



Universidade de Brasília – UnB
Instituto de Química
Departamento de Química Tecnológica
Graduação em Engenharia Química

William Mendes Cunha

**Aplicação dos conceitos de Engenharia Química:
Projeto de equipamentos industriais**

Orientador: Prof. Dr. José Joaquin Linares León

Brasília , DF

2021

William Mendes Cunha

**Aplicação dos conceitos de Engenharia Química:
Projeto de equipamentos industriais**

Trabalho de conclusão de curso submetido à
Graduação em Engenharia Química da
Universidade de Brasília, como parte dos
requisitos necessários para obtenção do
título de Bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. José Joaquín Linares
León

Brasília , DF

2021

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente a mim, por não desistir apesar dos altos e baixos que tive que superar para chegar até o fim dessa jornada. Agradeço a minha mãe Celma Elvira Mendes Cunha por todo apoio, incentivo, lições, alegrias que me deu durante a minha trajetória. Quero agradecer também às amigadas que a graduação me possibilitou, as quais quero levar além da universidade: Graciane Resende, Lhucas Tenório de Melo de Sousa, Nayara dos Santos Oliveira e Rebecca Rodrigues de Carvalho por todos os momentos incríveis, companheirismo e apoio, sozinho dificilmente se chega à algum lugar e essas pessoas foram um marco para mim. Por fim agradeço aos professores José Joaquin Linares León e Elaine Rose Maia pela paciência de ensinar, pelos conselhos e ótimas experiências com o mundo científico, despertaram meu interesse no meio acadêmico.

RESUMO

O presente trabalho tem como objetivo aplicar os conceitos da engenharia química, em situações industriais diferentes que estão interligadas, para o projeto dos seguintes equipamentos: bomba hidráulica, trocador de calor, instrumentação e controle de torre de destilação, e análise de custos de uma planta química. O trabalho apresenta partes de um projeto de uma torre de separação de n-hexano, n-heptano e n-octano. Foram utilizados softwares para simulações e levantamento de dados, Aspen HYSYS e através do método de Fenske-Underwood-Gilliland foram calculados os parâmetros iniciais para então ser calculado o custo do projeto da torre. Os cálculos apresentados iniciam-se de questões propostas nas matérias de Projetos de Engenharia Química 1 e Projetos de Engenharia Química 2.

Palavras-chave: torre de destilação, bomba hidráulica, trocador de calor, instrumentação e controle, projeto de engenharia química.

ABSTRACT

The present work applied chemical engineering, different industrial situations that are interconnected, for the design of the following equipment: hydraulic pump, heat exchanger, instrumentation and control of a distillation tower, and cost analysis of a chemical plant. The work presents parts of a project for an n-hexane, n-heptane and n-octane separation tower. Aspen HYSYS software for simulations and data collection were used, and the initial parameters were calculated using the Fenske-Underwood-Gilliland method and then the cost of the tower project was calculated. The calculations presented start from questions proposed in the subjects of Chemical Engineering Projects 1 and Chemical Engineering Projects 2.

Keywords: distillation tower, hydraulic pump, heat exchanger, instrumentation and control, chemical engineering project.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1	Esquema da torre de destilação.....	21
Figura 2	Esquema do sistema de bombeamento do refluxo.....	43
Figura 3	Diagrama PI&D do sistema de fracionamento da mistura $n - C_6$, $n - C_7$ e $n - C_8$	47

LISTA DE TABELAS

Tabela 1	Dados para a bomba centrífuga.....	9
Tabela 2	Dados do evaporador.....	9
Tabela 3	Informações sobre o condensador.....	10
Tabela 4	Informações sobre o refeedor.....	11
Tabela 5	Dados da torre de destilação.....	12
Tabela 6	Informações sobre o pulmão da torre.....	15
Tabela 7	Método das porcentagens.....	17
Tabela 8	Dados das correntes da torre.....	18
Tabela 9	Número aproximado de estágios reais.....	20
Tabela 10	Caudais de vapor e líquido.....	21
Tabela 11	Diâmetro e sessão transversal.....	22
Tabela 12	Altura da coluna.....	23
Tabela 13	Valores dos parâmetros.....	23
Tabela 14	custo atualizado da torre de destilação.....	24
Tabela 15	Parâmetros do Condensador.....	25
Tabela 16	Calor latente, Temperatura e área de troca térmica do condensador.....	25
Tabela 17	Custo do condensador.....	26
Tabela 18	Parâmetros do Refeedor.....	26
Tabela 19	Calor latente, Temperatura e área de troca térmica do refeedor.....	27
Tabela 20	Custo do refeedor.....	27
Tabela 21	Informações vaso pulmão.....	27
Tabela 22	Diâmetro do vaso pulmão.....	28
Tabela 23	Custo do vaso pulmão.....	28
Tabela 24	Resultados para a bomba.....	29
Tabela 25	Informações sobre as potências da bomba.....	30
Tabela 26	Custo da bomba e motor.....	30
Tabela 27	Custo total de equipamentos.....	30
Tabela 28	Custo por hora e em 15 anos.....	32
Tabela 29	Custo do projeto todo.....	32

