



**UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA – UNB**  
**INSTITUTO DE QUÍMICA**  
**PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA 2**

# **SISTEMA DE DESTILAÇÃO FRACIONADA: DESIGN E ANÁLISE DE EQUIPAMENTOS**

JOSÉ GUILHERME BISPO FERNANDES – 15/0132867

NATÁLIA DA ROSA SAPUCAIA – 15/0154437

ORIENTADOR: PROF. DR. JOSÉ JOAQUIN LINARES LEÓN

BRASÍLIA  
DEZEMBRO – 2020

Universidade de Brasília  
Instituto de Química  
Projeto de Engenharia Química 2

## **Sistema de Destilação Fracionada: Design e Análise de Equipamentos**

Trabalho acadêmico  
apresentado à disciplina de  
Projeto de Engenharia  
Química 2 do Instituto de  
Química da Universidade de  
Brasília com o propósito de  
avaliação final.

José Guilherme Bispo Fernandes  
Natália da Rosa Sapucaia

Orientador: Prof. Dr. José Joaquin Linares León

BRASÍLIA  
2020

## SUMÁRIO

<b>Listas de Figuras</b> .....	4
<b>Lista de Tabelas</b> .....	5
<b>1. Especificação do projeto</b> .....	6
<b>2. Projeto do Trocador de Calor</b> .....	6
<b>2.1. Análise de custos</b> .....	12
<b>3. Projeto de Bombas</b> .....	15
<b>3.1. Descrição do Projeto</b> .....	15
<b>3.2. Desenvolvimento do Projeto</b> .....	16
<b>3.2.1. Especificações do projeto</b> .....	16
<b>3.2.2. Pressão de aspiração</b> .....	16
<b>3.2.3 Pressão de Impulsão</b> .....	18
<b>3.2.4 Vazão</b> .....	19
<b>3.2.5. Consumo elétrico</b> .....	19
<b>3.2.6 NPSH disponível</b> .....	20
<b>4. Instrumentação de Controle</b> .....	20
<b>5. Referências Bibliográficas</b> .....	24
<b>ANEXOS</b> .....	25

## **Listas de Figuras**

Figura 1. Sistema de destilação fracionada.

Figura 2. Iteração para cálculo do coeficiente de troca global.

Figura 3. Esquema do sistema de bombeamento de refluxo.

Figura 4. Iteração para cálculo do coeficiente de troca global.

Figura 5. Esquema do sistema de bombeamento de refluxo.

Figura 6. Diagrama do processo de destilação fracionada.

Figura 7. Diagrama de instrumentação e controle (I&C).

## **Lista de Tabelas**

Tabela 1. Constantes utilizadas nas fórmulas 5 e 6.

Tabela 2. Valores de diâmetro do casco para 1, 2, 4, 6 e 8 passes.

Tabela 3. Dados para cálculo da área de superfície do casco.

Tabela 4. Dados para cálculo coeficiente de transferência de calor por convecção na carcaça.

Tabela 5. Dados de iteração para cálculo do coeficiente de troca global.

Tabela 6. Coeficiente global de troca térmica calculado pela iteração para cada passe.

Tabela 7. Dados para cálculo da pressão nos tubos.

Tabela 8. Dados para cálculo da pressão no casco.

Tabela 9. Valores das constantes para cálculo de custos

Tabela 10. Cálculo do custo do trocador de calor carcaça tubo em U.

Tabela 11. Cálculo do custo do trocador de calor tubo duplo.

Tabela 12. Cálculo do custo do trocador de calor termosifão.

Tabela 13. Cálculo do custo do trocador de calor caldeiras de tubo em U.

Tabela 14. Cálculo do custo do trocador de calor de placas e marcos.

Tabela 15. Especificações da coluna de destilação (C-1).

Tabela 16. Especificações do vaso pulmão (C-2).

Tabela 17. Propriedades do fluido.

Tabela 18. Perda de carga necessária para cálculo das pressões de aspiração e pressão de impulsão.

Tabela 19. Especificações de instrumentos de vazão.

Tabela 20. Especificações de instrumentos de nível

Tabela 21. Especificações de instrumentos de temperatura

Tabela 22. Especificações de instrumentos de pressão

Tabela 23. Especificações de laços de controle.

## 1. Especificação do projeto

Esse projeto tem como objetivo realizar o estudo de design de um trocador de calor e uma bomba para um sistema de destilação fracionada, além de um sistema de controle para o processo como um todo.

