



**UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA - UnB**  
**INSTITUTO DE QUÍMICA**  
**ENGENHARIA QUÍMICA**

**PROJETOS EM ENGENHARIA QUÍMICA**

**ARTHUR ALVES DE LIMA SANTOS**

**BRASÍLIA**  
**MAIO 2021**

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA - UnB

INSTITUTO DE QUÍMICA

ENGENHARIA QUÍMICA

## **PROJETOS EM ENGENHARIA QUÍMICA**

Trabalho acadêmico realizado para as disciplinas de Projeto de Engenharia Química 1 e Projeto de Engenharia Química 2 como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Jose Joaquín Linares León

BRASÍLIA

MAIO 2021

# AGRADECIMENTOS

Agradeço em primeiro lugar a minha família, que sempre me incentivou nos estudos e me ajudou durante toda essa trajetória.

Agradeço a minha namorada Nathália que conheci devido à universidade e com quem dividi a graduação, por todo o suporte emocional, carinho e paciência durante a graduação.

Agradeço aos amigos que fiz durante o curso que se mantiveram comigo desde o primeiro semestre, sempre dispostos a me ajudar, conversar e que me proporcionaram muitos momentos felizes.

Por fim, agradeço também aos professores e mestres que me ajudaram nessa caminhada, compartilhando conhecimento e experiências únicas, em especial à equipe do Laboratório de Tecnologia Química e TecBor, pela qual mantenho muito carinho e admiração.

# SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO .....	7
1.1. OBJETIVOS .....	7
2. AVALIAÇÃO ECONÔMICA E RENTABILIDADE.....	7
2.1. CÁLCULO ECONÔMICO DE PROJETO E AVALIAÇÃO PRELIMINAR.....	8
2.2. ANÁLISE ECONÔMICA DE RENTABILIDADE.....	16
2.3. COMPARAÇÃO .....	27
3. PROJETO DE VASOS TORRES E REATORES.....	28
4. PROJETO DE SISTEMA DE TROCA DE CALOR.....	53
5. PROJETO DE SISTEMAS DE IMPULSÃO MECÂNICA .....	55
6. PROJETO DE INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE DE PROCESSOS.....	63
7. CONSIDERAÇÕES FINAIS.....	66
8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	67

## LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1: Esquema de torre de destilação .....	28
Figura 3.2: Folha de especificação de correntes.....	48
Figura 3.3: Folha de especificação para os pratos da coluna.....	49
Figura 3.4: Folha de especificações para o vaso pulmão .....	50
Figura 3.5: Folha de especificações para a torre de destilação.....	52
Figura 4.1: Folha de especificações do trocador de calor.....	54
Figura 5.1: Sistema de bombeamento .....	55
Figura 5.2: Folha de especificação do sistema de impulsão.....	62
Figura 6.1: Diagrama básico do sistema de destilação .....	63
Figura 6.2: Diagrama de Indicadores .....	64
Figura 6.3: Diagrama de carga .....	64
Figura 6.4: Folha de especificação de instrumentos.....	65
Figura 6.5: Folha de especificação de laços de controle .....	66
Figura 6.6: Folha de especificação de válvulas de controle .....	66

## LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1.1: Método das porcentagens .....	14
Tabela 2.2.1: Investimentos totais para o Processo 1 .....	17
Tabela 2.2.2: Balanços de massa e coeficientes de reagente por produto produzido.....	17
Tabela 2.2.3: Preço de produtos por kg .....	17
Tabela 2.2.4: Produção e lucro obtido por produtos.....	18
Tabela 2.2.5: Custos de fabricação diretos .....	18
Tabela 2.2.6: Custos de fabricação indiretos variáveis .....	19
Tabela 2.2.7: Custos de fabricação indiretos fixos.....	19
Tabela 2.2.8: Gastos gerais.....	20
Tabela 2.2.9: Horizonte Temporal para o Processo 1.....	22
Tabela 2.2.10: Investimentos totais para o Projeto 2.....	23
Tabela 2.2.11: Balanços de massa e coeficientes de reagente por produto produzido...	23
Tabela 2.2.12: Preço de produtos por kg .....	23
Tabela 2.2.13: Produção e Lucro obtido por produtos .....	24
Tabela 2.2.14: Custos de fabricação diretos .....	24
Tabela 2.2.15: Custos de fabricação indiretos variáveis .....	24
Tabela 2.2.16: Custos de fabricação indiretos fixos.....	25
Tabela 2.2.17: Gastos gerais.....	25
Tabela 2.2.18: Horizonte Temporal para o Processo 2.....	26
Tabela 2.3.1: Horizonte Temporal para o Processo 1.....	27
Tabela 3.1: Características da corrente.....	29
Tabela 3.2: Correlação de Gilliland.....	31
Tabela 3.3: Número de pratos reais a serem utilizados .....	31
Tabela 3.4: Vazões da coluna de destilação .....	32
Tabela 3.5: Valores de cálculo para velocidade limite.....	32
Tabela 3.6: Seções transversais e diâmetros da coluna .....	33
Tabela 3.7: Valores de cálculo para determinação da hidráulica da coluna de destilação .....	34

Tabela 3.8: Espessuras, peso e massa para a torre de destilação.....	35
Tabela 3.9: Vazões e volumes calculados para o tanque.....	36
Tabela 3.10: Diâmetros sobredimensionados para o tanque pulmão .....	36
Tabela 3.11: Espessuras e pesos para o tanque pulmão .....	38
Tabela 3.12: Dados para trocadores .....	38
Tabela 3.13: Temperaturas das correntes de utilidades.....	38
Tabela 3.14: Dados obtidos para o refeedor.....	40
Tabela 3.15: Dados obtidos para o condensador .....	40
Tabela 3.16: Vazões para a bomba de refluxo.....	40
Tabela 3.17: Altura e Pressão de admissão .....	41
Tabela 3.18: Altura e pressão de impulsão.....	41
Tabela 3.19: Potências calculadas para a bomba de refluxo .....	42
Tabela 3.20: Parâmetros de custos externos e de pratos para a torre de destilação.....	43
Tabela 3.21: Custos externos, de pratos e totais para a coluna de destilação.....	43
Tabela 3.22: Parâmetros de custo do tanque pulmão .....	43
Tabela 3.23: Custos para tanque pulmão.....	44
Tabela 3.24: Parâmetros para trocadores de calor .....	44
Tabela 3.25: Custos do refeedor e condensador.....	44
Tabela 3.26: Parâmetros de custo para a bomba .....	45
Tabela 3.27: Custos de casco e motor para a bomba.....	45
Tabela 3.28: Índices para os anos 2007 e 2017 .....	45
Tabela 3.29: Custos de equipamentos para o projeto .....	46
Tabela 3.30: Investimentos para o projeto.....	46
Tabela 3.31: Custos para utilidades .....	47
Tabela 3.32: Custos de utilidade e operação para a vida da planta .....	47
Tabela 3.33: Custos totais.....	48
Tabela 5.1: Dados fornecidos para o projeto.....	56
Tabela 5.2: Pressões de operação máximas encontradas.....	58

# 1. INTRODUÇÃO

A formação acadêmica proporcionada pelas diversas matérias ministradas no fluxo curricular fornece aos estudantes de engenharia química o pensamento crítico e a compreensão de processos e equipamentos necessários para construir soluções em problemas reais.

Durante as disciplinas de Projetos de Engenharia Química 1 e Projetos de Engenharia Química 2, foi possível abordar diversos problemas de *design* e tomada de decisões acerca de elementos em unidades químicas a partir de conhecimentos desenvolvidos previamente de maneira teórica em matérias como: transferências de calor, massa e quantidade de movimento, operações unitárias, engenharia de reatores químicos e outros componentes fundamentais.

## 1.1. Objetivos

Dessa forma, o objetivo desse trabalho é a elaboração de diversos projetos a partir de problemas propostos em temas específicos que compõe uma planta química, sendo eles: avaliação econômica e rentabilidade, projeto de vasos, torres e reatores, projeto de sistemas de troca de calor, projeto de sistemas de impulsão mecânica, projeto de instrumentação e controle de processos e diagrama de processos.

## 2. AVALIAÇÃO ECONÔMICA E RENTABILIDADE

Para este projeto foram avaliados fatores econômicos em plantas químicas. Na primeira seção são avaliados custos de projeto para a purificação de corrente composta por 40% de benzeno e 60% tolueno em uma coluna de destilação, enquanto na segunda seção são comparados dois processos de produção de cloreto de vinilideno de viabilidade técnica comprovada, em que devem ser analisadas suas diferenças econômicas.

## 2.1. Cálculo Econômico de Projeto e avaliação preliminar

A partir de experimentos em planta a escala piloto, são definidos dados do projeto para cada equipamento do processo, necessários para a primeira avaliação de custos.

A delimitação preliminar de custo de equipamentos na falta de dados confiáveis de custo ou *softwares* capazes de realizar estas estimativas, é realizada através de correlações, disponíveis no Capítulo 6 do livro Chemical Engineering Design (Towler,G), seguindo a equação de custo abaixo:

$$C_e = a + b \times S^n \quad \text{Equação 2.1.1}$$

Em que,  $C_e$  é o custo do equipamento comprado em base U.S Gulf Coast de Jan 2007,  $a$  e  $b$  são constantes,  $S$  o parâmetro de tamanho do equipamento em unidades apropriadas e  $n$  o expoente para o tipo de equipamento.

Para a bomba de alimentação, é requerida uma potência de 2,507kW e uma vazão operacional de 57,53m<sup>3</sup>/h. Considerando o uso de um motor à prova de explosão com os limites de S de 1 a 2500kW são obtidos os parâmetros  $a$ ,  $b$  e  $n$  no livro Chemical Engineering Design, tem-se:

$$C_{e \text{ Motor}} = -950 + 1770 \times 2,507^{0,6}$$
$$C_{e \text{ Motor}} = \$2.122,32$$

Observa-se que mesmo superando o limite superior, esta seria a melhor escolha para a configuração do equipamento.

Calculado o motor, ainda é necessário estimar o custo para o casco. Considera-se uma vazão de 57,3 m<sup>3</sup>/h. Convertendo essa vazão, é possível encontrar o termo S, de 15,98 L/s. Tomando os valores dos coeficientes para bomba centrífuga de estágio único, tem-se:

$$C_{e \text{ Casco}} = 6900 + 206 \times 15,98^{0,9}$$
$$C_{e \text{ Casco}} = \$9.395,17$$



E o custo total da bomba, definido pela soma do casco e motor:

$$C_{e \text{ Bomba}} = \$11.517,48$$

Para o vaporizador, deve-se trabalhar com sua área de troca térmica obtida a partir da seguinte equação:

$$Q = U \times A \times F_t \times dT \quad \text{Equação 2.1.2}$$

A quantidade de calor necessária  $Q = 3,958 \text{ Mkcal/h}$  e o coeficiente global de transmissão de calor  $U = 1000 \text{ kcal}/(\text{h} \cdot \text{m}^2)$ . Tem-se uma pressão operacional de  $6 \text{ kg}/\text{cm}^2\text{g}$  e temperatura de  $160^\circ\text{C}$ . O termo  $dT$  é obtido a partir da diferença logarítmica de temperatura média, com  $T$  do alimento frio a  $25^\circ\text{C}$  e  $T$  de saída do caporizador a  $112,6^\circ\text{C}$ . Com o termo de correção  $F_t$  sendo considerado igual a 1, a área é encontrada como:

$$A = \frac{3,958 \times 10^6 \text{ kcal/h}}{1000 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2} \times 1 \times \frac{(160 - 112,6) - (160 - 25)^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{160 - 112,6^\circ\text{C}}{160 - 25^\circ\text{C}}\right)}}$$
$$A = 47,29 \text{ m}^2$$

O custo pode ser estimado então a partir de equação de custo:

$$C_{e \text{ Vaporizador}} = 24000 + 46 \times 47,29^{1,2}$$

$$C_{e \text{ Vaporizador}} = \$28.704,21$$

Já para a torre de destilação, deve-se considerar no custeio do equipamento seu peso, tal como um vaso. Para isso, é necessário primeiro encontrar a espessura para este vaso, dada a partir de duas equações:

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE - 1,2P_i} \quad \text{Equação 2.1.3}$$

2.1.4

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

O parâmetro  $P_i$  indica a pressão interna do vaso. Como é criado um perfil variável de 0 a  $1\text{kg/cm}^2$ , deve-se escolher o limite superior de  $1\text{kg/cm}^2$  e somá-lo de  $1,8\text{kg/cm}^2$  resultando em  $2,8\text{kg/cm}^2$ . Porém, como este valor ainda é inferior a  $3,5\text{kg/cm}^2$ , se escolhe este último como medida de segurança.

O diâmetro interno fornecido  $D_i$  é de  $2,9\text{m}$  e  $E$ , chamada de eficiência da solda é dada como fator de segurança escolhido como  $0,85$ .

O parâmetro  $S$  corresponde à tensão máxima que o material suporta. Por se tratar de materiais não-corrosivos, escolhe-se o aço carbono e dada uma temperatura de operação que não supera os  $500^\circ\text{F}$  é possível escolher uma tensão de  $12,9\text{ksi}$ , equivalente a  $906,96\text{kg/cm}^2$ .

A partir desses dados definem-se as espessuras  $t$  para cada equação. As espessuras são de  $6,6\text{mm}$  para a primeira expressão e de  $3,3\text{mm}$  para a segunda. É escolhido o primeiro resultado por ser o maior e também é levado em conta uma sobre-espessura de  $3\text{mm}$  devido a corrosão do material, elevando a espessura final para  $9,6\text{mm}$ .

O peso do vaso pode ser então estimado a partir da equação:

$$W_v = 240 \times C_w \times D_M (H_v + 0,8D_M)t \quad \text{Equação 2.1.5}$$

Em que  $C_w$  é o fator que leva em conta o peso de equipamentos e suportes internos, igual a  $1,15$  para torres de destilação.  $D_m$  é o diâmetro do vaso igual a  $D_i$  somado a  $t$  em metros.  $H_v$  é a altura da torre, igual a  $15,5\text{m}$ .

O peso total da torre é então:

$$W_v = 240 \times 1,15 \times 2,9096(15,5 + 0,8 \times 2,9)9,6$$

$$W_v = 137209,3\text{N}$$

Convertendo o peso em  $\text{N}$  para  $\text{kg}$  a massa final é de  $14001\text{kg}$ .

Por fim, com os parâmetros da tabela 6.6 é possível estimar o custo do vaso, sendo  $S$  equivalente a massa calculada:

$$C_{e \text{ Vaso}} = 10000 + 29 \times 14001^{0,85}$$

$$C_{e \text{ Vaso}} = \$106.968,8$$

Para o cálculo de custo dos pratos valvulado, são utilizados outros parâmetros da equação de custo, levando em conta seu diâmetro de 2,9m. Após isso, multiplica-se o valor unitário por 15, quantidade de pratos utilizados.

$$C_{e \text{ Prato}} = 180 + 340 \times 2,9^{1,9}$$

$$C_{e \text{ Prato}} = 2.750,61$$

$$C_{e \text{ Pratos}} = \$41.259,05$$

Por fim, o custo total da torre será a soma destes valores, sendo de \$148.227,83.

$$C_{e \text{ Torre}} = \mathbf{\$148.227,83}$$

Da mesma forma que para a torre de destilação, deve-se obter a espessura e peso do vaso.

$$t = \frac{3,5 \times 210}{2 \times 906,96 \times 0,85 - 1,2 \times 3,5} = 4,78 \text{mm}$$

$$W_v = 240 \times 1,08 \times 2,1077(10,5 + 0,82,1)7,78 = 51769 \text{ N}$$

É importante notar que o fator  $C_w$  para este tipo de equipamento assume o valor de 1,08. Sua espessura  $t$  é de 7,78mm e seu peso final de 5263,26kg.