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.....	8
2	ANÁLISE ECONÔMICA DE UMA PLANTA QUÍMICA.....	9
3	PROJETO DE TORRE DE DESTILAÇÃO.....	18
	3.1 Custos de Equipamentos.....	24
	3.1.1 Torre de Destilação.....	24
	3.1.2 Trocador de Calor.....	24
	3.1.3 Vaso Pulmão.....	27
	3.1.4 Bomba de refluxo.....	29
	3.1.5 Total de Custos dos Equipamentos.....	30
	3.1.6 Folhas de especificações.....	32
4	PROJETO DE BOMBAS	43
	4.1 Descrição do projeto.....	43
	4.2 Projeto do sistema de bombeamento.....	43
	4.3 Folhas de especificações.....	46
5	AUTOMAÇÃO PI&D.....	47
	5.1 Descrição do projeto.....	47
	5.2 Folhas de especificação.....	48
6	CONCLUSÃO.....	51
7	REFERÊNCIAS.....	52

1. INTRODUÇÃO

A engenharia química é um conjunto de procedimentos originados de diversas áreas de conhecimento, possibilitando o engenheiro projetar diversos processos industriais, é considerada por muitos a engenharia universal. Dessa forma faz-se este projeto de graduação utilizando de conhecimentos adquiridos ao longo do curso destacando: avaliação econômica, segurança, risco e controle, estudos sistemáticos de setores da indústria química, definição e alcance do projeto, engenharia de detalhe e construção, conceitos de engenharia de processos: torres e reatores, balanços de massa e energia, trocadores de calor, bombas, projeto de instrumentação e de controle.

O estudo preciso e cirúrgico de cada tópico, foi determinante para a elaboração de uma torre de separação de uma mistura de hidrocarbonetos composta por n-hexano, n-octano e n-heptano assim como o projeto dos trocadores de calor e das bombas que são necessários para a sua operação. Os dados do projeto teve como suporte o uso das simulações no software Aspen HYSYS. A destilação é a operação com objetivo da separação de uma mistura, sua aplicabilidade é vasta, sendo utilizada em processos de baixa escala até escala industrial.

O processo de destilação se dá pela coexistência de duas fases da mistura, líquido e vapor, em cada prato da coluna em equilíbrio termodinâmico. Como as substâncias a serem separadas possuem volatilidades diferentes é possível separá-las explorando essa diferença de volatilidade, no instante em que calor é fornecido para a mistura, inicia-se o processo de vaporização parcial onde é estabelecido um equilíbrio entre as fases líquida e vapor, de forma que a composição das fases irá ser diferente em uma determinada pressão. O líquido entra em ebulição no instante em que a pressão de vapor se iguala à pressão ambiente, por consequência das forças intermoleculares vigentes.

Outros equipamentos de grande importância para a operação de uma coluna de separação são os trocadores de calor, as bombas e o controlador do sistema. Em uma coluna de destilação faz se necessária a presença de um condensador, ao topo da coluna, e de um refeedor, ao fundo, para que as correntes que retornam à coluna estejam na temperatura correta para o processo, o uso de bombas centrífugas para transporte de líquidos é fundamental para qualquer processo químico, no projeto apresentado as bombas permitem o transporte das substâncias a serem separadas e o controlador de processo, utilizando o sistema PI&D para garantir que os padrões do processo sejam atendidos e monitorados.

2. ANÁLISE ECONÔMICA DE UMA PLANTA QUÍMICA

Temos uma planta de um processo de separação através de torre de destilação e como engenheiros químicos vamos fazer a avaliação econômica da mesma. A planta tem capacidade de produção de 25000 kg/h e é alimentada por uma mistura de 40% de benzeno e 60% de tolueno sendo que no fim do processo de separação temos 95% de benzeno e 5% de tolueno, onde esses 5% tem 95% de tolueno purificado.

A planta conta com alguns equipamentos para seu funcionamento, a partir dos dados do enunciado podemos estimar o valor de cada equipamento.