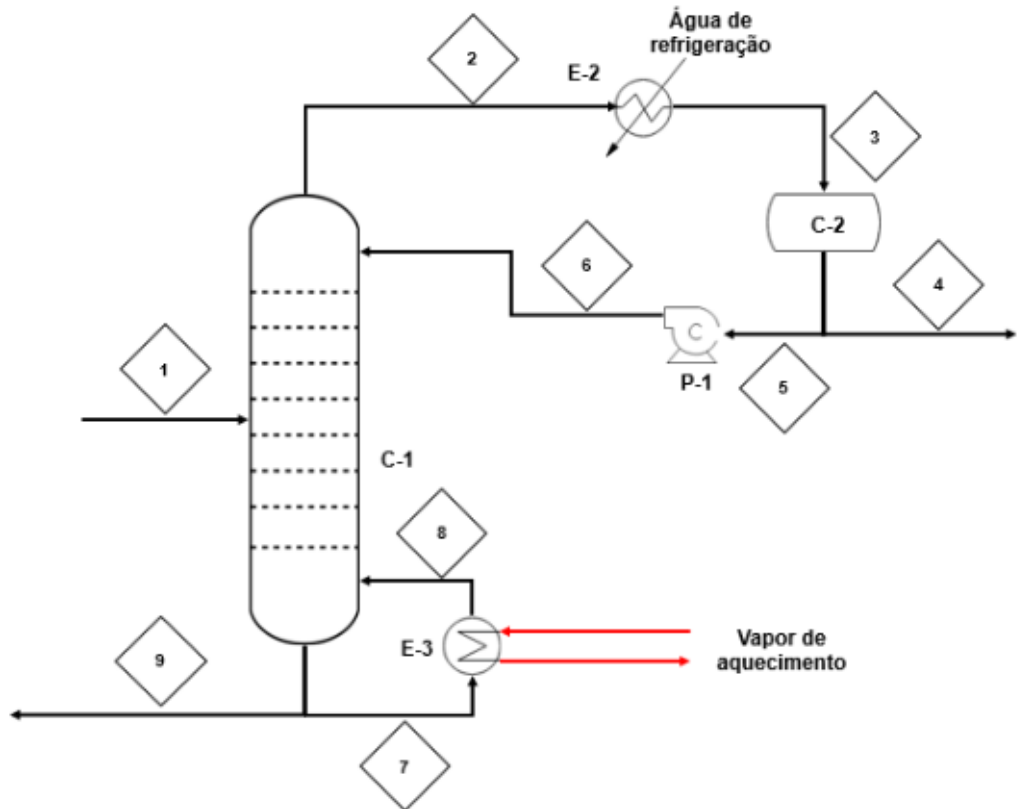


Figura 1. Sistema de destilação fracionada.

## 2. Projeto do Trocador de Calor

Projeta-se um trocador de calor que deverá resfriar sulfeto de hidrogênio ( $H_2S$ ), inicialmente a  $1149^\circ C$  até  $148^\circ C$ . O fluido refrigerante usado é a água com temperatura de entrada no resfriador de  $28^\circ C$  e de saída a  $45^\circ C$ .

$$T_1 = 28^\circ C$$

$$T_2 = 45^\circ C$$

$$t_1 = 1149^\circ C$$

$$t_2 = 148,9^\circ C$$

Primeiramente é necessário calcular a energia trocada para diminuir a temperatura do fluido quente (sulfeto de hidrogênio), para isso é necessário saber o calor específico e massa do fluido, disponibilizados pelo professor na tabela Aspen.

$$Cp_h = 1,2165 \frac{kJ}{kg^{\circ}C}$$

$$m_h = 4575 \frac{kg}{h}$$

Com esses dados e sabendo que  $\Delta T = T_1 - T_2$ , encontra-se Q pela equação 1.

$$Q = m_h * Cp_h * \Delta T \quad (1)$$

$$Q = 4575 * 1,2165 * (1149 - 148,9)$$

$$Q = 5566044,05 \frac{kJ}{h} = 1546123,35 W$$

Em seguida, calcula-se o valor de  $\Delta T_{ml}$  a partir da equação 2 e dos dados de temperatura acima, para se encontrar o valor da área de troca térmica.

$$\Delta T_{ml} = \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln \left( \frac{t_1 - T_2}{t_2 - T_1} \right)} \quad (2)$$

$$\Delta T_{ml} = 444,49^{\circ}C$$

A partir da média do intervalo do coeficiente global de troca de calor teórico<sup>[1]</sup>, do valor calculado de  $\Delta T_{ml}$  e Q, é possível encontrar o valor da área de troca térmica pela manipulação equação 3.

$$U = 160 \frac{W}{m^2^{\circ}C}$$

$$Q = U * A * \Delta T_{ml} \quad (3)$$

$$A = 21,73996581 m^2$$

Para um cilindro  $A_T = \pi * D * L$ , onde D foi definido como 1 pol ou 0,0254 m e L como 20 ft ou 6,09 6m – conforme descrito na tabela 1 em anexo.

$$A_T = \pi * 0,0254 * 6,096$$

$$A_T = 0,486m^2$$

Então, o número de tubos será:

$$N_T = \frac{A}{A_T} \quad (4)$$

$$N_T = \frac{21,74}{0,49} = 44,36 \approx 45 \text{ tubos}$$

Para o cálculo do diâmetro do casco ( $D_b$ ) usa-se a tabela 12.14<sup>[1]</sup> para configuração quadrada em 1, 2, 4, 6 e 8 passes:

Tabela 1. Constantes utilizadas nas fórmulas 5 e 6.

<b>Triangular Pitch, <math>p_t = 1.25d_o</math></b>					
No. passes	1	2	4	6	8
$K_1$	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
$>n_1$	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675
<b>Square Pitch, <math>p_t = 1.25d_o</math></b>					
No. passes	1	2	4	6	8
$K_1$	0.215	0.156	0.158	0.0402	0.0331
$n_1$	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643

$$N_t = K_1 \left( \frac{D_b}{d_o} \right)^{n_1} \quad (5)$$

$$D_b = d_o \left( \frac{N_t}{K_1} \right)^{1/n_1} \quad (6)$$

Onde,

- $N_t$  é o número de tubos;
- $D_b$  é o diâmetro do casco, em mm;
- $d_o$  é o diâmetro externo do tubo, em mm.

