



UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA - UnB

INSTITUTO DE QUÍMICA

ENGENHARIA QUÍMICA

**PROJETO DE UNIDADE DE FRACIONAMENTO POR DESTILAÇÃO DE
MISTURA DE HIDROCARBONETOS**

João Paulo de Almeida Silva.

BRASÍLIA, Junho-2021.

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA – UnB

INSTITUTO DE QUÍMICA

ENGENHARIA QUÍMICA

**PROJETO DE UNIDADE DE FRACIONAMENTO POR DESTILAÇÃO DE
MISTURA DE HIDROCARBONETOS**

Projeto de graduação da disciplina Projeto de Engenharia Química 2 da Divisão de Química Tecnológica do Instituto de Química da Universidade de Brasília como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Jose Joaquín Linares León

Brasília

Junho-2021

AGRADECIMENTOS

Primeiramente a Deus que sempre esteve presente ao longo de toda a minha caminhada me dando suporte, conhecimento, saúde e paciência para superar todos os obstáculos.

À minha família que sempre me deu o apoio e suporte necessário para a dedicação ao curso, em especial à minha mãe e meu irmão que sempre foram meu porto seguro e as pessoas com quem eu sempre pude contar.

À Universidade de Brasília, todo o corpo docente e servidores e terceirizados que propiciaram as condições ideais de estudo e nos ofereceram o melhor de seu trabalho e conhecimento para meu desenvolvimento com um profissional de engenharia química. Em especial ao professor doutor José Joaquín Linares León por toda a sua dedicação aos alunos demonstrando todo o seu interesse e vontade que os alunos possuíssem as melhores condições de aprendizado em sua fase final de curso.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Esquema simplificado de uma unidade de fracionamento por destilação.....	09
Figura 2 – Esquema simplificado da bomba de refluxo.....	18
Figura 3 – Identificação de correntes do processo.....	20
Figura 4 – Elementos de instrumentação e controle da unidade.....	21

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Composição e propriedades das correntes materiais do processo.....	09
Tabela2 - Taxas de refluxo e seus parâmetros X, Y e N.....	10
Tabela 3 - Vazões volumétricas de vapor.....	11
Tabela 4 - Áreas mínimas para as diferentes taxas de refluxo.....	11
Tabela 5 - Diâmetros de torre para as diferentes taxas de refluxo.....	12
Tabela 6 - Dimensão de fundo para as diferentes taxas de refluxo.....	12
Tabela 7 - Altura de torre para as diferentes taxas de refluxo.....	12
Tabela 8 - Dimensionamento do pulmão para as variadas taxas de refluxo.....	13
Tabela 9 - Dimensionamento do condensador para as diferentes taxas de refluxo.....	13
Tabela 10 - Dimensionamento do refeedor para as diferentes taxas de refluxo.....	13
Tabela 11 - Dimensionamento de bomba para as diferentes taxas de refluxo.....	14
Tabela 12 - Custo de confecção da coluna.....	15
Tabela 13 - Custo de confecção dos pratos para as diferentes taxas de refluxo.....	15
Tabela 14 - Custo do pulmão para as diferentes taxas de refluxo.....	15
Tabela 15 - Custo dos trocadores de calor para as diferentes taxas de refluxo.....	16
Tabela 16 - Custo de bomba para as diferentes taxas de refluxo.....	16
Tabela 17 - Custos de consumo para 15 anos de operação para as diferentes taxas de refluxo.....	16

SUMÁRIO

1.	MOTIVAÇÃO.....	08
2.	INTRODUÇÃO TEÓRICA.....	08
2.1.	PROCESSO DE DESTILAÇÃO CONVENCIONAL.....	08
2.2.	CORRENTES DO PROCESSO.....	09
3.	DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS A DIFERENTES TAXAS DE REFLUXO.....	09
3.1.	COLUNA DE DESTILAÇÃO.....	09
3.2.	VASO PULMÃO.....	12
3.3.	COMPONENTES DE TROCA TÉRMICA.....	13
3.4.	BOMBA DE REFLUXO.....	14
4.	LEVANTAMENTO DE CUSTOS DE CONSTRUÇÃO E OPERAÇÃO A DIFERENTES TAXAS DE REFLUXO.....	14
5.	DIMENSIONAMENTO PARA A COMPOSIÇÃO DE COLUNA COM PRATOS.....	16
5.1.	TROCADOR DE CALOR.....	17
5.2.	BOMBA DE REFLUXO.....	17
5.2.1.	PRESSÃO DE IMPULSO.....	18
5.2.2.	DIFERENÇA DE PRESSÃO.....	19
5.2.3.	PRESSÃO DE SHUT-OFF.....	19
5.2.4.	PRESSÃO DE ADMISSÃO MÁXIMA.....	19
5.2.5.	PRESSÃO DE IMPULSÃO MÁXIMA.....	19
5.2.6.	VAZÃO MÍNIMA.....	19
5.2.7.	VAZÃO DE PROJETO.....	19
5.2.8.	POTÊNCIA ABSORVIDA.....	19
5.2.9.	POTÊNCIA HIDRÁULICA.....	19
5.2.10.	POTÊNCIA REAL.....	19
6.	INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE.....	20
7.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	21
	ANEXO 1: ESPECIFICAÇÃO DAS CORRENTES MATERIAIS.....	22

ANEXO 2: ESPECIFICAÇÃO DOS VASOS.....	27
ANEXO 3: ESPECIFICAÇÃO DOS PRATOS.....	29
ANEXO 4: ESPECIFICAÇÃO DO TROCADOR DE CALOR.....	31
ANEXO 5: ESPECIFICAÇÃO DE BOMBA.....	33
ANEXO 6: ESPECIFICAÇÃO INSTRUMENTAÇÃO.....	34
ANEXO 7: ESPECIFICAÇÃO LAÇOS DE CONTROLE.....	36
ANEXO 8: ESPECIFICAÇÃO VÁLVULAS DE CONTROLE.....	37

1- MOTIVAÇÃO

Majoritariamente, as plantas químicas possuem uma ou mais unidades de separação para a recuperação de produtos, subprodutos e matérias-primas não reagidas, sendo a destilação o processo dominante dentro do processo de separação realizada por multiestágios.

O objetivo geral da destilação é a separação de uma mistura de componentes que possuam pressões de vapor diferentes a qualquer temperatura, ou seja, é a separação física de uma mistura em duas ou mais frações que apresentam diferentes pontos de ebulição.

