



UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
INSTITUTO DE QUÍMICA
ENGENHARIA QUÍMICA

KARINE QUARESMA LIMA

**PROJETO DE UM SISTEMA DE FRACIONAMENTO DA MISTURA N-HEXANO,
N-HEPTANO E N-OCTANO**

Brasília

2021

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
INSTITUTO DE QUÍMICA
ENGENHARIA QUÍMICA

KARINE QUARESMA LIMA

**PROJETO DE UM SISTEMA DE FRACIONAMENTO DA MISTURA N-HEXANO,
N-HEPTANO E N-OCTANO**

Trabalho de conclusão de curso apresentado a Divisão de Química Tecnológica do Instituto de Química da Universidade de Brasília como requisito parcial para a obtenção do grau de Bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Jose Joaquín Linares León

Brasília
2021

À memória do meu pai, Evandro Costa Lima, grande homem que sempre me incentivou e me proporcionou todos os meios para alcançar meus sonhos.

AGRADECIMENTOS

A Deus, por ter me proporcionado força e persistência durante os anos de graduação.

Aos meus pais e minha irmã, que sempre me incentivaram a seguir os meus sonhos, me dando muito apoio nos momentos mais difíceis.

Aos meus amigos, especialmente, Iago Leal, Grazielle Diniz, Davi Fontenelle e Yago Silva, pelo companheirismo e pela ajuda ao longo desta grande jornada de sabedoria e autoconhecimento.

Aos meus professores, em especial, Maria José Sales, Fabrício Machado e Jose León, pelas correções, ensinamentos e conselhos que me auxiliaram no meu processo de formação.

A Universidade de Brasília, principalmente, ao Instituto de Química, pela estrutura das salas de aulas e dos laboratórios que foram essenciais ao meu aprendizado.

A pessoa mais qualificada para liderar não é a pessoa fisicamente mais forte. É a mais inteligente, a mais culta, a mais criativa, a mais inovadora. E não existem hormônios para esses atributos.

(Chimamanda Ngozi Adichie)

RESUMO

Ao longo do curso de Engenharia Química, foram estudados teorias e princípios fundamentais, como os fenômenos de transporte – transferência de quantidade de movimento, transferência de massa e transferência de calor – e as operações unitárias, que culminaram na realização deste presente trabalho. Por meio das disciplinas Projeto de Engenharia Química I e Projeto de Engenharia Química II, ministradas pelo professor Jose Joaquín Linares León, que trataram de assuntos fundamentais de um projeto de uma planta química, foi desenvolvido o projeto de um sistema de destilação multicomponente composto pela mistura de n-hexano, n-heptano e n-octano, que teve como foco o dimensionamento e o preenchimento das folhas de especificações de vasos e torres, de trocadores de calor e de bombas, além da realização de um diagrama simplificado de instrumentação e controle de processos. Ademais, foi feita a análise econômica com a finalidade de estimar os gastos e examinar a viabilidade de aplicação do projeto.

Palavras-chave: Análise econômica. Destilação. Diagrama de processo. Planta química. Projeto.

ABSTRACT

Throughout the Chemical Engineering course, fundamental theories and principles were studied, such as transport phenomena – momentum transfer, mass transfer and heat transfer – and unit operations, which culminated in this work. Through the disciplines Chemical Engineering Project I and Chemical Engineering Project II, taught by teacher Jose Joaquín Linares León, which dealt with fundamental issues of a chemical plant project, the project of a multicomponent distillation system composed by the mixture of n-hexane, n-heptane and n-octane was developed, which focused on design and equipment specification sheets filling of pressure vessels, heat exchangers and pumps, in addition to the realization of a simplified instrumentation and control processes diagram. Furthermore, an economic analysis was carried out in order to estimate the expenses and examine the feasibility of applying the project.

Keywords: Chemical plant. Distillation. Economic analysis. Process diagram. Project.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Esquema do processo de separação de benzeno e tolueno.....	22
Figura 2. Tabela de tensão máxima.....	24
Figura 3. Eficiência de solda.....	25
Figura 4. Método das porcentagens.....	31
Figura 5. Método de estimação fatorial.....	34
Figura 6. Diagrama básico do sistema de fracionamento da mistura n-C ₆ , n-C ₇ e n-C ₈	36
Figura 7. Esquema básico da torre de destilação.....	39
Figura 8. Trocador de calor do tipo casco e tubo.....	61
Figura 9. Esquema da torre de destilação com 16 pratos.....	61
Figura 10. Propriedades da corrente enviada “ <i>To Reboiler</i> ”.....	62
Figura 11. Propriedades da corrente “ <i>Boilup</i> ”.....	62
Figura 12. Determinação do diâmetro do casco.....	65
Figura 13. Aspectos construtivos em uma bomba centrífuga.....	67
Figura 14. Esquema do bombeamento do refluxo.....	67
Figura 15. Diagrama de processos da destilação da mistura n-hexano, n-heptano e n-octano.....	75

LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Características dos componentes da mistura.....	37
Tabela 2. Estimação do número de pratos reais (N).....	39
Tabela 3. Vazões de líquido (L) e de vapor (V).....	40
Tabela 4. Sessão transversal (S_C) e diâmetro da coluna (D_C).....	41
Tabela 5. Altura da coluna (H).....	41
Tabela 6. Diâmetro do vaso pulmão do refluxo (D_{VP}).....	42
Tabela 7. Área de troca térmica do condensador (A_{topo}).....	43
Tabela 8. Área de troca térmica no refeedor (A_{fundo}).....	44
Tabela 9. Vazão volumétrica do refluxo ($Q_{refluxo}$) e perda de carga (ΔP).....	45
Tabela 10. Potência útil da bomba ($Pot_{\acute{u}til}$), potência absorvida (Pot_a) e potência elétrica (Pot_e).....	46
Tabela 11. Espessura (t) e massa da torre de destilação (m_V).....	47
Tabela 12. Custo da torre de destilação ($C_{T,2018}$).....	48
Tabela 13. Custo do vaso pulmão ($C_{VP,2018}$).....	49
Tabela 14. Custo do condensador ($c_{c,2018}$).....	50
Tabela 15. Custo do refeedor ($C_{R,2018}$).....	50
Tabela 16. Custo da bomba do refluxo ($C_{B,2018}$).....	51
Tabela 17. Custo total dos equipamentos (c_{2018}) e investimento fixo (I).....	52
Tabela 18. Custo operacional total da planta em 15 anos ($C_{OP,15}$).....	53
Tabela 19. Avaliação do investimento (Y).....	54

LISTA DE ABREVIATURAS

L/D – razão geométrica

t – espessura

P_i – pressão de projeto

D_i – diâmetro interno do equipamento

S – tensão máxima

E – eficiência de solda

W_v – peso do vaso

m_v – massa do vaso

C_w – fator relacionado ao equipamento

D_m – diâmetro do equipamento

H_v – altura do equipamento

c_e – custo do equipamento

Q – calor

F_T – fator de correção

U – coeficiente global de transmissão de calor

$\Delta T_{MÉDIO}$ – variação de temperatura logarítmica média

ΔT – temperatura média

A_T – área de troca térmica

c_T – custo total dos equipamentos

CEPCI – *Chemical Engineering Plant Cost Index*

c_{2007} – custo total dos equipamentos em 2007

c_{2018} – custo total dos equipamentos em 2018

Y – avaliação do investimento

I – investimento fixo ou imobilizado

CG – capital de giro

GP – gastos prévios

GPF – gastos de posta em funcionamento

d – fator de Lang

A – vazão do alimento

D – vazão do destilado

R – vazão do resíduo

R_m – taxa de refluxo mínima

α – volatilidade relativa

α_{cl} – volatilidade relativa do componente leve referente ao pesado

α_{cp} – volatilidade relativa do componente pesado referente ao próprio pesado

α_i – volatilidade relativa do componente i referente ao pesado

x_{cla} – composição do componente chave leve no alimento

x_{cpa} – composição do componente chave pesado no alimento

x_{ia} – composição do componente i no alimento

x_{clD} – composição do componente chave leve no destilado

x_{cpD} – composição do componente chave pesado no destilado

x_{iD} – composição do componente i no destilado

q – fração de líquido no alimento

θ – volatilidade relativa média

N_{min} – número mínimo de pratos

N_t – número de pratos teóricos

N – número de pratos reais

RR – razão de refluxo

L – vazão de líquido

V – vazão de vapor

v_{LIM} – velocidade limite da fase vapor

ρ_L – densidade do líquido

ρ_G – densidade do vapor

D_{min} – diâmetro interno mínimo da coluna

S_{min} – seção transversal mínima da coluna

D_C – diâmetro interno da coluna

S_C – seção transversal da coluna

H – altura da coluna

H_f – altura do fundo

H_r – altura da coluna sem fundo

t_r – tempo de retenção

ρ_D – densidade molar do destilado

Q_{VP} – vazão de líquido de entrada do vaso pulmão

$Vol_{\acute{u}til}$ – volume útil do vaso pulmão

Vol_{geo} – volume geométrico do vaso pulmão

$D_{VP,min}$ – diâmetro mínimo do vaso pulmão

D_{VP} – diâmetro do vaso pulmão

$Q_{L,D}$ – calor latente da corrente do destilado

$T_{D,operação}$ – temperatura de operação do destilado

$T_{D,desenho}$ – temperatura de desenho do destilado

$T_{A,e}$ – temperatura da água de refrigeração na entrada

$T_{A,s}$ – temperatura da água de refrigeração na saída

U_{topo} – coeficiente global de transmissão de calor no condensador

Q_{topo} – calor trocado no condensador

A_{topo} – área de troca térmica do condensador

$Q_{L,R}$ – calor latente da corrente do resíduo

$T_{R,\text{operação}}$ – temperatura de operação do resíduo

$T_{R,\text{desenho}}$ – temperatura de desenho do resíduo

T_V – temperatura do vapor de baixa pressão

U_{fundo} – coeficiente global de transmissão de calor no refeedor

Q_{fundo} – calor trocado no refeedor

A_{fundo} – área de troca térmica do refeedor

H_A – altura da carga hidráulica de admissão

H_I – altura da carga hidráulica de impulso

d_D – densidade mássica do destilado

g – gravidade

Q_{refluxo} – vazão volumétrica do refluxo

$P_{\text{man,A}}$ – pressão manométrica na admissão

$P_{\text{man,I}}$ – pressão manométrica no impulso

ΔP – perda de carga

$Pot_{\text{útil}}$ – potência útil

Pot_a – potência absorvida

Pot_e – potência elétrica

$c_{v,2007}$ – custo do vaso no ano de 2007

$c_{p,2007}$ – custo do prato individual no ano de 2007

$c_{T,2007}$ – custo da torre no ano de 2007

$c_{T,2018}$ – custo da torre no ano de 2018

e_{VP} – a espessura do vaso

S_t – tensão de cisalhamento do aço

X – fator de complexidade

$C.A.$ – espessura de corrosão

W_{VP} – peso do vaso pulmão

$c_{VP,2006}$ – custo do vaso pulmão no ano de 2006

$c_{VP,2018}$ – custo do vaso pulmão no ano de 2018

$c_{c,2007}$ – custo do condensador no ano de 2007

$c_{c,2018}$ – custo do condensador no ano de 2018

$c_{R,2007}$ – custo do refeedor no ano de 2007

$c_{R,2018}$ – custo do refeedor no ano de 2018

$c_{BC,2007}$ – custo da bomba no ano de 2007

$c_{MT,2007}$ – custo do motor da bomba no ano de 2007

$c_{B,2007}$ – custo total da bomba no ano de 2007

$c_{B,2018}$ – custo total da bomba no ano de 2018

$C_{\text{água},15}$ – custo da utilização da água de refrigeração no topo da torre no período de 15 anos

$C_{\text{água},h}$ – custo da utilização da água de refrigeração no topo da torre no período de uma hora

$c_{p, \text{água}}$ – capacidade calorífica da água à pressão constante

$\rho_{\text{água}}$ – densidade da água

f_a – valor do m³ da água de refrigeração

n_h – número de horas em um dia

n_d – número de dias por ano

n_a – número de anos avaliado

$c_{\text{vapor},15}$ – custo da utilização do vapor de caldeira no fundo da torre no período de 15 anos

$c_{\text{vapor},h}$ – custo da utilização do vapor de caldeira no fundo da torre no período uma hora

f_v – valor da tonelada do vapor de aquecimento

$c_{\text{eletricidade},15}$ – custo da utilização da eletricidade para bomba de refluxo no período de 15 anos

$c_{\text{eletricidade},h}$ – custo da utilização da eletricidade para bomba de refluxo no período uma hora

f_e – valor da eletricidade

$c_{OP,15}$ – custo operacional total da planta em 15 anos

$T_{R,e}$ – temperatura de entrada da corrente “*To Reboiler*”

$T_{R,s}$ – temperatura de saída da corrente “*Boilup*”

M – vazão mássica do vapor de baixa pressão

$D_{T,R}$ – diâmetro do tubo do refeedor

$L_{T,R}$ – comprimento do tubo do refeedor

$N_{T,R}$ – número de tubos do refeedor

$A_{T,R}$ – área de troca térmica de cada tubo do refeedor

P_{asp} – pressão de aspiração da bomba

$P_{\text{int}}(C - 2)$ – pressão interna no vaso pulmão

P_{C-2} – pressão relacionada à altura de elevação do vaso

$P_{\text{nível}}$ – pressão do líquido no interior do vaso

ΔP_{adm} – perda de pressão no duto de admissão

L_{asp} – duto na aspiração

$P_{\text{máx,asp}}$ – pressão máxima na aspiração

$P_{\text{op}}(C - 2)$ – pressão de operação do vaso pulmão

$P_{\text{máx,nível}}$ – pressão máxima de líquido no interior do vaso

P_{imp} – pressão na impulsão

$P_{\text{int}}(C - 1)$ – pressão interna na torre

P_{C-1} – pressão relacionada à altura de elevação da torre acrescido do seu comprimento

P_V – perda de carga da válvula do sistema

ΔP_{imp} – perda de pressão no duto de impulsão

L_{imp} – duto na impulsão

$\Delta P_{\text{shut-off}}$ – pressão *shut-off*

$P_{\text{máx,imp}}$ – pressão máxima na impulsão

Q_B – vazão de operação da bomba

$Q_{B,\text{min}}$ – vazão mínima da bomba

$Q_{B,\text{proj}}$ – vazão de projeto da bomba

P_{ot} – potência absorvida da bomba

P_{ot_h} – potência hidráulica

ρ – densidade

h – altura

Δh – altura diferencial

P&ID – Diagrama de tubulação e instrumentação

HAZOP – Estudo de perigo e operabilidade

I&C – Instrumentação e Controle

LISTA DE SÍMBOLOS

% – por cento

kg – quilograma

h – hora

°C – graus Celsius

kW – quilowatt

m³ – metro cúbico

M – mega

kcal – quilocaloria

m² – metro quadrado

cm² – centímetro quadrado

m – metro

g – gauge

°F – graus Fahrenheit

psi – libra-força por polegada quadrada

mm – milímetro

N – newton

L – litro

s – segundo

\$ - dólar

kmol – quilomol

ft – pés

W – watt

s² – segundo ao quadrado

Pa – pascual

G – giga

cP – centipoise

kJ – kilojoule

cm – centímetro

SUMÁRIO

INTRODUÇÃO.....	21
CAPÍTULO I – AVALIAÇÃO ECONÔMICA.....	21
1.1 Purificação de corrente em torre de destilação.....	22
1.1.1 Torre de destilação.....	23
1.1.2 Pulmão da torre.....	26
1.1.3 Bomba de alimentação.....	27
1.1.4 Vaporizador.....	28
1.1.5 Condensador.....	29
1.1.6 Refervedor.....	30
1.1.7 Custo dos Equipamentos.....	30
1.1.8 Avaliação do Investimento.....	31
CAPÍTULO II – VASOS E TORRES.....	35
2.1 Dimensionamento.....	37
2.1.1 Torre de destilação.....	37
2.1.2 Vaso pulmão do refluxo.....	41
2.1.3 Condensador.....	42
2.1.4 Refervedor.....	43
2.1.5 Bomba do refluxo.....	44
2.2 Custo dos Equipamentos.....	46
2.2.1 Torre de destilação.....	46
2.2.2 Vaso pulmão do refluxo.....	48
2.2.3 Condensador.....	49
2.2.4 Refervedor.....	50

2.2.5 Bomba do refluxo.....	51
2.3 Investimento fixo ou Imobilizado.....	51
2.4 Custos Operacionais.....	52
2.4.1 Água de refrigeração.....	52
2.4.2 Vapor de caldeira.....	52
2.4.3 Eletricidade da bomba de refluxo.....	53
2.5 Avaliação do Investimento.....	54
2.6 Folhas de especificações.....	54
CAPÍTULO III – TROCADOR DE CALOR.....	61
3.1 Dimensionamento.....	61
3.2 Folha de especificação.....	65
CAPÍTULO IV – BOMBA.....	66
4.1 Dimensionamento.....	68
4.2 Folha de especificação.....	72
CAPÍTULO V – DIAGRAMA P&ID.....	73
5.1 Diagrama de Processos.....	74
5.2 Folhas de especificação.....	76
CONSIDERAÇÕES FINAIS.....	78
REFERÊNCIAS.....	79

INTRODUÇÃO

Atualmente, a engenharia química é uma das carreiras do ramo da engenharia mais valorizada. Isso acontece, porque a engenharia química tem uma ampla área de atuação nas indústrias, como a química, polimérica, de energia, alimentícia, farmacêutica e extrativa de minerais e metais.¹

O engenheiro químico consegue, a partir de uma descrição de um problema e/ou conjunto de resultados experimentais, compreender os fenômenos de transporte (transferência de quantidade de movimento, de massa e de calor) envolvidos e criar um plano de ação que, se executado, pode proporcionar resultados financeiros satisfatórios. Dessa forma, o estabelecimento de planos e a estimativa do ganho econômico é o projeto de engenharia química.¹

O projeto é um trabalho inovador, sendo uma das funções mais recompensadoras feita por um engenheiro. Porém, ao refletir sobre os prováveis meios de alcançar o objetivo, o projetista será limitado por restrições, como regulamentações governamentais, escolha das condições de processo, materiais e equipamentos, viabilidade financeira e tempo.¹

Assim, através das disciplinas Projeto de Engenharia Química I e Projeto de Engenharia Química II, que abordaram tópicos essenciais ao projeto de processos da indústria química, tendo como destaque a definição e alcance do projeto, a avaliação econômica, o dimensionamento de vasos, torres, trocadores de calor, bombas e compressores e a instrumentação e controle dos processos, o presente trabalho foi desenvolvido.

