

Universidade de Brasília

Instituto de Química



Projeto de Engenharia Química 2

Prof. Jose Joaquin Linares Leon

Período letivo: 01/2021

PROJETO DE TORRE DE DESTILAÇÃO

Autores:

Ísis Oliveira Szlachetka – 14/0168893

Maiky Barbosa Lobo Cantuario – 16/0135184

Mônica Rodrigues Félix – 15/0018801

Brasília, novembro de 2021

Sumário

1	Introdução.....	1
2	Otimização da Torre de Destilação	2
2.1	Projeto da Torre de Destilação	2
2.2	Projeto do Pulmão.....	6
2.3	Projeto do Sistema de Bombeamento do Líquido até o Topo da Coluna no Sistema de Refluxo	10
2.4	Projeto Térmico do Refervedor e do Condensador de Topo.....	12
2.4.1	Refervedor	12
2.4.2	Condensador de Topo	16
2.5	Consumo de Serviços Auxiliares	19
2.6	Custo Total e Otimização da Torre	21
3	Instrumentação	23
3.1	Projeto das Tubulações	23
3.2	Instrumentos e Sistemas de Controle.....	26
3.3	Projeto dos Sistemas de Segurança: Alarmes, Interruptores e Válvulas de Segurança.....	32
3.4	Diagrama Simplificado e Mecânico.....	36
4	Conclusão.....	38
5	Anexos.....	39
5.1	Especificação de Todas as Correntes do Processo.....	39
5.2	Especificações de Equipamentos	50
5.3	Especificações de Tubulações	56
6	Referências Bibliográficas.....	60

1 Introdução

O petróleo é a matéria prima da maioria dos combustíveis utilizados atualmente. Sua composição é formada, majoritariamente, por hidrocarbonetos. O processamento do petróleo envolve diversas etapas de separação para que o produto esteja numa determinada fração de hidrocarbonetos. Os diferentes produtos terão diferentes aplicações no mercado. A principal operação utilizada para isso é a destilação, que se baseia na diferença de volatilidade dos componentes da alimentação.

Para os combustíveis que utilizam produtos do refino do petróleo como base, é interessante que o grau de detonação, um parâmetro dependente da fração de octanos na mistura, seja o menor possível. Isto relaciona-se diretamente com uma maior eficiência e melhor funcionamento do motor.

O seguinte trabalho tem por objetivo projetar uma torre de destilação com a capacidade de separar uma corrente com de uma mistura cuja composição molar é de 33% de n-hexano, 37% de n-heptano e 30% de n-octano. Para isso, serão analisados 4 casos obtidos por meio do software *Aspen HYSYS®* e, após avaliação econômica, escolhido o melhor para o projeto. A Figura 1-1 ilustra tal processo.

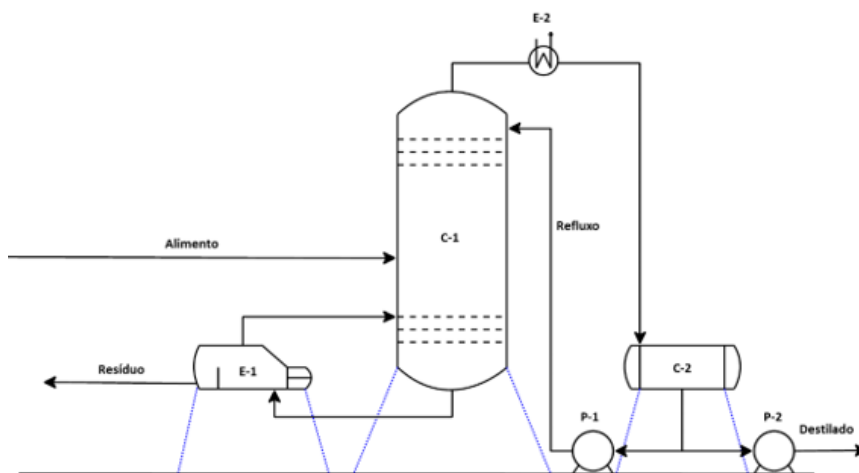


Figura 1-1: Processo de destilação.

2 Otimização da Torre de Destilação

2.1 Projeto da Torre de Destilação

Muitos parâmetros devem ser levados em conta para a otimização econômica de uma torre de destilação. Uma análise econômica foi feita em 4 casos diferentes de projetos de torre. O intuito é analisar a que atinge o melhor nível econômico.

As diferenças de parâmetros entre as torres se encontram nas planilhas de excel anexadas no apêndice. Algumas dessas diferenças estão listadas Tabela 2-1.

Tabela 2-1

	Caso 4a	Caso 4b	Caso 4c	Caso 4d
Número de pratos	31	20	16	14
Estágio de alimentação	17	11	9	8
Vapor de enriquecimento (kgmole/h)	130,9	163,6	229,1	360
Líquido de enriquecimento (kgmole/h)	98,17	130,9	196,3	327,2
Vapor de esgotamento (kgmole/h)	70,77	103,5	168,9	299,8
Líquido de esgotamento (kgmole/h)	138,3	171	236,4	367,3

O primeiro parâmetro calculado é a altura da torre. Para isso é necessário deixar uma distância mínima de 0,91 m em três partes: entre a parte superior da torre e o primeiro prato, no prato em que ocorre a alimentação e entre a parte inferior da torre e o último prato. A distância considerada entre os demais pratos é de 0,46 m.

Para o cálculo do diâmetro da torre, algumas aproximações foram consideradas. O método utilizado foi o de McCabe-Thiele que considera as vazões tanto de vapor quanto de líquido em cada uma das seções da torre, esgotamento e enriquecimento, constantes.

A vazão volumétrica, em m³/h, é dada pela divisão entre o fluxo de vapor, em kmol/h, dividido pela densidade molar, kmol/m³. A outra aproximação utilizada foi para o cálculo de vazão volumétrica da torre, em que a densidade molar do vapor na seção de enriquecimento foi considerada como sendo o mesmo valor da densidade do destilado. De modo análogo, a densidade molar do vapor na seção de esgotamento foi considerada como sendo o mesmo valor da densidade do resíduo. Como o fluxo de vapor na seção de enriquecimento é maior do que na de esgotamento é este valor que será considerado para calcular o maior valor de vazão volumétrica da torre.

O cálculo da velocidade limite, v_{lim} , por meio da equação de York é dada pela seguinte expressão:

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

em que ρ_L é a densidade do líquido, ρ_G é a densidade do gás e k é uma constante que depende da tensão superficial e viscosidade do líquido, tipicamente considerada pelo valor de 0,23. Para a unidade da velocidade sair em m/s é necessário multiplicar a equação por 0,3048, transformação de pés para metros.

A área transversal mínima é dada pela razão entre a vazão volumétrica e a velocidade limite. A partir disso o diâmetro da torre pode ser calculado, e com o intuito de ser uma análise conservadora, o valor do diâmetro considerado do projeto será de 20% maior que o calculado.

A altura do fundo da coluna foi calculada com base nas tabelas e referência de Sinnott e Towler, autores do livro **Chemical Engineering Design** (SINNOT; TOWLER, 2019). Essa altura de fundo pode ser dividida em nível inferior de líquido (LLL), nível normal de líquido (NLL) e nível superior de líquido (HLL).

Ao analisar a Tabela 2-2, afere-se que como os 4 casos de torres possuem diâmetros menores que 10 pés e operam a uma pressão menor que 300 psi, o nível inferior de líquido é de 0,38 m.

Tabela 2-2

Table 3. Low liquid level height.			
Vessel diameter	Vertical LLL		Horizontal LLL
	< 300 psia	> 300 psia	
≤ 4 ft	15 in.	6 in.	9 in.
6 ft	15 in.	6 in.	10 in.
8 ft	15 in.	6 in.	11 in.
10 ft	6 in.	6 in.	12 in.
12 ft	6 in.	6 in.	13 in.
16 ft	6 in.	6 in.	15 in.

O tempo que o nível do vaso leva para esvaziar do nível normal ao mínimo com saída do vaso operacional, quando não há alimentação, é definido como tempo *holdup*. E o tempo que o nível do vaso leva para ascender do normal ao superior, com a saída do vaso bloqueada e com a entrada operando, é denominado tempo *surge*. Para o cálculo de NLL e de HLL, os dados a serem considerados da Tabela 2-3 são referentes a linha B2a, separador com bomba, o *holdup* é de 5 min e o tempo *surge* é de 2 min.

Tabela 2-3

Service	Holdup time, min (NLL — LLL)	Surge time, min (NLL — HLL)				
A. Unit feed drum	10	5	E. Compressor suction/interstage scrubber 3 min between HLL (high liquid alarm) and high level shutdown 10 min from bottom tangent line to high liquid alarm			
B. Separators			F. Fuel gas knock-out drum 20 ft. slug in the incoming fuel gas line between NLL and high level shutdown			
1. Feed to column	5	3	G. Flare Knock-out drum 20 to 30 min to HLL			
2. Feed to other drum or tankage			Multiply by the following factors (optional):			
a. With pump or through exchanger	5	2	Personnel	Factor	Instrumentation	Factor
b. Without pump	2	1	Experienced	1.0	Well Instrumented	1.0
3. Feed to fired heater	10	3	Trained	1.2	Standard Instrumented	1.2
C. Reflux or product accumulator			Inexperienced	1.5	Poorly Instrumented	1.5
1. Reflux only	3	2				
2. Reflux and product (Based on reflux (3 min) plus appropriate holdup time of overhead product (as per B 1–3))	3+	2+				
D. Column bottoms						
1. Feed to another column	5	2				
2. Feed to other drum or tankage						
a) With pump or through exchanger	5	2				
b) Without pump	2	1				
3. Feed to fired reboiler (Based on reboiler vapor expressed as liquid (3 min) plus appropriate holdup time for the bottom product (as per D 1, 2))	5–8	2–4				

Para o cálculo de NLL, o fundo se esvazia basicamente com a corrente de resíduo. Portanto, o volume de fundo, V , pode ser calculado pela multiplicação

do fluxo da corrente de resíduo com o tempo respectivo considerado. E a altura, h , desejada pode ser calculada pela seguinte fórmula,

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

em que D é o diâmetro previamente calculado. Essa altura calculada, somada com valor de altura do nível mínimo é denominada nível normal de líquido.

O cálculo de HLL é feito de modo semelhante, porém a vazão volumétrica inicial considerada é de líquido da seção de esgotamento. Novamente, a altura calculada somada a altura de nível normal de líquido é a altura de nível superior.

Por fim, a altura total da torre é a soma da altura de corpo calculada levando em consideração os parâmetros de 0,91 m e 0,46 m adicionada com altura do fundo da coluna. Os valores calculados dos quatro casos estão na Tabela 2-4.

