



UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
INSTITUTO DE QUÍMICA - UNB

JOÃO VICTOR NEVES CAMPOS DE JESUS

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO
PROJETOS DE ENGENHARIA QUÍMICA

BRASÍLIA

2021

1	Sumário	
2	Introdução.....	4
3	Avaliação econômica e rentabilidade	5
3.1	Avaliação econômica da Unidade 1.....	5
3.1.1	Dados de projeto.....	6
3.1.2	Cálculo do custo do projeto.....	7
3.1.3	Custo da bomba	8
3.1.4	Custo do vaporizador.....	8
3.1.5	Custo do Condensador.....	8
3.1.6	Custo do Reboiler.....	9
3.1.7	Custo do vaso pulmão	9
3.1.8	Custo total.....	9
3.2	Avaliação econômica para produção de cloreto de vinilideno	10
3.2.1	Processo 1	12
3.2.2	Cálculo de VAL e TIR.....	15
3.2.3	Processo 2.....	16
3.2.4	Cálculo de VAL e TIR.....	20
4	Projeto de vasos torres e reatores	21
4.1	Projeto da torre de destilação.....	21
4.2	Projeto do vaso pulmão.....	27
5	Projeto de sistemas de troca de calor.....	29
5.1	Refervedor	31
6	Projeto de sistemas de impulsão mecânica.....	32
6.1	Perdas de carga	33
6.1.1	Aspiração.....	33
6.1.2	Impulsão	34
6.2	Pressão de aspiração (P_a)	34
6.3	Pressão máxima de aspiração ($P_{a\ max}$)	34
6.4	Pressão de impulsão (P_i)	35
6.5	Pressão diferencial (ΔP).....	35
6.6	Altura diferencial (H).....	35
6.7	Pressão de shut-off (ΔP_{\max}).....	35

6.8	Pressão máxima de impulsão ($P_{i\max}$).....	36
6.9	Pressão de projeto (P_p).....	36
6.10	Vazão mínima (Q_m).....	36
6.11	Vazão de projeto (Q_p).....	36
6.12	Potência absorvida (W_a).....	37
6.13	Potência hidráulica (W_h).....	37
6.14	Potencia elétrica (W_e).....	37
6.15	NPSH disponível.....	37
7	Projeto de I&C.....	38
8	Diagrama do processo.....	39
9	Estimação dos custos.....	40
10	Conclusão.....	42
11	Anexos.....	43
11.1	Simulação de custos do processo 1.....	43
11.2	Simulação dos custos do processo 2.....	47
11.3	Folhas de especificação.....	52
11.3.1	Correntes.....	52
11.3.2	Vasos, torres e reatores.....	56
11.3.3	Trocador de Calor.....	63
11.3.4	Sistema de impulsão.....	65
11.3.5	Instrumentação e Controle.....	67
12	Referências.....	70

2 Introdução

O presente Trabalho de Conclusão de Curso consiste na elaboração de projetos presentes no ramo da engenharia química, vistos nas disciplinas de Projeto de Engenharia Química 1 e 2 da Universidade de Brasília.

Nestas disciplinas, foram realizadas atividades intimamente ligadas ao projeto de uma planta industrial, envolvendo diversos equipamentos industriais como torres de destilação, vasos, trocadores de calor, bombas, bem como seus componentes como tubos, válvulas, sistemas de controle, instrumentação entre outros.

Será desenvolvido um detalhamento da avaliação econômica e rentabilidade a fim de possibilitar ou não a execução do projeto. Inicialmente, será estimado os custos de projeto de uma torre de destilação e seus componentes, por meio do método das porcentagens mínimas.

Seguidamente, será escolhido entre dois projetos apresentados no capítulo 2.2. A viabilidade econômica será avaliada segundo os métodos do Valor Atualizado Líquido (VAL) e pela Taxa Interna de Retorno (TIR).

Assim, será feito o projeto de cada equipamento: torre de destilação, vaso pulmão, condensador, refeedor e bomba, estimando o custo de cada equipamento a 20%, 30%, 40% e 60% acima da taxa de refluxo. Desta forma, será avaliado a taxa de refluxo que necessitará de um investimento menor, sendo assim, um projeto economicamente mais atrativo.

No final deste trabalho, será apresentado os sistemas de controle e instrumentação da unidade mencionada, assim como o diagrama mecânico do processo e todas simulações e folhas de especificações.

3 Avaliação econômica e rentabilidade

Será feito uma avaliação econômica preliminar por meio de cálculos de rentabilidade para colocar uma planta de uma torre de destilação e todos equipamentos envolvidos na separação.

Em seguida, será analisado dois processos de produção de venilideno a fim de constatar o processo que será mais viável para investir.

3.1 Avaliação econômica da Unidade 1

Objetiva-se estimar o investimento total para colocar a unidade em funcionamento, constituída por uma bomba de alimentação, vaporizador, torre de destilação, condensador, refulvedor (reboiler) e vaso pulmão.

Na unidade, há uma coluna de destilação, usada a fim de purificar uma corrente de entrada (alimentação) formada por um 40% de benzeno e um 60% de tolueno. O pré-projeto da planta, permitiu estimar um processamento de 25.000 kg/h da mistura, como ilustra a Figura 1. A unidade é alimentada com uma corrente fria a 25 °C e pressão atmosférica (referida como 0 kg/cm²g). A alimentação é impulsionada com ajuda de uma bomba centrífuga a uma pressão de 1,2 kg/cm²g, para depois ser direcionado a um evaporador, que permite vaporizar 50% da corrente de entrada após elevar a temperatura até 112,6 °C, com uma perda de pressão de 0,7 kg/cm². Em seguida, o alimento é introduzido em a coluna a fim de obter o benzeno destilado com pureza de 95% e uma corrente de resíduo constituída majoritariamente de tolueno (pureza de 95% em tolueno).

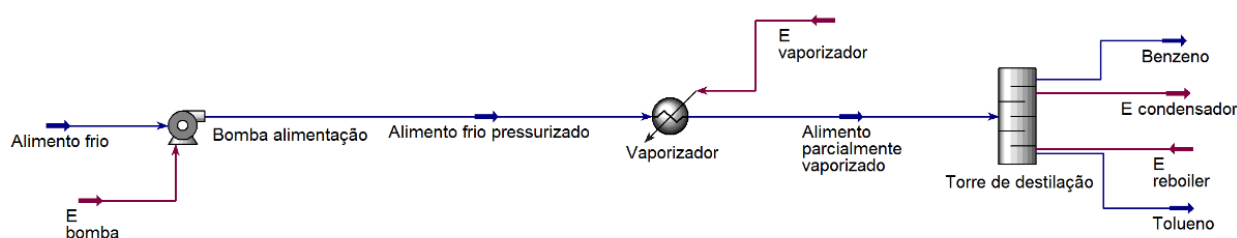


Figura 1. Desenho esquemático do processo de separação do benzeno e tolueno.

3.1.1 Dados de projeto

Segundo dados obtidos na planta a escala piloto, chegaram-se aos seguintes dados de projeto:

- Bomba de alimentação. Potência necessária 2,507 kW, com uma vazão operacional de 57,53 m³/h.
- Vaporizador. Quantidade de calor necessária: 3,958 MKcal/ h. Considerar um valor do coeficiente global de transmissão de calor de 1000 kcal/ (h m²). Será utilizado vapor de baixa pressão para aquecimento, cuja pressão operacional é 6 kg/cm²g e 160 °C.
- Torre de destilação. A torre de destilação contém 15 pratos do tipo válvula. O diâmetro da torre é de 2,9 m para atender à demanda hidráulica e a altura correspondente é de 15,5 m, considerando a separação entre os pratos (2 pés), a folga no topo e no fundo (0,91 m) e a separação específica do prato de alimentação (0,61 m). Para o cálculo da altura também se considerou um tempo de retenção do líquido no fundo de 10 minutos. A pressão no topo é de 0 kg/cm²g e no fundo de 1 kg/cm²g.
- Condensador. Quantidade de calor a retirar: 7,209 MKcal/ h. Considerar um valor do coeficiente global de transmissão de calor de 700 kcal/ (h m²). Será utilizada a água de refrigeração, cuja temperatura de entrada é 28 °C e cuja máxima temperatura de saída é de 45 °C. Considerar uma temperatura do fluido de processo de 81,19 °C.
- Refervedor (reboiler) da torre de destilação. Quantidade de calor necessário: 5,146 MKcal/h. Considerar um valor do coeficiente global de transmissão de calor de 1000 kcal/ (h m²). Será utilizado vapor de baixa pressão para aquecimento, cuja pressão operacional é 6 kg/cm²g e 160 °C. Considerar uma temperatura do fluido de processo de 133,6 °C.
- Pulmão da torre. Para o cálculo, considerar uma razão geométrica de L/D 5, uma vazão volumétrica de destilado de 21,86 m³/h e de refluxo de 73,44 m³/h. Em função disto, para um tempo de retenção de 10 minutos, considerando um nível normal de líquido de 50% do diâmetro do tanque, estimou-se que este último se corresponde com 2,1 m e um comprimento de 10,5 m. A pressão de operação correspondente é de 0 kg/cm².

3.1.2 Cálculo do custo do projeto

Para calcular o peso do vaso, necessita-se calcular o parâmetro t (espessura), definida pelas expressões abaixo:

$$t_1 = \frac{P_i D_i}{2SE - 1,2P_i} \quad (1)$$

$$t_2 = \frac{P_i D_i}{4SE - 0,8P_i} \quad (2)$$

$$t = t_1 + t_2 \quad (3)$$

Assumindo $P_i = 3,5 \text{ kg/cm}^2$; $D_i = 2,9 \text{ m}$; $S = 12900 \text{ psi}$; $E = 0,85$; $\delta = 3 \text{ mm}$. Temos que a espessura é de $9,6 \text{ mm}$. Para o cálculo de W_v (peso do vaso), usa-se a expressão:

$$W_v = 240 C_w D_w (H_v + 0,8 D_m)t \quad (4)$$

Onde $C_w = 1,15$; $D_m = 2,9 \text{ m}$; $H_v = 15,5 \text{ m}$; $t = 9,6 \text{ mm}$.

Assim, $W_v = 136\,926,03 \text{ N}$. A massa do vaso é definida pela expressão:

$$m = \frac{W_v}{g} \quad (5)$$

Sendo g a aceleração da gravidade ($9,82 \text{ m/s}^2$).

Logo, temos que a massa da torre é de $13.957,8 \text{ kg}$ e para calcular o custo da torre, utiliza-se a equação (6).

$$C_e = a + bS^n \quad (6)$$

Sendo $a = 10.000$; $b = 29$; $S = 13.957,8 \text{ kg}$ e $n = 1,9$. Assim, concluiu-se que o custo da torre é de aproximadamente $\$ 106.714,70$.

Para calcular o custo dos pratos, utiliza-se a mesma expressão, onde $a = 180$; $b = 29$; $S = 13957,8$ e $n = 0,85$.

Resulta-se que o custo de cada prato é de \$ 2750,60. Para uma torre com 15 pratos, o custo total é de \$ 41.259,05.

3.1.3 Custo da bomba

Utiliza-se a expressão (6) novamente, onde S é a vazão operacional pré-estabelecida em L/s; $a = 6900$; $b = 206$ $n = 0,9$ e $S = 15,98$ L/s.

Assim, temos que o custo da bomba é de \$ 9395,09.

3.1.4 Custo do vaporizador

Usando a equação de troca de calor, sendo S (A) a área de troca térmica. Calculando a LMTD, é possível calcular a área de troca térmica pela equação (7).

$$Q = U A LMTD \quad (7)$$

Onde Q é o fluxo de calor, U é o coeficiente global de troca térmica, A é a área de troca, e o LMTD é definido pela equação (8).

$$LMTD = \frac{(T - T_1) - (T - T_2)}{\ln \frac{(T - T_1)}{(T - T_2)}} \quad (8)$$

Calculando o LMTD pela expressão (8), onde $T_1 = 112,6^\circ\text{C}$; $T_2 = 25^\circ\text{C}$; $T = 160^\circ\text{C}$. Assim temos que LMTD é $83,7^\circ\text{C}$. Considerando $Q = 3958$ M kcal/h e $U = 1.000$ kcal/hm², calcula-se a área pela expressão (7), $A = 47,3$ m².

