



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

HILLER FELIPE REIS COSTA – 15/0129475

ORIENTADOR: PRO. DR. JOSÉ JOAQUIN LINARES LEÓN

PROJETO DE CONCLUSÃO DE CURSO

BRASÍLIA
DEZEMBRO – 2020

Projeto de um trocador de calor

Projeta-se um trocador de calor que deverá resfriar sulfeto de hidrogênio (H₂S), inicialmente a 1149°C até 148°C. O fluido refrigerante usado é a água com temperatura de entrada no resfriador de 28°C e de saída a 45°C.

$$T_1 = 28^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 45^\circ\text{C}$$

$$t_1 = 1149^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 148,9^\circ\text{C}$$

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.

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

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

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

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

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

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

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

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

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

A partir da média do intervalo do coeficiente global de troca de calor teórico ^[1], do valor calculado de ΔT_{ml} e Q, é possível encontrar o valor da área de troca térmica pela manipulação equação 3.

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

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

$$A = 21,73996581 \text{ m}^2$$

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:

$$N_T = \frac{A}{A_T}$$

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

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

Table 12.4. Constants for Use in Equation 12.3

Triangular Pitch, $p_t = 1.25d_o$					
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
Square Pitch, $p_t = 1.25d_o$					
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

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

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

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

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
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):

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

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

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

$$A_p = \frac{N_T}{Passes} * A_c$$

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

$$V = \frac{m}{\rho}$$

Como o fluido refrigerante é a água, então:

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

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

$$v = \frac{V}{A_p}$$

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

$$Re = \frac{DV\rho}{\mu}$$

$$Pr = \frac{C_p\mu}{k}$$

$$Nu = 0,023 \times Re^{0,8} \times Pr^{0,4}$$

$$Nu = \frac{hD}{k}$$

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:

$$A_s = \frac{(p_t - d_o)D_s l_b}{p_t} \quad (4)$$

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.

$$d_e = \frac{4 \left(\frac{p_t^2 - \pi d_o^2}{4} \right)}{\pi d_o} = \frac{1,27}{d_o} (p_t^2 - 0,785 d_o^2) \quad (5)$$

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

Tabela 2. Dados para cálculo da área de superfície do casco.

nº 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 ²
A_s	0,015898	0,017546	0,018408	0,026618	0,029153	m ²

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:

$$Nu = \frac{hD}{k} \rightarrow h = \frac{Nu * k}{D}$$

Com isso, obtém-se a tabela 3:

Tabela 3. Dados para cálculo coeficiente de transferência de calor por convecção na carcaça.

nº 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 ² °C
ho	5,090454098	4,704167	4,527081	3,370424	3,133862	kW/m ² °C

Para a obtenção do coeficiente global de troca (U_0), usa-se a equação 6:

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{d_o \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}{2k_w} + \frac{d_o}{d_i} \times \frac{1}{h_{id}} + \frac{d_o}{d_i} \times \frac{1}{h_i} \quad (6)$$

Onde,

- U_o é coeficiente de troca global do lado externo do tudo, em $W/m^2 \text{ } ^\circ C$;
- h_o é coeficiente de troca por convecção externo do fluido, em $W/m^2 \text{ } ^\circ C$;
- h_i é coeficiente de troca por convecção interno do fluido, em $W/m^2 \text{ } ^\circ C$;
- h_{od} é o coeficiente externo de sujeira, em $W/m^2 \text{ } ^\circ C$;
- h_{id} é o coeficiente interno de sujeira, em $W/m^2 \text{ } ^\circ C$;
- k_w é a condutividade térmica da parede do tubo, em $W/m \text{ } ^\circ C$;
- 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:

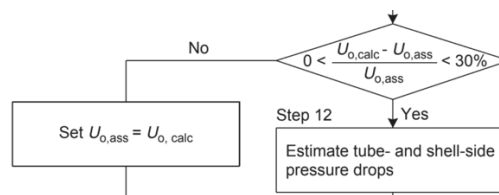


Figura 1. Iteração para cálculo do coeficiente de troca global.