Para o cálculo da espessura (t) a seguinte equação é considerada para vasos cilíndricos (SINNOT; TOWLER, 2019):

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

Em que P_i é a pressão de projeto, no nosso caso, vale 3,5 kgf/cm², ou 0,3432 N/mm², que é o valor de pressão de projeto mínimo a ser considerado, pois nossa torre opera próximo a pressão atmosférica. D_i é o diâmetro interno de projeto da torre, S é um parâmetro de eficácia da junta, considerada padrão de 0,85. E é a tensão máxima que o material de aço carbono considerado suporta, no nosso caso, 12,9 ksi, equivalente a 88,943 N/mm². É importante ressaltar que o valor de espessura total é o valor da espessura calculada acima somada de 3 mm de sobre-espessura por corrosão. Os valores das espessuras calculados dos quatro casos estão na Tabela 2-4.

O próximo passo é estimar o peso da coluna, W_v , para isso, a seguinte equação é utilizada para vasos de aço (SINNOT; TOWLER, 2019):

$$W_v = 240C_w D_m (H_v + 0,8D_m)t$$

Em que C_w é um fator de complexidade que para colunas de destilação

vale 1,15. D_m representa o diâmetro médio do vaso, calculado como sendo o diâmetro somado à espessura total e H_v é a altura do vaso. Os valores dos pesos calculados dos quatro casos se encontram na Tabela 2-4.

Com as informações calculadas acima é possível estimar o custo total da torre. O custo do vaso bruto, C_e , pode ser estimado com a seguinte equação (SINNOT; TOWLER, 2019):

$$C_e = a + bS^n$$

Para o projeto do vaso vertical em aço carbono, os valores de a , b e n são de 10000, 29 e 0,85, respectivamente. E o parâmetro S é o peso da torre. Já para o cálculo dos pratos da torres, os valores de a , b e n são de 180, 340 e 1,9, respectivamente. E o parâmetro S é o diâmetro da torre. E por fim, é considerado que o custo de instalação é de quatro vezes o custo dos equipamentos (SINNOT; TOWLER, 2019).

Tabela 2-4 Valores de diâmetro, altura, espessura, peso e custo da torre calculados.

	Caso 4a	Caso 4b	Caso 4c	Caso 4d
Diâmetro (m)	1,31	1,46	1,73	2,17
Altura (m)	17,93	12,57	10,40	9,17
Espessura (mm)	5,98	6,33	6,94	7,94
Peso (Kg)	4194,40	3595,26	3997,44	5304,46
Custo vaso bruto (\$)	44807,07	40532,99	43412,81	52495,519
Custo pratos (\$)	23128,75	17593,17	18294,72	23240,84
Custo instalação (\$)	271743,31	232504,61	246830,12	302945,42

2.2 Projeto do Pulmão

Para o projeto do vaso pulmão, deve-se estimar o volume no caso de um tempo de retenção do fluido entre 5 e 10 minutos, além da razão L/D. Escolheu-se um tempo igual a 10 minutos. O volume útil do vaso equivale a 50% do volume geométrico.

$$V_{\text{Útil}} (m^3) = \text{Vazão}(m^3/h) \times t_{\text{Residência}} (h)$$

$$V_{\text{Geométrico}} (m^3) = 2 \times V_{\text{Útil}}(m^3)$$

Para calcular a vazão de líquido com que o pulmão trabalha normalmente, deve-se somar a vazão do destilado com a vazão do refluxo.

Para o caso 4a, por exemplo, a vazão do destilado é de $4,643 \text{ m}^3/h$. A vazão de refluxo pode ser calculada pelo seguinte:

$$Q_{\text{Refluxo}} (m^3/h) = \frac{(Q_{\text{Vapor}}(kgmol/h) - Q_{\text{Destilado}}(kgmol/h))}{\text{Densidade molar} (kgmol/m^3)}$$

$$Q_{\text{Refluxo}} (m^3/h) = (130,9 - 32,72)/7,048 = 13,9302 \text{ m}^3/h$$

Portanto, a vazão de líquido no pulmão será de $18,5732 \text{ m}^3/h$.

Daí, tem-se que o volume útil do vaso é $V_{\text{Útil}} = 3,0955 \text{ m}^3$ e o Volume geométrico é $V_{\text{Geométrico}} = 6,1911 \text{ m}^3$.

Alguns parâmetros importantes, dados no enunciado ou calculados pelas equações acima para a otimização do tanque pulmão, considerando os 4 casos, encontram-se na Tabela 2-5:

Tabela 2-5

	Caso 4a	Caso 4b	Caso 4c	Caso 4d
Vazão volumétrica do destilado (m³/h)	4,643	4,643	4,643	4,643
Vazão molar do destilado (kmol/h)	32,72	32,72	32,72	32,72
Densidade molar do líquido (kmol/m³)	7,048	7,048	7,048	7,048
Vazão molar de vapor (kmol/h)	130,9	163,6	229,1	360
Vazão molar de refluxo (kmol/h)	98,18	130,88	196,38	327,28

Vazão Volumétrica de refluxo (m3/h)	13,9302	18,5698	27,8632	46,4359
Vazão de líquido com que o pulmão trabalha (m3/h)	18,5732	23,2128	32,5062	51,0789
Volume útil (m3)	3,0955	3,8688	5,4177	8,5132
Volume Geométrico (m3)	6,1910	7,7376	10,8354	17,0263

Busca-se, então, o ponto ótimo da razão L/D. Como se trata de um vaso de baixa pressão, esta razão pode ser considerada L/D=3.

A partir daí, calcula-se a espessura, comprimento, diâmetro e peso do vaso pelas seguintes equações:

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE - 1.2P_i}$$

Em que:

t: Espessura das paredes

D_i : Diâmetro interno

P_i : Pressão de Projeto = 3,5 kg/cm²g (como as pressões estimadas foram menores que 3.5, este último é considerado)

S: Tensão Máxima. Da tabela 13.2, tem-se que S = 12,9 ksi para o aço carbono.

E: Eficácia da solda = 0,85 (valor típico)

Devido à corrosão, soma-se 3mm ao valor encontrado.

Dando sequência, calcula-se o peso do vaso pulmão (W_v), que é o que define o custo do equipamento. Este cálculo é feito a partir da seguinte equação:

$$W_v = 240C_w D_m (H_v + 0.8D_m)t$$

Em que:

C_w : Fator que leva em consideração todas as conexões. No caso de tanques mais simples, como o vaso pulmão, utiliza-se 1,08.

D_m : Diâmetro interno da torre, com o acréscimo da espessura.

H_v : Altura do tanque

t : Espessura, em mm

Com isso, calcula-se o custo de material necessário.

$$C_e = a + bS^n$$

Em que os parâmetros a, b e n para o vaso pulmão são, respectivamente, 8800, 27 e 0.85.

O custo da instalação, segundo Hand (1958), será igual a 4 vezes o custo do equipamento.

Por fim, deve-se considerar a atualização dos valores para o ano de 2020, uma vez que os custos estimados referem-se à cotação do ano de 2007. Para isso, utiliza-se o índice CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) dos respectivos anos. O valor encontrado para o ano de 2007 deverá ser multiplicado por um fator igual a 1,1356.

Os valores do peso e custos de equipamento e instalação assim como os valores atualizados para o ano de 2020, encontram-se na Tabela 2-6:

Tabela 2-6

	Caso 4a	Caso 4b	Caso 4c	Caso 4d
Peso do equipamento (kg)	1095,63	1317,44	1744,98	2557,27
Custo do equipamento (\$)	40792,11	45541,21	54376,29	70335,20
Custo de instalação (\$, em 2007)	163168,42	182164,86	217505,16	281340,81

Custo total (\$, em 2020)	185294,06	206866,42	246998,86	319490,62
----------------------------------	-----------	-----------	-----------	-----------

2.3 Projeto do Sistema de Bombeamento do Líquido até o Topo da Coluna no Sistema de Refluxo

As bombas são equipamentos utilizados para a impulsão de líquidos. Permitem a regulação da vazão de um sistema por meio do diferencial de pressão que fornecem. Podem ser de dois tipos: Centrífugas e de Deslocamento Positivo.

Para este projeto, serão utilizadas bombas centrífugas (as mais utilizadas na indústria) por seu baixo custo e ampla faixa de condições operacionais.

As bombas presentes na planta são representadas por P-1 e P-2, sendo P-1 a bomba de refluxo e P-2 a bomba de destilado. Como a vazão de destilado na bomba P-2 é constante, ela não vai entrar na otimização de equipamentos.

Na bomba P-1, para cada um dos casos apresentados, ter-se-ão diferentes vazões de destilado e alturas da torre.

Para o projeto da bomba de refluxo, é necessário calcular as pressões de admissão e de impulsão, que dependem, respectivamente, das alturas de admissão e impulsão da bomba.

A altura de admissão é dada pela soma dos 3 metros de elevação do tanque ao nível médio deste. Como se trata de um tanque horizontal, considera-se a metade do diâmetro. Para o Caso A, por exemplo, tem-se:

$$h_{admissão} = 3 + 0,5 \cdot 1,3799 = 3,690 \text{ m}$$

A altura de impulsão se dá pela soma dos 3 metros de elevação do tanque com a altura da torre. Ainda para o Caso A, tem-se:

$$h_{impulsão} = 3 + 17,93 = 20,93 \text{ m}$$

A pressão de admissão é dada pela soma da pressão no topo da torre com a perda de carga referente à altura de admissão:

$$P_{admissão} = P_{topo da torre} + Perda de carga$$

Em que a perda de carga é dada por $\rho g h_{admissão}$.

A pressão de impulsão é dada pela soma da pressão no topo da torre com a perda de carga referente à altura de impulsão e, ainda, uma perda de carga relacionada à válvula de controle do refluxo (1000 kg/m^2):

$$P_{impulsão} = P_{topo da torre} + Perda de carga + 1000 \text{ kg/m}^2$$

Em que a perda de carga é dada por $\rho g h_{impulsão}$.

O diferencial de pressão que a bomba deve garantir é a diferença entre as pressões de admissão e de impulsão.

$$\Delta P = P_{impulsão} - P_{admissão}$$

Com as devidas adequações das unidades utilizadas, para os casos analisados, foram encontrados os seguintes valores de $h_{impulsão}$, $h_{admissão}$, $P_{impulsão}$, $P_{admissão}$ e ΔP :

Tabela 2-7

	Caso 4a	Caso 4b	Caso 4c	Caso 4d
$h_{admissão}(\text{m})$	3,690	3,7432	3,8315	3,967
$h_{impulsão}(\text{m})$	20,93	15,57	13,40	12,17
$P_{Admissão} (N/m^2)$	42283,95	42601,47	43128,48	43937,20
$P_{impulsão} (N/m^2)$	146179,23	114188,59	101237,15	93896,02
$\Delta P (N/m^2)$	103895,29	71587,12	58108,67	49958,82
$\Delta P (\text{kg/cm}^2)$	1,059437065	0,7299854734	0,5925435666	0,5094381671

A potência elétrica da bomba também será necessária para o cálculo do custo de equipamento. Pode ser encontrada pela seguinte equação:

$$P_{elétrica} = \frac{Q_{Refluxo} \cdot \Delta P}{\eta_h \cdot \eta_e}$$

Em que η_h e η_e são, respectivamente, as eficiências hidráulica (0,45) e elétrica (0,9).

