



**Universidade de Brasília**  
**Instituto de Química**

**TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO**

***Modelagem e especificação de planta química de  
separação de hidrocarbonetos***

*Matheus Firetti Cunha*

***Orientador da Divisão de Engenharia Química***

*Fábio Moreira da Silva*

***Professor responsável pela disciplina***

*Jose Joaquim Linares Leon*

**Brasília, 2021.**

## ÍNDICE

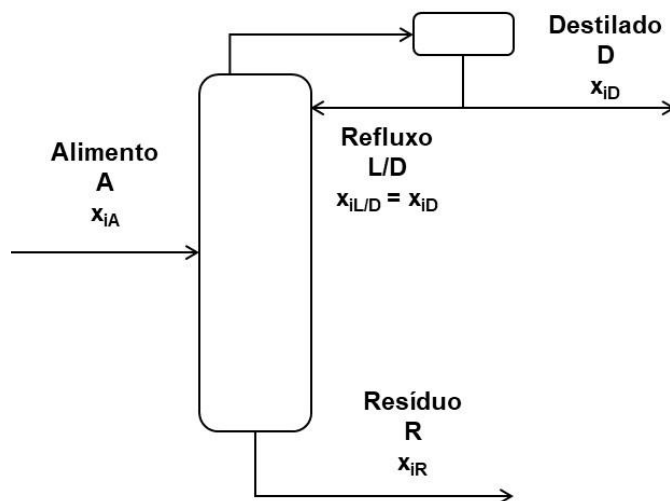
1. INTRODUÇÃO .....	2
2. AVALIAÇÃO ECONÔMICA E RENTABILIDADE.....	3
3. PROJETO DE VASOS, TORRES E REATORES .....	12
4. PROJETO DE SISTEMAS DE TROCA DE CALOR .....	20
5. PROJETO DE SISTEMAS DE IMPULSÃO MECÂNICA .....	22
6. PROJETO DE I&C .....	25
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	29

# 1. INTRODUÇÃO

As disciplinas de Projetos de Engenharia Química 1 e 2 se voltaram ao desenvolvimento de uma planta química de destilação de hidrocarbonetos. Inicialmente, desejou-se estimar os custos e investimentos de uma planta deste tipo e, posteriormente, a partir do projeto dos vasos, torre e reatores, projetou-se a planta voltada para a separação da mistura multicomponente composta por hexano, heptano e octano. Visando este desenvolvimento, as disciplinas focaram no estudo de todos os componentes necessários para desenvolver tal planta, assim como instrumentos de controle e cálculos econômicos.

Deste modo, foi necessário estimar custos para operação da planta por 15 anos, além dos custos de sua construção, seguido pelas especificações de todos os equipamentos que compuseram este sistema de destilação, sendo eles, torres e seus componentes, vasos, trocadores de calor e bombas.

Uma vez que é sabido o tipo de equipamento a ser utilizado, realizou-se a especificação destes. Iniciando com os trocadores de calor, seguido pelas bombas e, por fim, os instrumentos de controle.



**Figura 1:** Modelo simplificado do sistema de separação

## 2. AVALIAÇÃO ECONÔMICA E RENTABILIDADE

Inicialmente, desejou-se avaliar economicamente o projeto de uma planta de purificação de uma corrente composta por hexano, heptano e octano.

Visando esta operação, foram dadas informações sobre os equipamentos que compuseram esta planta, que são a bomba de alimentação, todos os componentes da torre, condensador de topo, vaso pulmão de refluxo e refeedor de fundo. Assim, foi estimado o investimento necessário para colocar em funcionamento esta unidade de purificação. Tais estimativas foram realizadas com base no livro *Chemical Engineering Design*.

Foram dados os componentes, assim como suas respectivas vazões e frações molares na alimentação, destilado e resíduo. Tais valores seguem tabelados abaixo:

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

**Tabela 1:** Especificações das correntes

Primeiramente determina-se o número mínimo de pratos necessários, para posteriormente se calcular o número total de pratos e, por fim, o número real. Partindo da equação de Fenske, somada a correlação de Gilliland, foi possível calcular estes parâmetros.

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

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

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

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

Para a taxa mínima de refluxo calculada, igual a 0,84, calcula-se também o número mínimo de pratos, obtendo assim um valor de  $N_{\min} = 7,64$ , considerado 8. Posteriormente, aplica-se diferentes taxas de refluxo iguais a 1,2, 1,4, 1,6 e 2 vezes a taxa mínima e calcula-se os parâmetros correspondentes.

Refluxo	X	Y	Nt	Nr
1,2	0,083635	0,570597	19,12983	23,91228
1,4	0,154361	0,501063	16,32444	20,40555
1,6	0,214951	0,44781	14,6537	18,31712
2	0,313349	0,371134	12,74508	15,93135

**Tabela 2:** Número de pratos correspondentes às taxas de refluxo

A partir destes valores, é realizado o balanço de massa na seção de enriquecimento a fim de se dimensionar a torre, sabendo as correntes internas em ambas as fases, líquida e vapor.

Uma vez que se tem as razões de refluxo, mantendo a vazão de destilado constante e igual a 75kmol/h, calcula-se a vazão de L que retorna à coluna e as vazões de vapor e líquido ao longo da coluna. Com estes valores, somados à velocidade limite, é possível calcular a área e, conseqüentemente, os demais parâmetros dimensionais.