CAPÍTULO I – AVALIAÇÃO ECONÔMICA

Os projetos de engenharia química, geralmente, fornecem dados que proporcionam a estimativa do capital e dos custos operacionais, uma vez que, as indústrias químicas são erguidas para obterem lucro. A aferição de gastos é um assunto específico, realizado por um profissional capacitado, mas o engenheiro deve ter a capacidade de realizar avaliações das despesas com o objetivo de decidir o melhor projeto e otimizá-lo.¹

Neste capítulo, será apresentado a seguinte situação: purificação de corrente em torre de destilação. Assim, por meio de métodos simples de custeio e alguns dados de despesas fornecidas, serão realizadas estimativas preliminares de capital e custos operacionais nos estágios iniciais do projeto que podem ser feitas através de planilhas.¹

1.1 Purificação de corrente em torre de destilação

Em primeiro lugar, por meio da torre de destilação, pretende-se purificar uma corrente formada por 40% de benzeno e 60% de tolueno. Assim, por meio de análises realizadas em escala piloto, projetou-se uma planta para processar 25.000 kg/h da mistura, com os detalhes operativos que são apresentados na Figura 1.

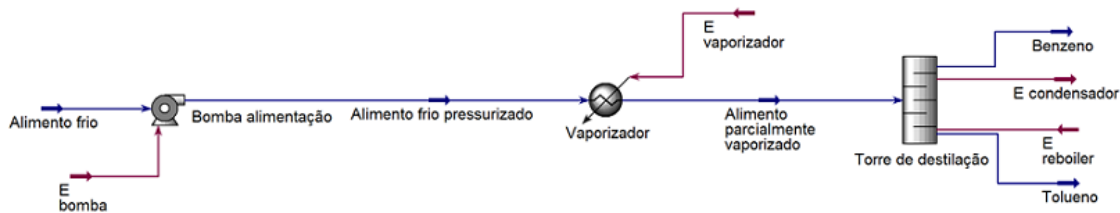


Figura 1. Esquema do processo de separação de benzeno e tolueno.

Ao observar o esquema do processo, percebe-se que a unidade é alimentada com um alimento frio que está com uma temperatura de 25 °C e pressão atmosférica (0 kg/cm²g). A alimentação é impulsionada com o apoio de uma bomba centrífuga a uma pressão de 1,2 kg/cm²g, sendo encaminhada a um evaporador, que admite vaporizar 50% da corrente de entrada depois do aumento de temperatura a 112,6 °C, tendo uma perda de pressão de 0,7 kg/cm². Após isso, o alimento ingressa na torre de destilação para atingir uma corrente de destilado composta de benzeno 95% e uma corrente de resíduo constituída de tolueno 95%.

De acordo com as informações obtidas na planta piloto, têm-se os dados de projeto:

- Bomba de alimentação: potência necessária de 2,507 kW com uma vazão operacional de 57,53 m³/h;
- vaporizador: quantidade de calor necessária de 3,958 Mkal/h com coeficiente global de transmissão de calor de 1000 kcal/(h.m²). Como será utilizado vapor de baixa pressão para aquecimento, a pressão operacional é de 6 kg/cm²g e a temperatura é 160 °C;
- torre de destilação: a pressão no topo da torre de destilação é de 0 kg/cm²g e no fundo de 1 kg/cm²g. Ela tem 15 pratos do tipo válvula, tendo diâmetro de 2,9 m para atender à demanda hidráulica e altura 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). Importante destacar que, para o cálculo da altura, também foi considerado um tempo de retenção do líquido no fundo de 10 minutos;

- condensador: quantidade de calor que será retirada é igual a 7,209 MKcal/h e apresenta um coeficiente global de transmissão de calor de 700 kcal/(h.m²). Como será utilizada a água de refrigeração, a temperatura de entrada é 28 °C e a máxima temperatura de saída é de 45 °C. Também, considerar o fluido de processo com temperatura de 81,19 °C;
- refulador da torre de destilação: quantidade de calor necessária é de 5,146 Mkal/h e o coeficiente global de transmissão de calor de 1000 kcal/(h.m²). Como será utilizada vapor de baixa pressão para aquecimento, a pressão operacional é de 6 kg/cm²g e a temperatura é 160 °C. Também, considerar uma temperatura de 133,6 °C para o fluido de processo; e
- pulmão da torre: para o cálculo, considerar uma razão geométrica de L/D equivalente a 5, uma vazão volumétrica de destilado de 21,86 m³/h e de refluxo de 73,44 m³/h. Em função disto, para um tempo de retenção de 10 minutos, considerando um nível normal de líquido de 50% do diâmetro do tanque, foi aferido que este último se corresponde com 2,1 m e um comprimento de 10,5 m. Ademais, a pressão de operação correspondente é 0 kg/cm².

Dessa forma, o objetivo é estimar o investimento necessário para colocar a unidade em funcionamento.

1.1.1 Torre de destilação

Em primeiro lugar, a torre de destilação é considerada como um vaso. Dessa forma, é projetada de acordo com o seu peso, estimando, inicialmente, sua espessura, suas características geométricas e sua pressão de operação.

As equações¹ utilizadas para estimar a espessura (t) foram:

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

$$t_2 = \frac{P_i \times D_i}{4SE + 0,8P_i} \quad (\text{Equação 2})$$

em que P_i equivale a pressão de projeto, D_i o diâmetro interno do equipamento, S é a tensão máxima e E equivale a eficiência de solda.

A pressão da torre de destilação varia de 1 kg/cm²g (o “g” corresponde a gauge, manométrico, relativo) no fundo a 0 kg/cm²g no topo. No projeto de qualquer equipamento, sempre é necessário ser cauteloso, isto é, adotar o valor mais limitante. Nesse caso, seria o valor de 1 kg/cm²g.

Porém, além disso, é preciso considerar prováveis condições críticas. Existem dois critérios básicos: (1) somar 10% ao valor da pressão de operação ou (2) somar 1,8 kg/cm². Portanto,

$$(1) 1 \text{ kg/cm}^2 + (10\% \times 1 \text{ kg/cm}^2) = 1,1 \text{ kg/cm}^2$$

$$(2) 1 \text{ kg/cm}^2 + 1,8 \text{ kg/cm}^2 = 1,8 \text{ kg/cm}^2$$

O maior valor define a pressão de projeto (P_i). Entretanto, quando o valor é menor que 3,5 kg/cm²g, adota-se este valor. Logo, o valor de P_i é 3,5 kg/cm².

O diâmetro interno (D_i) é igual a 2,9 m.

A tensão máxima (S) é definida de acordo com o material escolhido. Como não há materiais corrosivo, o material escolhido foi o aço. Na Figura 2, a seguir, encontram-se os valores da tensão máxima.

Table 13.2 Typical maximum allowable stresses for plate under ASME BPV Code Sec. VIII D.1 (The appropriate material standards should be consulted for particular grades and plate thicknesses)									
Material	Grade	Min Tensile strength (ksi)	Min Yield strength (ksi)	Maximum temperature (°F)	Maximum allowable stress at temperature °F (ksi = 1000 psi)				
					100	300	500	700	900
Carbon steel	A285 Gr A	45	24	900	12.9	12.9	12.9	11.5	5.9
Killed carbon Steel	A515 Gr 60	60	32	1000	17.1	17.1	17.1	14.3	5.9
Low alloy steel 1 ¼ Cr, ½ Mo, Si	A387 Gr 22	60	30	1200	17.1	16.6	16.6	16.6	13.6
Stainless steel 13 Cr	410	65	30	1200	18.6	17.8	17.2	16.2	12.3
Stainless steel 18 Cr, 8 Ni	304	75	30	1500	20.0	15.0	12.9	11.7	10.8
Stainless steel 18 Cr, 10 Ni, Cb	347	75	30	1500	20.0	17.1	15.0	13.8	13.4
Stainless steel 18 Cr, 10 Ni, Ti	321	75	30	1500	20.0	16.5	14.3	13.0	12.3
Stainless steel 16 Cr, 12 Ni, 2 Mo	316	75	30	1500	20.0	15.6	13.3	12.1	11.5

Note:
 1. The stress values for type 304 stainless steel are not the same as those given for stainless steel 304L in Table 7.8 of this book
 2. 1 ksi = 1000 psi = 6.8948 N/mm²

Figura 2. Tabela de tensão máxima.¹

Como a temperatura máxima de operação é igual a 234,68 °F, utilizou-se 12,9 kpsi que é igual a 906,96 kg/cm².

O parâmetro S é chamado de eficiência de solda, uma vez que, atribui-se que são usadas pranchas que serão soldadas na montagem do equipamento. Na Figura 3, encontram-se os valores de eficiência de solda.

Joint Description	Joint Category	Degree of Radiographic Examination		
		Full	Spot	None
Double-welded butt joint or equivalent	A, B, C, D	1.0	0.85	0.70
Single-welded butt joint with backing strip	A, B, C, D	0.9	0.8	0.65
Single-welded butt joint without backing strip	A, B, C	NA	NA	0.60
Double full fillet lap joint	A, B, C	NA	NA	0.55
Single full fillet lap joint with plug welds	B, C	NA	NA	0.50
Single full fillet lap joint without plug welds	A, B	NA	NA	0.45

Figura 3. Eficiência de solda.¹

Assim, foi escolhido o valor típico de 0,85.

Substituindo os valores encontrados nas Equações 1 e 2:

$$t_1 = \frac{3,5 \text{ kg/cm}^2 \times 2,9 \text{ m}}{2 \times 906,96 \text{ kg/cm}^2 \times 0,85 - 1,2 \times 3,5 \text{ kg/cm}^2} = 6,60 \times 10^{-3} \text{ m} = 6,6 \text{ mm}$$

$$t_2 = \frac{3,5 \text{ kg/cm}^2 \times 2,9 \text{ m}}{4 \times 906,96 \text{ kg/cm}^2 \times 0,85 + 0,8 \times 3,5 \text{ kg/cm}^2} = 3,29 \times 10^{-3} \text{ m} = 3,3 \text{ mm}$$

Assim, utilizou-se o maior valor dentre os dois resultados. Porém, deve-se acrescentar 3 mm de sobre espessura devido a uma possível corrosão. Dessa forma, a espessura utilizada foi de 9,6 mm.

A seguir, estimou-se o peso do vaso (W_v) com as seguintes fórmulas¹:

$$W_v = 240 \times C_w \times D_m \times (H_v + 0,8 \times D_m) \times t \quad (\text{Equação 3})$$

$$D_m = D_i + t \times 10^{-3} \quad (\text{Equação 4})$$

em que o fator C_w equivale a 1,15^[1] por se tratar de uma torre de destilação, D_m é o diâmetro da torre, D_i é o diâmetro interno, H_v equivale a altura da torre e t , a espessura calculada anteriormente.

$$D_m = 2,9 \text{ m} + 9,6 \text{ mm} \times 10^{-3} = 2,91 \text{ m}$$

$$W_v = 240 \times 1,15 \times 2,91 \text{ m} \times (15,5 \text{ m} + 0,8 \times 2,91 \text{ m}) \times 9,6 \text{ mm} = 137459,87 \text{ N}$$

$$W_v = \frac{137459,87 \text{ N}}{9,81 \text{ m/s}^2} = 14012,22 \text{ kg}$$

Logo, o peso do vaso é igual a 14012,22 kg.

Por fim, calculou-se o custo (c_e) com a Equação 5¹:

$$c_e = a + b \times S^n \quad (\text{Equação 5})$$

os parâmetros a, b e n estão localizados na Tabela 6.6 do capítulo 6 do livro *Chemical Engineering Design*, página 296¹.

$$c_e = 10000 + 29 \times 14012,22^{0,85} = 107035,11\$$$

Para o prato do tipo válvula:

$$c_e = 180 + 340 \times 2,9^{1,9} = 2750,60\$$$

Como são 15 pratos:

$$c = 2750,60\$ \times 15 = 41259,05\$$$

Portanto, o custo da torre de destilação é igual a 148294,16\$.

1.1.2 Pulmão da torre

Inicialmente, o pulmão da torre é considerado como um vaso. Dessa forma, é projetado de acordo com o seu peso, estimando, inicialmente, sua espessura, suas características geométricas e sua pressão de operação.

Parâmetros para a utilização das Equações 1 e 2:

- Como a pressão de operação corresponde a 0 kg/cm², o P_i utilizado será igual a 3,5 kg/cm², como explicado anteriormente;
- o diâmetro interno (D_i) corresponde a 2,1 m.
- como não há materiais corrosivo, o material escolhido foi o aço. De acordo com a Tabela 13.2, tendo como temperatura máxima 234,68°F, a tensão máxima (S) selecionada foi a de 12,9 kpsi que é igual a 906,96 kg/cm²; e
- o valor da eficiência de solda (E) escolhido foi de 0,85. Estes valores se encontram na Tabela 13.3.¹

Substituindo os valores encontrados nas Equações 1 e 2:

$$t_1 = \frac{3,5 \text{ kg/cm}^2 \times 2,1 \text{ m}}{2 \times 906,96 \text{ kg/cm}^2 \times 0,85 - 1,2 \times 3,5 \text{ kg/cm}^2} = 4,78 \times 10^{-3} \text{ m} = 4,8 \text{ mm}$$

$$t_2 = \frac{3,5 \text{ kg/cm}^2 \times 2,1 \text{ m}}{4 \times 906,96 \text{ kg/cm}^2 \times 0,85 + 0,8 \times 3,5 \text{ kg/cm}^2} = 2,38 \times 10^{-3} \text{ m} = 2,4 \text{ mm}$$

Assim, utilizou-se o maior valor dentre os dois resultados. Porém, deve-se acrescentar 3 mm de sobre espessura devido a uma possível corrosão. Dessa forma, a espessura utilizada será de 7,8 mm.

Parâmetros para a utilização das Equações 3 e 4:

- O fator C_w equivale a 1,08.¹; e
- H_v equivale ao comprimento do pulmão da torre e é igual a 10,5 m.

$$D_m = 2,1 \text{ m} + 7,8 \text{ mm} \times 10^{-3} = 2,11 \text{ m}$$

$$W_v = 240 \times 1,08 \times 2,11 \text{ m} \times (10,5 \text{ m} + 0,8 \times 2,11 \text{ m}) \times 7,8 \text{ mm} = 51992,95 \text{ N}$$

$$W_v = \frac{51992,95 \text{ N}}{9,81 \text{ m/s}^2} = 5299,99 \text{ kg}$$

Logo, o peso é igual a 5299,99 kg.

Com os parâmetros a, b e n localizados na Tabela 6.6¹, calculou-se o custo com a Equação 5:

$$c_e = 8800 + 27 \times 5299,99^{0,85} = 48336,44$$

Portanto, o custo do pulmão da torre é igual a 48336,44\$.

1.1.3 Bomba de alimentação

No caso da bomba centrífuga, utilizou-se como valor da tensão máxima (S) a vazão da bomba.

$$S = 57,53 \text{ m}^3/\text{h} = 15,98 \text{ L/s}$$

Com os parâmetros a, b e n localizados na Tabela 6.6¹, calculou-se o custo com a Equação 5:

$$c_e = 6900 + 206 \times 15,98^{0,9} = 9395,09\$$$

Para o motor da bomba com potência de 2,507 kW:

$$c_e = -950 + 1770 \times 2,507^{0,6} = 2122,32\$$$

Portanto, o custo da bomba de alimentação é igual a 11517,41\$.

1.1.4 Vaporizador

No caso do vaporizador, utilizou-se como valor da tensão máxima (S) a área de troca térmica (A_T). Para isso, calculou-se este valor com o auxílio da fórmula a seguir:

$$Q = F_T \times U \times \Delta T_{MÉDIO} \times A_T \quad (\text{Equação 6})$$

em que Q é o calor, F_T é o fator de correção, U é o coeficiente global de transmissão de calor, $\Delta T_{MÉDIO}$ é a variação de temperatura médio e A_T é a área de troca térmica.

Rearranjando:

$$A_T = \frac{Q}{F_T \times U \times \Delta T_{MÉDIO}} \quad (\text{Equação 7})$$

Dados:

- $Q = 3,958 \times 10^6$ kcal/h;
- $U = 1000$ kcal/h.m².°C;
- variação de temperatura médio:

$$\Delta T_{MÉDIO} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1/\Delta T_2)} \quad (\text{Equação 8})$$

$$\Delta T_1 = T_{1,h} - T_{2,c} = (160 - 112,6)^\circ\text{C} = 47,4^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = T_{2,h} - T_{1,c} = (160 - 25)^\circ\text{C} = 135^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{MÉDIO} = \frac{(47,4 - 135)^\circ\text{C}}{\ln(47,4^\circ\text{C}/135^\circ\text{C})} = 83,7^\circ\text{C}$$

- por ser um vaporizador que tem o vapor de aquecimento em operação com temperatura constante, F_T é igual a 1.

