões é possível calcular as potências útil ($Pot_{\acute{u}til}$), absorvida (Pot_{abs}) e elétrica da bomba (Pot_{el}). Para isso foi considerada uma eficiência hidráulica de 45% e a eficiência elétrica da bomba igual a 90%.

$$Pot_{\acute{u}til} = \frac{Vaz\tilde{a}o_{refluxo} \times \Delta P}{3600} \quad (\text{equação 30})$$

$$Pot_{abs} = \frac{Pot_{\acute{u}til}}{0,45} \quad (\text{equação 31})$$

$$Pot_{el} = \frac{Pot_{abs}}{0,9} \quad (\text{equação 32})$$

Tabela 17: Potências da Bomba.

	P útil (W)	P abs (W)	Pot el (W)
R20	448,40	996,44	1107,16
R40	481,20	1069,33	1188,14
R60	525,36	1167,46	1297,17
R100	624,72	1388,26	1542,51

Para estimar o custo da bomba assim como na coluna (tabela 7) também são necessários alguns parâmetros de custo para a bomba e o motor:

Tabela 18: Parâmetros de custo para a bomba centrífuga de um único estágio e o motor

	Bomba	Motor
a	6900	-950
b	206	1770
n	0,9	0,6

A fórmula para o cálculo dos custos é semelhante as feitas anteriormente, a vazão a ser utilizada é em litros por segundos:

$$C_{B,M} = a + b \times Vazão^n \quad (\text{equação 33})$$

Onde,

C = custo;

B = bomba;

M = motor.

Tabela 19: Custo das bombas em 2007 e custo atual em 2018.

	Custo Bomba	Custo Motor	Custo total	Custo atual
R20	7473,96	2554,67	10028,63	10865,27
R40	7559,37	2894,29	10453,66	11325,76
R60	7643,57	3214,96	10858,53	11764,41
R100	7808,96	3811,64	11620,60	12590,05

8. Instrumentação e Controle

A torre (figura 03) em sua totalidade conta com dois refervedores, E-1 para pré-aquecer a alimentação da torre e E-3 para aquecer o produto de fundo e retorná-lo como vapor para o fundo da torre, um condensador para resfriar o produto de topo da torre e armazená-lo no tanque pulmão, um tanque pulmão para armazenar o condensado do produto de topo e três bombas.

