



UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA – UNB
INSTITUTO DE QUÍMICA
PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA 2

REBECA QUEIROZ RIBEIRO

PROJETO DE DESTILAÇÃO FRACIONADA MULTICOMPONENTE

BRASÍLIA

2021

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA – UNB
INSTITUTO DE QUÍMICA
PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA 2

REBECA QUEIROZ RIBEIRO

PROJETO DE DESTILAÇÃO FRACIONADA MULTICOMPONENTE

Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado ao Instituto de
Química da Universidade de
Brasília como parte dos requisitos
para a obtenção do título de
Bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. José Joaquin
Linares León

BRASÍLIA

2021

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	6
1.1	Objetivos	6
2	PROJETO DE VASOS, TORRES E REATORES	7
2.1	Torre de destilação.....	7
2.2	Vaso pulmão.....	13
2.3	Trocadores de calor.....	15
2.4	Bomba	17
2.5	Custos totais e de operação	20
2.6	Fichas de especificação das correntes materiais.....	22
2.6	Ficha de especificação dos pratos.....	26
2.7	Ficha de especificação da torre de destilação.....	28
2.8	Ficha de especificação do vaso pulmão	30
3	PROJETO DE SISTEMAS DE TROCA DE CALOR	32
3.1	Ficha de especificação do refeedor.....	35
4	PROJETO DE SISTEMA DE IMPULSÃO MECÂNICA	37
4.1	Ficha de especificação das bombas	41
5	PROJETO DE INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE	43
5.1	Diagrama simplificado dos instrumentos.....	43
5.2	Diagramas dos laços de controle	44
5.3	Ficha de especificação dos instrumentos	48
5.4	Ficha de especificação dos laços de controle	50
5.5	Ficha de especificação das válvulas de controle	51
	Referências bibliográficas	52

Listas de Figuras

Figura 1 - Equações do método aproximado	7
Figura 2 - Esquema da torre de destilação	32
Figura 3 - Dados da corrente “To reboiler”	32
Figura 4 - Dados da corrente “Boilup”	33
Figura 5 - Esquema da torre de destilação e da bomba	37
Figura 6 - Diagrama simplificado	43
Figura 7 - Diagrama do laço do controle de carga da planta	44
Figura 8 - Diagrama do laço do controle de refluxo	45
Figura 9 - Diagrama do laço do controle de nível do vaso C-1	45
Figura 10 - Diagrama do laço do controle de nível do vaso C-2	46
Figura 11 - Diagrama do laço do controle de pressão.....	46
Figura 12 - Diagrama do laço do controle de aporte do calor ao refulvedor.....	47

Lista de Tabelas

Tabela 1 - Dados da Torre de Destilação	7
Tabela 2 - Taxa de refluxo, parâmetros X e Y e números de prato	9
Tabela 3 - Valores das vazões do líquido e do vapor	10
Tabela 4 - Valores das seções transversais e dos diâmetros	11
Tabela 5 - Valores das espessuras, pesos e massas da torre de destilação.....	12
Tabela 6 - Parâmetros para o cálculo do custo das torres	12
Tabela 7 - Valores dos custos da torre de destilação	13
Tabela 8 – Vazões, volumes e diâmetros do vaso pulmão	14
Tabela 9 - Espessuras, pesos e custos do vaso pulmão.o	15
Tabela 10 - Valores do calor trocado no topo, diferença média das temperaturas das correntes e área do trocador de calor	16
Tabela 11 - Calor trocado no fundo, temperatura média e área de troca térmica	17
Tabela 12 - Custos do trocador de calor no topo	17
Tabela 13 - Custos do trocador de calor no topo	17
Tabela 14 - Alturas do vaso pulmão	18
Tabela 15 - Vazões manométricas do vaso pulmão	19
Tabela 16 - Potência útil, potência absorvida e potência elétrica	19
Tabela 17 - Custos do casco e do motor da bomba	20
Tabela 18 - Custo total e investimento.....	20
Tabela 19 - Custos da água, vapor e eletricidade em hora e em 15 anos.....	21
Tabela 20 - Custo de operação em 15 anos, investimento e custo total	21
Tabela 21 - Ficha de especificação da corrente 1	22
Tabela 22 - Ficha de especificação da corrente 2	23
Tabela 23 - Ficha de especificação da corrente 3	24
Tabela 24 - Ficha de especificação da corrente 4	25
Tabela 25 - Ficha de especificação dos pratos	26
Tabela 26 - Ficha de especificação da torre de destilação	28
Tabela 27 - Ficha de especificação do vaso pulmão	30
Tabela 28 - Ficha de especificação dos instrumentos	35
Tabela 29 - Ficha de especificação das bombas	41
Tabela 30 - Ficha de especificação dos instrumentos	48
Tabela 31 - Ficha de especificação dos laços de controle	50

1 INTRODUÇÃO

Na graduação de Engenharia Química, são ofertadas as disciplinas Projetos de Engenharia Química 1 e Projetos de Engenharia Química 2, cujos objetivos são avaliar os conhecimentos adquiridos ao longo do curso e estruturá-los através de exercícios correspondentes a cada assunto visto nos semestres anteriores, como as operações unitárias, controle de processo e transferências de massa, calor e movimento.

Desse modo, o presente trabalho tem por finalidade compilar os diversos exercícios feitos durante as 2 disciplinas anteriormente citadas, em que abordam os seguintes assuntos: Projeto de vasos, torres e reatores, Projeto de sistemas de troca de calor, Projeto de sistemas de impulsão mecânica, Projeto de Instrumentação e Controle.

1.1 Objetivos

O objetivo deste trabalho é ilustrar os passos necessários para a realização de um projeto de separação multicomponente de uma mistura terciária entre n-hexano, n-heptano e n-octano através de uma destilação fracionada.

Primeiramente, foi realizado o Projeto de Torres, Vasos e Reatores, no qual foram construídos projetos para a torre de destilação, para o vaso pulmão, para os trocadores de calor e para as bombas. Por fim, foi feita a análise econômica deste projeto.

No Projeto de sistemas de troca de calor, foi projetado o refeedor, equipamento que se encontra no fundo da torre de destilação. No Projeto de sistemas de impulsão mecânica, foi projetada a bomba que é responsável por impulsionar os líquidos presentes na planta química. Por fim, no Projeto de Instrumentação e Controle, foram feitos fluxogramas mostrando o Diagrama Simplificado do processo e os Diagramas de laços.

2 PROJETO DE VASOS, TORRES E REATORES

2.1 Torre de destilação

Será projetada uma torre de destilação pelo método do cálculo aproximado, onde pretende-se fracionar uma mistura formada por n-hexano, n-heptano e n-octano. Primeiramente, as equações descritas abaixo serão usadas para calcular a taxa de refluxo mínima (R_m).

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

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

Figura 1 - Equações do método aproximado

Na tabela a seguir é possível encontrar os dados necessários para calcular a taxa de refluxo mínimo, sendo que o n-hexano corresponde à componente chave leve, o n-heptano corresponde à componente chave pesada e o n-octano corresponde ao componente i.

Tabela 1 - Dados da Torre de Destilação

Componente	Alimento		Destilado		Resíduo		Volatilidade relativa
	A (kmol/h)	x_{iA}	D (kmol/h)	x_{iD}	R (kmol/h)	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

Foi considerado que o alimento na entrada da torre está sob a forma de líquido em ebulição. Desse modo, o parâmetro q , que corresponde à vazão líquida na entrada, valerá

1. Substituindo os valores da Tabela 1 na equação do método aproximado, encontra-se o seguinte:

$$\frac{2,7 * 0,4}{2,7 - \theta} + \frac{1 * 0,25}{1 - \theta} + \frac{2,22 * 0,35}{2,22 - \theta} = 1 - 1$$

$$2,10\theta^2 + 7,58\theta + 5,99 = 0$$

$$\theta = 1,172$$

ou

$$\theta = 2,426$$

Como foram encontrados 2 valores para θ , é possível calcular a taxa de refluxo mínima.

Para $\theta = 1,172$, tem-se que:

$$\frac{2,7 * 0,534}{2,7 - 1,172} + \frac{1 * 0,013}{1 - 1,172} + \frac{2,22 * 0,453}{2,22 - 1,172} = R_m + 1$$

$$R_m = 0,943 - 0,075 + 0,959 - 1$$

$$R_m = 0,826$$

Para $\theta = 2,426$, tem-se que:

$$\frac{2,7 * 0,534}{2,7 - 2,426} + \frac{1 * 0,013}{1 - 2,426} + \frac{2,22 * 0,453}{2,22 - 2,426} = R_m + 1$$

$$R_m = 0,395 - 0,018 - 0,207 - 1$$

$$R_m = -0,628$$

O valor a ser considerado para o θ será 1,172, tendo que vista que usando o outro resultado, o refluxo mínimo dá um valor negativo.

Para estimar o número de pratos mínimos, será utilizada a equação proposta por Fenske. Porém, há uma diferença, já que o componente leve é o n-heptano, pois é o mais leve dos que saem pelo resíduo. Já para o componente mais pesado, fica estabelecido que é o n-octano, porque é o mais pesado que sai pelo destilado.

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

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

$$N_{min} = 8,437 - 1$$

$$N_{min} = 7,437$$

Com a correlação empírica de Gilliland, é possível estimar o número aproximado de estágios:

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

O parâmetro X é apresentado na subseqüente equação, enquanto o parâmetro Y permite estimar o número aproximado de andares da torre de acordo com a equação apresentada em seqüência à equação de X.

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

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

Conforme já visto, L/D é igual a taxa de refluxo. Para o projeto, serão realizados os cálculos para as taxas de refluxo de 20, 40, 60 e 100% acima da taxa de refluxo mínimo. Para cada uma dessas taxas de refluxo, foi calculado o X e Y correspondente. Os resultados estão na tabela abaixo.

Tabela 2 - Taxa de refluxo, parâmetros X e Y e número de pratos

Aumento	Taxa de refluxo	X	Y	N	NR
20%	0,9912	0,08293	0,5713	18,6804	24
40%	1,1564	0,1532	0,5021	15,9417	20
60%	1,3216	0,2134	0,4490	17,8902	18
100%	1,652	0,3114	0,3725	15,5567	16

Agora, é necessário calcular as vazões de líquido e vapor na seção de enriquecimento. Pelo balanço de massa, é possível perceber que o líquido que circula nessa seção é equivalente ao refluxo, tendo em vista que há a entrada de um líquido em ebulição na entrada. Já no caso do vapor, ele é calculado a partir do balanço de massa no refeedor, e corresponde à soma do destilado pelo refluxo.

$$L = R = RR \times D$$

$$V = RR \times D + D$$

Na tabela abaixo encontram-se os valores estimados para as vazões molares de vapor e de líquido que circulam pela torre. Com a intenção de transformar esse valor encontrado em vazão volumétrica, multiplicou-o pela densidade de 0,0349 kmol/m².

