



Universidade de Brasília
Instituto de Química

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

**Modelagem de um sistema de fracionamento de uma
mistura de hidrocarbonetos**

Fracionamento de n-hexano, n-heptano e n-octano

Guilherme Abreu Bicalho Santos

Orientador da Divisão de Engenharia Química

Fábio Moreira da Silva

Professor Responsável pela Disciplina

José Joaquim Linares León

Brasília, **2021.**

RESUMO

Durante as disciplinas de Projetos de Engenharia Química 1 e 2, ministradas durante o 1/2020 e o 2/2020, vários assuntos relativos a processos industriais químicos foram abordados, desde dimensionamento de equipamentos e segurança no ambiente de trabalho até viabilidade econômica de projetos e previsão de custos.

Tudo o que foi estudado durante as disciplinas resultou em um projeto de dimensionamento e modelagem de uma planta química para o fracionamento de uma mistura de hidrocarbonetos (n-hexano, n-heptano e n-octano). Além disso, outro ponto fortemente abordado durante as duas disciplinas foi o preenchimento de fichas de especificação de funcionamento para todos os equipamentos presentes no processo.

ÍNDICE

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS	4
2. AVALIAÇÃO ECONÔMICA E ANÁLISE DE CUSTOS	5
3. PROJETO DE VASOS E TORRES	14
4. PROJETO DO SISTEMA DE TROCA DE CALOR	28
5. PROJETO DO SISTEMA DE IMPULSÃO MECÂNICA	32
6. PROJETO DE I&C	38
7. CONCLUSÃO	44
8. REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA	45

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

As disciplinas de Projetos de Engenharia Química 1 e 2 focaram no desenvolvimento e dimensionamento de uma planta química para o fracionamento de hidrocarbonetos. Visando esse projeto, o estudo de todos os equipamentos e fases do projeto tiveram um grande peso, assim como o entendimento sobre instrumentos de controle e viabilidade econômica.

Para que o projeto fosse desenvolvido corretamente, primeiro foi feita uma análise de custos para entender se o projeto era viável economicamente. Após esse entendimento, o dimensionamento de todos os equipamentos presentes durante o processo foi feito, assim como o preenchimento das suas respectivas fichas de especificações.

Para melhor entendimento de como acontece um processo de fracionamento de hidrocarbonetos, segue um exemplo simplificado do processo:

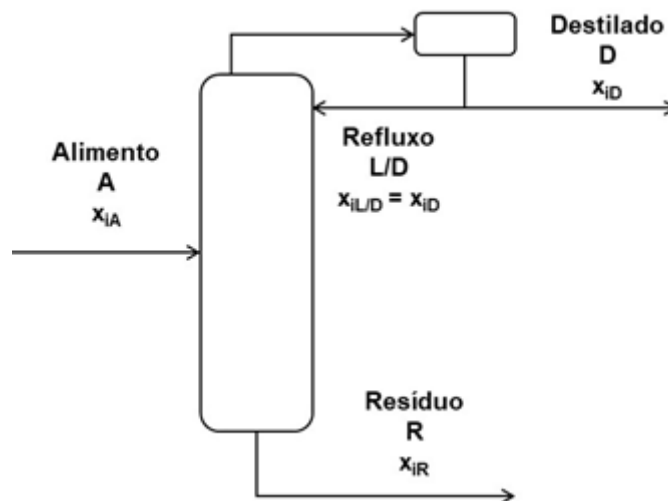


Figura 1 - Processo simplificado de destilação

Quando falamos de uma destilação multicomponentes, o processo básico consiste em uma corrente de entrada líquida (A) que passa por um trocador de calor, formando uma corrente parcialmente vaporizada, com o vapor rico nos constituintes mais voláteis (light keys). A partir daí, a corrente, em equilíbrio, segue para a coluna, que consegue separar as duas correntes graças à diferença de volatilidade entre elas.

Ou seja, a torre recebe uma corrente de hidrocarbonetos em ponto de bolha, dentro da torre, em sua parte inferior, extrai-se uma corrente rica em n-octano (heavy key) , enquanto que no topo da torre obtém-se um destilado rico em n-hexano (light key).

2. AVALIAÇÃO ECONÔMICA E ANÁLISE DE CUSTOS

Nessa primeira etapa foi feito o dimensionamento de todos os equipamentos presentes no projeto para estimar os custos necessários para a construção da planta.

O projeto foi feito levando em conta as seguintes características para as correntes de processo:

Componente	Alimento		Destilado		Resíduo		Volatilidade relativa
	A (kmol/h)	X _{IA}	D (kmol/h)	X _{ID}	R (kmol/h)	X _{IR}	
Hexano	40	0,4	40	0,534	0	0	2,7
Heptano	35	0,35	34	0,453	1	0,04	2,22
Octano	25	0,25	1	0,013	24	0,96	1

Tabela 1 - Propriedades das correntes

Primeiro foi calculada a taxa de refluxo mínima da coluna, para isso, foram utilizadas as equações representadas abaixo:

$$\frac{\alpha_{cl} \cdot x_{cla}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cp} \cdot x_{cpa}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cl} \cdot x_{cla}}{\alpha_{cl} - \theta} = 1 - q$$

$$\frac{\alpha_{cl} \cdot x_{clD}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cp} \cdot x_{cpD}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cl} \cdot x_{clD}}{\alpha_{cl} - \theta} = R_m + 1$$

