



UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
INSTITUTO DE QUÍMICA
PROJETOS DE ENGENHARIA QUÍMICA 2

MATHEUS COSTA DE CASTILHO 15/0042825
RICARDO DE LACERDA AQUINO 12/0134489

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO DE ENGENHARIA QUÍMICA

ORIENTADOR: PROF. DR. JOSÉ JOAQUIN LINARES LEÓN

BRASÍLIA

2020

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
INSTITUTO DE QUÍMICA
PROJETOS DE ENGENHARIA QUÍMICA 2

MATHEUS COSTA DE CASTILHO 15/0042825
RICARDO DE LACERDA AQUINO 12/0134489

**PROJETO DE TROCADOR DE CALOR; BOMBA; INSTRUMENTAÇÃO E
CONTROLE**

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

ORIENTADOR: PROF. DR. JOSÉ JOAQUIN LINARES LEÓN

BRASÍLIA
2020

ÍNDICE DE FIGURAS - TROCADOR DE CALOR

Figura 1. Esquema básico do processo Claus.	6
Figura 2. Gráfico para cálculo do fator F de correção	14
Figura 3. Gráfico para cálculo do fator F de correção	15
Figura 4. Diagrama para escolha do tipo de trocador	19
Figura 5. Diagrama simplificado de processo	21

ÍNDICE DE FIGURAS - BOMBA

Figura 1. Algoritmo de condução do projeto	23
Figura 2 – Diagrama simplificado do processo	24

ÍNDICE DE FIGURAS - INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE

Figura 1. Esquema do sistema de bombeamento do refluxo	30
Figura 2. Esquema do sistema de bombeamento com Instrumentação e controle	32

ÍNDICE DE TABELAS - TROCADOR DE CALOR

Tabela 1. Especificação da corrente de entrada do resfriador.	08
Tabela 2. Especificação da corrente de saída do resfriador.	09
Tabela 3. Valores das resistências à troca de calor	11
Tabela 4. Resistências por incrustações	12
Tabela 5. Ficha de especificação do trocador de calor	20

ÍNDICE DE TABELAS - BOMBA

Tabela 1. Sistemas de unidades utilizadas.	23
Tabela 2. Composição da corrente de alimentação	28
Tabela 3. Especificações da bomba	29

ÍNDICE DE TABELAS – INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE

Tabela 1. Especificações de instrumentação e controle.	29
--	----

SUMÁRIO - TROCADOR DE CALOR

1. Objetivo do projeto de trocador de calor	6
2. Descrição do projeto de trocador de calor	6
3. Desenvolvimento do projeto	9
3.1. Balanço de energia para cálculo da vazão mássica de água	9
3.2. Cálculo do coeficiente médio global de transferência de calor (U)	9
4. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	32

SUMÁRIO - BOMBA

5. Objetivo do projeto	21
6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	32

SUMÁRIO – INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE

7. Objetivo do projeto	29
8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	32

• TROCADOR DE CALOR

O foco do presente projeto será trabalhar com um condensador utilizado no processo Claus, cuja representação é evidenciada por um contorno em azul na figura 1.

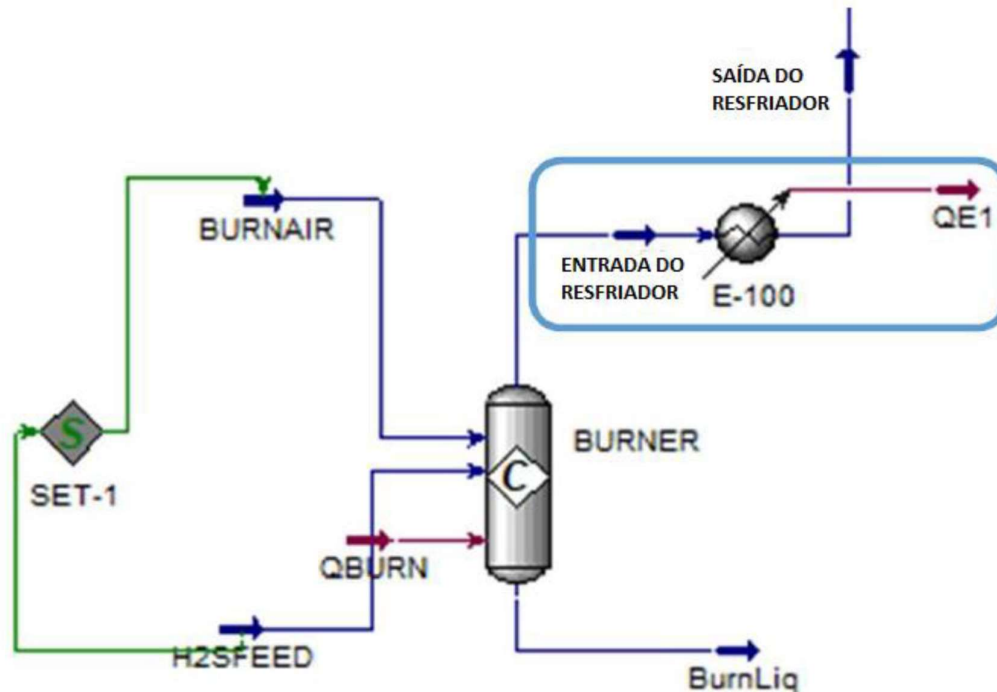


Figura 1: Fluxograma do Processo Claus.

O que se pede é que projete o trocador de calor, para isso é necessário preencher as fichas de especificação de correntes de materiais e especificação do trocador de calor. É preciso também definir o tipo de trocador, bem como tamanho e número de tubos, área de troca, calor total trocado e custo aproximado do trocador. Os dados de processo serão consultados na com base nos resultados de uma simulação feita com ajuda de simulador comercial, onde serão feitas apenas umas conversões de unidades para conseguirmos a unidade de trabalho, como a pressão e calor específico que tiverem suas unidades modificadas. Nas tabelas 1 e 2 abaixo estarão as especificações das correntes de entrada e saída do resfriador, respectivamente:

Tabela 1: Especificação da corrente de entrada do resfriador.

