



UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
INSTITUTO DE QUÍMICA
Graduação em Engenharia Química

MATHEUS BAPTISTA DA SILVA

Projeto de Engenharia Química: Projeto de Utilidades para Indústria Química

Projeto Final de Curso

Brasília
20 de dezembro de 2021

MATHEUS BAPTISTA DA SILVA

Projeto de Engenharia Química 2: Projeto de Utilidades para Indústria Química

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

Orientador: Prof. José Joaquín Linares León

Brasília

20 de dezembro de 2021

Dedico à minha família,
o meu maior tesouro.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus pela minha vida e por me guiar e me acompanhar sempre.

Agradeço aos meus pais, Antonio e Gillene, por me apoiarem incondicionalmente em todos os momentos e por me ensinarem e formarem a pessoa que sou hoje. Sem vocês eu não seria ninguém. Essa conquista é toda de vocês.

Agradeço aos meus avós por todo apoio, companherismo e boas memórias. Aos meus familiares que contribuíram para a minha formação profissional e pessoal que sempre terão um espaço no meu coração. Agradeço, também, ao Billy pela companhia ao longo desses anos.

Agradeço aos meus amigos e colegas de turma por me acompanharem durante a graduação me apoiando e me dando força nos momentos mais difíceis dentro e fora das salas de aula.

Por fim, agradeço à Universidade de Brasília (UnB), aos meus professores da graduação que foram essenciais para a minha formação profissional. Em especial a todos os professores que se dedicam incansavelmente à sua profissão. À vocês, meu eterno obrigado.

RESUMO

O presente trabalho de conclusão de curso tem como objetivo realizar projetos com as principais utilidades em uma Indústria Química, considerando gastos energéticos, custos e especificações em geral.

Palavras-chave: avaliação econômica e rentabilidade; vasos, torres e reatores; sistema de impulsão mecânica, instrumentação e controle.

SUMÁRIO

1. Avaliação econômica e rentabilidade	2
1.1. Parte 1 – Avaliação econômica inicial	3
1.2. Parte 2 - Cálculo de VAL e TIR	8
2. Projeto de vasos, torres e reatores	19
2.1. Projeto de torre de destilação pelo método de cálculo aproximado.....	19
2.2. Vaso pulmão	27
2.3. Bomba	33
2.4. Folhas de especificações vasos, torres e reatores	38
2.5. Folhas de especificação das correntes	41
3. Trocadores de calor	44
3.1. Projeto de trocador de calor	44
3.2. Folha de especificação do trocador de calor	46
4. Projeto de sistemas de impulsão mecânica	44
4.1. Projeto de bombas	48
4.2. Folha de especificações da bomba	54
5. Projeto de instrumentação e controle	55
5.1. Folha de especificação de válvulas de controle	56
5.2. Folha de especificação dos laços de controle	56
5.3. Folha de especificação dos instrumentos	56
6. Diagramas de processo	58
7. Referências	59

1. Avaliação Econômica e Rentabilidade

O objetivo do presente projeto será analisar os custos operacionais para purificar uma corrente formada por tolueno e benzeno em uma torre de destilação. A partir dos dados informados sobre os equipamentos utilizados na planta, têm-se:

Tabela 1. Dados de projeto.

Bomba Centrífuga	
Pressão [kg/cm ² g]	1,2
T [°C]	25,0
Potência [kW]	2,507
Vazão operacional [m ³ /h]	57,53
Evaporador (50%)	
Pressão (50%) [kg/cm ² g]	0,5
T (50%)	112,6
Vapor de baixa pressão	-
T [°C] de operação	160
Pressão de operação [kg/cm ² g]	6
Quantidade Calor [Mkcal/h]	3,958
Coeficiente de transferência de calor (u) [kcal/(hm ²)]	1000
Torre de destilação	
N° de pratos	15,0
D da torre [m]	2,9
H da torre [m]	15,5
Separação entre pratos [ft]	2,0
Folga no topo [m]	0,91
Folga no fundo [m]	0,61
tempo de retenção do líq no fundo [min]	10,0
Pressão no topo [kg/cm ² g]	0
Condensador	
Qtd de calor a retirar [Mkcal/h]	7,209
Coef global de transf. de calor [kcal/hm ²]	700
T [°C] de entrada	28
T [°C] de saída	45
T [°C] do fluido	81,19
Reboiler	
Qtd de calor a retirar [Mkcal/h]	5,146
coef global de trans;. De calor [kcal/hm ²]	1000
vapor de baixa pressão	-
T [°C] de operação	160

P de operação [kg/cm ² g]	6,0
T [°C] do fluido	133,6
Pulmão da torre	
Razão geométrica (L/D)	5
Vazão volumétrica de destilado [m ³ /h]	21,86
RR [m ³ /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 ²]	0

A planta tem capacidade de produção de 25000 kg/h e é alimentada por uma mistura de 40% de benzeno e 60% de tolueno tem 95% de tolueno purificado, sendo que no fim do processo de separação são obtidos 95% de benzeno e 5% de tolueno, nos quais esses 5% têm 95% de tolueno purificado.

1.1. Parte 1 – Avaliação econômica inicial

A partir das informações apresentadas, sabendo da capacidade de produção de 25000 kg/h e de dados tabelados para as constantes, pode-se estimar o custo de alguns equipamentos utilizando a seguinte equação:

$$C_e = a + bS^n$$

Na qual S é a potência da bomba de 2,507 kW e a e b são os parâmetros do equipamento necessários para o cálculo do custo do sistema de bombeamento. Adota-se um motor de explosão para determinar o custo da carcaça da bomba para a construção da planta.

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

$$C_e = 2117,16$$

Para o evaporador temos que calcular a área de transferência de calor do

equipamento usando a equação:

$$Q = U \times A \times Fc \times \Delta T$$

Sabendo-se que ΔT é definido por:

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

Informa-se a energia necessária a fornecer ao fluído de processo, o coeficiente global de transmissão de calor dado por U , e as temperaturas de entrada e saída do vaporizador. Com isto, obtêm-se a área necessária:

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

$$A = 47,290 m^2$$

Considera-se a torre de destilação como um vaso que, por sua vez, é projetado em função do seu peso para se estimar a espessura do material, características geométricas e a pressão de operação. Dessa forma a equação de vasos de paredes espessas é representada por:

$$t = \frac{PiDi}{2SE - 1,2Pi}$$

E a expressão para vasos de tensão longitudinal é dada por:

$$t = \frac{PiDi}{4SE + 0,8Pi}$$

A pressão de projeto interna do vaso (Pi) será dada por 3,5 kg/cm²g. A tensão máxima para o equipamento (S) é de material de aço ao carbono devido à ausência compostos corrosivos em nossa mistura. Considerando que a torre é alimentada com uma mistura à temperatura de 234,68°F podemos supor que a temperatura de operação

não supera 500°F, ou seja, no valor encontrado como parâmetro na bibliografia, deve-se selecionar o valor de 12,9 ksi ou 906,96 kg/cm². O parâmetro de eficiência da solda (*E*) é usado assumindo que na montagem dos vasos pranchas serão soldadas e deve-se, portanto, adicionar o fator de segurança que no caso analisado será de 0,85. O diâmetro interno (*Di*) usado será de 290 cm. Com esses dados pode-se determinar a espessura do vaso:

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

$$t = 0,6601 \text{ cm}$$

Pela equação de vasos de paredes espessas temos uma espessura de 0,6601 cm.

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

$$t = 0,3288 \text{ cm}$$

Pela equação de vasos de tensão longitudinal temos uma espessura de 0,3288 cm. Desta forma opta-se pela espessura maior de 0,6601 cm e adicionados 3 mm por se tratar de uma espessura por corrosão a espessura final é de 0,9601 cm. De posse dessas informações pode-se estimar o peso do vaso como:

$$W_v = 240 C_w D_m (H_v + 0,8 D_m) t$$

$$W_v = 240 \times 1,15 \times 2,9 (15,5 + 0,8 \times 2,9) \times 9,601$$

$$W_v = 136940,29 \text{ N} = 13959,25 \text{ kg}$$

Com o peso do vaso calculado pode-se estimar o custo da torre de destilação a partir da equação de custo de equipamento com dois tipos de vasos de pressão a depender de sua potência:

a) Vertical com $S = 250000$

$$C_e = 10000 + (29 \times 250000^{0,85})$$
$$C_e = 1133691,26$$

b) Horizontal com $S = 50000$

$$C_e = 8800 + (27 \times 50000^{0,85})$$
$$C_e = 275171,81$$

Desta forma, opta-se pelo vaso horizontal devido ao seu custo final e ao cumprimento dos parâmetros permitidos.