Assim, seu preço é definido como:

$$C_{e \text{ Pulmão}} = 8800 + 27 \times 5263,26^{0,85}$$

$$C_{e \text{ Pulmão}} = \$48.103,42$$

Para o cálculo de custo do refeedor é necessário primeiro encontrar a área de troca térmica, obtida a partir dos dados da planta piloto.

Tem-se que  $Q = 5,146 \text{Mkcal/h}$ , seu coeficiente  $U = 1000 \text{kcal}/(\text{h.m}^2)$ , a temperatura de fluido de processo é de  $133,6^\circ\text{C}$  e do vapor de aquecimento  $160^\circ\text{C}$ .

A Equação toma então a seguinte forma:

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

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

Escolhida a configuração do equipamento trocador de calor como U-tube shell and tube, seu custo definido pela equação de custo com os parâmetros tabelados, dado S equivalente à área de troca térmica:

$$C_{e \text{ Reboiler}} = 24000 + 46 \times 194,92^{1,2}$$

$$C_{e \text{ Reboiler}} = \$49.738,63$$

Para o condensador, tem-se as temperaturas de fluido de processo de  $81,19^\circ\text{C}$ , temperatura de saída de  $45^\circ\text{C}$  e entrada  $28^\circ\text{C}$ . A quantidade de calor necessária  $Q = 7,209 \text{Mkcal/h}$  e  $U = 700 \text{kcal}/(\text{h.m}^2)$ .

Da mesma forma que para o reboiler, encontra-se a área de troca térmica necessária para o condensador.

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

$$A = 233,26 \text{ m}^2$$

Com a configuração U-shell and tube, a de custo se apresenta como:

$$C_{e \text{ Condensador}} = 24000 + 46 \times 233,26^{1,2}$$

$$C_{e \text{ Condensador}} = \$55.927,59$$

A partir dos custos de equipamentos principais da planta obtidos acima, é possível obter a estimativa do capital requerido para outras partes do projeto com o uso do método das porcentagens.

Por este método, é considerada uma aproximação baseada em porcentagens dos custos de equipamento para se definir custos como materiais, utilidades, terreno e construção.

Porém existem limitações, não sendo possível definir o capital necessário para licenças, catalisadores e engenharia de processo, que são altamente variáveis.

A tabela 2.1.1 é apresentada para indicar quais relações são utilizadas neste método:

Tabela 2.1.1: Método das porcentagens

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	<b>Não avaliável pelo método das porcentagens</b>
Construção	50-70 % (E+M)
Supervisão da construção	10 % (E+M)
<b>TOTAL ÁREA DE PROCESSO</b>	<b>ISBL (Inside Battery Limits)</b>
Serviços auxiliares	4% ISBL
Off-sites	8% ISBL
Gastos de arranque	3-4 % ISBL
Contingências e imprevistos	5-15 % ISBL

O preço dos equipamentos (E) dado pela soma dos equipamentos supracitados, estimado conforme o dólar gulf costa, é avaliado no ano de 2007. Sendo assim, é necessário atualizar este valor para anos mais recentes, devido à mudança no valor do dinheiro com relação ao tempo. O valor foi então atualizado para o ano de 2018 pelo índice CEPCI ('Chemical Engineering Plant Cost Index'), retirado da Compilação de Correlações de Custos de Equipamentos. Instalações Industriais de Gás Natural, Ministério de Minas e Energia.

$$E_{2018} = E_{2007} \times \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2007}} \quad \text{Equação 2.1.6}$$

$$E_{2018} = \$342.219,17 \times \frac{568,82}{525,02}$$

$$E_{2018} = E = \$370.768,94$$

Enquanto isso, os outros valores serão estimados a partir das faixas inferiores dos custos de equipamentos e ademais materiais, seguindo a tabela 2.1.1 e considerando-se um projeto pequeno.

- Materiais:

$$M = 0,6 \times E = \$222.461,36$$

- Engenharia de detalhe (Projeto Pequeno)

$$ED = 0,15 \times (E + M) = \$237.292,12$$

- Construção

$$C = 0,5 \times (E + M) = \$296.615,15$$

- Supervisão da Construção

$$SC = 0,1 \times (E + M) = \$59.323,03$$

- Total Área de Processo (ISBL)

$$ISBL = E + M + ED + C + SC = \$1.186.460,60$$

- Serviços Auxiliares

$$SE = 0,04 \times ISBL = \$47.458,42$$

-Off-sites

$$OS = 0,08 \times ISBL = \$94.916,85$$

- Gastos de Arranque

$$GA = 0,03 \times ISBL = \$35.593,82$$

- Contingências e imprevistos

$$CI = 0,05 \times ISBL = \$59.323,03$$

- Imobilizado

$$I = ISBL + SE + OS + GA + CI = \$1423.752,73$$

- Capital de Giro

$$CG = 0,2 \times I = \$284.750,55$$

Por fim, o capital necessário para a planta será definido como:

$$\text{Capital} = I + CG = \$1.708.503,27$$

## 2.2. Análise econômica de rentabilidade

A avaliação econômica é uma etapa fundamental para definição de investimentos e risco envolvidos no desenvolvimento de um projeto de planta química. Com ele são estabelecidos fatores de interesse como o Valor Atualizado Líquido (VAL) e a Taxa Interna de Retorno (TIR), ambos indicando a rentabilidade de um projeto atrativo ou não. Se propõe a análise econômica de dois processos de produção de cloreto de vinilideno para estabelecer qual a melhor opção.

### 2.2.1. Processo 1

No Processo 1, deseja-se instalar uma planta de 40kt de capacidade de produção. Como informação prévia para iniciar-se a análise, é dado o investimento fixo para uma planta de 23kt, equivalente a 83,72 MR\$.

A partir deste investimento fixo, é possível estimar o imobilizado para a planta de maior capacidade com o Método de Williams, seguindo a equação abaixo:

$$\frac{I_1}{I_2} = \frac{q_1^b}{q_2} \quad \text{Equação 2.2.1}$$

Em que:

I = Investimento Fixo para dada capacidade

q = Capacidade de produção

b = Coeficiente de correção, que assume um valor típico de 0,6

$$\frac{83,72 * 10^6}{I_2} = \frac{23^{0,6}}{40}$$

$$I_2 = \mathbf{R\$116.688.622,44}$$

Com este valor do imobilizado para a planta, estima-se também investimentos necessários, que serão proporcionais. São definidos então:

- Capital de giro: 20% do imobilizado
- Investimento de entrada em funcionamento: 5% do imobilizado
- Gastos prévios: 10% do imobilizado
- Investimento total, dado pela soma de todos estes fatores

Os valores calculados são disponibilizados na tabela 2.2.1



Tabela 2.2.1: Investimentos totais para o Processo 1

<b>Estimativa do Investimento</b>		
Estimação do Imobilizado	R\$	116.688.622,44
Capital de giro	R\$	23.337.724,49
Entrada em funcionamento	R\$	5.834.431,12
Gastos Prévios	R\$	11.668.862,24
<b>Investimento total</b>	<b>R\$</b>	<b>157.529.640,30</b>

Em seguida, toma-se os balanços de massa para o processo 1 e o preço dos componentes necessários para a produção e produtos gerados para a venda. Estes valores se encontram nas tabelas 2.2.2 e 2.2.3

Tabela 2.2.2: Balanços de massa e coeficientes de reagente por produto produzido

<b>Balanços de massa</b>	
<b>Componente</b>	<b>Coefficiente t/t produto</b>
Cloro	-0,92
Ácido clorídrico	0,47
Tricloroetano	0,13
Cloreto de vinilo	-0,72
Cloreto de vinilideno	1

Tabela 2.2.3: Preço de produtos por kg

<b>Balanços de massa</b>	
<b>Componente</b>	<b>R\$/kg</b>
Cloro	0,62
Ácido clorídrico	0,94
Tricloroetano	2,42
Cloreto de vinilo	1,76
Cloreto de vinilideno	3,09

Com os dados para os produtos Cloreto de Vinilideno, Tricloroetano e Ácido Clorídrico é possível então estimar o valor de suas vendas. A produção em kg pode ser obtida pela multiplicação dos coeficientes pela capacidade da planta, 40kt, enquanto o valor ganho será dado pela produção multiplicada pelo preço do produto. É exemplificado abaixo um caso, os demais são disponibilizados na tabela 2.2.4:

Produção de Ácido clorídrico

$$\text{Produção} = 0,47 * 40 = 18,1 \text{ kt}$$

Lucro obtido

$$\text{Lucro} = 18,1 * 10^6 * 0,94 = \text{R\$}17.672.000,00$$

Tabela 2.2.4: Produção e lucro obtido por produtos

Estimativa das Vendas		
Produtos obtidos	Produção / kt	Lucro de vendas / R\$
Ácido clorídrico	18.1	R\$ 17.672.000,00
Tricloroetano	5.1	R\$ 12.584.000,00
Cloreto de vinilideno	40	R\$ 123.600.000,00
<b>Total Vendas</b>		<b>R\$ 153.856.000,00</b>

Da mesma forma, estima-se os custos devido à compra de reagentes para definição dos custos de fabricação diretos, que englobam mão de obra e materiais. É apresentado um exemplo de cálculo para o Cloro, assim como as informações do custo de mão de obra e sua soma na tabela 2.2.5:

Produção de Cloro

$$\text{Consumo} = 0,92 * 40 = 36,8 \text{ kt}$$

Custo de matérias

$$\text{Custo} = 36,8 * 10^6 * 0,62 = \text{R\$}22.816.000,00$$

Custo de mão de obra

$$\text{Mão de Obra} = \text{Vagas} * \text{Operários} * \text{Custo Unitário anual}$$

$$\text{Mão de Obra} = 3 * 4,8 * 180000 = \text{R\$}2.592.000,00$$

Tabela 2.2.5: Custos de fabricação diretos

Custo de fabricação diretos		
Matérias primas	Produção / kt	Custo matérias primas / R\$
Cloro	-36,80	R\$ 22.816.000,00
Cloreto de vinilo	-28,80	R\$ 50.688.000,00
		<b>Custo Mão de Obra</b>
Mão de obra		R\$ 2.592.000,00
<b>Total Custos diretos</b>		<b>R\$ 76.096.000,00</b>

A seguir definem-se os custos de fabricação indiretos variáveis, que envolvem mão de obra indireta, eletricidade e custos de abastecimento, laboratório e embalagem.

A eletricidade é dada com base no preço unitário por tonelada, enquanto os outros valores são estimados a partir de coeficientes específicos multiplicados por base de

valores já calculados, como imobilizado, mão de obra e vendas. São exemplificados os cálculos a seguir e disponibilizados os dados completos na tabela 2.2.6:

Eletricidade

$$\text{Valor}_{\text{elet}} = \text{Preço unitário} * \text{capacidade}$$

$$\text{Valor}_{\text{elet}} = 247,08 * 40000 = \text{R\$}9.883.200,00$$

Mão de obra indireta

$$\text{Valor}_{\text{elet}} = \text{Coeficiente} * \text{Base(Mão de Obra)}$$

$$\text{Valor}_{\text{elet}} = 0,15 * \text{R\$}2.592.000,00 = \text{R\$}388.800,00$$

Tabela 2.2.6: Custos de fabricação indiretos variáveis

<b>Custos de fabricação indiretos variáveis</b>			
	Preço unitário / R\$/t	Toneladas	Custo / R\$
Eletricidade	247,08	40000	R\$ 9.883.200,00
	Coeficiente	Base	Custo / R\$
Mão de obra indireta	0,15	Mão de obra	R\$ 388.800,00
Abastecimento	0,002	Imobilizado	R\$ 233.377,24
Manutenção	0,02	Imobilizado	R\$ 2.333.772,45
Laboratório	0,05	Mão de obra	R\$ 129.600,00
Embalagem	0,15	Total de Vendas	R\$ 23.078.400,00
<b>Total Custos indiretos variáveis</b>			<b>R\$ 36.047.149,69</b>

Analogamente, definem-se os custos de fabricação indiretos fixos, apresentados na tabela 2.2.7:

Tabela 2.2.7: Custos de fabricação indiretos fixos

<b>Custos de fabricação indiretos fixos</b>			
	Coeficiente	Base	Custo / R\$
Diretivos e empregados	0,1	Mão de obra	R\$ 259.200,00
Impostos	0,005	Imobilizado	R\$ 583.443,11
Seguros	0,1	Imobilizado	R\$ 1.166.886,22
<b>Total Custos indiretos fixos</b>			<b>R\$ 2.009.529,34</b>

Por fim, têm-se os gastos gerais, calculados da mesma forma que custos de fabricação e explicitados na tabela 2.2.8:

**Tabela 2.2.8: Gastos gerais**

<b>Gastos gerais</b>			
	Coeficiente	Base	Custo / R\$
Gastos comerciais	0,05	Custos de fabricação	R\$ 5.707.633,95
Gerência	0,03	Custos de fabricação	R\$ 3.424.580,37
Pesquisa e serviço técnico	0,01	Vendas	R\$ 1.538.560,00
<b>Total Gastos gerais</b>			<b>R\$ 10.670.774,32</b>

Apresentados todos os dados de vendas, custos, gastos gerais e amortização é possível então calcular o horizonte temporal que será utilizado para se obter os estudos de rentabilidade VAL e TIR para o processo.

Supõe-se uma taxa de juros mínima de 10%, uma taxa de imposto de 35% e depreciação de 10% anual, considerando amortização linear. É considerada inflação anual constante de 5%.

O horizonte temporal a ser considerado é de 3 anos para colocar a planta em andamento e 15 anos de operação e levando em conta as seguintes estimações

- 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.
- No último ano, recupera-se todo o capital de giro (corrigido pela inflação) junto com um 10% do investimento em sucata (sem correção da inflação).

Assim, com estes dados se define:

- As vendas e custos têm aumento anual de 5%;
- A amortização é definida para o 1º ano de operação como 10% do imobilizado;
- Benefícios antes de impostos são os valores das vendas subtraídos de amortização e custos anuais;
- Os impostos equivalem a 35% dos benefícios antes dos impostos, sendo os benefícios após os impostos sua subtração;

- Os fundos gerados ao final são dados pela amortização somada aos benefícios depois dos impostos;

- O fluxo de caixa é definido pelos fundos investidos somados aos fundos gerados.

A tabela 2.2.9 apresenta todos os dados do horizonte temporal da planta:

Tabela 2.2.9: Horizonte Temporal para o Processo 1

Ano	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Imobilizado (R\$)	-R\$ 35.006.586,73	-R\$ 70.013.173,47	-R\$ 11.668.862,24						
Capital de Giro (R\$)			-R\$ 23.337.724,49						
Gasto de entrada em funcionamento (R\$)			-R\$ 5.834.431,12						
Gastos prévios (R\$)	-R\$ 3.885.731,13	-R\$ 3.885.731,13	-R\$ 3.885.731,13						
Fundos Investidos (R\$)	-R\$ 38.892.317,86	-R\$ 73.898.904,59	-R\$ 44.726.748,98						
Vendas (R\$)				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	R\$ 196.363.576,08
Custos (R\$)				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	R\$ 159.309.872,08
Amortização (10%)				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\$ 11.668.862,24
Benefícios antes de Impostos (R\$)				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	R\$ 25.384.841,75
Impostos (35%)				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	R\$ 8.884.694,61
Benefícios depois de Impostos (R\$)				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	R\$ 16.500.147,14
Fundos gerados (R\$)				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	R\$ 28.169.009,38
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	R\$ 28.169.009,38
Fluxo de caixa corrigido	-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	R\$ 13.141.050,77
									R\$ 11.668.862,24
									R\$ 48.517.453,08
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\$ 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\$ 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\$ 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\$ 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\$ 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\$ 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\$ 97.549.912,06
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	

## 2.2.2. Processo 2

Para os cálculos do processo 2 o investimento fixo a ser utilizado em uma planta de 23kt é de 101,2 MR\$, também aumentando o custo de energia requerido para 437,68 R\$/t de produto.