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	Entrada do Resfriador	
Descrição	corrente de entrada de fluido gasoso quente com enxofre a ser condensado	
Pressão	2,721	Kg/cm ² g
Temperatura	1149	°C
Vazão mássica	4575	Kg/h
Vazão molar	162,6	Kmol/h
Entalpia total	0,0009362	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·K
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	7205	m ³ /h
Peso molecular	28,14	Kg/kmol
Densidade	0,6349	Kg/m ³
Viscosidade	4,509x10 ⁻²	cP
Condutividade térmica	7,960x10 ⁻²	W/m·K
Calor específico	1,295	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	1	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
H2S	0,0635	0,0769
SO2	0,0318	0,0723
H2O	0,2124	0,1360
S	0,1770	0,2017
N2	0,5153	0,5130
O2	0	0
S2	0	0
S3	0	0
S4	0	0
S5	0	0
S6	0	0
S7	0	0
S8	0	0

Tabela 2: Especificação da corrente de saída do resfriador.

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	Saída do Resfriador	
Descrição	corrente de saída de fluido frio, rico em enxofre que foi condensado	
Pressão	1,687	Kg/cm ² g
Temperatura	148,9	°C
Vazão mássica	4575,0	Kg/h
Vazão molar	162,6	Kmol/h
Entalpia total	-0,0004593	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0,8058	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0,5362	m ³ /h
Peso molecular	30,87	Kg/kmol
Densidade	1817	Kg/m ³
Viscosidade	7,57 x 10 ⁴	cP
Condutividade térmica	0,1403	W/m·K
Calor específico	1,086	kJ/kg·°C
Tensão superficial	57,37	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	2779	m ³ /h
Peso molecular	27,48	Kg/kmol
Densidade	1,296	Kg/m ³
Viscosidade	2,023x10 ⁻²	cP
Condutividade térmica	3,056x10 ⁻²	W/m·K
Calor específico	1,152	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	1	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
H2S	0,0635	0,0769
SO2	0,0318	0,0723
H2O	0,2124	0,1360
S	0,1770	0,2017
N2	0,5153	0,5130
O2	0	0
S2	0	0
S3	0	0
S4	0	0
S5	0	0
S6	0	0
S7	0	0
S8	0	0

Com os dados necessários preenchidos, agora precisamos calcular o que se pede para o projeto:

1. Balanço de energia para cálculo da vazão mássica de água

A vazão mássica de água, que é o fluido refrigerante, será encontrada através da equação 1 abaixo:

$$\Delta q = \dot{m} \times C_p \times \Delta T \quad (1)$$

Onde:

Δq = calor retirado do fluido quente, (q saída – q entrada) do resfriador

\dot{m} = vazão mássica do fluido frio

ΔT = diferença de temperatura do fluido frio

C_p = calor específico da água, 1 kcal/kg.°C

Como dito nas observações, o fluido refrigerante é a água, cuja temperatura de entrada no trocador será de 28 °C e de saída de 45 °C, portanto $\Delta T = 17^\circ\text{C}$.

$$\dot{m} = \frac{\Delta q}{C_p \times \Delta T}$$

$$\dot{m} = \frac{1395510}{1 \times 17} = 82088,824 \text{ kg/h}$$

2. Cálculo do coeficiente global médio de troca de calor (U)

É calculado pela equação 2 abaixo:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_f} = r_c + r_f \quad (2)$$

Onde:

U = coeficiente global médio

h_c = resistência oposta pelo fluido quente

h_f = resistência do fluido frio

r_c = resistência por incrustações que se depositam no lado quente

r_f = resistência por incrustações que se depositam no lado frio

As resistências à troca de calor da equação 2 são obtidas através da média aritmética dos valores nos extremos dos intervalos presentes na tabela 3.

Tabela 3: valor das resistências a troca de calor

Valor aproximado de $h(\text{kcal}/(\text{h.m}^2.\text{°C}))$	
Sem mudança de fase	
Água	1400-10000
Gases	10-240
Solventes orgânicos	300-2400
Hidrocarbonetos	50-600
Produtos condensando	
Vapor de água	4900-15000
solvente orgânico	700-2400
Hidrocarbonetos leves	950-1950
Hidrocarbonetos pesados	100-250
Produtos evaporando	
Água	3900-9800
Solventes orgânicos	500-1500
Hidrocarbonetos leves	750-1450
Hidrocarbonetos pesados	50-250

Como pela ficha das correntes temos 80% de fração de vapor na saída do resfriador, fluido quente, que é um hidrocarboneto pesado, podemos concluir que apenas uma pequena parte do que entrou mudou de fase, assim o hc considerado será sem mudança de fase. E o fluido frio como é a água, também não há mudança de fase, portanto hf considerado também será sem mudança de fase.

Então :

$h_c = 125 \text{ kcal}/(\text{h.m}^2.\text{°C})$
$h_f = 5700 \text{ kcal}/(\text{h.m}^2.\text{°C})$

As resistências por incrustações são apresentadas na tabela 4:

Tabela 4: resistências por incrustações

Coeficientes de deposição ((h.m ² .°C)/kcal)	
Fluidos limpos	0,0001-0,0002
Fluido sujo	0,0004-0,002
Água de refrigeração	0,0002-0,0004
Vapor de água	0,0001-0,0002

As resistências a incrustações levam em consideração as características do fluido, o fluido quente pode ser considerado um fluido sujo. Para a água será considerada a média dos coeficientes de água de refrigeração.

