



**UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA - UnB
INSTITUTO DE QUÍMICA – IQ
PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA 2**

**Projeto De Coluna de Destilação Fracionada Para Uma
Mistura Tri componente**

Giselle de Sousa Andrade

Orientador: Prof. Dr José Joaquín Linares León

Brasília-DF

2021

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA - UnB
INSTITUTO DE QUÍMICA – IQ
DIVISÃO DE QUÍMICA TECNOLÓGICA
PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA 2

Projeto De Coluna de Destilação Fracionada Para Uma Mistura Tri componente

Projeto de graduação da disciplina de Projetos de Engenharia Química 2, do Instituto de Química da Universidade de Brasília, para obter o grau de bacharel em engenharia química

Orientador: Prof. Dr José Joaquín Linares León

Brasília-DF

2021

Agradecimentos

Em primeiro lugar, gostaria de agradecer a Deus por cuidar de mim e me dar forças para seguir essa longa caminhada.

Aos meus pais, Maritia Pereira de Sousa e em memória de Jean Pierre Lopes Andrade, por sempre acreditarem em mim e serem meus professores na vida, me ensinando a amar e nunca desistir dos meus sonhos.

Ao meu irmão, Nicollas de Sousa Alcantra, por me fazer manter esperança em um futuro melhor e por me fazer correr atrás disto.

Aos meus amados avós, meus principais incentivadores e apoiadores nesta caminhada, Jerusalém Andrade da Silva, Gilzete Lopes Andrade e em memória de Eufrásio José de Souza e Hermina Pereira dos Santos.

Aos meus tios, Raul Felipe Lopes Andrade, pelas noites de estudos na BCE e por estar disposto a me ajudar com o que fosse necessário; e Jader Edwardo Lopes Andrade, pelo incentivo em estudar.

Ao meu grande amigo, Ricardo Souza Rachaus, por me apoiar e não me deixar desistir nas quedas que tive ao longo do caminho

Ao meu namorado, Caio Borges Santos, e aos meus sogros, Ottoney Borges Santos e Sonia Regina Santos que entraram na minha vida por conta da engenharia química e se tornaram muito especiais.

E, finalmente, a todos os professores que fizeram parte da minha história acadêmica, dando o auxílio necessário para eu ter o conhecimento que tenho hoje.

Resumo

Este trabalho teve como intuito realizar o projeto de uma coluna de destilação de separação de uma mistura tri componente de n-Hexano, n-Heptano e n-Octano, determinando as melhores condições de operação, a partir do melhor valor econômico encontrado para as diferentes razões de refluxo, que são 20, 40, 60 e 100% acima da taxa de refluxo mínima. A planta foi feita considerando uma produção de 15 anos de vida útil e na avaliação econômica foram considerados e otimizados todos os consumos, como água de refrigeração no topo da torre, vapor de caldeiras no fundo, eletricidade para a bomba de refluxo e etc.

Sumário

Lista de figuras	6
Lista de tabelas	7
1. Introdução	9
2. Especificações do projeto	10
3. Dimensionamento e otimização do projeto	11
3.1 Torre de destilação	11
3.2 Vaso pulmão do refluxo	15
3.3 Trocador de calor	16
3.4 Bomba de refluxo	17
4. Custo do projeto	19
4.1 Custo da coluna de destilação	19
4.2 Custo do vaso pulmão do refluxo	20
4.3 Custo do trocador de calor	21
4.4 Custo da bomba de refluxo	22
4.5 Otimização econômica	23
4.6 Custo total do projeto	23
5. Trocador de Calor	24
6. Projeto de bombas	26
7. Projeto de instrumentação e controle	30
8. Folhas de especificações	37
8.1 Folhas de especificações correntes	37
8.2 Folhas de especificações vasos, torres e reatores	40
8.3 Folhas de especificações pratos	44
8.4 Folha de especificações bombas	46
9. Considerações finais	48
10. Referências	49

Lista De Figuras

Figura 1. Esquema da torre de destilação

Figura 2. Sistema de bombeamento do refluxo

Figura 3. Correntes do processo

Figura 4. Instrumentos de vazão

Figura 5. Instrumentos de temperatura

Figura 6. Instrumentos de pressão

Figura 7. Instrumentos de nível

Figura 8. Controle de carga à planta

Figura 9. Controle do refluxo

Figura 10. Controle de saída de produto

Figura 11. Controle de pressão na coluna

Figura 12. Controle de temperatura em prato

Lista De Tabelas

- Tabela 1. Dados dos componentes da mistura a ser separada
- Tabela 2. Números de pratos obtidos para cada Rm
- Tabela 3. Vazão líquida, molar e volumétrica para cada Rm
- Tabela 4. Seção transversal mínima da coluna para cada Rm
- Tabela 5. Diâmetro mínimo para cada Rm
- Tabela 6. Altura total da coluna para cada Rm
- Tabela 7. Espessura da coluna para cada Rm
- Tabela 8. Peso e massa da coluna para os diferentes Rm
- Tabela 9. Vazão útil e volume total para cada Rm
- Tabela 10. Diâmetro do vaso pulmão para cada Rm
- Tabela 11. Espessura e Peso do vaso pulmão para cada Rm
- Tabela 12. Área do trocador de calor no topo e no fundo para cada Rm
- Tabela 13. Altura da aspiração e na impulsão na bomba para cada Rm
- Tabela 14. Pressão de aspiração e de impulsão para cada Rm
- Tabela 15. Pressão necessária pela bomba para cada Rm
- Tabela 16. Potência e potência hidráulica da bomba
- Tabela 17. Custo total da coluna para cada Rm
- Tabela 18. Custo total do vaso para cada Rm
- Tabela 19. Custo do trocador de calor no topo e no fundo para cada Rm
- Tabela 20. Custo da bomba e do motor para cada Rm
- Tabela 21. Custo total da bomba do refluxo para cada Rm
- Tabela 22. Custo total dos equipamentos e o investimento necessário para cada Rm
- Tabela 23. Custo de operação para cada Rm
- Tabela 24. Custo total do projeto para cada Rm
- Tabela 25. Especificações laços de controle
- Tabela 26. Especificações válvulas de controle

Tabela 27. Especificações instrumentos de vazão

Tabela 28. Especificações instrumentos de nível

Tabela 29. Especificações instrumentos de temperatura

1. Introdução

O engenheiro é o profissional capacitado a aplicar os conhecimentos empíricos e científicos adquiridos em produtos e processos para adequar as necessidades humanas. ^[2]

O n-Hexano é um hidrocarboneto muito utilizado como solvente, na extração de óleo vegetal, na fabricação de produtos de limpeza, em postos de gasolina e na formulação de colas e adesivos. ^[3]

O n-Heptano é um dos componentes da gasolina e possui ponto de referência 0 na escala de octanagem, que é o índice de resistência à detonação de combustíveis usados em motores no ciclo de Otto, ou seja, quanto mais elevado o nível, mais resistente é o combustível a detonação. ^[3]

Já o n-Octano, o seu isômero mais importante é o isooctano (2,2,4-trimetilpentano) por ser o ponto de referência 100 na escala de octanagem. ^[4]

A operação unitária que é predominante na indústria e que demanda mais energia é a destilação. A destilação tem como objetivo separar os componentes de uma mistura, de dois ou mais componentes, que possuem diferentes pontos de ebulição. Para isto, a mistura é aquecida, formando um vapor rico do componente de menor ponto de ebulição, onde pode ser retirado separadamente com a ajuda de um condensador.

2. Especificações do projeto

O objetivo deste projeto é determinar as melhores condições de operação, a partir do ótimo econômico, para uma torre que fraciona uma mistura tricomponente de n-hexano, n-heptano e n-octano. Será calculado o projeto para uma razão de refluxo 20, 40, 60 e 100% acima da taxa de refluxo mínima e, com o resultado do ótimo econômico, escolhida as melhores condições de operação para o projeto de destilação. A tabela a seguir contém os dados dos componentes a serem separados.