Tais valores seguem abaixo:

<b>Torre</b>					
<b>Razão</b>	<b>1</b>	<b>1,2</b>	<b>1,4</b>	<b>1,6</b>	<b>2</b>
<b>Vazão vapor (kmol/h)</b>	137,95479	150,5457505	163,13671	175,7277	200,90958
<b>Q vapor (m3/h)</b>	3952,8594	4313,631821	4674,4043	5035,177	5756,7216
<b>Q líquido (m3/h)</b>	30,317171	32,65967452	35,002178	37,34468	42,02969
<b>Vlim (ft/s)</b>	3,1622868	3,162286839	3,1622868	3,162287	3,1622868
<b>Vlim (m/h)</b>	3469,9285	3469,928544	3469,9285	3469,929	3469,9285
<b>Área (m2)</b>	1,139176	1,243147162	1,3471183	1,451089	1,6590317
<b>Raio (m)</b>	0,6021808	0,629060969	0,6548387	0,679639	0,7267061
<b>Diâmetro (m)</b>	1,2043615	1,258121937	1,3096774	1,359279	1,4534122
<b>Altura sem fundo (m)</b>	6,1840372	12,74829651	11,145016	10,19019	9,0994145
<b>Volume de fundo (m3)</b>	5,0528618	5,443279087	5,8336964	6,224114	7,0049483
<b>Altura de fundo (m)</b>	4,4355409	4,378628094	4,3305004	4,289269	4,2223112
<b>Altura total (m)</b>	10,619578	17,1269246	15,475516	14,47946	13,321726

**Tabela 3:** Especificações da torre

Considerou-se um tempo de retenção de 10 minutos para o cálculo do fundo, além dos parâmetros determinados na literatura, como distância entre os pratos, espaçamento superior, inferior e na alimentação.

Para o vaso pulmão de refluxo, leva-se em conta as vazões de líquido condensado e destilado, para um tempo de retenção de 10 minutos, e volume útil equivalente a 50% do volume total. O vaso segue a razão  $L/D=5$ . Assim, obtém-se os seguintes valores:

<b>Pulmão</b>					
<b>Razão</b>	<b>1</b>	<b>1,2</b>	<b>1,4</b>	<b>1,6</b>	<b>2</b>
<b>Vutil</b>	4,277668	4,668085288	5,0585026	5,44892	6,2297546
<b>Volume (m3)</b>	8,5553359	9,336170577	10,117005	10,89784	12,459509
<b>Diâmetro</b>	1,2963731	1,334670005	1,3708869	1,405285	1,4694381
<b>Comprimento</b>	6,4818653	6,673350024	6,8544346	7,026426	7,3471903

**Tabela 4:** Especificações do vaso pulmão

Após o cálculo dos parâmetros do pulmão de refluxo, calculou-se os referentes ao condensador. Para isso, foi necessário o cálculo de quantidade de calor a ser retirado da mistura a fim de condensá-la, a área de troca e a diferença de temperaturas do fluido a ser condensado e o fluido refrigerante. Para este último, calcula-se o  $\Delta T_{LN}$  referente às duas correntes de fluido. O calor latente de vaporização utilizado foi igual a 7602kcal/kmol.

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

Condensador					
Razão	1	1,2	1,4	1,6	2
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/m <sup>2</sup> C)	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 5:** Especificações do condensador de topo

Partindo para o refeedor de fundo, utilizando o calor latente de vaporização da mistura igual a 7847kcal/kmol, objetivou-se determinar os mesmos parâmetros do condensador, sendo eles a quantidade de energia envolvida no processo, diferença de temperaturas e área de troca. Somou-se à alimentação o líquido condensado que retorna à coluna. Os parâmetros calculados seguem abaixo:

Refrervedor					
Razão	1	1,2	1,4	1,6	2
Q (kcal/h)	1278706,3	1377507,505	1476308,8	1575110	1772712,5
Q (kJ/h)	5353943,1	5767623,922	6181304,8	6594986	7422347,3
U (kW/m <sup>2</sup> C)	0,75	0,75	0,75	0,75	0,75
dTln	80,259907	80,25990687	80,259907	80,25991	80,259907
Área	24,706506	26,61549323	28,52448	30,43347	34,251442

**Tabela 6:** Investimento no vaso pulmão

Por fim, dimensiona-se a bomba de refluxo, a partir dos valores de vazão de líquido que retorna à coluna e perdas de carga. O vaso está a 3m do solo e a bomba foi instalada no nível do líquido, equivalente a 50% do recipiente.

Bomba					
Q (m <sup>3</sup> /h)	9,484	11,38080002	13,2776	15,1744	18,968
Carga de cota	3,6481865	3,667335002	3,6854435	3,702643	3,734719
h	13,619578	20,1269246	18,475516	17,47946	16,321726
h vencida	9,9713915	16,4595896	14,790073	13,77682	12,587007
dP (Pa)	104393,63	143606,0933	133516,1	127392,3	120201,52
Potência (kW)	275,01922	453,9867305	492,43705	536,9728	633,32845

**Tabela 7:** Especificações da bomba de refluxo

Uma vez que se tem os parâmetros de cada componente, é possível calcular seus custos e investimentos individuais. Para isto, utiliza-se a equação de Lang e os coeficientes a, b e n, presentes no livro *Chemical Engineering Design*.

$$C_i = a + bS^n$$

Em que S é o parâmetro de interesse de cada equipamento. Além disso, os índices de custo dos anos de 2007 e 2019 são, respectivamente, 525,4 e 607,5.