Então:

$$r_c = 0,0012 \text{ ((h.m}^2\text{.}^\circ\text{C)/kcal)}$$

$$r_f = 0,0003 \text{ ((h.m}^2\text{.}^\circ\text{C)/kcal)}$$

Assim temos que, pela equação 2:

$$U = 103,354 \text{ kcal/(h.m}^2\text{.}^\circ\text{C)}.$$

3. Cálculo da diferença média logarítmica de temperatura (ΔT_{ml})

Precisa-se calcular a diferença média logarítmica de temperatura para encontrarmos a área de troca do trocador de calor, encontraremos seu valor pela equação 3 abaixo:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln \frac{(t_1 - T_2)}{(t_2 - T_1)}} \quad (3)$$

Onde:

t₁= temperatura de entrada do fluido quente

t₂= temperatura de saída do fluido quente

T₁= temperatura de entrada do fluido frio

T₂= temperatura de saída do fluido frio

$$\Delta T_{ml} = \frac{(1149-45)-(148,9-28)}{\ln\left(\frac{1149-45}{148,9-28}\right)} = 444,493^{\circ}\text{C}$$

4. Cálculo da área de troca de calor (A)

Para calcular a área de troca utiliza-se a equação 4 abaixo:

$$Q = UxAx\Delta T_{ml} \quad (4)$$

Onde:

Q= é o calor total trocado, ou seja Δq , utilizado na equação 1.

A= área total de troca

ΔT_{ml} = diferença média logarítmica da temperatura

Resolvendo a equação 4 para A:

$$A = \frac{Q}{Ux\Delta T_{ml}}$$

$$A = \frac{1395510}{103,354 \times 444,493} = 30,377 \text{ m}^2$$

Resultados obtidos:

$\dot{m} = 82088,824 \text{ kg/h}$
$U = 103,354 \text{ kcal}/(\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C})$
$\Delta T_{ml} = 444,493^{\circ}\text{C}$
$A = 30,377 \text{ m}^2$

5. Cálculo da área corrigida (A')

A equação 4 funciona para áreas de troca entre 10 e 20m², como a área não está nesse intervalo é preciso que utilize-se outro tipo de trocador, o trocador de casco tubo, recomendado para áreas de troca maiores. Para isso é preciso recalcular a área de troca com uma correção, feita pelo fator F, que é calculado pelo método gráfico, analisando o gráfico contido na figura 1. Mas, para utilizarmos o gráfico precisamos encontrar dois parâmetros, P e R, conforme equações 5 e 6 abaixo,

respectivamente.

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (5)$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (6)$$

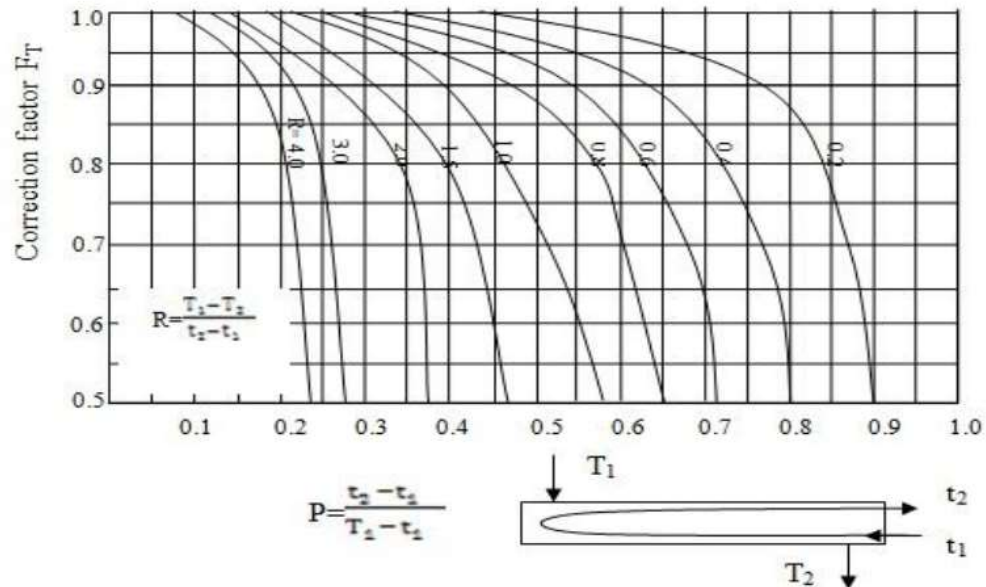


Figura 1: gráfico para cálculo do fator F de correção

Resolvendo as equações 5 e 6:

$$P = \frac{148,9 - 1149}{28 - 1149} = 0,8921$$

$$R = \frac{28 - 45}{148,9 - 1149} = 0,017$$

Deverá ser feita extrapolação das curvas no gráfico do fator de correção F, conforme figura 2:

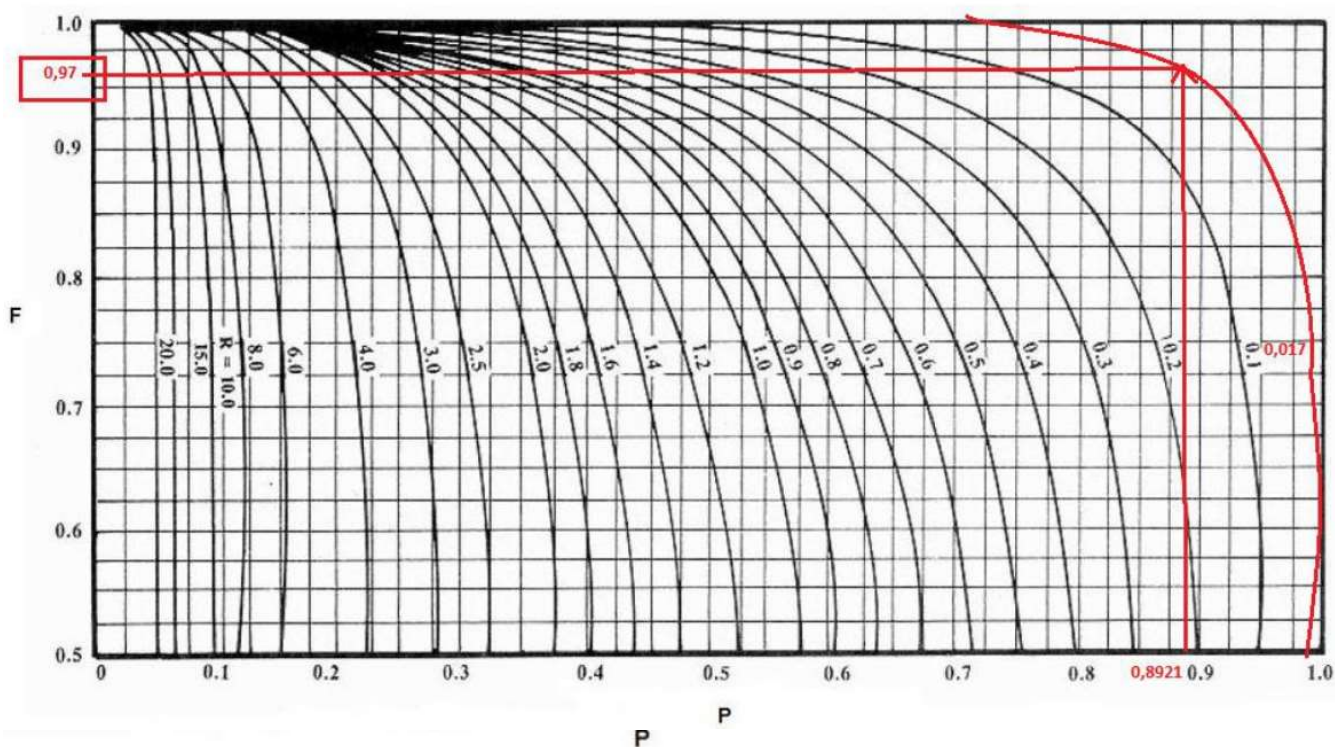


Figura 2: Gráfico para determinação do fator de correção F
 Com utilização do método gráfico o valor de F encontrado foi:
 $F=0,97$.

Como F deu um valor bem alto, não é necessário mais de uma carcaça.

Para encontrar a área corrigida (A') basta dividir a área anterior (A) pelo fator F de correção, conforme equação 7:

$$A' = \frac{A}{F} \quad (7)$$

Resolvendo:

$$A' = \frac{30,377}{0,97} = 31,316 \text{ m}^2$$

6. Cálculo do número de Tubos (N_t)

Com a área corrigida pode-se se calcular a quantidade de tubos (N_t) para o trocador pela equação 8:

$$Nt = \frac{A'}{Lt \times \pi \times Dt} \quad (8)$$

Onde:

Nt= número de tubos

A'= área corrigida de troca térmica

Lt= comprimento do tubo

Dt= diâmetro do tubo

Nesse momento é necessário fazer a escolha de qual fluido passará por dentro do tubo e qual passará na carcaça, o que é sugerido é que o fluido quente passe pelos tubos para evitar isolar a carcaça, e além disso ele é sujo e corrosivo, e passando pelo tubos, ao circular com uma maior velocidade diminui o risco de deposição, sendo também a limpeza mais fácil e também evita danificar a carcaça que é muito mais difícil e mais oneroso de se trocar que os tubos. Então fluido quente passará pelos tubos e água de refrigeração pela carcaça.

O diâmetro de tubo (Dt) recomendado é de 1”(0,0254m), pois é um serviço sujo. O comprimento mais freqüente para tubos (Lt) maiores de 20m² é de 20 pés (6096 mm). Já a galga, espessura, do tubo (BWG) para tubos de 1”, de aço ao carbono, usa-se uma BWG12 (2,77mm).

Resolvendo a equação 8:

$$Nt = \frac{31,316}{6,096 \times \pi \times 0,0254} = 64,378 \sim 65 \text{ tubos}$$

7. Cálculo do diâmetro do casco (Dc)

Para o cálculo do diâmetro do casco (Dc) deve ser levado em conta o arranjo dos tubos e a distância entre eles. O arranjo dos tubos será o quadrado com passo (S=distância entre os centros dos tubos), de 1 ¼” (0,03175 m), que é o recomendado para tubos com diâmetro de 1”.

Através da equação 9 calcula-se o diâmetro do casco:

$$D_c = D_t \sqrt{N_{tp}} + (S - D_t) \times (N_t - 1) + 4S \quad (9)$$

Onde:

D_c = diâmetro do casco

N_t = número de tubos

N_{tp} = número de tubos do projeto, número mais próximo de N_t que seja quadrado perfeito

D_t = diâmetro do tubo

S = passo

Resolvendo a equação 9:

$$D_c = 0,0254 \sqrt{64} + (0,03175 - 0,0254) \times (65 - 1) + 4 \times 0,03175$$

$$D_c = 0,736 \text{ m}$$

8. Cálculo da área externa do casco (A_{ec})

Através da equação 10, utilizando o diâmetro do casco calcula-se a área externa do casco.

$$A_{ec} = L_t \times D_c \times \pi \quad (10)$$

Resolvendo a equação 10:

$$A_{ec} = 6,096 \times 0,736 \times \pi$$

$$A_{ec} = 14,095 \text{ m}^2$$

9. Cálculo do custo aproximado do projeto do trocador

Utilizando-se a equação 11 que calcula o Custo em dólares US gulf coast para 2007 para o trocador de calor projetado, estima-se o custo:

$$C = 24000 + 46 \times A_{ec}^{1,2} \quad (11)$$

Resolvendo a equação 11:

$$C = 24000 + 46 \times (14,095)^{1,2}$$

$$C = \text{US\$ } 25100,616$$

F=0,97
A'=31,316 m ²
Nt= 65 tubos
Ntp=64 tubos
Lt= 6,096 m
Dt=0,0254 m
S=0,03175 m
Dc=0,736m
C= US\$ 25100,616

10. Temperatura e pressão de projeto

Por questão de segurança, soma-se um fator de 15-30°C à maior temperatura de operação para se obter a temperatura do projeto, a maior temperatura no processo é 1149°C, então a temperatura do projeto será 1179°C.

O mesmo se faz para encontrar a pressão do projeto, só que neste caso, soma-se 1,8 kg/cm² ou 10% da pressão de operação. A não ser que mesmo após a adição destes fatores o resultado dê menor que 3,5 kg/cm², neste caso utiliza-se a pressão de 3,5 kg/cm². A maior pressão do processo é 2,721 kg/cm², a abordagem mais conservadora é adicionar 1,8 kg/cm². Então, a pressão de projeto será 4,521 kg/cm².