Tabela 1. Dados dos componentes da mistura a ser separada

Componente	Alimento		Destilado		Resíduo		Volatilidade relativa
	A / kmol h ⁻¹	x _{iA}	D / kmol h ⁻¹	x _{iD}	R / kmol h ⁻¹	x _{iR}	
Hexano	40	0,40	40	0,534	0	0	2,7
Heptano	35	0,35	34	0,453	1	0,04	2,22
Octano	25	0,25	1	0,013	24	0,96	1,00

Todo o processo é baseado na figura 1 a seguir

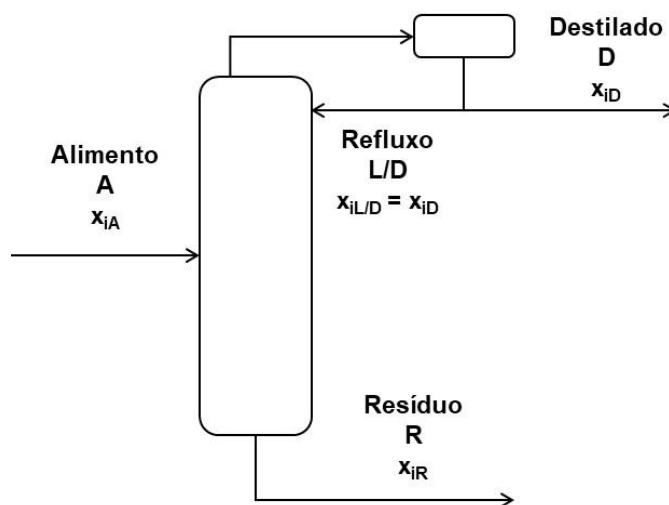


Figura 13. Esquema da torre de destilação

Inicialmente, foi estimado o valor da taxa de refluxo mínima (**R_m**) que é utilizado nos cálculos seguintes. As equações (1) e (2) utilizadas para estimar este valor estão apresentadas abaixo:

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

$$\frac{\alpha_{cl}x_{clD}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cp}x_{cpD}}{\alpha_{cp} - \theta} + \dots + \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta} + \dots = R_m + 1 \quad (2)$$

Onde, α_{cl} : volatilidade relativa do componente leve referido ao componente pesado; α_{cp} : volatilidade relativa do componente pesado referido ao componente pesado ($= 1$); α_i : volatilidade relativa do componente i referido ao componente pesado. E x_{cla} , x_{cpa} , x_{ia} : composição do componente leve, pesado e i no alimento, respectivamente; x_{clD} , x_{cpD} , x_{iD} : composição do componente leve, pesado e i no destilado, respectivamente. Por último, q : razão entre o calor requerido para vaporizar 1 mol de alimento com o calor latente de vaporização e θ : raiz da equação 1, entre α_{cl} e α_{cp}

Com os valores obtidos, o escolhido para ser usado foi **Rm=0,828687**. Com este valor, os cálculos seguintes serão feitos considerando um valor de 20, 40, 60 e 100% acima do valor de Rm obtido.

3. Dimensionamento e otimização do projeto

3.1 Torre de Destilação

Para calcular o custo da torre de destilação, inicialmente é necessário fazer o dimensionamento e encontrar os valores do número de pratos, altura e do diâmetro. Com isso é possível descobrir o peso, o parâmetro necessário para estimar do custo.

Primeiramente, deve-se encontrar o valor do número de pratos mínimos, que será feito por meio da equação de Fenske, apresentada a seguir:

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

Com a ajuda da equação de Gilliland a seguir, é possível estimar o número de pratos (N):

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

Onde,

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

Assim,

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

O valor do número de pratos obtidos para cada Rm estão apresentados a seguir:

Tabela 2. Números de pratos obtidos para cada Rm

N (20%)	24
N (40%)	20
N (60%)	18
N (100%)	16

Com o número de pratos definido, é necessário estimar, por meio dos balanços de massa, os valores das vazões de vapores e líquidos que circulam dentro da coluna.

Como estamos aplicando o método aproximado, considera-se constante a vazão de líquido e vapor. Então, na zona de enriquecimento, realizando o balanço de massa, o líquido que entra será igual ao refluxo, já que o alimento entra como líquido em ebulição. O vapor que circula na torre, procedente do refeedor, é condensado e forma as correntes de refluxo e destilado. Com isso foi estimada a vazão molar, que foi transformada em vazão volumétrica dividindo pela densidade molar da mistura do destilado, que é 0,0349 kmol/m³. Os valores das vazões obtidos estão apresentados a seguir:

Tabela 3. Vazão líquida, molar e volumétrica para cada Rm

	L(kmol h-1)	Vazão (kmol h-1)	Vazão (M3 h-1)
20%	74,58186	149,5819	4286,013239
40%	87,01217	162,0122	4642,18259
60%	99,44248	174,4425	4998,351941
100%	124,3031	199,3031	5710,690642

Para estimar a velocidade limite da fase vapor, foi utilizada a equação de York (7), os valores das densidades mássicas das fases vapor e líquida utilizadas são, respectivamente, 3,242 kg/m³ e 616,1 kg/m³.

$$v_{limite} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}} \quad (7)$$

Velocidade
Limite m/s
0,963865

Em que k é uma constante empírica, cujo valor foi de 0,23; ρ_L é a densidade mássica do líquido e ρ_g é a densidade mássica do vapor. O valor obtido é utilizado no cálculo da seção transversal mínima da coluna (S_{min}) por meio da vazão volumétrica (Q) da coluna, conforme a equação abaixo:

$$S_{min} = \frac{Q}{3600 \cdot v_{limite}} \quad (8)$$

Valores obtidos:

Tabela 4. Seção transversal mínima da coluna para cada Rm

Smin(m2) (20%)	1,235193
Smin(m2) (40%)	1,337838
Smin(m2) (60%)	1,440483
Smin(m2) (100%)	1,645773

O diâmetro mínimo (D_{min}) é calculado da seguinte forma:

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4S_{min}}{\pi}} \cdot 1,2 \quad (9)$$

Os valores obtidos foram:

Tabela 5. Diâmetro mínimo para cada Rm

D_{min} (20%)	1,505268
D_{min}(40%)	1,566564
D_{min}(60%)	1,625551
D_{min}(100%)	1,737526

Com isso foi calculado a altura da coluna tanto sem fundo quanto com fundo. A altura total é dada pela soma de (10) e (11), os valores obtidos estão apresentados a seguir:

$$h_{coluna\ sem\ fundo} = [(N - 2) \cdot 0,46] + 0,96 \cdot 3 \quad (10)$$

$$h_{coluna\ fundo} = \frac{(L+alimento) \cdot \text{Tempo de retenção}}{60,5,375 \cdot S} \quad (11)$$

Tabela 6. Altura total da coluna para cada Rm

H total (m) (20%)	16,04349
H total (m) (40%)	14,17005
H total (m) (60%)	13,22138
H total (m) (100%)	12,25476

Para o cálculo do custo é necessário saber o peso e o número de pratos. Será calculada a espessura do equipamento por meio da seguinte equação:

$$e_{total} = \frac{P_{projeto} \cdot \frac{D}{2} \cdot 1000}{906,96 \cdot 0,85 - 1,2 \cdot 3,5} \cdot \text{sobredimensionamento} + 3 \quad (12)$$

Os valores obtidos para a espessura:

Tabela 7. Espessura da coluna para cada Rm

e total (m) (20%)	6,426332
e total (m) (40%)	6,565856
e total (m) (60%)	6,700123
e total (m) (100%)	6,955005

Assim o peso da coluna foi calculado pela equação 13 e a massa pela equação 14, os valores obtidos foram:

$$W = 240 * 1,5(D + etotal * 0,001) * (H + (0,8 * D * 0,001)) * etotal \quad (13)$$

$$M=W/9,8 \quad (14)$$

Tabela 8. Peso e massa da coluna para as diferentes Rm

	W	M (kg)
20%	56112,69	5725,785
40%	52694,87	5377,028
60%	52058,49	5312,091
100%	53532,86	5462,537

3.2 Vaso pulmão do refluxo

O parâmetro a ser estimado do pulmão do refluxo é o peso. Para isso, deve-se encontrar o valor da espessura, assim como na coluna. Considerando o tempo de residência de 10 minutos, pode-se calcular o volume útil e total conforme as equações abaixo:

$$V_{\text{útil}} = \frac{\text{vazão} \cdot \text{tempo}}{60} \quad (15)$$

$$V_{\text{total}} = V_{\text{útil}} \cdot 2 \quad (16)$$

Valores obtidos:

Tabela 9. Vazão útil e volume total para cada Rm

	Q m3/h	Vol m3
20%	22,53418	7,511392
40%	24,40677	8,135592
60%	26,27937	8,759791
100%	30,02457	10,00819

Considerando que a razão L/D=5 e que o recipiente é um cilindro horizontal, calcula-se o diâmetro:

$$D = \left(\frac{4.V_{total}}{\pi \cdot \frac{L}{D}} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (17)$$

Os valores obtido foram:

Tabela 10. Diâmetro do vaso pulmão para cada Rm

D (m) (20%)	1,489846
D (m) (40%)	1,530022
D (m) (60%)	1,568192
D (m) (100%)	1,639406

Para calcular o valor da espessura, considera-se Pd=2,8; st=1055; E=0,85; CA=3mm. Em seguida, calcula-se os valores para o peso, custo e investimento.

$$Espessura = \frac{Pd \cdot D \cdot 1000}{2(st \cdot E - 0,6 \cdot Pd)} + CA \quad (18)$$

$$W_{peso} = 24,6 \cdot D \cdot \left(\frac{L}{D} \cdot D + 0,8 \cdot D \right) (espessura + 2) \quad (19)$$

Onde Pd=2,8187; st=1055; E=0,85; CA=3mm. Os valores obtidos foram:

Tabela 11. Espessura e Peso do vaso pulmão para cada Rm

	etotal (mm)	W (20%)
20%	5,346743	2326,703
40%	5,410027	2475,018
60%	5,47015	2621,145
100%	5,582324	2907,626

3.3 Trocadores de calor

Para o trocador de calor, para saber o custo é necessário descobrir a área. Para isso, inicialmente é necessário descobrir o calor latente no topo e no fundo e também a temperatura média logarítmica (LMTD).

