



UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA  
INSTITUTO DE QUÍMICA  
CURSO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**LUMENA DE LIMA JAQUES**

**Projeto de Utilidades para Indústria Química**

BRASÍLIA - DF

2021

LUMENA DE LIMA JAQUES

**Projeto de Utilidades para Indústria Química**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Curso de Engenharia Química, IQ-UnB, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Prof. José Joaquim Linares León

BRASÍLIA - DF

2021

Dedico esse trabalho à minha avó Sônia Maria,  
mulher forte, dedicada e que sempre vibra com as  
minhas vitórias.

## **AGRADECIMENTOS**

Agradeço a Deus pela minha vida e por me permitir ultrapassar todos os obstáculos encontrados ao longo da realização deste curso. E por sempre colocar pessoas incríveis para me dar forças a não desistir.

Agradeço a Nossa Senhora das Graças por sempre me guiar e me proporcionar perseverança durante toda a minha vida.

Aos meus avós, minha base, por todo incentivo e investimento em minha educação por toda minha vida, vocês sempre foram meu alicerce. Agradeço do fundo do meu coração.

Agradeço à minha família maravilhosa, pelo apoio, carinho e atenção que eles me deram durante toda a minha vida. Aos meus irmãos Thiago, Diogo e Joaquim Pedro, aos meus pais Valéria e Elmiro, e aos meus tios, que sempre foram essenciais na minha trajetória.

Agradeço ao meu namorado Marcelo que sempre esteve ao meu lado, incentivando e acreditando que eu seria capaz de superar os obstáculos que a vida me apresentou.

Agradeço à minha amiga Juliana, companheira de vida, serei eternamente grata por toda ajuda e consideração que sempre demonstrou comigo.

Às pessoas com quem convivi ao longo desses anos de curso, que me incentivaram e que certamente tiveram impacto na minha formação acadêmica.

Também quero agradecer à Universidade de Brasília (UnB) e a todos os meus professores da graduação que foram de fundamental importância na construção da minha vida profissional. Serei eternamente grata.

## RESUMO

O presente trabalho de conclusão de curso tem como objetivo realizar projetos com as principais utilidades em uma Indústria Química. Levando em consideração gasto energético, custo e especificações em geral.

**Palavras-chave:** avaliação econômica e rentabilidade; vasos, torres e reatores; sistema de impulsão mecânica, I&C e diagrama de processos.

## SUMÁRIO

<b>1. Avaliação econômica e rentabilidade</b> .....	<b>8</b>
1.1. Avaliação econômica preliminar .....	8
1.1.1. Parte 1 do projeto proposto.....	8
1.1.2. Parte 2 do projeto proposto.....	13
<b>2. Projeto de vasos, torres e reatores</b> .....	<b>22</b>
2.1. Projeto de torre de destilação pelo método de cálculo aproximado .....	22
2.2. Folhas de especificações vasos, Torres e Reatores .....	41
2.2.1. Equipamentos C1 .....	43
2.2.2. Equipamentos C2 .....	44
2.2.3. Especificação Pratos .....	45
2.3. Folhas de especificações das correntes .....	46
<b>3. Projeto de sistemas de troca de calor</b> .....	<b>49</b>
3.1. Projeto de trocador de calor .....	49
3.2. Folha de especificação do Trocador de calor .....	50
<b>4. Projeto de sistemas de impulsão mecânica</b> .....	<b>53</b>
4.1. Projeto de Bombas.....	53
4.2. Folha de Especificação para o projeto de bombas.....	59
<b>5. Projeto de Instrumentação e Controle</b> .....	<b>61</b>
5.1. Folha de Especificação de válvulas de controle .....	62
5.2. Folha de Especificação dos Laços de Controle .....	62
5.3. Folha de Especificação dos Instrumentos .....	63
<b>6. Diagramas de processo</b> .....	<b>65</b>

## INTRODUÇÃO

Desde o século XVIII que os produtos químicos naturais como o carbonato de sódio ou potássio passaram a ter uma grande procura, face à produção industrial de vários bens de consumo, tais como vidro, sabão e têxteis. À medida que a revolução industrial avançou e entrou na produção maciça de bens de consumo, as jazidas conhecidas desses produtos naturais deixaram de ser suficientes e surgiram, então, novos processos industriais para a produção de algumas dessas matérias primas. A Indústria Química surgiu nessa altura, ou seja, primórdios do século XIX.

São marcos da implantação da indústria química a invenção do Processo Le Blank para a transformação do sal marinho em carbonato de sódio (*Le Blanck, Nicholas*. 1810) e a do Processo Solvay (mais limpo) também para produzir carbonato de sódio (*Solvay, Ernest*. 1863).

Atualmente, com o grande desenvolvimento da indústria ao longo dos anos, permitiu hoje projetar uma planta industrial com experiência, expertise e conhecimento aprofundando dos requisitos técnicos. Cada vez mais demandando soluções logísticas mais ágeis e seguras, atenção aos perigos e abrigar uma linha de produção com maior produção.

Pensando nesse cenário, tivemos durante a graduação de Engenharia Química na Universidade de Brasília, a oportunidade de fazer duas disciplinas. Durante as matérias, abordou os conhecimentos necessários para elaborar um projeto de planta ou unidade química.

A primeira matéria foi Projeto de Engenharia Química 1, utilizou-se matérias estudadas durante o curso, como Modelagem, Reatores e Cinética Química, Operações unitárias: técnicas para produção de produtos químicos, aperfeiçoando as técnicas de extração e utilização de matérias-primas.

Assim, na outra matéria foi Projeto de Engenharia Química 2, utilizamos abordamos as matérias ao longo do curso como Higiene e Segurança do Trabalho, Controle de Processos, Fenômenos de Processos.

Durante a graduação, eu tive o ensejo de cursar diferentes matérias, envolvendo assuntos distintos, porém ao realizar as matérias de projetos, percebe como vão se correlacionando e se completando. A bagagem aprendida durante o processo foi essencial.

## DESENVOLVIMENTO

### 1. AVALIAÇÃO ECONÔMICA E RENTABILIDADE

#### 1.1 Avaliação econômica preliminar

##### 1.1.1. Parte 1 do projeto proposto.

Os dados dos equipamentos dada pela questão:

Tabela 1. Dados dos equipamentos.

Evaporador (50%)	
Pressão (50%) [kg/cm <sup>2</sup> g]	0,5
T (50%)	112,6
Vapor de baixa pressão	-
T [°C] de operação	160
Pressão de operação [kg/cm <sup>2</sup> g]	6
Qtd Calor [Mkcal/h]	3,958
Coef global de trans.: De calor (u) [kcal/(hm <sup>2</sup> )]	1000

Pulmão da torre	
Razão geométrica (L/D)	5
Vazão volumétrica de destilado [m <sup>3</sup> /h]	21,86
RR [m <sup>3</sup> /h]	73,44
tempo de retenção [min]	10
nível de líq 50% do diâmetro do tanque	-
Diâmetro do tanque [m]	2,1
comprimento do tanque [m]	10,5
Pressão de operação [kg/cm <sup>2</sup> ]	0

Bomba Centrífuga	
Pressão [kg/cm <sup>2</sup> g]	1,2
T [°C]	25
Potência [kW]	2,507
Vazão operacional [m <sup>3</sup> /h]	57,53

Torre de destilação	
Nº de pratos	15
Tipo de prato	válvula
D torre (m)	2,9
H torre (m)	15,5
Separação entre partos (ft)	2
Folga no topo (m)	0,91
Folga no fundo (m)	0,61
Tempo de retenção do liquido no fundo (min)	10

Condensador	
Qtd de calor a retirar [Mkcal/h]	7,209
Coef global de trans;. De calor [kcal/hm <sup>2</sup> ]	700
água de refrigeração	
T [°C] de entrada	28
T [°C] de saída	45
T [°C] do fluido	81,19



Reboiler	
Qtd de calor a retirar [Mkcal/h]	5,146
coef global de trans;. De calor [kcal/hm <sup>2</sup> ]	1000
vapor de baixa pressão	-
T [°C] de operação	160
P de operação [kg/cm <sup>2</sup> g]	6
T [°C] do fluido	133,6

A planta é alimentada por uma mistura de 40% de benzeno e 60% de tolueno sendo que no final do processo de separação temos: 95% de benzeno e 5% de tolueno, onde esses 5% tem 95% de tolueno purificado.

A planta tem capacidade de 25000kg/h, com essas informações pode-se estimar o custo de alguns equipamentos utilizando:

$$C_e = a + bS^n \quad \text{Equação 1}$$

Além disso, temos os parâmetros do equipamento listados acima e a potência da **bomba** de 2,507, sendo assim pode-se calcular o custo do sistema de bombeamento de um motor de explosão para o cálculo da carcaça da bomba.

$$C_e = -950 + 1770 * 2,500^{0,6} \quad \text{Equação 2}$$

$$C_e = 2117,16 \text{ \$}$$

Temos um **evaporador**, precisamos calcular a área de transferência de calor do equipamento usando a fórmula:

$$Q = U * A * F_c * \Delta T \quad \text{Equação 3}$$

$$\Delta T = (\Delta T_2 - \Delta T_1) / \left[ \ln \left( \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right) \right]$$

Com a energia necessária a fornecer ao fluído de processo, o coeficiente global de transmissão de calor (U), temperaturas de entrada e saída do vaporizador, podemos

$$\text{calcular a área necessária: } 3,958 * 10^6 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} = 1000 \frac{\text{kcal}}{\text{h m}^2} * A * 1 * \left[ \frac{(160-112,6)-(160-25)}{\ln \left( \frac{160-112,6}{160-25} \right)} \right]$$

Logo, a área é igual a 47,29 m<sup>2</sup>, *aproximadamente* 47,3 m<sup>2</sup>.

Na **torre de destilação**, devemos considerar no primeiro momento como um vaso. Projetar em função do peso, para estimar a espessura do material e características

geométricas e a pressão de operação. Vamos assim, utilizar a derivada da fórmula de

vasos de paredes espessas:  $t = \frac{PiDi}{2SE-1,2Pi}$  **Equação 4**

Expressão para vasos de tensão longitudinal é:  $t = \frac{PiDi}{4SE+0,8Pi}$  **Equação 5**

<b>Pi</b>	Pressão interna do vaso
<b>S</b>	Tensão máxima do material
<b>Di</b>	Diâmetro interno
<b>E</b>	Eficiência da solda

A pressão de projeto interna do vaso (Pi) é necessária para estimar a espessura. A pressão varia do fundo da nossa torre até seu topo indo de 1 kg/cm<sup>2</sup> até 0 kg/cm<sup>2</sup> sendo assim a pressão mais limitadora da nossa torre é de 1kg/cm<sup>2</sup>. Existem dois critérios que podemos adotar nessa etapa sendo: somar 10% ao valor da pressão de operação, ou seja, sendo 1kg/cm<sup>2</sup> somaríamos 0,1kg/cm<sup>2</sup>. Ou somar diretamente 1,8 kg/cm<sup>2</sup>.

Ao calcular, o maior valor entre eles define a pressão do projeto (Pi). Porém, quando este valor fica abaixo de 3,5 kg/cm<sup>2</sup> (Pi<3,5) devemos utilizar este valor, que é o nosso caso, assim estabelecemos Pi=3,5 kg/cm<sup>2</sup>.

A tensão máxima (S) que vamos usar para projetar o equipamento será do material de aço ao carbono devido não termos compostos corrosivos em nossa mistura. Na tabela 13.2 temos a tensão máxima suportada pelo material em relação a temperatura de operação em Farehaint, considerando que a torre é alimentada com uma mistura à temperatura de 234,68°F (112,6°C) podemos supor que a temperatura de operação não supera 500°F, podemos selecionar o valor de 12,9 ksi, 12900 psi, 906,96 kg/cm<sup>2</sup>

O parâmetro de eficiência da sola (E) é usado assumindo que na montagem dos vasos pranchas serão soldadas, são pontos frágeis e deve-se adicionar o fator de segurança que podem variar de acordo com a categoria, tipo de solda e graus radiográficos examinados. Usaremos um valor mais comum de 0,85.

Os dados podemos estimar a espessura do vaso substituindo os valores nas equações (4) e (5), usaremos o diâmetro interno da torre (Di) de 2,9m.

$$t = \frac{3,5 \frac{kg}{cm^2} * 290 \text{ cm}}{2 * 906,96 \frac{kg}{cm^2} * 0,85 - 1,2 * 3,5 \frac{kg}{cm^2}} = 0,6601 \text{ cm}$$

$$t = \frac{3,5 \frac{kg}{cm^2} * 290 \text{ cm}}{4 * 906,96 \frac{kg}{cm^2} * 0,85 + 0,8 * 3,5 \frac{kg}{cm^2}} = 0,3288 \text{ cm}$$

Assim, usaremos o de maior espessura, 0,661 cm e adicionamos 3 mm, devido ser sobre uma espessura por corrosão que todo vaso deve ter, assim a espessura final é de 0,9601 cm. Sabendo a espessura, podemos estimar o peso do vaso:

$$W_v = 240 C_w D_m (H_v + 0,8 D_m) t \text{ Equação 6}$$

<b>Wv</b>	peso total da carcaça, excluindo acessórios internos como número de pratos;
<b>Cw</b>	fator responsável pelo peso de acessórios internos, passagens.

Sendo 1,08 para tanques com poucos acessórios internos e 1,15 para colunas de destilação ou tanques semelhantes com várias passagens, anéis, recheios ou acessórios equivalentes. O mais indicado para o nosso caso é o segundo.

Dm: o diâmetro da torre é de 2,9 m. Hv : altura da torre é que 15,5 m. t: espessura da torre de 9,601 mm.

Substituindo os valores na equação 6, obtemos:

$$W_v = 240 * 1,15 * 2,9 (15,5 + 0,8 * 2,9) * 9,601 = 136940,29 \text{ N}$$

Corrigindo esse valor pela aceleração da gravidade ( $g = 9,81 \text{ m/s}^2$ ) temos:  $W_v = 13959,5 \text{ kg}$ .

Usando o peso do vaso calculado, podemos usar a tabela 6,6 e estimar o custo da torre de destilação a partir da equação 1. Escolhendo por 2 tipos de vasos de pressão:

- i) Vertical, cs com  $S = 250000$   
 $C_e = 10000 + 29 * 250000^{0,85}$  e  $C_e = 1133691,26 \$$
- ii) Horizontal, cs com  $S = 5000$

$$C_e = 8800 + 27 * 50000^{0,85} \text{ e } C_e = 275171,81 \$$$

Após os cálculos, o vaso horizontal, cs devido satisfazer os parâmetros de tamanho e ser mais barato para o projeto.