Com o valor da potência elétrica, é possível calcular os custos do motor, da carcaça e da bomba:

$$C_{motor} = -950 + 1770 \cdot P_{elétrica}^{0,6}$$

$$C_{carcaça} = 6900 + 206 \cdot Q_{refluxo}^{0,9}$$

$$C_{bomba} = C_{carcaça} + C_{motor}$$

Em que a potência é considerada em kW e a vazão em L/s.

Utilizando-se o Método de Lang, pode-se estimar o valor do Imobilizado:

$$Im = C_{bomba} \cdot d$$

Em que d assume um valor de 4,74 para processos com líquidos.

Os valores calculados para a potência elétrica, o custo do motor, a carcaça, a bomba e o custo total para os casos analisados são os seguintes:

Tabela 2-8

	Caso 4a	Caso 4b	Caso 4c	Caso 4d
Potência Elétrica (W)	992,65	911,77	1110,49	1591,14
Custo motor (\$)	812,18	724,57	934,87	1388,83
Custo carcaça (\$)	7596,24	7801,82	8199,34	8957,61
Custo bomba (\$)	8408,42	8526,40	9134,21	10346,44
Custo total (\$)	39687,73	40244,59	43113,48	48835,20

2.4 Projeto Térmico do Refervedor e do Condensador de Topo

2.4.1 Refervedor

Refervedores são trocadores de calor tipicamente utilizados para fornecer calor na base das colunas de destilação. Eles fornecem calor ao líquido na base da coluna de destilação, calor que gera vapores que retornarão para a coluna para serem separados.

Os principais tipos de reboilers são; *Kettle type*, *Thermosyphon* e reboilers de condução forçada.

O reboiler tipo *Kettle type* é o tipo de reboiler mais simples. O líquido vem da coluna por um tubo e entra no reboiler, onde há um tubo horizontal que fornece calor para o líquido, que retorna para a coluna na forma de vapor.

O reboiler do tipo *Thermosyphon* pode ser vertical ou horizontal. A orientação do reboiler vai depender da orientação dos tubos que levam o líquido até o reboiler. No vertical o líquido passa pelos tubos e vai até o reboiler, onde ocorre a evaporação dentro de um tubo envolto de fluidos superaquecidos. O *Thermosyphon Vertical* tem maiores coeficientes de transferência de calor que o reboiler *Kettle type*, porém ele demanda uma altura adicional no projeto do reboiler.

No *Thermosyphon horizontal* acontece a troca de calor entre o líquido na parte externa e o fluido de aquecimento que está dentro dos tubos.

Para calcular a área do *reboiler* utilizado no projeto a equação de transferência de calor foi utilizada.

$$Q = UxAx\Delta T_{lm}$$

onde Q representa a troca de calor entre o condensador e o vapor, U é o coeficiente global de transferência de calor, A é a área de troca térmica e ΔT_{lm} é a diferença de temperatura média logarítmica.

A temperatura e o duty do Reboiler para os quatro casos foi fornecido no arquivo de simulação. A temperatura de operação no reboiler foi de 114,4 °C.

O valor do coeficiente global de troca térmica foi estimado utilizando a

tabela 12.1 de (SINNOT; TOWLER, 2019) considerando um coeficiente global de troca de calor para *Vaporizers* que vaporiza compostos orgânicos leves, fazendo a média entre o máximo e o mínimo.

Depois de calculada a área do reboiler, calcula-se o custo do reboiler com base na área estimada utilizando a equação anterior.

Por se tratar de serviço limpo, não corrosivo e pouco viscoso, o diâmetro exterior dos tubos é de $\frac{3}{4}$ inches. O comprimento dos tubos é de 20 pés (6,096 m). Para definir a espessura dos tubos usa-se a tabela *BWG (Birmingham Wire Gauge)*. Tubos de $\frac{3}{4}$ polegadas de aço carbono, sob pressão moderada, utilizam *BWG14*, ou seja, espessura de 2,11 milímetros. O passo, ou pitch, entre o centro dos tubos é calculado pela seguinte equação:

$$Passo = 1,25D_{externo}$$

Para os tubos utilizados neste projeto o *Pitch* calculado foi de 1 polegada. Por se tratar de um serviço limpo, a disposição dos tubos é triangular de modo que caiba mais tubos em uma mesma seção.

O número de tubos é calculado utilizando-se a área de troca térmica e a área de um tubo.

Por se tratar de um fluido não-corrosivo, o diâmetro externo do tubo d_{ext} é igual a 3/4 polegada, que corresponde a 19,05 mm e o comprimento L é igual a 20 pés, que corresponde a 6096 mm. Para tubos de 3/4", usa-se uma *BWG14*, cuja espessura é igual a 2,11 mm.

$$\text{Área de um tubo} = L \times D_{ext} \times \pi$$

$$\text{Área de um tubo} = 6096 \times 19,05 \times \pi$$

$$\text{Área de um tubo} = 346829,38 \text{ mm}^2$$

Para calcular o número de tubos,

$$N_t = \frac{A \text{ troca térmica}}{A \text{ de um tubo}}$$

$$N_t = \frac{5810000 \text{ mm}^2}{346829,38 \text{ mm}^2}$$

$$N_t = 17 \text{ tubos}$$

O diâmetro do casco é calculado com base no número de tubos e no pitch.

$$D_c = D_{ext} \left(\frac{N_T}{K_1} \right)^{\frac{1}{n_1}}$$

Onde

N_t = Número de tubos;

D_c = Diâmetro da carcaça;

D_{ext} = Diâmetro externo do tubo;

K_1 = Parâmetro relacionado ao *pinch* fornecido na tabela 12.4 de (SINNOT; TOWLER, 2019).

n_1 = Parâmetro relacionado ao *pinch* fornecido na tabela 12.4 de (SINNOT; TOWLER, 2019).

O diâmetro de carcaça calculado foi de

$$D_c = 19,05 \left(\frac{17}{0,319} \right)^{\frac{1}{2,142}}$$

$$D_c = 122,25 \text{ mm}$$

O custo do equipamento pode ser calculado pela seguinte equação:

$$C_e = a + bS^n$$

Onde

C_e = Custo de compra do equipamento.

a, b = Constantes na tabela 6.6 de (SINNOT; TOWLER, 2019).

S = Parâmetro dimensional do equipamento.

n = Expoente para o tipo de equipamento.

Tabela 2-9

	Caso 4a	Caso 4b	Caso 4c	Caso 4d
Reboiler Duty(kcal/h)	4,49E+05	6,74E+05	1,12E+06	2,02E+06
U(kcal/h.m²°C)	902	902	902	902
LMTD(°C)	85,57	85,57	85,57	85,57
A(m²)	5,81	8,7237	14,496	26,1453
Custo do equipamento(\$)	31245,13	31721,70	32710,72	34820,73
Custo de Instalação(\$)	93522,431 2	94943,43	97894,28	104189,7

2.4.2 Condensador de Topo

Os condensadores, também conhecidos como condensadores de superfície, podem ser de quatro tipos; horizontal com condensação no casco e líquido refrigerante nos tubos, horizontal com com condensação nos tubos, vertical com condensação nas paredes e vertical com condensação nos tubos.

A condensação foi descrita por Nusselt em 1916, no modelo de Nusselt

para a condensação o escoamento era tido como laminar e a troca de calor só ocorria no filme da condensação. Para processos reais assume-se que as vazões de vapor e líquido são baixas.

Para calcular a área do *condensador* utilizado no projeto a equação de transferência de calor foi utilizada.

$$Q = UxAx\Delta T_{lm}$$

onde Q representa a troca de calor entre o condensador e o vapor, U é o coeficiente global de transferência de calor, A é a área de troca térmica e ΔT_{lm} é a diferença de temperatura média logarítmica.

Quando um vapor saturado vai ser condensado sob temperatura constante e pressão constante. A temperatura média logarítmica será utilizada nos cálculos:

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_2 - T_1)}{\ln \frac{T_{sat} - T_1}{T_{sat} - T_2}}$$

Depois de calculada a área do condensador, calcula-se o custo do condensador com base na área estimada utilizando a equação anterior.

O custo do equipamento pode ser calculado pela seguinte equação:

$$C_e = a + bS^n$$

Onde

C_e = Custo de compra do equipamento.

a, b = Constantes na tabela 6.6 do *Chemical Engineering Design*.

S = Parâmetro dimensional do equipamento.

n = Expoente para o tipo de equipamento.

O condensador do tipo *casco-tubo* teve seu custo estimado para cada um dos casos apresentados. Os custos e parâmetros utilizados encontram-se na tabela abaixo.

Por se tratar de um fluido não-corrosivo, o diâmetro externo do tubo d_{ext} é igual a 3/4 polegada, que corresponde a 19,05 mm e o comprimento L é igual a 20 pés , que corresponde a 6096 mm. Para tubos de 3/4", usa-se uma BWG14, cuja espessura é igual a 2,11 mm.

$$\text{Área de um tubo} = L \times D_{ext} \times \pi$$

$$\text{Área de um tubo} = 6096 \times 19,05 \times \pi$$

$$\text{Área de um tubo} = 346829,38 \text{ mm}^2$$

Para calcular a quantidade de tubos no condensador utiliza-se a área de troca térmica do condensador :

$$N_t = \frac{A \text{ troca térmica}}{A \text{ de um tubo}}$$

$$N_t = \frac{28310000 \text{ mm}^2}{346829,38 \text{ mm}^2}$$

São necessários 82 tubos para fornecer a troca de calor necessária no projeto do condensador.

O diâmetro de carcaça calculado foi de

$$D_c = 19,05 \left(\frac{82}{0,319} \right)^{\frac{1}{2,142}}$$

$$D_c = 254,25 \text{ mm}$$

Tabela 2-10

	Caso 4a	Caso 4b	Caso 4c	Caso 4d
Condenser Duty(kcal/h)	8,89E+05	1,12E+06	1,57E+06	2,47E+06
U(kcal/h.m 2.°C)	825,45	825,45	825,45	825,45
LMTD(°C)	77,56561113	77,56561113	77,56561113	77,56561113
A(m²)	13,8848446	17,50	24,50	38,60
Custo do equipamento(\$)	30758,17366	38300,00	53100,68	85660,2727
Custo de Instalação(\$)	107653,6078	134590,0681	186590,0681	289000,5

2.5 Consumo de Serviços Auxiliares

Dentre os consumos auxiliares encontram-se a eletricidade que é consumida pelo motor da bomba. O custo da água refrigerante usada no condensador e o custo relacionado ao vapor de média pressão utilizado no reboiler.

Primeiramente, para saber a quantidade de vapor que é utilizada no reboiler, deve-se obter a quantidade de vapor que entra no reboiler por hora de operação.