Substituindo os dados na Equação 7:

$$A_T = \frac{3,958 \times 10^6 \text{ kcal/h}}{1 \times 1000 \text{ kcal}/(\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \times 83,7^\circ\text{C}} = 47,3 \text{ m}^2$$

Com os parâmetros a, b e n localizados na Tabela 6.6¹, calculou-se o custo com a Equação 5:

$$c_e = 24000 + 46 \times 47,3^{1,2} = 28703,90\$$$

Portanto, o custo do pulmão da torre é igual a 28703,90\$.

1.1.5 Condensador

No caso do condensador, também, utilizou-se como valor da tensão máxima (S) a área de troca térmica (A_T).

Dados:

- $Q = 7,209 \times 10^6 \text{ kcal/h}$;
- $U = 700 \text{ kcal}/(\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$;
- variação de temperatura médio:

$$\Delta T_1 = T_{1,h} - T_{2,c} = (81,19 - 45)^\circ\text{C} = 36,19^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = T_{2,h} - T_{1,c} = (81,19 - 28)^\circ\text{C} = 53,19^\circ\text{C}$$

Substituindo na Equação 8:

$$\Delta T_{\text{MÉDIO}} = \frac{(36,19 - 53,19)^\circ\text{C}}{\ln(36,19^\circ\text{C}/53,19^\circ\text{C})} = 44,15^\circ\text{C}$$

- por ter um fluido com temperatura considerada constante, F_T é igual a 1.

Substituindo os dados na Equação 7:

$$A_T = \frac{7,209 \times 10^6 \text{ kcal/h}}{1 \times 700 \text{ kcal}/(\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \times 44,15^\circ\text{C}} = 233,26 \text{ m}^2$$

Com os parâmetros a, b e n localizados na Tabela 6.6¹, calculou-se o custo com a Equação 5:

$$c_e = 24000 + 46 \times 233,26^{1,2} = 55928,12\$$$

Portanto, o custo do pulmão da torre é igual a 55928,12\$.

1.1.6 Refervedor

Por fim, para o refervedor, também, utilizou-se como valor da tensão máxima (S) a área de troca térmica (A_T).

Dados:

- $Q = 5,146 \times 10^6$ kcal/h;
- $U = 1000$ kcal/h.m².°C;
- variação de temperatura médio:

Como as duas temperaturas são, aproximadamente, constantes, estando em equilíbrio dinâmico, o $\Delta T_{\text{MÉDIO}}$ assume uma variação de temperatura simples:

$$\Delta T_{\text{MÉDIO}} = \Delta T = T_h - T_c = (160 - 133,6)^\circ\text{C} = 26,4^\circ\text{C}$$

- $F_T = 1$

Substituindo os dados na Equação 7:

$$A_T = \frac{5,146 \times 10^6 \text{ kcal/h}}{1 \times 1000 \text{ kcal}/(\text{h.m}^2.\text{°C}) \times 26,4^\circ\text{C}} = 194,92 \text{ m}^2$$

Com os parâmetros a, b e n localizados na Tabela 6.6¹, calculou-se o custo com a Equação 5:

$$c_e = 25000 + 340 \times 194,92^{0,9} = 64116,34\$$$

Portanto, o custo do pulmão da torre é igual a 64116,34\$.

1.1.7 Custo dos Equipamentos

a) Soma dos custos de todos os equipamentos (c_T)

$$c_T = 356950,37\$$$

b) Correção para o ano de 2018

Como o valor do custo estimado é baseado no ano de 2007, é necessário fazer uma correção para atualizar os preços. Para isso, utiliza-se a seguinte equação¹:

$$C_{2018} = C_{2007} \times \frac{\text{Índice de custo}_{2018}}{\text{Índice de custo}_{2007}} \quad (\text{Equação 9})$$

Um índice de custo utilizado é o *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI)². Dessa forma, o valor deste índice, para o ano de 2007, é de 525,4 e, para o ano de 2018, é de 603,1.

Assim, substituindo os dados na Equação 9:

$$C = C_{2018} = 356950,37\$ \times \frac{603,1}{525,4} = 409738,80\$$$

1.1.8 Avaliação do Investimento

$$Y = I + CG + GP + GPF \quad (\text{Equação 10})$$

em que Y é a avaliação do investimento, I é o investimento fixo ou imobilizado, CG é o capital de giro, GP são os gastos prévios e GPF são os gastos de posta em funcionamento.

a) Investimento fixo ou imobilizado

i. Método das porcentagens

No método das porcentagens, o imobilizado se divide em diversas partes de acordo com a tabela a seguir em que E se refere ao custo dos equipamentos (C).

Partida	Porcentagem
Equipamento (E)	E
Materials (M)	(60-70 %) E
Obra civil e edifícios	28 %
Tubulações e infraestrutura	45 %
Instrumentação	10 %
Eletricidade	10 %
Isolamento	5 %
Pintura	2 %
Engenharia de detalhe	
Projeto grande	15-20 % (E+M)
Projeto pequeno	40-50 % (E+M)
Engenharia de processo, licenças e catalisadores	Não avaliável pelo método das porcentagens
Construção	50-70 % (E+M)
Supervisão da construção	10 % (E+M)
TOTAL ÁREA DE PROCESSO	ISBL (Inside Battery Limits)
Serviços auxiliares	4% ISBL
Off-sites	8% ISBL
Gastos de arranque	3-4 % ISBL
Contingências e imprevistos	5-15 % ISBL

Figura 4. Método das porcentagens.³

Em primeiro lugar, é importante citar que o critério utilizado, para as escolhas das porcentagens, foi a utilização do valor médio.

$$\text{Equipamento: } E = C = 409738,80\$$$

$$\text{Materiais: } M = 0,65 \times 409738,80\$ = 266330,22\$$$

$$\text{Engenharia de detalhe (Projeto grande): } ED = 0,175 \times 676069,02\$ = 118312,08\$$$

$$\text{Construção: } Z = 0,6 \times 676069,02\$ = 405641,41\$$$

$$\text{Supervisão da construção: } W = 0,1 \times 676069,02\$ = 67606,90\$$$

$$\text{ISBL} = E + M + ED + Z + W = 1267629,41\$$$

$$\text{Serviços auxiliares: } SA = 0,04 \times 1267629,41\$ = 50705,18\$$$

$$\text{Off - sites: } OS = 0,08 \times 1267629,41\$ = 101410,35\$$$

$$\text{Gastos de arranque: } GA = 0,035 \times 1267629,41\$ = 44367,03\$$$

$$\text{Contingências e imprevistos: } CI = 0,1 \times 1267629,41\$ = 126762,94\$$$

$$I = \text{ISBL} + SA + OS + GA + CI \quad (\text{Equação 11})$$

$$I = (1267629,41 + 50705,18 + 101410,35 + 44367,03 + 126762,94)\$$$

$$I = 1590874,91\$$$

ii. Método de Lang

$$I = d \times C \quad (\text{Equação 12})$$

em que d é o fator de Lang e assume valores que dependem da natureza do processo: 3,10 para processo com sólidos, 4,74 para processos com fluidos e 3,63 para processos mistos^[3].

Como o processo estudado é com fluidos, utiliza-se $d = 4,74$. Assim, substituindo os parâmetros na Equação 12:

$$I = 4,74 \times 409738,80\$ = 1942161,91\$$$

iii. Método de estimação fatorial

$$I = \varphi_1 \times \varphi_2 \times \varphi_3 \times C \quad (\text{Equação 13})$$

em que φ_1 , φ_2 e φ_3 são parâmetros encontrados com a tabela a seguir e X equivale a C.

Partida	Estimação	Valor
Instalação de maquinarias e equipamento	A partir do incremento percentual que se gera sobre o preço do imobilizado quantificado por meio de fatores f_1 $f_1 = 0,35$ (equipamentos pequenos) – $0,50$ (equipamentos com requerimentos especiais de instalação)	$Y_1 = f_1 X$
Tubulações e valvulárias	A partir do incremento percentual que se gera sobre o preço do imobilizado base quantificado por meio de fatores f_2 $f_2 = 0,07-0,10$ (processos com sólidos) $f_2 = 0,10-0,30$ (processos misto) $f_2 = 0,30-0,60$ (processos com fluidos) A porcentagem será tanto maior quanto menor seja o valor de X	$Y_2 = f_2 X$
Instrumentação de controle	A partir do incremento percentual que se gera sobre o preço do imobilizado base quantificado por meio de fatores f_3 $f_3 = 0,02$ (escassa automatização, só medidores básicos) – $0,20$ (grande automatização)	$Y_3 = f_3 X$
Isolamento calorífico	A partir do incremento percentual que se gera sobre o preço do imobilizado base quantificado por meio de fatores f_4 $f_4 = 0,03-0,10$ (porcentagem a aplicar maior quanto menor for o valor de X)	$Y_4 = f_4 X$
Instalação elétrica	A partir do incremento percentual que se gera sobre o preço do imobilizado base quantificado por meio de fatores f_5 $f_5 = 0,10-0,20$ (porcentagem a aplicar maior quanto menor for o valor de X)	$Y_4 = f_5 X$

Partida	Estimação	Valor
Terrenos e edifícios	Os terrenos se quantificam em função do local Os edifícios se quantificam a partir do incremento percentual que se gera sobre o preço do imobilizado base quantificado por meio de fatores f_6 : $f_6 = 0,05-0,15$ (construção aberta) $f_6 = 0,15-0,30$ (construção semiaberta) $f_6 = 0,30-0,80$ (construção fechada) (porcentagem a aplicar maior quanto menor for o valor de X)	$Y_6 = f_6 X$
Serviços auxiliares	A partir do incremento percentual que se gera sobre o preço do imobilizado base quantificado por meio de fatores f_7 $f_7 = 0,00$ (não que construir instalações para serviços auxiliares) – $0,70$ (não existe instalação nenhuma e têm que ser montadas) A porcentagem será tanto maior quanto menor seja o valor de X	$Y_7 = f_7 X$
PREÇO DA PLANTA EM FUNCIONAMENTO	$\varphi_1 = 1 + \sum_{i=1}^7 f_i$	$Y = \varphi_1 X$
Projeto e direção de obra	A partir do incremento percentual que se gera sobre o preço do imobilizado base quantificado por meio de fatores f_8 $f_8 = 0,20-0,30$	f_8

Partida	Estimação	Valor
	$\varphi_2 = 1 + f_8$	$Z = \varphi_2 Y$
Contrata de obras	A partir do incremento percentual que se gera sobre o preço do imobilizado base quantificado por meio de fatores f_8 $f_8 = 0,04-0,10$	
Imprevistos	A partir do incremento percentual que se gera sobre o preço do imobilizado base quantificado por meio de fatores f_9 $f_9 = 0,10-0,30$	
Capital imobilizado	$\varphi_3 = 1 + f_9 + f_{10}$	$I = \varphi_3 Z$

Figura 5. Método de estimação fatorial.³

Dessa forma:

$$\varphi_1 = 1 + 0,425 + 0,45 + 0,11 + 0,065 + 0,15 + 0,010 + 0,35 = 2,56$$

$$\varphi_2 = 1 + 0,25 = 1,25$$

$$\varphi_3 = 1 + 0,07 + 0,20 = 1,27$$

Como não se têm informações suficientes para as escolhas dos parâmetros, o critério utilizado foi usar o valor médio de φ_i . Assim, substituindo os parâmetros na Equação 13:

$$I = 2,56 \times 1,25 \times 1,27 \times 409738,80\$ = 1665178,48\$$$

Portanto, percebe-se que, para os métodos das porcentagens e estimação fatorial, os valores do imobilizado obtidos foram bem próximos. O método de Lang foi o que mais se diferenciou.

Como recomendado pelo professor orientador, para os cálculos seguintes, será utilizado o valor do imobilizado obtido pelo método das porcentagens.

b) Capital de giro

A porcentagem do capital de giro (α) varia de 10 a 30%.³ Como valor recomendado, foi escolhido 20%.

$$CG = \alpha \times I \quad \text{(Equação 14)}$$

$$CG = 0,2 \times 1590874,91\$ = 318174,98\$$$

c) Gastos prévios

Os gastos prévios incluem os gastos de constituição, de desenvolvimento do produto e de estudos de mercado. Podem ser estimados com o uso de proporções (β) que variam de 0,1 para processos grandes e pouco inovadores a 3 para processos muito pequenos e muito inovadores.³

$$GP = \beta \times I \quad (\text{Equação 15})$$

$$GP = 0,1 \times 1590874,91\$ = 159087,49\$$$

d) Gastos de posta em funcionamento

Os gastos de posta em funcionamentos são os gastos derivados da entrada em funcionamentos e das possíveis paradas que estão relacionados pelo tempo de entrada em funcionamento. Podem ser estimados com o uso de proporções (γ) que variam de 0,05 para projetos grandes e 0,25 para projetos pequenos.

$$GPF = \gamma \times I \quad (\text{Equação 16})$$

$$GPF = 0,05 \times 1590874,91\$ = 79543,75\$$$

e) Avaliação do investimento

Substituindo os valores encontrados na Equação 10:

$$Y = (1590874,91 + 318174,98 + 159087,49 + 79543,75)\$$$

$$Y = 2147681,13\$$$

Portanto, o valor estimado do investimento necessário para colocar esta unidade em funcionamento foi de 2147681,13\$.

CAPÍTULO II – VASOS E TORRES

No processo de destilação, a separação dos compostos da mistura fundamenta-se nas diferentes volatilidades dos componentes. Assim, ao longo da separação, a fase vapor fica em contato com a fase líquida, ocorrendo transferência de massa entre as fases. O resultado final dessa troca é a elevação da concentração do composto mais volátil no vapor, que segue em direção

ao topo da torre de destilação (destilado), e do composto menos volátil no líquido, que é levado ao fundo da coluna (resíduo).⁴

Com o objetivo de elevar a eficiência da separação, colocam-se no topo e no fundo da torre, respectivamente, um condensador e um refeedor, que têm como função aumentar o refluxo na coluna. Dessa forma, o refeedor aquece o resíduo, produzindo maior quantidade de vapor que entra novamente na torre, enquanto o condensador condensa o destilado, originando mais líquido. Com a repetição sucessiva desse processo, a separação ocorre de forma mais satisfatória.⁴

Neste capítulo e nos próximos, pretende-se projetar um sistema de fracionamento multicomponente que é composto por uma mistura de n-hexano, n-heptano e n-octano como mostrado na Figura 6.

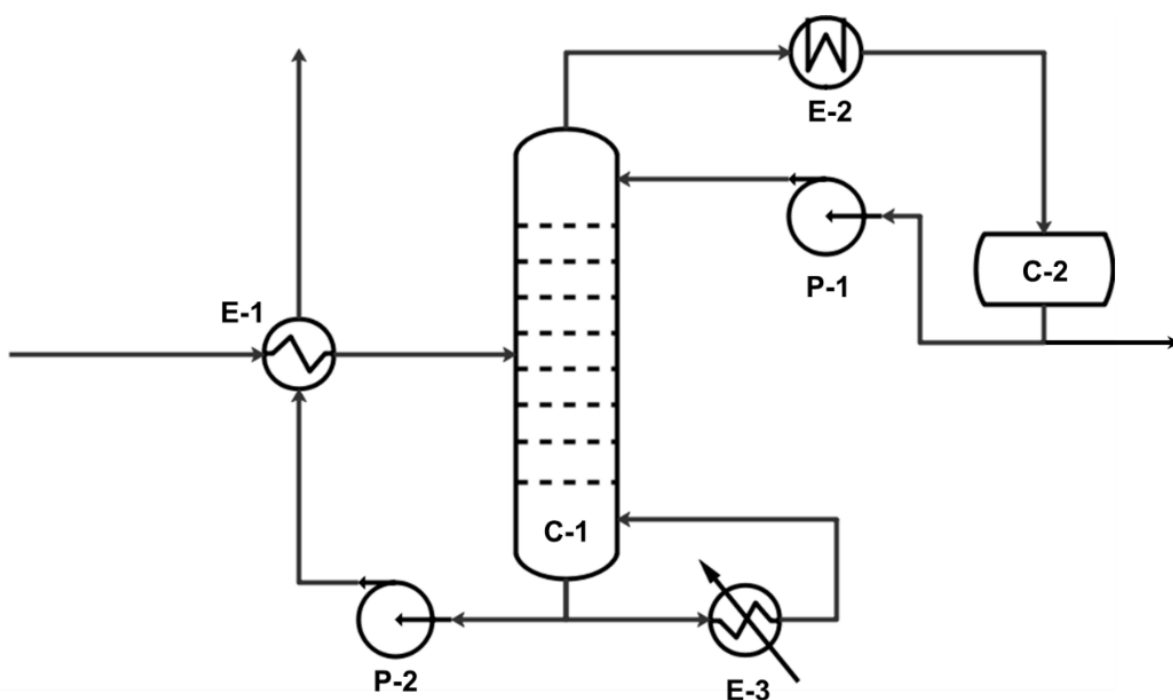


Figura 6. Diagrama básico do sistema de fracionamento da mistura n-C₆, n-C₇ e n-C₈

Percebe-se que o alimento entra pré-aquecido por um trocador de calor (E-1) com a corrente de saída do fundo da torre. Assim, o alimento acessa à coluna de destilação (C-1) onde acontece a separação.