Tabela 3 - Valores das vazões do líquido e do vapor

L/D	L (kmol/h)	V (kmol/h)	V (m ³ /h)
0,9912	74,34	149,34	4279,08
1,1564	86,73	161,73	4634,09
1,3216	99,12	174,12	4989,11
1,652	123,9	198,9	5699,14

Agora, é necessário calcular a velocidade limite do vapor, pois é de suma importância evitar que o líquido seja arrastado por ele. Dessa forma, foi usada a equação de York, como pode ser vista a seguir:

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

Os valores usados para as densidades mássicas do vapor e do líquido foram, respectivamente, 3,242 kg/m³ e 616,1 kg/m³, e para k foi usado o valor de 0,23. Assim, tem-se o seguinte:

$$v_{Lim} = 0,23 \sqrt{\frac{616,1 - 3,242}{3,242}}$$

$$v_{Lim} = 3,162 \text{ ft/s}$$

O valor encontrado para a velocidade limite foi de 3,162 ft/s. Ao transformar esse valor para m/s, encontra-se 0,963 m/s.

Agora, é possível estimar o diâmetro. Primeiramente, calcula-se a seção transversal mínima da coluna para que se evite o arraste. Em seguida, calcula-se o diâmetro mínimo a partir das seguintes equações:

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

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

Também foi calculado um diâmetro em um dimensionamento 20% maior como forma de segurança. Desse modo, foi acrescido esse valor ao diâmetro mínimo para encontrar o valor do diâmetro. Todos esses valores são encontrados na Tabela a seguir:

Tabela 4 - Valores das seções transversais e dos diâmetros

L/D	S _{min} (m ²)	D _{min} (m)	D (m)	S (m ²)
0,9912	1,2331	1,2530	1,5036	1,7758
1,1564	1,3355	1,3040	1,5648	1,9231
1,3216	1,4378	1,3530	1,6236	2,0704
1,652	1,6424	1,4461	1,7353	2,3651

Para estimar a altura da torre, é necessário conhecer os valores da vazão de líquido que está sendo retirado. Esse valor é calculado somando-se o valor do líquido que entra pelo refluxo pelo líquido que entra pela alimentação. Também é necessário usar o tempo de retenção, dado por 10 minutos, e a seção transversal da torre. Por fim, também foi necessário multiplicar o valor encontrado pela densidade molar de 5,375 kmol /m³, para transformá-lo em vazão volumétrica.

Em sequência, calculou-se a altura do resto da coluna. Para isso, considerou-se a altura de 1,5 ft (0,46 m) de separação entre os pratos, por se tratar de um serviço limpo. Por fim, calculou-se a altura total da coluna ao somar os valores anteriormente calculados. Todos esses cálculos são vistos a seguir:

$$H_{fundo} = \frac{(L + A) \times 10}{60 \times 5,375 \times S}$$

$$H_{sem\ fundo} = (N_R - 2) \times 0,46 + 3 \times 0,91$$

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

Para finalizar os cálculos referentes à coluna de destilação, foram estimados os custos. Primeiramente, foi calculada a espessura da torre. Para encontrá-la, calculou-se a espessura mínima e a espessura por tensão longitudinal. Foi escolhido o número que resultou o maior valor e dele acrescentou-se 3 mm. Este foi o valor usado para a espessura total da torre. As equações podem ser vistas a seguir:

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

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

Temos que D corresponde ao diâmetro real da torre; P_i é a pressão interna da torre, cujo valor é 3,5 kg.cm⁻²; S é a tensão máxima que o material suporta, cujo valor é 906,96 kg.cm⁻² e E é a eficiência da solda, cujo valor é 0,85.

Após encontrar os valores das espessuras, foi possível estimar os valores dos pesos e das massas das colunas. As equações para a estimação delas podem ser vistas a seguir:

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

$$m = \frac{W_v}{g}$$

C_w é o fator que leva em conta as massas dos componentes, cujo valor é 1,5; D_e é o diâmetro interno somado com a espessura; e_{total} é a espessura e H é a altura da torre.

Na tabela a seguir apresentam os valores calculados para as espessuras, pesos e massas:

Tabela 5 - Valores das espessuras, pesos e massas da torre de destilação

Aumento (%)	e_{min} (mm)	e_{long} (mm)	e_{total} (mm)	W_v	m (kg)
20	3,4226	1,7082	6,4226	55500,1952	5657,51225
40	3,5618	1,7776	6,5618	52049,3864	5305,7478
60	3,6957	1,8445	6,6957	51376,6862	5237,1749
100	3,950	1,9714	6,950	52775,7975	5379,7958

Após encontrar os valores dos pesos das colunas, estimou-se o custo do vaso da torre de destilação, o custo unitário dos pratos da torre e o custo total da torre. As equações para tais estimações podem ser vistas a seguir:

$$C_{V,2007} = a + b \times W_v^n$$

$$C_{P,2007} = a + b \times D^n$$

$$C_{CD,2007} = C_V + C_P \times N_R$$

Os parâmetros utilizados nessas equações estão na Tabela 6 e foram retirados do livro Chemical Engineering Design [1].

Tabela 6 - Parâmetros para o cálculo do custo das torres

Parâmetro	a	b	n
Torre de destilação	10000,00	29,00	0,85
Pratos	180,00	34,00	1,90

Tendo em vista que foram usados parâmetros relativos ao ano de 2007, foi necessário corrigi-los para o ano de 2018, que foi o mais atual encontrado. Por isso, foi usado o índice CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) [2]. Em 2007, o índice foi de 525,02 e em 2018 foi de 568,82. As equações utilizadas encontram-se a seguir:

$$C_{2018} = C_{2007} \times \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2007}}$$

$$C_{2018} = C_{2007} \times \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2007}}$$

Tabela 7 - Valores dos custos da torre de destilação

Aumento (%)	C _V (2007) (\$)	C _P (2007) (\$)	C _T (2007) (\$)	C _T (2018) (\$)
20	54887,9400	918,0202	76920,4266	83337,5435
40	52504,2751	976,0713	72025,7027	78034,4753
60	52036,8840	1033,9003	70647,0899	76540,8511
100	53007,9681	1148,9558	71391,2620	77347,1061

2.2 Vaso pulmão

Após os cálculos da torre, foi calculado o projeto do vaso pulmão de refluxo. Primeiramente, foram calculadas as vazões de líquido de entrada. Em sequência, dividiu-se a corrente de vapor que segue para o topo pela densidade molar da corrente do destilado, cujo valor é 6,638 kmol/m³. A equação pode ser vista a seguir:

$$Q = \frac{V(kmol \cdot h^{-1})}{\rho_{Dest}}$$

Depois, foram calculados os volumes úteis do vaso pulmão. Desse modo, multiplicou-se a vazão de líquido na entrada pelo tempo de retenção igual a 10 minutos. A equação para este cálculo pode ser vista a seguir:

$$Vol_{\text{útil}} = \frac{Q \times t_{\text{retenção}}}{60 \text{ min/h}}$$

Com o valor do volume útil, é possível encontrar o valor do volume útil geométrico, em que é necessário acrescentar 20% do valor encontrado anteriormente, como mostra a próxima equação:

$$Vol_{\text{geométrico}} = Vol_{\text{útil}} \times 2$$

Com o valor do volume útil geométrico, calculou-se o valor do diâmetro mínimo do vaso pulmão, em que L/D equivale a 5.

$$D_{\text{min}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times Vol_{\text{geométrico}}}{\pi \times (L/D)}}$$

Para encontrar o diâmetro real, somou-se 0,3 ao diâmetro mínimo, e também se aumentou 20% do valor encontrado. O valor utilizado foi o de maior resultado, que no caso foi somando 0,3 ao valor do diâmetro mínimo.

Tabela 8 - Vazões, volumes e diâmetros do vaso pulmão

Aumento (%)	Q (m³/h)	V _{útil} (m³)	V _{geo} (m)	D _{min} (m)	D _{0,3} (m)	D _{20%} (m)
20	22,4977	3,7496	7,4992	1,2406	1,5406	1,4887
40	24,3642	4,0607	8,1214	1,2740	1,5740	1,5288
60	26,2307	4,3717	8,7435	1,3058	1,6058	1,5669
100	29,9638	4,9939	9,9879	1,3650	1,6650	1,6380

Por fim, calculou-se a parte econômica do vaso pulmão. Assim, utilizou-se o diâmetro do vaso pulmão para encontrar os valores das espessuras, os pesos e os custos. Mais uma vez, foram usados os valores do índice CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index)^[3], sendo que o valor do custo é para o ano de 2006 e o ano mais recente do índice é do ano de 2018. As equações usadas são mostradas abaixo:

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

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

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

$$C_{2018} = C_{2006} \times \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2006}}$$

Temos que e é a espessura do vaso; P_D é a pressão de desenho do vaso pulmão, cujo valor corresponde à 1 bar (1,01972 kg.cm²); S_t é a tensão de cisalhamento, cujo valor é 1055; E é a eficiência da solda, cujo valor é 0,85; CA é a sobrepressura, cujo valor é 3 mm e X é o fator de complexidade, cujo valor é 2.

Tabela 9 - Espessuras, pesos e custos do vaso pulmão

Aumento (%)	e (mm)	W	C ₂₀₀₆ (\$)	C ₂₀₁₈ (\$)
20	6,0136	2713,9778	20471,7335	23308,1094
40	6,0789	2856,0353	21185,8044	24121,1154
60	6,1410	2995,2093	21871,7270	24902,0732
100	6,25689	3266,0180	23170,9027	26381,2507

2.3 Trocadores de calor

Agora, são necessários os cálculos do trocador de calor no topo. Primeiramente, multiplica-se o calor latente da corrente do destilado pela vazão de líquido no topo, para obter o valor do calor trocado no topo:

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

Para calcular a temperatura média logarítmica, foi necessário pegar os valores da temperatura da corrente do destilado, da temperatura da água de refrigeração na entrada e na saída. Os valores dessas temperaturas são, respectivamente, 79,66°C, 28°C e 45°C, de acordo com a ficha das correntes. A equação para calcular a temperatura média logarítmica encontra-se a seguir, bem como o seu valor calculado:

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

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

$$\Delta T_{ml} = 42,59 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Por fim, é possível determinar a área de troca térmica com os valores calculados anteriormente do calor trocado e da temperatura média logarítmica. Para o coeficiente global de troca térmica, foi dado o valor de 500 W/m².°C. Esse valor foi convertido para a dimensão de kcal/m².h°C ao multiplicá-lo por 0,86. A equação para o cálculo da área de troca térmica do topo encontra-se a seguir:

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

Tabela 10 - Valores do calor trocado no topo, diferença média das temperaturas das correntes e área do trocador de calor do topo

Aumento (%)	Q _{topo} (kcal/h)	ΔT _{ml} (°C)	A _{topo} (m ²)
20	1135282,68	42,5961	61,9928
40	1229471,46	42,5961	67,1360
60	1323660,24	42,5961	72,2792
100	1512037,8	42,5961	82,5657

Seguindo os mesmos passos, calculou-se o calor trocado, a temperatura média logarítmica e a área de troca térmica do fundo. Desse modo, para o calor trocado no refulvador, multiplicou-se o calor latente do fundo pela soma da vazão molar da fase líquida da torre com a vazão molar da fase líquida na alimentação. Sabendo que o valor do calor latente no fundo é 7847 kcal/kmol, tem-se a seguinte equação:

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

Após o cálculo do calor trocado, estimou-se a temperatura média das correntes, por se tratar de temperaturas constantes. As temperaturas do vapor de baixa pressão e a temperatura do resíduo valem, sequencialmente, 230°C e 150,6°C. A equação abaixo mostra o cálculo realizado:

$$\Delta T = T_{vap} - T_{residuo}$$

Com os valores do calor trocado e da temperatura média, calculou-se a área de troca térmica. Foi usado o valor de 750 W/m².°C como coeficiente total de troca térmica. Porém, esse valor foi dimensionado para kcal/m².h.°C. A equação abaixo mostra como encontrar a área de troca térmica.