No caso do **reboiler**, precisamos calcular a área de transferência de calor, com a seguinte fórmula:

$$A = \frac{Q}{U \times Ft \times \Delta T} \text{ Equação 7}$$

Assim, considerando Ft igual a 1 o valor encontrado será de

$$A = \frac{5,146 \times 10^6 \text{ kcal/h}}{1000 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \times 1 \times (160 - 133,6)^\circ\text{C}} = 194,92 \text{ m}^2$$

Após os cálculos de todas as áreas dos equipamentos - bomba, torre de destilação, evaporador, reboiler, evaporador- chegamos no seguinte valor expresso na tabela abaixo. Calculando-se também, serviços auxiliares, off-sites, gastos de arranque e contingências e imprevistos.

**Tabela 2.** Investimento necessário

Investimento necessário	
<b>Total Área de Processo</b>	ISBL = \$1179712,4
<b>Serviços auxiliares</b>	4% ISBL = \$47188,5
<b>Off-sites</b>	8% ISBL = \$94376,9
<b>Gastos de arranque</b>	3-4% ISBL (3%) = \$35391,4
<b>Contingências e imprevistos</b>	5-15% ISBL = \$117971,2

Assim, o valor do imobilizado será de I= 1474640,5 \$

A partir disso, é possível calcular:

- Capital de giro (CG) é a partir de 20% do imobilizado, sendo assim:  
CG = 1474640,5 \$\*0,2, logo o CG = 294928,1 \$.
- Gastos prévios (GP) é a partir de 10% do imobilizado, sendo assim:  
GP = 1474640,5 \$\*0,1, logo o GP = 147464,05 \$.

- Gastos de entrada em funcionamento (GF) são calculados como 5% do imobilizado, sendo assim:

$$GF = 1474640,5 \$ * 0,05, \text{ logo o } GF = 73732,02 \$.$$

**Tabela 3.** Método das porcentagens

<b>Método das porcentagens</b>	
<b>Capital de giro (CG)</b>	294.928,10 \$
<b>Gastos prévios (GP)</b>	147.464,05 \$
<b>Gastos de entrada em funcionamento (GF)</b>	73.732,02 \$

**1.1.2.** Parte II do projeto proposto.

<b>PLANTA DE PRODUÇÃO DE CLORETO DE VINILIDENO</b>		
<b>Capacidade da planta</b>	40	Kt

<b>Processo 1</b>		
<b>Informação prévia</b>		
<b>Capacidade da planta</b>	23	kt
<b>Imobilizado</b>	83,72	MR\$

<b>ESTIMAÇÃO DO INVESTIMENTO</b>		
<b>Estimação do imobilizado da planta</b>	R\$116.688.622,44	MR\$
<b>Capital de giro</b>	R\$23.337.724,49	MR\$
<b>Entrada em funcionamento</b>	R\$5.834.431,12	MR\$
<b>Gastos prévios</b>	R\$11.668.862,24	MR\$
<b>Total</b>	R\$157.529.640,30	

<b>ESTIMAÇÃO DAS VENDAS</b>				
<b>Produtos obtidos</b>	<b>Fator de produção</b>	<b>Produção / kt</b>	<b>Preço unitário / R\$/kg</b>	<b>Lucro de vendas / R\$</b>
<b>Ácido clorídrico</b>	0,47		0,94	R\$17.672.000,00
<b>Tricloroetano</b>	0,13		2,42	R\$12.584.000,00
<b>Cloreto de vinilideno</b>	1		3,09	R\$123.600.000,00
<b>Vendas total</b>				R\$153.856.000,00

ESTIMAÇÃO DOS CUSTOS				
Custo de fabricação diretos				
<b>Matérias primas</b>	<b>Fator de produção</b>	<b>Produção / kt</b>	<b>Preço unitário / R\$/kg</b>	<b>Custo matérias primas / R\$</b>
Cloro	0,92		0,62	R\$22.816.000,00
Cloreto de vinilo	0,72		1,76	R\$50.688.000,00
<b>Mão de obra</b>	<b>Vagas</b>	<b>Operários</b>	<b>Custo unitário anual</b>	<b>Custo mão de obra</b>
	3	14,40	R\$180.000,00	R\$2.592.000,00
			<b>Total</b>	<b>R\$76.096.000,00</b>

Custo de fabricação indiretos variáveis					R\$114.152.679,03
	<b>Coefficiente</b>	<b>Base</b>	<b>Valor</b>	<b>Custo / R\$</b>	
<b>Mão de obra indireta</b>	0,15			R\$388.800,00	
	Base	Valor da base / t	Preço unitário / R\$/t		
<b>Eletricidade</b>	247,08			R\$9.883.200,00	
	<b>Coefficiente</b>	<b>Base</b>	<b>Valor</b>	<b>Custo / R\$</b>	
<b>Abastecimento</b>	0			R\$233.377,24	
<b>Manutenção</b>	0,02			R\$2.333.772,45	
<b>Laboratório</b>	0,05			R\$129.600,00	
<b>Embalagem</b>	0,15			R\$23.078.400,00	
<b>Total custos de fabricação</b>					

Custos de fabricação indiretos fixo				
	Coeficiente	Base	Valor	Custo / R\$
Diretivos e empregados	0,1			R\$259.200,00
Impostos	0			R\$583.443,11
Seguros	0,01			R\$1.166.886,22

Gastos gerais				
	Coeficiente	Base	Valor	Custo / R\$
Gastos comerciais	0,05	Custos de fabricação	114411879	R\$5.707.633,95
Gerência	0,03	Custos de fabricação	114411879	R\$3.424.580,37
Pesquisa e serviço técnico	0,01			R\$1.538.560,00
			<b>Total</b>	<b>R\$10.670.774,32</b>

<b>Soma total dos custos</b>	<b>R\$124.823.453,35</b>
<i>Lucro bruto</i>	
<i>Impostos</i>	
<i>Lucro líquido</i>	

Processo 2		
Informação prévia		
Capacidade da planta	23	kt
Imobilizado	101,2	MR\$

ESTIMAÇÃO DO INVESTIMENTO		
Estimação do imobilizado da planta	R\$141.052.180,98	MR\$
Capital de giro	R\$28.210.436,20	MR\$
Entrada em funcionamento	R\$7.052.609,05	MR\$
Gastos prévios	R\$14.105.218,10	MR\$
<b>Total</b>	<b>R\$190.420.444,32</b>	

<b>ESTIMAÇÃO DAS VENDAS</b>				
<b>Produtos obtidos</b>	<b>Fator de produção</b>	<b>Produção / kt</b>	<b>Preço unitário / R\$/kg</b>	<b>Lucro de vendas / R\$</b>
<b>Cloreto de etilo</b>	0,08		1,59	R\$5.088.000,00
<b>Ácido clorídrico</b>	2,11		0,94	R\$79.336.000,00
<b>Cloreto de vinilideno</b>	1		3,09	R\$123.600.000,00
<b>Vendas total</b>				R\$208.024.000,00

<b>ESTIMAÇÃO DOS CUSTOS</b>				
<b>Custo de fabricação diretos</b>				
<b>Matérias primas</b>	<b>Fator de produção</b>	<b>Produção / kt</b>	<b>Preço unitário / R\$/kg</b>	<b>Custo matérias primas / R\$</b>
<b>Cloro</b>	3,01		0,62	R\$74.648.000,00
<b>Cloreto de vinilo</b>	0,56		0,26	R\$5.824.000,00
<b>Mão de obra</b>	<b>Vagas</b>	<b>Operários</b>	<b>Custo unitário anual</b>	<b>Custo mão de obra</b>
	3	14,40	R\$180.000,00	R\$2.592.000,00
			<b>Total</b>	R\$83.064.000,00

<b>Custo de fabricação indiretos variáveis</b>				
	<b>Coeficiente</b>	<b>Base</b>	<b>Valor</b>	<b>Custo / R\$</b>
<b>Mão de obra indireta</b>	0,15			R\$388.800,00
	Base	Valor da base / t	Preço unitário / R\$/t	
<b>Eletricidade</b>	437,68			R\$17.507.200,00
	<b>Coeficiente</b>	<b>Base</b>	<b>Valor</b>	<b>Custo / R\$</b>
<b>Abastecimento</b>	0			R\$282.104,36
<b>Manutenção</b>	0,02			R\$2.821.043,62
<b>Laboratório</b>	0,05			R\$129.600,00
<b>Embalagem</b>	0,15			R\$31.203.600,00



Custos de fabricação indiretos fixo				
	Coeficiente	Base	Valor	Custo / R\$
Diretivos e empregados	0,1			R\$259.200,00
Impostos	0			R\$705.260,90
Seguros	0,01			R\$1.410.521,81

<b>Total custos de fabricação</b>	R\$137.771.330,70
-----------------------------------	-------------------

Gastos gerais				
	Coeficiente	Base	Valor	Custo / R\$
Gastos comerciais	0,05	Custos de fabricação	114411879	R\$6.888.566,53
Gerência	0,03	Custos de fabricação	114411879	R\$4.133.139,92
Pesquisa e serviço técnico	0,01			R\$2.080.240,00
			<b>Total</b>	R\$13.101.946,46

<b>Soma total dos custos</b>	<b>R\$150.873.277,15</b>
<i>Lucro bruto</i>	
<i>Impostos</i>	
<i>Lucro líquido</i>	

- Fluxo de caixa dos processos 1 e 2

*Taxa de juros* **10 %**

	Processo 1			
	0	1	2	3
Estimação do imobilizado da planta	- R\$35.006.586,73	- R\$70.013.173,47	- R\$11.668.862,24	
Capital de giro	0	0	- R\$23.337.724,49	
Entrada em funcionamento	0	0	-R\$5.834.431,12	

Gastos prévios	-R\$3.885.731,13	-R\$3.885.731,13	-R\$3.885.731,13	
Vendas				R\$153.856.000,00
Custos				R\$124.823.453,35
Amortização				R\$11.668.862,24
Lucro bruto				R\$17.363.684,40
Impostos				R\$6.077.289,54
Lucro líquido				R\$11.286.394,86
Fluxo de caixa = Lucro líquido + amortização	R\$38.892.317,86	R\$73.898.904,59	R\$44.726.748,98	R\$22.955.257,11

5	6	7	8	9
<b>R\$169.626.240,00</b>	R\$178.107.552,00	R\$187.012.929,60	R\$196.363.576,08	R\$206.181.754,88
<b>R\$137.617.857,32</b>	R\$144.498.750,19	R\$151.723.687,70	R\$159.309.872,08	R\$167.275.365,69
<b>R\$11.668.862,24</b>	R\$11.668.862,24	R\$11.668.862,24	R\$11.668.862,24	R\$11.668.862,24
<b>R\$20.339.520,43</b>	R\$21.939.939,57	R\$23.620.379,66	R\$25.384.841,75	R\$27.237.526,95
<b>R\$7.118.832,15</b>	R\$7.678.978,85	R\$8.267.132,88	R\$8.884.694,61	R\$9.533.134,43
<b>R\$13.220.688,28</b>	R\$14.260.960,72	R\$15.353.246,78	R\$16.500.147,14	R\$17.704.392,52
<b>R\$24.889.550,53</b>	R\$25.929.822,96	R\$27.022.109,02	R\$28.169.009,38	R\$29.373.254,76

10	11	12	13	14
<b>R\$216.490.842,63</b>	R\$227.315.384,76	R\$238.681.154,00	R\$250.615.211,70	R\$263.145.972,28
<b>R\$175.639.133,97</b>	R\$184.421.090,67	R\$193.642.145,20	R\$203.324.252,46	R\$213.490.465,09
<b>R\$11.668.862,24</b>	R\$11.668.862,24	R\$11.668.862,24		
<b>R\$29.182.846,41</b>	R\$31.225.431,85	R\$33.370.146,55	R\$47.290.959,24	R\$49.655.507,20
<b>R\$10.213.996,24</b>	R\$10.928.901,15	R\$11.679.551,29	R\$16.551.835,73	R\$17.379.427,52
<b>R\$18.968.850,17</b>	R\$20.296.530,70	R\$21.690.595,26	R\$30.739.123,50	R\$32.276.079,68
<b>R\$30.637.712,41</b>	R\$31.965.392,94	R\$33.359.457,50	R\$30.739.123,50	R\$32.276.079,68

15	16	17
		R\$60.186.315,33

<b>R\$276.303.270,90</b>	R\$290.118.434,44	R\$304.624.356,16
<b>R\$224.164.988,34</b>	R\$235.373.237,76	R\$247.141.899,64
<b>R\$52.138.282,56</b>	R\$54.745.196,68	R\$57.482.456,52
<b>R\$18.248.398,89</b>	R\$19.160.818,84	R\$20.118.859,78
<b>R\$33.889.883,66</b>	R\$35.584.377,85	R\$37.363.596,74
<b>R\$33.889.883,66</b>	R\$35.584.377,85	R\$97.549.912,06

<i>Etapas</i>	<i>Fluxo de caixa corrigido</i>	<i>Fluxo de caixa acumulado</i>
<b>0</b>	-R\$ 38.892.317,86	
<b>1</b>	-R\$ 67.180.822,36	
<b>2</b>	-R\$ 36.964.255,36	
<b>3</b>	R\$ 17.246.624,42	R\$46.293.812,18
<b>4</b>	R\$ 16.323.212,13	
<b>5</b>	R\$ 15.454.452,64	
<b>6</b>	R\$ 14.636.709,07	
<b>7</b>	R\$ 13.866.614,62	
<b>8</b>	R\$ 13.141.050,77	
<b>9</b>	R\$ 12.457.137,39	
<b>10</b>	R\$ 11.812.164,42	
<b>11</b>	R\$ 11.203.675,22	
<b>12</b>	R\$ 10.629.351,22	
<b>13</b>	R\$ 8.904.039,14	
<b>14</b>	R\$ 8.499.300,55	
<b>15</b>	R\$ 8.112.968,70	
<b>16</b>	R\$ 7.744.197,40	
<b>17</b>	R\$ 19.299.730,05	
<b>TIR</b>		13%

<b>IMOBILIZADO</b>	<b>R\$116.688.622,44</b>
<b>CAPITAL DE GIRO</b>	R\$23.337.724,49
<b>ENTRADA EM FUNCIONAMENTO</b>	R\$5.834.431,12
<b>GASTOS PRÉVIOS</b>	R\$11.668.862,24

	<b>Processo 2</b>			
	0	1	2	3
<b>Estimação do imobilizado da planta</b>	-R\$42.315.654,29	- R\$84.631.308,59	- R\$14.105.218,10	
<b>Capital de giro</b>	0	0	- R\$28.210.436,20	
<b>Entrada em funcionamento</b>	0	0	-R\$7.052.609,05	

<b>Gastos prévios</b>	-R\$4.697.037,63	-R\$4.697.037,63	-R\$4.697.037,63	
<b>Vendas</b>				R\$208.024.000,00
<b>Custos</b>				R\$150.873.277,15
<b>Amortização</b>				R\$14.105.218,10
<b>Lucro bruto</b>				R\$43.045.504,75
<b>Impostos</b>				R\$15.065.926,66
<b>Lucro líquido</b>				R\$27.979.578,09
<b>Fluxo de caixa = Lucro líquido + amortização</b>	-R\$47.012.691,92	-	-	R\$42.084.796,19
		R\$89.328.346,21	R\$54.065.300,97	