Para o cálculo do custo da torre, deve se determinar seu peso. Para isso, calcula-se sua espessura e a relaciona com o diâmetro e altura por meio das seguintes equações:

$$e_{\min} = P_i \times \frac{D_i}{2 \times S \times E - 1,2 \times P_i}$$

$$W_{\text{cotuna}} = \pi \times D \times H \times e \times \rho$$

S equivale ao estresse máximo permitido,  $P_i$  a pressão máxima interna, E a eficiência da composição do vaso.

Custo da torre					
Razão	1	1,2	1,4	1,6	2
<b>N</b>	9,554761931	23,91228458	20,40554587	18,31712274	15,93135278
<b>D</b>	1,204361545	1,258121937	1,309677399	1,359278841	1,453412235
<b>h</b>	10,61957802	17,1269246	15,47551599	14,479458	13,32172571
<b>Sep</b>	0,4572	0,4572	0,4572	0,4572	0,4572
<b>Pmax</b>	151987,5				
<b>e (mm)</b>	2,741400677	2,863771553	2,981123503	3,094027663	3,308296669
<b>Peso (kg)</b>	881,1781237	1550,841959	1518,505925	1530,42519	1609,832897
<b>a</b>	15000				
<b>b</b>	68				
<b>n</b>	0,85				
<b>Custo 2007</b>	\$ 36.667,71	\$ 50.034,13	\$ 49.412,24	\$ 49.641,70	\$ 51.163,68
<b>Custo 2019</b>	\$ 42.397,48	\$ 57.852,56	\$ 57.133,49	\$ 57.398,81	\$ 59.158,61
<b>Investimento</b>	\$ 200.964,05	\$ 274.221,12	\$ 270.812,74	\$ 272.070,34	\$ 280.411,82

**Tabela 8:** Custos e investimento da torre

Para o vaso pulmão de refluxo, o parâmetro a ser considerado é o volume.  
Portanto:

<b>Custo Pulmão</b>					
<b>Razão</b>	<b>1</b>	<b>1,2</b>	<b>1,4</b>	<b>1,6</b>	<b>2</b>
<b>Volume</b>	8,555335946	9,336170577	10,11700521	10,89783984	12,4595091
<b>a</b>	5000				
<b>b</b>	1400				
<b>n</b>	0,7				
<b>Custo 2007</b>	\$ 11.290,63	\$ 11.687,23	\$ 12.073,99	\$ 12.451,89	\$ 13.184,25
<b>Custo 2019</b>	\$ 13.054,92	\$ 13.513,50	\$ 13.960,69	\$ 14.397,64	\$ 15.244,44
<b>Investimento</b>	\$ 61.880,33	\$ 64.053,98	\$ 66.173,69	\$ 68.244,83	\$ 72.258,65

**Tabela 9:** Custos e investimento do vaso pulmão

Para o condensador, a área de troca foi considerada como o S da equação de Lang.

<b>Custo Condensador</b>					
<b>Razão</b>	<b>1</b>	<b>1,2</b>	<b>1,4</b>	<b>1,6</b>	<b>2</b>
<b>Área</b>	36,9018021	40,26978265	43,63776319	47,00574374	53,74170483
<b>a</b>	24000				
<b>b</b>	46				
<b>n</b>	1,2				
<b>Custo 2007</b>	\$ 27.493,13	\$ 27.879,12	\$ 28.271,62	\$ 28.670,24	\$ 29.484,43
<b>Custo 2019</b>	\$ 31.789,26	\$ 32.235,56	\$ 32.689,40	\$ 33.150,30	\$ 34.091,72
<b>Investimento</b>	\$ 150.681,09	\$ 152.796,56	\$ 154.947,75	\$ 157.132,44	\$ 161.594,77

**Tabela 10:** Custos e investimento do condensador

A área também foi o parâmetro usado como S para o refeedor:

<b>Custo refeedor</b>					
<b>Razão</b>	<b>1</b>	<b>1,2</b>	<b>1,4</b>	<b>1,6</b>	<b>2</b>
<b>Área</b>	24,70650616	26,61549323	28,5244803	30,43346738	34,25144153
<b>a</b>	25000				
<b>b</b>	340				
<b>n</b>	0,9				
<b>Custo 2007</b>	\$ 31.095,50	\$ 31.517,78	\$ 31.937,05	\$ 32.353,52	\$ 33.178,81
<b>Custo 2019</b>	\$ 35.954,54	\$ 36.442,81	\$ 36.927,60	\$ 37.409,14	\$ 38.363,39
<b>Investimento</b>	\$ 170.424,51	\$ 172.738,93	\$ 175.036,80	\$ 177.319,33	\$ 181.842,46

**Tabela 11:** Custos e investimento do refeedor

Para a bomba do refluxo, utilizou-se a vazão, em L/s, conforme diz a tabela 6.6 do livro Chemical Engineering Design:

<b>Custo bomba</b>					
<b>Razão</b>	<b>1</b>	<b>1,2</b>	<b>1,4</b>	<b>1,6</b>	<b>2</b>
<b>Q (L/s)</b>	2,63444445	3,161333339	3,688222229	4,215111119	5,268888899
<b>a</b>	6900				
<b>b</b>	206				
<b>n</b>	0,9				
<b>Custo 2007</b>	\$ 7.392,59	\$ 7.480,43	\$ 7.566,81	\$ 7.651,96	\$ 7.819,21
<b>Custo 2019</b>	\$ 8.547,77	\$ 8.649,34	\$ 8.749,21	\$ 8.847,67	\$ 9.041,05
<b>Investimento</b>	\$ 40.516,44	\$ 40.997,86	\$ 41.471,28	\$ 41.937,96	\$ 42.854,59

**Tabela 12:** Custos e investimento da bomba de refluxo

Os pratos considerados foram do tipo valvulados, mais comumente usados.

<b>Pratos</b>					
<b>Razão</b>	<b>1</b>	<b>1,2</b>	<b>1,4</b>	<b>1,6</b>	<b>2</b>
<b>N</b>	9,554761931	23,91228458	20,40554587	18,31712274	15,93135278
<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>	\$ 6.345,12	\$ 16.881,10	\$ 15.256,49	\$ 14.456,01	\$ 13.889,89
<b>Custo 2019</b>	\$ 7.336,63	\$ 19.518,97	\$ 17.640,49	\$ 16.714,93	\$ 16.060,36
<b>Investimento</b>	\$ 34.775,61	\$ 92.519,92	\$ 83.615,94	\$ 79.228,78	\$ 76.126,09

**Tabela 13:** Custos e investimento dos pratos

Assim, somando os custos de cada ano e o investimento total com equipamentos, obtém-se os seguintes valores:

<b>Total 2007</b>	\$	\$	\$	\$	\$
	120.284,69	145.479,79	144.518,20	145.225,31	148.720,26
<b>Total 2019</b>	\$	\$	\$	\$	\$
	139.080,60	168.212,74	167.100,89	167.918,50	171.959,57
<b>Investimento Total</b>	\$	\$	\$	\$	\$
	659.242,04	797.328,38	792.058,20	795.933,68	815.088,39
<b>Investimento em R\$</b>	R\$	R\$	R\$	R\$	R\$
	3.493.982,79	4.225.840,39	4.197.908,47	4.218.448,50	4.319.968,44

**Tabela 14:** Custos e investimento total

Por fim, para se determinar os custos de água de refrigeração, vapor de caldeira e energia consumida pela bomba, considerou-se que os equipamentos funcionariam 315 dias por ano, 24h por dia. Tais valores estão abaixo, seguidos pelo somatório do investimento em equipamentos e estes últimos custos.

<b>Água de refrigeração</b>					
<b>Razão</b>	<b>1</b>	<b>1,2</b>	<b>1,4</b>	<b>1,6</b>	<b>2</b>
<b>m (kg/h)</b>	61941,63161	67594,96554	73248,29948	78901,63342	90208,3013
<b>m (kg/ano)</b>	468278734,9	511017939,5	553757144,1	596496348,7	681974757,8
<b>m (m3/ano)</b>	468278,7349	511017,9395	553757,1441	596496,3487	681974,7578
<b>m15</b>	7024181,024	7665269,093	8306357,161	8947445,23	10229621,37
<b>Custo total</b>	\$	\$	\$	\$	\$
	702.418,10	766.526,91	830.635,72	894.744,52	1.022.962,14

**Tabela 15:** Custos de água de refrigeração

<b>Vapor de caldeira</b>					
<b>Razão</b>	<b>1</b>	<b>1,2</b>	<b>1,4</b>	<b>1,6</b>	<b>2</b>
<b>m (kg/h)</b>	1821,12975	1961,842205	2102,554661	2243,267117	2524,692028
<b>m (kg/ano)</b>	13767740,91	14831527,07	15895313,24	16959099,4	19086671,73
<b>m (t/ano)</b>	13767,74091	14831,52707	15895,31324	16959,0994	19086,67173
<b>m15</b>	206516,1136	222472,9061	238429,6986	254386,491	286300,076
<b>Custo total</b>	\$	\$	\$	\$	\$
	2.065.161,14	2.224.729,06	2.384.296,99	2.543.864,91	2.863.000,76

**Tabela 16:** Custos do vapor de caldeira

<b>Energia da bomba</b>					
<b>Razão</b>	<b>1</b>	<b>1,2</b>	<b>1,4</b>	<b>1,6</b>	<b>2</b>
<b>Consumo (kWh/ano)</b>	2079145,295	3432139,682	3722824,076	4059514,201	4787963,066
<b>Consumo (kWh)</b>	31187179,42	51482095,23	55842361,15	60892713,01	71819445,99
<b>Custo</b>	\$ 7.796.794,85	\$ 12.870.523,81	\$ 13.960.590,29	\$ 15.223.178,25	\$ 17.954.861,50

**Tabela 17:** Custos de energia da bomba

<b>TOTAL</b>	\$ 11.223.616,13	\$ 16.659.108,15	\$ 17.967.581,19	\$ 19.457.721,36	\$ 22.655.912,78
--------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------

**Tabela 18:** Custos totais

Assim, conclui-se que a taxa de refluxo que corresponde ao menor custo da planta é a de 1,2, sendo o custo total igual a \$16.659.108,15 para uma operação de 15 anos.

