



TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

**PROJETO DE UMA TORRE DE DESTILAÇÃO
PARA UMA MISTURA DE XILENOS
E COMPOSTOS AROMÁTICOS**

Jordana Carol de Oliveira Reis

Mariana Esper Pinheiro

Raíssa Abrantes Camargos

Brasília, Novembro de 2021

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
INSTITUTO DE QUÍMICA

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
Instituto de Química
Graduação em Engenharia Química

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

**PROJETO DE UMA TORRE DE DESTILAÇÃO
PARA UMA MISTURA DE XILENOS
E COMPOSTOS AROMÁTICOS**

Jordana Carol de Oliveira Reis

Mariana Esper Pinheiro

Raíssa Abrantes Camargos

*Trabalho de conclusão de curso submetido ao Instituto de Química
como requisito parcial para obtenção do grau de Engenheiro Químico*

Orientador: Prof. Dr. José Joaquin Linares León

Brasília, Novembro de 2021

Dedicatórias

À Deus e a minha família, dedico este trabalho como forma de gratidão por todos estes anos sempre me apoiam e incentivando a ser uma pessoa melhor todos os dias.

Jordana Carol de Oliveira Reis

À minha família, que tornou tudo isso possível, e a todos os meus professores, desde o jardim de infância, que me formaram e me capacitaram.

Mariana Esper Pinheiro

Aos meus pais, que tanto admiro, dedico o resultado do esforço realizado ao longo deste percurso. Não há exemplo maior de dedicação do que o da nossa família.

Raíssa Abrantes Camargos

Agradecimentos

Deus sempre esteve à frente de tudo em minha vida, e por isso agradeço por esta grandiosa conquista, e por poder comemorar com minha mãe, Cláudia, e a minha vó, Martha, que nunca mediram esforços para o meu melhor e que eu pudesse sonhar grande. Ao meu amado, Lucas, que me apoia e incentiva todos os dias, e a minha pequena Eduarda, alegria da minha vida. Ao professor José Joaquin que sempre admirei por sua dedicação a tudo que se compromete. À Universidade de Brasília que nestes anos de graduação me proporcionou a estrutura necessária para que pudesse crescer academicamente e pessoalmente. Obrigada à todos por terem acreditado em mim. Avante!

Jordana Carol de Oliveira Reis

Em primeiro lugar, agradeço a Deus por estar sempre ao meu lado, independentemente de qualquer situação. Sem ele, eu não estaria onde estou, independentemente dos meus esforços. Em segundo, agradeço imensamente aos meus pais, Zeiza e Augusto, visto que, sem eles, eu não estaria de pé até agora. Agradeço também à minha vó Maria Aparecida, pelos inúmeros conselhos, carinhos e colos. Não posso deixar de agradecer aos meus tios Keila e César, que também sempre me ajudaram. Ao meu primo Arthur, que se tornou meu parceiro e meu irmão. Agradeço imensamente aos meus padrinhos Marília e Pedro Henrique, e aos meus primos Fernanda e Marcelo, que foram alicerces da minha vida acadêmica e sempre serão fundamentais em toda a minha vida. Além da minha família de sangue, também quero agradecer à minha família LIMA, LudEQ e PET. Aos meus professores, orientadores e mentores Ingrid Weber, que me aturou desde o meu primeiro dia na UnB até o último, Eduardo Cavalcanti, que me mostrou o maravilhoso mundo dos jogos e atividades lúdicas, e Elaine Maia, que me levou pro PET-Química por livre e espontânea pressão. Agradeço também aos meus ex-chefes, e amigos, da Polícia Federal, que me acolheram como família e me ensinaram muito mais do que qualquer estágio poderia ensinar. Por último, gostaria de agradecer à todos os meus colegas e amigos da UnB, fundamentais do início ao fim, que levarei no meu coração por toda a vida.

Mariana Esper Pinheiro

Agradeço primeiramente a Deus, pela minha vida, e por me guiar durante todos os obstáculos ao longo do curso. Agradeço a minha família, meu pai Martinho e a minha mãe Veilza, por sempre me apoiarem, por serem a minha base e meu porto seguro. Agradeço também a todos os que me ajudaram ao longo desta caminhada, em especial, ao meu namorado Frederico, que sempre esteve do meu lado nos momentos mais difíceis, e aos meus amigos do coração Gustavo, Ingrid, Letícia e Paula. Por último, mas não menos importante, gostaria de agradecer aos colegas e professores da minha graduação, que foram de grande relevância na minha formação acadêmica, profissional e pessoal.

Raíssa Abrantes Camargos

RESUMO

O projeto consiste na realização de engenharia de processo de uma unidade de separação de uma mistura dos três isômeros de xileno juntamente com pequenas frações de etilbenzeno e n-propilbenzeno, com a finalidade de apresentar a otimização econômica. Os processos de estudo foram simulados utilizando o software Aspen HYSYS ® e a partir dos dados gerados foi possível dimensionar e calcular os custos dos equipamentos e serviços utilizados, e assim a realização das folhas de especificações para unidade projetada.

Palavras-chave: xilenos, torre de destilação, engenharia de processos.

ABSTRACT

The project consists of carrying out the process engineering of a separation unit of a mixture of the three xylene isomers together with small fractions of ethylbenzene and n-propylbenzene, with an equipment that presents an economical economy. The study processes were simulated using the Aspen HYSYS® software and from the data generated it was possible to dimension and calculate the costs of the equipment and services used, and thus the realization of specification sheets for the projected unit.

Keywords: xylenes, distillation tower, process engineering.

LISTA DE FIGURAS

2.1	Diagrama simplificado do processo.	2
3.1	Progressão dos custos da torre de destilação com relação ao número de pratos.....	10
4.1	Progressão dos custos do vaso pulmão com relação a massa.	15
5.1	Progressão dos custos do condensador com relação a área de troca.....	18
5.2	Progressão dos custos do refeedor com relação a área de troca.....	20
6.1	Progressão de custos da bomba de refluxo com relação à altura de impulsão.	24
7.1	Controle de alimentação.	25
7.2	Controle de topo.	26
7.3	Controle de fundo.	27
7.4	Operação manual e controle de emergência.....	29
7.5	Diagrama mecânico.	30
8.1	Progressão dos custos operacionais de cada caso estudado.	34
9.1	Progressão dos custos totais das plantas de cada caso estudado.....	35

LISTA DE TABELAS

3.1	Composições da alimentação	3
3.2	Valores para o projeto da torre de destilação.....	10
4.1	Valores de vazão de líquido e de volumes útil e total para o vaso pulmão.....	12
4.2	Valores de L/D para pressões de operação para o vaso pulmão	12
4.3	Valores estimados do diâmetro mínimo e real para o vaso pulmão.....	13
4.4	Valores de espessura e peso para o vaso pulmão.....	14
4.5	Valores dos parâmetros para custo para o vaso pulmão	14
4.6	Valores de custos e investimento para o vaso pulmão	15
5.1	Valores da estimativa da área de troca térmica do condensador	17
5.2	Parâmetros para o cálculo do custo trocador de calor casco-tubo (1)	17
5.3	Valores estimados do custo do condensador	18
5.4	Valores da estimativa da área de troca térmica do refeedor.....	19
5.5	Parâmetros para o cálculo do custo trocador de calor do tipo casco-tubo. (1).....	19
5.6	Valores estimados do custo do refeedor	20
6.1	Valores para projetos da bomba de refluxo	24
8.1	Estimativa de custos do vapor de aquecimento.....	32
8.2	Estimativa de custos da água da refrigeração.	32
8.3	Estimativa do custo do consumo elétrico.	33
8.4	Estimativa do custo de operação anual da planta	33
9.1	Custos totais da planta para cada caso.....	35
11.1	Folha de especificação - Corrente de alimentação	38
11.2	Folha de especificação - Corrente de destilado.....	39
11.3	Folha de especificação - Corrente de resíduo	40
11.4	Folha de especificação - Corrente de refluxo de topo	41
11.5	Folha de especificação - Corrente de refluxo de fundo	42
11.6	Folha de especificação - Torre de destilação	43
11.7	Folha de especificação - Vaso pulmão	44
11.11	Folha de especificação - Tubulação 16” -P-100-H	45
11.8	Folha de especificação - Bomba de refluxo de topo	46
11.9	Folha de especificação - Condensador	47
11.10	Folha de especificação - Refeedor	48
11.12	Folha de especificação - Tubulação 8” -P-120-H	49
11.13	Folha de especificação - Tubulação 8” -P-124-H	50
11.14	Folha de especificação - Tubulação 3” -C-122-H.....	51

11.15 Folha de especificação - Tubulação 16" -AR-123-H.....	52
11.16 Folha de especificação - Tubulação 8" -C-121-H.....	53
11.17 Folha de especificação - Tubulação 8" -c-125-H	54
11.18 Folha de especificação - Tubulação 8" -C-126-H.....	55
11.19 Folha de especificação - Tubulação 8" -P-130-H	56
11.20 Folha de especificação - Tubulação 2" -P-132-H	57
11.21 Folha de especificação - Tubulação 8" -P-131-H	58
11.22 Folha de especificação - Tubulação 16" -V-133-H	59

LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolos

$Q_{Destilado}$	Vazão volumétrica do destilado	[km ³ /h]
$Q_{Residuo}$	Vazão volumétrica do resíduo	[km ³ /h]
Q_{Maxima}	Vazão volumétrica máxima	[km ³ /h]
$Q_{Liq\ desc}$	Vazão volumétrica de liquido descendo	[km ³ /h]
$Q_{Refluxo}$	Vazão volumétrica de refluxo	[km ³ /h]
Q_{Pulmao}	Vazão volumétrica do pulmão	[km ³ /h]
\dot{Q}_{Vapor}	Vazão mássica de vapor	[kmol/h]
ρ	Densidade	[kmo/m ³]
ρ_L	Densidade do liquido	[kmo/m ³]
ρ_G	Densidade de vapor	[kmo/m ³]
v_{limite}	Velocidade limite	[m/s]
S_{minima}	Seção transversal mínima	[m ²]
D_{minimo}	Diâmetro mínimo	[m ²]
$V_{liq\ desc}$	Volume de liquido descendo	[m ³]
$V_{acumulado}$	Volume acumulado	[m]
V_{util}	Volume útil	[m ³]
V_{total}	Volume total	[m ³]
$h_{acumulado}$	Altura de fluido acumulado	[m]
h_{normal}	Altura normal	[m]
$h_{acumulado}$	Altura acumulado	[m]
$h_{liq\ desc}$	Altura de liquido descendo	[m]
h_{torre}	Altura da torre	[m]
h_{pratos}	Altura dos pratos	[m]
h_{fundo}	Altura do fundo	[m]
h_{topo}	Altura do topo	[m]
$h_{impulsao}$	Altura de impusão	[m]
$h_{admissao}$	Altura de admissão	[m]
CA	Sobre espessura de corrosão	[cm]
e	Espessura	[cm]
W	Peso	[kg]
C_{torre}	Custo da torre	[Dólares]
C_{pratos}	Custo dos pratos	[Dólares]
C_{vp}	Custo do vaso pulmão	[Dólares]
C_c	Custo do condensador	[Dólares]
C_r	Custo do refeedor	[Dólares]

C_{motor}	Custo do motor	[Dólares]
$C_{carcaca}$	Custo do carcaça	[Dólares]
C_{bomba}	Custo do bomba	[Dólares]
C_v	Custo de vapor	[Dólares]
C_A	Custo de água	[Dólares/h]
C_E	Custo de eletricidade da bomba	[Dólares/h]
C_{OP}	Custo de operação total	[Dólares/h]
I	Investimento	[Dólares]
Y	Soma de investimento	[Dólares]
τ	Tempo	[min]
L	Comprimento	[m]
D	Diâmetro	[m]
L_{minimo}	Comprimento mínimo	[m]
D_{minimo}	Diâmetro mínimo	[m]
L_{real}	Comprimento real	[m]
D_{real}	Diâmetro real	[m]
P_D	Pressão do desenho	[kg/²]
$P_{admissao}$	Pressão de admissão	[kg/²]
$P_{impulsao}$	Pressão do impulsão	[kg/²]
P_{topo}	Pressão do topo	[kg/²]
P_{torre}	Pressão do torre	[kg/²]
A	Área de troca térmica	[m²]
A_{topo}	Área de troca térmica do topo	[m²]
A_{fundo}	Área de troca térmica do fundo	[m²]
T_D	Temperatura da corrente de destilado	[°C]
T_{RefE}	Temperatura de entrada	[°C]
T_{RefS}	Temperatura de saída	[°C]
T_{ML}	Temperatura média logarítmica	[°C]
U_{topo}	Coefficiente global do topo	[°C]
U_{fundo}	Coefficiente global do fundo	[°C]
$Q_{L,vap}$	Calor latente de vapor	[kcal/t]
Q_{topo}	Calor trocado no topo	[kcal/h]
Q_{fundo}	Calor trocado no fundo	[kcal/h]
C_{pa}	Capacidade calorífica	[kcal/KgC]
g	Gravidade	[m/s²]
P_{util}	Potência útil	[W]
P_{abs}	Potência absorvida	[W]
P_{elet}	Potência elétrica	[W]
f_v	Custo vapor de média pressão	[/t]
f_a	Custo água de refrigeração	[/m³]

Grupos Adimensionais

k	Constante equação de York
π	pi
N_{pratos}	Número de pratos
St	Maximum allowable stresses

Siglas

LLL	Lower liquid level
NLL	Normal liquid level
HLL	High liquid level
$USGC$	Dolares Gulf Coast
$CEPCI$	Chemical Engineering Plant Cost Index

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	1
2	METODOLOGIA	2
3	PROJETO DA TORRE DE DESTILAÇÃO	3
4	PROJETO DO VASO PULMÃO	11
5	PROJETO DO SISTEMA DE TROCA DE CALOR	16
5.1	CONDENSADOR	16
5.2	REFERVEDOR	18
6	PROJETO DA BOMBA DE REFLUXO	21
7	LAÇOS DE CONTROLE	25
7.1	CONTROLE DE ALIMENTAÇÃO	25
7.2	CONTROLE DE TOPO	25
7.3	CONTROLE DE FUNDO	26
7.4	CONTROLE DE SEGURANÇA	27
7.5	OPERAÇÃO MANUAL	28
7.6	DIAGRAMA MECÂNICO	29
8	CUSTOS OPERACIONAIS	31
8.1	VAPOR DE MÉDIA PRESSÃO	31
8.2	FLUIDO REFRIGERANTE (ÁGUA)	32
8.3	ELETRICIDADE DA BOMBA DE REFLUXO	32
8.4	CUSTO DE OPERAÇÃO TOTAL	33
9	CUSTOS TOTAIS	35
10	CONCLUSÃO	37
11	ANEXOS	38
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	60

1 INTRODUÇÃO

Dentre os compostos orgânicos encontrados no petróleo há aqueles chamados de benzênicos, sendo eles o benzeno, tolueno, etil-benzeno e isômeros de xilenos, os quais possuem alto valor de mercado, e, portanto, de interesse sua separação e purificação para a indústria petroquímica e indústrias de segunda geração (tintas, solventes, plásticos, produtos de limpeza doméstica, explosivos etc.). (2)

Os xilenos podem ser encontrados como quatro isômeros C_8 diferentes: para-xileno, orto-xileno, meta-xileno e etilbenzeno. Uma pequena quantidade de xilenos é aplicada diretamente em solventes, todavia a maioria dos xilenos são processados dentro do complexo para a produção de um ou mais isômeros individuais. O isômero com maior valor acrescentado é o para-xileno, cuja utilização é quase exclusiva à produção de fibras poliéster, resinas e filmes. O orto-xileno é usado para a produção de anidrido ftálico, conhecido como plastificante. É de salientar que o benzeno pode ser obtido através da produção de para-xileno, dependendo da tecnologia utilizada. (2)

Esses fatores resultam no alto interesse no estudo da engenharia de processos para a otimização dos projetos para a destilação destes compostos, pois a separação de isômeros é um processo muito caro se feito de forma convencional, por conta das altas taxas de refluxo e estágios teóricos, necessários para a separação. A destilação extrativa, então, torna-se a alternativa mais atraente para destilação de compostos com pontos de ebulição próximos, como é o caso dos isômeros. Essa técnica é basicamente a inclusão de um solvente que terá como função aumentar a volatilidade relativa entre os isômeros. (3)

As primeiras etapas da engenharia de processos servem como indicadores de custo em etapas preliminares (ou conceituais) do projeto. Elas são desenvolvidas com o de conhecimento da engenharia de detalhe e servem para apresentar a um cliente ou grupo de investidores uma primeira perspectiva do custo do projeto. Bons softwares de estimativas de custos de equipamentos são caros, e muitas vezes para uma estimativa inicial é pertinente usar correlações de custo com o fim de auxiliá-lo em uma possível tomada de decisão.