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

Tabela 11 - Calor trocado no fundo, temperatura média e área de troca térmica

Aumento (%)	Q_{fundo} (kcal/h)	ΔT (°C)	A_{fundo} (m ²)
20	1368045,98	79,4	26,7176
40	1465270,31	79,4	28,6164
60	1562494,64	79,4	30,5152
100	1756943,3	79,4	34,3127

Com esses dados, foram calculados os custos dos trocadores de calor no fundo e no topo. As equações utilizadas são mostradas a seguir:

$$C_{2007} = a + b \times A^n$$

Onde os parâmetros a,b e c são, respectivamente, 24000, 46 e 1,2.

Tabela 12 - Custos do trocador de calor do topo

Aumento (%)	C_{2007} (\$)	C_{2018} (\$)
20	30509,7980	33055,0899
40	31163,1631	33762,9622
60	31826,6250	34481,7737
100	33181,5896	35949,7767

Tabela 13 - Custos do trocador de calor do fundo

Aumento (%)	C_{2007} (\$)	C_{2018} (\$)
20	26370,9169	28570,9210
40	26574,5231	28791,5132
60	26780,8512	29015,0542
100	27201,141	29470,4068

2.4 Bomba

Por último, foram realizados cálculos referentes à bomba. Assim, calculou-se a vazão de refluxo volumétrica, sendo que a densidade molar do destilado é 6,638kmol/m³. A equação encontra-se a seguir:

$$Q_{\text{Refl}} = \frac{L}{\rho_D}$$

Depois, estimou-se a altura de admissão, que é a altura de elevação do vaso pulmão, cujo valor é dado pela metade do diâmetro somado a 3, como mostra a seguinte equação:

$$H_{Adm} = \frac{D_{VP}}{2} + 3$$

Também foi calculada a altura de impulsão, cujo valor é dado pela soma da altura da torre com 3, como é mostrada na equação abaixo:

$$H_{Imp} = H_T + 3m$$

Tabela 14 - Alturas do vaso pulmão

Aumento (%)	D _{0,3} (m)	Q(m ³ /h)	H _{adm} (m)	H _T (m)	H _{imp} (m)
20	1,5406	11,1991	3,7703	15,8941	18,8941
40	1,5740	13,065	3,7870	14,0207	17,0207
60	1,6058	14,9322	3,8029	13,0720	16,0720
100	1,6650	18,6652	3,8325	12,1054	15,1054

Após o cálculo das alturas, estimou-se as pressões. A pressão manométrica na admissão é dada pela multiplicação entre a altura hidráulica na admissão, a aceleração da gravidade e a densidade do destilado, como mostra a equação abaixo:

$$P_{Man,adm} = H_{adm} \times \rho_D \times g$$

Já a pressão manométrica na impulsão é dada pela multiplicação entre a altura hidráulica na admissão, a aceleração da gravidade e a densidade do destilado. No entanto, deve ser considerada a perda de pressão por causa do condensador. Dessa forma, a equação fica:

$$P_{Man,Imp} = H_{Imp} \times \rho_D \times g + (0,35 + 0,1)$$

Com as duas pressões manométricas, calculou-se a diferença de pressão manométrica:

$$\Delta P = P_{Man,Imp} - P_{Man,Adm}$$

Os resultados das equações acima encontram-se na Tabela 14.

Tabela 15 - Vazões manométricas do vaso pulmão

Aumento (%)	$P_{\text{man,adm}}$ (Pa)	$P_{\text{man,imp}}$ (Pa)	ΔP (Pa)
20	22786,59093	158320,0311	135533,4401
40	22887,52928	146997,5826	124110,0533
60	22983,43545	141264,0653	118280,6299
100	23162,38533	135421,9885	112259,6032

Com esses valores, calculou-se a potência útil, cujo valor é dado pela multiplicação entre a vazão volumétrica e a diferença de pressão, a potência absorvida, cujo valor é dado pela divisão da potência útil pela eficiência hidráulica de 45%, e a potência elétrica, cujo valor é dado pela divisão da potência absorvida pela eficiência elétrica de 95%. As equações usadas encontram-se abaixo:

$$Pot_{\text{útil}} = Q_{\text{Refluxo}} \times \Delta P$$

$$Pot_{\text{abs}} = \frac{Pot_{\text{útil}}}{0,45}$$

$$Pot_{\text{el}} = \frac{Pot_{\text{abs}}}{0,9}$$

Tabela 16 - Potência útil, potência absorvida e potência elétrica

Aumento (%)	$P_{\text{útil}}$ (W)	$P_{\text{absorvida}}$ (W)	$P_{\text{elétrica}}$ (kW)
20	421,6278	936,9507	1,0410
40	450,4395	1000,9768	1,1121
60	490,6086	1090,2413	1,2113
100	582,0429	1293,4288	1,4371

Por fim, foram calculados os custos do casco e do motor bomba. As equações utilizadas encontram-se a seguir:

$$C_{CB(2007)} = a + b \times Q_{\text{Refl}}^n$$

$$C_{MB(2007)} = a + b \times Pot_{\text{Elet}}^n$$

Para calcular as equações acima, foi utilizado o método contido no Chemical Engineering Design. Os custos calculados para o ano de 2007 foram atualizados para 2018 pelo índice CEPCI. Além disso, os parâmetros a, b e n utilizados para o custo da bomba centrífuga de estágio único, são, respectivamente, 6900, 206 e 0,9. Já os

parâmetros a, b e n utilizados para o custo do motor da bomba são, respectivamente, -950, 1770 e 0,6. Após esses cálculos, os valores foram somados para resultar o custo total.

Tabela 17 - Custos do casco e do motor da bomba

Aumento (%)	C _{CB,2007} (\$)	C _{Mt,2007} (\$)	C _{B,2007} (\$)	C _{B,2018} (\$)
20	7472,0865	2547,0589	10019,1455	10854,9966
40	7557,2246	2885,9331	10443,15778	11314,3823
60	7641,1508	3205,9105	10847,06141	11751,9817
100	7805,9946	3801,2972	11607,29187	12575,6347

2.5 Custos totais e de operação

Foi possível estimar o custo total do investimento necessário para a planta ao somar todos os custos individuais do equipamento. Já o valor estimado do investimento foi calculado multiplicando o custo atualizado dos equipamentos pelo fator de Wang, cujo valor é 4,74. A equação do investimento é mostrada a seguir:

$$Y = C_{ET,2018} \times f_L$$

Tabela 18 - Custo total e investimento

Aumento (%)	C _{E,2018} (\$)	Y (\$)
20	179126,6606	849060,3713
40	176024,4486	834355,8864
60	176691,7342	837518,8199
100	181724,1754	861372,5913

Também foram calculados os custos da água de resfriamento para 15 anos de operação. Para isso, foram utilizados os valores do calor trocado no condensador, a capacidade calorífica da água à pressão constante, temperatura de saída da água de refrigeração, temperatura de entrada da água de refrigeração, densidade da água e valor do m³ da água de refrigeração. Após esse cálculo, que foi realizado durante o funcionamento de 1 hora, o valor encontrado foi calculado para 15 anos.

$$C_{A(hora)} = \left(\frac{Q_{Topo}}{C_{p_a} \times (T_{RefS} - T_{RefE}) \times \rho_a} \right) \times f_a$$

Para calcular os custos operacionais do vapor de baixa pressão, multiplicou-se a razão do calor trocado no refervedor pelo calor latente do vapor na temperatura de operação pelo valor da tonelada de aquecimento.

$$C_{V(hora)} = \left(\frac{Q_{fundo}}{L_V} \right) \times f_v$$

Por fim, foram calculados os custos para o consumo elétrico da bomba de refluxo. Assim, multiplicou-se a potência elétrica da bomba pelo custo de eletricidade. A equação encontra-se abaixo:

$$C_{E(hora)} = Pot_{Elet} \times f_e$$

Após converter todos os custos que foram calculados em horas para 15 anos, somou-se todos eles para encontrar o custo de operação por 15 anos. Todos esses dados encontram-se na Tabela 18 abaixo:

Tabela 19 - Custos da água, vapor e eletricidade em hora e em 15 anos

Aumento (%)	C _A (hora) (\$)	C _A (15anos)	C _V (hora) (\$)	C _V (15anos) (\$)	C _E (hora) (\$)	C _E (15anos) (\$)	C _T (15ANOS) (\$)
20	6,6781	878107,7623	30,6290	4027412,2	0,2602	34222,125	4939742,088
40	7,2321	950960,0134	32,8057	4313632,443	0,2780	36560,680	5301153,137
60	7,7862	1023812,264	34,9825	4599852,686	0,3028	39821,066	5663486,017
100	8,8943	1169516,767	39,3360	5172293,172	0,3592	47242,4890	6389052,427

Por último, para calcular o custo total, somou-se os custos de operação em 15 anos com o valor do investimento bruto. A Tabela 19 abaixo mostra os valores encontrados:

Tabela 20 - Custo de operação em 15 anos, investimento e custo total

Aumento (%)	C _{total} (15 anos)	Y (\$)	C _{total}
20	179126,6606	849060,3713	5788802,459
40	176024,4486	834355,8864	6135509,023
60	176691,7342	837518,8199	6501004,836
100	181724,1754	861372,5913	7250425,019

2.6 Fichas de especificação das correntes materiais

As Tabelas abaixo apresentam as fichas de especificação do processo, e nelas contém informações importantes acerca dos parâmetros utilizados na planta do projeto.

Tabela 21 - Ficha de especificação da corrente 1

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
Descrição	Alimento	
Pressão	0,49635	kg/cm ² g
Temperatura	101,4	°C
Vazão mássica	9810	kg/h
Vazão molar	100	Kmol/h
Entalpia total	-0,004842	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	16,20	m ³ /h
Peso molecular	98,10	kg/kmol
Densidade	605,5	kg/m ³
Viscosidade	0,1909	cP
Condutividade térmica	0,09886	W/m·°C
Calor específico	2,558	kJ/kg·°C
Tensão superficial	11,97	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	92,30	kg/kmol
Densidade	4,708	kg/m ³
Viscosidade	0,00727	cP
Condutividade térmica	0,01864	W/m·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade		
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,40	0,3514
Heptano	0,35	0,3575
Octano	0,25	0,2911

Tabela 22 - Ficha de especificação da corrente 2

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	2	
Descrição	Destilado	
Pressão	0	Kg/cm ² g
Temperatura	79,66	°C
Vazão mássica	6967	Kg/h
Vazão molar	75	Kmol/h
Entalpia total	-0,003569	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	11,300	m ³ /h
Peso molecular	92,90	Kg/kmol
Densidade	616,7	Kg/m ³
Viscosidade	0,2083	cP
Condutividade térmica	0,1025	W/m·°C
Calor específico	2,451	kJ/kg·°C
Tensão superficial	13,33	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0	m ³ /h
Peso molecular	89,95	Kg/kmol
Densidade	3,198	Kg/m ³
Viscosidade	0,00656	cP
Condutividade térmica	0,0169	W/m·°C
Calor específico	1,921	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade		
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,534	0,4954
Heptano	0,453	0,4886
Octano	0,013	0,016

Tabela 23 - Ficha de especificação da corrente 3

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	3	
Descrição	Resíduo	
Pressão	1,019	Kg/cm ² g
Temperatura	150,6	°C
Vazão mássica	2841,67	Kg/h
Vazão molar	25	Kmol/h
Entalpia total	-0,001275	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	14,59	m ³ /h
Peso molecular	113,7	Kg/kmol
Densidade	584,3	Kg/m ³
Viscosidade	0.1613	cP
Condutividade térmica	0,09338	W/m·°C
Calor específico	2,789	kJ/kg·°C
Tensão superficial	9,797	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0	m ³ /h
Peso molecular	113,2	Kg/kmol
Densidade	6,982	Kg/m ³
Viscosidade	0,00743	cP
Condutividade térmica	0,02119	W/m·°C
Calor específico	2,259	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0	0
Heptano	0,04	0,0353
Octano	0,96	0,965

2.6 Ficha de especificação dos pratos

A Tabela 25 a seguir apresenta os dados referentes à ficha de especificação dos pratos.