Os cálculos e as etapas são análogos, considerando-se apenas os dados acima como fatores modificados.

Dessa forma as tabelas a seguir apresentam os dados para os cálculos realizados para obtenção dos investimentos, custos e vendas.

Tabela 2.2.10: Investimentos totais para o Projeto 2

Estimativa do Investimento		
Estimação do Imobilizado	R\$	141.052.180,98
Capital de giro	R\$	28.210.436,20
Entrada em funcionamento	R\$	7.052.609,05
Gastos Prévios	R\$	14.105.218,10
Investimento total	R\$	190.420.444,32

Tabela 2.2.11: Balanços de massa e coeficientes de reagente por produto produzido

Balanços de massa	
Componente	Coefficiente t/t produto
Cloro	-3,01
Etano	-0,56
Cloreto de etilo	0,08
Ácido clorídrico	2,11
Cloreto de vinilideno	1

Tabela 2.2.12: Preço de produtos por kg

Balanços de massa	
Componente	R\$/kg
Cloro	0,62
Etano	0,26
Cloreto de etilo	1,59
Ácido clorídrico	0,94
Cloreto de vinilideno	3,09

Tabela 2.2.13: Produção e Lucro obtido por produtos

<b>Estimativa das Vendas</b>		
Produtos obtidos	Produção / kt	Lucro de vendas / R\$
Ácido clorídrico	24,3	R\$ 79.336.000,00
Cloreto de etilo	3.1	R\$ 5.088.000,00
Cloreto de vinilideno	40	R\$ 123.600.000,00
<b>Total Vendas</b>		<b>R\$ 208,024.000,00</b>

Tabela 2.2.14: Custos de fabricação diretos

<b>Custo de fabricação diretos</b>		
Matérias primas	Produção / kt	Custo matérias primas / R\$
Cloro	-36,80	R\$ 74.648.000,00
Cloreto de vinilo	-28,80	R\$ 5.824.000,00
		<b>Custo Mão de Obra</b>
Mão de obra		R\$ 2.592.000,00
<b>Total Custos diretos</b>		<b>R\$ 83.064.000,00</b>

Tabela 2.2.15: Custos de fabricação indiretos variáveis

<b>Custo de fabricação indiretos variáveis</b>			
	Preço unitário / R\$/t	Toneladas	Custo / R\$
Eletricidade	247,08	40000	R\$ 17.507.200,00
			0
	Coefficiente	Base	Custo / R\$
Mão de obra indireta	0,15	Mão de obra	R\$ 388.800,00
Abastecimento	0,002	Imobilizado	R\$ 282.104,36
Manutenção	0,02	Imobilizado	R\$ 2.821.043,62
Laboratório	0,05	Mao de obra	R\$ 129.600,00
Embalagem	0,15	Total de Vendas	R\$ 31.203.600,00
<b>Total Custos indiretos variáveis</b>			<b>R\$ 52.332.647,98</b>



Tabela 2.2.16: Custos de fabricação indiretos fixos

<b>Custos de fabricação indiretos fixos</b>			
	Coeficiente	Base	Custo / R\$
Diretivos e empregados	0,1	Mão de obra	R\$ 259.200,00
Impostos	0,005	Imobilizado	R\$ 705.260,90
Seguros	0,1	Imobilizado	R\$ 1.410.521,81
<b>Total Custos indiretos fixos</b>			<b>R\$ 2.009.529,34</b>

Tabela 2.2.17: Gastos gerais

<b>Gastos gerais</b>			
	Coeficiente	Base	Custo / R\$
Gastos comerciais	0,05	Custos de fabricação	R\$ 6.888.566,53
Gerência	0,03	Custos de fabricação	R\$ 4.133.139,92
Pesquisa e serviço técnico	0,01	Vendas	R\$ 2.080.240,00
<b>Total Gastos gerais</b>			<b>R\$ 13.101.946,46</b>

Tabela 2.2.18: Horizonte Temporal para o Processo 2

Ano	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Imobilizado (R\$)	-R\$ 423.156.542,29	-R\$ 84.631.308,59	-R\$ 14.105.218,10						
Capital de Giro (R\$)			-R\$ 28.210.436,20						
Gasto de entrada em funcionamento (R\$)			-R\$ 7.052.609,05						
Gastos prévios (R\$)	-R\$ 4.697.037,63	-R\$ 4.697.037,63	-R\$ 4.697.037,63						
Fundos Investidos (R\$)	-R\$ 47.012.691,92	-R\$ 89.328.346,21	-R\$ 54.065.300,97						
Vendas (R\$)				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	R\$ 265.497.195,76
Custos (R\$)				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	R\$ 192.556.781,90
Amortização (10%)				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\$ 14.105.218,10
Benefícios antes de Impostos (R\$)				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	R\$ 58.835.195,76
Impostos (35%)				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	R\$ 20.592.318,51
Benefícios depois de Impostos (R\$)				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	R\$ 38.242.877,24
Fundos gerados (R\$)				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	R\$ 52.348.095,34
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	R\$ 52.348.095,34
Fluxo de caixa corrigido	-R\$ 47.012.691,92	-R\$ 81.207.587,47	-R\$ 44.682.066,92	R\$ 316.18.930,27	R\$ 30.013.110,22	R\$ 28.495.608,90	R\$ 27.061.018,47	R\$ 25.704.303,55	R\$ 24.420.772,82
									R\$ 14.105.218,10
									R\$ 58.647.470,76
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\$ 429.773.291,04
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\$ 313.644.065,66
R\$ 14.105.218,10	R\$ 14.105.218,10	R\$ 14.105.218,10	R\$ 14.105.218,10						
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\$ 118.889.040,66
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\$ 41.604.082,73
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\$ 77.262.877,24
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\$ 77.262.877,24
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\$ 77.262.877,24
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\$ 14.630.128,22	R\$ 14.013.110,22

## 2.3. Comparação

A partir desta análise temporal dos dois processos é possível então estabelecer o Valor Atualizado Líquido (VAL) e a Taxa Interna de Retorno (TIR).

A VAL é definida como a soma do fluxo de caixa ajustada para os juros, enquanto a TIR será definida como juros com que os fundos gerados compensariam aos fundos investidos. De maneira prática, a TIR é calculada pela seguinte equação, sendo os juros representados por r:

$$\sum_{i=0}^n \frac{F_i}{(1+r)^i} = 0$$

Assim, temos os valores do VAL e TIR na tabela 2.3.1 para o processo 1 e na tabela 2.3.2 para o processo 2:

Tabela 2.3.1: Horizonte Temporal para o Processo 1

<b>Análise Econômica</b>	
VAL	R\$ 46.293.812,18
TIR	14%

Tabela 20: Horizonte Temporal para o Processo 2

<b>Análise Econômica</b>	
VAL	R\$ 174.994.574,67
TIR	21%

A comparação entre os 2 processos se torna então mais evidente: o processo 2 obteve valores superiores ao processo 1, sendo mais vantajoso. Isso se deve ao fato do processo gerar maior receita de fluxo de caixa, indicado pela VAL, assim como a maior TIR indica maior atratividade econômica de investimento, já que os juros indicam maior rentabilidade.

### 3. PROJETO DE VASOS TORRES E REATORES

Para este capítulo, deseja-se projetar uma torre de destilação multicomponente de hexano, heptano e octano a partir de cálculos aproximados estudados em Operações Unitárias de Engenharia Química 3 e com parâmetros fornecidos por *software*. O objetivo final é estimar qual é o melhor projeto em função de diferentes taxas de refluxo a partir de cálculos de equipamentos requeridos e custos operacionais para a planta, como o consumo de utilidades e eletricidade.

A destilação é uma operação unitária baseada nos princípios de transferência de massa e equilíbrio líquido-vapor. Em uma coluna de destilação, um refeedor de fundo promove vaporização de uma mistura alimentada, enquanto um condensador de topo condensa o vapor ascendente e retorna parte deste destilado à coluna. O contato entre o líquido e o vapor de diferentes composições favorece a separação de componentes presentes nessa mistura, devido as suas diferenças de volatilidade. Esse equipamento é esquematizado na figura 3.1

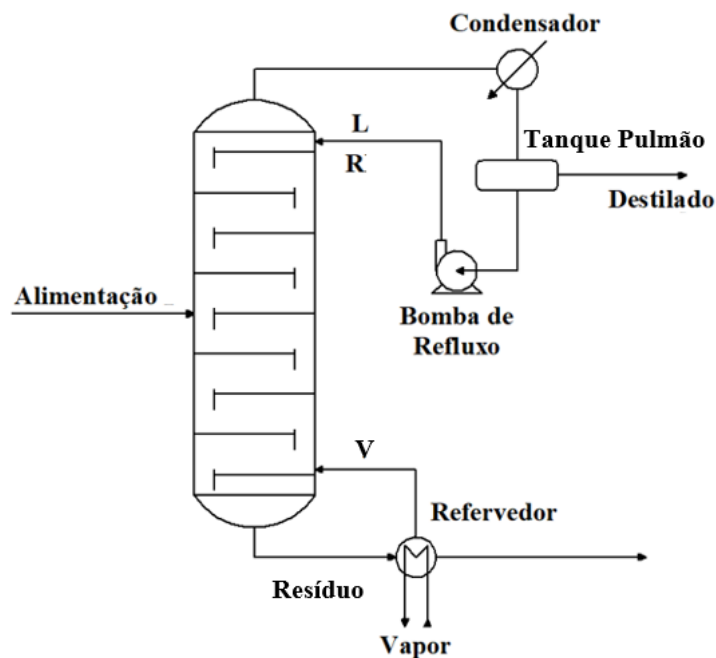


Figura 3.1: Esquema de torre de destilação

Inicialmente, deve ser estimada a taxa mínima de refluxo com base na corrente alimentada, destilado e resíduo. São fornecidas as características dessa mistura que se deseja fracionar na tabela 3.1:

Tabela 3.1: Características da corrente

Componente	Alimento		Destilado		Resíduo		Volatilidade Relativa
	A (kmol/h)	$x_{iA}$	D (kmol/h)	$x_{iD}$	R (kmol/h)	$x_{iR}$	
Hexano	40	0,4	40	0,534	0	0	2,7
Heptano	35	0,35	34	0,453	1	0,04	2,22
Octano	25	0,25	1	0,013	24	0,96	1

A partir desses dados é possível determinar o refluxo mínimo,  $R_{\min}$ , utilizando as equações 3.1 e 3.2, que consideram uma mistura de 3 componentes:

$$\frac{\alpha_{cl}x_{clA}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cp}x_{cpA}}{\alpha_{cp} - \theta} + \frac{\alpha_i x_{clA}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad \text{Equação 3.1}$$

$$\frac{\alpha_{cl}x_{clD}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cp}x_{cpD}}{\alpha_{cp} - \theta} + \frac{\alpha_i x_{clD}}{\alpha_i - \theta} = R_{\min} + 1 \quad \text{Equação 3.2}$$

A volatilidade relativa de cada componente é representada por  $\alpha$ , que é atribuída a um deles por sua denominação: componente leve, hexano; componente pesado, octano; e componente intermediário, heptano. A composição do componente representada por  $x$  é indicada da mesma maneira para cada componente, de forma que também é identificada a sua corrente: alimentação, destilado e resíduo.

A razão entre o calor requerido para vaporizar um mol de alimento e seu calor latente é definida pela letra  $q$  na equação, sendo equivalente a 1 para líquido de entrada em ponto de bolha.

Para uma mistura de apenas um componente de volatilidade intermediária deve ser estimado apenas um valor para  $\theta$ . Sabendo-se que  $q = 1$ , é possível encontrar um valor aproximado para  $\theta$  a partir da raiz da equação 3.1. Para isso, é utilizado um método numérico implementado a partir da ferramenta solver do Microsoft Excel. Assim,  $\theta$  e seu erro são:

$$\theta = 1,172549279$$

$$Erro = -2,44249 * 10^{-15}$$

Conhecido o valor de  $\theta$  pode-se encontrar o  $R_{min}$  com a equação 3.2:

$$R_{min} = 0,828687356$$

A seguir, define-se o número mínimo de pratos para a coluna, resultado da utilização de um refluxo total. Esse número pode ser calculado a partir da equação de Fenske para pratos mínimos, representada pela equação 3.3:

$$N_{min} + 1 = \frac{\log \left[ \left( \frac{x_{clD}}{x_{cpD}} \right) - \left( \frac{x_{cpR}}{x_{clR}} \right) \right]}{\log(\alpha_{cl,cp \text{ médio}})} \quad \text{Equação 3.3}$$

$$N_{min} = 7,437537157$$

É importante notar que para a Equação 3.3 o componente leve passa a ser o heptano e o componente pesado continua sendo o heptano. Essa mudança ocorre pois são analisadas as correntes de destilado e resíduo, em que esta última corrente não apresenta hexano em sua composição. A volatilidade relativa média do denominador é igual a do heptano, dado que é atribuído um valor constante para essa volatilidade.

Obtidos os dados de número mínimo de pratos e refluxo mínimo e com auxílio da correlação empírica de Gilliland pode-se então calcular o número de pratos  $N$  aproximado para a coluna usando diferentes taxas de refluxo. São estabelecidos os aumentos de refluxo  $R$  iguais a  $1,2R_{min}$ ,  $1,4R_{min}$ ,  $1,6R_{min}$  e  $2R_{min}$ . Os parâmetros  $X$  e  $Y$  usados nessa correlação são apresentados nas equações 3.4 e 3.5.

$$X = \frac{R - R_{min}}{R + 1} \quad \text{Equação 3.4}$$

$$Y = 1 - \exp \left[ \left( \frac{1 + 54,4X}{11 + 117,2X} \right) \left( \frac{X - 1}{\sqrt{X}} \right) \right] \quad \text{Equação 3.5}$$

O parâmetro  $Y$  se relaciona com o número de pratos  $N$  com a equação 3.6:

$$N = \frac{N_{min} + Y}{1 - Y} \quad \text{Equação 3.6}$$

Os valores calculados são disponibilizados na tabela 3.2:

**Tabela 3.2: Correlação de Gilliland**

Variação Refluxo	Refluxo	X	Y	N teóricos
1,2Rmin	0,994424827	0,083100385	0,571160841	18,67529544
1,4Rmin	1,160162299	0,153449092	0,501905007	15,93961448
1,6Rmin	1,32589977	0,213772072	0,448798254	14,30752981
2Rmin	1,657374712	0,311844375	0,372229639	12,44048346

Por fim, deve ser considerada eficiência reduzida em pratos reais em relação aos teóricos e, assim, os valores de N são ajustados para se encontrar o número de pratos reais. Considera-se uma eficiência de 0,8 para os pratos, e o valor final deve ser arredondado para cima de forma a ser ter inteiros. Os valores encontrados se encontram na tabela 3.3

**Tabela 3.3: Número de pratos reais a serem utilizados**

Variação Refluxo	N reais	Número de Pratos
1,2Rmin	23,3441193	24
1,4Rmin	19,9245181	20
1,6Rmin	17,8844123	18
2Rmin	15,5506043	16

Como próxima etapa calcula-se a hidráulica para a coluna de destilação baseando-se nos valores anteriores e nos balanços de massa.