1º) Dados da Bomba Centrífuga

Tabela 1: dados para a bomba

Bomba	
Pressão [kg/cm ² g]	1,2
T [°C]	25
Potência [kW]	2,507
Vazão operacional [m ³ /h]	57,53

A partir das informações da tabela 1 e do conteúdo aprendido podemos estimar o custo através de:

$$C_e = a + bS^n \quad [1]$$

Sabemos a potência da bomba de 2,507 kW e temos os parâmetros do equipamento (vazão e potência) necessários para o cálculo do custo do sistema de bombeamento onde vamos adotar um motor de explosão para o cálculo da carcaça da bomba:

$$C_e = -950 + 1770 * 2,507^{0,6}$$

$$C_e = 2122,31 \$$$

Assim sabemos o custo da bomba, considerando um motor de explosão, para a construção da planta.

2º) Dados do Evaporador

Tabela 2: dados do evaporador

Evaporador (50%)	
Pressão (50%) [kg/cm ² g]	0,5
T (50%) saída	112,6

Vapor de baixa pressão	Material utilizado
T [°C] de operação	160
Pressão de operação	6
Qtd Calor [Mkcal/h]	3,958
coef global de trans.: De calor (u) [kcal/(hm ²)]	1000

Para o evaporador temos que calcular a área de transferência de calor do equipamento usando a fórmula:

$$Q = U * A * Fc * \Delta T \quad [2]$$

$$\Delta T = (\Delta T2 - \Delta T1) / [\ln \left(\frac{\Delta T2}{\Delta T1} \right)] \quad [3]$$

Utilizando a tabela 2 temos a energia necessária a fornecer ao fluído de processo (Q), o coeficiente global de transmissão de calor (U), as temperaturas de entrada e saída do vaporizador (25 e 112,6 °C, respectivamente), usando o fator de correção (Fc) igual a 1. Com isto, podemos calcular a área necessária:

$$A = \frac{3,958 * 10^6 \frac{kcal}{h}}{1000 \frac{kcal}{h m^2 \circ C} * 1 * \left[\frac{(160 - 112,6) - (160 - 25)}{\ln \left(\frac{(160 - 112,6)}{(160 - 25)} \right)} \right] \circ C}$$

$$A = 47,290 m^2$$

Sabendo a área de transferência de calor podemos estimar o custo do evaporador, considerando que seja um evaporador do tipo “U-tube shell and tube” e utilizando a equação [1] temos:

$$C_e = 24000 + 46 * 47,290^{1,2}$$

$$C_e = 28704,14 \$$$

Temos assim o valor do evaporador do tipo U-tube shell and tube para o funcionamento da planta.

3º) Dados do Condensador

Tabela 3: Informações sobre o Condensador

Condensador	
Qtd de calor a retirar [Mkcal/h]	7,209

coef global de trans;. De calor [kcal/hm ²]	700
Fluido utilizado	Água de refrigeração
T [°C] de entrada	28
T [°C] de saída	45
T [°C] do fluido	81,19

Utilizando as informações da tabela 3 podemos calcular a área de troca térmica do condensador através da equação [2] considerando o fator de correção (Fc) igual a 1.

$$A = \frac{7,209 * 10^6 \frac{kcal}{h}}{700 \frac{kcal}{h m^2 \text{ } ^\circ C} * 1 * \left[\frac{(81,19 - 45) - (81,19 - 28)}{\ln\left(\frac{81,19 - 45}{81,19 - 28}\right)} \right] \text{ } ^\circ C}$$

$$A = 233,28 m^2$$

Sabendo a área de troca térmica podemos estimar o custo do condensador, considerando que seja um condensador do tipo U-tube shell and tube, vamos utilizar para esse equipamento a equação [1] temos:

$$C_e = 24000 + 46 * 233,28^{1,2}$$

$$C_e = 55930,87 \$$$

Temos assim o valor do condensador do tipo U-tube shell and tube para o funcionamento da planta.

4°) Dados do Refervedor

Tabela 4: Informações sobre o refervedor

Reboiler	
Qtd de calor a retirar [Mkcal/h]	5,146
coef global de trans;. De calor [kcal/hm ²]	1000
vapor de baixa pressão	-
T [°C] de operação	160
P de operação [kg/cm ² g]	6
T [°C] do fluido	133,6

Utilizando as informações da tabela 4 podemos calcular a área de troca térmica do refervedor através da equação [2] considerando o fator de correção (Fc) igual a 1.

$$A = \frac{5,146 * 10^6 \frac{kcal}{h}}{1000 \frac{kcal}{h m^2 C} * 1 * (160 - 133,6) C}$$

$$A = 194,92 m^2$$

Sabendo a área de troca térmica podemos estimar o custo do reboiler, considerando que seja um trocador de calor do tipo U-tube shell and tube, vamos utilizar para esse equipamento a equação [1] temos:

$$C_e = 24000 + 46 * 194,92^{1,2}$$

$$C_e = 49738,63 \$$$

Temos assim o valor do refervedor do tipo U-tube shell and tube para o funcionamento da planta