Dada a larga produção petrolífera brasileira, atingindo a marca de 2,94 milhões de barris por dia no ano de 2020, de acordo com a Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP), foi determinado como objeto de estudo deste trabalho uma unidade de fracionamento por destilação de uma mistura contendo n-hexano, n-heptano e n-octano.

2- INTRODUÇÃO TEÓRICA

A unidade de fracionamento é composta basicamente por uma torre de destilação, um vaso pulmão, um condensador, um refeedor e bombas e instrumentos de controle associados ao sistema.

2.1- PROCESSO DE DESTILAÇÃO CONVENCIONAL

A destilação tem seu princípio de separação baseado na diferença de volatilidade entre os componentes presentes em uma mistura, ou seja, na relação entre a composição do vapor em equilíbrio com uma ou mais fases líquidas de uma mistura.

Uma coluna de destilação é composta por uma série de pratos também denominados estágios, sendo a alimentação da coluna sendo realizada através de uma corrente líquida da mistura em uma porção central da coluna de destilação, esta corrente líquida percorre um caminho descendente ao longo dos estágios, ao atingir o fundo da coluna esta corrente líquida entra no refeedor onde é parcialmente vaporizado.

A corrente de vapor produzida pelo refeedor traça um caminho ascendente através da coluna tendo um contato com a corrente líquida descendente através de arranjos estruturais, o vapor que deixa o prato de topo entra em um condensador onde é totalmente ou parcialmente condensado. Tem-se um condensador total quando todo o vapor que atinge o prato de topo é condensado e este retorna como uma corrente líquida à coluna de destilação. Tem-se um condensador parcial quando uma parcela deste vapor é condensado obtendo-se um refluxo R e um destilado D é retirado como vapor havendo assim uma taxa de refluxo R/D.

A imagem 1 traz um sistema simplificado da unidade de fracionamento por destilação a ser estudada por este trabalho.

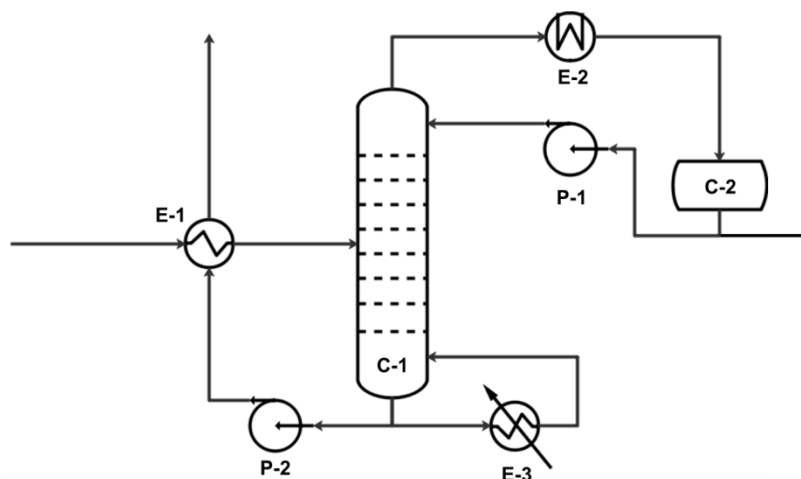


Figura 1 – Esquema simplificado de uma unidade de fracionamento por destilação.

2.2- CORRENTES DO PROCESSO

A partir de simulação através do software Aspen Hysys, foi possível mensurar uma série de valores para as correntes materiais, suas propriedades e em diferentes fases. Sendo a corrente composta por uma mistura de n-hexano, n-heptano e n-octano conforme apresentado pela tabela 1.

Tabela 1 - Composição e propriedades das correntes materiais do processo

Componente	Alimento		Destilado		Resíduo		Volatilidade relativa
	$kmol.h^{-1}$	x_{iA}	$kmol.h^{-1}$	x_{iD}	$kmol.h^{-1}$	x_{iR}	
Hexano	40,00	0,40	40,00	0,53	0,00	0,00	2,70
Heptano	35,00	0,35	34,00	0,45	1,00	0,04	2,22
Octano	25,00	0,25	1,00	0,01	24,00	0,96	1,00

3- DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS A DIFERENTES TAXAS DE REFLUXO

3.1- COLUNA DE DESTILAÇÃO

Inicialmente, se faz necessário o cálculo da taxa de refluxo mínima a partir das equações apresentadas abaixo:

$$\frac{\alpha_{cl} \cdot x_{cla}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cp} \cdot x_{cpa}}{\alpha_{ci} - \theta} + \frac{\alpha_{ci} \cdot x_{cia}}{\alpha_{ci} - \theta} = 1 - q \quad (1)$$

$$\frac{\alpha_{cl} \cdot x_{clD}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cp} \cdot x_{cpD}}{\alpha_{ci} - \theta} + \frac{\alpha_{ci} \cdot x_{ciD}}{\alpha_{ci} - \theta} = R_m + 1 \quad (2)$$

A partir dos valores apresentados na tabela 1, da equação e levando em consideração que a alimentação é um líquido em ponto de bolha, logo $q = 1$, temos a construção de uma equação de segundo grau que apresenta as raízes $\theta_1 = 2,426$ e $\theta_2 = 1,173$. Ambas as raízes se encontram entre as volatilidades relativas do componente leve e do componente pesado, desta forma, ambas foram aplicadas a equação 2 para o cálculo de taxa de refluxo mínima. Assim, foram obtidos os valores de refluxo mínimo de -0,63 e 0,83, levando em consideração a impossibilidade da taxa de refluxo mínimo adotar valores negativos, a primeira raiz de θ foi descartada e temos um refluxo mínimo de 0,83.

Parte-se então para o cálculo de números de pratos mínimos a partir da equação proposta por Fenske e ilustrada a seguir:

$$N_{\min} + 1 = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{cLD}}{x_{cpD}} \right) \left(\frac{x_{cpR}}{x_{cLR}} \right) \right]}{\log(\alpha_{clcp})_{\text{médio}}} \quad (3)$$

Portanto, para o sistema proposto temos um valor de N_{\min} de 2,198, ou seja, um valor de número mínimo de pratos de 3 pratos.

Com a equação de Gilliland (5) e equações auxiliares é possível se estabelecer o número aproximado de pratos. Para a determinação do fator X foram estabelecidas as taxas de refluxo de 20, 40, 60 e 100% acima da taxa de refluxo mínima.

$$X = \frac{\frac{L}{D} - \left(\frac{L}{D}\right)_{\min}}{\left(\frac{L}{D}\right) + 1} \quad (4)$$

$$Y = 1 - \exp \left[\left(\frac{1+54,4X}{11+117,2X} \right) \left(\frac{X-1}{\sqrt{X}} \right) \right] \quad (5)$$

$$N = \frac{N_{\min} + Y}{1 - Y} \quad (6)$$

Assim, para as diferentes taxas de refluxo temos os respectivos valores de X, Y e N apresentados na tabela 2. Para o estabelecimento do número de pratos foi estabelecido uma eficiência de prato de 85%.

