



UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA

INSTITUTO DE QUÍMICA

**TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO**

**PROJETO DE OPERAÇÕES UNITÁRIAS EM ENGENHARIA QUÍMICA**

**NATHÁLIA SETSU UEMURA SHINZATO**

BRASÍLIA/DF

2021

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA

INSTITUTO DE QUÍMICA

NATHÁLIA SETSU UEMURA SHINZATO

Trabalho Final apresentado ao curso de Engenharia Química do Instituto de Química da Universidade de Brasília, como parte das exigências para a obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. José Joaquin Linares León.

BRASÍLIA/DF

2021

## **AGRADECIMENTOS**

Inicialmente, quero expressar meus agradecimentos aos meus pais Célia e Ricardo, por sempre me proporcionarem, em todos os aspectos, o melhor da vida. Agradeço o apoio à todas as minhas decisões, aos ensinamentos e exemplos de honestidade, da importância do estudo e trabalho e do amor.

Agradeço à minha amiga e irmã mais velha, Mariana, por sempre estar presente nos momentos difíceis, me ajudar e me cuidar quando precisei, mesmo com seu jeito desajeitado.

Ao meu companheiro Arthur, agradeço por todos os anos que estivemos juntos na graduação. Obrigada pelos momentos que vivemos, ao apoio incondicional, por acreditar em mim. Agradeço aos meus sogros Aldo e Adriana e minha cunhada Mariana, por me acolherem como filha em sua casa, pelo cuidado e pelo carinho.

Agradeço aos meus amigos que fiz na Universidade de Brasília e tenho certeza de que os levarei para vida. Aos que me ajudaram, apoiaram nos surtos e me incentivaram a sempre fazer o meu melhor. Em especial ao grupo de amigos que se firmou durante a jornada: Arthur, Grazi, Karine, Davi, Yago, Iago (Bahia), Rebeca (Rebequinha), Eliza e Matheus agradeço por estarem ao meu lado do fundo do coração.

Agradeço aos meus mestres e professores da graduação, os ensinamentos passados em sala de aula. Em especial ao Prof. Dr. Floriano Pastore e Dr. João Peres, por compartilhar suas experiências, pela paciência em ensinar e introduzir a pesquisa científica a minha vida.

## Sumário

<b>1. Introdução .....</b>	<b>9</b>
<b>2. Avaliação econômica e rentabilidade.....</b>	<b>10</b>
2.1. Condições do projeto.....	10
2.2. Bomba de alimentação.....	14
2.3. Vaporizador .....	14
2.4. Torre de destilação.....	16
2.5. Condensador .....	18
2.6. Refervedor ( <i>reboiler</i> ) da torre de destilação.....	19
2.7. Pulmão da torre.....	19
2.8. Análise de Custos do Projeto: Método das Porcentagens .....	21
2.9. Formulário 1 .....	21
2.10. Planta para produção de cloreto de vinilideno.....	22
2.10.1. Processo 1:.....	23
2.10.2. Processo 2.....	28
<b>3. Projeto de vasos, torres e reatores.....</b>	<b>32</b>
3.1. Dimensionamento e custeio dos equipamentos. ....	32
3.1.1. Cálculo do parâmetro $\theta$ e Taxa de Refluxo mínimo .....	32
3.1.2. Dimensionamento da torre .....	33
3.1.3. Custos e análise econômica da torre .....	35
3.1.4. Dimensionamento do vaso pulmão .....	37
3.1.5. Custo do vaso pulmão. ....	38
3.2. Dimensionamento dos trocadores de calor .....	39
3.2.1. Trocador de calor no topo .....	39
3.2.2. Custo dos trocadores de calor.....	40
3.3. Dimensionamento da bomba de refluxo.....	41

3.3.1.	Custo da bomba de refluxo .....	42
3.4.	Análise Econômica .....	43
<b>4.</b>	<b>Projeto de sistemas de troca de calor. ....</b>	<b>52</b>
4.1.	Condições do projeto .....	52
<b>5.</b>	<b>Projeto de sistemas de impulsão mecânica .....</b>	<b>54</b>
5.1.	Parâmetros do projeto .....	54
5.2.	Pressões .....	55
5.3.	Vazão .....	58
5.4.	Potência .....	58
5.5.	NPSH .....	59
5.5.1.	Altura diferencial .....	59
<b>6.</b>	<b>Projeto de I&amp;C .....</b>	<b>59</b>
6.1.	Instrumentação .....	59
6.1.1.	Enumeração das tubulações .....	59
6.1.2.	Indicadores .....	60
6.2.	Laços de controles .....	63
<b>7.</b>	<b>Considerações finais .....</b>	<b>65</b>
<b>8.</b>	<b>Referências .....</b>	<b>66</b>

## Listas de Tabelas

<b>Tabela 1.</b> Parâmetros para o cálculo do custo de equipamentos.....	12
<b>Tabela 2.</b> Custos dos Materiais, Engenharia de detalhe, Construção, ISBL, Serviço auxiliares, off-set, Gastos de arranque, Contingência e imprevisto, Imobilizado, Capital de giro e capital.....	21
<b>Tabela 3.</b> Avaliação de investimento para o Processo 1.....	23
<b>Tabela 4.</b> Vendas do Processo 1. ....	23
<b>Tabela 5.</b> Custo diretos do Processo 1. ....	24
<b>Tabela 6.</b> Custo indiretos variáveis para o Processo 1. ....	24
<b>Tabela 7.</b> Custo indiretos fixos do Processo 1.....	25
<b>Tabela 8.</b> Gasto gerais do Processo 1. ....	25
<b>Tabela 9.</b> Valores do VAL e TIR para o Processo 1. ....	26
<b>Tabela 10.</b> Análise econômica do ano 0 ao 17 da planta química para a produção de 40kt de cloreto de vilinideno para o Projeto 1.....	27
<b>Tabela 11.</b> Avaliação econômica para o Processo 2.....	28
<b>Tabela 12.</b> Vendas do Processo 2. ....	28
<b>Tabela 13.</b> Custos diretos do Processo 2. ....	29
<b>Tabela 14.</b> Custos indiretos variáveis do Processo 2.....	29
<b>Tabela 15.</b> Custos indiretos fixos do Processo 2. ....	29
<b>Tabela 16.</b> Gastos gerais do processo 2.....	30
<b>Tabela 17.</b> Valores do VAL e TIR do Processo 2. ....	30
<b>Tabela 18.</b> Análise econômica do ano 0 ao 17 da planta química para a produção de 40kt de cloreto de vilinideno para o Projeto 2.....	31
<b>Tabela 19.</b> Dados brutos fornecidos: vazão molar, fração líquida, volatilidade relativa de cada componente da alimentação, destilado e resíduo. ....	32
<b>Tabela 20.</b> Valores do refluxo, número de pisos teórico, reais e parâmetros X e Y para um aumento de 20,40,60 e 100%. ....	33
<b>Tabela 21.</b> Vazão mássica da corrente de vapor e vazões molares da corrente de líquido e vapor.....	33
<b>Tabela 22.</b> Área, diâmetro mínimo e área e diâmetro sobre dimensionado. ....	34
<b>Tabela 23.</b> Atura da torre sem fundo, altura do fundo e altura total.....	35
<b>Tabela 24.</b> Espessura mínima, por tensão longitudinal e total em milímetro.....	35
<b>Tabela 25.</b> Peso e massas para as colunas de destilação.....	36
<b>Tabela 26.</b> Parâmetros dos custos das torres. ....	36

<b>Tabela 27.</b> Custo dos vasos, pratos, coluna de destilação no ano de 2007 e corrigido para 2018. ....	37
<b>Tabela 28.</b> Dados do dimensionamento do vaso pulmão. ....	37
<b>Tabela 29.</b> Parâmetros do custo do vaso pulmão.....	38
<b>Tabela 30.</b> Espessura, peso, custos de 2006 e 2018. ....	38
<b>Tabela 31.</b> Dados para o cálculo do calor trocado no topo.....	39
<b>Tabela 32.</b> Temperatura da água de resfriamento e a variação logarítmica. ....	39
<b>Tabela 33.</b> Quantidade de calor trocado no condensador e área de troca térmica. ...	39
<b>Tabela 34.</b> Dados para o cálculo do refeedor e delta da temperatura.....	40
<b>Tabela 35.</b> Quantidade de calor trocado na refeedor e área de troca térmica.....	40
<b>Tabela 36.</b> Custos do trocador de calor no topo. ....	40
<b>Tabela 37.</b> Custo do Trocador de calor do Fundo. ....	41
<b>Tabela 38.</b> Parâmetros para o cálculo do trocador de calor do tipo casco-tubo. ....	41
<b>Tabela 39.</b> Vazão do refluxo, altura das cargas hidráulicas na admissão, impulso, pressão manométrica de admissão e de impulso. ....	42
<b>Tabela 40.</b> Potência útil, absorvida e elétrica. ....	42
<b>Tabela 41.</b> Parâmetros utilizados para o cálculo do custo da bomba. ....	42
<b>Tabela 42.</b> Custo da bomba e motor, custo total para o ano de 2007e corrigido para 2018. ....	43
<b>Tabela 43.</b> Custos totais dos equipamentos ajustados para o ano de 2018 e investimento (Y). ....	43
<b>Tabela 44.</b> Custos de água, vapor e eletricidade por hora, 15 anos e custo total de operação em 15 anos.....	44
<b>Tabela 45.</b> Custos totais para cada percentual de razão de refluxo. ....	45

## Lista de Figuras

<b>Figura 1.</b> Esquema do processo de separação de benzeno e tolueno .....	11
<b>Figura 2.</b> Folha de especificação da torre de destilação. ....	46
<b>Figura 3.</b> Esquema da torre de destilação.....	47
<b>Figura 4.</b> Folha de especificação do vaso pulmão.....	48
<b>Figura 5.</b> Esquema do vaso pulmão.....	49
<b>Figura 6.</b> Folha de especificação de pratos na seção de enriquecimento. ....	50
<b>Figura 7.</b> Folha de especificação de pratos na seção esgotamento.....	51
<b>Figura 8.</b> Folha de especificação dos trocadores de calor. ....	53
<b>Figura 9.</b> Continuação da Folha de especificação dos trocadores de calor. ....	54
<b>Figura 10.</b> Esquema do sistema de bombeamento do refluxo.....	55
<b>Figura 11.</b> Enumeração do planta de destilação. ....	60
<b>Figura 12.</b> Diagrama da planta de destilação com os indicadores de fluxo, temperatura, pressão e nível. ....	61
<b>Figura 13.</b> Folha de especificação dos indicadores de vazão. ....	61
<b>Figura 14.</b> Folha de especificação dos indicadores de nível. ....	62
<b>Figura 15.</b> Folha de especificação dos indicadores de temperatura .....	62
<b>Figura 16 .</b> Folha de especificação dos indicadores de pressão. ....	62
<b>Figura 17.</b> Diagrama da planta de destilação com os laços de controle.....	63
<b>Figura 18.</b> Folha de especificação dos laços de controle.....	64
<b>Figura 19.</b> Folha de especificação das válvulas de controle da planta de destilação. .....	65



## **1. Introdução**

A Engenharia Química engloba diferentes áreas de conhecimentos, desde a transformação da matéria-prima em escala laboratorial até sua aplicação nos processos em escala industrial. Em um processo de produção, é essencial entender os fundamentos físicos e químicos de cada etapa para a obtenção de produtos viáveis economicamente.

Nas disciplinas de Projeto em Engenharia Química 1 e Projeto em Engenharia Química 2 foi desenvolvido uma planta de destilação, isto é, os projetos de cada operação unitária como bombas, trocadores de calor e vasos, a instrumentação e controle da planta assim como sua avaliação econômica. Para a elaboração um projeto de planta os principais fundamentos estudados são as transferências de calor e massa, simulação e controle de processos e sua instrumentação.

Este trabalho aborda os projetos realizados de cada operação unitária, avaliação econômica, instrumentação e controle da planta de destilação nas disciplinas de Projeto em Engenharia Química 1 e Projeto em Engenharia Química 2.

## 2. Avaliação econômica e rentabilidade

Neste capítulo foi estimado o investimento necessário para colocar a unidade de purificação da corrente de 40% de benzeno e 60% de tolueno em funcionamento para uma torre de destilação.

### 2.1. Condições do projeto

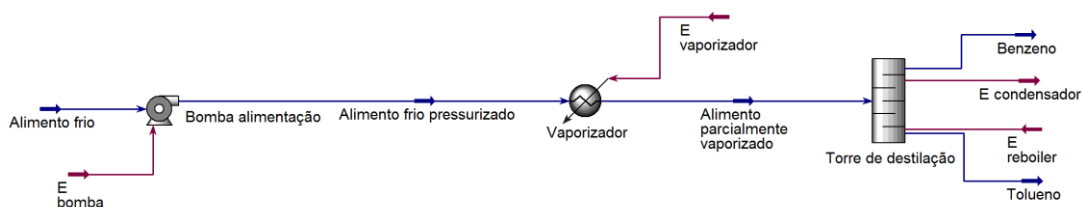
Os estudos realizados a escala planta piloto permitiram pré-projetar uma planta para processar 25.000 kg/h da mistura, com os detalhes operativos que são apresentados na Figura 1. Como pode ser observado, a unidade é alimentada com um alimento frio que se encontra disponível a 25 °C e pressão atmosférica (referida como 0 kg/cm<sup>2</sup>g). A alimentação é impulsionada com ajuda de uma bomba centrífuga a uma pressão de 1,2 kg/cm<sup>2</sup>g, 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/cm<sup>2</sup>. Seguidamente o alimento é introduzido em uma torre de destilação para conseguir uma corrente de benzeno pelo destilado com uma porcentagem deste de 95% e uma corrente de resíduo constituída fundamentalmente por tolueno (pureza de 95% em tolueno).

Baseados nos 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 m<sup>3</sup>/h.
- Vaporizador. Quantidade de calor necessária: 3,958 Mkcal/h. Considerar um valor do coeficiente global de transmissão de calor de 1000 kcal/(h m<sup>2</sup>). Será utilizado vapor de baixa pressão para aquecimento, cuja pressão operacional é 6 kg/cm<sup>2</sup>g 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  $0 \text{ kg/cm}^2\text{g}$  e no fundo de  $1 \text{ kg/cm}^2\text{g}$ .

