UNIVERSIDADE DE BRASÍLA

INSTITUTO DE QUÍMICA

EDUARDO ARANTES DA SILVA

MODELAGEM DE UM SISTEMA DE DESTILAÇÃO FRACIONADA DE UMA MISTURA DE HIDROCARBONETOS E SUAS ESPECIFICAÇÕES

Orientador da Divisão de Engenharia Química

FÁBIO MOREIRA DA SILVA

Professor responsável pela disciplina

JOSÉ JOAQUIM LINARES LEÓN

BRASÍLIA, 2021.

ÍNDICE

1. INTRODUÇÃO 2

2. RENTABILIDADE E AVALIAÇÃO ECONÔMICA 3

3. PROJETO DE REATORES, VASOS E TORRES 11

4. PROJETO DO SISTEMA DE TROCA DE CALOR 19

5. PROJETO DO SISTEMA DE IMPULSÃO MECÂNICA 21

6. PROJETO DE INSTRUMETAÇÃO E CONTROLE 24

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS 28

1. INTRODUÇÃO

O trabalho realizado ao longo das disciplinas de Projetos de Engenharia Química 1 e 2 consiste no desenvolvimento e dimensionamento de uma planta química de destilação de uma mistura de hidrocarbonetos, são estes: n-hexano, n-heptano e n-octano. Para isso, foi crucial o estudo de todos os equipamentos e fases do projeto, assim como o entendimento sobre instrumentos de controle e viabilidade econômica.

Primeiramente, foi feita uma análise de custos para entender se o projeto era viável economicamente. Após essa análise, foi feito o dimensionamento de todos os equipamentos presentes durante o processo, assim como o preenchimento das fichas de especificações.

Em uma destilação multicomponentes, o processo básico consiste em um uma corrente de entrada líquida que passa por um trocador de calor, formando uma corrente parcialmente vaporizada, com o vapor rico nos constituintes mais voláteis. Em seguida a corrente, em equilíbrio, segue para a coluna, que consegue separar as duas correntes devido à diferença de volatilidade entre elas.

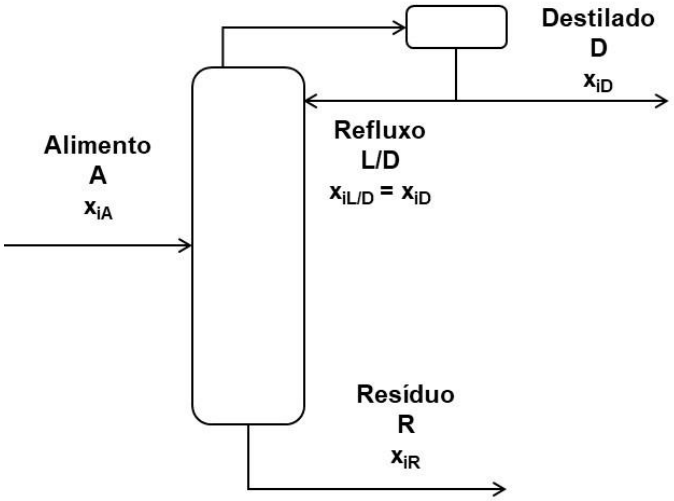

Figura 1- Esquema simplificado do sistema de separação

2. RENTABILIDADE E AVALIAÇÃO ECONÔMICA

Primeiramente, o objetivo foi avaliar economicamente o projeto de uma planta de purificação de uma corrente composta por hexano, heptano e octano. Para tal, foram dadas informações sobre os equipamentos que compuseram esta planta, que são a bomba de alimentação, todos os componentes da torre, condensador de topo, vaso pulmão de refluxo e refervedor de fundo. Dessa forma, foi calculado o investimento necessário para colocar em ação esta unidade de purificação.

Os valores para os componentes, assim como suas respectivas vazões e frações molares na alimentação, destilado e resíduo seguem tabelados abaixo:

Componente	**Alimento**		**Destilado**		**Resíduo**		**Volatilidade relativa**
	A (kmol/h)	**XiA**	**D (kmol/h)**	**XiD**	**R (kmol/h)**	**XiR**	
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

O primeiro passo é calcular a taxa de refluxo mínima da coluna, para isso, foram utilizadas as equações representadas abaixo:

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

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

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:

Θ_1 = 2,42

Θ_2 = 1,173

As duas raízes encontradas estão entre as volatilidades relativas dos componentes chaves 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.

$$N_{mín} + 1 = \frac{log\left[\left(\frac{x_{clD}}{x_{cpD}}\right)\left(\frac{x_{cpR}}{x_{clR}}\right)\right]}{log(\alpha_{clcp})_{médio}}$$

Chegamos então a um valor de N_{min} = 7,64 pratos.