Baseando-se nos dados obtidos pela tabela 1 e considerando o alimento um líquido no ponto de bolha, logo q=1, chegamos a uma equação de 2 grau, em que suas raízes são:

$$\Theta_1 = 2,42$$

$$\Theta_2 = 1,173$$

As duas raízes encontradas estão entre as volatilidades relativas dos componentes chave leve e pesado, logo, para descobrir qual deverá ser considerada deve continuar o cálculo para encontrar o R_{\min} . Chegamos a dois

valores para o R_{\min} , -0,63 e 0,8393, já que não se pode existir um R_{\min} negativo, o valor a ser utilizado é:

$$R_{\min} = 0,8393$$

A próxima etapa consiste em calcular o número mínimo de pratos da coluna utilizando a equação de Fenske.

$$N_{\min} + 1 = \frac{\log\left[\left(\frac{x_{c1D}}{x_{cpD}}\right)\left(\frac{x_{cpR}}{x_{c1R}}\right)\right]}{\log(\alpha_{c1cp})_{\text{médto}}}$$

Obtém-se então a um valor de $N_{\min} = 7,64$ pratos.

Agora é possível estimar o número real de pratos teóricos a partir das equações abaixo e utilizando como base taxas de Refluxo 20, 40, 60 e 100% acima da taxa de refluxo mínima:

$$X = \frac{L/D - (L/D)_m}{L/D + 1}$$

$$N = \frac{N_{\min} + Y}{1 - Y}$$

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

foram obtidos os seguintes resultados:

Refluxo	X	Y	Nt
1,2	0,083635	0,570597	19,12983
1,4	0,154361	0,501063	16,32444
1,6	0,214951	0,44781	14,6537
2	0,313349	0,371134	12,74508

Tabela 2 - Parâmetros X e Y e Número de pratos

Para estimar o número de pratos reais do projeto foi considerada uma eficiência dos pratos de 85%

Refluxo	Nr
1,2	23,91228
1,4	20,40555
1,6	18,31712
2	15,93135

Tabela 3 - Número reais de pratos

Para o dimensionamento da torre de destilação foi feito um balanço de massa na porção de enriquecimento, após encontrado os valores de vazão de vapor na torre, com a equação de York, foi encontrado também a Velocidade limite da torre:

$$V_{lim} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}}$$

Razão	1,2	1,4	1,6	2
Vazão vapor (kmol/h)	150,5457505	163,136709	175,7277	200,90958
Q vapor (m3/h)	4313,631821	4674,40427	5035,177	5756,7216

Tabela 4 - Vazão de Vapor

A V_{lim} encontrada teve o valor de:

$$V_{lim} = 3,1622 \text{ ft/s}$$

A partir dos valores encontrados para Velocidade Limite e Vazão de vapor, conseguimos calcular a área da torre. A partir dos valores obtidos para a área da torre foram calculados os valores de Diâmetro e, por fim, para obter a altura da torre, foi feito um balanço de massa na porção de retificação para se obter a

vazão de líquido na torre, podendo então estimar o acúmulo de líquido no fundo baseando-se em um tempo de retenção de 10 minutos.

Razão	1,2	1,4	1,6	2
Q líquido (m ³ /h)	32,65967452	35,0021784	37,34468	42,02969
V _{lim} (ft/s)	3,162286839	3,16228684	3,162287	3,1622868
V _{lim} (m/h)	3469,928544	3469,92854	3469,929	3469,9285
Área (m ²)	1,243147162	1,34711831	1,451089	1,6590317
Raio (m)	0,629060969	0,6548387	0,679639	0,7267061
Diâmetro (m)	1,258121937	1,3096774	1,359279	1,4534122
Altura sem fundo (m)	12,74829651	11,1450156	10,19019	9,0994145
Volume de fundo (m ³)	5,443279087	5,8336964	6,224114	7,0049483
Altura de fundo (m)	4,378628094	4,33050042	4,289269	4,2223112
Altura total (m)	17,1269246	15,475516	14,47946	13,321726

Tabela 5 - Dimensões da torre

Para os cálculos acima foi considerado que a distância entre os pratos é de 1,5 ft, além dos valores de tratamento de entrada e saída iguais a 0,61m e 0,91m respectivamente

Para dimensionar o vaso pulmão da torre foi calculado o volume útil do vaso utilizando as correntes de líquido do refluxo e destilado, e a partir daí calculamos o volume total e o diâmetro do vaso

Razão	1,2	1,4	1,6	2
V _{util}	4,668085288	5,0585026	5,44892	6,2297546
Volume (m ³)	9,336170577	10,1170052	10,89784	12,459509
Diâmetro	1,334670005	1,37088692	1,405285	1,4694381

Tabela 6 - Dimensões do Pulmão

Para o dimensionamento do condensador, usou-se um calor latente de vaporização de 7602 Kcal/Kmol e as temperaturas de entrada e saída da corrente fria e quente para o cálculo do logaritmo da diferença de temperaturas e para a área do condensador. As equações e o cálculo utilizado seguem abaixo:

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

Razão	1,2	1,4	1,6	2
Q (kcal/h)	-1144448,8	-1240165,3	-1335882	-1527314,7
Q (kJ/h)	-4791807,11	-5192572	-5593337	-6394866,5
dTln	66,10701337	66,1070134	66,10701	66,107013
Área	40,26978265	43,6377632	47,00574	53,741705

Tabela 7 - Dimensões do Condensador

Para o dimensionamento do Refervedor utilizou-se um calor latente de vaporização de 7847 kcal/kmol e as temperaturas de entrada e saída da corrente fria e quente. Os cálculos feitos nessa etapa foram os mesmos da etapa do condensador.