<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>	<b>8</b>
<b>R\$218.425.200,00</b>	R\$229.346.460,00	R\$240.813.783,00	R\$252.854.472,15	R\$265.497.195,76
<b>R\$158.416.941,01</b>	R\$166.337.788,06	R\$174.654.677,46	R\$183.387.411,34	R\$192.556.781,90
<b>R\$14.105.218,10</b>	R\$14.105.218,10	R\$14.105.218,10	R\$14.105.218,10	R\$14.105.218,10
<b>R\$45.903.040,89</b>	R\$48.903.453,84	R\$52.053.887,44	R\$55.361.842,72	R\$58.835.195,76
<b>R\$16.066.064,31</b>	R\$17.116.208,84	R\$18.218.860,60	R\$19.376.644,95	R\$20.592.318,51
<b>R\$29.836.976,58</b>	R\$31.787.245,00	R\$33.835.026,84	R\$35.985.197,77	R\$38.242.877,24
<b>R\$43.942.194,68</b>	R\$45.892.463,10	R\$47.940.244,93	R\$50.090.415,86	R\$52.348.095,34

<b>9</b>	<b>10</b>	<b>11</b>	<b>12</b>	<b>13</b>
<b>R\$278.772.055,55</b>	R\$292.710.658,32	R\$307.346.191,24	R\$322.713.500,80	R\$338.849.175,84
<b>R\$202.184.621,00</b>	R\$212.293.852,05	R\$222.908.544,65	R\$234.053.971,88	R\$245.756.670,48
<b>R\$14.105.218,10</b>	R\$14.105.218,10	R\$14.105.218,10	R\$14.105.218,10	
<b>R\$62.482.216,45</b>	R\$66.311.588,18	R\$70.332.428,49	R\$74.554.310,82	R\$93.092.505,36
<b>R\$21.868.775,76</b>	R\$23.209.055,86	R\$24.616.349,97	R\$26.094.008,79	R\$32.582.376,88
<b>R\$40.613.440,69</b>	R\$43.102.532,32	R\$45.716.078,52	R\$48.460.302,03	R\$60.510.128,49
<b>R\$54.718.658,79</b>	R\$57.207.750,41	R\$59.821.296,62	R\$62.565.520,13	R\$60.510.128,49

<b>14</b>	<b>15</b>	<b>16</b>	<b>17</b>
			R\$72.752.688,86

<b>R\$355.791.634,63</b>	R\$373.581.216,36	R\$392.260.277,18	R\$411.873.291,04
<b>R\$258.044.504,00</b>	R\$270.946.729,20	R\$284.494.065,66	R\$298.718.768,94
<b>R\$97.747.130,63</b>	R\$102.634.487,16	R\$107.766.211,52	R\$113.154.522,10
<b>R\$34.211.495,72</b>	R\$35.922.070,51	R\$37.718.174,03	R\$39.604.082,73
<b>R\$63.535.634,91</b>	R\$66.712.416,66	R\$70.048.037,49	R\$73.550.439,36
<b>R\$63.535.634,91</b>	R\$66.712.416,66	R\$70.048.037,49	R\$146.303.128,22

<b>ETAPAS</b>	<b>FLUXO DE CAIXA CORRIGIDO</b>	<b>FLUXO DE CAIXA ACUMULADO</b>
0	-R\$ 47.012.691,92	
1	-R\$ 81.207.587,47	
2	-R\$ 44.682.066,92	
3	R\$ 31.618.930,27	R\$174.944.574,67
4	R\$ 30.013.110,22	
5	R\$ 28.495.608,90	
6	R\$ 27.061.018,47	
7	R\$ 25.704.303,55	
8	R\$ 24.420.722,82	
9	R\$ 23.206.052,87	
10	R\$ 22.056.064,28	
11	R\$ 20.966.999,52	
12	R\$ 19.935.302,84	
13	R\$ 17.527.628,84	
14	R\$ 16.730.918,43	
15	R\$ 15.970.422,14	
16	R\$ 15.244.493,86	
17	R\$ 28.945.293,96	
	<b>TIR</b>	<b>21%</b>

<b>IMOBILIZADO</b>	<b>R\$141.052.180,98</b>
<b>CAPITAL DE GIRO</b>	R\$28.210.436,20
<b>ENTRADA EM FUNCIONAMENTO</b>	R\$7.052.609,05
<b>GASTOS PRÉVIOS</b>	R\$14.105.218,10

Ao final de todos os cálculos, obtemos para cada processo:

	<b>PROCESSO 1</b>		<b>PROCESSO 2</b>
<b>VAL</b>	R\$46.293.812,18	<b>VAL</b>	R\$174.994.574,67
<b>TIR</b>	13%	<b>TIR</b>	21%

## 2. PROJETO DE VASOS, TORRES E REATORES

### 2.1. Projeto de torre de destilação pelo método de cálculo aproximado

Vamos projetar uma torre de destilação multicomponente com ajuda de um método de cálculo aproximado como viram em Operações Unitárias da Engenharia Química 3. A seguir, para relembrar os procedimentos de cálculo, passamos a revê-los rapidamente. A primeira estimativa que deve ser feita é a taxa de refluxo mínima,  $R_m$ , que pode ser estimada com ajuda das duas equações apresentadas a seguir:

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

**Equação 1.** Taxa de refluxo

Nelas, aparecem os seguintes parâmetros:

$\alpha_{cl}$ : volatilidade relativa do componente chave leve referido ao próprio componente chave pesado;  $\alpha_{cp}$ : volatilidade relativa do componente chave pesado referido ao componente chave pesado ( $= 1$ );  $\alpha_i$ : volatilidade relativa do componente  $i$  referido ao componente chave pesado.

$x_{cla}$ ,  $x_{cpa}$ ,  $x_{ia}$ : composição do componente chave leve, chave pesado e  $i$  no alimento (subscrito “a”), respectivamente;  $x_{clD}$ ,  $x_{cpD}$ ,  $x_{iD}$ : composição do componente chave leve, chave pesado e  $i$  no destilado (subscrito “D”), respectivamente.

$q$ : razão entre o calor requerido para vaporizar 1 mol de alimento com o calor latente de vaporização deste ( $= 1$  para líquido em ponto de bolha,  $= 0$  para vapor em ponto de orvalho, entre 0 e 1 para misturas bifásicas,  $> 1$  para líquido subesfriado;  $< 0$  para vapor superaquecido).

$\theta$ : raiz da equação 1, entre  $\alpha_{cl}$  e  $\alpha_{cp}$

Caso a mistura possua um componente com volatilidade relativa entre as correspondentes aos componentes chave leve e pesado, é necessário estimar um valor de  $\Theta$ . Caso houverem 2 componentes, seriam 2 valores de  $\alpha$ ,  $\alpha_1$  e  $\alpha_2$ .

$R_m (= (L/D)_{\min})$ : taxa de refluxo mínima.

Nosso desafio será projetar uma torre de destilação onde pretendemos fracionar uma mistura formada por n-hexano, n-heptano e n-octano, com as características que se apresentam na seguinte

### 1. Componentes de mistura.

**Tabela 1.** Componentes de mistura.

Componente	Alimento		Destilado		Resíduo		Volatilidade relativa
	A / kmol h <sup>-1</sup>	x <sub>iA</sub>	D / kmol h <sup>-1</sup>	x <sub>iD</sub>	R / kmol h <sup>-1</sup>	x <sub>iR</sub>	
<b>Hexano</b>	40	0,40	40	0,534	0	0	2,7
<b>Heptano</b>	35	0,35	34	0,453	1	0,04	2,22
<b>Octano</b>	25	0,25	1	0,013	24	0,96	1,00

De acordo com esses dados e sabendo-se que é um líquido em ebulição, o parâmetro q, que corresponde à vazão líquida na entrada valerá 1. Então, substituindo os valores da Tabela 1 na Equação 1, temos o seguinte:

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

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

$$\theta = 1,172 \text{ ou } \theta = 2,426$$

Conforme observamos, foram encontrados dois valores para  $\theta$ , será necessário substituir cada um deles na Equação 2 para encontrar a taxa de refluxo mínima.

Para  $\theta = 1,172$

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

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

$$R_m = 0,82760422873$$

Para  $\theta = 2,426$

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

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

$$R_m = -0,62891727411$$

Os valores encontrados foram  $R_m = 0,82760422$  e  $R_m = -0,62891727$ , tendo em vista que um dos valores é negativo, utilizaremos o valor positivo, pois a taxa de refluxo mínimo, precisa ser positivo.

Indo ao outro extremo operativo, em condições de refluxo total, como já vimos ao longo da disciplina e em Operações Unitárias da Engenharia Química 3, a coluna requereria do número de pisos mínimos. Fenske propôs uma equação aproximada que permite estimar o número mínimo de pisos em função das composições do componente chave leve e chave pesado no destilado e no resíduo. No entanto, cuidado deve ser tomado, pois a identificação de um e outro é algo diferente. O componente chave leve passa a ser o mais leve dos que saem pelo resíduo, no nosso caso o n-heptano, e o chave pesado, o mais pesado que sai pelo destilado, no nosso caso o n-octano. Com isso, a equação para estimar o número mínimo de pisos é “ $N_{\min}$ ”:

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

**Equação 2.** Cálculo de  $N_{\min}$ .

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

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

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



Observando que o valor encontrado foi de 7,437, então, arredondamos e o número de pratos mínimos será de 8.

Com esta equação conseguimos estimar o número aproximado de estágios com ajuda da correlação empírica de Gilliland, cuja equação numérica é:

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

**Equação 3.** Cálculo de Y.

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

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

**Equação 4.** Cálculo de Y.

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

**Equação 5.** Cálculo de N

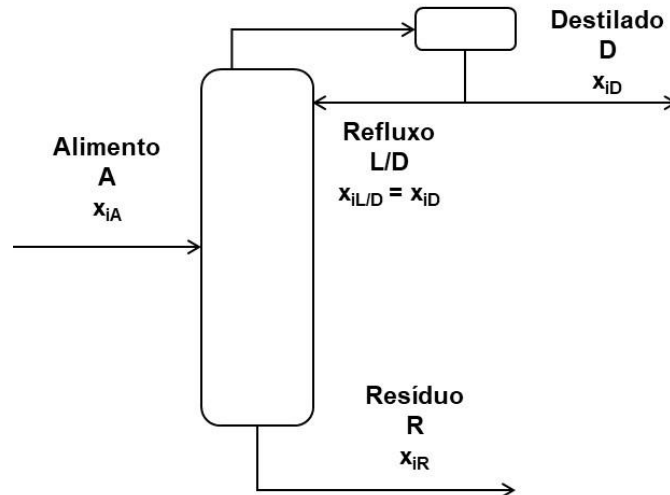
Com os dados e sabendo que a taxa de refluxo é L/D, será realizados cálculos para as taxas de refluxo de 20, 40,60 e 100% acima da taxa de refluxo mínimo. Para cada uma dessas taxas de refluxo, foi calculado os valores de X e Y correspondente. Além disso, cálculo de N e N<sub>R</sub> (N<sub>R</sub>=N/η<sub>G</sub>)

**Tabela 2.** Número de pratos reais estimados

% acima da taxa de refluxo mínimo	Taxa de refluxo-RR	X	Y	N	N <sub>R</sub>
20%	0,9912	0,082936046	0,571303598733	18.68059441	24
40%	1,1564	0,1532183268	0,502118431523	15.94579702	20
60%	1,3216	0,2134734665	0,44904870905	14.31351344	18

100%	1,652	0,3114630467	0,372507581468	12.44558078	16
------	-------	--------------	----------------	-------------	----

Seguidamente, para focar na hidráulica da torre será necessário trabalhar com os balanços de massa para conhecer as vazões de vapor e líquido que circulam dentro dela. Olhemos ao esquema básico da torre de destilação.



**Figura 1.** Balanço de massa

Dentro das duas regiões que compõem a coluna, enriquecimento e esgotamento, no método aproximado que estamos aplicando, consideram-se constantes as vazões de líquido e de vapor (embora isto seja incerto). Se realizarmos um balanço de massa ao setor de enriquecimento, o líquido que circula por ele será equivalente ao refluxo, visto que o alimento entra na forma de líquido em ebulição. No caso do vapor circulando pela torre, o valor se corresponde com o vapor ascendente pela torre procedente do refeedor de fundo sai pelo topo, é condensado completamente, e forma as correntes refluxo e destilado. Considerando estas condições, é possível estimar a vazão molar de vapor que aproximadamente circula pela torre.

A partir do balanço de massa o líquido (L) que circula na torre de enriquecimento é igual ao refluxo. Já o vapor (V) é encontrado a partir da soma do refluxo com o destilado, uma vez que todo o vapor que sobe é condensado, sendo assim eles podem ser calculados, utilizando das equações abaixo.

$$L = R = RR \times D \text{ Equação 6.}$$

$$V = RR \times D + D \text{ Equação 7.}$$

E utilizando da equação de York abaixo, consegue-se estimar a velocidade limite da fase vapor de forma a evitar o arraste ao líquido pelo valor, assumindo que a constante  $k$  é de 0,23, a densidade do líquido ( $\rho_L$ ) é de aproximadamente  $616,1 \text{ kg/m}^3$  e a densidade do vapor ( $\rho_G$ ) é de aproximadamente  $3,242 \text{ kg/m}^3$ .

$$v_{Lim} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad \text{Equação 8}$$

$$S_{min} = \frac{V}{v_{lim}} \quad \text{Equação 9.}$$

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \times S_{min}}{\pi}} \quad \text{Equação 10}$$

Ao calcular o valor de velocidade limite, consegue calcular a sessão transversal mínima da coluna ( $S_{min}$ ) para que não haja arraste de vapor e o diâmetro mínimo ( $D_{min}$ ) da coluna para cada uma das razões de refluxo segundo as equações abaixo, o diâmetro ainda recebeu fator de segurança de 20% fornecendo o diâmetro real ( $D$ ), por fim, os valores obtidos foram expostos na **Erro! Fonte de referência não encontrada.** abaixo.