### **3. PROJETO DE VASOS, TORRES E REATORES**

Uma vez que se determinaram os parâmetros básicos desta planta por meio da análise econômica, cada um dos equipamentos foi descrito mais profundamente, assim como as correntes de processo, com base no regime de operação determinado pelo estudo econômico.

Assim, foram especificadas as correntes materiais de alimentação, destilado e resíduo, assim como a torre, os pratos que a compõem e o vaso pulmão. Tais informações seguem tabeladas a seguir:

<b>CORRENTE DE ALIMENTAÇÃO</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>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 19: Especificações da corrente de alimentação*

<b>CORRENTE DESTILADO</b>		
<b>Número de corrente</b>	2	
<b>Descrição</b>	Destilado	
<b>Pressão</b>		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>	-0,00475	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>	10,32	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>	2,451	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	13,33	dinas/cm
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
<b>Hexano</b>	0,534	0,495
<b>Heptano</b>	0,453	0,488
<b>Octano</b>	0,013	0,016

*Tabela 20: Especificações da corrente de destilado*

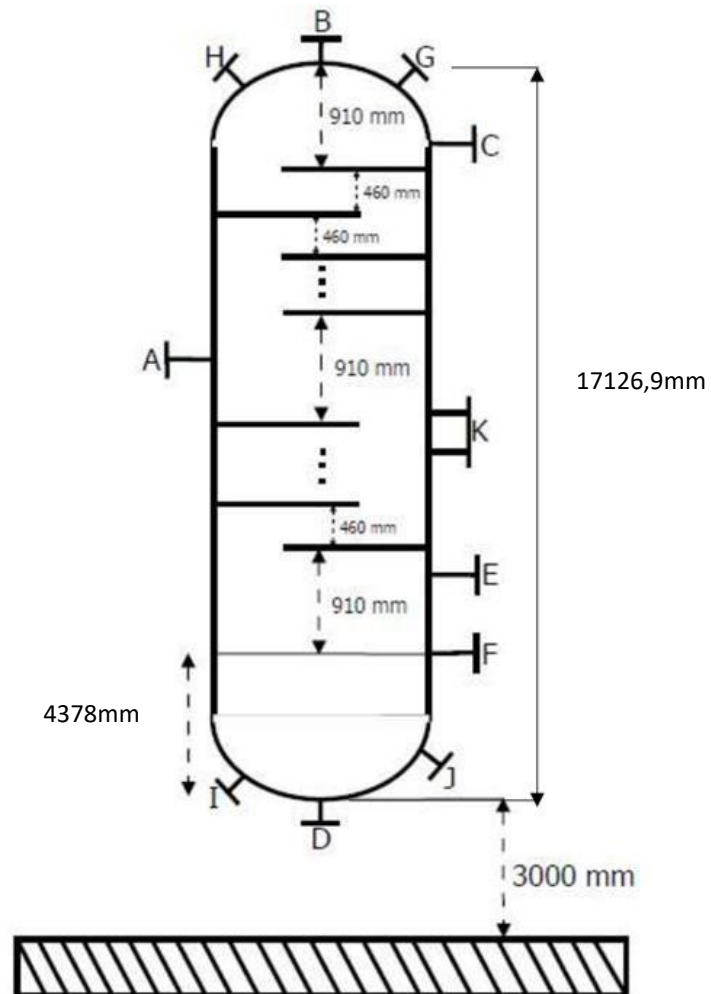
<b>CORRENTE RESÍDUO</b>		
<b>Número de corrente</b>	3	
<b>Descrição</b>	Resíduo	
<b>Pressão</b>		Kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	150,6	°C
<b>Vazão mássica</b>	8525	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	75	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-0,0051	Gkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0	
<b>Fração de vapor</b>	0	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	14,59	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	113,7	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	584,3	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	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>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 21: Especificações da corrente de resíduo*



<b>ESPECIFICAÇÕES TORRE</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 ¾"	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 22:** Especificações da torre

<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 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>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		

