



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

**CATHARINE CARRARA NÓBREGA**

**Projeto de Engenharia Química – Aplicações Industriais**

BRASÍLIA - DF

2021

CATHARINE CARRARA NÓBREGA

**Projeto de Engenharia Química – Aplicações Industriais**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Curso de Engenharia Química, Instituto de Química – Universidade de Brasília como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Prof. José Joaquin Linares León

BRASÍLIA - DF

2021

## **AGRADECIMENTOS**

Agradeço a Deus, a minha família, aos meus professores e meus amigos que me acompanharam todo esse tempo para que tudo isso tenha sido possível.

## RESUMO

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

**Palavras-chave:** avaliação econômica; rentabilidade; vasos; correntes materiais; reatores; tocador de calor; instrumentação e controle de processos.

## SUMÁRIO

<b>1. Avaliação econômica e rentabilidade.....</b>	<b>2</b>
<b>2. Projeto de vasos, torres e reatores .....</b>	<b>11</b>
<b>3. Projeto de trocador .....</b>	<b>19</b>
<b>4. Projeto de bombas .....</b>	<b>22</b>
<b>5. Projeto de instrumentação e controle .....</b>	<b>27</b>
<b>6. Especificações dos projetos .....</b>	<b>29</b>

## INTRODUÇÃO

Para a realização de um projeto, primeiramente é necessário fazer a implementação de etapas fundamentais, de forma que haja um estudo de viabilidade, justificando os aspectos técnicos – tecnologia , econômicos – lucro e financeiros – fonte de recursos.

Sendo também necessário saber a localização da empresa, uma vez que que seleção da área de escolha do terreno para uma macro ou micro localização e assim o porte da mesma.

Com isso, foi realizado um estudo de viabilidade do projeto com a análise do mercado pra o dimensionamento da produção com bases seguras. Estimativas de investimento para determinação do total de recursos capital do investimento necessário e a valorização desses recursos.

## DESENVOLVIMENTO

### 1. Avaliação econômica e rentabilidade.

O início de uma avaliação econômica, primeiramente há análise dos dados dos equipamentos. São eles: bomba centrífuga, evaporador, condensador, pulmão da torre e reboiler.

Os dados dos equipamentos :

Tabela 1: Dados bomba centrífuga.

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

Tabela 2: Dados evaporador.

<b>Evaporador (50%)</b>	
<b>Pressão (50%) [kg/cm<sup>2</sup>g]</b>	0,5
<b>Temperatura (50%)</b>	112,6
<b>Vapor de baixa pressão</b>	-
<b>Temperatura [°C] de operação</b>	160
<b>Pressão de operação [kg/cm<sup>2</sup>g]</b>	6
<b>Quantidade Calor [Mkcal/h]</b>	3,958
<b>Coefficiente global de transferência de calor (u) [kcal/(hm<sup>2</sup>)]</b>	1000

Tabela 3: Dados Condensador.

<b>Condensador</b>	
<b>Quantidade de calor a retirar [Mkcal/h]</b>	7,209
<b>Coefficiente global de transferência de calor [kcal/hm<sup>2</sup>]</b>	700
<b>Água de refrigeração</b>	
<b>Temperatura [°C] de entrada</b>	28
<b>Temperatura [°C] de saída</b>	45
<b>Temperatura [°C] do fluido</b>	81,19

Tabela 4: Dados pulmão da torre.

<b>Pulmão da torre</b>	
<b>Razão geométrica (L/D)</b>	5
<b>Vazão volumétrica de destilado [m<sup>3</sup>/h]</b>	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

Tabela 5: Reboiler.

Reboiler	
Quantidade de calor a retirar [Mkcal/h]	5,146
Coefficiente global de transferência de calor [kcal/hm <sup>2</sup> ]	1000
Vapor de baixa pressão	-
Temperatura [°C] de operação	160
Pressão de operação [kg/cm <sup>2</sup> g]	6
Temperatura [°C] do fluido	133,6

O projeto da planta será alimentado por uma mistura de 40% de benzeno e 60% de tolueno sendo que no final do processo de separação tem-se: 95% de benzeno e 5% de tolueno, onde esses 5% tem 95% de tolueno purificado. Essa planta tem capacidade de 25000kg/h, com essas informações pode-se estimar o custo de alguns equipamentos utilizando:

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

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.

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

$$C_e = 2117,16 \$$$

Há um evaporador, para isso é necessário calcular a área de transferência de calor do equipamento usando a fórmula:

$$Q = U * A * Fc * \Delta T \text{ (Equação 3)}$$

$$\Delta T = (\Delta T_2 - \Delta T_1) / \left[ \ln \left( \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right) \right] \text{ (Equação 4)}$$

Com a energia necessária a fornecer ao fluido de processo, o coeficiente global de transmissão de calor (U), temperaturas de entrada e saída do vaporizador, pode-se calcular a área necessária:

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



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

Na torre de destilação, deve-se 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:

$$t = \frac{PiDi}{2SE - 1,2Pi} \quad (\text{Equação 5})$$

Expressão para vasos de tensão longitudinal é:

$$t = \frac{PiDi}{4SE + 0,8Pi} \quad (\text{Equação 6})$$

Tabela 6: Abreviações de variáveis.

<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 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 torre é de 1kg/cm<sup>2</sup>. Assim, há critérios que pode-se 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 utiliza-se para projetar o equipamento será do material de aço ao carbono devido a não se ter compostos corrosivos em nossa mistura. De acordo com os dados se tem 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) pode-se inserir que a temperatura de operação não supera 500°F, podendo 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 pode variar de acordo com a categoria, tipo de solda e graus radiográficos examinados. Será adotado um valor mais comum de 0,85.

Com os dados pode-se estimar então a espessura do vaso substituindo os valores nas equações (5) e (6), usaremos o diâmetro interno da torre (Di) de 2,9m.

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

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

Assim, será escolhido o de maior espessura, 0,661 cm e adiciona-se 3 mm, devido ser sobre uma espessura por corrosão que todo vaso deve ter, então a espessura final é de 0,9601 cm. Sabendo a espessura, pode-se estimar o peso do vaso:

$$W_v = 240 C_w D_m (H_v + 0,8 D_m) t \text{ (Equação 7)}$$

Tabela 7: Significado das variáveis.

<b>W<sub>v</sub></b>	peso total da carcaça, excluindo acessórios internos como número de pratos;
<b>C<sub>w</sub></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.

D<sub>m</sub>: o diâmetro da torre é de 2,9 m. H<sub>v</sub> : altura da torre é que 15,5 m. t: espessura da torre de 9,601 mm.

Substituindo os valores na equação 8, obtemos:

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

Corrigindo esse valor pela aceleração da gravidade (g = 9,81 m/s<sup>2</sup>) temos: W<sub>v</sub> = 13959,5 kg.

Com o peso do vaso calculado é possível estimar o custo da torre de destilação a partir da equação 1. Escolhendo por 2 tipos de vasos de pressão:

- Vertical, cs com S = 250000

$$C_e = 10000 + 29 * 250000^{0,85} \text{ e } C_e = 1133691,26 \$$$

- 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:

$$A = \frac{Q}{U x F t x \Delta T} \text{ (Equação 8)}$$

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- se encontra com o valor expresso na tabela abaixo. Calculando-se também, serviços auxiliares, off-sites, gastos de arranque e contingencias e imprevistos.

Tabela 8: Investimento do processo.

<b>Investimento necessário</b>	
<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, logo o GF = 73732,02 \$.

Tabela 9: Valores capitais.

<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 \$

Os resultados do projeto se encontram na tabela abaixo e a resolução está detalhada no Excel.

Tabela 10: Comparativo dos processos 1 e 2.