Tabela 2 – Taxas de refluxo e seus parâmetros X, Y e N.

Taxa acima do refluxo mínimo	X	Y	N	N real
20%	0,083	0,571	8,327	12,000
40%	0,153	0,502	7,032	10,000
60%	0,213	0,449	6,256	9,000
100%	0,312	0,372	5,371	8,000

Para o projeto hidráulico da torre de destilação é aplicado o balanço de massa na porção de enriquecimento do sistema, como apresentado pela equação 7.

$$V = D(R + 1) \quad (7)$$

A tabela 3 apresenta os valores de vazão volumétrica de vapor para os diferentes valores de taxa de refluxo.

Tabela 3 – Vazões volumétricas de vapor.

Taxa acima do refluxo mínimo	Taxa de refluxo	V (kmol.h⁻¹)	V (m³.h⁻¹)
20%	0,995	149,610	4286,820
40%	1,161	162,050	4643,120
60%	1,326	174,480	4999,430
100%	1,658	199,350	5712,030

Através da equação de York estima-se a velocidade limite da fase vapor.

$$V_{lim} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad (8)$$

Sendo o valor de k 0,23 e os valores de densidades mássicas da fase vapor e da fase líquida sendo 3,242 kg/m³ e 616,1 kg/m³ respectivamente temos que o valor de velocidade limite é de 3,16 ft/s, ou seja, 0,964 m/s.

A partir dos valores de vazão volumétrica de vapor e de velocidade limite calculam-se as áreas mínimas de coluna para as diferentes taxas de refluxo como apresentado pela tabela 4.

Tabela 4 – Áreas mínimas para as diferentes taxas de refluxo.

Taxa acima do refluxo mínimo	Taxa de refluxo	V (m³.h⁻¹)	S (m²)
20%	0,995	4286,820	1,240
40%	1,161	4643,120	1,340
60%	1,326	4999,430	1,440
100%	1,658	5712,030	1,650

A partir das áreas mínimas calculam-se os diâmetros mínimos de coluna e levando em consideração um sobredimensionamento de segurança de 20%.

Tabela 5 – Diâmetros de torre para as diferentes taxas de refluxo.

Taxa acima do refluxo mínimo	Taxa de refluxo	D (m)
20%	0,995	1,250
40%	1,161	1,310
60%	1,326	1,350
100%	1,658	1,450

Para a estimativa de altura da torre inicia-se com a aplicação do balanço de massa na porção de retificação da torre a fim de se conhecer a vazão de líquido na torre e consequentemente o acúmulo de líquido no fundo, foi estipulado um valor de tempo de retenção de 10 minutos. Assim temos que:

Tabela 6 – Dimensão de fundo para as diferentes taxas de refluxo.

Taxa acima do refluxo mínimo	Taxa de refluxo	Vazão de líquido (m³/h)	Volume de fundo (m³)	Altura de fundo (m)
20%	0,995	32,490	5,410	4,380
40%	1,161	34,800	5,800	4,330
60%	1,326	37,110	6,190	4,290
100%	1,658	41,740	6,960	4,230

Levando em consideração que o se trata de um processo limpo (distância entre os pratos de 1,5 ft), uma eficiência de pratos de 80% e os diferentes tratamentos adotados para os pratos de entrada e saída (alimentação 0,61 m e saídas 0,91 m) temos as alturas de torres como apresentado a seguir:

Tabela 7 – Altura de torre para as diferentes taxas de refluxo.

Taxa acima do refluxo mínimo	Taxa de refluxo	h (m)
20%	0,995	12,300
40%	1,161	11,340
60%	1,326	10,840
100%	1,658	10,310

3.2- VASO PULMÃO

Para o dimensionamento do vaso pulmão do refluxo são consideradas as correntes líquidas de retirada de refluxo e de destilado, um tempo de retenção de 10 minutos e uma razão geométrica L/D com valor de 5.

Tabela 8 – Dimensionamento do pulmão para as variadas taxas de refluxo.

Taxa acima do refluxo mínimo	Taxa de refluxo	Vazão de líquido (m ³ /h)	Volume útil (m ³)	Volume geométrico (m ³)	D (m)
20%	0,995	18,53	3,09	6,18	1,16
40%	1,161	20,85	3,47	6,95	1,21
60%	1,326	23,16	3,86	7,72	1,25
100%	1,658	27,79	4,63	9,26	1,33

3.3- COMPONENTES DE TROCA TÉRMICA

Parte-se então para o dimensionamento dos componentes de troca térmica do sistema, o condensador de topo e o refeedor de fundo. Para o cálculo do condensador foram considerados o calor latente de vaporização da corrente de topo em 7602 kcal/kmol, temperatura de entrada da corrente quente em 79,66 °C; temperatura de saída da corrente quente 73,66 °C; temperatura de entrada da corrente fria 28,0 °C; temperatura de saída da corrente fria em 45 °C e coeficiente global de troca térmica em 900 kcal/h.m².°C.

Tabela 9 – Dimensionamento do condensador para as diferentes taxas de refluxo.

Taxa acima do refluxo mínimo	Taxa de refluxo	Vazão molar de vapor (kmol/h)	Calor de condensação (kcal/h)	Área de troca térmica (m ²)
20%	0,995	149,610	1.137.335,220	32,370
40%	1,161	162,045	1.231.866,090	35,060
60%	1,326	174,480	1.326.396,960	37,750
100%	1,658	199,350	1.515.458,700	43,130

Para o cálculo do refeedor foram tomadas as seguintes considerações: calor latente de vaporização 7847 kcal/kmol, temperatura de entrada da corrente fria 150,6 °C, temperatura de saída da corrente fria 156,6 °C, como fluido de troca térmica temos vapor de baixa pressão a 230 °C e como coeficiente global de troca térmica 750 kcal/h.m².°C.

Tabela 10 – Dimensionamento do refeedor para as diferentes taxas de refluxo.