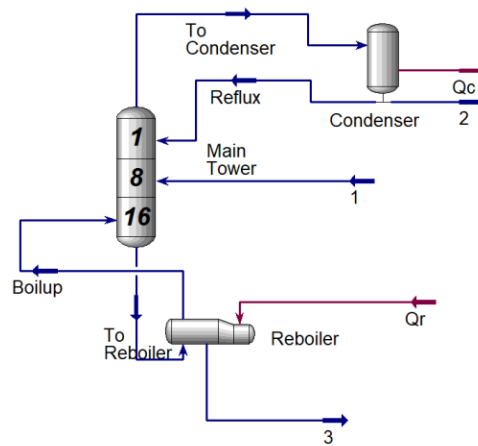
*Tabela 23: Especificações dos pratos*

ESPECIFICAÇÕES VASO PULMÃO			
Número do equipamento	C2		
Descrição	Vaso pulmão		
Pressão no topo	0	Kg/cm <sup>2</sup> g	
Pressão no fundo	0,06		
Pressão de projeto	3,5		
Temperatura no topo	79,66	°C	
Temperatura no fundo	99,66		
Temperatura de projeto	129,66		
Nível normal de líquido	667,3	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	1068,4		
Nível máximo de líquido (20%)	266,9		
Altura	3000		
Diâmetro	1334,67		
Material	Aço Carbono		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	3,242	Kg/m <sup>3</sup>	
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave	616,1	Kg/m <sup>3</sup>	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
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 ¾"	Medidor de nível
F	6	1 ¾"	Medidor de nível
ESQUEMA DO RECIPIENTE			
<p style="text-align: center;">6,67 m</p> <p style="text-align: center;">Entrada    Bocal de inspeção    Saída gás</p> <p style="text-align: center;">Conexões para medida de nível</p> <p style="text-align: center;">667,3 mm</p> <p style="text-align: center;">Saída líquido</p> <p style="text-align: right;">1334,67 mm</p>			

**Tabela 24:** Especificações do vaso pulmão de refluxo

## 4. PROJETO DE SISTEMAS DE TROCA DE CALOR

Avançando neste projeto, o próximo objetivo foi especificar o refeedor de fundo. Considerando o uso de vapor de baixa pressão como fluido de aquecimento, determinou-se parâmetros como o tipo de trocador, disposição, circulação, dentre outros. Tais informações seguem abaixo, assim como a posição do trocador em relação a planta:



**Figura 2:** Esquema da planta

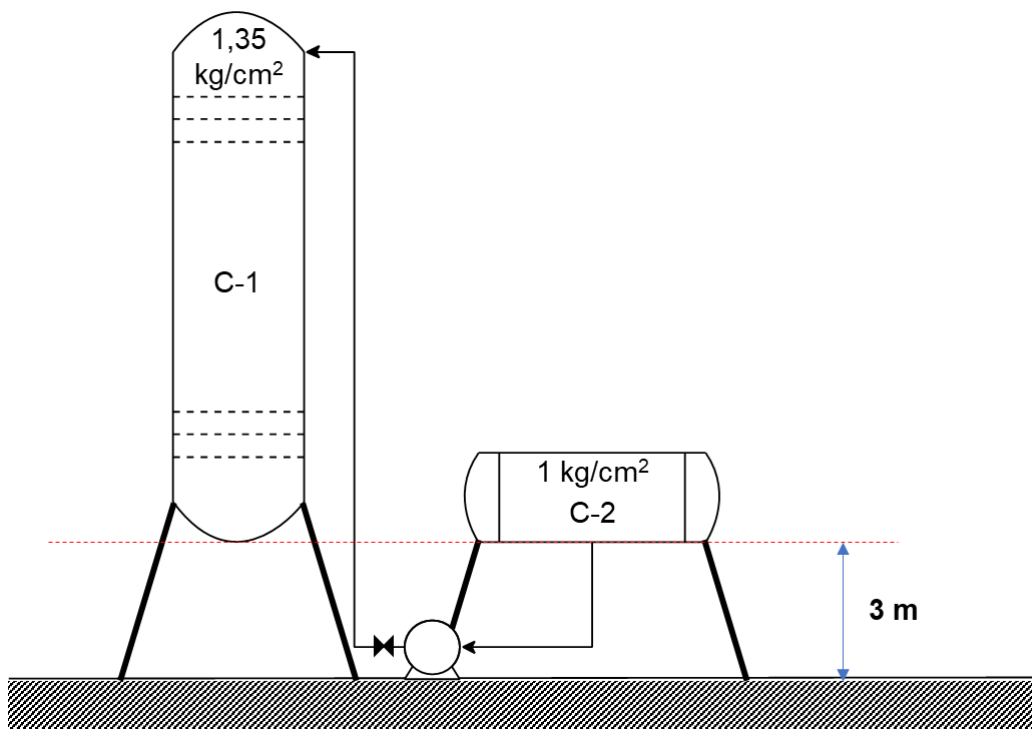
ESPECIFICAÇÕES TROCADOR DE CALOR						
Número do equipamento			E1			
Descrição			Aquecimento de corrente de hidrocarbonetos			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco-tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AES			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?		1		-	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO / CASCO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO / TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	1,417x10 <sup>4</sup>		Kg/h	1,203x10 <sup>3</sup>		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	1		1	0	
Vazão de vapor/gás	0	1,132x10 <sup>4</sup>	Kg/h	1,203x10 <sup>3</sup>	0	Kg/h
Vazão de líquido	1,417x10 <sup>4</sup>	0		0	1,203x10 <sup>3</sup>	
Temperatura	148,6	150,6	°C	180	180	°C
Pressão	1,95	2	Kg/cm <sup>2</sup> g	10	9,3	Kg/cm <sup>2</sup> g
Perda de pressão permitida	0,7		Kg/cm <sup>2</sup>	0,7		Kg/cm <sup>2</sup>
Coefficiente individual de transmissão de calor	1100		Kcal / h m <sup>2</sup> °C	9750		Kcal / h m <sup>2</sup> °C
Fator de deposição	0,0001		h m <sup>2</sup> °C/ kcal	0,0001		h m <sup>2</sup> °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor			825,3			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			12,8			Kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura de projeto			200			°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor			31,737			m <sup>2</sup>
Diâmetro dos tubos			3/4			polegadas/mm
Comprimento dos tubos			20			pés/mm
Espessura dos tubos			16			BWG
Espaçamento entre centro dos tubos			15/16			pés/mm
Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)			Triangular			
Diâmetro do casco			12			pés/mm

Tabela 25: Especificações trocador de calor

## 5. PROJETO DE SISTEMAS DE IMPULSÃO MECÂNICA

A fim de se determinar as características da bomba de refluxo, responsável por retornar o líquido armazenado no vaso pulmão ao topo da coluna, estima-se as perdas de carga devido à tubulação e à válvula, de acordo com as dimensões do vaso pulmão, altura da torre e vazão volumétrica.