Agora conseguimos 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:

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

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

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

Obtemos os seguintes resultados para montar a tabela 2, onde são mostrados os números de pratos correspondentes às taxas de fluxos:

Refluxo	X	Y	Nt	Nr
1,2	0,083635	0,570597	19,12983	23,91228
1,4	0,154361	0,501063	16,32444	20,40555
1,6	0,214951	0,44781	14,6537	18,31712
2	0,313349	0,371134	12,74508	15,93135

Tabela 2– Parâmetros x e y e números de pratos

A partir destes valores, é realizado o balanço de massa na seção de enriquecimento a fim de se dimensionar a torre, sabendo as correntes internas em ambas as fases, líquida e vapor. Uma vez que se tem as razões de refluxo, mantendo a vazão de destilado constante e igual a 75kmol/h, calcula-se a vazão de L que retorna à coluna e as vazões de vapor e líquido ao longo da coluna. Com estes valores, somados à velocidade limite, é possível calcular a área e, consequentemente, os demais parâmetros dimensionais.

Os valores para as dimensões da torre foram dispostos na tabela 3:

Razão	1	1,2	1,4	1,6	2
Vazão vapor (kmol/h)	137,95479	150,5457505	163,13671	175,7277	200,90958
Q vapor (m3/h)	3952,8594	4313,631821	4674,4043	5035,177	5756,7216
Q líquido (m3/h)	30,317171	32,65967452	35,002178	37,34468	42,02969
Vlim (ft/s)	3,1622868	3,162286839	3,1622868	3,162287	3,1622868
Vlim (m/h)	3469,9285	3469,928544	3469,9285	3469,929	3469,9285
Área (m2)	1,139176	1,243147162	1,3471183	1,451089	1,6590317
Raio (m)	0,6021808	0,629060969	0,6548387	0,679639	0,7267061
Diâmetro (m)	1,2043615	1,258121937	1,3096774	1,359279	1,4534122
Altura sem fundo (m)	6,1840372	12,74829651	11,145016	10,19019	9,0994145
Volume de fundo (m3)	5,0528618	5,443279087	5,8336964	6,224114	7,0049483
Altura de fundo (m)	4,4355409	4,378628094	4,3305004	4,289269	4,2223112
Altura total (m)	10,619578	17,1269246	15,475516	14,47946	13,321726

Tabela 3– Dimensões da torre

Para os cálculos acima foi considerado que a distância entre os pratos foi 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**	**1,2**	**1,4**	**1,6**	**2**
Vutil	4,277668	4,668085288	5,0585026	5,44892	6,2297546
Volume (m3)	8,5553359	9,336170577	10,117005	10,89784	12,459509
Diâmetro	1,2963731	1,334670005	1,3708869	1,405285	1,4694381
Comprimento	6,4818653	6,673350024	6,8544346	7,026426	7,3471903

Tabela 4– Dimensões do vaso pulmão

Para o dimensionamento do condensador foi utilizado nos cálculos 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 depois, 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**	**1,2**	**1,4**	**1,6**	**2**
Q (kcal/h)	-1048732,3	-1144448,8	-1240165,3	-1335882	-1527314,7
Q (kJ/h)	-4391042,3	-4791807,11	-5192572	-5593337	-6394866,5
U (kW/m2C)	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
dTln	66,107013	66,10701337	66,107013	66,10701	66,107013
Área	36,901802	40,26978265	43,637763	47,00574	53,741705

Tabela 5– Especificações do condensador (topo)

Partindo para o refervedor de fundo, utilizando o calor latente de vaporização da mistura igual a 7847kcal/kmol, objetivou-se determinar os mesmos parâmetros do condensador, sendo eles a quantidade de energia envolvida no processo, diferença de temperaturas e área de troca. Somou-se à alimentação o líquido condensado que retorna à coluna. Os parâmetros calculados seguem abaixo:

Razão	1	1,2	1,4	1,6	2
Q (kcal/h)	1278706,3	1377507,505	1476308,8	1575110	1772712,5
Q (kJ/h)	5353943,1	5767623,922	6181304,8	6594986	7422347,3
U (kW/m2C)	0,75	0,75	0,75	0,75	0,75
dTln	80,259907	80,25990687	80,259907	80,25991	80,259907
Área	24,706506	26,61549323	28,52448	30,43347	34,251442

Tabela 6– Especificações do refervedor (fundo)

Por fim, dimensiona-se a bomba de refluxo, a partir dos valores de vazão de líquido que retorna à coluna e perdas de carga. O vaso está a 3m do solo e a bomba foi instalada no nível do líquido, equivalente a 50% do recipiente.

Razão	1	1,2	1,4	1,6	2
Q (m3/h)	9,484	11,38080002	13,2776	15,1744	18,968
Carga de cota	3,6481865	3,667335002	3,6854435	3,702643	3,734719
h	13,619578	20,1269246	18,475516	17,47946	16,321726
h vencida	9,9713915	16,4595896	14,790073	13,77682	12,587007
dP (Pa)	104393,63	143606,0933	133516,1	127392,3	120201,52
Potência (kW)	275,01922	453,9867305	492,43705	536,9728	633,32845

Tabela 7– Especificações 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 os os anos de 2007 e 2019, os índices de custo são, respectivamente, 525,4 e 607,5.