No topo, o calor (Q) é calculado por meio de $Q_{\text{topo}} = 7602 \cdot \text{Vazão molar}$. Já para o cálculo da LMTD e de área foram utilizadas as seguintes equações:

$$LMTD = \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln\left(\frac{t_1 - T_2}{t_2 - T_1}\right)} \quad (20)$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot F_T \cdot LMTD} \quad (21)$$

No fundo, o calor (Q) é calculado por meio de $Q_{\text{fundo}} = (N_p + 100) \cdot 7602$. Para o cálculo da LMTD foi utilizada a seguinte equação, a área foi calculada de acordo com a equação 22:

$$LMTD = T_{\text{vapor.b.p}} - T_{\text{resíduo}} \quad (22)$$

O valor das áreas obtidas estão apresentados a seguir:

Tabela 12. Área do trocador de calor no topo e no fundo para cada Rm

	Área do trocador de calor no topo (m ²)	Área do trocador de calor no fundo (m ²)
20%	62,09358	25,91916
40%	67,25358	27,76461
60%	72,41358	29,61007
100%	82,73358	33,30098

3.4 Bomba do Refluxo

A bomba centrífuga impulsiona o refluxo de volta ao topo da coluna. Para a bomba de refluxo é necessário encontrar os valores da vazão e da potência, para que assim seja possível estimar o custo da bomba centrífuga e do motor da bomba. Para isso foi estimado os valores da vazão volumétrica e da altura inicialmente, a altura na aspiração, deve-se considerar que o líquido ocupa somente 50%, assim a altura é dada

por $3+D_{\text{vaso}}/2$, já na impulsão será dada pela altura da torre+3. Os valores obtidos estão apresentados a seguir:

Tabela 13. Altura da aspiração e na impulsão na bomba para cada Rm

	H aspiração (m)	H impulsão (m)
20%	3,744923	19,04349
40%	3,765011	17,17005
60%	3,784096	16,22138
100%	3,819703	15,25476

Agora é necessário encontrar a pressão de aspiração e de impulsão. A pressão de aspiração da bomba é dada pela equação :

$$P_{man_{admissão}} = h_{adm} \cdot g \cdot \rho_l \quad (23)$$

Em que h é a altura em metros do líquido no vaso, g é a aceleração da gravidade em m/s^2 . $P_{saidavaso}$ ρ_l é a densidade molar do destilado.

A pressão de impulsão é dada pela equação :

$$P_{man_{impulsao}} = \rho \cdot 9,81 \cdot H_{imp} + P_{coluna} \quad (24)$$

Os resultados obtidos foram:

Tabela 14. Pressão de aspiração e de impulsão para cada Rm

	Pman aspiração (Pa)	Pman impulsão (Pa)
20%	22633,04	159222,3
40%	22754,45	147899,9
60%	22869,79	142166,4
100%	23084,99	136324,5

Desta forma, a pressão que deve ser provida pela bomba é dada pela equação 25, sua potência (W_a), é dada na equação (26) e a potência hidráulica (W_h) na equação (27):

$$P_{bomba} = P_{impulso} - P_{admissão} \quad (25)$$

Tabela 15. Pressão necessária pela bomba para cada Rm

	P bomba (Pa)
20%	136589,3
40%	125145,4
60%	119296,6
100%	113239,5

$$W_a = \frac{Q_{bomba} * P_{bomba}}{3600 * 0,45} \quad (26)$$

$$W_{elétrica} = \frac{W_a}{\eta \cdot 1000} \quad (27)$$

Onde η é a eficiência da bomba.

Tabela 16. Potência e potência hidráulica da bomba

	W _a (W)	W elétrica (KW)
20%	947,3218	1,05258
40%	1012,611	1,125124
60%	1103,184	1,22576
100%	1308,964	1,454405

4. Custo do projeto

4.1 Custo da coluna de destilação

Os custos que necessitam ser calculados são os custos da carcaça e dos pratos, calculados em dólar, referente ao ano de 2007, segundo a equação (28):

$$C_e = A + B \cdot S^n \quad (28)$$

Onde C_e é o custo do equipamento em dólar, A e B são constantes presentes na tabela 6.6 d livro Chemical Engineering Design^[1], S é o parâmetro de tamanho nas unidades dadas na tabela e n é o expoente para cada tipo de equipamento.

O valor do custo foi atualizado pra o ano de 2018, levando em consideração que o CEPCI de 2007 tem um valor de 545,02, no cálculo da inflação e o CEPCI de 2018 é 568,82. A conversão é mostrada na equação 27 :

$$Custo_{2018} = \frac{Custo_{anodereferência} \cdot CEPCI_{anodereferência}}{CEPCI_{2018}} \quad (2[1]9)$$

Os valores obtidos estão apresentados a seguir:

Tabela 17. Custo total da coluna para cada Rm

	Custo total coluna
20%	83874,73
40%	78596,72
60%	77131,36
100%	77996

4.2 Custo do vaso pulmão do refluxo

Para o cálculo do custo, foi utilizada a equação (28) e os parâmetros utilizados foram:

Parâmetros para o Custo da Bomba Centrífuga de Estágio Único

a= -2500 b= 200 n= 0,6

O valor do custo foi atualizado pra o ano de 2018, levando em consideração que o CEPCI de 2006 tem um valor de 499,6, no cálculo da inflação e o CEPCI de 2018 é 568,82. A conversão é mostrada na equação (29) e os resultados obtidos estão apresentados a seguir:

Tabela 18. Custo total do vaso para cada Rm

	Custo do vaso corrigido 2018
20%	21000,25
40%	21901,01
60%	22767,6
100%	24412,35

4.3 Custo do trocador de calor

O custo do trocador, em dólar, para o ano de 2007, foi calculado de acordo com a equação 28 e os valores dos parâmetros a,b e n são:

Parâmetros a= 24000 b= 46,00 n= 1,20

Para o cálculo do investimento, foi necessário multiplicar o valor do custo pelo fator de Lang, o valor utilizado foi de 4,74 vezes o custo do equipamento.

O valor do custo foi atualizado pra o ano de 2018, levando em consideração que o CEPCI de 2007 tem um valor de 525,02, no cálculo da inflação e o CEPCI de 2018 é 568,82. A conversão foi feita de acordo com a equação 29, os valores obtidos foram:

Tabela 19. Custo do trocador de calor no topo e no fundo para cada Rm

	Custo trocador de calor no topo	Custo trocador de calor no fundo
20%	33068,85	28479,07
40%	33779,27	28692,18
60%	34500,68	28908,13
100%	35974,04	29348,05

4.4 Custo da bomba do refluxo

Os seguintes parâmetros foram utilizados para o cálculo do custo da bomba e do motor, foi utilizada a equação 28 e os valores obtidos apresentados a seguir:

Parâmetros para o Custo da Bomba Centrífuga de Estágio Único

a= 6900 b= 206 n= 0,9

Parâmetros para o Custo do Motor da Bomba

a= -950 b= 1770 n= 0,6

Tabela 20. Custo da bomba e do motor para cada Rm

	Custo da bomba	Custo do motor
20%	7473,761	2553,881
40%	7559,149	2893,416
60%	7643,321	3214,018
100%	7808,647	3810,566

$$C_{total} = C_{bomba} + C_{motor} \quad (30)$$

O valor do custo foi atualizado pra o ano de 2018, levando em consideração que o CEPCI de 2007 tem um valor de 545,02, no cálculo da inflação e o CEPCI de

2018 é 568,82. A conversão é mostrada na equação 29 e os valores obtidos para o custo total da bomba corrigido foram:

O custo total foi:

Tabela 21. Custo total da bomba do refluxo para cada Rm

	Custo total
20%	10864,2
40%	11324,57
60%	11763,12
100%	12588,55

4.5 Otimização econômica

Com os valores dos custos dos equipamentos, foi possível estimar o investimento necessário, o investimento é dado pelo custo dos equipamentos multiplicado pelo fator de Lang que é 4,74 , como mostrado na equação 31:

$$Investimento = 4,74 \times (C_{\text{equipamento}}) \quad (31)$$

O custo total dos equipamentos e o investimento estão apresentados a seguir:

Tabela 22. Custo total dos equipamentos e o investimento necessário para cada Rm

Custo dos equipamentos		
	Custo total	Investimento
20%	177287,1	840340,9
40%	174293,8	826152,4
60%	175070,9	829836
100%	180319	854712

Foram feitos os cálculos do custo de operação para 15 anos de acordo com o livro ChemicalEngineering Design ^[1] e os valores obtidos foram:

Tabela 23. Custo de operação para cada razão de refluxo

Custo de Operação				
	Custo água 15 anos (\$/h)	Custo vapor(\$/h)	Celetricidade (\$/15anos)	Custo total (\$/15anos)
20%	879891,1	3921856	34615,14	4836362
40%	953010,4	4201094	37000,82	5191105
60%	1026130	4480332	40310,34	5546772
100%	1172368	5038808	47829,56	6259006

4.6 Custo total do projeto

O custo total é dado com a soma do custo de operação com o custo de investimento. Os valores estão apresentados a seguir e é possível ver que projeto que obteve o menor custo foi utilizando uma taxa de refluxo 20 % acima da taxa de refluxo mínima.