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

Dados Excel:

Ícone



Pasta de Trabalho  
do Microsoft Excel



Pasta de Trabalho  
do Microsoft Excel

PLANTA DE PRODUÇÃO DE CLORETO DE VINILIDENO				
Capacidade da planta	40	kt		
<b>PROCESSO 1</b>				
Informação prévia				
Capacidade da planta	23	kt		
Imobilizado	83.72	MR\$		
<b>ESTIMAÇÃO DO INVESTIMENTO</b>				
Estimação do imobilizado da planta	116.688.622	MR\$		
Capital de giro	23.337.724	MR\$		
Entrada em funcionamento	5.834.431	MR\$		
Gastos prévios	11.668.862	MR\$		
<b>Total</b>	<b>157.529.640</b>			
<b>ESTIMAÇÃO DAS VENDAS</b>				
Produtos obtidos	Fator de produção	Produção / kt	Preço unitário / R\$/kg	Lucro de vendas / R\$
Ácido clorídrico	0,47		0,94	17672000
Tricloroetano	0,13		2,42	12584000
Cloreto de vinilideno	1		3,09	123600000
<b>Vendas total</b>				<b>153856000</b>
<b>ESTIMAÇÃO DOS CUSTOS</b>				
<b>Custo de fabricação diretos</b>				
Matérias primas	Fator de produção	Produção / kt	Preço unitário / R\$/kg	Custo matérias primas / R\$
Cloro	0,92		0,62	22816000
Cloreto de vinilo	0,72		1,76	50688000
Mão de obra	Vagas	Operários	Custo unitário anual	Custo mão de obra
	3	14,4	180000	2592000
			<b>Total</b>	<b>76096000</b>
<b>Custo de fabricação indiretos variáveis</b>				
Mão de obra indireta	Coefficiente	Base	Valor	Custo / R\$
	0,15			388800
Eletricidade (serviços gerais)	Base	Valor da base / t	Preço unitário / R\$/t	
	247,08			9883200
Abastecimento	Coefficiente	Base	Valor	Custo / R\$
Manutenção	0			233.377
Laboratório	0,02			2.333.772
Embalagem	0,05			129600
	0,15			23078400
<b>Custos de fabricação indiretos fixo</b>				
Diretivos e empregados	Coefficiente	Base	Valor	Custo / R\$
	0,1			259200
Impostos	0			583.443
Seguros	0,01			1.166.886
<b>Total custos de fabricação</b>	<b>114.152.679</b>			
<b>Gastos gerais</b>				
Gastos comerciais	Coefficiente	Base	Valor	Custo / R\$
Gerência	0,05			5.707.634
Pesquisa e serviço técnico	0,03			3.424.580
	0,01			1538560
			<b>Total</b>	<b>10.670.774</b>
<b>Soma total dos custos</b>	<b>124.823.453</b>			
<b>Lucro bruto</b>				
<b>Impostos</b>				
<b>Lucro líquido</b>				
<b>Lucro após somar amortização</b>				

PROCESSO 2				
Informação prévia				
Capacidade da planta	23	kt		
Imobilizado	101,2	MR\$		
ESTIMAÇÃO DO INVESTIMENTO				
Estimação do imobilizado da planta	141.052.181	MR\$		
Capital de giro	28.210.436	MR\$		
Entrada em funcionamento	7.052.609	MR\$		
Gastos prévios	14.105.218	MR\$		
<b>Total</b>	<b>190.420.444</b>			
ESTIMAÇÃO DAS VENDAS				
Produtos obtidos	Fator de produção	Produção / kt	Preço unitário / R\$/kg	Lucro de vendas / R\$
Cloreto de etilo	0,08		1,59	5088000
Ácido clorídrico	2,11		0,94	79336000
Cloreto de vinilideno	1		3,09	123600000
<b>Vendas total</b>				<b>208024000</b>
ESTIMAÇÃO DOS CUSTOS				
Custo de fabricação diretos				
Matérias primas	Fator de produção	Produção / kt	Preço unitário / R\$/kg	Custo matérias primas / R\$
Cloro	3,01		0,62	74648000
Etano	0,56		0,26	5824000
Mão de obra	Vagas	Operários	Custo unitário anual	Custo mão de obra
	3	14,4	180000	2592000
			<b>Total</b>	<b>83064000</b>
Custo de fabricação indiretos variáveis				
Mão de obra indireta	Coeficiente	Base	Valor	Custo / R\$
	0,15			388800
Eletricidade (serviços gerais)	Base	Valor da base / t	Preço unitário / R\$/t	
	437,68			17507200
Abastecimento	Coeficiente	Base	Valor	Custo / R\$
Manutenção	0			282.104
Laboratório	0,02			2.821.044
Embalagem	0,05			129600
	0,15			31203600
Custos de fabricação indiretos fixo				
Diretivos e empregados	Coeficiente	Base	Valor	Custo / R\$
Impostos	0,1			259200
Seguros	0			705.261
	0,01			1.410.522
<b>Total custos de fabricação</b>	<b>137.771.331</b>			
Gastos gerais				
Gastos comerciais	Coeficiente	Base	Valor	Custo / R\$
Gerência	0,05			6.888.567
Pesquisa e serviço técnico	0,03			4.133.140
	0,01			2080240
			<b>Total</b>	<b>13.101.946</b>
<b>Soma total dos custos</b>	<b>150.873.277</b>			
<b>Lucro bruto</b>				
<b>Impostos</b>				
<b>Lucro líquido</b>				
<b>Lucro após somar amortização</b>				

Taxa de juros	10 %																	
	PROCESSO 1																	
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
Estimativa do imobilizado da planta	-35006586,73	-70013173,47	-11668862,24															
Capital de giro	0	0	-23.337.724															60186315,33
Entrada em funcionamento	0	0	-5.834.431															
Gastos prévios	-3.885.731	-3.885.731	-3.885.731															
Vendas				152856000	161548800	169626240	178107552	187012929,6	196165176,1	206181754,9	216490842,6	227315384,8	238681154	250615211,7	263145972,3	276303270,9	290118434,4	304624356,2
Custos				124.823.453	131064626	137617857,3	144498750,2	151723687,7	159309872,1	167275365,7	175639134	184421090,7	193642145,2	203324252,5	213490465,1	224164988,3	235373237,8	247141099,6
Amortização				11668862,24	11668862,24	11668862,24	11668862,24	11668862,24	11668862,24	11668862,24	11668862,24	11668862,24	11668862,24	11668862,24	11668862,24	11668862,24	11668862,24	11668862,24
Lucro bruto				17.363.694	18815311,74	20.339.520	21939939,57	23.620.380	25384841,75	27.237.527	29182846,41	31.225.432	33370146,55	47.290.959	49655507,2	52.138.283	54745196,68	57.482.457
Impostos				6.077.290	6.585.359	7.118.832	7.678.979	8.267.133	8.884.695	9.533.134	10.213.996	10.928.901	11.679.551	16.551.836	17.379.428	18.248.399	19.160.819	20.118.860
Lucro líquido				11.286.395	12.229.953	13.220.688	14.260.961	15.353.247	16.500.147	17.704.393	18.968.850	20.296.531	21.690.595	30.739.124	32.276.080	33.889.884	35.584.378	37.363.597
Fluxo de caixa + Lucro líquido + amortização	-38.892.318	-73.898.905	-44.726.749	22955257,11	23898814,87	24889550,53	25928021,96	27022109,02	28169009,38	29373254,76	30637712,41	31965392,94	33359457,5	30739123,5	32276079,68	33889883,66	35584377,85	37.549.912
Fluxo de caixa corrigido	-38.892.318	-67180822,36	-36964255,36	17246624,42	16323212,13	15454452,64	14636709,07	13866614,62	13141050,77	12457127,39	11812164,42	11203675,22	10629351,22	8904029,143	8499300,546	8112968,703	7744197,398	19299730,05
Fluxo de caixa acumulado	46.293.812																	
IR	13%																	
Imobilizado	116.688.622												VAL	47895667,54				
Capital de giro	23.337.724																	
Entrada em funcionamento	5.834.431																	
Gastos Prévios	11.668.862																	