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

Tabela 4. Dados de iteração para cálculo do coeficiente de troca global.

nº passes	1	2	4	6	8	Unidades
h_o	5090,454	4704,167	4527,081	3370,424	3133,862	$W/m^2 \text{ } ^\circ C$
h_i	335,0692	583,3894	1015,74	1404,933	1768,506	$W/m^2 \text{ } ^\circ C$
r_o	0,001033					$(m^2 \text{ } ^\circ C)/W$
r_i	0,000258					$(m^2 \text{ } ^\circ C)/W$
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 5. Coeficiente global de troca térmica calculado pela iteração para cada passe.

nº passes	1	2	4	6	8	Unidades
-----------	---	---	---	---	---	----------

1/Uo	0,005571	0,003963	0,003038	0,002765	0,0026	(m ² °C)/W
Uo	179,4894	252,3476	329,1684	361,6689	384,5844	W/(m ² °C)
desvio	0,121809	0,577172	1,057303	1,26043	1,403653	-

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:

$$\Delta P_s = 8 j_f \frac{D_s L}{d_e l_B} \frac{\rho u_s^2}{2} \frac{\mu}{\mu_w} \quad (7)$$

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 6. Dados para cálculo da pressão nos tubos.

nº 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
ρ	1,14045	1,14045	1,14045	1,14045	1,14045	kg/m ³
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 ²

Tabela 7. Dados para cálculo da pressão no casco.

nº 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
ρ	993,25	993,25	993,25	993,25	993,25	kg/m ³
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 ²

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:

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

Sendo:

$$C = a + bS^n$$

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 8. Cálculo do custo do trocador de calor carcaça tubo em U.

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

Tabela 9. Cálculo do custo do trocador de calor tubo duplo.

TUBO DUPLO	
a	1600
b	2100
n	1
C	47254

Tabela 10. Cálculo do custo do trocador de calor termosifão.

TERMOSIFÃO	
a	26000
b	104
n	1,1

C	29076,22489
---	-------------

Tabela 11. Cálculo do custo do trocador de calor caldeiras de tubo em U.

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

Tabela 12. Cálculo do custo do trocador de calor de placas e marcos.

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

ANEXOS

Tabela 1. Valores associados ao trocador

D	1	pol
D	0,0254	m
L	20	ft
L	6,096	m
D_{in}	0,01986	m
BWG	2,77	mm

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

	Entrada	Média	Saída	Unidades
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 ³
Viscosidade	0,0008352	0,0007156	0,000596	kg/ms

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

nº passes	1	2	4	6	8	Unidades
Nt por passe	59,559632	29,77982	14,88991	9,92660 5 0,00307	7,444954	tubos
A por passe	0,0184408	0,00922	0,00461	3 0,02190	0,002305	m ²
fluxo H2O	0,021909	0,021909	0,021909	9 7,12842	0,021909	m ³ /s
v_H2O	1,1880714	2,376143	4,752286	9	9,504572	m/s

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

nº passes	1	2	4	6	8	Unidades
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 ² °C
hi	5,539978	9,645663	16,79407	23,22892	29,24018	kW/m ² °C

Projeto da instrumentação da torre de destilação

Índice

1. Introdução
2. Objetivo
3. Desenvolvimento e discussão
4. Bibliografia

1. Introdução

A destilação é usada quando é necessário separar uma mistura (líquida, parcialmente líquida ou vapor) em duas outras misturas, sendo o calor o agente de separação. O componente provido de menor ponto de ebulição, isto é, mais leve é a camada de destilado, ou produto de topo, e a de maior ponto de ebulição, isto é, mais pesada é chamada de resíduo, ou produto de fundo.

Uma coluna de destilação apresenta em seu interior diversos pratos e funciona quando a alimentação entra na torre e a mistura vai se distribuindo nos pratos de forma que a fração em cada um deles será diferente a medida que se sobe ou diminui o número do prato em que se encontra. O vapor do final da coluna é obtido por um trocador de calor chamado refeedor em que ele fornece energia para a corrente no fundo da torre para vaporiza-lo total ou parcialmente.

O componente obtido na base da torre é denominado de produto de fundo ou resíduo. Já o líquido que passa pelo topo da torre passa por um condensador em que há a separação do destilado e do líquido que retornará à coluna, esse produto final é conhecido como destilado, e a outra parte é o líquido que retorna pelo refluxo.