Tabela 24. Custo total do projeto para cada razão de refluxo

Custo Total do Projeto	
20%	5676703
40%	6017258
60%	6376608
100%	7113718

Menor custo é usando uma razão de refluxo de 20% = \$5676703

Assim, as folhas de especificações a seguir, foram preenchidas de acordo com o projeto que usa a taxa de refluxo de 20% acima.

5. Projeto de trocador de calor

As folhas de especificações dos trocadores de calor foram preenchidas seguindo os resultados obtidos acima para o melhor resultado econômico obtido na otimização do

projeto. A temperatura de condensação do vapor utilizado no projeto é de 180°C considerando uma pressão de 10 bar.

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E1			
Descrição			Refervedor			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AKT			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?	2		Série		
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO / CASCO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO / TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	44715		Kg/h	44715		Kg/h
Fração de vapor/gás						
Vazão de vapor/gás	1	1	Kg/h	-	-	Kg/h
Vazão de líquido	-	-		1	1	
Temperatura	148,6	180	°C	180	150,6	°C
Pressão	2,039	1,339	Kg/cm ² g	1,988	1,288	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0,7		Kg/cm ²	0,7		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	250		Kcal / h m ² °C	250		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	143,541				Kcal / h m ² °C	
ΔT_{ml}	32,7				°C	
F_T	0,095					
Calor trocado	0,796				Gcal/h	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	4,04				Kg/cm ² g	
Temperatura de projeto	21				°C	
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor			33,3		m ²	

Diâmetro dos tubos	$\frac{3}{4}$ / 19,05	polegadas/mm
Comprimento dos tubos	20 / 6096	pés/mm
Espessura dos tubos	16	BWG
Espaçamento entre centro dos tubos	15/16 / 285,75	pés/mm
Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)	Triangular	
Diâmetro do casco		pés/mm

6. Projeto de bombas

Vamos projetar a bomba de refluxo da torre de destilação para separar a mistura de n-C6, n-C7 e n-C8. A seguir tem o esquema do sistema de bombeamento do refluxo.

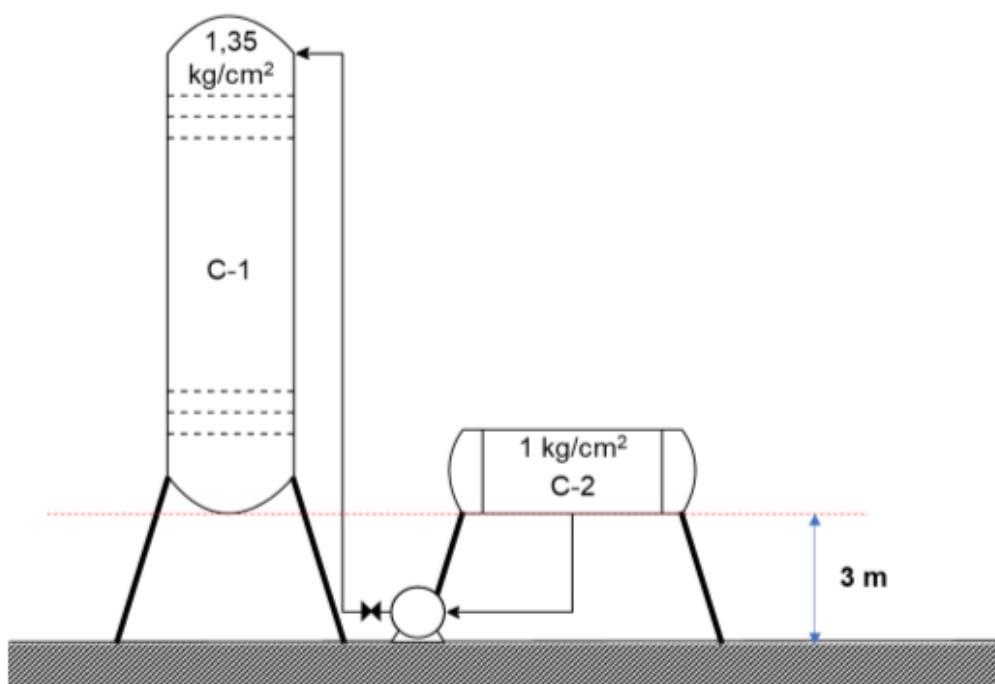


Figura 14. Sistema de bombeamento do refluxo

Os dados a serem calculados para o projeto da bomba são: a pressão na aspiração, a pressão máxima na aspiração, a diferença de pressão da bomba, a pressão de shut-off, a pressão máxima na impulsão, a potência de projeto, as vazões de operação e mínima e também o NPSH disponível.

Inicialmente será calculada a pressão na aspiração, para isto que é dada pela equação 1:

$$P_{adm} = \rho \cdot g \cdot h + P_{entrada} \quad (32)$$

Sendo ρ a densidade da corrente de líquido de entrada, g a aceleração da gravidade e h a altura do equipamento. Para isto deve-se considerar a pressão do recipiente e, como o vaso é levantado e está a uma altura de 3m acima da bomba, deve-se considerar este valor nos cálculos, assim como o nível de líquido que está no vaso-pulmão, que no caso é metade da altura que é 0,5m e a perda de carga. O cálculo está apresentado a seguir. Para encontrar a perda de carga na tubulação é necessário descobrir primeiro o seu comprimento, que será dado por, utiliza-se a equação x

$$L = 1,3 \times H \text{ (diferenças de cota)} \quad (33)$$

Onde H é diferenças de cotas, que é calculado por

$$H(m) = \Delta P \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right) \cdot \frac{1}{\rho \left(\frac{\text{g}}{\text{cm}^3} \right)} \cdot 10 \quad (34)$$

$$H(m) = \frac{(1-1,35) \times 10}{0,6165}$$

$$H = 5,677710\text{m}$$

Agora é possível encontrar o comprimento que será $L = 7,38037$ m. Sabendo disso e considerando no duto de aspiração uma perda de pressão de $0,5 \text{ kg/cm}^2/\text{km}$, é possível encontrar P_{asp} que será

$$P_{asp} = 1 + \frac{3 \cdot 9,8 \cdot 616,5}{98067} + \frac{0,5 \cdot 9,8 \cdot 616,5}{98067} - 0,07 \quad (35)$$

$$P_{asp} = 1,145627 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}}$$

A pressão máxima na aspiração deve-se considerar a altura total do vaso pulmão e trabalhar com a pressão limitante do projeto, mais a altura manométrica e todo o

diâmetro do vaso. Como a P do vaso é 1 e 1+1,8=2,8, deve-se considerar o valor de 3,5, assim:

$$P_{m\acute{a}xima\ asp} = 3,5 + \frac{3 \cdot 9,8 \cdot 616,5}{98067} + \frac{1 \cdot 9,8 \cdot 616,5}{98067} - 0,07 \quad (36)$$

$$P_{m\acute{a}xima\ asp} = 3,6764364 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}}$$

Já a pressão de impulsão é a soma da pressão da coluna com a pressão hidrostática exercida pela altura de líquido da coluna inteira somada à suspensão do equipamento seguinte e a perda de carga. A válvula fornece uma perda de carga de 0,1 kg/cm², o cálculo está apresentado a seguir:

$$P_{imp} = 1,35 + \frac{(12,3+3) \cdot 9,8 \cdot 616,5}{98067} + 0,1+0,7 \quad (37)$$

$$P_{imp} = 3,092 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}}$$

O cálculo da pressão máxima de impulsão é dado pela seguinte equação:

$$P_{imp\ max} = P_{m\acute{a}xima\ asp} + \Delta P_{max} \quad (38)$$

Onde ΔP_{max} é a impulsão fechada = 1,2. x ΔP

$$(3,092 - 1,145627) \cdot 1,2 = 2,335676 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}}$$

Assim é possível encontrar o valor da pressão máxima de impulsão

$$P_{imp\ max} = 3,6764364 + 2,335676 =$$

$$P_{imp\ max} = 6,0121 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}}$$

Agora é necessário fazer o cálculo das vazões, tanto a mínima quanto a de projeto. Considerando que a vazão é de 13,1 $\frac{\text{m}^3}{\text{h}}$, a vazão mínima (Q_{min}) é dada pela equação x e a de projeto pela equação y

$$Q_{\min} = 0,6 \times Q_{\text{normal}} \quad (39)$$

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

$$Q_{projeto} = 1,2 \times Q_{normal} \quad (40)$$

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

Para que não haja cavitação na bomba, é necessário que sua pressão de aspiração seja maior do que a de vapor do líquido. Equacionando esse cuidado, a carga líquida positiva de sucção (NPSH) disponível deve ser maior do que o requerido para o sistema.

$$NPSH (m) = \frac{(P_{adm} - P_{vap}) \cdot \rho}{10} \quad (41)$$

$$NPSH (m) = \frac{(1,21 - 1,033) \cdot 616,5}{10} = 10,9$$

Para o cálculo do consumo elétrico, deve-se projetar a bomba com a condição mais limitada, utilizando a vazão de projeto e ΔP máximo. Para encontrara a potência real consumida, é necessário antes encontrar a potência absorvida, representada pela equação 42, e a potência hidráulica, equação 43.