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:

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

Em que a pressão utilizada foi de 3,5kg/cm^2, o valor de S é relativo ao material da torre e E que representa a eficiência de solda, que comumente é 0,85

A seguir, deve-se calcular o peso da torre

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

Razão	**1**	**1,2**	**1,4**	**1,6**	**2**
N	9,554761931	23,91228458	20,40554587	18,31712274	15,93135278
D	1,204361545	1,258121937	1,309677399	1,359278841	1,453412235
h	10,61957802	17,1269246	15,47551599	14,479458	13,32172571
Sep	0,4572	0,4572	0,4572	0,4572	0,4572
Pmax	151987,5				
e (mm)	2,741400677	2,863771553	2,981123503	3,094027663	3,308296669
Peso (kg)	881,1781237	1550,841959	1518,505925	1530,42519	1609,832897
a	15000				
b	68				
n	0,85				
Custo 2007	$ 36.667,71	$ 50.034,13	$ 49.412,24	$ 49.641,70	$ 51.163,68
Custo 2019	$ 42.397,48	$ 57.852,56	$ 57.133,49	$ 57.398,81	$ 59.158,61
Investimento	$ 200.964,05	$ 274.221,12	$ 270.812,74	$ 272.070,34	$ 280.411,82

Tabela 8– Investimento da Torre

Utilizando-se da Equação de Lang, foi considerada a área de troca como parâmetro S tanto para o condensador quanto para o refervedor e foram montadas as tabelas 9 e 10:

Razão	**1**	**1,2**	**1,4**	**1,6**	**2**
Área	36,9018021	40,26978265	43,63776319	47,00574374	53,74170483
a	24000				
b	46				
n	1,2				
Custo 2007	$ 27.493,13	$ 27.879,12	$ 28.271,62	$ 28.670,24	$ 29.484,43
Custo 2019	$ 31.789,26	$ 32.235,56	$ 32.689,40	$ 33.150,30	$ 34.091,72
Investimento	$ 150.681,09	$ 152.796,56	$ 154.947,75	$ 157.132,44	$ 161.594,77

Tabela 9– Investimento do condensador

Razão	**1**	**1,2**	**1,4**	**1,6**	**2**
Área	24,70650616	26,61549323	28,5244803	30,43346738	34,25144153
a	25000				
b	340				
n	0,9				
Custo 2007	$ 31.095,50	$ 31.517,78	$ 31.937,05	$ 32.353,52	$ 33.178,81
Custo 2019	$ 35.954,54	$ 36.442,81	$ 36.927,60	$ 37.409,14	$ 38.363,39
Investimento	$ 170.424,51	$ 172.738,93	$ 175.036,80	$ 177.319,33	$ 181.842,46

Tabela 10– Investimento do refervedor

Para os cálculos do vaso pulmão, considerou-se como parâmetro o volume e foi montada a tabela 11:

Razão	**1**	**1,2**	**1,4**	**1,6**	**2**
Volume	8,555335946	9,336170577	10,11700521	10,89783984	12,4595091
a	5000				
b	1400				
n	0,7				
Custo 2007	$ 11.290,63	$ 11.687,23	$ 12.073,99	$ 12.451,89	$ 13.184,25
Custo 2019	$ 13.054,92	$ 13.513,50	$ 13.960,69	$ 14.397,64	$ 15.244,44
Investimento	$ 61.880,33	$ 64.053,98	$ 66.173,69	$ 68.244,83	$ 72.258,65

Tabela 11– Investimento do pulmão de refluxo

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

Razão	1	1,2	1,4	1,6	2
N	9,554761931	23,91228458	20,40554587	18,31712274	15,93135278
D	1,204361545	1,258121937	1,309677399	1,359278841	1,453412235
a	180				
b	340				
n	1,9				
Custo 2007	$ 6.345,12	$ 16.881,10	$ 15.256,49	$ 14.456,01	$ 13.889,89
Custo 2019	$ 7.336,63	$ 19.518,97	$ 17.640,49	$ 16.714,93	$ 16.060,36
Investimento	$ 34.775,61	$ 92.519,92	$ 83.615,94	$ 79.228,78	$ 76.126,09

Tabela 12– Investimento dos pratos

O parâmetro da bomba que foi considerado foi a sua potência, que já foi determinada anteriormente. Assim montou-se a tabela 13:

Razão	1	1,2	1,4	1,6	2
Q (L/s)	2,63444445	3,161333339	3,688222229	4,215111119	5,268888899
a	6900				
b	206				
n	0,9				
Custo 2007	$ 7.392,59	$ 7.480,43	$ 7.566,81	$ 7.651,96	$ 7.819,21
Custo 2019	$ 8.547,77	$ 8.649,34	$ 8.749,21	$ 8.847,67	$ 9.041,05
Investimento	$ 40.516,44	$ 40.997,86	$ 41.471,28	$ 41.937,96	$ 42.854,59