2. Objetivo

Posicionar e caracterizar o sistema de controle e instrumentação de uma torre de destilação projetada, sendo esta exposta na figura 1 de acordo com o diagrama de processo da unidade. Então deverá ser colocado os sistemas de instrumentação e controle da planta. Na Fig. 1, apresenta-se o diagrama de processo da unidade de separação de n-hexano, n-heptano e n-octano projetada. O sistema é composto por uma torre que recebe a alimentação em formato de líquido em ponto de bolha e é introduzida em uma torre de fracionamento. Nela, pela parte inferior, extrai-se uma corrente enriquecida em n-octano, enquanto pelo topo, obtém-se um destilado líquido rico em n-hexano.

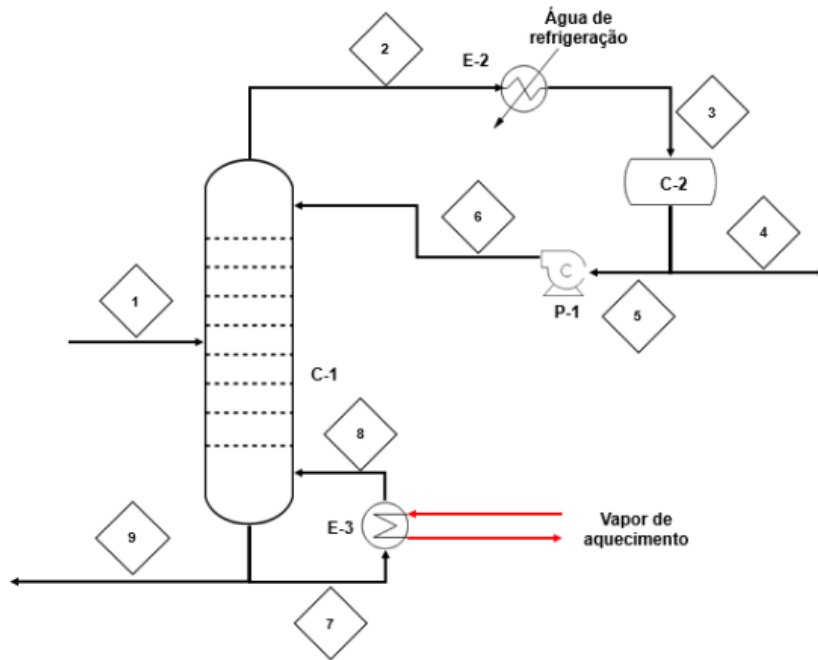


Figura 1. Diagrama de processo da torre de destilação

3. Desenvolvimento e discussão

Os medidores de vazão sempre deverão ser posicionados em correntes que hajam redundância, então será fundamental monitorar a vazão na corrente 1, também a vazão nas correntes de topo. Como tem-se que a corrente 4 restará como soma das correntes 2 e 3, então não há necessidade de colocar laços de controle em todas elas. Para as correntes 5 e 6 é importante posicionar o medidor após a bomba para ter informações a respeito do funcionamento da bomba e assim ele levará um laço de controle.

Para as correntes do fundo serão colocados medidores de vazão na corrente 7 e um na corrente 9, sendo que esse somatório será o fluxo total que sai da torre, e isso será feito pois a medição de fluxo para correntes de líquido é muito mais simples que correntes de vapor. No topo da torre, será necessário monitorar a pressão do vapor de saída e também a pressão da corrente de entrada na torre, afim de evitar que haja um demasiado aumento de pressão e possa ocasionar uma explosão.

A medição de temperatura será feita na corrente de entrada (corrente 1), será feita também no prato de topo, no prato de alimentação e no fundo, a temperatura da corrente 2 nesse caso será a temperatura do prato do topo. Será colocado um controlador de temperatura na corrente 3 para se ter informações acerca do status do condensador, e para as correntes 4,5 e 6 que teoricamente seriam iguais por conta de a pressurização da bomba não gerar mudanças efetivas de temperatura, será colocado um controlador de temperatura na corrente de número 6 – corrente de destilado. Por fim, há a necessidade

de posicionar controladores de temperatura na corrente 9 e na corrente 8, a 7 não é necessário pois ela é teoricamente a mesma que a 9.