Na análise econômica de projetos químicos é muito comum que haja um balanço econômico (trade-off) entre os custos de capital e os de produção. Um exemplo, é o aumento do rendimento em uma coluna de destilação, ao operar-se com uma razão de refluxo maior será obtida uma coluna de menor tamanho (menor número de estágios), por outro lado, o gasto com utilidades e com os trocadores calor de calor serão maiores. Dessa forma, devesse buscar um ponto intermediário que permita operar-se o equipamento de forma satisfatória. A otimização é uma ferramenta em potencial para resolver este tipo de problema, o problema é que muitas dessas soluções não apresentam verossimilhança do ponto de vista da engenharia, ou seja, podem ser respostas numéricas “ótimas” mas ao serem considerados elementos como layout ou operação são inviáveis.

2 METODOLOGIA

A metodologia utilizada para o desenvolvimento deste projeto consiste no dimensionamento físico e das condições de operações necessárias baseados nos parâmetros de simulação realizadas no Aspen HYSYS[®], como as vazões volumétricas, pressões, número de pratos e entre outros. Os custos da torre de destilação e do vaso pulmão são baseados no peso destes equipamentos, enquanto para o refeedor e condensador os custos estão relacionados com as áreas de troca térmica e para a bomba, o custo está relacionado com a potência elétrica e a vazão de refluxo. Esses valores então serão atualizados para cotação mais recente, e comparados por um gráfico de progressão. Por fim, serão preenchidas as folhas de especificação para o melhor projeto.

A Figura 2.1 representa o diagrama simplificado do processo.

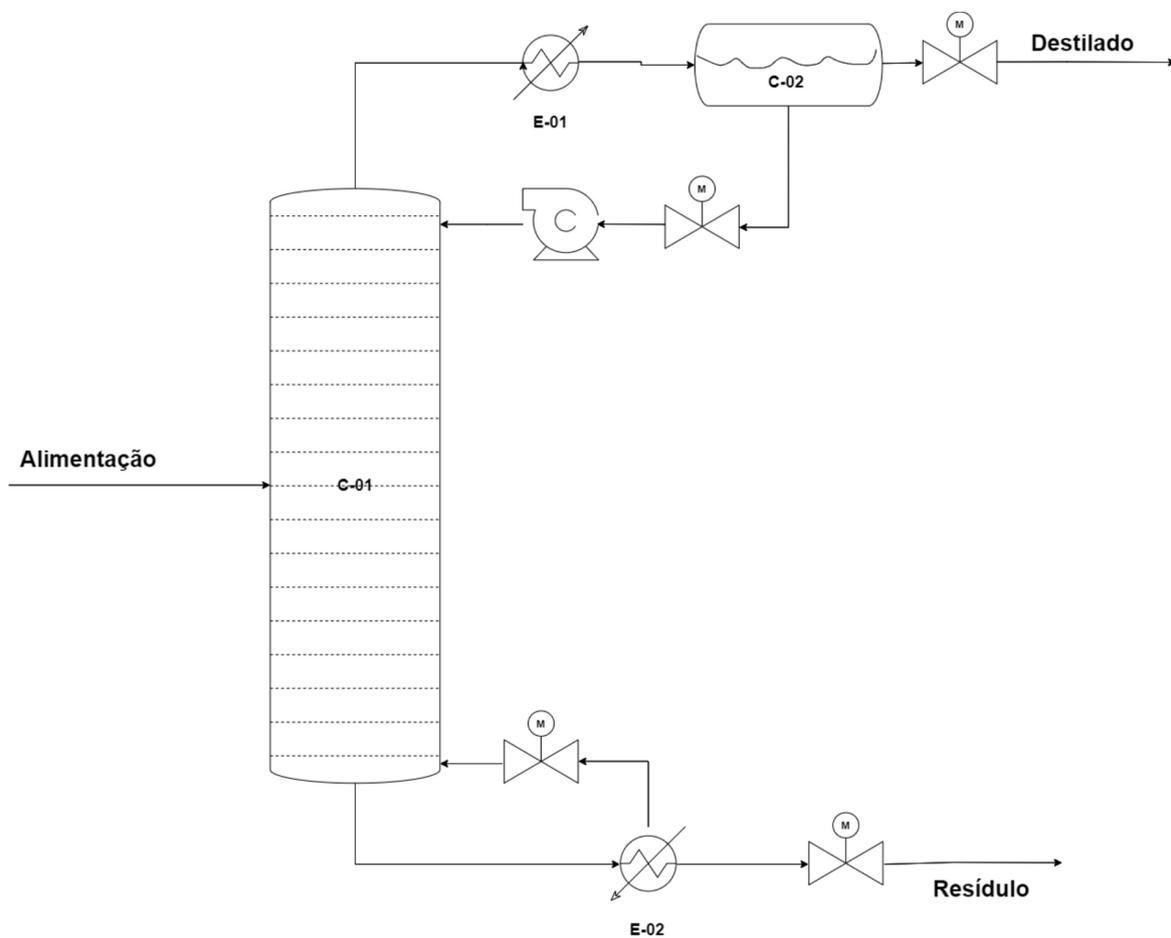


Figura 2.1: Diagrama simplificado do processo.

3 PROJETO DA TORRE DE DESTILAÇÃO

A alimentação é realizada pelo vaso C-1, e é constituída pela mistura de xilenos (o-xileno, m-xileno e p-xileno), junto com etilbenzeno e n-propilbenzeno, dados na tabela 1. O alimento se introduz na torre a uma pressão de 1,267 kg/cm² absolutos e 150 °C, com uma vazão de 5000 kg/h. O produto de topo da coluna é condensado totalmente no condensador E-01, e é retornado ao acumulador C-02. A bomba P01 envia parte do condensado à coluna como refluxo de topo e o restante como produto da destilação. No fundo da coluna, parte do líquido acumulado é aquecido no refeedor E-02 para ser vaporizado e devolvido à torre como refluxo de fundo, enquanto a outra parte constitui a corrente de p-xileno que é o produto de fundo (resíduo).

Tabela 3.1: Composições da alimentação

Composto	Fração molar
p-xileno	22,1
m-xileno	48,8
o-xileno	21,2
Etilbenzeno	5,4
n-propilbenzeno	2,5

As simulações foram realizadas consideradas como produto de topo m-xileno com composição de 99,8% de pureza, enquanto o produto de fundo igual a p-xileno com 96,2% de pureza.

A torre pode ser dividida em duas seções ou zonas, a seção de enriquecimento ou retificação, sendo a superior ao prato de entrada, que deve ter maior fração de vapor, e a seção de esgotamento, inferior ao prato de entrada com a maior fração de líquido. Para evitar o arraste de vapor é preciso conhecer qual seção será limitante, ou seja, a seção que tiver maior vazão volumétrica será utilizada para os valores de velocidade limite e seguinte o diâmetro. A vazão volumétrica será calculada pela seguinte equação:(4)

$$Q_{\text{destilado}} = \frac{\dot{Q}_{\text{vapor}} \left[\frac{\text{kmol}}{h} \right]}{\rho \left[\frac{\text{kmol}}{m^3} \right]} \quad (3.1)$$

$$Q_{\text{destilado A}} = \frac{401 \left[\frac{\text{kmol}}{h} \right]}{0,0372 \left[\frac{\text{kmol}}{m^3} \right]} \quad (3.2)$$

$$Q_{\text{destilado A}} = 10,77 \frac{km^3}{h} \quad (3.3)$$

Para a seção de esgotamento utilizando a equação (3):

$$Q_{\text{resíduo}} = \frac{\dot{Q}_{\text{liquido}} \left[\frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right]}{\rho \left[\frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} \right]} \quad (3.4)$$

$$Q_{\text{resíduo A}} = \frac{354,1 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right]}{0,0366 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} \right]} \quad (3.5)$$

$$Q_{\text{resíduo A}} = 9,67 \frac{\text{km}^3}{\text{h}} \quad (3.6)$$

Comparando os valores entre a seção de enriquecimento e esgotamento, observamos que a então a seção limite será a seção de enriquecimento, por apresentar vazões volumétricas maiores. A velocidade limite então será dada pela equação de York. Sendo k uma constante igual a $0,23$, ρ_l a densidade do líquido igual a $746,7 \text{ kg/m}^3$ e ρ_G a densidade do vapor igual a $3,948 \text{ kg/m}^3$, que será dada por unidades britânicas, e usando o fator de correção $0,3048$ para unidade de m/s . Estes valores serão iguais para os quatro casos das torres, sendo a velocidade limite $0,9615 \text{ m/s}$.

$$v_{\text{limite}} = k \cdot \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_G}{\rho_G}} \quad (3.7)$$

$$v_{\text{limite A}} = 0,23 \cdot \sqrt{\frac{746,7 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 3,948 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{3,948 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}} \cdot 0,3048 = 0,9615 \frac{\text{m}}{\text{s}} \quad (3.8)$$

Para determinação dos diâmetros, realizamos a conversão de unidades da vazão volumétrica de m^3/h para m^3/s . A área da seção transversal mínima então será calculada pela razão entre a vazão volumétrica pela velocidade limite, pelas seguintes equações:

$$S_{\text{mínima A}} = \frac{Q_{\text{maximo}}}{v_{\text{limite}}} \quad (3.9)$$

$$S_{\text{mínima A}} = \frac{2,99 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,962 \frac{\text{m}}{\text{s}}} \quad (3.10)$$

$$S_{\text{minima A}} = 3,11 \text{ m}^2 \quad (3.11)$$

Por fim, podemos encontrar os diâmetros mínimos para as torres tendo as áreas de seção transversal pela fórmula da área. Como forma de obter uma margem de segurança, o diâmetro mínimo utilizado será acrescido um valor de 20% ao valor encontrado, sendo agregada a fórmula do diâmetro mínimo a multiplicação por 1,2 para garantir a margem de segurança.

$$D_{\text{minimo}} = \sqrt{\frac{4 \cdot S_{\text{minimo}}}{\pi}} \cdot 1,2 \quad (3.12)$$

$$D_{\text{minimo A}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,11}{\pi}} \cdot 1,2 = 2,4 \text{ m} \quad (3.13)$$

A corrente de fundo é dada pela corrente do resíduo, então o valor de líquido acumulado será dado pela vazão volumétrica de resíduo. Adotaremos um tempo de retenção de 5 minutos para nível inferior, que é *holdup time*, tempo em que levaria ao nível do vaso esvaziar-se desde NLL até LLL com a saída do vaso operativa, enquanto não há alimentação, e de 2 minutos para nível superior, *surge time*, tempo que levaria ao nível do vaso ascender desde NLL até HLL com a saída do vaso bloqueada e a entrada plenamente operativa. Essa escolha se justifica pois definimos que a bomba está alimentando outro tanque.

$$V_{\text{acumulado}} = \frac{Q_{\text{residuo}}}{60 \text{ min/h}} \cdot 5 \text{ min} \quad (3.14)$$

$$V_{\text{acumulado A}} = \frac{1,491 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{60 \text{ min/h}} \cdot 5 \text{ min} = 0,12425 \text{ m}^3 \quad (3.15)$$

$$h_{\text{acumuado}} = \frac{V_{\text{acumulado}}}{\frac{\pi}{4} D^2} \quad (3.16)$$

$$h_{\text{acumuado A}} = \frac{0,12425 \text{ m}^3}{\frac{\pi}{4} 2,4^2} \quad (3.17)$$

$$h_{\text{acumulado A}} = 0,0275 \text{ m} \quad (3.18)$$

Dada a tabela de nível de líquido, para compreendermos quais considerações deveremos tomar para encontrar a altura de fundo precisamos dos valores dos diâmetros em pés e a pressão em psi. Para a torre A o diâmetro será de 7,9 pés, o que significa 8 pés, e a pressão menor do que 300 psi. O nível inferior de líquido então será 15 in, ou seja, 0,381 m.

$$h_{\text{normal A}} = 0,381 \text{ m} + 0,0275 \text{ m} \quad (3.19)$$

$$h_{\text{normal A}} = 0,4085 \text{ m} \quad (3.20)$$

Se a saída está bloqueada, e a entrada estiver totalmente aberta, teremos uma vazão volumétrica de líquido descendo, igual a:

$$Q_{\text{liquido descendo}} = \frac{\dot{Q}_{\text{liquido}}}{\rho \left[\frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} \right]} \quad (3.21)$$

$$Q_{\text{liquido descendo A}} = \frac{364,5 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}}{7,029 \frac{\text{kgmol}}{\text{m}^3}} \quad (3.22)$$

$$Q_{\text{liquido descendo A}} = 51,87 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \quad (3.23)$$

$$V_{\text{liquido descendo}} = \frac{Q_{\text{residuo}}}{60 \text{min/h}} \cdot 2 \text{ min} \quad (3.24)$$

$$V_{\text{liquido descendo A}} = \frac{51,87 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{60 \text{min/h}} \cdot 2 \text{ min} = 1,729 \text{ m}^3 \quad (3.25)$$

$$h_{\text{liquido descendo}} = \frac{V_{\text{liquido descendo}}}{\frac{\pi}{4} D^2} \quad (3.26)$$

$$h_{\text{liquido descendo A}} = \frac{1,729 \text{ m}^3}{\frac{\pi}{4} 2,4^2} \quad (3.27)$$

$$h_{\text{liquido descendo A}} = 0,382 \text{ m} \quad (3.28)$$

A altura máxima então será a somatória entre a altura mínima e a altura normal.

$$h_{\text{torre A}} = 0,382 \text{ m} + 0,4085 \text{ m} \quad (3.29)$$

$$h_{\text{torre A}} = 0,7905 \text{ m} \quad (3.30)$$

O próximo passo é encontrar a altura da torre. O espaçamento entre os pratos será considerado de 0,46 cm, enquanto o topo e o fundo terão valor de 0,91 cada. A simulação nos fornece para o caso que chamaremos de A o total 272 pratos e alimentação no prato 89. A altura da torre então será determinada pela equação (1). Os valores para as demais simulações, B, C e D, estão apresentados na tabela 1.

$$h_{\text{Torre}} = 3.h_{\text{topo}} + (N_{\text{pratos}} - 2).h_{\text{pratos}} + h_{\text{fundo}} \quad (3.31)$$

$$h_{\text{Torre A}} = 3.0,91 \text{ m} + (272 - 2).0,46 \text{ m} + 0,7905 \text{ m} \quad (3.32)$$

$$h_{\text{Torre A}} = 127,72 \text{ m} \quad (3.33)$$

As espessuras das paredes da coluna são determinadas pela pressão de desenho P_D sendo adotada igual a 3,5 kg/cm², diâmetro da torre, espessura de corrosão (CA=3) e por propriedades

do material utilizado, S_t e E , que são respectivamente, 1055 e 0,85, para o aço carbono que será utilizado, a pressão e temperatura moderada.