Usando a equação (6), estima-se o custo do vaporizador, sendo este de \$28.705,34.

3.1.5 Custo do Condensador

Analogamente ao cálculo de custo do vaporizador, por meio da equação (8), calcula-se o LMTD para o condensador a fim de determinar a área de troca térmica. Considerando a

temperatura do fluido de processo constante de $81,9\text{ }^{\circ}\text{C}$, $T_1 = 28^{\circ}\text{C}$ e $T_2 = 45^{\circ}\text{C}$, tem-se que $\text{LMTD} = 44,1^{\circ}\text{C}$, $A = 233,5\text{ m}^2$ ($Q = 7.209\text{ M kcal/h}$; $U = 700\text{ kcal/hm}^2$) e custo de $\$ 55.289,20$.

3.1.6 Custo do Reboiler

O mesmo calculo segue para o “reboiler”. Tem-se que o $\text{LMTD} = 47,92^{\circ}\text{C}$, onde $T = 160^{\circ}\text{C}$; $T_1 = 81,19\text{ }^{\circ}\text{C}$; $T_2 = 133,6^{\circ}\text{C}$. A área de $107,4\text{ m}^2$ foi calculada usando os seguintes parâmetros: $Q = 5.146\text{ M kcal/h}$; $U = 1.000\text{ kcal/hm}^2$. Assim, usando a equação (6), estima-se um custo de $\$ 36588,20$.

3.1.7 Custo do vaso pulmão

O custo do vaso pulmão é calculado de acordo com a massa (m) do vaso. É estimado o a espessura por meio das expressões (1) e (2), onde $P_i = 3,5$ $D_i = 2100\text{ mm}$ $SE = 906,95$. Assim, $t = 4,78\text{ mm}$.

Por meio da equação (4), calcula-se o peso W [N] assumindo $D_i = 2,1\text{ m}$ e $H = 10,5\text{ m}$ para, em seguida, usar a expressão (5) e estimar a massa (m) que, no caso, foi de 3.230 kg . Com a massa, é possível estimar o custo usando a equação (6). Assim, estimou-se um custo de $\$ 37.878,50$ para projetar o vaso pulmão.

3.1.8 Custo total

Pelo método das porcentagens, estimou-se o custo total dos equipamentos assim como outros custos como materiais, obra civil, pintura, construção entre outros.

Segue na tabela 1, os custos do projeto segundo a soma total de todos equipamentos de $\$308.557,30$.

Tabela 1. Custos do projeto usando método das porcentagens.

Partida	Custo (\$)
Equipamento (E)	308.557,30
Materiais (M)	215.990,11
Obra civil e edifícios	60.477,23
Tubulações e infraestrutura	97.195,55
Instrumentação	21.599,00
Eletricidade	21.599,00
Isolamento	10.799,50
Pintura	4.314,8
Engenharia de detalhe	-----
Projeto grande	209.818,96
Engenharia de processo e licenças	-----
Construção	314.728,45
Supervisão da construção	52.454,74
TOTAL ÁREA DE PROCESSO	ISBL
Serviços auxiliares	12.342,24
Off – sites	24.684,58
Gastos de arranque	12.342,29
Contingências e imprevistos	46.283,60
TOTAL	1.413.187,35

3.2 Avaliação econômica para produção de cloreto de vinilideno

Objetiva-se instalar uma planta de 40 quilo toneladas (kt) de capacidade para produzir cloreto de vinilideno. Existem duas possíveis alternativas cuja viabilidade técnica se encontra comprovada, fazendo-se necessária a participação da análise econômica para decidir.

As tabelas abaixo mostram os dados obtidos pelo balanço de massa em cada um dos dois processos.

- Processo 1

Tabela 2. Dados dos balanços de massa para produção de vinilideno no processo 1.

Componente	Coefficiente t/t produto	R\$/ kg
Cloro	-0,92	0,62
Ácido clorídrico	0,47	0,94
Tricloroetano	0,13	2,42
Cloreto de vinilo	-0,72	1,76
Cloreto de vinilideno	1,00	3,09

- Custo de energia: 247,08 R\$/t de produto.
- Investimento fixo para uma planta de 23 kt: 83,72 MR\$.

- Processo 2

Tabela 3. Dados dos balanços de massa para produção de vinilideno no processo 2.

Componente	Coefficiente t/t produto	R\$/kg
Cloro	-3,01	0,62
Etano	-0,56	0,26
Cloreto de etilo	0,08	1,59
Ácido clorídrico	2,11	0,94
Cloreto de vinilideno	1,00	3,09

- Custo de energia: 437,68 R\$/ t de produto.
- Investimento fixo para uma planta de 23 kt: 101,2 MR\$.

Supondo que a taxa mínima de juros de 10%, a taxa de impostos de 35% e a depreciação de 10% anual (amortização linear a 10 anos). Considerou-se a necessidade de 3 vagas, sendo cada vaga ocupada por 4,8 operários em média, com um salário anual bruto para a empresa de

R\$ 180.000,00. Para calcular os custos, considerando que o setor industrial possui maturidade elevada, utilizou-se as porcentagens mínimas. Considerou-se uma inflação anual constante de 5%, horizonte temporal de 3 anos para colocar a planta em funcionamento e 15 anos de operação.

Para a estimação da projeção econômica temporal considerou-se:

- Ano 0: 30% do investimento + 33,3% dos gastos prévios
- Ano 1: 60% do investimento + 33,3% dos gastos prévios
- Ano 2: 10% do investimento + gastos de entrada em funcionamento + capital de giro + 33,3% dos gastos prévios.
- No último ano, recupera-se todo o capital de giro (corrigido pela inflação) junto com um 10% do investimento em sucata (sem correção da inflação).

Com todos estes dados, foi possível estimar o projeto mais rentável pelo método do VAL e do TIR, calculando todos custos envolvidos em cada processo.

3.2.1 Processo 1

Com a informação de todos dados do processo, foi possível calcular o investimento, vendas, custos fixos e variáveis, como mostra nas tabelas abaixo.

Tabela 4. Estimativa do investimento do processo 1.

ESTIMATIVA DO INVESTIMENTO	
Estimativa do imobilizado da planta (MR\$)	116,688
Capital de giro (MR\$)	23,338
Entrada em funcionamento (MR\$)	5,834
Gastos prévios (MR\$)	1,167
Investimento total (MR\$)	147,028

Tabela 5. Estimativa das vendas do processo 1.

ESTIMATIVA DAS VENDAS				
Produtos obtidos	Fator de produção	Produção (kt)	Preço unitário (R\$/kg)	Lucro de vendas (R\$)
Ácido clorídrico	0,43	40	0,94	16.168.000,00
Tricloroetano	0,13	40	2,42	12.584.000,00
Cloreto de vinilideno	1	40	3,09	123.600.000,00
Vendas total	R\$ 152.352.000,00			

Tabela 6. Estimativa dos custos diretos de fabricação do processo 1.

Custo de fabricação direto				
Matérias primas	Fator de produção	Produção (kt)	Preço unitário (R\$/kg)	Custo matérias primas (R\$)
Cloro	0,92	40	0,62	22.816.000,00
Cloreto de vinilo	0,72	40	1,76	50.688.000,00
Mão de obra	Vagas	Operários	Custo unitário anual	Custo mão de obra
	3	4,8	180.000,00	864.000,00

Tabela 7. Estimativa dos custos indiretos variáveis de fabricação do processo 1.

Custo de fabricação indiretos variáveis				
	Coefficiente	Base	Valor	Custo (R\$)
Mão de obra indireta	0,15	Custo de mão de obra	864.000,00	129.600,00
	Base	Valor da base t	Preço unitário (R\$/t)	
Eletricidade	200	40000	247,08	9.883.200,00
	Coefficiente	Base	Valor	Custo (R\$)
Abastecimento	0,0020	Imobilizado	116.688.622,44	233.377,24
Manutenção	0,0200	Imobilizado	116.688.622,44	2.333.772,45
Laboratório	0,0500	Imobilizado	116.688.622,44	5.834.431,12
Embalagem	0,1500	Vendas	152.352.000,00	22.852.800,00

Tabela 8. Estimativa dos custos indiretos fixos de fabricação do processo 1.

Custos de fabricação indiretos fixo				
	Coefficiente	Base	Valor (R\$)	Custo (R\$)
Diretivos e empregados	0,100	Custo de mão de obra	864.000,00	86.400,00
Impostos	0,005	Imobilizado	116.688.622,44	583.443,11
Seguros	0,010	Imobilizado	116.688.622,44	1.166.886,22
Total custos de fabricação (R\$)	117.471.910,15			

Tabela 9. Estimativa dos gastos gerais do processo 1.

Gastos gerais				
	Coefficiente	Base	Valor (R\$)	Custo (R\$)
Gastos comerciais	0,05	Custos de fabricação	117.471.910,15	5.873.595,51
Gerência	0,03	Custos de fabricação	117.471.910,15	3.524.157,30
Pesquisa e serviço técnico	0,01	Vendas	152.352.000,00	1.523.520,00

Tabela 10. Estimativa custos totais e lucros do processo 1.

Soma total dos custos	R\$ 128.393.182,96
Lucro bruto	R\$ 12.289.954,79
Impostos	R\$ 4.301.484,18
Lucro líquido	R\$ 7.988.470,61

Obs. Os dados de todos os custos do processo 1, ao longo de cada um dos 17 anos, foram simulados e estão presentes no anexo 12.1 deste trabalho.

3.2.2 Cálculo de VAL e TIR

A fim de avaliar se o projeto vai ser rentável ou não, utilizou-se dois métodos: Valor Atualizado Líquido (VAL) e a Taxa Interna de retorno (TIR).

No método VAL, considera-se a soma dos fluxos de caixa ao longo da vida do projeto corrigidos pelo ano atual. Caso a soma seja positiva, o projeto é atrativo; caso seja zero, significa que o fundo investido é igual ao fundo gerado; caso seja negativo o projeto não é viável. Desta forma, utiliza-se a equação (9) para fazer essa análise.

$$VAL = \sum_i^n \frac{Fi}{(1+k)^i} \quad (9)$$

Onde n é a quantidade de anos, i é o ano analisado, F_i é o fluxo de caixa no ano i e k é a taxa de juros definida no valor de 10%.

Fazendo a análise do VAL, calculou-se um valor de VAL de -1.435.946, ou seja, o $VAL < 0$, implica que o projeto não é viável para este processo 1.

O método TIR, considera-se uma equação similar ao de VAL, porém o somatório da equação deve dar próximo de zero para que o projeto seja atrativo, caso contrário, o projeto não é interessante. Segue abaixo a equação usado na TIR.

$$TIR = \sum_i^n \frac{Fi}{(1+r)^i} \quad (10)$$

A diferença em relação ao VAL é os juros “r” foi chutado inicialmente de forma que zere a equação (10). No entanto, o somatório não convergiu, dando um valor de TIR de -78.099,68.

Assim, concluiu-se que o processo 1 não é atrativo. É possível analisar os valores calculados para o método da TIR na tabela 11.

Tabela 11. Valores de TIR para cada ano do processo 1.