- Condensador. Quantidade de calor a retirar:  $7,209 \text{ MKcal/h}$ . Considerar um valor do coeficiente global de transmissão de calor de  $700 \text{ kcal/(h m}^2)$ . Será utilizada a água de refrigeração, cuja temperatura de entrada é  $28 \text{ }^\circ\text{C}$  e cuja máxima temperatura de saída é de  $45 \text{ }^\circ\text{C}$ . Considerar uma temperatura do fluido de processo de  $81,19 \text{ }^\circ\text{C}$ .
- Refervedor (*reboiler*) da torre de destilação. Quantidade de calor necessário:  $5,146 \text{ Mkcal/h}$ . Considerar um valor do coeficiente global de transmissão de calor de  $1000 \text{ kcal/(h m}^2)$ . Será utilizado vapor de baixa pressão para aquecimento, cuja pressão operacional é  $6 \text{ kg/cm}^2\text{g}$  e  $160 \text{ }^\circ\text{C}$ . Considerar uma temperatura do fluido de processo de  $133,6 \text{ }^\circ\text{C}$ .
- Pulmão da torre. Para o cálculo, considerar uma razão geométrica de  $L/D$  5, uma vazão volumétrica de destilado de  $21,86 \text{ m}^3/\text{h}$  e de refluxo de  $73,44 \text{ m}^3/\text{h}$ . 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  $2,1 \text{ m}$  e um comprimento de  $10,5 \text{ m}$ . A pressão de operação correspondente é de  $0 \text{ kg/cm}^2$ .



**Figura 1.** Esquema do processo de separação de benzeno e tolueno

Também será estimado qual dos dois processos é mais rentável pelo método do VAL e do TIR.

Deseja-se instalar uma planta de 40k 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.

Supor uma taxa mínima de juros de 10%, uma taxa de impostos de 35% e uma depreciação de 10% anual (amortização linear a 10 anos). Estima-se a necessidade de colocar 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, utilizar as porcentagens mínimas nos intervalos vistos na sala de aula (para os diferentes custos de fabricação e gastos gerais). Se forem necessárias fazer outras suposições, especifique-as. Considerar uma inflação anual constante de 5%. Horizonte temporal de 3 anos para colocar a planta em funcionamento e 15 anos de operação.

Inicialmente estima-se os custos dos equipamentos por meio da seguinte equação, sendo  $C_e$ : o custo em dólar,  $a$  e  $b$ : constantes de cada equipamento,  $S$ : parâmetros de tamanho e  $n$ : expoente para cada equipamento. Todos os valores das constantes dos equipamentos apresentados a seguir estão apresentados na Tabela 1:

$$C_e = a + bS^n$$

**Tabela 1.** Parâmetros para o cálculo do custo de equipamentos

Equipment	Units for size, S	S lower	S upper	a	b	n	Note
<b>Compressors</b>							
Blower	m <sup>3</sup> /h	200	5,000	3,800	49	0.8	
Centrifugal	driver power, kW	75	30,000	490,000	16,800	0.6	
Reciprocating	driver power, kW	93	16,800	220,000	2,300	0.75	
<b>Conveyors</b>							
Belt, 0.5 m wide	length, m	10	500	36,000	640	1.0	
Belt, 1.0 m wide	length, m	10	500	40,000	1,160	1.0	
Bucket elevator, 0.5m bucket	height, m	10	30	15,000	2,300	1.0	
<b>Crushers</b>							
Reversible hammer mill	t/h	30	400	60,000	640	1.0	
Pulverisers	kg/h	200	4,000	14,000	590	0.5	
<b>Crystallizers</b>							
Scraped surface crystallizer	length, m	7	280	8,400	11,300	0.8	
<b>Distillation columns</b>							
See pressure vessels, packing and trays							
<b>Dryers</b>							
Direct contact Rotary	area, m <sup>2</sup>	11	180	13,000	9,100	0.9	1
Atmospheric tray batch	area, m <sup>2</sup>	3.0	20	8,700	6,800	0.5	2
Spray dryer	evap rate kg/h	400	4,000	350,000	1,900	0.7	
<b>Evaporators</b>							
Vertical tube	area, m <sup>2</sup>	11	640	280	30,500	0.55	
Agitated Falling film	area, m <sup>2</sup>	0.5	12	75,000	56,000	0.75	
<b>Exchangers</b>							
U-tube shell and tube	area, m <sup>2</sup>	10	1,000	24,000	46	1.2	
Double pipe	area, m <sup>2</sup>	1.0	80	1,600	2,100	1.0	
Thermosyphon reboiler	area, m <sup>2</sup>	10	500	26,000	104	1.1	
U-tube Kettle reboiler	area, m <sup>2</sup>	10	500	25,000	340	0.9	
Plate and frame	area, m <sup>2</sup>	1.0	500	1,350	180	0.95	3

PVC structured packing	m3			0	500	1.0	
304 ss structured packing	m3			0	6,900	1.0	4
<b>Pressure vessels</b>							
Vertical, cs	shell mass, kg	160	250,000	10,000	29	0.85	5
Horizontal, cs	shell mass, kg	160	50,000	8,800	27	0.85	
Vertical, 304 ss	shell mass, kg	120	250,000	15,000	68	0.85	5
Horizontal, 304 ss	shell mass, kg	120	50,000	11,000	63	0.85	
<b>Pumps and drivers</b>							
Single stage centrifugal	flow Litres/s	0.2	126	6,900	206	0.9	
Explosion proof motor	power, kW	1.0	2,500	-950	1,770	0.6	
Condensing steam turbine	power, kW	100	20,000	-12,000	1,630	0.75	
<b>Reactors</b>							
Jacketed, agitated	volume, m3	0.5	100	53,000	28,000	0.8	3
Jacketed, agitated, glass lined	volume, m3	0.5	25	11,000	76,000	0.4	
<b>Tanks</b>							
floating roof	capacity, m3	100	10,000	97,000	2,800	0.65	
cone roof	capacity, m3	10	4,000	5,000	1,400	0.7	
<b>Trays</b>							
Sieve trays	diameter, m	0.5	5.0	110	380	1.8	6
Valve trays	diameter, m	0.5	5.0	180	340	1.9	6
Bubble cap trays	diameter, m	0.5	5.0	290	550	1.9	6
<b>Utilities</b>							
Cooling tower & pumps	flow Litres/s	100	10,000	150,000	1,300	0.9	7
Packaged mechanical refrigerator	evaporator duty, kW	50	1,500	21,000	3,100	0.9	
Water ion exchange plant	flow m3/h	1	50	12,000	5,400	0.75	

<b>Filters</b>							
Plate and frame	capacity, m3	0.4	1.4	110,000	77,000	0.5	
Vacuum drum	area, m2	10	180	-63,000	80,000	0.3	
<b>Furnaces</b>							
Cylindrical	duty, MW	0.2	60	68,500	93,000	0.8	
Box	duty, MW	30	120	37,000	95,000	0.8	
<b>Packings</b>							
304 ss Raschig rings	m3			0	7,300	1.0	
Ceramic intalox saddles	m3			0	1,800	1.0	
304 ss Pall rings	m3			0	7,700	1.0	

Como  $C_e$  é um valor do ano de 2007, é necessário que se atualize o preço para o ano desejado com a equação a seguir. Neste exercício o custo será atualizado para o ano de 2018.

$$C_{2018} = C_{2007} \times \frac{\text{Índice de custo industriais}_{2018}}{\text{Índice de custo industriais}_{2007}}$$

O índice CEPCI ('Chemical Engineering Plant Cost Index') do ano de 2018<sup>[2]</sup> é igual a 585 e de 2007 igual a 525.

Segue o cálculo para cada equipamento:

## 2.2. Bomba de alimentação

Potência necessária 2,507 kW, com uma vazão operacional de 57,53 m<sup>3</sup>/h. Para o cálculo do custo total da bomba deve-se calcular o custo do motor e da carcaça. Corrigindo a vazão de m<sup>3</sup>/h para L/s tem-se uma vazão de 15,98 L/s e aplica-se a Equação 1 com o S equivalente a vazão, os parâmetros a=6900; b=206; n= 0,9 foram obtidos na Tabela 1.

$$C_{carcaça} = 6900 + 206 \times 15,98^{0,9}$$

$$\therefore C_{carcaça} = \$9395,0$$

A partir da Tabela 1 temos que para o motor da bomba com potência de 2500W, a=-950; b=1770; n=0,6 e S equivalente a potência da bomba S= 2,507 tem-se que o custo é dado pela seguinte equação.

$$C_{motor\ da\ bomba} = -950 + 1770 \times 2,507^{0,6}$$

$$\therefore C_{motor\ da\ bomba} = \$2122,32$$

Então o custo para bomba é igual a somatória do custo do motor e da carcaça de \$ 11507,41

## 2.3. Vaporizador

Quantidade de calor necessária: 3,958 M kcal/h. Considerar um valor do coeficiente global de transmissão de calor de 1000 kcal/(h m<sup>2</sup>). Será utilizado vapor de baixa pressão para aquecimento, cuja pressão operacional é 6 kg/cm<sup>2</sup>g e 160 °C.

A partir dos dados fornecidos é possível calcular a área de troca térmica (A) a partir da seguinte equação:

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

O fator de correção  $F_t$  é considerado igual a 1 visto que um dos fluidos, vapor de aquecimento, opera a temperatura constante. O  $\Delta T$  é o delta logarítmico das temperaturas

já que o perfil de temperatura no vaporizador não é linear e foi calculado de acordo com a seguinte equação.

$$\Delta T = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

Sendo  $\Delta T_1 = (160^\circ C - 112,6^\circ C) = 47,4^\circ C$  e  $\Delta T_2 = (160^\circ C - 25^\circ C) = 135^\circ C$

Foi calculado a área de troca térmica do vaporizador:

$$A = \frac{Q}{U \times F_t \times \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}} = \frac{3,958 \times 10^6 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}}{\frac{1000 \text{ kcal}}{(\text{h} \times \text{m}^2)} \times F_t \times \frac{(47,4 - 135)^\circ C}{\ln \frac{47,4^\circ C}{135^\circ C}}}$$

$$\therefore A = 47,29\text{m}^2$$

Então calcula-se o custo do vaporizador e dos parâmetros obtidos na Tabela 1 para um trocador de calor do tipo casco-tubo. Considera-se o Sequivalente a área de troca térmica, os parâmetros  $a=24000$ ;  $b=46$ ; e  $n=1,2$ .

$$C_{\text{vaporizador}} = 24000 + 46 \times 47,29^{1,2}$$

$$\therefore C_{\text{vaporizador}} = \$28704,15$$

## 2.4. 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/cm<sup>2</sup>g e no fundo de 1 kg/cm<sup>2</sup>g.

Para o cálculo de custo da torre de destilação considera-se a soma do custo do vaso e custo dos 15 pratos valvulados. Os vasos são projetados em função do seu peso no qual é necessário a estimativa da espessura do material, suas características geométricas e pressão de operação. Para o cálculo da espessura utilizou-se as seguintes equações.

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE - 1,2P_i}$$

$$t = \frac{P_i D_i}{4SE - 0,8P_i}$$

A pressão interna no vaso ( $P_i$ ) varia de 0 kg/cm<sup>2</sup>g até 1 kg/cm<sup>2</sup>g. Deve-se sempre considerar pressões maiores como precaução por possíveis situações operativas mais críticas, então o critério de precaução utilizado neste caso será escolher o limite superior do perfil de pressão e somar 1,8 kg/cm<sup>2</sup>g resultando em 2,8 kg/cm<sup>2</sup>g. Entretanto quando a pressão é menor que 3,5 utiliza-se diretamente este valor, logo o valor de  $P_i$  é de 3,5 kg/cm<sup>2</sup>g.



O diâmetro interno ( $D_i$ ) é de 2,9 m e a eficiência de solda ( $E$ ) esta relacionada a montagem dos vasos, no qual os pontos de solda são pontos frágeis. Por este motivo, adiciona-se um fator de segurança de 0,85 por meio do valor da eficiência.

O S corresponde ao parâmetro de tensão máxima que o material pode resistir, como neste projeto não há compostos corrosivos foi escolhido o aço carbono. Como neste processo a temperatura não supera 500°F escolhe-se uma tensão de 12,9ksi, equivalente a 906,96kg/cm<sup>2</sup>. Calculou-se a espessura pela Equação 5 e 6 respectivamente.

$$t = \frac{3,5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}} \times 290\text{cm}}{2 \times \frac{906,96\text{kg}}{\text{cm}^2} \times 0,85 - 1,2 \times 3,5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}}} = 6,6\text{mm}$$

$$t = \frac{3,5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}} \times 290\text{cm}}{4 \times \frac{906,96\text{kg}}{\text{cm}^2} \times 0,85 - 0,8 \times 3,5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2\text{g}}} = 3,3\text{mm}$$

Assim como para a pressão interna no qual é escolhido o maior valor para evitar possíveis problemas em situações operativas mais críticas, na escolha da espessura utiliza-se o maior valor e é levado em conta uma sobre espessura de 3mm devido a corrosão do material. Portanto a espessura que será utilizada no cálculo do peso será de 9,6mm. Calculou-se o peso do vaso pela equação a seguir.

$$W_v = 240 \times C_W \times D_M(H_V + 0,8D_M)t$$

O  $C_W$  equivale a 1,15 para torres de destilação e corresponde ao peso de equipamentos esuportes interno. O  $H_V$  é a altura da torre que é de 15,5 m e  $D_M$  é o diâmetro do vaso correspondendo a soma do diâmetro interno mais a espessura ( $D_i + t$ ).

$$W_v = 240 \times 1,15 \times 2,9096(15,5 + 0,8 \times 2,9)9,6$$

$$\therefore W_v = 137209,3N$$

Corrigindo o valor obtido em N para kg pela aceleração da gravidade (9,8 m/s<sup>2</sup>) temos 14000,95kg. Então calcula-se o custo do vaso a partir dos parâmetros da Tabela 1.

$$C_{vaso} = 10000 + 29 \times 14000,95^{0,85}$$

$$\therefore C_{vaso} = \$106.968,8$$

Calcula-se o custo do prato valvulado a partir dos parâmetros da Tabela 1 para pratos, o S corresponde ao seu diâmetro em metros igual a 2,9m. Deve-se multiplicar o custo pela quantidade de prato utilizados na torre que é igual a 15.

$$C_{1prato} = 180 + 340 \times 2,9^{1,9} = 2.750,61$$

$$\therefore C_{15pratos} = 41.259,05$$

Portanto o custo da torre de destilação é de:

$$C_{torre\ de\ destilação} = C_{vaso} + C_{15pratos} = \$148.227,83$$

## 2.5. Condensador

Quantidade de calor a retirar: 7,209 MKcal/h. Considerar um valor do coeficiente global de transmissão de calor de 700 kcal/(h m<sup>2</sup>). 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.

Inicialmente deve-se encontrar a área de troca térmica, considerando  $\Delta T$  logarítmico e  $F_t = 1$ .

$$A = \frac{7,209 \times 10^6 \text{ kcal/h}}{700 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2} \times \frac{(81,19 - 45) - (81,19 - 28)}{\ln \left( \frac{81,19 - 45}{81,19 - 28} \right)}} \times 1 = 233,26 \text{ m}^2$$

Calcula-se o custo do condensador, com o S correspondente a área de trocatérmica com a configuração U-shell and Tube.

$$C_{condensador} = 24000 + 46 \times 233,26^{1,2}$$

$$\therefore C_{condensador} = \$55927,59$$

## 2.6. Refervedor (*reboiler*) da torre de destilação.

Quantidade de calor necessário: 5,146 Mkal/h. Considerar um valor do coeficiente global de transmissão de calor de 1000 kcal/(h m<sup>2</sup>). Será utilizado vapor de baixa pressão para aquecimento, cuja pressão operacional é 6 kg/cm<sup>2</sup>g e 160 °C. Considerar uma temperatura do fluido de processo de 133,6 °C.