	PROCESSO 2																	
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
Estimativa do imobilizado da planta	-42315654,29	-84631308,59	-14105218,1															
Capital de giro	0	0	-28.210.436															72752688,86
Entrada em funcionamento	0	0	-7.052.609															
Gastos prévios	-4.697.038	-4.697.038	-4.697.038															
Vendas				208024000	218425200	229346460	240813783	252854472,2	265497195,8	278772055,5	292710658,3	307346191,2	322713500,8	338849175,8	355791634,6	373581216,4	392260277,2	411873291
Custos				150.873.277	158416941	166337788,1	174654677,5	183387411,3	192556781,9	202184621	212293852	222908544,7	234053971,9	245756670,5	258044504	270946729,2	284494065,7	298718768,9
Amortização				14105218,1	14105218,1	14105218,1	14105218,1	14105218,1	14105218,1	14105218,1	14105218,1	14105218,1	14105218,1	14105218,1	14105218,1	14105218,1	14105218,1	14105218,1
Lucro bruto				43.045.505	45903040,89	48.903.454	52053887,44	55.361.843	58835195,76	62.482.216	66311588,18	70.332.428	7454310,82	93.092.505	97747130,63	102.634.487	107766211,5	113.154.522
Impostos				15.065.927	16.066.064	17.116.209	18.218.861	19.376.645	20.592.319	21.868.776	23.209.056	24.616.350	26.094.009	32.582.377	34.211.496	35.922.071	37.718.174	39.604.083
Lucro líquido				27.979.578	29.836.977	31.787.245	33.835.027	35.985.198	38.242.877	40.613.441	43.102.532	45.716.079	48.460.302	60.510.128	63.535.635	66.712.417	70.048.037	73.550.439
Fluxo de caixa + Lucro líquido + amortização	-47.012.692	-89.328.346	-54.065.301	42084796,19	43942194,68	45892463,1	47940244,93	50090415,86	52348095,34	54718658,79	57207750,41	59821296,62	62565520,13	60510128,49	63535634,91	66712416,66	70048037,49	146.303.128
Fluxo de caixa corrigido	-47.012.692	-81207587,47	-44682066,92	31618930,27	30013110,22	28495608,9	27061018,47	25704303,55	24420772,82	23206052,87	22056064,28	20966999,52	19935302,84	17527628,84	16730918,43	15970422,14	15244493,86	28945293,96
Fluxo de caixa acumulado	174.994.575																	
IR	21%																	
Imobilizado	141.052.181																	
Capital de giro	28.210.436																	
Entrada em funcionamento	7.052.609																	
Gastos Prévios	14.105.218																	

## 2. Projeto vasos, torres e reatores.

A fim de projetar uma torre de destilação multicomponente a partir de um método de cálculo. 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:

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

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

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 chaves leve e pesado, é necessário estimar um valor de  $\theta$ . Caso houverem 2 componentes, seriam 2 valores de  $\theta$ ,  $\theta_1$  e  $\theta_2$ .

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

O objetivo é projetar uma torre de destilação onde pretende-se fracionar uma mistura formada por n-hexano, n-heptano e n-octano, com as características que se apresentam na seguinte tabela:

Tabela 11: Dados componentes

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

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.

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

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

$$\theta = 1,17 \text{ ou } \theta = 2,42$$



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

Para  $\theta = 1,17$

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

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

$$R_m = 0,82760422873$$

Para  $\theta = 2,42$

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

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

$$R_m = -0,62891727411$$

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, 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 “ $N_{\min}$ ”:

$$N_{\min} + 1 = \frac{\log \left[ \left( \frac{X_{cl}}{X_{cp}} \right)_D \left( \frac{X_{cp}}{X_{cl}} \right)_R \right]}{\log(\alpha_{cl,cp})_{\text{médio}}} \quad (\text{Equação 9})$$

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

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

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

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:

$$Y=1-\exp\left[\left(\frac{1+54,4X}{11+117,2X}\right)\left(\frac{X-1}{\sqrt{X}}\right)\right] \text{ (Equação 10)}$$

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.

$$X=\frac{L/D-(L/D)_m}{L/D+1} \text{ (Equação 11)}$$

$$N=\frac{N_{\min}+Y}{1-Y} \text{ (Equação 12)}$$

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 o valores de X e Y correspondente. Além disso, cálculo de N.

Tabela 12: Excel Para teta = 1.178

$\theta$	Rmin	Nmin
1,178	0,839397228	7,643809545

Tabela 13: Valores refluxo

Refluxo	X	Y	N
1,2	0,083635	0,570597	19,12983
1,4	0,154361	0,501063	16,32444
1,6	0,214951	0,44781	14,6537
2	0,313349	0,371134	12,74508

Tabela 14: Otimização L – D

L	D
75,54575055	75
88,13670897	87,5
100,7276674	100
125,9095842	125

Tabela 14: Definição mínimos L – D

Ltopo (mín)	62,95479212
V topo (mín)	137,9547921

Posteriormente, 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.

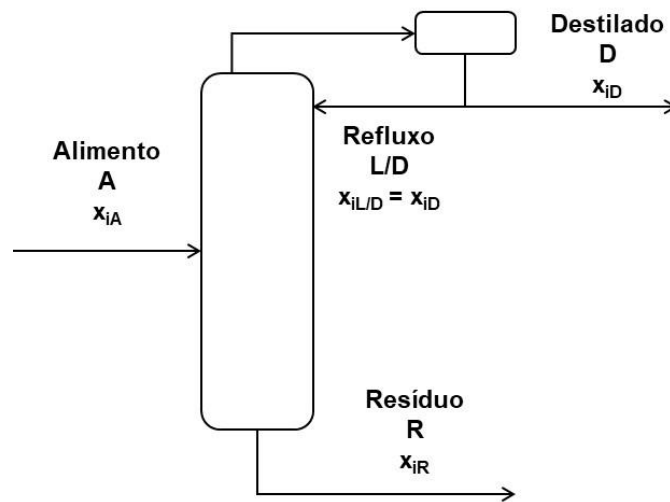


Figura 1: Esquema do processo

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.

Tabela 15: Porcentagem acima do 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/m <sup>3</sup> )	0.0349	0.0349	0.0349	0.0349
Vazão vol (m <sup>3</sup> /h)	4286.012	4642.181	4998.351	5710.689
Vazão vol (ft <sup>3</sup> /s)	42.04407	45.53794	49.03182	56.01958
Densidade vap. (kmol/m <sup>3</sup> )	3.242	3.242	3.242	3.242
Densidade liq (kmol/m <sup>3</sup> )	616.1	616.1	616.1	616.1
Velocidade limite (ft/s)	3.162287	3.162287	3.162287	3.162287
Seção transversal (ft <sup>2</sup> )	13.29546	14.40032	15.50518	17.71489
Diametro (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 kmol/m<sup>3</sup>.

Tabela 16: Dados da torre

Torre					
Razão	1	1,2	1,4	1,6	2
Vazão vapor (kmol/h)	137,95479	150,5457505	163,13671	175,7277	200,90958
Q vapor (m3/h)	3952,8594	4313,631821	4674,4043	5035,177	5756,7216
Q líquido (m3/h)	30,317171	32,65967452	35,002178	37,34468	42,02969
Vlim (ft/s)	3,1622868	3,162286839	3,1622868	3,162287	3,1622868
Vlim (m/h)	3469,9285	3469,928544	3469,9285	3469,929	3469,9285
Área (m2)	1,139176	1,243147162	1,3471183	1,451089	1,6590317
Raio (m)	0,6021808	0,629060969	0,6548387	0,679639	0,7267061
Diâmetro (m)	1,2043615	1,258121937	1,3096774	1,359279	1,4534122
Altura sem fundo (m)	5,3103497	10,56175721	9,2791325	8,515271	7,6426516
Volume de fundo (m3)	5,0528618	5,443279087	5,8336964	6,224114	7,0049483
Altura de fundo (m)	4,4355409	4,378628094	4,3305004	4,289269	4,2223112
Altura total (m)	9,7458906	14,9403853	13,609633	12,80454	11,864963

Tabela 17: Custo da torre

Custo da torre					
	1	1,2	1,4	1,6	2
N	7,643809545	19,12982766	16,32443669	14,65369819	12,74508223
D	1,204361545	1,258121937	1,309677399	1,359278841	1,453412235
h	9,74589059	14,9403853	13,60963288	12,8045403	11,86496281
Sep	0,4572	0,4572	0,4572	0,4572	0,4572
Pmax	151987,5				
e (mm)	3	3	3	3	3
Peso (kg)	884,9662684	1417,205531	1343,875538	1312,262909	1300,180053
a	15000				
b	68				
n	0,85				
Custo 2007	\$ 36.746,86	\$ 47.450,91	\$ 46.018,02	\$ 45.396,71	\$ 45.158,65
Custo 2019	\$ 42.489,00	\$ 54.865,67	\$ 53.208,89	\$ 52.490,49	\$ 52.215,23
Investimento	\$ 201.397,85	\$ 260.063,30	\$ 252.210,12	\$ 248.804,93	\$ 247.500,17

Com isso, para o projeto do sistema de troca de calor, é necessário conhecer os calores latentes de vaporização da mistura do topo e do fundo da torre. Com estes dados é possível estimar os calores necessários para poder projetar o condensador de topo e o refeedor de fundo.