$$e = \frac{P_D \frac{D}{2} * 1000}{S_t E - 0,6 P_D} + 3 \quad (3.34)$$

$$e_A = \frac{3,5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \frac{240 \text{ cm}}{2} * 1000}{1055 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 3,5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}} + 0,3 \text{ cm} \quad (3.35)$$

$$e_A = 4,7 \text{ cm} \quad (3.36)$$

O peso do material utilizado na construção da torre (W) foi calculado utilizando-se o diâmetro, a altura e a espessura da torre, bem como um fator de complexidade X . Como se trata de casos complexos, esse fator assumirá um valor de 4.

$$W = 24,6 D \cdot (h_{\text{torre}} + 0,8 \cdot D) \cdot (e + X) \quad (3.37)$$

$$W_A = 24,6 \cdot 2,4 \text{ m} \cdot (127,72 \text{ m} + 0,8 \cdot 2,4 \text{ m}) \cdot (4,7 \text{ cm} + 4) \quad (3.38)$$

$$W_A = 6762,326107 \text{ kg} \quad (3.39)$$

Conhecendo os pesos, é possível calcular o custo das torres e os pratos, sendo o custo do material da torre, em dólares Gulf Coast de 2007, já o custo dos pratos depende do diâmetro da torre e do número de pratos. O investimento corresponde ao custo final de fabricação da coluna e dos pratos. Por se tratar de uma operação com fluidos, o investimento corresponde ao custo multiplicado por um fator de 4,74.

$$C_{\text{torre}} (\text{USGC2007}) = -400 + 230 \cdot W^{0,6} \quad (3.40)$$

$$C_{\text{torre A}} (\text{USGC2007}) = -400 + 230.6762, 326107^{0,6} \quad (3.41)$$

$$C_{\text{torre A}} (\text{USGC2007}) = 45286, 24898 \text{ dolares} \quad (3.42)$$

$$C_{\text{Pratos}} (\text{USGC2007}) = N.(180 + 340.D^{1,9}) \quad (3.43)$$

$$C_{\text{Pratos A}} (\text{USGC2007}) = 272.(180 + 340.2, 4^{1,9}) \quad (3.44)$$

$$C_{\text{Pratos A}} (\text{USGC2007}) = 928893482, 8 \text{ dolares} \quad (3.45)$$

$$\text{Investimento}_{\text{coluna}} (\text{USGC2007}) = 4, 74 \times (C_{\text{torre}} + C_{\text{Pratos}}) \quad (3.46)$$

$$\text{Investimento}_{\text{coluna A}} (\text{USGC2007}) = 4, 74 \times (45286, 248986 \$ + 928893482, 8 \$) \quad (3.47)$$

$$\text{Investimento}_{\text{coluna A}} (\text{USGC2007}) = 4403169765 \$ \quad (3.48)$$

A conversão para os valores mais atuais é realizado através , através do índice CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index), tal índice para o ano de 2007 foi de 525,02, enquanto o índice do ano mais recente é o de 2020 sendo 596,20, como visto.

$$C_{2020} = C_{2007} \times \frac{\text{CEPCI}_{2020}}{\text{CEPCI}_{2007}} \quad (3.49)$$

$$C_{2020,A} = 4403169765 \times \frac{596,20}{525,02} \quad (3.50)$$

$$C_{2020,A} = 5000132974 \text{ dolares} \quad (3.51)$$

Tabela 3.2: Valores para o projeto da torre de destilação

Torre	A	B	C	D
Número de pratos	272	121	98	87
Vazão _{vol} - enriquecimento [km ³ /h]	10,77	14,7	20,58	30,37
Vazão _{vol} esgotamento [km ³ /h]	9,67	13,94	19,93	29,9
Área de seção transversal [m ²]	3,11	4,23	5,95	8,78
Diâmetros mínimos [m]	2,4	2,79	3,31	4,02
Nível mínimo do fundo [m]	0,381	0,1524	0,1524	0,1524
Nível normal do fundo [m]	0,4085	0,173	0,167	0,163
Nível máximo do fundo [m]	0,7905	0,5685	0,5685	0,5708
Altura [m]	127,72	58,04	47,64	42,58
Espessura [cm]	4,695	5,457	6,475	7,863
Peso [Kg]	6.762,33	3.975,378	4.358,26	5.459,67
Custo da torre [dólares 2007]	45.286,25	32.816,57	34.700,69	39781,643
Custo dos pratos [dólares 2007]	928.893.482,8	92.347.917,56	51.401.438,48	36.871.308,44
Investimento [dólares 2020]	5.000.132.974	497.251.240,1	276.861.666,3	198.678.712,5

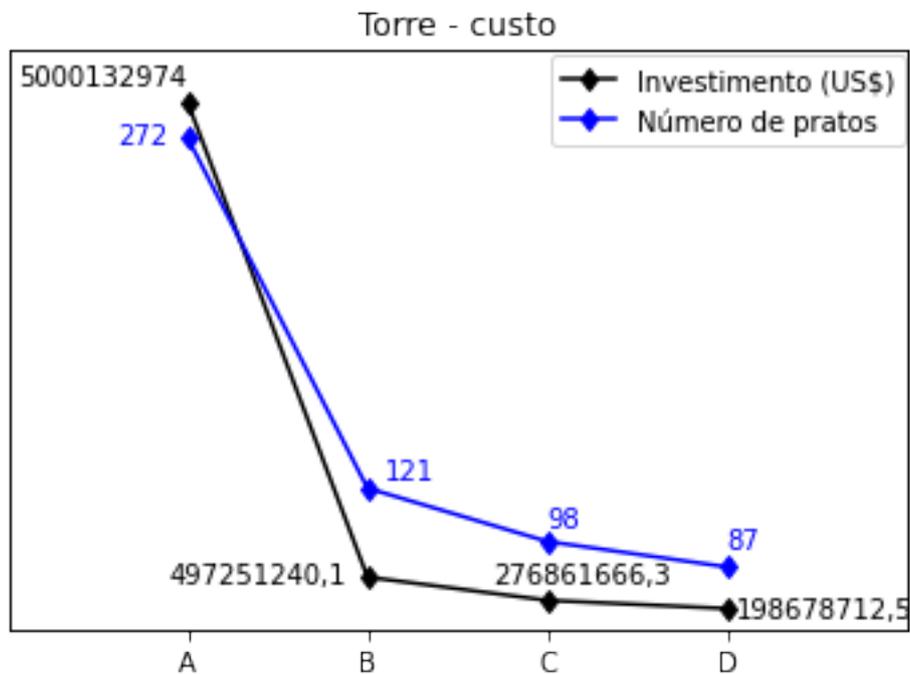


Figura 3.1: Progressão dos custos da torre de destilação com relação ao número de pratos.

4 PROJETO DO VASO PULMÃO

Para iniciar os cálculos dimensionais do vaso pulmão que fica posicionado após o condensador no topo da torre, é necessário descobrir qual a vazão de líquido que o vaso recebe em cada caso. Para fins explicativos, tiramos como exemplo o caso A em que o destilado tem vazão volumétrica é $5,184 \left(\frac{m^3}{h}\right)$, vazão molar $36,46 \left(\frac{kgmol}{h}\right)$ e densidade molar de $7,033 \left(\frac{kgmol}{m^3}\right)$. Como se trata de uma torre com refluxo, considera-se que no topo $401 \left(\frac{kgmol}{h}\right)$ de vapor vai condensar o formar o líquido que constitui o destilado e o refluxo, portanto, é possível encontrar a taxa de refluxo do vaso pulmão a partir do seguinte balanço de massa.

Balanço de massa:

$$Rectify\ vapor = Taxa\ de\ refluxo + vazao\ molar\ do\ destilado \quad (4.1)$$

$$Taxa\ de\ refluxo = 401 \frac{kgmol}{h} - 36,46 \frac{kgmol}{h} = 364,54 \frac{kgmol}{h}$$

De posse da vazão molar de refluxo, podemos calcular a vazão volumétrica de refluxo:

$$Q_{Refluxo} = \frac{Taxa\ de\ refluxo}{\rho_D} = \frac{364,54\ kgmol/h}{7,033\ kgmol/m^3} = 51,83 \frac{m^3}{h}$$

Para encontrar a vazão de líquido que o vaso pulmão trabalha normalmente soma-se Q_R e Q_D , conforme a seguir:

$$Q_{pulmao} = Q_{Refluxo} + Q_{Destilado} \quad (4.2)$$

$$Q_{pulmao} = 51,83 \frac{m^3}{h} + 5,184 \frac{m^3}{h} = 57,02 \frac{m^3}{h}$$

O volume útil do (V_{util}) vaso pode ser estimado pela multiplicação da vazão de líquido ($Q_{pulmão}$) pelo tempo de retenção, a partir deste último é obtido o volume geométrico (V_{total}) do vaso em relação ao nível normal dentro do vaso (hn), que tem um valor típico de 50%, ou seja 0,5. As equações a seguir explicitam essas relações:

$$V_{util} = Q_{pulmao} \times \tau \quad (4.3)$$

$$V_{util} = \frac{57,02 \frac{m^3}{h}}{60} \times 10 \text{ min} = 9,5 \text{ m}^3$$

$$V_{total} = \frac{V_{util}}{h_n} \quad (4.4)$$

$$V_{total} = \frac{9,5 \text{ m}^3}{0,5} = 19 \text{ m}^3$$

A tabela a seguir reúne os valores de vazão de líquido e de volumes útil e total para os diferentes casos estudados:

Tabela 4.1: Valores de vazão de líquido e de volumes útil e total para o vaso pulmão

Caso	$Q_{pulmão} \text{ (m}^3 \cdot \text{h}^{-1}\text{)}$	$V_{útil} \text{ (m}^3\text{)}$	$V_{total} \text{ (m}^3\text{)}$
A	57,02	9,50	19,01
B	77,76	12,96	25,92
C	108,86	18,14	36,29
D	160,67	26,78	53,56

Buscando-se o ótimo econômico na razão $\frac{L}{D}$. Utiliza-se de guia, a seguinte tabela, que analisa o valor ideal de acordo com as condições operacionais.

Tabela 4.2: Valores de L/D para pressões de operação para o vaso pulmão

Pressão operacional (bar)	Comprimento/Diâmetro (L/D)
0 - 20	3
20 - 35	4
>35	5

A próxima parte dos cálculos é a estimativa do diâmetro mínimo ($D_{mínimo}$) e do comprimento mínimo ($L_{mínimo}$) do vaso. Como medida de segurança para garantir o bom funcionamento do equipamento faz-se um sobredimensionamento de 20% sobre o diâmetro mínimo (D_{real}). A seguir cálculo feito para se encontrar o diâmetro e o comprimento mínimo do vaso pulmão para o caso A:

$$D_{mnimo} = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_{total}}{\pi \times \frac{L}{D}}}$$

$$D_{mnimo} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 19}{\pi \times 3}} = 2 \text{ m}$$

Como,

$$\frac{L_{\text{mínimo}}}{D_{\text{mínimo}}} = 3$$

$$L = 2 \times 3 = 6 \text{ m}$$

O líquido vai ocupar normalmente 1 m de altura, equivalente a 50% do diâmetro mínimo, o nível mínimo será 20% do diâmetro mínimo, portanto $h_{\text{min}} = 0,4 \text{ m}$ e o nível máximo será sobredimensionado em 80% do diâmetro mínimo $h_{\text{max}} = 3,2 \text{ m}$. A tabela abaixo dispõe os valores estimados do diâmetro mínimo e real do vaso pulmão para cada caso estudado:

Tabela 4.3: Valores estimados do diâmetro mínimo e real para o vaso pulmão

Caso	V_{total} (m³)	D_{min} (m)	D_{real} (m)	L_{real} (m)
A	19,01	2,00	2,41	7,22
B	25,92	2,22	2,67	8,01
C	36,29	2,49	2,99	8,96
D	53,56	2,83	3,40	10,20

Assim sendo, com o diâmetro real do vaso pulmão, pode-se calcular a espessura deste (e_{vp}) e consequentemente o seu peso (W_{vp}), estes valores podem ser calculados através das próximas equações:

$$e_{\text{vp}} = \frac{P_D \times D \times 1000}{2S_t \times E - 1,2 \times P_D} + C.A. \text{ (mm)} \quad (4.5)$$

Nestas equações o parâmetro P_D corresponde à pressão de desenho do vaso pulmão, segundo a ficha de informações de correntes a pressão de operação do vaso é de $0,2338 \text{ kg.cm}^{-2}$, dessa forma adicionando-se $1,8 \text{ kg.cm}^{-2}$ tem-se a pressão de desenho do vaso, que seria de $2,338 \text{ kg.cm}^{-2}$, entretanto a pressão mínima de desenho que é considerada para operações deste tipo é $3,5 \text{ kg.cm}^{-2}$. Portanto, P_D será de $3,5 \text{ kg.cm}^{-2}$.

O parâmetro S_t (Maximum allowable stresses) é a tensão de cisalhamento do aço ao carbono para temperaturas entre 300 e 500 F°, sendo 12,9 ksi; E é a eficiência de solda de 85% ou 0,85; C.A. é a sobre-espessura do vaso contra corrosão, que para operações em ambientes pouco corrosivos é de 3 mm.

$$e_{\text{vp(A)}} = \frac{[3,5 \times 0,0980665] \frac{N}{\text{mm}^2} \times 2,41 \text{ m} \times 1000}{2 \times [12,9 \times 6,895] \frac{N}{\text{mm}^2} \times 0,85 - 1,2 \times [3,5 \times 0,0980665] \frac{N}{\text{mm}^2}} + 3 \text{ mm}$$

$$e_{vp(A)} = 8,48 \text{ mm}$$

$$W_{VP} = 240 \times C_w \times D_e \times (L + 0,8 \times D_e) \times t \quad (4.6)$$

Foram feitos cálculos com base nessas equações e os valores estão dispostos na tabela 4.4:

Tabela 4.4: Valores de espessura e peso para o vaso pulmão

Caso	e_{VP} (mm)	W_{VP} (N)	W_{VP} (kg)
A	8,48	48570,155	4952,795843
B	9,07	63929,162	6518,98
C	9,80	86343,25606	8804,59
D	10,74	122671,731	12509,08

É possível estimar o custo do vaso a partir do seu peso (tabela 6.6, Chemical Engineering Design), de acordo com a seguinte equação,

$$C_{VP(2007)} = a + b \times St^n \quad (4.7)$$

Para isso obtêm-se os parâmetros da tabela 4.5 para o cálculo do custo.