Para tal basta dividir o Duty do reboiler pelo calor de vaporização.

$$\frac{Q_{duty}}{Q_{latente,vap}} = \frac{\text{Quantidade de vapor}}{\text{hora}}$$

A quantidade de vapor por hora calculada foi de $960 \frac{kg}{h}$.

O custo do líquido refrigerante foi utilizado para calcular o custo anual de

vapor para o reboiler. O custo de uma tonelada de vapor de média pressão foi estabelecido como 12,06 \$/tonelada (valor obtido a partir de (SINNOT; TOWLER, 2019)).

$$\frac{\text{Custo}}{\text{hora}} = 960 \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) \cdot 12,06 \cdot \left(\frac{\$}{\text{tonelada}} \right)$$

Depois de calculado o custo de vapor por hora calcula-se o custo anual, leva-se em consideração que em 1 ano há 8000 horas de operação.

Tabela 2-11

	Caso 4a	Caso 4b	Caso 4c	Caso 4d
Reboiler Duty(kcal/h)	4,49E+05	6,74E+05	1,12E+06	2,02E+06
Custo de vapor/hora(\$/h)	1,15E+01	1,73E+01	2,87E+01	5,19E+01
Custo Anual(\$)	51200	76800	128000	230000

O custo anual de água refrigerante usada no condensador foi calculado utilizando a troca térmica necessária para o processo de condensação, ou seja, o *Duty* do condensador. Primeiro calcula-se a quantidade de água que realiza a troca térmica no condensador por hora, são utilizados o *Duty* do condensador, a diferença de temperatura da água que entra e que sai, a capacidade calorífica da água e a densidade da água.

$$A = \frac{Q_{duty} \left(\frac{\text{kcal}}{\text{h}} \right)}{C_{pA} \left(\frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right) \cdot \Delta T (^{\circ}\text{C}) \cdot \rho_{\text{água}} \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)}$$

O *Duty* do condensador é convertido em gigaJoule por ano. Esse valor é então multiplicado pelo custo da água para estimar o custo anual de água refrigerante. Para os cálculos foi considerado que no período de 1 ano há 8000 horas de operação.

Tabela 2-12

	Caso 4a	Caso 4b	Caso 4c	Caso 4d
Condenser Duty(kcal/h)	889000	1,12E+06	1,57E+06	2,47E+06
Calor removido/ano(GJ)	29756,608	3,75E+04	5,26E+04	8,27E+04
Custo Anual(\$)	41835,2941 2	52700	73900	116000

Custo anual da eletricidade utilizada pela bomba de refluxo. O custo anual de eletricidade é calculado utilizando a potência da bomba e o custo por kilowatt hora.

$$Custo_{eletricidade,hora} = Potência\ elétrica \times custo\ de\ eletricidade$$

Tabela 2-13

	Caso 4a	Caso 4b	Caso 4c	Caso 4d
Potência da bomba(W)	992,65	911,77	1110,49	1591,14
Energia consumida em 1 ano(kW)	7941,2	7294,16	8883,92	12729,12
Custo Anual(\$)	476,472	437,6496	533,0352	763,7472

2.6 Custo Total e Otimização da Torre

É feita a comparação entre o custo total para os quatro casos fornecidos.

O caso 4-A mostrou ser o mais viável financeiramente. Os custos apresentados na tabela abaixo foram calculados usando parâmetros de

custo do ano de 2007. É necessário fazer uma atualização dos custos para o ano de 2021.

Tabela 2-14

2007	Caso 4a	Caso 4b	Caso 4c	Caso 4d
Custos serviços auxiliares(\$)	93511,766	130000	202006	347000,0
Custo dos equipamentos(\$)	225258,501	228009,65	263724,23	342152,3903
Custo Total(\$)	318770,2678	357945,89	465747,6816	689301,6844

A atualização dos custos pode ser feita utilizando o índice *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) referente ao ano atual .

$$Custo_{2021} = Custo_{2007} \times \frac{CEPCI_{2021}}{CEPCI_{2007}}$$

Onde:

$$CEPCI_{2007} = 525,4$$

$$CEPCI_{2021} = 702,3$$

Tabela 2-15

2021	Caso 4a	Caso 4b	Caso 4c	Caso 4d
Custos serviços auxiliares(\$)	124995,76	173770,46	270020,00	463833,00
Custo dos equipamentos(\$)	301101,43	304779,65	352518,77	457353,3903
Custo Total(\$)	426102,116	478463,59	622562,0816	921385,7866

Após escolher o caso mais financeiramente viável foi feito um levantamento dos custos de cada equipamento e comparados em um gráfico, Figura 2-1, com o percentual referente ao custo de cada equipamento.

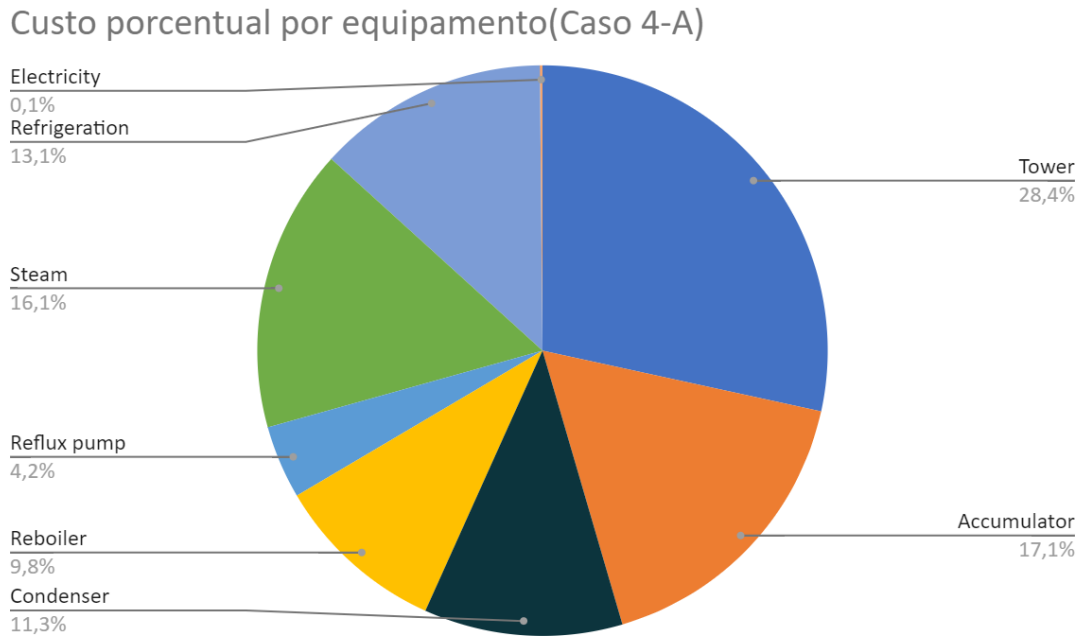


Figura 2-1: Custo porcentual por equipamento.

3 Instrumentação

3.1 Projeto das Tubulações

parâmetros: velocidade do fluido e perda de pressão.

A velocidade de escoamento é definida pela equação abaixo:

$$V \left(\frac{m}{s} \right) = \frac{Q \left(\frac{m^3}{s} \right)}{S(m^2)}$$

Onde

$$S = \frac{\pi}{4} \phi^2$$

A perda de carga pode ser calculada de duas formas diferentes, formas

que dependerão de algumas características do escoamento. Para um escoamento laminar utiliza-se a equação de *Poiseuille*:

$$\Delta P = \frac{32\mu V L}{\phi^2}$$

Para um regime de escoamento turbulento utiliza-se a equação de *Fanning*:

$$\Delta P = 2fp \cdot V^2 \cdot \frac{L}{\phi}$$

Quando há presença de acidentes (joelhos, válvulas, reduções ou ampliações de diâmetro) é calculado o comprimento equivalente.

$$L = L_{trecho\ reto} + \sum L_{equivalentes}$$

Neste projeto a distância entre os equipamentos, considerando-se vazões razoáveis, foi de $L_{total} = 40\ m$.

Para as corrente 1 as propriedades da corrente são as mesmas propriedades presentes nos arquivos da simulação, na parte de *alimentação*. Para as correntes 2 e 3 foi considerado que as propriedades do escoamento dos fluidos são as mesmas propriedades que encontram-se na seção *destilado* dos arquivos de simulação. Por fim, para as correntes 9,10 e 11 as propriedades de escoamento dos componentes químicos do sistema foram encontrados na seção do arquivo de simulação *residual*.

Primeiramente, projeta-se as tubulações que conduzem os compostos de alimentação da coluna. A condução do fluido que entra na alimentação acontece após a abertura de uma válvula, considera-se portanto que a circulação ocorre por gravidade. A velocidade máxima recomendada para esse tipo de

escoamento e a velocidade foi de $1,8 \frac{m}{s}$.

Para calcular os custos das tubulações utiliza-se o diâmetro ótimo calculado pela equação

$$d_{\text{ótimo}} = \sqrt{\frac{F}{\rho}}$$

onde

$$F = \text{taxa de fluxo} \left(\frac{kg}{s} \right)$$

$$\rho = \text{densidade} \left(\frac{kg}{m^3} \right)$$

$$d_{\text{ótimo}} = \text{diâmetro da tubulação} (m).$$

A primeira seção de tubulação a ser projetada é a tubulação da seção de alimentação, nesta parte da coluna o fluxo ocorre a uma taxa de $1,15 \frac{kg}{s}$. A densidade é de $612 \frac{kg}{m^3}$.

$$d_{\text{ótimo}} = \sqrt{\frac{1,15}{612}}$$

O diâmetro da tubulação utilizada na corrente de alimentação é de $4,5 \text{ cm}$.

O material escolhido foi aço carbono.

A segunda seção de tubulação a ser projetada é a tubulação do destilado. O fluxo ocorre a uma taxa de $0,7847 \frac{kg}{s}$. A densidade do líquido que escoar nesta seção é de $608,4 \frac{kg}{m^3}$.

$$d_{\text{ótimo}} = \sqrt{\frac{0,7847}{608,4}} = 0,035 \text{ m}$$

O diâmetro mínimo da tubulação utilizada na corrente de alimentação é de 3,5 cm.

A última seção de tubulação a ser projetada será a seção de resíduo.

O fluxo ocorre a uma taxa de $1,99 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$. A densidade do líquido que escoar nesta seção é de $607 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$.

$$d_{\text{mínimo}} = \sqrt{\frac{1,99}{607}} = 0,057 \text{ m}$$

O diâmetro mínimo da tubulação utilizada nas correntes de resíduo é de 5,7 cm.

3.2 Instrumentos e Sistemas de Controle

A instrumentação é o conjunto de aparelhos destinados a medir as variáveis do processo. As principais são pressão (P), temperatura (T), vazão (F) e nível (L) dos vasos.

O controle é obtido pelos aparelhos cuja função é manter as variáveis de processo mais importantes no valor desejado de forma automática e operada em uma sala de controle.