Tabela 18: Dados condensador

Condensador					
Q (kcal/h)	-1048732,3	-1144448,8	-1240165,3	-1335882	-1527314,7
Q (kJ/h)	-4391042,3	-4791807,11	-5192572	-5593337	-6394866,5
U (kW/m2C)	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
dTln	66,107013	66,10701337	66,107013	66,10701	66,107013
Área	36,901802	40,26978265	43,637763	47,00574	53,741705

Tabela 19: Custo condensador

Custo Condensador					
Área	36,9018021	40,26978265	43,63776319	47,00574374	53,74170483
a	24000				
b	46				
n	1,2				
Custo 2007	\$ 27.493,13	\$ 27.879,12	\$ 28.271,62	\$ 28.670,24	\$ 29.484,43
Custo 2019	\$ 31.789,26	\$ 32.235,56	\$ 32.689,40	\$ 33.150,30	\$ 34.091,72
Investimento	\$ 150.681,09	\$ 152.796,56	\$ 154.947,75	\$ 157.132,44	\$ 161.594,77

Tabela 20: Dados água de refrigeração

Água de refrigeração					
m (kg/h)	61941,63161	67594,96554	73248,29948	78901,63342	90208,3013
m (kg/ano)	468278734,9	511017939,5	553757144,1	596496348,7	681974757,8
m (m3/ano)	468278,7349	511017,9395	553757,1441	596496,3487	681974,7578
m15	7024181,024	7665269,093	8306357,161	8947445,23	10229621,37
Custo total	\$ 702.418,10	\$ 766.526,91	\$ 830.635,72	\$ 894.744,52	\$ 1.022.962,14

Tabela 21: Dados refervedor

Refervedor					
Q (kcal/h)	494006,25	592807,5045	691608,76	790410	988012,51
Q (kJ/h)	2068404,2	2482085,022	2895765,9	3309447	4136808,4
U (kW/m2C)	0,75	0,75	0,75	0,75	0,75
dTln	80,259907	80,25990687	80,259907	80,25991	80,259907
Área	9,5449354	11,45392244	13,36291	15,2719	19,089871

Tabela 22: Custo refervedor

Custo refervedor					
Área	9,544935371	11,45392244	13,36290952	15,27189659	19,08987074
a	25000				
b	340				
n	0,9				
Custo 2007	\$ 27.589,85	\$ 28.051,67	\$ 28.505,82	\$ 28.953,51	\$ 29.832,83
Custo 2019	\$ 31.901,09	\$ 32.435,08	\$ 32.960,20	\$ 33.477,84	\$ 34.494,57
Investimento	\$ 151.211,18	\$ 153.742,27	\$ 156.231,33	\$ 158.684,95	\$ 163.504,24

Tabela 23: Dados vapor de caldeira

Vapor de caldeira					
m (kg/h)	703,5622784	844,2747341	984,9871898	1125,699645	1407,124557
m (kg/ano)	5318930,825	6382716,99	7446503,155	8510289,32	10637861,65
m (t/ano)	5318,930825	6382,71699	7446,503155	8510,28932	10637,86165
m15	79783,96237	95740,75485	111697,5473	127654,3398	159567,9247
Custo total	\$ 797.839,62	\$ 957.407,55	\$ 1.116.975,47	\$ 1.276.543,40	\$ 1.595.679,25

Finalmente, o último elemento que deve ser projetado é a bomba. Os parâmetros que devem ser estimados são a vazão volumétrica, correspondente ao refluxo, e a perda de carga que será vencida. Para este último item, é necessário estimar a pressão na admissão e na impulsão. No primeiro caso, deverá ser considerado que o vaso do pulmão se encontra levantado 3 m sobre o solo além do nível normal (50%) do vaso pulmão (horizontal!), somado isto à pressão à que opera este vaso (considerar pressão atmosférica). Na impulsão, deve ser considerado a pressão do topo da torre onde sairá o refluxo (considerar que o condensador provoca uma perda de pressão de 0,35 kg/cm<sup>2</sup>), de forma que a pressão no topo será 0,35 kg/cm<sup>2</sup> relativos (normalizados frente à pressão atmosférica). Além disso, deverá ser considerada toda a cota correspondente à altura da coluna e somar 0,1 kg/cm<sup>2</sup>, considerando a perda de pressão que uma válvula de controle que será colocada na tubulação do refluxo.

Tabela 24: Dados do pulmão

Pulmão					
Volume (m3)	25,666008	28,00851173	30,351016	32,69352	37,378527
Diâmetro	1,8696935	1,924927241	1,9771611	2,026772	2,1192964
Comprimento	9,3484674	9,624636204	9,8858053	10,13386	10,596482

Tabela 25: Custo do pulmão

Custo Pulmão					
<b>Volume</b>	25,66600784	28,00851173	30,35101562	32,69351952	37,3785273
<b>a</b>	5000				
<b>b</b>	1400				
<b>n</b>	0,7				
<b>Custo 2007</b>	\$ 18.573,09	\$ 19.428,83	\$ 20.263,33	\$ 21.078,71	\$ 22.658,90
<b>Custo 2019</b>	\$ 21.475,36	\$ 22.464,81	\$ 23.429,72	\$ 24.372,51	\$ 26.199,62
<b>Investimento</b>	\$ 101.793,21	\$ 106.483,22	\$ 111.056,86	\$ 115.525,69	\$ 124.186,19

Tabela 26: Dados da bomba

Bomba					
<b>Q (m3/h)</b>	9,484	11,38080002	13,2776	15,1744	18,968
<b>Carga de cota</b>	3,9348467	3,96246362	3,9885805	4,013386	4,0596482
<b>h</b>	12,745891	17,9403853	16,609633	15,80454	14,864963
<b>h vencida</b>	8,8110438	13,97792168	12,621052	11,79115	10,805315
<b>dP (Pa)</b>	97380,883	128607,7361	120407,28	115391,7	109433,58
<b>Potência (W)</b>	256,54453	406,571924	444,0888	486,3887	576,59336

Tabela 27: Custo da bomba

Custo bomba					
<b>Q (m3/h)</b>	9,484000018	11,38080002	13,27760003	15,17440003	18,96800004
<b>a</b>	6900				
<b>b</b>	206				
<b>n</b>	0,9				
<b>Custo 2007</b>	\$ 8.460,13	\$ 8.738,33	\$ 9.011,91	\$ 9.281,59	\$ 9.811,30
<b>Custo 2019</b>	\$ 9.782,12	\$ 10.103,79	\$ 10.420,12	\$ 10.731,95	\$ 11.344,43
<b>Investimento</b>	\$ 46.367,25	\$ 47.891,99	\$ 49.391,39	\$ 50.869,46	\$ 53.772,60