Pelo topo, obtém-se uma corrente de vapor enriquecida em n-hexano que será condensada em sua totalidade e enviada a um vaso pulmão (C-2). A partir disso, obtém-se a

corrente de refluxo, devolvida à torre C-1 com ajuda de uma bomba (P-1) e o destilado que sai do sistema.

Pelo fundo da torre, ocorre a extração de uma corrente que é dividida em duas partes. Uma parte irá para o refeedor (E-3) e formará o vapor que sobe pelo setor de esgotamento. E a outra parte corresponde a corrente de resíduo que é enviada para aproveitamento de sua energia no trocador E-1 com ajuda da bomba (P-2).

2.1 Dimensionamento

Na Tabela 1, encontram-se as características dos componentes n-hexano, h-heptano e n-octano que serão fracionados na torre de destilação.

Tabela 1. Características dos componentes da mistura.

Componente	Alimento (A)		Destilado (D)		Resíduo (R)		Volatilidade relativa (α)
	kmol.h ⁻¹	x _{iA}	kmol.h ⁻¹	x _{iD}	kmol.h ⁻¹	x _{iR}	
n-hexano (cl)	40	0,40	40	0,534	0	0	2,70
n-heptano (i)	35	0,35	34	0,453	1	0,04	2,22
n-octano (cp)	25	0,25	1	0,013	24	0,96	1,00

2.1.1 Torre de destilação

Em primeiro lugar, para projetar uma torre de destilação multicomponente por meio de cálculo aproximado, deve-se calcular a taxa de refluxo mínima (R_m) com o auxílio das seguintes equações:

$$\frac{\alpha_{cl}x_{clA}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cp}x_{cpA}}{\alpha_{cp} - \theta} + \frac{\alpha_i x_{iA}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad (\text{Equação 17})$$

$$\frac{\alpha_{cl}x_{clD}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cp}x_{cpD}}{\alpha_{cp} - \theta} + \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1 \quad (\text{Equação 18})$$

em que α_{cl} é a volatilidade relativa do componente chave leve referente ao componente chave pesado, α_{cp} é a volatilidade relativa do componente chave pesado referente ao próprio componente chave pesado que equivale a 1, α_i é a volatilidade relativa do componente i referente ao componente chave pesado, x_{cla} , x_{cpa} e x_{ia} são as composições do componente chave leve, chave pesado e i no alimento, respectivamente, x_{clD} , x_{cpD} e x_{iD} são as composições dos componentes chave leve, chave pesado e i no destilado, respectivamente, q é a fração de líquido

no alimento que assume valor de 1, uma vez que, o alimento entra como líquido em ponto de ebulição e θ é igual a raiz da Equação 17 que apresenta um valor entre α_{cl} e α_{cp} .

Para a resolução das Equações 17 e 18, utilizou-se o *software* “Matlab”, encontrando os valores 1,17 e 2,43 para θ , que se encontram dentro da faixa esperada. Assim, com a resolução da segunda equação, determinou-se a taxa R_m como sendo 0,83, porque o outro valor encontrado (-0,62) foi negativo, não fazendo sentido fisicamente.

Em condições de operação de refluxo total, a coluna de destilação requereria um número mínimo de pratos (N_{min}). Dessa forma, Fenske propôs uma equação aproximada (Equação 19) que permite estimar N_{min} tendo como base as composições dos componentes chave leve no resíduo (n-heptano) e chave pesado que continua sendo o n-octano.

$$N_{min} + 1 = \frac{\log \left[\left(\frac{X_{cl}}{X_{cp}} \right)_D \left(\frac{X_{cp}}{X_{cl}} \right)_R \right]}{\log(\alpha_{cl,cp})_{m\u00e9dio}} \quad (\text{Equa\u00e7\u00e3o 19})$$

$$N_{min} = \frac{\log \left[\left(\frac{0,453}{0,013} \right)_D \left(\frac{0,096}{0,04} \right)_R \right]}{\log(2,22)} - 1 = 7,44$$

Logo, o n\u00famero m\u00ednimo de pratos estimado foi 7,44 pratos.

Ent\u00e3o, calculou-se o n\u00famero de pratos te\u00f3ricos (N_t) por meio da equa\u00e7\u00e3o de Gilliland (Equa\u00e7\u00e3o 20) para incrementos de 20%, 40%, 60% e 100% na taxa de refluxo m\u00ednima. Al\u00e9m disso, considerando uma efici\u00eancia de 80%, tamb\u00e9m foi encontrado o n\u00famero de pratos reais (N).

$$Y = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54,4X}{11 + 117,2X} \right) \left(\frac{X-1}{\sqrt{X}} \right) \right] \quad (\text{Equa\u00e7\u00e3o 20})$$

$$X = \frac{\frac{L}{D} - \left(\frac{L}{D} \right)_m}{\frac{L}{D} + 1} \quad (\text{Equa\u00e7\u00e3o 21})$$

$$N_t = \frac{N_{min} + Y}{1 - Y} \quad (\text{Equa\u00e7\u00e3o 22})$$

$$N = \frac{N_t}{0,8} \quad (\text{Equa\u00e7\u00e3o 23})$$

Na Tabela 2, encontram-se os valores encontrados com as resolu\u00e7\u00f5es das equa\u00e7\u00f5es.

Tabela 2. Estimação do número de pratos reais (N).

Incremento	RR	X	Y	N _t	N
20%	0,996	0,083	0,571	18,672	24
40%	1,16	0,154	0,502	15,936	20
60%	1,33	0,214	0,449	14,304	18
100%	1,66	0,312	0,372	12,438	16

Para estimar o diâmetro da torre de destilação, fez-se o balanço de massa da região de enriquecimento, com o auxílio do esquema da Figura 7, considerando as vazões de líquido e de vapor constantes.

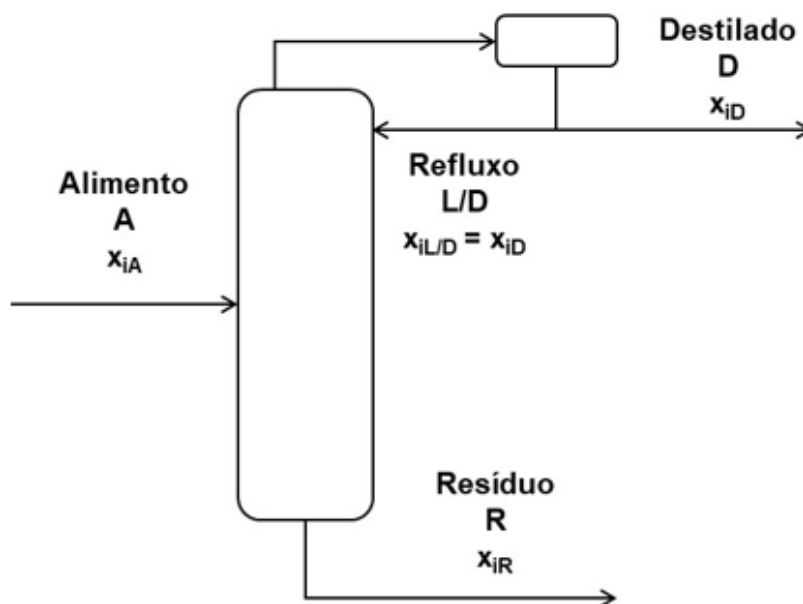


Figura 7. Esquema básico da torre de destilação.

$$RR = \frac{L}{D} \quad (\text{Equação 24})$$

$$L = RR \times D \quad (\text{Equação 25})$$

$$V = (RR \times D) + D \quad (\text{Equação 26})$$

onde RR é igual a razão de refluxo, L é a vazão de líquido, V é a vazão de vapor e D é a vazão do destilado.

Para as diferentes razões de refluxo encontradas, calcularam-se as vazões de líquido e de vapor que se encontram na Tabela 3.

Tabela 3. Vazões de líquido (L) e de vapor (V).

RR (L/D)	L (kmol.h ⁻¹)	V (kmol.h ⁻¹)	V (m ³ .h ⁻¹)
0,996	74,70	149,70	4289,40
1,16	87,15	162,15	4646,13
1,33	99,60	174,60	5002,87
1,66	124,50	199,50	5716,33

É importante destacar que, para encontrar a vazão volumétrica de vapor, dividiu-se a vazão molar por 0,0349 kmol.m³.

Em seguida, usando a equação de York (Equação 11), estimou-se a velocidade limite da fase vapor para evitar o arraste do líquido pelo vapor.

$$v_{Lim} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad (\text{Equação 27})$$

em que k é uma constante que assume o valor de 0,23, ρ_L é a densidade do líquido (616,1 kg/m³) e ρ_G é a densidade do vapor (3,242 kg/m³).

Assim,

$$v_{Lim} = 0,23 \sqrt{\frac{616,1 - 3,242}{3,242}} = 3,16 \frac{\text{ft}}{\text{s}} = 0,964 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Logo, a velocidade limite da fase vapor foi de 3,16 ft/s ou 0,964 m/s.

Por fim, calcularam-se a sessão transversal mínima da coluna (S_{min}) e o diâmetro interno mínimo da coluna (D_{min}) para cada uma das razões de refluxo, utilizando as equações:

$$S_{min} = \frac{V}{v_{lim}} \quad (\text{Equação 28})$$

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \times S_{min}}{\pi}} \quad (\text{Equação 29})$$

Ademais, para o diâmetro interno da coluna real (D_C), incrementaram-se 20% nos valores mínimos calculados para dar uma margem de segurança. Os resultados encontram-se na Tabela 4.

Tabela 4. Sessão transversal (S_C) e diâmetro da coluna (D_C).

Incremento	S_{\min} (m²)	D_{\min} (m)	D_C (m)	S_C (m²)
20%	1,24	1,25	1,51	1,78
40%	1,34	1,31	1,57	1,93
60%	1,44	1,35	1,63	2,08
100%	1,65	1,45	1,74	2,37

Por fim, calculou-se a altura da coluna (H). Para isso, a coluna foi separada em duas partes: a primeira corresponde ao fundo que fica preenchido com líquido (H_f); e a segunda é o resto da coluna sem o fundo (H_r). O cálculo de H_f foi realizado a partir de um tempo de retenção de 10 minutos e da densidade molar da corrente do resíduo que é igual a $5,375 \text{ kmol/m}^3$.

$$H_f = \frac{(L + A) \times 10}{60 \times 5,375 \times S} \quad (\text{Equação 30})$$

$$H_r = (N - 2) \times 0,46 + 3 \times 0,91 \quad (\text{Equação 31})$$

$$H = H_f + H_r \quad (\text{Equação 32})$$

Na Tabela 5, encontram-se os resultados das alturas obtidos.

Tabela 5. Altura da coluna (H).

Incremento	H_f (m)	H_r (m)	H (m)
20%	3,04	12,85	15,89
40%	3,01	11,01	14,02
60%	2,98	10,09	13,07
100%	2,93	9,17	12,10

2.1.2 Vaso pulmão do refluxo

Em relação ao vaso pulmão do refluxo, localizado após o condensador, consideraram-se as seguintes condições e parâmetros:

- Tempo de retenção (t_r) igual a 10 minutos ou 0,17 horas;
- considerou-se o termo L/D_{VP} como 5; e
- densidade molar do destilado (ρ_D) igual a $6,638 \text{ kmol/m}^3$.

Assim, encontraram-se os valores do diâmetro, em relação a cada razão de refluxo, por meio das seguintes equações:

$$Q_{VP} = \frac{V}{\rho_D} \quad (\text{Equação 33})$$

$$\text{Vol}_{\text{útil}} = Q_{VP} \times t_r \quad (\text{Equação 34})$$

$$\text{Vol}_{\text{geo}} = \text{Vol}_{\text{útil}} \times 2 \quad (\text{Equação 35})$$

$$D_{VP,\min} = \sqrt[3]{\frac{4 \times \text{Vol}_{\text{geo}}}{\pi \times \left(\frac{L}{D_{VP}}\right)}} \quad (\text{Equação 36})$$

onde Q_{VP} é a vazão de líquido de entrada do vaso pulmão (m^3/h), $\text{Vol}_{\text{útil}}$ é o volume útil do vaso pulmão (m^3), Vol_{geo} é o volume geométrico do vaso pulmão (m^3) e $D_{VP,\min}$ é o diâmetro mínimo do vaso pulmão (m).

Além disso, para o diâmetro real do vaso do pulmão (D_{VP}), incrementaram-se 0,3 m nos valores mínimos calculados para dar uma margem de segurança. Os resultados encontram-se na Tabela 6.

Tabela 6. Diâmetro do vaso pulmão do refluxo (D_{VP}).

Incremento	Q_{VP} (m^3/h)	$\text{Vol}_{\text{útil}}$ (m^3)	Vol_{geo} (m^3)	$D_{VP,\min}$ (m)	D_{VP} (m)
20%	22,55	3,76	7,52	1,24	1,54
40%	24,43	4,07	8,14	1,28	1,58
60%	26,30	4,38	8,77	1,31	1,61
100%	30,05	5,01	10,02	1,37	1,67

2.1.3 Condensador

Em relação ao condensador, consideraram-se as seguintes condições e parâmetros:

- Calor latente da corrente do destilado ($Q_{L,D}$) igual a 7602 kcal/kmol;
- temperatura de operação destilado ($T_{D,\text{operação}}$) igual a 79,66 °C, utilizando como temperatura de desenho ($T_{D,\text{desenho}}$), 109,66 °C;
- temperatura da água de refrigeração, na entrada ($T_{A,e}$) igual a 28 °C e, na saída, ($T_{A,s}$) equivalente a 45 °C;
- coeficiente global de troca térmica (U_{topo}) foi estimado como 500 $\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ que equivale a 429,93 $\text{kcal}/\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$; e

- por ter um fluido com temperatura considerada constante, FT é igual a 1.

Dessa forma, encontraram-se os valores da área térmica, em relação a cada razão de refluxo, por meio das seguintes equações:

$$Q_{\text{topo}} = V \times Q_{L,D} \quad (\text{Equação 37})$$

$$\Delta T_{\text{MÉDIO}} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (\text{Equação 38})$$

$$\Delta T_1 = T_{D,\text{desenho}} - T_{A,s} \quad (\text{Equação 39})$$

$$\Delta T_2 = T_{D,\text{desenho}} - T_{A,e} \quad (\text{Equação 40})$$

$$A_{\text{topo}} = \frac{Q_{\text{topo}}}{U_{\text{topo}} \times \Delta T_{\text{MÉDIO}}} \quad (\text{Equação 41})$$

em que Q_{topo} é o calor trocado no condensador (kcal/h), $\Delta T_{\text{MÉDIO}}$ é a temperatura média logarítmica (°C) e A_{topo} é a área de troca térmica (m²).

Na Tabela 7, encontram-se os resultados obtidos.

Tabela 7. Área de troca térmica do condensador (A_{topo}).

Incremento	Q_{topo} (kcal/h)	$\Delta T_{\text{MÉDIO}}$ (°C)	A_{topo} (m ²)
20%	1138019,40	72,83	36,34
40%	1232664,30		39,37
60%	1327309,20		42,39
100%	1516599,00		48,44

2.1.4 Refervedor

Em relação ao refervedor, consideraram-se as seguintes condições e parâmetros:

- Calor latente da corrente do resíduo ($Q_{L,R}$) igual a 7847 kcal/kmol;
- temperatura de operação resíduo ($T_{R,\text{operação}}$) igual a 150,60 °C, utilizando como temperatura de desenho ($T_{R,\text{desenho}}$), 180,60 °C;
- temperatura do vapor de baixa pressão (T_V) igual a 230 °C;

- coeficiente global de troca térmica (U_{fundo}) foi estimado como $750 \text{ W/m}^2\cdot\text{°C}$ que equivale a $644,895 \text{ kcal/m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{°C}$; e
- por ter um fluido com temperatura constante, FT é igual a 1.

Assim, encontraram-se os valores da área térmica, em relação a cada razão de refluxo, por meio das seguintes equações:

$$Q_{\text{fundo}} = (L + A) \times Q_{L,R} \quad (\text{Equação 42})$$

$$\Delta T = T_V - T_{R,\text{desenho}} \quad (\text{Equação 43})$$

$$A_{\text{fundo}} = \frac{Q_{\text{fundo}}}{U_{\text{fundo}} \times \Delta T} \quad (\text{Equação 44})$$

em que Q_{fundo} é o calor trocado no refeedor (kcal/h), ΔT é a temperatura média (°C) e A_{fundo} é a área de troca térmica (m²).

Os resultados estão na Tabela 8.

Tabela 8. Área de troca térmica no refeedor (A_{fundo}).

Incremento	Q_{fundo} (kcal/h)	ΔT (°C)	A_{fundo} (m ²)
20%	1370870,90		43,03
40%	1468566,05	49,4	46,10
60%	1566261,20		49,16
100%	1761651,50		55,30

2.1.5 Bomba do refluxo

Em relação a bomba de refluxo, adotaram-se as seguintes condições e parâmetros:

- Densidade molar do destilado (ρ_D) igual a $6,638 \text{ kmol/m}^3$;
- para o cálculo da altura da carga hidráulica de admissão (H_A), o vaso do pulmão se encontra a 3 m do solo e o nível normal corresponde ao seu preenchimento em 50% (horizontal);
- para o cálculo da altura da carga hidráulica de impulso (H_I), a torre de destilação se encontra a 3 m do solo;
- pressão que opera sobre o vaso pulmão é igual a pressão atmosférica;

- a válvula de controle, colocada na tubulação do refluxo, tem uma perda de pressão equivalente $0,1 \text{ kg/cm}^2$;
- o condensador provoca uma perda de pressão de $0,35 \text{ kg/cm}^2$;
- densidade mássica do destilado (d_D) igual a $616,7 \text{ kg/m}^3$;
- gravidade (g) igual a $9,8 \text{ m/s}^2$.