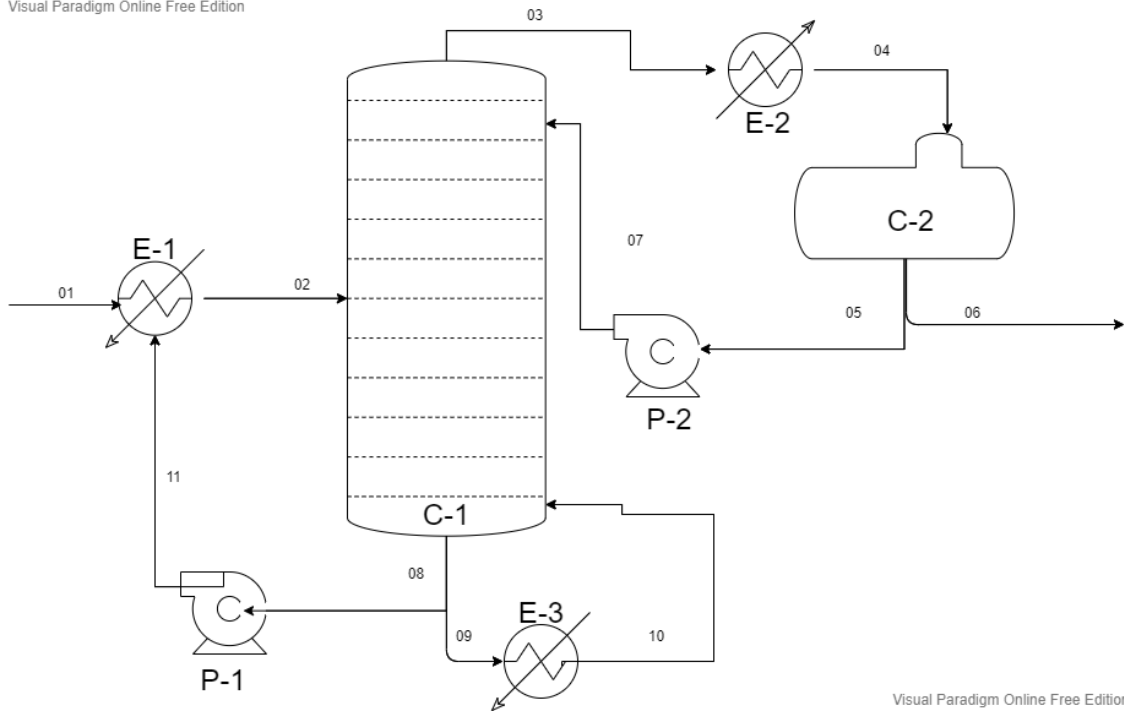


Figura 03: Esquema da torre de destilação com equipamentos

Para auxiliar e possibilitar a operação da torre são instaladas válvulas de controle e medidores de pressão, vazão e temperatura de acordo com as figuras 04, 05 e 06 e tabelas 20, 21, 22, 23, 24 e 25.