Razão	1,2	1,4	1,6	2
Q (kcal/h)	1377507,505	1476308,76	1575110	1772712,5
Q (kJ/h)	5767623,922	6181304,76	6594986	7422347,3
dTln	80,25990687	80,2599069	80,25991	80,259907
Área	26,61549323	28,5244803	30,43347	34,251442

Tabela 8 - Dimensões do Refervedor

Por fim, devemos dimensionar a bomba de refluxo. Para esse cálculo foi estimada a perda de carga a ser vencida e que o vaso do pulmão está a 3m do solo

Razão	1,2	1,4	1,6	2
Q (m3/h)	11,38080002	13,2776	15,1744	18,968
Carga de cota	3,667335002	3,68544346	3,702643	3,734719
h	20,1269246	18,475516	17,47946	16,321726
h vencida	16,4595896	14,7900725	13,77682	12,587007
dP (Pa)	143606,0933	133516,1	127392,3	120201,52
Potência (kW)	453,9867305	492,437047	536,9728	633,32845

Tabela 9 - Dimensões da Bomba

Depois de dimensionar todos os equipamentos necessários, começa a etapa de cálculo de custos e investimentos da planta. Para isso, foi utilizada a equação de Lang

$$C_i = a + bS^n$$

Em que a, b e n são parâmetros de cada equipamento, e S a variável de cada equipamento.

Para calcularmos os custos da torre é necessário descobrir o seu peso total, para isso, deve ser encontrada a sua espessura, que pode ser determinada pela seguinte equação:

$$e_{\text{mínima}} = \frac{P_i D_i}{2.S.E-1,2.P_i}$$

A pressão utilizada foi de 3,5kg/cm², o valor de S é relativo ao material da torre e o E representa a eficiência de solda, que comumente é 0,85

A seguir, foi calculado o peso da torre

$$W_{\text{coluna}} = \pi . D . H . e . \rho$$

	1,2	1,4	1,6	2
N	23,91228458	20,40554587	18,31712274	15,93135278
e (mm)	2,863771553	2,981123503	3,094027663	3,308296669
Peso (kg)	1550,841959	1518,505925	1530,42519	1609,832897

Tabela 10 - Espessura e Peso da coluna

Agora, utilizando valores de

$$a = 1500$$

$$b = 68$$

$n = 0,85$

calculamos os custos e investimentos da torre

Custo 2007	\$ 50.034,13	\$ 49.412,24	\$ 49.641,70	\$ 51.163,68
Custo 2019	\$ 57.852,56	\$ 57.133,49	\$ 57.398,81	\$ 59.158,61
Investimento	\$ 274.221,12	\$ 270.812,74	\$ 272.070,34	\$ 280.411,82

Tabela 11 - Custo da Coluna

Para o cálculo dos custos e investimentos dos pratos considerou-se

$a = 180$

$b = 340$

$n = 1,9$

	1,2	1,4	1,6	2
Custo 2007	\$ 16.881,10	\$ 15.256,49	\$ 14.456,01	\$ 13.889,89
Custo 2019	\$ 19.518,97	\$ 17.640,49	\$ 16.714,93	\$ 16.060,36
Investimento	\$ 92.519,92	\$ 83.615,94	\$ 79.228,78	\$ 76.126,09

Tabela 12 - Custo dos Pratos

Para calcularmos os custos relativos ao pulmão da torre foi considerado

$a = 5000$

$b = 1400$

$n = 0,7$

O parâmetro S a ser observado aqui é o volume do pulmão

	1,2	1,4	1,6	2
Volume	9,336170577	10,11700521	10,89783984	12,4595091
Custo 2007	\$ 11.687,23	\$ 12.073,99	\$ 12.451,89	\$ 13.184,25
Custo 2019	\$ 13.513,50	\$ 13.960,69	\$ 14.397,64	\$ 15.244,44
Investimento	\$ 64.053,98	\$ 66.173,69	\$ 68.244,83	\$ 72.258,65

Tabela 13 - Custo do vaso pulmão

Para calcularmos os custos do Condensador foi utilizado

$$a = 24000$$

$$b = 46$$

$$n = 1,2$$

O parâmetro a ser observado é a área do condensador, que já foi verificada nas etapas acima.

	1,2	1,4	1,6	2
Custo 2007	\$ 27.879,12	\$ 28.271,62	\$ 28.670,24	\$ 29.484,43
Custo 2019	\$ 32.235,56	\$ 32.689,40	\$ 33.150,30	\$ 34.091,72
Investimento	\$ 152.796,56	\$ 154.947,75	\$ 157.132,44	\$ 161.594,77

Tabela 14 - Custo do Condensador

Para o calcularmos os custos relativos ao refeedor utilizou-se

$$a = 25000$$

$$b = 340$$

$$n = 0,9$$

O parâmetro a ser observado aqui também é a área do refeedor, que já foi encontrada nas etapas acima.