Dessa forma, encontraram-se os valores da vazão volumétrica do refluxo e da perda de carga, relacionadas a cada razão de refluxo, através das seguintes equações:

$$Q_{\text{refluxo}} = \frac{L}{\rho_D} \quad (\text{Equação 45})$$

$$H_A = 3 + \frac{D_{VP}}{2} \quad (\text{Equação 46})$$

$$H_I = 3 + H \quad (\text{Equação 47})$$

$$P_{\text{man,A}} = H_A \times d_D \times g \quad (\text{Equação 48})$$

$$P_{\text{man,I}} = (H_I \times d_D \times g) + [(0,35 + 0,1) \times 98066,5] \quad (\text{Equação 49})$$

$$\Delta P = P_{\text{man,I}} - P_{\text{man,A}} \quad (\text{Equação 50})$$

onde Q_{refluxo} é a vazão volumétrica do refluxo (m^3/h), $P_{\text{man,A}}$ e $P_{\text{man,I}}$ são as pressões manométricas na admissão e no impulso (Pa), respectivamente, e ΔP equivale a perda de carga (Pa).

Na Tabela 9, encontram-se os resultados obtidos.

Tabela 9. Vazão volumétrica do refluxo (Q_{refluxo}) e perda de carga (ΔP).

Incremento	Q_{refluxo} (m^3/h)	H_A (m)	H_I (m)	$P_{\text{man,A}}$ (Pa)	$P_{\text{man,I}}$ (Pa)	ΔP (Pa)
20%	11,25	3,77	18,89	22789,60	158313,69	135524,09
40%	13,13	3,79	17,02	22890,86	146991,27	124100,41
60%	15,00	3,80	16,07	22987,06	141257,84	118270,79
100%	18,76	3,83	15,10	23166,53	135416,03	112249,50

Considerando as eficiências hidráulica e elétrica como sendo 45% e 90%, respectivamente, foram calculadas a potência útil da bomba ($Pot_{\text{útil}}$), a potência absorvida (Pot_a) e, por fim, a potência elétrica (Pot_e):

$$\text{Pot}_{\text{útil}} = \frac{Q_{\text{refluxo}} \times \Delta P}{3600 \text{ s/h}} \quad (\text{Equação 51})$$

$$\text{Pot}_a = \frac{\text{Pot}_{\text{útil}}}{0,45} \quad (\text{Equação 52})$$

$$\text{Pot}_e = \frac{\text{Pot}_a}{0,9} \quad (\text{Equação 53})$$

Os resultados estão na Tabela 10.

Tabela 10. Potência útil da bomba ($\text{Pot}_{\text{útil}}$), potência absorvida (Pot_a) e potência elétrica (Pot_e).

Incremento	$\text{Pot}_{\text{útil}}$ (W)	Pot_a (W)	Pot_e (kW)
20%	423,64	941,42	1,05
40%	452,59	1005,75	1,12
60%	492,94	1095,43	1,22
100%	584,81	1299,58	1,44

2.2 Custo dos Equipamentos

2.2.1 Torre de destilação

A torre de destilação é projetada de acordo com o seu peso por meio do cálculo da sua espessura. As equações utilizadas para estimar a espessura (t) são:

$$t_1 = \frac{P_i \times D_C}{2SE - 1,2P_i} \quad (\text{Equação 54})$$

$$t_2 = \frac{P_i \times D_C}{4SE + 0,8P_i} \quad (\text{Equação 55})$$

em que P_i equivale a pressão de projeto, D_C é o interno diâmetro da torre (Tabela 4), S é a tensão máxima e E equivale a eficiência de solda.

É importante destacar que, na maior espessura encontrada, soma-se 3 mm devido a uma possível corrosão, encontrando a espessura da torre (t).

A pressão máxima da torre de destilação é $2,04 \text{ kg/cm}^2$. Porém, devido a consideração de prováveis situações críticas, somou-se $1,8 \text{ kg/cm}^2$, encontrando o valor de P_i igual a $3,84 \text{ kg/cm}^2$.

A tensão máxima (S) é definida de acordo com o material escolhido. Como não há materiais corrosivo, o material escolhido foi o aço. Na Figura 2 (Capítulo I), encontram-se os valores da tensão máxima.

Como a temperatura máxima de operação é igual a 150,06 °C, tendo a temperatura de desenho igual a 180,6 °C (=357,08 °F), utilizou-se 12,9 kpsi que é igual a 906,96 kg/cm².

Considerando que são utilizadas pranchas que serão soldadas na montagem do equipamento, foi escolhido o valor típico de 0,85 para o parâmetro E como mostra a Figura 3 (Capítulo I).

A seguir, estimou-se a massa da torre (m_v) com as seguintes fórmulas:

$$W_V = 240 \times C_W \times D_m \times (H + 0,8 \times D_m) \times e \quad (\text{Equação 56})$$

$$D_m = D_C + t \times 10^{-3} \quad (\text{Equação 57})$$

$$m_v = \frac{W_V}{g} \quad (\text{Equação 58})$$

em que o fator C_w equivale a 1,15⁵ por se tratar de uma torre de destilação, D_m é o diâmetro da torre, D_C é o diâmetro interno, t é a espessura calculada e H, a altura da torre (Tabela 5).

Na Tabela 11, encontram-se os resultados para cada razão de refluxo.

Tabela 11. Espessura (t) e massa da torre de destilação (m_v).

Incremento	t ₁ (mm)	t ₂ (mm)	t (mm)	W _V (N)	m _v (kg)
20%	3,76	1,87	6,76	48260,62	4924,55
40%	3,91	1,95	6,91	45883,62	4682,00
60%	4,06	2,02	7,06	45756,32	4669,01
100%	4,34	2,16	7,34	47742,99	4871,73

Por fim, calculou-se o custo com as seguintes equações:

$$c_{v,2007} = a + b \times m_v^n \quad (\text{Equação 59})$$

$$c_{p,2007} = a + b \times D_C^n \quad (\text{Equação 60})$$

$$c_{T,2007} = c_{v,2007} + c_{p,2007} \times N \quad (\text{Equação 61})$$

onde c_{v,2007}, c_{p,2007} e c_{T,2007} são os custos do vaso, do prato individual e da torre de destilação, respectivamente, estimado no ano de 2007, N é o número de pratos reais (Tabela 2) e a, b e n

são parâmetros localizados na Tabela 6.6 do capítulo 6 do livro *Chemical Engineering Design*, página 296¹ sendo, respectivamente, 10000, 29 e 0,85 para o vaso e 180, 340 e 1,9 para o prato utilizado que é do tipo válvula.

Como o valor do custo estimado é baseado no ano de 2007, é necessário fazer uma correção para atualizar os preços. Para isso, utiliza-se a seguinte equação:

$$c_{2018} = c_{2007} \times \frac{\text{Índice de custo}_{2018}}{\text{Índice de custo}_{2007}} \quad (\text{Equação 62})$$

Um índice de custo utilizado é o *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI)². Dessa forma, o valor deste índice, para o ano de 2007, é de 525,4 e, para o ano de 2018, é de 603,1.

$$c_{T,2018} = c_{T,2007} \times \frac{603,1}{525,4} \quad (\text{Equação 63})$$

Os resultados encontram-se na Tabela 12.

Tabela 12. Custo da torre de destilação ($c_{T,2018}$).

Incremento	$c_{V,2007}$ (\$)	$c_{p,2007}$ (\$)	$c_{T,2007}$ (\$)	$c_{T,2018}$ (\$)
20%	49894,20	919,71	71967,25	82610,29
40%	48217,73	978,04	67778,44	77802,01
60%	48127,58	1036,14	66778,04	76653,66
100%	49530,20	1151,73	67957,92	78008,03

2.2.2 Vaso pulmão do refluxo

O vaso pulmão do refluxo, também, é projetado de acordo com o seu peso por meio do cálculo da sua espessura conforme as seguintes equações:

$$e_{VP} = \frac{P_{D,desenho} \times (D_{VP}/2) \times 1000}{S_t \times E - 0,6 \times P_{D,desenho}} + C. A. \quad (\text{Equação 64})$$

$$W_{VP} = 24,6 \times D_{VP} \times (L + 0,8 \times D_{VP}) \times (e_{VP} + X) \quad (\text{Equação 65})$$

Como L/D_{VP} é igual a 5,

$$W_{VP} = 24,6 \times D_{VP} \times (D_{VP} \times 5 + 0,8 \times D_{VP}) \times (e_{VP} + X) \quad (\text{Equação 66})$$

$$c_{VP,2006} = -2500 + 200 \times W_{VP}^{0,6} \quad (\text{Equação 67})$$

em que e_{VP} corresponde a espessura do vaso (mm), D_{VP} é o diâmetro do vaso pulmão (Tabela 6), os parâmetros E (eficiência de solda), S_t (tensão de cisalhamento do aço), X (fator de complexidade) e $C.A.$ (espessura de corrosão) são 0,85, 1055, 2 e 3 mm, respectivamente,⁵ a pressão de operação do destilado ($P_{D,operação}$) é igual a 1,0 bar, utilizando como pressão de desenho ($P_{D,desenho}$), 3,5 kg/cm^{2[1]}, W_{VP} é o peso do vaso pulmão (kg) e $c_{VP,2006}$ é o custo do vaso pulmão.

Como o valor do custo estimado é baseado no ano de 2006, é necessário fazer uma correção para atualizar os preços. Para isso, utiliza-se a seguinte equação:

$$c_{2018} = c_{2006} \times \frac{\text{Índice de custo}_{2018}}{\text{Índice de custo}_{2006}} \quad (\text{Equação 68})$$

O valor CEPCI², para o ano de 2006, é de 499,6 e, para o ano de 2018, é de 603,1.

$$c_{VP,2018} = c_{VP,2006} \times \frac{603,1}{499,6} \quad (\text{Equação 69})$$

Na Tabela 13, encontram-se os resultados obtidos.

Tabela 13. Custo do vaso pulmão ($c_{VP,2018}$).

Incremento	e_{VP} (mm)	W_{VP} (kg)	$C_{VP,2006}$ (\$)	$C_{VP,2018}$ (\$)
20%	6,02	2718,15	20492,91	24738,34
40%	6,08	2860,80	21209,50	25603,38
60%	6,14	3000,55	21897,78	26434,25
100%	6,26	3272,46	23201,28	28007,79

2.2.3 Condensador

Para o condensador, considerando-o um trocador de calor tipo casco-tubo, o custo é calculado por meio das seguintes equações:

$$c_{c,2007} = a + b \times A_{\text{topo}}^n \quad (\text{Equação 70})$$

$$c_{c,2018} = c_{c,2007} \times \frac{603,1}{525,4} \quad (\text{Equação 71})$$

onde $c_{c,2007}$ é o custo do condensador estimado no ano de 2007, $c_{c,2018}$ é o custo do condensador corrigido para o ano de 2018, A_{topo} é a área de troca térmica (Tabela 7) e a, b e n são parâmetros localizados na Tabela 6.6 do capítulo 6 do livro *Chemical Engineering Design*, página 296¹ sendo, respectivamente, 24000, 46 e 1,2.

Os resultados estão na Tabela 14.

Tabela 14. Custo do condensador ($c_{c,2018}$).

Incremento	$c_{c,2007}$ (\$)	$c_{c,2018}$ (\$)
20%	27429,97	31486,52
40%	27775,07	31882,65
60%	28125,51	32284,91
100%	28841,23	33106,48

2.2.4 Refervedor

Da mesma forma que o condensador, o refervedor, também, é considerado como um trocador de calor tipo casco-tubo e o seu custo é calculado por meio das seguintes equações:

$$c_{R,2007} = a + b \times A_{\text{fundo}}^n \quad (\text{Equação 72})$$

$$c_{R,2018} = c_{R,2007} \times \frac{603,1}{525,4} \quad (\text{Equação 73})$$

onde $c_{R,2007}$ é o custo do refervedor estimado no ano de 2007, $c_{R,2018}$ é o custo do refervedor corrigido para o ano de 2018, A_{fundo} é a área de troca térmica (Tabela 8) e a, b e n são parâmetros localizados na Tabela 6.6 do capítulo 6 do livro *Chemical Engineering Design*, página 296¹ sendo, respectivamente, 24000, 46 e 1,2.

Na Tabela 15, encontram-se os resultados.

Tabela 15. Custo do refervedor ($c_{R,2018}$).

Incremento	$c_{R,2007}$ (\$)	$c_{R,2018}$ (\$)
20%	28200,44	32370,92
40%	28562,16	32786,15
60%	28928,74	33206,93
100%	29675,48	34064,11

2.2.5 Bomba do refluxo

Em relação a bomba do refluxo, calculou-se o custo com as equações a seguir:

$$c_{BC,2007} = a + b \times Q_{\text{refluxo}}^n \quad (\text{Equação 74})$$

$$c_{MT,2007} = a + b \times \text{Pot}_e^n \quad (\text{Equação 75})$$

$$c_{B,2007} = c_{BC,2007} + c_{MT,2007} \quad (\text{Equação 76})$$

$$c_{B,2018} = c_{B,2007} \times \frac{603,1}{525,4} \quad (\text{Equação 77})$$

onde $c_{BC,2007}$, $c_{MT,2007}$ e $c_{B,2007}$ são os custos da bomba, do motor da bomba e do total da bomba, respectivamente, estimado no ano de 2007, $c_{B,2018}$ é o custo total da bomba corrigido para o ano de 2018, Q_{refluxo} é a vazão volumétrica do refluxo (Tabela 9) em L/s, Pot_e é a potência elétrica da bomba (Tabela 10) e a, b e n são parâmetros localizados na Tabela 6.6 do capítulo 6 do livro *Chemical Engineering Design*, página 296¹ sendo, respectivamente, 6900, 206 e 0,9 para a bomba centrífuga e -950, 1770 e 0,6 para o motor.

Na Tabela 16, encontram-se os resultados obtidos.

Tabela 16. Custo da bomba do refluxo ($c_{B,2018}$).

Incremento	$c_{BC,2007}$ (\$)	$c_{MT,2007}$ (\$)	$c_{B,2007}$ (\$)	$c_{B,2018}$ (\$)
20%	7474,58	868,44	8343,02	9576,84
40%	7560,09	942,00	8502,09	9759,44
60%	7644,38	1041,49	8685,87	9970,40
100%	7809,94	1256,52	9066,47	10407,28

2.3 Investimento fixo ou Imobilizado

Com a soma total dos custos dos equipamentos (c_{2018}), encontrou-se o investimento fixo ou imobilizado (I), por meio do método de Lang, com a seguinte equação:

$$I = c_{2018} \times d \quad (\text{Equação 78})$$

em que d é o fator de Lang e assume valores que dependem da natureza do processo, assim, como o processo estudado é com fluidos, utilizou-se o d igual a 4,74.

Os resultados estão na Tabela 17.

Tabela 17. Custo total dos equipamentos (c_{2018}) e investimento fixo (I)

Incremento	c_{2018} (\$)	I (\$)
20%	180782,92	856911,04
40%	177833,62	842931,34
60%	178550,16	846327,12
100%	183593,70	870234,12

2.4 Custos Operacionais

Para avaliação dos custos operacionais, será considerada uma vida da planta de 15 anos.

2.4.1 Água de refrigeração

Em relação ao custo referente a utilização da água de refrigeração no topo da torre no período de 15 anos ($c_{\text{água},15}$), tem-se:

$$c_{\text{água},h} = \left(\frac{Q_{\text{topo}}}{c_{p\text{água}} \times (T_{A,s} - T_{A,e}) \times \rho_{\text{água}}} \right) \times f_a \quad (\text{Equação 79})$$

$$c_{\text{água},15} = c_{\text{água},h} \times n_h \times n_d \times n_a \quad (\text{Equação 80})$$

onde $c_{\text{água},h}$ é o custo referente a utilização da água de refrigeração no topo da torre no período de uma hora, Q_{topo} é o calor trocado no condensador (Tabela 7), $c_{p\text{água}}$ é a capacidade calorífica da água à pressão constante ($= 1 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$), $T_{A,s}$ equivale a temperatura de saída da água de refrigeração ($^\circ\text{C}$), $T_{A,e}$ equivale a temperatura de entrada da água de refrigeração ($^\circ\text{C}$), $\rho_{\text{água}}$ é a densidade da água ($= 1000 \text{ kg/m}^3$), f_a é o valor do m^3 da água de refrigeração ($= 0,1 \text{ \$/m}^3$), n_h é o número de horas em um dia ($= 24 \text{ h/dia}$), n_d é o número de dias por ano (365 dias/ano) e n_a é o número de anos avaliado ($= 15 \text{ anos}$).

2.4.2 Vapor de caldeira

Para o custo referente ao uso de vapor de caldeira no fundo da torre no tempo de 15 anos ($c_{\text{vapor},15}$), utilizaram-se as seguintes equações:

$$c_{\text{vapor},15} = c_{\text{vapor},h} \times n_h \times n_d \times n_a \quad (\text{Equação 81})$$

$$c_{\text{vapor,h}} = \left(\frac{Q_{\text{fundo}}}{C_{L,V}} \right) \times f_v \quad (\text{Equação 82})$$

em que $c_{\text{vapor,h}}$ é o custo referente ao uso de vapor no fundo da torre no período de uma hora, Q_{fundo} é o calor trocado no refeedor (Tabela 8), $C_{L,V}$ é o calor latente de vaporização na temperatura de operação (kcal/t) e f_v é o valor da tonelada do vapor de aquecimento (= 10 \$/t).