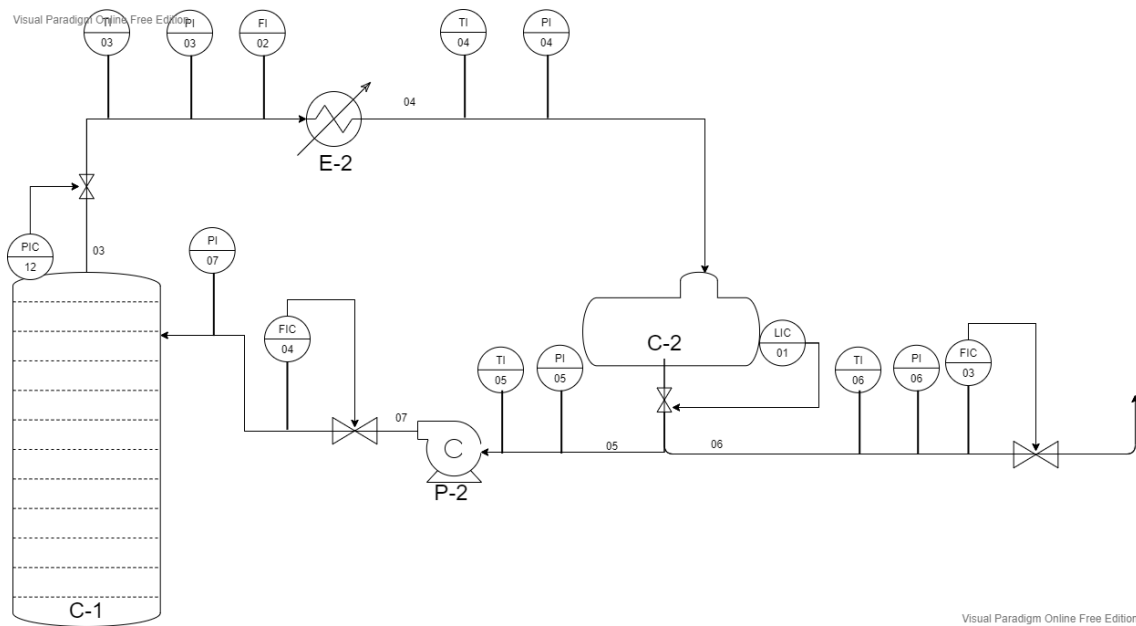


Figura 04: Instrumentação e Controle zona superior

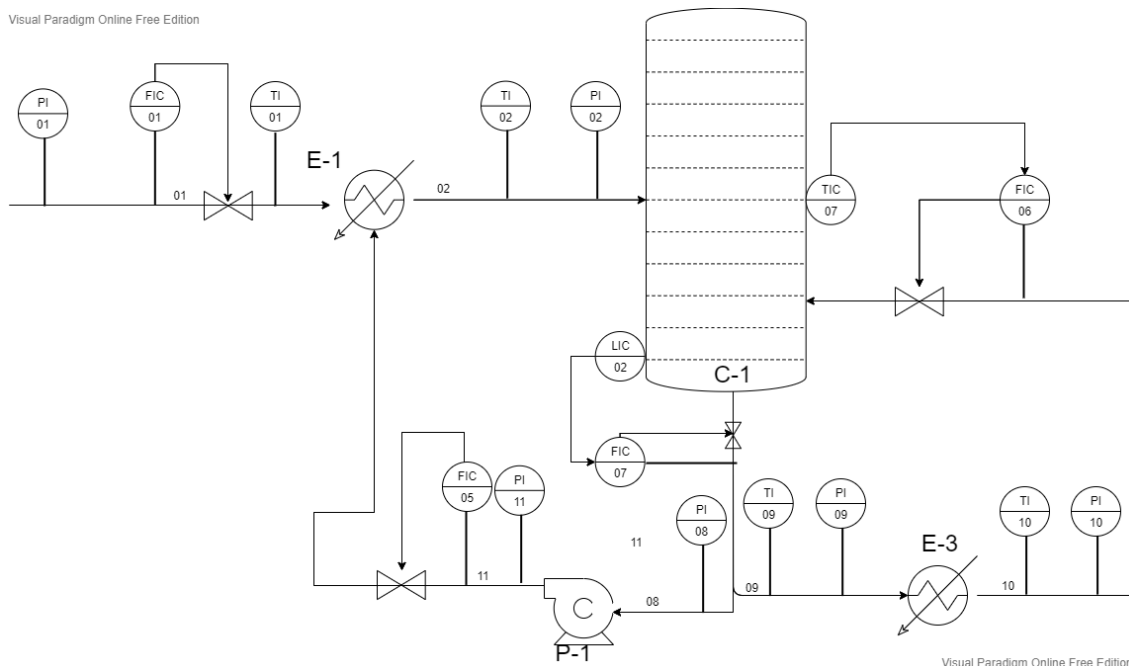


Figura 05: Instrumentação e Controle zona inferior

Tabela 20: Especificações dos instrumentos de vazão

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Fase	
		(L, G ou M)	
Vazão normal / kg/h			
FIC-01	1	L	-
FI-02	3	G	-
FIC-03	6	L	-
FIC-04	7	L	-
FIC-05	11	L	-
FIC-06	10	G	-
FIC-07	08/09	L	-

Tabela 21: Especificações dos instrumentos de nível.

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE NÍVEL			
Identificação	Localização (núm. do vaso)	Tipo de interfase (L-L ou L-V/G)	Nível normal / mm
LIC-01	C-2	L-V	
LIC-02	C-1	L-V	

Tabela 22: Especificações dos instrumentos de temperatura.

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA				
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Temperatura normal / °C	
TI-01	1	L	-	
TI-02	2	L	-	
TI-03	3	G	-	
TI-04	4	L	-	
TI-05	5	L	-	
TI-06	6	L	-	
TIC-07	C-01	M	-	
TI-09	9	L	-	
TI-10	10	G	-	

Tabela 23: Especificações dos instrumentos de pressão.

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO				
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Pressão normal / kg/cm² g	
PI-01	1	L	-	
PI-02	2	L	-	
PI-03	3	G	-	
PI-04	4	L	-	
PI-05	5	L	-	
PI-06	6	L	-	
PI-07	7	L	-	
PI-08	8	L	-	
PI-09	9	L	-	
PI-10	10	G	-	
PI-11	11	L	-	
PIC-12	C-1	M	-	

Tabela 24: Especificações das válvulas de controle.

ESPECIFICAÇÕES VÁLVULAS DE CONTROLE					
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação)	Vinculada ao laço de controle	Vazão normal do fluido circulante	Ação à falha no ar (abrir ou fechar completamente)	
FCV-01	1	FIC-01	-	abrir	
FCV-02	7	FIC-04	-	abrir	

FCV-03	6	FIC-03	-	fechar
FCV-04	10	FIC-06	-	abrir
FCV-05	11	FIC-05	-	abrir
FCV-06	08/09	FIC-07	-	fechar
FCV-07	3	PIC-12	-	abrir
FCV-08	05/06	LIC-01	-	abrir

Tabela 25: Especificações dos laços de controle.

ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE				
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle)	
FIC-01	1	Controle da vazão de entrada da torre	FT-01 – Medidor de vazão FIC-01 – Controlador de vazão FCV-01 – Válvula de controle	
FIC-03	6	Controle da vazão de saída do condensado do produto de topo da torre	FT-03 – Medidor de vazão FIC-03 – Controlador de vazão FCV-03 – Válvula de controle	
FIC-04	7	Controle de vazão do condensado de retorno	FT-04 – Medidor de vazão FIC-04 – Controlador de vazão FCV-02 – Válvula de controle	
FIC-05	11	Controle da vazão de entrada do condensado de retorno (produto de base)	FT-05 – Medidor de vazão FIC-05 – Controlador de vazão FCV-05 – Válvula de controle	
LIC-01	C-2	Controle do nível do vaso pulmão	LT-01 – Medidor de Nível LIC-01 – Controlador de vazão FCV-08 – Válvula de controle	
FIC-06	1/0	Controle de vazão de retorno do vapor (produto de base)	FT-06 – Medidor de vazão FIC-06 – Controlador de vazão (escravo) FCV-04 – Válvula de controle TIC-12 – Controlador de temperatura (mestre)	
FIC-07	08/09	Controlador de vazão do produto de fundo da torre	FT-07 – Medidor de vazão FIC-07 – Controlador de vazão (escravo) FCV-06 – Válvula de controle LIC-02 – Controlador de nível (mestre)	
PIC-12	C-1	Controlador de vazão do produto de topo da torre	PT-12 – Medidor de pressão FCV – 07 – válvula de controle PIC-12 – Controlador de pressão	
TIC-07	C-1	Controlador de temperatura da torre	TT-07 – Medidor de temperatura FIC-07 – Controlador de vazão (escravo) FCV-04 – Válvula de controle TIC-12 – Controlador de temperatura (mestre)	

LIC-02	C-1	Controlador de nível no fundo da torre	LT-02 – Medidor de nível FIC-07 – Controlador de vazão (escravo) FCV-06 – Válvula de controle LIC-02 – Controlador de nível (mestre)
--------	-----	--	---

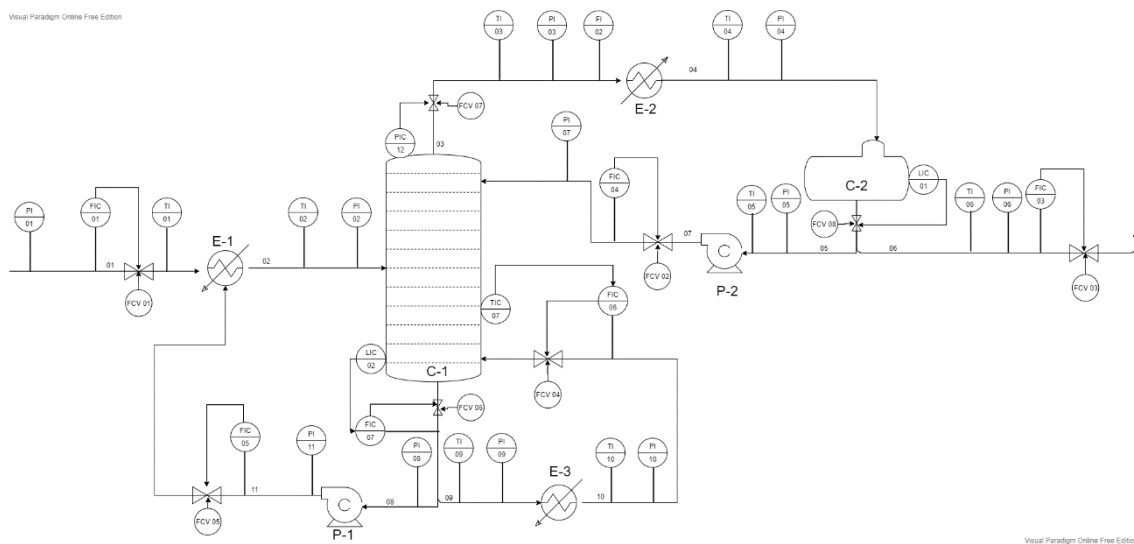


Figura 06: Instrumentação e Controle Sistema Completo

9. Análise Econômica

Os custos de todos os equipamentos foram reunidos na tabela 26:

Tabela 26: Custos totais de cada equipamento em dólares no ano de 2018.

	Torre	Pulmão	Condensador	Refrervedor	Bomba	Total
R20	85079,35	22124,29	33070,89	28575,86	10865,27	179715,65
R40	81082,67	22885,08	33781,65	28797,34	11325,76	177872,50
R60	80990,47	23615,31	34503,41	29021,78	11764,41	179895,37
R100	82449,51	24996,92	35977,49	29478,99	12590,05	185492,97

Com o custo total de equipamentos (C_{ET}) calculado é possível chegar ao custo de investimento bruto através da fórmula:

$$Y = C_{ET} \times f_L \quad (\text{equação 34})$$

Onde,

Y é o investimento bruto (tabela 27);

f_L é o fator de Lang (4,74).