Tabela 28: Energia da bomba

Energia da bomba					
<b>Consumo (kWh/ano)</b>	1939,476627	3073,683745	3357,311357	3677,098275	4359,04582
<b>Consumo (kWh)</b>	29092,14941	46105,25618	50359,67035	55156,47413	65385,6873
<b>Custo</b>	\$ 7.273,04	\$ 11.526,31	\$ 12.589,92	\$ 13.789,12	\$ 16.346,42

Tabela 29: Dados dos pratos

Pratos					
	1	1,2	1,4	1,6	2
<b>N</b>	7,643809545	19,12982766	16,32443669	14,65369819	12,74508223
<b>D</b>	1,204361545	1,258121937	1,309677399	1,359278841	1,453412235
<b>a</b>	180				
<b>b</b>	340				
<b>n</b>	1,9				
<b>Custo 2007</b>	\$ 5.076,10	\$ 13.504,88	\$ 12.205,19	\$ 11.564,81	\$ 11.111,92
<b>Custo 2019</b>	\$ 5.869,30	\$ 15.615,18	\$ 14.112,40	\$ 13.371,95	\$ 12.848,29
<b>Investimento</b>	\$ 27.820,49	\$ 74.015,94	\$ 66.892,75	\$ 63.383,02	\$ 60.900,87

Sendo assim, já poderemos estimar o valor bruto do investimento com ajuda das fórmulas vistas no capítulo anterior, 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.

Posteriormente serão avaliados os custos operacionais. De acordo com o índice de custo como mostrado nas tabelas, mostrando assim a viabilidade do projeto estimado. 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.

Tabela 30: Custos do projeto

Índice de custo	
2007	525,4
2019	607,5

Tabela 31: Investimento do projeto

<b>Total 2007</b>	\$ 123.939,16	\$ 145.053,73	\$ 144.275,89	\$ 144.945,57	\$ 148.058,02
<b>Total 2019</b>	\$ 143.306,13	\$ 167.720,10	\$ 166.820,72	\$ 167.595,04	\$ 171.193,85
<b>Investimento Total</b>	\$ 679.271,07	\$ 794.993,27	\$ 790.730,20	\$ 794.400,49	\$ 811.458,84
<b>Investimento em R\$</b>	R\$ 3.600.136,67	R\$ 4.213.464,34	R\$ 4.190.870,06	R\$ 4.210.322,58	R\$ 4.300.731,86



### 3. Projeto de trocador

Com o projeto da torre de destilação pode-se inferir no projeto do refeedor de fundo. Considerando 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, chegou à necessidade do refeedor de 796 Mcal/h.

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

Nos seguintes figuras abaixo, informam-se o esquema do processo e algumas das propriedades da corrente enviada “To Reboiler” e da corrente “Boilup” que compõem as correntes principais do refeedor.

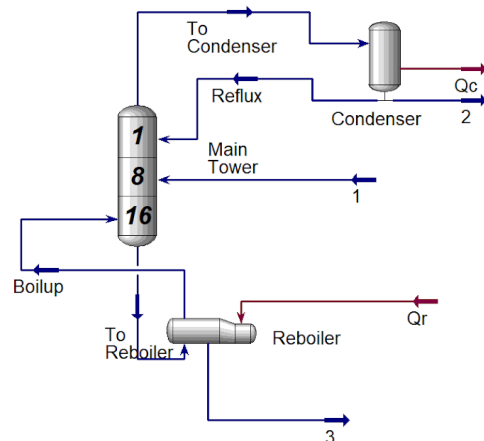


Figura 2: Esquema do refeedor

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			

Figura 3: Corrente “To Reboiler”



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		

Figura 4: Corrente “*Boilup*”

Além disto, também segue em anexo a resolução dos cálculos para o projeto de trocador de calor.

Dados do Excel:



Trocador de calor

1bar-1kgf;cm2  
 Patm-bar  
 Qlatentevap  
 1/U

	Refervedor		Vapor de baixa P	
	Entrada	Saída	Entrada	Saída
Vazão total	14170		1658.679	1658.679
Fração de vapor,gás	0	0.798871	1	0
Vazão vapor,gás	0	11320	1658.679	0
Vazão de líquido	14170	2850	0	1658.679
T	148.6	150.6	180	180
P	0.95522271	1.006209	9.163969	9.088969
Perda de pressão	0.075	0.075	0.075	0.075
Coef ind transm cal	1100	1100	9950	9950
Fator de deposição	0.00015	0.00015	0.00015	0.00015
Coef glob transm cal	763.595772	763.5958	763.5958	763.5958
DeltaTML	30.3890319	30.38903	30.38903	30.38903
Ft	1	1	1	1
Calor trocado	0.796	0.796	0.796	0.796

Pressão do projeto	10.9639687	10.08037
T projeto	210	

A de troca de calor	34.3030461	
D tubos	19.05	0.01905
Comprimento Tubos	6096	6.096
Espessura tubos	2.11	
Espassamento	0.9375	23.8125
tipo	triangular	
Diâmetro	12	304.8
Atubo	0.36482938	
N tubos	94.0248991	95

#### 4. Projeto de Bombas

Para o projeto de bombas, será necessário projetar a bomba de refluxo da torre de destilação 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.

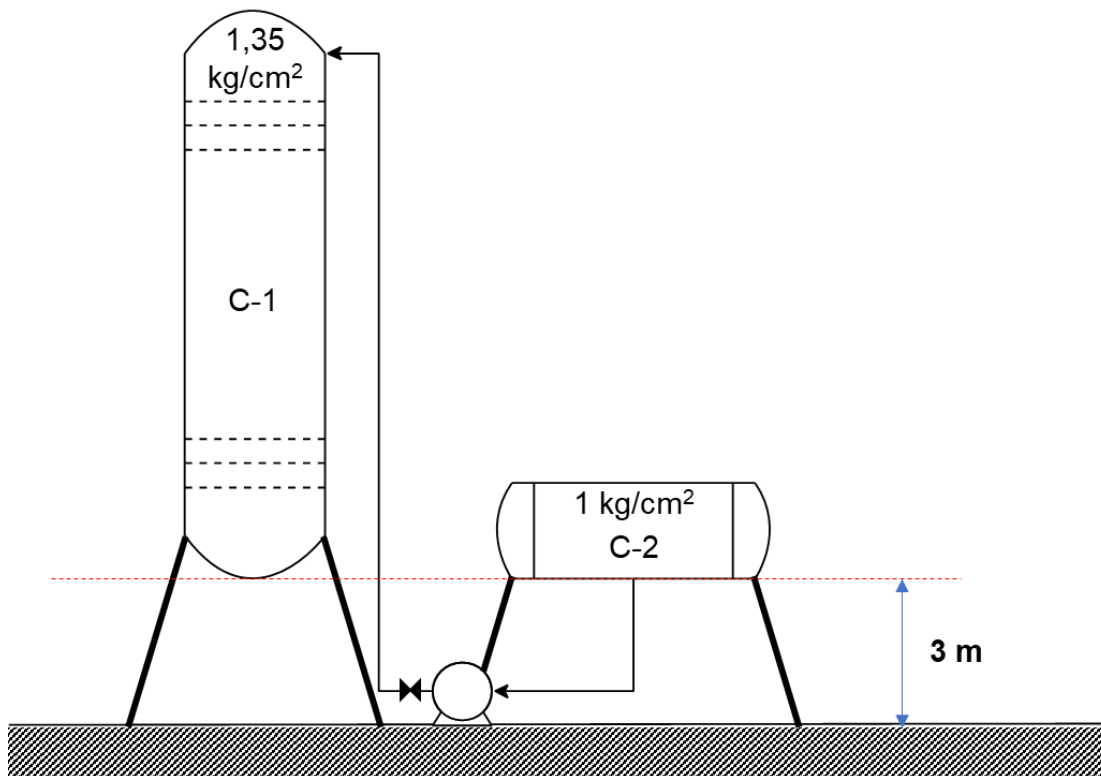
Nessa torre, pela parte inferior, extrai-se uma corrente enriquecida em n-octano, enquanto pelo topo, obtém-se um destilado líquido rico em n-hexano. Como parte do projeto, existe uma bomba centrífuga cuja função é formar o refluxo da torre.