	1,2	1,4	1,6	2
Custo 2007	\$ 31.517,78	\$ 31.937,05	\$ 32.353,52	\$ 33.178,81
Custo 2019	\$ 36.442,81	\$ 36.927,60	\$ 37.409,14	\$ 38.363,39
Investimento	\$ 172.738,93	\$ 175.036,80	\$ 177.319,33	\$ 181.842,46

Tabela 15 - Custo do Refeedor

Por último, para calcularmos os custos da bomba foram utilizadas

a = 180

b = 340

n = 1,9

O parâmetro da bomba que deve ser considerado é a sua potência, que já foi determinada anteriormente

	1,2	1,4	1,6	2
Custo 2007	\$ 7.480,47	\$ 7.566,86	\$ 7.652,02	\$ 7.819,28
Custo 2019	\$ 8.649,39	\$ 8.749,27	\$ 8.847,73	\$ 9.041,13
Investimento	\$ 40.998,09	\$ 41.471,54	\$ 41.938,26	\$ 42.854,96

Tabela 16 - Custo da Bomba

Após esses cálculos foi calculada os custos de operação relativos a água de refrigeração, vapor de baixa pressão e eletricidade pelos próximos 15 anos de funcionamento

	1,2	1,4	1,6	2
m (kg/h)	67594,96554	73248,29948	78901,63342	90208,3013
m (kg/ano)	511017939,5	553757144,1	596496348,7	681974757,8
m (m3/ano)	511017,9395	553757,1441	596496,3487	681974,7578
m15	7665269,093	8306357,161	8947445,23	10229621,37
Custo total	\$ 766.526,91	\$ 830.635,72	\$ 894.744,52	\$ 1.022.962,14

Tabela 17 - Custo da água de refrigeração

	1,2	1,4	1,6	2
m (kg/h)	1961,842205	2102,554661	2243,267117	2524,692028
m (kg/ano)	14831527,07	15895313,24	16959099,4	19086671,73
m (t/ano)	14831,52707	15895,31324	16959,0994	19086,67173
m15	222472,9061	238429,6986	254386,491	286300,076
Custo total	\$ 2.224.729,06	\$ 2.384.296,99	\$ 2.543.864,91	\$ 2.863.000,76

Tabela 18 - Custo Vapor de baixa pressão

	1,2	1,4	1,6	2
Potência (Kw)	453,9867305	492,4370471	536,9727779	633,3284479
Energia (Kwh) 1 dia	8171,761148	8863,866849	9665,510001	11399,91206
Energia 15 anos	38611571,43	41881770,86	45669534,76	53864584,49
Custo Energia	\$ 9.652.892,86	\$ 10.470.442,71	\$ 11.417.383,69	\$ 13.466.146,12

Tabela 19 - Custo energia elétrica

Agora com todos esses dados em mão podemos descobrir os custos totais de operação da fábrica e descobrir qual a melhor opção de investimento

	1,2	1,4	1,6	2
Total 2007	\$ 145.479,83	\$ 144.518,25	\$ 145.225,37	\$ 148.720,33
Total 2019	\$ 168.212,79	\$ 167.100,94	\$ 167.918,56	\$ 171.959,65
Investimento Total	\$ 797.328,60	\$ 792.058,47	\$ 795.933,98	\$ 815.088,75
Investimento Equipamento + Operação	\$ 13.441.477,43	\$ 14.477.433,88	\$ 15.651.927,10	\$ 18.167.197,77

Tabela 20 - Investimento

3. PROJETOS DE VASOS E TORRES

Após o cálculo de todos os custos previstos para o funcionamento correto da planta, assim como a análise do investimento total que será necessário, chegou a hora de preencher as especificações de todas as correntes do processo, assim como as especificações da torre de destilação, do vaso pulmão e dos pratos que vão preencher a coluna.

3.1 - Especificação da corrente de alimentação

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
Descrição	Alimento	
Pressão		Kg/cm ² g
Temperatura	101,4	°C
Vazão mássica	9810	Kg/h
Vazão molar	100	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	14,36	m ³ /h
Peso molecular	98,10	Kg/kmol
Densidade	605,5	Kg/m ³
Viscosidade	0,1909	cP
Condutividade térmica	9,886.10 ⁻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
Hexano	0,4	0,35
Heptano	0,35	0,36
Octano	0,25	0,29

Tabela 21 - Especificação da alimentação

3.2 - Especificação do destilado

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	2	
Descrição	Destilado	
Pressão		Kg/cm ² g
Temperatura	79,66	°C
Vazão mássica	6967	Kg/h
Vazão molar	75	Kmol/h

Entalpia total	-0,00475	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	10,32	m ³ /h
Peso molecular	92,9	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
Hexano	0,534	0,495
Heptano	0,453	0,488
Octano	0,013	0,016

Tabela 22 - Especificação do destilado

3.3 - Especificação do resíduo

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	5	
Descrição	Resíduo	
Pressão		Kg/cm ² g
Temperatura	150,6	°C
Vazão mássica	8525	Kg/h
Vazão molar	75	Kmol/h

Entalpia total	-0,0051	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	9,338.10 ⁻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
Hexano	0	0
Heptano	0,04	0,035
Octano	0,96	0,965