Tabela 25 - Ficha de especificação dos pratos

ESPECIFICAÇÕES PRATOS			
Número do equipamento	C1		
Descrição	Torre de destilação		
Número de seções da coluna	2		
SEÇÃO 1 DA COLUNA			
Identificação	Zona de enriquecimento		
De prato/A prato	1	12	
Pressão	0,35	0,46	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,11		
Temperatura	79,66	101,4	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	13434,299	13786,13	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	6906,51	17100,74	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4200,84	2928,23	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	11,19	28,24	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	3,198	4,708	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	616,7	605,5	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	0,00686	0,00727	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,2083	0,1909	
Diâmetro	1503,66		mm
Número de pratos	12		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	válvulas		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		
SEÇÃO 2 DA COLUNA			
Identificação	Zona de esgotamento		
De prato/A prato	13	24	
Pressão	0,47	0,59	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,12		
Temperatura	101,4	150,6	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	13786,13	16910,34	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	17100,74	19818,45	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	2928,23	2421,99	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	28,24	33,91	

Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4,708	6,982	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	616,7	584,3	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	0,00686	0,00743	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,2083	0,1613	
Diâmetro	1503,66		mm
Número de pratos	12		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	válvula		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		
SEÇÃO 3 DA COLUNA			
Identificação			
De prato/A prato	-	-	
Pressão	-	-	Kg/cm ² g
Perda de pressão	-		
Temperatura	-	-	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	-	-	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	-	-	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	-	-	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	-	-	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	-	-	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	-	-	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	-	-	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	-	-	
Diâmetro	-		mm
Número de pratos	-		
Espaçamento entre pratos	-		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	-		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		

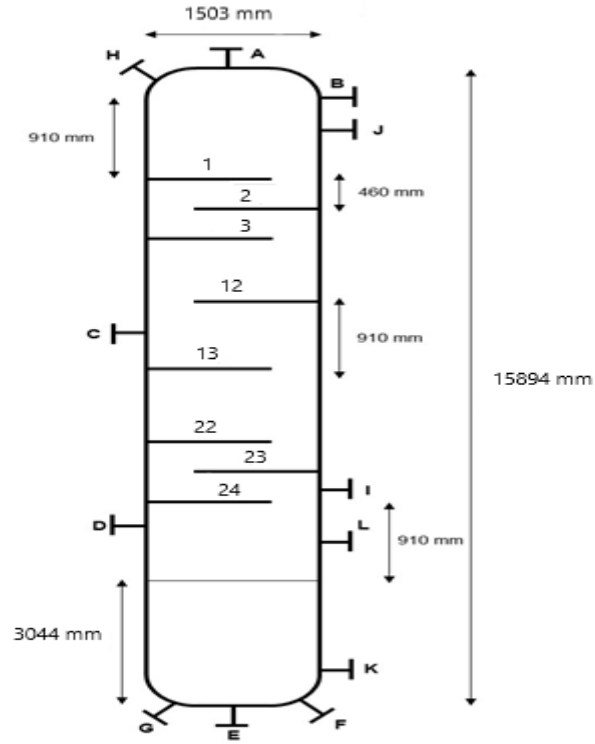
2.7 Ficha de especificação da torre de destilação

A Tabela 26 a seguir apresenta os dados referentes à ficha de especificação da torre de destilação.

Tabela 26 - Ficha de especificação da torre de destilação

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	C1		
Descrição	Torre de destilação		
Pressão no topo	0,35	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	0,59		
Pressão de projeto	3,5		
Temperatura no topo	79,66	°C	
Temperatura no fundo	150,6		
Temperatura de projeto	180,6		
Nível normal de líquido	3044,19	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	-		
Nível máximo de líquido (20%)	608,84		
Altura	15894,19		
Diâmetro	1503,66		
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	-	Saída de vapor destilado pelo topo
B	2	-	Retorno do refluxo
C	3	-	Entrada de alimentação
D	4	-	Entrada de vapor pelo refeedor
E	5	-	Saída de resíduo líquido no fundo
F	6	8"	Ventilação
G	7	4"	Drenagem
H	8	4"	Purga com vapor
I, J e K	9	-	Medidor de temperatura
L	10	-	Medidor de nível
M	11	21"	Bocal de inspeção

ESQUEMA DO RECIPIENTE

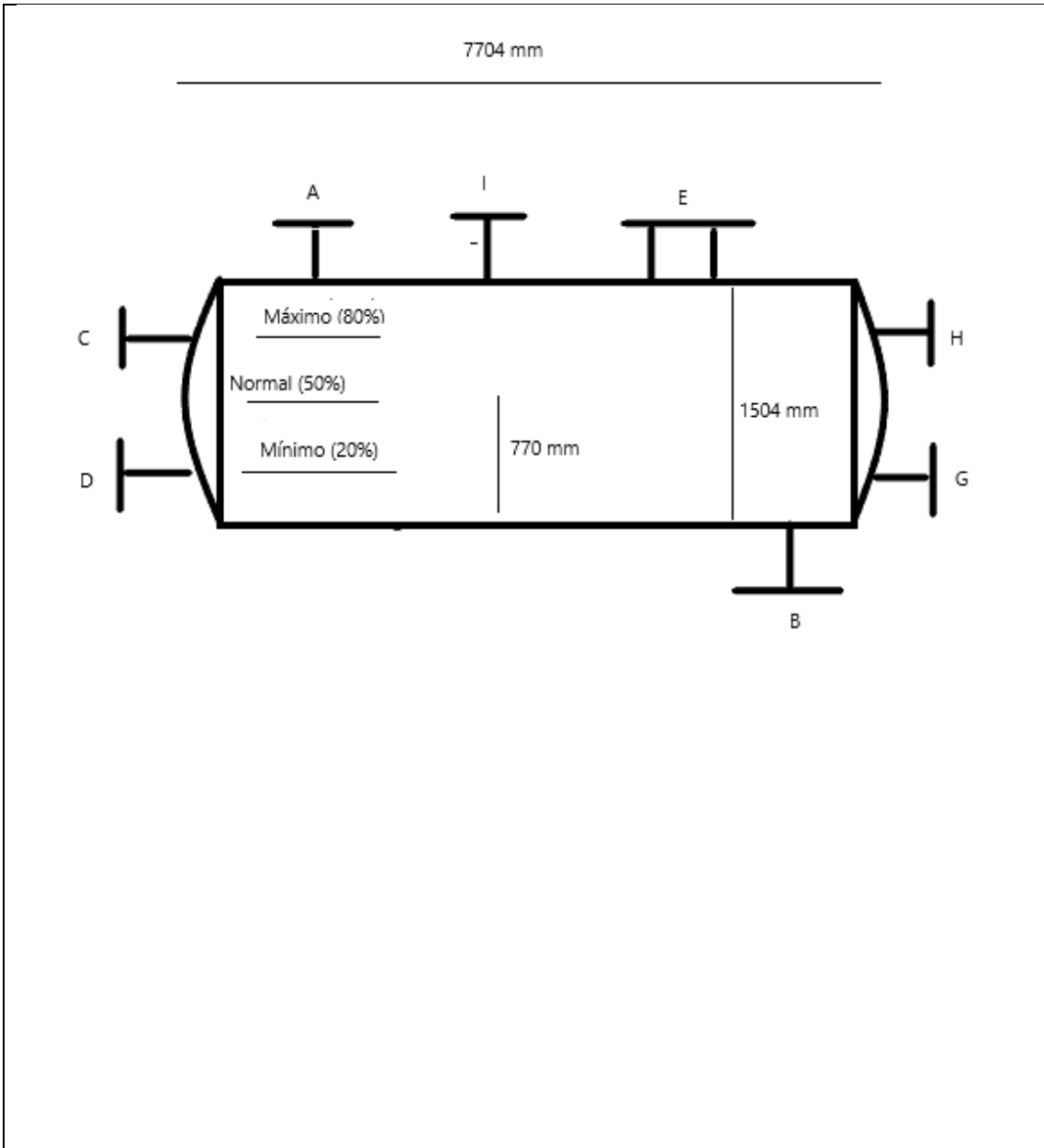


2.8 Ficha de especificação do vaso pulmão

A Tabela 27 a seguir mostra os dados referentes à ficha de especificação do vaso pulmão.

Tabela 27 - Ficha de especificação do vaso pulmão

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento		C2	
Descrição		Vaso pulmão	
Pressão no topo	0	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	0,0475		
Pressão de projeto	3,5		
Temperatura no topo	79,66	°C	
Temperatura no fundo	79,66		
Temperatura de projeto	99,66		
Nível normal de líquido	0,773	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	1232,52		
Nível máximo de líquido (20%)	308,13		
Altura	7703,29		
Diâmetro	1504,06		
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 de líquido pelo topo
B	2	-	Saída de líquido pelo fundo
C,D	3	-	Medidor de nível
E	4	Eng de detalhe	Válvula de segurança
F	5	4''	Drenagem
G	6	4''	Purga com vapor
H	7	8''	Entrada de ventilação
I	8	24''	Bocal de inspeção
ESQUEMA DO RECIPIENTE			



3 PROJETO DE SISTEMAS DE TROCA DE CALOR

Após o trabalho feito na torre de destilação, projetou-se o refeedor de fundo. O projeto ótimo de torre foi alcançado com 16 pratos e taxa de refluxo de 1,07. Com a ajuda do software, concluiu-se que a vazão do refeedor é de 796 Mcal/h.

