



UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
INSTITUTO DE QUÍMICA
PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA II

GRAZIELLE DINIZ LOPES

PROJETO DE PLANTAS QUÍMICAS INDUSTRIAIS

ORIENTADOR: PROF. DR. JOSÉ JOAQUIN LINARES LÉON

BRASÍLIA

2021

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
INSTITUTO DE QUÍMICA
PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA II

GRAZIELLE DINIZ LOPES

PROJETO DE PLANTAS QUÍMICAS INDUSTRIAIS

Trabalho final apresentado à disciplina de Projeto de Engenharia Química II do Instituto de Química da Universidade de Brasília como parte dos requisitos necessários para a obtenção do bacharelado em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. José Joaquin Linares León.

BRASÍLIA

2021

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Esquema do processo de separação de benzeno e tolueno.	7
Figura 2. Método de Holland [3].	17
Figura 3. Método das porcentagens. Fornecido pelo professor.	18
Figura 4. Avaliação econômica para os processos 1 e 2.	24
Figura 5. Fluxo de caixa do processo 1.	27
Figura 6. Fluxo de caixa do processo 2.	28
Figura 7. Representação simplificada do sistema de destilação multicomponente.	29
Figura 8. Medidas para o cálculo da altura de uma torre de destilação.	34
Figura 9. Representação do sistema de destilação.	58
Figura 10. Principais propriedades das correntes do revedor.	59
Figura 11. Coeficientes de transferência de calor e de deposição. Fornecidos pelo professor.	60
Figura 12. Diâmetro do casco [4].	62
Figura 13. Representação simplificada do processo.	70
Figura 14. Diagrama simplificado do processo na seção de alimentação.	71
Figura 15. Diagrama simplificado do processo na seção de fundo.	72
Figura 16. Diagrama simplificado do processo na seção de topo.	72

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1. Balanços de massa para o processo 1.	20
Tabela 2. Balanços de massa para o processo 2.	20
Tabela 3. Valores obtidos para os métodos VAL e TIR.....	23
Tabela 4. Dados do projeto.	29
Tabela 5. Cálculo do número de pratos.	31
Tabela 6. Cálculos necessários para encontrar o diâmetro da coluna.	33
Tabela 7. Cálculo da altura da torre.	35
Tabela 8. Cálculo da espessura e do peso da torre.	36
Tabela 9. Projeto do vaso pulmão.	38
Tabela 10. Projeto dos trocadores de calor.	39
Tabela 11. Projeto da bomba de refluxo.	40
Tabela 12. Estimativa de custo dos pratos valvulados e da torre de destilação.....	41
Tabela 13. Estimativa de custo do condensador de topo e do refeedor de fundo.	42
Tabela 14. Estimativa de custo do vaso pulmão do refluxo.	43
Tabela 15. Estimativa de custo da bomba de refluxo.	44
Tabela 16. Valor do investimento.....	45
Tabela 17. Custo da água de refrigeração.....	46
Tabela 18. Custo do vapor de aquecimento.....	47
Tabela 19. Custo da eletricidade.....	47
Tabela 20. Custos totais da planta.	48

SUMÁRIO

1. Introdução	6
2. Avaliação econômica preliminar	6
2.1. Purificação de benzeno	6
2.1.1. Estimativa dos custos dos equipamentos.....	7
2.1.2. Estimativa do investimento	16
2.2. Produção de cloreto de vinilideno	20
3. Projeto de um sistema de destilação	29
3.1. Projeto da torre de destilação	30
3.2. Projeto do vaso pulmão do refluxo	36
3.3. Projeto dos sistemas de troca de calor	38
3.4. Projeto da bomba de refluxo	39
3.5. Estimativa dos custos dos equipamentos	41
3.6. Estimativa dos custos operacionais.....	45
4. Projeto de sistemas de troca de calor	58
5. Projeto do sistema de impulsão mecânica	64
6. Projeto de instrumentação e controle	70
7. Referências bibliográficas.....	75

1. Introdução

O trabalho a seguir consiste em um compilado de projetos realizados durante as disciplinas de Projeto de Engenharia Química 1 e 2, ministradas no Instituto de Química da Universidade de Brasília. Dessa forma, ao final, reúne-se todas as tarefas realizadas ao longo das duas matérias em um trabalho de conclusão de curso.

Nessas disciplinas são estudadas as diversas partes que compõem a implementação de um projeto, tais como: engenharia de processo, engenharia de detalhe e construção, entrada em funcionamento e operação, além da segurança e proteção ao meio ambiente. Para isso, dá-se ênfase em aspectos relacionados ao planejamento, à simbologia, ao layout, à seleção, à especificação e ao dimensionamento de equipamentos industriais, aos balanços de massa e energia, à avaliação econômica, às equações de projeto e de otimização de processos.

Logo, neste trabalho foram realizadas as etapas de avaliação econômica preliminar, projeto de um sistema de destilação, projeto de sistemas de troca de calor, de impulsão mecânica e de instrumentação e controle, como será abordado nos capítulos a seguir.

2. Avaliação econômica preliminar

A avaliação econômica preliminar de um projeto é uma etapa crucial no seu planejamento. A seguir, essa avaliação é realizada para dois sistemas diferentes: no primeiro, um processo de purificação de benzeno, deseja-se estimar o investimento necessário para colocar a unidade em funcionamento; no segundo, deseja-se instalar uma planta de produção de cloreto de vinilideno. Para isso, são avaliadas duas rotas possíveis, de forma a escolher aquela mais rentável.

2.1. Purificação de benzeno

No sistema em questão (Figura 1), deseja-se purificar em uma torre de destilação uma corrente formada de 40% de benzeno e 60% de tolueno. A unidade é alimentada à 25 °C e a pressão atmosférica, sendo impulsionada por meio de uma bomba centrífuga, para depois ser direcionada a um evaporador, que vaporiza 50 % dessa corrente após elevar a sua temperatura. Dessa forma, a alimentação é introduzida à torre de destilação

a fim de obter uma corrente no destilado com uma porcentagem de 95% de benzeno, e uma corrente no fundo de 95% em tolueno. Primeiramente, estima-se o custo dos equipamentos, como será realizado a seguir.

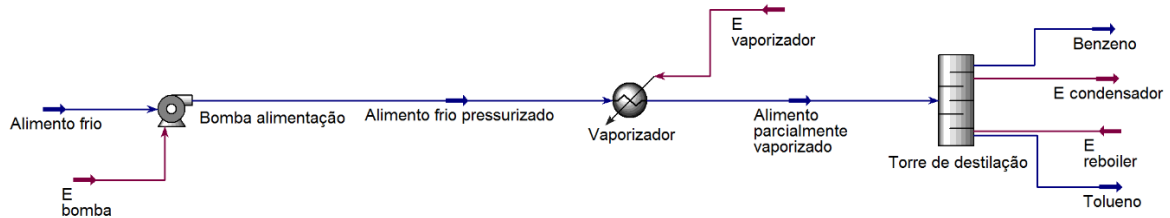


Figura 1. Esquema do processo de separação de benzeno e tolueno.

2.1.1. Estimativa dos custos dos equipamentos

A fim de estimar o custo dos equipamentos requeridos na planta, usa-se a seguinte relação [1]:

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

Onde, 'C_e' é o custo do equipamento em dólar gulf costa avaliado em 2007, 'a' e 'b' são constantes tabeladas, 'S' é o parâmetro de tamanho nas unidades tabeladas, o qual se deve manter dentro de uma determinada faixa, e 'n' é um expoente relacionado a cada tipo de equipamento.

➤ **Bomba de alimentação (centrífuga)**

▪ Dados de projeto:

$$\text{Potência} = 2,507 \text{ kW};$$

$$\text{Vazão operacional} = 57,53 \text{ m}^3/\text{h}$$

▪ Parâmetros tabelados [1] ('Single stage centrifugal'):

$$a = 6900; b = 206; n = 0,9$$

$$0,2 \leq S \leq 126 \text{ em L/s}$$

Para encontrar o valor de S, a vazão deve ser convertida para L/s → Q = 15,980 L/s (dentro da faixa de S). Assim, o custo de equipamento é:

$$C_e = 6900 + 206 \times 15,980^{0,9}$$

$$C_e = \$ 9395,09$$

Em relação à potência, considerando um motor de explosão (*‘Explosion proof motor’*), tem-se:

- Parâmetros tabelados [1] (*‘Explosion proof motor’*):

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

$$1,0 \leq S \leq 2500 \text{ em kW}$$

$$S = 2,507 \text{ kW (dentro da faixa de S)}$$

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

$$C_e = \$ 2112,32$$

➤ **Vaporizador (trocador de calor)**

- Dados de projeto:

$$\text{Quantidade de calor necessária} = 3,958 \text{ Mkal/h;}$$

$$\text{Coeficiente global de transmissão de calor} = 1000 \text{ kcal/(h.m}^2\text{.}^\circ\text{C);}$$

Vapor de baixa pressão para aquecimento ($P_{\text{operacional}} = 6 \text{ kg/cm}^2\text{g; } T = 160 \text{ }^\circ\text{C}$);

$$T_{\text{e,fluido processo}} = 25^\circ\text{C; } T_{\text{s,fluido processo}} = 112,6 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Para o cálculo da área de transferência de calor, faz-se:

$$A = \frac{Q}{U \times F_t \times \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}} \quad (2)$$

Onde o fator de correção F_t é considerado igual a 1 devido ao vapor de aquecimento operar a temperatura constante. Logo:

$$A = \frac{3,958 \times 10^6 \text{ kcal/h}}{1000 \text{ kcal/(h.m}^2\text{.}^\circ\text{C)} \times 1 \times \frac{(160 - 112,6)^\circ\text{C} - (160 - 25)^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{(160 - 112,6)^\circ\text{C}}{(160 - 25)^\circ\text{C}}\right)}}$$

$$A = 47,29 \text{ m}^2$$

Considerando um trocador casca e tubo ('U-tube shell and tube'):

- Parâmetros tabelados [1] ('U-tube shell and tube'):

$$a = 24000; b = 46; n = 1,2$$

$$10 \leq S \leq 1000 \text{ em m}^2.$$

$$S = 47,29 \text{ m}^2 \text{ (dentro da faixa de S)}$$

$$C_e = 24000 + 46 \times 47,29^{1,2}$$

$$C_e = \$ 28704,15$$

➤ **Torre de destilação**

- Dados de projeto:

Número de pratos (tipo válvula) = 15;

Diâmetro interno da torre = 2,9 m (290 cm);

Altura da torre = 15,5 m;

Tempo de retenção do líquido no fundo = 10 min;

Pressão no topo = 0 kg/cm²g;

Pressão no fundo = 1 kg/cm²g

Para o cálculo do custo do equipamento, a torre é tratada inicialmente como um vaso. Os vasos são projetados a partir do seu peso, sendo que a espessura do material, assim como a sua geometria e pressão de operação devem ser calculadas primeiramente.

Como os fluidos em questão não são corrosivos, escolhe-se o aço carbono como material do vaso. Assim, a espessura mínima do vaso (t) é calculada com a Equação 3 abaixo [1]:

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE - 1.2P_i} \quad (3)$$

Onde 'D_i' é o diâmetro interno do vaso; 'S' é o máximo de tensão que o material resiste; 'E' é a eficiência da solda e 'P_i' é a pressão interna do vaso.

Levando em conta a tensão longitudinal, tem-se:

$$t = \frac{P_i D_i}{4SE + 0.8P_i} \quad (4)$$

Para P_i , adota-se o valor relacionado a maior pressão no vaso, ou seja, $1 \text{ kg/cm}^2\text{g}$. Além disso, deve-se aplicar sobrepressões para precaver situações críticas de forma que se pode somar 10 % ao valor de P_i , ou então somar $1,8 \text{ kg/cm}^2\text{g}$. A situação que fornece o maior valor será o P_i . Entretanto, caso esse valor seja menor do que $3,5 \text{ kg/cm}^2\text{g}$, escolhe-se diretamente $P_i = 3,5 \text{ kg/cm}^2\text{g}$, como é o caso.

Como a temperatura da operação não ultrapassa $500 \text{ }^\circ\text{F}$ ($260 \text{ }^\circ\text{C}$), encontra-se para o valor de S o valor de 12900 psi , equivalente a $905,96 \text{ kg/cm}^2\text{g}$ [1]. O valor de E é considerado como um fator de segurança, já que os pontos da solda são frágeis. Um valor típico de $0,85$ pode ser usado.

Dessa forma, calcula-se o valor de 't' usando as duas equações mostradas anteriormente, selecionando o valor mais alto. Assim:

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE - 1,2P_i}$$

$$t = \frac{3,50 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}} \times 290 \text{ cm}}{2 \times 905,96 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}} \times 0,85 - 1,2 \times 3,50 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}}}$$

$$t = 0,661 \text{ cm}$$

$$t = \frac{P_i D_i}{4SE + 0,8P_i}$$

$$t = \frac{3,50 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}} \times 290 \text{ cm}}{4 \times 905,96 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}} \times 0,85 + 0,8 \times 3,50 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}}}$$

$$t = 0,329 \text{ cm}$$

Logo, o valor 't' de $0,661 \text{ cm}$ é escolhido. Além disso, deve-se adicionar a esse valor uma espessura relacionada a corrosão, que costuma valer $0,3 \text{ cm}$. Assim, $t = 0,961 \text{ cm}$.

Para o cálculo do peso do vaso de aço [1], tem-se:

$$W_v = 240C_w D_m (H_v + 0.8D_m)t \quad (5)$$

Onde, 'W_v' é o peso total da torre em N, excluindo os pratos; 'C_w' é um fator que leva em conta a massa de diversos componentes, valendo 1,15 para torres de destilação; 'D_m' é o diâmetro interno da torre somado à espessura (t) em m, valendo 2,90961 m; 'H_v' é a altura da torre e 't' é a espessura em mm.

$$W_v = 240 \times 1,15 \times 2,90961 \times (15,5 + 0,8 \times 2,90961) \times 9,61$$

$$W_v = 137582,21 \text{ N}$$

Dividindo pela aceleração da gravidade ($g = 9,81 \text{ m/s}^2$) encontra-se a massa do vaso:

$$m_v = \frac{W_v}{g} \quad (6)$$

$$m_v = 14024,69 \text{ kg}$$

Por fim, pode-se calcular o custo da torre ('*pressure vessels* → *vertical,cs*'), sendo que:

- Parâmetros tabelados [1] ('*pressure vessels* → *vertical,cs* '):

$$a = 10000; b = 29; n = 0,85$$

$$160 \leq S \leq 250000 \text{ em kg}$$

$$S = 14024,69 \text{ kg (dentro da faixa de S)}$$

$$C_e = 10000 + 29 \times 14024,69^{0,85}$$

$$C_e = \$ 107108,51$$

Para o cálculo do custo dos pratos ('*valve trays*'), com diâmetro de 2,9 m, tem-se:

- Parâmetros tabelados [1] ('*valve trays* '):

$$a = 180; b = 340; n = 1,9$$

$$0,5 \leq S \leq 5,0 \text{ em m}$$

$S = 2,9 \text{ m}$ (dentro da faixa de S)

$$C_e = 180 + 340 \times 2,9^{1,9}$$

$$C_e = \$ 2750,60 \text{ por prato}$$

$$C_{e,15 \text{ pratos}} = 15 \times \$ 2750,60 = \$41259,05$$

➤ **Condensador/trocador de calor**

▪ Dados de projeto:

Quantidade de calor a retirar = 7,209 Mkal/h;

Coefficiente global de transmissão de calor = 700 kcal/(h.m².°C);

Água para resfriamento ($T_e = 28^\circ\text{C}$; $T_{s,\text{máx}} = 45^\circ\text{C}$);

$$T_{\text{fluido,processo}} = 81,19^\circ\text{C}$$

Para o cálculo da área de transferência de calor, faz-se:

$$A = \frac{Q}{U \times F_t \times \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}}$$

Onde o fator de correção F_t é considerado igual a 1 já que o fluido do processo opera à temperatura constante.

$$A = \frac{7,209 \times 10^6 \text{ kcal/h}}{700 \text{ kcal}/(\text{h.m}^2.\text{°C}) \times 1 \times \frac{(81,19 - 45)^\circ\text{C} - (81,19 - 28)^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{(81,19 - 45)^\circ\text{C}}{(81,19 - 28)^\circ\text{C}}\right)}}$$

$$A = 233,28 \text{ m}^2$$

▪ Parâmetros tabelados [1] ('U-tube shell and tube'):

$$a = 24000; b = 46; n = 1,2$$

$$10 \leq S \leq 1000 \text{ em m}^2$$

$$S = 233,28 \text{ m}^2 \text{ (dentro da faixa de S)}$$

$$C_e = 24000 + 46 \times 233,28^{1,2}$$

$$C_e = \$ 55930,88$$

➤ **Reboiler/trocador de calor**

▪ Dados de projeto:

Quantidade de calor necessária = 5,146 Mkal/h;

Coeficiente global de transmissão de calor = 1000 kcal/(h.m².°C);

Vapor de baixa pressão para aquecimento (P_{operacional} = 6 kg/cm²g ; T= 160 °C);

$$T_{\text{fluido processo}} = 133,6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Para o cálculo da área de transferência de calor, faz-se:

$$A = \frac{Q}{U \times F_t \times \Delta T} \quad (7)$$

Onde o fator de correção F_t é considerado igual a 1 já que os fluidos operam à temperatura constante.

$$A = \frac{5,146 \times 10^6 \text{ kcal/h}}{1000 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \times 1 \times (160 - 133,6)^\circ\text{C}}$$

$$A = 194,92 \text{ m}^2$$

▪ Parâmetros tabelados [1] ('U-tube Kettle reboiler'):

$$a = 25000; b = 340; n = 0,9$$

$$10 \leq S \leq 500 \text{ em m}^2$$

$$S = 194,92 \text{ m}^2 \text{ (dentro da faixa de S)}$$

$$C_e = 25000 + 340 \times 194,92^{0,9}$$

$$C_e = \$ 64115,57$$

➤ **Tanque pulmão**

▪ Dados de projeto:

$$\text{Razão de refluxo (L/D)} = 5;$$

$$\text{Vazão volumétrica de destilado} = 21,86 \text{ m}^3/\text{h};$$

Vazão volumétrica de refluxo = 73,44 m³/h;

Tempo de retenção = 10 min;

Nível normal de líquido = 50% do diâmetro do tanque;

Diâmetro do tanque = 2,1 m,

Comprimento do tanque = 10,5 m;

Pressão de operação = 0 kg/cm²g.