Para o método utilizado, considera-se que nas duas regiões da coluna as vazões de líquido e vapor sejam constantes. Na região de enriquecimento, todo o líquido é gerado pelo condensador de topo e retornado como refluxo à coluna. Dessa forma, a vazão total de destilado, D, é especificada pela soma de vazões de cada componente dessa corrente, disponíveis na tabela 3.1 e a vazão molar de líquido, L, para cada variação de refluxo será definida de acordo com a equação 3.7:

$$L = R * D \quad \text{Equação 3.7}$$

$$\text{Vazão total do destilado } D = 40 + 34 + 1 = 75$$

Enquanto isso, o vapor que circula na torre é produzido pelo refeedor de fundo e ascende por toda a coluna até ser condensado para formar o destilado e refluxo. Assim, define-se a vazão molar de vapor, V, pela equação 3.8:

$$V = L + D \quad \text{Equação 3.8}$$

O valor encontrado para V pode ser convertido para vazão mássica a partir da densidade molar da mistura  $\rho_{mistura}$ .

$$\rho_{mistura} = 0,0349 \text{ kmol/m}^3$$

A tabela 3.4 disponibiliza os valores de vazão encontrados de para cada variação de refluxo R:

**Tabela 3.4: Vazões da coluna de destilação**

Refluxo	Líquido L (kmol/h)	Vapor V (kmol/h)	Vapor V (m <sup>3</sup> /h)
1,2Rmin	74,58186205	149,5818621	4286,013239
1,4Rmin	87,01217239	162,0121724	4642,18259
1,6Rmin	99,44248273	174,4424827	4998,351941
2Rmin	124,3031034	199,3031034	5710,690642

A partir deste balanço de massa é possível determinar a geometria da torre. A velocidade limite da fase vapor pode ser estimada utilizando-se os valores de densidade mássica do vapor e do líquido, de maneira que se evite arraste do líquido, seguindo a equação de York representada abaixo:

$$v_{lim} = 0,23 * \sqrt{\frac{\rho_{liq} - \rho_{vap}}{\rho_{vap}}} \quad \text{Equação 3.9}$$

Esta correlação para a velocidade limite é dada em ft/s e sua conversão é realizada. Os valores fornecidos de densidade mássica e velocidades encontradas são reproduzidos na tabela 3.5:

**Tabela 3.5: Valores de cálculo para velocidade limite**

Dados	Valores	Unidades
$\rho_{vap}$	3,242	kg/m <sup>3</sup>
$\rho_{liq}$	616,1	kg/m <sup>3</sup>
$v_{lim}$	3,162286839	ft/s
	0,963876749	m/s
	3469,956297	m/h



Em seguida, é determinada a seção transversal mínima para o projeto e um diâmetro mínimo proporcional. As equações 3.10 e 3.11 apresentam os cálculos:

$$S_{min} = \frac{V}{v_{lim}} \frac{m^3/h}{m/h} \quad \text{Equação 3.10}$$

$$D_{min} = \sqrt{\frac{S_{min} * 4}{\pi}} \quad \text{Equação 3.11}$$

O diâmetro real é definido como 1,2 vezes o diâmetro mínimo e é relacionado com uma seção transversal real seguindo uma manipulação da equação 3.12:

$$S_{real} = \frac{\pi * D_{real}^2}{4} \quad \text{Equação 3.12}$$

Todos os valores calculados de diâmetro e seção transversal são apresentados na tabela 3.6 para cada refluxo empregado:

**Tabela 3.6: Seções transversais e diâmetros da coluna**

Refluxo	$S_{min}$ (m <sup>2</sup> )	$D_{min}$ (m)	$D_{real}$ (m)	$S_{real}$ (m <sup>2</sup> )
1,2Rmin	1,235177873	1,254064318	1,504877181	1,778656137
1,4Rmin	1,33782163	1,305131182	1,566157419	1,926463147
1,6Rmin	1,440465387	1,354273788	1,625128546	2,074270157
2Rmin	1,645752901	1,447562667	1,7370752	2,369884177

Para estimar a altura da torre, ainda é necessário definir a vazão de fundo e volume de fundo. A vazão de fundo é caracterizada como toda a carga de líquido retirada da torre, que equivale à soma do alimento e refluxo, dividida pela densidade molar dessa corrente denominada resíduo. Este cálculo é explicitado pela equação 3.13:

$$\text{Vazão de Fundo} = \frac{A + L}{\rho_{resíduo}} \quad \text{Equação 3.13}$$

$$\begin{aligned} \text{Vazão total do Alimento } A &= 40 + 35 + 25 \\ &= 100 \end{aligned}$$

$$\rho_{resíduo} = 5,375 \text{ kmol/m}^3$$

O volume de fundo será definido pela multiplicação da vazão de fundo e o tempo de residência ou retenção, estabelecido em 10 minutos.

$$\text{Volume de Fundo} = \text{Vazão de Fundo} * \frac{10}{60} \quad \text{Equação 3.14}$$

Por fim, determinam-se as alturas de fundo e das seções, que são somadas para estimar a altura final. A equação 3.15 apresenta o cálculo da altura de fundo:

$$H_{\text{fundo}} = \frac{\text{Volume de Fundo}}{S_{\text{real}}} \quad \text{Equação 3.15}$$

Para cálculo da altura das seções deve-se considerar que a distância entre pratos é de 1,5 pés ou 0,4572 m, sendo excluídos deste cálculo os dois pratos superior e inferior. Para que o espaço acima e abaixo destes pratos seja considerado, toma-se o valor típico de 0,91 m. Outro espaço a se considerar corresponde à região central de alimentação, entre a região de enriquecimento e esgotamento, em que também se adota 0,91 m. Assim, a equação 3.16 representa a altura das seções:

$$H_{\text{seções}} = [(\text{Número de pratos} - 2) * 0,4572] + (3 * 0,91) \quad \text{Equação 3.16}$$

A altura final é dada pela soma das duas alturas calculadas anteriormente. Os valores encontrados para as equações 3.13 a 3.15 e esta soma final são disponibilizados na tabela 3.7:

**Tabela 3.7: Valores de cálculo para determinação da hidráulica da coluna de destilação**

Refluxo	Vazão de Fundo (m <sup>3</sup> /h)	Volume de Fundo (m <sup>3</sup> )	H <sub>Fundo</sub> (m)	H <sub>Seções</sub> (m)	Altura da coluna (m)
1,2Rmin	32,4803464	5,41339107	3,04352873	12,7884	15,8319287
1,4Rmin	34,7929623	5,79882705	3,01008979	11,01	14,0200897
1,6Rmin	37,1055781	6,18426303	2,98141638	10,09	13,0714163
2Rmin	41,7308099	6,95513499	2,93479953	9,17	12,1047995

A espessura da coluna é calculada a partir de dois métodos, o primeiro para determinação da espessura mínima e o segundo para espessura por tensão longitudinal, explicitados nas equações 3.17 e 3.18. O maior valor entre os dois calculados será somado a 3 mm e caracteriza a espessura final da torre.

$$e_{\text{min}} = \frac{P_i D}{2SE - 1,2P_i} \quad \text{Equação 3.17}$$

$$e_{\text{tensão}} = \frac{P_i D}{4SE - 0,8P_i} \quad \text{Equação 3.18}$$

A pressão interna do vaso  $P_i$  é definida como o maior valor possível para a coluna, de  $2\text{kg/cm}^2$ .  $S$  representa a tensão máxima que o material utilizado resiste, igual a  $906,96\text{kg/cm}^2$ . A eficiência de solda  $E$  é de  $0,85$ , como especificado anteriormente e  $D$  representa o diâmetro calculado acima.

O peso da coluna é dado a partir da equação 19 abaixo:

$$W = 240 * C_w * D_e * (H + 0,8D_e) * e_{total} \quad \text{Equação 3.19}$$

O termo  $C_w$  representa a consideração da massa de componentes, igual a  $1,5$  em torres de destilação.  $D_e$  indica o diâmetro externo da coluna, dado pelo diâmetro interno  $D$  somado a  $e_{total}$ , enquanto  $H$  é a altura calculada para a torre.

A tabela 3.8 apresenta os valores calculados de espessura e peso para a coluna:

**Tabela 3.8: Espessuras, peso e massa para a torre de destilação**

Refluxo	$e_{min}$ (mm)	$e_{tensão}$ (mm)	$e_{total}$ (mm)	W (N)	W (kg)
1,2Rmin	3,42778331	1,709608128	6,42778331	60335,05373	6152,46325
1,4Rmin	3,56736638	1,779225232	6,56736638	57367,20579	5849,826984
1,6Rmin	3,701689797	1,846219084	6,701689797	57191,85254	5831,945929
2Rmin	3,956679956	1,973395515	6,956679956	59620,05774	6079,55395

Todos os parâmetros de projeto que determinam a hidráulica da torre de destilação estão estabelecidos e é possível projetar o tanque pulmão para o destilado, a bomba de refluxo e os trocadores de calor de topo e fundo.

Em seguida, escolhe-se dimensionar o tanque pulmão, que armazenará o destilado que escoar do condensador. A vazão molar de vapor definida anteriormente é inicialmente convertida à vazão mássica, porém desta vez a partir da densidade molar do destilado em oposição a densidade molar de mistura utilizada antes.

$$\rho_{destilado} = 6,638 \text{ kmol/m}^3 \quad \text{Equação 3.20}$$

Após isso, calcula-se o volume útil para este tanque multiplicando sua vazão mássica pelo tempo de residência, em horas. O tempo de residência especificado para o conteúdo deste tanque é estabelecido em  $12,5$  min. Dado que o volume útil corresponde ao tanque em  $50\%$  de sua capacidade, o volume geométrico é o seu dobro. Essas relações são explicitadas nas equações 3.21 e 3.22 e seus valores na tabela 3.9:

$$\text{Volume útil} = \frac{\text{Vapor V}}{0,208333333} \frac{\text{m}^3/\text{h}}{\text{h}} \quad \text{Equação 3.21}$$

$$\text{Volume geométrico} = 2 * \text{Volume útil} \quad \text{Equação 3.22}$$

**Tabela 3.9: Vazões e volumes calculados para o tanque**

Refluxo	Vapor V (kmol/h)	Vapor V (m <sup>3</sup> /h)	Volume útil (m <sup>3</sup> )	Volume geométrico (m <sup>3</sup> )
1,2Rmin	149,5818621	22,5341762	4,694620055	9,389240111
1,4Rmin	162,0121724	24,4067749	5,08474479	10,16948958
1,6Rmin	174,4424827	26,2793737	5,474869524	10,94973905
2Rmin	199,3031034	30,0245711	6,255118993	12,51023799

Calculado o volume do tanque, determina-se o seu diâmetro utilizando a razão (L/D), referente à largura pelo diâmetro e de valor arbitrário 5:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 * \text{Volume geométrico}}{\pi * (L/D)}} \quad \text{Equação 3.23}$$

Para sobredimensionamento dessa medida, utilizam-se 2 métodos. No primeiro, são adicionados 20% do valor original ao diâmetro a ser empregado, enquanto no segundo se adiciona um valor fixo de 0,3 m ao diâmetro. De maneira conservadora, é aplicado o maior diâmetro encontrado entre estes dois. Os valores encontrados são apresentados na tabela 3.10:

**Tabela 3.10: Diâmetros sobredimensionados para o tanque pulmão**

Refluxo	Diâmetro (m)	D + 20% (m)	D + 0,3 (m)
1,2Rmin	1,337180968	1,604617161	1,637180968
1,4Rmin	1,373239931	1,647887917	1,673239931
1,6Rmin	1,407498566	1,68899828	1,707498566
2Rmin	1,471415168	1,765698201	1,771415168

Assim, serão utilizados os valores do segundo método para todos os diâmetros.

O cálculo de espessura, que depende do diâmetro calculado acima, é explicitado na equação 3.24 e os dados utilizados são descritos em seguida:

$$e = \frac{P_D * (D/2) * 1000}{S_t * E - 0,6 * P_D} + C. A. \quad \text{Equação 3.24}$$

Nesta equação,  $P_D$  representa a pressão de desenho em  $\text{kg/cm}^2$ , caracterizada pela pressão de operação, de 1 bar ou  $1,01972 \text{ kg/cm}^2$ , que é sobredimensionada a partir de dois métodos e se escolhido o maior valor resultante.

$$P_{D1} = P_{op} + 1,8 \quad P_{D2} = P_{op} + 0,1P_{op} \quad \text{Equação 3.25}$$

$$P_{D1} = 1,01972 + 1,8 = 2,81972 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_{D2} = 1,01972 + 0,1 * 1,01972 \\ = 1,151692 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_{D1} > P_{D2}$$

O termo  $S_t$  é devido ao material e condições de operação, sendo igual a 1055 para o aço carbono. Já o termo E descreve a eficiência da solda que compõe sua estrutura, que deve ser considerada de modo a garantir a segurança no projeto e tem seu valor numérico considerado de 0,85. É importante que haja também uma sobre-espessura de forma a proteger a coluna contra corrosão, que integra a equação como C.A. e tem valor 3mm, utilizada em meios pouco corrosivos Assim, a espessura em milímetros é descrita de maneira final pela equação 3.26:

$$e = \frac{2,81972 * (D/2) * 1000}{1055 * 0,85 - 0,6 * 2,81972} + C. A \quad \text{Equação 3.26}$$

Por fim, define-se o peso em kg da coluna, W, usando os dados de diâmetro e espessura obtidos acima. A equação 3.27 disponibiliza esta relação:

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

$$W = 24,6 * D * (L/D * D + 0,8D) * (e + X) \quad \text{Equação 3.27}$$

O fator de complexidade X é considerado igual a 2, dado o caso simples de destilação do processo e pode-se determinar os valores de espessura e peso para a coluna em cada variação de refluxo. Os dados são disponibilizados na tabela 3.11:

**Tabela 3.11: Espessuras e pesos para o tanque pulmão**

Refluxo	Espessura (mm)	Peso W (kg)
1,2Rmin	5,578822295	2898,399188
1,4Rmin	5,635620939	3050,168989
1,6Rmin	5,689583778	3198,796625
2Rmin	5,790262664	3487,834906

Para o projeto do condensador de topo e refeedor de fundo da coluna é necessário conhecer o calor de vaporização de cada corrente, coeficiente de troca global (U) e temperaturas de entrada e saída das utilidades. Os dados em suas unidades relevantes são apresentados a seguir na tabela 3.12, enquanto as temperaturas de entrada e saída das utilidades estão na tabela 3.13:

**Tabela 3.12: Dados para trocadores**

Dados	Valores	Unidades
H <sub>vap</sub> Alimentação	8029	kcal/kmol
H <sub>vap</sub> Destilado	7602	kcal/kmol
H <sub>vap</sub> Resíduo	7847	kcal/kmol
U Condensador	500	W/m <sup>2</sup> °C
	429,92261	kcal
U Refeedor	750	W/m <sup>2</sup> °C
	644,88392	kcal/m <sup>2</sup> h°C

**Tabela 3.13: Temperaturas das correntes de utilidades**

Fluido	Temperatura	°C
Água (Refrigerante)	T <sub>min</sub> (entrada)	28
	T <sub>max</sub> (saída)	45
Vapor de baixa pressão (Aquecimento)	T <sub>condensação</sub>	230
Destilado	T <sub>destilado</sub>	79,66
Resíduo	T <sub>resíduo</sub>	150,6