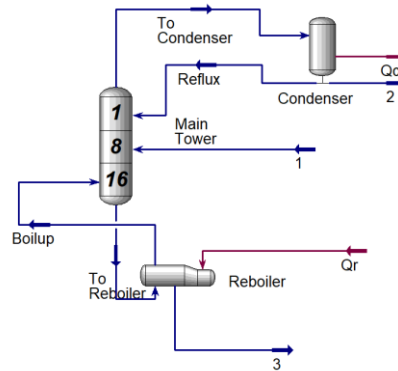


Figura 2 - Esquema da torre de destilação

Para realizar este processo de aquecimento, usou-se um vapor de baixa pressão, cuja temperatura de condensação é de 180 °C (10 bar). Foi necessário utilizar a equação de Regnault para estimar o calor latente de vaporização a esta temperatura. As figuras a seguir informam algumas propriedades das correntes que compõem o refeedor

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

Figura 3 - Dados da corrente "To reboiler"

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

Figura 4 - Dados da corrente "Boilup"

Assim, pode-se calcular o calor latente de vaporização. Como a temperatura de condensação é 180 °C, tem-se que:

$$L_V = 606,5 - 0,695 \times T_c$$

$$L_V = 606,5 - 0,695 \times 180 \text{ °C}$$

$$L_V = 479,9 \text{ kcal/kg}$$

Com o calor latente da vaporização, foi encontrada a vazão mássica dividindo a taxa de calor trocado por ele:

$$m = \frac{Q}{L_V} = \frac{796000}{479,9} = 1658,68 \text{ kg/h}$$

Em sequência, foi necessário calcular o coeficiente global de troca térmica, como pode ser visto a seguir:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_Q} + \frac{1}{h_F} + r_Q + r_F + \frac{e}{k}$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{9950} + \frac{1}{1100} + 0,00015 + 0,00015 + 0$$

$$U = 763,59 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{°C}}$$

Agora é possível encontrar a área de troca de calor por meio da seguinte equação:

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

Primeiramente, calculou-se a média logarítmica das temperaturas dos fluidos quente e frio, onde T_Q representa a temperatura de vapor, T_{FE} representa a

temperatura da corrente da torre na entrada e T_{FS} representa a corrente da torre na saída. Desse modo, tem-se que:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_Q - T_{FE}) - (T_Q - T_{FS})}{\frac{\ln((T_Q - T_{FE}))}{(T_Q - T_{FS})}}$$

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

$$\Delta T_{ml} = 30,39^\circ\text{C}$$

A área de troca de calor é:

$$A = \frac{796000}{763,59 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \times 1 \times 30,39}$$

$$A = 34,30 \text{ m}^2$$

A área dos tubos é dada por:

$$A_{tubos} = 2 \times \pi \times r \times L$$

$$A_{tubos} = 2 \times \pi \times \frac{0,01905}{2} \times 6,096$$

$$A_{tubos} = 0,3648 \text{ m}^2$$

Com as áreas, é possível calcular o número de tubos:

$$N_{tubos} = \frac{A}{A_{tubos}}$$

$$N_{tubos} = \frac{34,30}{0,3648}$$

$$N_{tubos} = 94,02$$

Para encontrar a pressão de projeto, adicionou-se de $1,8 \text{ kg/cm}^2$ à maior pressão de operação, cujo valor equivale à pressão de entrada do vapor de enriquecimento, em outras palavras, 10 bar ou $9,164 \text{ kg/cm}^2$. Esse valor foi usado, pois foi maior que o resultado encontrado ao acrescentar 10% à pressão de operação.

$$P_{projeto} = P_{op} + 1,8 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

$$P_{projeto} = 9,164 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} + 1,8 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} = 10,964 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_{projeto} = 1,1 \times P_{op}$$

$$P_{projeto} = 1,1 \times 9,164 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} = 10,08 \text{ kg/cm}^2$$

3.1 Ficha de especificação do refeedor

Assim, o preenchimento da ficha de especificação do refeedor encontra-se na Tabela 28 a seguir:

Tabela 28 - Ficha de especificação do refeedor

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E - 01			
Descrição			Refeedor da Torre de Destilação			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco-Tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AKU			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?		1			
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS 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	1638,68	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	9,089	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		Kcal / h m ² °C	9950		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,00015		h m ² °C/ kcal	0,00015		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor			763,6			Kcal / h m ² °C
ΔT_{ml}			30,39			°C
F_T			1			
Calor trocado			0,796			Gcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto			10,964			Kg/cm ² g
Temperatura de projeto			210			°C

CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR		
Área de troca de calor	34,303	m ²
Diâmetro dos tubos	¾ - 19,05	polegadas/mm
Comprimento dos tubos	20 - 6096	pés/mm
Espessura dos tubos	14	BWG
Espaçamento entre centro dos tubos	15/16 – 23,8125	pés/mm
Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)	Triangular	
Diâmetro do casco	12 – 304,8	pés/mm

4 PROJETO DE SISTEMA DE IMPULSÃO MECÂNICA

Será projetada uma bomba refluxo da torre de destilação que separa a mistura de n-hexano, n-heptano e n-octano. A alimentação é um líquido em ponto de bolha e é introduzida em uma torre de fracionamento, onde é extraída corrente enriquecida em n-octano pelo fundo, e tem como destilado um líquido rico em n-hexano no topo. Já o refluxo da torre é feito pela bomba centrífuga. O projeto apresenta um vaso separador-pulmão, a bomba centrífuga e uma válvula de controle na saída da bomba. Além disso, é importante notar que a torre de destilação (C-1) e o vaso pulmão (C-2), possuem suas bases na mesma cota. Com base na figura abaixo e nos dados apresentados pelo professor, a bomba foi projetada e as folhas de especificação foram preenchidas.

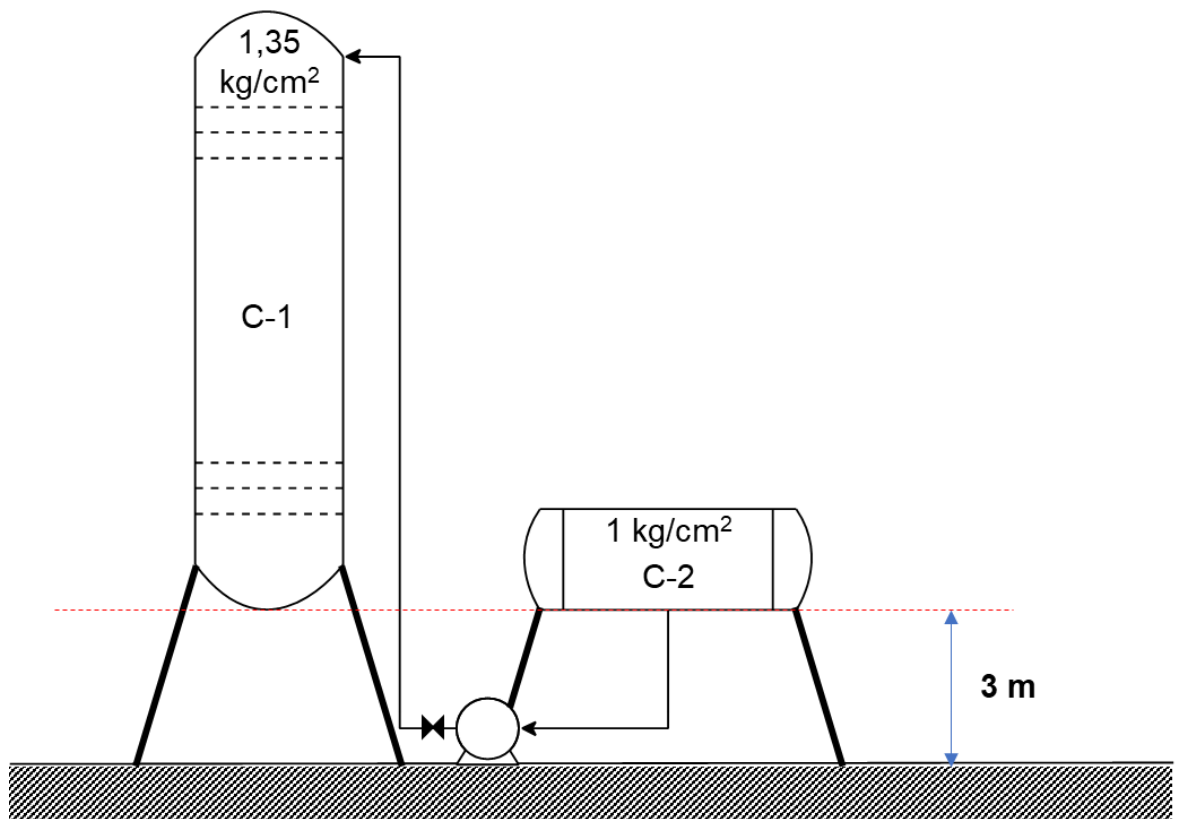


Figura 5 - Esquema da torre de destilação e da bomba

Antes de começar o projeto, algumas informações relevantes devem ser seguidas:

- Para considere a perda de pressão nas tubulações, deve-se considerar uma perda de pressão de $0,5 \text{ kg/cm}^2/\text{km}$ de tubo no duto de admissão. Para o duto de impulsão,

deve-se considerar 2 0,5 kg/cm²/km de tubo. Para as estimações dos tubos, deve-se aplicar a fórmula $L = 1,3 \times H$ (diferença de cota).

b) As dimensões do vaso pulmão são 1 m para o diâmetro e 5 m para o comprimento

c) A altura da torre de destilação total é de 12,3 m, com o diâmetro de 1,6 m.

d) Deve-se considerar a vazão volumétrica de refluxo de 13,1 m³/h, com uma densidade mássica na corrente de 616,5 kg/m³.

e) Deve-se considerar que a válvula fornece uma perda de carga de 0,1 kg/cm².

Primeiramente, calcula-se a pressão de admissão da bomba. Para isso, é levado em conta as contribuições positivas e negativas para a pressão. As contribuições positivas são o nível do líquido no vaso, a pressão interna e a altura de elevação do vaso. Já a contribuição negativa se dá apenas pela perda de pressão da tubulação.

Assim, inicia-se calculando o comprimento do duto de admissão, que é dado por:

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

Sendo que a diferença da cota do vaso (H) é 3 m, tem-se que:

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

Com o valor do comprimento do duto e tendo que a perda de carga na aspiração é 0,5 kg/cm², calcula-se a perda de pressão na tubulação, que é dada por:

$$\Delta P_{tub,admissão} = 0,5 \times \frac{kg}{cm^2 \cdot km} \times L$$

Alterando a dimensão do comprimento do duto, tem-se que:

$$\Delta P_{tub,admissão} = 0,5 \times \frac{kg}{cm^2 \cdot km} \times \frac{3,9 \text{ m}}{1000 \text{ m/km}}$$

$$\Delta P_{tub,admissão} = 0,00195 \frac{kg}{cm^2}$$

A pressão de aspiração é calculada somando a pressão no vaso de admissão com a contribuição das cotas e subtraindo deste valor a perda de pressão da tubulação.