Na figura 5, 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.

Com isso, é possível projetar e preencher as folhas de especificação da bomba.

Considerando os dois vasos:

- C-1 (torre de destilação) e
- C-2 (vaso pulmão) possuem suas bases na mesma cota.



**Figura 5:** 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 kg/cm<sup>2</sup>/km de tubo. Para o duto de impulsão, considerar 2 kg/cm<sup>2</sup>/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>.

Inicialmente é preciso calcular as pressões na admissão e impulsão da bomba

Para admissão, tem-se:

Influências Positivas:

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

Altura em relação à bomba – 3 m;

Altura de líquido – 0,5 m.

Influências Negativas:

Tubulação – 0,00195 kg/cm<sup>2</sup>, calculado pelo esquema abaixo (Equação 13):

$$P_{tubulação} = 0,5 \frac{kg}{cm^2 \cdot km_{tubo}} \times L$$
$$L = 1,3 \times H = (1,3 \times 3) m$$
$$\Rightarrow P_{tubulação} = 0,5 \frac{kg}{cm^2 \cdot km_{tubo}} \times \frac{(1,3 \times 3) m}{1000 m/km}$$
$$\therefore P_{tubulação} = 0,00195 kg/cm^2 = 1,95 \times 10^{-3} kg/cm^2$$

Em que.

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

$L$  – Comprimento da tubulação;

$H$  – Diferença de cota entre a bomba e o vaso.

A pressão na admissão ( $P_{ad}$ ) é calculada como a soma dos fatores acima (Equação 14):

$$P_{ad} = 1 \frac{kg}{m^2} + \frac{616,5 \frac{kg}{m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2} \times (3 + 0,5)m}{98067 \frac{m}{s^2}} - 0,00195 \frac{kg}{cm^2}$$
$$P_{ad} \approx 1,214 \frac{kg}{cm^2}$$

Para 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 abaixo pela mesma forma anteriormente.

$$\Rightarrow P_{tubulação} = 2 \times \frac{1,3 \times (3 + 12,3)}{1000}$$
$$\therefore P_{tubulação} = 0,03978 kg/cm^2 = 3,978 \times 10^{-2} kg/cm^2$$

De forma similar ao que foi feito anteriormente é calculada a pressão na impulsão ( $P_{imp}$ )(Equação 15).

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

$$P_{imp} \approx 2,433 \frac{kg}{cm^2}$$

Para diferença de pressão, tem-se:

A partir das pressões encontradas anteriormente é possível calcular a diferença de pressão da bomba ( $\Delta P$ )(Equação 16).

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

$$\therefore \Delta P = 1,219 \text{ kg/cm}^2$$

Pressão de Shutoff:

O cálculo da pressão de shutoff ( $\Delta P_{max}$ ) é feito da maneira a seguir:

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

$$\Delta P_{max} \approx 1,463 \text{ kg/cm}^2$$

Posteriormente será calculado a diferença de pressão nas condições máximas.

Admissão Máxima:

Influências Positivas:

Pressão máxima no vaso de admissão – 3,5 kg/cm<sup>2</sup>, ou seja, 4,5 kg/cm<sup>2</sup>; Altura em relação à bomba – 3 m;

Altura de líquido máxima – 1 m.

Influências Negativas:

Tubulação – 0,00195 kg/cm<sup>2</sup>, calculado pelo esquema abaixo:

$$P_{tubulação} = 0,5 \frac{kg}{cm^2 \cdot km_{tubo}} \times L$$

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

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

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

Em que:

$P_{tubulação}$  – 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 ( $P_{a,max}$ ) é calculada como o somatório dos fatores (Equação 16).

$$P_{a,max} = 4,5 \frac{kg}{m^2} + \frac{616,5 \frac{kg}{m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2} \times (3 + 1)m}{98067 \frac{m}{s^2}} - 0,00195 \frac{kg}{cm^2}$$
$$\therefore P_{a,max} \approx 4,745 \frac{kg}{cm^2}$$

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* (Equação 17).

$$P_{i,max} = P_{a,max} + \Delta P_{max}$$
$$\Rightarrow P_{imp} \approx 4,745 \frac{kg}{cm^2} + 1,463 \frac{kg}{cm^2}$$
$$\therefore P_{imp} \approx 6,208 \frac{kg}{cm^2}$$

A partir disso se faz o cálculo das vazões

Vazão mínima:

A vazão mínima ( $Q_{min}$ ) é calculada a partir da vazão normal ( $Q_{norm}$ ) da bomba, que é de 13,1 m<sup>3</sup>/h.

$$Q_{min} = 0,6 \times Q_{norm}$$
$$\Rightarrow Q_{min} = 0,6 \times 13,1 m^3/h$$
$$\therefore Q_{min} = 7,86 m^3/h$$

Vazão de projeto:

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

$$Q_{proj} = 1,2 \times Q_{norm}$$
$$\Rightarrow Q_{proj} = 1,2 \times 13,1 m^3/h$$
$$\therefore Q_{proj} = 15,72 m^3/h$$

Com isso, de acordo com os dados obtidos é possível calcular a potência da bomba.

Potência Absorvida:

A potência absorvida pela bomba é calculada conforme mostrado abaixo, sendo o valor obtido em unidade de Cavalo Vapor (Equação 18).

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

$$\Rightarrow W_{abs} \approx 0,839 \text{ CV}$$

$$\therefore W_{abs} \approx 617,08 \text{ W}$$

Potência Hidráulica:

A potência hidráulica ( $W_h$ ) é calculada a partir da potência absorvida e da eficiência hidráulica ( $\eta_h$ ), que normalmente assume de 30% (Equação 19).

$$W_h = \frac{W_{abs}}{\eta_h}$$

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

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

Potência Real:

Contudo, pode-se ter a potência real ( $W_R$ ) da bomba, ou potência elétrica, que é calculada a partir da potência hidráulica e da eficiência mecânica ( $\eta_m$ ), que assume de 85% (Equação 20).

$$W_R = \frac{W_h}{\eta_m}$$

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

$$\Rightarrow W_R = 2419,92 \text{ W}$$

$$\therefore W_R \approx 2,42 \text{ kW}$$

## 5. Projeto de instrumentação e controle

No projeto em questão, se tem o esquema de instrumentação e controle do sistema de fracionamento da mistura n-hexano, n-heptano e n-octano. O esquema do sistema completo se apresenta na Figura 6.

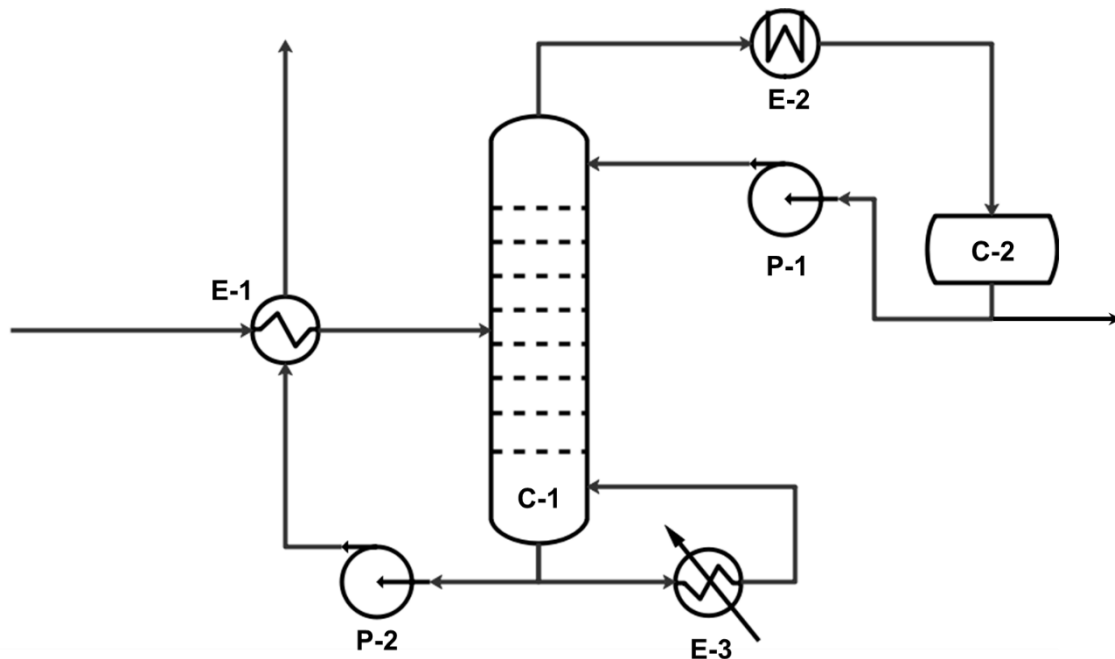


Figura 6. Diagrama básico do sistema de fracionamento da mistura n-C<sub>6</sub>, n-C<sub>7</sub> e n-C<sub>8</sub>

Como se pode observar, 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.