Com isso, obtém-se a tabela 1, com os dados para cálculo do diâmetro do casco, assim como seu valor calculado para cada passe:

Tabela 2. Valores de diâmetro do casco para 1, 2, 4, 6 e 8 passes.

<b>n° passes</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>4</b>	<b>6</b>	<b>8</b>
$K_1$	0,215	0,156	0,158	0,0402	0,0331
$n_1$	2,207	2,291	2,263	2,617	2,643
$D_b$ (mm)	285,1896	300,2157	307,7938	370,5507	388,445
graph	12	12	12	14	14
$D_s$ (m)	297,1896	312,2157	319,7938	384,5507	402,445



Com o número de tubos e aos valores adotados de diâmetro e comprimento – como descrito na tabela 1 em anexo – procede-se ao cálculo da seção transversal do tubo, área por passo, vazão volumétrica, velocidade no tubo e coeficientes de transferência (Re, Pr, L/Din, Jh, Nu, hi) para 1, 2, 4, 6 e 8 passes.

Seção transversal do tubo ( $A_c$ ):

$$A_c = \pi * \left(\frac{D}{2}\right)^2 \quad (7)$$

$$A_c = 309,61939 \text{ m}^2$$

Define-se a área por passe como a razão do número de tubos pelo número de passes multiplicado pela área da seção transversal:

$$A_p = \frac{N_T}{Passes} * A_c \quad (8)$$

A vazão volumétrica (fluxo) é dada pela razão do fluxo mássico pela densidade:

$$V = \frac{m}{\rho} \quad (9)$$

Como o fluido refrigerante é a água, então:

$$V = \frac{m}{\rho} = \frac{20,35397}{990,1} = 0,021909 \text{ m}^3/\text{s}$$

A velocidade no tubo é definida como a razão entre a vazão volumétrica pela área por passo:

$$v = \frac{V}{A_p} \quad (10)$$

Com os valores acima descritos, passa-se ao cálculo dos números adimensionais para o fluxo, quais sejam:

$$Re = \frac{DV\rho}{\mu} \quad (11)$$

$$Pr = \frac{C_p\mu}{k} \quad (12)$$

$$Nu = 0,023 \times Re^{0,8} \times Pr^{0,4} \quad (13)$$

$$Nu = \frac{hD}{k} \quad (14)$$

Com esses valores é possível calcular o coeficiente de transferência de calor por convecção ( $h_i$ ) conforme disposto na tabela 4 em anexo.

Para o cálculo do diâmetro equivalente da carcaça, usa-se a equação 4:

$$A_s = \frac{(p_t - d_o)D_s l_b}{p_t} \quad (15)$$

Onde,

- $p_t$  é o passo do tubo;
- $d_o$  é o diâmetro externo do tubo;
- $D_s$  é o diâmetro interno do casco, em metros;
- $l_b$  é o espaçamento entre as placas, em metros.

Visto que o sulfeto de hidrogênio é um gás corrosivo, usa-se o passo quadrado, e calcula-se o diâmetro externo do casco pela equação 5.

$$d_e = \frac{4 \left( \frac{p_t^2 - \pi d_o^2}{4} \right)}{\pi d_o} = \frac{1,27}{d_o} (p_t^2 - 0,785 d_o^2) \quad (16)$$

Sendo  $p_t = 31,75\text{mm}$  e  $d_o = 25,4\text{mm}$ , então obtém-se a tabela 2:

Tabela 3. Dados para cálculo da área de superfície do casco.

n° passes	1	2	4	6	8	Unidades
$D_s$	297,1896	312,2157	319,7938	384,5507	402,445	mm
$l_b$	267,4707	280,9941	287,8144	346,0956	362,2005	mm
$A_s$	15897,9	17546,16	18408,26	26618,27	29153,16	mm <sup>2</sup>
$A_s$	0,015898	0,017546	0,018408	0,026618	0,029153	m <sup>2</sup>

Logo, pela equação 5, dada acima:

$$D_e = 25,0806 \text{ mm}$$

Para a obter o coeficiente de transferência de calor por convecção na carcaça, usa-se o valor de  $D_e$  obtido anteriormente, o valor de  $A_s$  e também a equação de Nu, a seguir:

$$Nu = \frac{hD}{k} \rightarrow h = \frac{Nu * k}{D} \quad (17)$$

Com isso, obtém-se a tabela 3:

Tabela 4. Dados para cálculo coeficiente de transferência de calor por convecção na carcaça.

n° passes	1	2	4	6	8	Unidades
V	1,37810702	1,24865	1,190173	0,823082	0,751514	-
Re	47974,34149	43467,71	41432,02	28652,93	26161,53	-
Pr	4,789844074					-
Nu	204,4708802	188,9547	181,8416	135,3815	125,8794	-
ho	5090,454098	4704,167	4527,081	3370,424	3133,862	W/m <sup>2</sup> °C
ho	5,090454098	4,704167	4,527081	3,370424	3,133862	kW/m <sup>2</sup> °C

Para a obtenção do coeficiente global de troca ( $U_o$ ), usa-se a equação 6:

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{d_o \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}{2k_w} + \frac{d_o}{d_i} \times \frac{1}{h_{id}} + \frac{d_o}{d_i} \times \frac{1}{h_i} \quad (18)$$

Onde,

- $U_o$  é coeficiente de troca global do lado externo do tudo, em W/m<sup>2</sup> °C;
- $h_o$  é coeficiente de troca por convecção externo do fluido, em W/m<sup>2</sup> °C;
- $h_i$  é coeficiente de troca por convecção interno do fluido, em W/m<sup>2</sup> °C;
- $h_{od}$  é o coeficiente externo de sujeira, em W/m<sup>2</sup> °C;
- $h_{id}$  é o coeficiente interno de sujeira, em W/m<sup>2</sup> °C;
- $k_w$  é a condutividade térmica da parede do tubo, em W/m °C;
- $d_i$  é o diâmetro interno do tubo, em m;
- $d_o$  é o diâmetro externo do tubo, em m.

E com essa equação faz-se as iterações para manter o erro menor que 30% da seguinte forma, como mostra a figura 1:

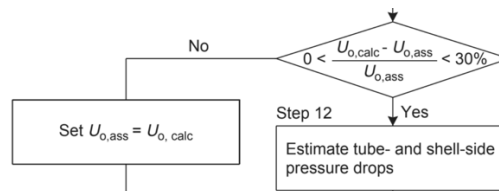


Figura 4. Iteração para cálculo do coeficiente de troca global.

De acordo com os valores já calculados anteriormente, encontra-se a tabela:

Tabela 5. Dados de iteração para cálculo do coeficiente de troca global.

<b>n° passes</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>4</b>	<b>6</b>	<b>8</b>	<b>Unidades</b>
$h_o$	5090,454	4704,167	4527,081	3370,424	3133,862	W/m <sup>2</sup> °C
$h_i$	335,0692	583,3894	1015,74	1404,933	1768,506	W/m <sup>2</sup> °C
$r_o$	0,001033					(m <sup>2</sup> °C)/W
$r_i$	0,000258					(m <sup>2</sup> °C)/W
$d_i$	0,01986					m
$d_o$	0,0254					m
$(d_o/d_i)$	1,278953					-

Então usa-se a iteração para o cálculo do coeficiente global de troca e desvio encontrados:

Tabela 6. Coeficiente global de troca térmica calculado pela iteração para cada passe.

<b>n° passes</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>4</b>	<b>6</b>	<b>8</b>	<b>Unidades</b>
$1/U_o$	0,005571	0,003963	0,003038	0,002765	0,0026	(m <sup>2</sup> °C)/W
$U_o$	179,4894	252,3476	329,1684	361,6689	384,5844	W/(m <sup>2</sup> °C)
<b>desvio</b>	0,121809	0,577172	1,057303	1,26043	1,403653	-

## 2.1. Análise de custos

Para o cálculo dos custos é necessário calcular a da queda de pressão tanto nos tubos quanto no casco, para o cálculo de ambos se utiliza a equação 7:

$$\Delta P_s = 8 j_f \frac{D_s L}{d_e l_B} \frac{\rho u_s^2}{2} \frac{\mu}{\mu_w} \quad (19)$$

Onde:

- $L$  é o comprimento do tubo;
- $l_B$  é espaçamento entre as placas.

Os valores requeridos por essa equação já se encontram calculados, com exceção de alguns. O  $j_f$  é extraído do diagrama de moody – sendo que para cada número de passes seu valor será diferente. O termo  $L/l_b$  indica o número de vezes em que o fluxo atravessa a carcaça. Dessa equação implica:

Tabela 7. Dados para cálculo da pressão nos tubos.

n° passes	1	2	4	6	8	Unidades
$u_t$	80,48847	160,9769	321,9539	482,9308	643,9078	m/s
L	6,096	6,096	6,096	6,096	6,096	m
$d_i$	0,01986	0,01986	0,01986	0,01986	0,01986	m
$\rho$	1,14045	1,14045	1,14045	1,14045	1,14045	kg/m <sup>3</sup>
Re	80860,97	161721,9	323443,9	485165,8	646887,7	-
$j_f$	0,003	0,0026	0,002	0,0018	0,0017	-
$P_t$	36449,24	262565,8	1752188	5521756	12624157	Pa
$P_t$	0,37168	2,677436	17,86742	56,30645	128,7311	kg/cm <sup>2</sup>

Tabela 8. Dados para cálculo da pressão no casco.

n° passes	1	2	4	6	8	Unidades
$D_s$	297,1896	312,2157	319,7938	384,5507	402,445	mm
$d_e$	25,0806	25,0806	25,0806	25,0806	25,0806	mm
L	6096	6096	6096	6096	6096	mm
$l_b$	267,4707	280,9941	287,8144	346,0956	362,2005	mm
$\rho$	993,25	993,25	993,25	993,25	993,25	kg/m <sup>3</sup>
$u_s$	1,378107	1,24865	1,190173	0,823082	0,751514	m/s
Re	47974,34	43467,71	41432,02	28652,93	26161,53	-
$j_f$	0,034					-
$P_s$	69283,21					Pa
$P_s$	0,706495					kg/cm <sup>2</sup>

Portanto, conclui-se que, à medida que o número de passes é aumentado, a queda de pressão será mais acentuada pelo fato do fluido estar percorrendo um caminho maior. Esse fator foi considerado quando foi feita a análise de custo, haja vista que se deve ponderar até que ponto a eficiência de custo é mantida em detrimento da queda de pressão.