Ano	Fluxo de caixa corrigido (R\$)	TIR
0	-44.496.872,31	-44.496.872,31
1	-80.550.155,92	-80.631.593,83
2	-36.260.266,03	-36.333.622,89
3	14.768.845,11	14.813.685,26
4	13.958.059,15	14.014.592,38
5	13.196.806,62	13.263.652,90
6	12.481.683,33	12.557.590,43
7	11.809.544,58	11.893.376,40
8	11.177.483,92	11.268.209,86
9	10.582.813,58	10.679.498,96
10	10.023.046,70	10.124.844,10
11	9.495.881,03	9.602.022,40
12	8.999.184,04	9.108.973,58
13	7.347.960,47	7.445.124,76
14	7.013.962,27	7.113.895,03
15	6.695.145,80	6.797.401,54
16	6.390.820,99	6.494.988,68
17	15.930.110,79	16.206.133,07
Soma	-----	-78.099,68

3.2.3 Processo 2

Analogamente ao processo 1, foram calculados todos os custos para o processo 2.

Tabela 12. Estimativa do investimento do processo 2.

ESTIMATIVA DO INVESTIMENTO	
Estimação do imobilizado da planta (MR\$)	141,052
Capital de giro (MR\$)	28,210
Entrada em funcionamento (MR\$)	7,0526
Gastos prévios (MR\$)	1,411
Investimento total (MR\$)	177,726

Tabela 13. Estimativa das vendas do processo 2.

ESTIMATIVA DAS VENDAS				
Produtos obtidos	Fator de produção	Produção (kt)	Preço unitário (R\$/kg)	Lucro de vendas (R\$)
Cloreto de Etilo	0,08	40	1,59	5.088.000,00
Ácido Clorídrico	2,11	40	0,94	79.336.000,00
Cloreto de vinilideno	1	40	3,09	123.600.000,00
Vendas total	R\$ 208.024.000,00			

Tabela 14. Estimativa dos custos diretos de fabricação do processo 2.

ESTIMATIVA DOS CUSTOS				
Custo de fabricação diretos				
Matérias primas	Fator de produção	Produção (kt)	Preço unitário (R\$/kg)	Custo matérias primas (R\$)
Cloro	3,01	40	0,62	74.648.000,00
Etano	0,56	40	0,26	5.824.000,00
Custo unitário				
Mão de obra	Vagas	Operários	anual	Custo mão de obra
	3	4,8	180.000,00	864.000,00

Tabela 15. Estimativa dos custos indiretos variáveis de fabricação do processo 2.

Custo de fabricação indiretos variáveis				
	Coefficiente	Base	Valor	Custo (R\$)
		Custo de mão de obra		
Mão de obra indireta	0,15	de obra	864.000,00	129.600,00
	Base	Valor da base t	Preço unitário (R\$/t)	
Eletricidade	200	40000	437,68	17.507.200,00
	Coefficiente	Base	Valor	Custo (R\$)
Abastecimento	0,0020	Imobilizado	141.052.180,98	282.104,36
Manutenção	0,0200	Imobilizado	141.052.180,98	2.821.043,62
Laboratório	0,0500	Imobilizado	141.052.180,98	7.052.609,05
Embalagem	0,1500	Vendas	208.024.000,00	31.203.600,00

Tabela 16. Estimativa dos custos indiretos fixos de fabricação do processo 2.

Custos de fabricação indiretos fixo				
	Coefficiente	Base	Valor (R\$)	Custo (R\$)
		Custo de mão		
Diretivos e empregados	0,100	de obra	864.000,00	86.400,00
Impostos	0,005	Imobilizado	141.052.180,98	705.260,90
Seguros	0,010	Imobilizado	141.052.180,98	1.410.521,81
Total custos de fabricação (R\$)	142.534.339,745			

Tabela 17. Estimativa dos gastos gerais do processo 2.

Gastos gerais				
	Coefficiente	Base	Valor (R\$)	Custo (R\$)
		Custos de		
Gastos comerciais	0,05	fabricação	142.534.339,74	7.126.716,99
		Custos de		
Gerência	0,03	fabricação	142.534.339,74	4.276.030,19
Pesquisa e serviço técnico	0,01	Vendas	208.024.000,00	2.080.240,00

Tabela 18. Estimativa custos totais e lucros do processo 2.

Soma total dos custos	R\$ 156.017.326,92
Lucro bruto	R\$ 52.006.673,08
Impostos	R\$ 18.202.335,58
Lucro líquido	R\$ 33.804.337,50

Obs. Os dados de todos os custos do processo 2, ao longo de cada um dos 17 anos, foram simulados e estão presentes no anexo 12.2 deste trabalho.

3.2.4 Cálculo de VAL e TIR

Fazendo o procedimento análogo ao processo 1, constatou que o VAL foi 170.719.371, ou seja, $VAL > 0$ (projeto economicamente viável). Enquanto a TIR alcançou um valor de -0,34, ou seja, TIR ficou próximo de zero, reforçando a viabilidade econômica do projeto.

Tabela 19. Valores de TIR para cada ano do processo 2.

Ano	Fluxo de caixa corrigido (R\$)	TIR
0	-53.787.428,16	-53.787.428,16
1	-48.897.661,96	-44.049.733,88
2	-44.219.275,87	-35.885.749,13
3	29.106.809,77	21.279.439,92
4	27.615.177,02	18.187.315,99
5	26.206.672,67	15.548.477,17
6	24.876.124,79	13.295.782,37
7	23.618.723,22	11.372.155,34
8	22.429.991,59	9.729.055,31
9	21.305.761,71	8.325.183,64
10	20.242.149,98	7.125.389,19
11	19.235.535,88	6.099.741,59
12	18.282.542,09	5.222.746,23
13	15.949.993,58	4.104.668,14
14	15.224.993,88	3.529.635,51
15	14.532.948,70	3.035.160,55
16	13.872.360,12	2.609.957,75
17	25.123.951,95	4.258.202,13
Soma	-----	-0,348

4 Projeto de vasos torres e reatores

4.1 Projeto da torre de destilação

Objetiva-se projetar uma torre de destilação multicomponente com ajuda de um método de cálculo aproximado. Será estimado o melhor projeto em função de testar taxas de refluxo que são de 20, 40, 60 e 100% acima da taxa de refluxo. Será escolhido a combinação que resulte nos menores custo totais. Com essa combinação, será feito o preenchimento das folhas de especificação dos dois vasos que formam parte da unidade. Também serão preenchidas as folhas de especificação dos balanços de massa e energia e a dos pratos. Estas folhas de especificação se encontram nos anexos.

A primeira estimação que deve feita é a taxa de refluxo mínima, R_m , que pode ser estimada com ajuda das duas equações apresentadas a seguir:

$$\begin{aligned} \frac{\alpha_{cl}x_{cla}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cp}x_{cpa}}{\alpha_{cp} - \theta} + \dots + \frac{\alpha_i x_{ia}}{\alpha_i - \theta} + \dots &= 1 - q \\ \frac{\alpha_{cl}x_{clD}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cp}x_{cpD}}{\alpha_{cp} - \theta} + \dots + \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta} + \dots &= R_m + 1 \end{aligned} \quad (11)$$

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_{cla} , x_{cpa} , x_{ia} : composição do componente chave leve, chave pesado e i no alimento (subscrito “a”), respectivamente; x_{clD} , x_{cpD} , x_{iD} : composição do componente chave leve, chave pesado e i no destilado (subscrito “D”), respectivamente.
- q : razão entre o calor requerido para vaporizar 1 mol de alimento com o calor latente de vaporização deste (assume 1 para líquido em ponto de bolha, assume 0 para vapor em ponto de orvalho, entre 0 e 1 para misturas bifásicas, maior que 1 para líquido sub-resfriado; menor que 0 para vapor superaquecido).
- θ : raiz da equação 1, entre α_{cl} e α_{cp}

Caso a mistura possua um componente com volatilidade relativa entre as correspondentes aos componentes chave leve e pesado, é necessário estimar um valor de θ . Caso houverem 2

componentes, seriam 2 valores de θ , θ_1 e θ_2 . Neste caso, estimou-se somente um valor obtendo o valor de 1,17.

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

As frações de fluxos de n-hexano, n-heptano e n-octano são caracterizadas segundo a tabela a seguir.

Tabela 20. Frações de fluxos de n-hexano, n-heptano e n-octano.

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

Considerando que o alimento entre na forma de líquido em ebulição, a primeira sequência de cálculo foi estimar a taxa de refluxo mínima, que servirá para os cálculos posteriores. Com todos dados e equações apresentadas, estimou-se o R_m e o N_{\min} e obteve-se a tabela a seguir.

Tabela 21. Estimativa da taxa mínima de refluxo.

Estimativa do R_m	
α_{cl}	2,7
α_{cp}	1
α_i	2,22
x_{cla}	0,4
x_{cpa}	0,25
x_{ia}	0,35
x_{clD}	0,534
x_{cpD}	0,013
x_{iD}	0,453
q	1
θ	1,172
R_m	0,828

Indo ao outro extremo operativo, em condições de refluxo total, a coluna requereria do número de pisos mínimos. Fenske propôs uma equação aproximada que permite estimar o número mínimo de pisos em função das composições do componente chave leve e chave pesado no destilado e no resíduo. Considerou-se que o componente “chave leve” é o n-heptano, e o “chave pesado”, o n-octano.

Com isso, a equação (12) permite estimar o número mínimo de pisos é “ N_{\min} ”.

$$N_{\min} + 1 = \frac{\log \left[\left(\frac{X_{cl}}{X_{cp}} \right)_D \left(\frac{X_{cp}}{X_{cl}} \right)_R \right]}{\log (\alpha_{cl,cp})_{\text{médio}}} \quad (12)$$

Assim, obteve-se a tabela abaixo.

Tabela 22. Estimativa do número mínimo de pisos.

Estimativa do N_{\min}	
$(\alpha_{cl,cp})_{\min}$	2,22
X_{clD}	0,453
X_{cpD}	0,013
X_{clR}	0,04
X_{cpR}	0,96
N_{\min}	7,437537

Para estimar o número aproximado de estágios, utilizou-se a correlação empírica de Gilliland, cuja equação numérica é:

$$Y = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54,4X}{11 + 117,2X} \right) \left(\frac{X - 1}{\sqrt{X}} \right) \right] \quad (13)$$

Os parâmetros X é apresentado na equação (14), enquanto o parâmetro Y permite estimar o número aproximado de andares da torre de acordo com a equação (15).

$$X = \frac{L/D - (L/D)_m}{L/D + 1} \quad (14)$$

$$N = \frac{N_{\min} + Y}{1 - Y} \quad (15)$$

Com esta sequência de cálculo, foi possível estimar o número de andares necessários para satisfazer a separação para diferentes taxas de refluxo.

Tabela 23. Estimativa do número de pratos para cada porcentagem acima do refluxo.

Estimativa do N				
	20%	40%	60%	100%
Taxa de Refluxo	0,994	1,160	1,326	1,657
X	0,083	0,153	0,214	0,312
Y	0,571	0,502	0,449	0,372
N	18,675	15,940	14,307	12,440
N (arredondado)	19	16	15	13

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. Segue o desenho esquemático do processo.

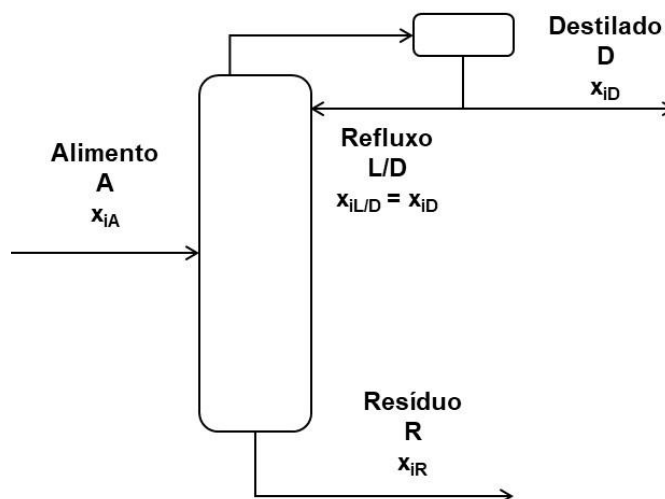


Figura 2. Desenhos esquemático da torre de destilação.