Tabela 4.5: Valores dos parâmetros para custo para o vaso pulmão

Parâmetro	a	b	n
Vaso pulmão [W_{VP} (kg)]	8800	27,00	0,85

Portanto, reescreve-se a equação 4.7 da seguinte forma:

$$C_{VP(2007)} = 8800 + 27 \times W_{VP}^{0,85}$$

Um fator relevante para a estimativa de custo do equipamento é a necessidade de multiplicar o valor encontrado anteriormente por 4, de acordo o fator de instalação proposto por Hand (1958), para encontrar os valores corretos de implementação/instalação do projeto do vaso pulmão.

$$Installed\ Cost_{(2007)} = 4 \times C_{VP(2007)}$$

Entretanto, deve se levar em consideração que este valor de custo é para o ano de 2007, e deve ser atualizado tal qual o custo da torre foi, através do índice CEPCI (Chemical Engineering Plant

Cost Index), tal índice para o ano de 2007 foi de 525,02, enquanto o índice do ano mais recente é o de 2020 sendo 596,20, como visto. Logo, a atualização do preço se dá pela relação a seguir:

$$C_{2020} = C_{2007} \times \frac{CEPCI_{2020}}{CEPCI_{2007}} \quad (4.8)$$

Desta forma, a tabela e o gráfico a seguir contém as estimativas de custo do vaso pulmão bem como o valor atualizado ao ano de 2020:

Tabela 4.6: Valores de custos e investimento para o vaso pulmão

Caso	W _{VP} (kg)	C _{VP(2007)} (\$)	Installed Cost ₍₂₀₀₇₎	C _{VP(2020)} (\$)
A	4952,80	46123,87	184495,47	209508,58
B	6518,98	55942,95	223771,79	254109,82
C	8804,59	69664,87	278659,49	316438,97
D	12509,08	90836,17	363344,68	412605,42

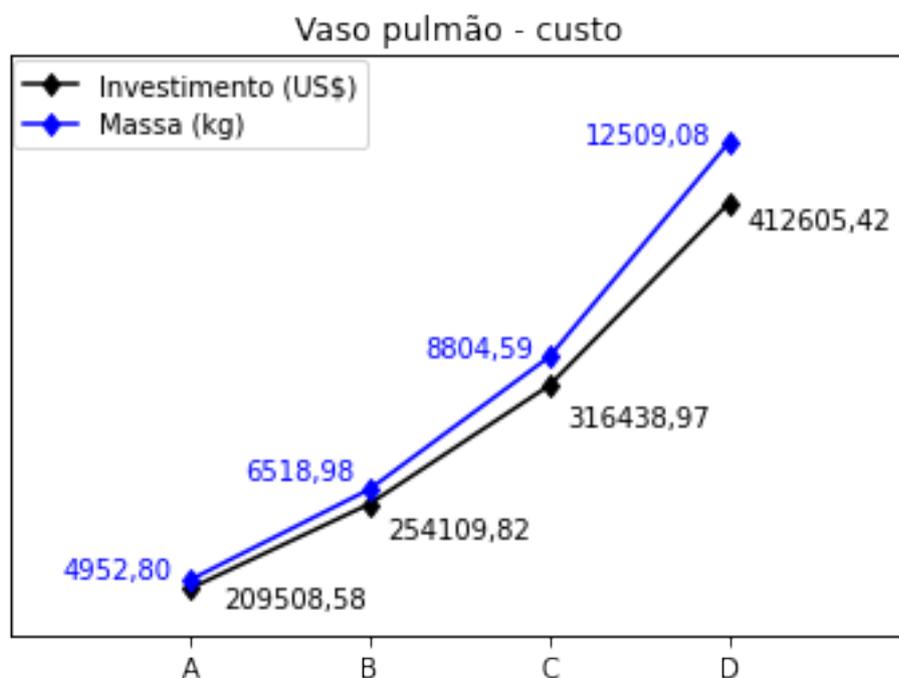


Figura 4.1: Progressão dos custos do vaso pulmão com relação a massa.

5 PROJETO DO SISTEMA DE TROCA DE CALOR

5.1 CONDENSADOR

Feito o projeto do vaso pulmão, desenvolveu-se o projeto dos trocadores de calor que fornecem calor ao refeedor na base da coluna, associado ao refluxo de fundo, e ao condensador que fica localizado no topo associado refluxo de topo da coluna.

Iniciando os cálculos do projeto pelo trocador de calor referente ao condensador deve-se calcular a área de troca, e, para isso, é necessário conhecer os valores do calor trocado no topo da coluna (Q_{topo}), do coeficiente global (U_{topo}) e da temperatura de corrente de destilado (T_D), ambas estão na ficha fornecida de informações das correntes, sendo respectivamente $3,43 \cdot 10^6$ kcal.h e $146,8$ °C.

$$Q_{\text{topo}} = A_{\text{topo}} \times U_{\text{topo}} \times \Delta T_{\text{ML}} \quad (5.1)$$

Isolando a Área de troca térmica para o trocador de calor referente ao condensador, temos:

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

Onde,

$$\Delta T_{\text{ML}} = \frac{(T_D - T_{\text{RefE}}) - (T_D - T_{\text{RefS}})}{\ln \left(\frac{T_D - T_{\text{RefE}}}{T_D - T_{\text{RefS}}} \right)} \quad (5.2)$$

Outros parâmetros importantes para o cálculo da temperatura média logarítmica (T_{ML}) são a temperatura de entrada (T_{RefE}) e saída (T_{RefS}) da água de refrigeração cujos valores são dados como 28 °C e 45 °C, respectivamente; também é necessário o coeficiente global de troca térmica (U_{Topo}), para o qual, baseado no capítulo 12 do livro Chemical Eng. Design, foi considerado o valor médio de $850 \text{ W.m}^{-2} \cdot \text{°C}^{-1}$, que convertido para as unidades empregadas é $731 \text{ kcal.h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{°C}^{-1}$. Como o condensador opera a temperatura constante, não é necessário considerar o fator de correção.

A tabela a seguir possui os valores da estimativa da área de troca térmica do condensador, bem como os parâmetros de calor trocado no mesmo e variação da média logarítmica da temperatura:

Tabela 5.1: Valores da estimativa da área de troca térmica do condensador

Caso	Q_{Topo} (kcal.h-1)	ΔT_{ML} (°C)	A_{Topo} (m²)
A	3430000	110,081	42,625
B	4680000	110,081	58,159
C	6550000	110,081	81,397
D	9680000	110,081	120,294

Tendo as estimativas de área de troca térmica do condensador pode-se calcular os custos desses equipamentos, para isso obtêm-se os parâmetros para o cálculo do custo (tabela 6.6, Chemical Engineering Design) (1) considerando um trocador de calor do tipo casco-tubo, estes parâmetros estão presentes na tabela abaixo:

Tabela 5.2: Parâmetros para o cálculo do custo trocador de calor casco-tubo (1) .

Parâmetro	a	b	n
Condensador	24000,00	46,00	1,20

O cálculo do custo do condensador (C_C) foi realizado levando em consideração a área de troca térmica e os parâmetros descritos na tabela, segundo a equação:

$$C_{C(2007)} = a + b \times A_{\text{Topo}}^n \quad (5.3)$$

Cabe ressaltar que as estimativas de custo são relativas ao ano de 2007, que é o ano referente aos parâmetros, assim o valor deve ser corrigido para o ano atual, isso é feito através do índice CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index), o do ano de 2007 é de 525,02. O CEPCI anual mais recente encontrado é o de 2020 que é 596,20. A correção do custo é dada conforme:

$$C_{c(2020)} = C_{c(2007)} \times \frac{\text{CEPCI}_{2020}}{\text{CEPCI}_{2007}} \quad (5.4)$$

Um fator relevante, é a necessidade de multiplicar o valor encontrado anteriormente por 3,5 de acordo o fator de instalação proposto por Hand (1958) para encontrar os valores corretos de implementação do projeto do trocador de calor.

$$\text{Installed cost} = 3,5 \times C_{c(2020)} \quad (5.5)$$

A tabela a seguir contém os valores estimados do custo do condensador, além dos valores atualizados ao ano de 2020:

Tabela 5.3: Valores estimados do custo do condensador

Caso	$A_{\text{Topo}} (m^2)$	$C_{C(2007)} (\$)$	$C_{C(2020)} (\$)$	Installed Cost (\$)
A	42,625	28152,920	31969,775	111894,212
B	58,159	30029,670	34101,000	119353,500
C	81,397	33025,894	37503,406	131261,920
D	120,294	38422,850	43632,060	152712,206

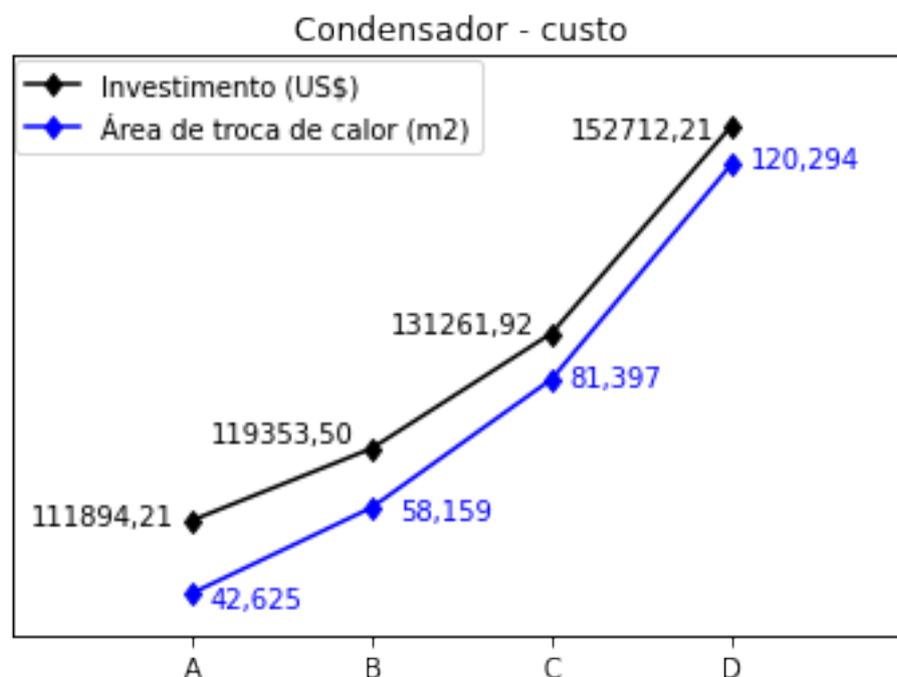


Figura 5.1: Progressão dos custos do condensador com relação a área de troca.

5.2 REFERVEDOR

Desse posse da área de troca térmica do condensador, é feito o mesmo procedimento para calcular a área de troca térmica do refervedor no fundo da torre de destilação. Na ficha de informações das correntes é encontrado o valor do calor trocado no fundo da coluna (Q_{fundo}), do coeficiente global (U_{fundo}) e da temperatura do resíduo (T_R), ambas estão na ficha fornecida de informações das correntes, sendo respectivamente $3,03 \cdot 10^6$ kcal.h e $152,9$ °C.

Para o cálculo da área de troca térmica do refervedor devem ser obtidos os valores da temperatura de vapor de média pressão (T_V) e do coeficiente global de troca térmica de fundo do refervedor (U_{Fundo}), o primeiro valor é dado como 200 °C, já o coeficiente global é fornecido como $1050 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{°C}^{-1}$, cuja valor convertido para as unidades utilizadas é de $903 \text{ kcal} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{°}$.

$$Q_{\text{fundo}} = A_{\text{fundo}} \times U_{\text{fundo}} \times \Delta T \quad (5.6)$$

Isolando a Área de troca térmica para o trocador de calor referente ao refeedor, temos:

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

De forma semelhante a que foi feita para o condensador é calculada variação da temperatura no refeedor, porém como as temperaturas são constantes a diferença entre elas não é feita com uma média logarítmica.

$$\Delta T = T_V - T_R \quad (5.7)$$

A tabela a seguir possui os valores da estimativa da área de troca térmica do refeedor, bem como os parâmetros de calor trocado no mesmo e variação da temperatura:

Tabela 5.4: Valores da estimativa da área de troca térmica do refeedor

Caso	Q_{fundo} (kcal.h-1)	ΔT (°C)	A_{fundo} (m ²)	Installed Cost (\$)
A	3030000	47,1	71,242	125960,290
B	4280000	47,1	100,632	141660,990
C	6150000	47,1	144,599	166877,782
D	9270000	47,1	217,957	212361,814

Tendo as estimativas de área de troca térmica do refeedor pode-se calcular os custos desses equipamentos, para isso obtêm-se os parâmetros para o cálculo do custo (tabela 6.6, Chemical Engineering Design) (1) considerando um trocador de calor do tipo casco-tubo, estes parâmetros estão presentes na tabela abaixo:

Tabela 5.5: Parâmetros para o cálculo do custo trocador de calor do tipo casco-tubo. (1)

Parâmetro	a	b	n
Condensador	24000,00	46,00	1,20

O cálculo do custo do refeedor (C_R) foi realizado levando em consideração a área de troca térmica e os parâmetros descritos na tabela, segundo a equação:

$$C_{R(2007)} = a + b \times A_{\text{fundo}}^n \quad (5.8)$$

Assim como no caso do condensador, as estimativas de custo são relativas ao ano de 2007, que é o ano referente aos parâmetros e o valor foi corrigido para o CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) anual de 2020, conforme:

$$C_{R(2020)} = C_{R(2007)} \times \frac{CEPCI_{2020}}{CEPCI_{2007}} \quad (5.9)$$

Da mesma forma, o valor de instalação foi calculado multiplicando o valor encontrado anteriormente por 3,5 de acordo o fator de instalação proposto por Hand (1958).

$$Installed\ cost = 3,5 \times C_{R(2020)} \quad (5.10)$$

A tabela a seguir contém os valores estimados do custo do refervedor, além dos valores atualizados ao ano de 2020:

Tabela 5.6: Valores estimados do custo do refervedor

Caso	A _{fundo} (m ²)	C _{R(2007)} (\$)	C _{R(2020)} (\$)	Installed Cost (\$)
A	71,242	31691,988	35988,654	125960,290
B	100,632	35642,332	40474,570	141660,990
C	144,599	41986,952	47679,366	166877,782
D	217,957	53430,872	60674,804	212361,814



Figura 5.2: Progressão dos custos do refervedor com relação a área de troca.

6 PROJETO DA BOMBA DE REFLUXO

A bomba de refluxo é o equipamento que leva parte do destilado de volta para a coluna na forma de refluxo, e o projeto da bomba depende e da pressão que ela deve fornecer e da vazão necessária e do tipo de produto. A altura de elevação do vaso pulmão será de 3 m de elevação, mais a altura do nível do líquido no vaso pulmão, o nível normal no vaso é de 50%, e como se trata de um vaso horizontal essa altura corresponde à metade de seu diâmetro (D_{VP}), e altura de impulsão (h_{Imp}) que é dada pela altura da bomba, que corresponde à altura da torre (h_{torre}), acrescida dos 3 m de elevação do vaso pulmão. A seguir estão as equações relativas a tais cálculos:

$$h_{admisso} = 3 m + D_{VP} \cdot 0,5 \quad (6.1)$$

$$h_{admissoA} = 3 m + 2,4 \cdot 0,5 \quad (6.2)$$

$$h_{admissoA} = 4,2 m \quad (6.3)$$

$$h_{impulso} = h_{torre} + 3 m \quad (6.4)$$

$$h_{impulsoA} = 127,8 m + 3 m \quad (6.5)$$

$$h_{impulsoA} = 130,8 m \quad (6.6)$$

A pressão de entrada é denominada pressão de admissão ($P_{admissão}$), e é determinada pela pressão hidrostática e subtraindo as perdas de cargas.

$$P_{admisso} = P_{topo} + \rho g h_{admisso} \quad (6.7)$$

$$P_{impulso} = P_{torre} + \rho g h_{impulso} + perda\ de\ carga \quad (6.8)$$

A torre operação a uma mesma pressão, o que resulta a pressão de topo e a pressão da torre igual a 2338 kg/m². A densidade mássica do destilado 746,7 kg/m³, a aceleração da gravidade 9,841 m/s² e deve-se adicionar também a perda de pressão causada pela válvula de controle do refluxo que é de 1000 kg/m².

$$P_{admissoA} = 2338 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2} + 746,9 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,841 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 4,2 \text{ m} \quad (6.9)$$

$$P_{admissoA} = 33.245,77 \frac{\text{kgf}}{\text{m}^2} \quad (6.10)$$

$$P_{impulsoA} = 2338 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2} + 746,9 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,841 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 130,8 \text{ m} + \left(1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2} \right) \quad (6.11)$$

$$P_{impulsoA} = 964.161,75 \frac{\text{kgf}}{\text{m}^2} \quad (6.12)$$

Assim, a pressão manométrica é dada pela diferença entre as pressões de admissão e impulsão.
930915,98

$$\Delta P = P_{impulso} - P_{admisso} \quad (6.13)$$

$$\Delta P_A = 964.161,75 \frac{\text{kgf}}{\text{m}^2} - 33.245,77 \frac{\text{kgf}}{\text{m}^2} \quad (6.14)$$

$$\Delta P_A = 930.915,98 \frac{\text{kgf}}{\text{m}^2} \quad (6.15)$$

A potência útil da bomba ($Pot_{\text{útil}}$) é o produto entre a vazão volumétrica do refluxo e a variação de pressão, também é necessário saber a eficiência hidráulica $\eta_{(hidr)}$ e eficiência elétrica $\eta_{(elet)}$ da bomba, a eficiência hidráulica vale 0,45 e a elétrica 0,9. A potência da bomba é sobredimensionada em 120%, conforme especificações de projeto.