Assim, se preenche a folha de especificação da bomba, similar à anterior, referente ao trocador de calor. Tal folha segue abaixo, junta ao esquema do sistema de bombeamento do refluxo:



**Figura 3:** Esquema do sistema de bombeamento

<b>ESPECIFICAÇÕES BOMBA</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>	1,212	kg/cm <sup>2</sup> g	2,433	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	80,5	°C	80,5	°C
<b>Densidade</b>	616,5	kg/m <sup>3</sup>	616,5	kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	Não informado	cP	Não informado	cP
<b>Pressão de vapor</b>	1,033	kg/cm <sup>2</sup> g	1,033	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>	1,464		kg/cm <sup>2</sup> g	
<b>Pressão na impulsão na vazão de projeto</b>	2,92			
<b>Pressão diferencial</b>	1,22		kg/cm <sup>2</sup>	
<b>Altura diferencial</b>	19,8		m	
<b>NPSH disponível</b>	2,9		m	
<b>Máxima pressão diferencial a impulsão fechada</b>	1,464		kg/cm <sup>2</sup>	
<b>Pressão máxima na aspiração</b>	4,7445		kg/cm <sup>2</sup> g	
<b>Pressão máxima na impulsão</b>	6,2			
<b>Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão</b>	-	-	polegadas	
<b>CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO</b>				
<b>Pressão de projeto</b>	6,5			Kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura de projeto</b>	80,5			°C
<b>CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO</b>				
<b>Potência elétrica a vazão de projeto</b>	1,67			kW

*Tabla 26: Folha de especificação da bomba de refluxo*

Os cálculos realizados a fim de se alcançar os parâmetros listados acima estão descritos a seguir:



### 5.1. Pressão na aspiração

$$X_a = \frac{0,5 * 1,3 * 3}{1000} = 0,00195 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_a = 1 + \frac{616,5 * 9,8 * 3}{98067} + \frac{616,5 * 9,8 * 0,5}{98067} - X_a$$

$$P_a = 1,212 \text{ kg/cm}^2$$

### 5.2. Pressão máxima na aspiração

$$P_{M.A} = 4,5 + \frac{616,5 * 9,8 * 3}{98067} + \frac{616,5 * 9,8 * 1}{98067} - X_a$$

$$P_{M.A.} = 4,7445 \text{ kg/cm}^2$$

### 5.3. Diferença de pressão na bomba

$$\Delta P = P_a - P_i$$

$$\Delta P = 1,22 \text{ kg/cm}^2$$

### 5.4. Máxima $\Delta P$ a impulsão fechada

$$\Delta P_{I.F.} = 1,2 * \Delta P$$

$$\Delta P_{I.F.} = 1,464 \text{ kg/cm}^2$$

### 5.5. Pressão máxima na impulsão

$$P_{M.I.} = P_{M.A.} + \Delta P_{I.F.}$$

$$P_{M.I.} = 6,2 \text{ kg/cm}^2$$

### 5.6. Potência de projeto

$$W_a = \frac{Q * \Delta P}{27,4} = \frac{15,72 * 1,4544}{27,4} = 0,8344 \text{ cv} = 0,6137 \text{ kW}$$

$$W_h = \frac{W_a}{X_h} = \frac{0,6137}{0,3} = 1,534 \text{ kW}$$

$$W_{Projeto} = \frac{W_h}{X_m} = \frac{1,534}{0,92} = 1,67 \text{ kW}$$

### 5.7. Vazões

$$Q_{op.} = 13,1 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_{Projeto} = 1,2 * Q_{op.} = 15,72 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_{mín.} = 0,6 * Q_{op.} = 7,86 \text{ m}^3/\text{h}$$