Tabela 23 - Especificação do resíduo

3.4 - Especificação da Torre de destilação

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES		
Número do equipamento	C-1	
Descrição	Torre de Destilação	
Pressão no topo	0,35	Kg/cm ² g
Pressão no fundo	0,6	
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	4378,6	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	-		
Nível máximo de líquido (20%)	-		
Altura	3000		
Diâmetro	1260		
Material	Aço Carbono		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
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
B	2		Saída Destilado
C	3		Refluxo
D	4		Saída de líquido do fundo
E	5		Retorno do vapor

F	6	1 3/4"	Medidor de Nível
G	7	Engenharia de Detalhe	Válvula de Segurança
H	8	4"	Purga
I	9	4"	Drenagem
J	10	8"	Ventilação
K	11	22"	Conexões de acesso

ESQUEMA DO RECIPIENTE

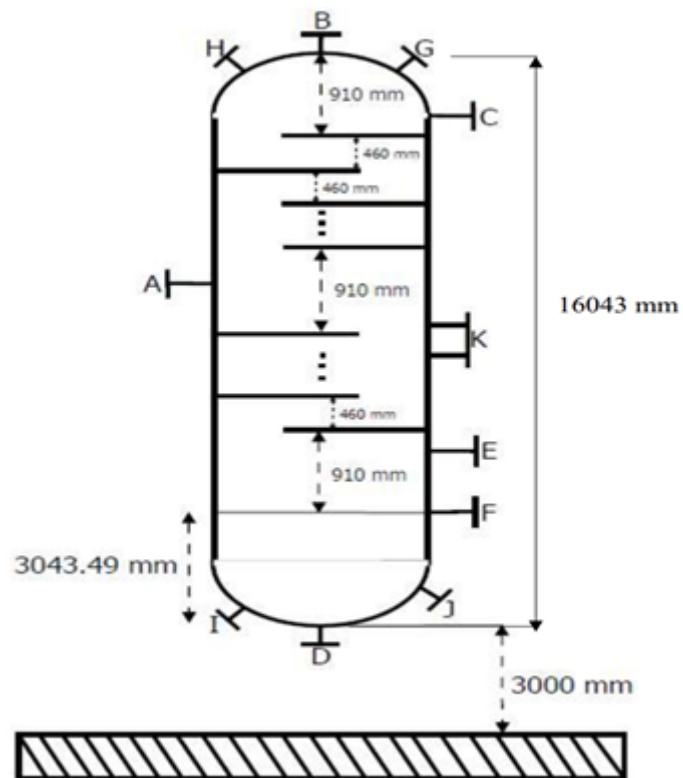


Tabela 24 - Especificação torre de destilação

3.5 - Especificação dos Pratos

ESPECIFICAÇÕES PRATOS			
Número do equipamento	C-1		
Descrição	Torre de Destilação		
Número de seções da coluna	2		
SEÇÃO 1 DA COLUNA			
Identificação	1		
De prato/A prato	1	12	
Pressão	0,35	0,46	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,1		
Temperatura	79,66	101,4	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	13795	13997,4	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	6928,9	16828	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4313,6	2943,1	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	13,99	32,5	
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	$6,860 \cdot 10^{-3}$	$7,269 \cdot 10^{-3}$	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,2083	0,1909	
Diâmetro	1258,12		mm
Número de pratos	10		
Espaçamento entre pratos	457,2		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvulas		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		
SEÇÃO 2 DA COLUNA			
Identificação	2		
De prato/A prato	13	24	
Pressão	0,47	0,58	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,1		
Temperatura	101,4	150,6	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	13997,4	19877,7	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	16828	19547,8	

Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	2943,1	2425,8	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	32,5	36,9	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4,708	6,982	Kg/m ³
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	7,269.10 ⁻³	7,428.10 ⁻³	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,1909	0,1613	
Diâmetro	1258,12		mm
Número de pratos	10		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvulas		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		

Tabela 25 - Especificação dos pratos

3.5 - Especificação do Vaso pulmão

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES		
Número do equipamento	C-2	
Descrição	Vaso Pulmão	
Pressão no topo	0	Kg/cm ² g
Pressão no fundo	0,06	
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	668	mm
Nível máximo de líquido (80%)	1068,4	
Nível máximo de líquido (20%)	267	
Altura	3000	
Diâmetro	1335	
Material	Aço Carbono	

PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
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
B	2	20"	Bocal de Inspeção
C	3	Engenharia de Detalhe	Válvula de segurança
D	4		Saída de líquido
E	5	1 3/4"	Medidor de Nível
F	6	1 3/4"	Medidor de Nível

Esquema do Recipiente

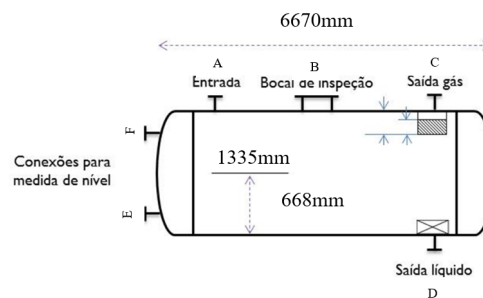


Tabela 26 - Especificação do vaso pulmão

4. PROJETO DO SISTEMA DE TROCA DE CALOR

O próximo passo é realizar o projeto do refeedor de fundo. O refeedor utiliza para o processo de aquecimento vapor de baixa pressão com temperatura de condensação de 180 °C, como se pode observar no esquema abaixo