A potência absorvida (Pot_{abs}) é dada em função da eficiência hidráulica da bomba que é considerada como sendo 45%, e também a potência elétrica (Pot_{elet}) pode ser calculada pela razão da potência absorvida pela eficiência elétrica que é dada como 90%. A unidade de medida utilizada para potência é Watts, para o sistema de unidades ser consistente devemos converter horas para

segundos.

$$\text{Pot}_{util} = \frac{Q_{refluxo} \cdot \Delta P}{3600 \frac{s}{h}} \quad (6.16)$$

$$\text{Pot}_{abs} = \frac{\text{Pot}_{util}}{\eta_{hidr}} \quad (6.17)$$

$$\text{Pot}_{elet} = \frac{\text{Pot}_{abs}}{\eta_{elet}} \quad (6.18)$$

$$\text{Pot}_{util A} = 14.757,65 W \quad (6.19)$$

$$\text{Pot}_{abs A} = 32.794,68 W \quad (6.20)$$

$$\text{Pot}_{elet A} = 36.438,53 W \quad (6.21)$$

Dada as potencias, é possível encontrar os custos do motor da bomba, custos da carcaça da bomba, custo da bomba e investimento para a bomba, pelas seguintes equações:

$$C_{motor} = -950 + 1770 \cdot \text{Pot}_{elet}^{0,6} \quad (6.22)$$

$$C_{carcaa} = 6900 + 206 \cdot Q_{refluxo}^{0,9} \quad (6.23)$$

$$C_{bomba} = 2 \cdot (C_{motor} + C_{carcaa}) \quad (6.24)$$

$$I_{bomba} = 4,74 \cdot C_{bomba} \quad (6.25)$$

Tabela 6.1: Valores para projetos da bomba de refluxo

Torre	A	B	C	D
h admissão [m]	4,2	4,335	4,5	4,7
h impulsão [m]	130,72	61,03	50,64	45,58
P adm [kg/m ²]	33209,02	34201,3	35414,09	36884,14
P impulsão [kg/m ²]	964161,8	451923,3	375554,3	338362,1
delta P [kg/m ²]	930952,7	417722	340140,2	301477,9
Q refluxo [m ³ /h]	57,07	77,76	108,86	160,67
Pot útil [W]	14758,19	9022,796	10285,46	13455,13
Pot abs [W]	32795,97	20050,66	22856,58	29900,28
Pot elet [W]	36439,97	22278,51	25396,2	33222,54
Custo motor [dólares]	964923,1	718010,3	776790,2	912811,7
Custo carcaça [dolares]	14745,75	17264,49	20929,71	26816,29
Custo bomba [dolares]	1959338	1470550	1595440	1879256
investimento [dolares]	9287260	6970405	7562385	8907673

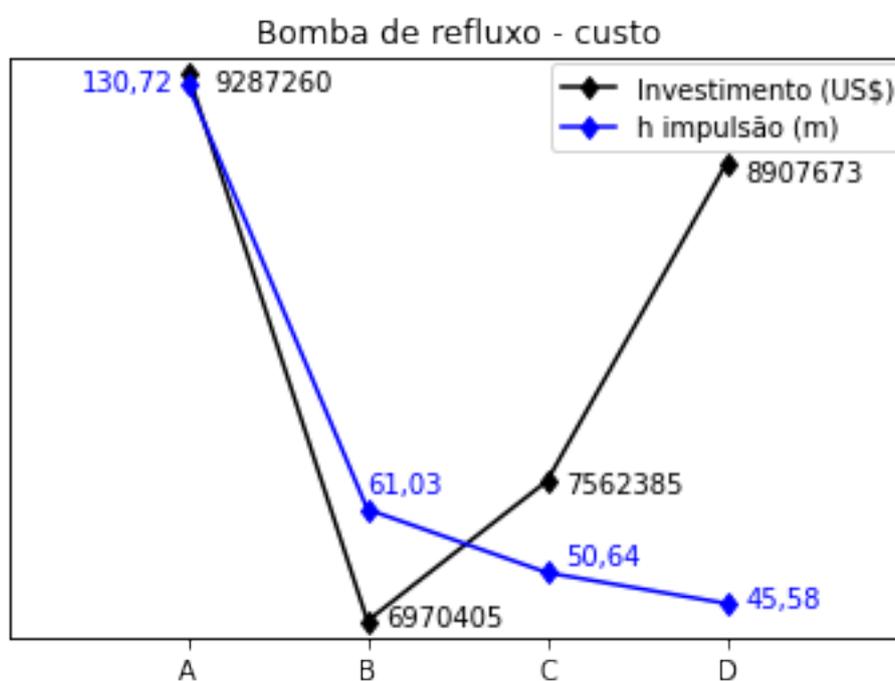


Figura 6.1: Progressão de custos da bomba de refluxo com relação à altura de impulsão.

7 LAÇOS DE CONTROLE

7.1 CONTROLE DE ALIMENTAÇÃO

O controle de alimentação da torre será feito a partir do controle de abertura da válvula de alimentação, que será dado em porcentagem (100% para válvula completamente aberta e 0% para válvula completamente fechada) conforme Figura 7.1. A determinação da porcentagem de abertura será feita a partir de dois parâmetros: fluxo vindo da planta e nível do vaso pulmão.

O controle pelo fluxo da planta será por ação direta, ou seja, quanto maior o fluxo indicado por FT-01, maior a abertura da válvula. Por outro lado, o controle pelo nível do vaso pulmão será por ação indireta, pois quanto menor o sinal emitido por LT-02, maior a abertura da válvula.

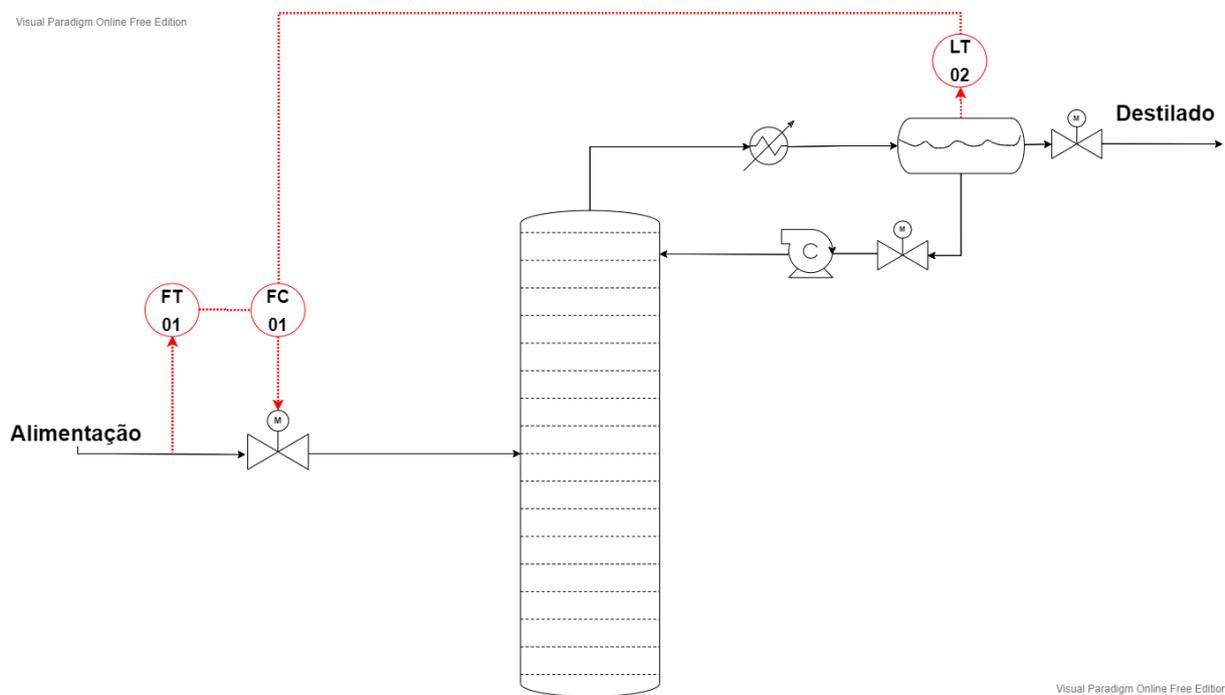


Figura 7.1: Controle de alimentação.

7.2 CONTROLE DE TOPO

O controle de topo da torre será feito a partir do controle de abertura de três válvulas: refluxo (FC-02-1), destilado (FC-02-2) e água de resfriamento (FC-02-3), conforme Figura 7.2. Estas também terão controle em porcentagem, conforme explicado para as válvulas de alimentação.

A válvula de água de resfriamento será controlada por dois parâmetros: fluxo de topo (FT-02-4) e fluxo do reservatório de água (FT-02-3). Ambos possuem ação direta sobre o controlador.

A válvula de destilado será controlada pelo nível do vazo pulmão (LT-02) e pelo fluxo oriundo deste (FT-02-2). As duas variáveis possuem ação direta sobre o controlador.

A válvula de refluxo será controlada também pelo nível do vazo pulmão (LT-02) e por seu fluxo (FT-02-1), ambas com ação direta.

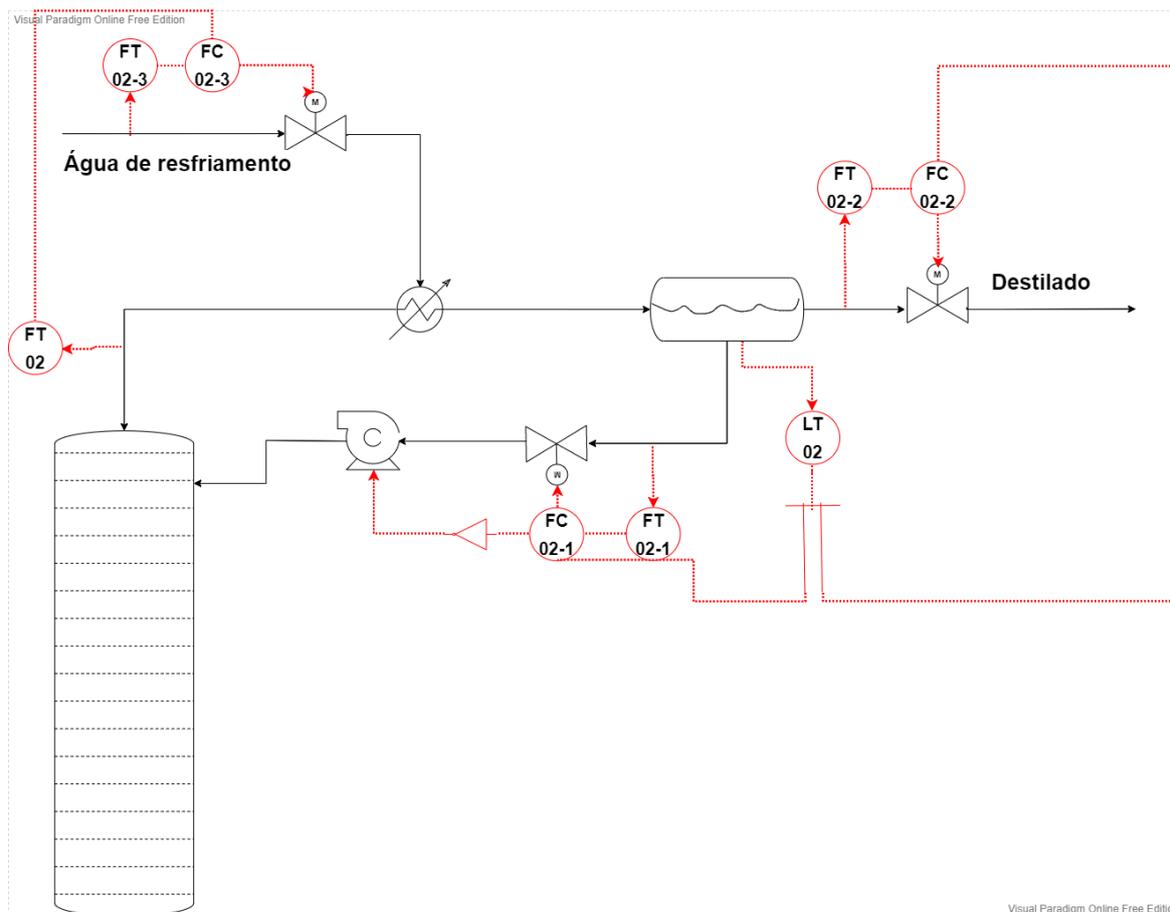


Figura 7.2: Controle de topo.

7.3 CONTROLE DE FUNDO

O controle de fundo será feito da mesma forma que os anteriores, tendo como variáveis de processo os fluxos de resíduo (FC-03-2), refluxo de fundo (FC-03-1) e vapor de média pressão (FC-03-3), conforme Figura 7.3.

O controle da válvula de vapor de média pressão (FC-03-3) será feito pelo fluxo de produto de fundo (FT-03-4) e pelo fluxo de vapor de aquecimento do reservatório (FT-03-3). Todas as variáveis são de ação direta.

O controle da válvula de resíduo será feito pelo fluxo de produto de fundo (FT-03-4) e pelo fluxo de líquido proveniente do refeedor (FT-03-2), sendo ambas variáveis de ação direta.

Já o controle da válvula de refluxo será feito pelo fluxo de produto de fundo (FT-03-4) e pelo fluxo de vapor proveniente do refeedor (FT-03-1), todas de ação direta.