Sendo assim, foi:

- Identificado todas as correntes de processo.
- Realizado a localização e identificação no diagrama simplificado o local dos diferentes instrumentos.
- Realizado a localização e identificação no diagrama simplificado o local dos sistemas de controle.
- Preenchido as folhas de informação sobre instrumentos, laços de controle e válvulas de controle.

Diagrama do processo.



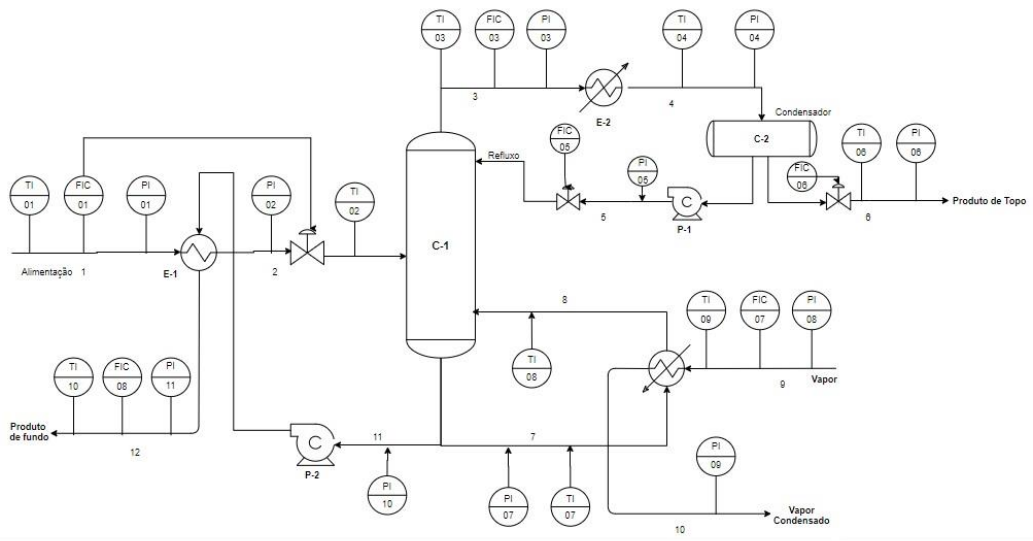


Figura 7: Diagrama dos diferentes instrumentos e sistemas de controle

## 6. Especificações dos projetos

Tabela 32: Especificações dos pratos

<b>1. 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 COLUNA</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 COLUNA</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
<b>Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)</b>	-		

Tabela 33: Corrente 1 – Alimento

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	1	
<b>Descrição</b>	Alimento	
<b>Pressão</b>	0,51	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>	-0,0048	Gkcal/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>	0,19	cP
<b>Condutividade térmica</b>	9,886*10 <sup>-2</sup>	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2,558	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	11,97	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	-	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
<b>Hexano</b>	0,4	0,35
<b>Heptano</b>	0,35	0,36
<b>Octano</b>	0,25	0,29

Tabela 34: Corrente 2 – Destilado

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>	
<b>Número de corrente</b>	2

Descrição	Destilado	
Pressão		Kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura	79,66	°C
Vazão mássica	6967	Kg/h
Vazão molar	75	Kmol/h
Entalpia total	-0,00475	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
Vazão volumétrica @P e T de operação	10,32	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	2,451	kJ/kg·°C
Tensão superficial	13,33	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
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	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,534	0,495
Heptano	0,453	0,488
Octano	0,013	0,016

Tabela 35: Corrente 3 – Resíduo

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
Número de corrente	3	
Descrição	Resíduo	
Pressão		Kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura	150,6	°C
Vazão mássica	8525	Kg/h
Vazão molar	75	Kmol/h
Entalpia total	-0,0051	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
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>	9,338*10 <sup>-2</sup>	W/m.°C
<b>Calor específico</b>	2,789	kJ/kg.°C
<b>Tensão superficial</b>	9,797	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	-	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m.°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg.°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
<b>Hexano</b>	0	0
<b>Heptano</b>	0,04	0,035
<b>Octano</b>	0,96	0,965

Tabela 36: Especificação da torre

<b>ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES</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 3/4"	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

### ESQUEMA DO RECIPIENTE

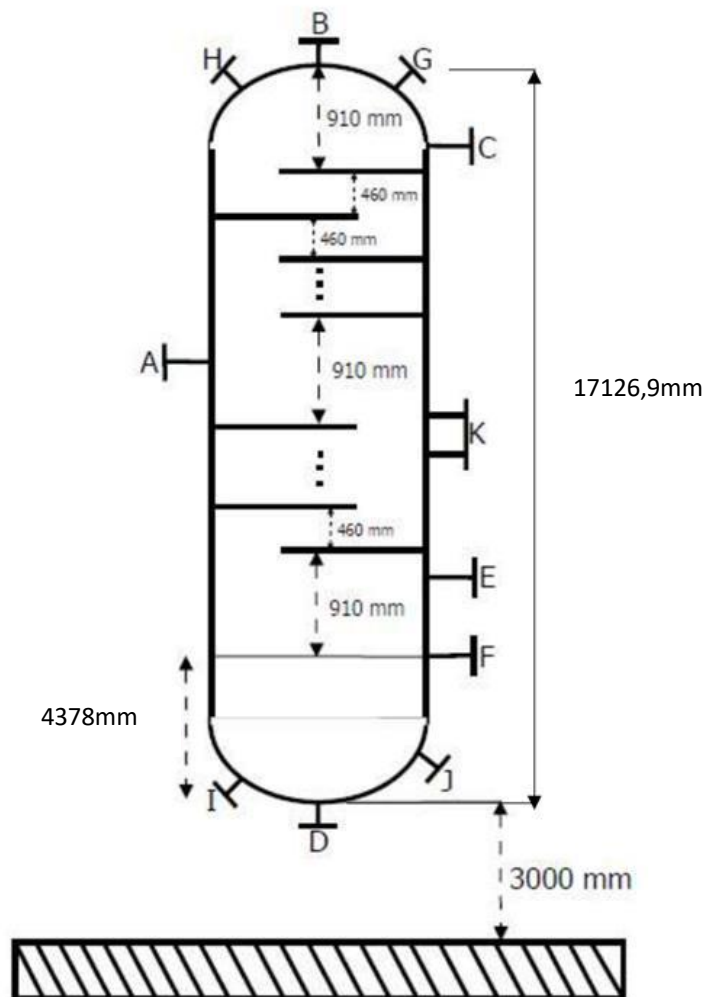


Tabela 37: Especificação vaso pulmão

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/RETORES		
<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>
<b>A</b>	1		Entrada de líquido
<b>B</b>	2	20mm	Bocal de inspeção
<b>C</b>	3	Eng. de detalhe	Válvula de segurança
<b>D</b>	4		Saída de líquido
<b>E</b>	5	1 ¾ ”	Medidor de nível
<b>F</b>	6	1 ¾ ”	Medidor de nível
<b>ESQUEMA DO RECIPIENTE</b>			
<p>6,67 m</p> <p>Entrada Bocal de inspeção Saída gás</p> <p>Conexões para medida de nível</p> <p>667,3 mm</p> <p>1334,67 mm</p> <p>Saída líquido</p>			