Assim como no condensador, para calcular o custo do refervedor é necessário primeiro encontrar a área de troca térmica. Deve-se ressaltar que o  $\Delta T$  é calculado pela equação.

$$\Delta T = T_2 - T_1$$

No qual  $T_2 = 160^\circ C$  e  $T_1 = 133,6^\circ C$  e  $F_t = 1$ . Então calcula-se a área:

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

Então calcula-se o custo a partir dos parâmetros da Tabela 1 como U-Tube shell and tube com S equivalente a área de troca térmica calculada.

$$C_{reboiler} = 24000 + 46 \times 194,92^{1,2}$$

$$\therefore C_{reboiler} = \$49738,63$$

## 2.7. Pulmão da torre

Para o cálculo, considerar uma razão geométrica de L/D 5, uma vazão volumétrica de destilado de 21,86 m<sup>3</sup>/h e de refluxo de 73,44 m<sup>3</sup>/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/cm<sup>2</sup>.

Da mesma forma que para a torre de destilação, o pulmão da torre é considerado como vaso e deve-se obter a espessura e peso. Então utiliza-se as Equações 5,6 e 7 de maneira análogas.

Calcula-se a espessura:

$$t = \frac{3,5 \times 210}{2 \times 906,96 \times 0,85 - 1,2 \times 3,5} = 4,78mm$$

$$t = \frac{3,5 \times 210}{4 \times 906,96 \times 0,85 - 0,8 \times 3,5} = 2,38$$

Utiliza-se, então a espessura de 4,78 mm

Cálculo do peso: Considera-se o fator  $C_W$  igual a 1,08, e a espessura utilizada é de 7,78mm.

$$W_v = 240 \times 1,08 \times 2,1077(10,5 + 0,82,1)7,78 = 51769N$$

Corrigindo de N para kg tem-se a massa 5263,26kg. Assim o custo é do equipamento é dado pelos parâmetros na Tabela 1 e o S equivalente a massa.

$$C_{pulmão} = 8800 + 27 \times 5263,26^{0,85}$$

$$\therefore C_{pulmão} = \$48103,42$$

Os custos de equipamentos é a somatória dos custos da bomba, vaporizador torre de destilação, condensador, *reboiler* e pulmão da torre.

$$\therefore C_{equipamentos} = \$342.209,03$$

Utilizando a Equação 2 foi atualizado o preço dos equipamentos para o ano de 2018.

$$C_{2018} = 342.209,03 \times \frac{588}{525} = \$383.274,11$$

## 2.8. Análise de Custos do Projeto: Método das Porcentagens

A partir dos custos dos equipamentos com o valor atualizado no ano de 2018, estimou-se os custos de outros fatores importantes para o projeto como materiais, engenharia de detalhe, engenharia de processo, construção, supervisão de construção entre outros que será apresentado na Tabela 2.

Os itens na tabela foram calculados de acordo com o Formulário 1.

**Tabela 2.** Custos dos Materiais, Engenharia de detalhe, Construção, ISBL, Serviço auxiliares, off-set, Gastos de arranque, Contingência e imprevisto, Imobilizado, Capital de giro e capital.

Itens	Custos (\$)
Materiais	249.128,17
Engenharia de detalhe	284.581,03
Construção	379.441,37
Supervisão de construção	63.240,23
ISBL	976.390,80
Serviço auxiliares	39.055,63
Off-site	78.111,26
Gastos de arranque	34.173,68
Contingencia e imprevistos	97.639,08
Imobilizado	1.225.370,46
Capital de Giro	245.074,09
Capital	1.470.444,55

## 2.9. Formulário 1

**Preço dos Materiais ( $M$ ):**

$$M = 0,65 \times E$$

**Engenharia de Detalhe ( $ED$ ): Projeto pequeno**

$$ED = 0,45 \times (E + M)$$

**Construção ( $C$ ):**

$$C = 0,6 \times (E + M)$$

**Supervisão da Construção ( $SC$ ):**

$$SC = 0,1 \times (E + M)$$

**Parte Interna do Limite de Bateria ( $ISBL$ ):**

$$ISBL = E + M + ED + C + SC$$

**Serviços Auxiliares (SA):**

$$SA = 0,04 \times ISBL$$

**Off-sites (OS):**

$$OS = 0,08 \times ISBL$$

**Gastos de Arranque (GA):**

$$GA = 0,035 \times ISB$$

**Contingências e Imprevistos (CI):**

$$CI = 0,1 \times ISBL$$

**Imobilizado (I):**

$$I = ISBL + SA + OS + GA + CI$$

**Capital de Giro (CG):**

$$CG = 0,2 \times I$$

**Capital:**

$$Capital = I + CG$$

$$Capital = \$1571045,62$$

O investimento necessário para colocar esta unidade em funcionamento é de \$1571045,62.

## **2.10. Planta para produção de cloreto de vinilideno.**

Inicialmente deve-se estimar o imobilizado pelo método de William a partir do dado de uma planta de diferente capacidade investimento.

$$\frac{I_1}{I_2} = \left(\frac{q_1}{q_2}\right)^b$$

Em que I é o investimento e q é a capacidade de produção e o expoente b, um parâmetro relacionado ao produto produzido na planta. Neste caso, vai ser utilizado um valor geral de 0,6. Para o Processo 1 foi obtido pela seguinte equação:

### 2.10.1. Processo 1:

$$\frac{I_1}{I_2} = \left(\frac{q_1}{q_2}\right)^b \rightarrow \frac{83,72M}{I_2} = \left(\frac{23kt}{40kt}\right)^{0,6}$$

$$\therefore I_2 = 116,69$$

O capital de giro foi considerado 20% do valor do capital imobilizado, os gastos prévios como 10% do imobilizado, os gastos de entrada em funcionamento como 5% e o investimento é a soma dos fatores citados anteriormente. Os valores obtidos estão apresentados na Tabela 3.

**Tabela 3.** Avaliação de investimento para o Processo 1.

<b>Imobilizado total (R\$)</b>	116.688.622,44
<b>Capital de Giro (R\$)</b>	23.337.724,49
<b>Gasto Prévio (R\$)</b>	11.668.862,24
<b>Gasto de entrada em funcionamento (R\$)</b>	5.834.431,12
<b>Investimento (R\$)</b>	157.529.640,30

Para o cálculo de vendas foi considerado a produção de cada composto como mostra a Tabela 4.

**Tabela 4.** Vendas do Processo 1.

<b>Matéria prima</b>	<b>RS/KG</b>	<b>RS/t</b>	<b>Coef. t/t produto</b>	<b>Valor final</b>
<b>Cloreto de vinilideno</b>	3,09	3.090,00	1,00	123.600.000,00
<b>Ácido clorídrico</b>	0,94	940,00	0,47	17.672.000,00
<b>Tricloroetano</b>	2,42	2.420,00	0,13	12.584.000,00
<b>Subtotal (R\$)</b>				<b>153.856.000,00</b>

Então calculou-se o custo de fabricação no qual é a somatória dos custos diretos, indiretos variáveis e indiretos fixos. O custo direto são as matérias primas necessárias para a produção e a mão de obra como mostra a Tabela 5. Os custos da matéria prima foram calculados como o produto do preço por tonelada e coeficiente t/t produto.

**Tabela 5.** Custo diretos do Processo 1.

		<b>R\$/KG</b>	<b>RS/t</b>	<b>Coef. t/t produto</b>	<b>Valor final</b>
<b>Matéria prima</b>	<b>Cloro</b>	0,62	620,00	-0,92	22.816.000,00
	<b>Clorero de Vinilo</b>	1,76	1.760,00	-0,72	50.688.000,00
<b>Mão de obra</b>	2.592.000,00				
<b>Subtotal (R\$)</b>	<b>76.096.000,00</b>				

São considerados os custos indiretos variáveis a energia, mão de obra, abastecimento, manutenção, laboratório e embalagem como estão apresentados na Tabela 6. A energia foi calculada pela multiplicação do custo da energia por tonelada de produto (247,08 R\$/t de produto) pela capacidade da planta de produção (40kt). O custo da mão de obra indireta foi estimado como 15% da mão de obra, o abastecimento como 0,2% do imobilizado total, a manutenção como 2% do imobilizado total, o custo de laboratório equivalente a 5% do custo da mão de obra e o custo da embalagem como 15% dos custos das vendas.

**Tabela 6.** Custo indiretos variáveis para o Processo 1.

<b>Energia</b>	9.883.200,00
<b>Mão de obra indireta</b>	388.800,00
<b>Abastecimento</b>	233.377,24
<b>Manutenção</b>	2.333.772,45
<b>Laboratório</b>	129.600,00
<b>Embalagem</b>	23.078.400,00
<b>Subtotal (R\$)</b>	36.047.149,69

E os custos indiretos fixos são divididos por diretivos e empregados, impostos e seguros. Os custos diretivos e empregados foram estimados como 10% da mão de obra, os custos dos impostos equivalentes a 0,5% e custos de seguros como 1% do imobilizado total. Os dados estão apresentados na Tabela 7.



**Tabela 7.** Custo indiretos fixos do Processo 1.

<b>Diretivos e empregados</b>	259.200,00
<b>Impostos</b>	583.443,11
<b>Seguros</b>	1.166.886,22
<b>Subtotal (R\$)</b>	2.009.529,34

Como dito anteriormente, o custo de fabricação é a somatória dos custos diretos, indiretos fixos e variáveis.

**Custo de Fabricação (R\$)** 114.152.679,03

Para calcular os custos total da fábrica também deve-se considerar os gastos gerais que são os gastos comerciais, gerência, pesquisas e serviços técnicos. Os gastos comerciais e a gerência são proporcionais ao custo de fabricação, que no caso a constante escolhida foi a de 0,05 e 0,03 respectivamente. Os custos da pesquisa e serviço técnico foram estimados como 1% das vendas. Estes dados estão dispostos na Tabela 8.

**Tabela 8.** Gasto gerais do Processo 1.

<b>Gasto comerciais</b>	5.707.633,95
<b>Gerência</b>	3.424.580,37
<b>Pesquisa e Serviço técnico</b>	1.538.560,00
<b>Subtotal (R\$)</b>	10.670.774,32

Então foi calculado o custo total da fábrica de R\$ 124.823.453,35 a partir do ano 3 no qual ela entra em funcionamento.

A partir dos valores de vendas, custos, capital imobilizado, capital de giro, gasto de entrada em funcionamento, gastos prévios, fundos investidos e com a amortização anual de 10% montou-se a Tabela 10 para verificar qual dos processos é mais rentável pelos métodos VAL (Valor atualizado líquido) e TIR (Taxa interna de retorno).

Para a projeção temporal foi seguida as orientações propostas no exercício.

- 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) juntamente com um 10% do investimento em sucata (sem correção da inflação)

O Benefício antes dos impostos (BAI) ou Lucro bruto foi calculado pela seguinte equação.

$$BAI = Vendas - Custos - Amortização$$

A taxa imposto de 35% é calculado a partir do valor do BAI. E o lucro líquido ou Benefício depois dos impostos (BDI) é calculado pela equação a seguir.

$$BDI = BAI - taxa de imposto$$

Então obtém-se o Fluxo de caixa pela equação a seguir.

$$Fluxo\ de\ caixa = BDI + amortização$$

Entretanto deve-se corrigir o valor do fluxo de caixa com juros para aplicar o método Valor Atualizado Líquido considerando os juros a 10%.

$$Fluxo\ de\ caixa_{corrigido\ pelos\ juros} = \frac{Fluxo\ de\ caixa_{ano}}{(1 + 0,1)^{ano}}$$

Somando os valores de fluxo de caixa de todos os anos corrigidos pelos juros foi obtido o valor do VAL. E a partir do fluxo de caixa e a função do Excel de TIR foi obtido o valor de TIR que estão na Tabela 9.

<b>Tabela 9.</b> Valores do VAL e TIR para o Processo 1.	
<b>VAL(R\$)</b>	46.293.812,18
<b>TIR (%)</b>	13,90

Na Tabela 10 estão os dados para análise econômica do processo 1.



Para o processo 2, tem-se todos os dados calculados de maneira análogo ao processo 1. Os valores obtidos estão representados nas Tabelas abaixo.

### 2.10.2. Processo 2

- Cálculo do Imobilizado:

$$\frac{I_1}{I_2} = \left(\frac{q_1}{q_2}\right)^b \rightarrow \frac{101,2M}{I_2} = \left(\frac{23kt}{40kt}\right)^{0,6}$$

$$\therefore I_2 = 141,05M$$

**Tabela 11.** Avaliação econômica para o Processo 2.

<b>Imobilizado total (R\$)</b>	141.052.180,98
<b>Capital de Giro (R\$)</b>	28.210.436,20
<b>Gasto Prévio (R\$)</b>	14.105.218,10
<b>Gasto de entrada de funcionamento (R\$)</b>	7.052.609,05
<b>Investimento (R\$)</b>	190.420.444,32

- Valores para o primeiro ano de vendas:

**Tabela 12.** Vendas do Processo 2.

	<b>RS/KG</b>	<b>RS/t</b>	<b>Coef. t/t produto</b>	<b>Valor final</b>
<b>Cloreto de vinilideno</b>	3,09	3.090,00	1,00	123.600.000,00
<b>Ácido clorídrico</b>	0,94	940,00	2,11	79.336.000,00
<b>Cloreto de etilo</b>	1,59	1.590,00	0,08	5.088.000,00
<b>Subtotal (R\$)</b>				208.024.000,00

- Cálculo para os gastos:

**Tabela 13.** Custos diretos do Processo 2.

		<b>RS/KG</b>	<b>RS/t</b>	<b>Coef. t/t produto</b>	<b>Valor final</b>
<b>Matéria prima</b>	<b>Cloro</b>	0,62	620,00	-3,01	-74.648.000,00
	<b>Etano</b>	0,26	260,00	-0,56	-5.824.000,00
<b>Mão de obra</b>	2.592.000,00				
<b>Subtotal (R\$)</b>	83.064.000,0				0

**Tabela 14.** Custos indiretos variáveis do Processo 2.

<b>Energia</b>	17.507.200,00
<b>Mão de obra indireta</b>	388.800,00
<b>Abastecimento</b>	282.104,36
<b>Manutenção</b>	2.821.043,62
<b>Laboratório</b>	129.600,00
<b>Embalagem</b>	31.203.600,00
<b>Subtotal (R\$)</b>	52.332.347,98

**Tabela 15.** Custos indiretos fixos do Processo 2.

<b>Diretivos e empregados</b>	259.200,00
<b>Impostos</b>	705.260,90
<b>Seguros</b>	1.410.521,81
<b>Subtotal (R\$)</b>	2.374.982,71

O custo de fabricação é de 137.771.330,70.