A potência absorvida será:

$$W_a = \frac{Q \times \Delta P}{27,4} = \frac{15,72 \times 2,335676}{27,4} = 1,11669 \text{ CV} = 0,99 \text{ kWh/h}$$

$$W_{hidráulico} = \frac{W_a}{\eta_{hidráulico}} \quad (42)$$

$$W_{hidráulico} = \frac{0,99}{0,3} = 3,2875 \text{ kWh/h}$$

$$W_C = \frac{W_{hidráulico}}{\eta_{motor}} \quad (43)$$

$$W_C = \frac{3,2875}{0,85} = 3,86769 \text{ kWh/h}$$

Com os valores acima foi possível preencher a seguinte folha de especificações .

7. Projeto de instrumentação e controle (I&C)

- Identificar todas as correntes de processo

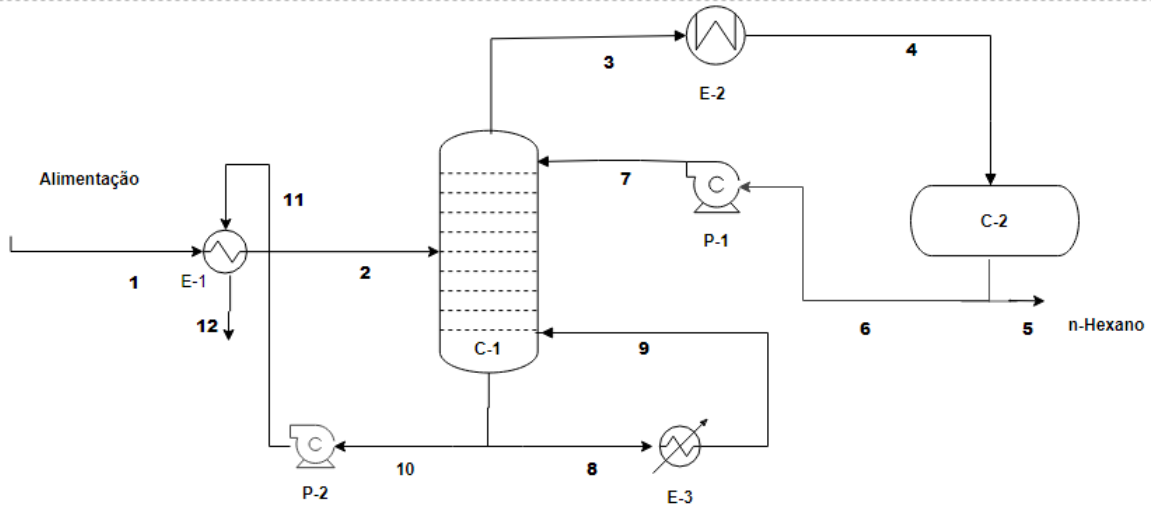


Figura 15. Correntes do processo

- Localizar e identificar no diagrama simplificado o local dos diferentes instrumentos.