Dentro das duas regiões que compõem a coluna, enriquecimento e esgotamento, no método aproximado, consideram-se constantes as vazões de líquido e de vapor. Realizando 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 refulador de fundo, saindo pelo topo que é condensado completamente, e forma as correntes refluxo e destilado.

Considerando estas condições, é possível estimar a vazão molar de vapor que aproximadamente circula pela torre. Para transformá-la em vazão volumétrica, necessita-se da densidade molar da mistura que sai pelo destilado. Foi considerado um valor aproximado de 0,0349 kmol/m³.

Assim, estimou-se, de forma aproximada, a vazão de vapor da coluna que permitirá estimar o diâmetro. Segue a tabela com os valores de diâmetro para as quatro porcentagens acima do refluxo.

Em seguida, estimou-se a velocidade limite da fase vapor. Assim, utilizou-se a equação de York. Novamente, precisaremos de valores das densidades mássicas das fases vapor e líquida, cujos valores são, respectivamente, 3,242 kg/m³ e 616,1 kg/m³, completando com isto os cálculos necessários na estimação do diâmetro.

Tabela 24. Estimativa do diâmetro da coluna.

	Estimativa do diâmetro			
	Porcentagem acima do refluxo			
	20%	40%	60%	100%
Destilado (D) (kmol/h)	75,000	75,000	75,000	75,000
Refluxo (L) (kmol/h)	74,582	87,012	99,442	124,303
Vapor (V) (kmol/h)	149,582	162,012	174,442	199,303
densidade (kmol/m³)	0,035	0,035	0,035	0,035
Vazão vol. (m³/h)	4.286,012	4.642,181	4.998,351	5.710,689
Vazão vol. (ft³/s)	42,044	45,538	49,032	56,019
Densidade vap. (kg/m³)	3,242	3,242	3,242	3,242
Densidade liq. (kg/m³)	616,100	616,1	616,100	616,100
Velocidade limite (ft/s)	3,162	3,162	3,162	3,162
Seção transversal (ft²)	13,295	14,400	15,505	17,714
Diâmetro (ft)	4,114	4,282	4,443	4,749
Diâmetro de proj. (m)	1,505	1,566	1,625	1,737

Para estimar a altura da torre, considerou-se uma separação entre os pratos de 1,5 ft por tratar-se de um serviço considerado limpo. Considerou-se um espaçamento no prato de alimentação e no fundo da torre. Para estimar esse valor, foi 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.

Foi 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. Assim, segue a tabela da estimativa da altura da torre.

Tabela 25. Estimativa da altura da torre.

	Estimativa da altura da Torre			
	Porcentagem acima do refluxo			
	20%	40%	60%	100%
Altura do topo ao prato 1 (m)	0,91	0,91	0,91	0,91
Altura do último prato ao líquido de fundo(m)	0,91	0,91	0,91	0,91
Altura da zona de alimentação(m)	0,91	0,91	0,91	0,91
Altura entre os pratos(m)	0,46	0,46	0,46	0,46
Número de espaços entre pratos	17	14	13	11
Altura ocupada pelos pratos (m)	7,82	6,44	5,98	5,06
Vazão molar (kmol/h)	174,581	187,012	199,442	224,303
Densidade(kmol/m³)	5,375	5,375	5,375	5,375
Vazão volumétrica(m³/h)	32,480	34,792	37,105	41,730
tempo de retenção(h)	0,166	0,166	0,166	0,166
Volume de fundo (m³)	5,413	5,798	6,184	6,955
Altura do líquido de fundo(m)	3,043	3,010	2,981	2,934
Altura da torre(m)	13,593	12,180	11,691	10,724
Altura da torre (ft)	44,598	39,960	38,357	35,186

4.2 Projeto do vaso pulmão

Para o projeto do vaso pulmão do refluxo, foi considerada as vazões volumétricas de líquido que são retiradas, formadas pelo refluxo e o destilado que está sendo retirado da torre. Com isto, foi possível calcular o volume do vaso, diâmetro, espessura, peso e, por fim, o custo de fabricação do vaso pulmão. Segue esses valores nas tabelas abaixo.

Tabela 26. Estimativa do volume geométrico do vaso.

Estimativa do volume geométrico				
	20%	40%	60%	100%
Vazão de entrada(m³/h)	4286,012	4642,181	4998,351	5710,689
Tempo de residência (h)	0,166	0,166	0,166	0,166
Volume útil (m³)	714,335	773,6968	833,058	951,781
Volume geométrico (m³)	1428,671	1547,394	1666,117	1903,563

Tabela 27. Estimativa do diâmetro do vaso.

Estimativa do diâmetro				
L/D	5	5	5	5
Diâmetro(m)	7,139	7,331	7,514	7,855

Tabela 28. Estimativa da espessura do vaso.

Estimativa da espessura (e)				
	20%	40%	60%	100%
PD(kgf/cm²)	3,5	3,5	3,5	3,5
St	1055	1055	1055	1055
E	0,85	0,85	0,85	0,85
CA	3	3	3	3
e(mm)	16,963	17,340	17,698	18,365

Tabela 29. Estimativa do peso do vaso.

Estimativa do peso (W)				
	20%	40%	60%	100%
L(m)	35,69391	36,65644	37,57092	39,27707
X	2	2	2	2
W(kg)	137892,5	148317,4	158692,1	179308,9

Tabela 30. Estimativa do custo do vaso.

Estimativa do custo do vaso pulmão				
	20%	40%	60%	100%
Custo(\$)	240.023,8	250.864,2	261.353,7	281.416,8

5 Projeto de sistemas de troca de calor

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, foi possível estimar os calores necessários para poder projetar o condensador de topo e o refeedor de fundo.

Segue nas tabelas seguintes o custo para o projeto de cada trocador de calor.

Tabela 31. Custo do condensador.

	Condensador			
	20%	40%	60%	100%
Vapor (V) (kmol/h)	149,5818	162,0121	174,4424	199,303
L_{topo}(kcal/kg)	81,83	81,83	81,83	81,83
Q_{vap}(kcal/kmol)	7602	7602	7602	7602
Q_{cond}(kcal/h)	1.137.121	1.231.616	1.326.111	1.515.101
Q_{cond}(J/s)	1321585	1431409	1541233	1760881
U(W/m²C)	500	500	500	500
t_{2c}(°C)	45	45	45	45
t_{1c}(°C)	28	28	28	28
T_{1h}(°C)	230	230	230	230
T_{2h}(°C)	79,66	79,66	79,66	79,66
T_{ln}(°C)	104,5253	104,5253	104,5253	104,5253
A(m²)	25,28736	27,38875	29,49014	33,69292
Custo(\$)	26.219,43	26.442,56	26.669,13	27.131,87

Tabela 32. Custo do refervedor.

	Refervedor			
	20%	40%	60%	100%
Refluxo (L) (kmol/h)	74,5818	87,0121	99,4424	124,303
Alimento (A)				
(kmol/h)	100	100	100	100
Vazão (kmol/h)	174,582	187,012	199,442	224,303
L_{fundo}(kcal/kg)	73,32	73,32	73,32	73,32
Q_{vap}(kcal/kmol)	7847	7847	7847	7847
Q_{vap}(kcal/h)	585.244	682.784	780.325	975.406
Q_{vap}(J/s)	680.182	793.545	906.909	1.133.636
U(W/m²C)	750	750	750	750
t₁(°C)	79,66	79,66	79,66	79,66
t₂(°C)	150,6	150,6	150,6	150,6
T_h(°C)	230	230	230	230
T_{2h}(°C)	230	230	230	230
T_{ln}(°C)	111,121	111,121	111,121	111,121
A(m²)	7,02228	8,19265	9,36303	11,7038
Custo(\$)	24.477	24.573,9	24.673,7	24.880,5

5.1 Refervedor

Para preencher a folha de especificação de trocador de calor, considerou-se um refervedor de fundo de um sistema de destilação. Assumindo que o projeto ótimo da torre se alcançou para um número de 16 pratos e uma taxa de refluxo de 1,07. Após simulação, chegou-se à necessidade do refervedor de 796 Mcal/h. A figura 3 mostra o desenho esquemático do funcionamento do refervedor. O líquido de fundo desce para o refervedor (to reboiler), é aquecido e parte volta a coluna como vapor. O líquido de fundo desce para o refervedor (to reboiler), é aquecido e parte volta a coluna como vapor.

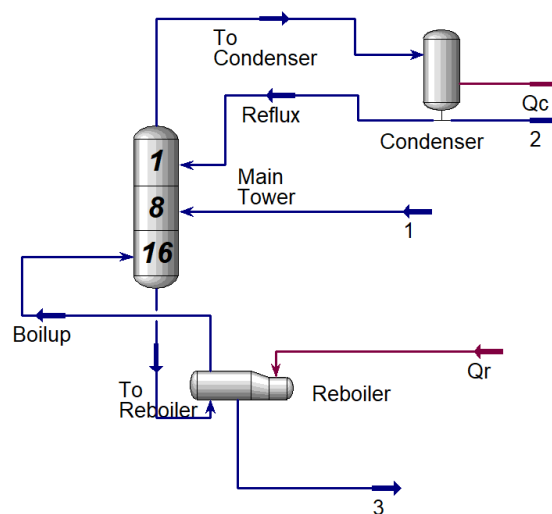


Figura 3. Desenho esquemático do funcionamento da coluna de destilação.

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

Usando algumas propriedades da corrente que entra no refervedor (to Reboiler) e da corrente que sai (Boilup), juntamente com todos os dados para o projeto do refervedor, foi possível completar a folha de especificação do trocador de calor.

A folha de especificação do “reboiler” se encontra no anexo 12.3.3 ao final do trabalho.

6 Projeto de sistemas de impulsão mecânica

Os parâmetros que devem ser estimados para o projeto da bomba 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, considerou-se que o vaso do pulmão se encontra levantado 3 metros sobre o solo, além do nível normal (50%) do vaso pulmão (horizontal), somado isto à pressão à que opera este vaso (pressão atmosférica).

Na impulsão, considerou-se a pressão do topo da torre, onde sairá o refluxo (considerou-se que o condensador provoca uma perda de pressão de $0,35 \text{ kg/cm}^2$), de forma que a pressão no topo foi de $0,35 \text{ kg/cm}^2$ relativos (normalizados frente à pressão atmosférica). Além disso, considerou-se toda a cota correspondente à altura da coluna somado a $0,1 \text{ kg/cm}^2$, correspondente a perda de pressão que uma válvula de controle que será colocada na tubulação do refluxo. A tabela 33 mostra os parâmetros de projeto da bomba com o custo aproximado para cada porcentagem acima do refluxo.

Tabela 33. Custo da bomba de refluxo

	Bomba de refluxo			
	20%	40%	60%	100%
Refluxo(L) (kmol/h)	74,581	87,012	99,44244	124,303
densidade (kmol/m³)	0,034	0,034	0,0349	0,0349
Vazão vol. (m³/h)	2,602	3,036	3,470541	4,338
Raio(m)	3,569	3,665	3,757093	3,927
Altura total da torre(m)	13,593	12,180	11,69139	10,724
P_{adm}(kgf/cm²)	0,755	0,761	0,766869	0,777
P_{imp}(kgf/cm²)	1,473	1,386	1,356364	1,296
ΔP kgf/cm²)	0,718	0,625	0,589495	0,519
ΔP(Pa)	70.453,580	61.319,790	57.810,01	50.929,620
Potência(kW)	452,800	459,780	495,3877	545,534
Custo(\$)	68.475,210	69.115,430	72.322,400	76.686,640

Para projetar a bomba de refluxo a fim do preenchimento da folha de especificação, é necessário calcular os seguintes parâmetros: pressão na aspiração, a pressão máxima na

aspiração, a diferença de pressão da bomba, a pressão de *shut-off*, a pressão máxima na impulsão, a potência de projeto e as vazões de operação, projeto e mínima, bem como o NPSH disponível.