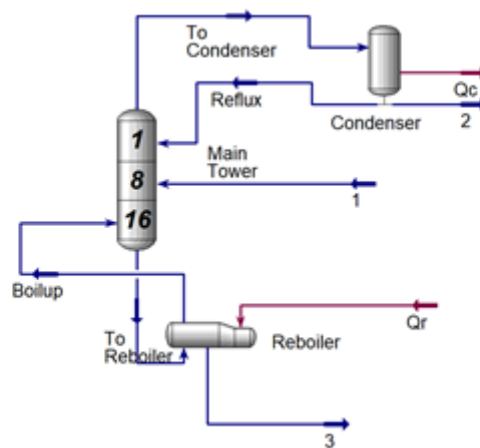


Figura 2 - Sistema de troca de calor

O trocador de calor escolhido foi o tipo casco-tubo, ele pode ser considerado o tipo mais usado de trocador de calor, e ele consiste em um feixe de tubos, que em seu interior circula o vapor de baixa pressão, introduzido dentro de uma carcaça que circula a mistura de hidrocarbonetos. O tipo de passo escolhido foi o triangular, por se tratar de um processo limpo, ou seja, com pouca formação de incrustações nos tubos.

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento		E-1				
Descrição		Aquecimento corrente de hidrocarbonetos				
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)		Casco-tubo				
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA		AES				
Disposição (horizontal/vertical)		Horizontal				
Circulação (forçada, termosifão...)		Forçada				
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?	1				
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO / CASCO EXTERIOR/FLUÍDO FRIO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO / TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	1,417.10 ⁴		Kg/h	1,203.10 ³		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	1		1	0	
Vazão de vapor/gás	0	1,13.10 ⁴	Kg/h	1,203.10 ³	0	Kg/h
Vazão de líquido	1,417.10 ⁴	0		0	1,203.10 ³	

Temperatura	148,6	150,6	°C	180	180	°C
Pressão	1,95	2	Kg/cm ² g	10	9,3	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	9750		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,0001		h m ² °C/ kcal	0,0001		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	825,3					Kcal / h m ² °C
ΔT_{ml}	30,38					°C
F_T	1					
Calor trocado	0,796					Gcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	12,8					Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	210					°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	31,737		m ²			

Diâmetro dos tubos	$\frac{3}{4}$ "	polegadas/mm
Comprimento dos tubos	20	pés/mm
Espessura dos tubos	16	BWG
Espaçamento entre centro dos tubos	$\frac{15}{16}$ "	pés/mm
Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômica)	Triangular	
Diâmetro do casco	12	pés/mm

Tabela 27 - Especificação do trocador de calor

5. PROJETO DO SISTEMA DE IMPULSÃO MECÂNICA

Seguimos para o projeto da bomba de refluxo. A função dessa bomba centrífuga é impulsionar todo o refluxo para a torre, isso garante um melhor funcionamento da torre, assim como uma separação mais completa da alimentação.

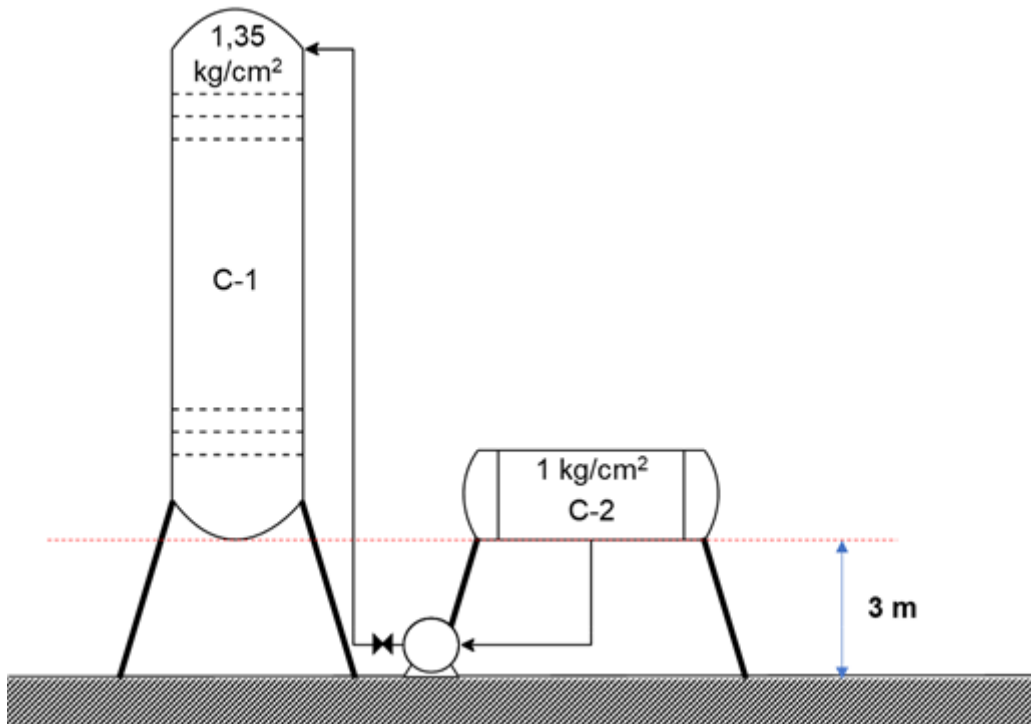


Figura 3 - Sistema de impulsão mecânica

O esquema acima representa o funcionamento da bomba centrífuga. O destilado é extraído do topo da coluna (C-1) e é armazenado no vaso pulmão (C-2). Dentro do vaso separador pulmão uma parte do destilado será extraído como produto, enquanto outra parte fará parte do refluxo da torre, e seguirá para a bomba centrífuga para ser bombeada novamente para o topo da torre.