- Vazão

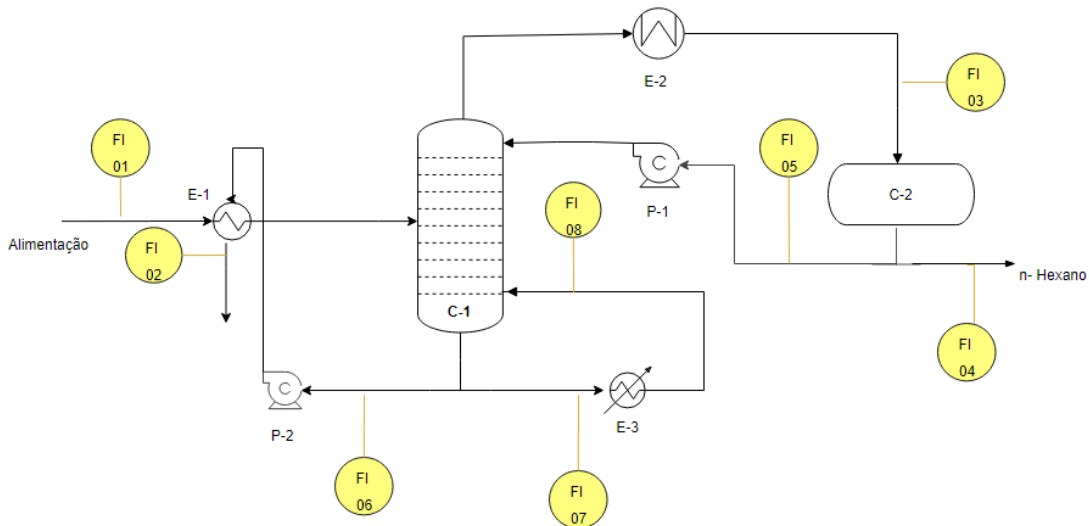


Figura 16. Instrumentos de vazão

- Temperatura

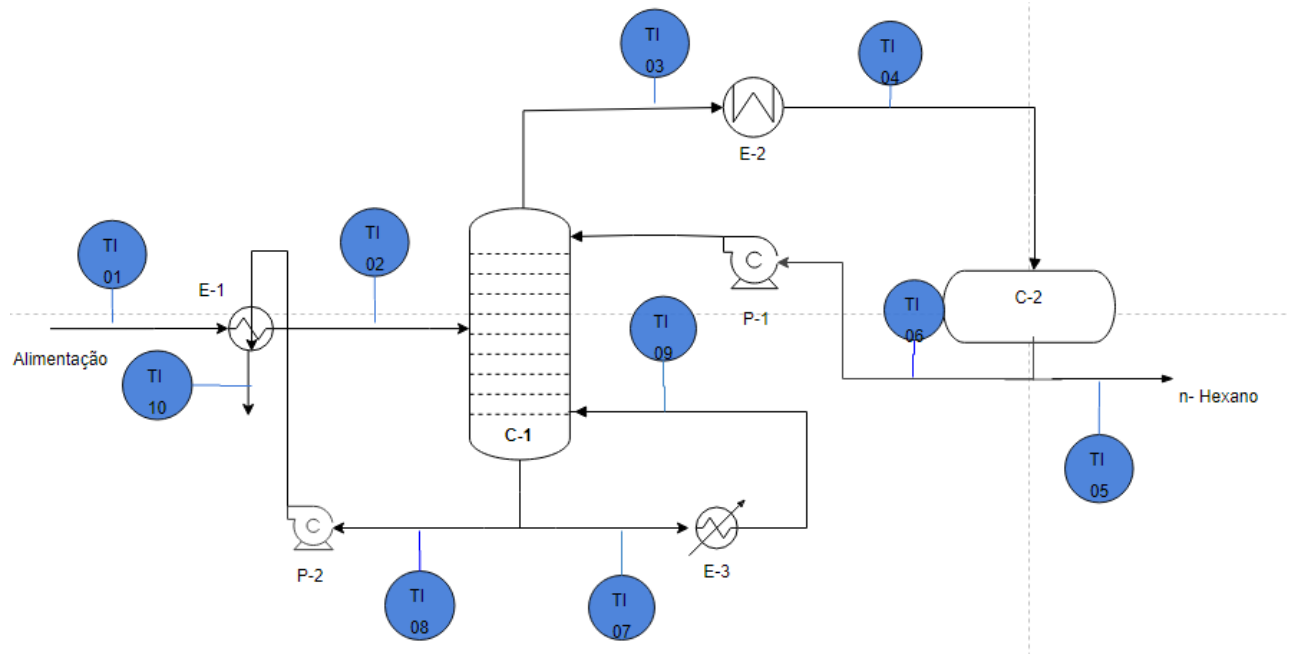


Figura 17. Instrumentos de temperatura

- Pressão

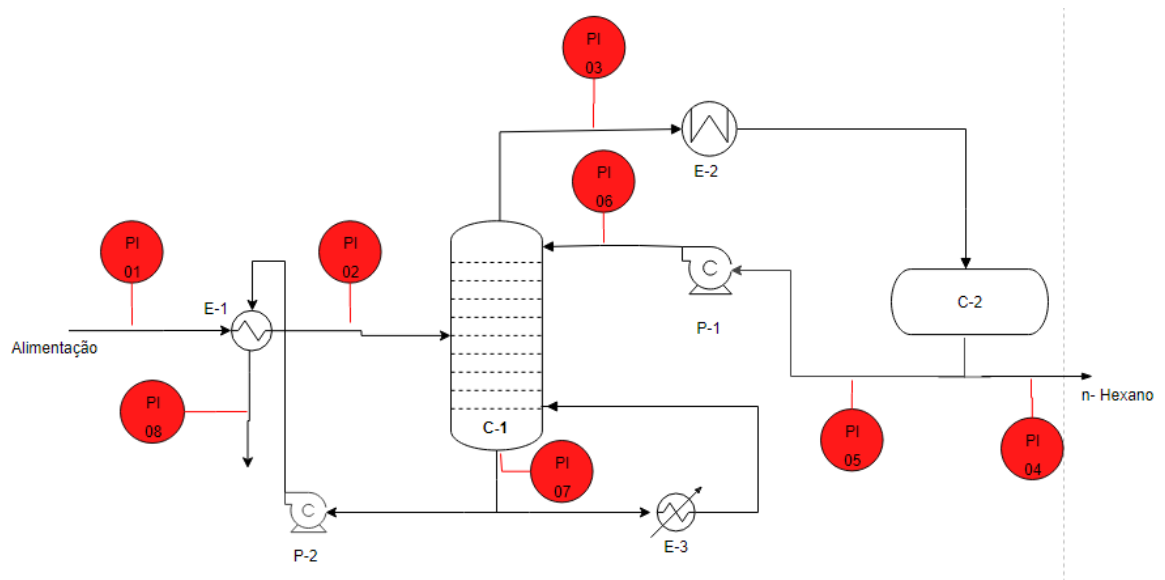


Figura 18. Instrumentos de pressão

-Nível

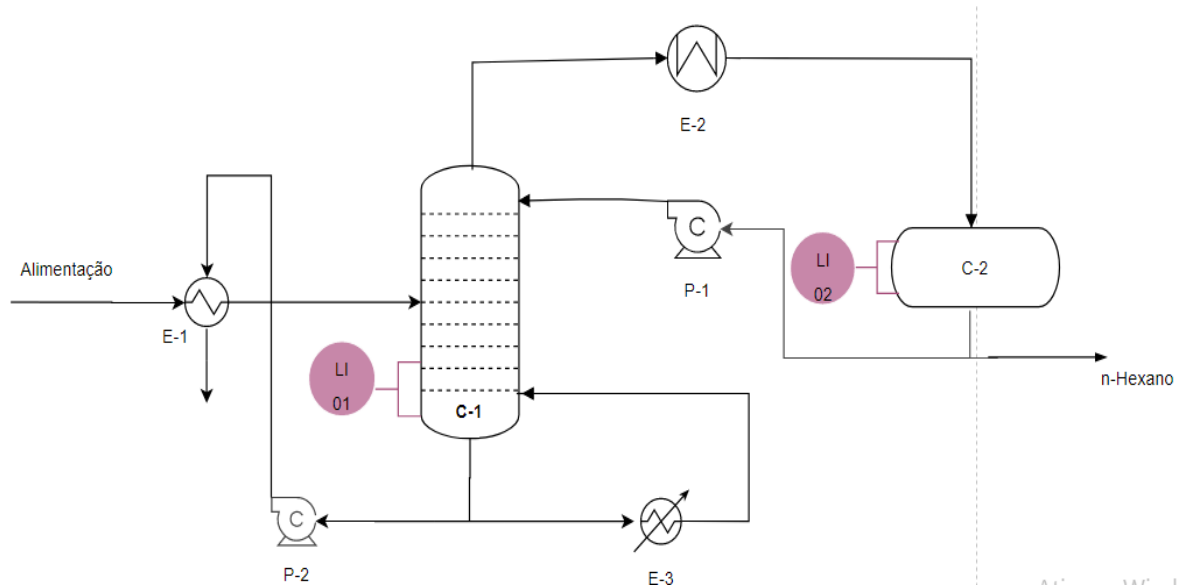


Figura 19. Instrumentos de nível

- Localizar e identificar no diagrama simplificado o local dos sistemas de controle.