Os objetivos principais da instrumentação (I) e do sistema de controle (C) a serem colocados na planta são a otimização do processo, a automatização das operações e a melhoria de segurança da planta. A otimização do processo pode ser definida como a melhora do rendimento da planta e da qualidade dos

produtos. Enquanto que o intuito da automatização das operações é a redução da mão de obra.

O diagrama seguinte é o de instrumentação de todo o processo. Foram considerados os aparelhos de medição de pressão, temperatura, vazão e nível dos vasos. Os instrumentos de vazão considerados se encontram na entrada da torre, na saída do destilado e resíduo, no refluxo e na entrada do reboiler. A medição do nível do vaso se encontra no fundo de C-1 e C-2. A aferição da temperatura ocorre na entrada, no topo e no fundo da torre, antes e depois do condensador e reboiler, e nas saídas do destilado e resíduo. Não é necessário medir a temperatura das correntes 4, 5, 7 e 8, visto que são similares com a corrente 6. Por fim, a pressão é medida: na entrada, no topo e no fundo da torre, bem como nas saídas de destilado e resíduo; antes e depois do condensador para saber seu status quando comparadas às pressões de entrada e saída; na entrada e saída das bombas, para monitorar seu funcionamento; e no trocador de calor, para avaliar sua qualidade, principalmente na questão de formação de depósitos. As especificações desses instrumentos se encontram nas tabelas após o diagrama da Figura 3-1.

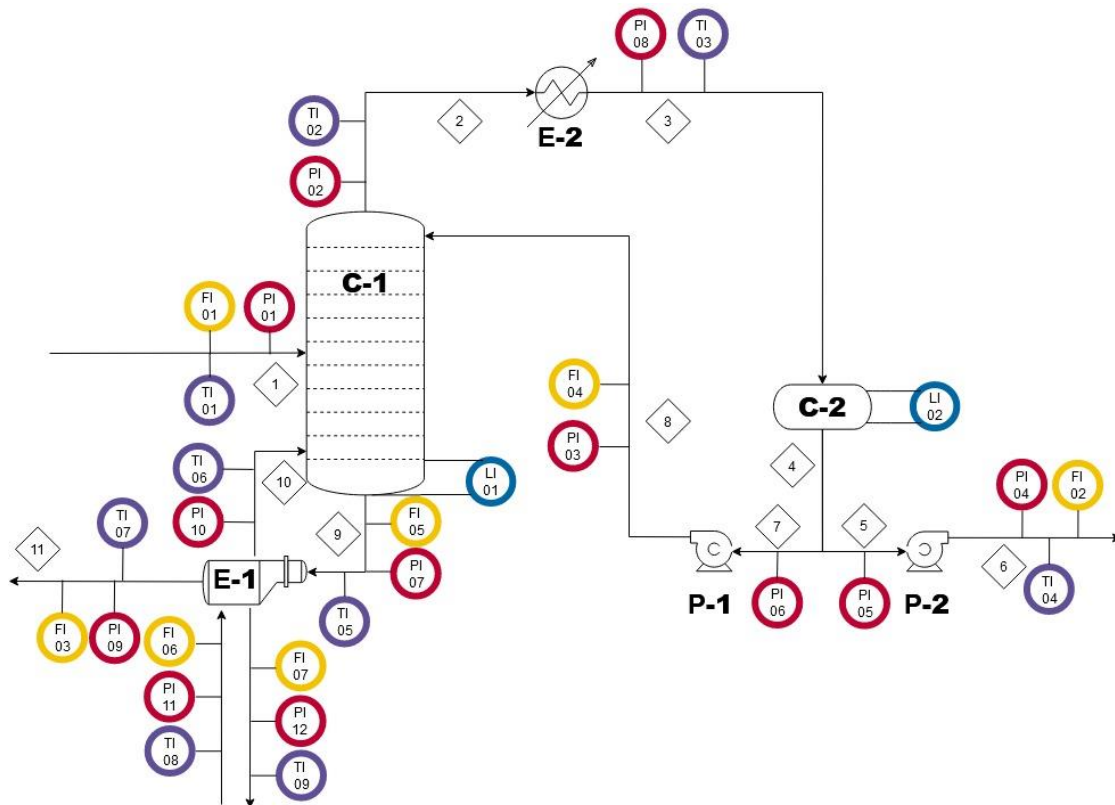


Figura 3-1: Diagrama de instrumentação.

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO		
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Fase (L, V ou M)
FI - 01	1	L
FI - 02	6	L
FI - 03	11	L
FI - 04	8	L
FI - 05	9	L
FI - 06	E-1	L
FI - 07	E-1	L

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	1436,97
LI - 02	C - 2	L - V	689,95

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA		
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, V ou M)
TI - 01	1	L
TI - 02	2	V
TI - 03	3	L
TI - 04	6	L
TI - 05	9	L
TI - 06	10	V
TI - 07	11	L
TI - 08	E-1	L
TI - 09	E-1	L

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO		
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, V ou M)
PI - 01	1	L
PI - 02	2	V
PI - 03	8	L
PI - 04	6	L
PI - 05	5	L
PI - 06	7	L
PI - 07	9	L
PI - 08	3	L
PI - 09	11	L
PI - 10	10	V
PI - 11	E-1	L
PI - 12	E-1	L

Os principais laços de controle estão representados no diagrama a seguir. Suas especificações estão na tabela seguinte.

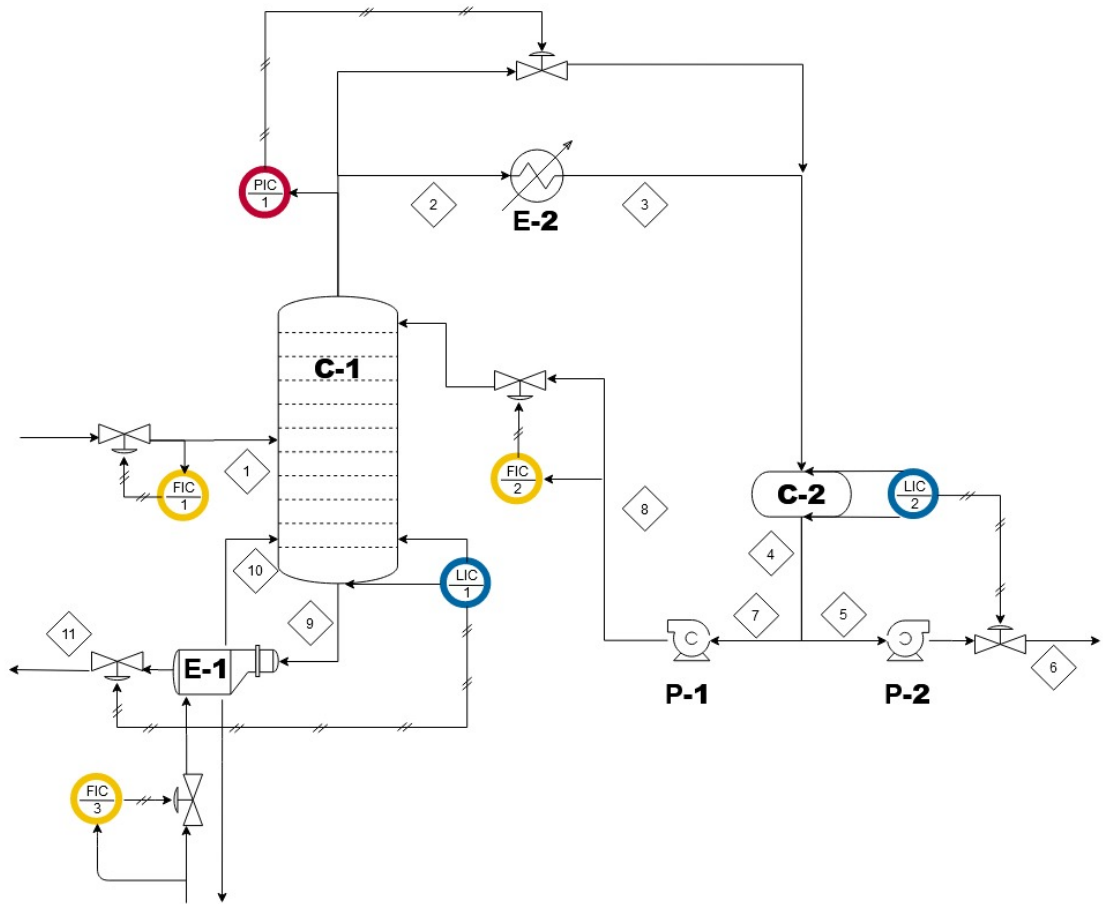


Figura 3-2: Diagrama de laços de controle.

ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle)
FIC - 1	1	Controle da vazão de entrada à torre de destilação fracionada	Medidor de vazão Controlador de vazão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle
FIC - 2	8	Controle da vazão de refluxo à torre de destilação fracionada	Medidor de vazão Controlador de vazão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle

FIC - 3	E - 1	Controle da vazão do vapor de aquecimento do <i>reboiler</i>	Medidor de vazão Controlador de vazão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle
PIC- 1	2	Controle da pressão da torre de destilação fracionada	Medidor de pressão Controlador de pressão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle
LIC - 1	C - 1	Controle do nível da torre de destilação fracionada	Medidor de nível Controlador de nível Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle
LIC -2	C - 2	Controle do nível do vaso pulmão	Medidor de nível Controlador de nível Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle

3.3 Projeto dos Sistemas de Segurança: Alarmes, Interruptores e Válvulas de Segurança

No projeto da planta, é necessário que se considerem alarmes de segurança que evidenciem quando alguma variável está em um valor anormal (acima ou abaixo de certo limite). Esta indicação pode ser feita por sinais sonoros ou luminosos, por exemplo, que vão alertar ao operador e demandar sua atenção para a correção do problema.

Em torres de separação, a pressão pode aumentar por perda de refluxo, descontrole das reações, entre outros, o que demanda um alarme de alta pressão. Para este caso, geralmente não se utiliza alarme de baixa pressão.

O nível do tanque pulmão também precisa de atenção: Altos níveis podem causar vazamentos e fluxo reverso, além de indicar que a alimentação deve ser

reduzida. Baixos níveis podem causar a passagem de gás para as tubulações, gerando cavitações e comprometendo as bombas.

Há, ainda, alarmes de vazão que podem ser adicionados ao processo. Geralmente, são utilizados para alertar o operador sobre baixas vazões, o que pode indicar a parada de uma bomba ou potencial dano ao equipamento.

Para o projeto em questão, são incorporados os seguintes alarmes:

- Alarme de Alta pressão (PAH) na torre de destilação
- Alarme de Nível Alto (LAH) na torre de destilação, na altura $h=1,86\text{m}$
- Alarme de Baixo Nível na torre de destilação, na altura $h=0,381\text{m}$
- Alarme de Nível Alto (LAH) no tanque pulmão, na altura $h=1,104\text{m}$
- Alarme de Baixo Nível no tanque pulmão, na altura $h=0,276\text{m}$
- Alarme de Baixa Vazão (FAL) nas correntes de alimentação, de refluxo e do reboiler
- Alarme de Muito Baixa Vazão (FALL) na corrente de refluxo da torre.
- Alarme de Muito Alta Pressão (PAHH) na torre de destilação..