**Tabela 16.** Gastos gerais do processo 2.

---

<b>Gasto comerciais</b>	6.888.566,53
<b>Gerencia</b>	4.133.139,92
<b>Pesquisa e Serviço técnico</b>	2.080.240,00
<b>Subtotal (R\$)</b>	13.101.946,46

---

O custo é de 150.873.277,15.

A Tabela 18 estão os dados para análise econômica para o Processo 2.

- Valor atualizado líquido e taxa interna de retorno:

**Tabela 17.** Valores do VAL e TIR do Processo 2.

---

<b>VAL</b>	174.994.574,67
<b>TIR</b>	20,82

---

A partir dos valores do VAL e TIR do processo 1 e 2 pode-se afirmar que o processo 2 é mais rentável visto que este processo apresenta maior valor atualizado líquido, ou seja, este projeto tem um lucro maior que o processo 1 e maiores taxas de juros.

**Tabela 18.** Análise econômica do ano 0 ao 17 da planta química para a produção de 40kt de cloreto de vilinideno para o Projeto 2.

Ano	0	1	2	3	4	5	6	7
<b>Imobilizado</b>	-42.315.654,29	-84.631.308,59	-14.105.218,10					
<b>Capital de Giro</b>			-28.210.436,20					
<b>Gasto de entrada em funcionamento (R\$)</b>			-7.052.609,05					
<b>Gastos Prévios (R\$)</b>	-4.697.037,63	-4.697.037,63	-4.697.037,63					
<b>Fundos investidos (R\$)</b>	-47.012.691,92	-89.328.346,21	-54.065.300,97	0,00				
<b>Vendas</b>				208.024.000,00	218.425.200,00	229.346.460,00	240.813.783,00	252.854.472,15
<b>Custos</b>				150.873.277,15	158.416.941,01	166.337.788,06	174.654.677,46	183.387.411,34
<b>Amortização (10% anual)</b>				14.105.218,10	14.105.218,10	14.105.218,10	14.105.218,10	14.105.218,10
<b>Benefícios antes de impostos</b>				43.045.504,75	45.903.040,89	48.903.453,84	52.053.887,44	55.361.842,72
<b>Impostos (35%)</b>				15.065.926,66	16.066.064,31	17.116.208,84	18.218.860,60	19.376.644,95
<b>Benefícios depois de impostos</b>				27.979.578,09	29.836.976,58	31.787.245,00	33.835.026,84	35.985.197,77
<b>Fundo gerados</b>				42.084.796,19	43.942.194,68	45.892.463,10	47.940.244,93	50.090.415,86
<b>Fluxo de caixa</b>	-47.012.691,92	-89.328.346,21	-54.065.300,97	42.084.796,19	43.942.194,68	45.892.463,10	47.940.244,93	50.090.415,86
<b>Fluxo de caixa corrigido</b>	-47.012.691,92	-81.207.587,47	-44.682.066,92	31.618.930,27	30.013.110,22	28.495.608,90	27.061.018,47	25.704.303,55

8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
									14.105.218,10
									58.647.470,76
265.497.195,76	278.772.055,55	292.710.658,32	307.346.191,24	322.713.500,80	338.849.175,84	355.791.634,63	373.581.216,36	392.260.277,18	411.873.291,04
192.556.781,90	202.184.621,00	212.293.852,05	222.908.544,65	234.053.971,88	245.756.670,48	258.044.504,00	270.946.729,20	284.494.065,66	298.718.768,94
14.105.218,10	14.105.218,10	14.105.218,10	14.105.218,10	14.105.218,10					
58.835.195,76	62.482.216,45	66.311.588,18	70.332.428,49	74.554.310,82	93.092.505,36	97.747.130,63	102.634.487,16	107.766.211,52	113.154.522,10
20.592.318,51	21.868.775,76	23.209.055,86	24.616.349,97	26.094.008,79	32.582.376,88	34.211.495,72	35.922.070,51	37.718.174,03	39.604.082,73
38.242.877,24	40.613.440,69	43.102.532,32	45.716.078,52	48.460.302,03	60.510.128,49	63.535.634,91	66.712.416,66	70.048.037,49	73.550.439,36
52.348.095,34	54.718.658,79	57.207.750,41	59.821.296,62	62.565.520,13	60.510.128,49	63.535.634,91	66.712.416,66	70.048.037,49	73.550.439,36
52.348.095,34	54.718.658,79	57.207.750,41	59.821.296,62	62.565.520,13	60.510.128,49	63.535.634,91	66.712.416,66	70.048.037,49	146.303.128,22
24.420.772,82	23.206.052,87	22.056.064,28	20.966.999,52	19.935.302,84	17.527.628,84	16.730.918,43	15.970.422,14	15.244.493,86	28.945.293,96

### 3. Projeto de vasos, torres e reatores.

A finalidade deste exercício é 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 19.** Dados brutos fornecidos: vazão molar, fração líquida, volatilidade relativa de cada componente da alimentação, destilado e resíduo.

Componente	Alimento		Destilado		Resíduo		Volatilidade relativa
	A (kmol h <sup>-1</sup> )	x <sub>iA</sub>	D (kmol h <sup>-1</sup> )	x <sub>iD</sub>	R (kmol h <sup>-1</sup> )	x <sub>iR</sub>	
Hexano	40	0,4	40	0,53 4	0	0	2,7
Heptano	35	0,35	34	0,45 3	1	0,0 4	2,22
Octano	25	0,25	1	0,01 3	24	0,9 6	1

O objetivo do projeto será estimar qual é o melhor projeto em função de testar taxas de refluxo que serão um 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.

#### 3.1. Dimensionamento e custeio dos equipamentos.

##### 3.1.1. Cálculo do parâmetro $\theta$ e Taxa de Refluxo mínimo

Inicialmente foi calculado o parâmetro  $\theta$ , pela seguinte equação, por meio do software Excel utilizando a ferramenta *solver*. Como a alimentação entra no sistema no estado líquido foi considerado  $q$  igual a 1.

$$\frac{\alpha_{hex}x_{hex,A}}{\alpha_{hex} - \theta} + \frac{\alpha_{oct}x_{oct,A}}{\alpha_{oct} - \theta} + \frac{\alpha_{hep}x_{hep,A}}{\alpha_{hep} - \theta} = 1 - q$$

Foi obtido um  $\theta$  igual a 1,17255 e substituído na equação abaixo para o cálculo da taxa de refluxo mínimo ( $R_m$ ).

$$\frac{\alpha_{hex}x_{hex,D}}{\alpha_{hex} - \theta} + \frac{\alpha_{oct,D}}{\alpha_{oct} - \theta} + \frac{\alpha_{hep}x_{hep,D}}{\alpha_{hep} - \theta} = R_{mínimo} + 1$$



A taxa de refluxo mínima calculada foi igual a 0,8287. Então para taxas de refluxos 20, 40, 60 e 100% maiores que o  $R_m$  foram calculados os parâmetros X e Y para a correlação empírica de Gilliland que correlacionada a equação de Fenske ajuda a estimar o número aproximado de estágios, cujas equações numéricas são as Equação 3,4 e 5.

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

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

$$N_{min} + 1 = \frac{\log \left[ \left( \frac{x_{hep}}{x_{oct}} \right)_D \left( \frac{x_{oct}}{x_{hep}} \right)_R \right]}{\log(\alpha_{hep})} = 7,4375$$

Os valores calculados encontram-se na Tabela 21.

**Tabela 20.** Valores do refluxo, número de pisos teórico, reais e parâmetros X e Y para um aumento de 20,40,60 e 100%.

Aumento	RR	X	Y	N	N <sub>real</sub>	N <sub>pratos</sub>
20%	0,9944	0,0906	0,5611	18,223 0	22,7788	23
40%	1,1602	0,1813	0,4745	15,056 3	18,8204	19
60%	1,3259	0,2719	0,4000	13,062 8	16,3285	17
100%	1,6574	0,4532	0,2758	10,651 4	13,3142	14

### 3.1.2. Dimensionamento da torre

Foram calculadas as vazões mássicas da corrente de vapor dividindo a vazão molar pela densidade molar do vapor (0,0349 kmol/m<sup>3</sup>) e as vazões molares da corrente de líquido e vapor. Estes valores estão na Tabela 22.

**Tabela 21.** Vazão mássica da corrente de vapor e vazões molares da corrente de líquido e vapor.

Aumento do RR	L (kmol/h)	V (kmol/h)	V (m <sup>3</sup> /h)
20%	74,5820	149,5820	4286,0169
40%	87,0123	162,0123	4642,1869
60%	99,4427	174,4427	4998,3568
100%	124,3033	199,3033	5710,6968

Por conseguinte, com o valor a vazão mássica do vapor pode-se calcular a área e para obtê-la deve-se calcular a velocidade limite desse vapor e então dividi-la pela vazão. Como a torre possui o formato de cilíndrico, pode-se obter o diâmetro mínimo pela equação a seguir. Para o cálculo da velocidade limite foi utilizado a Equação de York abaixo.

$$d_{\min} = \sqrt{\frac{4 \times \text{Área}}{\pi}}$$

$$v_{\limite} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} = 0,23 \frac{ft}{s} \sqrt{\frac{616,1 - 3,242}{3,242}} = 3,1623 \frac{ft}{s} \times \frac{1m}{3,281ft}$$

$$v_{\limite} = 0,9738m/s$$

Sendo  $\rho_G = 3,242 \text{ kg/m}^3$ ,  $\rho_L = 616,1 \text{ kg/m}^3$  e  $k = 0,23 \text{ ft/s}$ . Então o diâmetro mínimo foi sobre dimensionado em 20% e calculado a área com esse diâmetro, os valores calculados estão na Tabela 23.

**Tabela 22.** Área, diâmetro mínimo e área e diâmetro sobre dimensionado.

<b>Aumento do RR</b>	<b>S<sub>min</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	<b>D<sub>min</sub> (m)</b>	<b>S(m<sup>2</sup>)</b>	<b>D(m)</b>
<b>20%</b>	1,2353	1,2541	1,7788	1,5049
<b>40%</b>	1,3379	1,3052	1,9266	1,5662
<b>60%</b>	1,4406	1,3543	2,0744	1,6252
<b>100%</b>	1,6459	1,4476	2,3700	1,7371

No cálculo da altura da torre, considera-se o número de pratos ( $N_{\text{pratos}}$ ), conforme a Tabela 21, para o cálculo da altura da torre sem o fundo. Por meio do tempo de retenção de 10 minutos e a densidade molar do resíduo igual a  $5,375 \text{ kmol/m}^3$ , calculou-se a altura do fundo da torre que fica preenchido pela corrente do líquido, ou seja, a soma da corrente da alimentação (A) e corrente de líquida (L) conforme a Equação 9. E com soma do  $H_{\text{sem fundo}}$  e  $H_{\text{fundo}}$  tem-se o  $H_{\text{total}}$ , os valores obtidos encontram-se na Tabela 24.

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

$$H_{\text{fundo}} = \frac{(L+A)1,667h}{S \times 5,375 \text{ kmol/m}^3}$$

**Tabela 23.** Atura da torre sem fundo, altura do fundo e altura total.

<b>Aumento do RR</b>	<b>H<sub>sem fundo</sub> (m)</b>	<b>H<sub>fundo</sub> (m)</b>	<b>H<sub>total</sub> (m)</b>
<b>20%</b>	12,0800	3,0433	15,1233
<b>40%</b>	10,2400	3,0099	13,2499
<b>60%</b>	9,3200	2,9812	12,3012
<b>100%</b>	7,9400	2,9346	10,8746

### 3.1.3. Custos e análise econômica da torre

Então foi realizado o cálculo do custo das torres de destilação de acordo com o *Chemical Engineering Design*.

Inicialmente foi calculado a espessura mínima ( $e_{\min}$ ), e a espessura por tensão longitudinal ( $e_{\text{ten.lon.}}$ ) que acrescido em 3mm tem-se espessura do total da torre conforme as Equações abaixo. Os resultados encontram-se na Tabela 25

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

$$e_{\text{ten.lon.}} = \frac{P_i D}{4S \times E - 0,8P_i}$$

Em que D é o diâmetro calculado para a torre, S tensão máxima que o material resiste igual a 906,96 kg/cm<sup>2</sup>. E a eficiência de solda igual a 0,85 e Pi a pressão interna do vaso igual a 2 kg/cm<sup>2</sup>.

**Tabela 24.** Espessura mínima, por tensão longitudinal e total em milímetro.

<b>Aumento do RR</b>	<b>e<sub>min</sub> (mm)</b>	<b>e<sub>ten.lon</sub> (mm)</b>	<b>e<sub>total</sub> (mm)</b>
<b>20%</b>	3,43	1,71	6,43
<b>40%</b>	3,57	1,78	6,57
<b>60%</b>	3,70	1,85	6,70
<b>100%</b>	3,95	1,97	6,95

Então calculou-se os pesos e as massas das torres por meio das seguintes equações.

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

$$m = \frac{W_v}{g}$$

Sendo  $C_w$  o fator das massas de diversos componentes igual a 1,5 em torres de destilação,  $D$  o diâmetro interno calculado somado à espessura em m,  $e_{total}$  a espessura em mm  $H$  a altura calculada da torre e  $g$  a aceleração da gravidade igual a  $9,81 \text{ m}^2/\text{s}$ . Os valores estão representados na Tabela 26.

**Tabela 25.** Peso e massas para as colunas de destilação.

<b>Aumento</b>	<b><math>W_{vaso}</math> (N)</b>	<b>m (kg)</b>
<b>20%</b>	53959,94	5500,50
<b>40%</b>	50408,32	5138,46
<b>60%</b>	49638,71	5060,01
<b>100%</b>	48841,15	4978,71

A partir dos valores do peso e dos parâmetros na Tabela 27, estimou-se os preços da coluna ( $C_{v,2007}$ ), de cada prato ( $C_{p,2007}$ ) e o custo total da coluna destilação ( $C_{cd,2007}$ ) pelas equações abaixo. Como os custos foram estimados no ano de 2007, eles foram corrigidos para 2018.

**Tabela 26.** Parâmetros dos custos das torres.

<b>Parâmetros</b>	<b>Torre de destilação</b>	<b>Pratos</b>
a	10.000,00	180,00
b	29,00	340,00
n	0,85	1,90

$$C_{Vaso,2007} = a + b \times W_{vaso}^n$$

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

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

$$C_{2018} = C_{2007} \times \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2007}}$$

Os valores de CEPCI considerados para 2007 foi de 525,02 e de 2018 de 568,82. Os valores calculados estão na Tabela 28.