Abaixo encontra-se o desenho esquemático do sistema da bomba centrífuga usada para impulsar uma corrente rica em n-hexano, vinda da coluna de destilação.

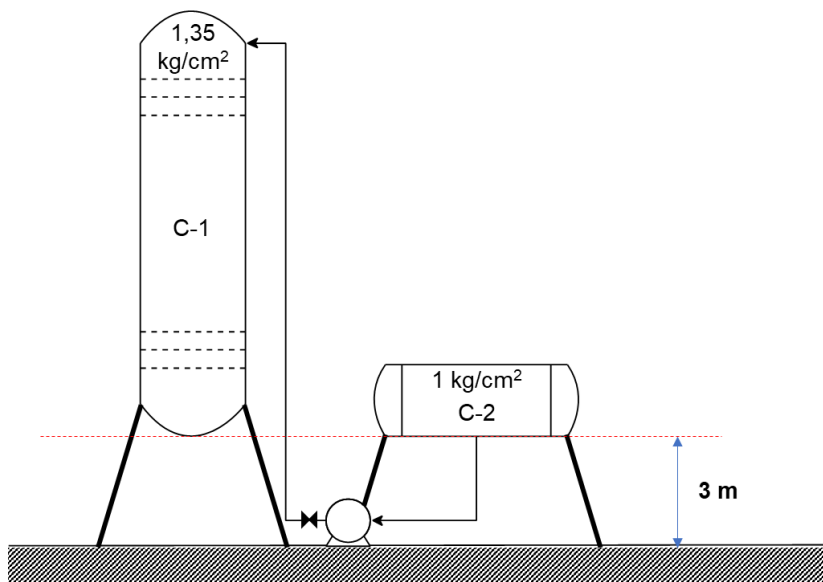


Figura. 4. Esquema do sistema de bombeamento do refluxo.

Com essas informações, é possível calcular esses parâmetros.

6.1 Perdas de carga

Para o cálculo das perdas de carga na aspiração é levado em consideração o tamanho do tubo antes da aspiração da bomba e a perda de carga por centímetro quadrado de tubo. Considera-se a perda de carga devido ao filtro.

6.1.1 Aspiração

Primeiramente, é calculado o tamanho L da tubulação (16) que em seguida é utilizado na equação (17) a fim de calcular a perda de carga na aspiração.

$$\text{Tubo: } L = 1,3 \times H \quad (16)$$

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

$$\Delta Pt = \frac{P(\frac{kg}{cm^2})}{1000} \times L(m) \quad (17)$$

$$\Delta Pt = \frac{0,5}{1000} \times 3,9 = 0,002 \text{ kg/cm}^2$$

Considerou-se que o filtro gera uma perda de carga correspondente a $\Delta Pf = 0,05 \text{ kg/cm}^2$.

6.1.2 Impulsão

O mesmo raciocínio é aplicado na perda de carga na impulsão da bomba, considerando a perda de pressão ocasionada pela válvula.

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

$$\Delta Pt = \frac{2}{1000} \times 19,89 = 0,04 \text{ kg/cm}^2$$

Considerou-se que a válvula gera uma perda de carga correspondente a $\Delta Pv = 0,1 \text{ kg/cm}^2$.

6.2 Pressão de aspiração (P_a)

Para o cálculo da pressão de aspiração, utiliza-se a equação (18), na qual considera a pressão atmosférica, a pressão gerada pela altura de líquido e as perdas de carga da válvula e filtro.

$$Pa = P + \rho gh - (\Delta Pt + \Delta Pv) \quad (18)$$

$$Pa = 1 + \frac{616,5 \times 9,8 \times (0,5 + 3)}{98067} - 0,052 = 1,163 \text{ kg/cm}^2$$

6.3 Pressão máxima de aspiração ($P_{a \text{ max}}$)

Usando a equação acima, calcula-se a pressão máxima admitida na aspiração.

$$P_{a \text{ max}} = 3,5 + \frac{616,5 \times 9,8 \times (1 + 3)}{98067} - 0,052 = 3,694 \text{ kg/cm}^2$$

6.4 Pressão de impulsão (P_i)

A mesma equação é usada para calcular a pressão na impulsão da bomba.

$$P_i = 1,35 + \frac{616,5 \times 9,8 \times (12,3 + 3)}{98067} + 0,14 = 2,43 \text{ kg/cm}^2$$

6.5 Pressão diferencial (ΔP)

A pressão diferencial é definida como a diferença entre a pressão de impulsão e aspiração. Assim, calcula-se o ΔP por meio da equação (19).

$$\Delta P = P_i - P_a \quad (19)$$

$$\Delta P = 2,43 - 1,16 = 1,27 \text{ kg/cm}^2$$

6.6 Altura diferencial (H)

Por meio da equação (20) é calculado a altura diferencial.

$$H = \frac{\Delta P}{\rho} \times 10 \quad (20)$$

$$H = \frac{1,27}{0,616} \times 10 = 20,61 \text{ m}$$

6.7 Pressão de shut-off (ΔP_{\max})

A pressão de shut-off é a pressão a 20% acima da pressão diferencial, sendo calculada por meio da equação abaixo.

$$\Delta P_{i \max} = 1,2 \times \Delta P \quad (21)$$

$$\Delta P_{i \max} = 1,2 \times 1,27 = 1,524 \text{ kg/cm}^2$$

6.8 Pressão máxima de impulsão ($P_{i \max}$)

A pressão máxima de impulsão foi calculada somando a pressão de shut-off com a pressão máxima de aspiração, como mostra a equação (22).

$$P_{imp \max} = \Delta P_{i \max} + \Delta P_{a \max} \quad (22)$$

$$P_{imp \max} = 1,524 + 3,694 = 5,22 \text{ kg/cm}^2$$

6.9 Pressão de projeto (P_p)

A pressão de projeto que vai ser usada é o valor mais alto da soma entre P_1 e P_2 . A pressão P_1 é definida como a soma entre a pressão máxima de aspiração e a pressão diferencial e P_2 é a soma entre a perda de carga na aspiração e pressão de shut-off.

$$P_1 = P_{i \max} + \Delta P \quad (23)$$

$$P_2 = P_a + \Delta P_{\max} \quad (24)$$

Na aspiração, tem-se que:

$$P_{ap} = 3,7 + 1,27 = 4,97 \text{ kg/cm}^2$$

Na impulsão, tem-se que:

$$P_{ip} = 5,11 + 1,27 = 6,38 \text{ kg/cm}^2$$

6.10 Vazão mínima (Q_m)

A vazão mínima é definida como 60% da vazão de operação.

$$Q_m = 0,6 \times Q \quad (25)$$

$$Q_m = 0,6 \times 13,1 = 7,86 \text{ m}^3/\text{h} \quad (26)$$

6.11 Vazão de projeto (Q_p)

A vazão de projeto é 20% acima da vazão de operação.

$$Q_p = 1,2 \times Q \quad (27)$$

$$Q_p = 1,2 \times 13,1 = 15,72 \text{ m}^3/\text{h}$$

6.12 Potência absorvida (W_a)

Por meio da equação abaixo, calcula-se a potência absorvida.

$$W_a = Q \Delta P \quad (28)$$

$$W_a = \frac{15,72 \times 1,524}{27,4} = 0,874 \text{ CV} = 0,65 \text{ kWh/h}$$

6.13 Potência hidráulica (W_h)

A potência hidráulica é a potência absorvida normalizada por um rendimento de 30%.

$$W_h = \frac{W_a}{\eta_h} \quad (29)$$

$$W_h = \frac{0,65}{0,3} = 2,16 \text{ kWh/h}$$

6.14 Potencia elétrica (W_e)

A potência elétrica é a hidráulica normalizada por um rendimento de 85%.

$$W_e = \frac{W_h}{\eta_e} \quad (30)$$

$$W_e = \frac{2,16}{0,85} = 2,54 \text{ kWh/h}$$

6.15 NPSH disponível

O NPSH disponível é calculado pela diferença entre a pressão de aspiração e a pressão de vapor do líquido de aspiração, normalizado pela densidade da corrente.

$$NPSH_d = \frac{(P_a - P_{vap}) \times 10}{\rho} \quad (31)$$

$$NPSH_d = \frac{(1,163 - 1,033) \times 10}{0,6165} = 2,11 \text{ m}$$

7 Projeto de I&C

Objetiva-se montar o esquema de instrumentação e controle do sistema de fracionamento da mistura n-hexano, n-heptano e n-octano. O esquema do sistema completo se apresenta na Figura 1.

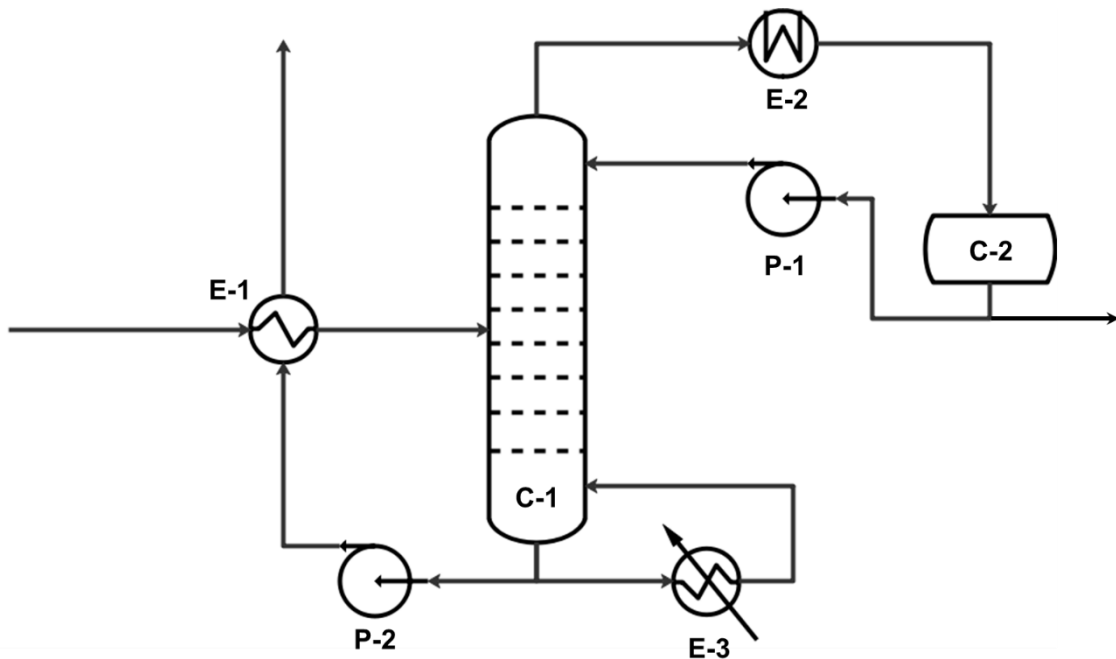
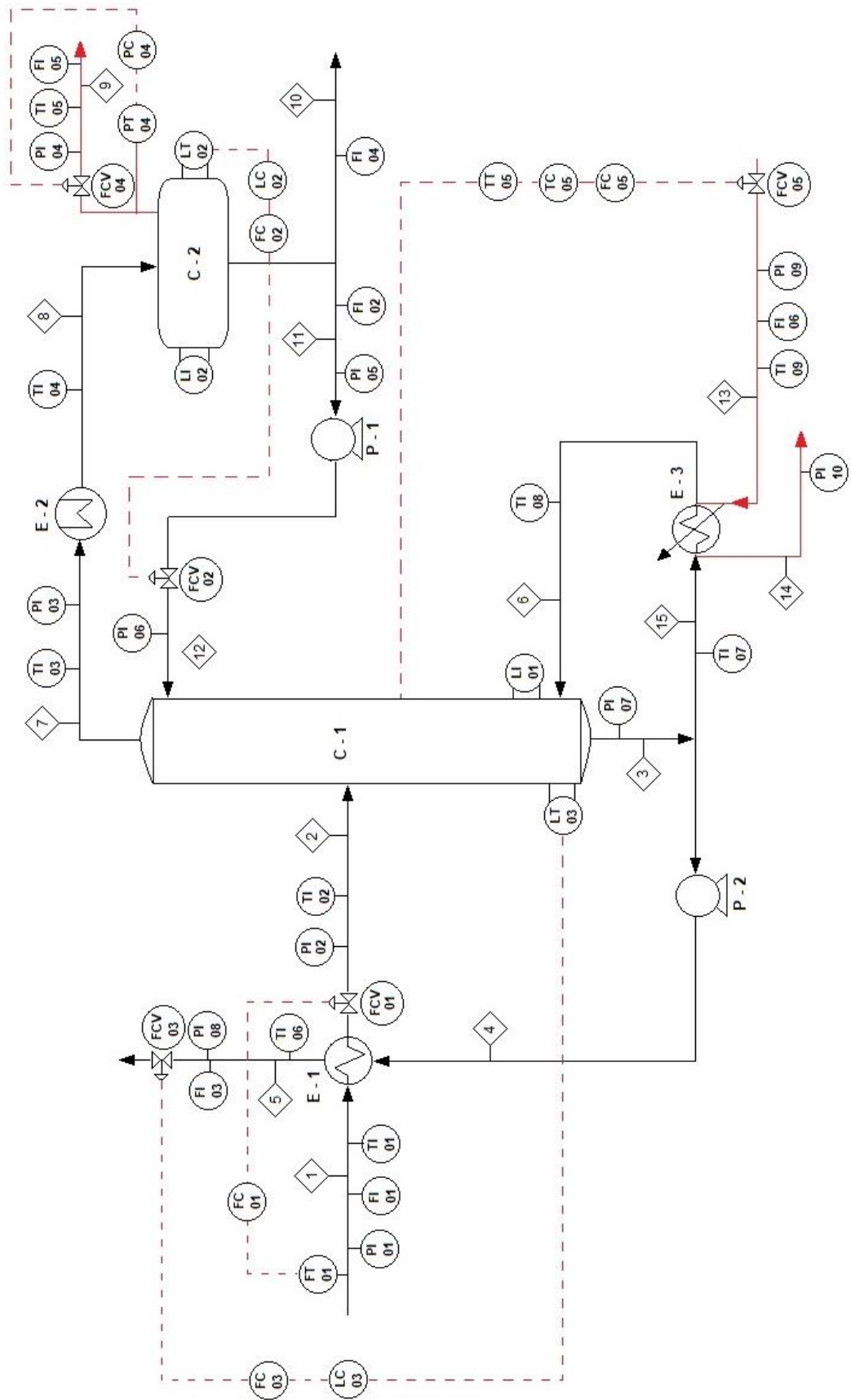