Para a determinação dos custos do *reboiler* da torre de destilação, inicia-se determinando a área de transferência de calor do equipamento, definido por:

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

Considerando Ft igual a 1, têm-se:

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

Após os cálculos de todas as áreas dos equipamentos, bomba, torre de destilação, evaporador, reboiler, evaporador, chegamos nos valores expressos na tabela abaixo. Calculando-se também, serviços auxiliares, off-sites, gastos de arranque e contingências e imprevistos.

Tabela 2. Investimento necessário

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

Assim, o valor do imobilizado será de $I = 1474640,5$ \$. A partir disso, é possível calcular:

a) Capital de Giro (CG) é a partir de 20% do imobilizado, sendo assim:

$$CG = 1474640,5 \$ \times 0,2 = 294928,1 \$$$

b) Gastos prévios (GP) é a partir de 10% do imobilizado, sendo assim:

$$CP = 1474640,5 \$ \times 0,1 = 147464,0 \$$$

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

$$CF = 1474640,5 \$ \times 0,05 = 73732,02 \$$$

Tabela 3. Método das porcentagens

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

1.2. Parte 2 - Cálculo de VAL e TIR

Para a determinação do processo de produção de cloreto de vinilideno mais rentável pela metodologia VAL e TIR, considerando-se custos, vendas e investimentos, obtêm-se uma análise de três anos de instalação e quinze de funcionamento. Os resultados da análise estão indicados nas tabelas abaixo.

Planta De Produção De Cloreto De Vinilideno		
Capacidade da planta	40	Kt

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

Estimação Do Investimento		
Estimação do imobilizado da planta	R\$116.688.622,44	MR\$
Capital de giro	R\$23.337.724,49	MR\$
Entrada em funcionamento	R\$5.834.431,12	MR\$
Gastos prévios	R\$11.668.862,24	MR\$
Total	R\$157.529.640,30	

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

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

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

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

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

Soma total dos custos	R\$124.823.453,35
------------------------------	--------------------------

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

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

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	R\$5.088.000,00
Ácido clorídrico	2,11		0,94	R\$79.336.000,00
Cloreto de vinilideno	1		3,09	R\$123.600.000,00
Vendas total				R\$208.024.000,00

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	R\$74.648.000,00
Cloreto de vinilo	0,56		0,26	R\$5.824.000,00
Mão de obra	Vagas	Operários	Custo unitário anual	Custo mão de obra
	3	14,40	R\$180.000,00	R\$2.592.000,00
			Total	R\$83.064.000,00

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

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

Total custos de fabricação	R\$137.771.330,70
-----------------------------------	--------------------------

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

Soma total dos custos	R\$150.873.277,15
------------------------------	--------------------------

Fluxo De Caixa Dos Processos 1 e 2

Taxa de juros	10 %
----------------------	-------------

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

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

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

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

15	16	17
		R\$60.186.315,33

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

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

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

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

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

4	5	6	7	8
R\$218.425.200,00	R\$229.346.460,00	R\$240.813.783,00	R\$252.854.472,15	R\$265.497.195,76
R\$158.416.941,01	R\$166.337.788,06	R\$174.654.677,46	R\$183.387.411,34	R\$192.556.781,90

R\$14.105.218,10	R\$14.105.218,10	R\$14.105.218,10	R\$14.105.218,10	R\$14.105.218,10
R\$45.903.040,89	R\$48.903.453,84	R\$52.053.887,44	R\$55.361.842,72	R\$58.835.195,76
R\$16.066.064,31	R\$17.116.208,84	R\$18.218.860,60	R\$19.376.644,95	R\$20.592.318,51
R\$29.836.976,58	R\$31.787.245,00	R\$33.835.026,84	R\$35.985.197,77	R\$38.242.877,24
R\$43.942.194,68	R\$45.892.463,10	R\$47.940.244,93	R\$50.090.415,86	R\$52.348.095,34

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

14	15	16	17
			R\$72.752.688,86
R\$355.791.634,63	R\$373.581.216,36	R\$392.260.277,18	R\$411.873.291,04
R\$258.044.504,00	R\$270.946.729,20	R\$284.494.065,66	R\$298.718.768,94
R\$97.747.130,63	R\$102.634.487,16	R\$107.766.211,52	R\$113.154.522,10
R\$34.211.495,72	R\$35.922.070,51	R\$37.718.174,03	R\$39.604.082,73
R\$63.535.634,91	R\$66.712.416,66	R\$70.048.037,49	R\$73.550.439,36
R\$63.535.634,91	R\$66.712.416,66	R\$70.048.037,49	R\$146.303.128,22

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

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

Ao final de todos os cálculos, obtêm-se para cada processo:

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

Pode-se determinar o Processo 2 como o mais rentável com TIR igual a 20,58% e VAL igual a R\$ 174.994.574,67. O Processo 1, contudo, apresentou valores de TIR igual a 13,9% e VAL igual a R\$ 46.293.812,18, portanto, menos rentáveis.

2. Projeto de Vasos, Torres e Reatores

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

O projeto consiste em uma torre de destilação multicomponente utilizando como ferramenta o método matemático de cálculo aproximado como visto em Operações Unitárias da Engenharia Química 3. A seguir, para relembrar os procedimentos de cálculo, passamos a revê-los rapidamente. A primeira estimativa que deve ser feita é a taxa de refluxo mínima, R_m , que pode ser estimada com ajuda das duas equações apresentadas a seguir:

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

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

Nelas, aparecem os seguintes parâmetros:

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

x_{cl} , x_{cp} , x_{ia} : composição do componente chave leve, chave pesado e i no alimento

(subscrito “a”), respectivamente; x_{c1D} , 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).

Θ : raiz da equação, entre a_{cl} e a_{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 Θ . Caso houverem 2 componentes, seriam 2 valores de α , α_1 e α_2 .

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

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

Tabela 1. Componentes da mistura adotada e seus respectivos parâmetros.

Componente	Alimento		Destilado		Resíduo		Volatilidade relativa
	A / kmol h ⁻¹	x_{iA}	D / kmol h ⁻¹	x_{iD}	R / kmol h ⁻¹	x_{iR}	
Hexano	40	0,40	40	0,534	0	0	2,7
Heptano	35	0,35	34	0,453	1	0,04	2,22
Octano	25	0,25	1	0,013	24	0,96	1,00

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

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

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

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

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

Para $\theta = 1,172$:

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

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

$$R_m = 0,82760422873$$

Para $\theta = 2,426$:

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

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

$$R_m = -0,62891727411$$

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

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

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

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

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

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

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:

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

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

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

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

Com os dados e sabendo que a taxa de refluxo é L/D, serão 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, foram calculados os valores de X, Y e N.

Tabela 2. Número de pratos reais estimados.

% acima da taxa de refluxo mínimo	Taxa de refluxo	X	Y	N
20%	0,9912	0,082936046	0,571303598733	18.68059441
40%	1,1564	0,1532183268	0,502118431523	15.94579702

60%	1,3216	0,2134734665	0,44904870905	14.31351344
100%	1,652	0,3114630467	0,372507581468	12.44558078

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

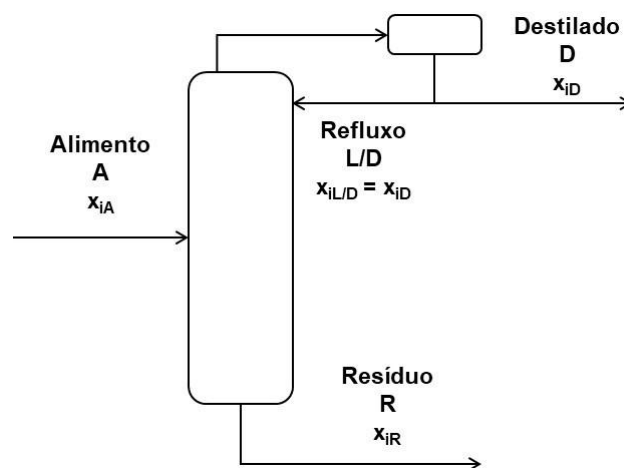


Figura 1. Esquema de balanço de massa.