Com o objetivo de encontrar o $C_{L,V}$ em 230 °C, utilizou-se a equação de Regnault⁶:

$$C_{L,V} = 606,5 - 0,695 \times T_v \quad (\text{Equação 83})$$

onde $C_{L,V}$ é o calor latente de vaporização na temperatura de operação (kcal/kg) e T_v é a temperatura de operação do vapor de baixa pressão (°C).

2.4.3 Eletricidade da bomba de refluxo

Em relação ao custo referente a utilização de eletricidade para a bomba de refluxo no período de 15 anos ($c_{\text{eletricidade,15}}$), tem-se:

$$c_{\text{eletricidade,15}} = c_{\text{vapor,h}} \times n_h \times n_d \times n_a \quad (\text{Equação 84})$$

$$c_{\text{eletricidade,h}} = \text{Pot}_e \times f_e \quad (\text{Equação 85})$$

em que $c_{\text{eletricidade,h}}$ é o custo referente a utilização de eletricidade para a bomba de refluxo no período de uma hora, Pot_e é a potência elétrica da bomba (Tabela 10) e f_e é o valor da eletricidade (=0,25 \$/kWh).

Assim, encontrou-se o custo operacional total da planta em 15 anos ($c_{\text{OP,15}}$):

$$c_{\text{OP,15}} = c_{\text{água,15}} + c_{\text{vapor,15}} + c_{\text{eletricidade,15}} \quad (\text{Equação 86})$$

Na Tabela 18, encontram-se os resultados obtidos.

Tabela 18. Custo operacional total da planta em 15 anos ($c_{\text{OP,15}}$).

Incremento	$c_{\text{água,h}}(\text{\$})$	$c_{\text{água,15}}(\text{\$})$	$c_{\text{vapor,h}}(\text{\$})$	$c_{\text{vapor,15}}(\text{\$})$	$c_{\text{eletricidade,h}}(\text{\$})$	$c_{\text{eletricidade,15}}(\text{\$})$	$c_{\text{OP,15}}(\text{\$})$
20%	6,69	879622,05	30,69	4032966,22	0,26	34361,94	4946950,22
40%	7,25	952776,99	32,88	4320375,66	0,28	36709,73	5309862,39
60%	7,81	1025931,93	35,07	4607785,10	0,30	39983,19	5673700,23
100%	8,92	1172241,82	39,44	5182603,99	0,36	47434,51	6402280,31

2.5 Avaliação do Investimento

Por fim, através da Equação 87, foi possível obter o custo total do projeto (Y) para cada razão de refluxo:

$$Y = I + c_{OP,15} \quad (\text{Equação 87})$$

Os resultados se encontram na Tabela 19.

Tabela 19. Avaliação do investimento (Y).

Incremento	Y (\$)
20%	5803861,25
40%	6152793,73
60%	6520027,98
100%	7272514,43

Analisando a Tabela 19, por apresentar o menor custo total, afere-se que o melhor projeto corresponde ao incremento em 20% na razão de refluxo mínima. Portanto, este projeto será usado para o preenchimento das folhas de especificação.

2.6 Folhas de especificações

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
Descrição	Alimento	
Pressão	0,51	kg/cm ² g
Temperatura	101,4	°C
Vazão mássica	9810	kg/h
Vazão molar	100,0	kmol/h
Entalpia total	-0,004842	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	16,20	m ³ /h
Peso molecular	98,10	kg/kmol
Densidade	605,5	kg/m ³
Viscosidade	0,1909	cP
Condutividade térmica	$9,886 \times 10^{-2}$	W/m·°C
Calor específico	2.558	kJ/kg·°C
Tensão superficial	11,97	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		

Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	kg/kmol
Densidade	-	kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
n-hexano	0,40	0,35
n-heptano	0,35	0,36
n-octano	0,25	0,29

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	2	
Descrição	Destilado	
Pressão	0	kg/cm ² g
Temperatura	79,66	°C
Vazão mássica	6967	kg/h
Vazão molar	75,00	kmol/h
Entalpia total	-0,003569	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	11,30	m ³ /h
Peso molecular	92,90	kg/kmol
Densidade	616,7	kg/m ³
Viscosidade	0,2083	cP
Condutividade térmica	0,1025	W/m·°C
Calor específico	2,451	kJ/kg·°C
Tensão superficial	13,33	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	kg/kmol
Densidade	-	kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
n-hexano	0,534	0,495
n-heptano	0,453	0,489
n-octano	0,013	0,016

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	3	
Descrição	Resíduo	
Pressão	1,02	kg/cm ² g
Temperatura	150,6	°C
Vazão mássica	2842,5	kg/h
Vazão molar	25,00	kmol/h
Entalpia total	-0,001273	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	14,59	m ³ /h
Peso molecular	113,7	kg/kmol
Densidade	584,3	kg/m ³
Viscosidade	0,1613	cP
Condutividade térmica	$9,338 \times 10^{-2}$	W/m·°C
Calor específico	2,789	kJ/kg·°C
Tensão superficial	9,797	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	kg/kmol
Densidade	-	kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
n-hexano	0	0
n-heptano	0,04	0,03
n-octano	0,96	0,97

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	4	
Descrição	Refluxo	
Pressão	0	kg/cm ² g
Temperatura	79,66	°C
Vazão mássica	6939,13	kg/h
Vazão molar	74,7	kmol/h
Entalpia total	-0,003555	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	11,25	m ³ /h

Peso molecular	92,90	kg/kmol
Densidade	616,7	kg/m ³
Viscosidade	0,2083	cP
Condutividade térmica	0,1025	W/m.°C
Calor específico	2,451	kJ/kg.°C
Tensão superficial	13,33	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	kg/kmol
Densidade	-	kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m.°C
Calor específico	-	kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
n-hexano	0,534	0,495
n-heptano	0,453	0,489
n-octano	0,013	0,016

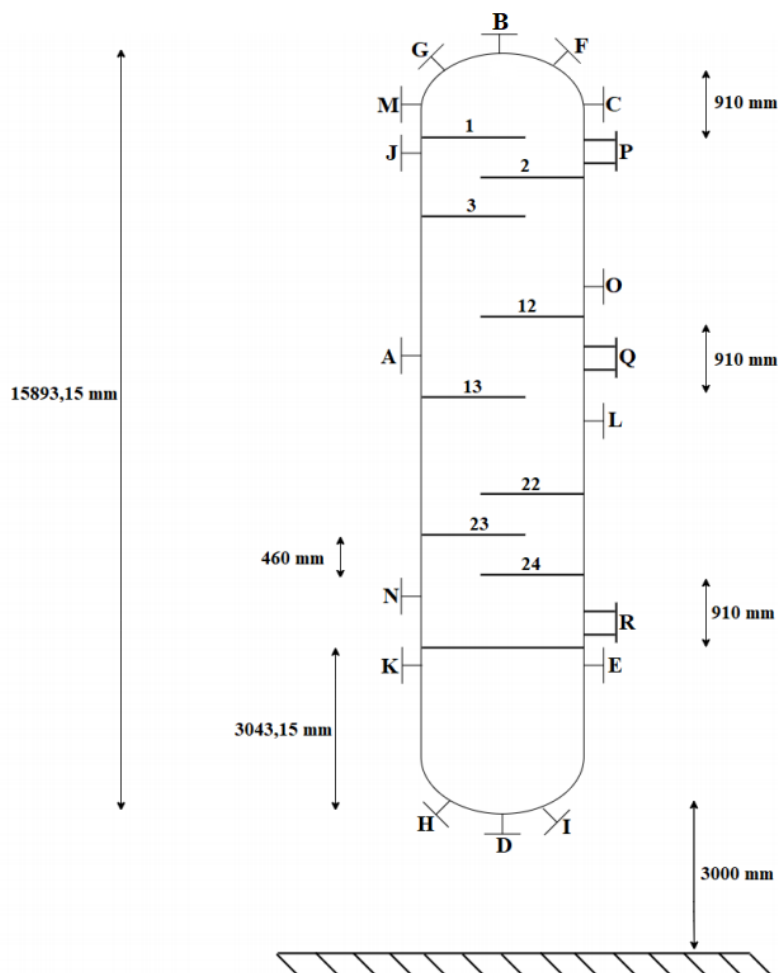
ESPECIFICAÇÕES PRATOS			
Número do equipamento	C1		
Descrição	Torre de destilação		
Número de seções da coluna	2		
SEÇÃO 1 DA COLUNA			
Identificação	Retificação		
De prato/A prato	1	12	
Pressão	0,35	0,46	kg/cm ² g
Perda de pressão	0,11		
Temperatura	79,66	101,4	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	13466,68	13819,36	kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	6939,97	17136,05	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4210,97	2935,29	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	11,25	28,30	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	3,198	4,708	kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	616,7	605,5	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	0,006860	0,007269	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,2083	0,1909	
Diâmetro	1505,48		mm
Número de pratos	12		

Espaçamento entre pratos	0,460	mm
Tipo de prato	Válvula	
Altura de recheio	-	mm
Tipo de recheio	-	
SEÇÃO 2 DA COLUNA		
Identificação	Esgotamento	
De prato/A prato	13	24
Pressão	0,47	0,58
Perda de pressão	0,11	
Temperatura	101,4	150,6
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	13819,36	16951,11
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	17136,05	19859,38
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	2935,29	2427,83
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	28,30	33,99
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4,708	6,982
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	605,5	584,3
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	0,007269	0,007428
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,1909	0,1613
Diâmetro	1505,48	
Número de pratos	12	
Espaçamento entre pratos	0,460	mm
Tipo de prato	Válvula	
Altura de recheio	-	mm
Tipo de recheio	-	

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES		
Número do equipamento	C1	
Descrição	Torre de destilação	
Pressão no topo	0,35	kg/cm ² g
Pressão no fundo	0,59	
Pressão de projeto	3,5	
Temperatura no topo	79,66	°C
Temperatura no fundo	150,6	
Temperatura de projeto	180,6	
Nível normal de líquido	3043,15	mm
Nível máximo de líquido (80%)	-	
Nível mínimo de líquido (20%)	608,63	
Altura	15893,15	
Diâmetro	1505,48	
Material	Aço carbono	
PROPRIEDADES DO FLUIDO		

Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	3,242	kg/m ³	
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave	616,1	kg/m ³	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	1	-	Entrada da alimentação
B	2	-	Saída do vapor pelo topo
C	3	-	Entrada do refluxo
D	4	-	Saída do resíduo pelo fundo
E	5	-	Entrada do vapor do refeedor
F	6	Engenharia de detalhe	Válvula de segurança
G	7	2"	Purga com vapor
H	8	2"	Drenagem
I	9	4"	Ventilação
J, K, L	10	2"	Medidor de temperatura
M, N, O	11	2"	Medidor de nível
P, Q, R	12	24"	Bocal de acesso

ESQUEMA DO RECIPIENTE



ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento		C2	
Descrição		Vaso pulmão	
Pressão no topo		0	kg/cm ² g
Pressão no fundo		0,04778	
Pressão de projeto		3,5	
Temperatura no topo		79,66	°C
Temperatura no fundo		99,66	
Temperatura de projeto		129,66	
Nível normal de líquido		770,83	mm
Nível máximo de líquido (80%)		1233,32	
Nível mínimo de líquido (20%)		308,33	
Altura		7708,28	
Diâmetro		1541,66	
Material		Aço carbono	
PROPRIEDADES DO FLUIDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave		3,242	kg/m ³
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave		616,1	kg/m ³
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	1	-	Entrada de líquido pelo topo
B	2	-	Saída de líquido pelo fundo
C, D	3	2"	Medidor de nível
E	4	Engenharia de detalhe	Válvula de segurança
F	5	2"	Purga com vapor
G	6	2"	Drenagem
H	7	4"	Ventilação
I	8	24"	Bocal de acesso
ESQUEMA DO RECIPIENTE			
<p>Diagrama esquemático do vaso pulmão. O vaso é um cilindro horizontal com cabeçotes em ambas as extremidades. O comprimento total do vaso é de 3000 mm. O diâmetro interno é de 1541,66 mm. O nível normal de líquido é de 770,83 mm. O nível máximo de líquido (80%) é de 1233,32 mm e o nível mínimo (20%) é de 308,33 mm. O vaso possui conexões A, B, C, D, E, F, G, H e I. A conexão A é no topo, B no fundo, C e D são medidores de nível, E é uma válvula de segurança, F é purga com vapor, G é drenagem, H é ventilação e I é bocal de acesso.</p>			

CAPÍTULO III – TROCADOR DE CALOR

Os equipamentos utilizados para a transferência de calor entre dois fluidos de diferentes temperaturas, que estão separados por uma parte sólida, são chamados de trocadores de calor. Por apresentarem uma ampla funcionalidade, como aquecedores, resfriadores, condensadores, evaporadores e caldeiras, os trocadores de calor não podem ser particularizados por um único protótipo, sendo que devem ter em vista na sua fabricação: a composição do vapor, o fluxo dos fluidos, a temperatura, a pressão e a área de troca térmica, por exemplo.⁴

Neste capítulo, será projetado um trocador de calor do tipo casco e tudo. Os trocadores de casco e tubo são compostos por tubos paralelos confinados em um casco cilindro como mostra a Figura 8.⁴

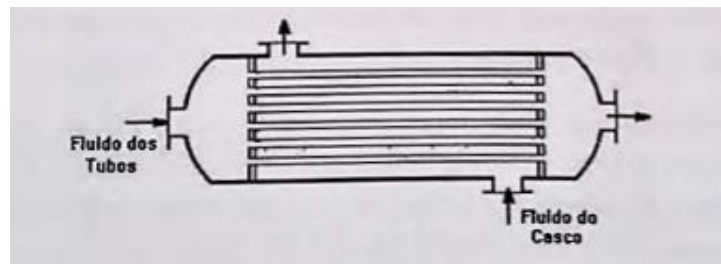


Figura 8. Trocador de calor do tipo casco e tubo.⁴

3.1 Dimensionamento

Pretende-se projetar um refeedor para a coluna de destilação, que tem como finalidade a separação do n-hexano, n-heptano e n-octono, contendo 16 pratos e uma razão de refluxo (RR) de 1,07 como mostra a Figura 9.

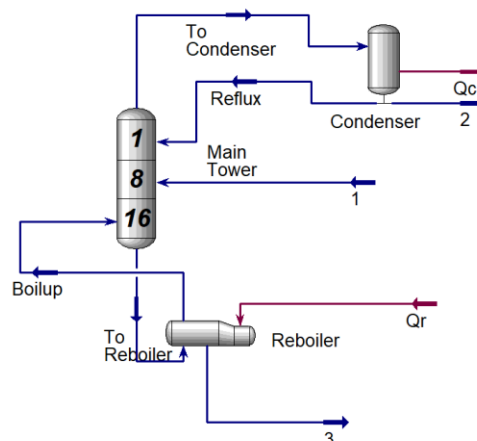


Figura 9. Esquema da torre de destilação com 16 pratos.

Para realizar este processo de aquecimento, ao refeedor é requerida uma quantidade de calor de 796 Mcal/h e será usado vapor de baixa pressão cuja temperatura de condensação é de 180 °C (10 bar).

Nas Figuras 10 e 11, encontram-se algumas das propriedades da corrente enviada “*To Reboiler*” e da corrente “*Boilup*” que compõem as correntes principais do refeedor.

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

Figura 10. Propriedades da corrente enviada “*To Reboiler*”.

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

Figura 11. Propriedades da corrente “*Boilup*”.

Assim, consideraram-se as seguintes condições e parâmetros:

- Calor trocado no refeedor (Q_{fundo}) igual a 796 Mcal/h que equivale a 796000 kcal/h;
- temperatura de entrada da corrente “*To Reboiler*” ($T_{R,e}$) igual a 148,60 °C;
- temperatura de saída da corrente “*Boilup*” ($T_{R,s}$) igual a 150,60 °C;
- temperatura do vapor de baixa pressão (T_V) igual a 180 °C;

- coeficiente global de troca térmica (U_{fundo}) foi estimado como $750 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}^1$ que equivale a $644,895 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{°C}$;
- e por ter um fluido com temperatura constante, FT é igual a 1.

Assim, encontrou-se o valor da área térmica por meio das seguintes equações:

$$\Delta T_1 = T_V - T_{R,e} \quad (\text{Equação 88})$$

$$\Delta T_2 = T_V - T_{R,s} \quad (\text{Equação 89})$$

$$\Delta T_{\text{MÉDIO}} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (\text{Equação 90})$$

$$A_{\text{fundo}} = \frac{Q_{\text{fundo}}}{U_{\text{fundo}} \times \Delta T_{\text{MÉDIO}}} \quad (\text{Equação 91})$$

em que $\Delta T_{\text{MÉDIO}}$ é a temperatura média logarítmica ($^{\circ}\text{C}$) e A_{fundo} é a área de troca térmica (m^2).