A contribuição de cargas de cota e nível é dada por:

$$P_{cota+nível} = \rho \times g \times (h_{cota} + h_{nível})$$

Onde:

ρ = densidade mássica da corrente (616,5 kg/m³)

g = aceleração da gravidade (9,81 m/s²)

h = altura (3m para a carga de cota e 0,5 para a carga de nível de líquido)

Assim, incluindo a conversão para kg/cm², tem-se que:

$$P_{cota+nível} = 616,5 \frac{kg}{m^3} \times 9,81 \frac{m}{s} \times (3 + 0,5) m \times \frac{1}{98067} = 0,2158 \frac{kg}{cm^2}$$

Por fim, a pressão de admissão é dada por:

$$P_{admissão} = P_{int} + P_{cota+nível} - \Delta P_{tub,admissão}$$

$$P_{admissão} = 1 + 0,2158 - 0,00195 = 1,2138 \frac{kg}{cm^2}$$

Para calcular a pressão de impulsão, foram usados os mesmos passos para a pressão de admissão. Assim, considerando que a diferença da cota inclui a altura da torre (12,3m), tem-se que o comprimento do duto de impulsão é:

$$L = 1,3 \times (3 + 12,3)m = 19,89 m$$

Com o comprimento do duto e considerando que a perda de pressão nos dutos de impulsão é 2kg/cm² .km, tem-se a perda de pressão nos dutos de impulsão:

$$\Delta P_{tub,impusão} = \frac{2 \frac{kg}{cm^2}}{km} \times \frac{19,89 m}{1000} = 0,03798 \frac{kg}{cm^2}$$

Depois, calculou-se a contribuição da cota:

$$P_{cota} = 616,5 \frac{kg}{m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2} \times (3 + 12,3)m \times \frac{1}{98067} = 0,9435 \frac{kg}{cm^2}$$

Assim, considerando que a pressão no vaso de impulsão é 1,35kg/cm² e a perda de carga da válvula de controle é 0,1kg/cm², tem-se que a pressão da impulsão é dada por:

$$P_{imp} = P_{int} + P_{cota} + P_{valv} + P_{tub,impusão}$$

$$P_{imp} = 1,35 + 0,9435 + 0,1 + 0,03978 = 2,433 \frac{kg}{cm^2}$$

Desse modo, é calculada a diferença de pressão da bomba:

$$\Delta P = P_{imp} - P_{adm}$$

$$\Delta P = 2,433 - 1,2138 = 1,2195 \frac{kg}{cm^2}$$

Com o valor da diferença de pressão, calcula-se a pressão de shut-off ou máxima diferença de pressão da bomba à impulsão:

$$\Delta P_{shut-off} = 1,2 \times \Delta P$$

$$\Delta P_{shut-off} = 1,2 \times 1,2195 \frac{kg}{cm^2} = 1,463 \frac{kg}{cm^2}$$

Agora, é calculada a contribuição de cotas, sabendo que o diâmetro é 1m:

$$P_{cota+nível} = \frac{616,5kg}{m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2} \times (3 + 1)m \times \frac{1}{98067} = 0,247 \frac{kg}{cm^2}$$

Sabendo que a pressão de operação é 4,5 kg/cm², calcula-se a pressão máxima de admissão:

$$P_{máx,adm} = P_{op} + P_{cota+nível} - P_{adm}$$

$$P_{máx,adm} = 4,5 + 0,185 + 0,062 + 0,00195 = 4,745 \frac{kg}{cm^2}$$

Calcula-se a pressão máxima de impulsão adicionando a pressão máxima de admissão à pressão de shut-off, como pode ser vista a seguir:

$$P_{máx,imp} = P_{máx,adm} + \Delta P_{shut-off}$$

$$P_{máx,imp} = 4,745 + 1,463 = 6,208 \frac{kg}{cm^2}$$

A vazão de projeto é encontrada ao calcular 120% da vazão de operação da bomba e a vazão mínima é encontrada ao calcular 60% da vazão de operação. Tendo que a vazão de operação da bomba é 13,1 m³/h, tem-se que:

$$Q_{projeto} = 1,2 \times Q_{bomba}$$

$$Q_{projeto} = 1,2 \times 13,1 \frac{m^3}{h} = 15,72 m^3/h$$

$$Q_{min} = 0,6 \times Q_{bomba}$$

$$Q_{min} = 0,6 \times 13,1 \frac{m^3}{h} = 7,86 m^3/h$$

A potência elétrica absorvida pela bomba é dada por:

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

$$W_a = \frac{(15,72)m^3}{h} \times \frac{(1,463)kg}{cm^2} \times 0,7355 = 0,6173 kW$$

Já a potência hidráulica utiliza a potência absorvida e a eficiência hidráulica (utilizou-se 0,45):

$$W_h = \frac{W_a}{\mu h}$$

$$Wh = \frac{0,6173 \text{ kW}}{0,45} = 1,371 \text{ kW}$$

Já a potência hidráulica é dada pela razão entre a potência absorvida e a eficiência hidráulica:

$$We = \frac{Wh}{ue}$$

$$We = \frac{1,371 \text{ kW}}{0,93} = 1,474 \text{ kW}$$

O NPSH é de 3 m.

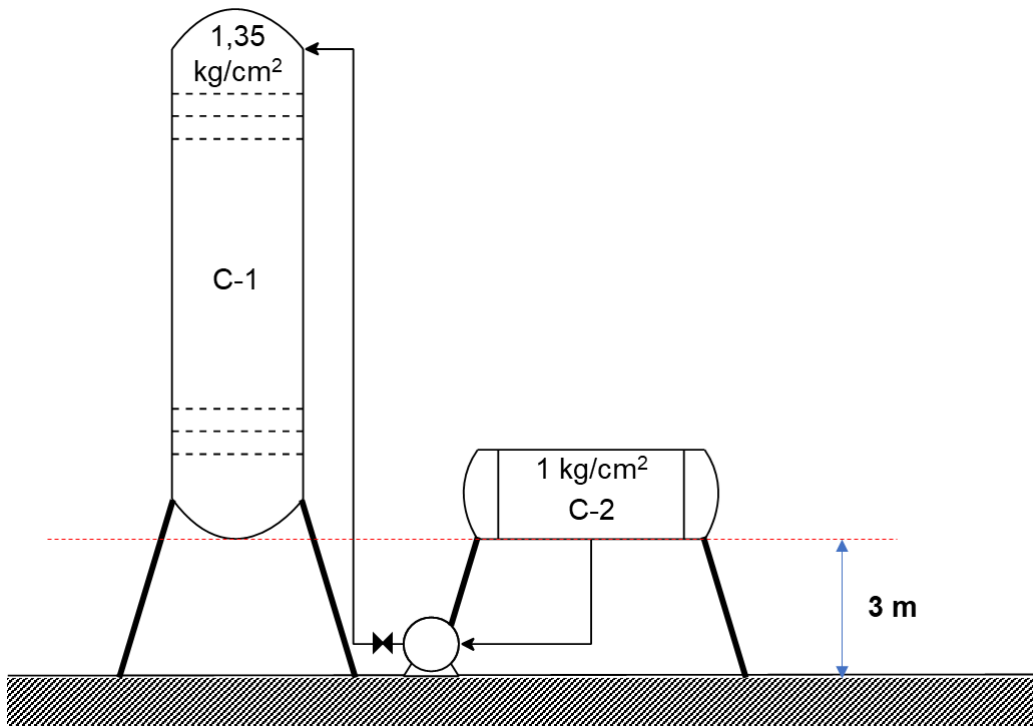
4.1 Ficha de especificação das bombas

A ficha de especificação do projeto de bombas encontra-se na Tabela 29 abaixo:

Tabela 29 - Ficha de especificação das bombas

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	kg/cm ² g		kg/cm ² g
Temperatura	°C		°C
Densidade	kg/m ³		kg/m ³
Viscosidade	cP		cP
Pressão de vapor	kg/cm ² g		kg/cm ² g
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA			
Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)	15,72		m ³ /h
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	7,86		
Pressão na aspiração na vazão de projeto	1,2138		kg/cm ² g
Pressão na impulsão na vazão de projeto	2,433		
Pressão diferencial	1,2195		kg/cm ²
Altura diferencial	12,3		m
NPSH disponível	3		m
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	1,463		kg/cm ²
Pressão máxima na aspiração	4,745		kg/cm ² g
Pressão máxima na impulsão	6,208		
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	3/4	3/4	polegadas
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO			
Pressão de projeto	8,008		Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	110,59		°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO			
Potência elétrica a vazão de projeto	1,474		kW

ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO



5 PROJETO DE INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE

5.1 Diagrama simplificado dos instrumentos

Na última parte do exercício, foram feitos diagramas de processos para representar a planta química, contendo todos os instrumentos e equipamentos necessários para fazer a planta funcionar corretamente. O diagrama simplificado pode ser visto a seguir:

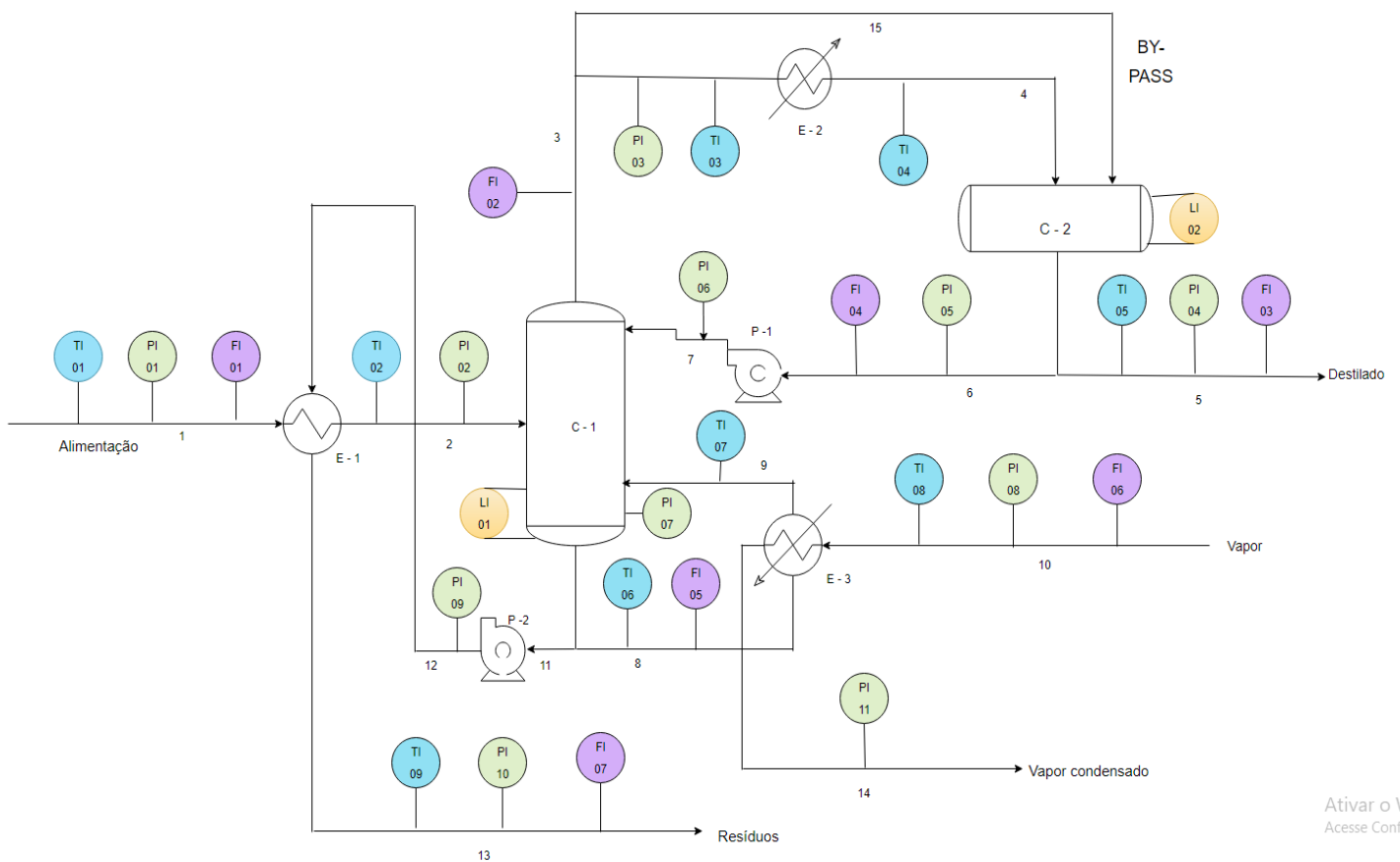


Figura 6 - Diagrama simplificado

5.2 Diagramas dos laços de controle

Os diagramas dos laços de controle podem ser vistos abaixo:

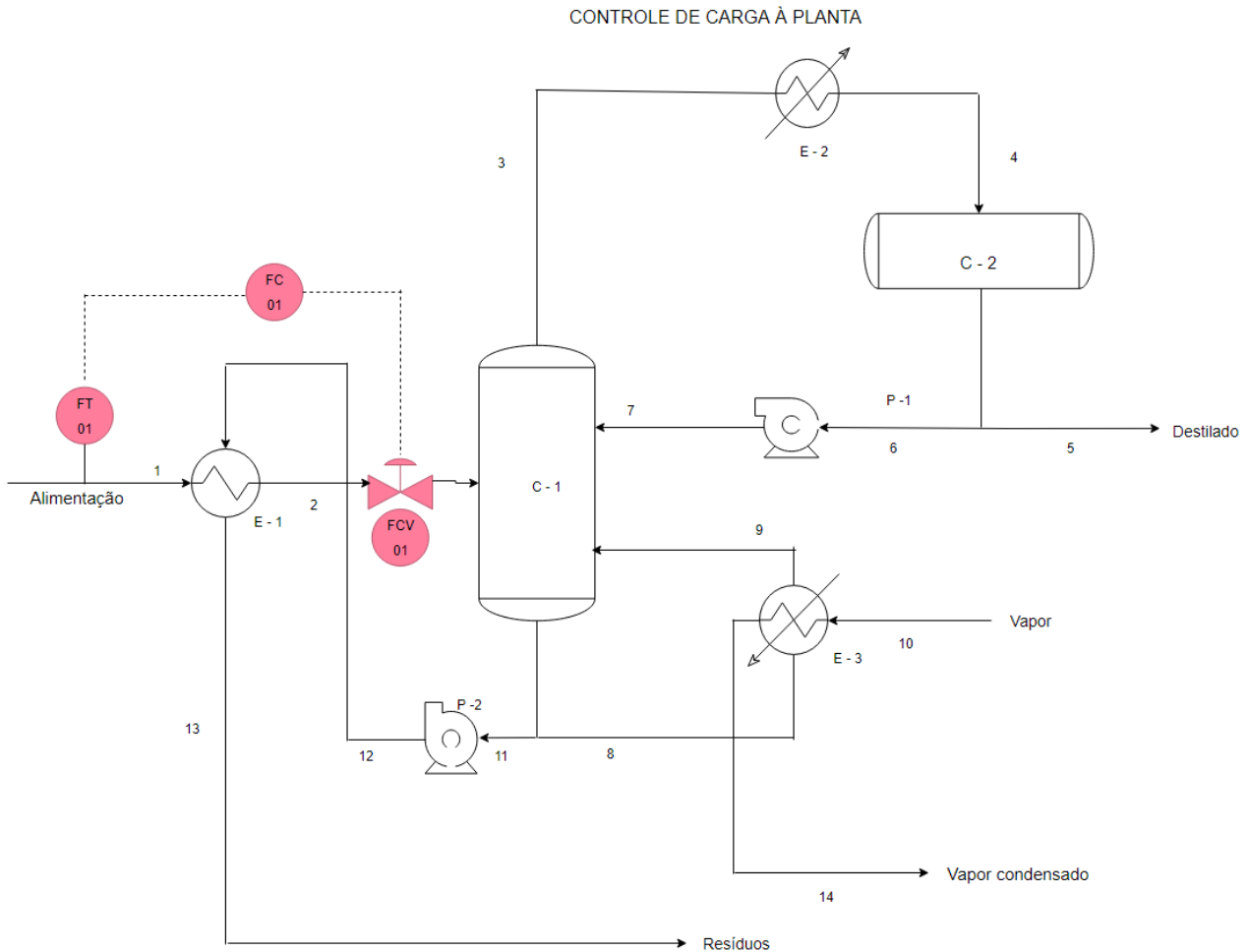


Figura 7 - Diagrama dos laços do controle de carga da planta

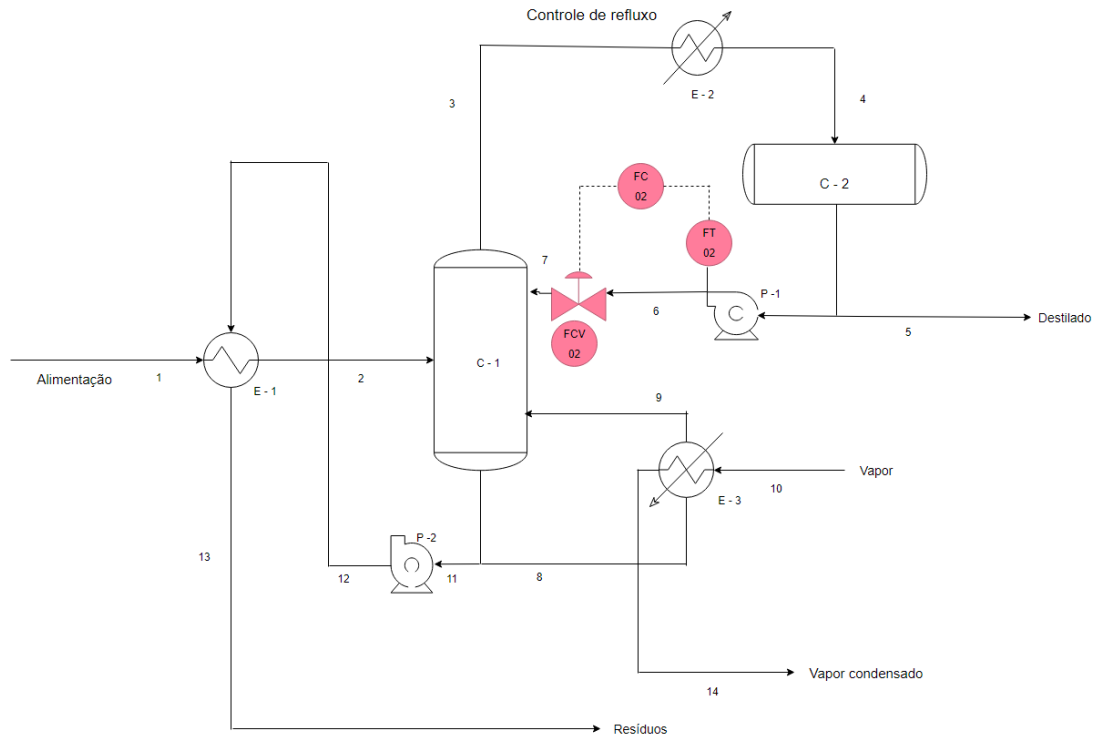


Figura 8 – Diagrama do laço do controle de refluxo

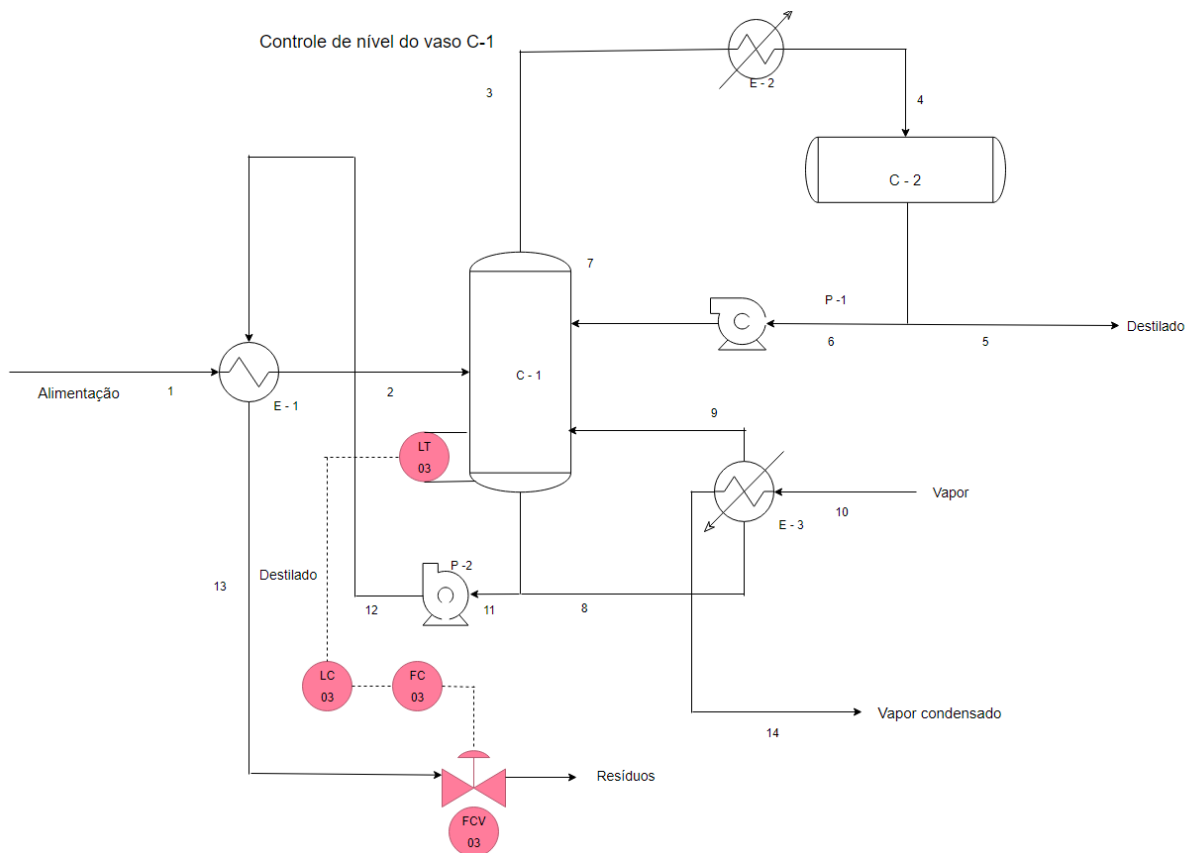


Figura 9 – Diagrama do laço do controle de nível do vaso C-1

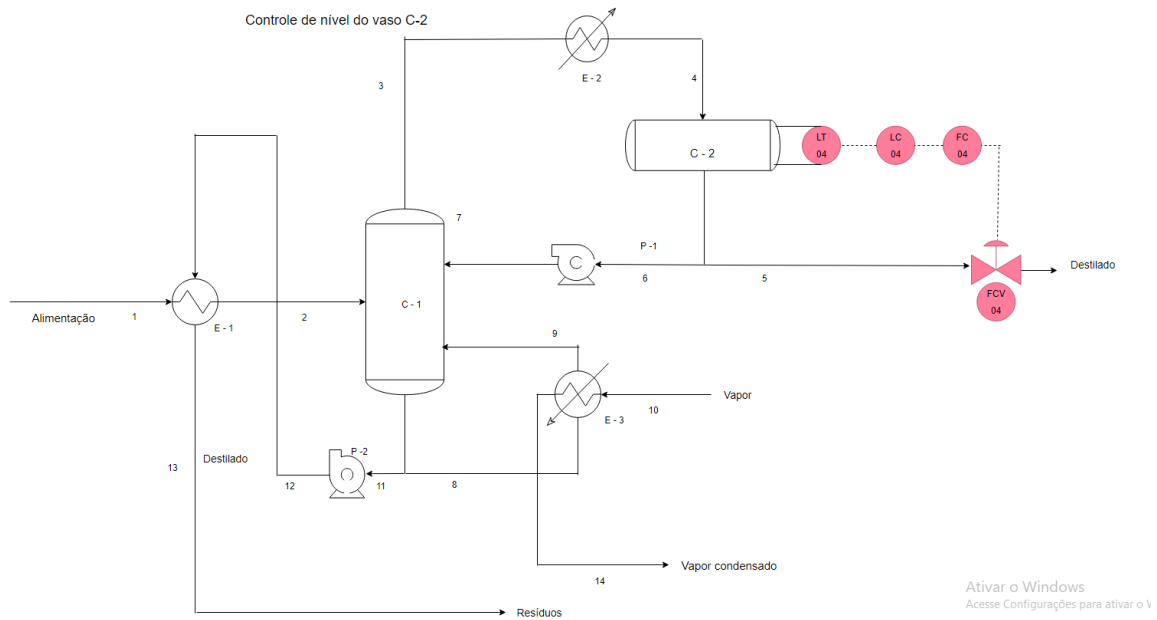


Figura 10 – Diagrama do laço do controle de nível do vaso C-2

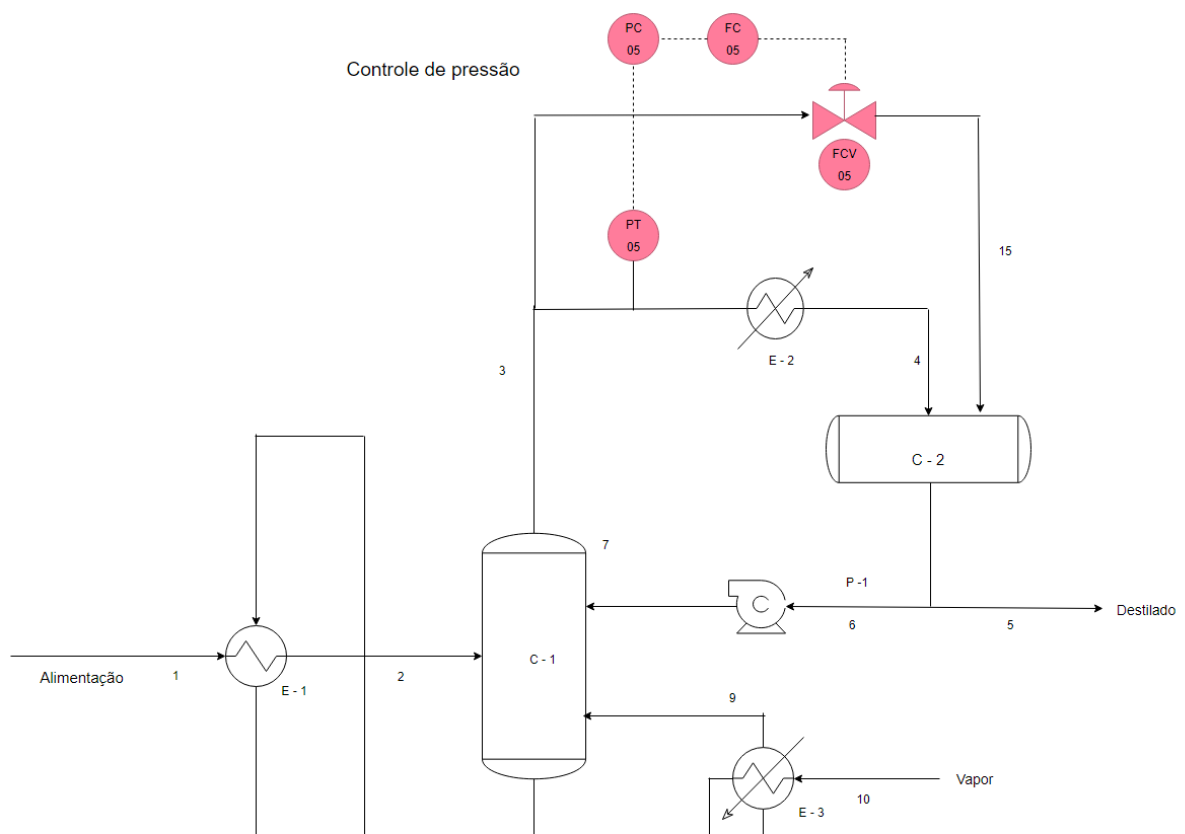


Figura 11 – Diagrama do laço do controle da pressão

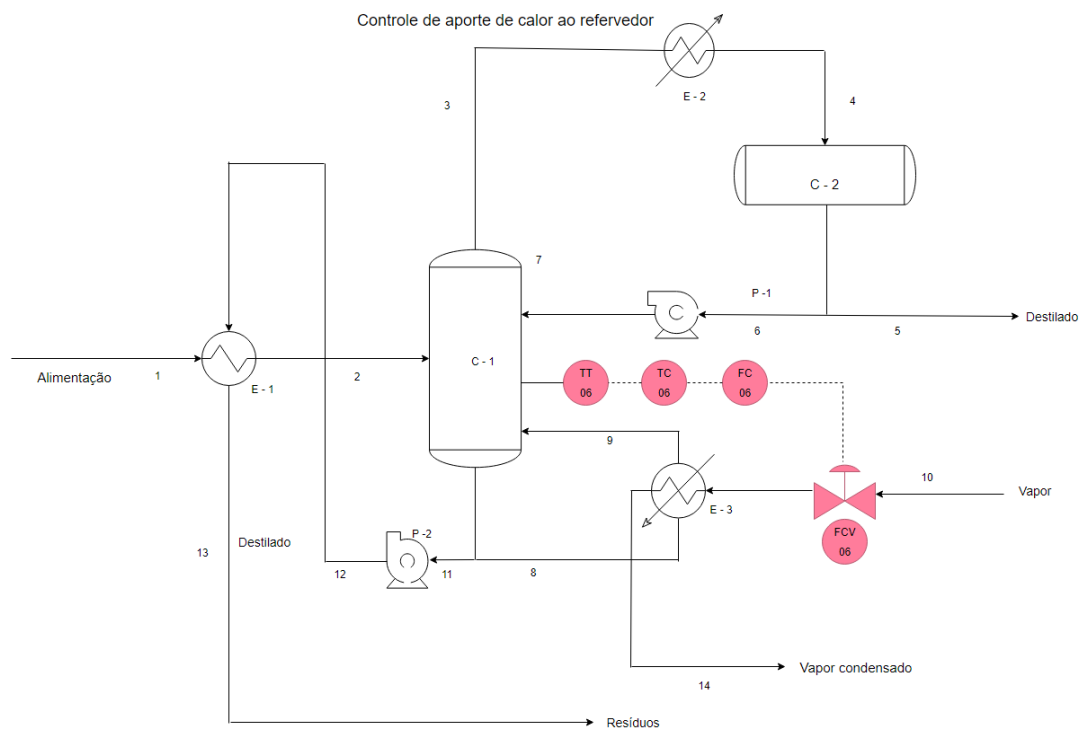


Figura 12 – Diagrama do laço do controle de aporte de calor ao refeedor

5.3 Ficha de especificação dos instrumentos

A ficha de especificação dos instrumentos pode ser vista a seguir:

Tabela 30 - Ficha de especificação dos instrumentos

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Fase (L, G ou M)	Vazão normal / kg/h
FI-01	1	L	-
FI-02	3	G	-
FI-03	5	L	-
FI-04	6	L	-
FI-05	8	L	-
FI-06	10	L	-
FI-07	13	G	-
FC-01	1	L	-
FC-02	6	L	-
FC-03	13	L	-
FC-04	5	L	-
FC-05	15	G	-
FC-06	10	G	-

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE NÍVEL			
Identificação	Localização (núm. do vaso)	Tipo de interfase (L-L ou L-V/G)	Nível normal / mm
LI-01	C-1	L-V	-
LI-02	C-2	L-V	-
LC-03	C-1	L-V	-
LC-04	C-2	L-V	-

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	8	L	-
TI-07	9	L	-
TI-08	10	G	-
TI-09	13	G	-
TC-06	C-1	M	-

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	5	L	-
PI-05	6	L	-
PI-06	7	L	-
PI-07	C-1	M	-

PI-08	10	L	-
PI-09	12	L	-
PI-10	13	G	-
PI-11	14	L	-
PC-05	15	G	-

5.4 Ficha de especificação dos laços de controle

A ficha de especificação dos laços de controle pode ser vista a seguir:

Tabela 31 - Ficha de especificação dos laços de controle

ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (número da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle)
FIC-01	1	Controle de vazão de entrada	FT-01 medidor de vazão FIC-01 Controlador de vazão FCV-01 válvula de controle