Para a análise dos custos utiliza-se a seguinte tabela:

Tabela 9. Valores das constantes para cálculo de custos

Equipamento	Unidade para tamanho, S	$S_{min}$	$S_{max}$	a	b	n
Carcaça e tubos em U	Área, m <sup>2</sup>	10	1000	24000	46	1,2
Tubo duplo	Área, m <sup>2</sup>	1	80	1600	2100	1
Termosifão	Área, m <sup>2</sup>	10	500	26000	104	1,1
Caldeira de tubos em U	Área, m <sup>2</sup>	10	500	25000	340	0,9
Placas e marcos	Área, m <sup>2</sup>	1	500	1350	180	0,95

Sendo:

$$C = a + bS^n \quad (20)$$

Usando a área total de troca térmica obtida (A), então  $S = 21,73996581$ . Assim os valores de custo para cada tipo de trocador de calor estão expressos nas tabelas de 8 a 12, com o valor do dólar referente ao ano de 2007.

Tabela 10. Cálculo do custo do trocador de calor carcaça tubo em U.

<b>CARCAÇA TUBO EM U</b>	
a	24000
b	46
n	1,2
C	25851,26444

Tabela 11. Cálculo do custo do trocador de calor tubo duplo.

<b>TUBO DUPLO</b>	
a	1600
b	2100
n	1
C	47254

Tabela 12. Cálculo do custo do trocador de calor termosifão.

<b>TERMOSIFÃO</b>	
a	26000
b	104
n	1,1
C	29076,22489

Tabela 13. Cálculo do custo do trocador de calor caldeiras de tubo em U.

<b>CALDEIRA DE TUBOS EM U</b>	
a	25000
b	340
n	0,9
C	30432,652

Tabela 14. Cálculo do custo do trocador de calor de placas e marcos.

PLACAS E MARCOS	
a	1350
b	180
n	0,95
C	4704,8

### 3. Projeto de Bombas

Projeta-se uma bomba centrífuga na qual sua função é formar refluxo de uma coluna de destilação, que separa uma mistura de n-hexano, n-heptano e n-octano.

#### 3.1. Descrição do Projeto

O sistema é composto por uma torre de destilação (C-1) que recebe a alimentação em formato de líquido em ponto de bolha e é introduzida em uma torre de fracionamento. Nela, pela parte inferior, extrai-se uma corrente enriquecida em n-C<sub>8</sub>, enquanto pelo topo, obtém-se um destilado líquido rico em n-C<sub>6</sub>.

Como parte do projeto, existe uma bomba centrífuga cuja função é formar o refluxo da torre. A Figura 1 apresenta um esquema do sistema, onde consta o vaso separador-pulmão (C-2) que constitui o destilado e o refluxo, a entrada à bomba centrífuga que bombeará esta corrente, uma válvula de controle na saída da bomba para controlar meticulosamente a vazão de refluxo e a subida até o topo da torre.

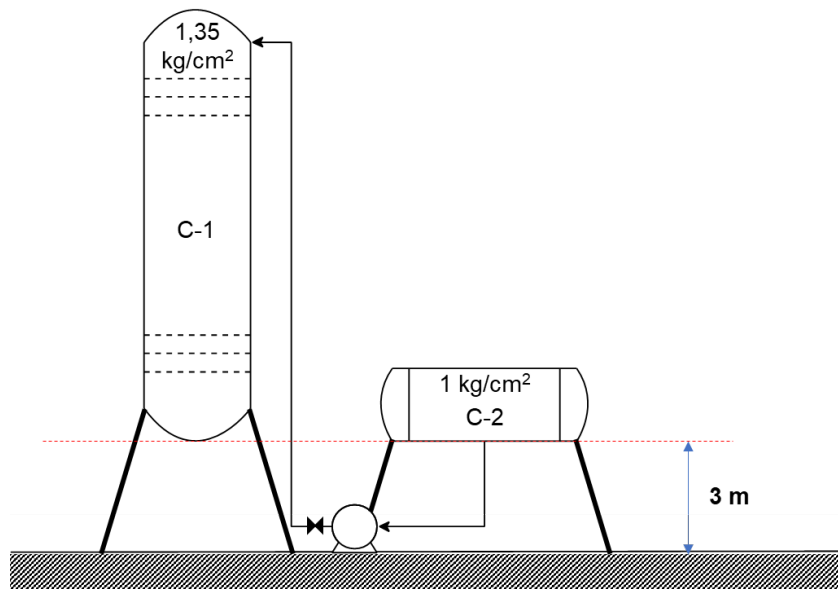


Figura 5. Esquema do sistema de bombeamento de refluxo.

## 3.2. Desenvolvimento do Projeto

### 3.2.1. Especificações do projeto

Nas tabelas 1 e 2 estão apresentadas as especificações da torre de destilação e do vaso pulmão, respectivamente.

Tabela 25. Especificações da coluna de destilação (C-1).

Diâmetro (m)	Altura (m)	Pressão (kg/cm <sup>2</sup> )
1,6	12,3	1,35

Tabela 16. Especificações do vaso pulmão (C-2).