Portanto,

$$\Delta T_1 = (180 - 148,6) \text{ °C} = 31,4 \text{ °C}$$

$$\Delta T_2 = (180 - 150,6) \text{ °C} = 29,4 \text{ °C}$$

$$\Delta T_{\text{MÉDIO}} = \frac{31,4 - 29,4}{\ln\left(\frac{31,4}{29,4}\right)} = 30,4 \text{ °C}$$

$$A_{\text{fundo}} = \frac{796000 \text{ kcal/h}}{644,895 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \times \text{h} \times \text{°C}} \times 30,4 \text{ °C}} = 40,62 \text{ m}^2$$

Para encontrar a vazão mássica do vapor de baixa pressão (M), em primeiro lugar, encontrou-se o calor latente de vaporização na temperatura de operação em 180 °C com a equação de Regnault⁶:

$$C_{L,V} = 606,5 - 0,695 \times T_V \quad (\text{Equação 92})$$

onde $C_{L,V}$ é o calor latente de vaporização na temperatura de operação em kcal/kg .

Logo,

$$C_{L,V} = 606,5 - 0,695 \times 180 \text{ °C} = 481,4 \text{ kcal/kg}$$

Em seguida, utilizou-se a equação:

$$Q_{\text{fundo}} = M \times C_{L,V} \quad (\text{Equação 93})$$

Dessa forma,

$$M = \frac{796000 \text{ kcal/h}}{481,4 \text{ kcal/kg}} = 1653,5 \text{ kg/h}$$

Por fim, com a finalidade de descobrir o diâmetro do casco do trocador de calor, assumiram-se as seguintes medidas:

- Diâmetro do tubo ($D_{T,R}$) equivale a $\frac{3}{4}$ polegadas⁷ que é igual a 0,01905 m; e
- comprimento do tubo ($L_{T,R}$) é igual a 20 pés⁷ que equivale a 6,096 m.

Com estes dados, considerando que a troca térmica do turbo ocorre somente em suas laterais, encontrou-se o número de tubos ($N_{T,R}$) com a seguintes equações:

$$A_{T,R} = 2 \times \pi \times \frac{D_{T,R}}{2} \times L_{T,R} \quad (\text{Equação 94})$$

$$N_{T,R} = \frac{A_{\text{fundo}}}{A_{T,R}} \quad (\text{Equação 95})$$

em que $A_{T,R}$ é a área de troca térmica de cada tubo (m^2).

Assim,

$$A_{T,R} = 2 \times \pi \times \frac{0,01905 \text{ m}}{2} \times 6,096 = 0,365 \text{ m}^2$$

$$N_{T,R} = \frac{40,62 \text{ m}^2}{0,365 \text{ m}^2} = 111,33 \approx 112$$

Na Figura 12, encontra-se uma tabela correlacionando os parâmetros geométricos do tubo com o diâmetro do casco⁸.

3/4 in. OD tubes on 1 5/16-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18
10	62	56	47	42	36
12	109	98	86	82	78
13 1/4	127	114	96	90	86
15 1/4	170	160	140	136	128
17 1/4	239	224	194	188	178
19 1/4	301	282	252	244	234
21 1/4	361	342	314	306	290
23 1/4	442	420	386	378	364
25	532	506	468	446	434
27	637	602	550	536	524
29	721	692	640	620	594
31	847	822	766	722	720
33	974	938	878	852	826
35	1102	1068	1004	988	958
37	1240	1200	1144	1104	1072
39	1377	1330	1258	1248	1212

Figura 12. Determinação do diâmetro do casco.

Considerando um único passe, determinou-se o diâmetro como 13 1/4 polegadas que é igual a 336,55 mm.

3.2 Folha de especificações

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento		E - 1				
Descrição		Reboiler da torre de destilação				
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)		Casco - tubo				
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA		AKU				
Disposição (horizontal/vertical)		Horizontal				
Circulação (forçada, termosifão...)		Forçada				
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?	1			-	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO / CASCO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO / TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	14170		kg/h	1653,5		kg/h
Fração de vapor/gás	0	0,8		1	0	

Vazão de vapor/gás	0	11320	kg/h	1653,5	0	kg/h
Vazão de líquido	14170	2850		0	1653,5	
Temperatura	148,6	150,6	°C	180	180	°C
Pressão	0,99	1,04	kg/cm ² g	9,2	8,5	kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0,05		kg/cm ²	0,7		kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	1100		kcal / h m ² °C	9950		kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,00015		h m ² °C/ kcal	0,00015		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	644,895					kcal / h m ² °C
ΔT_{ml}	30,4					°C
F_T	1					
Calor trocado	0,796					Gcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	11,0					kg/cm ² g
Temperatura de projeto	210					°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	40,62				m ²	
Diâmetro dos tubos	¾ / 19,05				polegadas/mm	
Comprimento dos tubos	20 / 6096				pés/mm	
Espessura dos tubos	14				BWG	
Espaçamento entre centro dos tubos	15/16 / 23,8125				pés/mm	
Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)	Triangular					
Diâmetro do casco	13 ¼ / 336,55				pés/mm	

CAPÍTULO IV – BOMBA

As bombas são equipamentos que fornecem energia de pressão e/ou cinética a um fluido incompressível, como líquidos, com a finalidade de transferi-lo de um certo lugar para outro determinado. Esses dispositivos estão empregados em diversas funções, como no tratamento de água e efluentes, na destilação do petróleo e nos sistemas de irrigação, sendo a bomba centrífuga (Figura 13) a mais utilizada na indústria química.^{9,10}

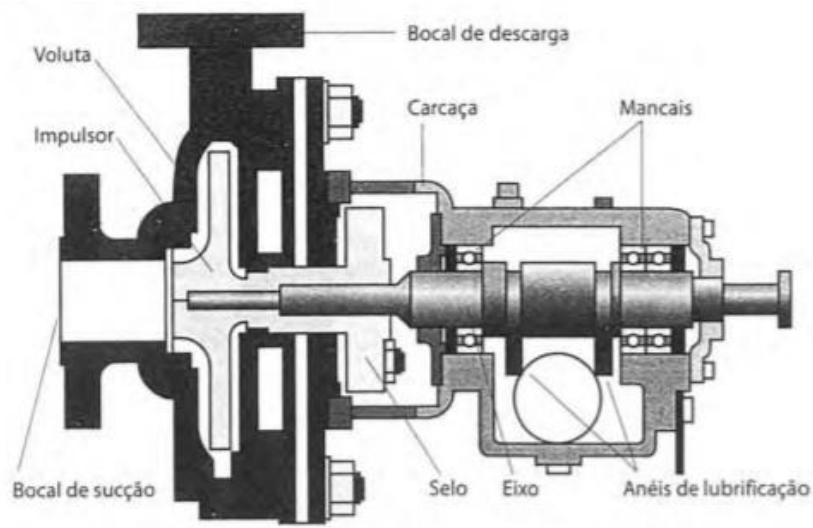


Figura 13. Aspectos construtivos em uma bomba centrífuga.⁹

Neste capítulo, será projetado a bomba centrífuga que tem a finalidade de retornar o refluxo a torre de destilação. A Figura 14 apresenta um esquema do sistema que contém: um vaso separador-pulmão que constitui o destilado e o refluxo, a bomba centrífuga que impulsionará esta corrente e 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 destacar que os dois vasos considerados, C-1 (torre de destilação) e C-2 (vaso pulmão), estão a mesma altura do solo.

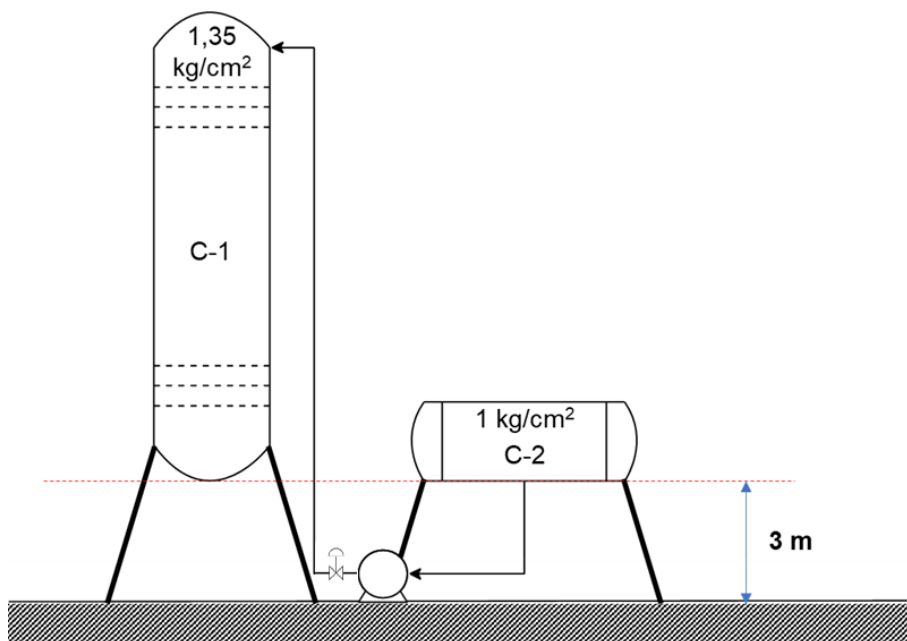


Figura 14. Esquema do bombeamento do refluxo.

4.1 Dimensionamento

Considerando as seguintes condições:

- Para estimar a perda de pressão nas tubulações, foi considerado, no duto de admissão, uma perda de pressão de $0,5 \text{ kg/cm}^2/\text{km}$ de tubo. Enquanto para o duto de impulsão, considerou-se $2 \text{ kg/cm}^2/\text{km}$ de tubo;
- as dimensões do vaso pulmão são: diâmetro igual a 1 m e comprimento equivalente a 5 m;
- a altura da torre de destilação é de 12,3 m com um diâmetro de 1,6 m;
- considerar uma vazão volumétrica de refluxo de $13,1 \text{ m}^3/\text{h}$ e uma densidade mássica da corrente de $616,5 \text{ kg/m}^3$; e
- considerar que a válvula fornece uma perda de carga de $0,1 \text{ kg/cm}^2$.

Em primeiro lugar, calculou-se a pressão na aspiração da bomba (P_{asp}) com a seguinte equação:

$$P_{asp} = P_{int}(C - 2) + P_{C-2} + P_{nível} - \Delta P_{adm} \quad (\text{Equação 96})$$

em que $P_{int}(C - 2)$ é a pressão interna no vaso pulmão que é igual a 1 kg/cm^2 , P_{C-2} é a pressão relacionada à altura de elevação do vaso, $P_{nível}$ é a pressão do líquido no interior do vaso e ΔP_{adm} é a perda de pressão no duto de admissão.

Para P_{C-2} e $P_{nível}$, utilizou-se a seguinte equação:

$$P_i = \rho \times g \times h \quad (\text{Equação 97})$$

onde P_i é a carga de interesse, ρ é a densidade mássica da corrente, g é a aceleração da gravidade e h equivale a altura.

Assim,

$$P_{C-2} = 616,5 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 3 \text{ m} = 18143,6 \text{ Pa} = 0,185 \text{ kg/cm}^2$$

E, como o vaso pulmão se encontra na horizontal, o nível normal de líquido é definido como metade do seu diâmetro.

$$P_{nível} = 616,5 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 0,5 \text{ m} = 3023,9 \text{ Pa} = 0,031 \text{ kg/cm}^2$$

Para ΔP_{adm} , estimou-se o comprimento do duto na aspiração (L_{asp}):

$$L_{asp} = 1,3 \times H \quad (\text{Equação 98})$$

em que H é a altura de elevação do vaso pulmão em relação ao solo.

Assim,

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

Dessa forma, como a perda de carga no duto de admissão é de $0,5 \text{ kg/cm}^2$ por cada quilometro:

$$\Delta P_{adm} = \frac{0,5 \text{ kg/cm}^2}{\text{km}} \times 0,0039 \text{ km} = 0,00195 \text{ kg/cm}^2$$

Portanto, retomando a Equação 96, foi possível determinar a pressão de aspiração:

$$P_{asp} = (1 + 0,185 + 0,031 - 0,00195) \text{ kg/cm}^2 = 1,214 \text{ kg/cm}^2$$

Depois, estimou-se a pressão máxima na aspiração ($P_{m\acute{a}x,asp}$):

$$P_{m\acute{a}x,asp} = P_{op}(C - 2) + P_{C-2} + P_{m\acute{a}x,n\acute{i}vel} - \Delta P_{adm} \quad (\text{Equa\c{c}\~{a}o 99})$$

onde $P_{op}(C - 2)$ é a pressão de operação do vaso pulmão e $P_{m\acute{a}x,n\acute{i}vel}$ equivale a pressão máxima de líquido no interior do vaso.

Para $P_{op}(C - 2)$, deve-se acrescentar $1,8 \text{ kg/cm}^2$ ou 10% ao valor da pressão interna do vaso (1 kg/cm^2) e considerar o maior. Todavia, como não foi atingido a pressão mínima de operação, foi usado $3,5 \text{ kg/cm}^2$. Além disso, como os cálculos foram realizados considerando os valores como absolutos, foi acrescido a contribuição da pressão atmosférica, definindo $P_{op}(C - 2)$ como $4,5 \text{ kg/cm}^2$.

Para $P_{m\acute{a}x,n\acute{i}vel}$, foi feita a consideração de que o vaso estava totalmente preenchido, isto é, foi utilizado o diâmetro (= 1 m) no seu cálculo:

$$P_{m\acute{a}x,n\acute{i}vel} = 616,5 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 1 \text{ m} = 6047,9 \text{ Pa} = 0,062 \text{ kg/cm}^2$$

Como as contribuições de P_{C-2} e ΔP_{adm} permanecem iguais e retomando a Equação 99:

$$P_{m\acute{a}x,asp} = (4,5 + 0,185 + 0,062 - 0,00195) \text{ kg/cm}^2 = 4,745 \text{ kg/cm}^2$$

Em seguida, foi calculado a pressão na impulsão (P_{imp}) com a equação a seguir:

$$P_{imp} = P_{int}(C - 1) + P_{C-1} + P_V + \Delta P_{imp} \quad (\text{Equa\c{c}\~{a}o 100})$$

em que em que $P_{int}(C - 1)$ é a pressão interna na torre que é igual a $1,35 \text{ kg/cm}^2$, P_{C-1} é a pressão relacionada à altura de elevação da torre acrescido do seu comprimento, P_V é a perda de carga de $0,1 \text{ kg/cm}^2$ da válvula do sistema e ΔP_{imp} é a perda de pressão no duto de impulsão.

Para P_{C-1} , utilizando a Equação 97, tem-se:

$$P_{C-1} = 616,5 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times (3 + 12,3) \text{ m} = 92532,3 \text{ Pa}$$

$$P_{C-1} = 0,944 \text{ kg/cm}^2$$

Para ΔP_{imp} , estimou-se o comprimento do duto na impulsão (L_{imp}):

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

Assim, como a perda de carga no duto é de 2 kg/cm^2 por cada quilometro:

$$\Delta P_{imp} = \frac{2,0 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}}{\text{km}} \times 0,01989 \text{ km} = 0,03978 \text{ kg/cm}^2$$

Logo, retomando a Equação 100:

$$P_{imp} = (1,35 + 0,944 + 0,1 + 0,03978) \text{ kg/cm}^2 = 2,434 \text{ kg/cm}^2$$

A seguir, foi calculada a pressão diferencial da bomba (ΔP):

$$\Delta P = P_{imp} - P_{asp} \quad (\text{Equação 101})$$

$$\Delta P = (2,434 - 1,214) \text{ kg/cm}^2 = 1,22 \text{ kg/cm}^2$$

E, depois, estimou-se a pressão de *shut-off* da bomba ($\Delta P_{shut-off}$):

$$\Delta P_{shut-off} = 1,2 \times \Delta P \quad (\text{Equação 102})$$

$$\Delta P_{shut-off} = 1,2 \times 1,22 \text{ kg/cm}^2 = 1,464 \text{ kg/cm}^2$$

Além disso, também, foi calculado a pressão máxima na impulsão ($P_{m\acute{a}x,imp}$):

$$P_{m\acute{a}x,imp} = P_{m\acute{a}x,asp} + \Delta P_{shut-off} \quad (\text{Equação 103})$$

$$P_{m\acute{a}x,imp} = (4,745 + 1,464) \text{ kg/cm}^2 = 6,209 \text{ kg/cm}^2$$

Outros parâmetros que devem ser estimados são a vazão de operação da bomba (Q_B), a vazão mínima ($Q_{B,min}$) e a vazão de projeto ($Q_{B,proj}$). Como descrito nas condições iniciais, Q equivale a $13,1 \text{ m}^3/\text{h}$.

Para $Q_{B,\min}$:

$$Q_{B,\min} = 0,6 \times Q_B \quad (\text{Equação 104})$$

$$Q_{B,\min} = 0,6 \times 13,1 \text{ m}^3/\text{h} = 7,86 \text{ m}^3/\text{h}$$

Para $Q_{B,\text{proj}}$:

$$Q_{B,\text{proj}} = 1,2 \times Q_B \quad (\text{Equação 105})$$

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

Agora, considerando as eficiências hidráulica e elétrica como sendo 45% e 90%, respectivamente, foram calculadas a potência absorvida da bomba (Pot), a potência hidráulica (Pot_h) e a potência elétrica (Pot_e):

$$Pot = \frac{Q_{\text{proj}} \times \Delta P_{\text{shut-off}}}{27,4} \quad (\text{Equação 106})$$

$$Pot = \frac{15,72 \text{ m}^3/\text{h} \times 1,463 \text{ kg}/\text{cm}^2}{27,4} = 0,84 \text{ CV} = 0,63 \text{ kW}$$

$$Pot_h = \frac{Pot}{0,45} \quad (\text{Equação 107})$$

$$Pot_h = \frac{0,63 \text{ kW}}{0,45} = 1,4 \text{ kW}$$

$$Pot_e = \frac{Pot_h}{0,925} \quad (\text{Equação 108})$$

$$Pot_e = \frac{1,4 \text{ kWh}}{0,925} = 1,51 \text{ kW}$$

Em relação ao NPSH disponível, foi considerado como sendo igual a 3 m que é a altura de elevação do vaso pulmão e da torre.