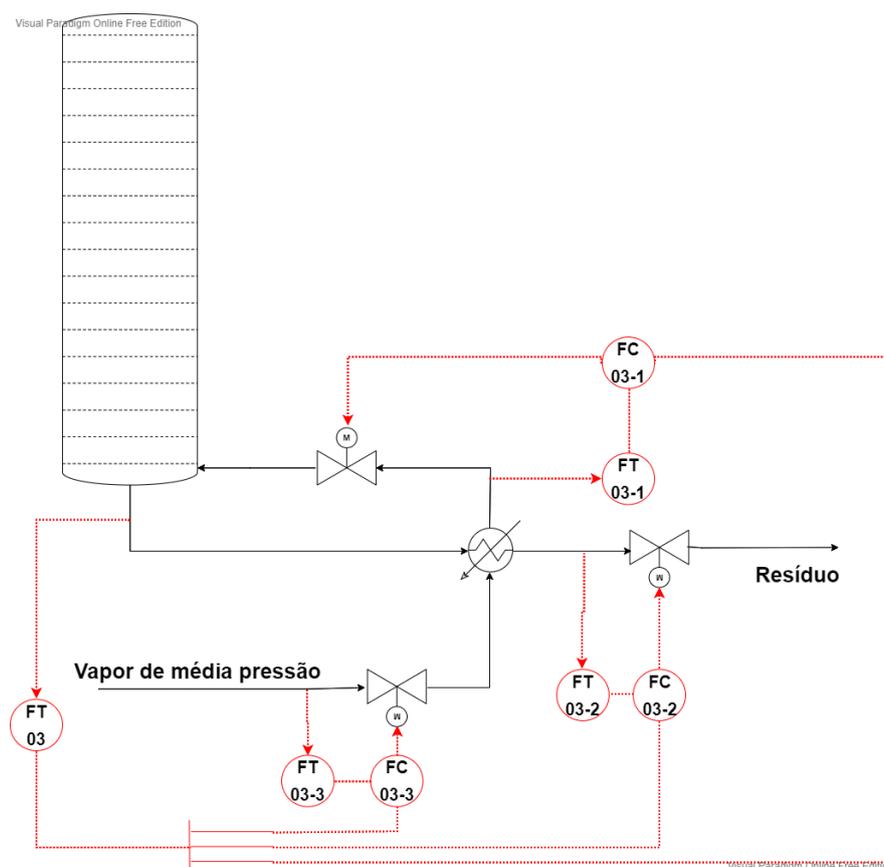


Figura 7.3: Controle de fundo.

7.4 CONTROLE DE SEGURANÇA

Em casos de emergências, o sistema deve ser capaz de alertar os operadores e parar imediatamente. Para isto foram projetados dois sistemas de segurança, indicados na Figura 4: um sistema de alarme para emergências e um sistema de operação manual.

Foram definidas duas situações de emergência, onde o sistema corta automaticamente a alimentação da torre.

1. Aumento de temperatura na torre ou níveis fora dos padrões projetados;
2. Variações de pressão fora dos padrões projetados.

No caso de variações na temperatura da torre, o controlador TC-01 irá enviar um comando para o interruptor LTS-01, que fará uma troca no disjuntor, desligando a válvula de alimentação (que irá fechar automaticamente) e ligando a sirene de alerta. Para variações de nível indicadas pelo LT-01, o controlador LC-01 enviará um comando semelhante ao anterior para o mesmo interruptor LTS-01.

No caso de variações de pressão indicadas pelos transmissores PT-01 (pressão de alimentação), PT-02 (pressão de topo) e PT-03 (pressão de fundo), o interruptor PS-01 irá desligar o controle da válvula de alimentação e ligar uma sirene de alerta.

7.5 OPERAÇÃO MANUAL

Além dos sistemas de alerta em casos de emergência, também foram projetados conjuntos de válvulas para possibilitar uma operação manual em casos de falhas no sistema de automação e controle. Para isto, foram implementadas válvulas globo de "bypass", válvulas manuais de isolamento e de drenagem entre as válvulas automáticas e válvulas de isolamento de sistema para manutenção antes da alimentação e após as saídas de resíduo e destilado. Estes sistemas estão representados em azul na Figura 7.4.

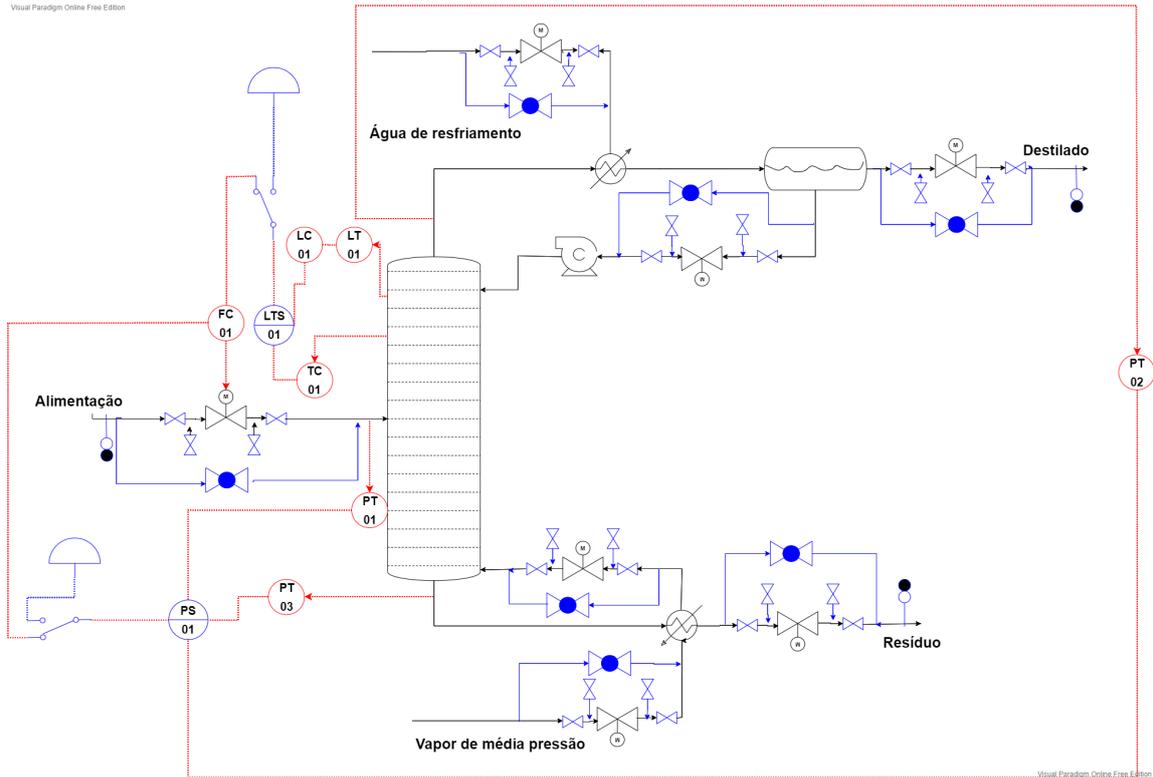


Figura 7.4: Operação manual e controle de emergência.

7.6 DIAGRAMA MECÂNICO

Juntando todos os controles, válvulas e equipamentos, temos o diagrama mecânico do projeto, demonstrado na Figura 7.5.

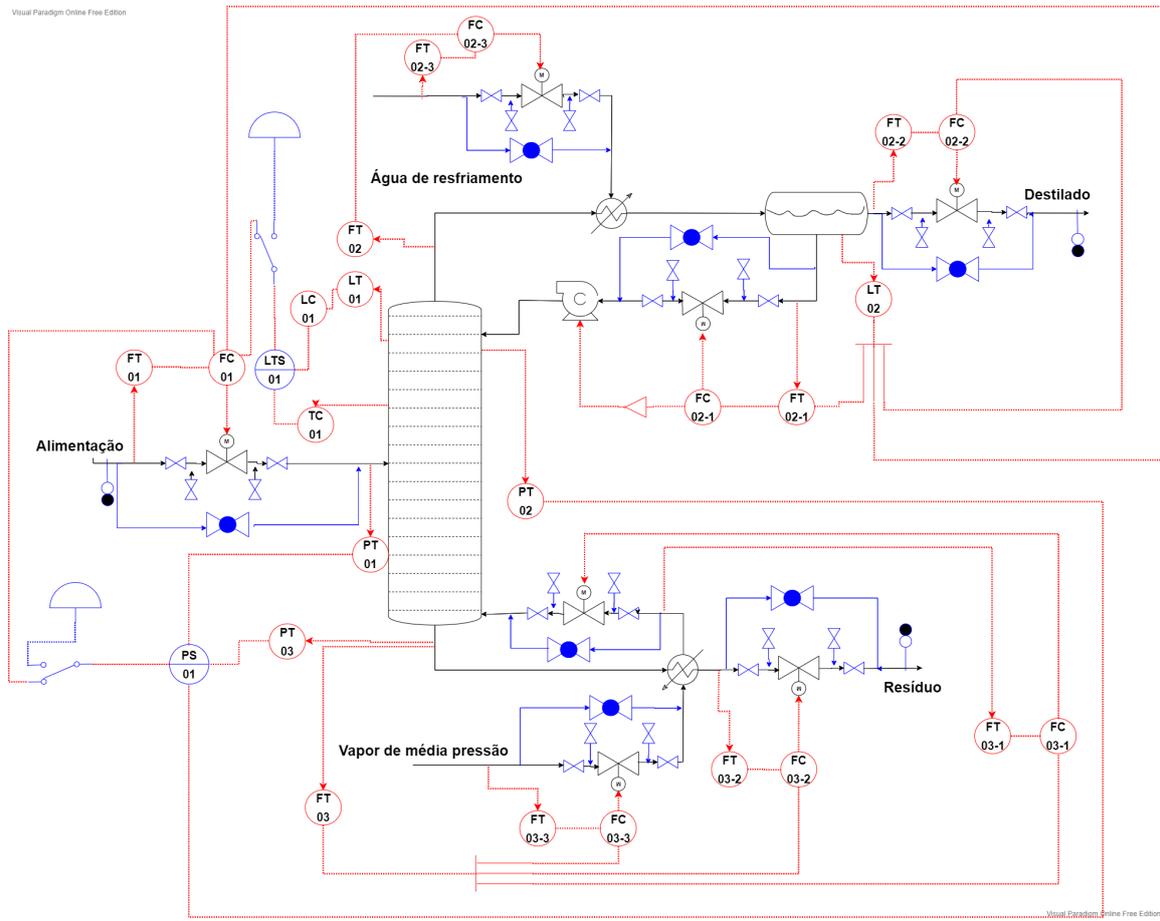


Figura 7.5: Diagrama mecânico.

8 CUSTOS OPERACIONAIS

Considerando que, anualmente, a planta fique em funcionamento por 8.000 horas, devem ser calculados os gastos dos insumos ao longo deste tempo. Neste projeto abordaremos os cálculos referentes aos gastos com o fluido refrigerante ($C_{\text{água}}$), vapor de média pressão e o consumo elétrico da bomba de refluxo.

8.1 VAPOR DE MÉDIA PRESSÃO

Nesta seção será calculado o custo da utilidade quente do refeedor, ou seja, o custo do fluido de aquecimento, que é o vapor de média pressão, para se definir seu custo (C_V) é necessário conhecer o calor trocado no refeedor do fundo da torre (Q_{Fundo}), o custo por t de vapor de média pressão utilizado (f_v), definido como 12,06 $\$.t^{-1}$ no capítulo 6 (Costing and Project Evaluation) do livro Chemical Engineering Desing, além do calor latente do vapor ($Q_{L,Vap}$) na temperatura de operação (200 °C), definido pela equação de Regnault em $kcal.t^{-1}$:

$$Q_{L,Vap} = 606,5 - (0,695 \times T) \quad (8.1)$$

$$Q_{L,Vap} = 606,5 - (0,695 \times 200)$$

$$Q_{L,Vap} = 467,5 kcal.kg^{-1}$$

Convertendo as unidades de kg para toneladas, temos que:

$$Q_{L,Vap} = 467500 kcal.t^{-1}$$

Feito isso, calculou-se o custo a partir da equação seguinte que define o custo do vapor de média pressão de aquecimento no refeedor, entretanto deve-se atentar novamente que o valor está por hora e deve ser convertido para o período de 1 ano ($C_V[\text{anual}]$):

$$C_{V[hora]} = \left(\frac{Q_{\text{Fundo}}}{Q_{L,Vap}} \right) \times f_v \quad (8.2)$$

A tabela a seguir contém os valores dos custos estimados do vapor de média pressão de aquecimento por hora e anual:

Tabela 8.1: Estimativa de custos do vapor de aquecimento

Caso	Q _{Fundo}	C _{V(hora)} (\$)	C _{V(anual)} (\$)
A	3030000	78,1597	625277,7002
B	4280000	110,40382	883230,5467
C	6150000	158,6410	1269128,0050
D	9270000	239,1223	1912978,3100

8.2 FLUIDO REFRIGERANTE (ÁGUA)

Para realizar este cálculo devem ser conhecidos o calor trocado no condensador (Q_{Topo}), também devem ser conhecidas as temperaturas de entrada (T_{RefE}) e saída (T_{RefS}) da água de refrigeração, que são respectivamente 28 °C e 45 °C, além da capacidade calorífica (C_{pa}) da água que é de 1 kcal.kg⁻¹.°C⁻¹, sob pressão constante, por último é necessário o valor da densidade da água (ρ_a), cujo valor é 1 g.cm⁻³ ou 1000kg.m⁻³, e o custo por m³ da água de refrigeração (f_a), definido como 0,5 \$.m⁻³ no capítulo 6 (Costing and Project Evaluation) do livro Chemical Engineering Desing, O cálculo se dá como demonstrado na equação:

$$A_{LR} = \frac{Q_{\text{Topo}}}{C_{pa} \times (T_{\text{RefS}} - T_{\text{RefE}}) \times \rho_a} \quad (8.3)$$

$$C_{A(\text{hora})} = A_{LR} \times f_a \quad (8.4)$$

Novamente, o cálculo fornecerá os custos de operação por hora, devendo ser convertidos para o valor anual, multiplicando por 8.000 horas de operação. Na tabela a seguir estão os custos da água de refrigeração por hora e o custo de operação anual:

Tabela 8.2: Estimativa de custos da água da refrigeração.

Caso	Q _{Topo}	C _{A(hora)} (\$)	C _{A(anual)} (\$)
A	3430000	100,8824	807058,8235
B	4680000	137,6471	1101176,4710
C	6550000	192,6471	1541176,4710
D	9680000	284,7059	2277647,0590

8.3 ELETRICIDADE DA BOMBA DE REFLUXO

O último custo dos gastos de operação que deve ser calculado é o do consumo elétrico da bomba de refluxo, sendo assim, conhecendo os valores da potência elétrica requerida pela bomba

(PotElet), e o custo da eletricidade (f_e) definido como $0,06 \text{ \$} \cdot \text{kWh}^{-1}$ no capítulo 6 (Costing and Project Evaluation) do livro Chemical Engineering Design, calcula-se o custo do consumo elétrico, que é um custo por hora e deve ser convertido para o custo de operação anual. A equação que define este custo é dada abaixo:

$$C_{E(hora)} = \text{Pot}_{\text{Elet}} \times f_e \quad (8.5)$$

Os valores da estimativa de custo do consumo elétrico da planta estão reunidos na tabela a seguir:

Tabela 8.3: Estimativa do custo do consumo elétrico.