### 5.8. NPSH disponível (condições de operação)

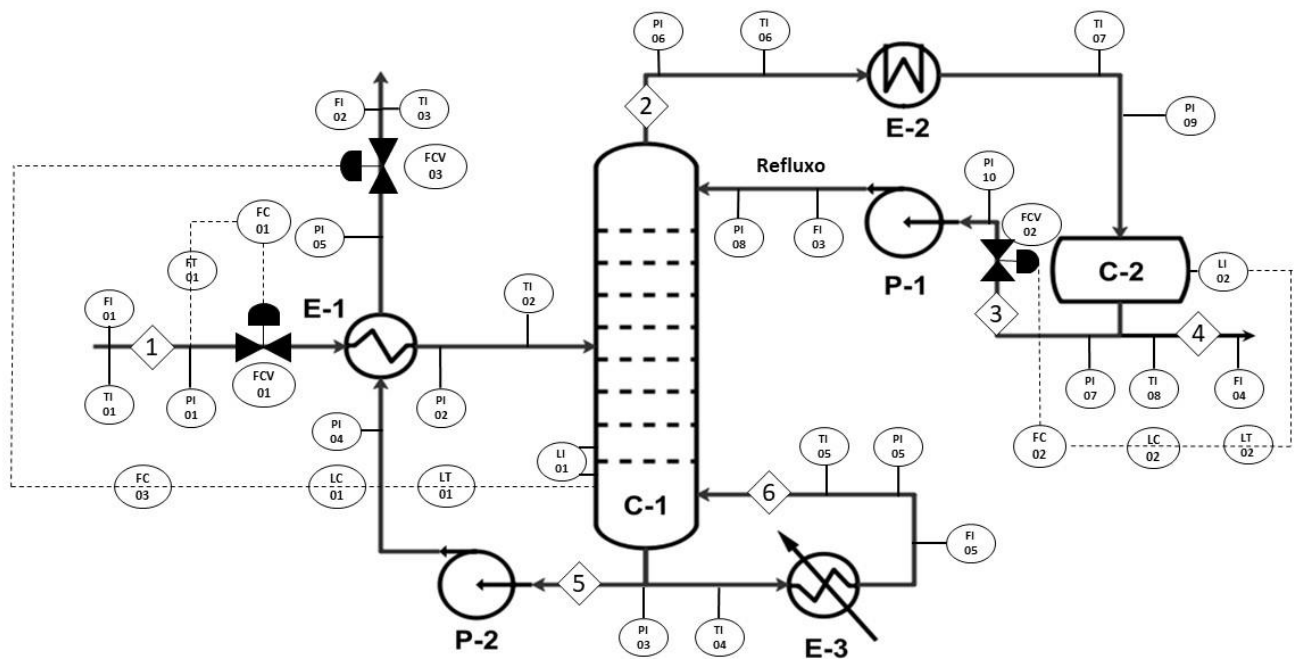
$$P^* = P_{aspiração} - P_{vapor} = 1,212 - 1,033 = 0,179 \text{ kg/cm}^2$$

$$NPSH = \frac{P^*}{\rho} = \frac{0,179}{0,6165 \left(\frac{\text{g}}{\text{cm}^3}\right)} = 2,9\text{m}$$

## 6. PROJETO DE I&C

Posterior aos cálculos de todos os equipamentos listados e especificados acima, foi necessário projetar os instrumentos de controle, tais como controladores, indicadores, válvulas e transmissores relacionados às bombas, trocadores de calor e vasos.

O sistema de controle está esquematizado a seguir:



**Figura 4:** Esquema do sistema de controle

As especificações dos instrumentos, laços de controle e válvulas seguem tabeladas abaixo:

Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Fase (L, G ou M)
FI01	1	L
FT01	1	L
FC01	1	L
FCV01	1	L
FCV02	3	L
FC02	3	L
FI03	3	L
FI04	4	L
FI02	5	L
FCV03	5	L
FI05	6	G

**Tabela 27:** Especificações de instrumentos de vazão

Identificação	Localização (núm. do vaso)	Tipo de interfase (L-L ou L-V/G)
LI01	C-1	L-V
LT01	C-1	L-V
LC01	C-1	L-V
LI02	C-2	L-L
LT02	C-2	L-L
LC02	C-2	L-L

**Tabela 28:** Especificações de instrumentos de nível

Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)
TI01	1	L
TI02	1	M
TI03	5	L
TI04	6	L
TI05	6	G
TI06	2	G
TI07	2	L
TI08	4	L

**Tabela 29:** Especificações de instrumentos de temperatura

Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)
PI01	1	L
PI02	1	M
PI03	5	L
PI04	5	L
PI05	6	G
PI06	2	G
PI07	3	L
PI08	3	L
PI09	2	L
PI10	3	L

**Tabela 30:** Especificações de instrumentos de pressão

Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle)
1	1	Controle de vazão na alimentação	FT01, FC01, FCV01
2	3	Controle de vazão no refluxo	LI02, LT02, LC02, FC02, FCV02
3	5	Controle de vazão de produto de fundo	LT01, LC01, FC03, FCV03

**Tabela 31:** Especificações dos laços de controle

Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação)	Vinculada ao laço de controle	Ação à falha no ar (abrir ou fechar completamente)
FCV01	1	1	Fechar
FCV02	3	2	Fechar
FCV03	5	3	Abrir

**Tabela 32:** Especificações das válvulas de controle

Assim, com todos os equipamentos especificados, desde a torre e seus componentes, até a bomba de refluxo, trocadores de calor, vasos e instrumentos de controle, o projeto desta planta está completo.

## 7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] TOWLER, Gavin; SINNOT, Ray. **Chemical Engineering Design – Principles, practice and Economics of Plant and Process Design**. Elsevier Inc, 2008.
- [2] Slides de aula – Projetos de engenharia química 1 e 2.
- [3] ÇENGEL, Yunus A.; GHAJAR, Afshin J. **Transferência de Calor e Massa: Uma abordagem prática**. 4. ed. Porto Alegre: Mc Graw Hill Bookman, 2012. 904 p.
- [4] BEQUETTE, B. Wayne. **Process Dynamics: Modeling, Analysis and Simulation**. New Jersey: Prentice Hall Ptr, 1998. 621 p