Por fim, calculou-se a altura diferencial (Δh) de acordo com a seguinte equação:

$$\Delta P = \rho \times g \times \Delta h \quad (\text{Equação 109})$$

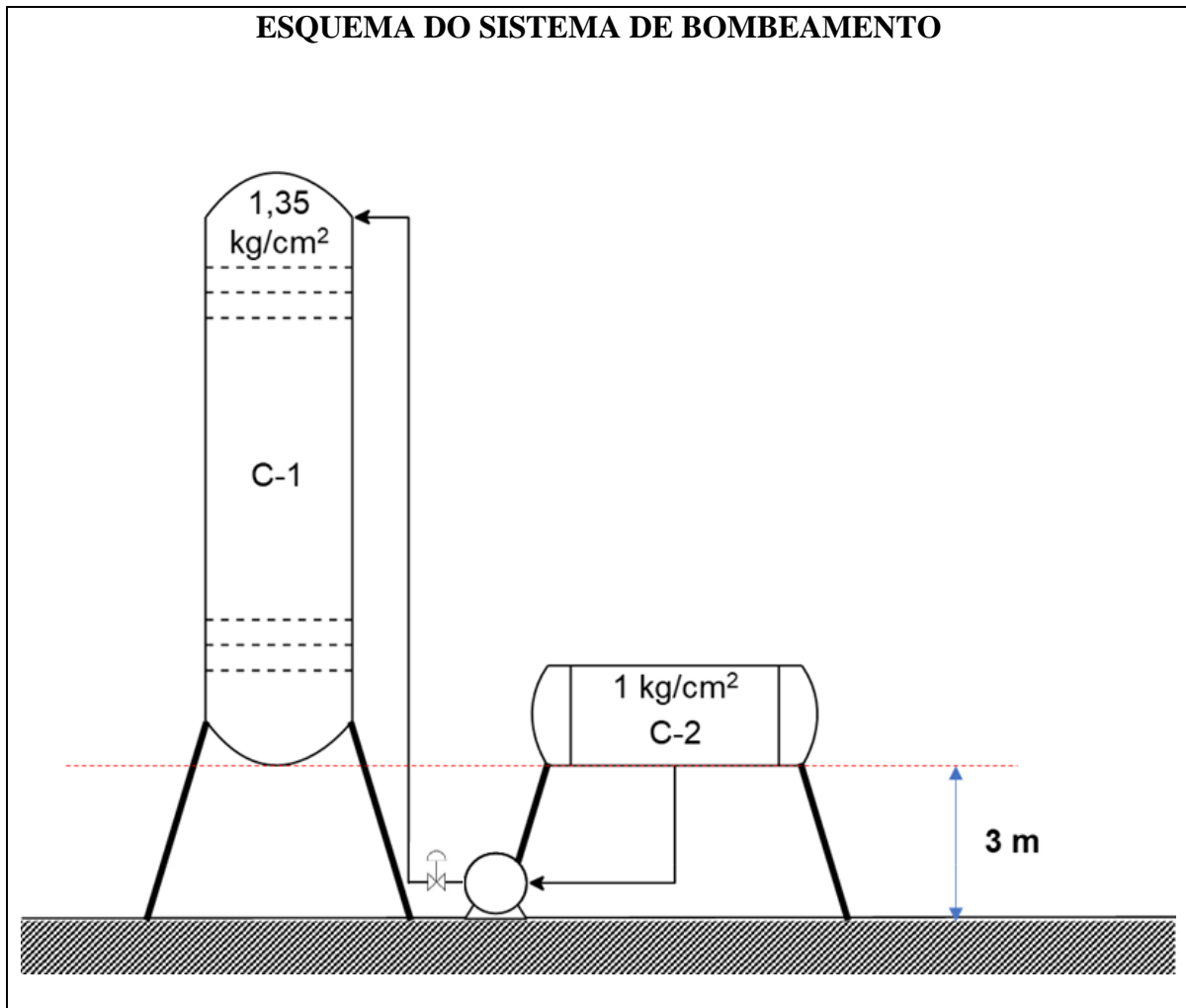
Rearranjando:

$$\Delta h = \frac{\Delta P}{\rho \times g} \quad (\text{Equação 110})$$

$$\Delta h = \frac{119641,1 \text{ Pa}}{616,5 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2} = 19,78 \text{ m}$$

4.2 Folha de Especificações

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento operação / reserva	Operação		Reserva	
Descrição	Bomba de refluxo			
Número de bombas operação / reserva	01a		01b	
Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)	Centrífuga			
Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)	Contínuo		Contínuo	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	13,1			m ³ /h
Pressão	0,214	kg/cm ² g	1,434	kg/cm ² g
Temperatura	80,588	°C	80,588	°C
Densidade	616,5	kg/m ³	616,5	kg/m ³
Viscosidade	0,2083	cP	0,2083	cP
Pressão de vapor	0,2383	kg/cm ² g	0,2383	kg/cm ² g
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)	15,72		m ³ /h	
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	7,86			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	0,214		kg/cm ² g	
Pressão na impulsão na vazão de projeto	1,434			
Pressão diferencial	1,22		kg/cm ²	
Altura diferencial	19,78		m	
NPSH disponível	3		m	
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	1,464		kg/cm ²	
Pressão máxima na aspiração	3,745		kg/cm ² g	
Pressão máxima na impulsão	5,209			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	-	-	polegadas	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	7,009			kg/cm ² g
Temperatura de projeto	110,588			°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	1,51			kW



CAPÍTULO V – DIAGRAMA P&ID

O diagrama de tubulação e instrumentação, conhecido como P&ID, facilita a obtenção de dados para a confecção de equipamentos, a instalação e a operação de uma planta química. Ademais, exhibe como o engenheiro tem que enfrentar circunstâncias de emergência.¹²

O P&ID é um documento, geralmente, utilizado como orientação ao longo de um projeto por diversas áreas da engenharia, em encontros técnicos com fornecedores ou fabricantes, de estudo de perigo e operabilidade (HAZOP), de gestão e de programação e planejamento do projeto. Além de ser feito através de diversas equipes de engenharia, como a de Instrumentação e Controle (I&C), por exemplo.¹²

Dessa forma, o P&ID é um diagrama que reproduz os estágios, em sua totalidade, de processo de uma planta química, sendo um esquema de tubos, equipamentos e sistemas de controle representados por símbolos estabelecidos em normas técnicas.¹² Assim, neste capítulo, será apresentado um diagrama P&ID mais simples do sistema de fracionamento da mistura n-hexano, n-heptano e n-octano.

5.1 Diagrama de Processos

Na Figura 15, tem-se o diagrama de processos da destilação da mistura n-hexano, n-heptano e n-octano com a identificação de todas as correntes, dos instrumentos e dos sistemas de controle.

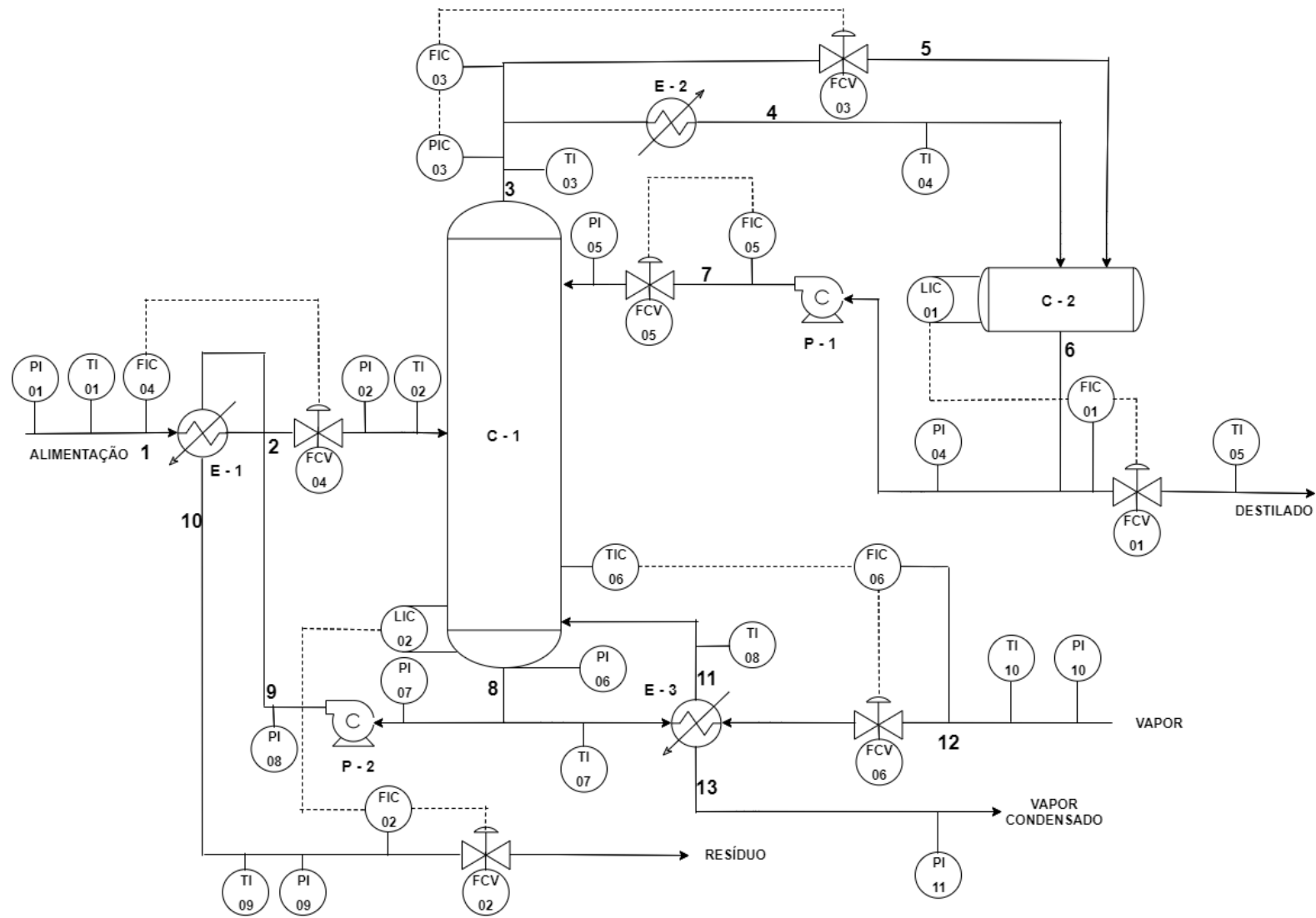


Figura 15. Diagrama de processos da destilação da mistura n-hexano, n-heptano e n-octano.

5.2 Folhas de especificações

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO			
Identificação	Localização (número da tubulação)	Fase (L, G ou M)	Vazão normal / kg/h
FIC – 01	6	L	-
FIC – 02	10	L	-
FIC – 03	3	G	-
FIC – 04	1	L	-
FIC – 05	7	L	-
FIC – 06	12	G	-

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

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA			
Identificação	Localização (número da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Temperatura normal / °C
TI – 01	1	L	-
TI – 02	2	L	-
TI – 03	3	G	-
TI – 04	4	L	-
TI – 05	6	L	-
TIC – 06	C – 1	M	-
TI – 07	8	L	-
TI – 08	11	G	-
TI – 09	10	G	-
TI – 10	12	L	-

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Pressão normal / kg/cm² g
PI – 01	1	L	-
PI – 02	2	L	-
PIC – 03	3	G	-
PI – 04	6	L	-
PI – 05	7	L	-
PI – 06	C - 1	M	-
PI – 07	8	L	-
PI – 08	9	L	-
PI – 09	10	L	-
PI – 10	12	G	-

PI – 11	13	L	-
---------	----	---	---

ESPECIFICAÇÕES VÁLVULAS DE CONTROLE

Identificação no diagrama mecânico	Localização (número da tubulação)	Vinculada ao laço de controle	Vazão normal do fluido circulante	Ação à falha no ar (abrir ou fechar completamente)
FCV – 01	6	FIC – 01	-	Fechar
FCV – 02	10	FIC – 02	-	Fechar
FCV – 03	5	FIC – 03	-	Abrir
FCV – 04	2	FIC – 04	-	Fechar
FCV – 05	7	FIC – 05	-	Abrir
FCV – 06	12	FIC – 06	-	Fechar

ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE

Identificação no diagrama mecânico	Localização (número da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle)
LIC – 01	C – 2	Controle de nível do tanque pulmão (C – 2)	LT – 01 medidor de nível LIC – 01 controlador de nível (laço de controle mestre)
FIC – 01 (vinculado ao LIC – 01)	6	Controle de vazão do destilado (vinculado ao LIC – 01)	FT – 01 medidor de vazão FIC – 01 controlador de vazão (vinculado ao LIC – 01) FCV – 01 válvula de controle
LIC – 02	C – 1	Controle de nível da torre (C – 1)	LT – 02 medidor de nível LIC – 02 controlador de nível (laço de controle mestre)
FIC – 02 (vinculado ao LIC – 02)	10	Controle de vazão do resíduo (vinculado ao LIC – 02)	FT – 02 medidor de vazão FIC – 02 controlador de vazão (vinculado ao LIC – 02) FCV – 02 válvula de controle
PIC – 03	3	Controle de pressão do topo da torre (C – 1)	PT – 03 medidor de pressão PIC – 03 controlador de pressão (laço de controle mestre)
FIC – 03 (vinculado ao PIC – 03)	3	Controle de vazão de entrada do vaso pulmão (vinculado ao PIC – 03)	FT – 03 medidor de vazão FIC – 03 controlador de vazão (vinculado ao PIC – 03) FCV – 03 válvula de controle
FIC – 04	1	Controle de vazão da alimentação	FT – 04 medidor de vazão FIC – 04 controlador de vazão FCV – 04 válvula de controle

FIC – 05	7	Controle de vazão do refluxo	FT – 05 medidor de vazão FIC – 05 controlador de vazão FCV – 05 válvula de controle
TIC – 06	C – 1	Controle de aporte de calor ao refeedor	TT – 06 medidor de temperatura TIC – 06 controlador de temperatura (laço de controle mestre)
FIC – 06 (vinculado ao TIC – 06)	12	Controle de vazão de vapor de aquecimento ao refeedor (vinculado ao TIC – 06)	FT – 06 medidor de vazão FIC – 06 controlador de vazão (vinculado ao TIC – 06) FCV – 06 válvula de controle

CONSIDERAÇÕES FINAIS

Por meio da utilização de fundamentos essenciais da engenharia química, este trabalho propiciou uma visão mais ampla e complexo do desenvolvimento de um projeto de uma planta química, em especial um sistema de destilação multicomponente, possibilitando uma proximidade com tópicos importantes da indústria, como a análise econômica e o dimensionamento de equipamentos e preenchimento de folhas de especificações.

REFERÊNCIAS

1. SINNOTT, Ray; TOWLER, Gavin. **Chemical Engineering Design**. 6th Edition. Butterworth-Heinemann, Oxford, 2019.
2. Tabela: **Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)**. Acessado em: <<https://pt.scribd.com/document/410567937/cepci-2019>>
3. LEÓN, Jose Joaquín Linares. **Definição e alcance de projeto**. Projeto de Engenharia Química I. Departamento de Química Tecnológica – Universidade de Brasília. Primeiro semestre de 2020.
4. GAUTO, Marcelo Antunes; ROSA, Gilber Ricardo. **Processos e Operações Unitárias da Indústria Química**. Rio de Janeiro: Editora Ciência Moderna Ltda., 2011.
5. LEÓN, Jose Joaquín Linares. **Engenharia de processos: Vasos, torres e reatores**. Projeto de Engenharia Química I. Departamento de Química Tecnológica – Universidade de Brasília. Primeiro semestre de 2020.
6. GUTIÉRREZ, M. C.; ROSAS, J. M.; RODRÍGUEZ-CANO, M. A.; LÓPEZ-LUQUE, I.; RODRÍGUEZ-MIRASOL, J.; CORDERO, T. **Strategic situation, design and simulation of a biorefinery in Andalusia**. Energy Conversion and Management, 182 (2019), 201 – 214.
7. LEÓN, Jose Joaquín Linares. **Engenharia de processos: Trocadores de calor**. Projeto de Engenharia Química II. Departamento de Química Tecnológica – Universidade de Brasília. Segundo semestre de 2020.
8. KERN, Q. R. Process Heat Transfer. Nova Iorque: McGraw-Hill College, 1950.
9. CREMASCO, Marco Aurélio. **Operações Unitárias em Sistemas Particulados e Fluidomecânicos**. São Paulo: Blucher, 2012.
10. GOMIDE, Reynaldo. **Operações Unitárias – 2º Volume: Operações com Fluidos**. São Paulo: Edição do autor, 1997.
11. LEÓN, Jose Joaquín Linares. **Engenharia de processos: Bombas**. Projeto de Engenharia Química II. Departamento de Química Tecnológica – Universidade de Brasília. Segundo semestre de 2020.

12. TOGHRAEI, Moe. **Piping and Instrumentation Diagram Development**. First Edition. Hoboken, NJ, USA: John Wiley & Sons, Inc., 2018.

13. LEÓN, Jose Joaquín Linares. **Engenharia de processos: Instrumentação e controle**. Projeto de Engenharia Química II. Departamento de Química Tecnológica – Universidade de Brasília. Segundo semestre de 2020.