Taxa acima do refluxo mínimo	Taxa de refluxo	Vazão molar de líquido (kmol/h)	Calor de condensação (kcal/h)	Área de troca térmica (m ²)
20%	0,995	174,610	1.370.164,670	23,920
40%	1,161	187,045	1.467.742,115	25,630
60%	1,326	199,480	1.565.319,560	27,330
100%	1,658	224,350	1.760.474,450	30,7400

3.4- BOMBA DE REFLUXO

Por fim, temos o dimensionamento da bomba do refluxo considerando rendimento hidráulico de 45% e elétrico de 90%:

Tabela 11 – Dimensionamento de bomba para as diferentes taxas de refluxo.

Taxa acima do refluxo mínimo	Taxa de refluxo	Vazão de refluxo (m ³ /h)	P (kW)
20%	0,995	11,240	1.434,970
40%	1,161	13,110	1.591,280
60%	1,326	14,990	1.770,540
100%	1,658	18,730	2.152,050

4- LEVANTAMENTO DE CUSTOS DE CONSTRUÇÃO E OPERAÇÃO A DIFERENTES TAXAS DE REFLUXO

Para determinar o custo de cada equipamento, será utilizada a equação apresentada no sexto capítulo do Chemical Engineering Design, onde cada um dos coeficientes (a,b e n) é tabelado conforme o equipamento analisado e S é o parâmetro específico do equipamento, sendo aplicado posteriormente o fator de correção de Lang com fator de trabalho com líquido de 4,74.

$$C_i = a + bS^n \quad (9)$$

No caso do vaso, o parâmetro específico é a massa em quilogramas do vaso. Já para os pratos o parâmetro é o diâmetro interno da coluna. Por isso será necessário descobrir o valor da massa do vaso para dar prosseguimento à precificação. Primeiro se faz necessário o cálculo de espessura de torre através da fórmula apresentada a seguir.

$$e_{mínima} = \frac{P_i D_i}{2.S.E-1,2.P_i} \quad (10)$$

Para o valor de pressão foi adotado o valor de 3,5 kg/cm² apontado como mínimo de segurança, o termo S é um fator tabelado. O valor de S é tabelado conforme as condições de temperatura, e representa o máximo de tensão que o material (aço carbono) resiste, que para o problema apresentado tem valor igual a 906,96 kg/cm². Por fim a variável E representa à eficiência de solda que comumente é igual a 0,85 e por isso esse valor é o que foi utilizado.

A partir dos valores de espessura partimos para o estabelecimento do peso da torre de destilação através da equação 11.

$$W_{coluna} = \pi . D . H . e . \rho \quad (11)$$

Sendo, “D” o diâmetro interno da coluna em metros, “H” a altura de coluna em metros, “e” a espessura e “ ρ ” a densidade do material a ser utilizado para a fabricação que neste caso será aço carbono com valor de densidade de 8000 kg/m³.

Tabela 12 – Custo de confecção da coluna.

Taxa acima do refluxo mínimo	Taxa de refluxo	Espessura de torre (mm)	Peso da torre (kg)	Custo de coluna
20%	0,995	3,423	1.327,127	\$ 216.566,44
40%	1,161	3,563	1.324,939	\$ 216.362,61
60%	1,326	3,697	1.363,883	\$ 219.983,96
100%	1,658	3,952	1.482,903	\$ 230.957,54

Para o levantamento de investimento para a confecção dos pratos será também será utilizada a equação 9 com os parâmetros $a = 110$, $b = 380$, $n = 1,8$ e S o diâmetros do prato para as diferentes taxas de refluxo. Foi estabelecido o custo por prato e posteriormente multiplicado este custo pelo número de pratos.

Tabela 13 – Custo de confecção dos pratos para as diferentes taxas de refluxo.

Taxa acima do refluxo mínimo	Taxa de refluxo	Custo para confecção dos pratos
20%	0,995	\$38.746,25
40%	1,161	\$34.305,67
60%	1,326	\$32.676,62
100%	1,658	\$32.215,28

O procedimento de levantamentos de custos do pulmão da torre é semelhante ao da torre de destilação se fazendo necessário o cálculo de espessura, posteriormente o peso do vaso e, por fim, utilizar a equação 11 com os parâmetros $a = 11000$, $b = 63$, $n = 0,85$ e S sendo o peso do pulmão.

Tabela 14 – Custo do pulmão para as diferentes taxas de refluxo.

Taxa acima do refluxo mínimo	Taxa de refluxo	Espessura de torre (mm)	Peso da torre (kg)	Custo de pulmão
20%	0,995	3,175	539,600	\$138.793,69
40%	1,161	3,302	606,962	\$145.912,52
60%	1,326	3,420	674,324	\$152.913,57
100%	1,658	3,634	809,047	\$166.613,58

Para o condensador e o refeedor foi escolhido um trocador de calor casco tubo sendo os parâmetros utilizados na equação 11 $a = 24000$, $b = 46$, $n = 1,2$ e S a área de troca térmica do condensador/refeedor.

Tabela 15 – Custo dos trocadores de calor para as diferentes taxas de refluxo.

Taxa acima do refluxo mínimo	Taxa de refluxo	Custo de condensador	Custo de Refervedor
20%	0,995	\$127.909,36	\$123.603,42
40%	1,161	\$129.332,08	\$124.450,51
60%	1,326	\$130.776,83	\$125.308,94
100%	1,658	\$133.727,49	\$127.057,63

Para a determinação de custos da bomba de faz necessário considerar uma bomba centrífuga e seu motor associado, desta forma, sendo a característica de interesse da bomba a vazão e a característica de interesse do motor a potência demandada.

Tabela 16 – Custo de bomba para as diferentes taxas de refluxo.

Taxa acima do refluxo mínimo	Taxa de refluxo	Custo de bomba	Custo de motor
20%	0,995	\$35.426,55	\$5.916,75
40%	1,161	\$35.831,43	\$6.583,65
60%	1,326	\$36.230,54	\$7.316,93
100%	1,658	\$37.014,45	\$8.785,10

Foram determinados ainda os custos de consumo para 15 anos de água de refrigeração, vapor de baixa pressão e eletricidade.

Tabela 17 – Custos de consumo para 15 anos de operação para as diferentes taxas de refluxo.

Custo água de refrigeração	Custo vapor de baixa pressão	Custo energético da bomba
\$879.093,22	\$2.564.119,31	\$9.427.751,70
\$952.160,02	\$2.746.725,26	\$10.454.740,72
\$1.025.226,83	\$2.929.331,20	\$11.632.443,61
\$1.171.360,43	\$3.294.543,09	\$14.138.957,64

Desta forma, a partir dos dados obtidos para as diferentes taxas de refluxo e o custo operacional estimado para cada um dos equipamentos é possível se tomar a melhor decisão em relação ao dimensionamento ideal para o sistema, sendo escolhida a elaboração de uma coluna de destilação composta por 16 pratos e uma taxa de refluxo de 1,07.