Partindo desses dados é possível calcular a área de troca para os trocadores de calor. O fluxo de calor para uma corrente é definido por sua vazão molar multiplicada pelo calor de vaporização  $H_{vap}$  correspondente. Dessa forma, para os equipamentos:

$$Q_{\text{trocador}} = \text{Corrente} * H_{\text{vap}} \quad \left( \text{kmol/h} * \text{kcal/kmol} \right) \quad \text{Equação 3.28}$$

$$Q_{\text{condensador}} = V * 7602$$

$$Q_{\text{refervedor}} = L * 7847$$

Para o vapor de baixa pressão não há necessidade de se utilizar um fator de correção, dado que não existe uma faixa de temperatura e sua variação será dada apenas pela temperatura do vapor subtraída da temperatura do resíduo. Por outro lado, como há valores mínimo e máximo para a temperatura da água, é realizada a média logarítmica desta diferença em relação à temperatura de destilado. As equações 3.29 e 3.30 explicitam as médias para o refervedor e para o condensador, respectivamente:

$$\Delta T_{\text{Refervedor}} = T_{\text{Condensação}} - T_{\text{Resíduo}} = 79,4 \text{ } ^\circ\text{C} \quad \text{Equação 3.29}$$

$$\Delta T_{\text{Condensador}} = \text{DTML} = \frac{\Delta T_A - \Delta T_B}{\ln \left( \frac{\Delta T_A}{\Delta T_B} \right)} \quad \text{Equação 3.30}$$

$$\Delta T_A = T_{\text{destilado}} - T_{\text{min}}$$

$$\Delta T_B = T_{\text{destilado}} - T_{\text{max}}$$

$$\Delta T_{\text{Condensador}} = 42,5961 \text{ } ^\circ\text{C}$$

A área de troca térmica, em  $\text{m}^2$ , pode ser então obtida a partir da equação 3.31:

$$A = \frac{Q_{\text{Trocador}}}{U_{\text{Trocador}} * \Delta T_{\text{Trocador}}} \quad \text{Equação 3.31}$$

Por fim, as tabelas 3.14 e 3.15 apresentam valores de fluxo de calor  $Q$  e área de troca térmica requerida para cada trocador de calor:

**Tabela 3.14: Dados obtidos para o refeedor**

Refeedor	$Q_{\text{refeedor}}$ (kcal/h)	A (m <sup>2</sup> )
1,2Rmin	1369943,872	26,7547
1,4Rmin	1467484,517	28,6597
1,6Rmin	1565025,162	30,5646
2Rmin	1760106,453	34,3745

**Tabela 3.15: Dados obtidos para o condensador**

Condensador	$Q_{\text{condensador}}$ (kcal/h)	A (m <sup>2</sup> )
1,2Rmin	1137121,315	62,0936
1,4Rmin	1231616,535	67,2536
1,6Rmin	1326111,754	72,4136
2Rmin	1515102,192	82,7336

Como o último equipamento, deve se projetar a bomba de refluxo, responsável por deslocar parte do destilado de volta para a coluna para que haja enriquecimento das frações a serem retiradas como produto.

O primeiro passo para dimensionamento da bomba é estabelecer sua vazão mássica. Esta pode ser obtida a partir da densidade molar do destilado multiplicada pela vazão molar de líquido L definidas anteriormente. A tabela 3.16 apresenta as vazões calculadas para o refluxo.

**Tabela 3.16: Vazões para a bomba de refluxo**

Refluxo	Líquido L (kmol/h)	Vazão de refluxo (m <sup>3</sup> /h)
1,2Rmin	74,58186205	11,23559235
1,4Rmin	87,01217239	13,10819108
1,6Rmin	99,44248273	14,98078981
2Rmin	124,3031034	18,72598726

Em seguida, definem-se altura e pressão de admissão. Considera-se o raio do tanque pulmão somado de 3 m de elevação do solo a sua altura de admissão e a pressão neste ponto será dada pela equação de Bernoulli, utilizando a aceleração da gravidade,  $G$ , a densidade mássica do destilado,  $\rho_{\text{Destilado,mássica}}$  e a altura de admissão. Desta forma, as equações 3.32 e 3.33 apresentam os cálculos a serem empregados e a tabela 3.17 contém os dados encontrados:



$$H_{\text{Admissão}} = D/2 + 3 \quad \text{Equação 3.32}$$

$$P_{\text{Admissão}} = \rho_{\text{Destilado,mássica}} * G * H_{\text{Admissão}} \quad \text{Equação 3.33}$$

$$\rho_{\text{Destilado,mássica}} = 616,7 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \quad G = 9,80665 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

**Tabela 3.17: Altura e Pressão de admissão**

Refluxo	Diâmetro Real (m)	Altura Admissão (m)	Pressão admissão (Pa)
1,2Rmin	1,637180968	3,818590484	23093,92281
1,4Rmin	1,673239931	3,836619965	23202,96081
1,6Rmin	1,707498566	3,853749283	23306,55483
2Rmin	1,771415168	3,885707584	23499,831

Após isso, deve-se calcular altura e pressão de impulsão que devem ser superados para que haja bombeamento. A altura de impulsão será dada pela altura funal da coluna somada à mesma altura de suspensão utilizada anteriormente de 3 m, disponível na equação 3.34.

$$H_{\text{Impulsão}} = \text{Altura da coluna} + 3 \quad \text{Equação 3.34}$$

A pressão de impulsão também será dada por Bernoulli, mas deve ser somada de 0,35 kg/cm<sup>2</sup> devido à perda de pressão do condensador e 0,1 kg/cm<sup>2</sup> pela perda de pressão atrelada à uma válvula de controle na tubulação do refluxo. Assim, a equação 3.35 fornece esta aplicação e devidas conversões de unidade para que a unidade final se dê em Pa.

$$P_{\text{Impulsão}} = (\rho_{\text{Destilado,mássica}} * G * \text{Altura da coluna}) * [(0,35 + 0,1) * 98066,5] \quad \text{Equação 3.35}$$

Os valores de altura e pressão para os dois casos são disponibilizados na tabela 3.18.

**Tabela 3.18: Altura e pressão de impulsão**

Refluxo	Altura da coluna (m)	Altura impulsão (m)	Pressão impulsão (Pa)
1,2Rmin	15,83192874	18,83192874	158020,9302
1,4Rmin	14,02008979	17,02008979	147063,3612
1,6Rmin	13,07141638	16,07141638	141326,0111
2Rmin	12,10479954	15,10479954	135480,1434

A diferença entre a pressão de impulsão e a pressão de admissão fornece a variação  $\Delta P$ , utilizada para se determinar a potência útil, absoluta e elétrica do projeto da bomba. As equações a seguir explicitam como é calculado cada um desses dados:

$$\Delta P = P_{\text{Impulsão}} - P_{\text{Admissão}} \quad \text{Equação 3.36}$$

$$\text{Potência útil} = \Delta P * [(\text{Vazão de refluxo}) * 3600 \text{ s/h}] \quad \text{Equação 3.37}$$

A potência útil da bomba é corrigida com um fator 0,45 devido a perdas da própria bomba. A potência absoluta é então corrigida novamente para sua potência elétrica, aplicando-se um fator de correção de 0,9 devido às perdas de energia elétrica.

$$\text{Potência absoluta} = \frac{\text{Potência útil}}{0,45} \quad \text{Equação 3.38}$$

$$\text{Potência elétrica} = \frac{\text{Potência absoluta}}{0,9} \quad \text{Equação 3.39}$$

Todos os valores encontrados de potência são disponibilizados a seguir na tabela 19:

Tabela 3.19: Potências calculadas para a bomba de refluxo

Refluxo	$\Delta P$ (Pa)	P Útil (W)	P absoluta (W)	P elétrica (W)
1,2Rmin	134927,0074	421,1069036	935,793119	1039,770132
1,4Rmin	123860,4004	450,9960543	1002,213454	1113,570504
1,6Rmin	118019,4563	491,1179632	1091,373251	1212,636946
2Rmin	111980,3124	582,4838619	1294,408582	1438,231758

Com isso, todos os dimensionamentos de equipamentos e coluna de destilação estão completos. Adiante, deve-se analisar os aspectos econômicos para cada configuração de refluxo e dados encontrados.

Para o cálculo de custos e análise econômica, são utilizados parâmetros definidos para cada equipamento disponíveis no livro Chemical Engineering Design (SINNOTT e TOWLER, 2013).

Dado o peso da coluna, é possível calcular o custo da parte externa da coluna e pratos individuais do tipo valvulados, apresentados para em dolar gulf costa para o ano de 2007, a partir das correlações a seguir:

$$C_{e,2007} = a + b * W_v^n \quad \text{Equação 3.40}$$

$$C_{p,2007} = a + b * D^n \quad \text{Equação 3.41}$$

Os parâmetros a e b são extraídos do livro *Chemical Engineering Design* e são disponibilizados na tabela 3.20:

**Tabela 3.20: Parâmetros de custos externos e de pratos para a torre de destilação**

Parâmetros de custos externos da torre		Parâmetros de custo dos pratos	
a	10000	a	180
b	29	b	340
n	0,85	n	1,9

Dessa forma, pode-se calcular o custo total da coluna a partir da equação 3.42:

$$C_{\text{torre},2007} = C_{e,2007} + C_{p,2007} * N \quad \text{Equação 3.42}$$

A tabela 3.21 apresenta os custos calculados para a torre:

**Tabela 3.21: Custos externos, de pratos e totais para a coluna de destilação**

Refluxo	$C_{e,2007}$ (\$)	$C_{v,2007}$ (\$)	$C_{\text{torre},2007}$ (\$)
1,2Rmin	58204,73191	919,1471816	80264,26427
1,4Rmin	56181,66282	977,3815819	75729,29446
1,6Rmin	56061,64706	1035,392785	74698,7172
2Rmin	57718,73883	1150,81012	76131,70076

Assim como para os custos externos da torre de destilação, a massa para o tanque pulmão também é utilizada em sua estimativa. O cálculo do custo obedece à mesma equação 3.40 de custos externos, utilizando a massa obtida para o pulmão e os parâmetros estabelecidos na tabela 3.22 abaixo.

$$C_{\text{pulmao},2007} = a + b * W^n$$

**Tabela 3.22: Parâmetros de custo do tanque pulmão**

Parâmetros de custos do tanque pulmão	
a	-2500
b	200
n	0,6

Assim, os custos calculados são apresentados na tabela 3.23:

**Tabela 3.23: Custos para tanque pulmão**

Refluxo	$C_{pulmao,2007}$ (\$)
1,2Rmin	21395,9838
1,4Rmin	22139,07142
1,6Rmin	22852,56899
2Rmin	24203,2147

De maneira similar, os custos para os trocadores de calor são calculados com base na área de troca térmica a partir das equações 41 e 42, com os parâmetros utilizados representando trocadores de configuração casco-tubo e disponíveis na tabela 24:

$$C_{refervedor,2007} = a + b * A^n \quad \text{Equação 3.43}$$

$$C_{condensador,2007} = a + b * A^n \quad \text{Equação 3.44}$$

**Tabela 3.24: Parâmetros para trocadores de calor**

Parâmetros de custos dos trocadores casco-tubo	
a	24000
b	46
n	1,2

Os custos para cada trocador são disponibilizados na tabela 3.25:

**Tabela 3.25: Custos do refervedor e condensador**

Refluxo	$C_{refervedor,2007}$ (\$)	$C_{condensador,2007}$ (\$)
1,2Rmin	26374,86375	30522,49496
1,4Rmin	26579,19159	31178,21074
1,6Rmin	26786,25563	31844,07506
2Rmin	27208,05712	33203,98503

Durante o cálculo de custo da bomba se consideram duas unidades, o casco da bomba e seu motor, que apresentam diferentes parâmetros de custo. Escolhe-se a configuração de bomba centrífuga de estágio único para determinação.

As equações de cálculo para cada uma das unidades são apresentadas a seguir e os parâmetros utilizados estão disponíveis na tabela 3.26.

$$C_{casco,2007} = a + b * \text{Vazão de refluxo}^n \quad \text{Equação 3.45}$$

$$C_{motor,2007} = a + b * P_{elétrica}^n \quad \text{Equação 3.46}$$

**Tabela 3.26: Parâmetros de custo para a bomba**

Parâmetros de custos do casco		Parâmetros de custos do motor	
a	6900	a	-950
b	206	b	1770
n	0,9	n	0,6

Por fim, seus custos são indicados na tabela 3.27.

**Tabela 3.27: Custos de casco e motor para a bomba**

Refluxo	$C_{\text{casco}} (\$)$	$C_{\text{motor}} (\$)$
1,2Rmin	7473,761424	2553,881017
1,4Rmin	7559,148786	2893,416268
1,6Rmin	7643,320669	3214,017943
2Rmin	7808,64705	3810,566104

São obtidos todos os valores de custo de equipamentos, mas se torna necessário atualizar este valor para um ano mais recente, corrigindo os valores para as variações no valor do dinheiro com relação ao tempo. Os custos são então atualizados para o ano de 2017 pelo índice CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*), retirado da Compilação de Correlações de Custos de Equipamentos. Instalações Industriais de Gás Natural, Ministério de Minas e Energia. Os índices para os anos de 2007 e 2017 são apresentados abaixo:

**Tabela 3.28: Índices para os anos 2007 e 2017**

CEPCI <sub>2007</sub>	CEPCI <sub>2017</sub>
525,02	568,82

E a correção pode ser feita a partir das equações:

$$C_{\text{equipamentos},2007} = \text{Soma de todos custos de equipamentos} \quad \text{Equação 3.47}$$

$$C_{\text{equipamentos},2017} = C_{\text{equipamentos},2007} * \frac{CEPCI_{2017}}{CEPCI_{2007}} \quad \text{Equação 3.48}$$

O preço de todos os equipamentos para o ano de 2017 são representados na tabela 3.29.

**Tabela 3.29: Custos de equipamentos para o projeto**

Refluxo	C <sub>equip,2007</sub> (\$)	C <sub>equip,2017</sub> (\$)
1,2Rmin	166893,2742	180816,4113
1,4Rmin	164122,9253	177814,9449
1,6Rmin	164862,001	178615,6783
2Rmin	169806,8608	183973,065

A partir dos custos atualizados calculados acima, define-se o valor bruto de investimento, Y, com auxílio do fator de Lang F, de valor 4,74. A equação 49 explicita esta relação e os valores de investimento calculados são indicados para cada configuração de refluxo na tabela 30.

$$Y = C_{\text{equipamentos,2017}} * F \quad \text{Equação 3.49}$$

**Tabela 3.30: Investimentos para o projeto**

Refluxo	Y (\$)
1,2Rmin	857069,7895
1,4Rmin	842842,8388
1,6Rmin	846638,3152
2Rmin	872032,3281

Durante a análise econômica de um projeto deste porte, também se faz necessário investigar o custo de utilidades necessárias para o seu pleno funcionamento. Serão então analisados os padrões de consumo de água, vapor e eletricidade requerida pelos equipamentos ao longo de 15 anos, tempo de vida considerado para a planta.