Tp= 1179°C
Pp=4,521 kg/cm ²

11. Especificação do trocador

De acordo com o diagrama da figura 3, é possível escolher o tipo de trocador a ser utilizado no processo:

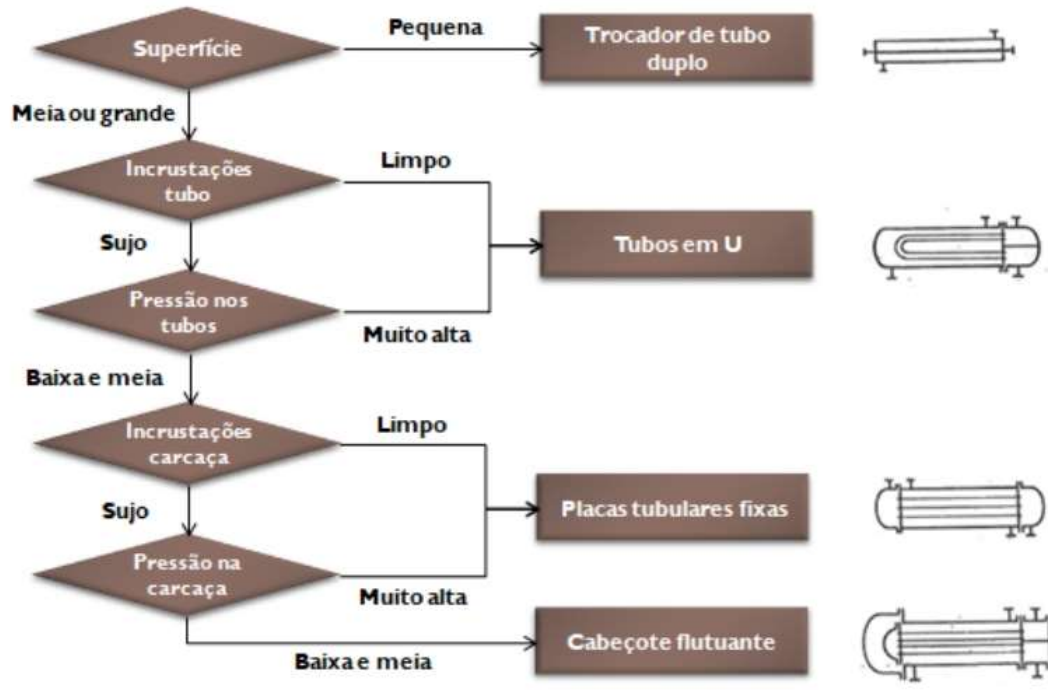


Figura 3: Diagrama para escolha do tipo de trocador de calor.

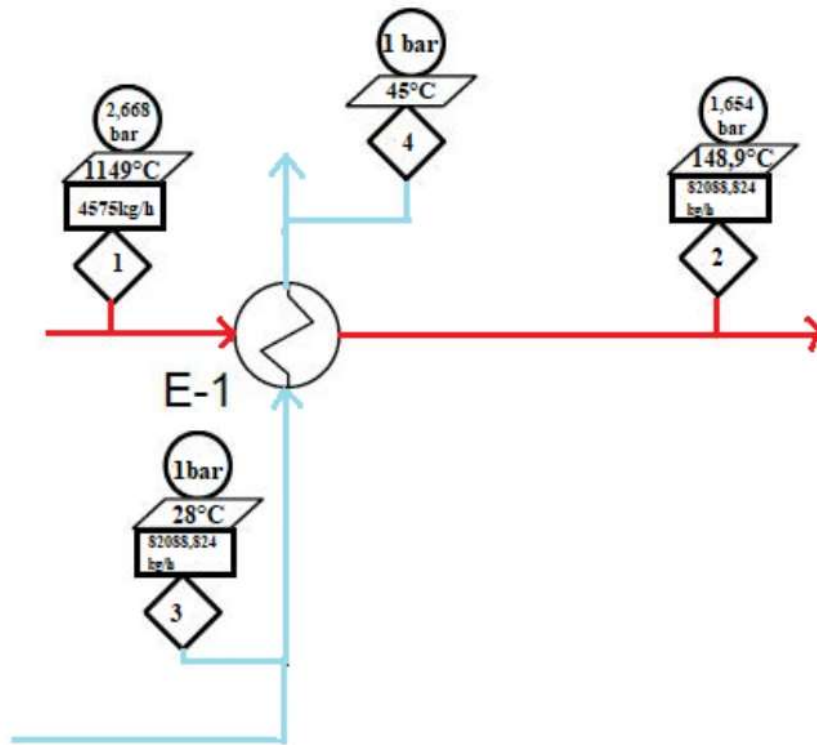
O trocador escolhido foi de casco e tubo com placas tubulares fixas. Com passe simples pela carcaça e duplo pelos tubos (1-2')

Tabela 5: ficha de especificação do trocador de calor.

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-100			
Descrição			Resfriador			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco tubo com placas fixas			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AES			
Disposição (horizontal/vertical)			horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			natural			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?	1			série	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	82088,824		Kg/h	4575		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0		0	0,8058	
Vazão de vapor/gás	0	0	Kg/h	4575	3600	Kg/h
Vazão de líquido	82088,824	82088,824		0	974,5	
Temperatura	28	45	°C	1149	148,9	°C
Pressão	1,02	1,02	Kg/c m ² g	2,721	1,687	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	-		Kg/c m ²	1,04		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	5700		Kcal / h m ² °C	125		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,003		h m ² °C/ kcal	0,0012		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor			103,354			Kcal / h m ² °C
ΔT_{ml}			444,493			°C
F_T			0,97			
Calor trocado			0,001395510			GKcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	4,521			Kg/cm ² g		
Temperatura de projeto	1179			°C		
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	31,316			m ²		
Diâmetro dos tubos	1			polegadas		
Comprimento dos tubos	20			pés		
Espessura dos tubos	BWG12			BWG		
Espaçamento entre centro dos tubos	1 ^{1/4}			polegadas		
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)				quadrangular		
Diâmetro do casco	736			mm		

12.