Diâmetro (m)	Comprimento (m)	Pressão (kg/cm <sup>2</sup> )
1,0	5,0	1,0

Já na tabela 3 estão especificados os dados do fluido de entrada na bomba centrífuga.

Tabela 17. Propriedades do fluido.

Temperatura (°C)	Densidade (kg/m <sup>3</sup> )	Vazão de refluxo (kg/cm <sup>2</sup> )
80,588	615,5	13,1

Na tabela 4 estão expostos os dados de perda de carga necessária para cálculo das pressões de aspiração e pressão de impulsão.

Tabela 18. Perda de carga necessária para cálculo das pressões de aspiração e pressão de impulsão.

$\Delta P_{\text{tubo ad}}$ (kg/cm <sup>2</sup> /km)	$\Delta P_{\text{tubo imp}}$ (kg/cm <sup>2</sup> /km)	$\Delta P_{\text{válvula}}$ (kg/cm <sup>2</sup> /km)
0,5	2,0	0,25

### 3.2.2. Pressão de aspiração

Para o cálculo da pressão de aspiração estima-se o comprimento do tubo pela equação 1.



$$L = 1,3 * H \quad (21)$$

$$L_{ad} = 1,3 * 3 = 3,9 \text{ m}$$

Assim, calcula-se a perda de carga na admissão da bomba.

$$\Delta P_{ad} = 0,5 * 0,0039 = 0,00195 \text{ kg/cm}^2$$

Com isso, é possível calcular a pressão de aspiração pela equação 2.

$$\Delta P_{asp} = \Delta P_{pulm\tilde{a}o} + \Delta P_{est\acute{a}tica \text{ tubo}} + \Delta P_{est\acute{a}tica \text{ l\acute{i}q}} - \Delta P_{asp} \quad (22)$$

$$\Delta P_{asp} = 1 + \left( \frac{616,5 * 9,81 * 3}{98067} + \frac{616,5 * 9,81 * 0,5}{98067} \right) - 0,00195$$

$$\Delta P_{asp} = 1,213678 \text{ kg/cm}^2$$

Em seguida, calcula-se a pressão máxíma de aspiração a partir da equação 3.

$$\Delta P_{m\acute{a}x \text{ asp}} = \Delta P_{m\acute{a}x \text{ pulm\tilde{a}o}} + \Delta P_{est\acute{a}tica \text{ tubo}} + \Delta P_{est\acute{a}tica \text{ l\acute{i}q}} - \Delta P_{asp} \quad (23)$$

$$\Delta P_{m\acute{a}x \text{ asp}} = 3,5 + \left( \frac{616,5 * 9,81 * 3}{98067} + \frac{616,5 * 9,81 * 0,5}{98067} \right) - 0,00195$$

$$\Delta P_{m\acute{a}x \text{ asp}} = 3,744482 \text{ kg/cm}^2$$

Nota-se que a perda de carga na admissão é negativa, já na impulsão a perda de carga será positiva.

### 3.2.3. Pressão de Impulsão

Para calcular a pressão de impulsão também é necessário estimar o comprimento do tubo, como mostrado na equação 1.

$$L_{imp} = 1,3 * 15,3 = 19,89 \text{ m}$$

E com esse valor encontra-se a perda de carga na impulsão.

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

A partir da equação 4, encontra-se a pressão de impulsão.

$$\Delta P_{imp} = \Delta P_{torre\ dest} + \Delta P_{estática} + \Delta P_{válvula} + \Delta P_{imp} \quad (24)$$

$$\Delta P_{imp} = 1,35 + \left( \frac{616,5 * 9,81 * 15,3}{98067} \right) + 0,25 + 0,03978$$

$$\Delta P_{imp} = 2,582381 \text{ kg/cm}^2$$

Para o cálculo da pressão máxima de impulsão é necessário calcular a pressão de *shut-off* e para isso também é preciso calcular a pressão diferencial, conforme a equação 5.

$$\Delta P_{diferencial} = P_{imp} - \Delta P_{asp} \quad (25)$$

$$\Delta P_{diferencial} = 2,582381 - 1,213678 = 1,368703 \text{ kg/cm}^2$$

$$\Delta P_{shut-off} = 1,2 * \Delta P_{diferencial} \quad (26)$$

$$\Delta P_{shut-off} = 1,2 * 1,368703 = 1,642444 \text{ kg/cm}^2$$

Finalmente, é possível encontrar o valor de pressão máxima de impulsão, de acordo com a equação 7.

$$\Delta P_{m\acute{a}x\ imp} = \Delta P_{m\acute{a}x\ imp} + \Delta P_{shut-off} \quad (27)$$

$$\Delta P_{m\acute{a}x\ imp} = 3,744482 + 1,642444 = 5,386925 \text{ kg/cm}^2$$

### 3.2.4 Vazão

Após o cálculo das pressões estima-se a vazão mínima, como 60% da vazão de operação e a vazão de projeto como 120% desta.