Dentro das duas regiões que compõem a coluna, enriquecimento e esgotamento, no método aproximado que estamos aplicando, consideram-se constantes as vazões de líquido e de vapor. 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 para formar as correntes refluxo e destilado. Considerando estas condições, é possível estimar a vazão molar de vapor que circula pela torre.

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

$$L = R = RR \times D$$

$$V = RR \times D + D$$

Em seguida, precisamos estimar a velocidade limite da fase vapor para evitar o arraste do líquido, para isto, usamos a equação de York. Assumimos que a constante k é de 0,23, a densidade do líquido (ρ_L) é de aproximadamente 616,1 kg/m³ e a densidade do vapor (ρ_G) é de aproximadamente 3,242 kg/m³.

$$v_{Lim} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}}$$

A velocidade limite encontrada foi de 3,162 ft.s-1, ou 0,964 m.s-1. Então foram calculadas a sessão transversal mínima da coluna (S_{min}) para que não haja arraste de vapor e o diâmetro mínimo (D_{min}) da coluna para cada uma das razões de refluxo segundo as equações abaixo. O diâmetro recebeu um dimensionamento de segurança de mais 20%, fornecendo o diâmetro real (D). Os valores obtidos compõem a Tabela 3.

$$S_{min} = \frac{V}{v_{lim}}$$

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \times S_{min}}{\pi}}$$

Tabela 3. Diâmetro e sessão transversal mínimos da coluna para as razões de refluxo.

Aumento	S _{min} (m ²)	D _{min} (m)	D (m)	S (m ²)
20%	1,235	1,254	1,505	1,779
40%	1,338	1,305	1,566	1,926
60%	1,440	1,354	1,625	2,074
100%	1,646	1,448	1,737	2,370

Tabela 4. Diâmetro, velocidade e sessão transversal mínimos da coluna para as diferentes razões de refluxo.

Estimativa do diâmetro	Porcentagem acima do refluxo			
	20%	40%	60%	100%
Destilado (D) kmol/h	75	75	75	75
Refluxo (L) kmol/h	74.58183	87.01213	99.44244	124.303
Vapor (V) kmol/h	149.5818	162.0121	174.4424	199.303

Densidade (kmol/m3)	0.0349	0.0349	0.0349	0.0349
Vazão vol (m3/h)	4286.012	4642.181	4998.351	5710.689
Vazão vol (ft3/s)	42.04407	45.53794	49.03182	56.01958
Densidade vap. (kmol/m3)	3.242	3.242	3.242	3.242
Densidade liq (kmol/m3)	616.1	616.1	616.1	616.1
Velocidade limite (ft/s)	3.162287	3.162287	3.162287	3.162287
Seção transversal (ft2)	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/m³. Para essa etapa foi utilizado o número real de pratos. O cálculo foi feito em duas etapas, primeiro foi calculada a altura do fundo da coluna (H_{fundo}) para um tempo de retenção de 10 minutos e da densidade molar do resíduo (5,375 kmol/m³) e depois foi calculada a altura do resto da coluna ($H_{sem\ fundo}$). As alturas obtidas estão na Tabela 5.

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

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

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

Tabela 5. Alturas referentes à coluna.

Aumento	$H_{sem\ fundo}(m)$	$H_{fundo}(m)$	$H(m)$
20%	13,000	3,043	16,043
40%	11,160	3,010	14,170
60%	10,240	2,981	13,221
100%	9,320	2,935	12,255

Por fim, foram feitos os cálculos do custo das torres de destilação conforme descrito no Chemical Engineering Design^[1]. Os parâmetros obtidos encontram-se na Tabela 6.

Tabela 6. Parâmetros para o cálculo do custo das torres.

	Parâmetros para o cálculo do custo da torre de destilação.	Parâmetros para o cálculo do custo dos pratos.
<i>a</i>	10.000,00	180,00
<i>b</i>	29,00	340,00
<i>c</i>	0,85	1,90

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

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

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

Nas equações os termos são o diâmetro calculado para a torre (D), o máximo de tensão que o material resiste ($S = 906,96 \text{ kg/cm}^2$), a eficiência de solda ($E = 0,85$) e a pressão interna do vaso (assumido o maior valor encontrado: $P_i = 2 \text{ kg/cm}^2$).

Em seguida foram calculados os pesos das colunas:

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

Na qual, as incógnitas representam o fator que leva em conta a massa de diversos componentes (C_w), o diâmetro interno calculado somado à espessura em m (D_e), a espessura em mm (e_{total}) e a altura calculada da torre (H).

Esses valores de peso de coluna e espessura da torre se encontram reunidos na Tabela 7 a seguir.

Tabela 7. Parâmetros das colunas de destilação.

Aumento	e_{min} (mm)	e_{long} (mm)	e_{total} (mm)	W_v (N)	m (kg)
20%	3,43	1,71	6,43	56090,91	5723,56
40%	3,56	1,78	6,56	52674,28	5374,93
60%	3,70	1,85	6,70	52038,03	5310,00
100%	3,95	1,97	6,95	53511,59	5460,37

A partir dos valores do peso da coluna foi possível estimar o preço do vaso que constitui a parte externa da coluna ($C_{V,2007}$) e dos pratos individuais ($C_{P,2007}$) a partir dos parâmetros da Tabela 6. O custo total da coluna de destilação ($C_{CD,2007}$) estimado em 2007 foi então calculado conforme mostram as seguintes equações.

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

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

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

O valor do custo final da torre foi atualizado do seu valor estimado em 2007 para o de 2018 pelos índices CEPCI de 2007 (525,02)^[2] e de 2018 (568,82)^[2] pela equação:

$$C_{2018} = C_{2006} \times \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2006}}$$

Esses dados compõe a Tabela 8.

Tabela 8. Custo das colunas de destilação.

Aumento	$C_{V,2007}$ (\$)	$C_{P,2007}$	$C_{CD,2007}$ (\$)	$C_{CD,2018}$ (\$)
20%	55333,00	919,16	77392,74	83849,26
40%	52974,88	977,39	72522,70	78572,93
60%	52533,25	1035,40	71170,50	77107,93
100%	53554,85	1150,82	71967,99	77971,95

2.2. Vaso Pulmão

Para o projeto do vaso pulmão do refluxo, deverá ser considerada as vazões volumétricas de líquido que são retiradas, formadas pelo refluxo e o destilado que está sendo retirado da torre. O vaso pulmão, localizado após o condensador, foi analisado e foi obtida a Tabela 9 com os dados necessários para a execução dos cálculos.

Tabela 9. Dados para o cálculo

$t_{reten\tilde{c}ao}$ (min)	10	S_t	1055	C.A. (mm)	3
L/D	5	X	2	CEPCI ₂₀₀₆ ^[3]	499,6
ρ_{Dest} (kmol/m ³)	6,638	$P_{D,operac\tilde{a}o}$ (kg/cm ²)	1	CEPCI ₂₀₁₈ ^[2]	568,82
E	0,85	$P_{D,desenho}$ (kg/cm ²)	2,820	-	-

O tempo de retenção ($t_{reten\tilde{c}ao}$) foi estimado em 10 minutos, e o termo L/D foi considerado como 5. A densidade molar (ρ_{Dest}) foi encontrada na tabela de informação das correntes. Para os parâmetros E, S_t , X e C.A. (eficiência de solda, tensão de cisalhamento do aço, fator de complexidade e sobre espessura de corrosão respectivamente) foram assumidos os valores padrões encontrados no material de aula.

A pressão de operação ($P_{D,operac\tilde{a}o}$) foi encontrada como a pressão do destilado na ficha de informação das correntes e convertida para a unidade utilizada. Para a sua utilização foi acrescido o valor de 1,8 obtendo a pressão de desenho ($P_{D,desenho}$). Por fim, os índices CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index)^[2] foram encontrados em suas respectivas referências como forma de atualizar o preço estimado do vaso pulmão. Foi utilizado o valor do ano de 2018.