A partir desta determinação de número de pratos para o sistema de fracionamento é realizado novamente o dimensionamento da coluna para a composição com 16 pratos e preenchida a folha de especificação presente em anexo.

Parte-se para um novo dimensionamento para o *reboiler* para a bomba de refluxo do sistema.

5- DIMENSIONAMENTO PARA A COMPOSIÇÃO DE COLUNA COM 16 PRATOS

5.1- TROCADOR DE CALOR

Após simulação em software, chegamos à necessidade do refeedor de 796 Mcal/h. Para realizar este processo de aquecimento, usaremos vapor de baixa pressão cuja temperatura de condensação é de 180 °C (10 bar) (usar a equação de Regnault para estimar o calor latente de vaporização a esta temperatura).

Com os dados obtidos de necessidade de capacidade de troca de calor do refeedor e com as informações das correntes “*To Reboiler*” e “*Boilup*” fornecidas também pelo Aspen Hysys é possível se fazer uso da equação abaixo para a determinação de área de troca térmica do trocador de calor.

$$Q = U_m \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad (12)$$

Sendo determinada uma área de troca térmica de 194,19 m² sendo optado por um trocador de calor do tipo casco tubos com comprimento de 20 pés e diâmetro de tubulação de 19,25 milímetros. A partir destes dados construtivos do trocador estabelecidos os demais parâmetros para o preenchimento da folha de especificação do equipamento.

5.2 – BOMBA DE REFLUXO

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.

Como parte do projeto, existe uma bomba centrífuga cuja função é formar o refluxo da torre. Na figura 2 apresenta-se um esquema do sistema, onde consta o vaso separador-pulmão que constitui o destilado e o refluxo, a entrada à bomba centrífuga que impulsionará esta corrente, uma válvula de controle na saída da bomba para regular meticulosamente a vazão de refluxo e a subida até o topo da torre. Salientando que os dois vasos considerados, C-1 (torre de destilação) e C-2 (vaso pulmão) possuem suas bases na mesma cota.

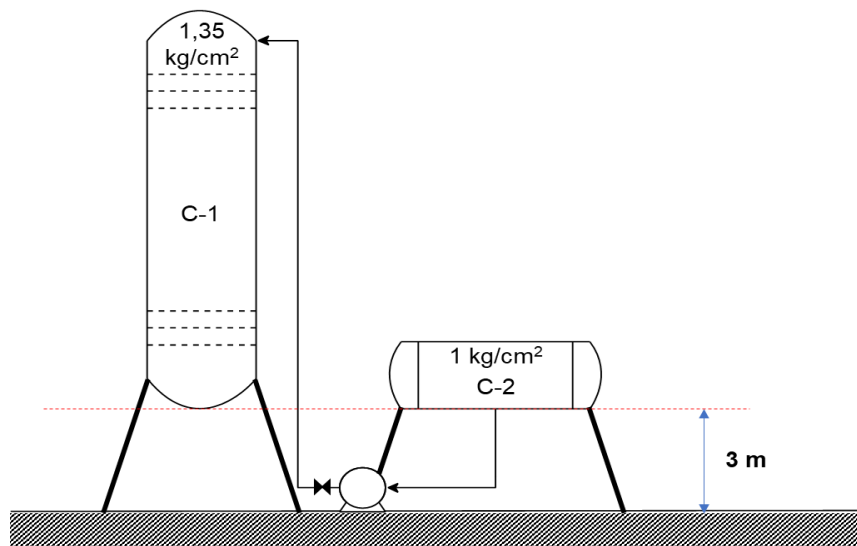


Figura 2 – Esquema simplificado da bomba de refluxo.

Parte-se então para os cálculos de dimensionamento da bomba de refluxo:

Influências Positivas:

- pressão no vaso de admissão ($P_{v,ad}$): 1 kg/cm²
- altura em relação a bomba (H): 3,0 m
- altura de líquido (H_{liq}): 0,5 m

Influências Negativas:

- perda de pressão na tubulação ($P_{tub,ad}$):

$$P_{tub,ad} = 0,5L, \text{ para } L \text{ em quilômetros}$$

$$L=1,3 \text{ H} = 3,9 \text{ m} = 0,0039 \text{ km}$$

$$P_{tub,ad} = 0,00195 \text{ kg/cm}^2$$

Assim, temos que:

$$P_{admissão} = P_{v,ad} + g (H+H_{liq}).98067 - P_{tub,ad} = 1,196 \text{ kg/cm}^2 \quad (13)$$

5.2.1- PRESSÃO DE IMPULSÃO

Influências Positivas:

- pressão no vaso de impulsão ($P_{v,imp}$): 1,35 kg/cm²
- altura em relação a bomba (H): 3,0 m
- altura da torre (H_{torre}): 12,3 m
- válvula ($P_{válvula}$): 0,1 kg/cm²
- perda de pressão na tubulação ($P_{tub,imp}$): 0,03978 kg/cm²

$$P_{tub,imp} = 2L, \text{ para } L \text{ em quilômetros}$$

$$H'' = H+H_{torre} = 15,3 \quad (14)$$

$$L=1,3H'' = 19,89 \text{ m} = 0,01989 \text{ km}$$

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

Assim, temos que:

$$P_{\text{impulsão}} = P_{\text{v,imp}} + g(H+H_{\text{torre}}).98067 + P_{\text{tub,imp}} + P_{\text{válvula}} = 2,79 \text{ kg/cm}^2 \quad (15)$$

5.2.2-DIFERENÇA DE PRESSÃO

$$P = P_{\text{impulsão}} - P_{\text{admissão}} = 1,594 \text{ kg/cm}^2 \quad (16)$$

5.2.3-PRESSÃO DE SHUT-OFF

$$P_{\text{máx}} = 1,2.P = 1,913 \text{ kg/cm}^2 \quad (17)$$

5.2.4-PRESSÃO DE ADMISSÃO MÁXIMA

Influências Positivas:

- pressão máxima do vaso de admissão ($P_{\text{v,ad,máx}}$): 4,5 kg/cm²
- altura em relação a bomba (H): 3 m
- altura de líquido máxima ($H_{\text{liq,máx}}$): 1 m

Influências Negativas:

- perda de pressão na tubulação ($P_{\text{tub,ad}}$): 0,00195 kg/cm² (já calculado)