-Controle de carga à planta

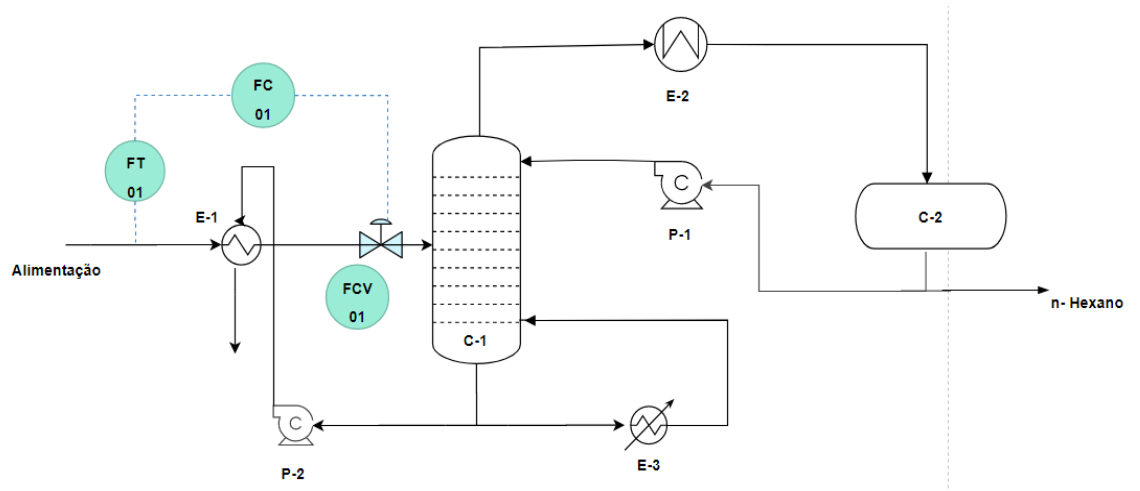


Figura 20. Controle de carga à planta

- Controle do Refluxo

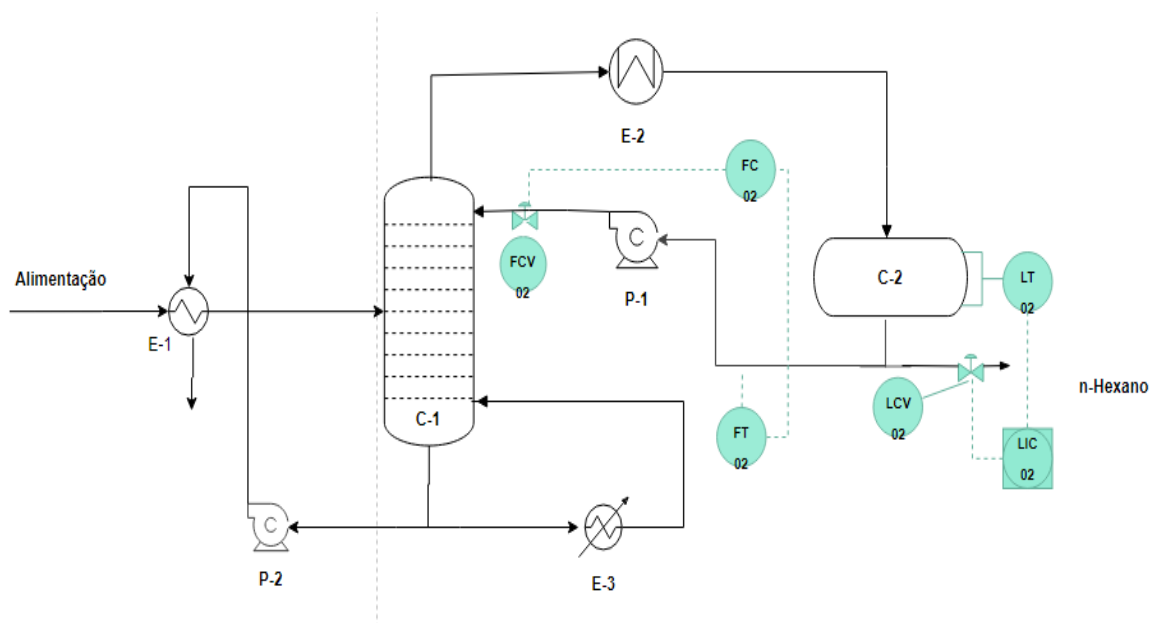


Figura 21. Controle do refluxo

- Controle de saída de produto

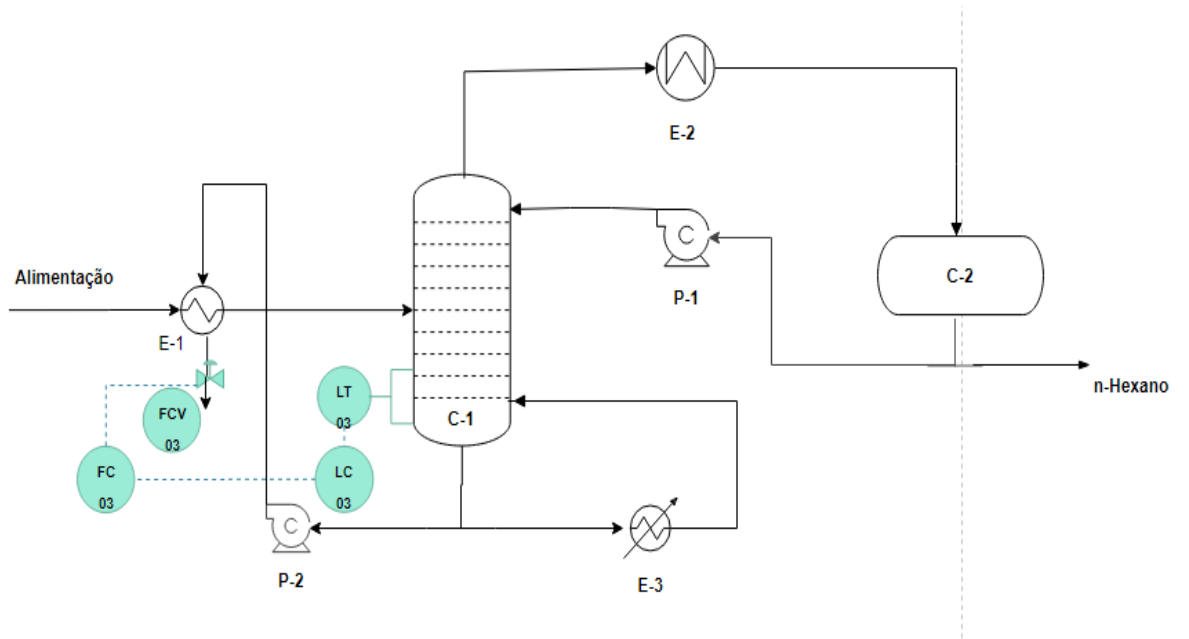


Figura 22. Controle de saída de produto

- Controle de Pressão na coluna

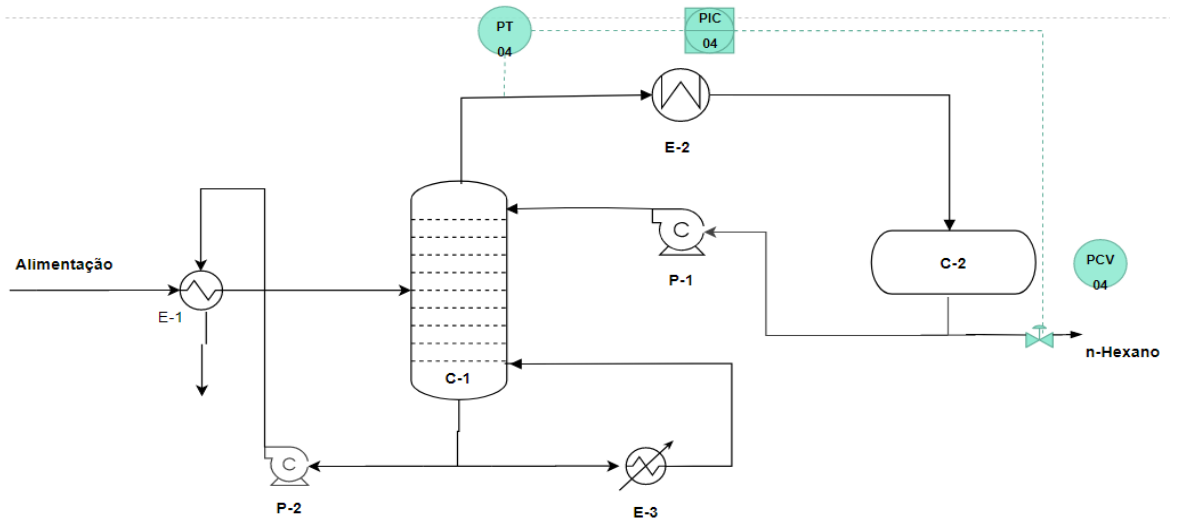


Figura 23. Controle de pressão na coluna

- Controle de temperatura em prato

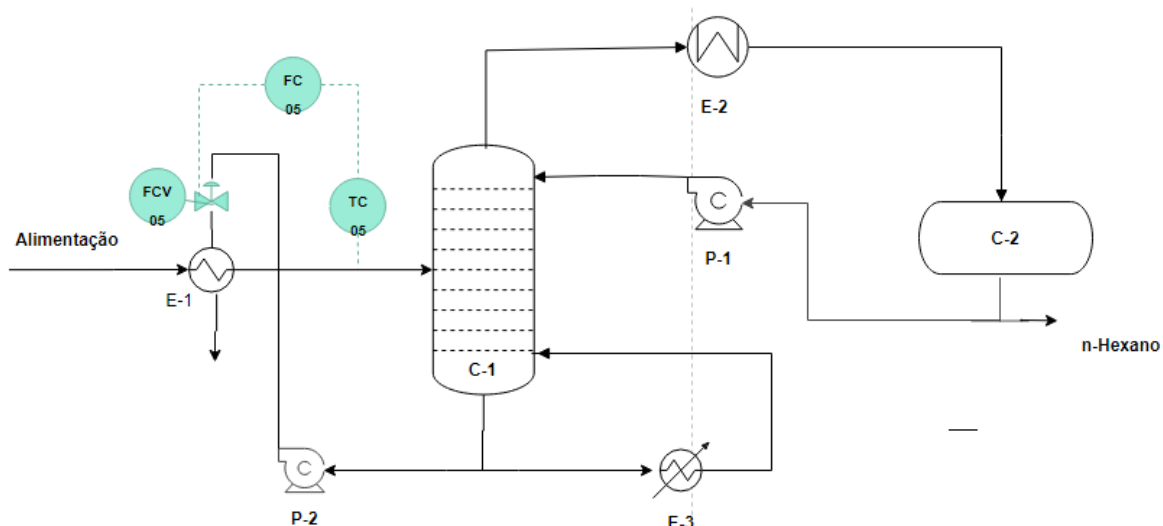


Figura 24. Controle de temperatura em prato

Tabela 25. ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE

ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle)
FIC-01	2	Controle de vazão	FT-01, FC-01 e FCV-01
FIC-02	7	Controle de vazão	FT-02, FC-02 e FCV-02
LIC-02	5	Controle de Nível	LT-02 e LCV-02
FIC-03	12	Controle de vazão	LC-03, LT-03, FCV-03 e FC-03
PIC-04	5	Controle de pressão	PT-04 e PCV-04
FIC-05	11	Controle de vazão	FCV-05, FC-05 e TC-05

Tabela 26. ESPECIFICAÇÕES 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	7	FIC-02	-	Abrir
FCV-03	12	FIC-03	-	Fechar
FCV-05	11	FIC-05	-	Fechar
LCV-02	5	LIC-02	-	Fechar
PCV-04	5	PIC-04	-	Fechar

Tabela 27. ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Fase (L, G ou M)	Vazão normal / kg/h
FI-01	1	L	-
FI-02	12	L	-
FI-03	4	L	-
FI-04	5	L	-
FI-05	6	L	-
FI-06	10	L	-
FI-07	8	L	-
FI-08	9	V	-

Tabela 28. ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE NÍVEL

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-L	-

Tabela 29. ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Temperatura normal / °C
TI-01	1	L	-
TI-02	2	L	-
TI-03	3	V	-
TI-04	4	L	-
TI-05	5	L	-
TI-06	6	L	-
TI-07	8	L	-
TI-08	10	L	-
TI-09	9	V	-
TI-10	12	L	-

Tabela 30. ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO

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

8. Folhas de especificações

8.1 Folhas de especificações correntes

Correntes

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	01	
Descrição	Corrente de Alimentação	
Pressão	98,10	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		
Fração de vapor		

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	-3,6*10 ⁵	W/m·°C
Calor específico	250,9	kJ/kmol·°C
Tensão superficial	11,97	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação		m ³ /h
Peso molecular	--	Kg/kmol
Densidade	--	Kg/m ³
Viscosidade	--	cP
Condutividade térmica	--	W/m·°C
Calor específico	--	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade		
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,40	
Heptano	0,35	
Octano	0,25	

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	02	
Descrição	Corrente de Destilado	
Pressão		Kg/cm ² g
Temperatura	79,66	°C
Vazão mássica	6967	Kg/h
Vazão molar	75	Kmol/h
Entalpia total	-0,00357	Gkcal/h
Fração de sólidos		
Fração de vapor		
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	11,30	m ³ /h
Peso molecular	92,90	Kg/kmol
Densidade	616,7	Kg/m ³
Viscosidade	0,2083	cP

Condutividade térmica	-0,00038	W/m·°C
Calor específico	227,7	kJ/kmol·°C
Tensão superficial	13,33	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	--	m ³ /h
Peso molecular	--	Kg/kmol
Densidade	--	Kg/m ³
Viscosidade	--	cP
Condutividade térmica	--	W/m·°C
Calor específico	--	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade		
COMPOSIÇÃO		
Componente		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,534	
Heptano	0,453	
Octano	0,013	