**Tabela 3.** Diâmetro, velocidade e sessão transversal mínimos da coluna para as diferentes razões de refluxo.

Estimativa do diâmetro	Porcentagem acima do refluxo			
	20%	40%	60%	100%
Destilado (D) kmol/h	75	75	75	75
Refluxo (L) kmol/h	74.58183	87.01213	99.44244	124.303
Vapor (V) kmol/h	149.5818	162.0121	174.4424	199.303
Densidade (kmol/m3)	0.0349	0.0349	0.0349	0.0349
Vazão vol (m3/h)	4286.012	4642.181	4998.351	5710.689
Vazão vol (ft3/s)	42.04407	45.53794	49.03182	56.01958
Densidade vap. (kmol/m3)	3.242	3.242	3.242	3.242
Densidade liq (kmol/m3)	616.1	616.1	616.1	616.1
Velocidade limite (ft/s)	3.162287	3.162287	3.162287	3.162287
Velocidade limite (m/s)	0.964	0.964	0.964	0.964
Seção transversal (ft2)	13.29546	14.40032	15.50518	17.71489
Seção transversal min (m <sup>2</sup> )	1.235	1.338	1.440	1.646
Seção transversal ( m <sup>2</sup> )	1.779	1.926	2.074	2.370
Diâmetro min (m)	1.254	1.305	1.354	1.448
Diâmetro (m)	1.505	1.566	1.625	1.737
Diâmetro (ft)	4.11443	4.28195	4.44318	4.74924

Para estimar a altura da torre, consideraremos os critérios vistos na unidade, de 1,5 ft de separação entre os pratos em função de se tratar de um serviço considerado limpo. Atenção deve ser dada ao espaçamento no prato de alimentação e no fundo da torre com relação ao líquido que se acumulará. Neste sentido, para estimar esse valor, será

necessário conhecer as vazões de líquido que são retiradas, correspondentes à vazão de líquido que desce pela coluna, somatória do valor do líquido entrante pelo refluxo e o alimento. Será aplicado um tempo de retenção de 10 minutos. Para transformar esse valor em vazão volumétrica, novamente é necessário conhecer o valor da densidade da corrente de resíduo, cujo valor molar é  $5,375 \text{ kmol/m}^3$ .

Com os dados calculados acima, foi calculado a altura da coluna, utilizando do número real de pratos. Calcula-se primeiro a altura do fundo da coluna que fica preenchido com líquido ( $H_{fundo}$ ) e em seguida foi calculada a altura do resto da coluna ( $H_{sem\ fundo}$ ).

$$H_{fundo} = \frac{(L+A) \times 10}{60 \times 5,375 \times S} \text{ Equation 11}$$

$$H_{sem\ fundo} = (N_R - 2) \times 0,46 + 3 \times 0,96$$

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

**Tabela 4.** Cálculo da altura referente à coluna

Porcentagem	H sem fundo (m)	H fundo (m)	H (m)
20%	13	3,043	16,043
40%	11,16	3,01	14,17
60%	10,24	2,981	13,221
100%	9,32	2,935	12,255

Com todo isso, já poderemos estimar o valor bruto do investimento com ajuda das fórmulas vistas no capítulo anterior, presentes no capítulo 6 do livro *Chemical Engineering Desing*, que nos darão os valores correspondentes aos custos dos equipamentos, sendo necessário a seguir aplicar o fator de correção de Lang para obtermos o investimento. Aplicar a fórmula para a torre, o vaso pulmão, o condensador de topo, o refeedor de fundo e a bomba do refluxo. Além disso, também devem ser considerados os pratos da torre, que serão do tipo mais comum usado na indústria química, isto é, tipo válvula.

Os parâmetros recolhidos encontram-se na Tabela 5. Parâmetros para cálculo do custo das torres.

**Tabela 5.** Parâmetros para cálculo do custo das torres

Parâmetros para o cálculo do custo da torre de destilação					
<b>a</b>	10.000,00	<b>b</b>	29	<b>n</b>	0,85
Parâmetros para o cálculo do custo dos pratos					
<b>a</b>	180	<b>b</b>	340	<b>n</b>	1,9

Em seguida foram calculados a espessura mínima ( $e_{min}$ ) e a espessura por tensão longitudinal ( $e_{long}$ ) do qual o maior foi acrescido de 3 mm para se tornar a espessura da torre ( $e_{total}$ ), como mostram os seguintes cálculos.

$$e_{min} = \frac{P_i D}{2SE - 1,2P_i} \text{ Equation 12}$$

$$e_{long} = \frac{P_i D}{4SE - 0,8P_i} \text{ Equation 13}$$

Sabendo que: D – Diâmetro calculado para a torre.

S- Máximo de tensão que o material resiste (906,96 kg/cm<sup>2</sup>)

E- Eficiência de solda (0,85)

P<sub>i</sub> – Pressão interna do vaso (assumindo o maior valor encontrado)

Foram calculados os pesos das colunas ( $W_v$ ) em Newtons que posteriormente foram transformados na massa (m) ao se dividir pela aceleração gravitacional.

$$W_v = 240 \times C_w \times D_e \times (H + 0,8D_e) \times e_{total} \text{ Equation 14}$$

Sabendo que:  $C_w$  – Fator que levando em conta a massa de diversos componentes (1,5 em torres de destilação que são mais complexas que vasos normais);

$D_e$  – Diâmetro interno calculado somado à espessura ( $t$ ) em m;

$e_{total}$  – Espessura em mm;

$H$  – Altura calculada da torre.

Os valores encontrados foram colocados na Tabela 1. Parâmetros físicos das colunas de destilação abaixo:

**Tabela 1.** Parâmetros físicos das colunas de destilação

Porcentagem	$e_{min}$ (mm)	$e_{long}$ (mm)	$e_{total}$ (mm)	Wv (N)	m (kg)

<b>20%</b>	3,43	1,71	6,43	56090,91	5723,56
<b>40%</b>	3,56	1,78	6,56	52674,28	5374,93
<b>60%</b>	3,7	1,85	6,7	52038,03	5310
<b>100%</b>	3,95	1,97	6,95	53511,59	5460,37

Utilizando-se dos valores do peso da coluna foi possível estimar o preço do vaso que representa a parte externa da coluna ( $C_{V,2007}$ ) e dos pratos individuais ( $C_{P,2007}$ ) a partir dos parâmetros da Tabela , o custo total da coluna de destilação ( $C_{CD,2007}$ ) estimado em 2007 foi então calculado conforme mostram as seguintes equações.

$$C_{V,2007} = a + b \times W_v^n \text{ Equação 15}$$

$$C_{P,2007} = a + b \times D^n \text{ Equação 16}$$

$$C_{CD,2007} = C_V + C_P \times N_R \text{ Equação 17}$$

Pela equação abaixo o valor do custo final da torre foi atualizado do seu valor estimado em 2007 para o de 2018 pelos índices CEPCI de 2007 (525,02)<sup>[2]</sup> e de 2018 (568,82)<sup>[2]</sup>:

$$C_{2018} = C_{2006} \times \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2006}} \text{ Equação 18}$$

Os valores obtidos a partir da fórmula na **Tabela 2**. Custo das colunas de destilação abaixo.

**Tabela 2.** Custo das colunas de destilação

<b>Porcentagem</b>	<b>Cv,2007 (\$)</b>	<b>Cp,2007</b>	<b>Ccd,2007 (\$)</b>	<b>Ccd(\$)</b>
<b>20%</b>	55333	919,16	77392,74	83849,26
<b>40%</b>	52974,88	977,39	72522,7	78572,93
<b>60%</b>	52533,25	1035,4	71170,5	77107,93
<b>100%</b>	53554,85	1150,82	71967,99	77971,95

Como se pode ver na **Erro! Fonte de referência não encontrada.**, após o condensador temos o vaso pulmão e precisamos realizar os cálculos para análise do custo.

**Tabela 8.** Dados de tempo de retenção, densidade molar e outros para cálculo do vaso pulmão

<b>t retenção (min)</b>	<b>10</b>	<b>St</b>	<b>1055</b>	<b>C.A. (mm)</b>	<b>3</b>
<b>L/D</b>	5	<b>X</b>	2	<b>CEPCI2006</b>	499,6
<b>Densidade molar</b>	6,638	<b>Pd,operação (kg/cm2)</b>	1	<b>CEPCI2018</b>	568,82
<b>E</b>	0,85	<b>Pd,desenho (kg/cm2)</b>	2,82		

O tempo de retenção foi estimado em 10 minutos, e conforme o instruído o termo L/D foi considerado como 5.

Os parâmetros E, St, X e C.A. (eficiência de solda, tensão de cisalhamento do aço, fator de complexidade e sobre espessura de corrosão respectivamente) foram assumidos os valores padrões. A pressão de operação (Pd,operação) foi encontrada como a pressão do destilado (em bar) na ficha de informação das correntes e convertida a unidade.

Os índices CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) foram encontrados em suas respectivas referências como forma de atualizar o preço estimado do vaso pulmão. Foi utilizado o valor do ano de 2018, uma vez que não foram encontrados valores mais recentes referentes aos anos de 2019 e 2020.

Calculou-se os valores de diâmetro foram encontrados segundo a sequência a seguir:

$$Q = \frac{V(kmol.h^{-1})}{\rho_{Dest}} \text{Equação 19}$$

$$Vol_{\text{útil}} = \frac{Q \times t_{\text{retenção}}}{60 \text{ min/h}} \text{Equação 20}$$

$$Vol_{\text{geométrico}} = Vol_{\text{útil}} * 2 \text{Equação 21}$$

$$D_{\text{min}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times Vol_{\text{geométrico}}}{\pi \times (L/D)}} \text{Equação 22}$$

Sabendo-se que:  $Q$  – Vazão de líquido de entrada ( $m^3/h$ );

$Vol_{\text{útil}}$  – Volume útil do vaso pulmão ( $m^3$ );

$Vol_{\text{geométrico}}$  – Volume geométrico do vaso pulmão ( $m^3$ );

$D_{\text{min}}$  – Diâmetro mínimo do vaso pulmão (m).

Foram estimados os valores reais de diâmetro, encontrando qual dos parâmetros rendia o maior diâmetro, um aumento de 20% ou de 30%.

**Tabela 3.** Cálculo do diâmetro do vaso pulmão

Porcentagem	Q (m3/h)	Vol útil (m3)	Vol geom (m3)	Dmin (m)	D20% (m)	D30% (m)
20%	22,534	3,756	7,511	1,241	1,49	1,541
40%	24,407	4,068	8,136	1,275	1,53	1,575
60%	26,279	4,38	8,76	1,307	1,57	1,607
100%	30,025	5,004	10,01	1,366	1,64	1,666

Com esses dados em mãos, calculamos os custos dos vasos pulmão, conforme mostra a sequência de cálculo a seguir.

No nosso caso, não existe separação de fases. Com isso, não foi necessário o cálculo da velocidade real do fluido no interior dos vasos.

$$e = \frac{P_{D,operação} \times (D/2) \times 1000}{S_t \times E - 0,6 \times P_{D,operação}} + C.A. \text{ Equação 23}$$

$$W = 24,6 \times D_{0,3} \times (L + 0,8 \times D) \times (e + X) \text{ Equação 24}$$

$$C_{VP,2006} = -2500 + 200 \times W^{0,6} \text{ Equação 25}$$

Sabendo-se que:  $e$  – Espessura do vaso (mm);

$W$  – Peso do vaso (kg);

$C_{VP,2006}$  – Custo em dólares gulf referidos à 2006 (US\$).

Os custos foram então convertidos por meio dos parâmetros CEPCI, como mostrado a seguir.

$$C_{2018} = C_{2006} \times \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2006}} \text{ Equação 26}$$

**Tabela 4.** Resultados dos cálculos do vaso pulmão

Porcentagem	e (mm)	W (kg)	Cvp,2006 (\$)	Cvp,2018 (\$)
20%	5,4278	2517,7699	19460,368	22156,619
40%	5,4806	2646,9753	20129,759	22918,754
60%	5,5307	2773,4144	20772,275	23650,292
100%	5,6241	3019,0616	21987,992	25034,447



Em seguida foram calculados os dados dos trocadores de calor. Primeiramente foi feito cálculo do trocador de calor do topo. Para tanto foi utilizado o calor latente da corrente do destilado ( $QL_{topo}$ ), presente na ficha de informação das correntes de 7602 kcal/kmol, da ficha também foi retirado o valor da temperatura da correntes do destilado ( $T_{destilado}$ ) de 79,66 °C. A temperatura da água de refrigeração foi fornecida como uma temperatura de entrada ( $T_{A,e}$ ) de 28 °C e 45 °C na saída ( $T_{A,s}$ ). O coeficiente global de troca térmica ( $U_{topo}$ ) foi estimado como 500 W/m<sup>2</sup>.°C para essa corrente. Foi necessário convertê-lo à unidade de kcal/m<sup>2</sup>.h.°C multiplicando o valor pelo fator de correção de 0,86. Esses parâmetros encontram-se na Tabela 5. Parâmetros para os cálculos do trocador de calor de topo.

**Tabela 5.** Parâmetros para os cálculos do trocador de calor de topo

<b>Ql<sub>topo</sub> (kcal/kmol)</b>	<b>7602</b>	<b>T<sub>destilado</sub> (°C)</b>	<b>79,66</b>
<b>U<sub>topo</sub> (W/m<sup>2</sup>.°C)</b>	500	<b>T<sub>A,e</sub> (°C)</b>	28
<b>U<sub>topo</sub> (kcal/m<sup>2</sup>.h.°C)</b>	429,923	<b>T<sub>A,s</sub> (°C)</b>	45

Foi calculado o calor trocado no condensador ( $Q_{topo}$ ) a partir do calor latente e da vazão de líquido no topo.

$$Q_{topo} = V(kmol.h^{-1}) \times QL_{topo} \quad \text{Equação 27}$$

Em seguida foi encontrada a temperatura média logarítmica ( $\Delta T_{ml}$ ) a partir das temperaturas das correntes.

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{destilado} - T_e) - (T_{destilado} - T_s)}{\ln\left(\frac{T_{destilado} - T_e}{T_{destilado} - T_s}\right)} \quad \text{Equação 28}$$

Por fim a partir de ambos os valores foi encontrada a área de troca térmica necessária para cada trocador. Esses valores foram resumidos na Tabela 6. Resultados dos cálculos do condensador.

$$A_{topo} = \frac{Q_{topo}}{U_{topo} \times \Delta T_{ml}} \quad \text{Equação 29}$$

**Tabela 6.** Resultados dos cálculos do condensador

<b>Porcentagem</b>	<b>Q<sub>topo</sub> (kcal/h)</b>	<b>ΔT<sub>ml</sub> (°C)</b>	<b>A<sub>topo</sub> (m<sup>2</sup>)</b>
<b>20%</b>	1137121,315	42,596	62,094

<b>40%</b>	1231616,535	42,596	67,254
<b>60%</b>	1326111,754	42,596	72,414
<b>100%</b>	1515102,192	42,596	82,734

Com os dados de área de troca térmica foi possível calcular os custos para o condensador, que novamente teve que ser ajustado para 2018 ( $C$ ) pelo índice CEPCI, os dados de custo estão apresentados na Tabela 14. Porém para o cálculo do custo do trocador foi necessário usar uma equação semelhante à utilizada para o cálculo do custo da torre de destilação, onde os parâmetros  $a$ ,  $b$  e  $n$  são 24000, 46 e 1,2 respectivamente para um trocador de calor do tipo casco-tubo.

$$C_{C,2007} = a + b \times A_{topo}^n \quad \text{Equação 30}$$

**Tabela 7.** Custo dos condensadores

<b>Porcentagem</b>	<b>CC,2007 (\$)</b>	<b>CC,2018 (\$)</b>
<b>20%</b>	30522,497	33068,849
<b>40%</b>	31178,213	33779,268
<b>60%</b>	31844,077	34500,682
<b>100%</b>	33203,988	35974,043

Após foram realizados os cálculos referentes ao trocador de calor do fundo ou refeedor. Com as informações de calor latente do resíduo ( $QL_{fundo}$ ) de 7847 kcal/kg e da temperatura do resíduo ( $T_{resíduo}$ ) 150,6 °C a partir da tabela de informação das correntes. A temperatura do vapor de baixa pressão ( $T_{vap}$ ) foi fornecida como sendo 230 °C e o coeficiente global de troca térmica ( $U_{fundo}$ ) foi considerado como 750 W/m<sup>2</sup>.°C que também foi convertido pelo fator de correção de 0,86. Esses dados foram resumidos na Tabela 8. Parâmetros para os cálculos do trocador de calor de fundo.