Assim, temos que:

$$P_{\text{admissão,máxima}} = P_{\text{v,ad,máx}} + g(H+H_{\text{liq,máx}})98067 - P_{\text{tub,ad}} = 1,227 \text{ kg/cm}^2 \quad (18)$$

5.2.5-PRESSÃO DE IMPULSÃO MÁXIMA

$$P_{\text{impulsão,máxima}} = P_{\text{admissão,máxima}} + P_{\text{máx}} = 3,140 \text{ kg/cm}^2 \quad (19)$$

5.2.6-VAZÃO MÍNIMA

A vazão normal da bomba foi fornecida e é igual a 13,1 m³/h, assim temos:

$$Q_{\text{mín}} = 0,6Q_{\text{norm}} = 7,806 \text{ m}^3/\text{h} \quad (20)$$

5.2.7-VAZÃO DE PROJETO

$$Q_{\text{proj}} = 1,2.Q_{\text{norm}} = 15,72 \text{ m}^3/\text{h} \quad (21)$$

5.2.8-POTÊNCIA ABSORVIDA

$$W_{\text{abs}} = Q_{\text{norm}}.P_{\text{máx}}.27,4 = 0,561 \text{ Kw} \quad (22)$$

5.2.9-POTÊNCIA HIDRÁULICA

$W_{\text{hid}} = W_{\text{absh}} = 0,187 \text{ kW}$, para o valor médio da eficiência hidráulica igual a 30%

5.2.10-POTÊNCIA REAL

$W_{real} = W_{hm} = 2,2 \text{ kW}$, para o valor médio da eficiência mecânica igual a 85%

6. INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE

Para o projeto se faz necessário também à elaboração dos sistemas de instrumentação e controle da unidade identificando e adicionando os sistemas adequados sendo definidos os melhores locais para instrumentos de vazão, pressão, nível e temperatura e seus respectivos controladores e elementos finais de controle.

Primeiramente, é realizada a identificação das correntes presentes no projeto da unidade conforme ilustrado pela figura 3 e como preenchido nas fichas de especificação.

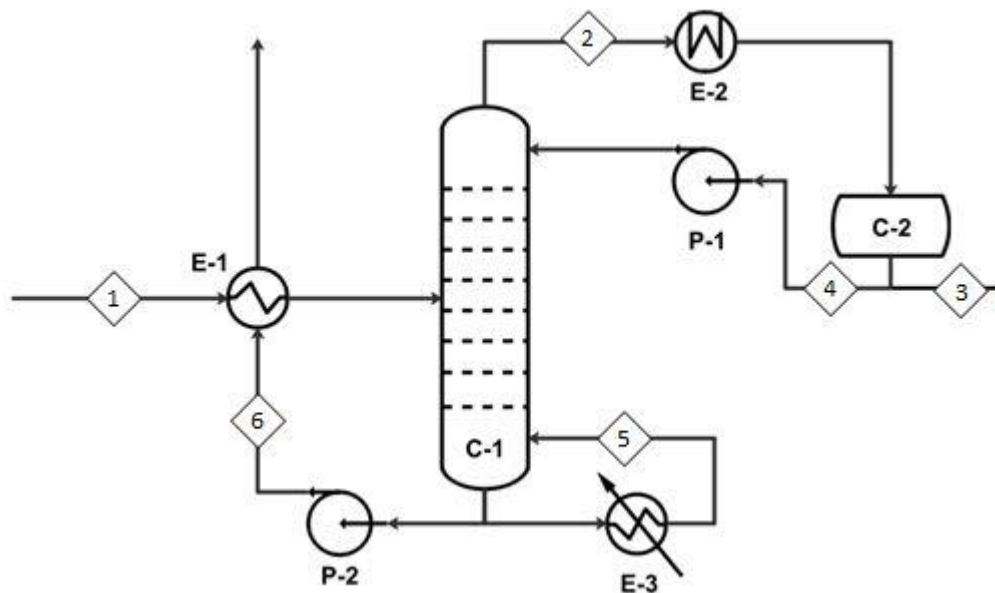


Figura 3 – Identificação de correntes do processo.

A partir das identificações de correntes parte-se para a determinação dos elementos de instrumentação e controle inicialmente com o estabelecimento de sensores. Para que seja feita a mensuração de vazão são adicionados sensores de vazão para cada uma das correntes identificadas, sendo de vital importância para que seja conhecidas as condições de alimentação, descarga e refluxo da coluna, de fundo e de refluxo. Além disso, para que seja realizado o controle da alimentação da unidade são estabelecidos elementos de controle e elementos finais de controle na corrente de alimentação identificada pelo número 1.

Para que se tenha um bom acompanhamento das condições dos equipamentos de troca térmica é estabelecido que sejam colocados sensores de temperatura nas correntes anterior e posteriormente à passagem por estes trocadores, desta forma, as correntes 1, 2, 5 e 6 contam com estes sensores de temperatura.

Com a presença das bombas identificadas como “P-1” e “P-2” se faz necessário o monitoramento das pressões de correntes antes e após a passagem por estes equipamentos, assim, foram estabelecidos os sensores “PI07”, “PI08”, “PI11” e “PI03”. Além disso, também são medidas as pressões após as passagens por trocadores de calor e após a saída das correntes da unidade.