**Tabela 27.** Custo dos vasos, pratos, coluna de destilação no ano de 2007 e corrigido para 2018.

<b>Aumento do RR</b>	<b>C<sub>v,2007</sub> (\$)</b>	<b>C<sub>p,2007</sub> (\$)</b>	<b>C<sub>cd,2007</sub> (\$)</b>	<b>C<sub>cd,2018</sub> (\$)</b>
<b>20%</b>	53826,83	919,19	74968,21	81222,46
<b>40%</b>	51362,45	977,43	69933,59	75767,82
<b>60%</b>	50825,05	1035,44	68427,59	74136,19
<b>100%</b>	50266,82	1150,87	66378,96	71916,65

### 3.1.4. Dimensionamento do vaso pulmão

Para o projeto do vaso pulmão foi considerado as vazões volumétricas de vapor que estão sendo retiradas da torre. A vazão volumétrica foi calculada dividindo pela densidade do destilado fornecida igual a 6,638 kmol/m<sup>3</sup> conforme a equação abaixo. Por conseguinte, foi calculado volume útil, volume geométrico do vaso pulmão considerando o tempo de retenção igual a 10 minutos e finalmente foi calculado o diâmetro mínimo do vaso pulmão conforme as seguintes equações.

$$Q = \frac{V}{\rho_{Dest}}$$

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

$$Vol_{\text{geométrico}} = Vol_{\text{útil}} \times 2$$

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

Então o diâmetro é sobre dimensionado em 20% ou somando 0,3m para verificar qual dos dois resultava em um maior diâmetro. Os resultados estão representados na Tabela 29.

**Tabela 28.** Dados do dimensionamento do vaso pulmão.

<b>Aumento do RR</b>	<b>Q(m<sup>3</sup>)</b>	<b>V<sub>útil</sub> (m<sup>3</sup>)</b>	<b>V<sub>geo</sub> (m<sup>3</sup>)</b>	<b>D<sub>min</sub> (m)</b>	<b>D (m)</b>	<b>D<sub>0,3</sub> (m)</b>
<b>20%</b>	22,5342	3,7557	7,5114	1,2413	1,4896	1,5413
<b>40%</b>	24,4068	4,0678	8,1356	1,2748	1,5298	1,5748
<b>60%</b>	26,2794	4,3799	8,7598	1,3066	1,5679	1,6066
<b>100%</b>	30,0246	5,0041	10,0082	1,3659	1,6391	1,6659

### 3.1.5. Custo do vaso pulmão.

Para o cálculo de custo do vaso pulmão foram considerados os parâmetros da Tabela 30.

**Tabela 29.** Parâmetros do custo do vaso pulmão.

<b>Pressão do destilado (bar)</b>	1
<b>Pressão destilado de operação (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	1,0197
<b>Pressão destilado do desenho (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	2,8197
<b>Pressão do destilado real (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	3,5
<b>E</b>	0,85
<b>St</b>	1055
<b>X</b>	2
<b>C.A. (mm)</b>	3
<b>Temperatura de operação (°C)</b>	79,66
<b>Temperatura do destilado (°C)</b>	99,66
<b>L/D</b>	5
<b>Tempo de retenção (min)</b>	10

Então foram calculados a espessura e peso dos vasos pulmões e os custos totais como mostra as equações seguintes. Os resultados estão na Tabela 31. O custo foi de corrigido considerando o CEPCI de 2006 igual a 499,6 e o CEPCI de 2018 igual a 568,82.

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

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

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

**Tabela 30.** Espessura, peso, custos de 2006 e 2018.

<b>Aumento do RR</b>	<b>e (mm)</b>	<b>W (kg)</b>	<b>C<sub>2006</sub> (\$)</b>	<b>C<sub>2018</sub> (\$)</b>
<b>20%</b>	6,01	2716,78	20485,97	23324,32
<b>40%</b>	6,08	2859,24	21201,73	24139,25
<b>60%</b>	6,14	2998,80	21889,24	24922,02
<b>100%</b>	6,26	3270,35	23191,33	26404,51

## 3.2. Dimensionamento dos trocadores de calor

### 3.2.1. Trocador de calor no topo

Primeiramente foi calculado o calor trocado no topo, para tal foi considerado o calor latente da corrente no topo, a temperatura da corrente do destilado, a temperatura de refrigeração da entrada e saída e o coeficiente global de troca térmica. Estes dados encontram-se na Tabela 32 e 33.

**Tabela 31.** Dados para o cálculo do calor trocado no topo.

<b>Calor latente, topo (kcal/kg)</b>	7602
<b><math>U_{topo}</math> (W/m<sup>2</sup>°C)</b>	500
<b><math>U_{topo}</math> (kcal/m<sup>2</sup>h°C)</b>	429,923
<b>T destilado(°C)</b>	79,66
<b>Cp</b>	1

**Tabela 32.** Temperatura da água de resfriamento e a variação logarítmica.

<b>Te (°C)</b>	<b>Ts (°C)</b>	<b>Delta Tml (°C)</b>
28	45	42,5961

Com os calores latentes do topo e a vazão de líquido no topo foi calculado o calor trocado no condensador como a equação a seguir.

$$Q_{topo} = V \times Calor\ latente_{topo}$$

A partir do coeficiente de troca térmica estimado e a média logarítmica é possível calcular a área de troca térmica de acordo com a equação abaixo. Os valores obtidos estão na Tabela 34.

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

**Tabela 33.** Quantidade de calor trocado no condensador e área de troca térmica.

<b>Aumento do RR</b>	<b>Q<sub>topo</sub> (kcal/h)</b>	<b>Área (m<sup>2</sup>)</b>
<b>20%</b>	1137122,2881	62,0936
<b>40%</b>	1231617,6695	67,2536
<b>60%</b>	1326113,0508	72,4137
<b>100%</b>	1515103,8135	82,7337

De maneira análoga ao trocador do topo, foi calculado a quantidade de calor trocado no refeedor considerando o calor latente do resíduo, temperatura da corrente de

resíduo e a temperatura de vapor de baixa pressão. Estes dados encontram-se na Tabela 35.

**Tabela 34.** Dados para o cálculo do refeedor e delta da temperatura.

<b>Calor latente fundo (kcal/kg)</b>	7847
<b><math>U_{\text{fundo}}</math> (W/m<sup>2</sup>°C)</b>	750
<b><math>U_{\text{fundo}}</math> (kcal/m<sup>2</sup>h°C)</b>	644,884
<b>Temperatura do resíduo. (°C)</b>	150,6
<b>Temperatura de vapor de baixa P (°C)</b>	230
<b>Delta T (°C)</b>	79,4000

Calculou-se o calor trocado no refeedor por meio da equação abaixo e com a  $\Delta T$  de temperatura obtêm-se, a área de troca térmica. Estes resultados estão representados na Tabela 36.

$$Q_{\text{fundo}} = (L + A) \times \text{Calor latente}_{\text{fundo}}$$

**Tabela 35.** Quantidade de calor trocado na refeedor e área de troca térmica.

<b>Aumento do RR</b>	<b><math>Q_{\text{fundo}}</math> (kcal/h)</b>	<b>Área (m<sup>2</sup>)</b>
<b>20%</b>	1369944,8757	26,7548
<b>40%</b>	1467485,6883	28,6597
<b>60%</b>	1565026,5009	30,5647
<b>100%</b>	1760108,1261	34,3746

### 3.2.2. Custo dos trocadores de calor

Então a partir das áreas de troca térmica do condensador, refeedor e os parâmetros para um trocador de calor do tipo casco-tubo foram calculados os custos para o ano de 2007 que foram reajustados para o 2018 como mostrado anteriormente.

$$C_{\text{trocador de calor},2007} = a + b \times A^n$$

Os custos calculados e parâmetros utilizados encontram-se nas Tabela 37, 38 e 39.

**Tabela 36.** Custos do trocador de calor no topo.

<b>Aumento do RR</b>	<b>C<sub>2007</sub> (\$)</b>	<b>C<sub>2018</sub> (\$)</b>
<b>20%</b>	30522,50373	33068,856
<b>40%</b>	31178,22096	33779,276
<b>60%</b>	31844,08676	34500,692
<b>100%</b>	33203,99977	35974,057



**Tabela 37.** Custo do Trocador de calor do Fundo.

Aumento do RR	C <sub>2007</sub> (\$)	C <sub>2018</sub> (\$)
20%	26374,8666	28575,2
40%	26579,19488	28796,575
60%	26786,25938	29020,914
100%	27208,0618	29477,905

**Tabela 38.** Parâmetros para o cálculo do trocador de calor do tipo casco-tubo.

Parâmetros	Trocador de calor
a	24000
b	46,00
n	1,20

### 3.3. Dimensionamento da bomba de refluxo

Inicialmente foi calculado a vazão volumétrica do refluxo, que para obtê-la dividiu-se a vazão do refluxo molar pela densidade molar do destilado ( $\rho_{\text{destilado}}$ ) igual a  $6,638\text{kmol/m}^3$ . Em seguida foram calculadas as alturas das cargas hidráulicas na admissão somando 3 metros correspondente a elevação do vaso a metade do diâmetro do vaso pulmão e a altura no impulso que foi encontrado ao somar a altura da bomba aos 3 metros de elevação.

Por conseguinte, com os valores das alturas de carga hidráulica, aceleração da gravidade e densidade mássica da corrente do destilado igual a  $616,7\text{kg/m}^3$  foram calculadas as pressões manométricas de admissão e no impulso de acordo com equações abaixo. Por fim foi calculado a diferença de pressão do impulso e admissão. Os valores obtidos estão representados na Tabela 40.

$$P_{man,adm} = H_{adm} \times 616,7\text{kg/m}^3 \times g$$

$$P_{man,imp} = H_{imp} \times 616,7\text{kg/m}^3 \times g$$

**Tabela 39.** Vazão do refluxo, altura das cargas hidráulicas na admissão, impulso, pressão manométrica de admissão e de impulso.

<b>Aumento do RR</b>	<b>Q<sub>refluxo</sub> (m<sup>3</sup>/h)</b>	<b>H<sub>adm</sub> (m)</b>	<b>H<sub>imp</sub> (m)</b>	<b>P<sub>mano,adm</sub> (Pa)</b>	<b>P<sub>mano,imp</sub> (Pa)</b>	<b>ΔP (Pa)</b>
<b>20%</b>	11,2356	3,7707	18,43	22788,61	155534,78	132746,17
<b>40%</b>	13,1082	3,7874	16,56	22889,77	144212,37	121322,60
<b>60%</b>	14,9808	3,8033	15,61	22985,87	138478,92	115493,05
<b>100%</b>	18,7260	3,8330	14,18	23165,17	129856,95	106691,78

A partir da vazão volumétrica do refluxo e do ΔP foram calculados a potência útil da bomba, potência absorvida. E com as eficiências hidráulica de 45% e elétrica de 90% foi calculado a potência elétrica. Os resultados estão na Tabela 41.

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

$$Pot_{\text{abs}} = \frac{Pot_{\text{útil}}}{0,45}$$

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

**Tabela 40.** Potência útil, absorvida e elétrica.

<b>Aumento do RR</b>	<b>P<sub>útil</sub> (W)</b>	<b>P<sub>absorvida</sub> (W)</b>	<b>P<sub>elétrica</sub> (kW)</b>
<b>20%</b>	414,301	920,669	1,023
<b>40%</b>	441,756	981,681	1,091
<b>60%</b>	480,606	1068,012	1,187
<b>100%</b>	554,976	1233,279	1,370

### 3.3.1. Custo da bomba de refluxo

Então para o cálculo dos custos da bomba e seu motor foi utilizado o método descrito pelo *Chemical Engineering Design*. Os parâmetros utilizados estão na Tabela 42.

**Tabela 41.** Parâmetros utilizados para o cálculo do custo da bomba.

<b>Parâmetros da bomba</b>	<b>Bomba centrífuga de Estágio único</b>	<b>Motor da bomba</b>
<b>a</b>	6900	-950
<b>b</b>	206	1770
<b>n</b>	0,9	0,6

Para corrigir o custo calculado para o ano de 2007 para 2018 foram utilizados os índices  $CEPCI_{2007}$  igual a 525,02 e  $CEPCI_{2018}$  igual a 568,82. Os valores dos custos estão na Tabela 43.

**Tabela 42.** Custo da bomba e motor, custo total para o ano de 2007 e corrigido para 2018.

<b>Aumento do RR</b>	<b>C<sub>bomba 2007</sub> (\$)</b>	<b>C<sub>motor 2007</sub> (\$)</b>	<b>C<sub>2007</sub> (\$)</b>	<b>C<sub>2018</sub> (\$)</b>
<b>20%</b>	7473,7623	2553,8846	10027,6469	10864,2073
<b>40%</b>	7559,1498	2893,4202	10452,5700	11324,5798
<b>60%</b>	7643,3218	3214,0222	10857,3440	11763,1222
<b>100%</b>	7808,6485	3810,5710	11619,2195	12588,5574

### 3.4. Análise Econômica

Finalmente com todos os custos dos equipamentos calculados e considerando o fator de Lang igual a 4,74 pode-se realizar a estimativa do valor bruto de investimento (Y) pela equação abaixo. Os valores encontrados estão na Tabela 44.

$$Y = C_{\text{totais de equipamentos,2018}} \times f_L$$

**Tabela 43.** Custos totais dos equipamentos ajustados para o ano de 2018 e investimento (Y).

<b>Aumento</b>	<b>C<sub>totais de equipamentos,2018</sub> (\$)</b>	<b>Investimento (\$)</b>
<b>20%</b>	187919,26	890737,27
<b>40%</b>	185132,09	877526,09
<b>60%</b>	186106,05	882142,68
<b>100%</b>	188950,24	895624,12

Para o cálculo para 15 anos de operação, foi calculada os custos da utilização da água de resfriamento em uma hora. Então utilizou-se as equações a seguir:

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

Onde  $Q_{\text{topo}}$  é o calor trocado no condensador (kcal/h),  $Cp_{\text{água}}$  é a capacidade calorífica da água à pressão constante (1 kcal/kg°C),  $T_s$  a Temperatura de saída da água de refrigeração (°C),  $T_e$  a Temperatura de entrada da água de refrigeração (°C),  $\rho_{\text{água}}$  a densidade da água (1000 kg/m<sup>3</sup>) e  $f_a$  o valor do m<sup>3</sup> da água de refrigeração (\$/m<sup>3</sup>).

Então esse custo foi transformado de custo por hora para o custo em 15 anos. Foram calculados os valores dos custos operacionais referentes ao vapor de baixa pressão para aquecimento gasto em uma hora.

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

Em que.  $Q_{fundo}$  é o calor trocado no refeedor (kcal/h),  $L_V$  o calor latente do vapor na temperatura de operação (kcal/t) e  $f_v$  o valor da tonelada do vapor de aquecimento (\$/t).