Os valores de diâmetro foram então encontrados a seguir:

$$Q = \frac{V(kmol \cdot h^{-1})}{\rho_{Dest}}$$

$$Vol_{\tilde{u}til} = \frac{Q \times t_{reten\tilde{c}ao}}{60 \text{ min/h}}$$

$$Vol_{geom\tilde{e}trico} = Vol_{\tilde{u}til} * 2$$

$$D_{min} = \sqrt[3]{\frac{4 \times Vol_{geom\tilde{e}trico}}{\pi \times (L/D)}}$$

Na qual,

Q – Vazão de líquido de entrada (m³/h);

$Vol_{\tilde{u}til}$ – Volume útil do vaso pulmão (m³);

$Vol_{\tilde{u}til}$ – Volume geométrico do vaso pulmão (m³);

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

Em seguida foram estimados os valores reais de diâmetro, encontrando qual dos parâmetros rendia o maior diâmetro, um aumento de 20% ($D_{20\%}$) ou 0,3 m ($D_{0,3}$). Esses valores foram postos na Tabela 10.

Tabela 10. Cálculo do diâmetro do vaso pulmão.

Aumento	Q (m ³ /h)	Vol _{útil} (m ³)	Vol _{geométrico} (m ³)	D _{min} (m)	D _{20%} (m)	D _{0,3} (m)
20%	22,534	3,756	7,511	1,241	1,490	1,541
40%	24,407	4,068	8,136	1,275	1,530	1,575
60%	26,279	4,380	8,760	1,307	1,568	1,607
100%	30,025	5,004	10,008	1,366	1,639	1,666

Por conseguinte, foram calculados os custos dos vasos pulmão, conforme mostra a sequência de cálculo a seguir. Como não há separação de fases não foi necessário o cálculo da velocidade real do fluido no interior dos vasos.

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

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

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

Em que,

e – Espessura do vaso (mm);

W – Peso do vaso (kg);

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

Os custos foram então convertidos por meio dos parâmetros CEPCI, como mostrado a seguir. Todos esses dados estão indicados na Tabela 11.

$$C_{2018} = C_{2006} \times \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2006}}$$

Tabela 11. Cálculos dos custos do vaso pulmão.

Aumento	e (mm)	W (kg)	C_{VP,2006} (\$)	C_{VP,2018} (\$)
20%	5,4278364	2517,7699	19460,36847	22156,619
40%	5,48056352	2646,9753	20129,75925	22918,754
60%	5,53065811	2773,4144	20772,27564	23650,292
100%	5,62411998	3019,0616	21987,99229	25034,447

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, cujos valores, respectivamente, são 81,83 e 73,32 kcal/kg. Com estes dados é possível estimar os calores necessários para poder projetar o condensador de topo e o refeedor de fundo. Primeiramente foi feito o cálculo do trocador de calor do topo. Para tanto foi utilizado o calor latente da corrente do destilado (QL_{topo}), presente na ficha de informação das correntes, de 7602 kcal/kmol, da ficha também foi retirado o valor da temperatura da corrente do destilado ($T_{destilado}$) de 79,66 °C.

A temperatura da água de refrigeração foi fornecida como uma temperatura de entrada ($T_{A,e}$) de 28 °C e 45 °C na saída ($T_{A,s}$). O coeficiente global de troca térmica (U_{topo}) foi estimado como 500 W/m².°C para essa corrente, ou 429,923 kcal/m².h.°C multiplicando o valor pelo fator de correção de 0,86. Esses parâmetros de interesse se encontram na seguinte tabela.

Tabela 12. Parâmetros para os cálculos do trocador de calor de topo.

QL_{topo} (kcal/kmol)	7602	$T_{destilado}$ (°C)	79,66
U_{topo} (W/m².°C)	500	$T_{A,e}$ (°C)	28
U_{topo} (kcal/m².h.°C)	429,923	$T_{A,s}$ (°C)	45

A partir do calor latente e da vazão de líquido no topo foi calculado o calor trocado no condensador (Q_{topo}), segundo a fórmula abaixo.

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

Em seguida foi encontrada a temperatura média logarítmica (ΔT_{ml}) a partir das temperaturas das correntes.

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

Por fim a partir de ambos os valores foi encontrada a área de troca térmica necessária para cada trocador a partir da seguinte equação.

$$A_{topo} = \frac{Q_{topo}}{U_{topo} \times \Delta T_{ml}}$$

Esses valores obtidos foram resumidos na Tabela 13.

Tabela 13. Resultados dos cálculos do condensador.

Aumento	Q_{topo} (kcal/h)	ΔT_{ml} (°C)	A_{topo} (m²)
20%	1137121,315	42,596	62,094
40%	1231616,535		67,254
60%	1326111,754		72,414
100%	1515102,192		82,734

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

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

Tabela 14. Custos dos condensadores.

Aumento	C_{C,2007} (\$)	C_{C,2018} (\$)
20%	30522,49703	33068,84835
40%	31178,21303	33779,26771
60%	31844,07756	34500,68225
100%	33203,98796	35974,04371

Em seguida foram feitos os cálculos referentes ao refeedor. Foram colhidas as informações de calor latente do resíduo (QL_{fundo}) de 7847 kcal/kg e da temperatura do resíduo ($T_{residuo}$) 150,6 °C a partir da tabela de informação das correntes. A temperatura do vapor de baixa pressão (T_{vap}) foi fornecida como sendo 230 °C e o coeficiente global de troca térmica (U_{fundo}) foi considerado como 750 W/m².°C que também foi convertido pelo fator de correção de 0,86. Esses dados foram resumidos na Tabela 15.

Tabela 15. Parâmetros para os cálculos do trocador de calor de fundo.

QL_{fundo} (kcal/kmol)	7847	$T_{residuo}$ (°C)	150,6
U_{fundo} (W/m ² .°C)	750	T_{vap} (°C)	230
U_{fundo} (kcal/m ² .h.°C)	644,884	-	-

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

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

Como ambas as correntes possuem temperatura constante devido à mudança de fase foi feita a temperatura média de ambas as correntes. Por fim a partir de ambos os valores foi encontrada a área de troca térmica necessária para cada trocador. Esses valores compõe a Tabela 16.

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

Tabela 16. Resultados dos cálculos do refeedor.

Aumento	Q_{fundo} (kcal/h)	ΔT (°C)	A_{fundo} (m ²)
20%	1327171,315	79,4	25,9194
40%	1421666,535		27,7649
60%	1516161,754		29,6104
100%	1705152,192		33,3013

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

Tabela 17. Custos dos condensadores.

Aumento	$C_{R,2007}$ (\$)	$C_{R,2018}$ (\$)
20%	26286,17	28479,10
40%	26482,86	28692,21
60%	26682,19	28908,17
100%	27088,24	29348,09

2.3. Bomba

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 3m 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/cm²), de forma que a pressão no topo será 0,35 kg/cm² relativos (normalizados frente à pressão atmosférica). Além disso, deverá ser considerada toda a cota correspondente à altura da coluna e somar 0,1 kg/cm², considerando a perda de pressão que uma válvula de controle que será colocada na tubulação do refluxo.

Para o cálculo dos custos da bomba de refluxo primeiramente foi necessário calcular a vazão de refluxo volumétrica ($Q_{refluxo}$), para tanto a vazão de refluxo molar foi dividida pela densidade molar do destilado (ρ_{Dest}) de 6,638 kmol/m³.

Em seguida foram encontradas as alturas das cargas hidráulicas na admissão (H_{adm}) e no impulso (H_{imp}) da bomba. A altura na admissão foi feita ao somar metade do diâmetro do vaso pulmão à 3 metros correspondentes à elevação do vaso. Já a altura no impulso foi feita ao somar a altura da bomba aos 3 metros de elevação. Em seguida foram calculadas as pressões manométricas na admissão ($P_{man,adm}$) e no impulso ($P_{man,imp}$), a partir das alturas de carga hidráulica, da

aceleração gravitacional e da densidade mássica da corrente do destilado ($\rho_{Dest} = 616,7 \text{ kg/m}^3$) conforme as equações a seguir.