Figura 5. Diagrama básico do sistema de fracionamento da mistura n-C₆, n-C₇ e n-C₈.

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 de 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 retervedor 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.

Foi enumerado as correntes deste processo; inserido a instrumentação e sistemas de controle necessários como mostra o diagrama presente no capítulo 7. Depois de fazer toda identificação, preencheu-se as folhas de especificações referentes aos sistemas de controle e instrumentação.

8 Diagrama do processo



9 Estimação dos custos

Foi possível estimar o valor bruto do investimento com ajuda das equações, presentes no capítulo 6 do livro *Chemical Engineering Design*, que disponibiliza os valores correspondentes aos custos dos equipamentos, sendo necessário aplicar o fator de correção de Lang para obter-se o investimento.

Aplicou-se a equação para a torre, o vaso pulmão, o condensador de topo, o refeedor de fundo e a bomba do refluxo. Além disso, considerou-se os pratos da torre sendo do tipo válvula.

Seguidamente, foram avaliados os custos operacionais. Para isto, considerou-se uma vida da planta de 15 anos. Estimou-se os consumos de água de refrigeração no topo da torre, vapor de caldeiras no fundo e eletricidade para a bomba de refluxo e obteve-se as seguintes tabelas.

Tabela 34. Custo de todos equipamentos.

	Custos dos equipamentos			
	20%	40%	60%	100%
Custo da torre(\$)	175718,00	167901,20	169006,40	169311,40
Custo do pulmão(\$)	240023,80	250864,20	261353,70	281416,80
Custo do condensador(\$)	24477,01	24573,94	24673,69	24880,54
Custo do refeedor(\$)	26219,43	26442,56	26669,13	27131,87
Custo da bomba de refluxo(\$)	68475,21	69115,43	72322,40	76686,64
Custo dos pratos(\$)	17463,92	15638,21	15531,00	14960,64
Custo total dos equipamentos(\$)	552377,37	554535,54	569556,32	594387,89
Investimento(\$)	2618268,7	2628498,5	2699697	2817398,6

Tabela 35. Custos operacionais.

	Custos operacionais(\$)			
	20%	40%	60%	100%
Qcond(kcal/h)	1137121	1231616	1326111	1515101
m(kg/h)	66,889	72,448	78,006	89,124
m(kg)(15anos)	8789276,4	9519667,2	10250058	11710839
Custo de água de resfriamento(\$)	878927,64	951966,72	1025005,8	1171083,9
Potencia(kW)	452,8001	459,7808	495,3877	545,5348
Custo de eletricidade da bomba(\$)	14874483	15103799	16273486	17920818
Custo operacional total (\$)	15753411	16055766	17298492	19091902
Custo total (\$)	18.371.680	18684264	19998189	21909301

10 Conclusão

Ao analisar ambos processos mencionados no capítulo 2.2, observou-se que o processo 2 foi mais viável, pois fazendo os cálculos VAL e TIR, obteve-se um $VAL2 > VAL1$, sendo VAL2 a análise do VAL para o processo 2 e o VAL 1 correspondente ao processo 1. Além disso, o VAL1 deu negativo, indicado que o projeto não é viável. O mesmo foi concluído fazendo os cálculos TIR. Para o processo 1 não foi possível encontrar o “r”, pois o algoritmo não convergiu. No processo 2, foi possível encontrar uma aproximação de “r” tal que satisfaça a equação do somatório igual a zero.

Após ser feito todos os cálculos, concluiu-se que uma porcentagem de 20% acima do refluxo é mais viável para o projeto, mesmo necessitando de mais pratos para garantir a separação. O custo total (investimento e custo de operação) será de, aproximadamente, 18 milhões de dólares.

Portanto, este Trabalho de Conclusão de Curso auxiliou no meu aprendizado, dando uma noção em relação aos projetos que podem ser desenvolvidos nas indústrias químicas.

11 Anexos

11.1 Simulação de custos do processo 1

(R\$)	0	1	2	3
Estimação do imobilizado da planta	- 44.108.299,20	- 88.216.598,40	- 14.702.766,40	-----
Capital de giro	-----	-----	- 23.337.724,49	-----
Entrada em funcionamento	-----	-----	- 5.834.431,01	-----
Gastos prévios	- 388.573,11	- 388.573,11	- 388.573,11	
Vendas	-----	-----	-----	152.352.000,00
Custos	-----	-----	-----	128.393.182,96
Amortização	-----	-----	-----	11.668.862,20
Lucro bruto	-----	-----	-----	12.289.954,84
Impostos	-----	-----	-----	4.301.484,19
Lucro líquido	-----	-----	-----	7.988.470,65
Fluxo de caixa	- 44.496.872,31	- 88.605.171,51	- 43.874.921,90	19.657.332,85
Fluxo de caixa corrigido	- 44.496.872,31	- 80.550.155,92	- 36.260.266,03	14.768.845,11

(R\$)	4	5	6	7
Estimação do imobilizado da planta	-----	-----	-----	-----
Capital de giro	-----	-----	-----	-----
Entrada em funcionamento	-----	-----	-----	-----
Gastos prévios	-----	-----	-----	-----
Vendas	159.969.600,00	167.968.080,00	176.366.484,00	185.184.808,20
Custos	134.812.842,11	141.553.484,21	148.631.158,42	156.062.716,35
Amortização	11.668.862,20	11.668.862,20	11.668.862,20	11.668.862,20
Lucro bruto	13.487.895,69	14.745.733,59	16.066.463,38	17.453.229,65
Impostos	4.720.763,49	5.161.006,76	5.623.262,18	6.108.630,38
Lucro líquido	8.767.132,20	9.584.726,83	10.443.201,19	11.344.599,28
Fluxo de caixa	20.435.994,40	21.253.589,03	22.112.063,39	23.013.461,48
Fluxo de caixa corrigido	13.958.059,15	13.196.806,62	12.481.683,33	11.809.544,58

(R\$)	8	9	10	11
Estimação do imobilizado da planta	-----	-----	-----	-----
Capital de giro	-----	-----	-----	-----
Entrada em funcionamento	-----	-----	-----	-----
Gastos prévios	-----	-----	-----	-----
Vendas	194.444.048,61	204.166.251,04	214.374.563,59	225.093.291,77
Custos	163.865.852,16	172.059.144,77	180.662.102,01	189.695.207,11
Amortização	11.668.862,20	11.668.862,20	11.668.862,20	11.668.862,20
Lucro bruto	18.909.334,25	20.438.244,07	22.043.599,38	23.729.222,46
Impostos	6.618.266,99	7.153.385,42	7.715.259,78	8.305.227,86
Lucro líquido	12.291.067,26	13.284.858,65	14.328.339,60	15.423.994,60
Fluxo de caixa	23.959.929,46	24.953.720,85	25.997.201,80	27.092.856,80
Fluxo de caixa corrigido	11.177.483,92	10.582.813,58	10.023.046,70	9.495.881,03

(R\$)	12	13	14	15
Estimação do imobilizado da planta	-----	-----	-----	-----
Capital de giro	-----	-----	-----	-----
Entrada em funcionamento	-----	-----	-----	-----
Gastos prévios	-----	-----	-----	-----
Vendas	236.347.956,36	248.165.354,18	260.573.621,89	273.602.302,98
Custos	199.179.967,47	209.138.965,84	219.595.914,13	230.575.709,84
Amortização	11.668.862,20	0,00	0,00	0,00
Lucro bruto	25.499.126,70	39.026.388,34	40.977.707,76	43.026.593,15
Impostos	8.924.694,34	13.659.235,92	14.342.197,72	15.059.307,60
Lucro líquido	16.574.432,35	25.367.152,42	26.635.510,04	27.967.285,54
Fluxo de caixa	28.243.294,55	25.367.152,42	26.635.510,04	27.967.285,54
Fluxo de caixa corrigido	8.999.184,04	7.347.960,47	7.013.962,27	6.695.145,80

(R\$)	16	17
Estimação do imobilizado da planta	-----	-----
Capital de giro	-----	-----
Entrada em funcionamento	-----	-----
Gastos prévios	-----	-----
Vendas	287.282.418,13	301.646.539,04
Custos	242.104.495,33	254.209.720,10
Amortização	0,00	0,00
Lucro bruto	45.177.922,80	47.436.818,94
Impostos	15.812.272,98	16.602.886,63
Lucro líquido	29.365.649,82	80.518.271,62
Fluxo de caixa	29.365.649,82	80.518.271,62
Recuperação	-----	49.684.339,30
Fluxo de caixa corrigido	6.390.820,99	15.930.110,79

11.2 Simulação dos custos do processo 2

12. (R\$)	0	1	2	3
Estimação do imobilizado da planta	- 53.317.724,40	- 106.635.448,80	- 17.772.574,80	-----
Capital de giro	-----	-----	- 28.210.436,20	-----
Entrada em funcionamento	-----	-----	- 7.052.609,04	-----
Gastos prévios	- 469.703,76	- 469.703,76	- 469.703,76	-----
Vendas	-----	-----	-----	208.024.000,00
Custos	-----	-----	-----	156.017.326,92
Amortização	-----	-----	-----	14.105.218,00
Lucro bruto	-----	-----	-----	37.901.455,08
Impostos	-----	-----	-----	13.265.509,28
Lucro líquido	-----	-----	-----	24.635.945,80
Fluxo de caixa	- 53.787.428,16	- 53.787.428,16	- 53.505.323,80	38.741.163,80
Fluxo de caixa corrigido	- 53.787.428,16	- 48.897.661,96	- 44.219.275,87	29.106.809,77