5º) Torre de Destilação

Tabela 5: dados da torre de destilação

Torre de destilação	
Nº de pratos	15
tipo de prato	Válvula
D da torre [m]	2,9
H da torre [m]	15,5
Separação entre pratos [ft]	2
Folga no topo [m]	0,91
Folga no fundo [m]	0,61
tempo de retenção do líq no fundo [min]	10
Pressão no topo [kg/cm ² g]	0
Pressão no fundo [kg/cm ² g]	1

A torre de destilação deve ser considerada inicialmente como um vaso, por sua vez são projetados em função do seu peso, nesse caso deve ser estimada previamente a espessura do material através das características geométricas e a pressão de operação. Dessa forma vamos estar utilizando da derivada da formula de vasos de paredes espessas representada por:

$$l = \frac{PiDi}{2SE - 1,2Pi} \quad [4]$$

E a expressão para vasos de tensão longitudinal:

$$l = \frac{P_i D_i}{4SE + 0,8P_i} \quad [5]$$

P_i = Pressão interna do vaso;

D_i = Diâmetro interno ;

S = Tensão máxima do material;

E = Eficiência da solda;

A pressão de projeto interna do vaso (P_i) é necessária para estimar a espessura. A pressão varia do fundo da nossa torre até seu topo indo de 1 kg/cm² até 0 kg/cm² sendo assim a pressão mais limitadora da nossa torre 1kg/cm²g. Existem dois critérios que podemos adotar nessa etapa sendo:

- i) Somar 10% ao valor da pressão de operação, ou seja. sendo 1kg/cm² somaríamos 0,1 kg/cm²
- ii) Somar diretamente 1,8 kg/cm²

O maior valor entre eles define a pressão de projeto (P_i). Porém, quando este valor fica abaixo de 3,5 kg/cm² ($P_i < 3,5$) devemos utilizar este valor, é o nosso caso, assim estabelecemos $P_i = 3,5$ kg/cm².

A tensão máxima do material (S) que vamos usar para projetar o equipamento será do material de aço ao carbono devido não termos compostos corrosivos em nossa mistura. Na tabela 13.2 temos a tensão máxima suportada pelo material em relação a temperatura de operação em Farehaint, considerando que a torre é alimentada com uma mistura à temperatura de 234,68°F (112,6°C) podemos supor que a temperatura de operação não supera 500°F, podemos selecionar o valor de 12,9 ksi, 12900 psi, 906,96 kg/cm².

O parâmetro de eficiência da solda (E) é usado assumindo que na montagem dos vasos pranchas serão soldadas, são pontos frágeis e deve-se adicionar o fator de segurança que podem variar de acordo com a categoria, tipo de solda e graus radiograficos examinados. Usaremos um valor mais comum estabelecido de 0,85.

Com esses dados podemos estimar a espessura do vaso substituindo os valores nas equações [4] e [5], usaremos o diâmetro interno da torre (D_i) de 2,9m

$$l = \frac{3,5 \frac{kg}{cm^2} * 290 \text{ cm}}{2 * 906,96 \frac{kg}{cm^2} * 0,85 - 1,2 * 3,5 \frac{kg}{cm^2}}$$

$$t = 0,6601 \text{ cm}$$

Pela equação [4] temos uma espessura de 0,6601 cm

$$l = \frac{3,5 \frac{kg}{cm^2} * 290 \text{ cm}}{4 * 906,96 \frac{kg}{cm^2} * 0,85 + 0,8 * 3,5 \frac{kg}{cm^2}}$$

$$t = 0,3288 \text{ cm}$$

Pela equação [5] temos uma espessura de 0,3288 m

Desta forma usaremos a espessura maior sendo 0,6601 cm e adicionamos 3 mm, 0,3 cm, devido ser uma sobre espessura por corrosao que todo vaso deve ter, assim nossa espessura final $l = 0,9601 \text{ cm}$.

Agora que sabemos a espessura vamos estimar o peso do vaso:

$$W_v = 240 C_w D_m (H_v + 0,8 D_m) l \quad [6]$$

Onde temos os seguintes parâmetros:

W_v : peso total da carcaça, excluindo acessórios internos como número de pratos;

C_w : fator responsável pelo peso de acessórios internos, passagens. Podem ser usados como: $C_w = 1,08$ para tanques com poucos acessórios internos ou $C_w = 1,15$ para colunas de destilação ou tanques semelhantes com várias passagens, anéis, recheios ou acessórios equivalentes. Este é o valor que vamos usar.