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

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

Foi então calculada a diferença de pressão (ΔP) como a diferença entre a pressão no impulso pela pressão na admissão. Esses dados se encontram na Tabela 18 abaixo.

Tabela 18. Valores calculados para a bomba do refluxo.

Aumento	$Q_{refluxo}$ (m³/h)	H_{adm} (m)	H_{imp} (m)	$P_{man,adm}$ (Pa)	$P_{man,imp}$ (Pa)	ΔP (Pa)
20%	11,236	3,771	19,043	22788,614	159222,314	136433,700
40%	13,108	3,787	17,170	22889,767	147899,889	125010,122
60%	14,981	3,803	16,221	22985,870	142166,431	119180,561
100%	18,726	3,833	15,255	23165,170	136324,531	113159,361

A partir da vazão volumétrica do refluxo e da diferença de pressão foram calculadas a potência útil da bomba ($Pot_{\acute{u}til}$), a potência absorvida (Pot_{abs}) e, por fim, a potência elétrica (Pot_{el}) da bomba, a partir das eficiências hidráulica (45%) e elétrica (90%) da bomba, como indicado afrente. Esses dados se encontram na Tabela 19.

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

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

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

Tabela 19. Potências das bombas.

Aumento	$Pot_{\acute{u}til}$ (W)	Pot_{abs} (W)	Pot_{el} (kW)
20%	425,809	946,243	1,051
40%	455,182	1011,516	1,124
60%	495,950	1102,110	1,225
100%	588,617	1308,038	1,453

Foram então calculados os custos da bomba a partir do método descrito no Chemical Engineering Design^[1]. Para tanto foram encontrados os parâmetros para o cálculo do custo do casco da bomba ($C_{CB,2007}$) e do motor ($C_{MT,2007}$), como indicado na Tabela 20.

Tabela 20. Parâmetros para o cálculo do custo das bombas.

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

Os custos individuais de cada parte foram calculados e sua soma rendeu o custo da bomba ($C_{B,2007}$) segundo o dólar gulf costa avaliado em 2007. Ele então foi atualizado para o custo em 2018 ($C_{B,2018}$) usando os índices CEPCI de 2007 (525,02)^[2] e de 2018 (568,82)^[2] fornecendo a Tabela 21.

Tabela 21. Custos das bombas em valor antigo e atualizado.

Aumento	$C_{CB,2007}$ (\$)	$C_{MT,2007}$ (\$)	$C_{B,2007}$ (\$)	$C_{B,2018}$ (\$)
20%	7473,76	2553,88	10027,64	10864,20
40%	7559,15	2893,42	10452,57	11324,57
60%	7643,32	3214,02	10857,34	11763,12
100%	7808,65	3810,57	11619,21	12588,55

A partir de todos esses custos com equipamentos ($C_{ET,2018}$) é possível encontrar valor bruto do investimento (Y), como mostrado abaixo. Esses valores foram apresentados na Tabela 22.

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

Em que,

$C_{ET,2018}$ – Custo total dos equipamentos já atualizado para 2018(\$);

f_L – Fator de Lang (4,74).

Tabela 22. Custo de equipamentos e investimento bruto

Aumento	$C_{ET,2018}$ (\$)	Y (\$)
20%	178418,03	845701,45
40%	175287,73	830863,85
60%	175930,18	833909,07
100%	180917,08	857546,97

Seguidamente serão avaliados os custos operacionais. Para isto, será considerada uma vida da planta de 15 anos. Será necessário estimar os consumos de água de refrigeração no topo da torre, vapor de caldeiras no fundo e eletricidade para a bomba de refluxo. Considerar os valores fornecidos nos slides para o preço de cada utilidade. Primeiramente foram calculados os custos referentes à utilização da água de resfriamento em uma hora ($C_{\text{água},h}$). Para tanto foram seguidos os cálculos a seguir.

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

Em que,

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

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

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

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

$\rho_{\text{água}}$ – Densidade da água (1000 kg/m³);

f_a – Valor do m³ da água de refrigeração (\$/m³).

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

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

Onde,

nh – Número de hora em um dia;

nd – Número de dias por ano;

na – Número de anos avaliado, 15 anos.

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

$$C_{\text{vapor},h} = \left(\frac{Q_{\text{fundo}}}{L_V} \right) \times f_v$$

Em que,

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

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

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

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

$$L_V = 606,5 - 0,695 \times T$$

Na qual,

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

T – Temperatura de operação (°C).

Em seguida foi necessário converter o calor latente de kcal/kg para kcal/t. O valor final do custo por hora também foi transformado em custo em 15 anos de operação. Por fim foram calculados os custos de operação relacionados à eletricidade gasta em uma hora ($C_{el,h}$). Para tanto utilizou-se a seguinte fórmula.

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

Em que,

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

f_{el} – Valor da energia (\$/kWh).

Assim como nos casos anteriores esse valor foi transformado no custo de 15 anos de operação ($C_{el,15}$). E enfim o custo operacional de 15 anos ($C_{OP,15}$) foi calculado como a soma dos custos descritos acima e esses dados de todos os custos estão resumidos na Tabela 23.

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

Tabela 23. Custos operacionais da planta.

Aumento	$C_{\acute{a}gua,h}$ (\$)	$C_{\acute{a}gua,15}$ (\$)	$C_{vap,h}$ (\$)	$C_{vap,15}$ (\$)	$C_{el,h}$ (\$)	$C_{el,15}$ (\$)	$C_{OP,15}$ (\$)
20%	6,69	879891,10	29,81	3921856,08	0,26	34575,71	4836322,89
40%	7,24	953010,38	31,94	4201094,07	0,28	36960,81	5191065,27
60%	7,80	1026129,67	34,06	4480332,06	0,31	40271,12	5546732,85
100%	8,91	1172368,25	38,31	5038808,04	0,36	47795,69	6258971,98

A partir dos valores do investimento bruto (Y) e dos custos de operação em 15 anos ($C_{OP,15}$) foi encontrado o custo total como a soma de ambos os termos. Os valores de custo total se encontram na Tabela 24.

Tabela 24. Custos totais do projeto.

Aumento	Custos Totais (\$)
20%	2152353,87
40%	2240944,45
60%	2348343,06
100%	2581591,71

A partir da análise dos custos totais apresentada acima é possível afirmar que o aumento em 20% da razão de refluxo mínima apresentou um rendimento ótimo em termos de custos totais, sendo esse o melhor projeto dentre as opções analisadas.

2.4. Folhas De Especificações Vasos, Torres E Reatores

2.4.1. Equipamento C1

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REATORES			
Número do equipamento	C1		
Descrição	Torre		
Pressão no topo	0,35	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	1		
Pressão de projeto	3,5		
Temperatura no topo	79,66	°C	
Temperatura no fundo	150,6		
Temperatura de projeto	180,6		
Nível normal de líquido	4378,6	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	-		
Nível máximo de líquido (20%)	-		
Altura	3000		
Diâmetro	1258,1 2		
Material	Aço Carbono		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	3,242	Kg/m ³	
Densidade da fase pesada @Pe T de operação no prato chave	616,1	Kg/m ³	
CONEXÕES			
Signatura	Número	Diâmetro	Serviço
A	1	-	Entrada de alimentação
B	2	-	Saída do destilado
C	3	-	Retorno do refluxo
D	4	-	Saída de resíduo
E	5	-	Retorno do vaporizado
F	6	1 ¼"	Medidor de nível
G	7	Eng. de detalhe	Válvula de segurança
H	8	4"	Purga
I	9	4"	Drenagem
J	10	8"	Ventilação
K	11	22"	Conexões de acesso

2.4.2. Equipamento C2

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento		C2	
Descrição		Vaso pulmão	
Pressão no topo		0	Kg/cm ² 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		1334,6 7	
Material		Aço Carbono	
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave		3,242	Kg/m ³
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave		616,1	Kg/m ³
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	1		Entrada de líquido
B	2	20mm	Bocal de inspeção
C	3	Eng. de detalhe	Válvula de segurança
D	4		Saída de líquido
E	5	1 ¼"	Medidor de nível
F	6	1 ¼"	Medidor de nível