(R\$)	4	5	6	7
Estimação do imobilizado da planta	-----	-----	-----	-----
Capital de giro	-----	-----	-----	-----
Entrada em funcionamento	-----	-----	-----	-----
Gastos prévios	-----	-----	-----	-----
Vendas	218.425.200,00	229.346.460,00	240.813.783,00	252.854.472,15
Custos	163.818.193,27	172.009.102,93	180.609.558,08	189.640.035,98
Amortização	14.105.218,00	14.105.218,00	14.105.218,00	14.105.218,00
Lucro bruto	40.501.788,73	43.232.139,07	46.099.006,92	49.109.218,17
Impostos	14.175.626,06	15.131.248,67	16.134.652,42	17.188.226,36
Lucro líquido	26.326.162,68	28.100.890,40	29.964.354,50	31.920.991,81
Fluxo de caixa	40.431.380,68	42.206.108,40	44.069.572,50	46.026.209,81
Fluxo de caixa corrigido	27.615.177,02	26.206.672,67	24.876.124,79	23.618.723,22

(R\$)	8	9	10	11
Estimação do imobilizado da planta	-----	-----	-----	-----
Capital de giro	-----	-----	-----	-----
Entrada em funcionamento	-----	-----	-----	-----
Gastos prévios	-----	-----	-----	-----
Vendas	265.497.195,76	278.772.055,55	292.710.658,32	307.346.191,24
Custos	199.122.037,78	209.078.139,67	219.532.046,65	230.508.648,98
Amortização	14.105.218,00	14.105.218,00	14.105.218,00	14.105.218,00
Lucro bruto	52.269.939,98	55.588.697,88	59.073.393,67	62.732.324,26
Impostos	18.294.478,99	19.456.044,26	20.675.687,79	21.956.313,49
Lucro líquido	33.975.460,99	36.132.653,62	38.397.705,89	40.776.010,77
Fluxo de caixa	48.080.678,99	50.237.871,62	52.502.923,89	54.881.228,77
Fluxo de caixa corrigido	22.429.991,59	21.305.761,71	20.242.149,98	19.235.535,88

(R\$)	12	13	14	15
Estimação do imobilizado da planta	-----	-----	-----	-----
Capital de giro	-----	-----	-----	-----
Entrada em funcionamento	-----	-----	-----	-----
Gastos prévios	-----	-----	-----	-----
Vendas	322.713.500,80	338.849.175,84	355.791.634,63	373.581.216,36
Custos	242.034.081,43	254.135.785,50	266.842.574,78	280.184.703,52
Amortização	14.105.218,00	0,00	0,00	0,00
Lucro bruto	66.574.201,37	84.713.390,34	88.949.059,85	93.396.512,85
Impostos	23.300.970,48	29.649.686,62	31.132.170,95	32.688.779,50
Lucro líquido	43.273.230,89	55.063.703,72	57.816.888,90	60.707.733,35
Fluxo de caixa	57.378.448,89	55.063.703,72	57.816.888,90	60.707.733,35
Fluxo de caixa corrigido	18.282.542,09	15.949.993,58	15.224.993,88	14.532.948,70

(R\$)	16	17
Estimação do imobilizado da planta	-----	-----
Capital de giro	-----	-----
Entrada em funcionamento	-----	-----
Gastos prévios	-----	-----
Vendas	392.260.277,18	411.873.291,04
Custos	294.193.938,69	308.903.635,63
Amortização	0,00	0,00
Lucro bruto	98.066.338,49	102.969.655,41
Impostos	34.323.218,47	36.039.379,39
Lucro líquido	63.743.120,02	126.988.268,59
Fluxo de caixa	63.743.120,02	126.988.268,59
Recuperação	-----	60.057.992,57

11.3 Folhas de especificação

11.3.1 Correntes

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
Descrição	Alimento	
Pressão	0,40	kg/cm ² g
Temperatura	101,4	°C
Vazão mássica	9810	kg/h
Vazão molar	100.0	Kmol/h
Entalpia total	-4.842	Gkcal/h
Fração de sólidos	-----	
Fração de vapor	-----	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	16,20	m ³ /h
Peso molecular	98,10	kg/kmol
Densidade	605,5	kg/m ³
Viscosidade	0,1909	cP
Condutividade térmica	9,886e-002	W/m·°C
Calor específico	250,9	kJ/kg·°C
Tensão superficial	11,97	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-----	m ³ /h
Peso molecular	-----	kg/kmol

Densidade	-----	Kg/m ³
Viscosidade	-----	cP
Condutividade térmica	-----	W/m.°C
Calor específico	-----	kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade		
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
n-octano	0,25	0,29
n-heptano	0,35	0,36
n-hexano	0,40	0,35

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	75,00	Kmol/h
Entalpia total	-3569e-003	Gkcal/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	227,7	kJ/kg·°C
Tensão superficial	13,33	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-----	m ³ /h
Peso molecular	-----	Kg/kmol
Densidade	-----	Kg/m ³
Viscosidade	-----	cP
Condutividade térmica	-----	W/m·°C
Calor específico	-----	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	-----	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
n-octano	0,534	0,657
n-heptano	0,453	0,489
n-hexano	0,013	0,012

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	3	
Descrição	Resíduo	
Pressão	0,45	Kg/cm ² g
Temperatura	150,6	°C
Vazão mássica	8525	Kg/h
Vazão molar	75,00	Kmol/h
Entalpia total	-3826e-003	Gkcal/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	548,3	Kg/m ³
Viscosidade	0,1613	cP
Condutividade térmica	9,338e-002	W/m·°C
Calor específico	317,0	kJ/kg·°C
Tensão superficial	9,797	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-----	m ³ /h
Peso molecular	-----	Kg/kmol
Densidade	-----	Kg/m ³

Viscosidade	-----	cP
Condutividade térmica	-----	W/m·°C
Calor específico	-----	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	-----	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
n-octano	0,96	0,96
n-heptano	0,04	0,04
n-hexano	0	0

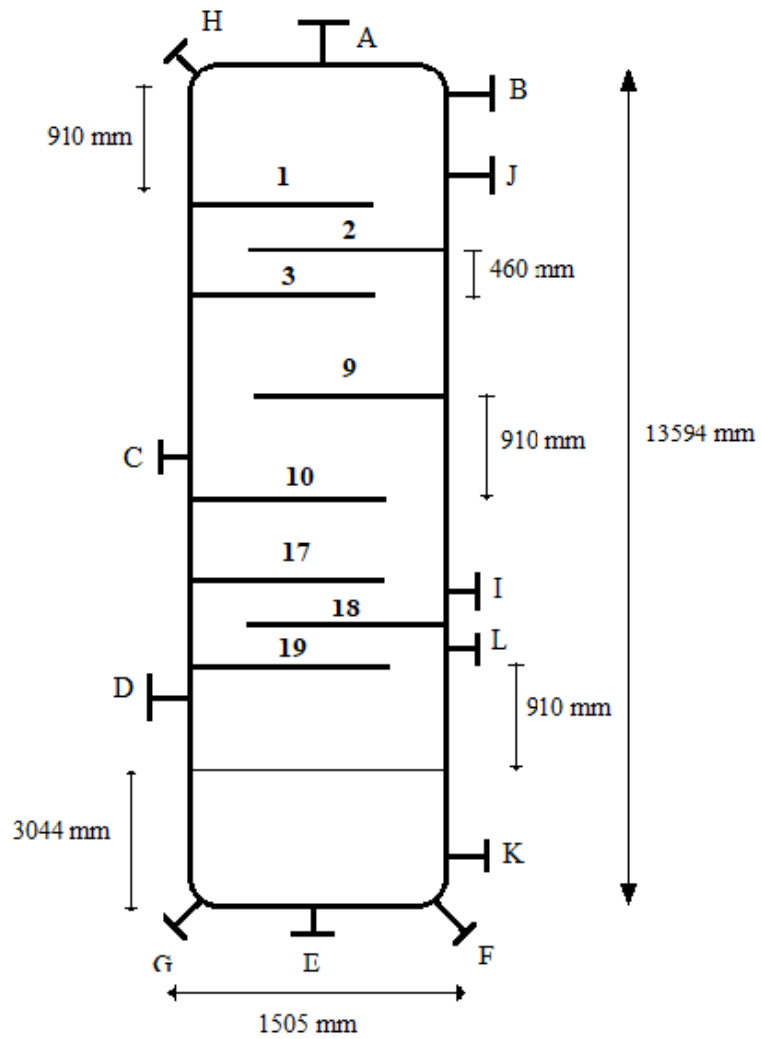
11.3.2 Vasos, torres e reatores

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REATORES		
Número do equipamento	C1	
Descrição	Torre de destilação	
Pressão no topo	0,35	Kg/cm ² g
Pressão no fundo	1,3	
Pressão de projeto	3,5	
Temperatura no topo	79,66	°C

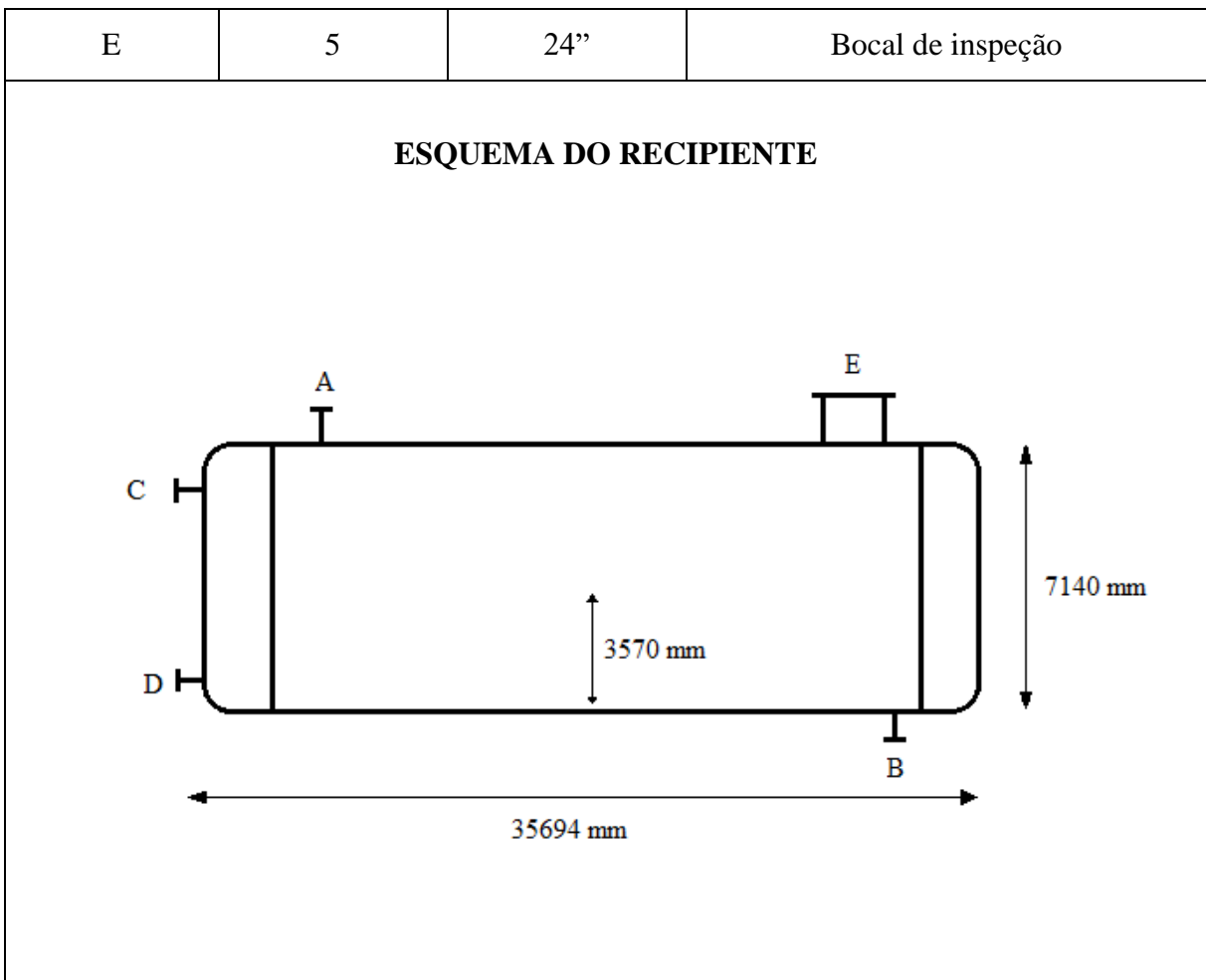
Temperatura no fundo	150,6		
Temperatura de projeto	109,66		
Nível normal de líquido	3043	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	-----		
Nível máximo de líquido (20%)	609		
Altura	13593		
Diâmetro	1504		
Material	Aço carbono		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	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	----	Saída de vapor pelo topo
B	2	----	Entrada do refluxo
C	3	----	Alimento
D	4	----	Vapor do refeedor
E	5	----	Líquido de fundo
F	6	2"	Ventilação
G	7	2"	Drenagem
H	8	2"	Purga com vapor