ESPECIFICAÇÕES DOS ALARMES			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Vinculado a qual elemento de medição e/ou controle
FAL-1	1	Alarme por baixa vazão de alimentação	FIC-1

PAH-1	2	Alarme por alta pressão na torre de destilação	PIC-1
LAL-2	C-2	Alarme por baixo nível do vaso pulmão	LIC-2
LAH-2		Alarme por alto nível do vaso pulmão	
FAL-2	8	Alarme por baixa vazão de refluxo	FIC-2
FAL-3	E-1	Alarme por baixa vazão de vapor de caldeiras usado no reboiler	FIC-3
LAL-1	C-1	Alarme por baixo nível de fundo na torre de destilação	LIC-1
LAH-1		Alarme por alto nível de fundo na torre de destilação	
PAHH-1	2	Alarme por muito alta pressão na torre de destilação	PIC-1
FALL-2	8	Alarme por muito baixa vazão de refluxo	FIC-2

Nos casos das variáveis em que a segurança é crucial, incorpora-se um segundo nível de alarme, denominado interruptores ou encravamentos. Um caso comum de encravamento é na torre de destilação, em que pode ocorrer uma falha no refluxo. Para essa situação coloca-se o interruptor FSLL (*flow switch low*

low) na corrente de refluxo. Esse interruptor ativa um sistema de encravamento, SE-1 situado no reboiler, que fecha o fornecimento de vapor. De modo análogo, podemos colocar o interruptor PSHH no topo da torre.

ESPECIFICAÇÕES DOS ENCRAVAMENTOS				
Identificação do interruptor no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Sistemas de encravamento acionado	Descrição da ação	Vinculado a qual elemento de medição e/ou controle
FSSL-2	8	SE-1	Fechar a vazão de vapor do reboiler	FIC-3 atuando diretamente sobre FCV-3
PSHH-1	2			

As válvulas de segurança (PSV, em inglês, “*pressure safety valve*”) são o nível mais básico de segurança. Uma das principais funções é não deixar a pressão no interior do equipamento ser superior ao valor de projeto com o intuito de evitar estouro ou explosão. Para resolver essa situação, é colocada uma válvula de segurança na torre (PSV-1) e no vaso pulmão (PSV-2).

A possibilidade de haver falha de condensação é outro caso de necessidade da válvula de segurança PSV-1 na torre de destilação. Essa falha pode ser tanto elétrica quanto por perda de água de refrigeração no condensado, podendo levar à interrupção do fluxo de refluxo. Outra forma de falha no refluxo pode ser devido à falha elétrica ou mecânica da bomba de refluxo, o que resultaria numa perda do equilíbrio líquido-vapor, o líquido de fundo iria vaporizar por completo e, conseqüentemente, a pressão do sistema iria aumentar,

podendo superar o valor da pressão de projeto.

Para o vaso pulmão, a válvula de segurança PSV-2 também é utilizada para o caso de bloqueio de válvula.

ESPECIFICAÇÕES VÁLVULAS DE SEGURANÇA			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Caso de descarga	Função
PSV-1	C-1	Falha na refrigeração e perda do refluxo	Proteger ao vaso C-1
PSV-2	C-2	Bloqueio de válvula	Proteger ao vaso C-2

Além das válvulas de segurança é necessário implementar nas válvulas principais uma linha “*by-pass*”, que consiste em uma válvula de regulação em conjunto com uma válvula de bloqueio e purga na linha principal. Isso possibilita uma operação manual caso o sistema de controle falhe.

O sistema de segurança, bem como alarmes, interruptores e válvulas de segurança estão representados no diagrama mecânico do processo no diagrama mecânico.

3.4 Diagrama Simplificado e Mecânico

A Figura 3-3 apresenta o diagrama simplificado do processo, com as informações de número de corrente e seus respectivos valores de temperatura e vazão mássica:

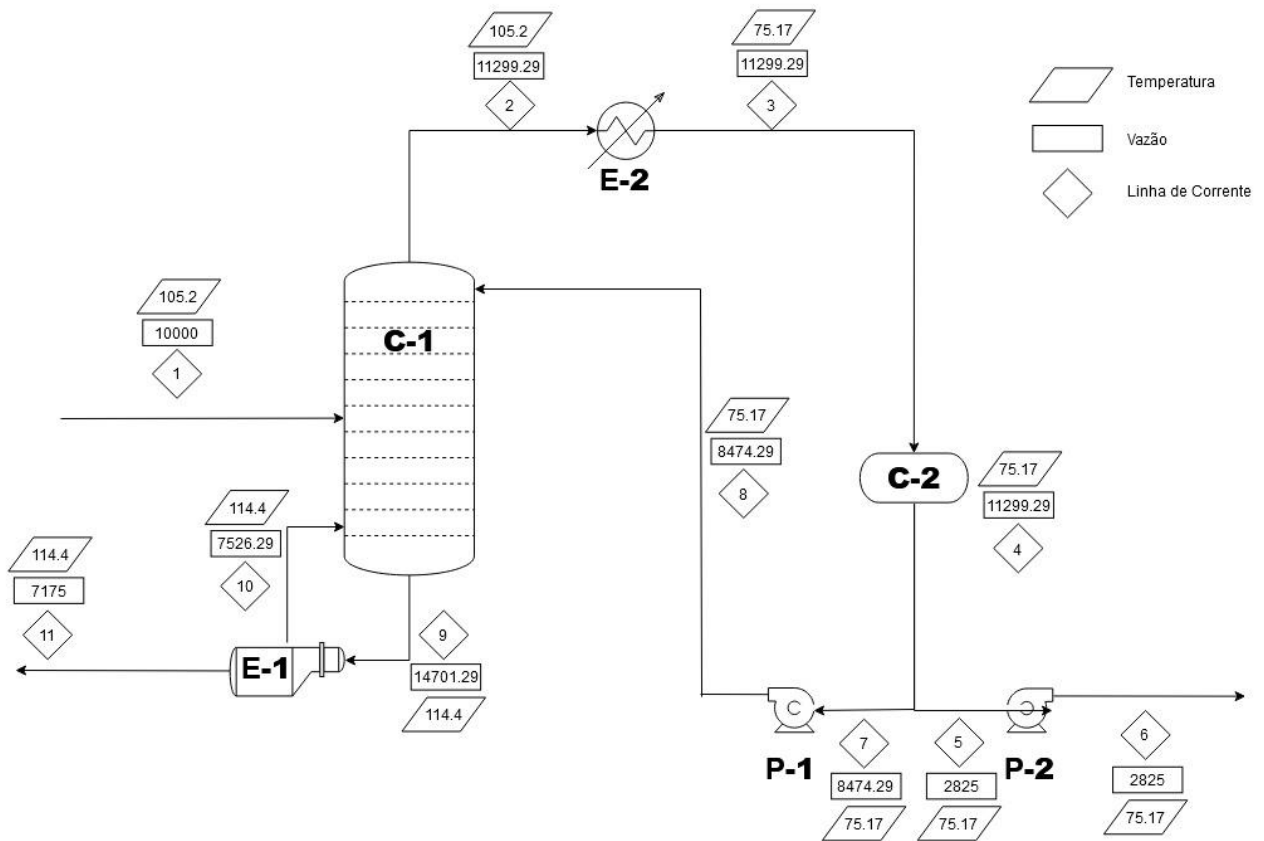


Figura 3-3: Diagrama simplificado do processo.

O diagrama mecânico representado na Figura 3-4 possui a estrutura básica do diagrama de processos, com equipamentos e tubulações, além de conter as principais informações sobre os laços de controle e sistemas de segurança.

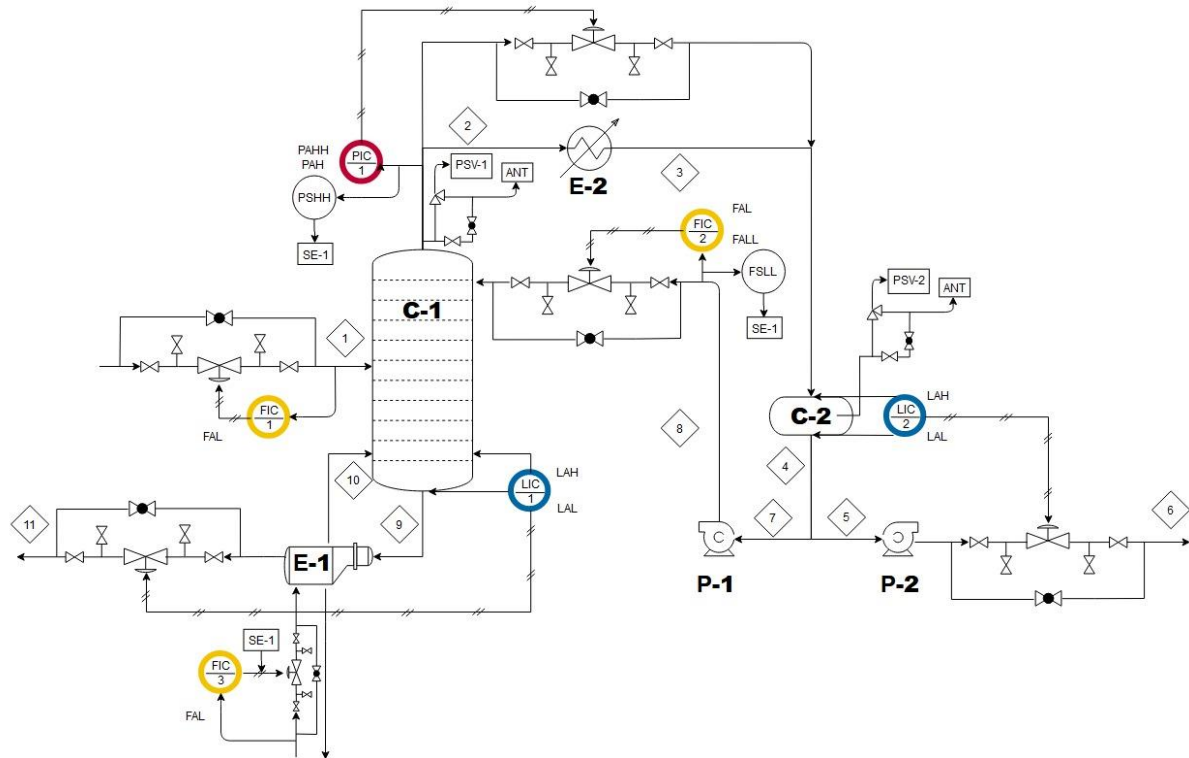


Figura 3-4: Diagrama mecânico.

4 Conclusão

A partir do cálculo de custos, observou-se que a proposta mais economicamente viável é a 4A. Exceto para os pratos da torre de destilação, os custos 4A, 4B, 4C e 4D se distribuíram de maneira crescente. Ao final, o caso 4D foi o menos viável.