2.4.3. Especificação Pratos

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

de operação			m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	32,66	38,4	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4,708	6,982	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	605,5	584,3	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	7,269.10 ⁻³	7,428.10 ⁻³	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,1909	0,1613	
Diâmetro	1258,12		mm
Número de pratos	10		
Espaçamento entre pratos	457,2		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvulas		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		

2.5. Folhas de Especificações das Correntes

Corrente 1:

Alimento

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

PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GAS		
Não se aplica		
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,4	0,351
Heptano	0,35	0,357
Octano	0,25	0,291

Corrente 2:

Destilado

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

Corrente 3:Refluxo

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	3	
Descrição	Refluxo	
Pressão	0,35	Kg/cm ² g
Temperatura	79,66	°C
Vazão mássica	6967	Kg/h
Vazão molar	75	Kmol/h
Entalpia total	-3,569e+006	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	11,3	m ³ /h

Peso molecular	92,9	Kg/kmol
Densidade	616,7	Kg/m ³
Viscosidade	0,2083	cP
Condutividade térmica	0,1025	W/m·°C
Calor específico	2,361	kJ/kg·°C
Tensão superficial	13,33	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GAS		
Não se aplica		
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,534	0,495
Heptano	0,453	0,488
Octano	0,013	0,015

**Corrente 4:
Resíduo**

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	4	
Descrição	Resíduo	
Pressão	0,54	Kg/cm ² g
Temperatura	150,6	°C
Vazão mássica	8525	Kg/h
Vazão molar	75	Kmol/h
Entalpia total	-3,826e+006	kcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @ P e T de operação	14,59	m ³ /h
Peso molecular	113,7	Kg/kmol
Densidade	584,3	Kg/m ³
Viscosidade	0,1613	cP
Condutividade térmica	0,0933	W/m·°C
Calor específico	2,716	kJ/kg·°C
Tensão superficial	9,797	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Não se aplica		
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0	0
Heptano	0,04	0,0352
Octano	0,96	0,9647

3. Trocadores de Calor

3.1. Projeto de trocador de calor

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

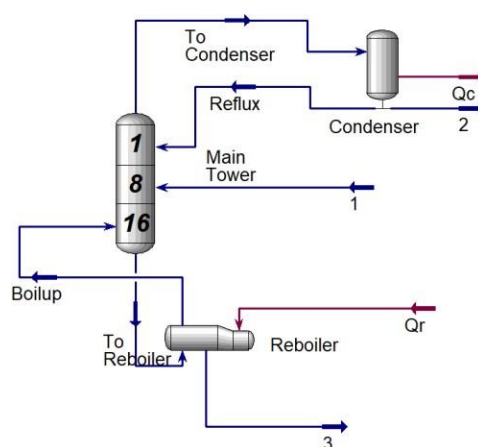


Figura 1. Esquema de torre de destilação.

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

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

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

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

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

	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

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

3.2. Folha de especificação do trocador de calor

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento		E - 01				
Descrição		Refervedor da Torre de Destilação				
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)		Casco-Tubo				
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA		AKU				
Disposição (horizontal/vertical)		Horizontal				
Circulação (forçada, termosifão...)		Forçada				
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?	1				
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO / CASCO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO / TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	14170		Kg/h	1658,68		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0,8		1	0	
Vazão de vapor/gás	0	11320	Kg/h	1638,68	0	Kg/h
Vazão de líquido	14170	2850		0	1658,68	
Temperatura	148,6	150,6	°C	180	180	°C
Pressão	0,955	1,006	Kg/cm ² g	9,164	9,089	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,075		Kg/cm ²	0,075		Kg/cm ²

permitida				
Coefficiente individual de transmissão de calor	1100	Kcal / h m ² °C	9950	Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,00015	h m ² °C/ kcal	0,00015	h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	763,6			Kcal / h m ² °C
ΔT_{ml}	30,39			°C
F_T	1			
Calor trocado	0,796			Gcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	10,964			Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	210			°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR				
Área de troca de calor	34,303		m ²	
Diâmetro dos tubos	¾ - 19,05		polegadas/mm	
Comprimento dos tubos	20 - 6096		pés/mm	
Espessura dos tubos	14		BWG	
Espaçamento entre centro dos tubos	15/16 - 23,8125		pés/mm	
Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)	Triangular			
Diâmetro do casco	12 - 304,8		pés/mm	

4. PROJETO DE SISTEMAS DE IMPULSÃO MECÂNICA

4.1. Projeto de bombas

Vamos projetar a bomba de refluxo da torre de destilação que foi trabalhada em Projeto de Engenharia Química 1 para separar a mistura de n-C6, n-C7 e n-C8. O sistema é composto por uma torre que recebe a alimentação em formato de líquido em ponto de bolha e é introduzida em uma torre de fracionamento. Nela, pela parte inferior, extrai-se uma corrente enriquecida em n-octano, enquanto pelo topo, obtém-se um destilado líquido rico em n-hexano. Como parte do projeto, existe uma bomba centrífuga cuja função é formar o refluxo da torre. Na Fig. 1 anexa a esta folha de informações, apresenta-se um esquema do sistema, onde consta o vaso separador- pulmão que constitui o destilado e o refluxo, a entrada à bomba centrífuga que impulsionará esta corrente, uma válvula de controle na saída da bomba para regularmeticulosamente a vazão de refluxo e a subida até o topo da torre. É importante salientar que os dois vasos considerados, C-1 (torre de destilação) e C-2 (vaso pulmão) possuem suas bases na mesma cota. Com base no esquema e nos dados passados nas seguintes tabelas, projetar e preencher as folhas de especificação da bomba.

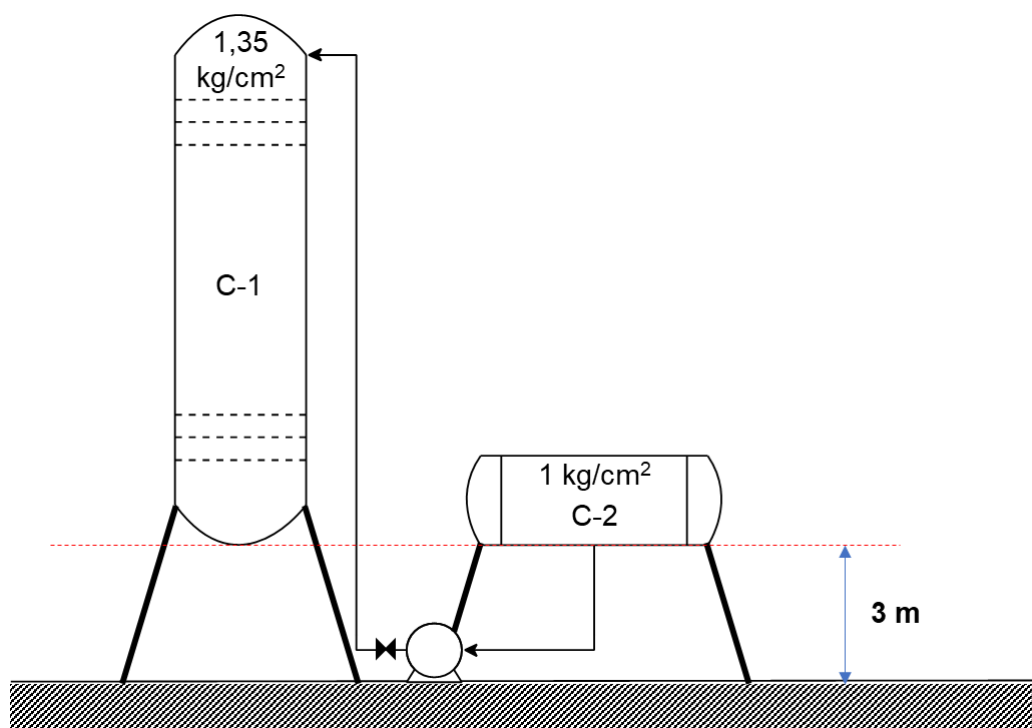


Figura 1. Esquema do sistema de bombeamento do refluxo.