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 FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	13,1			m ³ /h
Pressão	1,212	kg/cm ² g	2,43	kg/cm ² g
Temperatura	80,5	°C	80,5	°C
Densidade	616,5	kg/m ³	616,5	kg/m ³
Viscosidade	-	cP	-	cP
Pressão de vapor	1,033	kg/cm ² g	1,033	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	1,4544	kg/cm ² g	
Pressão na impulsão na vazão de projeto	2,916		
Pressão diferencial	1,218	kg/cm ²	
Altura diferencial	19,75	m	
NPSH disponível	2,9	m	
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	1,4544	kg/cm ²	
Pressão máxima na aspiração	4,7445	kg/cm ² g	
Pressão máxima na impulsão	6,2		
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	-	-	polegadas
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO			
Pressão de projeto	6,5		Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	80,5		°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO			
Potência elétrica a vazão de projeto	1,93		kW

Tabela 28 - Especificações da bomba

5.1 - Memória de cálculo

Para o cálculo da pressão de admissão primeiro foram identificadas as pressões e alturas dos respectivos recipientes de armazenamento e das perdas de carga causadas na admissão e na impulsão.

No recipiente de origem:

$$P = 1 \text{ kg/cm}^2$$

$$H = 3 \text{ m}$$

$$H_L = 0,5 \text{ m}$$

No recipiente de destino:

$$P = 1,35 \text{ kg/cm}^2$$

$$H = 15,3 \text{ m}$$

$$H_L = 0 \text{ m}$$

Perda de carga na admissão:

$$P_{\text{tub}} = (1,3 \times 3 \cdot 10^{-3}) \times 0,5 = 0,00195 \text{ kg/cm}^2$$

Perda de carga na impulsão:

$$P_{\text{tub}} = (1,3 \times 15,3 \cdot 10^{-3}) \times 2 = 0,039 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_{\text{valv}} = 0,1 \text{ kg/cm}^2$$

Agora calcula-se a pressão de admissão da bomba pela fórmula abaixo:

$$P + (d.g.(H+H_L)) / 98067 - P_{\text{tub}}$$

Encontra-se então

$$P_{adm} = 1,212 \text{ kg/cm}^2$$

Para o cálculo da pressão de impulsão, o cálculo foi semelhante:

$$P + (d.g.(H+H_L)) / 98067 + P_{tub} + P_{valv}$$

$$P_{imp} = 2,43 \text{ kg/cm}^2$$

Para o cálculo da pressão máxima de admissão usou-se a seguinte fórmula:

$$4,5 + (d.g.(H+H_{Lcheio})) / 98067 - P_{tub}$$

$$P_{Madm} = 4,74 \text{ kg/cm}^2$$

E a pressão Máxima na impulsão é dada por:

$$P_{Mimp} = P_{Madm} + \Delta P_{Max}$$

Sendo o ΔP_{Max} igual a:

$$1,2 \times \Delta P = 1,2 \times (P_{imp} - P_{adm})$$

$$\Delta P_{Max} = 1,4544 \text{ kg/cm}^2$$

Logo,

$$P_{Mimp} = 6,2 \text{ kg/cm}^2$$

Para o cálculo das vazões foram utilizadas as seguintes fórmulas:

$$Q_{min} = 0,6 \times Q$$

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

$$Q_{proj} = 1,2 \times Q$$

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

E, por fim, para o cálculo das potências fez-se:

$$\text{Pot}_{\text{ABS}} = (Q_{\text{proj}} \times \Delta P_{\text{Max}}) / 27,4 = 0,83 \text{ CV} = 0,61 \text{ Kw}$$

$$\text{Pot}_{\text{H}} = \text{Pot}_{\text{ABS}} / 0,35 = 1,74 \text{ Kw}$$

$$\text{Pot}_{\text{Real}} = \text{Pot}_{\text{H}} / 0,9 = 1,93 \text{ Kw}$$

Agora para o cálculo do NPSH:

$$((P_{\text{adm}} - P_{\text{vap}}) / \rho) \times 10$$

$$\text{NPSH} = ((1,212 - 1,033) / 0,6165) \times 10$$

$$\text{NPSH} = 2,9 \text{ m}$$

6. PROJETO DE I&C

Para terminar o projeto do nosso sistema de fracionamento de n-hexano, n-heptano e n-octano, fez-se o esquema de instrumentação e controle, ou seja, foram dispostos todos as válvulas, indicadores, controladores e transmissores necessários para o bom funcionamento da planta, assim como as especificações de cada um desses instrumentos.