Com essa distribuição uniforme entre os valores, além da sua comparação com valores do mercado, há certa segurança nos resultados apresentados, sendo possível concluir que os métodos de cálculo, baseados no que é apresentado no *Chemical Engineering Design*, foram eficazes.

Por fim, vale ressaltar que a ideia de se apresentarem uma enorme quantidade de dados para que o discente saiba filtrar e utilizá-los é de grande importância para o preparo do estudante em sua vida profissional. O fortalecimento de um olhar crítico é essencial para a boa formação do engenheiro.

5 Anexos

5.1 Especificação de Todas as Correntes do Processo

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
Descrição	Alimento da torre C-1	
Pressão	0,2066	Kg/cm ² g
Temperatura	105,2	°C
Vazão mássica	10000	Kg/h
Vazão molar	100,2	Kmol/h
Entalpia total	-4,46	Mkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0,6	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	6,789	m ³ /h
Peso molecular	103,6	Kg/kmol
Densidade	612	Kg/m ³
Viscosidade	0,2009	cP
Condutividade térmica	0,1007	W/m·°C
Calor específico	2,558	kJ/kg·°C
Tensão superficial	12,39	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	1481	m ³ /h
Peso molecular	97,21	Kg/kmol
Densidade	3,948	Kg/m ³
Viscosidade	7,12·10 ⁻³	cP
Condutividade térmica	1,85·10 ⁻²	W/m·°C
Calor específico	2,04	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0,952	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
n-hexano	0,33	0,285
n-heptano	0,37	0,3716
n-octano	0,3	0,3434

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	2	
Descrição	Entrada do condensador E-2	
Pressão	0,2066	Kg/cm ² g
Temperatura	105,2	°C
Vazão mássica	11299,29	Kg/h
Vazão molar	130,9	Kmol/h
Entalpia total	-5,91	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0	m ³ /h
Peso molecular	86,32	Kg/kmol
Densidade	608,4	Kg/m ³
Viscosidade	0,1936	cP
Condutividade térmica	0,1004	W/m·°C
Calor específico	2,46	kJ/kg·°C
Tensão superficial	12,8	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	2968,25	m ³ /h
Peso molecular	86,24	Kg/kmol
Densidade	3,803	Kg/m ³
Viscosidade	6,94.10 ⁻³	cP
Condutividade térmica	1,68.10 ⁻²	W/m·°C
Calor específico	1,906	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0,952	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
n-hexano	0,99	0,9884
n-heptano	0,01	0,0116
n-octano	0	0

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	3	
Descrição	Saída do condensador E-2 e entrada do vaso pulmão C-2	
Pressão	0,2066	Kg/cm ² g
Temperatura	75,17	°C
Vazão mássica	11299,29	Kg/h
Vazão molar	130,9	Kg.mol/h
Entalpia total	-899	Gcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	13,929	m ³ /h
Peso molecular	86,32	Kg/kmol
Densidade	608,4	Kg/m ³
Viscosidade	0,1936	cP
Condutividade térmica	0,1004	W/m·°C
Calor específico	2,46	kJ/kg·°C
Tensão superficial	12,8	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0	m ³ /h
Peso molecular	86,24	Kg/kmol
Densidade	3,803	Kg/m ³
Viscosidade	6,94.10 ⁻³	cP
Condutividade térmica	1,68.10 ⁻²	W/m·°C
Calor específico	1,906	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0,952	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
n-hexano	0,99	0,9884
n-heptano	0,01	0,0116
n-octano	0	0

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	4	
Descrição	Saída do vaso pulmão C-2	
Pressão	0,2066	Kg/cm ² g
Temperatura	75,17	°C
Vazão mássica	11299,29	Kg/h
Vazão molar	130,9	Kmol/h
Entalpia total	-899	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	18,57	m ³ /h
Peso molecular	86,32	Kg/kmol
Densidade	608,4	Kg/m ³
Viscosidade	0,1936	cP
Condutividade térmica	0,1004	W/m·°C
Calor específico	2,46	kJ/kg·°C
Tensão superficial	12,8	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0	m ³ /h
Peso molecular	86,24	Kg/kmol
Densidade	3,803	Kg/m ³
Viscosidade	6,94.10 ⁻³	cP
Condutividade térmica	1,68.10 ⁻²	W/m·°C
Calor específico	1,906	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0,952	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
n-hexano	0,99	0,9884
n-heptano	0,01	0,0116
n-octano	0	0

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	5	
Descrição	Entrada na bomba P-2	
Pressão	0,2066	Kg/cm ² g
Temperatura	75,17	°C
Vazão mássica	2825	Kg/h
Vazão molar	32,72	Kmol/h
Entalpia total	-127,69	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	4,64	m ³ /h
Peso molecular	86,32	Kg/kmol
Densidade	608,4	Kg/m ³
Viscosidade	0,1936	cP
Condutividade térmica	0,1004	W/m·°C
Calor específico	2,46	kJ/kg·°C
Tensão superficial	12,8	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0	m ³ /h
Peso molecular	86,24	Kg/kmol
Densidade	3,803	Kg/m ³
Viscosidade	6,94.10 ⁻³	cP
Condutividade térmica	1,68.10 ⁻²	W/m·°C
Calor específico	1,906	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0,952	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
n-hexano	0,99	0,9884
n-heptano	0,01	0,0116
n-octano	0	0

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	6	
Descrição	Destilado	
Pressão	0,2066	Kg/cm ² g
Temperatura	75,17	°C
Vazão mássica	2825	Kg/h
Vazão molar	32,72	Kmol/h
Entalpia total	-1,48	Mkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	4,643	m ³ /h
Peso molecular	86,32	Kg/kmol
Densidade	608,4	Kg/m ³
Viscosidade	0,1936	cP
Condutividade térmica	0,1004	W/m·°C
Calor específico	2,46	kJ/kg·°C
Tensão superficial	12,8	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0	m ³ /h
Peso molecular	86,24	Kg/kmol
Densidade	3,803	Kg/m ³
Viscosidade	6,94.10 ⁻³	cP
Condutividade térmica	1,68.10 ⁻²	W/m·°C
Calor específico	1,906	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0,952	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
n-hexano	0,99	0,9884
n-heptano	0,01	0,0116
n-octano	0	0

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	7	
Descrição	Entrada na bomba P-1	
Pressão	0,2066	Kg/cm ² g
Temperatura	75,17	°C
Vazão mássica	8474,29	Kg/h
Vazão molar	98,18	Kmol/h
Entalpia total	-4,46	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	13,93	m ³ /h
Peso molecular	86,32	Kg/kmol
Densidade	608,4	Kg/m ³
Viscosidade	0,1936	cP
Condutividade térmica	0,1004	W/m·°C
Calor específico	2,46	kJ/kg·°C
Tensão superficial	12,8	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0	m ³ /h
Peso molecular	86,24	Kg/kmol
Densidade	3,803	Kg/m ³
Viscosidade	6,94.10 ⁻³	cP
Condutividade térmica	1,68.10 ⁻²	W/m·°C
Calor específico	1,906	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0,952	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
n-hexano	0,99	0,9884
n-heptano	0,01	0,0116
n-octano	0	0

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	8	
Descrição	Refluxo	
Pressão	0,2066	Kg/cm ² g
Temperatura	75,17	°C
Vazão mássica	8474,29	Kg/h
Vazão molar	98,18	Kmol/h
Entalpia total	-4,46	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	13,93	m ³ /h
Peso molecular	86,32	Kg/kmol
Densidade	608,4	Kg/m ³
Viscosidade	0,1936	cP
Condutividade térmica	0,1004	W/m·°C
Calor específico	2,46	kJ/kg·°C
Tensão superficial	12,8	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0	m ³ /h
Peso molecular	86,24	Kg/kmol
Densidade	3,803	Kg/m ³
Viscosidade	6,94.10 ⁻³	cP
Condutividade térmica	1,68.10 ⁻²	W/m·°C
Calor específico	1,906	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0,952	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
n-hexano	0,99	0,9884
n-heptano	0,01	0,0116
n-octano	0	0

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	9	
Descrição	Entrada no trocador E-1	
Pressão	0,2066	Kg/cm ² g
Temperatura	114,4	°C
Vazão mássica	14701,29	Kg/h
Vazão molar	138,3	Kmol/h
Entalpia total	-7,02	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	2574,657	m ³ /h
Peso molecular	106,3	Kg/kmol
Densidade	607	Kg/m ³
Viscosidade	0,1925	cP
Condutividade térmica	9,98.10 ⁻²	W/m.°C
Calor específico	2,598	kJ/kg.°C
Tensão superficial	11,97	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0	m ³ /h
Peso molecular	103,7	Kg/kmol
Densidade	4,124	Kg/m ³
Viscosidade	7,02.10 ⁻³	cP
Condutividade térmica	1,87.10 ⁻²	W/m.°C
Calor específico	2,08	kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade	0,9488	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
n-hexano	0,01	0,0081
n-heptano	0,5445	0,5133
n-octano	0,4455	0,4786

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	10	
Descrição	Saída do trocador E-1 e entrada na torre C-1	
Pressão	0,2066	Kg/cm ² g
Temperatura	114,4	°C
Vazão mássica	7526,29	Kg/h
Vazão molar	70,81	Kmol/h
Entalpia total	-3,5963	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1,0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0	m ³ /h
Peso molecular	106,3	Kg/kmol
Densidade	607	Kg/m ³
Viscosidade	0,1925	cP
Condutividade térmica	9,98.10 ⁻²	W/m.°C
Calor específico	2,598	kJ/kg.°C
Tensão superficial	11,97	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	1779,14	m ³ /h
Peso molecular	103,7	Kg/kmol
Densidade	4,124	Kg/m ³
Viscosidade	7,02.10 ⁻³	cP
Condutividade térmica	1,87.10 ⁻²	W/m.°C
Calor específico	2,08	kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade	0,9488	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
n-hexano	0,01	0,0081
n-heptano	0,5445	0,5133
n-octano	0,4455	0,4786

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	11	
Descrição	Resíduo	
Pressão	0,2066	Kg/cm ² g
Temperatura	114,4	°C
Vazão mássica	7175	Kg/h
Vazão molar	67,49	Kmol/h
Entalpia total	-3,43	Mkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	11,82	m ³ /h
Peso molecular	106,3	Kg/kmol
Densidade	607	Kg/m ³
Viscosidade	0,1925	cP
Condutividade térmica	9,98.10 ⁻²	W/m.°C
Calor específico	2,598	kJ/kg.°C
Tensão superficial	11,97	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0	m ³ /h
Peso molecular	103,7	Kg/kmol
Densidade	4,124	Kg/m ³
Viscosidade	7,02.10 ⁻³	cP
Condutividade térmica	1,87.10 ⁻²	W/m.°C
Calor específico	2,08	kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade	0,9488	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
n-hexano	0,01	0,0081
n-heptano	0,5445	0,5133
n-octano	0,4455	0,4786