Informações relevantes no projeto do sistema de bombeamento:

1. Para estimar a perda de pressão nas tubulações, considerar no duto de admissão uma perda de pressão de $0,5 \text{ kg/cm}^2/\text{km}$ de tubo. Para o duto de impulsão, considerar $2 \text{ kg/cm}^2/\text{km}$ de tubo. Para as

estimações 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 $13,1 \text{ m}^3/\text{h}$, com uma densidade mássica da corrente de $616,5 \text{ kg}/\text{m}^3$.
5. Considerar que a válvula fornece uma perda de carga de $0,1 \text{ kg}/\text{cm}^2$.

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

• Admissão

Influências Positivas:

Pressão no vaso de admissão $-1 \text{ kg}/\text{cm}^2$;

Altura em relação à bomba -3 m ;

Altura de líquido $-0,5 \text{ m}$.

Influências Negativas:

Tubulação $-0,00195 \text{ kg}/\text{cm}^2$, calculado pelo esquema abaixo:

$$P_{\text{tubulação}} = 0,5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 \times \text{km} \cdot \text{t}} \times L$$

$$\text{Na qual, } L = 1,3 \times H = 1,3 \times 3\text{m}$$

$$\text{Logo: } P_{\text{tubulação}} = 0,5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 \times \text{km} \cdot \text{t}} \times \frac{3,9\text{m}}{1000 \frac{\text{m}}{\text{km}}}$$

$$P_{\text{tubulação}} = 0,00195 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

No qual:

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

L – Comprimento da tubulação

H – Diferença de cota entre a bomba e o vaso

Sendo assim, a pressão na admissão (P_{ad}) pode ser calculada como a soma dos fatores acima.

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

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

- **Impulsão**

Influências Positivas:

Pressão no vaso de impulsão – 1,35 kg/cm²;

Altura em relação à bomba – 3 m;

Altura da torre – 12,3 m;

Válvula de controle – 0,1 kg/cm²;

Tubulação – 0,03978 kg/cm², calculado abaixo pelo mesmo esquema utilizado anteriormente.

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

$$P_{tubulação} = 0,03978 \frac{kg}{cm^2}$$

De forma similar ao feito anteriormente é calculada a pressão na impulsão (P_{imp}).

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

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

- **Diferença de Pressão**

A partir das pressões encontradas anteriormente é possível calcular a diferença de pressão da bomba (ΔP).

$$\Delta P = P_{imp} - P_{ad} = 2,433 - 1,214 = 1,219 \frac{kg}{cm^2}$$

- **Pressão de Shutoff**

O cálculo da pressão de shutoff (ΔP_{max}) é feita a partir da equação abaixo:

$$\Delta P_{max} = 1,2 \times \Delta P = 1,2 \times 1,21 = 1,463 \frac{kg}{cm^2}$$

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

- **Admissão Máxima**

Influências Positivas:

Pressão máxima no vaso de admissão – 3,5 kg/cm²g, ou seja, 4,5 kg/cm²;

Altura em relação à bomba – 3 m;

Altura de líquido máxima – 1 m.

Influências Negativas:

Tubulação – 0,00195 kg/cm², calculado pelo esquema abaixo:

$$P_{\text{tubulação}} = 2 \times \frac{kg}{cm^2 \times km} \times L$$

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

Substituindo a equação de $P_{\text{tubulação}}$:

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

$$P_{\text{tubulação}} = 0,00195 \frac{kg}{cm^2}$$

Na qual,

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

L – Comprimento da tubulação;

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

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

$$P_{a,max} = 4,5 \frac{kg}{m^2} + \frac{616,5 \frac{kg}{m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2} \times (3 + 11)m}{98067 \frac{kg}{s^2}} - 0,00195 \frac{kg}{cm^2}$$

Logo,

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

- **Impulsão máxima**

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

$$P_{i,max} = P_{a,max} + \Delta P_{max}$$

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

Logo,

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

Então é feito o cálculo das vazões.

- **Vazão Mínima**

A vazão mínima (Q_{min}) é calculada a partir da vazão normal (Q_{norm}) da bomba, fornecida no enunciado, como sendo de 13,1 m³/h.

$$Q_{min} = 0,6 \times Q_{norm}$$

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

Logo,

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

- **Vazão de Projeto**

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

$$Q_{proj} = 1,2 \times Q_{norm}$$

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

Logo,

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

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

- **Potência Absorvida**

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

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

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

Logo,

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

- **Potência Hidráulica**

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

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

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

Logo,

$$W_h = 2056,93 W$$

- **Potência Real**

Por fim, a potência real (W_R) da bomba, ou potência elétrica, é calculada a partir da potência hidráulica e da eficiência mecânica (η_m), que normalmente é de 85%.