$$Q_{m\acute{i}n} = 0,6 * Q_{refluxo} \quad (28)$$

$$Q_{m\acute{i}n} = 0,6 * 13,1 = 7,86 \text{ m}^3/h$$

$$Q_{projeto} = 1,2 * Q_{refluxo} \quad (29)$$

$$Q_{projeto} = 1,2 * 13,1 = 15,72 \text{ m}^3/h$$

### 3.2.5. Consumo elétrico

A partir dos valores de vazão de projeto e pressão de shut-off é possível calcular o valor de potência absorvida, a partir da equação 9:

$$W_a (CV) = \frac{Q \text{ (m}^3/h) * \Delta P \text{ (kg/cm}^2)}{27,4} \quad (30)$$

$$W_a = \frac{15,72 * 1,64}{27,4} = 0,942307 \text{ CV}$$

$$W_a = 0,942307 * 0,735499 = 0,693066 \text{ kW}$$

Com isso, estima-se a potência hidráulica, considerando a eficiência, a média do intervalo de 0,3 a 0,6.

$$W_h = \frac{W_a}{\eta_h} * 100 \quad (31)$$

$$W_h = \frac{0,693066}{45} * 100 = 1,540146 \text{ kWh}$$

A partir do valor de potência hidráulica, calcula-se o valor da potência real consumida, dividindo o seu valor por 0,925, que é a média entre 0,9 e 0,95, conforme a equação.

$$W_c = \frac{W_h}{\eta_m} * 100 \quad (32)$$

$$W_c = \frac{1,54}{0,925} * 100 = 1,665023 \text{ kWh}$$

### 3.2.6 NPSH disponível

Com os valores de pressão de aspiração e pressão de vapor, é possível encontrar o valor de carga líquida positiva de sucção, de acordo com a equação 12.

$$NPSH_{disponível} = \frac{P_{aspiração} - P_{vapor}}{\rho * g} \quad (33)$$

$$NPSH_{disponível} = \frac{1,213678 - 1,033}{616,5} * 10^4 = 2,93069 \text{ m}$$

## 4. Instrumentação de Controle

Nos losangos da Figura 1, que representa o processo como um todo de destilação fracionada analisado no projeto, aparece a numeração das correntes que ajudará a especificar onde será colocado os sistemas de instrumentação e controle. Foram definidos os diferentes instrumentos de vazão, temperatura, pressão e nível, bem como os controladores das mesmas variáveis e o local das válvulas de controle correspondente.

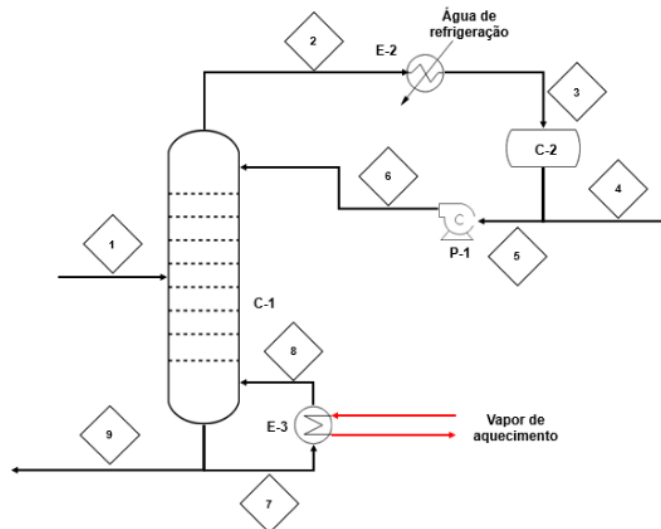


Figura 6. Diagrama do processo de destilação fracionada.

Nas tabelas abaixo foram especificados todos os instrumentos utilizados no sistema de destilação fracionada.

Tabela 19. Especificações de instrumentos de vazão.

<b>ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO</b>			
<b>Identificação</b>	<b>Localização (núm. da tubulação)</b>	<b>Fase (L, G ou M)</b>	<b>Vazão normal / kg/h</b>
FIC-1	1	L	--
FI-2	4	L	--
FIC-3	6	L	--
FI-4	7	L	--
FI-5	9	L	--
FIC-6	10	G	--

Tabela 20. Especificações de instrumentos de nível.

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

Tabela 21. Especificações de instrumentos de temperatura

<b>ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA</b>			
<b>Identificação</b>	<b>Localização (núm. da tubulação ou vaso)</b>	<b>Fase (L, G ou M)</b>	<b>Temperatura normal / °C</b>
TI-1	1	L	--
TI-2	3	L	--
TI-3	4	L	--
TI-4	8	G	--
TI-5	Prato de base da coluna	M	--
TI-6	Prato do topo da coluna	M	--

Tabela 22. Especificações de instrumentos de pressão

<b>ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO</b>			
<b>Identificação</b>	<b>Localização (núm. da tubulação ou vaso)</b>	<b>Fase (L, G ou M)</b>	<b>Pressão normal / kg/cm<sup>2</sup> g</b>
PI-1	1	L	--
PIC-2	2	G	--
PI-3	3	L	--
PI-4	5	L	--
PI-5	6	L	--
PI-6	7	L	--
PI-7	8	G	--
PI-8	9	L	--

Tabela 23. Especificações de laços de controle.