5.2 Especificações de Equipamentos

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento		E-2				
Descrição		CONDENSADOR				
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)		Casco-Tubo				
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA		AES				
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/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO Destilado			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE Água		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	2825		Kg/h	1850		Kg/h
Fração de vapor/gás	1	0		-	-	
Vazão de vapor/gás	2825	0	Kg/h	-	-	Kg/h
Vazão de líquido	0	2825		1850	1850	
Temperatura	105,2	75,17	°C	9	15	°C
Pressão	0,2066	0,2066	Kg/cm ² g	-	-	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0,7		Kg/cm ²	-		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	-		Kcal / h m ² °C	-		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	-		h m ² °C/ kcal	-		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	825,45			Kcal / h m ² °C		
ΔT_{ml}	38,038			°C		
F_T	1					
Calor trocado	0,449			GKcal/h		
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	0,2066			Kg/cm ² g		
Temperatura de projeto	75,17			°C		
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	5,81			m ²		
Diâmetro dos tubos	¾" e 19,05			polegadas/mm		
Comprimento dos tubos	20 pés/6096			pés/mm		

Espessura dos tubos	14	BWG
Espaçamento entre centro dos tubos	1 polegada/25 mm	pés/mm
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômica)	Triangular	
Diâmetro do casco	122,25	pés/mm

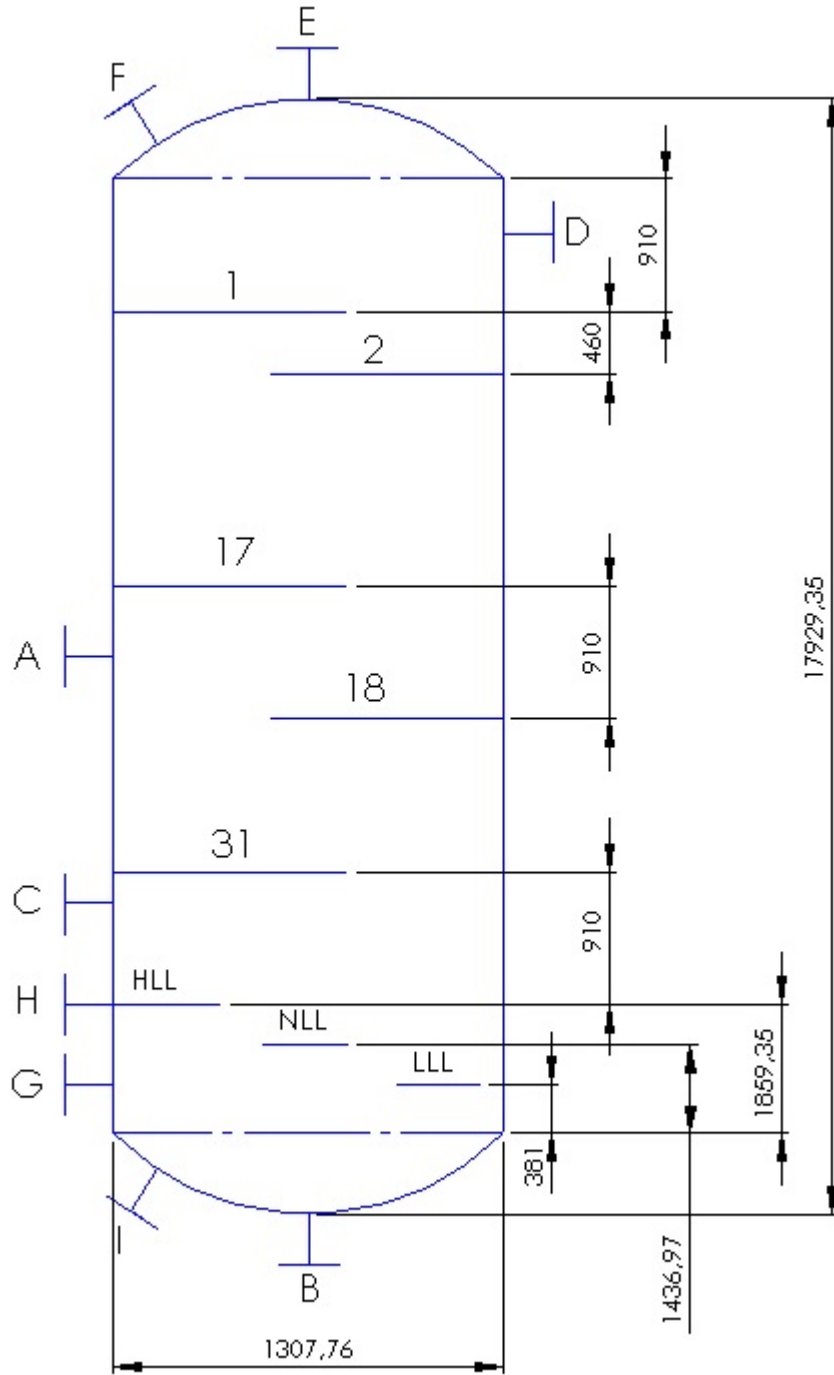
ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento		E-1				
Descrição		REFERVEDOR				
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)		Casco-Tubo				
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA		-				
Disposição (horizontal/vertical)		Horizontal				
Circulação (forçada, termosifão...)		Termosifão				
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?	1			-	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO Hidrocarbonetos			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE VAPOR		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	7175		Kg/h	1050		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	1		1	0	
Vazão de vapor/gás	0	7175	Kg/h	1050	-	Kg/h
Vazão de líquido	7175	0		-	1050	
Temperatura	114,4	114,4	°C	200	200	°C
Pressão	0,2066	0,2066	Kg/cm ² g	0,2066	0,2066	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	2-3.5		Kg/cm ²			Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor			Kcal / h m ² °C			Kcal / h m ² °C
Fator de deposição			h m ² °C/ kcal			h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	902			Kcal / h m ² °C		
ΔT_{ml}	85,57			°C		
F_T	1					
Calor trocado	0,449			GKcal/h		
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						

Pressão de projeto	0,2066	Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	114,4	°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR		
Área de troca de calor	5,81	m ²
Diâmetro dos tubos	19,05	mm
Comprimento dos tubos	20	pés
Espessura dos tubos	14	BWG
Espaçamento entre centro dos tubos	25	mm
Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rodada, quadrangular, rômbrica)	Triangular	
Diâmetro do casco	254,25	mm

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	C-1		
Descrição	Torre de destilação		
Pressão no topo	0,2066	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	0,2066		
Pressão de projeto	3,5		
Temperatura no topo	75,17	°C	
Temperatura no fundo	114,4		
Temperatura de projeto	144,4		
Nível normal de líquido	1436,97	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	1859,35		
Nível mínimo de líquido (20%)	381		
Altura	17929,354		
Diâmetro	1307,76		
Material	Aço carbono		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	3,948	Kg/m ³	
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave	612	Kg/m ³	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A			Alimento
B			Saída produto líquido de fundo
C			Refluxo reboiler
D			Refluxo condensador

E			Vapor de caldeira E-1
F			Válvula de segurança
G			Instrumentação de nível LLL
H			Instrumentação de nível HLL
I			Drenagem

ESQUEMA DO RECIPIENTE



ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	C-2		
Descrição	Tanque Pulmão		
Pressão no topo	-	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	-		
Pressão de projeto	3,5		
Temperatura no topo	-	°C	
Temperatura no fundo	-		
Temperatura de projeto	95,17		
Nível normal de líquido	689,95	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	1103,02		
Nível mínimo de líquido (20%)	275,98		
Altura	1379,9		
Comprimento	4139,7		
Material	Aço carbono		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	3,803	Kg/m ³	
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave	608,4	Kg/m ³	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	-	-	Alimentação
B	-	-	Saída de gás
C	-	-	Sensor de nível alto
D	-	-	Sensor de nível baixo
E	-	-	Saída de líquido
ESQUEMA DO RECIPIENTE			
<p> A 4139,7 mm B Entrada de Líquido Saída de Gás HLL 1103,02 mm NLL 689,95 mm LLL 275,98 mm 1379,9 mm C D Saída de Líquido E </p>			

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento operação / reserva	P-1		P-2	
Descrição	Bombas de refluxo e de destilado			
Número de bombas operação / reserva	1		1	
Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)	Centrífuga			
Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)	Contínuo		Série	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	13,93			m ³ /h
Pressão	0,431	kg/cm ² g	1,491	kg/cm ² g
Temperatura	95,17	°C	95,17	°C
Densidade	608,4	kg/m ³	608,4	kg/m ³
Viscosidade	0,1936	cP	0,1936	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)	16,716		m ³ /h	
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	8.358			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	0,431		kg/cm ² g	
Pressão na impulsão na vazão de projeto	1,491			
Pressão diferencial	1,059		kg/cm ²	
Altura diferencial	17,240		m	
NPSH disponível	-		m	
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	1,059		kg/cm ²	
Pressão máxima na aspiração	0,431		kg/cm ² g	
Pressão máxima na impulsão	1,491			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	-	-	polegadas	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	3,5			Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	95,17			°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	0,993			kW
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				
				

5.3 Especificações de Tubulações

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação	1		
De/a	Alimento	C-1	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	não		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	M		
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total	10000		kg/h
Fração de vapor	0,6		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	4155		m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	5845		
Massa molar	100		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	3,948	612	kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,00712	0,2009	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação	0,2066		kg/cm ² g

Pressão de projeto	0,30	
Temperatura de operação	105,2	°C
Temperatura de projeto	105,2	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	6	polegadas
Perda de pressão	1,8	kg/cm ² /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	2	
De/a	6	Destilado
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-	
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	2825	kg/h
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	2825	m ³ /h

Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	0		
Massa molar	86,24		kg/ km ol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	608	kg/ m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	0,1936	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação	0,2066		kg/cm ² g
Pressão de projeto	0,30		
Temperatura de operação	75,12		°C
Temperatura de projeto	75,12		
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação	6	polegadas	
Perda de pressão	1,8	kg/cm ² /km	

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES			
Identificação da tubulação	Resíduo		
De/a	11	E-1	
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	não		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)	-		

Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	L		
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			
Vazão total	2825		kg/h
Fração de vapor	0		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	2825		m ³ /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	0		
Massa molar	106,3		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	608	kg/m ³
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	-	0,1936	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO			
Pressão de operação	0,2066		kg/cm ² g
Pressão de projeto	0,30		
Temperatura de operação	75,12		°C
Temperatura de projeto	75,12		
DADOS DA TUBULAÇÃO			
Diâmetro da tubulação	6		polegadas
Perda de pressão	1,8		kg/cm ² /km

6 Referências Bibliográficas

GREEN, Don W.; SOUTHARD, Marylee Z. PERRY'S CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK. 9th. ed. McGraw-Hill Education, 2018.

SINNOT, Ray; TOWLER, Gavin. **Chemical Engineering Design**. 6th. ed. Butterworth-Heinemann, 2019