D_m : é o diâmetro da torre, (2,9 m)

H_v : altura da torre, (15,5 m)

l : é a espessura da torre de 9,601 mm

Substituindo os valores na equação [6] temos:

$$W_v = 240 * 1,15 * 2,9 (15,5 + 0,8 * 2,9) * 9,601$$

$$W_v = 136940,29 \text{ N}$$

Corrigindo esse valor pela aceleração da gravidade ($g = 9.81 \text{ m/s}^2$) temos:

$$W_v = 13959,25 \text{ kg}$$

Com o peso do vaso calculado podemos estimar o custo da torre de destilação a partir da equação [1], podemos optar por 2 tipo de vasos de pressão:

i) Vertical, cs

$$C_e = 10000 + 29 * 13959,25^{0,85}$$

$$C_e = 106723,22 \text{ \$}$$

ii) Vertical, 304 ss

$$C_e = 15000 + 68 * 13959,25^{0,85}$$

$$C_e = 241799,28 \$$$

Escolhemos o vaso vertical, cs devido ser uma torre de destilação mais em conta e satisfaz as dimensões do projeto.

Temos uma torre de destilação composta por pratos valvulados separados por 2 pés, 0,6096m de distância entre eles e o diâmetro de 2,9m que é o parâmetro que vamos usar para calcular o custo unitário de cada prato através da equação [1]:

$$C_e = 180 + 340 * 2,9^{1,9}$$

$$C_e = 2750,60 \$$$

Como o equipamento conta com 15 pratos o custo total é de $C_e = 41259,05 \$$

6°) Pulmão da Torre

Tabela 6 : informações sobre o Pulmão da torre

Pulmão da torre	
Razão geométrica (L/D)	5
Vazão volumétrica de destilado [m³/h]	21,86
RR [m³/h]	73,44
tempo de retenção [min]	10
nível de líq 50% do diâmetro do tanque	
Diâmetro do tanque [m]	2,1
comprimento do tanque [m]	10,5
Pressão de operação [kg/cm²]	0

O tanque pulmão deve ser considerada inicialmente como um vaso horizontal e vão ser projetados em função do seu peso, nesse caso deve ser estimada previamente a espessura do material através das características geométricas e a pressão de operação. Dessa forma vamos estar utilizando a equação [4] e [5]:

A pressão de projeto interna (Pi) adotada será de 3,5 kg/cm². O material que vamos usar para projetar o equipamento será do material de aço ao carbono sendo a tensão máxima do material (S) 12,9 ksi, 12900 psi, 906,96 kg/cm², considerando que a temperatura de operação não supera 500°F. O parâmetro de eficiência da solda (E) a ser utilizado é de 0,85 por ser mais comum nos projetos.

Com todos os parâmetros estabelecidos podemos usar a equação [4] e estimar a espessura :

$$l = \frac{3,5 \frac{kg}{cm^2} * 210 \text{ cm}}{2 * 906,96 \frac{kg}{cm^2} * 0,85 - 1,2 * 3,5 \frac{kg}{cm^2}}$$

$$l = 0,4780 \text{ cm}$$

Usando os parâmetros para a equação [5] estimamos uma espessura de:

$$l = \frac{3,5 \frac{kg}{cm^2} * 210 \text{ cm}}{4 * 906,96 \frac{kg}{cm^2} * 0,85 + 0,8 * 3,5 \frac{kg}{cm^2}}$$

$$l = 0,2381 \text{ cm}$$

Usaremos o maior valor da espessura estima, $l = 0,4780$ devemos somar mais 3 mm, 0,3 cm como um revestimento contra corrosão ficando com uma espessura de tanque final de $l = 0,7780$ cm

Com a espessura estimada $l = 7,780 \text{ mm}$ e como consideramos um tanque horizontal usaremos o comprimento do tanque de $H_v = 10,5 \text{ m}$ e utilizando um $C_w = 1,08$ podemos estimar o peso do tanque utilizando a equação [6]:

$$W_v = 240 * 1,08 * 2,1 * (10,5 + 0,8 * 2,1) * 7,780$$

$$W_v = 51579,98 \text{ N}$$

Corrigindo esse valor pela aceleração da gravidade ($g = 9.81 \text{ m/s}^2$) temos:

$$W_v = 5257,89 \text{ kg}$$

Com o peso do tanque calculado podemos estimar o custo do tanque pulmão a partir da equação [1], podemos optar por 2 tipo de tanques de pressão:

i) Horizontal, cs

$$C_e = 8800 + 27 * 5257,89^{0,85}$$

$$C_e = 48069,33 \text{ \$}$$

ii) Horizontal, 304 ss

$$C_e = 11000 + 63 * 5257,89^{0,85}$$

$$C_e = 102628,44$$

Escolhemos o vaso horizontal, cs devido ser mais em conta e o tanque pulmão na horizontal satisfaz as dimensões do projeto.