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

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

Sendo T a temperatura de operação (°C). Este 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.

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

Onde  $Pot_{ele.}$  corresponde a potência consumida pela bomba (kW) e  $f_{el}$  o valor da energia (\$/kWh). Então esse valor foi transformado para o custo de 15 anos. Somando os custos citados anteriormente, tem-se o custo operacional de 15 anos. Na Tabela 45 estão todos os custos calculados.

**Tabela 44.** Custos de água, vapor e eletricidade por hora, 15 anos e custo total de operação em 15 anos.

<b>Aumento do RR</b>	<b>C<sub>água</sub> (\$/h)</b>	<b>C<sub>água</sub> (\$/15anos)</b>	<b>C<sub>vapor</sub> (\$/h)</b>	<b>C<sub>vapor</sub> (\$/15anos)</b>	<b>C<sub>ele.</sub> (\$/h)</b>	<b>C<sub>ele.</sub> (\$/15anos)</b>	<b>Cop. 15 anos (\$)</b>
<b>20%</b>	6,69	879891,85	30,77	4048254,04	0,26	33641,26	4961787,15
<b>40%</b>	7,24	953011,26	32,97	4336491,91	0,27	35870,61	5325373,78
<b>60%</b>	7,80	1026130,68	35,16	4624729,78	0,30	39025,17	5689885,63
<b>100%</b>	8,91	1172369,51	39,54	5201205,51	0,34	45064,02	6418639,04

Então finalmente, com os valores dos custos de operações de 15 anos e investimento, calculou-se os custos total somando os dois para cada aumento da razão de refluxo mínima como mostra a Tabela 46.

**Tabela 45.** Custos totais para cada percentual de razão de refluxo.

<b>Aumento</b>	<b>Custos Totais (\$)</b>
<b>20%</b>	5852524,424
<b>40%</b>	6202899,871
<b>60%</b>	6572028,308
<b>100%</b>	7314263,16

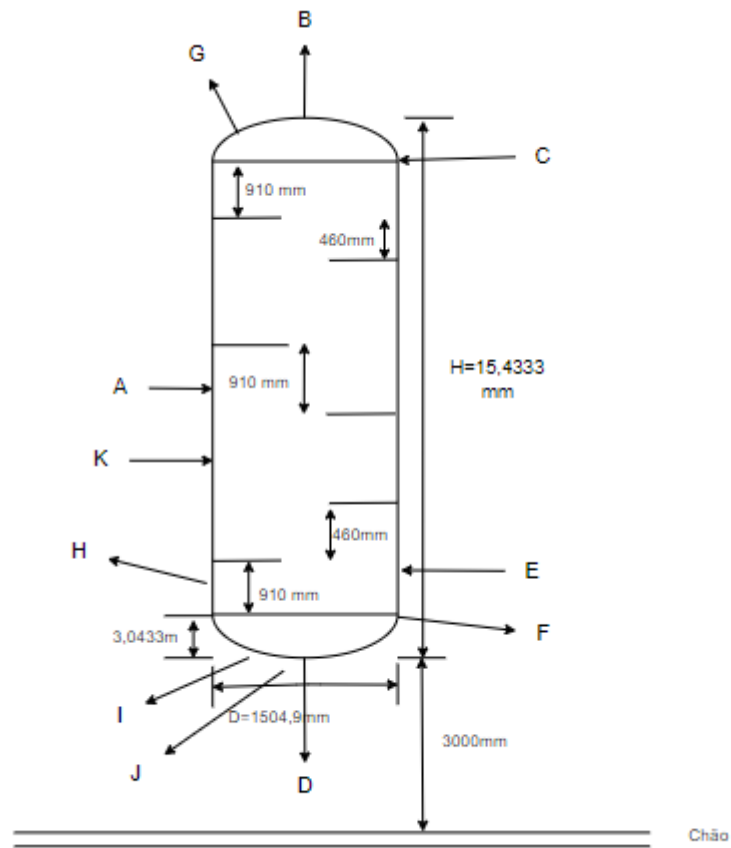
Portanto pode-se afirmar que o melhor aumento de percentual da razão mínima foi o de 20%.

Segue as folhas de especificação da torre, vasos, pratos e seus esquemas.

<b>ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES</b>			
<b>Número do equipamento</b>	C1		
<b>Descrição</b>	Torre de destilação		
<b>Pressão no topo</b>	0,35	Kg/cm <sup>2</sup> g	
<b>Pressão no fundo</b>	0,59		
<b>Pressão de projeto</b>	3,5		
<b>Temperatura no topo</b>	79,66	°C	
<b>Temperatura no fundo</b>	150,6		
<b>Temperatura de projeto</b>	180,6		
<b>Nível normal de líquido</b>	3043,3	mm	
<b>Nível máximo de líquido (80%)</b>	-		
<b>Nível mínimo de líquido (20%)</b>	608,66		
<b>Altura</b>	15433,3		
<b>Diâmetro</b>	1504,9		
<b>Material</b>	Aço carbono		
<b>PROPRIEDADES DO FLUÍDO</b>			
<b>Densidade da fase leve @P e T</b>	3,242	Kg/m <sup>3</sup>	
<b>Densidade da fase pesada @P e</b>	616,1	Kg/m <sup>3</sup>	
<b>CONEXÕES</b>			
<b>Sigla</b>	<b>Número</b>	<b>Diâmetro</b>	<b>Serviço</b>
<b>A</b>	1	-	Entrada da alimentação
<b>B</b>	2	-	Saída do vapor pelo topo
<b>C</b>	3	-	Retorno do refluxo
<b>D</b>	4	-	Saída do líquido pelo
<b>E</b>	5	-	Retorno do vaporizado
<b>F</b>	6	2''	Drenagem
<b>G</b>	7	2''	Purga com vapor
<b>H</b>	8	1 <sup>1/2</sup> '' a 2''	Medidor de nível
<b>I</b>	9	20''	Conexão de acesso
<b>J</b>	10	-	Válvula de segurança
<b>K</b>	11	4''	Ventilação/arejamento

**Figura 2.** Folha de especificação da torre de destilação.

### ESQUEMA DO RECIPIENTE

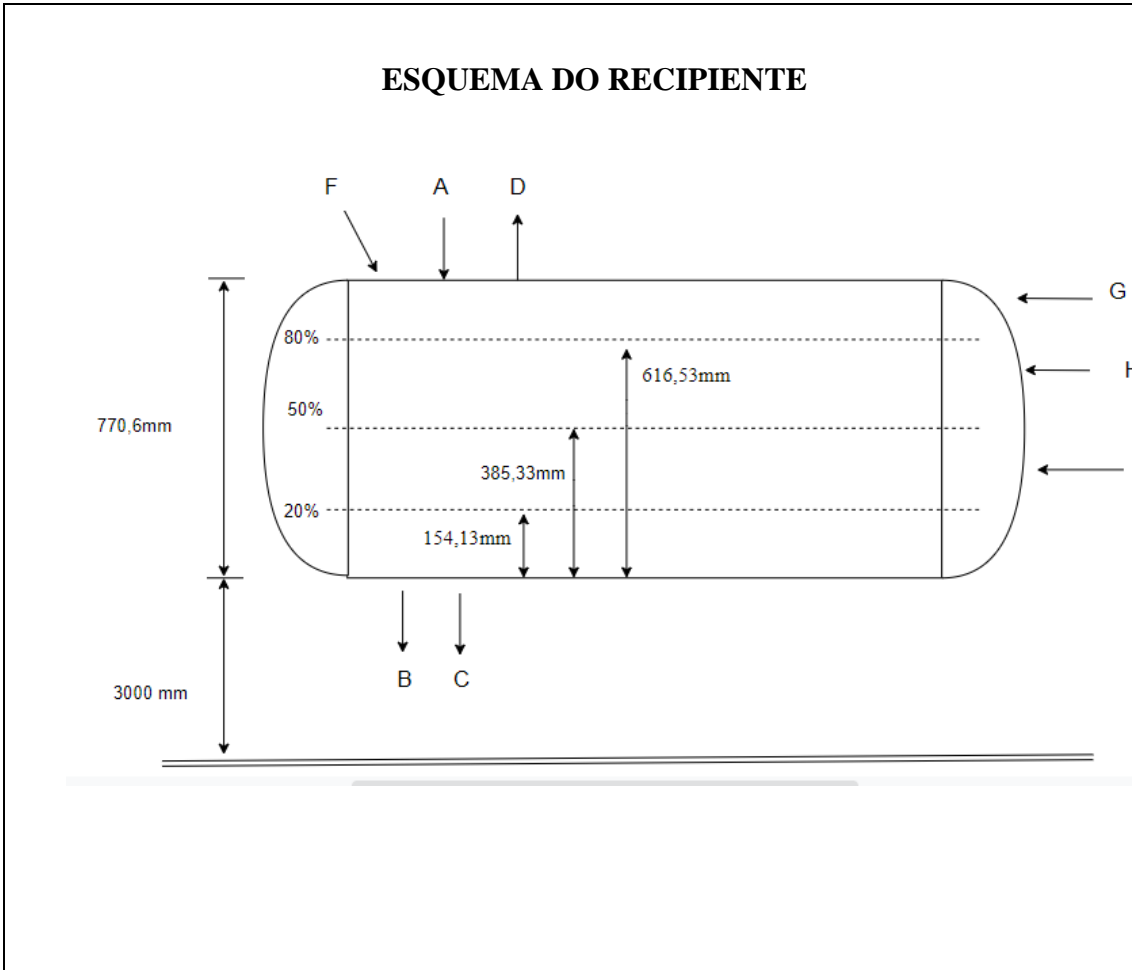


**Figura 3.** Esquema da torre de destilação.

<b>ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES</b>			
<b>Número do equipamento</b>	C2		
<b>Descrição</b>	Vaso pulmão		
<b>Pressão no topo</b>	0	Kg/cm <sup>2</sup> g	
<b>Pressão no fundo</b>	0,047		
<b>Pressão de projeto</b>	3,5		
<b>Temperatura no topo</b>	79,66	°C	
<b>Temperatura no fundo</b>	99,66		
<b>Temperatura de projeto</b>	129,66		
<b>Nível normal de líquido</b>	770,66	mm	
<b>Nível máximo de líquido (80%)</b>	616,53		
<b>Nível mínimo de líquido (20%)</b>	154,13		
<b>Altura</b>	7706,5		
<b>Diâmetro</b>	1541,3		
<b>Material</b>	Aço carbono		
<b>PROPRIEDADES DO FLUÍDO</b>			
<b>Densidade da fase leve @P e T</b>	3,242	Kg/m <sup>3</sup>	
<b>Densidade da fase pesada @P e</b>	616,1	Kg/m <sup>3</sup>	
<b>CONEXÕES</b>			
<b>Sigla</b>	<b>Número</b>	<b>Diâmetro</b>	<b>Serviço</b>
<b>A</b>	1	-	Entrada da de líquido no
<b>B</b>	2	-	Saída do líquido no fundo
<b>C</b>	3	2''	Drenagem
<b>D</b>	4	2''	Purga com vapor
<b>E</b>	5	1 <sup>1/2</sup> '' a 2''	Medidor de nível
<b>F</b>	6	20''	Conexão de acesso
<b>G</b>	7	-	Válvula de segurança
<b>H</b>	8	4''	Ventilação/arejamento

**Figura 4.** Folha de especificação do vaso pulmão.





**Figura 5.** Esquema do vaso pulmão.

<b>ESPECIFICAÇÕES PRATOS</b>			
<b>Número do equipamento</b>	C1		
<b>Descrição</b>	Torre de destilação		
<b>Número de seções da coluna</b>	2- Enriquecimento e esgotamento		
<b>SEÇÃO 1 DA COLUNA</b>			
<b>Identificação</b>	Enriquecimento		
<b>De prato/A prato</b>	1	10	
<b>Pressão</b>	0,35	0,56	Kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Perda de pressão</b>	0,11		
<b>Temperatura</b>	79,66	101,5	°C
<b>Vazão mássica de vapor/fase orgânica</b>	13456,068	13808,471	Kg/h
<b>Vazão mássica de líquido/fase aquosa</b>	6929,002	17124,477	
<b>Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	4207,651	2932,980	m <sup>3</sup> /h
<b>Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação</b>	11,236	28,282	
<b>Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	3,198	4,708	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação</b>	616,7	605,5	
<b>Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	6,860*10 <sup>-3</sup>	7,269*10 <sup>-3</sup>	cP
<b>Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação</b>	0,2083	0,1909	
<b>Diâmetro</b>	1504,9		mm
<b>Número de pratos</b>	10		
<b>Espaçamento entre pratos</b>	460		mm
<b>Tipo de pratos (válvulas, perfurados)</b>	Válvula		
<b>Altura de recheio</b>	-		mm
<b>Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)</b>	-		

**Figura 6.** Folha de especificação de pratos na seção de enriquecimento.

<b>SEÇÃO 2 DA COLUNA</b>			
<b>Identificação</b>	<b>Esgotamento</b>		
<b>De prato/A prato</b>	11	23	
<b>Pressão</b>	0,47	0,58	Kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Perda de pressão</b>	0,11		
<b>Temperatura</b>	101,4	150,6	°C
<b>Vazão mássica de vapor/fase orgânica</b>	13808,471	16937,747	Kg/h
<b>Vazão mássica de líquido/fase aquosa</b>	17124,477	19845,964	
<b>Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	2932,980	2425,916	m <sup>3</sup> /h
<b>Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação</b>	28,282	33,965	
<b>Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	4,708	6,982	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação</b>	605,5	584,3	
<b>Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	7,269*10 <sup>-3</sup>	7,428*10 <sup>-3</sup>	cP
<b>Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação</b>	0,1909	0,1613	
<b>Diâmetro</b>	1504,9		mm
<b>Número de pratos</b>	13		
<b>Espaçamento entre pratos</b>	460		mm
<b>Tipo de pratos (válvulas, perfurados)</b>	Válvula		
<b>Altura de recheio</b>	-		mm
<b>Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)</b>	-		

**Figura 7.** Folha de especificação de pratos na seção esgotamento.

## **4. Projeto de sistemas de troca de calor.**

Neste capítulo foi realizado o projeto do refeedor (*reboiler*) para a torre de destilação. Este equipamento é responsável por aquecer uma fração da corrente de fundo, de maneira que essa corrente seja reinserida na torre, concentrando o componente menos volátil ou produto de fundo.

### **4.1. Condições do projeto**

Considerou-se que o projeto da torre de destilação possuísse um número de 16 pratos e uma taxa de refluxo de 1,07. Após a simulação realizada pelo software HYSYS foi indicado uma necessidade de transferências de calor de 796 Mcal/h.

Foi considerado um trocador de calor do tipo casco-tubo com a disposição horizontal em série com 4 carcaças. Na Figura 8 e 9, na Folha de especificação do trocador de calor, estão expostas as condições necessárias calculadas para o projeto do trocador de calor de fundo da torre de destilação.