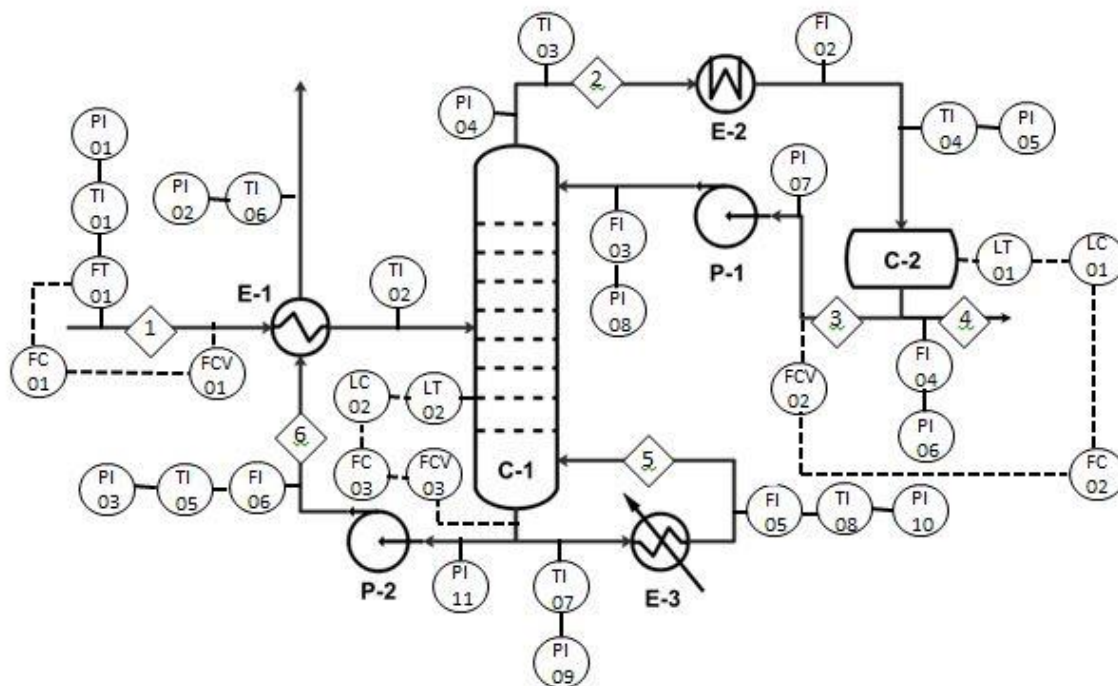


Figura 4 – Elementos de instrumentação e controle da unidade.

Nos vasos e na coluna de destilação se faz necessário o acompanhamento de nível, a fim de se evitar que o mesmo trabalhe a seco ou que atinja altos níveis podendo ocasionar transbordamento ou retorno de corrente prejudicando o funcionamento de bombas e outros equipamentos, desta forma, são estabelecidos os sensores “LT01” e “LT02” além de equipamentos de controle associados e elementos finais de controle, válvulas, que permitem o ajuste de retenção ou passagem de corrente para o alívio ou carregamento dos vasos.

As fichas de especificação destes elementos de instrumentação e controle foram preenchidas e estão anexadas ao fim deste projeto.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ITO, Vanessa Mayumi. **Otimização de Colunas de Destilação Complexas**. Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2002.

ANP – **Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis**. Disponível em: <https://www.gov.br/anp/pt-br/canais_atendimento/imprensa/noticias-comunicados/producao-de-petroleo-cresce-5-5-em-2020>. Acesso em 30 jun 2021.

TOWLER, GAVIN. **CHEMICAL ENGINEERING DESIGN: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**. 6. ed. San Diego, Califórnia: Elsevier, 2008.

CENGEL, Yunus A.; GHAJAR, Afshin J. **Transferência de Calor e Massa**. Amgh Editora.30 2009.
KERN,

Donald Quentin. **Process heat transfer**. Tata McGraw-Hill Education, 1997.

ANEXO1: FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO CORRENTES MATERIAIS

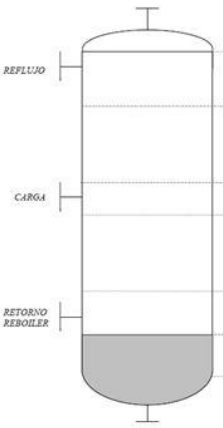
CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
Descrição	Alimentação	
Pressão	0,41	Kg/cm ² g
Temperatura	101,4	°C
Vazão mássica	9810	Kg/h
Vazão molar	100	Kmol/h
Entalpia total	-4,842	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	16,2	m ³ /h
Peso molecular	98,1	Kg/kmol
Densidade	605,5	Kg/m ³
Viscosidade	0,3153	cP
Condutividade térmica	27,0	W/m·°C
Calor específico	2,473	kJ/kg·°C
Tensão superficial	11,97	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	4,708	Kg/m ³
Viscosidade	7,269e-003	cP
Condutividade térmica	5,09	W/m·°C
Calor específico	176,8	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0,9445	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,40	0,45
Heptano	0,35	0,34
Octano	0,25	0,21

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	2	
Descrição	Destilado	
Pressão	0,35	Kg/cm ² g
Temperatura	79,66	°C
Vazão mássica	6967	Kg/h
Vazão molar	75	Kmol/h
Entalpia total	-3,569	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	11,3	m ³ /h
Peso molecular	92,9	Kg/kmol
Densidade	616,7	Kg/m ³
Viscosidade	0,2083	cP
Condutividade térmica	27,998	W/m·°C
Calor específico	2,361	kJ/kg·°C
Tensão superficial	13,33	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0	m ³ /h
Peso molecular	89,95	Kg/kmol
Densidade	3,198	Kg/m ³
Viscosidade	6,860e-003	cP
Condutividade térmica	4,61	W/m·°C
Calor específico	1,814	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0,9589	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,534	0,571
Heptano	0,453	0,428
Octano	0,013	0,011

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	3	
Descrição	Resíduo	
Pressão	0,47	Kg/cm ² g
Temperatura	150,6	°C
Vazão mássica	8525	Kg/h
Vazão molar	25	Kmol/h
Entalpia total	-3,826	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	25,51	W/m·°C
Calor específico	2,716	kJ/kg·°C
Tensão superficial	9,797	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0	m ³ /h
Peso molecular	113,2	Kg/kmol
Densidade	6,982	Kg/m ³
Viscosidade	7,428e-002	cP
Condutividade térmica	5,788	W/m·°C
Calor específico	2,159	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0,9207	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0	0
Heptano	1	0,045
Octano	24	0,955

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	4	
Descrição	Refluxo	
Pressão	0,35	Kg/cm ² g
Temperatura	79,66	°C
Vazão mássica	6932	Kg/h
Vazão molar	74,63	Kmol/h
Entalpia total	-3,55	Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	11,24	m ³ /h
Peso molecular	92,9	Kg/kmol
Densidade	616,7	Kg/m ³
Viscosidade	0,2083	cP
Condutividade térmica	27,998	W/m·°C
Calor específico	2,361	kJ/kg·°C
Tensão superficial	13,33	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0	m ³ /h
Peso molecular	89,95	Kg/kmol
Densidade	3,198	Kg/m ³
Viscosidade	6,860e-003	cP
Condutividade térmica	4,61	W/m·°C
Calor específico	1,814	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0,9589	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,534	0,571
Heptano	0,453	0,428
Octano	0,013	0,011

ANEXO 2: ESPECIFICAÇÃO DOS VASOS:

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	C1		
Descrição	Torre de Destilação		
Pressão no topo	0,35	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	0,47		
Pressão de projeto	3,5		
Temperatura no topo	79,66	°C	
Temperatura no fundo	150,6		
Temperatura de projeto	109,66		
Nível normal de líquido	4380	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	-		
Nível máximo de líquido (20%)	876		
Altura	12300		
Diâmetro	1250		
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 do Alimento
B	2	-	Saída do vapor pelo topo
C	3	-	Retorno do refluxo
D	4	-	Saída do líquido pelo fundo
E	5	-	Retorno do vaporizado
F	6	2"	Instrumentação
G	7	-	Válvula de segurança
H	8	2"	Purga com Vapor
I	9	2"	Drenagem
J	10	4"	Ventilação
K	11	22"	Conexões de acesso
ESQUEMA DO RECIPIENTE			
			

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	C2		
Descrição	Vaso pulmão		
Pressão no topo	0	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	0		
Pressão de projeto	0		
Temperatura no topo	79,66	°C	
Temperatura no fundo	79,66		
Temperatura de projeto	80,0		
Nível normal de líquido	580	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	928		
Nível máximo de líquido (20%)	232		
Altura	5800		
Diâmetro	1160		
Material	Aço Carbono		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	3,198	Kg/m ³	
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave	616,7	Kg/m ³	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	1	-	Entrada
B	2	-	Saída do Refluxo
C	3	-	Saída do Destilado
D	4	2"	Válvula de segurança
E	5	2"	Purga com vapor
F	6	22"	Bocais de acesso
G	7	4"	Ventilação
ESQUEMA DO RECIPIENTE			
<p>O diagrama mostra um vaso cilíndrico horizontal. À esquerda, há duas conexões rotuladas 'Conexões para medida de nível'. No topo, há uma 'Entrada' e um 'Bocal de inspeção'. No lado direito, há uma 'Saída'. O interior do vaso é dividido por uma linha vertical, com três níveis de líquido indicados: 'Máximo (80 %)', 'Normal (50 %)' e 'Mínimo (20 %)'.</p>			

ANEXO 3: ESPECIFICAÇÃO DOS PRATOS

ESPECIFICAÇÕES PRATOS			
Número do equipamento	C1		
Descrição	Torre de Destilação		
Número de seções da coluna	2		
SEÇÃO 1 DA COLUNA			
Identificação	Enriquecimento		
De prato/A prato	1	6	
Pressão	0,35	0,41	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,06		
Temperatura	79,66	101,4	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	13899,26	13899,26	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	8553,76	20016,09	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4287,24	4287,24	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	13,88	32,49	
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	6,860e-003	7,269e-003	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,2083	0,1909	
Diâmetro	1250		mm
Número de pratos	6		
Espaçamento entre pratos	457,2		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvula		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		
SEÇÃO 2 DA COLUNA			
Identificação	Retificação		
De prato/A prato	7	12	
Pressão	0,41	0,47	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,06		
Temperatura	101,4	150,6	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	13899,26	13899,26	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	20016,09	20016,09	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4287,24	4287,24	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	32,49	32,49	
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	7,269e-003	7,428e-003	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,1909	0,1613	
Diâmetro	1250		mm
Número de pratos	6		
Espaçamento entre pratos	457,2		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvula		

Altura de recheio	-	mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-	

ANEXO 4: ESPECIFICAÇÃO TROCADOR DE CALOR

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E-1			
Descrição			Refervedor de fundo torre de destilação.			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco - tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AKU			
Disposição (horizontal/vertical)			Horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?		1		Série	
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	14168,28		Kg/h	1938,90		Kg/h
Fração de vapor/gás	0,0	0,8		1,0	0,15	
Vazão de vapor/gás	0,0	11324,8	Kg/h	1938,90	285,25	Kg/h
Vazão de líquido	14168,28	2843,48		0,0	1653,65	
Temperatura	148,6	150,6	°C	180	180	°C
Pressão	1,95	1,25	Kg/cm ² g	10,2	9,5	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0,7		Kg/cm ²	0,7		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	300		Kcal / h m ² °C	300		Kcal / h m ² °C
Fator de deposição	0,00015		h m ² °C/ kcal	0,00015		h m ² °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	143,5			Kcal / h m ² °C		
ΔT_{ml}	30,39			°C		
F_T	0.94					

Calor trocado	0,796	Gcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO		
Pressão de projeto	13,02	Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	210	°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR		
Área de troca de calor	194,19	m ²
Diâmetro dos tubos	¾"/19,25	polegadas/mm
Comprimento dos tubos	20/6096	pés/mm
Espessura dos tubos	16	BWG
Espaçamento entre centro dos tubos	15/16" / 23,75	pés/mm
Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômica)	Triangular	
Diâmetro do casco	27/8229,6	pés/mm

ANEXO 5: ESPECIFICAÇÃO DE BOMBA

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 FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	13,1			m ³ /h
Pressão	1,033	kg/cm ² g	2,627	kg/cm ² g
Temperatura	80,588	°C	80,588	°C
Densidade	616,512	kg/m ³	616,512	kg/m ³
Viscosidade	0,422	cP	0,422	cP
Pressão de vapor	0,170	kg/cm ² g	0,170	kg/cm ² g
CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA				
Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)	15,720			m ³ /h
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	7,806			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	1,196			kg/cm ² g
Pressão na impulsão na vazão de projeto	2,790			
Pressão diferencial	1,594			kg/cm ²
Altura diferencial	25,860			m
NPSH disponível	16,652			m
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	1,227			kg/cm ²
Pressão máxima na aspiração	1,227			kg/cm ² g
Pressão máxima na impulsão	3,140			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	2"		1.1/2"	polegadas
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	4,870			Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	110,588			°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	2,200			kW
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				

ANEXO 6: ESPECIFICAÇÃO INSTRUMENTAÇÃO

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Fase (L, G ou M)	Vazão normal / kg/h
FT01	1	L	
FI02	2	G	
FI03	3	L	
FI04	4	L	
FI05	5	G	
FI06	6	L	
FC01	1	L	
FCV01	1	L	
FC02	3	L	
FCV02	3	L	
FC03	6	L	
FCV03	6	L	

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

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

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	6	L	
PI03	6	L	
PI04	2	G	
PI05	2	L	
PI06	4	L	
PI07	3	L	
PI08	3	L	
PI09	5	L	
PI10	5	G	
PI11	6	L	

ANEXO 7: ESPECIFICAÇÃO DE LAÇOS 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 carga à planta	FT01, FC01, FCV01
2	3	Controle de refluxo	LT01, LC01, FC02, FCV02
3	6	Controle de saída de produto	LT02, LC02, FC03, FCV03

ANEXO 8: ESPECIFICAÇÃO 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	6	3		Abrir completamente