Diagrama simplificado do processo



• BOMBAS

1. Especificações de Projeto

1.1. Caso de projeto

Este trabalho tem por objetivo projetar e preencher as folhas de especificação da bomba considerada – bomba de refluxo da torre de destilação – junto com as correntes materiais envolvidas.

1.2. Informações relevantes no projeto do sistema de bombeamento

Para estimar a perda de pressão nas tubulações, considerar na linha de admissão da bomba uma perda de pressão de 0,5 kg/cm²/km de tubo. Para a linha de impulsão, considerar 2 kg/cm²/km de tubo. Para as estimações dos comprimentos dos tubos, sobredimensionados em 30%, aplicar a seguinte equação:

$$L = 1,3 \times H$$

onde H é a diferença de cota.

Considerar que uma vazão volumétrica de refluxo de 13,1 m³/h, com densidade da corrente de 616,5 kg/m³.

Considerar que a válvula fornece uma perda de carga de 0,25 kg/cm².

1.3. Critérios do projeto

Serão entregues a sequência de cálculo para a pressão na aspiração, a pressão máxima na aspiração, a diferença de pressão da bomba, a pressão de *shut-off*, a pressão máxima na impulsão, a potência de projeto e as vazões de operação, projeto e mínima, bem como o NPSH disponível.

O projeto da bomba será realizado a partir do seguinte algoritmo exibido na Figura 1.

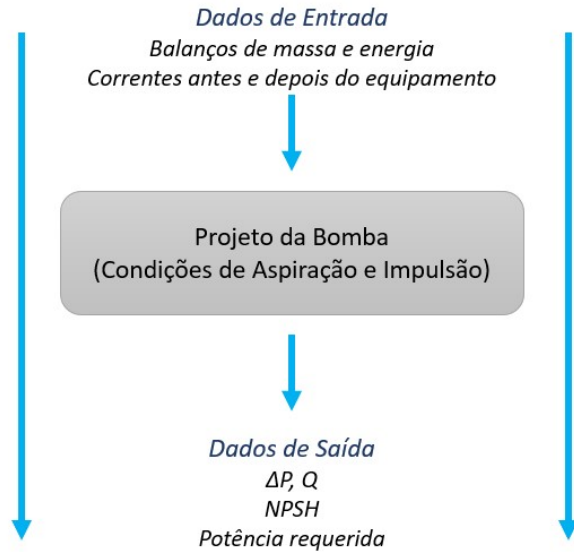


Figura 1 – Algoritmo de condução do projeto

2. Dados básicos de engenharia

As unidades utilizadas no projeto estão dispostas na Tabela 1.

Tabela 1 – Sistemas de unidades utilizadas

Propriedade	Unidade
Temperatura	°C
Pressão	kg/cm ²
Massa	kg
Tempo	s
Volume	m ³
Vazão volumétrica	m ³ /h
Vazão mássica	kg/h
Vazão molar	kmol/h
Potência elétrica	kW
Comprimento	m
Peso molecular	kg/mol
Densidade	kg/m ³
Viscosidade	cP
Condutividade térmica	W/m.°C
Calor específico	kJ/kg.°C

4. Desenho dos equipamentos

4.1. Torre de destilação fracionada (C-1)

Torres de destilação fracionada costumam possuir um casco cilíndrico vertical alongado, no interior do qual há um certo número de pratos horizontais. O líquido percorre a coluna descendo de um prato para outro através de canais de descida. Nestas colunas o líquido vai de um lado para o outro e o vapor sobe pela coluna borbulhando vigorosamente através do líquido.

No caso em estudo, a torre de destilação possui uma altura total de 12,3 m, com um diâmetro de 1,6 m.

4.2. Separador-pulmão (C-2)

Este equipamento tem por função garantir uma vazão operacional constante. Para o cálculo de projeto, considera-se que o líquido ocupa 50% do volume total do recipiente. O líquido contido no separador-pulmão contribui na carga estática de admissão. Quando se trabalha com a pressão máxima de aspiração, considera-se que o vaso C-2 está completamente cheio.

O separador-pulmão opera à pressão atmosférica e suas dimensões são: diâmetro = 1 m; comprimento = 5 .

4.3 Bomba Centrífuga

Este equipamento é utilizado para garantir que a corrente líquida proveniente do pulmão retorne para a coluna. Para seu projeto, é necessário determinar a diferença entre a pressão de admissão e a pressão de impulsão da bomba.

A pressão de admissão depende da pressão de operação do pulmão, da carga hidrostática devido à altura da coluna de líquido e a elevação de 3 metros entre o chão e o pulmão, da aceleração da gravidade e da densidade do líquido.

Já a pressão de impulsão da bomba, também conhecida como pressão de descarga, pode ser calculada a partir da altura total da coluna e dos 3 metros entre a coluna e o chão, da pressão no prato superior da coluna (P_N) e da perda de carga na válvula de segurança na saída da bomba.

$$P_i = P_N + (3 + H_{total}) * g * \rho_L + 0,1$$

Dessa forma, o diferencial de pressão ao qual a bomba está submetida é dado pela diferença entre a pressão de impulsão e a de admissão. Para o cálculo da diferença de pressão de shut off, multiplica-se o valor do diferencial de pressão por 1,2.

Para o cálculo da potência fornecida pela bomba, deve-se levar em consideração a diferença de pressão, a vazão volumétrica do refluxo de topo, a eficiência hidráulica e a eficiência do motor; esses dois últimos iguais à 0,45 e 0,9 respectivamente.