O tanque, assim como a torre de destilação, é tratado como um vaso para o cálculo do custo do equipamento. Logo, da mesma forma, escolhe-se o aço carbono como material do vaso. Assim, a espessura mínima do vaso (t) é:

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

Para a tensão longitudinal:

$$t = \frac{P_i D_i}{4SE + 0.8P_i}$$

Com uma pressão de operação de 0 kg/cm²g, seguindo o mesmo argumento da torre de destilação, adota-se o valor de $P_i = 3,5 \text{ kg/cm}^2\text{g}$. Da mesma forma, o valor de S usado é 905,96 kg/cm²g e o valor de E como 0,85. Assim:

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE - 1,2P_i}$$

$$t = \frac{3,50 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}} \times 210 \text{ cm}}{2 \times 905,96 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}} \times 0,85 - 1,2 \times 3,50 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}}}$$

$$t = 0,478 \text{ cm}$$

$$t = \frac{P_i D_i}{4SE + 0,8P_i}$$

$$t = \frac{3,50 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 \text{g}} \times 210 \text{ cm}}{4 \times 905,96 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 \text{g}} \times 0,85 + 0,8 \times 3,50 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 \text{g}}}$$

$$t = 0,238 \text{ cm}$$

Logo, escolhe-se o valor 't' igual a 0,478 cm. Ainda, adiciona-se 0,3 cm a esse valor devido à corrosão. Assim, t = 0,778 cm.

Para o cálculo do peso do vaso de aço:

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

Onde, 'W_v' é o peso total do tanque; 'C_w', por ser um tanque mais simples, vale 1,08; 'D_m' é o diâmetro interno do vaso somado à espessura (t) em m, valendo 2,10778 m; 'H_v' é o comprimento do tanque e 't' é a espessura em mm.

$$W_v = 240 \times 1,08 \times 2,10778 \times (10,5 + 0,8 \times 2,10778) \times 7,78$$

$$W_v = 51797,53 \text{ N}$$

Dividindo pela aceleração da gravidade (g = 9,81 m/s²) encontra-se a massa do vaso:

$$m_v = 5280,07 \text{ kg}$$

Por fim, calcula-se o custo do tanque ('pressure vessels → horizontal,cs'):

- Parâmetros tabelados [1] ('pressure vessels → horizontal,cs'):

$$a = 8800; b = 27; n = 0,85$$

$$160 \leq S \leq 50000 \text{ em kg}$$

$$S = 5280,07 \text{ kg (dentro da faixa de S)}$$

$$C_e = 8800 + 27 \times 5280,07^{0,85}$$

$$C_e = \$ 48210,10$$

Assim, o custo total dos equipamentos, em dólar gulf costa avaliado em 2007, é de:

$$C_{e,total/2007} = \$ (9395,09 + 2112,32 + 28704,15 + 107108,51 + 41259,05 + \\ + 55930,88 + 64115,57 + 48210,10)$$

$$C_{e,total/2007} = \$ 356835,67$$

Atualizando esse valor para o ano de 2018 de acordo com o índice CEPCI ('*Chemical Engineering Plant Cost Index*') [2]:

$$C_{e,total/2018} = C_{e,total/2007} \times \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2007}} \quad (8)$$

$$C_{e,total/2018} = \$ 356835,67 \times \frac{588}{525}$$

$$C_{e,total/2018} = \$399655,95$$

2.1.2. Estimativa do investimento

Assim, pode-se fazer uma estimativa do investimento (I):

$$I = \text{imobilizado} + \text{capital de giro} + \text{gastos prévios} + \text{gastos para} \\ \text{entrada em funcionamento} \quad (9)$$

O imobilizado, também chamado de capital fixo (C_{fixo}), pode ser calculado a partir do custo dos equipamentos principais, através do método da estimação fatorial, como o método de Holland [3]:

$$C_{fixo} = \varphi_1 \varphi_2 \varphi_3 C_{e,total} \quad (10)$$

A fim de realizar uma estimativa inicial, já que não se possui muitos dados adicionais a respeito da planta, os valores ' f ', contidos na Figura 2 [3], foram grosseiramente estimados através da média dos valores na faixa indicada.

TABLE 4.16 Holland Method

$C_{tc} = \phi_1 \phi_2 \phi_3 C_{eq}$ C_{tc} = fixed capital cost of plant C_{eq} = major process equipment cost, delivered $\phi_1 = 1.45$ for solids processing $\phi_1 = 1.39$ for mixed solids–fluid processing $\phi_1 = 1.47$ for fluid processing $\phi_2 = 1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4 + f_5$ $\phi_3 = 1 + f_6 + f_7 + f_8$ Process piping factor range: $f_1 = 0.07–0.10$ for solids processing $f_1 = 0.10–0.30$ for solids–fluid processing $f_1 = 0.30–0.60$ for fluid processing Instrumentation factor ranges: $f_2 = 0.02–0.05$ for little automatic control $f_2 = 0.05–0.10$ for some automatic control Buildings factor ranges: $f_3 = 0.05–0.20$ for outdoor units $f_3 = 0.20–0.60$ for mixed indoor outdoor units $f_3 = 0.60–1.00$ for indoor units	Facilities factor range: $f_4 = 0–0.05$ for minor additions $f_4 = 0.05–25$ for major additions $f_4 = 0.25–1.00$ for a new site Outside lines factor ranges: $f_5 = 0–0.05$ for existing plant $f_5 = 0.05–0.15$ for separated units $f_5 = 0.15–0.25$ for scattered units Engineering and construction factor ranges: $f_6 = 0.20–0.35$ for straightforward plants $f_6 = 0.35–0.50$ for complex plants Size factor ranges: $f_7 = 0–0.05$ for large plants $f_7 = 0.05–0.15$ for small plants $f_7 = 0.15–0.35$ for experimental units Contingency factor ranges: $f_8 = 0.10–0.20$ for a firm process $f_8 = 0.20–0.30$ for a process subject to change $f_8 = 0.30–.50$ for a tentative process
---	--

Figura 2. Método de Holland [3].

Onde:

$$\varphi_1 = 1,47 \text{ (operação com fluidos)}$$

$$\varphi_2 = 1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4 + f_5 \quad (11)$$

$$\varphi_3 = 1 + f_6 + f_7 + f_8 \quad (12)$$

▪ Estimativas:

Tubulações: $f_1 = 0,45$ (processos com fluidos)

Instrumentação de controle: $f_2 = 0,075$ (alguma automação)

Terrenos/edifícios: $f_3 = 0,40$ (construção semi-aberta)

Auxiliares: $f_4 = 0,625$ (ainda não existe nenhuma instalação)

Tubulações externas: $f_5 = 0,10$ (unidades separadas)

Engenharia e construção: $f_6 = 0,275$ (planta mais simples)

Tamanho da planta: $f_7 = 0,10$ (planta pequena)

Imprevistos: $f_8 = 0,15$ (processo bem estabelecido)

$$\varphi_2 = 1 + 0,45 + 0,075 + 0,40 + 0,625 + 0,10 = 2,65$$

$$\varphi_3 = 1 + 0,275 + 0,10 + 0,15 = 1,525$$

$$C_{fixo} = (1,47) \times (2,65) \times (1,525) \times (\$399655,95) = \$ 2374211,12$$

Esse capital fixo também pode ser estimado pelo método das porcentagens (Figura 3):

Partida	Porcentagem
Equipamento (E)	E
Materiais (M)	(60-70 %) E
Obra civil e edifícios	28 %
Tubulações e infraestrutura	45%
Instrumentação	10%
Eletricidade	10%
Isolamento	5 %
Pintura	2 %
Engenharia de detalhe	
Projeto grande	15-20 % (E+M)
Projeto pequeno	40-50 % (E+M)
Engenharia de processo, licenças e catalisadores	Não avaliável pelo método das porcentagens
Construção	50-70 % (E+M)
Supervisão da construção	10 % (E+M)
TOTAL ÁREA DE PROCESSO	ISBL (Inside Battery Limits)
Serviços auxiliares	4% ISBL
Off-sites	8% ISBL
Gastos de arranque	3-4 % ISBL
Contingências e imprevistos	5-15 % ISBL

Figura 3.Método das porcentagens. Fornecido pelo professor.

- Estimativas:

$$Equipamento = \$399655,95$$

$$Materiais = 0,65 \times \$399655,95 = \$259776,37$$

$$Engenharia\ de\ detalhe\ (projeto\ pequeno) = 0,45 \times (\$399655,95 + \$259776,37) = \$296744,54$$

$$Construção = 0,60 \times (\$399655,95 + \$259776,37) = \$395659,39$$

$$Supervisão\ de\ construção = 0,10 \times (\$399655,95 + \$259776,37) = \$65943,23$$

$$ISBL = \$399655,95 + \$259776,37 + \$296744,54 + \$395659,39 + \$65943,23 = \$1417779,48$$

$$\text{Serviços auxiliares} = 0,04 \times \$1417779,48 = \$56711,18$$

$$\text{Off-sites} = 0,08 \times \$1417779,48 = \$113422,36$$

$$\text{Gastos de arranque} = 0,035 \times \$1417779,48 = \$49622,28$$

$$\text{Contingências e imprevistos} = 0,10 \times \$1417779,48 = \$141777,95$$

Logo:

$$C_{fixo} = \$1417779,48 + \$56711,18 + \$113422,36 + \$49622,28 + \$141777,95 = \$1779313,25$$

O capital de giro (CG) costuma ser de 10 a 30 % do capital fixo. Assumindo um valor de 20%:

$$CG_{m.holland} = 0,20 \times \$2374211,12 = \$474842,22$$

$$CG_{m. porcentagens} = 0,20 \times \$1779313,25 = \$355862,65$$

Os gastos prévios (GP) podem ser avaliados como sendo diretamente proporcionais ao capital fixo/imobilizado por um fator de 0,1 até 3. Assumindo um valor médio de 1,55:

$$GP_{m.holland} = 1,55 \times \$2374211,12 = \$3680027,24$$

$$GP_{m. porcentagens} = 1,55 \times \$1779313,25 = \$2757935,54$$

Os gastos para entrada em funcionamento (GF) podem ser avaliados como sendo diretamente proporcionais ao capital fixo/imobilizado por um fator de 0,05 até 0,25. Assumindo um valor médio de 0,15:

$$GF_{m.holland} = 0,15 \times \$2374211,12 = \$356131,67$$

$$GF_{m. porcentagens} = 0,15 \times \$1779313,25 = \$266896,99$$

Assim, o investimento, pelos dois métodos, seria de:

$$I_{m.holland} = \$2374211,12 + \$474842,22 + \$3680027,24 + \$356131,67 = \\ \$6885212,25$$

$$I_{m. porcentagens} = \$1779313,25 + \$355862,65 + \$2757935,54 + \$266896,99 = \\ \$5160008,43$$

Como se pode observar, os valores dos investimentos são discrepantes devido às estimativas de diversos fatores associados aos métodos em questão. Para uma estimativa mais precisa, deve-se fazer uma análise mais detalhada do processo.

2.2. Produção de cloreto de vinilideno

Deseja-se implantar uma planta de produção de cloreto de vinilideno com capacidade de 40 ktoneladas (kt). Para isso, são avaliadas duas rotas de processo possíveis, com viabilidade técnica comprovada, de forma que a escolha entre as duas é feita a partir de uma projeção econômica temporal, com base na rentabilidade obtida pelos métodos de valor líquido atualizado (VAL) e da taxa interna de retorno (TIR). Os dados de projeto e balanços de massa se encontram nas Tabelas 1 e 2.

Tabela 1. Balanços de massa para o processo 1.

Componente	Coefficiente t/t produto	R\$/kg
Cloro	-0,92	0,62
Ácido clorídrico	0,47	0,94
Tricloroetano	0,13	2,42
Cloreto de vinilo	-0,72	1,76
Cloreto de vinilideno	1,00	3,09

- **Custo de energia:** 247,08 R\$/t de produto.
- **Investimento fixo para uma planta de 23 kt:** MR\$ 83,72.

Tabela 2. Balanços de massa para o processo 2.

Componente	Coefficiente t/t produto	R\$/kg
Cloro	-3,01	0,62
Etano	-0,56	0,26
Cloreto de etilo	0,08	1,59
Ácido clorídrico	2,11	0,94
Cloreto de vinilideno	1,00	3,09

- **Custo de energia:** 437,68 R\$/t de produto.
- **Investimento fixo para uma planta de 23 kt:** MR\$ 101,20.

- Dados para a realização da avaliação econômica:

Taxa mínima de juros = 10%;

Taxa de impostos = 35%;

Depreciação anual (amortização linear a 10 anos) = 10%;

Quantidade de vagas = 3 (cada uma ocupada por 4,8 operários em média, com um salário anual bruto para a empresa de R\$ 180.000,00);

Maturidade do setor industrial = elevada;

Inflação anual (constante) = 5%;

Ainda, considera-se um horizonte temporal de 3 anos para colocar a planta em funcionamento e de 15 anos de operação, de forma que:

- *Ano 0:* 30% do investimento + 33,3% dos gastos prévios;
- *Ano 1:* 60% do investimento + 33,3% dos gastos prévios;
- *Ano 2:* 10% do investimento + gastos de entrada em funcionamento + capital de giro + 33,3% dos gastos prévios;
- *Último ano:* recupera-se todo o capital de giro (corrigido pela inflação), junto com um 10% do investimento em sucata (sem correção da inflação).

Dessa forma, os parâmetros foram calculados da seguinte forma:

- Imobilizado (Im): pode ser encontrado a partir dos dados de uma planta semelhante com capacidade (S) diferente da seguinte forma [1]:

$$Im_2 = Im_1 \times \left(\frac{S_2}{S_1}\right)^n \quad (13)$$

Onde 'n' assume um valor típico de 0,6 [3].

- Capital de giro (CG): pode ser adotado como 20 % do imobilizado [3].
- Gastos prévios (GP): costumam oscilar entre 0,1 e 3 vezes o valor do imobilizado. Já que o setor industrial possui maturidade elevada, o menor valor é adotado.
- Gastos para entrada em funcionamento (GF): variam entre 0,05 e 0,25 do valor do imobilizado. Da mesma forma que o GP, escolhe-se o menor valor.

▪ Venda dos produtos obtidos

$$\text{Vendas} = \text{Fator de produção} \times \text{Produção} \times \text{Preço unitário} \quad (14)$$

▪ Custos

✓ *Custos de fabricação direto:*

$$\text{Matéria prima} = \text{Fator de consumo} \times \text{Consumo} \times \text{Preço unitário} \quad (15)$$

$$\text{Mão de obra} = 3 \text{ vagas} \times 4,8 \text{ operários/vaga} \times \text{R\$ } 180.000,00 \text{ anual/operário}$$

✓ *Custos de fabricação indiretos:*

- Fixos: diretivos e empregados, impostos, seguros.

Diretivos e empregados: variam entre 0,10 e 0,40 do valor da mão de obra direta. Escolhe-se o menor valor.

Impostos: variam entre 0,05 e 0,01 do valor do imobilizado. Escolhe-se o menor valor.

Seguros: valor típico de 0,01 proporcional ao imobilizado.

- Variáveis: mão de obra indireta, serviços gerais, abastecimento, manutenção, laboratório, embalagem.

Mão de obra indireta: variam entre 0,15 e 0,45 do valor da mão de obra direta. Escolhe-se o menor valor.

Serviços gerais: apenas a eletricidade relacionada a produção de cloreto de vinilideno.

Abastecimento: variam entre 0,002 e 0,15 do valor do imobilizado. Escolhe-se o menor valor.

Manutenção: variam entre 0,02 e 0,12 do valor do imobilizado. Escolhe-se o menor valor.

Laboratório: variam entre 0,05 e 0,25 do valor da mão de obra direta. Escolhe-se o menor valor.

Embalagem: variam entre 0,15 e 0,40 do valor das vendas. Escolhe-se o menor valor.

- Gastos gerais
 - ✓ Gastos comerciais: variam entre 0,05 e 0,1 dos custos de fabricação. Escolhe-se o menor valor.
 - ✓ Gerência: variam entre 0,03 e 0,06 dos custos de fabricação. Escolhe-se o menor valor.
 - ✓ Pesquisa e serviço técnico: valor típico de 0,01 proporcional às vendas.