As equações para cálculo de consumo das 3 utilidades são apresentadas a seguir:

$$\text{Cons}_{\text{água}} = \frac{Q_{\text{condensador}}}{C_{p\text{água}} * (T_{\text{máx}} - T_{\text{min}}) * \rho_{\text{água}}} * C_A \quad \text{Equação 3.50}$$

$$\text{Cons}_{\text{vapor}} = \frac{Q_{\text{condensador}}}{H_{\text{Lat,v}}} * C_V \quad \text{Equação 3.51}$$

$$\text{Cons}_{\text{eletricidade}} = P_{\text{elet}} * C_e \quad \text{Equação 3.52}$$

Os termos acima representam:

- C<sub>págua</sub>, Capacidade calorífica da água (kcal/kg°C)

- $\rho_{\text{água}}$ , Densidade da água (1000kg/m<sup>3</sup>)
- $C_A$ , Custo do m<sup>3</sup> de água (0,1\$/m<sup>3</sup>)
- $H_{\text{Lat,V}}$ , Calor latente do vapor de baixa pressão (kcal/T),
- $C_V$ , Custo da tonelada de vapor de baixa pressão (10\$/m<sup>3</sup>)
- $C_e$ , Custo por kWh de energia (0,25\$/kWh)

É possível relacionar a temperatura de operação com o calor latente do vapor a partir da correlação de Regnault, em que:

$$H_{\text{Lat,V}} = 606,5 - 0,695 \times T \quad \text{Equação 3.53}$$

Os custos por hora calculados são representados na tabela 3.31:

**Tabela 3.31: Custos para utilidades**

Refluxo	Cons <sub>água</sub> (\$/h)	Cons <sub>vapor</sub> (\$/h)	Cons <sub>eletricidade</sub> (\$/h)
1,2Rmin	6,688948914	30,77488198	0,259942533
1,4Rmin	7,244803144	32,96606799	0,278392626
1,6Rmin	7,800657375	35,157254	0,303159237
2Rmin	8,912365836	39,53962603	0,35955794

Em seguida, considerando a vida da planta de 15 anos, deve-se achar o custo total de utilidades durante este período. Os custos de operação da planta são definidos e apresentados na tabela 3.32:

**Tabela 3.32: Custos de utilidade e operação para a vida da planta**

Refluxo	C <sub>água</sub> (\$/15 anos)	C <sub>vapor</sub> (\$/15 anos)	C <sub>eletricidade</sub> (\$/15 anos)	C <sub>operação</sub> (\$/h)
1,2Rmin	878927,8872	4043819,493	34156,44884	4956903,82
1,4Rmin	951967,1332	4331741,334	36580,79106	5320289,25
1,6Rmin	1025006,379	4619663,176	39835,12368	5684504,67
2Rmin	1171084,871	5195506,86	47245,91325	6413837,64

Concluindo, determina-se para cada razão de refluxo a ser empregada na coluna de destilação os seus custos totais, resultados da soma de investimentos e custos de operação calculados acima.

$$C_{\text{totais}} = Y + C_{\text{operação}} \quad \text{Equação 3.54}$$

Tabela 3.33: Custos totais

Refluxo	C <sub>totais</sub> (\$)
1,2Rmin	5813973,618
1,4Rmin	6163132,097
1,6Rmin	6531142,994
2Rmin	7285869,972

É possível perceber que a configuração de menores custos totais é a de 1,2Rmin, assim, esta é a melhor opção de projeto a ser empregada para destilação da mistura proposta.

As folhas de especificação para as correntes, pratos, vaso pulmão e torre de destilação são disponibilizadas abaixo:

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
Descrição	Alimento	
Pressão	0,510	Kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura	101,4	°C
Vazão mássica	9810	Kg/h
Vazão molar	100	Kmol/h
Entalpia total	-0,004842	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	16,2	m <sup>3</sup> /h
Peso molecular	98,10	Kg/kmol
Densidade	605,5	Kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade	01909	cP
Condutividade térmica	9,866.10 <sup>-2</sup>	W/m.°C
Calor específico	2,558	kJ/kg.°C
Tensão superficial	11,97	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	-	m <sup>3</sup> /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m.°C
Calor específico	-	kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,4	0,35
Heptano	0,35	0,36
Octano	0,25	0,29

Figura 3.2: Folha de especificação de correntes



<b>ESPECIFICAÇÕES PRATOS</b>			
<b>Número do equipamento</b>	<b>C1</b>		
<b>Descrição</b>	<b>Torre de destilação</b>		
<b>Número de seções da coluna</b>	<b>2</b>		
<b>SEÇÃO 1 DA COLUNA</b>			
<b>Identificação</b>	<b>1</b>		
<b>De prato/A prato</b>	<b>1</b>	<b>12</b>	
<b>Pressão</b>	<b>0,35</b>	<b>0,46</b>	<b>Kg/cm<sup>2</sup> g</b>
<b>Perda de pressão</b>	<b>0,11</b>		
<b>Temperatura</b>	<b>79,66</b>	<b>101,4</b>	<b>°C</b>
<b>Vazão mássica de vapor/fase orgânica</b>	<b>13456,056</b>	<b>13808,459</b>	<b>Kg/h</b>
<b>Vazão mássica de líquido/fase aquosa</b>	<b>6928,990</b>	<b>17124,464</b>	
<b>Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	<b>4207,647</b>	<b>2932,978</b>	<b>m<sup>3</sup>/h</b>
<b>Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação</b>	<b>11,236</b>	<b>28,282</b>	
<b>Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	<b>3,198</b>	<b>4,708</b>	<b>Kg/m<sup>3</sup></b>
<b>Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação</b>	<b>616,7</b>	<b>605,5</b>	
<b>Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	<b>6,860.10<sup>-3</sup></b>	<b>7,269.10<sup>-3</sup></b>	<b>cP</b>
<b>Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação</b>	<b>0,2083</b>	<b>0,1909</b>	
<b>Diâmetro</b>	<b>1504,8</b>		<b>mm</b>
<b>Número de pratos</b>	<b>12</b>		
<b>Espaçamento entre pratos</b>	<b>460</b>		<b>mm</b>
<b>Tipo de pratos (válvulas, perfurados)</b>	<b>Válvulas</b>		
<b>Altura de recheio</b>	<b>-</b>		<b>mm</b>
<b>Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)</b>	<b>-</b>		
<b>SEÇÃO 2 DA COLUNA</b>			
<b>Identificação</b>	<b>2</b>		
<b>De prato/A prato</b>	<b>13</b>	<b>24</b>	
<b>Pressão</b>	<b>0,47</b>	<b>0,58</b>	<b>Kg/cm<sup>2</sup> g</b>
<b>Perda de pressão</b>	<b>0,11</b>		
<b>Temperatura</b>	<b>101,4</b>	<b>150,6</b>	<b>°C</b>
<b>Vazão mássica de vapor/fase orgânica</b>	<b>13808,459</b>	<b>16937,732</b>	<b>Kg/h</b>
<b>Vazão mássica de líquido/fase aquosa</b>	<b>17124,464</b>	<b>19845,950</b>	
<b>Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	<b>2932,978</b>	<b>2425,914</b>	<b>m<sup>3</sup>/h</b>
<b>Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação</b>	<b>28,282</b>	<b>33,965</b>	
<b>Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	<b>4,708</b>	<b>6,982</b>	<b>Kg/m<sup>3</sup></b>
<b>Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação</b>	<b>605,5</b>	<b>584,3</b>	
<b>Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	<b>7,269.10<sup>-3</sup></b>	<b>7,428.10<sup>-3</sup></b>	<b>cP</b>
<b>Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação</b>	<b>0,1909</b>	<b>0,1613</b>	
<b>Diâmetro</b>	<b>1504,8</b>		<b>mm</b>
<b>Número de pratos</b>	<b>12</b>		
<b>Espaçamento entre pratos</b>	<b>460</b>		<b>mm</b>
<b>Tipo de pratos (válvulas, perfurados)</b>	<b>Válvulas</b>		
<b>Altura de recheio</b>	<b>-</b>		<b>mm</b>
<b>Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)</b>	<b>-</b>		

Figura 3.3: Folha de especificação para os pratos da coluna

<b>ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES</b>			
<b>Número do equipamento</b>		<b>C2</b>	
<b>Descrição</b>		<b>Vaso Pulmão</b>	
<b>Pressão no topo</b>	<b>0,04749</b>	<b>Kg/cm<sup>2</sup> g</b>	<b>°C</b>
<b>Pressão no fundo</b>	<b>3,5</b>		
<b>Pressão de projeto</b>	<b>79,66</b>		
<b>Temperatura no topo</b>	<b>99,66</b>	<b>°C</b>	
<b>Temperatura no fundo</b>	<b>129,66</b>		
<b>Temperatura de projeto</b>	<b>770,664</b>		
<b>Nível normal de líquido</b>	<b>818,5</b>	<b>mm</b>	
<b>Nível máximo de líquido (80%)</b>	<b>1309,7</b>		
<b>Nível máximo de líquido (20%)</b>	<b>327,4</b>		
<b>Altura</b>	<b>8185,9</b>		
<b>Diâmetro</b>	<b>1637,1</b>		
<b>Material</b>		<b>Aço Carbono</b>	
<b>PROPRIEDADES DO FLUÍDO</b>			
<b>Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave</b>		<b>3,242</b>	<b>Kg/m<sup>3</sup></b>
<b>Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave</b>		<b>616,1</b>	<b>Kg/m<sup>3</sup></b>
<b>CONEXÕES</b>			
<b>Sigla</b>	<b>Número</b>	<b>Diâmetro</b>	<b>Serviço</b>
<b>A</b>	<b>1</b>	<b>-</b>	<b>Entrada de líquido</b>
<b>B</b>	<b>2</b>	<b>-</b>	<b>Saída de líquido</b>
<b>C e D</b>	<b>3 e 4</b>	<b>1 3/4"</b>	<b>Medidor de nível</b>
<b>E</b>	<b>5</b>	<b>Engenharia de Detalhe</b>	<b>Válvula de segurança</b>
<b>F</b>	<b>6</b>	<b>4"</b>	<b>Purga com vapor</b>
<b>G</b>	<b>7</b>	<b>4"</b>	<b>Drenagem</b>
<b>H</b>	<b>8</b>	<b>8"</b>	<b>Ventilação</b>
<b>I</b>	<b>9</b>	<b>22"</b>	<b>Conexão de acesso</b>
<b>ESQUEMA DO RECIPIENTE</b>			
<p>Diagrama esquemático do vaso pulmão. O vaso é cilíndrico com cabeçotes arredondados. A altura total é indicada como 1637,1mm. O nível normal de líquido é 818,5mm. Os níveis máximo (80%) e mínimo (20%) também são mostrados. As conexões A, B, C, D, E, F, G, H e I são indicadas no diagrama. A elevação do chão é 3000mm.</p>			

Figura 3.4: Folha de especificações para o vaso pulmão

<b>ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES</b>			
<b>Número do equipamento</b>		<b>C1</b>	
<b>Descrição</b>		<b>Torre de Destilação</b>	
<b>Pressão no topo</b>		<b>0,35</b>	<b>Kg/cm<sup>2</sup> g</b>
<b>Pressão no fundo</b>		<b>0,59</b>	
<b>Pressão de projeto</b>		<b>3,5</b>	
<b>Temperatura no topo</b>		<b>79,66</b>	<b>°C</b>
<b>Temperatura no fundo</b>		<b>150,6</b>	
<b>Temperatura de projeto</b>		<b>180,6</b>	
<b>Nível normal de líquido</b>		<b>3043,5</b>	<b>mm</b>
<b>Nível máximo de líquido (80%)</b>		<b>-</b>	
<b>Nível máximo de líquido (20%)</b>		<b>608,7</b>	
<b>Altura</b>		<b>16043,5</b>	
<b>Diâmetro</b>		<b>1504,8</b>	
<b>Material</b>		<b>Aço Carbono</b>	
<b>PROPRIEDADES DO FLUÍDO</b>			
<b>Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave</b>		<b>3.242</b>	<b>Kg/m<sup>3</sup></b>
<b>Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave</b>		<b>616.1</b>	<b>Kg/m<sup>3</sup></b>
<b>CONEXÕES</b>			
<b>Sigla</b>	<b>Número</b>	<b>Diâmetro</b>	<b>Serviço</b>
<b>A</b>	<b>1</b>	<b>-</b>	<b>Entrada de alimentação</b>
<b>B</b>	<b>2</b>	<b>-</b>	<b>Saída de vapor</b>
<b>C</b>	<b>3</b>	<b>-</b>	<b>Refluxo</b>
<b>D</b>	<b>4</b>	<b>-</b>	<b>Saída do resíduo</b>
<b>E</b>	<b>5</b>	<b>-</b>	<b>Retorno do vapor do refeedor</b>
<b>F</b>	<b>6</b>	<b>1 3/4"</b>	<b>Medidor de nível</b>
<b>G</b>	<b>7</b>	<b>Engenharia de detalhe</b>	<b>Válvula de segurança</b>
<b>H</b>	<b>8</b>	<b>4"</b>	<b>Purga com vapor</b>
<b>I</b>	<b>9</b>	<b>4"</b>	<b>Drenagem</b>
<b>J</b>	<b>10</b>	<b>8"</b>	<b>Ventilação</b>
<b>H</b>	<b>11</b>	<b>22"</b>	<b>Conexão de acesso</b>

### ESQUEMA DO RECIPIENTE

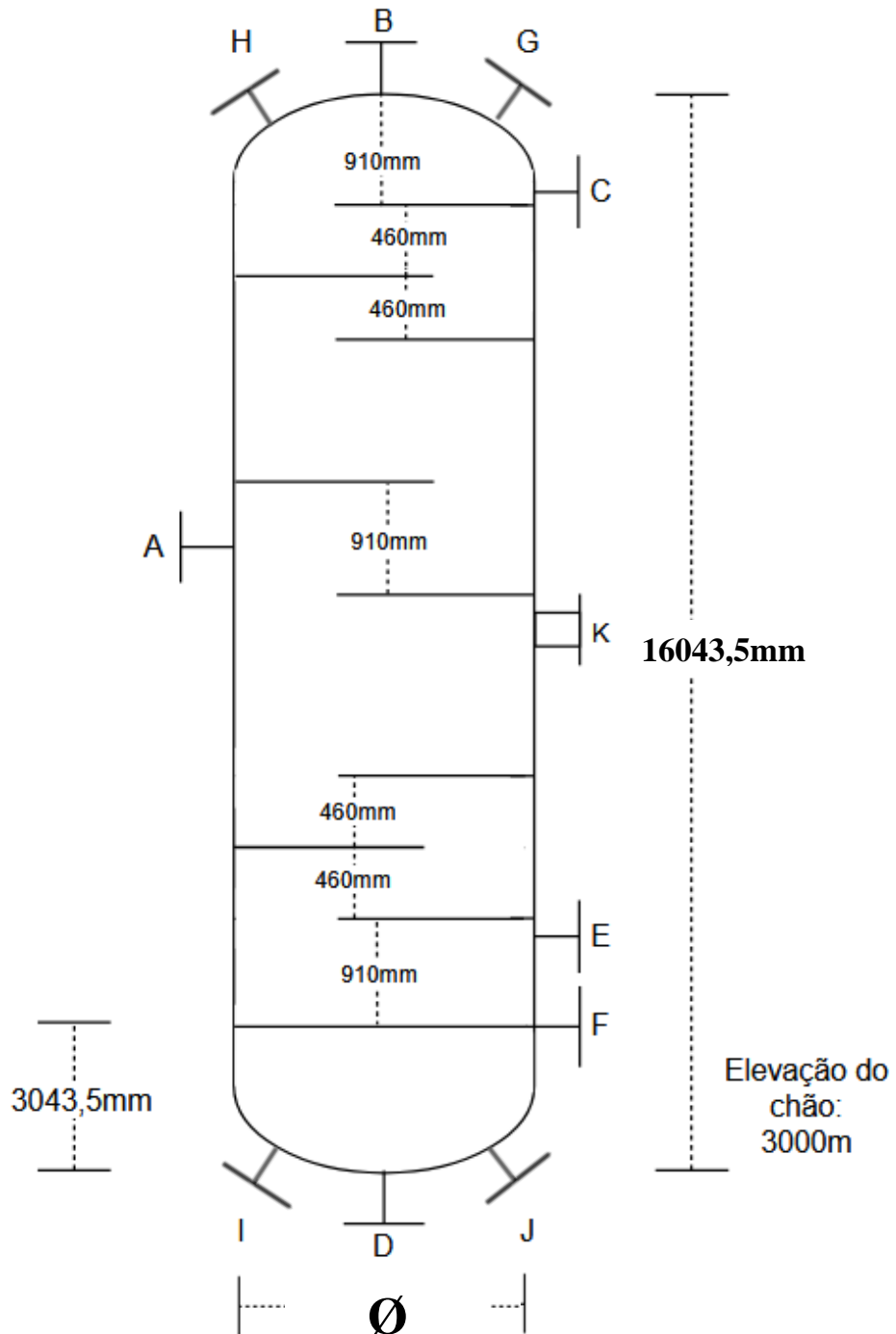


Figura 3.5: Folha de especificações para a torre de destilação

## **4. PROJETO DE SISTEMA DE TROCA DE CALOR**

O projeto de sistema de troca de calor teve como base a torre de destilação calculada anteriormente, visando projetar o seu refeedor de fundo. Para isso, considera-se a coluna com 16 pratos, taxa de refluxo de 1,07 e dados obtidos com o auxílio de *software* para determinar parâmetros das correntes que compõe o sistema e propriedades físico químicas. O aquecimento é realizado com vapor de baixa pressão com temperatura de condensação de 180°C a 10 bar.