Memória de Cálculo e folhas de especificação:

- **Aspiração**

De posse dos dados calcular-se-á a pressão total na aspiração "Pa" pela equação 1:

$$P_a = P_r + P_L + P_{cota} - \Delta P_a \quad (1)$$

Os fatores ΔP_a , P_{cota} podem ser obtidos, respectivamente, por:

$$\Delta P_a = 0,5 * 1,3H * 10^{-3} = 1,95 * 10^{-3} kg/cm^2 \quad (2)$$

$$P_{cota} = \frac{616,5 * 9,8 * 3}{98067} = 0,185 kg/cm^2 \quad (3)$$

Em relação à P_L (Pressão do nível de líquido) assumiu-se que, em operação, o nível esteja na metade do pulmão, portanto:

$$h_L = 3,5m$$

$$P_L = \frac{616,5 * 9,8 * 3,5}{98067} = 0,216 kg/cm^2 \quad (4)$$

Substituindo-se em (1), tem-se que:

$$P_a = 1,399 kg/cm^2$$

Visto que $P_a < 3,5 kg/cm^2$, assumir-se-á $P_r = 3,5 kg/cm^2$ e $h_L = 4m$. Logo, a partir das mesmas equações supracitadas ter-se-á:

$$P_L = \frac{616,5 * 9,8 * 4}{98067} = 0,246 kg/cm^2$$

$$P_{a_{max}} = 3,929 kg/cm^2$$

- **Impulsão**

De maneira similar à aspiração, tem-se para a impulsão, com seus respectivos dados:

$$P_i = P_r + P_{cota} + \Delta P_{val} + \Delta P_i \quad (5)$$

Sendo:

$$\Delta P_i = 2 * 15,99 * 10^{-3} = 3,198 * 10^{-2} kg/cm^2$$

$$P_{cota} = \frac{616,5 * 9,8 * 12,3}{98067} = 0,758 kg/cm^2$$

Portanto, tem-se que:

$$P_i = 2,389 kg/cm^2 g$$

A fim de se obter a impulsão máxima (equação 7) faz-se necessária a máxima diferença de pressão entre a impulsão e aspiração pela equação 6:

$$\Delta P_{max} = 1,2 * \Delta P = 1,2 * (P_i - P_a) \quad (6)$$

$$\Delta P_{max} = 1,189 kg/cm^2$$

$$P_{i_{max}} = P_{a_{max}} + \Delta P_{max} \quad (7)$$

$$P_{i_{max}} = 5,117 kg/cm^2$$

Transformando-se em altura diferencial:

$$H = \Delta P * \frac{1}{\rho} * 10 = 19,29m \quad (8)$$

- **Vazões**

Assumindo-se: $Q_{normal} = 13,1m^3/h$ e a vazão mínima sendo:

$$Q_{min} = 0,6 * Q_{normal} = 7,86m^3/h \quad (9)$$

A vazão de projeto será:

$$Q_{proj} = 1,2 * Q_{normal} = 15,7m^3/h \quad (10)$$

Por critério de segurança de projeto, $NPSH_{requerido}$ é de suma importância e deve sempre ser maior que o disponível (informado pelo fabricante), evitando-se o fenômeno de cavitação. Tal valor pode ser obtidos pela equação 11:

$$NPSH_{req} = \rho * \frac{P_a - P_{vap}}{10} = 22,55 kg/cm^2 \quad (11)$$

- **Potências**

Utilizando-se a vazão e diferencial de pressão de projeto obter-se-á:

$$W_a = Q * \Delta P / 27,4 \quad (12)$$

$$W_a = 15,72 * 1,189 / 27,4 = 0,68 CV = 0,51 kW$$

$$W_h = \frac{W_a}{\eta_h} * 100 = \frac{0,509}{0,3} * 100 = 169,67 kW$$

$$W_c = \frac{W_h}{\eta_m} * 100 = \frac{169,67}{0,85} * 100 = 19961,18 kW$$

Portanto, a potência de projeto será:

$$W_c = 19961,18 kW$$

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	Corrente de material entrada da bomba	
Descrição		
Pressão	1,033	kg/cm ²
Temperatura	80,59	°C
Vazão mássica	8082,72	kg/h
Vazão molar	87,01	kmol/h
Entalpia total	1,895	GJ/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	15,72	m ³ /h
Peso molecular	92,88	kg/kmol
Densidade	616,51	kg/m ³
Viscosidade		cP
Condutividade térmica	0,104402	W/m·K
Calor específico		kJ/kg·°C
Tensão superficial		dina/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	-
n-heptano	0,453	-
n-octano	0,013	-

Tabela 2 – Composição da corrente de alimentação

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS				
Identificação do equipamento operação / reserva	Operação		Reserva	
Descrição	bomba para o refluxo torre C1			
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	1	kg/cm ² g	1,35	kg/cm ²
Temperatura	80,588	°C	80,588	°C
Densidade	616,5	kg/m ³	616,5	kg/m ³
Viscosidade		cP		cP
Pressão de vapor	1,03323	kg/cm ² g	1,03323	kg/cm ²
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	1,399		kg/cm ²	
Pressão na impulsão na vazão de projeto	2,389			
Pressão diferencial	0,991		kg/cm ²	
Altura diferencial	19,29		m	
NPSH disponível	22,55		m	
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	1,189		kg/cm ²	
Pressão máxima na aspiração	3,929		kg/cm ²	
Pressão máxima na impulsão	5,1172			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	-		-	in
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	5,1172			kg/cm ²
Temperatura de projeto	110,558			°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	19961,18			kW

Tabela 3 – Especificações da bomba

• INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE

Na Figura 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. A partir dela será proposta a instrumentação necessária para o controle do funcionamento da torre.