- Custo total: custos de fabricação + gastos gerais

Os fluxos de caixa e todos os cálculos necessários para a aplicação dos métodos do valor atualizado líquido (VAL) e da taxa interna de retorno (TIR) foram realizados em planilha de Excel, as quais se encontram nas Figuras 4,5 e 6.

Na Tabela 3 abaixo pode-se observar os resultados obtidos por ambos os métodos, de forma que o valor atualizado líquido, assim como a taxa de juros obtida pelo método da taxa interna de retorno são maiores para o processo 2, fazendo com que ele seja o projeto mais rentável.

Tabela 3. Valores obtidos para os métodos VAL e TIR.

	VAL	TIR
Processo 1	R\$ 46.293.812,18	13,90 %
Processo 2	R\$ 174.994.574,67	20,82 %

PLANTA DE PRODUÇÃO DE CLORETO DE VINILIDENO					
Capacidade da planta (kt)	40				
INFORMAÇÃO PREVIA					
Processo 1	Capacidade da planta (kt)	23	Custo de energia (R\$/ t de cloreto de vinilideno)	247,08	
	Imobilizado (R\$)	R\$ 83.720.000,00	***	***	
Processo 2	Capacidade da planta (kt)	23	Custo de energia (R\$/ t de cloreto de vinilideno)	437,68	
	Imobilizado (MR\$)	R\$ 101.200.000,00	***	***	
ESTIMATIVA DO INVESTIMENTO					
Processo 1	Estimação do imobilizado da planta (R\$)	R\$ 116.688.622,44			
	Capital de giro (R\$)	R\$ 23.337.724,49			
	Gastos prévios (R\$)	R\$ 11.668.862,24			
	Entrada em funcionamento (R\$)	R\$ 5.834.431,12			
Processo 2	Estimação do imobilizado da planta (R\$)	R\$ 141.052.180,98			
	Capital de giro (R\$)	R\$ 28.210.436,20			
	Gastos prévios (R\$)	R\$ 14.105.218,10			
	Entrada em funcionamento (R\$)	R\$ 7.052.609,05			
ESTIMATIVA DAS VENDAS DOS PRODUTOS FORMADOS					
Processo 1	Produtos obtidos	Fator de produção	Produção (t)	Preço unitário (R\$/t)	Vendas (R\$)
	Ácido clorídrico	0,47	40000	940	R\$ 17.672.000,00
	Tricloroetano	0,13		2420	R\$ 12.584.000,00
	Cloreto de vinilideno	1,00		3090	R\$ 123.600.000,00
Vendas total (R\$)	R\$ 153.856.000,00				
Processo 2	Produtos obtidos	Fator de produção	Produção (t)	Preço unitário (R\$/t)	Vendas (R\$)
	Cloreto de etilo	0,08	40000	1590	R\$ 5.088.000,00
	Ácido clorídrico	2,11		940	R\$ 79.336.000,00
	Cloreto de vinilideno	1,00		3090	R\$ 123.600.000,00
Vendas total (R\$)	R\$ 208.024.000,00				

Figura 4. Avaliação econômica para os processos 1 e 2.

ESTIMATIVA DOS CUSTOS					
Processo 1	Custo de fabricação diretos				
	Matérias primas	Fator de produção	Produção (t)	Preço unitário (R\$/t)	
	Cloro	0,92	40000	620	
	Cloreto de vinilo	0,72		1760	
		Vagas	Operários	Custo unitário anual	
	Mão de obra	3	4,8	180000	
	Total custos de fabricação diretos (R\$)		R\$ 76.096.000,00		
	Custo de fabricação indiretos fixos				
		Custo (R\$)			
	Diretivos e empregados	R\$ 259.200,00			
	Impostos	R\$ 583.443,11			
	Seguros	R\$ 1.166.886,22			
	Custo de fabricação indiretos variáveis (R\$)				
	Mão de obra indireta	R\$ 388.800,00			
	Serviços gerais	R\$ 9.883.200,00			
Abastecimento	R\$ 233.377,24				
Manutenção	R\$ 2.333.772,45				
Laboratório	R\$ 129.600,00				
Embalagem	R\$ 23.078.400,00				
Total custo de fabricação (R\$)				R\$ 114.152.679,03	
Total custos de fabricação diretos (R\$)		R\$ 38.056.679,03			
Processo 2	Custo de fabricação diretos				
	Matérias primas	Fator de produção	Produção (t)	Preço unitário (R\$/t)	
	Cloro	3,01	40000	620	
	Etano	0,56		260	
		Vagas	Operários	Custo unitário anual	
	Mão de obra	3	4,8	180000	
	Total custos de fabricação diretos (R\$)		R\$ 83.064.000,00		
	Custo de fabricação indiretos fixos				
		Custo (R\$)			
	Diretivos e empregados	R\$ 259.200,00			
	Impostos	R\$ 705.260,90			
	Seguros	R\$ 1.410.521,81			
	Custo de fabricação indiretos variáveis (R\$)				
	Mão de obra indireta	R\$ 388.800,00			
	Serviços gerais	R\$ 17.507.200,00			
Abastecimento	R\$ 282.104,36				
Manutenção	R\$ 2.821.043,62				
Laboratório	R\$ 129.600,00				
Embalagem	R\$ 31.203.600,00				
Total custo de fabricação (R\$)				R\$ 137.771.330,70	
Total custos de fabricação diretos (R\$)		R\$ 54.707.330,70			

Figura 4. Avaliação econômica para os processos 1 e 2 (continuação).

GASTOS GERAIS				
Processo 1		Custo (R\$)		
	Gastos comerciais	R\$ 5.707.633,95		
	Gerência	R\$ 3.424.580,37		
	Pesquisa e serviço técnico	R\$ 1.538.560,00		
	Total gastos gerais (R\$)	R\$ 10.670.774,32		
Processo 2		Custo (R\$)		
	Gastos comerciais	R\$ 6.888.566,53		
	Gerência	R\$ 4.133.139,92		
	Pesquisa e serviço técnico	R\$ 2.080.240,00		
	Total gastos gerais (R\$)	R\$ 13.101.946,46		
	Processo 1	Processo 2		
CUSTOS TOTAIS	R\$ 124.823.453,35	R\$ 150.873.277,15		

Figura 4. Avaliação econômica para os processos 1 e 2 (continuação).

Imobilizado (R\$)	R\$ 116.688.622,44		Amortização 10% anual (por 10 anos)		PROCESSO 1			
Capital de giro (R\$)	R\$ 23.337.724,49		Taxa de 35 % de impostos					
Gastos prévios (R\$)	R\$ 11.668.862,24		Taxa de 10 % de juros					
Entrada em funcionamento (R\$)	R\$ 5.834.431,12		Inflação anual constante de 5%					
Anos	0	1	2	3	4	5	6	7
Imobilizado	-R\$ 35.006.586,73	-R\$ 70.013.173,47	-R\$ 11.668.862,24					
Gastos prévios	-R\$ 3.885.731,13	-R\$ 3.885.731,13	-R\$ 3.885.731,13					
Capital de giro	R\$ 0,00	R\$ 0,00	-R\$ 23.337.724,49					
Gastos p/ funcionar	R\$ 0,00	R\$ 0,00	-R\$ 5.834.431,12					
Fundos investidos	-R\$ 38.892.317,86	-R\$ 73.898.904,59	-R\$ 44.726.748,98					
Vendas				R\$ 153.856.000,00	R\$ 161.548.800,00	R\$ 169.626.240,00	R\$ 178.107.552,00	R\$ 187.012.929,60
Custos				R\$ 124.823.453,35	R\$ 131.064.626,02	R\$ 137.617.857,32	R\$ 144.498.750,19	R\$ 151.723.687,70
Amortização				R\$ 11.668.862,24	R\$ 11.668.862,24	R\$ 11.668.862,24	R\$ 11.668.862,24	R\$ 11.668.862,24
Lucro bruto				R\$ 17.363.684,40	R\$ 18.815.311,74	R\$ 20.339.520,43	R\$ 21.939.939,57	R\$ 23.620.379,66
Impostos sobre lucro bruto				R\$ 6.077.289,54	R\$ 6.585.359,11	R\$ 7.118.832,15	R\$ 7.678.978,85	R\$ 8.267.132,88
Lucro líquido				R\$ 11.286.394,86	R\$ 12.229.952,63	R\$ 13.220.688,28	R\$ 14.260.960,72	R\$ 15.353.246,78
Fundos gerados				R\$ 22.955.257,11	R\$ 23.898.814,87	R\$ 24.889.550,53	R\$ 25.929.822,96	R\$ 27.022.109,02
Fluxo de caixa	-R\$ 38.892.317,86	-R\$ 73.898.904,59	-R\$ 44.726.748,98	R\$ 22.955.257,11	R\$ 23.898.814,87	R\$ 24.889.550,53	R\$ 25.929.822,96	R\$ 27.022.109,02
Fluxo de caixa atualizado com juros	-R\$ 38.892.317,86	-R\$ 67.180.822,36	-R\$ 36.964.255,36	R\$ 17.246.624,42	R\$ 16.323.212,13	R\$ 15.454.452,64	R\$ 14.636.709,07	R\$ 13.866.614,62
Soma do fluxo de caixa atualizado (VAL)	R\$ 46.293.812,18							
Taxa de juros que zeraria VAL (TIR)	13,90%							

8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
									R\$ 60.186.315,33
									R\$ 60.186.315,33
R\$ 196.363.576,08	R\$ 206.181.754,88	R\$ 216.490.842,63	R\$ 227.315.384,76	R\$ 238.681.154,00	R\$ 250.615.211,70	R\$ 263.145.972,28	R\$ 276.303.270,90	R\$ 290.118.434,44	R\$ 304.624.356,16
R\$ 159.309.872,08	R\$ 167.275.365,69	R\$ 175.639.133,97	R\$ 184.421.090,67	R\$ 193.642.145,20	R\$ 203.324.252,46	R\$ 213.490.465,09	R\$ 224.164.988,34	R\$ 235.373.237,76	R\$ 247.141.899,64
R\$ 11.668.862,24	R\$ 11.668.862,24	R\$ 11.668.862,24	R\$ 11.668.862,24	R\$ 11.668.862,24					
R\$ 25.384.841,75	R\$ 27.237.526,95	R\$ 29.182.846,41	R\$ 31.225.431,85	R\$ 33.370.146,55	R\$ 47.290.959,24	R\$ 49.655.507,20	R\$ 52.138.282,56	R\$ 54.745.196,68	R\$ 57.482.456,52
R\$ 8.884.694,61	R\$ 9.533.134,43	R\$ 10.213.996,24	R\$ 10.928.901,15	R\$ 11.679.551,29	R\$ 16.551.835,73	R\$ 17.379.427,52	R\$ 18.248.398,89	R\$ 19.160.818,84	R\$ 20.118.859,78
R\$ 16.500.147,14	R\$ 17.704.392,52	R\$ 18.968.850,17	R\$ 20.296.530,70	R\$ 21.690.595,26	R\$ 30.739.123,50	R\$ 32.276.079,68	R\$ 33.889.883,66	R\$ 35.584.377,85	R\$ 37.363.596,74
R\$ 28.169.009,38	R\$ 29.373.254,76	R\$ 30.637.712,41	R\$ 31.965.392,94	R\$ 33.359.457,50	R\$ 30.739.123,50	R\$ 32.276.079,68	R\$ 33.889.883,66	R\$ 35.584.377,85	R\$ 37.363.596,74
R\$ 28.169.009,38	R\$ 29.373.254,76	R\$ 30.637.712,41	R\$ 31.965.392,94	R\$ 33.359.457,50	R\$ 30.739.123,50	R\$ 32.276.079,68	R\$ 33.889.883,66	R\$ 35.584.377,85	R\$ 37.363.596,74
R\$ 13.141.050,77	R\$ 12.457.127,39	R\$ 11.812.164,42	R\$ 11.203.675,22	R\$ 10.629.351,22	R\$ 8.904.029,14	R\$ 8.499.300,55	R\$ 8.112.968,70	R\$ 7.744.197,40	R\$ 7.399.730,05

Figura 5. Fluxo de caixa do processo 1.

Imobilizado (R\$)	R\$ 141.052.180,98		Amortização 10% anual (por 10 anos)			PROCESSO 2			
Capital de giro (R\$)	R\$ 28.210.436,20		Taxa de 35 % de impostos						
Gastos prévios (R\$)	R\$ 14.105.218,10		Taxa de 10 % de juros						
Entrada em funcionamento (R\$)	R\$ 7.052.609,05		Inflação anual constante de 5%						
Anos	0	1	2	3	4	5	6	7	
Imobilizado	-R\$ 42.315.654,29	-R\$ 84.631.308,59	-R\$ 14.105.218,10						
Gastos prévios	-R\$ 4.697.037,63	-R\$ 4.697.037,63	-R\$ 4.697.037,63						
Capital de giro	R\$ 0,00	R\$ 0,00	-R\$ 28.210.436,20						
Gastos p/ funcionar	R\$ 0,00	R\$ 0,00	-R\$ 7.052.609,05						
Fundos investidos	-R\$ 47.012.691,92	-R\$ 89.328.346,21	-R\$ 54.065.300,97						
Vendas				R\$ 208.024.000,00	R\$ 218.425.200,00	R\$ 229.346.460,00	R\$ 240.813.783,00	R\$ 252.854.472,15	
Custos				R\$ 150.873.277,15	R\$ 158.416.941,01	R\$ 166.337.788,06	R\$ 174.654.677,46	R\$ 183.387.411,34	
Amortização				R\$ 14.105.218,10	R\$ 14.105.218,10	R\$ 14.105.218,10	R\$ 14.105.218,10	R\$ 14.105.218,10	
Lucro bruto				R\$ 43.045.504,75	R\$ 45.903.040,89	R\$ 48.903.453,84	R\$ 52.053.887,44	R\$ 55.361.842,72	
Impostos sobre lucro bruto				R\$ 15.065.926,66	R\$ 16.066.064,31	R\$ 17.116.208,84	R\$ 18.218.860,60	R\$ 19.376.644,95	
Lucro líquido				R\$ 27.979.578,09	R\$ 29.836.976,58	R\$ 31.787.245,00	R\$ 33.835.026,84	R\$ 35.985.197,77	
Fundos gerados				R\$ 42.084.796,19	R\$ 43.942.194,68	R\$ 45.892.463,10	R\$ 47.940.244,93	R\$ 50.090.415,86	
Fluxo de caixa	-R\$ 47.012.691,92	-R\$ 89.328.346,21	-R\$ 54.065.300,97	R\$ 42.084.796,19	R\$ 43.942.194,68	R\$ 45.892.463,10	R\$ 47.940.244,93	R\$ 50.090.415,86	
Fluxo de caixa atualizado com juros	-R\$ 47.012.691,92	-R\$ 81.207.587,47	-R\$ 44.682.066,92	R\$ 31.618.930,27	R\$ 30.013.110,22	R\$ 28.495.608,90	R\$ 27.061.018,47	R\$ 25.704.303,55	
Soma do fluxo de caixa atualizado (VAL)	R\$ 174.994.574,67								
Taxa de juros que zeraria VAL (TIR)	20,82%								

8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
									R\$ 72.752.688,86
									R\$ 72.752.688,86
R\$ 265.497.195,76	R\$ 278.772.055,55	R\$ 292.710.658,32	R\$ 307.346.191,24	R\$ 322.713.500,80	R\$ 338.849.175,84	R\$ 355.791.634,63	R\$ 373.581.216,36	R\$ 392.260.277,18	R\$ 411.873.291,04
R\$ 192.556.781,90	R\$ 202.184.621,00	R\$ 212.293.852,05	R\$ 222.908.544,65	R\$ 234.053.971,88	R\$ 245.756.670,48	R\$ 258.044.504,00	R\$ 270.946.729,20	R\$ 284.494.065,66	R\$ 298.718.768,94
R\$ 14.105.218,10	R\$ 14.105.218,10	R\$ 14.105.218,10	R\$ 14.105.218,10	R\$ 14.105.218,10					
R\$ 58.835.195,76	R\$ 62.482.216,45	R\$ 66.311.588,18	R\$ 70.332.428,49	R\$ 74.554.310,82	R\$ 93.092.505,36	R\$ 97.747.130,63	R\$ 102.634.487,16	R\$ 107.766.211,52	R\$ 113.154.522,10
R\$ 20.592.318,51	R\$ 21.868.775,76	R\$ 23.209.055,86	R\$ 24.616.349,97	R\$ 26.094.008,79	R\$ 32.582.376,88	R\$ 34.211.495,72	R\$ 35.922.070,51	R\$ 37.718.174,03	R\$ 39.604.082,73
R\$ 38.242.877,24	R\$ 40.613.440,69	R\$ 43.102.532,32	R\$ 45.716.078,52	R\$ 48.460.302,03	R\$ 60.510.128,49	R\$ 63.535.634,91	R\$ 66.712.416,66	R\$ 70.048.037,49	R\$ 73.550.439,36
R\$ 52.348.095,34	R\$ 54.718.658,79	R\$ 57.207.750,41	R\$ 59.821.296,62	R\$ 62.565.520,13	R\$ 60.510.128,49	R\$ 63.535.634,91	R\$ 66.712.416,66	R\$ 70.048.037,49	R\$ 73.550.439,36
R\$ 52.348.095,34	R\$ 54.718.658,79	R\$ 57.207.750,41	R\$ 59.821.296,62	R\$ 62.565.520,13	R\$ 60.510.128,49	R\$ 63.535.634,91	R\$ 66.712.416,66	R\$ 70.048.037,49	R\$ 146.303.128,22
R\$ 24.420.772,82	R\$ 23.206.052,87	R\$ 22.056.064,28	R\$ 20.966.999,52	R\$ 19.935.302,84	R\$ 17.527.628,84	R\$ 16.730.918,43	R\$ 15.970.422,14	R\$ 15.244.493,86	R\$ 28.945.293,96

Figura 6. Fluxo de caixa do processo 2.