**Tabela 8.** Parâmetros para os cálculos do trocador de calor de fundo

<b>QL fundo (kcal/kmol)</b>	<b>7847</b>	<b>T resíduo (°C)</b>	<b>150,6</b>
<b>U fundo (W/m<sup>2</sup>.°C)</b>	750	<b>Tvap (°C)</b>	230
<b>U fundo (kcal/m<sup>2</sup>.h.°C)</b>	644,884		

Como no caso anterior foi calculado o calor trocado no refeedor ( $Q_{fundo}$ ) a partir do calor latente e da vazão de líquido no fundo, como mostrado abaixo.

$$Q_{fundo} = (L (\text{kmol. h}^{-1}) + A(\text{kmol. h}^{-1})) \times Q_{L_{fundo}} \text{ Equação 31}$$

Como ambas as correntes possuem temperatura constante devido à mudança de fase foi feita a temperatura média de ambas as correntes.

$$\Delta T = T_{vap} - T_{resíduo} \text{ Equação 32}$$

A partir de ambos os valores foi encontrada a área de troca térmica necessária para cada trocador. Esses valores foram resumidos na Tabela 9. Resultados dos cálculos do refeedor.

$$A_{fundo} = \frac{Q_{fundo}}{U_{fundo} \times \Delta T} \text{ Equação 33}$$

**Tabela 9.** Resultados dos cálculos do refeedor

Porcentagem	Q fundo (kcal/h)	$\Delta T_{ml}$ (°C)	A fundo (m2)
20%	1327171,315	79,4	25,9194
40%	1421666,535	79,4	27,7649
60%	1516161,754	79,4	29,6104
100%	1705152,192	79,4	33,3013

Novamente a partir dos dados de área de troca térmica foram estimados os custos dos refeedores ( $C_R$ ) de forma similar a feita para o condensador e os dados foram colocados na Tabela 17. Para estimar os custos foram utilizados os parâmetros mesmos parâmetros do trocador tipo casco-tubo.

**Tabela 10.** Custos dos condensadores

Porcentagem	CR,2007 (\$)	CR,2018 (\$)
20%	26286,17	28479,1
40%	26482,86	28692,21
60%	26682,19	28908,17
100%	27088,24	29348,09

O cálculo dos custos da bomba de refluxo primeiramente foi necessário calcular a vazão de refluxo volumétrica ( $Q_{refluxo}$ ), para tanto a vazão de refluxo molar foi dividida pela densidade molar do destilado ( $\rho_{Dest}$ ) de 6,638 kmol/m<sup>3</sup>.

Em seguida foram encontradas as alturas das cargas hidráulicas na admissão ( $H_{adm}$ ) e no impulso ( $H_{imp}$ ) da bomba. A altura na admissão foi feita ao somar metade do diâmetro do vaso pulmão à 3 metros correspondentes à elevação do vaso. Já a altura no impulso foi feita ao somar a altura da bomba aos 3 metros de elevação. Em seguida foram calculadas as pressões manométricas na admissão ( $P_{man,adm}$ ) e no impulso ( $P_{man,imp}$ ), a partir das alturas de carga hidráulica, da aceleração gravitacional ( $g = 9,8 m/s^2$ ) e da densidade mássica da corrente do destilado ( $\rho_{Dest} = 616,7 kg/m^3$ ) conforme as fórmulas a seguir.

$$P_{man,adm} = H_{adm} \times \rho_{Dest} \times g \text{ Equação 34}$$

$$P_{man,imp} = H_{imp} \times \rho_{Dest} \times g \text{ Equação 35}$$

Calculou-se a diferença de pressão ( $\Delta P$ ) como a diferença entre a pressão no impulso pela pressão na admissão. Esses dados se encontram na Tabela 10. Custos dos condensadores abaixo.

**Tabela 11.** Valores calculados para a bomba do refluxo

Porcentagem	Qrefluxo (m3/h)	H adm (m)	H imp(m)	Pman,adm (Pa)	Pman,imp (Pa)	$\Delta P$ (Pa)
20%	11,236	3,771	19,043	22788,614	159222,314	136433,7
40%	13,108	3,787	17,17	22889,767	147899,889	125010,1
60%	14,981	3,803	16,221	22958,87	142166,431	119180,6
100%	18,726	1,97	15,255	23165,17	136324,531	113159,4

Com o cálculo da vazão volumétrica do refluxo e da diferença de pressão foram calculadas a potência útil da bomba ( $Pot_{\acute{u}til}$ ), a potência absorvida ( $Pot_{abs}$ ) e, por fim, a potência elétrica ( $Pot_{el}$ ) da bomba, a partir das eficiências hidráulica (45%) e elétrica (90%) da bomba, como indicado afrente. Esses dados se encontram na Tabela 11. Valores calculados para a bomba do refluxo.

$$Pot_{\acute{u}til} = \frac{Q_{refluxo} \times \Delta P}{3600 s/h} \text{ Equação 36}$$

$$Pot_{abs} = \frac{Pot_{\acute{u}til}}{0,45} \text{ Equação 37}$$

$$Pot_{el} = \frac{Pot_{abs}}{0,9} \text{ Equação 38}$$

**Tabela 12.** Potências das bombas

Porcentagem	Pot útil (W)	Pot abs (W)	Pot el (kW)
20%	425,809	946,243	1,051
40%	455,182	1011,516	1,124

<b>60%</b>	495,95	1102,11	1,225
<b>100%</b>	588,617	1308,038	1,453

Então foram calculados os custos da bomba a partir do método descrito no Chemical Engineering Design<sup>[1]</sup>. Para tanto foram encontrados os parâmetros para o cálculo do custo do casco da bomba ( $C_{CB,2007}$ ) e de seu motor ( $C_{MT,2007}$ ), como indicado na Tabela 12. Potências das bombas.

**Tabela 13.** Parâmetros para o cálculo do custo das bombas

<b>Parâmetros para o Custo da Bomba Centrífuga de Estágio Único</b>					
<b>a</b>	6900	<b>b</b>	206	<b>n</b>	0,9
<b>Parâmetros para o custo do Motor da Bomba</b>					
<b>a</b>	-950	<b>b</b>	1770	<b>n</b>	0,6

Os custos individuais de cada parte foram calculados e sua soma rendeu o custo da bomba ( $C_{B,2007}$ ) segundo o dólar Costa do Golfo avaliado em 2007. Ele então foi atualizado para o custo em 2018 ( $C_{B,2018}$ ) usando os índices CEPCI de 2007 (525,02)<sup>[2]</sup> e de 2018 (568,82)<sup>[2]</sup> fornecendo a Tabela 14. Custos das bombas em valor antigo e atualizado

**Tabela 14.** Custos das bombas em valor antigo e atualizado

<b>Porcentagem</b>	<b>CCB,2007 (\$)</b>	<b>CMT,2007 (\$)</b>	<b>CB,2007 (\$)</b>	<b>CB,2018 (\$)</b>
<b>20%</b>	7473,76	2553,88	10027,64	10864,2
<b>40%</b>	7559,15	2893,42	10452,57	11324,57
<b>60%</b>	7643,32	3214,02	10857,34	11763,12
<b>100%</b>	7808,65	3810,57	11619,21	12588,55

A partir de todos esses custos com equipamentos ( $C_{ET,2018}$ ) é possível encontrar valor bruto do investimento ( $Y$ ), como mostrado abaixo. Esses valores foram apresentados na Tabela 15. Custo de equipamentos e investimentos bruto.

$$Y = C_{ET,2018} \times f_L \text{ Equação 39}$$

Sabendo-se que:  $C_{ET,2018}$  – Custo total dos equipamentos já atualizado para 2018(\$);

$f_L$  – Fator de Lang (4,74).

**Tabela 15.** Custo de equipamentos e investimentos bruto

<b>Porcentagem</b>	<b>C ET,2007 (\$)</b>	<b>Y (\$)</b>
<b>20%</b>	178418,03	845701,45
<b>40%</b>	175287,73	830863,85

<b>60%</b>	175930,18	833909,07
<b>100%</b>	180917,08	857546,97

Seguidamente serão avaliados os custos operacionais. Para isto, será considerada uma vida da planta de 15 anos. Será necessário estimar os consumos de água de refrigeração no topo da torre, vapor de caldeiras no fundo e eletricidade para a bomba de refluxo. Considerar os valores fornecidos nos slides para o preço de cada utilidade.

$$C_{\text{água},h} = \left( \frac{Q_{\text{topo}}}{Cp_{\text{água}} \times (T_s - T_e) \times \rho_{\text{água}}} \right) \times f_a \quad \text{Equação 40}$$

Sabendo-se que:

$Q_{\text{topo}}$  – Calor trocado no condensador (kcal/h);

$Cp_{\text{água}}$  – Capacidade calorífica da água à pressão constante (1 kcal/kg°C);

$T_s$  – Temperatura de saída da água de refrigeração (°C);

$T_e$  – Temperatura de entrada da água de refrigeração (°C);

$\rho_{\text{água}}$  – Densidade da água (1000 kg/m<sup>3</sup>);

$f_a$  – Valor do m<sup>3</sup> da água de refrigeração (\$/m<sup>3</sup>).

Este custo foi transformado de custo por hora ( $C_{\text{água},h}$ ) para o custo em 15 anos ( $C_{\text{água},15}$ ) a partir da conversão abaixo.

$$C_{\text{água},15} = C_{\text{água},h} \times nh \times nd \times na \quad \text{Equação 41}$$

Onde,

$nh$  – Número de hora em um dia (24 h/dia);

$nd$  – Número de dias por ano (365,4 dias/ano);

$na$  – Número de anos avaliado (15 anos).

Foram então calculados os valores dos custos operacionais referentes ao vapor de baixa pressão para aquecimento gasto em uma hora ( $C_{\text{vapor},h}$ ).

$$C_{\text{vapor},h} = \left( \frac{Q_{\text{fundo}}}{L_v} \right) \times f_v \quad \text{Equação 42}$$

Sabendo-se que,

$Q_{fundado}$  – Calor trocado no refeedor (kcal/h);

$L_V$  – Calor latente do vapor na temperatura de operação (kcal/t);

$f_v$  – Valor da tonelada do vapor de aquecimento (\$/t).

Para encontrar o calor latente do vapor em 230 °C foi utilizada a equação de Regnault.

$$L_V = 606,5 - 0,695 \times T \text{ Equação 43}$$

Sabendo-se que,

$L_V$  – Calor latente da água na temperatura de operação (kcal/kg);

$T$  – Temperatura de operação (°C).

Em seguida foi necessário converter o calor latente de kcal/kg para kcal/t ao dividi-lo por 1000. O valor final do custo por hora também foi transformado em custo em 15 anos de operação ( $C_{vapor,15}$ ) como demonstrado anteriormente.

Por fim foram calculados os custos de operação relacionados à eletricidade gasta em uma hora ( $C_{el,h}$ ). Para tanto utilizou-se a seguinte fórmula.

$$C_{el,h} = Pot_{el} \times f_{el} \text{ Equação 44}$$

Sabendo-se que ,

$Pot_{el}$  – Potência consumida pela bomba (kW);

$f_{el}$  – Valor da energia (\$/kWh).

Assim como nos casos anteriores esse valor foi transformado no custo de 15 anos de operação ( $C_{el,15}$ ). E enfim o custo operacional de 15 anos ( $C_{OP,15}$ ) foi calculado como a soma dos custos descritos acima e esses dados de todos os custos estão resumidos na Tabela 16. Custos operacionais da planta.

$$C_{OP,15} = C_{\acute{a}gua,15} + C_{vap,15} + C_{el,15} \text{ Equação 45}$$

**Tabela 16.** Custos operacionais da planta

Porcentagem	C água,h (\$)	C água,15 (\$)	C vapor,h (\$)	C vap,15 (\$)	C el,h (\$)	C el,15 (\$)	C OP,15 (\$)
20%	6,69	879891,1	29,81	3921856,08	0,26	34575,71	4836322,89
40%	7,24	953010,38	31,94	4201094,07	0,28	36960,81	5191065,27

<b>60%</b>	7,8	1026129,67	34,06	4480332,06	0,31	40271,12	5546732,85
<b>100%</b>	8,91	1172368,25	38,31	5038808,04	0,36	47795,69	6258971,98

Com os valores do investimento bruto ( $Y$ ) e dos custos de operação em 15 anos ( $C_{OP,15}$ ) foi encontrado o custo total como a soma de ambos os termos. Os valores de custo total se encontram na Tabela 17. Custos totais do projeto.