Tabela 38: Especificação trocador de calor

<b>ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR</b>	
<b>Número do equipamento</b>	E - 01
<b>Descrição</b>	Refervedor da Torre de Destilação

<b>Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)</b>		Casco-Tubo				
<b>Para casco-tubo, definir o tipo TEMA</b>		AKU				
<b>Disposição (horizontal/vertical)</b>		Horizontal				
<b>Circulação (forçada, termosifão...)</b>		Forçada				
<b>Número de carcaças estimadas</b>	<b>Em série ou paralelo?</b>	1				
<b>CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO</b>						
<b>Lado</b>	<b>CASCO / CASCO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS</b>			<b>TUBO / TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS</b>		
	<b>Entrada</b>	<b>Saída</b>		<b>Entrada</b>	<b>Saída</b>	
<b>Vazão total</b>	14170		Kg/h	1658,68		Kg/h
<b>Fração de vapor/gás</b>	0	0,8		1	0	
<b>Vazão de vapor/gás</b>	0	11320	Kg/h	1638,68	0	Kg/h
<b>Vazão de líquido</b>	14170	2850		0	1658,68	
<b>Temperatura</b>	148,6	150,6	°C	180	180	°C
<b>Pressão</b>	0,955	1,006	Kg/cm <sup>2</sup> g	9,164	9,089	Kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Perda de pressão permitida</b>	0,075		Kg/cm <sup>2</sup>	0,075		Kg/cm <sup>2</sup>
<b>Coefficiente individual de transmissão de calor</b>	1100		Kcal / h m <sup>2</sup> °C	9950		Kcal / h m <sup>2</sup> °C
<b>Fator de deposição</b>	0,00015		h m <sup>2</sup> °C/ kcal	0,00015		h m <sup>2</sup> °C/ kcal
<b>Coefficiente global de transmissão de calor</b>	763,6				Kcal / h m <sup>2</sup> °C	
$\Delta T_{ml}$	30,39				°C	
$F_T$	1					
<b>Calor trocado</b>	0,796				Gcal/h	
<b>CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO</b>						
<b>Pressão de projeto</b>	10,964				Kg/cm <sup>2</sup> g	
<b>Temperatura de projeto</b>	210				°C	
<b>CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR</b>						
<b>Área de troca de calor</b>	34,303			m <sup>2</sup>		
<b>Diâmetro dos tubos</b>	¾ - 19,05			polegadas/mm		
<b>Comprimento dos tubos</b>	20 - 6096			pés/mm		
<b>Espessura dos tubos</b>	14			BWG		
<b>Espaçamento entre centro dos tubos</b>	15/16 - 23,8125			pés/mm		
<b>Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)</b>	Triangular					
<b>Diâmetro do casco</b>	12 - 304,8			pés/mm		

Tabela 39: Especificação válvula de controle

**ESPECIFICAÇÕES VALVULAS DE  
CONTROLE**



<b>Identificação no diagrama mecânico</b>	<b>Localização (número da tubulação)</b>	<b>Vinculação ao laço de controle</b>	<b>Vazão 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

Tabela 40 : Especificação bombas

**ESPECIFICAÇÕES BOMBAS**

<b>Identificação do equipamento operação / reserva</b>	Operação	Reserva
<b>Descrição</b>	01a	Bomba de refluxo 01b
<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	m³/h
<b>Pressão</b>	1,214	kg/cm² g 2,433
<b>Temperatura</b>	80,588	°C 80,588
<b>Densidade</b>	616,512	kg/m³ 616,512
<b>Viscosidade</b>	0,2083	cP 0,2083
<b>Pressão de vapor</b>	1	kg/cm² g 1
<b>CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA</b>		
<b>Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)</b>	15,72	m³/h
<b>Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)</b>	7,86	h
<b>Pressão na aspiração na vazão de projeto</b>	0,214	kg/cm² g
<b>Pressão na impulsão na vazão de projeto</b>	1,433	kg/cm² g
<b>Pressão diferencial</b>	1,219	kg/cm² g
<b>Altura diferencial</b>	3	m
<b>NPSH disponível</b>	3	m
<b>Máxima pressão diferencial a impulsão fechada</b>	1,463	kg/cm² g
<b>Pressão máxima na aspiração</b>	3,745	kg/cm² g
<b>Pressão máxima na impulsão</b>	5,208	kg/cm² g
<b>Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão</b>		polegadas
<b>CONDIÇÕES DE PROJETO MECANICO</b>		
<b>Pressão de projeto</b>	1,033	Kg/cm² 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

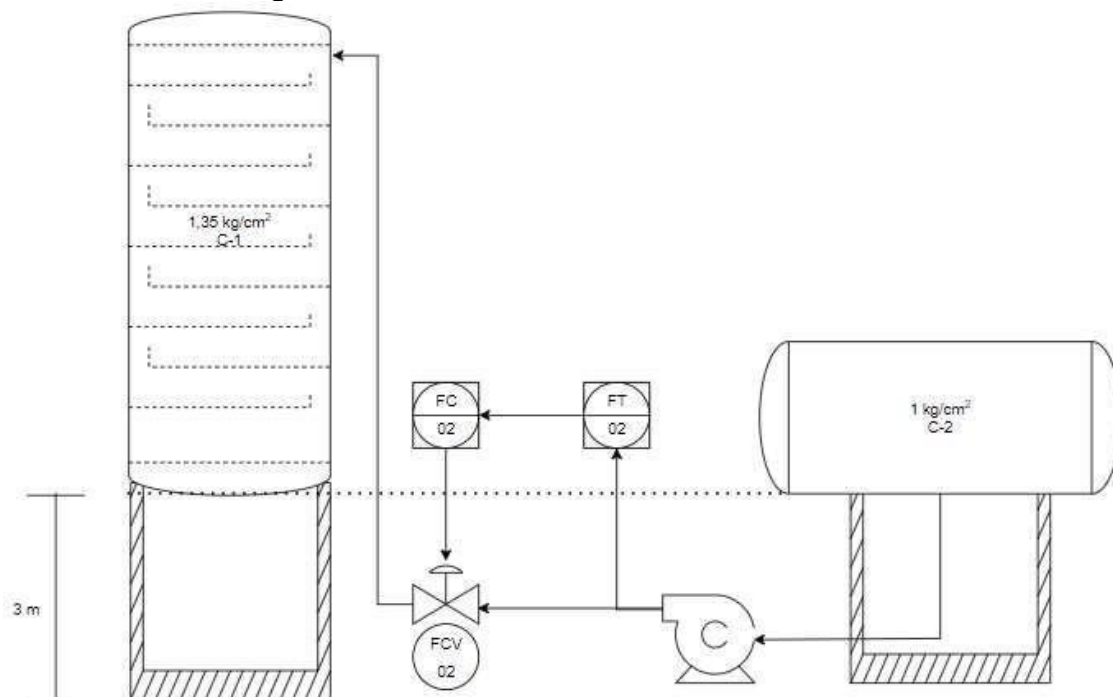


Tabela 41: Especificações instrumentos de vazão

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Fase (L, G ou M)	Vazão normal / kg/h
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	

Tabela 42: Especificação de instrumentos de nível

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE NÍVEL			
Identificação	Localização (núm. do vaso)	Tipo de interfase (L-L ou L-V/G)	Nível normal / mm
LT01	C-2	L-L	
LC01	C-2	L-L	
LT02	C-1	L-G	
LC02	C-1	L-G	

Tabela 43: Especificação instrumentos de temperatura

<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	

Tabela 44: Especificação instrumentos de pressão

<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>
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	

Tabela 45: Especificação laços de controle

<b>ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE</b>			
<b>Identificação no diagrama mecânico</b>	<b>Localização (nº. da tubulação ou vaso)</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 de produto	LT02, LC02, FC03, FCV03