Com todos os custos de equipamentos calculado podemos estimar o custo total da parte de equipamentos através do $\sum C_e$ temos um custo total de:

Custo total dos equipamentos (E) $E = 332547,55 \$$ para o processo de separação de benzeno e tolueno.

Assim podemos estimar o capital através do método das porcentagens usando a seguinte tabela:

Tabela 7: Método das porcentagens

	Porcentagem
Equipamentos (E)	$332547,55 \$ = 100\%$
Materiais (M)	(60-70 %) 65% de E = 216155,90 \$
Obra civil e edifícios	28% = 60523,65 \$
Tubulações e infraestrutura	45% = 97270,15 \$
Instrumentação	10% = 21615,59 \$
Eletricidade	10% = 21615,59 \$
Isolamento	5% = 10807,79 \$
Pintura	2% = 4323,12 \$
Engenharia de detalhe	
Projeto de pequeno porte	(40-50%) (M+E) 45% = 246916,55 \$
Construção	(50-70%) (M+E) 60% = 329222,07 \$
Supervisão da construção	10% (M+E) = 54870,34 \$
Total Área de Processo	ISBL (Inside Battery Limits) = 1179712,41 \$
Serviços auxiliares	4% ISBL = 47188,49 \$
Off-sites	8% ISBL = 94376,99 \$
Gastos de arranque	3-4% ISBL (3%) = 35391,37 \$
Contingências e imprevistos	5-15% ISBL (10%) = 117971,24 \$

Utilizando as informações da tabela 7 temos que o valor do imobilizador (I) é:

$$I = 1474640,5 \$$$

O capital de giro (CG) é calculado como 20% do imobilizado:

$$CG = 294928,1 \$$$

Os gastos prévios (GP) são calculados como 10% do imobilizado, sendo assim:

$$GP = 147464,05 \$$$

Os gastos de entrada em funcionamento (GF) são calculados como 5% do imobilizado, então seu valor é de:

$$GF = 73732,02 \$$$

Assim estimamos o investimento necessário para colocar a planta em funcionamento.

3. PROJETO DE TORRE DE DESTILAÇÃO

Torre de Destilação

Para projetarmos uma torre de destilação precisamos saber quais os componentes na mistura, as características das substâncias e a fração de cada substância na torre. Temos como componente leve o hexano, intermediário o heptano e pesado o octano e a partir das informações da tabela 1 podemos calcular os θ que são as raízes da equação 7 da seguinte forma:

Tabela 8: Dados das correntes da torre

Componente	Alimento		Destilado		Resíduo		Volatilidade relativa [α]
	A / kmol h ⁻¹	x_{iA}	D / kmol h ⁻¹	x_{iD}	R / kmol h ⁻¹	x_{iR}	
Hexano	40	0,40	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	1,00

Com essas informações e utilizando a razão entre o calor requerido para vaporizar 1 mol de alimento com o calor latente de vaporização deste, $q = 1$ para líquido em ponto de bolha temos que a equação [7] é dada por:

$$\frac{\alpha_{cl}x_{clA}}{\alpha_{cl}-\theta} + \frac{\alpha_{cp}x_{cpA}}{\alpha_{cp}-\theta} + \frac{\alpha_i x_{iA}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad [7]$$

Substituindo os valores da tabela na equação 7 temos:

$$\frac{2,7 * 0,4}{2,7 - \theta} + \frac{1 * 0,25}{1 - \theta} + \frac{2,22 * 0,35}{2,22 - \theta} = 1 - 1$$

$$2,10\theta^2 + 7,58\theta + 5,99 = 0$$

$$\theta_1 = 1,172 \text{ e } \theta_2 = 2,426$$

Temos que ambos os valores de θ encontrados estão na faixa esperada (1-2,7) volatilidade do componente pesado $< \theta <$ volatilidade do componente leve. Com esse valor vamos encontrar a taxa de refluxo mínima usando a equação [2]:

$$\frac{\alpha_{cl}x_{clD}}{\alpha_{cl}-\theta} + \frac{\alpha_{cp}x_{cpD}}{\alpha_{cp}-\theta} + \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1 \quad [8]$$