I, J, K	9	-----	Medidor de temperatura
L	10	-----	Medidor de nível

ESQUEMA DO RECIPIENTE



ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	C2		
Descrição	Vaso pulmão		
Pressão no topo	0,35	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	0,57		
Pressão de projeto	3,5		
Temperatura no topo	230	°C	
Temperatura no fundo	79,66		
Temperatura de projeto	109,66		
Nível normal de líquido	3569,5	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	5711,2		
Nível mínimo de líquido (20%)	1427,8		
Altura	35694		
Diâmetro	7139		
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	-----	Corrente de entrada
B	2	-----	Saída de destilado
C	3	-----	Medidor de nível
D	4	-----	Medidor de nível



ESPECIFICAÇÕES PRATOS			
Número do equipamento	C1		
Descrição	Torre de destilação		
Número de seções da coluna	2		
SEÇÃO 1 DA COLUNA			
Identificação	Zona de enriquecimento		
De prato/A prato	1	9	
Pressão	0,35	0,44	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,09		
Temperatura	79,66	101,4	°C

Vazão mássica de vapor/fase orgânica	13895,2	13895,2	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	20010,9	20010,9	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4286,01	4286,01	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	32,48034	32,48034	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	3,242	3,242	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	616,1	616,1	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	6.860e-003	7.269e-003	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0.2083	0.1909	
Diâmetro	1505		mm
Número de pratos	19		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvulas		
Altura de recheio	-----		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-----		
SEÇÃO 2 DA COLUNA			
Identificação	Zona de esgotamento		
De prato/A prato	10	19	
Pressão	0,44	0,53	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,09		

Temperatura	101,4	150,6	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	13895,2	13895,2	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	20010,9	20010,9	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4286,01	4286,01	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	32,48034	32,48034	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	3,242	3,242	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	616,1	616,1	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	6.860e-003	7.269e-003	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0.2083	0.1909	
Diâmetro	1505		mm
Número de pratos	19		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvulas		
Altura de recheio	-----		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-----		

11.3.3 Trocador de Calor

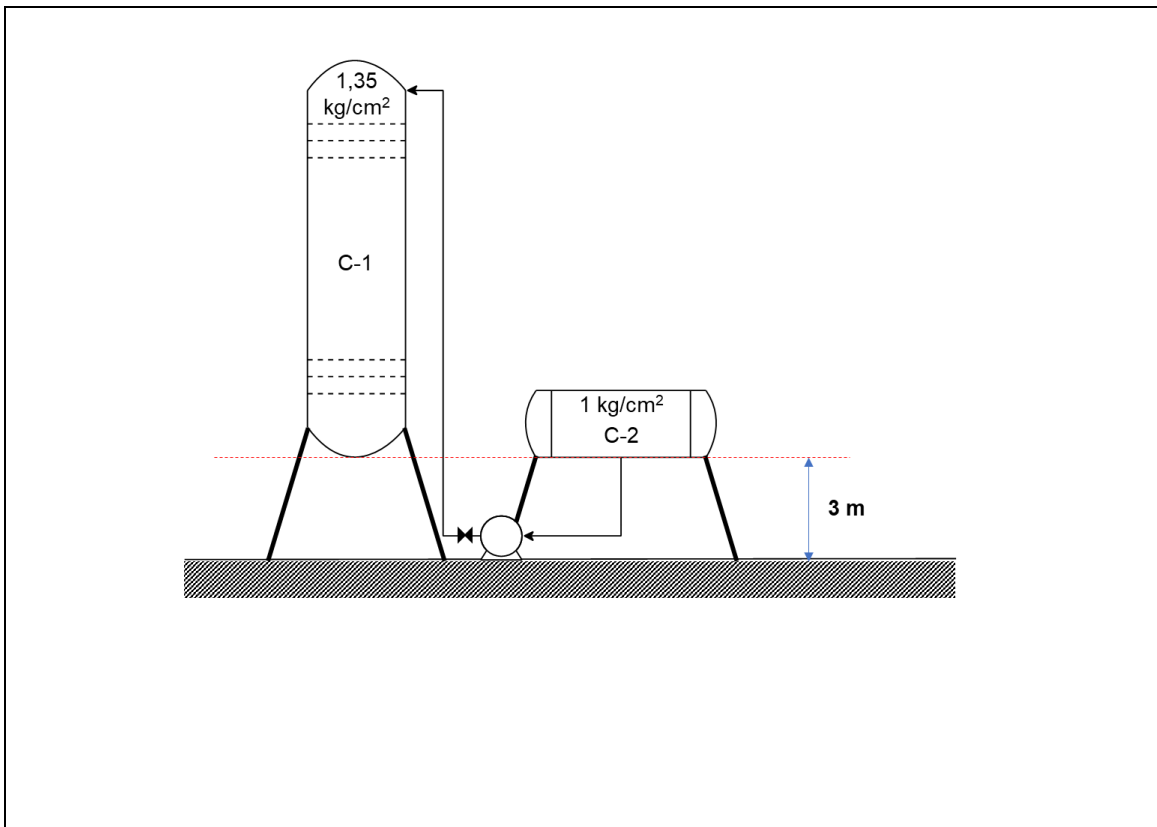
ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-1			
Descrição			Refervedor			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco-tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AKT			
Disposição (horizontal/vertical)			horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			forçada			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?		2			série
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO / CASCO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO / TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	14170		Kg/h	11320		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	1		1	1	
Vazão de vapor/gás	0	11320	Kg/h	10000	10000	Kg/h
Vazão de líquido	14170	0		0	0	
Temperatura	148.6	150.6	°C	180	180	°C
Pressão	2.03	2.03	Kg/cm ² g	1.99	1.99	Kg/cm ² g

Perda de pressão permitida	0.075	Kg/cm ²	0.075	Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	780	Kcal / h m ² °C	5000	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	644.88			Kcal / h m ² °C
ΔT_{ml}	30.4			°C
F_T	0.9			
Calor trocado	0.796			Gcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	3.8			Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	210			°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR				
Área de troca de calor	40.6	m ²		
Diâmetro dos tubos	3/4	polegadas/mm		
Comprimento dos tubos	20	pés/mm		
Espessura dos tubos	2.11	BWG		
Espaçamento entre centro dos tubos	0.083	pés/mm		
Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômica)	triangular			
Diâmetro do casco	2.5	pés/mm		

11.3.4 Sistema de impulsão

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 FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	13,1			m ³ /h
Pressão	1,16	kg/cm ² g	2,43	kg/cm ² g
Temperatura	80,58	°C	80,58	°C
Densidade	616,5	kg/m ³	616,5	kg/m ³
Viscosidade	0,2083	cP	0,2083	cP
Pressão de vapor	1,033	kg/cm ² g	1,033	kg/cm ² g
CARACTÉRISTICAS 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	4,97		kg/cm ² g	

Pressão na impulsão na vazão de projeto	6,38	
Pressão diferencial	1,27	kg/cm ²
Altura diferencial	20,61	m
NPSH disponível	2,11	m
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	1,524	kg/cm ²
Pressão máxima na aspiração	3,694	kg/cm ² g
Pressão máxima na impulsão	5,22	
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	8	8 polegadas
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO		
Pressão de projeto	6,38	Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	110,5	°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO		
Potência elétrica a vazão de projeto	2,54	kW
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO		



11.3.5 Instrumentação e Controle

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Fase (L, G ou M)	Vazão normal / kg/h
FI-01	1	M	-----
FI-02	11	L	-----
FI-03	5	L	-----
F-04	10	L	-----
FI-05	9	L	-----
FI-06	13	V	-----

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE NÍVEL			
Identificação	Localização (núm. do vaso)	Tipo de interfase (L-L ou L-V/G)	Nível normal / mm
LI-01	C-1	L-V	-----
LI-02	C-2	L-V	-----

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Temperatura normal / °C
TI-01	1	M	-----
TI-02	2	M	-----
TI-03	7	V	-----
TI-04	8	L	-----
TI-05	9	G	-----
TI-06	5	V	-----
TI-07	15	L	-----
TI-08	6	V	-----
TI-09	13	V	-----

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Pressão normal / kg/cm² g
PI-01	1	M	-----
PI-02	2	M	-----
PI-03	7	V	-----

PI-04	9	G	-----
PI-05	11	L	-----
PI-06	12	L	-----
PI-07	3	L	-----
PI-08	5	V	-----
PI-09	13	V	-----
PI-10	14	V	-----

ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (número da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle)
1	1	Controle de vazão de entrada na coluna	Medidor de vazão, controlador, válvula de controle
2	C-2	Controle de nível no vaso pulmão	Medidor de nível, controlador, válvula de controle
3	C-1	Controle de nível na coluna	Medidor de nível, controlador de nível e fluxo, válvula de controle
4	C-2	Controle de pressão no vaso pulmão	Medidor de pressão, controlador, válvula de controle
5	C-1	Controle de temperatura na coluna	Medidor de temperatura, controlador de temperatura e fluxo, válvula de controle

12 Referências

- 1) EIDER, Warren D. Product and process design principles: synthesis, analysis, and evaluation .3rd ed. New York: John Wiley & Sons, 2009. xxxvi, 728 p.
- 2) SHREVE, Randolph Norris; AUSTIN, George T. Shreve's Chemical process industries. 5th ed. New York: McGraw-Hill Book Co., c1984. xiii, 859 p.
- 3) HIMMELBLAU, David Mautner; RIGGS, James B. Basic principles and calculations in chemical engineering. 8th ed. Upper Saddle River, NJ: Prentice Hall, c2012. xx, 945 p.
- 4) GREEN, Don W.; PERRY, Robert H. (Ed.). Perry's chemical engineers' handbook. 8th ed. New York: McGraw-Hill, 2008.
- 5) RASE, Howard F. Piping design for process plants. New York: John Wiley & Sons 295 p.
- 6) SEBORG, Dale E. Process dynamics and control. 3rd ed. Hoboken: John Wiley & Sons, c2011. xiv, 514 p.
- 7) OGUNNAIKE, Babatunde A.; RAY, W. Harmon. Process dynamics, modeling, and control. New York: Oxford University Press, 1994. xx, 1260 p. (Topics in chemical engineering).
- 8) SEADER, J. D.; HENLEY, Ernest J; ROPER, D. Keith. Separation process principles: chemical and biochemical operations. 3rd ed. Hoboken: John Wiley & Sons, c2011. xxvi, 821 p.