FIC-02	6	Controle da vazão de refluxo	FT-02 medidor de vazão FIC-02 controlador de vazão FCV-02 válvula de controle
LIC-03	C-1	Controle de nível da coluna C-1	LT-03 medidor de nível LIC-03 controlador de nível (laço de controlador mestre)
FIC-03 (vinculado ao LIC-03)	13	Controle da vazão de produto de fundo (vinculado ao LIC-03)	FT-03 medidor de vazão FIC-03 controlador da vazão (vinculado ao LIC-03) FCV-03 válvula de controle
LIC-04	C-2	Controle de nível do vaso C-2	LT-04 medidor de nível LIC-04 controlador de nível (laço de controlador mestre)
FIC-04 (vinculado ao LIC-04)	5	Controle de vazão de saída do destilado	FT-04 medidor de vazão FIC-04 controlador da vazão (vinculado ao LIC-04) FCV-04 válvula de controle
PIC-05	15	Controle de pressão do sistema	PT-05 medidor de pressão PIC-05 controlador de pressão (laço de controlador mestre)
FIC-05 (vinculado ao PIC-05)	15	Controle de vazão de entrada no vaso c-2 (by-pass)	FT-05 medidor de vazão FIC-05 controlador de vazão (vinculado ao PIC-05) FCV-05 válvula de controle
TIC-06	C-1	Controle de aporte de calor ao refeedor	TT-06 medidor de temperatura TIC-06 controlador de temperatura (laço de controlador mestre)
FIC-06	10	Controle de vazão de vapor de aquecimento ao refeedor	FT-06 medidor de vazão FIC-06 controlador de vazão (vinculado ao TIC-06) FCV-06 válvula de controle

5.5 Ficha de especificação das válvulas de controle

A ficha de especificação das válvulas encontra-se a seguir:

Tabela 32 - Ficha de especificação 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	2	FIC-01	-	Fechar
FCV-02	6	FIC-02	-	Abrir
FCV-03	13	FIC-03	-	Fechar
FCV-04	5	FIC-04	-	Fechar
FCV-05	15	FIC-05	-	Abrir
FCV-06	10	FIC-06	-	Fechar

Referências Bibliográficas

- [1] SINNOTT, R.; TOWLER, G. **Chemical Engineering Design**: SI Edition. 6^a ed. Butterworth-Heinemann. 2018.
- [2] 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.
- [3] **Chemical Engineering Plant Cost Index (Averaged over Year)**, 2011. Variação do índice CEPCI de 1995 a 2001. Disponível em: http://folk.ntnu.no/magnehi/cepci_2011_py.pdf.