3. Projeto de um sistema de destilação

A seguir será realizado o projeto de uma torre de destilação multicomponente através do método de cálculo aproximado, de forma a separar uma mistura formada por n-hexano (componente leve), n-heptano (componente intermediário) e n-octano (componente pesado), com alimentação na forma de líquido em ebulição. Uma representação simplificada do sistema de destilação se encontra na Figura 7. As características das correntes, por sua vez, estão contidas na Tabela 4.

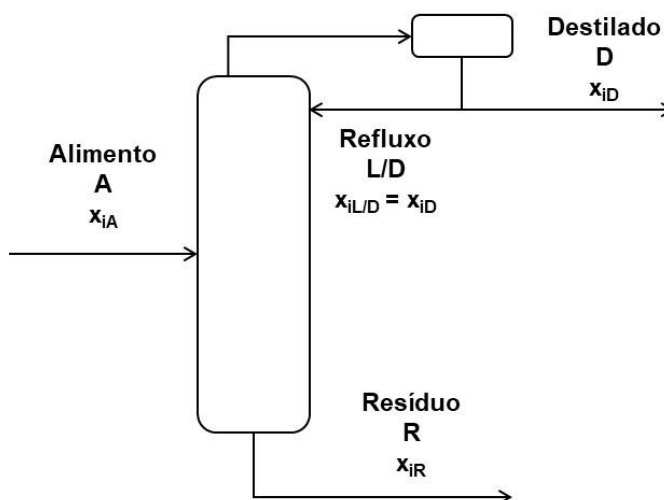


Figura 7. Representação simplificada do sistema de destilação multicomponente.

Tabela 4. Dados do projeto.

Componente	Alimento		Destilado		Resíduo		Volatilidade relativa
	<i>A / kmol h⁻¹</i>	<i>x_{iA}</i>	<i>D / kmol h⁻¹</i>	<i>x_{iD}</i>	<i>R / kmol h⁻¹</i>	<i>x_{iR}</i>	
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
Total	100	1,00	75	1,00	25	1,00	-

3.1. Projeto da torre de destilação

Primeiramente, realiza-se o cálculo da taxa de refluxo mínima ($R_m = (L/D)_m$):

$$\frac{\alpha_{cl} x_{cla}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cp} x_{cpa}}{\alpha_{cp} - \theta} + \dots + \frac{\alpha_i x_{ia}}{\alpha_i - \theta} + \dots = 1 - q \quad (16)$$

$$\frac{2,7 \times 0,40}{2,7 - \theta} + \frac{1 \times 0,25}{1 - \theta} + \frac{2,22 \times 0,35}{2,22 - \theta} = 1 - 1$$

$$\theta_1 \cong 1,172$$

$$\theta_2 \cong 2,426$$

Onde:

α_{cl} : volatilidade relativa do componente chave leve em relação ao componente chave pesado;

α_{cp} : volatilidade relativa do componente chave pesado em relação ao componente chave pesado ($\alpha_{cp} = 1$);

α_i : volatilidade relativa do componente intermediário em relação ao componente chave pesado.

x_{cla} , x_{cpa} , x_{ia} : composição do componente chave leve, chave pesado e i na alimentação, respectivamente; x_{clD} , x_{cpD} , x_{iD} : composição do componente chave leve, chave pesado e i no destilado, respectivamente.

$q = 1$, para líquido em ponto de bolha;

θ : raiz da Equação 1, entre α_{cp} e α_{cl}

Ao se testar o valor de θ_2 na Equação 17 abaixo, encontrou-se um valor negativo de R_m . Diante disso, o valor de θ_1 foi utilizado:

$$\frac{\alpha_{cl} x_{clD}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cp} x_{cpD}}{\alpha_{cp} - \theta} + \dots + \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta} + \dots = R_m + 1 \quad (17)$$

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

$$R_m \cong 0,828$$

Para o cálculo do número mínimo de pratos (N_{\min}), considera-se um condensador total e que um estágio é dado pelo refeedor. A partir da Equação de Fenske (18), a qual reflete um regime de refluxo total, e considerando que o componente chave leve é o n-heptano (mais leve no resíduo) e o chave pesado é o n-octano (mais pesado no destilado), faz-se:

$$N_{\min} + 1 = \frac{\log \left[\left(\frac{X_{cl}}{X_{cp}} \right)_D \left(\frac{X_{cp}}{X_{cl}} \right)_R \right]}{\log (\alpha_{cl,cp})_{\text{médio}}} \quad (18)$$

Em que, $(\alpha_{cl,cp})_{\text{médio}} = 2,22$

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

$$N_{\min} \cong 7,437$$

Assim, pode-se estimar o número aproximado de estágios teóricos (N) através da correlação empírica de Gilliland (19):

$$Y = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54,4X}{11 + 117,2X} \right) \left(\frac{X - 1}{\sqrt{X}} \right) \right] \quad (19)$$

Onde:

$$X = \frac{R - R_m}{R + 1} \quad \text{e} \quad N = \frac{N_{\min} + Y}{1 - Y}$$

Ainda, para o valor de R_m serão testadas taxas de refluxos a 20, 40, 60 e 100 % acima de R_m . Na Tabela 5 constam os resultados dos cálculos realizados:

Tabela 5. Cálculo do número de pratos.

R_m	Aumento	R	X	Y	N	$N_{\text{teórico}}$
0,828	20%	0,994	0,083	0,571	18,676	19
	40%	1,159	0,153	0,502	15,940	16
	60%	1,325	0,214	0,449	14,308	15
	100%	1,656	0,312	0,372	12,441	13

Em seguida, são realizados os cálculos para a hidráulica da torre de destilação, considerando que nas regiões de enriquecimento e esgotamento as vazões molares de líquido e de vapor sejam constantes. Na região de enriquecimento, a vazão molar de líquido (L_{enriq}) é igual a vazão molar de líquido que volta pelo refluxo, já que a alimentação é formada por líquido em ebulição. Já a vazão molar de vapor (V_{enriq}) corresponde ao vapor ascendente vindo do refulvedor, que é condensado totalmente, formando a corrente de líquido que volta pelo refluxo e o destilado ($D = 75 \text{ kmol/h}$).

$$L_{enriq} [\text{kmol/h}] = R \times D \quad (20)$$

$$V_{enriq} [\text{kmol/h}] = L_{enriq} + D \quad (21)$$

Para o cálculo da vazão volumétrica de vapor (Q_v), considera-se um valor aproximado de densidade molar do vapor na mistura saindo do destilado de $0,0349 \text{ kmol/m}^3$:

$$Q_v [\text{m}^3/\text{h}] = \frac{V_{enriq}}{0,0349} \quad (22)$$

Em seguida, estima-se a velocidade limite da fase vapor a fim de evitar o arraste de gotículas de líquido (v_{limite}). Para isto, utiliza-se a Equação empírica de York (23), considerando constantes as densidades mássicas das fases vapor (ρ_V) e líquida (ρ_L), e com valores de $3,242 \text{ kg/m}^3$ e $616,1 \text{ kg/m}^3$, respectivamente.

$$v_{limite} [\text{ft/s}] = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (23)$$

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

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

Onde:

$k =$ constante que depende da viscosidade e da tensão superficial do líquido (considerar igual a 0,23)

Assim, a partir do valor de v_{limite} , calcula-se a área mínima (S_{min}), e conseqüentemente, o diâmetro mínimo (D_{min}) da coluna, de forma que o diâmetro da torre é encontrado a partir de um sobredimensionamento de 20% em relação ao D_{min} :

$$S_{mín} [ft^2] = \frac{Q_v [ft^3/s]}{v_{limite} [ft/s]} \quad (24)$$

$$D_{mín} [ft] = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} \quad (25)$$

$$D_{torre} [ft] = 1,2D_{mín} \quad (26)$$

Na Tabela 6 se encontram os valores encontrados para o cálculo acima, assim como as conversões de unidade necessárias, considerando os diferentes valores de R.

Tabela 6. Cálculos necessários para encontrar o diâmetro da coluna.

R	L_{enriq} (kmol/h)	V_{enriq} (kmol/h)	Q_v (m ³ /h)	Q_v (ft ³ /s)	v_{limite} (ft/s)	$S_{mín}$ (ft ²)	$D_{mín}$ (ft)	D_{torre} (ft)	D_{torre} (m)
0,994	74,520	149,520	4284,241	42,027	3,162	13,290	4,114	4,936	1,505
1,159	86,940	161,940	4640,115	45,518		14,394	4,281	5,137	1,566
1,325	99,360	174,360	4995,989	49,009		15,498	4,442	5,331	1,625
1,656	124,200	199,200	5707,736	55,991		17,706	4,748	5,698	1,737

Ainda, a partir do número de pratos teóricos ($N_{teórico}$), contidos na Tabela 5, calcula-se o número de pratos reais (N_{real}), considerando uma eficiência de 80% em cada prato, de forma que:

$$N_{real} = \frac{N_{teórico}}{Eficiência\ do\ prato} \quad (27)$$

Para estimar a altura da torre, considerando um serviço limpo, adota-se uma separação de 0,46 m entre os pratos, além de uma margem de cerca de 0,91 m para as entradas da alimentação, do refluxo e do refervedor (Figura 8). Ainda, deve-se considerar a altura do líquido no fundo da coluna, calculado a partir da vazão de líquido no fundo (L_{fundo}):

$$L_{fundo} [kmol/h] = L_{enriq} + A \quad (28)$$

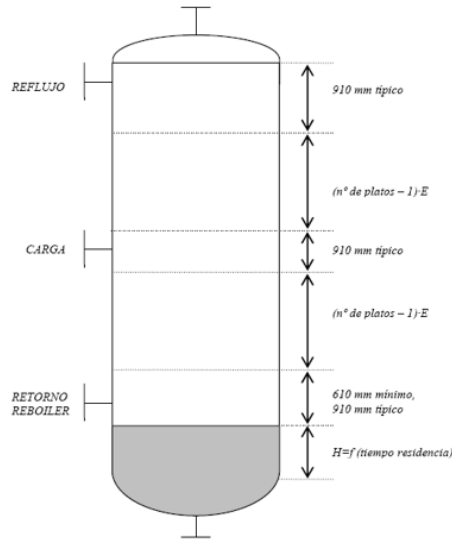


Figura 8. Medidas para o cálculo da altura de uma torre de destilação.

A fim de converter a vazão de líquido molar no fundo (L_{fundo}) para base volumétrica, considera-se uma densidade da corrente de resíduo de $5,375 \text{ kmol/m}^3$:

$$Q_L \text{ [m}^3/\text{h]} = \frac{L_{fundo}}{5,375} \quad (29)$$

Assim, a partir de um tempo de retenção (t) de 10 minutos, encontra-se a altura de líquido no fundo (H_{fundo}):

$$H_{fundo} \text{ [m]} = \frac{Q_L \times t}{\frac{\pi(D_{torre})^2}{4}} \quad (30)$$

Por fim, a altura da torre (H_{torre}), é calculada da seguinte forma:

$$H_{torre} \text{ [m]} = 0,46 \times (N_{reais,arredondado} - 2) + (3 \times 0,91) + H_{fundo} \quad (31)$$

Para o cálculo da espessura (e) e do peso da torre (W_{torre}), necessita-se da pressão de projeto/desenho da torre ($P_{desenho}$), que será equivalente a pressão no fundo dessa (P_{fundo}), calculada a partir da pressão de topo ($P_{topo} = 1,38 \text{ kg/cm}^2\text{g}$) e da queda de pressão em cada prato, igual a $0,01 \text{ kg/cm}^2\text{g}$.

$$P_{fundo} \text{ [kg/cm}^2\text{g]} = P_{topo} + 0,01 \times N_{real,arredondado} \quad (32)$$

Assim, para a pressão de desenho, escolhe-se o maior valor dado por:

$$P_{desenho1} \text{ [kg/cm}^2\text{g]} = P_{fundo} + \mathbf{1,80} \quad (33)$$

$$P_{desenho2} [kg/cm^2 g] = P_{fundo} \times 1,10 \quad (34)$$

$$P_{desenho3} = 3,50 \text{ kg/cm}^2 \text{ g} \quad (35)$$

Para a estimativa da espessura (e) e do peso da torre (W_{torre}), faz-se:

$$e [mm] = \frac{P_D(D_{torre}/2)1000}{S_t E - 0,6P_D} + SEC \quad (36)$$

$$W_{torre} [kg] = 24,6D_{torre}(H_{torre} + 0,8D_{torre})(e + X) \quad (37)$$

Onde:

P_D : pressão de desenho em $kg/cm^2 g$;

D_{torre} : diâmetro da torre em m;

S_t : tensão de cisalhamento = 1055;

E : eficiência da solda = 0,85;

SEC : sobresspessura de corrosão = 3 mm (meio pouco corrosivo);

X : fator de complexidade = 4 (casos complexos/ torres e reatores).

Os valores encontrados para os cálculos realizados acima para o projeto da torre de destilação se encontram nas Tabela 7 e 8.

Tabela 7. Cálculo da altura da torre.

$N_{teórico}$	N_{real}	$N_{real,arredondado}$	L_{fundo} ($kmol/h$)	Q_L (m^3/h)	H_{fundo} (m)	H_{torre} (m)
19	23,75	24	174,520	32,469	3,044	15,894
16	20	20	186,940	34,780	3,010	14,020
15	18,75	19	199,360	37,090	2,982	13,532
13	16,25	17	224,200	41,712	2,935	12,565

Tabela 8. Cálculo da espessura e do peso da torre.

P_{fundo} (kg/cm ² g)	$P_{desenho1}$ (kg/cm ² g)	$P_{desenho2}$ (kg/cm ² g)	$P_{desenho3}$ (kg/cm ² g)	e (mm)	W_{torre} (kg)
1,62	3,42	1,78	3,50	5,943	6292,124
1,58	3,38	1,74	3,50	6,063	5919,959
1,57	3,37	1,73	3,50	6,178	6033,538
1,55	3,35	1,71	3,50	6,397	6198,088

3.2. Projeto do vaso pulmão do refluxo

O vaso pulmão é utilizado para acumular o líquido vindo do condensador total, de forma que as vazões volumétricas do refluxo ($Q_{refluxo}$) e do destilado ($Q_{destilado}$) se mantenham constantes. Assim, o volume de líquido do vaso, considerando um tempo de retenção (t) de 10 minutos, é dado por:

$$V_{líquido} [m^3] = (Q_{destilado} + Q_{refluxo}) \times t \quad (38)$$

Assim, para a conversão das vazões molares em volumétricas, considera-se um valor aproximado de densidade molar de líquido na mistura saindo do destilado de 6,638 kmol/m³:

$$Q_{destilado} [m^3/h] = \frac{D}{6,638} \quad (39)$$

$$Q_{refluxo} [m^3/h] = \frac{L_{enriq}}{6,638} \quad (40)$$

Considerando que o nível normal de líquido no vaso é de 50%, o volume do vaso pulmão ($V_{pulmão}$) será de:

$$V_{pulmão} [m^3] = 2V_{líquido} \quad (41)$$

Para o cálculo do diâmetro mínimo do vaso ($D_{pulmão,mín}$), considera-se uma razão de largura e diâmetro ($L_{pulmão}/D_{pulmão}$) de 5:

$$D_{pulmão,mín} = \sqrt[3]{\frac{4V_{vaso}}{\pi\left(\frac{L}{D}\right)}} \quad (42)$$

O diâmetro de desenho do pulmão será dado pelo maior valor entre:

$$D_{pulmão1} = D_{pulmão,mín} + 0,3 \text{ m} \quad (43)$$

$$D_{pulm\tilde{a}o2} = D_{pulm\tilde{a}o,m\tilde{a}n} \times 1,2 \quad (44)$$

Assim, o comprimento do vaso pulm\~{a}o ser\~{a}:

$$L_{pulm\tilde{a}o} = 5D_{pulm\tilde{a}o} \quad (45)$$

O vaso pulm\~{a}o opera \~{a} press\~{a}o atmosf\~{e}rica ($P \cong 0 \text{ kg/cm}^2\text{g}$). Logo, para o c\~{a}lculo da press\~{a}o de desenho, escolhe-se o maior valor entre:

$$P_{desenho1} = 0 + 1,80 = 1,80 \text{ kg/cm}^2\text{g}$$

$$P_{desenho2} = 0 \times 1,10 = 0 \text{ kg/cm}^2\text{g}$$

$$P_{desenho3} = 3,50 \text{ kg/cm}^2\text{g}$$

Assim, o vaso \~{e} projetado com $P_{desenho} = 3,50 \text{ kg/cm}^2\text{g}$. Para a estimativa da espessura (e) e do peso do vaso (W), faz-se:

$$e [mm] = \frac{P_D(D_{pulm\tilde{a}o}/2)1000}{S_t E - 0,6P_D} + SEC \quad (46)$$

$$W_{pulm\tilde{a}o} [kg] = 24,6D_{pulm\tilde{a}o}(L_{pulm\tilde{a}o} + 0,8D_{pulm\tilde{a}o})(e + X) \quad (47)$$

Onde:

P_D : press\~{a}o de desenho = 3,50 kg/cm²g;

S_t : tens\~{a}o de cisalhamento = 1055;

E : efici\~{e}ncia da solda = 0,85;

SEC : sobresspessura de corros\~{a}o = 3 mm (meio pouco corrosivo);

X : fator de complexidade = 2 (casos simples/ separadores e pulm\~{o}es).