Na parte de controle nós devemos observar as três partes principais: alimento, topo e fundo. No alimento será colocado um controlador de vazão (FIC) juntamente com a sua válvula de controle e isso seria o primeiro laço de controle para a torre. Para o topo da torre, o fator preponderante é o controle da pressão já que é lá onde há o fluxo do vapor decorrente da torre, então será colocado um indicador-controlador de pressão (PIC) na corrente 2 e tomamos como pressuposto que é uma torre de destilação total, logo será necessário um by-pass (refluxo) na corrente de topo com a correspondente válvula de controle.

Então, o controlador vai atuar sobre a válvula de controle posicionada no refluxo. O terceiro laço de controle será adicionado um indicador-controlador de nível (LIC) ao tanque pulmão C-2 e esse instrumento atuará na válvula de controle posicionada na saída do destilado na corrente 4. Depois, deve-se fazer o controle do refluxo em que é colocado um indicador-controlador de fluxo (FIC) e ela atuará na válvula de controle que determinará o refluxo e essa seria o laço de controle 4.

Indo para a base da torre, é necessário fazer um laço de controle para a entrada da alimentação do vapor, que será feito da maneira mais simples – haja vista que não há maiores especificações para o fundo da torre – assim, será colocado um indicador-controlador de fluxo que atuará na válvula de controle e assim será controlado o fluxo do vapor e conseqüentemente as frações que sairão e retornarão para a torre e esse seria o laço de controle 5.

Por último é colocado um indicador-controlador de nível na torre para evitar que haja equilíbrio entre as frações de líquido e vapor, e assim esse indicador-controlador atuará na corrente de fundo (corrente 9) aumentando ou diminuindo o fluxo de acordo com o nível de líquido na coluna e formando assim o laço de controle de número 6.

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Fase (L, G ou M)	Vazão normal / kg/h
FIC-1	1	L	
FIC-2	5	L	
FIC-3	7	V	

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

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Temperatura normal / °C
TI-1	1	L	
TI-2	C-1	M	
TI-3	C-1	M	
TI-4	C-1	M	
TI-5	3	L	
TI-6	6	L	
TI-7	8	V	
TI-8	9	L	

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

ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle)
FIC-1	1	Controle da vazão de entrada na torre de destilação	Medidor de vazão Controlador de vazão Válvula de controle
PIC-2	2	Controle da pressão da torre de destilação	Medidor de vazão Controlador de vazão Válvula de controle
LIC-3	3	Controle da saída do destilado	Medidor de nível Válvula de controle
FIC-4	4	Controle do refluxo para a torre	Medidor de vazão Controlador de vazão Válvula de controle
FIC-5	5	Controle do vapor que retorna à coluna	Medidor de vazão Controlador de vazão Válvula de controle
LIC-6	6	Saída do resíduo no fundo da coluna	Medidor de nível Válvula de controle

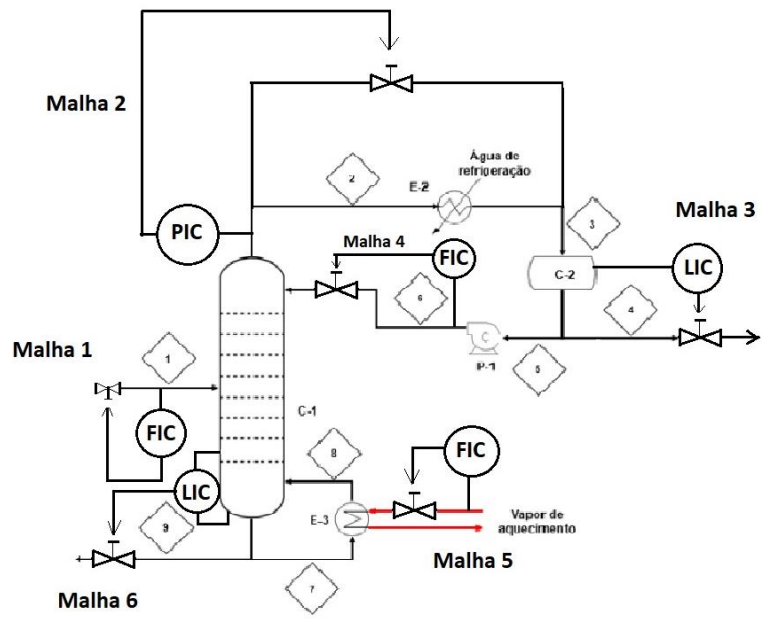


Figura 2. Malhas de controle da torre de destilação

Bibliografia

- [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.