**Tabela 17.** Custos totais do projeto

<b>Porcentagem</b>	<b>Custos Totais (\$)</b>
<b>20%</b>	2152353,87
<b>40%</b>	2240944,45
<b>60%</b>	2348343,06
<b>100%</b>	2581591,71

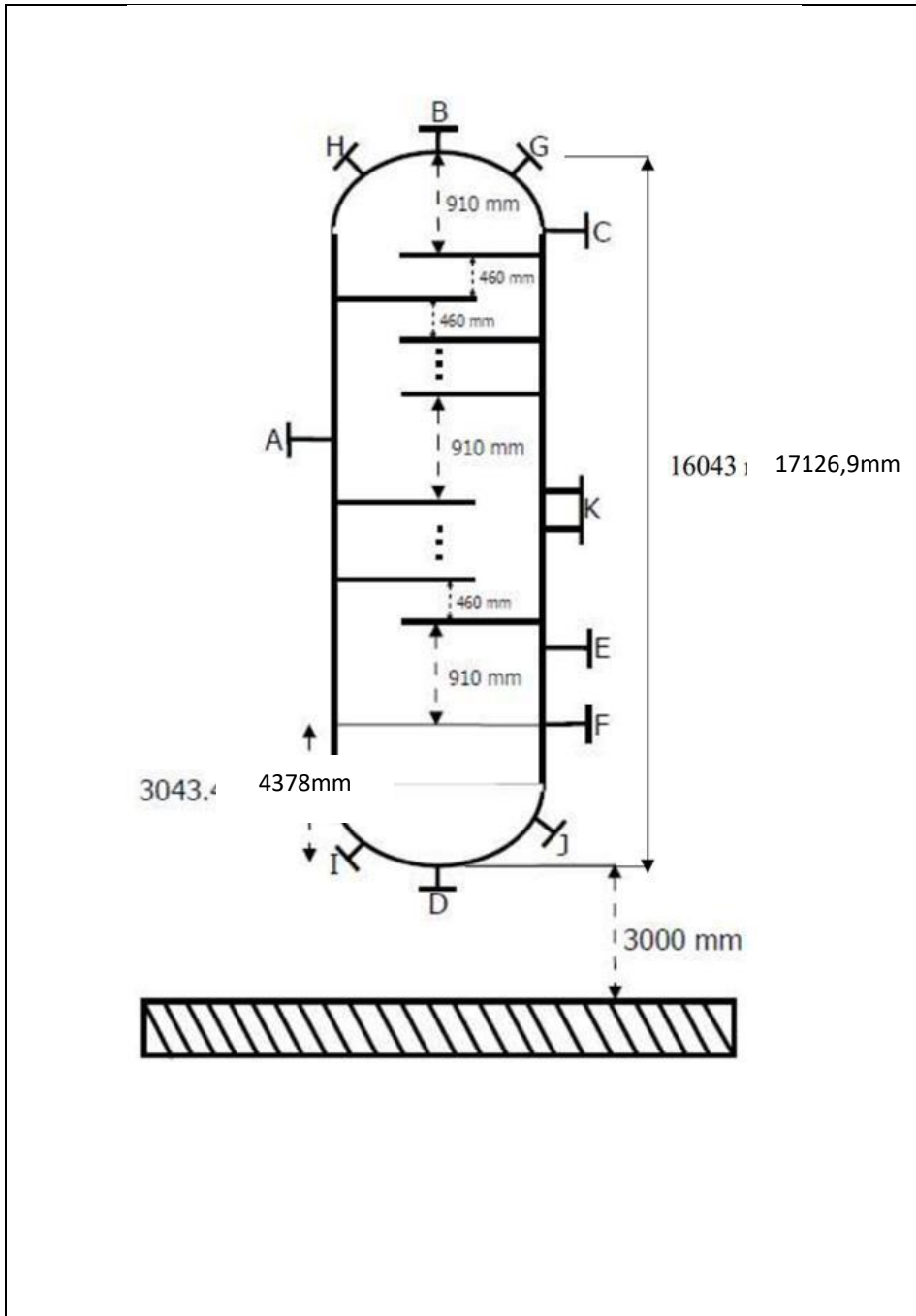
## **2.2. FOLHAS DE ESPECIFICAÇÕES VASOS, TORRES E REATORES**

### **2.2.1. Equipamento C1**

<b>ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REATORES</b>	
<b>Número do equipamento</b>	C1
<b>Descrição</b>	Torre



<b>Pressão no topo</b>	0,35	Kg/cm <sup>2</sup> g	
<b>Pressão no fundo</b>	1		
<b>Pressão de projeto</b>	3,5		
<b>Temperatura no topo</b>	79,66	°C	
<b>Temperatura no fundo</b>	150,6		
<b>Temperatura de projeto</b>	180,6		
<b>Nível normal de líquido</b>	4378,6	mm	
<b>Nível máximo de líquido (80%)</b>	-		
<b>Nível máximo de líquido (20%)</b>	-		
<b>Altura</b>	3000		
<b>Diâmetro</b>	1258,12		
<b>Material</b>	Aço Carbono		
<b>PROPRIEDADES DO FLUÍDO</b>			
<b>Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave</b>	3,242	Kg/m <sup>3</sup>	
<b>Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave</b>	616,1	Kg/m <sup>3</sup>	
<b>CONEXÕES</b>			
<b>Sigla</b>	<b>Número</b>	<b>Diâmetro</b>	<b>Serviço</b>
<b>A</b>	1	-	Entrada de alimentação
<b>B</b>	2	-	Saída do destilado
<b>C</b>	3	-	Retorno do refluxo
<b>D</b>	4	-	Saída de resíduo
<b>E</b>	5	-	Retorno do vaporizado
<b>F</b>	6	1 ½"	Medidor de nível
<b>G</b>	7	Eng. de detalhe	Válvula de segurança
<b>H</b>	8	4"	Purga
<b>I</b>	9	4"	Drenagem
<b>J</b>	10	8"	Ventilação
<b>K</b>	11	22"	Conexões de acesso
<b>ESQUEMA DO RECIPIENTE</b>			



### 2.2.2. Equipamento C2

<b>Número do equipamento</b>	C2		
<b>Descrição</b>	Vaso pulmão		
<b>Pressão no topo</b>	0	Kg/cm <sup>2</sup> g	
<b>Pressão no fundo</b>	0,06		
<b>Pressão de projeto</b>	3,5		
<b>Temperatura no topo</b>	79,66	°C	
<b>Temperatura no fundo</b>	99,66		
<b>Temperatura de projeto</b>	129,66		
<b>Nível normal de líquido</b>	667,3	mm	
<b>Nível máximo de líquido (80%)</b>	1068,4		
<b>Nível máximo de líquido (20%)</b>	266,9		
<b>Altura</b>	3000		
<b>Diâmetro</b>	1334,67		
<b>Material</b>	Aço Carbono		
<b>PROPRIEDADES DO FLUÍDO</b>			
<b>Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave</b>	3,242	Kg/m <sup>3</sup>	
<b>Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave</b>	616,1	Kg/m <sup>3</sup>	
<b>CONEXÕES</b>			
<b>Sigla</b>	<b>Número</b>	<b>Diâmetro</b>	<b>Serviço</b>
A	1		Entrada de líquido
B	2	20mm	Bocal de inspeção
C	3	Eng. de detalhe	Válvula de segurança
D	4		Saída de líquido
E	5	1 ¼"	Medidor de nível
F	6	1 ¼"	Medidor de nível
<b>ESQUEMA DO RECIPIENTE</b>			

### 2.2.3. Especificação Pratos

<b>ESPECIFICAÇÕES PRATOS</b>			
<b>Número do equipamento</b>	C1		
<b>Descrição</b>	Torre de destilação		
<b>Número de seções da coluna</b>	2		
<b>SEÇÃO 1 DA COLUMNA</b>			
<b>Identificação</b>	1		
<b>De prato/A prato</b>	1	12	
<b>Pressão</b>	0,35	0,46	Kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Perda de pressão</b>	0,1		
<b>Temperatura</b>	79,66	101,4	°C
<b>Vazão mássica de vapor/fase orgânica</b>	13794,988	14110,1	Kg/h
<b>Vazão mássica de líquido/fase aquosa</b>	7018,2	16828,2	
<b>Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	4313,63	3031,9	m <sup>3</sup> /h
<b>Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação</b>	14,05	32,66	
<b>Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	3,198	4,708	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação</b>	616,7	605,5	
<b>Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	6,860.10 <sup>-3</sup>	7,269.10 <sup>-3</sup>	cP
<b>Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação</b>	0,2083	0,1909	
<b>Diâmetro</b>	1258,12		mm
<b>Número de pratos</b>	12		
<b>Espaçamento entre pratos</b>	457,2		mm
<b>Tipo de pratos (válvulas, perfurados)</b>	Válvulas		
<b>Altura de recheio</b>	-		mm
<b>Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)</b>	-		
<b>SEÇÃO 2 DA COLUMNA</b>			
<b>Identificação</b>	2		
<b>De prato/A prato</b>	13	24	
<b>Pressão</b>	0,47	0,58	Kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Perda de pressão</b>	0,1		
<b>Temperatura</b>	101,4	150,6	°C
<b>Vazão mássica de vapor/fase orgânica</b>	14110,1	19877,7	Kg/h
<b>Vazão mássica de líquido/fase aquosa</b>	16828,2	19530,4	
<b>Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	3031,9	2512,6	m <sup>3</sup> /h
<b>Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação</b>	32,66	38,4	
<b>Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	4,708	6,982	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação</b>	605,5	584,3	
<b>Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	7,269.10 <sup>-3</sup>	7,428.10 <sup>-3</sup>	cP
<b>Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação</b>	0,1909	0,1613	
<b>Diâmetro</b>	1258,12		mm
<b>Número de pratos</b>	10		
<b>Espaçamento entre pratos</b>	457,2		mm
<b>Tipo de pratos (válvulas, perfurados)</b>	Válvulas		
<b>Altura de recheio</b>	-		mm

Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-	
---	---	--

### **2.3.Folhas de Especificações das correntes**

**Corrente 1:**

## Alimento

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	1	
<b>Descrição</b>	Alimento	
<b>Pressão</b>	0,45	Kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	101,4	°C
<b>Vazão mássica</b>	9810	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	100	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-4.842e+006	kcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0	
<b>Fração de vapor</b>	0	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	16,2	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	98,1	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	605,5	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,1909	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,09886	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2,473	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	11,97	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
	Não se aplica	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
Hexano	0,4	0,351
Heptano	0,35	0,357
Octano	0,25	0,291

## Corrente 2: Destilado

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	2	
<b>Descrição</b>	Destilado	
<b>Pressão</b>	0,35	Kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	79,66	°C
<b>Vazão mássica</b>	6967	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	75	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-3,569e+006	kcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0	
<b>Fração de vapor</b>	0	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	11,3	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	92,9	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	616,7	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,2083	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,1025	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2,361	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	13,33	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
	Não se aplica	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		

Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,534	0,495
Heptano	0,453	0,488
Octano	0,013	0,015

**Corrente 3:  
Refluxo**

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	3	
Descrição	Refluxo	
Pressão	0,35	Kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura	79,66	°C
Vazão mássica	6967	Kg/h
Vazão molar	75	Kmol/h
Entalpia total	-3,569e+006	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	11,3	m <sup>3</sup> /h
Peso molecular	92,9	Kg/kmol
Densidade	616,7	Kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade	0,2083	cP
Condutividade térmica	0,1025	W/m·°C
Calor específico	2,361	kJ/kg·°C
Tensão superficial	13,33	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
	Não se aplica	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,534	0,495
Heptano	0,453	0,488
Octano	0,013	0,015

**Corrente 4:  
Resíduo**

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	4	
Descrição	Resíduo	
Pressão	0,54	Kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura	150,6	°C
Vazão mássica	8525	Kg/h
Vazão molar	75	Kmol/h
Entalpia total	-3,826e+006	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	14,59	m <sup>3</sup> /h
Peso molecular	113,7	Kg/kmol
Densidade	584,3	Kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade	0,1613	cP

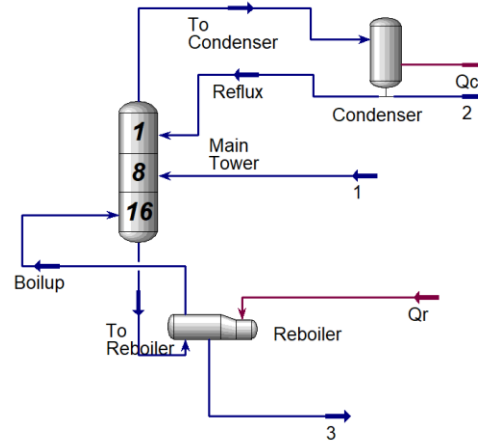
<b>Condutividade térmica</b>	0,0933	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2,716	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	9,797	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
Não se aplica		
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
Hexano	0	0
Heptano	0,04	0,0352
Octano	0,96	0,9647

### **3. PROJETO DE SISTEMAS DE TROCA DE CALOR**

#### **3.1. Projeto de trocador de calor**



Vamos aproveitar o trabalho bem feito no projeto da torre de destilação para debruçar-nos no projeto do refeedor de fundo. Vamos considerar que o projeto ótimo da torre se alcançou para um número de 16 pratos e uma taxa de refluxo de 1,07. Após simulação com ajuda do nosso software, chegamos à necessidade do refeedor de 796 Mcal/h.



Para realizar este processo de aquecimento, usaremos vapor de baixa pressão cuja temperatura de condensação é de 180 °C (10 bar) (usar a equação de Regnault para estimar o calor latente de vaporização a esta temperatura).

Nos seguintes prints, informam-se algumas das propriedades da corrente enviada “To Reboiler” e da corrente “Boilup” que compõem formam as correntes principais do refeedor.

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

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

A partir destes dados, foi possível realizar os seguintes cálculos a seguir:

	REFERVEDOR		VAPOR DE BAIXA P	
	Entrada	Saída	Entrada	Saída
<b>VAZÃO TOTAL</b>	14170		1658,679	1658,679
<b>FRAÇÃO DE VAPOR, GÁS</b>	0	0,798871	1	0
<b>VAZÃO VAPOR, GÁS</b>	0	11320	1658,679	0
<b>VAZÃO DE LÍQUIDO</b>	14170	2850	0	1658,679
<b>T</b>	148,6	150,6	180	180
<b>P</b>	0,95522271	1,006209	9,163969	9,088969
<b>PERDA DE PRESSÃO</b>	0,075	0,075	0,075	0,075
<b>COEF IND TRANSM CAL</b>	1100	1100	9950	9950
<b>FATOR DE DEPOSIÇÃO</b>	0,00015	0,00015	0,00015	0,00015
<b>COEF GLOB TRANSM CAL</b>	763,595772	763,5958	763,5958	763,5958
<b>DELTATML</b>	30,3890319	30,38903	30,38903	30,38903
<b>FT</b>	1	1	1	1
<b>CALOR TROCADO</b>	0,796	0,796	0,796	0,796

<b>Pressão do projeto</b>	10,9639687	10,08037
<b>T projeto</b>	210	
<b>A de troca de calor</b>	34,3030461	
<b>D tubos</b>	19,05	0,01905
<b>Comprimento Tubos</b>	6096	6,096
<b>Espessura tubos</b>	2,11	
<b>Espassamento</b>	0,9375	23,8125
<b>Tipo</b>	triangular	
<b>Diâmetro</b>	12	304,8
<b>Atubo</b>	0,36482938	
<b>N tubos</b>	94,0248991	95

<b>Unidades</b>	
<b>1bar-1kgf;cm2</b>	1,01972
<b>Patm-bar</b>	1,01325
<b>Qlatentevap</b>	479,9
<b>1/U</b>	0,00131