Caso	PotElet (W)	CE(hora) (\$)	CE(anual) (\$)
A	36439,9674	2,1864	17491,1843
B	22278,5078	1,3367	10693,6837
C	25396,2023	1,5238	12190,1771
D	33222,5370	1,9934	15946,8178

8.4 CUSTO DE OPERAÇÃO TOTAL

Desta forma com cada custo de operação calculado, pode-se determinar o custo de operação total ($C_{OP[\text{anual}]}$) somando-se os três custos de operação, de tal modo:

$$C_{OP[\text{anual}]} = C_{A[\text{anual}]} + C_{V[\text{anual}]} + C_{E[\text{anual}]} \quad (8.6)$$

A tabela a seguir apresenta os valores dos custos de operação e do custo total de operação:

Tabela 8.4: Estimativa do custo de operação anual da planta

CASO	CV(anual) (\$)	CA(anual) (\$)	CE(anual) (\$)	COP(anual) (\$)
A	625277,7002	807058,8235	17491,1843	1449827,7080
B	883230,5467	1101176,471	10693,6837	1995100,7010
C	1269128,0050	1541176,471	12190,1771	2822494,6530
D	1912978,3100	2277647,059	15946,8178	4206572,1870

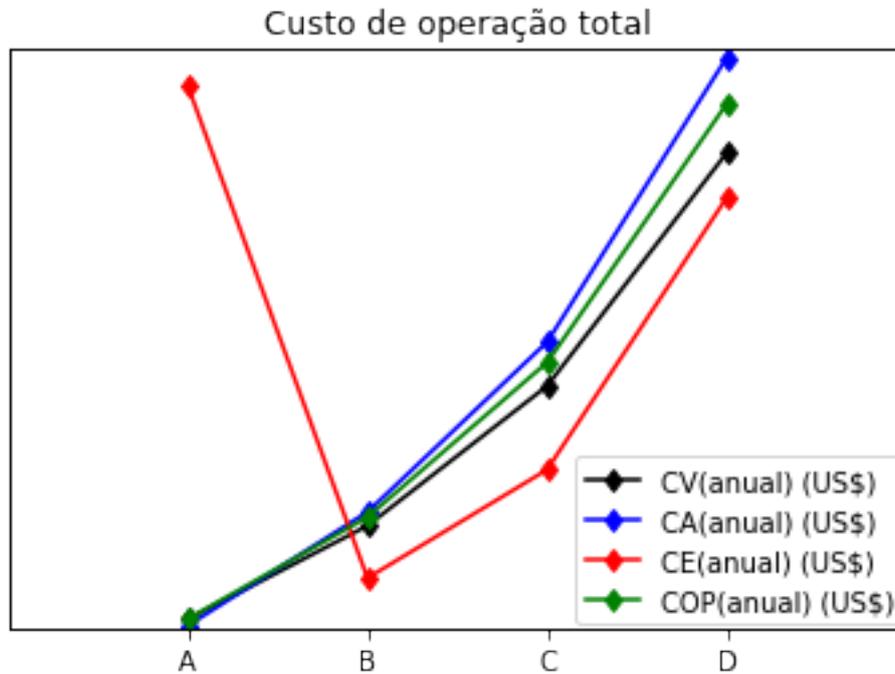


Figura 8.1: Progressão dos custos operacionais de cada caso estudado.

No gráfico da progressão de custos operacionais vemos que o custo da eletricidade da bomba de refluxo para o caso (A) é elevado em relação aos demais. Esse valor depende da potência da bomba que, por sua vez, está relacionada à altura de impulsão da bomba ou altura manométrica, que representa o ganho de energia de pressão do líquido entre a entrada e a saída da bomba. Esta é a energia que a bomba deve transmitir para o fluido para o transporte de uma determinada vazão até o ponto final designado pelo sistema. Por sua vez, o caso (A) requer uma maior altura de impulsão devido ao $N_{pratos} = 272 pratos$ e a altura da torre $h_{torre(A)} = 127,72 m$, quase o dobro do número de pratos e altura calculada para o caso (B).

Os demais casos requerem uma maior taxa de refluxo $Q_{refluxo}$ para manter a composição dos produtos de topo e fundo desejadas, portanto, os custos de eletricidade aumentam conforme o número de pratos de cada caso decai.

Ademais, vemos que a torre com o maior custo operacional $COP_{(anual)}$ foi a torre (D), pois apresenta os maiores custos do vapor de média pressão $CV_{(anual)}$, ou melhor, o custo do fluido de aquecimento, e também, os maiores os custos da água de refrigeração $CA_{(anual)}$. Isso ocorre pois (D) é o caso com o menor número de pratos e requer uma maior ação dos trocadores de calor e uma maior taxa de refluxo $Q_{refluxo}$ para manter os produtos de fundo e topo nas condições de processo. Portanto, (D) necessita que o calor trocado no refeedor (Q_{Fundo}) e no condensador (Q_{Topo}) seja maior, exigindo mais vapor e fluido de refrigeração, e, conseqüentemente, maiores custos.

9 CUSTOS TOTAIS

Tendo realizado a análise econômica dos custos de equipamento e o cálculo do investimento necessário, assim como os custos de operação anual da planta, pode-se estimar os custos totais para tal unidade, o custo total será dado pela soma do investimento (Y) com o custo de operação ($C_{OP}(anual)$), como descrito abaixo:

$$Custos\ Totais = Y + C_{OP}(anual) \quad (9.1)$$

A tabela a seguir representa os valores dos custos totais da planta para cada caso estudado:

Tabela 9.1: Custos totais da planta para cada caso.

CASO	Y (\$)	COP(anual) (\$)	Custos Totais (\$)
A	1670616812,00	1449827,71	1672066640,00
B	168735989,7	1995100,70	170731090,40
C	95539977,68	2822494,65	98362472,34
D	70069414,72	4206572,19	74275986,91

A partir dos dados dessa tabela foi plotado o gráfico de progressão dos custos totais:

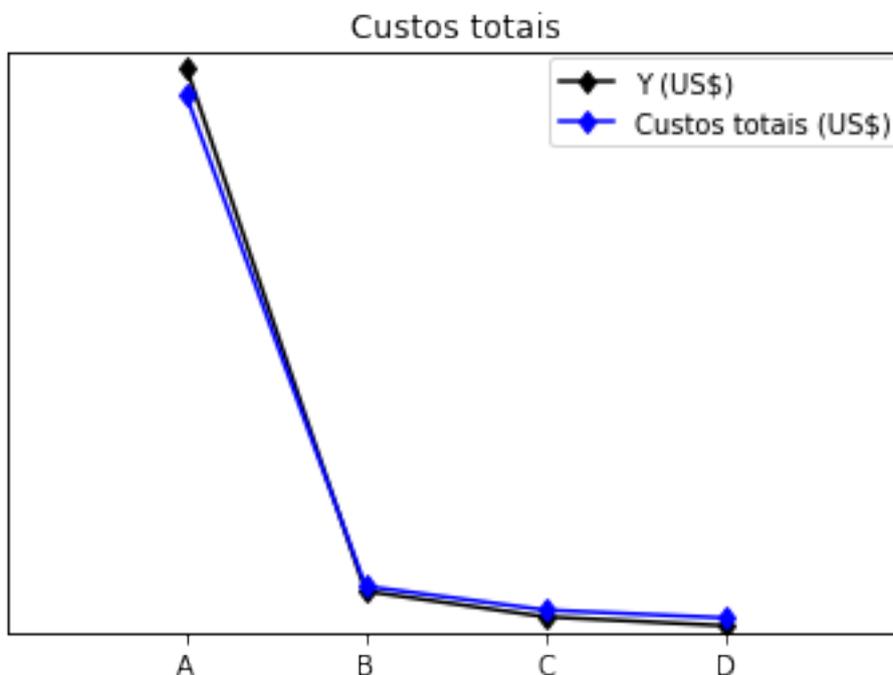


Figura 9.1: Progressão dos custos totais das plantas de cada caso estudado.

Os custos totais devem levar em consideração os custos dos equipamentos e de operação anual. No gráfico de progressão de custos totais e investimentos, percebemos que o custo do

equipamento influencia majoritariamente no custo do projeto, ou seja, quanto maior for o número de pratos na torre de destilação maior será o seu custo, apesar dos custos de operação se comportarem de forma oposta. A torre D, então, torna se economicamente mais viável por seu investimento em equipamentos ser consideravelmente menor.

10 CONCLUSÃO

A escolha de um equipamento é fortemente influenciada pelo seu preço. Uma menor eficiência ou um tempo de vida útil mais curto podem ser compensados por um menor preço. Dessa forma almeja-se a máxima economia possível tendo-se em perspectiva o tempo de vida útil: dos equipamentos, das tecnologias de processo e por fim da planta. Como poderia ser esperado, a torre D é economicamente mais viável comparando com os custos totais do que as torres A, B e C. Vale ressaltar que apesar do custo do vaso pulmão, custo do condensador, custo do refeedor e o custo da bomba de refluxo para o caso D ser superior aos demais casos, o seu custo de implementação é menor e compensa estes custos elevados. Esse resultado evidencia que o custo do equipamento está relacionado as suas dimensões físicas e de operação.

A ideia da engenharia de processos mostrou-se eficiente ferramenta para dimensionar e otimizar economicamente equipamentos industriais. Vale ressaltar que outras estimativas devem ser consideradas para que o projeto esteja mais elaborado, podendo citar as medidas de segurança, um projeto mais específico para as tubulações, os diagramas mecânicos de processo e a análise de impacto ambiental da planta. Além disso, para um projeto mais completo é necessária a ação de diversos profissionais de engenharia, a fim de especialistas em todas as áreas que compõem o planejamento e a execução de uma planta química.

11 ANEXOS

Tabela 11.1: Folha de especificação - Corrente de alimentação

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente		1
Descrição		Alimentação
Pressão	0,2338	kg/cm^2g
Temperatura	150	C
Vazão mássica	5000	kg/h
Vazão molar	46,94	$kmol/h$
Entalpia total	415,850	$Mcal/h$
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1	
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	1273	m^3/h
Peso molecular	106,5	$kg/kmol$
Densidade	3,928	kg/m^3
Viscosidade	$8,20 \cdot 10^{-3}$	cP
Condutividade térmica	$1,96 \cdot 10^{-2}$	$W/m.C$
Calor específico	1,68	$kJ/kg.C$
Fator de compressibilidade	1,147	
COMPOSIÇÃO		
COMPONENTE	FRAÇÃO MOLAR	FRAÇÃO MÁSSICA
Etilbenzeno	0,054	0,0538
p-Xileno	0,221	0,2203
m-Xileno	0,488	0,4864
o-Xileno	0,212	0,2213
n-Propilbenzeno	0,025	0,0282

Tabela 11.2: Folha de especificação - Corrente de destilado

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente		2
Descrição		Destilado
Pressão	0,2338	kg/cm^2g
Temperatura	146,8	C
Vazão mássica	3871	kg/h
Vazão molar	36,46	$kmol/h$
Entalpia total	5671,015	$kcal/h$
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	5,184	m^3/h
Peso molecular	106,2	$kg/kmol$
Densidade	746,7	kg/m^3
Viscosidade	0,201	cP
Condutividade térmica	0,1103	$W/m.C$
Calor específico	2,13	$kJ/kg.C$
Tensão superficial	15,82	$dyne/cm$
COMPOSIÇÃO		
COMPONENTE	FRAÇÃO MOLAR	FRAÇÃO MÁSSICA
Etilbenzeno	0,0695	0,0695
p-Xileno	0,2836	0,2836
m-Xileno	0,6253	0,6253
o-Xileno	0,0216	0,0216
n-Propilbenzeno	0	0

Tabela 11.3: Folha de especificação - Corrente de resíduo

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente		3
Descrição		Resíduo
Pressão	0,2338	kg/cm^2g
Temperatura	152,9	C
Vazão mássica	1129	kg/h
Vazão molar	10,48	$kmol/h$
Entalpia total	3811,504	$kcal/h$
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	1,491	m^3/h
Peso molecular	107,7	$kg/kmol$
Densidade	757,3	kg/m^3
Viscosidade	0,2207	cP
Condutividade térmica	0,1122	$W/m.C$
Calor específico	2,16	$kJ/kg.C$
Tensão superficial	16,53	$dyne/cm$
COMPOSIÇÃO		
COMPONENTE	FRAÇÃO MOLAR	FRAÇÃO MÁSSICA
Etilbenzeno	0	0
p-Xileno	0,0032	0,0031
m-Xileno	0,0105	0,0104
o-Xileno	0,8743	0,8616
n-Propilbenzeno	0,1120	0,1249

Tabela 11.4: Folha de especificação - Corrente de refluxo de topo

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente		2.1
Descrição		Refluxo de topo
Pressão	0,2338	kg/cm^2g
Temperatura	146,8	C
Vazão mássica	38710	kg/h
Vazão molar	364,6	$kmol/h$
Entalpia total	56803,635	$kcal/h$
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	51,841	m^3/h
Peso molecular	106,2	$kg/kmol$
Densidade	746,7	kg/m^3
Viscosidade	0,201	cP
Condutividade térmica	0,1103	$W/m.C$
Calor específico	2,13	$kJ/kg.C$
Tensão superficial	15,82	$dyne/cm$
COMPOSIÇÃO		
COMPONENTE	FRAÇÃO MOLAR	FRAÇÃO MÁSSICA
Etilbenzeno	0,0695	0,0695
p-Xileno	0,2836	0,2836
m-Xileno	0,6253	0,6253
o-Xileno	0,0216	0,0216
n-Propilbenzeno	0	0

Tabela 11.5: Folha de especificação - Corrente de refluxo de fundo

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente		3.1
Descrição		Refluxo de fundo
Pressão	0,2338	kg/cm^2g
Temperatura	152,9	C
Vazão mássica	38137	kg/h
Vazão molar	354,1	$kmol/h$
Entalpia total	128783,74	$kcal/h$
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	51,851	m^3/h
Peso molecular	107,7	$kg/kmol$
Densidade	757,3	kg/m^3
Viscosidade	0,2207	cP
Condutividade térmica	0,1122	$W/m.C$
Calor específico	2,16	$kJ/kg.C$
Tensão superficial	16,53	$dyne/cm$
COMPOSIÇÃO		
COMPONENTE	FRAÇÃO MOLAR	FRAÇÃO MÁSSICA
Etilbenzeno	0	0
p-Xileno	0,0032	0,0031
m-Xileno	0,0105	0,0104
o-Xileno	0,8743	0,8616
n-Propilbenzeno	0,1120	0,1249

Tabela 11.6: Folha de especificação - Torre de destilação

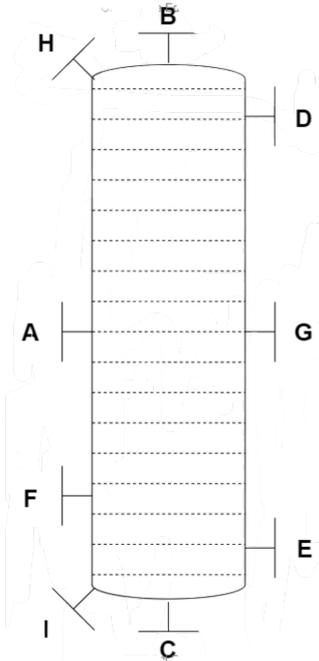
ESPECIFICAÇÕES VASOS / TORRES / REATORES		
Número do equipamento		C-01
Descrição		Torre de destilação fracionada
Pressão no topo	0,2338	<i>kg/cm²g</i>
Pressão no fundo	0,2338	
Pressão de projeto	0,2338	
Temperatura no topo	90,864	°C
Temperatura no fundo	96,791	
Temperatura de projeto	150,00	
Nível normal de líquido	631,11	<i>mm</i>
Nível máximo de líquido (80%)	731,15	
Nível mínimo de líquido (20%)	381,00	
Comprimento	42580	
Diâmetro	4020	
Material	Aço carbono	
PROPRIEDADES DO FLUIDO		
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	866,88	<i>kg/m³</i>
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave	882,70	<i>kg/m³</i>
CONEXÕES		
Sigla	Diâmetro	Serviço
A		Alimentação
B		Saída de vapor
C		Saída de líquido
D		Refluxo de topo
E		Refluxo de fundo
F		Bocal para sensor de nível
G		Bocal de inspeção
H		Válvula de segurança
I		Válvula de drenagem
		

Tabela 11.7: Folha de especificação - Vaso pulmão

ESPECIFICAÇÕES VASOS / TORRES / REATORES		
Número do equipamento		C-02
Descrição		Vaso pulmão
Pressão no topo	-	kg/cm^2g
Pressão no fundo	-	
Pressão de projeto	0,2338	
Temperatura no topo	-	°C
Temperatura no fundo	-	
Temperatura de projeto	146,8	
Nível normal de líquido	1700	mm
Nível máximo de líquido (80%)	2720	
Nível mínimo de líquido (20%)	680	
Comprimento	1020,00	
Diâmetro	3400,00	
Material	Aço carbono	
PROPRIEDADES DO FLUIDO		
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave		kg/m^3
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave		kg/m^3
CONEXÕES		
Sigla	Diâmetro	Serviço
A		Alimentação
B		Saída de líquido
C		Saída de vapor
D		Bocal para sensor de nível
E		Bocal de inspeção
F		Válvula de drenagem