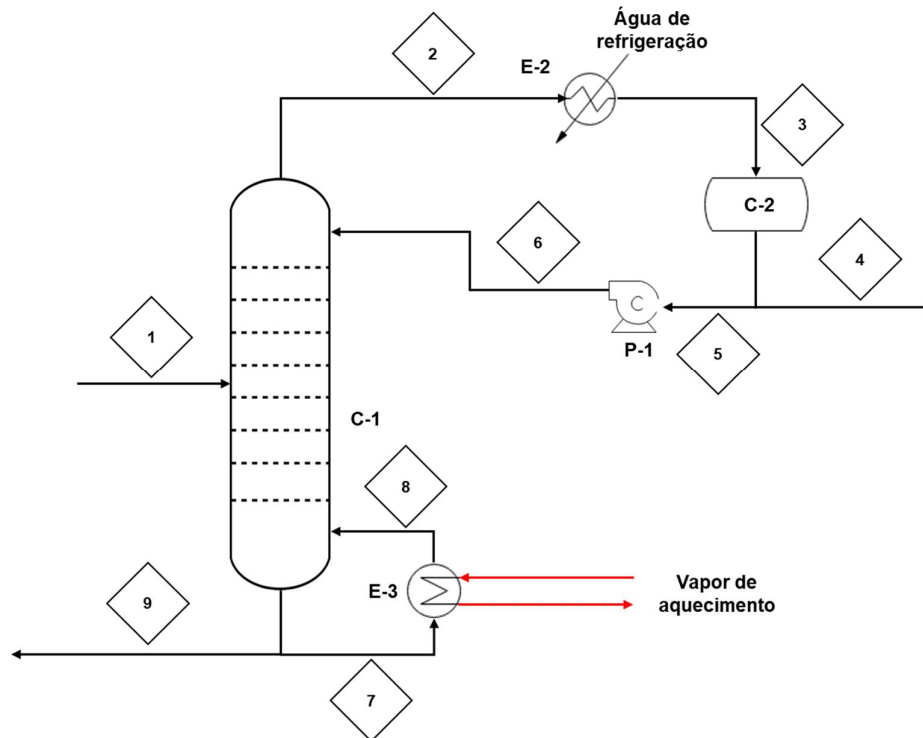


Figura 1. Esquema do sistema de bombeamento do refluxo

Para a instrumentação projetou-se as seguintes especificações:

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

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	3	V	-
TI-4	4	L	-
TI-5	8	V	-
TI-6	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	-
PIC-2	2	V	-
PI-3	3	V	-
PI-4	5	L	-
PI-5	6	L	-
PI-6	7	L	-
PI-7	8	V	-
PI-8	9	L	-
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 à torre de destilação fracionada	Medidor de vazão Controlador de vazão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle
FIC-4	6	Controle da vazão de saída da bomba e entrada do refluxo na torre	Medidor de vazão Controlador de vazão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle
FIC-7	Vapor de aquecimento	Controle da Vazão da corrente de vapor de aquecimento para entrada do refluxo no fundo da torre	Medidor de vazão Controlador de vazão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle
LIC-1	C-1	Controle de nível no fundo da torre de destilação	Medidor de nível Controlador de nível Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle
LIC-2	C-2	Controle de nível no vaso C-2	Medidor de nível Controlador de nível Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle
PIC-2	2	Controle de pressão da torre de destilação fracionada	Medidor de pressão Controlador de pressão Transdutor elétrico/pneumático Válvula de controle

Tabela 1 – Especificações de controle e instrumentação

Dadas as especificações supracitadas tem-se o projeto resultante representado na figura 2:

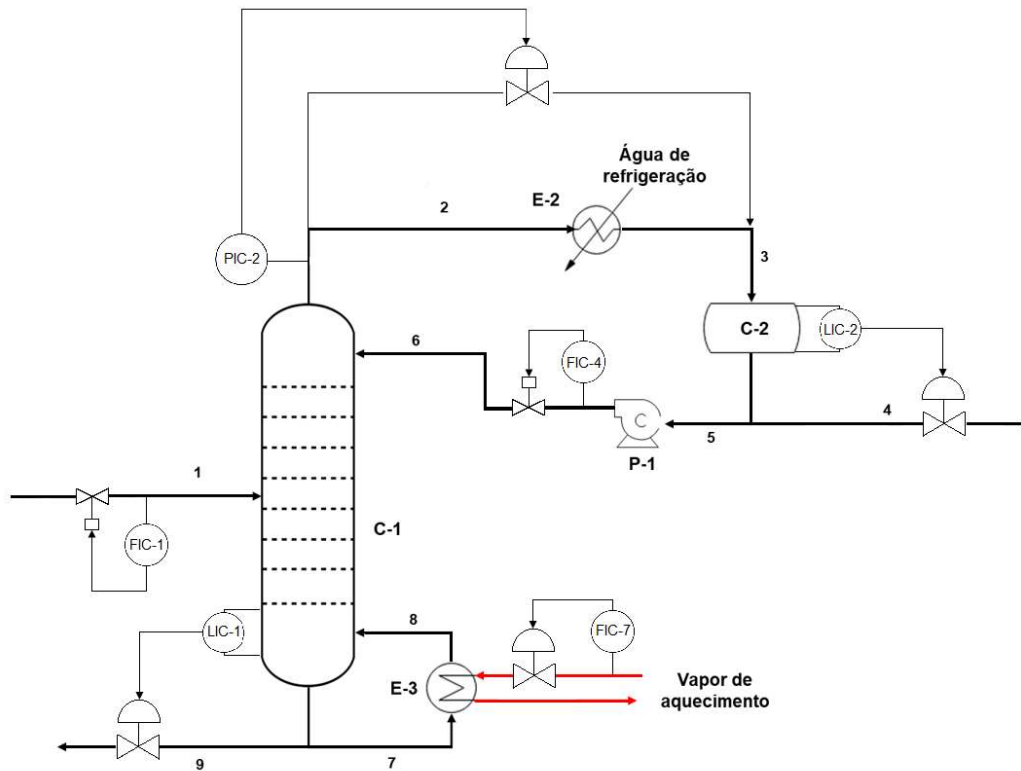


Figura 2. Esquema do sistema de bombeamento com Instrumentação e controle

• REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. SINNOTT R., TOWLER G. Chemical Engineering Design. 2008. p.320.
2. PERRY R. H. Perry's Chemical Engineers Handbook. 7ª edição. 1997.
3. CENGEL, Yunus A.; GHAJAR, Afshin J. Transferência de Calor e Massa. Amgh Editora, p. 489, 506, 663, Tabela A-9, Tabela 12-1, Tabela 12-4, Figura 12.24 e Figura 12.30 2009.
4. KERN, Donald Quentin. Process heat transfer. Tata McGraw-Hill Education, 1997.