Os valores encontrados para os c\~{a}lculos realizados nas equa\~{c}o\~{e}s acima para o projeto do vaso pulm\~{a}o se encontram na Tabela 9.

Tabela 9. Projeto do vaso pulmão.

$Q_{\text{destilado}}$ (m^3/h)	Q_{refluxo} (m^3/h)	$V_{\text{líquido}}$ (m^3)	$V_{\text{pulmão}}$ (m^3)	$D_{\text{pulmão,min}}$ (m)	$D_{\text{pulmão1}}$ (m)	$D_{\text{pulmão2}}$ (m)	$L_{\text{pulmão}}$ (m)	e (mm)	$W_{\text{pulmão}}$ (kg)
11,299	11,226	3,754	7,508	1,241	1,541	1,489	7,706	6,015	2716,064
	13,097	4,066	8,132	1,275	1,575	1,530	7,873	6,080	2858,417
	14,968	4,378	8,756	1,306	1,606	1,568	8,032	6,142	2997,879
	18,710	5,002	10,003	1,366	1,666	1,639	8,329	6,258	3269,241

3.3. Projeto dos sistemas de troca de calor

Para o projeto simplificado dos sistemas de troca de calor (condensador de topo e refeedor de fundo), considera-se os calores de vaporização do destilado e do resíduo como 7602 e 7847 kcal/kmol, respectivamente. Em relação ao condensador de topo, utiliza-se água de refrigeração, disponível a 28 °C e que pode retornar no máximo a 45 °C; além da corrente de processo, que possui temperatura constante de 79,66 °C. Da mesma forma, para o projeto do refeedor, tem-se disponível vapor de baixa pressão, cuja temperatura de condensação é 230 °C, além da corrente de processo, com temperatura constante de 150,6 °C. Para o cálculo da área de troca térmica desses equipamentos, tem-se:

$$A_{\text{condensador}} = \frac{Q}{U \times F_t \times \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}} \quad (48)$$

$$A_{\text{refeedor}} = \frac{Q}{U \times \Delta T} \quad (49)$$

Onde:

U : coeficiente global de transferência de calor = 500 W/($m^2 \text{ } ^\circ\text{C}$) para o condensador, e 750 W/($m^2 \text{ } ^\circ\text{C}$) para o refeedor;

Q : taxa de transferência de calor = $V_{\text{enriq}} \times \text{calor de vaporização do destilado}$ (=7602 kcal/kmol) para o condensador, e $L_{\text{fundo}} \times \text{calor de vaporização do resíduo}$ (=7847 kcal/kmol) para o refeedor;

F_t : fator de correção = 1 (temperaturas de processo são constantes);

$\Delta T_1: (79,66 - 45) \text{ }^\circ\text{C} / \Delta T_2: (79,66 - 28) \text{ }^\circ\text{C}$ para o condensador;

$\Delta T: (230-150,6) \text{ }^\circ\text{C}$ para o refeedor;

Os valores encontrados para os cálculos realizados para o projeto dos trocadores de calor se encontram na Tabela 10.

Tabela 10. Projeto dos trocadores de calor.

Q_{condensador} (kcal/h)	Q_{refervedor} (kcal/h)	Q_{condensador} (J/s ou W)	Q_{refervedor} (J/s ou W)	A_{condensador} (m²)	A_{refervedor} (m²)
1136651,040	1369458,440	1321038,572	1591611,988	62,026	26,727
1231067,880	1466918,180	1430771,711	1704881,647	67,179	28,629
1325484,720	1564377,920	1540504,851	1818151,306	72,331	30,532
1514318,400	1759297,400	1759971,131	2044690,624	82,635	34,336

3.4. Projeto da bomba de refluxo

Para o projeto simplificado da bomba de refluxo, necessita-se do valor da vazão volumétrica do refluxo, calculada anteriormente. Em seguida, calcula-se a variação de pressão na bomba (ΔP_{bomba}), dada pela diferença entre as pressões de impulsão ($P_{impulsão}$) e admissão ($P_{admissão}$):

$$\Delta P_{bomba} = P_{impulsão} - P_{admissão} \quad (50)$$

Em relação à $P_{admissão}$, considera-se que o vaso pulmão horizontal se encontra a 3 m acima do solo, além do se nível normal de líquido (50%), e da pressão a que ele opera (P_{atm}).

$$P_{admissão} = P_{pulmão} + \rho_{líquido} g (3 + h_{líquido}) \quad (51)$$

Onde:

$$P_{pulmão} = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa};$$

$$\rho_{líquido} = \text{densidade mássica do líquido no destilado} = 616,7 \text{ kg/m}^3;$$

$$g = \text{aceleração da gravidade} = 9,81 \text{ m/s}^2;$$

$$h_{\text{líquido}} = D_{\text{pulmão}} / 2.$$

Para a $P_{\text{impulsão}}$, deve-se considerar a pressão do topo da torre ($P_{\text{topo}} = 1,38 \text{ kg/cm}^2\text{g} = 2,38 \text{ kg/cm}^2 = 233398,3 \text{ Pa}$), uma vez que o condensador provoca uma perda de pressão de $0,35 \text{ kg/cm}^2\text{g}$, além da pressão hidrostática da altura da torre, levantada a 3 m acima do solo, e da queda de pressão da válvula de controle na tubulação do refluxo ($P_{\text{válvula}} = 0,1 \text{ kg/cm}^2\text{g} = 1,10 \text{ kg/cm}^2 = 107873,2 \text{ Pa}$).

$$P_{\text{impulsão}} = P_{\text{topo}} + P_{\text{válvula}} + \rho_{\text{líquido}}g(3 + H_{\text{torre}}) \quad (52)$$

Logo, a potência útil (Pot_u) será dada pela Equação 53, com Q_{refluxo} em m^3/s :

$$Pot_u = \Delta P_{\text{bomba}} Q_{\text{refluxo}} \quad (53)$$

A potência absorvida pela bomba (Pot_{abs}), por sua vez, leva em conta a eficiência hidráulica ($\eta_h=0,45$):

$$Pot_{\text{abs}} = \frac{Pot_u}{\eta_h} \quad (54)$$

Já a potência elétrica (Pot_e) considera a eficiência elétrica do motor ($\eta_e=0,90$):

$$Pot_e = \frac{Pot_{\text{abs}}}{\eta_e} \quad (55)$$

Os valores encontrados para os cálculos realizados para o projeto da bomba de refluxo se encontram na Tabela 11.

Tabela 11. Projeto da bomba de refluxo.

Q_{refluxo} (m^3/s)	$h_{\text{líquido}}$ (m)	$P_{\text{admissão}}$ (Pa)	$P_{\text{impulsão}}$ (Pa)	ΔP_{bomba} (Pa)	Pot_u (W)	Pot_{abs} (W)	Pot_e (W)
0,00312	0,771	124136,350	455574,947	331438,597	1033,561	2296,803	2552,003
0,00364	0,787	124237,551	444240,962	320003,410	1164,218	2587,152	2874,614
0,00416	0,803	124333,702	441284,559	316950,857	1317,843	2928,541	3253,934
0,00520	0,833	124513,095	435436,652	310923,557	1615,978	3591,062	3990,069

3.5. Estimativa dos custos dos equipamentos

A fim de estimar o custo dos equipamentos requeridos na planta, utiliza-se a Equação 1, vista na seção 2.

➤ **Torre de destilação e pratos (valvulados, com diâmetro igual ao da torre)**

- Parâmetros tabelados [1] ('valve trays'):

$$a = 180; b = 340; n = 1,9$$

$$0,5 \leq D \leq 5,0 \text{ em m}$$

$$D_{\text{calculados}} = 1,505 \text{ a } 1,737 \text{ m (dentro da faixa de D)}$$

$$C_{e,\text{prato}} = 180 + 340 \times D_{\text{calculados}}^{1,9} \quad (56)$$

$$C_{e,\text{pratos total}} = N_{\text{real,arredondado}} \times \$ C_{e,\text{prato}} \quad (57)$$

Para o cálculo do custo da torre, tem-se:

$$C_{e,\text{torre}} = -2500 + 200 \times W_{\text{calculados}}^{0,6} \quad (58)$$

Em que $C_{e,\text{torre}}$ é o custo em dólares gulf referidos a 2006.

$$C_{e,\text{torre+pratos}} = C_{e,\text{pratos total}} + C_{e,\text{torre}} \quad (59)$$

Os valores encontrados para os cálculos realizados para a estimativa de custos dos pratos valvulados e da torre de destilação se encontram na Tabela 12.

Tabela 12. Estimativa de custo dos pratos valvulados e da torre de destilação.

R	$N_{\text{real,arredondado}}$	D_{torre} (m)	W_{torre} (kg)	$C_{e,\text{prato}}$ (\$)	$C_{e,\text{pratos total}}$ (\$)	$C_{e,\text{torre}}$ (\$)	$C_{e,\text{torre+pratos}}$ (\$)
0,994	24	1,505	6292,124	918,87	22052,77	35545,94	57598,71
1,159	20	1,566	5919,959	977,05	19541,07	34179,31	53720,38
1,325	19	1,625	6033,538	1035,02	19665,35	34599,94	54265,29
1,656	17	1,737	6198,088	1150,34	19555,85	35203,76	54759,61

➤ **Condensador de topo e refeedor de fundo**

Para o condensador, considera-se um trocador de calor do tipo casca e tubo ('U-tube shell and tube'):

- Parâmetros tabelados [1] ('U-tube shell and tube'):

$$a = 24000; b = 46; n = 1,2$$

$$10 \leq A \leq 1000 \text{ em m}^2.$$

$$A_{\text{calculados}} = 62,026 \text{ a } 82,635 \text{ m}^2 \text{ (dentro da faixa de A)}$$

$$C_{e,\text{condensador}} = 24000 + 46 \times A_{\text{calculados}}^{1,2} \quad (60)$$

Para o refeedor, considera-se um modelo do tipo kettle ('U-tube Kettle reboiler'):

- Parâmetros tabelados [1] ('U-tube Kettle reboiler'):

$$a = 25000; b = 340; n = 0,9$$

$$10 \leq A \leq 500 \text{ em m}^2$$

$$A_{\text{calculados}} = 26,727 \text{ a } 34,336 \text{ m}^2 \text{ (dentro da faixa de A)}$$

$$C_{e,\text{refeedor}} = 25000 + 340 \times A_{\text{calculados}}^{0,9} \quad (61)$$

Os valores encontrados para os cálculos realizados para a estimativa de custos do condensador de topo e do refeedor de fundo se encontram na Tabela 13.

Tabela 13. Estimativa de custo do condensador de topo e do refeedor de fundo.

R	$A_{\text{condensador}} (\text{m}^2)$	$A_{\text{refeedor}} (\text{m}^2)$	$C_{e,\text{condensador}} (\\$)$	$C_{e,\text{refeedor}} (\\$)$
0,994	62,026	26,727	30514,01	31542,43
1,159	67,179	28,629	31168,60	31960,01
1,325	72,331	30,532	31833,32	32374,84
1,656	82,635	34,336	33190,87	33196,91

➤ **Vaso pulmão do refluxo**

Para a vaso pulmão, faz-se:

$$C_{e,pulm\tilde{a}o} = -2500 + 200 \times W_{calculados}^{0,6} \quad (62)$$

Em que $C_{e,pulm\tilde{a}o}$ é o custo em dólares gulf referidos a 2006.

Os valores encontrados para os cálculos para a estimativa de custo do vaso pulmão se encontram na Tabela 14.

Tabela 14. Estimativa de custo do vaso pulmão do refluxo.

R	W (kg)	$C_{e,pulm\tilde{a}o}$ (\$)
0,994	2716,064	20482,33
1,159	2858,417	21197,66
1,325	2997,879	21884,76
1,656	3269,241	23186,10

➤ **Bomba de refluxo (centrífuga)**

Para a bomba do refluxo, considera-se uma bomba centrífuga de estágio único (*'Single stage centrifugal'*):

- Parâmetros tabelados [1] (*'Single stage centrifugal'*):

$$a = 6900; b = 206; n = 0,9$$

$$0,2 \leq Q \leq 126 \text{ em L/s}$$

$$Q_{calculados} = 3,118 \text{ a } 5,197 \text{ L/s (dentro da faixa de Q)}$$

$$C_e = 6900 + 206 \times Q_{calculados}^{0,9} \quad (63)$$

Em relação ao motor da bomba, considera-se um motor de explosão (*'Explosion proof motor'*):

- Parâmetros tabelados [1] (*'Explosion proof motor'*):

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

$$1,0 \leq Pot_e \leq 2500 \text{ em kW}$$

$$Pot_{e,calculados} = 2,552 \text{ a } 3,990 \text{ kW}$$

$$C_e = -950 + 1770 \times W_{motor,calculados}^{0,6} \quad (64)$$

Os valores encontrados para os cálculos realizados para a estimativa de custo da bomba de refluxo se encontram na Tabela 15.

Tabela 15. Estimativa de custo da bomba de refluxo.

R	$Q_{refluxo}$ (L/s)	Pot_e (kW)	$C_{e,centrifuga}$ (\$)	$C_{e,motor}$ (\$)	$C_{e,bomba\ total}$ (\$)
0,994	3,118	2,552	7473,33	2155,29	9628,62
1,159	3,638	2,875	7558,66	2385,19	9943,85
1,325	4,158	3,254	7642,77	2642,68	10285,45
1,656	5,197	3,990	7807,97	3110,33	10918,30

Cabe ressaltar que a torre de destilação e o vaso pulmão tiveram seus custos avaliados em dólar gulf para o ano de 2006, já os pratos da torre, o refeedor, o condensador e bomba foram avaliados em relação a 2007. Atualizando esse valor para o ano de 2018 de acordo com o índice CEPCI (‘*Chemical Engineering Plant Cost Index*’), tem-se:

$$C_{e/2018} = C_{e/2006} \times \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2006}} \quad (65)$$

$$C_{e/2018} = C_{e/2007} \times \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2007}} \quad (66)$$

Onde utilizou-se $CEPCI_{2006} = 500$; $CEPCI_{2007} = 525$; $CEPCI_{2018} = 603$.

Feitas as correções, soma-se o custo de todos os equipamentos para que se possa fazer uma estimativa do investimento (I), a partir do fator de Lang para uma planta processando fluidos (F =4,74):

$$I = 4,74 C_{e,TOTAL} \quad (67)$$

Na Tabela 16 se encontra o valor de investimento associado a cada razão de refluxo.

Tabela 16. Valor do investimento.

R	$C_{e,torre}$ (\$)	$C_{e,pratos\ total}$ (\$)	$C_{e,condensador}$ (\$)	$C_{e,refervedor}$ (\$)	$C_{e,pulmão}$ (\$)	$C_{e,bomba\ total}$ (\$)	$C_{e,TOTAL}$ (\$)	Investimento (\$)
0,994	42868,41	25329,18	35047,52	36228,73	24701,68	11059,16	175234,68	830612,40
1,159	41220,25	22444,31	35799,36	36708,36	25564,37	11421,22	173157,88	820768,36
1,325	41727,53	22587,06	36562,84	37184,81	26393,02	11813,57	176268,82	835514,22
1,656	42455,73	22461,29	38122,08	38129,02	27962,43	12540,45	181671,01	861120,61

3.6. Estimativa dos custos operacionais

Por fim, é necessário fazer a avaliação dos custos operacionais, considerando uma vida de planta de 15 anos. Para isso, é necessário estimar os consumos de água de refrigeração no condensador de topo, de vapor no refervedor de fundo e de eletricidade para a bomba de refluxo.

➤ **Condensador de topo**

▪ Dados de projeto:

Fluido frio: água de refrigeração;

$$\Delta T_{\text{fluido frio}} = (45-28) \text{ }^\circ\text{C} = 17 \text{ }^\circ\text{C}$$

Q: taxa de transferência de calor = $V_{\text{enriq}} \times$ calor de vaporização do destilado (=7602 kcal/kmol);

C_p : calor específico da água = 1 kcal/(kg $^\circ$ C);

ρ : densidade da água = 1000 kg/m³.

Logo, a vazão volumétrica de água (V_a) é dada por:

$$V_a \left[\frac{m^3}{h} \right] = \frac{Q}{C_p \Delta T_{\text{fluido frio}} \rho} \quad (68)$$

Considerando um custo da água de refrigeração como \$0,1/m³ e um tempo de 15 anos (aproximadamente 129600 horas), tem-se:

$$Custo[\$] = 0,1 \left[\frac{\$}{m^3} \right] \times 129600 [h] \times Va \left[\frac{m^3}{h} \right] \quad (69)$$

O custo da água de refrigeração em função do valor de R se encontra na Tabela 17.

Tabela 17. Custo da água de refrigeração.