Tabela 13– Investimento da bomba

Finalmente, foram calculados os custos de operação relativos à água de refrigeração, vapor de baixa pressão e eletricidade pelos próximos 15 anos de funcionamento. Os valores respectivos aos custos foram dispostos nas tabelas 14,15 e 16:

Razão	1	1,2	1,4	1,6	2
m (kg/h)	61941,63161	67594,96554	73248,29948	78901,63342	90208,3013
m (kg/ano)	468278734,9	511017939,5	553757144,1	596496348,7	681974757,8
m (m3/ano)	468278,7349	511017,9395	553757,1441	596496,3487	681974,7578
m15	7024181,024	7665269,093	8306357,161	8947445,23	10229621,37
Custo total	$ 702.418,10	$ 766.526,91	$ 830.635,72	$ 894.744,52	$ 1.022.962,14

Tabela 14– Custo de operação (água de refrigeração)

Razão	1	1,2	1,4	1,6	2
m (kg/h)	1821,12975	1961,842205	2102,554661	2243,267117	2524,692028
m (kg/ano)	13767740,91	14831527,07	15895313,24	16959099,4	19086671,73
m (t/ano)	13767,74091	14831,52707	15895,31324	16959,0994	19086,67173
m15	206516,1136	222472,9061	238429,6986	254386,491	286300,076
Custo total	$ 2.065.161,14	$ 2.224.729,06	$ 2.384.296,99	$ 2.543.864,91	$ 2.863.000,76

Tabela 15– Custo de operação (vapor de caldeira)

Razão	1	1,2	1,4	1,6	2
Consumo (kWh/ano)	2079145,295	3432139,682	3722824,076	4059514,201	4787963,066
Consumo (kWh)	31187179,42	51482095,23	55842361,15	60892713,01	71819445,99
Custo	$ 7.796.794,85	$ 12.870.523,81	$ 13.960.590,29	$ 15.223.178,25	$ 17.954.861,50

Tabela 16– Custo de operação (eletricidade)

Fazendo o somatório dos três custos de operações, obtemos os custos totais para todas as taxas de refluxo. Assim foi montada a tabela 17:

Razão	1	1,2	1,4	1,6	2
Custo total	$ 11.223.616,13	$ 16.659.108,15	$ 17.967.581,19	$ 19.457.721,36	$ 22.655.912,78

Tabela 17– Custo total de operação

Portanto, concluímos que o projeto mais economicamente vantajoso é o que se utiliza 120% da taxa de refluxo mínima.

3. PROJETO DE REATORES, VASOS E TORRES

Em virtude de os parâmetros básicos desta planta terem sido determinados por meio da análise econômica, cada um dos equipamentos foi descrito mais profundamente, bem como as correntes de processo, com base no regime de operação determinado pelo estudo econômico realizado.

Dessa forma, foram especificadas as correntes materiais de alimentação, resíduo e destilado, bem como o vaso pulmão, a torre e os pratos que a compõem. Tais informações foram dispostas nas seguintes tabelas:

CORRENTE DE DESTILADO		
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 18- Especificações da corrente de destilado

CORRENTE DE ALIMENTO		
Número de corrente	1	
Descrição	Alimento	
Pressão	0,51	Kg/cm^2 g
Temperatura	101,4	°C
Vazão mássica	9810	Kg/h
Vazão molar	100	Kmol/h
Entalpia total	-0,0048	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	16,2	m^3/h
Peso molecular	98,1	Kg/kmol
Densidade	605,5	Kg/m^3
Viscosidade	0,19	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 19- Especificações da corrente de alimento

CORRENTES DE RESÍDUO		
Número de corrente	3	
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 20- Especificações da corrente de resíduo

ESPECIFICAÇÕES DA TORRE		
Número do equipamento	C1	
Descrição	Torre	
Pressão no topo	0,35	Kg/cm^2 g
Pressão no fundo	1	
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	1258,12	
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 alimentação
B	2	-	Saída do destilado
C	3	-	Retorno do refluxo
D	4	-	Saída de resíduo
E	5	-	Retorno do vaporizado
F	6	1 ¾ ’’	Medidor de nível
G	7	Eng. 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