Tabela 11.11: Folha de especificação - Tubulação 16"-P-100-H

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	16"-P-100-H	
De/a	V-01	C-01
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido, vapor ou gás ou mista]	Vapor	
CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO		
Vazão total	5000	<i>kg/h</i>
Fração de vapor	1	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	0	<i>m³/h</i>
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	1273	
Massa molar	106,5	<i>kg/kmol</i>
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	3,928	<i>kg/m³</i>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	$8,20 \cdot 10^{-3}$	<i>cP</i>
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	0,2338	<i>kg/cm².g</i>
Pressão de projeto	0,35	
Temperatura de operação	150,00	<i>°C</i>
Temperatura de projeto	160,00	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	16	<i>polegadas</i>
Perda de pressão	0,5	<i>kg/km.cm²</i>

Tabela 11.8: Folha de especificação - Bomba de refluxo de topo

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Número do equipamento	B-01			
Identificação do equipamento operação / reserva	Operação			
Descrição	Bomba de refluxo de topo			
Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)	Centrífuga			
Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)	Contínuo em série			
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão de operação	51,841		m^3/h	
Pressão	0,2338	$kg/cm^2.g$	0,2338	$kg/cm^2.g$
Temperatura	146,8	$^{\circ}C$	146,8	$^{\circ}C$
Densidade	746,7	kg/m^3	746,7	kg/m^3
Viscosidade	0,201	cP	0,201	cP
Pressão de vapor	0,2338	$kg/cm^2.g$	0,2338	$kg/cm^2.g$
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)	62,209		m^3/h	
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	31,105			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	3,3246		$kg/cm^2.g$	
Pressão na impulsão na vazão de projeto	96,4162			
Pressão diferencial	93,0916		kg/cm^2	
Altura diferencial	126,6		m	
NPSH disponível	3		m	
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	93,6000		kg/cm^2	
Pressão máxima na aspiração	3,4000		$kg/cm^2.g$	
Pressão máxima na impulsão	97,0000			
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	0,2338		$kg/cm^2.g$	
Temperatura de projeto	160		$^{\circ}C$	
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	36,4385		kW	
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				
<p>The diagram illustrates a pump system. It starts with a feed line entering a pump (M) at the top right. The flow then goes to a vessel (C-02). From C-02, the flow goes to another pump (M) at the bottom right. This pump feeds into a vessel (C-01) at the bottom left. From C-01, the flow goes to a heat exchanger (E-01) at the top left. The flow then returns to the first pump (M) at the top right, completing the loop. The diagram is labeled 'Visual Paradigm Online Free Edition' in the top left and bottom right corners.</p>				

Tabela 11.9: Folha de especificação - Condensador

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento				E-01		
Descrição				Condensador		
Tipo de trocador				Casco-tubo		
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA				AES		
Disposição (horizontal/vertical)				Horizontal		
Circulação (forçada, termosifão...)				Termosifão		
Nº de carcaças estimadas		Em série ou paralelo?		1	Série	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	TUBO-INTERIOR/FLUÍDO FRIO DO TROCADOR			CASCO - EXTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	201,765		<i>kg/h</i>	42586,2		<i>kg/h</i>
Fração de vapor/gás	0	0		1	0	
Vazão de vapor/gás	0	0	<i>kg/h</i>	42586,2	0	<i>kg/h</i>
Vazão de líquido	201,765	201,765	<i>kg/h</i>	0	42586,2	<i>kg/h</i>
Temperatura	28	45	<i>°C</i>	150	146,8	<i>°C</i>
Pressão	2,05	2,01	<i>kg/cm²g</i>	0,2338	0,2338	<i>kg/cm²g</i>
Perda de pressão permitida	0,4		<i>kg/cm²</i>	0,4		<i>kg/cm²</i>
Coefficiente individual de transmissão de calor	8,592.10 ⁶		<i>kcal/h.m²°C</i>	731		<i>kcal/h.m²°C</i>
Fator de deposição			<i>h.m²°C/kcal</i>			<i>h.m²°C/kcal</i>
Coefficiente global de transmissão de calor			3,433.10 ⁶			<i>kcal/h.m²°C</i>
ΔT_{ml}			110,08			<i>°C</i>
F_T						1
Calor trocado			9,68			<i>Gkcal/h</i>
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto			2			<i>kg/cm²g</i>
Temperatura de projeto			160			<i>°C</i>
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor			120,294			<i>m²</i>
Diâmetro dos tubos			3/4			<i>polegadas</i>
Comprimento dos tubos			20			<i>pés</i>
Espessura dos tubos			14			BWG
Espaçamento entre centro dos tubos			1			<i>polegada</i>
Tipo de disposição dos tubos			△			Triangular
Diâmetro do casco			60			<i>pés</i>

Tabela 11.10: Folha de especificação - Refervedor

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento				E-02		
Descrição				Refervedor		
Tipo de trocador				Caldeira de tubos em U		
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA				AKT		
Disposição (horizontal/vertical)				Horizontal		
Circulação (forçada, termosifão...)				Termosifão		
Nº de carcaças estimadas		Em série ou paralelo?		1	Série	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	TUBO-INTERIOR/FLUÍDO FRIO DO TROCADOR			CASCO - EXTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	39267		<i>kg/h</i>	6480,9		<i>kg/h</i>
Fração de vapor/gás	0	0,97		1	1	
Vazão de vapor/gás	0	38137	<i>kg/h</i>	6480,9	6480,9	<i>kg/h</i>
Vazão de líquido	39261	1129	<i>kg/h</i>	0	0	<i>kg/h</i>
Temperatura	152,9	12,9	<i>°C</i>	213	210	<i>°C</i>
Pressão			<i>kg/cm²g</i>			<i>kg/cm²g</i>
Perda de pressão permitida	0,4		<i>kg/cm²</i>	0,4		<i>kg/cm²</i>
Coefficiente individual de transmissão de calor	731		<i>kcal/h.m²°C</i>	903		<i>kcal/h.m²°C</i>
Fator de deposição			<i>h.m²°C/kcal</i>			<i>h.m²°C/kcal</i>
Coefficiente global de transmissão de calor			3,027.10 ⁶			<i>kcal/h.m²°C</i>
ΔT_{ml}			47,1			<i>°C</i>
F_T						
Calor trocado			9,27			<i>Gkcal/h</i>
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto			0,35			<i>kg/cm²g</i>
Temperatura de projeto			160			<i>°C</i>
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor			217,957			<i>m²</i>
Diâmetro dos tubos			3/4			<i>polegadas</i>
Comprimento dos tubos			24			<i>ps</i>
Espessura dos tubos			14			BWG
Espaçamento entre centro dos tubos			15/16			<i>polegadas</i>
Tipo de disposição dos tubos			△			Triangular
Diâmetro do casco			60			pés

Tabela 11.12: Folha de especificação - Tubulação 8"-P-120-H

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	8"-P-120-H	
De/a	C-01	E-01
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido, vapor ou gás ou mista]	Vapor	
CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO		
Vazão total	43546	<i>kg/h</i>
Fração de vapor	1	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	0	<i>m³/h</i>
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	57	
Massa molar	106,2	<i>kg/kmol</i>
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	746,7	<i>kg/m³</i>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,201	<i>cP</i>
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	0,2338	<i>kg/cm².g</i>
Pressão de projeto	0,35	
Temperatura de operação	150,00	<i>°C</i>
Temperatura de projeto	160,00	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	8	<i>polegadas</i>
Perda de pressão	0,4	<i>kg/km.cm²</i>

Tabela 11.13: Folha de especificação - Tubulação 8" -P-124-H

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	8" -P-124-H	
De/a	E-01	C-02
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido, vapor ou gás ou mista]	Líquido	
CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO		
Vazão total	43546	<i>kg/h</i>
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	57	<i>m³/h</i>
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	0	
Massa molar	106,2	<i>kg/kmol</i>
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	746,7	<i>kg/m³</i>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,201	<i>cP</i>
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	0,2338	<i>kg/cm².g</i>
Pressão de projeto	0,35	
Temperatura de operação	146,8	<i>°C</i>
Temperatura de projeto	160,00	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	8	<i>polegadas</i>
Perda de pressão	0,4	<i>kg/km.cm²</i>

Tabela 11.14: Folha de especificação - Tubulação 3" -C-122-H

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	3" -C-122-H	
De/a	C-02	V-02-2
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido, vapor ou gás ou mista]	Líquido	
CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO		
Vazão total	3871	<i>kg/h</i>
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	5,184	<i>m³/h</i>
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	0	
Massa molar	106,2	<i>kg/kmol</i>
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	746,7	<i>kg/m³</i>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,201	<i>cP</i>
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	0,2338	<i>kg/cm².g</i>
Pressão de projeto	0,35	
Temperatura de operação	146,8	<i>°C</i>
Temperatura de projeto	160,00	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	3	<i>polegadas</i>
Perda de pressão	0,4	<i>kg/km.cm²</i>

Tabela 11.15: Folha de especificação - Tubulação 16"-AR-123-H

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	16"-AR-123-H	
De/a	V-02-3	E-02
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido, vapor ou gás ou mista]	Líquido	
CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO		
Vazão total	201,765	<i>kg/h</i>
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	201765	<i>m³/h</i>
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	0	
Massa molar	18	<i>kg/kmol</i>
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	1000	<i>kg/m³</i>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,6531	<i>cP</i>
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	2,05	<i>kg/cm².g</i>
Pressão de projeto	3,0	
Temperatura de operação	25	<i>°C</i>
Temperatura de projeto	50	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	16	<i>polegadas</i>
Perda de pressão	0,4	<i>kg/km.cm²</i>

Tabela 11.16: Folha de especificação - Tubulação 8"-C-121-H

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	8"-C-121-H	
De/a	C-02	V-02-1
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido, vapor ou gás ou mista]	Líquido	
CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO		
Vazão total	38710	<i>kg/h</i>
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	51,841	<i>m³/h</i>
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	0	
Massa molar	106,2	<i>kg/kmol</i>
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	746,7	<i>kg/m³</i>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,2011	<i>cP</i>
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	0,23385	<i>kg/cm².g</i>
Pressão de projeto	0,35	
Temperatura de operação	146,8	<i>°C</i>
Temperatura de projeto	160,0	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	8	<i>polegadas</i>
Perda de pressão	0,4	<i>kg/km.cm²</i>

Tabela 11.17: Folha de especificação - Tubulação 8"-c-125-H

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	8"-C-125-H	
De/a	V-02-1	B-01
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido, vapor ou gás ou mista]	Líquido	
CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO		
Vazão total	38710	<i>kg/h</i>
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	51,841	<i>m³/h</i>
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	0	
Massa molar	106,2	<i>kg/kmol</i>
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	746,7	<i>kg/m³</i>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,2011	<i>cP</i>
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	0,23385	<i>kg/cm².g</i>
Pressão de projeto	0,35	
Temperatura de operação	146,8	<i>°C</i>
Temperatura de projeto	160,0	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	8	<i>polegadas</i>
Perda de pressão	0,4	<i>kg/km.cm²</i>

Tabela 11.18: Folha de especificação - Tubulação 8"-C-126-H

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	8"-C-126-H	
De/a	B-01	C-01
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido, vapor ou gás ou mista]	Líquido	
CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO		
Vazão total	38710	<i>kg/h</i>
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	51,841	<i>m³/h</i>
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	0	
Massa molar	106,2	<i>kg/kmol</i>
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	746,7	<i>kg/m³</i>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,2011	<i>cP</i>
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	0,23385	<i>kg/cm².g</i>
Pressão de projeto	0,35	
Temperatura de operação	146,8	<i>°C</i>
Temperatura de projeto	160,0	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	8	<i>polegadas</i>
Perda de pressão	0,4	<i>kg/km.cm²</i>

Tabela 11.19: Folha de especificação - Tubulação 8"-P-130-H

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	8"-P-130-H	
De/a	C-01	E-02
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido, vapor ou gás ou mista]	Líquido	
CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO		
Vazão total	39267	<i>kg/h</i>
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	0	<i>m³/h</i>
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	51,85	
Massa molar	107,7	<i>kg/kmol</i>
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	757,3	<i>kg/m³</i>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,2207	<i>cP</i>
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	0,2338	<i>kg/cm².g</i>
Pressão de projeto	0,35	
Temperatura de operação	152,90	<i>°C</i>
Temperatura de projeto	160,00	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	8	<i>polegadas</i>
Perda de pressão	0,4	<i>kg/km.cm²</i>

Tabela 11.20: Folha de especificação - Tubulação 2" -P-132-H

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	2" -C-132-H	
De/a	E-02	V-03-2
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido, vapor ou gás ou mista]	Líquido	
CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO		
Vazão total	1129	<i>kg/h</i>
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	1,491	<i>m³/h</i>
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	0	
Massa molar	107,7	<i>kg/kmol</i>
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	757,3	<i>kg/m³</i>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,2207	<i>cP</i>
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	0,2338	<i>kg/cm².g</i>
Pressão de projeto	0,35	
Temperatura de operação	152,90	<i>°C</i>
Temperatura de projeto	160,00	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	2	<i>polegadas</i>
Perda de pressão	0,4	<i>kg/km.cm²</i>

Tabela 11.21: Folha de especificação - Tubulação 8"-P-131-H

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	8"-P-131-H	
De/a	E-02	V-03-1
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido, vapor ou gás ou mista]	Vapor	
CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO		
Vazão total	38137	<i>kg/h</i>
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	51,851	<i>m³/h</i>
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	0	
Massa molar	107,7	<i>kg/kmol</i>
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	757,3	<i>kg/m³</i>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,2207	<i>cP</i>
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	0,2338	<i>kg/cm².g</i>
Pressão de projeto	0,35	
Temperatura de operação	152,90	<i>°C</i>
Temperatura de projeto	160,00	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	8	<i>polegadas</i>
Perda de pressão	0,4	<i>kg/km.cm²</i>

Tabela 11.22: Folha de especificação - Tubulação 16"-V-133-H

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	16"-V-133-H	
De/a	V-03-3	E-02
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido, vapor ou gás ou mista]	Vapor	
CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO		
Vazão total	6480,9	<i>kg/h</i>
Fração de vapor	1	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	0	<i>m³/h</i>
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	14712,61	
Massa molar	18	<i>kg/kmol</i>
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,4405	<i>kg/m³</i>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,013	<i>cP</i>
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	15	<i>kg/cm².g</i>
Pressão de projeto	18	
Temperatura de operação	213	<i>°C</i>
Temperatura de projeto	250	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	16	<i>polegadas</i>
Perda de pressão	0,4	<i>kg/km.cm²</i>

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 1 TOWLERR GAVIN; SINNOTT, R. *Chemical Engineering Desing: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. [S.l.]: Elsevier, 2008.
- 2 MEYERS, R. A. *Handbook of Petroleum Refining Processes Economics of Plant and Process Design*. [S.l.]: McGraw-Hill Handbooks, 2004.
- 3 BONIFÁCIO, W. P. *SIMULAÇÃO E OTIMIZAÇÃO DE COLUNAS DE DESTILAÇÃO REATIVA*. [S.l.]: Unicamp, 1999.
- 4 DOUGLAS, M. J. *Conceptual design of chemical processes*. [S.l.]: McGraw-Hill Handbooks, 1988.