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

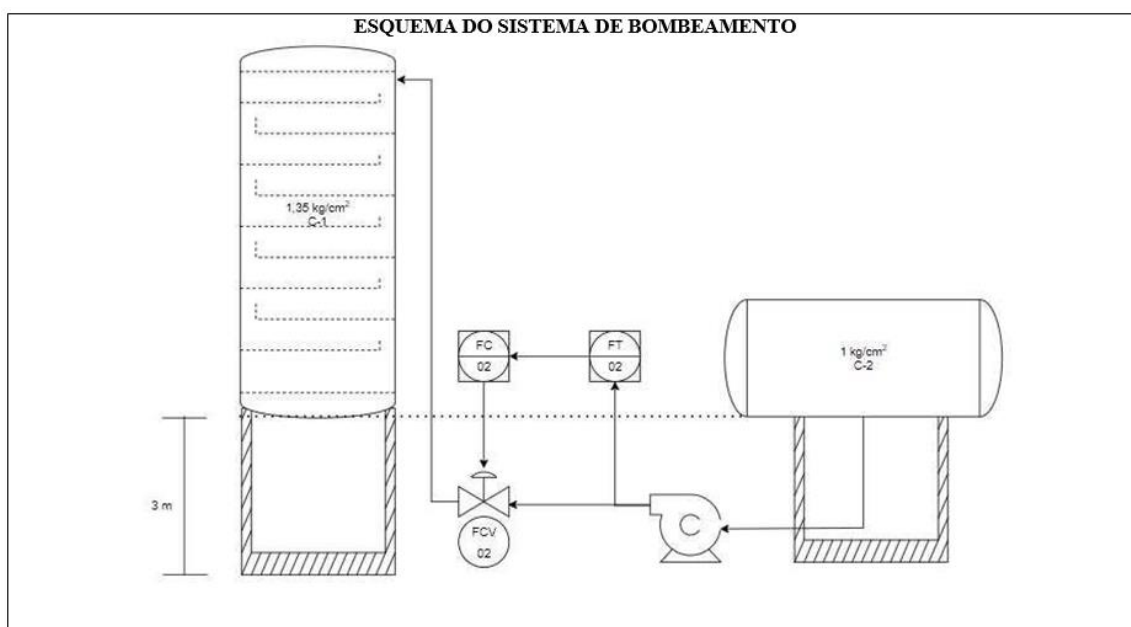
$$W_R = \frac{2056,93 W}{0,85}$$

Logo,

$$W_R = 2420,03 W$$

4.2. Folha de especificações da bomba

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



5. Projeto de instrumentação e controle

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

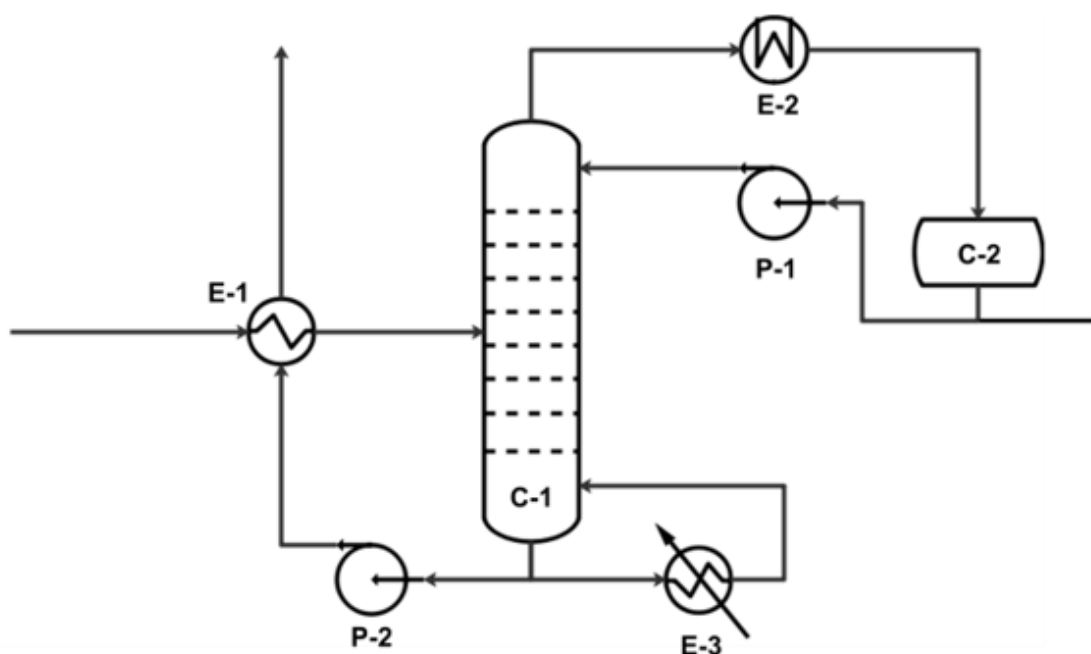


Figura 1. Diagrama básico do sistema de fracionamento da mistura n-C6, n-C7 e n-C8.

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

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

5.1.Folha de especificação das válvulas de controle

Especificações Válvulas de Controle				
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação)	Vinculada ao laço de controle	Válvula normal do fluido circulante	Ação à falha no ar (abrir ou fechar completamente)
FCV01	1	1	-	Fechar completamente
FCV02	3	2	-	Fechar completamente
FCV03	6	3	-	Abrir completamente

5.2. Folha de especificação dos laços de controle

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

5.3. Folha de especificação dos instrumentos

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZAO			
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	

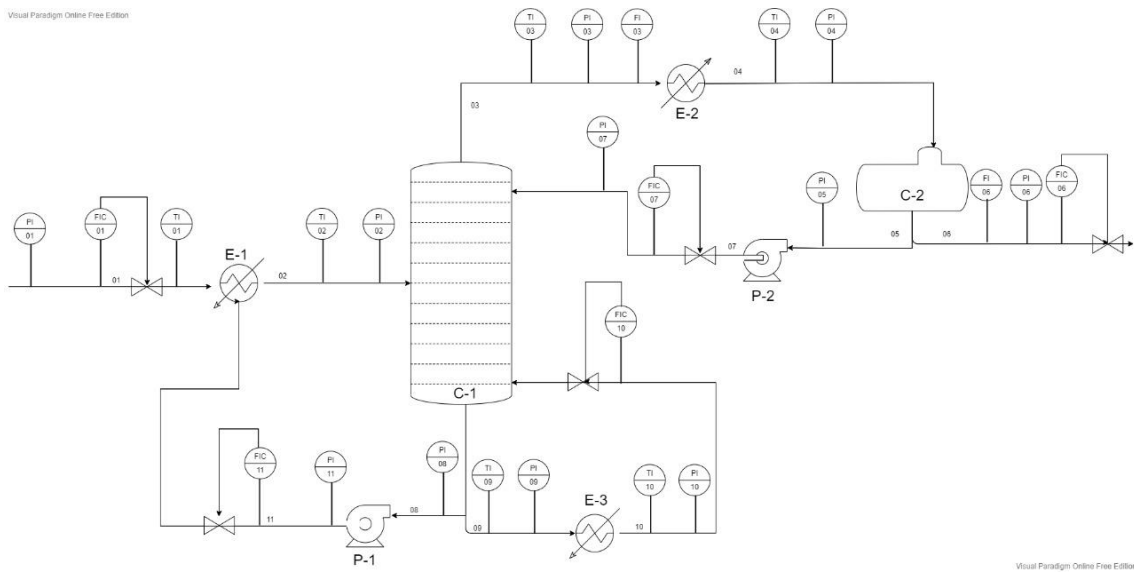
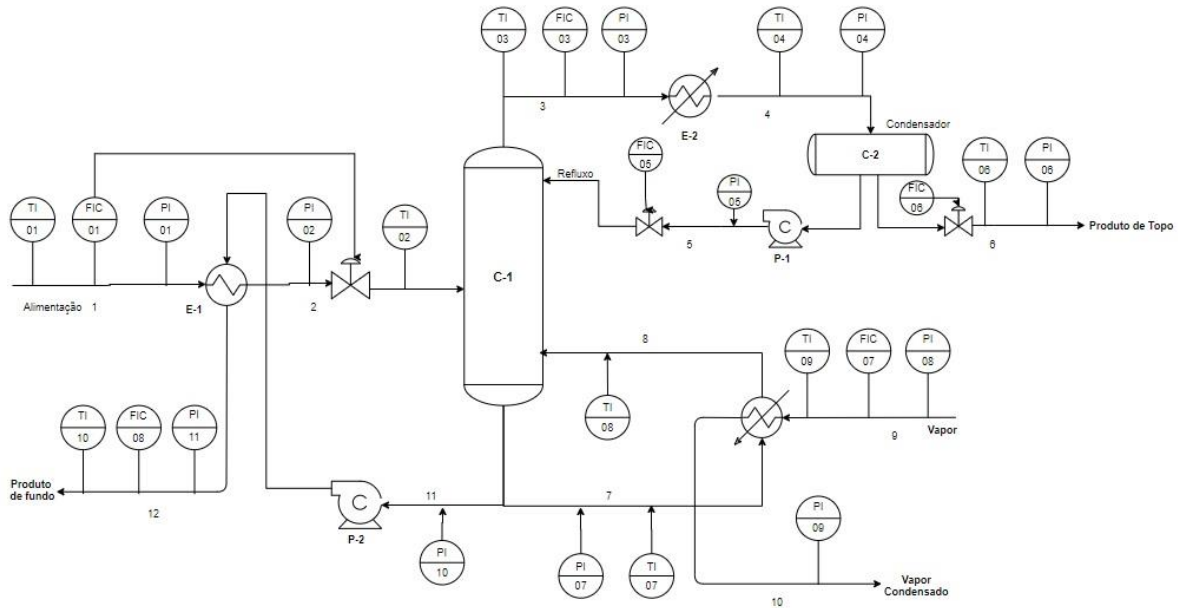
ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE NÍVEL			
Identificação	Localização (núm. do vaso)	Tipo de interfase (L-L ou L-V/G)	Nível normal / mm
LT01	C-2	L-L	
LC01	C-2	L-L	
LT02	C-1	L-G	
LC02	C-1	L-G	

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Temperatura normal / °C
TI01	1	L	
TI02	1	L	
TI03	2	G	
TI04	2	L	
TI05	6	L	
TI06	6	L	
TI07	5	L	
TI08	5	G	

Especificações Instrumentos de Pressão			
Identificação	Localização (num. Da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Pressão normal (kg/cm²g)
PI01	1	L	
PI02	6	L	
PI03	6	L	
PI04	2	G	
PI05	2	L	
PI06	4	L	
PI07	3	L	
PI08	3	L	
PI09	5	L	
PI10	5	G	
PI11	6	L	

6. Diagramas de processo

Utilizando o projeto anterior e o conhecimento prévio, foi possível fazer o diagrama de bloco como apresentado a seguir:



7. Referências

- [1] SINNOTT, R.; TOWLER, G. Chemical Engineering Design: SI Edition. 6ª ed. Butterworth-Heinemann. 2020.
- [2] “History of Chemical Engineering”, ed. W. F. Furter, Advances in Chemistry Series 190, A.C.S., Washington dc, 1980.
- [3] Don Freshwater, “Davis, George Edward (1850-1907)”, Oxford Dictionary of National Biography, Oxford University Press, UK, 2004.
- [4] J. E. Gillett, “Chemical Engineering Education in the Next Century”, Chem. Eng. & Tech., 24 (6), pp. 561-570, 2001, (http://www.efce.info/wpe_educationchemeng.html).
- [5] Chemical Engineering Plant Cost Index (averaged over year). Variação do Índice CEPCI de 1995 a 2011. Sítio < http://folk.ntnu.no/magnehi/cepci_2011_py.pdf >. Acessado em 12/11/2021.