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-1			
Descrição			Aquecimento da corrente de fundo			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco-tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AES			
Disposição (horizontal/vertical)			horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			forçada			
Número de carcaças estimadas		Em série ou paralelo?		4		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	1,417*10 <sup>4</sup>		Kg/h	1653,51		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	1		1	0	
Vazão de vapor/gás	0	14170	Kg/h	1653,51	0	Kg/h
Vazão de líquido	14170	0		0	1653,51	
Temperatura	148,6	150,6	°C	180	180	°C
Pressão	1,988	2,039	Kg/cm <sup>2</sup> g	10,197	9,497	Kg/cm <sup>2</sup> g
Perda de pressão permitida	0,7		Kg/cm <sup>2</sup>	0,7		Kg/cm <sup>2</sup>
Coefficiente individual de transmissão de calor	1100		Kcal / h m <sup>2</sup> °C	9950		Kcal / h m <sup>2</sup> °C
Fator de deposição	0,0001		h m <sup>2</sup> °C/ kcal	0,0001		h m <sup>2</sup> °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	826,72					Kcal / h m <sup>2</sup> °C
$\Delta T_{ml}$	30,3890					°C
$F_T$	1					
Calor trocado	0,796					Gcal/h

Figura 8. Folha de especificação dos trocadores de calor.

<b>CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO</b>		
<b>Pressão de projeto</b>	11,997	Kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura de projeto</b>	210	°C
<b>CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR</b>		
<b>Área de troca de calor</b>	31,68	m <sup>2</sup>
<b>Diâmetro dos tubos</b>	¾"/19,25	polegadas/m m
<b>Comprimento dos tubos</b>	20/6096	pés/mm
<b>Espessura dos tubos</b>	16	BWG
<b>Espaçamento entre centro dos tubos</b>	15/16"/23,75	pés/mm
<b>Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômbica)</b>	triangular	
<b>Diâmetro do casco</b>	12/304,8	polegada/mm

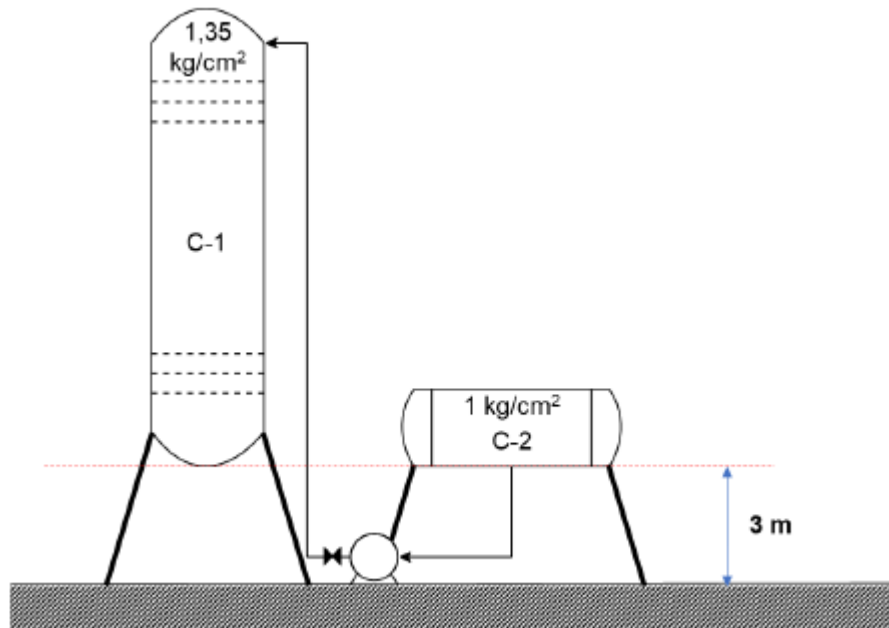
**Figura 9.**Continuação da Folha de especificação dos trocadores de calor.

## 5. Projeto de sistemas de impulsão mecânica

Este exercício tem como objetivo projetar a bomba de refluxo da torre de destilação para separar uma mistura de n-hexano, n-heptano e n-octano.

### 5.1. Parâmetros do projeto

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



**Figura 10.** Esquema do sistema de bombeamento do refluxo.

## 5.2. Pressões

Inicialmente deve-se calcular as pressões de aspiração ( $P_{asp}$ ) e impulsão ( $P_{imp}$ ) que são dadas pelas seguintes equações respectivamente.

$$P_{asp} = P_{c-2} + P_{cota} + P_{nível} - \Delta P_{adm}$$

$$P_{imp} = P_{c-1} + P_{cota} + P_{valv} + \Delta P_{imp}$$

Em que  $P_{c-2}$  a pressão interna do vaso pulmão (C-2) igual a  $1 \text{ kg/cm}^2$ ,  $P_{c-1}$  é a pressão interna da torre de destilação (C-1) igual a  $3,5 \text{ kg/cm}^2$ ,  $P_{cota}$  é a contribuição da carga de cota e  $P_{nível}$  a do nível do líquido.  $P_{valv}$  é a perda de carga associada a válvula,  $\Delta P_{admi}$  a perda de carga associada aos dutos de admissão e  $\Delta P_{imp}$  a perda de carga associada aos tubos de impulsão.

Para o cálculo da perda de carga deve-se estimar os comprimentos dos dutos de aspiração e impulsão pela seguinte equação.

$$L = 1,3 \times H \text{ (diferença de cota)}$$

Sendo que, para o duto de aspiração é considerada a altura em que o vaso pulmão está no solo (cota) e para a admissão a soma da altura de cota e a altura da torre de destilação, visto que o fluido é bombeado no até o topo.

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

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

Calcula-se a perda de carga no duto de aspiração e admissão, sabendo que a perda de pressão no duto de admissão é de  $0,5 \text{ kgcm}^{-2}/\text{km}$  e no de admissão é de  $2 \text{ kgcm}^{-2}/\text{km}$  respectivamente. Os cálculos estão representados nas equações a seguir

$$\Delta P_{asp} = 0,5 \frac{\text{kgcm}^{-2}}{\text{km}} \times 3,9 \text{ m} \frac{1 \text{ km}}{1000 \text{ m}} = 0,00195 \text{ kg/cm}^2$$

$$\Delta P_{imp} = 2 \frac{\text{kgcm}^{-2}}{\text{km}} \times 19,89 \text{ m} \times \frac{1 \text{ km}}{1000 \text{ m}} = 0,03978 \text{ kg/cm}^2$$

A pressão associada a perda de carga da válvula é dada pelo exercício e igual a  $0,1 \text{ kg/cm}^2$ .

A pressão de cota e de nível são calculados pela seguinte equação. Em que  $\rho$  é a densidade mássica da corrente igual a  $616,5 \text{ kg/m}^3$ ,  $g$  é a aceleração da gravidade igual a  $9,81 \text{ m/s}^2$  e  $h$  a altura em metros correspondente a cada situação.

$$P = \rho \times g \times h$$

Então substituindo os valores encontrados, obtém-se as pressões de aspiração e admissão e substitui-se os valores encontrados.

$$P_{asp} = P_{c-2} + P_{cota} + P_{nível} - \Delta P_{adm}$$

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

$$P_{asp} = 1,2139 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

A altura considerada no cálculo da pressão de cota foi de 3m e na do nível do líquido, como o vaso pulmão está deitado foi considerado metade do diâmetro fornecido, ou seja, 0,5m. Para a pressão de impulsão tem-se:

$$P_{imp} = P_{c-1} + P_{cota} + P_{valv} + \Delta P_{imp}$$



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

$$P_{imp} = 2,4333 \frac{kg}{cm^2}$$

Calcula-se então a pressão diferencial ( $\Delta P$ ) dado pela diferença da pressão de impulsão e aspiração.

$$\Delta P = P_{imp} - P_{asp} = 2,4333 - 1,2139 = 1,2194 \frac{kg}{cm^2}$$

A máxima diferença de pressão da bomba a impulsão fechada ou pressão *shut-off* da bomba é dado pela equação:

$$\Delta P_{shut-off} = 1,2 \times \Delta P = 1,2 \times 1,2194 \frac{kg}{cm^2} = 1,4633 \frac{kg}{cm^2}$$

As pressões nas condições máximas de aspiração e admissão deve-se considerar as pressões de operação que podem ser determinadas somando  $1,8kg/cm^2$  ou acrescentar 10% do seu valor em que é considerado o maior valor. Entretanto nenhum dos dois alcançou a pressão mínima de operação convencionada de  $3,5kg/cm^2$ . Logo a pressão de operação ( $P_{op.}$ ) do vaso pulmão e torre de destilação considerada é a pressão mínima somado a pressão atmosférica, isto é  $4,5kg/cm^2$ .

Nas condições máximas, na pressão de nível do líquido a altura considerada no vaso pulmão é igual a seu diâmetro (1 metro), visto que ele está deitado. A pressão de cota e perda de carga do duto de aspiração permanecem iguais, assim a pressão máxima de aspiração ( $P_{asp,máx.}$ ) é dada por:

$$P_{asp,máx.} = P_{op.}(c - 2) + P_{cota} + P_{nível,máx.} - \Delta P_{adm}$$

$$P_{asp,máx.} = \frac{4,35kg}{cm^2} + \left( \frac{616,5kg}{m^3} \times \frac{9,81m}{s^2} \times 3m \times \frac{1kg/cm^2}{98067 N/m^2} \right) \\ + \left( \frac{616,5kg}{m^3} \times \frac{9,81m}{s^2} \times 1m \times \frac{1kg/cm^2}{98067 N/m^2} \right) - 0,00195 \frac{kg}{cm^2}$$

$$P_{asp,m\acute{a}x.} = 4,7447 \frac{kg}{cm^2}$$

E a pressão máxima de impulsão ( $P_{imp,m\acute{a}x.}$ ) é a soma da pressão máxima de aspiração e a pressão do *shut-off*.

$$P_{imp,m\acute{a}x.} = P_{asp,m\acute{a}x.} + \Delta P_{shut-off} = 6,2080 \frac{kg}{cm^2}$$

### 5.3. Vazão

A vazão de operação é fornecida e igual a 13,1 m<sup>3</sup>/h e a vazão do projeto ( $Q_{proj}$ ) é dado por 120% da vazão de operação.

$$Q_{proj} = 1,2 \times 13,1 \frac{m^3}{h} = 15,72 \frac{m^3}{h}$$

E a vazão mínima ( $Q_{mín}$ ) é dada por 60% da vazão de operação.

$$Q_{mín} = 0,6 \times 13,1 \frac{m^3}{h} = 7,86 \frac{m^3}{h}$$

### 5.4. Potência

A partir dos valores de pressão e vazão pode-se calcular a potência elétrica ( $W_e$ ) necessária para essa bomba impulsionar o refluxo da torre de destilação. É dado pela seguinte equação:

$$W_e = \frac{W_h}{\mu e}$$

Em que  $\mu e$  é a potência elétrica cujo valor varia entre 90 e 95% e  $W_h$  é a potência hidráulica que é calculado a partir da potência absorvida ( $W_{abs}$ ) dada pela equação:

$$W_{abs} = \frac{Q_{proj} \times \Delta P_{shut-off}}{27,4} = 15,72 \frac{m^3}{h} \times 6,2080 \frac{kg}{cm^2} \times \frac{1}{27,4}$$

$$W_{abs} = 0,84 CV \times \frac{0,7355 kW}{1 CV} = 0,62 kW$$

Calcula-se a pressão hidráulica por meio da razão da potência absorvida e a eficiência hidráulica que varia em torno de 30 a 60%.

$$W_h = \frac{W_{abs}}{0,3} = \frac{0,62 kW}{0,3} = 1,03 kW$$

Então a potência elétrica é calculada.

$$W_e = \frac{W_h}{\mu e} = \frac{1,03kW}{0,95} = 1,08kW$$

## 5.5. NPSH

O NPSH disponível é considerado a altura da cota de elevação do vaso pulmão e torre de destilação que é igual a 3 metros.

### 5.5.1. Altura diferencial

O cálculo da altura diferencial para o projeto é dado pela seguinte equação em que  $\Delta P$  é a pressão diferencial calculada anteriormente.

$$\Delta h = \frac{\Delta P}{\rho \times g} = 1,219 \frac{kg}{cm^2} \times \frac{98067 \frac{N}{m^2}}{\frac{kg}{cm^2}} \times \frac{1}{616,5 \frac{kg}{m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2}} = 19,77m$$

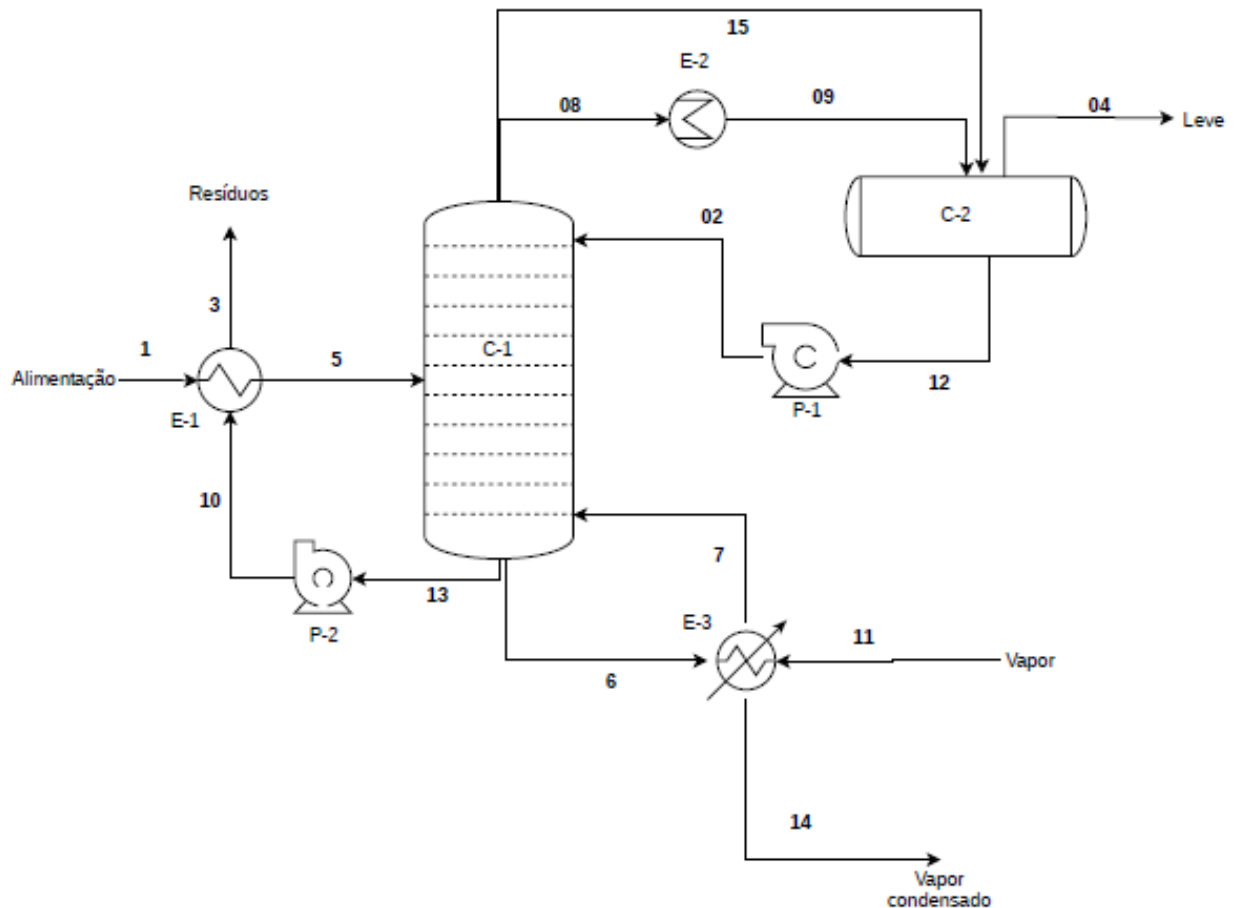
## 6. Projeto de I&C

Neste capítulo foi realizado a instrumentação e controle da planta de destilação.