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	03	
Descrição	Corrente de Resíduo	
Pressão		Kg/cm ² g
Temperatura	150,6	°C
Vazão mássica	8525	Kg/h
Vazão molar	75,00	Kmol/h
Entalpia total	-0,003826	Gkcal/h
Fração de sólidos		
Fração de vapor		
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	-0,0343	W/m·°C
Calor específico	317	kJ/kmol·°C
Tensão superficial	9,797	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	--	m ³ /h
Peso molecular	--	Kg/kmol
Densidade	--	Kg/m ³
Viscosidade	--	cP
Condutividade térmica	--	W/m·°C
Calor específico	--	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade		
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	s0	
Heptano	0,04	
Octano	0,96	

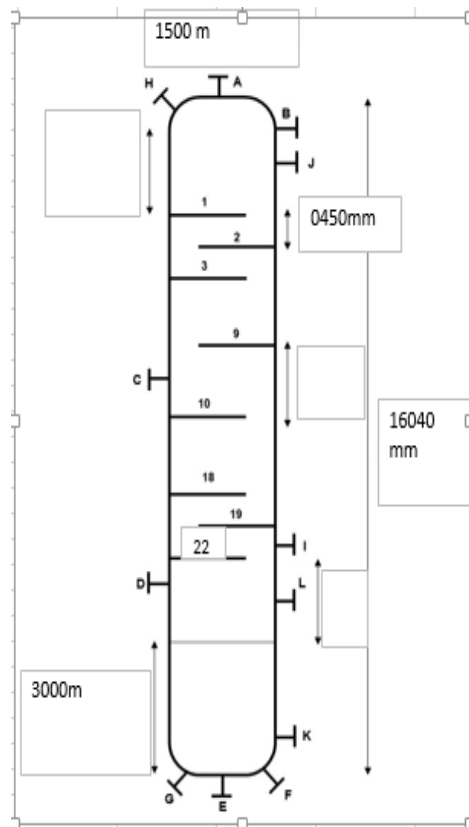
8.2 Folhas de especificação vasos, torres e reatores

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/RETORES		
Número do equipamento	C1	
Descrição	Coluna de Destilação	
Pressão no topo	0,35	Kg/cm ² g
Pressão no fundo		
Pressão de projeto	3,5	
Temperatura no topo	79,66	°C
Temperatura no fundo	150,6	
Temperatura de projeto	109,66	
Nível normal de líquido		Mm
Nível máximo de líquido (80%)	--	
Nível mínimo de líquido (20%)		
Altura	16000	
Diâmetro	15000	
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	--	Drenagem
B	2	--	Purga com vapor
C	3	--	Válvula de segurança
D	4	--	Ventilação
E	5	--	Instrumentação
F	6	--	Conexão de acesso
G	7	--	Entrada do alimento
H	8	--	Saída do vapor pelo topo
I	9	--	Retorno do refluxo

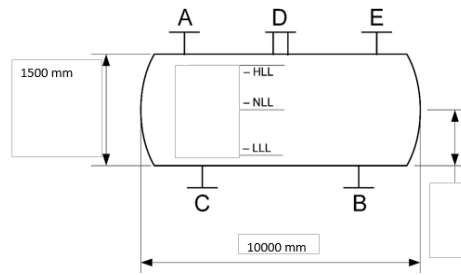
ESQUEMA DO RECIPIENTE





ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	C2		
Descrição	Vaso pulmão		
Pressão no topo	0,35	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo			
Pressão de projeto	3,5		
Temperatura no topo	79,66	°C	
Temperatura no fundo	150,6		
Temperatura de projeto	109,66		
Nível normal de líquido		Mm	
Nível máximo de líquido (80%)	--		
Nível mínimo de líquido (20%)			
Altura			
Diâmetro	1500		
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	--	Conexão de acesso
B	2	--	Purga com vapor
C	3	--	Válvula de segurança
D	4	--	Instrumentação

ESQUEMA DO RECIPIENTE



8.3 Folha de especificações pratos

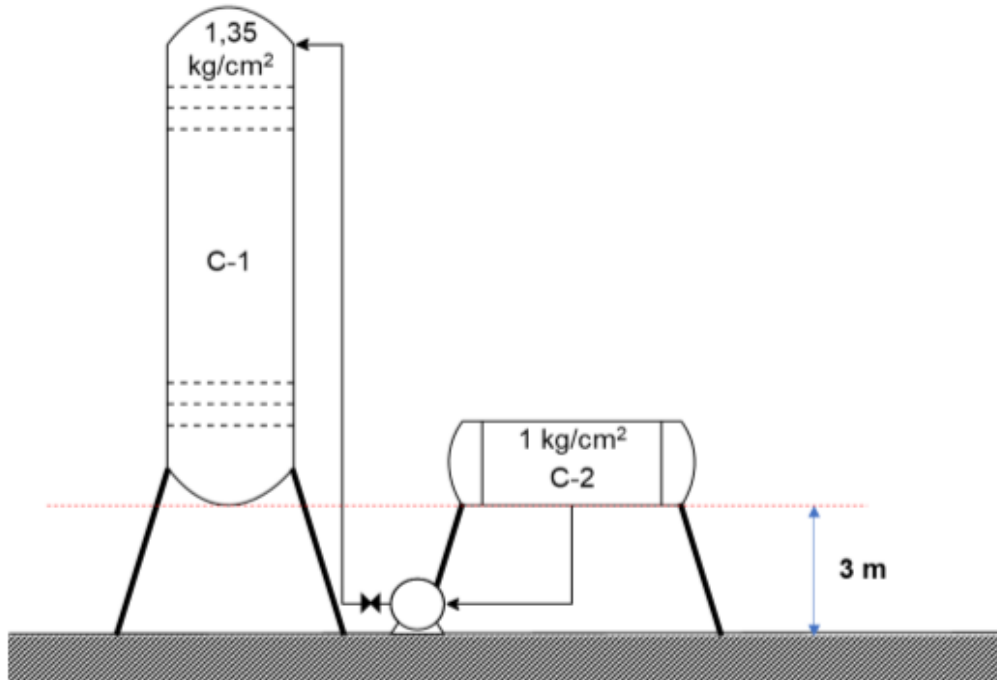
ESPECIFICAÇÕES PRATOS			
Número do equipamento	C1		
Descrição	Torre de destilação		
Número de seções da coluna	2		
SEÇÃO 1 DA COLUNA			
Identificação	Enriquecimento		
De prato/A prato	1	11	
Pressão	1,35	1,47	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,1		
Temperatura	79,66	101,4	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica			Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa			
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4286,013		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	3,242		Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	616,1		
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	0,2083		cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,1909		
Diâmetro			Mm
Número de pratos			
Espaçamento entre pratos	1,5		Mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvula		
Altura de recheio	--		Mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	--		
SEÇÃO 2 DA COLUNA			
Identificação	Esgotamento		
De prato/A prato	11	24	
Pressão	1,47	1,59	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,1		
Temperatura	101,4	150,6	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica			Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa		149,5819	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação		4286,013 239	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação		716,33	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação		3,242	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação		616,1	

Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação		0,2083	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação		0,1909	
Diâmetro			mm
Número de pratos			
Espaçamento entre pratos			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...)			

8.4 Folha de especificações 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 FLUÍDOS 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	1,35	kg/m ³	1	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)	13,1		m ³ /h	
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	7,86			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	1,146		kg/cm ² g	
Pressão na impulsão na vazão de projeto	3,092			
Pressão diferencial			kg/cm ²	
Altura diferencial	5,68		M	
NPSH disponível	10,9		M	
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada			kg/cm ²	
Pressão máxima na aspiração	3,68		kg/cm ² g	
Pressão máxima na impulsão	6,012			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão			Polegadas	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto				Kg/cm ² g
Temperatura de projeto				°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	3,868		kW	

ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO



9. Considerações finais

Para projetar uma planta química industrial, deve-se considerar o dimensionamento e a otimização dos diversos processos unitários, como a coluna de destilação, os vasos, trocadores de calor, condensador e outros. Assim como também, deve ser levado em consideração outros fatores como o custo de operação a depender do tempo estimado para o funcionamento da planta.

Considerando o custo total necessário para o funcionamento da planta, que é o custo de operação com o custo de investimento, o projeto de menor valor foi utilizando uma taxa de refluxo 20 % acima da taxa de refluxo mínima, com o valor de \$5676703 dólares. Assim, as folhas de especificações foram preenchidas utilizando este projeto de menor custo e também os seguintes cálculos necessários.

10. Referências

[1] TOWLER, Gavin. SINNOTT, Ray. Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design. Elsevier, 2012.

[2] Aurelio, Marco. Vale a pena estudar Engenharia Química. Edgard Blucher Ltda, 3 edição, 2013.

[3] Moraes, Valéria. n- Hexano necessita atenção extra, São Paulo, 9 de julho de 2017.

Disponível em <<https://www.clean.com.br/Artigo/Post/n-hexano-necessita-atencao-extra>>

[4] Alves de Souza, Liria. Índice de octano em combustíveis. Disponível em

< <https://mundoeducacao.uol.com.br/quimica/indice-octano-combustiveis.htm> >