R	Va (m³/h)	Custo água (\$)
0,994	66,862	866529,26
1,159	72,416	938508,22
1,325	77,970	1010487,17
1,656	89,078	1154445,09

➤ **Refrervador de fundo**

▪ Dados de projeto:

Fluido quente: vapor de aquecimento;

Q: taxa de transferência de calor = $L_{\text{fundo}} \times \text{calor de vaporização do resíduo}$ (=7847 kcal/kmol);

L: Calor latente do vapor: dado pela Equação de Regnault, considerando uma temperatura de condensação de 230 °C:

$$L [\text{kcal/kg}] = 606,5 - 0,695 \times T_{\text{condensação}} \quad (70)$$

$$L [\text{kcal/kg}] = 606,5 - 0,695 \times 230 = 446,65 \text{ kcal/kg}$$

Logo, a vazão mássica de água (m) é dada por:

$$m \left[\frac{kg}{h} \right] = \frac{Q}{L} \quad (71)$$

Considerando um custo do vapor de aquecimento como \$0,01/kg e um tempo de 15 anos (aproximadamente 129600 horas), tem-se:

$$Custo[\$] = 0,01 \left[\frac{\$}{kg} \right] \times 129600 [h] \times m \left[\frac{kg}{h} \right] \quad (72)$$

O custo do vapor de aquecimento em função do valor de R se encontra na Tabela 18.

Tabela 18. Custo do vapor de aquecimento.

<i>R</i>	<i>m (kg/h)</i>	<i>Custo vapor (\$)</i>
0,994	3066,066	3973621,71
1,159	3284,268	4256410,97
1,325	3502,469	4539200,23
1,656	3938,872	5104778,75

➤ **Bomba de refluxo**

- Dados de projeto:

Custo da eletricidade: \$ 0,25/kWh

Logo:

$$\text{Energia [kWh]} = \text{Pot}_e \text{ [kW]} \times 129600 \text{ [h]} \quad (73)$$

$$\text{Custo[\$]} = 0,25 \left[\frac{\$}{\text{kWh}} \right] \times \text{Energia [kWh]} \quad (74)$$

O custo da eletricidade em função do valor de R se encontra na Tabela 19.

Tabela 19. Custo da eletricidade.

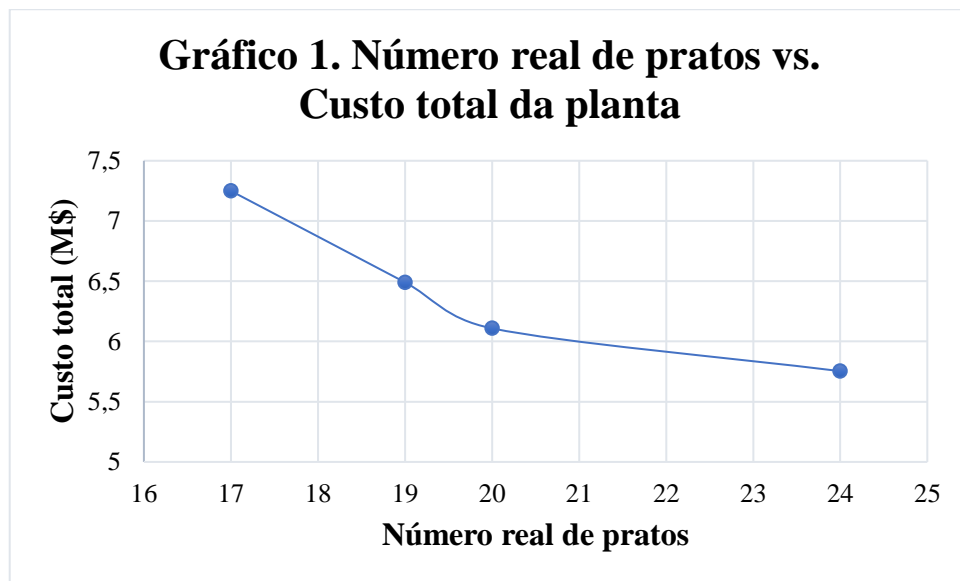
<i>R</i>	<i>Pot_e (kW)</i>	<i>Energia (kWh) / 15 anos</i>	<i>Custo eletricidade (\$)</i>
0,994	2,552	330739,570	82684,89
1,159	2,875	372549,918	93137,48
1,325	3,254	421709,847	105427,46
1,656	3,990	517112,996	129278,25

Por fim, soma-se os custos operacionais aos investimento e obtêm-se os custos totais da planta, contidos na Tabela 20:

Tabela 20. Custos totais da planta.

<i>N_{real,arred}</i>	<i>R</i>	<i>Investimento (\$)</i>	<i>Total custos operacionais (\$)</i>	<i>CUSTO TOTAL (\$)</i>
24	0,994	830612,40	4922835,87	5753448,27
20	1,159	820768,36	5288056,67	6108825,03
19	1,325	835514,22	5655114,87	6490629,09
17	1,656	861120,61	6388502,09	7249622,70

Dessa forma, plota-se um gráfico (Gráfico 1) relacionando os custos totais da planta com o número real de pratos a fim de obter a combinação que resulta no menor custo total. Assim, para o caso considerado, a condição que retorna o menor custo total é aquela contendo 24 pratos ($R = 0,994$). Será considerado que a alimentação é feita no prato 12, contando do topo da coluna até o fundo.



A seguir se encontram as folhas de especificação das correntes materiais, dos pratos da torre de destilação e dos vasos (torre e vaso pulmão), construídas a partir de resultados de simulação e dos cálculos realizados acima.

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
Descrição	Alimentação da torre de destilação	
Pressão	1,49	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	9,886e-002	W/m·K
Calor específico	2,558	kJ/kg·°C
Tensão superficial	11,97	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	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	0,35
Heptano	0,35	0,36
Octano	0,25	0,29

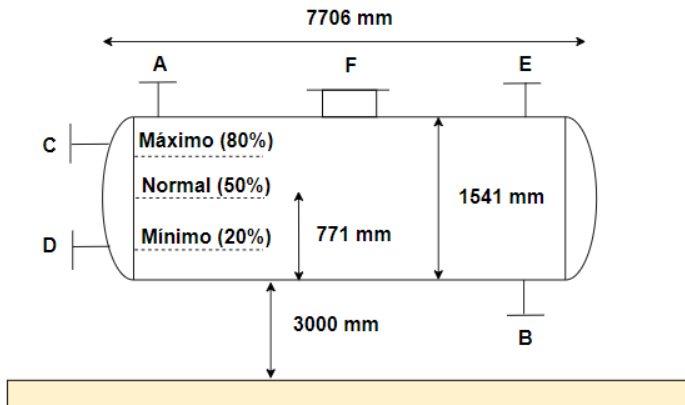
CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	2	
Descrição	Destilado da torre de destilação	
Pressão	0	Kg/cm ² g
Temperatura	79,66	°C
Vazão mássica	6967	Kg/h
Vazão molar	75	Kmol/h
Entalpia total	-0,00358875	Gkcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	-	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P 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	0,1025	W/m·K
Calor específico	227,7	kJ/kg·°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	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,534	0,495
Heptano	0,453	0,489
Octano	0,013	0,016

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	3	
Descrição	Refluxo da torre de destilação	
Pressão	3,64 (Pimpulsão)	Kg/cm ² g
Temperatura	79,66	°C
Vazão mássica	6916,34	Kg/h
Vazão molar	74,520	Kmol/h
Entalpia total	-0,00358875	Gkcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	-	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	11,226	m ³ /h
Peso molecular	92,90	Kg/kmol
Densidade	616,7	Kg/m ³
Viscosidade	0,2083	cP
Condutividade térmica	0,1025	W/m·K
Calor específico	227,7	kJ/kg·°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	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,534	0,495
Heptano	0,453	0,489
Octano	0,013	0,016

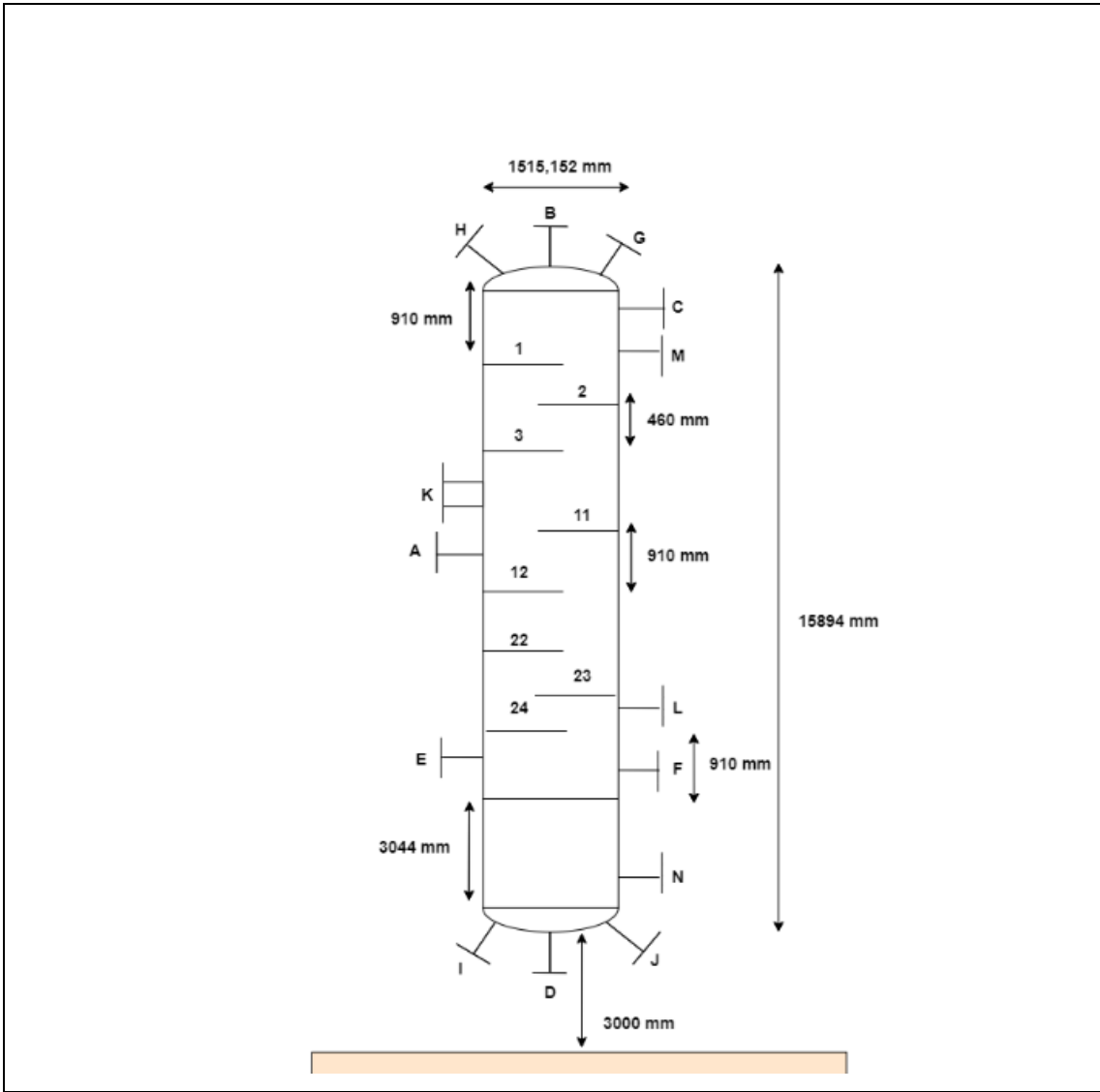
CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	4	
Descrição	Resíduo da torre de destilação	
Pressão	1,0	Kg/cm ² g
Temperatura	150,6	°C
Vazão mássica	8525	Kg/h
Vazão molar	25	Kmol/h
Entalpia total	-0,00127525	Gkcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	-	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P 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	9,338e-002	W/m·K
Calor específico	317,0	kJ/kg·°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
Heptano	0,04	0,035
Octano	0,96	0,965

ESPECIFICAÇÕES PRATOS			
Número do equipamento	C-1		
Descrição	Torre de destilação		
Número de seções da coluna	2		
SEÇÃO 1 DA COLUNA			
Identificação	Enriquecimento		
De prato/A prato	1	12	
Pressão	1,38	1,49	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,11		
Temperatura	79,66 (T _{destilado})	101,4 (T _{alimentação})	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	13889,509	13889,509	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	6916,339	6916,339	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4284,241	4284,241	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	11,226	11,226	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	3,242	3,242	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	616,1	616,1	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	6,860e-003	7,269e-003	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,2083	0,1909	
Diâmetro	1505		mm
Número de pratos	12		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	valvulado		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		
SEÇÃO 2 DA COLUNA			
Identificação	Esgotamento		
De prato/A prato	13	24	
Pressão	1,50	1,61	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,11		
Temperatura	101,4 (T _{alimentação})	150,6 (T _{resíduo})	°C

Vazão mássica de vapor/fase orgânica	13889,509	13889,509	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	20004,151	20004,151	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4284,241	4284,241	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	32,469	32,469	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	3,242	3,242	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	616,1	616,1	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	7,269e-003	7,428e-003	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,1909	0,1613	
Diâmetro	1,505		mm
Número de pratos	12		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	valvulado		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	C-2		
Descrição	Vaso pulmão da torre de destilação		
Pressão no topo	0	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	0,047		
Pressão de projeto	3,50		
Temperatura no topo	79,66	°C	
Temperatura no fundo	79,66		
Temperatura de projeto	109,66		
Nível normal de líquido (50%)	771	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	1233,6		
Nível mínimo de líquido (20%)	308,4		
Comprimento	7706		
Diâmetro	1541		
Material	Aço carbono		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	-	Kg/m ³	
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave	-	Kg/m ³	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	1	Igual à tubulação	Entrada de líquido
B	2	Igual à tubulação	Saída de líquido
C, D	3	1 ½" a 2"	Instrumentação (medição de nível)
E	4	Engenharia de detalhe	Válvula de segurança
F	5	20-24"	Conexão de acesso
ESQUEMA DO RECIPIENTE			
 <p>7706 mm</p> <p>A F E</p> <p>C Máximo (80%)</p> <p>D Normal (50%)</p> <p>Mínimo (20%)</p> <p>771 mm</p> <p>1541 mm</p> <p>3000 mm</p> <p>B</p>			

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	C-1		
Descrição	Torre de destilação		
Pressão no topo	1,38	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	1,62		
Pressão de projeto	3,50		
Temperatura no topo	79,66	°C	
Temperatura no fundo	150,6		
Temperatura de projeto	180,6		
Nível normal de líquido	3044	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	-		
Nível mínimo de líquido (20%)	608,8		
Altura	15894		
Diâmetro (interno + 2espessura)	1515,152		
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	Igual à tubulação	Entrada da alimentação
B	2	Igual à tubulação	Saída do vapor pelo topo
C	3	Igual à tubulação	Entrada do refluxo
D	4	Igual à tubulação	Saída de líquido do fundo
E	5	Igual à tubulação	Entrada de vapor pelo fundo
F	6	1 ½'' a 2''	Instrumentação (medição de nível)
G	7	Engenharia de detalhe	Válvula de segurança
H	8	2''	Purga com vapor
I	9	2''	Drenagem
J	10	4''	Ventilação
K	11	20-24''	Conexão de acesso
L, M, N	12	1 ½'' a 2''	Instrumentação (medição de temperatura)
ESQUEMA DO RECIPIENTE			



4. Projeto de sistemas de troca de calor

A seguir será realizado um projeto mais detalhado de um trocador de calor, nesse caso, um refeedor de fundo de uma torre de destilação. Considera-se que o projeto ótimo da torre tem as seguintes características:

- Dados de projeto:

Número de pratos da torre: 16;

Taxa de refluxo: 1,07;

Taxa de transferência de calor: $796 \text{ Mcal/h} = 796000 \text{ kcal/h}$;

Fluido quente: vapor de baixa pressão com temperatura de condensação igual a $180 \text{ }^\circ\text{C}$ (10 bar).

Na Figura 9 se encontra uma representação do processo, já na Figura 10, informam-se algumas das propriedades das correntes “*To Reboiler*” e “*Boilup*”, que formam as principais correntes do refeedor.

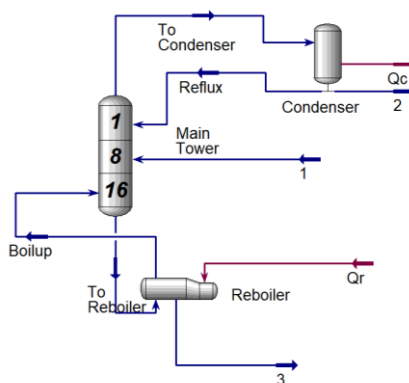


Figura 9. Representação do sistema de destilação.

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

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

Figura 10. Principais propriedades das correntes do revervedor.

Dessa forma, a partir da Equação de Regnault (70), estima-se o calor latente (L) de vaporização nesta temperatura:

$$L \text{ [kcal/kg]} = 606,5 - 0,695 \times 180 = 481,4 \text{ kcal/kg}$$

Logo, a vazão mássica de vapor (\dot{m}) é dada por:

$$\dot{m} \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] = \frac{\dot{Q}}{L} = \frac{796000 \text{ kcal/h}}{481,4 \text{ kcal/kg}} = 1653,51 \text{ kg/h} \quad (75)$$

Por outro lado, o coeficiente global de transferência de calor (U), aqui considerado como tendo um valor médio e constante, é composto pelos coeficientes individuais de transferência de calor dos fluidos quente e frio (h_q e h_f , respectivamente), pelas resistências impostas devidos às incrustações depositadas dos lados quente e frio das superfícies sólidas de separação entre os fluidos (r_q e r_f , respectivamente) e pela resistência da superfície sólida em si. Uma vez que os trocadores costumam ser constituídos de materiais metálicos de baixa espessura (e) e boa condutividade térmica (k), o termo $\frac{e}{k}$ costuma ser desprezível.