O desenvolvimento do projeto refeedor foi realizado para um equipamento do tipo casco tubo, disposto horizontalmente e de circulação forçada, de 2 a 4 carcaças em série. Assim, define-se a folha de especificações para trocador de calor abaixo:

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E - 1			
Descrição			Aquecimento do produto de fundo da coluna			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco-Tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AES			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?		4		Série	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO / CASCO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO / TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	14170		Kg/h	1653,51		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	1		1	0	
Vazão de vapor/gás	0	14170	Kg/h	1653,51	0	Kg/h
Vazão de líquido	14170	0		0	1653,51	
Temperatura	148,6	150,6	°C	180	180	°C
Pressão	1,988	2,039	Kg/cm <sup>2</sup> g	10,197	9,497	Kg/cm <sup>2</sup> g
Perda de pressão permitida	0,7		Kg/cm <sup>2</sup>	0,7		Kg/cm <sup>2</sup>
Coefficiente individual de transmissão de calor	1100		Kcal / h m <sup>2</sup> °C	9950		Kcal / h m <sup>2</sup> °C
Fator de deposição	0,00015		h m <sup>2</sup> °C / kcal	0,00015		h m <sup>2</sup> °C / kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	763,596			Kcal / h m <sup>2</sup> °C		
$\Delta T_{ml}$	30,389			°C		
$F_T$	1					
Calor trocado	0,796			Gcal/h		
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	11,997			Kg/cm <sup>2</sup> g		
Temperatura de projeto	210			°C		
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	34,3			m <sup>2</sup>		
Diâmetro dos tubos	¾"/19,25			polegadas/mm		
Comprimento dos tubos	20/6096			pés/mm		
Espessura dos tubos	16			BWG		
Espaçamento entre centro dos tubos	15/16" / 23,75			pés/mm		
Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)	Triangular					
Diâmetro do casco	13 ¼" / 336,55			polegadas/mm		

Figura 4.1: Folha de especificações do trocador de calor

## 5. PROJETO DE SISTEMAS DE IMPULSÃO MECÂNICA

Ainda trabalhando com a torre de destilação projetada no capítulo 3, deve-se projetar o sistema composto de um vaso pulmão, cujo líquido é bombeado através de uma bomba centrífuga até o topo da coluna de destilação. O sistema de impulsão é representado na Figura 5.1

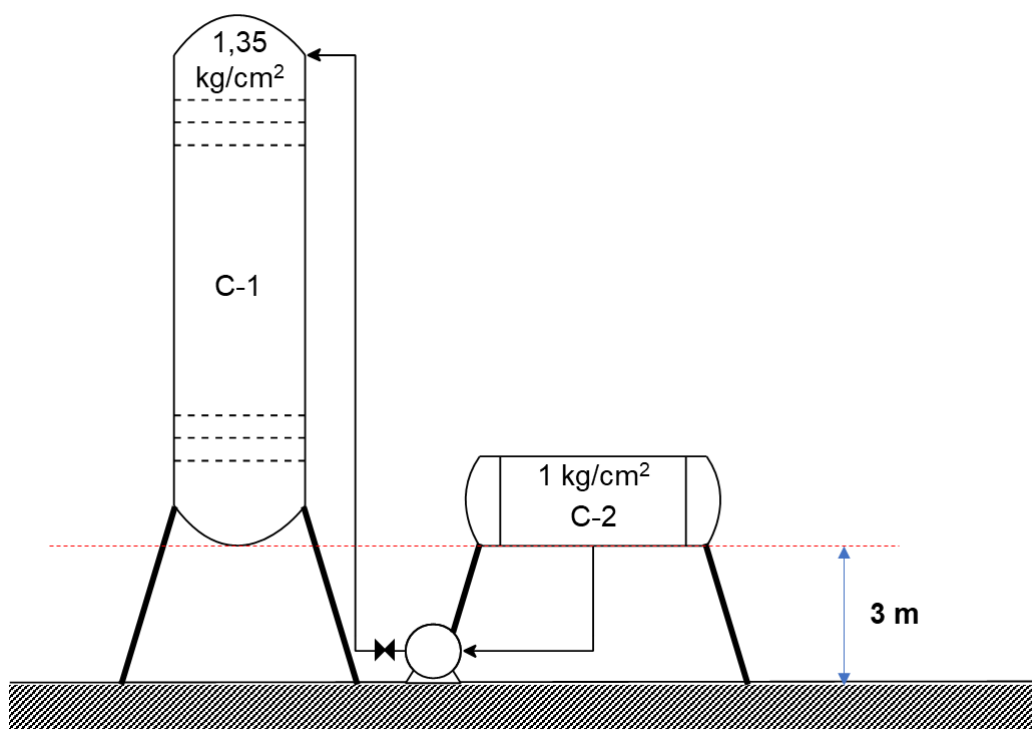


Figura 5.1: Sistema de bombeamento

O diagrama apresenta dados de projeto como elevação dos equipamentos e suas pressões internas. São fornecidos também outras informações relevantes no projeto do sistema, descritas abaixo e compiladas na tabela 5.1:

- Perda de pressão em cada parte da tubulação
- Estimativa de comprimento dos tubos

- Dimensões de ambos vasos
- Vazão volumétrica e densidade mássica da corrente de hidrocarbonetos
- Perda de carga pela presença de válvula.

**Tabela 5.1: Dados fornecidos para o projeto**

<b>Dados iniciais</b>		
Perda de pressão na admissão	0,5	kg/cm2/km
Perda de pressão na impulsão	2	kg/cm2/km
Estimativa de comprimentos	L = 1,3 * H	
Diâmetro vaso pulmão	1	m
Comprimento vaso pulmão	5	m
Altura da torre	12,3	m
Diâmetro da torre	1,6	m
Vazão volumétrica de refluxo	13,1	m3/h
Densidade mássica da corrente	616,5	kg/m3
Perda de carga pela válvula	0,1	kg/cm2

Inicialmente, calcula-se a pressão de admissão da bomba, determinada pelas características do vaso pulmão, nível de líquido em seu interior e a seção de tubulação anterior a bomba. A pressão do vaso, e pressões decorrentes da distância do solo e nível de líquido são contribuições positivas para a pressão de admissão, enquanto a perda de carga na tubulação é negativa.

A determinação da pressão de cota, que representa a pressão por elevação do vaso, assim como para a pressão de nível, é dada pela equação a seguir:

$$P = \rho \times g \times h \quad \text{Equação 5.1}$$

Em que as pressões são definidas como o produto entre a densidade mássica da corrente  $\rho$ , a aceleração da gravidade  $g$  e a altura  $h$ . Os cálculos para cada pressão são explicitados a seguir:

$$P_{\text{cota}} = 616,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,80665 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 3 \text{ m} = 18137,40 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}$$

$$P_{\text{nível}} = 616,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,80665 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,5 \text{ m} = 18137,40 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}$$

É importante notar que a pressão de nível é dada para um vaso horizontal, o que implica na utilização de seu diâmetro como medida de elevação e considera-se o nível médio em 50%, que representa 0,5m.



Para correspondência de unidades entre pressões que serão calculadas posteriormente, transforma-se os valores obtidos para  $\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$ , a partir da relação abaixo:

$$1 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} = 98067 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}$$

E assim:

$$P_{\text{cota}} = 0,185 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

$$P_{\text{nível}} = 0,031 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

O comprimento da tubulação L pode ser estimado a partir da equação descrita na tabela 1, sendo sua perda de carga definida pela multiplicação entre seu valor de perda de pressão e seu comprimento definido. Esta operação é descrita abaixo:

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

$$\Delta P_{\text{admissão}} = \frac{3,9\text{m} * 0,5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 * \text{km}}}{1000 \frac{\text{m}}{\text{km}}} = 0,00195 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

A pressão na impulsão pode então ser calculada:

$$P_{\text{admissão}} = P_{\text{vaso}} + P_{\text{cota}} + P_{\text{nível}} - \Delta P_{\text{admissão}} \quad \text{Equação 5.2}$$

$$P_{\text{admissão}} = 1 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} + 0,185 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} + 0,031 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} - 0,00195 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

$$P_{\text{admissão}} = 1,214 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Em seguida, determina-se a pressão de impulsão de forma similar, a partir das pressões de cota e interna somadas a perda de carga pela tubulação e devido à presença de válvula no sistema. Todas essas pressões contribuem negativamente para o sistema, sendo grandezas que devem ser vencidas pelo sistema de bombeamento.

A pressão de cota para a impulsão difere da anterior pois se faz necessário alimentar a coluna de destilação a partir do seu topo, com uma altura total resultante da soma entre a distância entre a torre e o solo e a altura da própria torre. Dessa forma:

$$\begin{aligned} P_{\text{cota}} &= 616,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,80665 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times (3 + 12,3)\text{m} = 92500,74 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \\ &= 0,64324 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \end{aligned}$$

Também de forma similar, a perda de carga na tubulação será:

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

$$\Delta P_{\text{impulsão}} = \frac{19,89\text{m} * 2 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 * \text{km}}}{1000 \frac{\text{m}}{\text{km}}} = 0,03978 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Conhecidas as contribuições, se define a pressão de impulsão:

$$P_{\text{impulsão}} = P_{\text{torre}} + P_{\text{cota}} + \Delta P_{\text{válvula}} + \Delta P_{\text{impulsão}} \quad \text{Equação 5.3}$$

$$P_{\text{impulsão}} = 1,35 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} + 0,64324 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} + 0,1 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} + 0,03978 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

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

Determinada as pressões de admissão e impulsão, calcula-se a pressão diferencial entre esses valores, definida a diferença entre esses valores e descrita a seguir:

$$\Delta P = P_{\text{impulsão}} - P_{\text{admissão}} \quad \text{Equação 5.4}$$

$$\Delta P = 2,433 - 1,214$$

$$\Delta P = 1,219 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} = 119562,923 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}$$

A pressão de *shut off* define a máxima diferença de pressão para o sistema de bombeamento, sendo calculada como um sobredimensionamento da pressão diferencial.

$$\Delta P_{\text{shut off}} = 1,2 \times \Delta P \quad \text{Equação 5.5}$$

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

Deve-se determinar também os valores em condições máximas para as pressões de operação, admissão e impulsão a partir de critérios previamente estabelecidos. Para cálculo da pressão de operação, deve-se acrescentar a cada pressão o valor de  $1,8 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$  ao seu total e aumentar o valor inicial de pressão em 10%. Os valores calculados são apresentados abaixo na tabela 5.2:

**Tabela 5.2: Pressões de operação máximas encontradas**

Cálculo de pressões de operação		
$P_{\text{torre}}$ 1,35	$P_{\text{torre}} + 1,8$ 3,15	$P_{\text{torre}} + 0,1P_{\text{vaso}}$ 1,485
$P_{\text{vaso}}$ 1	$P_{\text{vaso}} + 1,8$ 2,8	$P_{\text{vaso}} + 0,1P_{\text{vaso}}$ 1,1

É possível perceber que as pressões para os equipamentos se mantiveram em ambos casos menores do que o valor nominal de  $3,5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$ , utilizado como valor mínimo de operação para estes sistemas. Dessa forma, será utilizado o valor mínimo usual acrescido da pressão atmosférica de  $1 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$ , totalizando uma pressão de operação de  $4,5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$ .

Ainda em condições máximas, deve-se determinar a pressão de nível quando o vaso pulmão tem sua capacidade máxima atingida, em detrimento do nível médio utilizado anteriormente. Assim:

$$P_{\text{máx nível}} = 616,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,80665 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1 \text{ m} = 6045,8 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} = 0,062 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

A pressão de admissão é recalculada com base nessa pressão máxima de nível, também resultando em seu valor máximo:

$$P_{\text{máx admissão}} = 1 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} + 0,185 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} + 0,062 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} - 0,00195 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

$$P_{\text{máx admissão}} = 4,745 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

A pressão máxima de impulsão será dada pela pressão máxima de admissão somada à pressão de *shut off* calculada anteriormente:

$$P_{\text{máx impulsão}} = \Delta P_{\text{shut off}} + P_{\text{máx admissão}} \quad \text{Equação 5.6}$$

$$P_{\text{máx impulsão}} = 1,463 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} + 4,745 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

$$P_{\text{máx impulsão}} = 6,208 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Em seguida, calcula-se as vazões que podem ser empregadas no sistema. A vazão de projeto é definida também como um sobredimensionamento da vazão de operação, definida nos dados iniciais, enquanto a vazão mínima é calculada como 60% da vazão de operação, da seguinte maneira:

$$Q_{\text{projeto}} = 1,2 \times Q_{\text{operação}}$$

$$Q_{\text{mínima}} = 0,6 \times Q_{\text{projeto}}$$

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

$$Q_{\text{mínima}} = 0,6 \times 15,72 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

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

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

De posse de todos os valores calculados de pressão e vazão, podem ser determinadas as potências do sistema de bombeamento. Inicialmente calcula-se a potência absorvida, dada pela equação abaixo:

$$W_{\text{absorvida}} = \frac{Q_{\text{projeto}} \times \Delta P_{\text{shut off}}}{27,4} \quad \text{Equação 5.7}$$

$$W_{\text{absorvida}} = \frac{15,72 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 1,463 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}}{27,4} = 0,839 \text{ CV}$$

A potência obtida em cavalo vapor é convertida para quilowatt a partir da relação a seguir:

$$1 \text{ CV} = 0,7355 \text{ kW}$$

Assim:

$$W_{\text{absorvida}} = 0,617 \text{ kW}$$

Em seguida, a potência hidráulica é calculada a partir de uma razão entre a potência absorvida e a eficiência hidráulica, de valor entre 0,3 e 0,6. Por motivos práticos, será selecionado o valor intermediário de 0,45.

$$W_{\text{hidráulica}} = \frac{W_{\text{absorvida}}}{\mu h}$$

$$W_{\text{hidráulica}} = \frac{0,617}{0,45}$$

$$W_{\text{hidráulica}} = 1,372 \text{ kW}$$

De forma semelhante, calcula-se a potência elétrica, dada pela razão entre a potência hidráulica e a eficiência elétrica, que assume valores entre 0,9 e 0,95. Considerando-se o pior caso, assume-se a eficiência de 90%.

$$W_{\text{elétrica}} = \frac{W_{\text{hidráulica}}}{\mu e}$$

$$W_{\text{elétrica}} = \frac{1,372}{0,9}$$

$$W_{\text{hidráulica}} = 1,524 \text{ kW}$$

Por fim, deve-se calcular a altura diferencial do sistema, definido pela equação das pressões em termos da sua variação:

$$\Delta P = \rho \times g \times \Delta h \quad \text{Equação 5.8}$$

Em que a variação de pressão assume o valor calculado anteriormente em  $\frac{N}{m^2}$ .