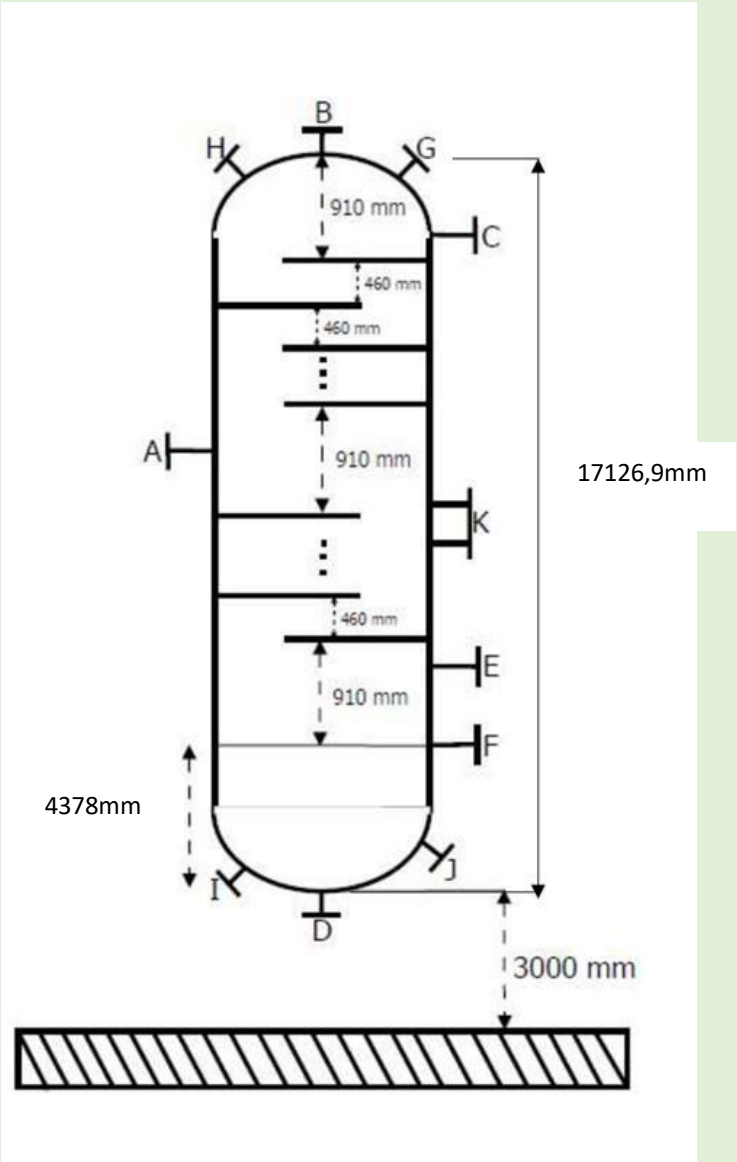

Tabela 21- Especificações da torre

ESPECIFICAÇÕES DO VASO		
Número do equipamento	C2	
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	667,3	mm
Nível máximo de líquido (80%)	1068,4	
Nível máximo de líquido (20%)	266,9	
Altura	3000	
Diâmetro	1334,67	
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	20mm	Bocal de inspeção
C	3	Eng. de detalhe	Válvula de segurança
D	4		Saída de líquido
E	5	1 ¾ ,,	Medidor de nível
F	6	1 ¾ ,,	Medidor de nível

ESQUEMA DO VASO

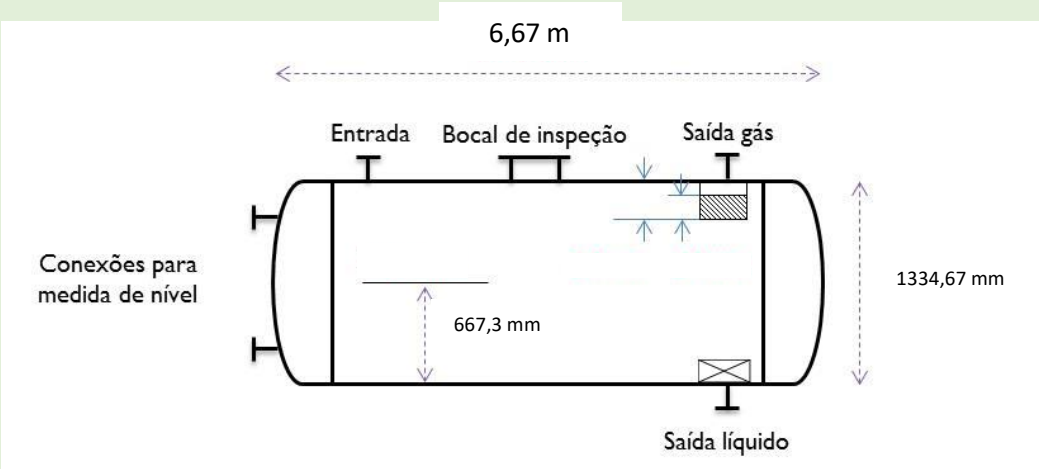

Tabela 22- Especificações do vaso

ESPECIFICAÇÕES DOS PRATOS			
Número do equipamento	C1		
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	13794,988	14110,1	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	7018,2	16828,2	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4313,63	3031,9	m^3/h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	14,05	32,66	
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	$6,860.10^{-3}$	$7,269.10^{-3}$	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,2083	0,1909	
Diâmetro	1258,12		mm
Número de pratos	12		
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	14110,1	19877,7	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	16828,2	19530,4	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	3031,9	2512,6	m^3/h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	32,66	38,4	
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	457,2	mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvulas	
Altura de recheio	-	mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-	