Os valores médios desses coeficientes se encontram na Figura 11:

Valor aproximado de h (kcal/(h m ² °C))	
Sem mudança de fase	
Água	1400-10000
Gases	10-240
Solventes orgânicos	300-2400
Hidrocarbonetos	50-600
Produtos condensando	
Vapor de água	4900-15000
Solvente orgânicos	700-2400
Hidrocarbonetos leves	950-1950
Hidrocarbonetos pesados	100-250
Produtos evaporando	
Água	3900-9800
Solventes orgânicos	500-1500
Hidrocarbonetos leves	750-1450
Hidrocarbonetos pesados	50-250

Coeficientes de deposição ((h m ² °C)/kcal)	
Fluidos limpos	0,0001-0,0002
Fluido sujo	0,0004-0,002
Água de refrigeração	0,0002-0,0004
Vapor de água	0,0001-0,0002

Figura 11. Coeficientes de transferência de calor e de deposição. Fornecidos pelo professor.

Assim, considera-se o valor médio de cada faixa:

$$h_q = 9950 \text{ kcal}/(\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \text{ (vapor de água condensando)}$$

$$h_f = 1100 \text{ kcal}/(\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \text{ (hidrocarbonetos leves evaporando)}$$

$$r_q = 0,00015 \text{ (h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})/\text{kcal} \text{ (vapor de água)}$$

$$r_f = 0,00015 \text{ (h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})/\text{kcal} \text{ (fluidos limpos)}$$

$$\frac{e}{k} = \text{desprezível.}$$

Logo:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_q} + \frac{1}{h_f} + r_q + r_f + \frac{e}{k} \quad (76)$$

$$U = 763,59 \text{ kcal}/(\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

Para o cálculo da área de troca térmica do refeedor ($A_{refeedor}$), tem-se:

$$A_{refeedor} = \frac{Q}{U \times F_t \times \Delta T_{ml}} \quad (77)$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (78)$$

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

Onde:

\dot{Q} : Taxa de transferência de calor = 796000 kcal/h;

U : coeficiente global de transferência de calor = 763,59 kcal/(h.m².°C);

F_i : fator de correção = 1 (temperatura do fluido quente constante);

ΔT_1 : temperatura de entrada do fluido quente - temperatura de entrada do fluido frio = (180-148,6) °C ;

ΔT_2 : temperatura de saída do fluido quente - temperatura de saída do fluido frio = (180-150,6) °C.

Dessa forma, considera-se trabalhar com um trocador casco-tubo, com circulação forçada e disposição horizontal, os quais são mais comuns. Além disso, de acordo com a classificação TEMA, escolhe-se um trocador com cabeçote frontal do tipo A: “carretel e tampa removíveis”, com casco tipo K: “refervedor (*kettle*)” e cabeçote posterior do tipo U: “feixe tubular em U”. Como não há cruzamento de temperaturas, há apenas 1 passe pela carcaça. Ainda, o fluido quente (vapor de baixa pressão) irá circular pelos tubos e o fluido frio (hidrocarbonetos), pela casca.

A corrente líquida proveniente da torre (*To reboiler*), a qual é destinada ao refervedor, possui uma vazão mássica de 14170 kg/h, sendo que uma vazão de 11320 kg/h de vapor volta para coluna após passar pelo refervedor (*Boilup*). Ou seja, cerca de 80 % da corrente líquida é evaporada a fim de voltar para coluna de destilação.

Ainda, a pressão na entrada da corrente fria (*To reboiler*) é de 1,950 bar (cerca de 0,955 kg/cm²g, sendo que se costuma adotar uma perda de pressão máxima permitida de 0,05 a 0,1 kg/cm²g para refervedores. Utilizando um valor médio de 0,075 kg/cm²g, a pressão de saída da corrente fria será de 0,880 kg/cm²g. Já na corrente quente, a pressão de entrada é de 10 bar (cerca de 9,164 kg/cm²g), adotando um valor usual de perda de pressão admissível de 0,70 kg/cm²g, tem-se uma pressão de saída de 8,464 kg/cm²g.

As condições de projetos são dadas pelos maiores valores de operação de pressão e temperatura das correntes, nesse caso, 9,164 kg/cm²g e 180 °C, respectivamente, de forma que:

$$P_{projeto} = \text{máx} [P_{projeto1}, P_{projeto2}] \quad (79)$$

$$P_{projeto1} = P_{operação maior} + 1,80 \text{ kg/cm}^2\text{g} \quad (80)$$

$$P_{projeto1} = 10,964 \text{ kg/cm}^2\text{g}$$

$$P_{projeto2} = P_{operação maior} \times 1,10 \quad (81)$$

$$P_{projeto2} = 10,080 \text{ kg/cm}^2\text{g}$$

$$T_{projeto} = T_{operação maior} + 30 \text{ }^\circ\text{C} \quad (82)$$

$$T_{projeto} = 210 \text{ }^\circ\text{C}$$

Em relação às características construtivas do trocador, para o diâmetro dos tubos em serviços limpos, não corrosivos e pouco viscosos, costuma-se adotar um valor de $\frac{3}{4}$ ". Já o comprimento geralmente é de 20 ft, exceto para trocadores pequenos (na faixa de 10 a 20 m²).

A espessura dos tubos, considerando um diâmetro de $\frac{3}{4}$ " de aço ao carbono, muito usado para fluido limpos e não corrosivos, com uma pressão moderada, utiliza-se uma BWG14 (galga). Ainda, considerando um serviço limpo, pode-se utilizar uma disposição dos tubos triangular com um espaçamento entre os centros dos tubos de $1,25D_{tubos}$.

Para o cálculo do diâmetro do casco, considerando um trocador com 1 passe, com tubos de diâmetro externo (D_{ext}) de $\frac{3}{4}$ ", espaçamento de $\frac{15}{16}$ ", comprimento (L) de 20 pés e disposição triangular, calcula-se a área externa por tubo, que efetivamente troca calor, e o número mínimo de tubos:

$$A_{tubo} = 2 \times \pi \times \frac{D_{ext}}{2} \times L \quad (83)$$

$$N_{tubos,min} = \frac{A_{refervedor}}{A_{tubo}} \quad (84)$$

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

A partir da Figura 12 abaixo [4], encontra-se um diâmetro do casco de 12 "(1 pé) para um número de tubos igual a 109.

$\frac{3}{4}$ in. OD tubes on $\frac{15}{16}$ -in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18
10	62	56	47	42	36
12	109	98	86	82	78
$13\frac{1}{4}$	127	114	96	90	86
$15\frac{1}{4}$	170	160	140	136	128

Figura 12. Diâmetro do casco [4].

Abaixo se encontra a folha de especificação do trocador de calor projetado.

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento		E-1				
Descrição		Refervedor de fundo da torre de destilação				
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)		Casco-tubo				
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA		AKU				
Disposição (horizontal/vertical)		Horizontal				
Circulação (forçada, termosifão...)		Forçada				
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?	1			-	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/CASCO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	14170		Kg/h	1653,51		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0,8		1	0	
Vazão de vapor/gás	0	11320	Kg/h	1653,51	0	Kg/h
Vazão de líquido	14170	2850		0	1653,51	
Temperatura	148,6	150,6	°C	180	180	°C
Pressão	0,955	0,880	Kg/cm ² g	9,164	8,464	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0,075		Kg/cm ² g	0,70		Kg/cm ² g
Coefficiente individual de transmissão de calor	1100		Kcal / h m ² °C	9950		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,00015		h m ² °C/ kcal	0,00015		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	763,59					Kcal / h m ² °C
ΔT_{ml}	30,39					°C
F_T	1					
Calor trocado	0,796					Gcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	10,964					Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	210					°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	34,30					m ²
Diâmetro dos tubos	$\frac{3}{4}$ / 19,05					polegadas/mm
Comprimento dos tubos	20 / 6096					pés/mm
Espessura dos tubos	14					BWG
Espaçamento entre centro dos tubos	$\frac{15}{16}$ / 23,81					pés/mm
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)	Triangular					
Diâmetro do casco	1 / 304,8					pés/mm

5. Projeto do sistema de impulsão mecânica

A seguir será realizado um projeto mais detalhado da bomba de refluxo, considerando um sistema semelhante ao da torre de destilação já trabalhada anteriormente, na qual se deseja separar a mistura de n-C₆, n-C₇ e n-C₈. Neste caso, será projetada uma bomba centrífuga, capaz de retornar uma fração da corrente advinda do vaso pulmão(C-2) à torre (C-1), sendo que ambos os vasos se encontram na mesma cota. Ainda, na saída dessa bomba, encontra-se uma válvula de controle, utilizada para regular a vazão de refluxo.

➤ Cálculo das pressões nas condições de aspiração e de impulsão

A pressão de aspiração é calculada a partir da pressão do vaso pulmão (0 kg/cm²g), da sua altura em relação ao solo (3 m) e do seu nível de líquido (metade do diâmetro do vaso = 0,5 m). Além disso, também deve ser levada em conta a contribuição negativa da perda de carga na aspiração ($\Delta P_{carga,asp}$), estimada a partir da perda de pressão no duto de admissão (igual a 0,5 kg/cm²g/km de tubo, sendo que o comprimento desse é dado por $L = 1,3 \times H$, onde H é a diferença de cota (3 m)):

$$\Delta P_{carga,asp} = 1,3 \times 3 \text{ m} \times \frac{\text{km}}{1000 \text{ m}} \times 0,5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 \text{g km}} \quad (85)$$

$$\Delta P_{carga,asp} = 1,95 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 \text{g}}$$

Já no cálculo da pressão de impulsão, leva-se em conta a pressão no topo da torre de destilação (1,35 kg/cm²g), a altura da torre (12,3 m) e a sua elevação em relação ao solo (3 m). A perda de carga na impulsão ($\Delta P_{carga,imp}$), por sua vez, tem contribuição positiva e é calculada de forma semelhante ao caso da aspiração, porém a altura H é dada por (12,3 + 3) m e a perda de pressão por 2 kg/cm²g/km de tubo. Além disso, na impulsão, também existe a contribuição positiva da válvula de controle para a perda de carga ($\Delta P_{carga,válv} = 0,1 \text{ kg/cm}^2 \text{g}$).

$$\Delta P_{carga,imp} = 1,3 \times (12,3 + 3) \text{ m} \times \frac{\text{km}}{1000 \text{ m}} \times 2 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 \text{g km}} \quad (86)$$

$$\Delta P_{carga,imp} = 39,78 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 \text{g}}$$

Assim, as pressões de aspiração (P_{asp}) e de impulsão (P_{imp}) são calculadas abaixo, considerando que a densidade mássica da corrente (ρ_{fluido}) é de $616,5 \text{ kg/m}^3$:

$$P_{asp} = P_1 + \rho_{fluido} \times g \times h_{fluido} - \Delta P_{carga,asp} \quad (87)$$

$$P_{asp} = 0 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 g} + \frac{616,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times (3 + 0,5)\text{m}}{98067 \frac{\text{kg}}{\text{s}^2 \text{m}} \times \frac{\text{cm}^2 g}{\text{kg}}} - 1,95 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 g}$$

$$P_{asp} = 0,214 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 g}$$

$$P_{imp} = P_2 + \rho_{fluido} \times g \times h_{fluido} + \Delta P_{carga,imp} + \Delta P_{carga,válv} \quad (88)$$

$$P_{imp} = 1,35 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 g} + \frac{616,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times (12,3 + 3)\text{m}}{98067 \frac{\text{kg}}{\text{s}^2 \text{m}} \times \frac{\text{cm}^2 g}{\text{kg}}} + 39,78 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 g} + 0,1 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 g}$$

$$P_{imp} = 2,433 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 g}$$

Dessa forma, a diferença de pressão na bomba (ΔP) é:

$$\Delta P = P_{imp} - P_{asp} \quad (89)$$

$$\Delta P = 2,219 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 g}$$

Ainda, pode-se calcular a pressão de shut-off da bomba ($\Delta P_{shut-off} \rightarrow$ impulsão fechada, $Q = 0$ e $P = P_{máx}$):

$$\Delta P_{shut-off} = 1,2 \times \Delta P \quad (90)$$

$$\Delta P_{shut-off} = 1,2 \times 2,219 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 g} = 2,663 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 g}$$

Para o cálculo da pressão máxima de aspiração ($P_{asp,máx}$), considera-se as condições de limite da pressão do vaso pulmão, calculada a partir da pressão de projeto:

$$P_{projeto,pulmão} = \text{máx} [P_{projeto1}, P_{projeto2}, P_{projeto3}]$$

$$P_{projeto1} = P_{operação} + 1,80 \text{ kg/cm}^2 g = 0 \text{ kg/cm}^2 g + 1,80 \text{ kg/cm}^2 g$$

$$P_{\text{projeto1}} = 1,80 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}}$$

$$P_{\text{projeto2}} = P_{\text{operação}} \times 1,10 = 0 \text{ kg/cm}^2\text{g} \times 1,10$$

$$P_{\text{projeto2}} = 0 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}}$$

$$P_{\text{projeto3}} = 3,50 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}}$$

Ainda, considera-se a carga de cota (3 m) e o nível de líquido do vaso pulmão, agora completamente cheio (diâmetro do vaso = 1 m):

$$P_{\text{asp,máx}} = 3,50 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}} + \frac{616,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times (3 + 1)\text{m}}{98067 \frac{\text{kg}}{\text{s}^2\text{m}} \times \frac{\text{cm}^2}{\text{kg}}} - 1,95 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}}$$

$$P_{\text{asp,máx}} = 3,745 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}}$$

A pressão máxima de impulsão ($P_{\text{imp,máx}}$), por sua vez, é dada pela soma entre a pressão máxima de aspiração e a pressão de shut-off:

$$P_{\text{imp,máx}} = P_{\text{asp,máx}} + \Delta P_{\text{shut-off}} = 3,745 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}} + 2,663 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \quad (91)$$

$$P_{\text{imp,máx}} = 6,408 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}}$$

Ainda, a pressão de projeto é calculada a partir da maior pressão, nesse caso $P_{\text{imp,máx}}$, de forma que:

$$P_{\text{projeto}} = \text{máx} [P_{\text{projeto1}}, P_{\text{projeto2}}, P_{\text{projeto3}}]$$

$$P_{\text{projeto1}} = P_{\text{imp,máx}} + 1,800 \text{ kg/cm}^2\text{g}$$

$$P_{\text{projeto1}} = 8,208 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}}$$

$$P_{\text{projeto2}} = P_{\text{imp,máx}} \times 1,10$$

$$P_{\text{projeto2}} = 7,049 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}}$$

$$P_{\text{projeto3}} = 3,50 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 \text{g}}$$

➤ **Cálculo das vazões**

A vazão volumétrica de operação da bomba ($Q_{\text{operação}}$) é de 13,1 m³/h. Para o cálculo das vazões mínima ($Q_{\text{mín}}$) e de projeto (Q_{projeto}), faz-se:

$$Q_{\text{mín}} = 0,6 \times Q_{\text{operação}} \quad (92)$$

$$Q_{\text{mín}} = 7,86 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$Q_{\text{projeto}} = 1,2 \times Q_{\text{operação}} \quad (93)$$

$$Q_{\text{projeto}} = 15,72 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

➤ **Cálculo das potências**

A potência absorvida pelo fluido (W_{abs}) é dada pela vazão volumétrica de projeto da bomba e a variação máxima da pressão, que acontece na pressão de shut-off:

$$W_{\text{abs}}(\text{cv}) = \frac{Q_{\text{projeto}} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) \times \Delta P_{\text{shut-off}} \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 \text{g}} \right)}{27,4} \quad (94)$$

$$W_{\text{abs}}(\text{cv}) = 1,528 \text{ cv} = 1,124 \text{ kW}$$

A potência hidráulica (W_{hid}) é calculada a partir da potência absorvida e do rendimento hidráulico (η_{hid}), que costuma estar na faixa de 0,3 a 0,6, podendo ser utilizado um valor médio de 0,45:

$$W_{\text{hid}} = \frac{W_{\text{abs}}}{\eta_{\text{hid}}} \quad (95)$$

$$W_{\text{hid}} = 2,498 \text{ kW}$$

A potência elétrica (W_e) é calculada a partir da potência hidráulica e do rendimento do motor elétrico (η_e), que costuma estar na faixa de 0,9 a 0,95, podendo ser utilizado um valor médio de 0,925:

$$W_e = \frac{W_{hid}}{\eta_e} \quad (96)$$

$$W_e = 2,700 \text{ kW}$$

➤ **NPSH disponível**

O valor NPSH disponível (*Net Positive Suction Head*) é essencial no projeto de bombas pois quantifica a carga necessária para que o fenômeno da cavitação não ocorra, no qual a pressão de vapor do fluido torna-se maior do que a pressão de aspiração, de forma que são formadas bolhas de vapor que são prejudiciais às pás do rotor. Nesse caso, o valor de NPSH é dado pela carga de cota de 3 m.

➤ **Altura diferencial**

O cálculo da altura diferencial (Δh) é realizado a partir da pressão diferencial (ΔP):

$$\Delta P = \rho_{\text{fluido}} \times g \times \Delta h \quad (97)$$

$$2,219 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 g} = \frac{616,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times \Delta h}{98067 \frac{\text{kg}}{\text{s}^2 \text{m}} \times \frac{\text{cm}^2 g}{\text{kg}}}$$

$$\Delta h = 35,98 \text{ m}$$

Abaixo se encontra a folha de especificação da bomba centrífuga projetada.