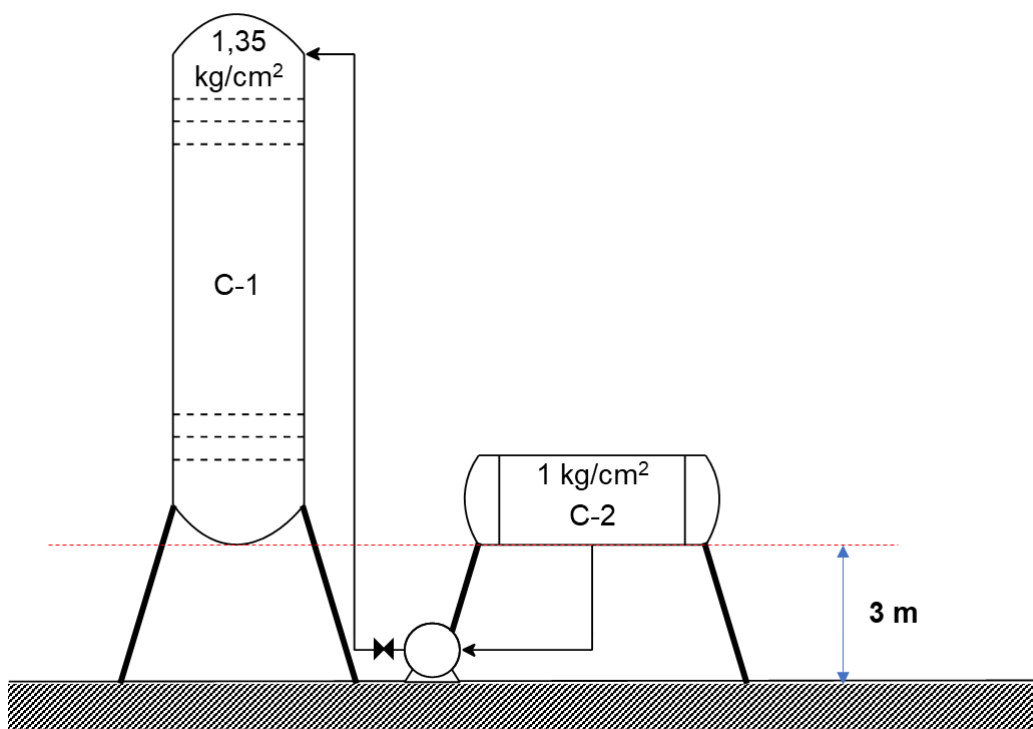
### 3.2.Folha de especificação do Trocador de Calor

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E - 01			
Descrição			Refervedor da Torre de Destilação			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco-Tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AKU			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas		Em série ou paralelo?		1		
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO / CASCO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO / TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	14170		Kg/h	1658,68		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0,8		1	0	
Vazão de vapor/gás	0	11320	Kg/h	1638,68	0	Kg/h
Vazão de líquido	14170	2850		0	1658,68	
Temperatura	148,6	150,6	°C	180	180	°C
Pressão	0,955	1,006	Kg/cm <sup>2</sup> g	9,164	9,089	Kg/cm <sup>2</sup> g
Perda de pressão permitida	0,075		Kg/cm <sup>2</sup>	0,075		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	763,6			Kcal / h m <sup>2</sup> °C		
$\Delta T_{ml}$	30,39			°C		
$F_T$	1					
Calor trocado	0,796			Gcal/h		
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto			10,964		Kg/cm <sup>2</sup> g	
Temperatura de projeto			210		°C	
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor			34,303		m <sup>2</sup>	
Diâmetro dos tubos			¾ - 19,05		polegadas/mm	
Comprimento dos tubos			20 - 6096		pés/mm	
Espessura dos tubos			14		BWG	
Espaçamento entre centro dos tubos			15/16 - 23,8125		pés/mm	
Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)			Triangular			
Diâmetro do casco			12 - 304,8		pés/mm	

## 4. PROJETO DE SISTEMAS DE IMPULSÃO MECÂNICA

### 4.1. Projeto de bombas

Vamos projetar a bomba de refluxo da torre de destilação que foi trabalhada em Projeto de Engenharia Química 1 para separar a mistura de n-C<sub>6</sub>, n-C<sub>7</sub> e n-C<sub>8</sub>. O sistema é composto por uma torre que recebe a alimentação em formato de líquido em ponto de bolha e é introduzida em uma torre de fracionamento. Nela, pela parte inferior, extrai-se uma corrente enriquecida em n-octano, enquanto pelo topo, obtém-se um destilado líquido rico em n-hexano. Como parte do projeto, existe uma bomba centrífuga cuja função é formar o refluxo da torre. Na Fig. 1 anexa a esta folha de informações, apresenta-se um esquema do sistema, onde consta o vaso separador-pulmão que constitui o destilado e o refluxo, a entrada à bomba centrífuga que impulsionará esta corrente, uma válvula de controle na saída da bomba para regular meticulosamente a vazão de refluxo e a subida até o topo da torre. É importante salientar que os dois vasos considerados, C-1 (torre de destilação) e C-2 (vaso pulmão) possuem suas bases na mesma cota. Com base no esquema e nos dados passados nas seguintes tabelas, projetar e preencher as folhas de especificação da bomba.



**Figura 1.** Esquema do sistema de bombeamento do refluxo.

Informações relevantes no projeto do sistema de bombeamento:

1. Para estimar a perda de pressão nas tubulações, considerar no duto de admissão uma perda de pressão de  $0,5 \text{ kg/cm}^2/\text{km}$  de tubo. Para o duto de impulsão, considerar  $2 \text{ kg/cm}^2/\text{km}$  de tubo. Para as estimativas dos comprimentos dos tubos, aplicar a fórmula  $L = 1,3 \times H$  (diferenças de cota).
2. As dimensões do vaso pulmão são as seguintes: diâmetro = 1 m; comprimento = 5m.

3. A altura da torre de destilação total é de 12,3 m, com um diâmetro de 1,6 m.
4. Considerar uma vazão volumétrica de refluxo de 13,1 m<sup>3</sup>/h, com uma densidade mássica da corrente de 616,5 kg/m<sup>3</sup>.
5. Considerar que a válvula fornece uma perda de carga de 0,1 kg/cm<sup>2</sup>.

Primeiramente é necessário calcular as pressões na admissão e impulsão da bomba, o que foi feito segundo o método mostrado em aula onde são contabilizadas as influências positivas e negativas na pressão na admissão e impulsão separadamente.

- **Admissão**

Influências Positivas:

Pressão no vaso de admissão – 1kg/cm<sup>2</sup>;

Altura em relação à bomba – 3m;

Altura de líquido – 0,5m.

Influências Negativas:

Tubulação – 0,00195 kg/cm<sup>2</sup>.

Pressão calculada pela equação abaixo:

$$P_{\text{Tubulação}} = 0,5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 \cdot \text{km}} \times L \quad (1)$$

Em que L = 1,3 x H = 1,3 x 3 m

Retornando a equação (1):  $P_{\text{Tubulação}} = 0,5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 \cdot \text{km}} \times \frac{1,3 \times 3 \text{ m}}{1000 \text{ m/km}}$

Então,  $P_{\text{Tubulação}} = 0,00195 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} = 1,95 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$

No qual:

$P_{\text{Tubulação}}$  - Perda de pressão na tubulação

L – Comprimento da tubulação

H – Diferença de cota entre a bomba e o vaso

Então, a pressão na admissão ( $P_{\text{ad}}$ ) pode ser calculada como a soma dos fatores acima.

$$P_{\text{ad}} = 1 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2} + \frac{616,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times (3+0,5)\text{m}}{98067 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - 0,00195 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

$$P_{\text{ad}} \approx 1,214 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

- **Impulsão**

Influências Positivas:

Pressão no vaso de impulsão – 1,35 kg/cm<sup>2</sup>

Altura em relação à bomba – 3 m;

Altura da torre – 12,3 m;

Válvula de controle – 0,1 kg/cm<sup>2</sup>;

Tubulação – 0,03978 kg/cm<sup>2</sup>, calculado pela equação abaixo:

$$P_{\text{tubulação}} = 2 \times \frac{1,3 \times (3+12,3)}{1000}$$

$$\text{Logo, } P_{\text{Tubulação}} = 0,03978 \text{ kg/cm}^2 = 3,978 \times 10^{-2} \text{ kg/cm}^2$$

De forma similar ao que foi feito anteriormente é calculada a pressão na impulsão (P<sub>imp</sub>).

$$P_{\text{impulsão}} = 1,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2} + \frac{616,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times (3+12,3) \text{m}}{98067 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 0,03978 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} + 0,1 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

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

- **Diferença de pressão**

Utilizando as pressões anteriormente calculadas, é possível calcular a diferença de pressão da bomba (ΔP).

$$\Delta P = P_{\text{imp}} - P_{\text{ad}} = 2,433 - 1,214$$

$$\text{Logo, } \Delta P = 1,219 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

- **Pressão de Shutoff**

O cálculo da pressão de shutoff (ΔP<sub>max</sub>) é feita a partir da equação abaixo:

$$\Delta P_{\text{max}} = 1,2 \times \Delta P = 1,2 \times 1,219$$

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

Em seguida, será calculada a diferença de pressão nas condições máximas.

- **Admissão máxima**

Influências Positivas:

Pressão máxima no vaso de admissão –  $3,5 \frac{kg}{cm^2 g}$ , ou seja,  $4,5 \frac{kg}{cm^2}$

Altura em relação à bomba – 3 m;

Altura de líquido máxima – 1m.

Influências Negativas:

Tubulação –  $0,00195 \frac{kg}{cm^2}$ , calculada pela equação abaixo:

$$P_{\text{tubulação}} = 2 \times \frac{kg}{cm^2 \cdot km \text{ tubo}} \times L \quad (2)$$

$$L = 1,3 \times H = (1,3 \times 3) \text{ m}$$

Substituindo na equação (2):

$$P_{\text{tubulação}} = 0,5 \frac{kg}{cm^2 \cdot km \text{ tubo}} \times \frac{(1,3 \times 3) m}{1000 \frac{m}{km}}$$

Logo,

$$P_{\text{tubulação}} = 0,00195 \frac{kg}{cm^2} = 1,95 \times 10^{-3} \frac{kg}{cm^2}$$

Onde,

$P_{\text{tubulação}}$  – Perda de pressão na tubulação;

L – Comprimento da tubulação;

H – Diferença de cota entre a bomba e o vaso

Com isso, a pressão máxima na admissão ( $P_{a,max}$ ) pode ser calculada como a soma dos fatores acima.

$$P_{a,max} = 4,5 \frac{kg}{m^2} + \frac{616,5 \frac{km}{m^3} \times 9,81 \frac{kg}{s^2} \times (3+1)m}{98067 \frac{m}{s^2}} - 0,00195 \frac{kg}{cm^2}$$

Então,

$$P_{a,max} = 4,745 \frac{kg}{cm^2}$$



- **Impulsão máxima**

A pressão máxima na impulsão ( $P_{i,max}$ ) é calculada como a soma entre a pressão máxima na aspiração e a pressão de shutoff.

$$P_{i,max} = P_{a,max} + \Delta P_{max} \quad (3)$$

$$P_{i,max} = 4,745 \frac{kg}{cm^2} + 1,463 \frac{kg}{cm^2}$$

Logo,

$$P_{i,max} = 6,208 \frac{kg}{cm^2}$$

A partir desses dados, é feito o cálculo das vazões.

- **Vazão Mínima**

A vazão mínima ( $Q_{min}$ ) é calculada a partir da vazão normal ( $Q_{norm}$ ) da bomba, fornecida no enunciado, como sendo de 13,1 m<sup>3</sup>/h.

$$Q_{min} = 0,6 \times Q_{norm} \quad (4)$$

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

Logo,

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

- **Vazão de Projeto**

A vazão de projeto ( $Q_{proj}$ ) é calculada a partir da vazão normal conforme demonstrado abaixo.

$$Q_{proj} = 1,2 \times Q_{norm} \quad (5)$$

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

Logo,

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

Com os dados obtidos é possível calcular a potência da bomba.

- **Potência Absorvida**

A potência absorvida pela bomba pode ser calculada conforme a forma abaixo, sendo que o valor obtido é na unidade de Cavalo Vapor (CV).

$$W_{abs} = \frac{Q_{norm} \times \Delta P_{max}}{27,4} \quad (6)$$

$$W_{abs} = \frac{15,72 \frac{m^3}{h} \times 1,463 \frac{kg}{cm^2}}{27,4}$$

$$W_{abs} = 0,839 \text{ CV}$$

Logo,

$$W_{abs} = 617,08 \text{ W}$$

- **Potência Hidráulica**

A potência hidráulica ( $W_h$ ) é calculada a partir da potência absorvida e da eficiência hidráulica ( $\eta_h$ ) que normalmente é de 30%.

$$W_h = \frac{W_{abs}}{\eta_h} \quad (7)$$

$$W_h = \frac{617,08 \text{ W}}{0,3}$$

Logo,

$$W_h = 2056,93 \text{ W}$$

- **Potência Real**

Assim, finalizando, a potência real ( $W_R$ ) da bomba, ou potência elétrica é calculada a partir da potência hidráulica e da eficiência mecânica ( $\eta_m$ ), que normalmente é de 85%.