Substituindo θ_1 na equação [8]

$$\frac{2,7 * 0,534}{2,7 - 1,172} + \frac{1 * 0,013}{1 - 1,172} + \frac{2,22 * 0,453}{2,22 - 1,172} = R_m + 1$$

$$R_m = 0,943 - 0,075 + 0,959 - 1$$

$$R_m = 0,8276$$

Substituindo θ_2 na equação [8]

$$\frac{2,7 * 0,534}{2,7 - 2,426} + \frac{1 * 0,013}{1 - 2,426} + \frac{2,22 * 0,453}{2,22 - 2,426} = R_m + 1$$

$$R_m = 0,395 - 0,018 - 0,207 - 1$$

$$R_m = -0,6289$$

Podemos inferir a partir dos valores obtidos que uma taxa de refluxo negativa não faz sentido, devido que é introduzido mais líquido na coluna para garantir que opere molhada, portanto o valor correto da taxa mínima de refluxo a ser utilizado pra projetar a torre é $R_m = 0,8276$

Posteriormente foi calculado o número mínimo de pratos por meio da equação [9], onde o heptano é o componente chave leve e o octano o componente chave pesado.

$$N_{min+1} = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{cl}}{x_{cp}} \right)_D \left(\frac{x_{cp}}{x_{cl}} \right)_R \right]}{\log(\alpha_{cl,cp})_{médio}} \quad [9]$$

Substituindo os valores temos:

$$N_{min} + 1 = \frac{\log \left[\left(\frac{0,453}{0,013} \right)_D \left(\frac{0,96}{0,04} \right)_R \right]}{\log(2,22)}$$

$$N_{min} = 8,437 - 1$$

$$N_{min} = 7,437$$

Dessa forma devemos arredondar para mais o número de pratos e assim teremos um total de 8 pratos operando na nossa coluna de destilação.

Para calcularmos o número aproximado de estágios reais usamos a correlação empírica de Gilliland, representada na equação [10], usando as razões de refluxo de 20%, 40%, 60% e 100% maior que a razão mínima.

$$Y=1-\exp\left[\left(\frac{1+54,4X}{11+117,2X}\right)\left(\frac{X-1}{\sqrt{X}}\right)\right] \quad [10]$$

Parâmetros:

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

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

Com esta sequência de cálculo é possível estimar o número de andares necessários para satisfazer a separação para diferentes taxas de refluxo R, foram feitos os cálculos para as taxas de refluxo de 20 %, 40 % ,60 % e 100 % acima da taxa de refluxo mínimo.

O número de prato reais foi calculado a partir da eficiência dos pratos, e pelas especificações por ser um processo limpo o valor adotado foi de 0,8

$$N_R = \frac{N}{\eta_G}$$

Tabela 9: Número aproximado de estágios reais

%	Taxa de refluxo	X	Y	N	N _R
20	0,9937	0,083	0,571	18,68	24
40	1,1564	0,153	0,502	15,94	20
60	1,3216	0,213	0,449	14,31	18
100	1,6520	0,311	0,372	12,44	16

Fazendo os balanços de massa na torre podemos encontrar os caudais de vapor e líquido.

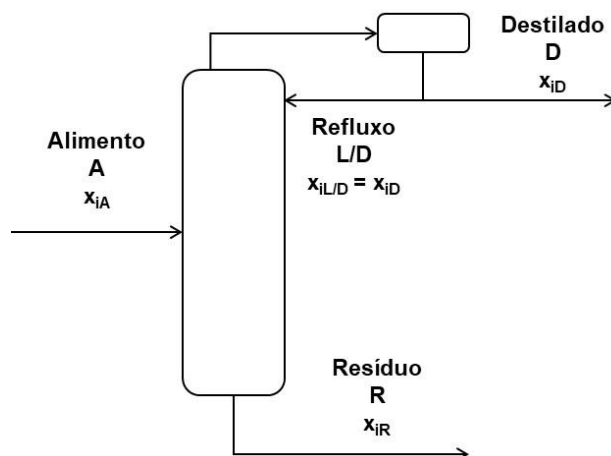


Figura 1: Esquema da torre de destilação

Nas duas regiões da coluna, enriquecimento e esgotamento, consideram-se constantes as vazões de vapor e líquido devido ao método aproximado adotado nesse projeto, o que é errado de certa forma.

Ao fazer um balanço de massa na zona de enriquecimento, o líquido que circula por ele será equivalente ao refluxo, e a alimentação entra na forma de líquido em ebulição. No caso do vapor (V) é encontrado a partir da soma do refluxo com o destilado, uma vez que todo o vapor que sobe é condensado, sendo assim eles podem ser calculados usando as equações [11] e [12].

$$L = R = RR \times D \quad [11]$$

$$V = RR \times D + D \quad [12]$$

Fazendo os cálculos para diferentes razões de refluxo temos as seguintes vazões de líquido que foi transformada de fluxo molar para volumétrico usando a densidade molar da mistura que sai no topo da torre, o destilado $\rho = 0,0349 \text{ kmol m}^{-3}$