<b>ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE</b>			
<b>Identificação no diagrama mecânico</b>	<b>Localização (núm. da tubulação ou vaso)</b>	<b>Descrição da ação</b>	<b>Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle)</b>
FIC-1	1	Controle de vazão de entrada à torre de destilação fracionada	Medidor de vazão Controlador de vazão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle
PIC-1	2	Controle de pressão da torre de destilação fracionada	Medidor de pressão Controlador de pressão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle
LIC-2	C-2	Controle de nível do vaso	Medidor de nível Controlador de nível Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle
FIC-2	6	Controle de vazão de refluxo à torre de destilação fracionada	Medidor de vazão Controlador de vazão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle
FIC-2	10	Controle de vazão de vapor alimentado	Medidor de vazão Controlador de vazão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle
LIC-1	C-1	Controle de nível para a regulagem da vazão de resíduo que sai da coluna de destilação fracionada	Medidor de nível Controlador de nível Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle

A figura 7 abaixo mostra o sistema com a indicação dos laços de controle.

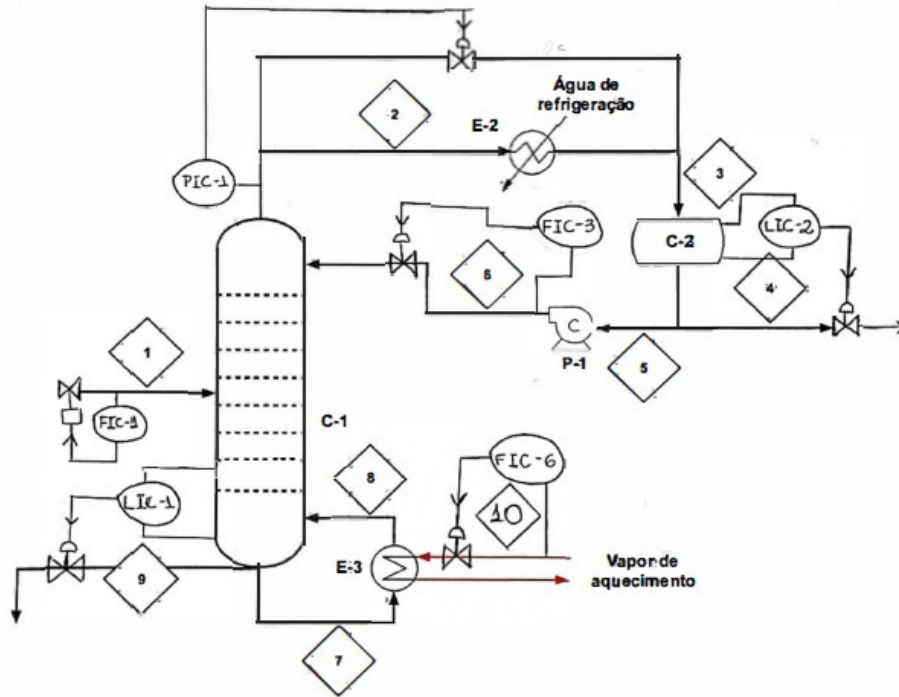


Figura 7. Diagrama de instrumentação e controle (I&C).

## 5. Referências Bibliográficas

- [1] SINNOTT R., TOWLER G. **Chemical Engineering Design**. 2008. Capítulo 12.
- [2] PERRY R. H. **Perry's Chemical Engineers Handbook**. 7ª edição. 1997.
- [3] ÇENGEL, Yunus A.; GHAJAR, Afshin J. **Transferência de Calor e Massa: Uma Abordagem Prática**, 4ª Edição. Porto Alegre, RS: Editora McGrawHill, 2012.
- [4] Slides disponibilizados pelo professor.



## ANEXOS

Tabela 1. Valores associados ao trocador

<b>D</b>	1	pol
<b>D</b>	0,0254	m
<b>L</b>	20	ft
<b>L</b>	6,096	m
<b>D<sub>in</sub></b>	0,01986	m
<b>BWG</b>	2,77	mm

Tabela 2. Valores das equações de balanço para a água.

	<b>Entrada</b>	<b>Média</b>	<b>Saída</b>	<b>Unidades</b>
T	28	36,5	45	°C
Cp	4,1788	4,1794	4,18	kJ/kg °C
Cond térmica	0,6118	0,6244	0,637	W/mK
Densidade	996,4	993,25	990,1	kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade	0,0008352	0,0007156	0,000596	kg/ms

Tabela 3. Valores calculados para especificação do número de passes.

<b>n° passes</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>4</b>	<b>6</b>	<b>8</b>	<b>Unidades</b>
Nt por passe	59,559632	29,77982	14,88991	9,92660	5	tubos
A por passe	0,0184408	0,00922	0,00461	0,00307	3	m <sup>2</sup>
fluxo H2O	0,021909	0,021909	0,021909	0,02190	9	m <sup>3</sup> /s
v H2O	1,1880714	2,376143	4,752286	7,12842	9	m/s

Tabela 4. Valores dos números adimensionais e coeficiente de transferência de calor.

<b>n° passes</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>4</b>	<b>6</b>	<b>8</b>	<b>Unidades</b>
V	1,188071	2,376143	4,752286	7,128429	9,504572	-
Re	32749,9	65499,81	130999,6	196499,4	261999,2	-
Pr	4,789844	4,789844	4,789844	4,789844	4,789844	-
Nu	176,2075	306,7951	534,1613	738,8315	930,0288	-
hi	5539,978	9645,663	16794,07	23228,92	29240,18	W/m <sup>2</sup> °C
hi	5,539978	9,645663	16,79407	23,22892	29,24018	kW/m <sup>2</sup> °C