$$W_R = \frac{W_h}{\eta_m} \quad (8)$$

$$W_R = \frac{2056,93 \text{ W}}{0,85}$$

Logo,

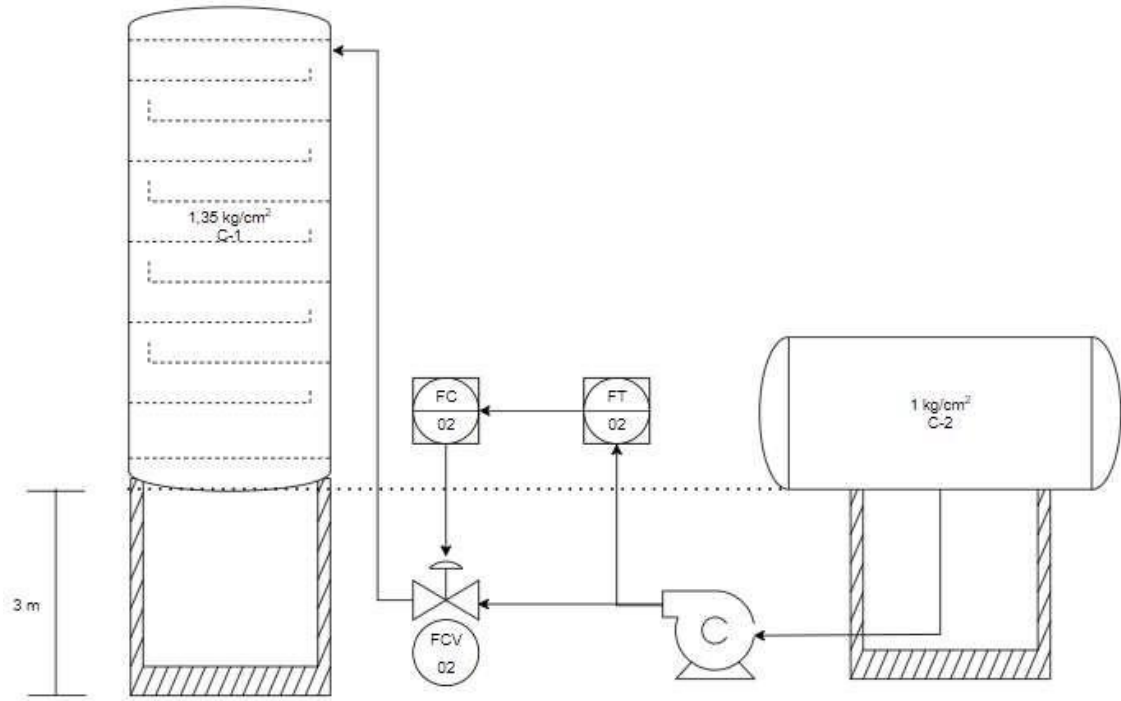
$$W_R = 2223,71 \text{ W}$$

$$\text{Ou } W_R = 2,22 \text{ kW}$$

## 4.2.Folha de especificações para o projeto de bomba

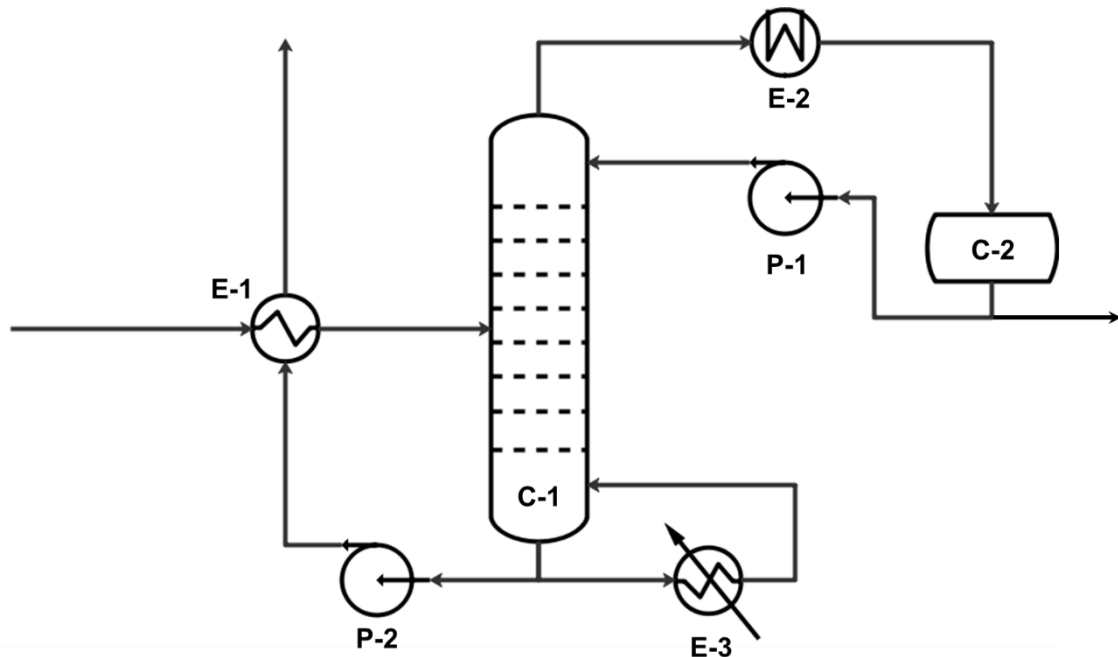
<b>ESPECIFICAÇÕES BOMBAS</b>				
<b>Identificação do equipamento operação / reserva</b>	Operação		Reserva	
<b>Descrição</b>	Bomba de refluxo			
<b>Número de bombas operação / reserva</b>	01a		01b	
<b>Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)</b>	Centrífuga			
<b>Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)</b>	Contínuo		Contínuo	
<b>CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO</b>				
<b>PARTE DA BOMBA</b>	<b>Aspiração</b>		<b>Impulsão</b>	
<b>Vazão volumétrica de operação</b>	13,1		m <sup>3</sup> /h	
<b>Pressão</b>	1,214	kg/cm <sup>2</sup> g	2,433	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	80,588	°C	80,588	°C
<b>Densidade</b>	616,512	kg/m <sup>3</sup>	616,512	kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,2083	cP	0,2083	cP
<b>Pressão de vapor</b>	1	kg/cm <sup>2</sup> g	1	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA</b>				
<b>Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)</b>	15,72		m <sup>3</sup> /h	
<b>Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)</b>	7,86			
<b>Pressão na aspiração na vazão de projeto</b>	0,214		kg/cm <sup>2</sup> g	
<b>Pressão na impulsão na vazão de projeto</b>	1,433			
<b>Pressão diferencial</b>	1,219		kg/cm <sup>2</sup>	
<b>Altura diferencial</b>	3		m	
<b>NPSH disponível</b>	3		m	
<b>Máxima pressão diferencial a impulsão fechada</b>	1,463		kg/cm <sup>2</sup>	
<b>Pressão máxima na aspiração</b>	3,745		kg/cm <sup>2</sup> g	
<b>Pressão máxima na impulsão</b>	5,208			
<b>Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão</b>			polegadas	
<b>CONDIÇÕES DE PROJETO MECANICO</b>				
<b>Pressão de projeto</b>	1,033		Kg/cm <sup>2</sup> g	
<b>Temperatura de projeto</b>	80,588		°C	
<b>CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO</b>				
<b>Potência elétrica a vazão de projeto</b>	2,22		kW	

### ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO



## 5. PROJETO DE INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE

Vamos montar o esquema de instrumentação e controle do sistema de fracionamento da mistura n-hexano, n-heptano e n-octano visto no semestre passado. O esquema do sistema completo se apresenta na Figura 1.



**Figura 1.** Diagrama básico do sistema de fracionamento da mistura n-C6, n-C7 e n-C8.

Como pode ser observado, o alimento entra à unidade prévio pré-aquecimento mediante trocador de calor E-1 com a corrente de saída do fundo da torre. Desta forma, o alimento acessa à torre C-1 onde se produz a separação. Pelo topo, obtém-se uma corrente vapor enriquecida em n-hexano que será condensado em sua totalidade e enviado a um vaso pulmão C-2. Dele, obtém-se a corrente refluxo, devolvida à torre C-1 com ajuda de uma bomba e o destilado que sai do sistema. Pelo fundo da torre é extraída uma corrente que é dividida para formar uma parte que irá para o refeedor E-3 e formará o vapor que sobe pelo setor de esgotamento e a corrente resíduo que é enviada para aproveitamento de sua energia ao trocador E-1 com ajuda da bomba P-2. Requer-se:

- Identificar (apenas numerar) todas as correntes de processo.
- Localizar e identificar no diagrama simplificado o local dos diferentes instrumentos.

- Localizar e identificar no diagrama simplificado o local dos sistemas de controle.
- Preencher as folhas de informação sobre instrumentos (não colocar valores normais das variáveis), laços de controle e válvulas de controle (sem especificar valores numéricos da vazão normal de fluido circulante).

### 5.1.Folha de Especificação de Válvulas 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>Válvula normal do fluido circulante</b>	<b>Ação à falha no ar (abrir ou fechar completamente)</b>
FCV01	1	1	-	Fechar completamente
FCV02	3	2	-	Fechar completamente
FCV03	6	3	-	Abrir completamente

### 5.2. Folha de Especificações de Laços de Controle

<b>Especificações laços de controle</b>			
<b>Identificação no diagrama mecânico</b>	<b>Localização (núm. da tubulação)</b>	<b>Descrição da ação</b>	<b>Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle)</b>
1	1	Controle de carga à planta	FT01, FC01, FCV01
2	3	Controle de refluxo	LT01,LC01,FC02,FCV02
3	6	Controle de saída do produto	LT02,LC02,FC03,FCV03

### 5.3.Especificação dos instrumentos

<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>
FT01	1	L	
FI02	2	G	
FI03	3	L	
FI04	4	L	
FI05	5	G	
FI06	6	L	
FC01	1	L	
FCV01	1	L	
FC02	3	L	
FCV02	3	L	
FC03	6	L	
FCV03	6	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>
LT01	C-2	L-L	
LC01	C-2	L-L	
LT02	C-1	L-G	
LC02	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>
TI01	1	L	
TI02	1	L	
TI03	2	G	
TI04	2	L	
TI05	6	L	
TI06	6	L	
TI07	5	L	
TI08	5	G	

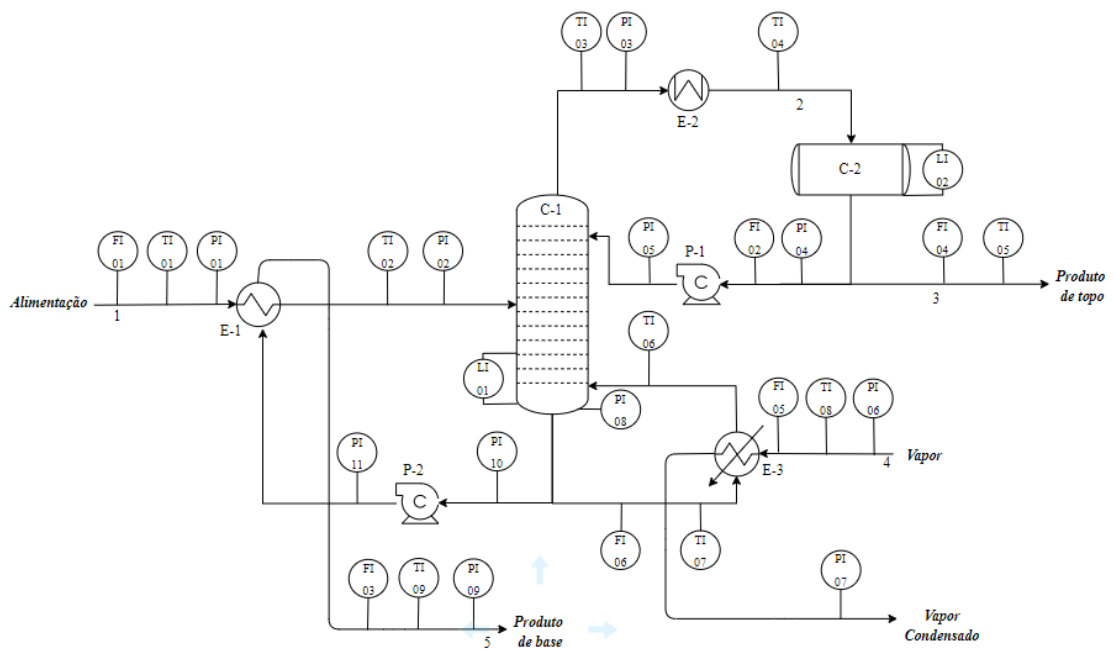
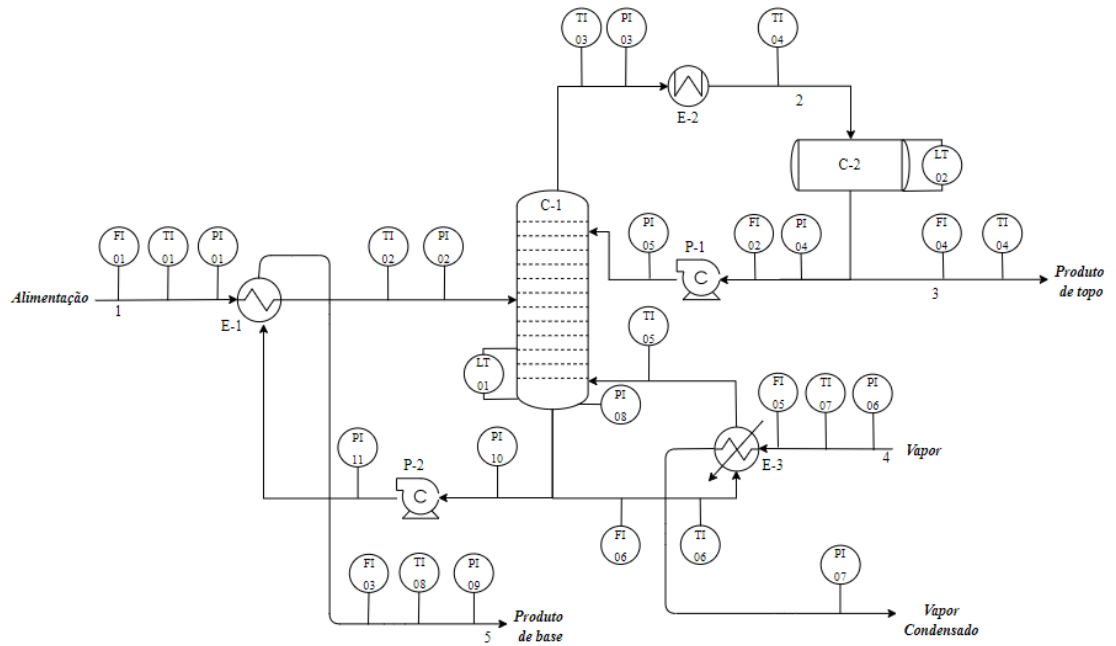
<b>Especificações Instrumentos de Pressão</b>			
<b>Identificação</b>	<b>Localização (num. Da tubulação ou vaso)</b>	<b>Fase (L, G ou M)</b>	<b>Pressão normal (kg/cm<sup>2</sup>g)</b>
PI01	1	L	
PI02	6	L	
PI03	6	L	
PI04	2	G	
PI05	2	L	
PI06	4	L	
PI07	3	L	
PI08	3	L	

PI09	5	L	
PI10	5	G	
PI11	6	L	



## 6. DIAGRAMAS DE PROCESSO

Utilizando o projeto anterior e o conhecimento prévio, foi possível fazer o diagrama de bloco. Segue abaixo o diagrama:



## REFERÊNCIAS

- [1] “History of Chemical Engineering”, ed. W. F. Furter, Advances in Chemistry Series 190, A.C.S., Washington dc, 1980.
- [2] Don Freshwater, “Davis, George Edward (1850-1907)”, Oxford Dictionary of National Biography, Oxford University Press, UK, 2004.
- [3] J. E. Gillett, “Chemical Engineering Education in the Next Century”, Chem. Eng. & Tech., 24 (6), pp. 561-570, 2001,  
([http://www.efce.info/wpe\\_educationchemeng.html](http://www.efce.info/wpe_educationchemeng.html) ).
- [4] SINNOTT, R.; TOWLER, G. Chemical Engineering Design: SI Edition. 6ª ed. Butterworth-Heinemann. 2020.
- [5] Chemical Engineering Plant Cost Index (averaged over year). Variação do Índice CEPCI de 1995 a 2011. Sítio < [http://folk.ntnu.no/magnehi/cepci\\_2011\\_py.pdf](http://folk.ntnu.no/magnehi/cepci_2011_py.pdf) >. Acessado em 19/11/2020.