### 6.1. Instrumentação

#### 6.1.1. Enumeração das tubulações

Inicialmente, enumera-se cada corrente de processo como mostra a Figura 11. Os diagramas foram desenhados no *Visual Paradigm online*.

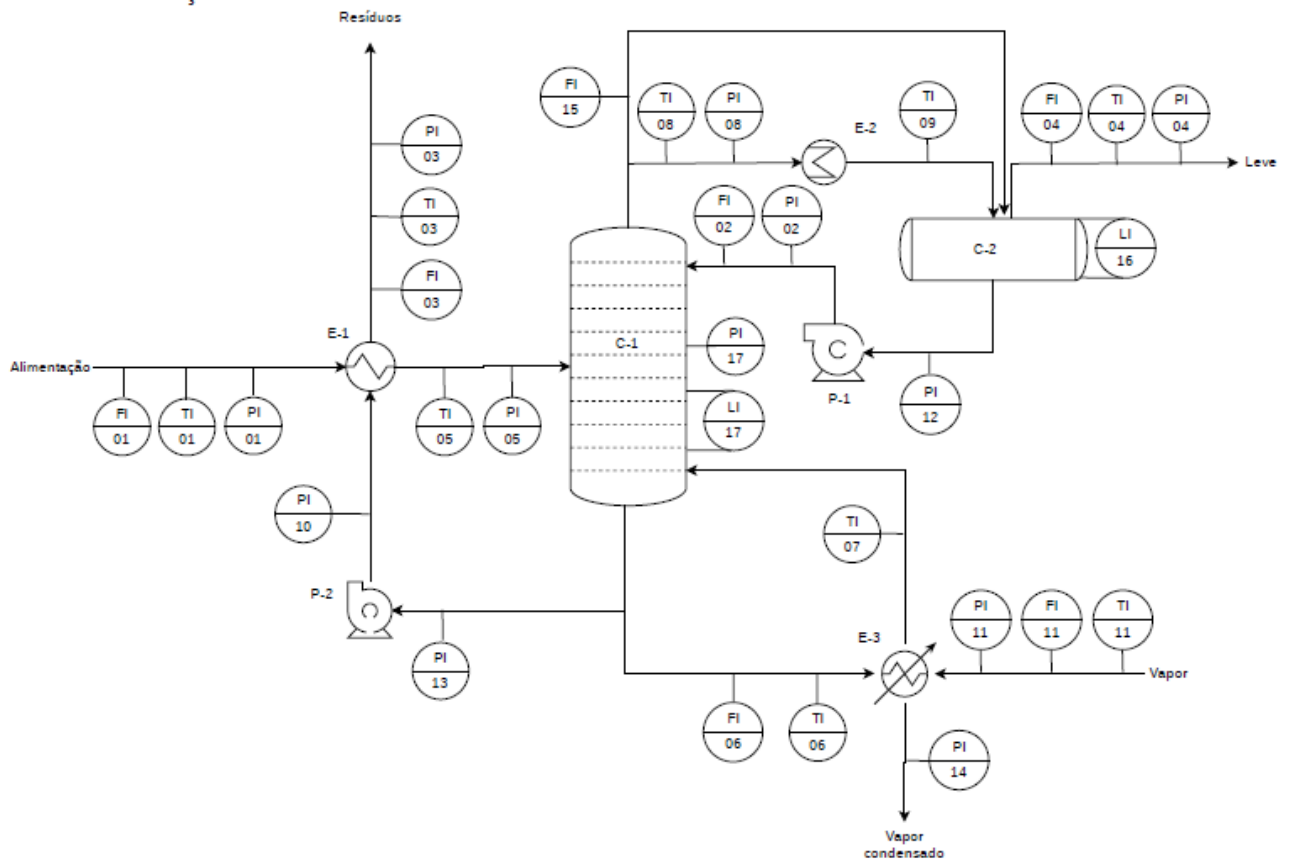


**Figura 11.** Enumeração do planta de destilação.

### 6.1.2. Indicadores

Então são estimados os indicadores de pressão, nível, temperatura e vazão necessários para o controle do processo de destilação.

Os medidores de vazão foram colocados em todas as correntes de processo, nos serviços auxiliares em limite da planta e em unidades que demanda alto consumo energético. Os medidores de temperatura devem ser situados onde há variação de temperatura, isto é, antes e depois de trocadores de calor. Já os medidores de pressão foram ser colocado nos limites de baterias, nos vasos (torre e vaso pulmão) e antes e depois das bombas. Os medidores de níveis estão dispostos nos vasos. O Diagrama da planta com os indicadores de vazão, temperatura, pressão e nível está representado na Figura 12.



**Figura 12.** Diagrama da planta de destilação com os indicadores de fluxo, temperatura, pressão e nível.

A seguir estão as folhas de especificação dos instrumentos de vazão, nível, temperatura e pressão como mostra as Figuras 13, 14, 15 e 16 respectivamente.

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Fase (L, G ou M)	Vazão normal / kg/h
FI-01	1	L	
FI-02	2	L	
FI-03	3	L	
FI-04	4	G	
FI-06	6	L	
FI-11	11	G	
FI-15	15	G	
FC-01	05	L	
FC-02	04	G	
FC-03	03	L	
FC-04	11	G	
FC-05	15	G	
FC-06	02	L	

**Figura 13.** Folha de especificação dos indicadores de vazão.

<b>ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE NÍVEL</b>			
<b>Identificação</b>	<b>Localização (núm. do vaso)</b>	<b>Tipo de interfase (L- L ou L-V/G)</b>	<b>Nível normal / mm</b>
LI-16	C-2	L-V	
LI-17	C-1	L-V	
LC-03	C-1	L-V	
LC-02	C-2	L-V	

**Figura 14.** Folha de especificação dos indicadores de nível.

<b>ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA</b>			
<b>Identificação</b>	<b>Localização (núm. da tubulação ou vaso)</b>	<b>Fase (L, G ou M)</b>	<b>Temperatura normal / °C</b>
TI-01	1	L	
TI-03	3	L	
TI-04	4	G	
TI-05	5	L	
TI-06	6	L	
TI-07	7	G	
TI-08	8	G	
TI-09	9	L	
TI-11	11	G	
TC-04	11	G	

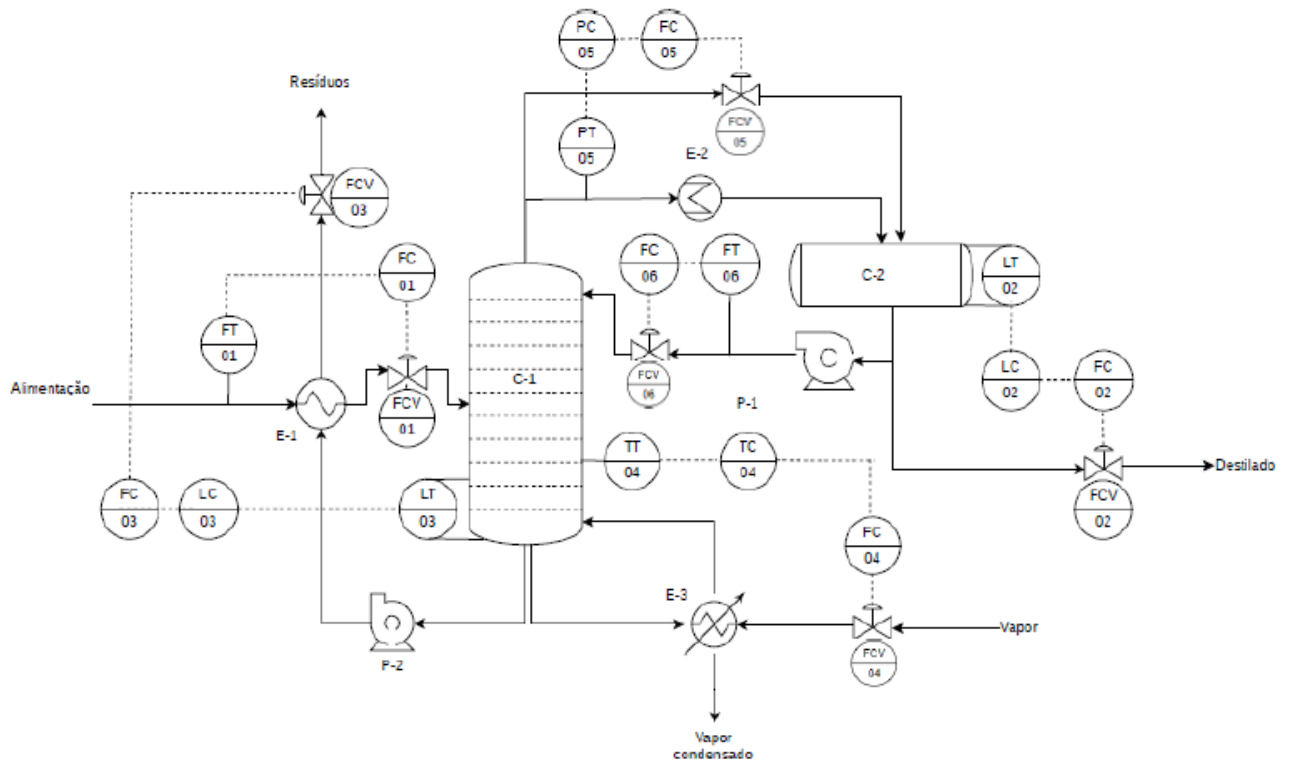
**Figura 15.**Folha de especificação dos indicadores de temperatura

<b>ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO</b>			
<b>Identificação</b>	<b>Localização (núm. da tubulação ou vaso)</b>	<b>Fase (L, G ou M)</b>	<b>Pressão normal / kg/cm<sup>2</sup> g</b>
PI-01	1	L	
PI-02	2	L	
PI-03	3	L	
PI-04	4	G	
PI-05	5	L	
PI-08	8	G	
PI-10	10	L	
PI-11	11	G	
PI-12	12	L	
PI-13	13	L	
PI-14	14	L	
PI-17	C-1	L-V	
PC-05	15	G	

**Figura 16 .**Folha de especificação dos indicadores de pressão.

## 6.2. Laços de controles

O controle da planta realizado na planta foi o controle de carga a planta, controle do refluxo, controle de saída do produto, controle de pressão na coluna e o controle de temperatura em prato. Esses controles estão representados no diagrama (Figura 17) abaixo e descrito de maneira mais detalhado na folha de especificação de laços de controles (Figura 18) e na folha de especificação das válvulas de controle (Figura 19).



**Figura 17.** Diagrama da planta de destilação com os laços de controle.

<b>ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE</b>			
<b>Identificação no diagrama mecânico</b>	<b>Localização (núm. da tubulação ou vaso)</b>	<b>Descrição da ação</b>	<b>Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle)</b>
01	01 e 05	Controle de fluxo de entrada na coluna	Transmissor, controlador e acionador de válvula para o controle de fluxo
02	C-2	Controle de nível de C-2	Transmissor, controlador
02	04	Controle do fluxo do destilado	Controlador e acionador de válvula para o controle de nível por meio do controle de fluxo do destilado.
03	C-1	Controle de nível de C-1 por meio do	Transmissor, controlador
03	03	Controle do fluxo dos resíduos	Controlador e acionador de válvula para o controle de nível por meio do controle de fluxo.
04	C-1	Controle da temperatura do vaso C-1	Transmissor, controlador
04	11	Controle de fluxo do vapor	Controlador e acionador de válvula de fluxo para o controle de temperatura.
05	08	Controle da pressão do topo de C-1	Transmissor, controlador
05	15	Controle do fluxo da corrente da tubulação 15	Controlador e acionador da válvula de fluxo para o controle de pressão
06	02	Controle do refluxo do vaso C-1	Transmissor, controlador e acionador de válvula para o controle de fluxo

**Figura 18.**Folha de especificação dos laços de controle.



<b>ESPECIFICAÇÕES VÁLVULAS DE CONTROLE</b>				
<b>Identificação no diagrama mecânico</b>	<b>Localização (núm. da tubulação)</b>	<b>Vinculada ao laço de controle</b>	<b>Vazão normal do fluido circulante</b>	<b>Ação à falha no ar (abrir ou fechar completamente)</b>
FCV-01	05	01		Fechar completamente
FCV-02	04	02		Fechar completamente
FCV-03	03	03		Fechar completamente
FCV-04	11	04		Fechar completamente
FCV-05	15	05		Abrir completamente
FCV-06	02	06		Abrir completamente

**Figura 19.** Folha de especificação das válvulas de controle da planta de destilação.

## **7. Considerações finais**

Este trabalho abordou o projeto das principais unidades para construção e operação de uma planta de destilação, isto é, foram estimados os principais parâmetros técnicos e econômicos.

Por meio dos exercícios realizado nas disciplinas de Projetos de Engenharia Química 1 e Projetos de Engenharia Química 2 foi possível aplicar a teoria aprendida em sala de aula do curso de Engenharia Química como o de fenômenos de transporte, das operações unitária, simulação de processo, instrumentação e controle de processo.

## 8. Referências

SINNOTT, R.; TOWLER, G. Chemical Engineering Design: SI Edition. 6ª ed. Butterworth-Heinemann. 2020.

KAISER, M. J.; KLERK, A. de; GARY, J. H. ; HANDWERK, G. E. . **Petroleum Refining: Technology, Economics, and Markets**. 6ª ed. CRC Press. 2019.

PERRY R. H.; Perry's Chemical Engineers Handbook. 7ª edição. 1997.

KERN D. K.; Process Heat Transfer. International Student Edition. 1983.