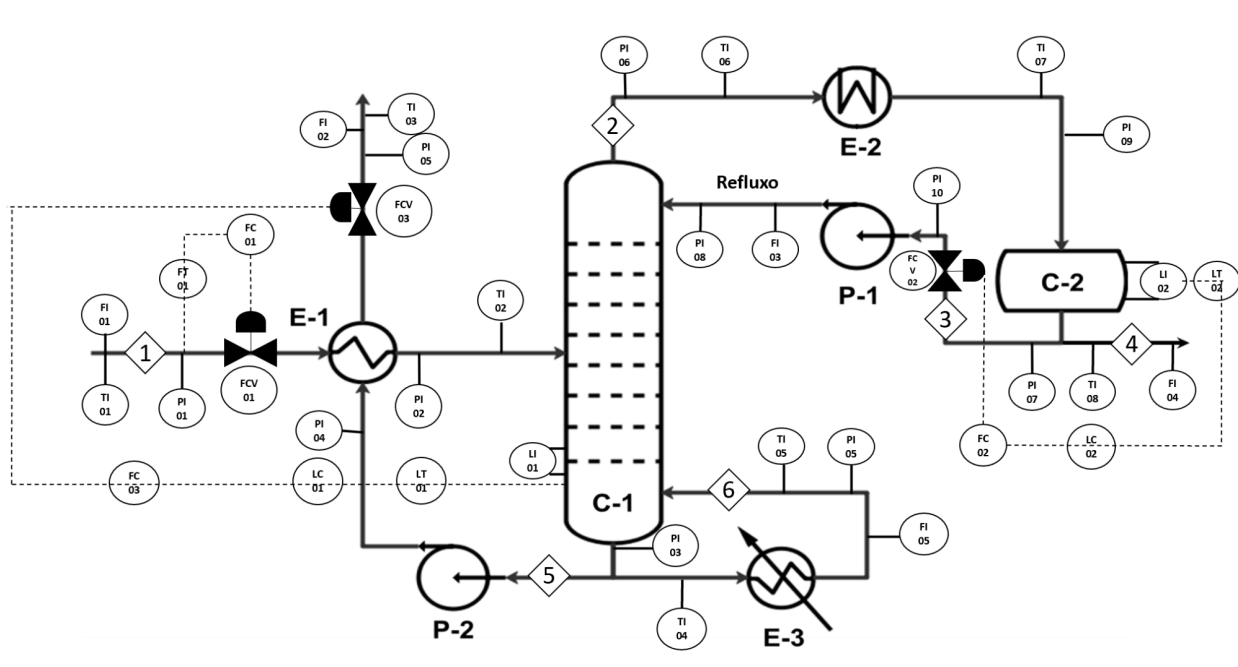


Figura 4 - Sistema de I&C

6.1 - Especificação dos instrumentos de controle

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Fase (L, G ou M)	Vazão normal / kg/h
FI01	1	L	
FT01	1	L	
FC01	1	L	
FCV01	1	L	
FCV02	3	L	
FT02	3	L	
FI02	5	L	
FI03	3	L	
FCV03	5	L	
FI04	4	L	
FI05	6	G	

Tabela 29 - Especificação dos instrumentos de vazão

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE NÍVEL			
Identificação	Localização (núm. do vaso)	Tipo de interfase (L-L ou L-V/G)	Nível normal / mm
LI01	C-1	L-V	
LT01	C-1	L-V	
LC01	C-1	L-V	
LI02	C-2	L-L	
LT02	C-2	L-L	
LC02	C-2	L-L	

Tabela 30 - Especificação dos instrumentos de nível

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Temperatura normal / °C
TI01	1	L	
TI02	1	M	
TI03	5	L	
TI04	6	L	
TI05	6	G	
TI06	2	G	
TI07	2	L	
TI08	4	L	

Tabela 31 - Especificação dos instrumentos de temperatura

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Pressão normal / kg/cm² g
PI01	1	L	
PI02	1	M	
PI03	5	L	
PI04	5	L	
PI05	6	G	
PI06	2	G	
PI07	3	L	
PI08	3	L	
PI09	2	L	
PI10	3	L	

Tabela 32 - Especificação dos instrumentos de pressão

6.2 - Especificação dos laços de controle

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)
1	1	Controle de Vazão da alimentação	FT01, FC01, FCV01
2	3	Controle de vazão no refluxo	LI02, LT02, LC02, FC02, FCV02
3	5	Controle de vazão da saída do produto de fundo	LT01, LC01, FC03, FCV03

Tabela 33 - Especificação dos laços de controle

6.3 - Especificação das válvulas de controle

ESPECIFICAÇÕES VÁLVULAS DE CONTROLE				
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação)	Vinculada ao laço de controle	Vazão normal do fluido circulante	Ação à falha no ar (abrir ou fechar completamente)
FCV01	1	1		Fechar Completamente
FCV02	3	2		Fechar Completamente
FCV03	5	3		Abrir Completamente

Tabela 34 - Especificação das válvulas de controle

7. CONCLUSÃO

Após todos esses passos, passando pela análise da viabilidade econômica, dimensionamento dos vasos, torres, trocadores de calor, bombas mecânicas e disposição dos instrumentos de controle, pode-se concluir que o projeto final da torre de fracionamento multicomponentes de hidrocarbonetos está completo.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

[1] Slides de aula - Projetos de engenharia química 1 e 2 - José Joaquim Linares León

[2] TOWLER, Gavin; SINNOT, Ray - **Chemical Engineering Design, Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design** - 2008

[3] BEQUETTE, Wayne - **Process Dynamics: Modeling, Analysis and Simulation** -1998