Dessa forma, a altura diferencial é:

$$\Delta h = \frac{\Delta P}{\rho \times g} \quad \text{Equação 5.9}$$

$$\Delta h = \frac{119562,923 \frac{N}{m^2}}{616,5 \frac{kg}{m^3} \times 9,80665 \frac{m}{s^2}}$$

$$\Delta h = 19,776m$$

O NPSH disponível considerado é equivalente a distância do vaso pulmão do solo de 3 metros, ligeiramente inferior ao NPSH usual para operações que é de 3,5 m.

A partir desses dados calculados, completa-se a folha de especificação para a bomba, disponibilizada abaixo:

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 <sup>3</sup> /h
Pressão	1,214	kg/cm <sup>2</sup> g	2,433	kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura	80,59	°C	80,59	°C
Densidade	616,5	kg/m <sup>3</sup>	616,5	kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade		cP		cP
Pressão de vapor		kg/cm <sup>2</sup> g		kg/cm <sup>2</sup> g
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)	15,72			m <sup>3</sup> /h
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	7,86			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	1,214			kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão na impulsão na vazão de projeto	2,433			
Pressão diferencial	1,219			kg/cm <sup>2</sup>
Altura diferencial	19,776			m
NPSH disponível	3			m
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	1,463			kg/cm <sup>2</sup>
Pressão máxima na aspiração	4,745			kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão máxima na impulsão	6,208			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão				polegadas
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	8,008			Kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura de projeto	110,59			°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	1,524			kW
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				

Figura 5.2: Folha de especificação do sistema de impulsão

## 6. PROJETO DE INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE DE PROCESSOS

Consolidados os sistemas de troca de calor e impulsão de refluxo para a bomba, pode-se construir o esquema de instrumentação e controle da torre de destilação da mistura de hexano, heptano e octano. O diagrama básico para o sistema contendo trocadores de calor, integração energética proposta e bombas é disponibilizado abaixo:

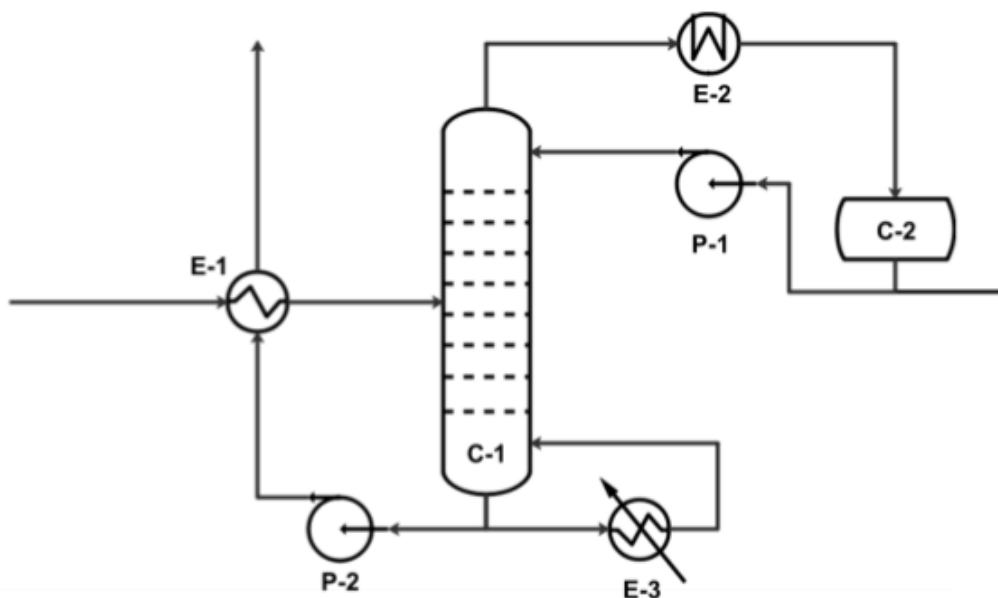
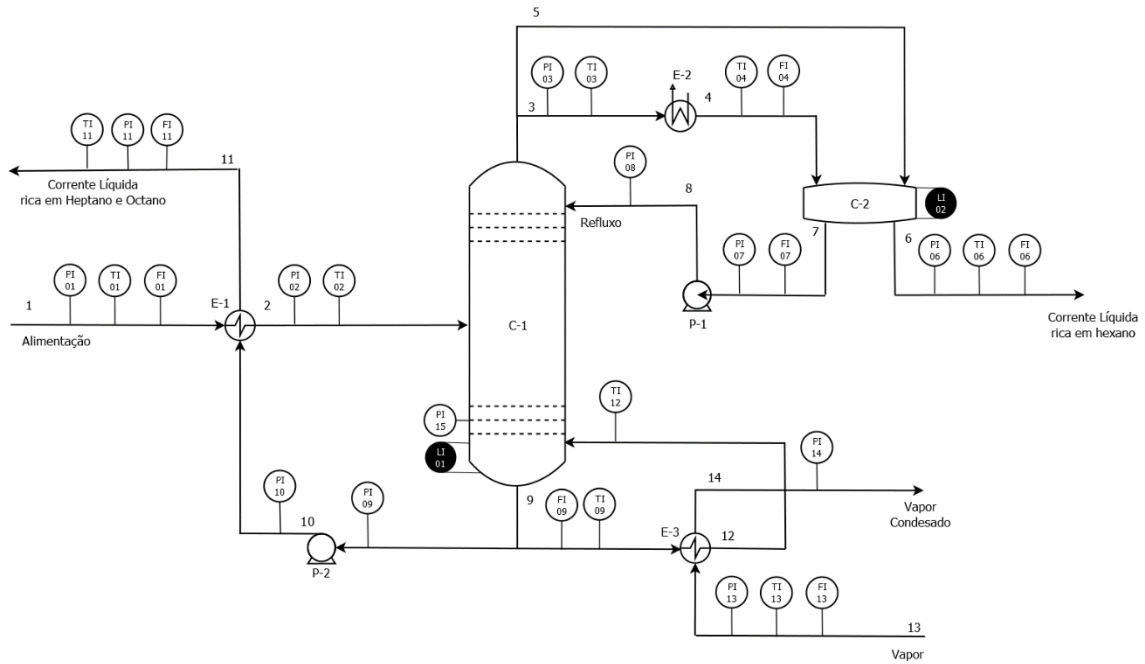


Figura 6.1: Diagrama básico do sistema de destilação

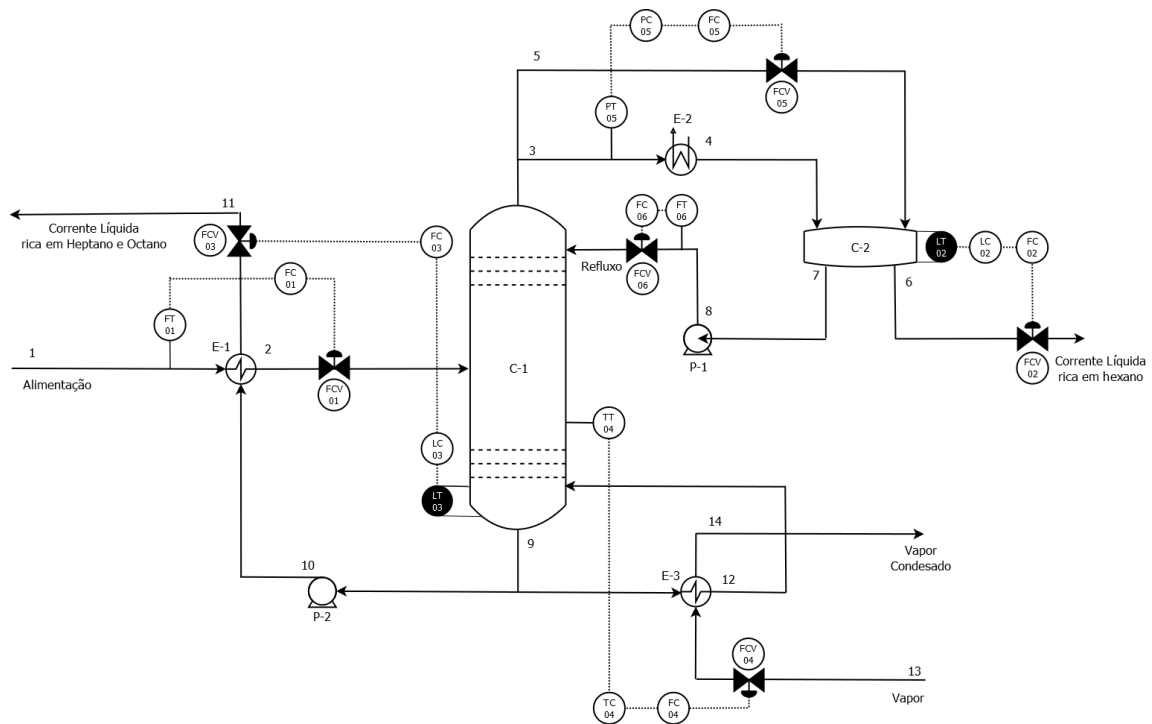
Neste sistema, o alimento entra na coluna com aquecimento prévio a partir do trocador de calor E-1 com a corrente de saída do fundo da torre. O vapor de hexano enriquecido obtido no topo é condensado totalmente e enviado ao vaso pulmão C-2, do qual se retira produto e bombeia-se refluxo de volta para a torre C-1 a partir da bomba P-1. O produto de fundo se divide em duas correntes, uma que promove o aquecimento do alimento com impulsão da bomba P-2 e outra que segue para um refervedor que irá vaporizar essa corrente e devolvê-la à torre.

Inicialmente, são enumeradas todas as correntes de processo no diagrama e identificadas as localizações dos instrumentos a serem inseridos em cada uma, como indicadores de pressão, temperatura e vazão. Com estas etapas se define um diagrama de indicadores apresentando todos estes dados, disponível na figura 6.2.



**Figura 6.2: Diagrama de Indicadores**

Definidos instrumentos e equipamentos, são projetados os sistemas de controle com transmissores, controladores, atuadores e válvulas de controle na planta. O projeto é disponibilizado no diagrama de carga abaixo:



**Figura 6.3: Diagrama de carga**

Para uniformização das especificações, são preenchidas as folhas de especificação para a instrumentação utilizada, laços de controle e válvulas de controle a serem



empregadas no sistema de controle. Estas folhas de especificação são disponibilizadas abaixo:

<b>ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO</b>			
<b>Identificação</b>	<b>Localização (núm. da tubulação)</b>	<b>Fase (L, G ou M)</b>	<b>Vazão normal / kg/h</b>
FI-01	1	L	-
FI-04	4	L	-
FI-06	6	L	-
FI-07	7	L	-
FI-09	9	L	-
FI-11	11	L	-
FI-13	13	G	-
FC-01	1	L	-
FC-02	6	L	-
FC-03	11	L	-
FC-04	13	M	-
FC-05	5	G	-
FC-06	8	L	-
<b>ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE NÍVEL</b>			
<b>Identificação</b>	<b>Localização (núm. do vaso)</b>	<b>Tipo de interfase (L-L ou L-V/G)</b>	<b>Nível normal / mm</b>
LI-01	C-1	L-G	-
LI-02	C-2	L-G	-
LC-02	C-2	L-G	-
LC-03	C-1	L-G	-
<b>ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA</b>			
<b>Identificação</b>	<b>Localização (núm. da tubulação ou vaso)</b>	<b>Fase (L, G ou M)</b>	<b>Temperatura normal / °C</b>
TI-01	1	L	-
TI-02	2	L	-
TI-03	3	G	-
TI-04	4	L	-
TI-06	6	L	-
TI-09	9	L	-
TI-11	11	L	-
TI-12	12	G	-
TI-13	13	G	-
TC-04	C-1	M	-
<b>ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO</b>			
<b>Identificação</b>	<b>Localização (núm. da tubulação ou vaso)</b>	<b>Fase (L, G ou M)</b>	<b>Pressão normal / kg/cm<sup>2</sup> g</b>
PI-01	1	L	-
PI-02	2	L	-
PI-03	3	G	-
PI-06	6	L	-
PI-07	7	L	-
PI-08	8	L	-
PI-09	9	L	-
PI-10	10	L	-
PI-11	11	L	-
PI-13	13	G	-
PI-14	14	L	-
PI-15	C-1	M	-
PC-05	3	G	-

Figura 6.4: Folha de especificação de instrumentos

<b>ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE</b>			
<b>Identificação no diagrama mecânico</b>	<b>Localização (núm. da tubulação ou vaso)</b>	<b>Descrição da ação</b>	<b>Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle)</b>
FC-01	1	Controle de fluxo de entrada da coluna	FT-01 Medidor de fluxo, FCV-01 Válvula de controle
LC-02	C-2	Controle de nível do vaso pulmão	LT-02 Medidor de Nível
FC-02	6	Controle de fluxo de saída do vaso pulmão	FCV-02 Válvula de controle
LC-03	C-1	Controle de nível da coluna	LT-03 Medidor de nível
FC-03	11	Controle de fluxo de saída do produto de fundo	FCV-03 Válvula de controle
TC-04	C-1	Controle de temperatura da coluna	TT-04 Medidor de temperatura
FC-04	13	Controle de entrada de fluido de aquecimento	FCV-04 Válvula de controle
PC-05	3	Controle de pressão de saída da coluna	PT-05 Medidor de pressão
FC-05	5	Controle de entrada de vapor no vaso pulmão	FCV-05 Válvula de controle
FC-06	8	Controle de refluxo da coluna	FT-06 Medidor de fluxo FCV-06 válvula de controle

Figura 6.5: Folha de especificação de laços de controle

<b>ESPECIFICAÇÕES VÁLVULAS DE CONTROLE</b>				
<b>Identificação no diagrama mecânico</b>	<b>Localização (núm. da tubulação)</b>	<b>Vinculada ao laço de controle</b>	<b>Vazão normal do fluido circulante</b>	<b>Ação à falha no ar (abrir ou fechar completamente)</b>
FCV-01	2	FC-01	-	Fechar completamente
FCV-02	6	FC-02	-	Fechar completamente
FCV-03	10	FC-03	-	Fechar completamente
FCV-04	13	FC-04	-	Fechar completamente
FCV-05	3	FC-05	-	Abrir completamente
FCV-06	8	FC-06	-	Abrir completamente

Figura 6.6: Folha de especificação de válvulas de controle

## 7. CONSIDERAÇÕES FINAIS

Com este trabalho foi possível empregar o conhecimento técnico adquirido em diversas matérias ao longo do curso de engenharia química através de projetos contextualizados para plantas de destilação, entrelaçando áreas antes vistas apenas

individualmente. Assim, foram desenvolvidas habilidades voltadas para estudos de caso em espectro mais amplo e projetos de forma mais complexa e próxima de situações reais.

## 8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

**Portal Laboratórios Virtuais de Processos Químicos.** Disponível em: <[http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index.php?option=com\\_content&task=view&id=33&Itemid=142](http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index.php?option=com_content&task=view&id=33&Itemid=142)>. Acesso em: 21 nov. 2020.

**EMPRESA de pesquisa energética.** Disponível em: <<https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-315/EPE,%202018%20-%20Compila%C3%A7%C3%A3o%20de%20Correla%C3%A7%C3%B5es%20de%20Custo%20de%20Equipamentos.pdf>>. Acesso em: 21 nov. 2020.

SINNOTT, R.; TOWLER, G. **Chemical Engineering Design.** [S.l.]: Butterworth-Heinemann, 2013.

A., C. Y. **Transferência de Calor e Massa: Uma Abordagem Prática.** Grupo A, 2020.

KERN, D.; **Process Heat Transfer;** McGraw-Hill Book Company; International Student Edition, 1965

Perry, R. H.; Green, D. W.. **Perry's Chemical Engineers' Handbook,** 7th. ed., New York, McGraw-Hill Book Co., 1997