Para os custos totais foi calculado o gasto com água de resfriamento e com vapor:

$$C_{\text{água},h} = \left(\frac{Q_{\text{topo}}}{Cp_{\text{água}} \times (T_s - T_e) \times \rho_{\text{água}}} \right) \times f_a \quad (\text{equação 35})$$

Em que,

Q_{topo} – Calor trocado no condensador (kcal/h);

$Cp_{\text{água}}$ – Capacidade calorífica da água à pressão constante (1 kcal/kg°C);

T_s – Temperatura de saída da água de refrigeração (°C);

T_e – Temperatura de entrada da água de refrigeração (°C);

$\rho_{\text{água}}$ – Densidade da água (1000 kg/m³);

f_a – Valor do m³ da água de refrigeração (0,1\$/m³).

$$C_{\text{vapor},h} = \left(\frac{Q_{\text{fundado}}}{L_V} \right) \times f_v \quad (\text{equação 36})$$

Em que,

Q_{fundado} – Calor trocado no refeedor (kcal/h);

L_V – Calor latente do vapor na temperatura de operação (kcal/t);

f_v – Valor da tonelada do vapor de aquecimento (0,01\$/t).

Para encontrar o calor latente do vapor em 230 °C foi utilizada a equação de Regnault (equação 37).

$$L_V = 606,5 - 0,695 \times T \quad (\text{equação 37})$$

Em que,

L_V – Calor latente da água na temperatura de operação (kcal/kg);

T – Temperatura de operação (°C).

Por fim foram calculados os custos de operação relacionados à eletricidade gasta em uma hora ($C_{el,h}$). Para tanto utilizou-se a equação 38.

$$C_{el,h} = Pot_{el} \times f_{el} \quad (\text{equação 38})$$

Em que,

Pot_{el} – Potência consumida pela bomba (kW);

f_{el} – Valor da energia (0,25\$/kWh).

Com isso, é obtida a tabela 27 de custos de água, energia e vapor por hora:

Tabela 27: Custos de operação por hora e investimento.

	Água/h	Vapor /h	Energia/h	Y (investimento)
R20	6,69	30,68	0,28	851852,20
R40	7,25	32,86	0,30	843115,64
R60	7,80	35,05	0,32	852704,08
R100	8,91	39,42	0,39	879236,68

A análise econômica é feita para 15 anos de vida da planta então os valores da tabela 27 serão transformados para tal tempo.

Tabela 28: Custos de operação em 15 anos.

	Água/15 anos	Vapor /15 anos	Energia/15 anos	Total
R20	879093,22	4030888,56	36370,18	4946351,97
R40	952160,02	4317951,73	39030,51	5309142,26
R60	1025226,83	4605014,89	42612,16	5672853,88
R100	1171360,43	5179141,22	50671,50	6401173,16

Fazendo a soma do custo de operação total com o custo do investimento é possível chegar ao custo total do projeto.

Tabela 29: Custo total do projeto.

	Custo total
R20	5798204,17
R40	6152257,90
R60	6525557,95
R100	7280409,84

Com os valores da tabela 29 de custo total dos projetos é possível apontar o primeiro projeto como sendo o mais rentável, com a razão de refluxo de 20% em operação por 15 anos.

10. Referências Bibliográficas

- [1] – SINNOTT, R.; TOWLER, G. Chemical Engineering Design: SI Edition. 6ª ed. Butterworth-Heinemann. 2020.
- [2] – Chemical Engineering Plant Cost Index (averaged over year). Variação do Índice CEPCI de 1995 a 2011. Sítio < http://folk.ntnu.no/magnehi/cepci_2011_py.pdf >. Acessado em 17/11/2020.
- [3] – MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA; SECRETARIA DE PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS. Compilação de Correlações de Custos de Equipamentos. Instalações Industriais de Gás Natural. Tabela 10.2; Página 56. Agosto de 2018.
- [4] – Valores padrões retirados dos slides de aula.
- [5] – BetaEQ- Entendendo o dimensionamento de torres de destilação <<https://betaeq.com.br/index.php/2020/04/26/entendendo-o-dimensionamento-de-torres-de-destilacao/>> . Acessado em 17/11/2020