Tabela 23- Especificações dos pratos

4. PROJETO DO SISTEMA DE TROCA DE CALOR

Assim que realizadas as especificações anteriores, o objetivo seguinte foi realizar o projeto do sistema de troca de calor. Utilizando como fluido de aquecimento vapor de baixa pressão com 180°C de temperatura de condensação, determinou-se parâmetros como o tipo de trocador, disposição, circulação, dentre outros. A figura abaixo representa o modelo da planta:

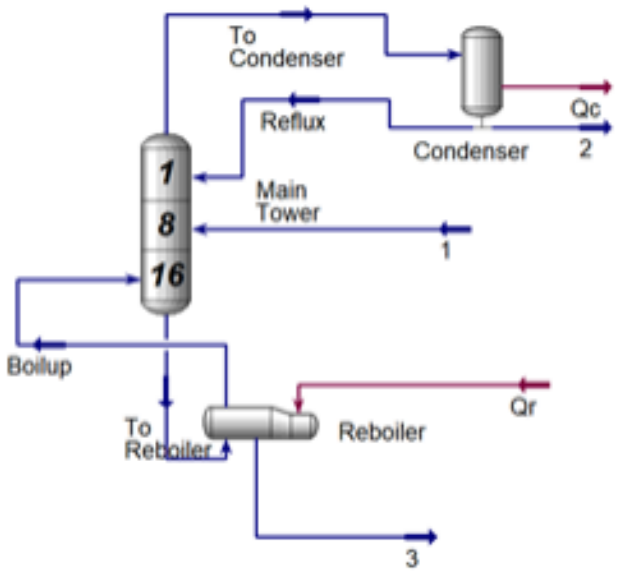

Figura 2- Modelo da planta

O casco-tubo foi o tipo de trocador de calor escolhido para o projeto, este consiste em um feixe de tubos no qual circula o vapor de baixa pressão em seu interior, introduzido dentro de uma carcaça em que circula a mistura de hidrocarbonetos. Na tabela abaixo foram dispostas suas especificações.

ESPECIFICAÇÕES DO TROCADOR DE CALOR						
Número do equipamento		E1				
Descrição		Aquecimento de 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 FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS**			**TUBO / TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS**		
	Entrada	**Saída**		**Entrada**	**Saída**	
Vazão total	$1,417x10^4$		Kg/h	$1,203x10^3$		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	1		1	0	
Vazão de vapor/gás	0	$1,132x10^4$	Kg/h	$1,203x10^3$	0	Kg/h
Vazão de líquido	$1,417x10^4$	0		0	$1,203x10^3$	
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	0,7		Kg/cm^2	0,7		Kg/cm^2
Coeficiente individual de transmissão de calor	1100		Kcal / h m^2 ºC	9750		Kcal / h m^2 ºC
Fator de deposição	0,0001		h m^2 °C/ kcal	0,0001		h m^2 °C/ kcal
Coeficiente global de transmissão de calor	825,3					Kcal / h m^2 ºC
ΔT_{ml}	30,39					ºC
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	200					ºC
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor		31,737			m^2	

Diâmetro dos tubos	3/4	polegadas/mm
Comprimento dos tubos	20	pés/mm
Espessura dos tubos	16	BWG
Espaçamento entre centro dos tubos	15/16	pés/mm
Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômbica)	Triangular	
Diâmetro do casco	12	pés/mm

Tabela 24- Especificações do trocador de calor

5. PROJETO DO SISTEMA DE IMPULSÃO MECÂNICA

Para impulsionar o fluxo para a torre, foi projetada uma bomba de refluxo. Essa bomba centrífuga garante uma separação mais completa da alimentação e promove um melhor funcionamento da torre. O destilado é extraído do topo da coluna e é armazenado no vaso pulmão. 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. A figura abaixo representa o esquema desse sistema de bombeamento de refluxo.