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento operação / reserva	Operação		Reserva	
Descrição	Bomba de refluxo			
Número de bombas operação / reserva	01a		01b	
Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)	Centrífuga			
Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)	Contínuo		Contínuo	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	13,1			m ³ /h
Pressão	0,214	kg/cm ² g	2,433	kg/cm ² g
Temperatura	80,588	°C	80,588	°C
Densidade	616,5	kg/m ³	616,5	kg/m ³
Viscosidade	0,2083	cP	0,2083	cP
Pressão de vapor	0,2383	kg/cm ²	0,2383	kg/cm ²
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (120% da vazão de operação)	15,72			m ³ /h
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	7,86			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	0,184			kg/cm ² g
Pressão na impulsão na vazão de projeto	1,403			
Pressão diferencial	2,219			kg/cm ² g
Altura diferencial	35,98			m
NPSH disponível	3			m
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	2,663			kg/cm ² g
Pressão máxima na aspiração	3,745			kg/cm ² g
Pressão máxima na impulsão	6,408			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	-		-	polegadas
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	8,208			kg/cm ² g
Temperatura de projeto	110,588			°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	2,700			kW
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				

6. Projeto de instrumentação e controle

O projeto de instrumentação e controle do processo de destilação comentado anteriormente é realizado a seguir, representado através do diagrama simplificado do processo (Figuras 14,15 e 16). Para isso, o processo foi dividido em três seções (alimentação, topo e fundo), como pode ser visto na Figura 13 abaixo.

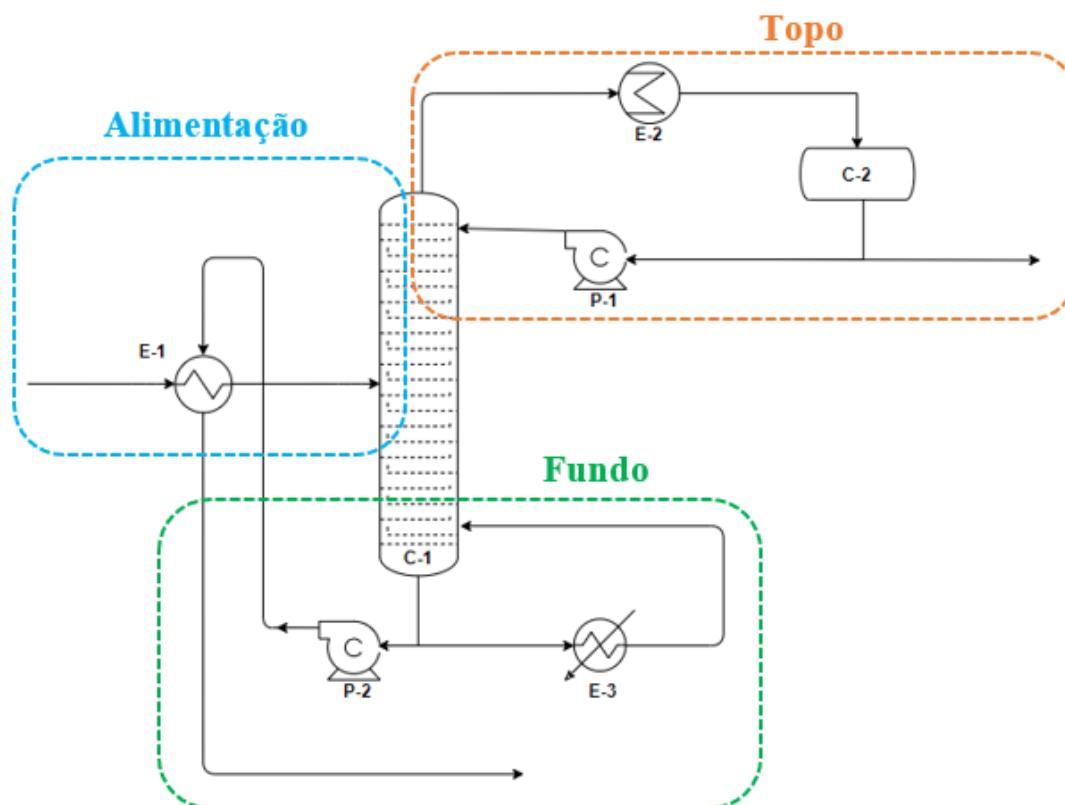


Figura 13. Representação simplificada do processo.

Dessa forma, o fluxo de alimentação entra na unidade de separação com um prévio aquecimento fornecido pelo trocador de calor E-1, com o auxílio da corrente de fundo da torre. Essa corrente de fundo, na realidade, é dividida ao sair da torre, de forma que parte é enviada para aproveitamento energético no trocador de calor E-1, através da bomba P-1, e a outra é enviada ao refeedor E-3, formando a corrente de vapor que subirá ao longo da torre.

Já no topo da torre, obtém-se uma corrente de vapor rica em n-hexano, a qual será condensada completamente e direcionada ao vaso pulmão C-2. Assim, uma fração dessa corrente retorna à torre, auxiliada pela bomba P-1, e a outra parte sai do sistema como destilado.

Nas Figuras 14, 15 e 16 a seguir encontram-se os diagramas simplificados de processo, por seção, com as respectivas representações dos instrumentos de vazão, de temperatura e de pressão presentes ao longo das tubulações e vasos, assim como os laços de controle necessários.

Os sistemas de controle utilizados são:

1. Controle simples da vazão de alimentação;
2. Controle em cascata da vazão de saída de produto de fundo;
3. Controle em cascata da entrada de vapor no refeededor;
4. Controle da pressão da coluna;
5. Controle simples da vazão de saída de destilado.

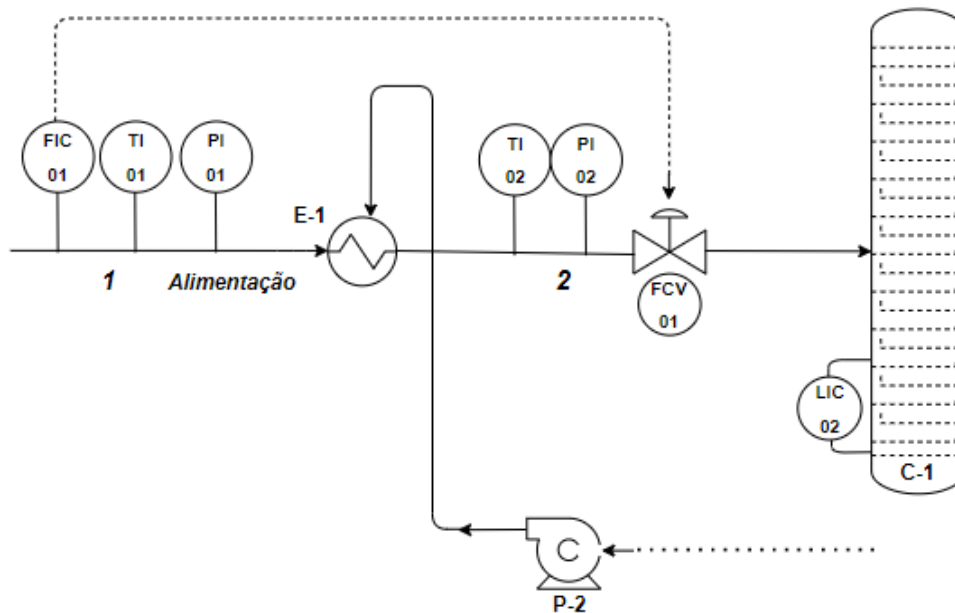


Figura 14. Diagrama simplificado do processo na seção de alimentação.

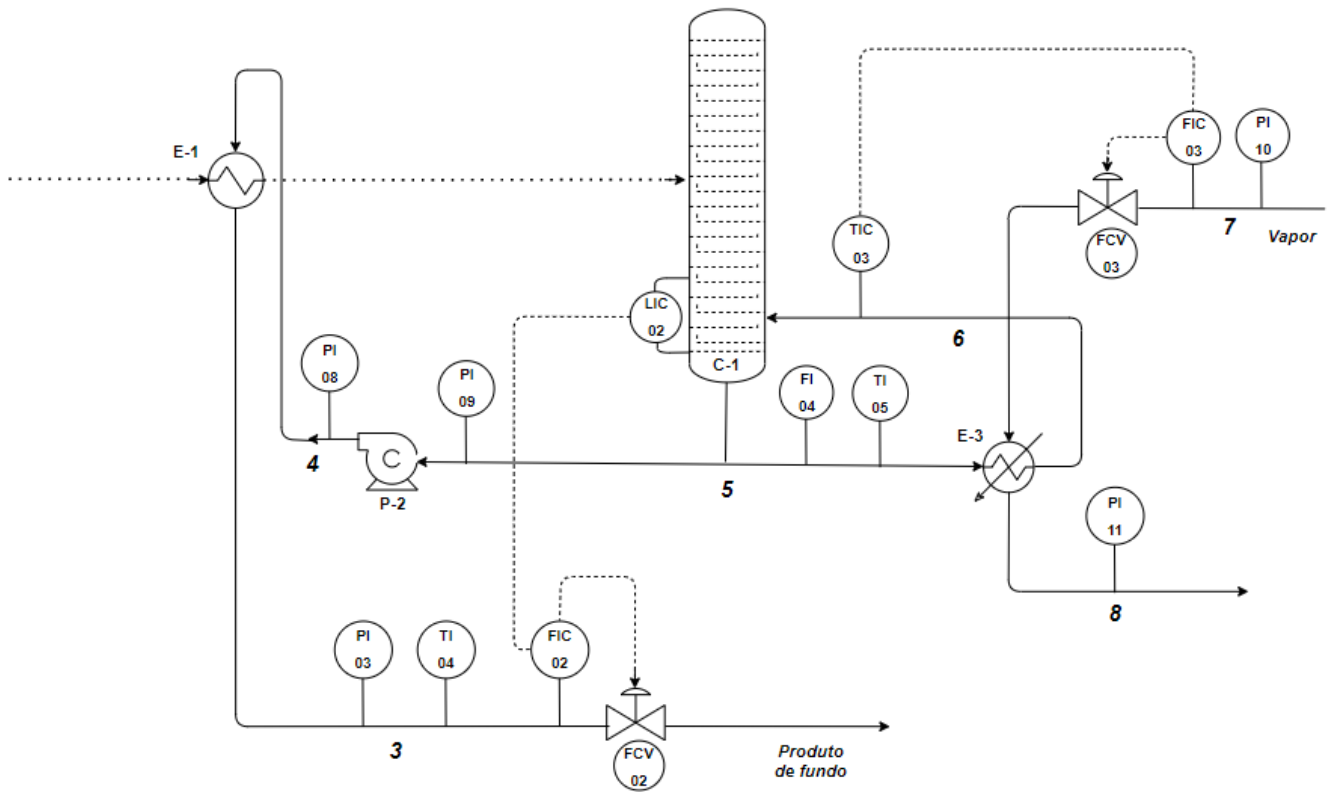


Figura 15. Diagrama simplificado do processo na seção de fundo.

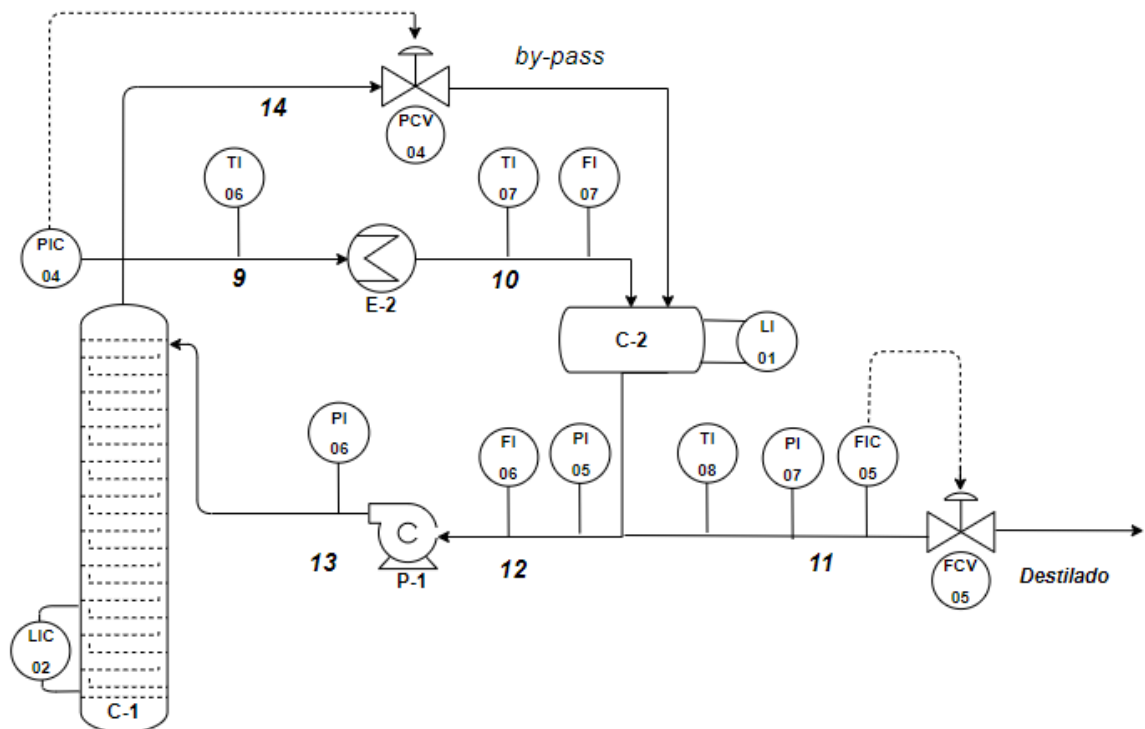


Figura 16. Diagrama simplificado do processo na seção de topo.

Abaixo se encontram as folhas de especificação dos instrumentos de vazão, de nível, de pressão e de temperatura, além das válvulas e dos laços de controle. Nesse último caso, são listados todos os elementos vinculados ao laço de controle (transmissor, indicador-controlador, transdutor e válvula de controle).

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Fase (L, G ou M)	Vazão normal / kg/h
FIC-01	1	L	-
FIC-02	3	L	-
FIC-03	7	G	-
FI-04	5	L	-
FIC-05	11	L	-
FI-06	12	L	-
FI-07	10	G	-

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

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	-
TIC-03	6	G	-
TI-04	3	L	-
TI-05	5	L	-
TI-06	9	G	-
TI-07	10	G	-
TI-08	11	L	-

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Pressão normal / kg/cm² g
PI-01	1	L	-
PI-02	2	L	-
PI-03	3	L	-
PIC-04	9	G	-
PI-05	12	L	-
PI-06	13	L	-
PI-07	11	L	-
PI-08	4	L	-
PI-09	5	L	-
PI-10	7	G	-
PI-11	8	L	-

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	3	FIC-02	-	Fechar
FCV-03	7	FIC-03	-	Fechar
PCV-04	14	PIC-04	-	Fechar
FCV-05	11	FIC-05	-	Fechar

ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle)
FIC-01	1	Controle da vazão de alimentação	FT-01 (Medidor de vazão) FIC-01 (Controlador de vazão) I/P (Transdutor eletropneumático) FCV-01 (Válvula de controle)
LIC-02	C-1	Controle do nível do vaso C-1	LT-02 (Medidor de nível) LIC-02 (Controlador de nível) I/P (Transdutor eletropneumático)
FIC-02 (vinculado ao LIC-02)	3	Controle da vazão de produto de fundo (vinculado ao LIC-02)	FT-02 (Medidor de vazão) FIC-02 (Controlador de vazão – vinculado ao LIC-02) I/P (Transdutor eletropneumático) FCV-02 (Válvula de controle)
TIC-03	6	Controle de entrada de vapor no refeedor	TT-03 (Medidor de temperatura) TIC-03 (Controlador de temperatura) I/P (Transdutor eletropneumático)
FIC-03 (vinculado ao TIC-03)	7	Controle da vazão de entrada de vapor no refeedor (vinculado ao TIC-03)	FT-03 (Medidor de vazão) FIC-03 (Controlador de vazão – vinculado ao TIC-03) I/P (Transdutor eletropneumático) FCV-03 (Válvula de controle)
PIC-04	9	Controle de pressão na coluna	PT-04 (Medidor de pressão) PIC-04 (Controlador de pressão) I/P (Transdutor eletropneumático) PCV-04 (Válvula de controle)
FIC-05	11	Controle de vazão de destilado	FT-05 (Medidor de vazão) FIC-05 (Controlador de vazão) I/P (Transdutor eletropneumático) FCV-05 (Válvula de controle)

7. Referências bibliográficas

- [1] SINNOTT, R.; TOWLER, G. **Chemical Engineering Design: SI Edition**. 6^a ed. Butterworth-Heinemann. 2020.
- [2] KAISER, M. J.; KLERK, A. de; GARY, J. H. ; HANDWERK, G. E. **Petroleum Refining: Technology, Economics, and Markets**. 6^a ed. CRC Press. 2019.
- [3] COUPER, J. R. **Process Engineering Economics**. 1^a ed. CRC Press. 2003.
- [4] KERN, D. Q. **Process Heat Transfer**. McGraw-Hill International. 1950.