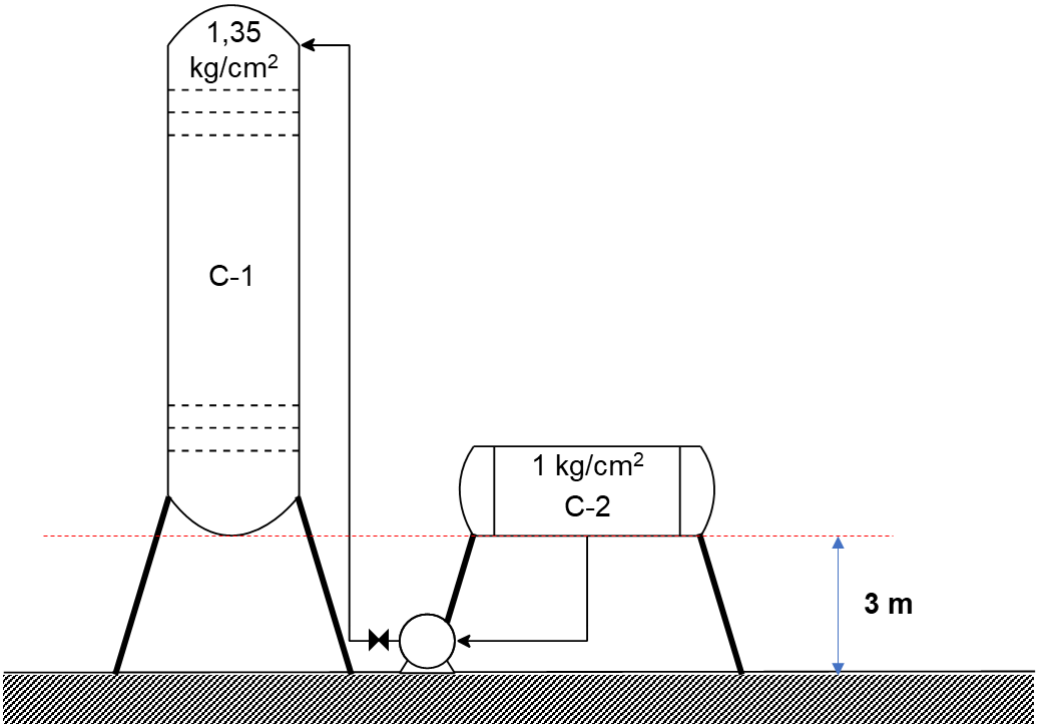

Figura 3- Esquema do bombeamento de refluxo

A perda de carga decorrente da tubulação e da válvula e de acordo com a altura da torre e a vazão de volume foi calculada e dessa forma foi preenchida a tabela de especificações da bomba de refluxo.

ESPECIFICAÇÕES DA BOMBA				
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	2,433	kg/cm^2 g
Temperatura	80,5	ºC	80,5	ºC
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
CARACTÉRISTICAS 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	1,464			kg/cm^2 g
Pressão na impulsão na vazão de projeto	2,92			
Pressão diferencial	1,22			kg/cm^2
Altura diferencial	19,8			m
NPSH disponível	2,9			m
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	1,464			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			ºC
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	1,67			kW

Tabela 25- Especificações da bomba

A memória dos cálculos para a obtenção dos parâmetros da tabela de especificações está detalhada abaixo:

5.1. Pressão na aspiração

$$Xa = \frac{0{,}5 * 1{,}3 * 3}{1000} = 0{,}00195\ kg/cm^2$$

$$Pa = 1 + \frac{616{,}5 * 9{,}8 * 3}{98067} + \frac{616{,}5 * 9{,}8 * 0{,}5}{98067} - Xa$$

$$Pa = 1{,}212\ kg/cm^2$$

5.2. Pressão máxima na aspiração

$$P_{M.A} = 4{,}5 + \frac{616{,}5 * 9{,}8 * 3}{98067} + \frac{616{,}5 * 9{,}8 * 1}{98067} - Xa$$

$$P_{M.A.} = 4{,}7445\ kg/cm^2$$

5.3. Diferença de pressão na bomba

$$\Delta P = Pa - Pi$$

$$\Delta P = 1{,}22\ kg/cm^2$$

5.4. Máxima ΔP a impulsão fechada

$$\Delta P_{I.F.} = 1{,}2 * \Delta P$$

$$\Delta P_{I.F.} = 1{,}464\ kg/cm^2$$

5.5. Pressão máxima na impulsão

$$P_{M.I.} = P_{M.A.} + \Delta P_{I.F.}$$

$$P_{M.I.} = 6{,}2\ kg/cm^2$$

5.6. Potência de projeto

$$W_a = \frac{Q * \Delta P}{27{,}4} = \frac{15{,}72 * 1{,}4544}{27{,}4} = 0{,}8344\ cv = 0{,}6137\ kW$$

$$W_h = \frac{W_a}{X_h} = \frac{0{,}6137}{0{,}3} = 1{,}534\ kW$$

$$W_{Projeto} = \frac{W_h}{X_m} = \frac{1{,}534}{0{,}92} = 1{,}67\ kW$$

5.7. Vazões

$$Q_{op.} = 13{,}1\ m^3/h$$

$$Q_{Projeto} = 1{,}2 * Q_{op.} = 15{,}72\ m^3/h$$

$$Q_{mín.} = 0{,}6 * Q_{op.} = 7{,}86\ m^3/h$$

5.8. NPSH disponível (condições de operação)

$$P^* = P_{aspiração} - P_{vapor} = 1{,}212 - 1{,}033 = 0{,}179\ kg/cm^2$$

$$NPSH = \frac{P^*}{\rho} = \frac{0{,}179}{0{,}6165\ \left(\frac{g}{cm^3}\right)} = 2{,}9m$$

6. PROJETO DE INSTRUMETAÇÃO E CONTROLE

Por fim, foi realizado o projeto de instrumentos de controle para concluir o projeto de fracionamento da mistura dos hidrocarbonetos. O esquema abaixo representa o sistema e todas suas válvulas, indicadores, controladores e transmissores.

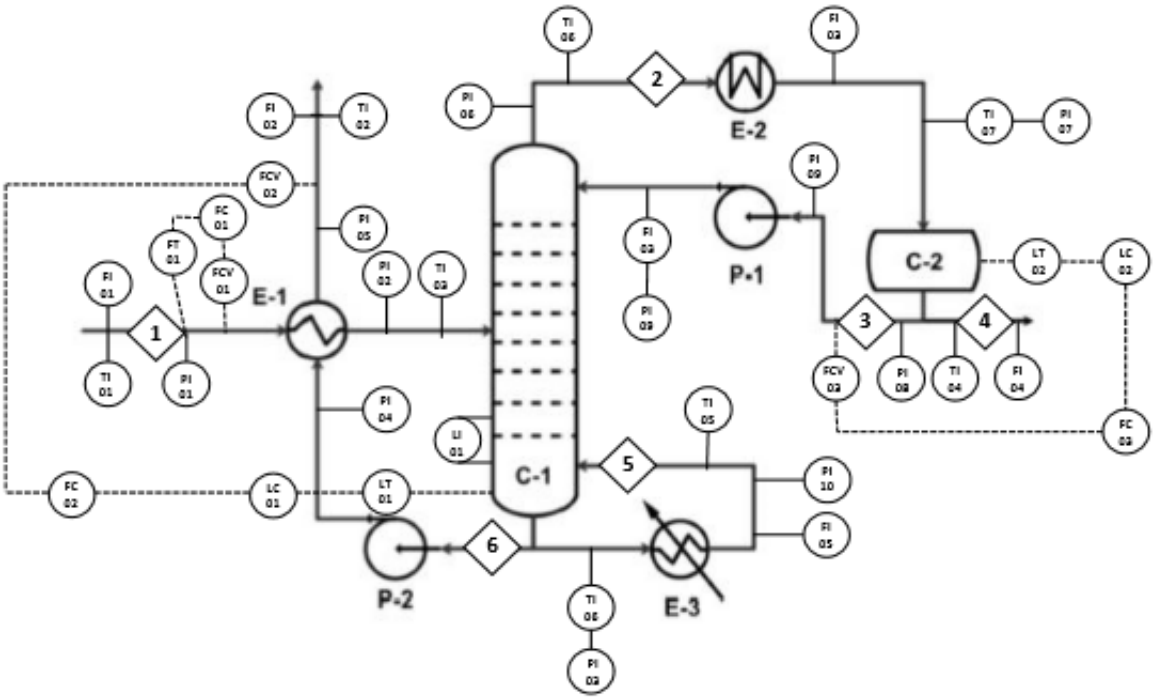

Figura 4- Sistema de controle

As tabelas dispostas abaixo descrevem as especificações dos instrumentos implementados para o controle do sistema.

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO			
Identificação	**Localização (núm. da tubulação)**	**Fase (L, G ou M)**	
FCV01	1	L	
FCV02	6	L	
FCV03	3	L	
FI01	1	L	
FI02	6	L	
FI03	2	L	
FI04	4	L	
FI05	6	G	
FC01	1	L	
FC02	6	L	
FT01	1	L	

Tabela 26- Especificações dos instrumentos de vazão

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

Tabela 27- Especificações dos instrumentos de nível

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

Tabela 28- Especificações dos instrumentos de temperatura

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

Tabela 29- Especificações dos instrumentos de pressão

ESPECIFICAÇÕES VÁLVULAS DE CONTROLE				
Identificação no diagrama mecânico	**Localização (núm. da tubulação)**	**Vinculada ao laço de controle**		**Ação à falha no ar (abrir ou fechar completamente)**
FCV01	1	1		Fechar
FCV02	6	3		Abrir
FCV03	3	2		Fechar

Tabela 30- Especificações das válvulas de controle

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)**
1	1	controle de vazão na alimentação	FCV01, FC01, FT01
2	6	controle de vazão de produto de fundo	FCV02, FC02, LT01, LC01
3	3	controle de vazão no refluxo	FCV03, FC03, LC02, LT02

Tabela 31- Especificações dos laços de controle

Dessa forma, após realizadas as especificações de todos os componentes do sistema, e finalizados todos os projetos descritos, está concluído o projeto de modelagem da planta química de destilação fracionada da mistura de hidrocarbonetos.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

[1] Slides de aula – Projetos de engenharia química 1 e 2.

[2] BEQUETTE, B. Wayne. **Process Dynamics:** Modeling, Analysis and Simulation. New Jersey: Prentice Hall Ptr, 1998. 621 p

[3] ÇENGEL, Yunus A.; GHAJAR, Afshin J. **Transferência de Calor e Massa:** Uma abordagem prática. 4. ed. Porto Alegre: Mc Graw Hill Bookman, 2012. 904 p.

[4] TOWLER, Gavin; SINNOT, Ray. **Chemical Engineering Design –** Principles, practice and Economics of Plant and Process Design. Elsevier Inc, 2008