Tabela 10: Caudais de vapor e líquido

RR (L/D)	L (kmol.h ⁻¹)	V (kmol.h ⁻¹)	V (m ³ .h ⁻¹)
0,9937	74,582	149,582	4286,013
1,1564	87,012	162,012	4642,183
1,3216	99,442	174,442	4998,352
1,6520	124,303	199,303	5710,691

Com os dados de vazão podemos usar a equação de York [13], para estimar a velocidade limite da fase vapor, usando os parâmetros a densidade do líquido (ρ_L) = 616,1 kg.m⁻³, a densidade do vapor (ρ_G) = 3,242 kg.m⁻³ e $k = 0,23$

$$v_{Lim} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad [13]$$

Substituindo os valores temos que $v_{Lim} = 3,162 \text{ ft.s}^{-1}$ e fazendo a conversão para o SI temos $0,964 \text{ m.s}^{-1}$.

A partir desse resultado calculamos a sessão transversal mínima da coluna (S_{min}) para impedir o arraste de vapor e o diâmetro mínimo (D_{min}) da coluna para cada valor da razão de refluxo, a fins de segurança o diâmetro foi dimensionado 20% acima do valor encontrado, fornecendo o diâmetro verdadeiro (D).

$$S_{min} = \frac{V}{v_{lim}} \quad [14]$$

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \times S_{min}}{\pi}} \quad [15]$$

Tabela 11: Diâmetro e sessão transversal

%	$S_{min} \text{ (m}^2\text{)}$	$D_{min} \text{ (m)}$	D (m)	S (m ²)
20	1,23	1,25	1,50	1,78
40	1,34	1,30	1,56	1,93
60	1,44	1,35	1,62	2,07
100	1,65	1,45	1,74	2,37

Estimado esses parâmetros podemos calcular a altura da coluna. De início devemos calcular a altura do fundo da coluna que fica preenchido com líquido, usando a densidade molar do produto de fundo = $5,375 \text{ kmol/m}^3$ que será convertido em vazão volumétrica , posteriormente calculamos a altura da coluna desconsiderando o fundo. Alguns dos critérios para fazer essa estimacão da altura da torre, visto na aula, temos 1,5 ft de separacão entre os pratos em funcão de se tratar de um serviço considerado limpo. Para estimar esse valor, será necessário conhecer as vazões de líquido que são retiradas, correspondentes à vazão de líquido que desce pela coluna, somatória do valor do líquido entrante pelo refluxo e o alimento. Será aplicado um tempo de retenção de 10 minutos.

$$H_{fundo} = \frac{(L+A) \times 10}{60 \times 5,375 \times S} \quad [16]$$

$$H_{sem\ fundo} = (N_R - 2) \times 0,46 + 3 \times 0,96 \quad [17]$$

$$H_{total} = H_{fundo} + H_{sem\ fundo} \quad [18]$$

Tabela 12: Altura da coluna

%	$H_{sem\ fundo} (m)$	$H_{fundo} (m)$	$H (m)$
20	13,00	3,04	16,04
40	11,16	3,01	14,17
60	10,24	2,98	13,22
100	9,32	2,93	12,25

Com a altura estimada devemos saber o custo da torre. Temos alguns parâmetros estabelecidos para a torre e para os pratos, sendo os coeficientes para a torre: $a=10.000,00$; $b=29,00$ e $n=0,85$ e o coeficientes para os pratos: $a=180,00$, $b=340,00$ e $n=1,90$. Definidos tais parâmetros partimos para o cálculo da espessura mínima (e_{min}) e a espessura por tensão longitudinal (e_{long}) usando as equações [19] e [20]

$$e_{min} = \frac{P_i D}{2SE - 1,2P_i} \quad [19]$$

$$e_{long} = \frac{P_i D}{4SE - 0,8P_i} \quad [20]$$

O calculo do peso da coluna (W_v) é representado na equação [21] e primeiramente foi convertido em massa (m) ao dividir pela aceleração gravitacional.

$$W_v = 240 \times C_w \times D_e \times (H + 0,8D_e) \times e_{total} \quad [21]$$

Onde,

C_w – Fator que levando em conta a massa de diversos componentes (1,5 em torres de destilação que são mais complexas que vasos normais);

D_e – Diâmetro interno calculado somado à espessura (t) em m;

e_{total} – Espessura em mm;

H – Altura calculada da torre.

Na tabela 6 temos os valores obtidos para essas equações:

Tabela 13: valores dos parâmetros

%	e_{min}	e_{long}	W_v (N)	m (kg)
20	3,43	1,71	56090,91	5723,56
40	3,56	1,78	52674,28	5374,93
60	3,70	1,85	52038,03	5310,00
100	3,95	1,97	53511,59	5460,37

3.1 Custos de Equipamentos

3.1.1 Torre de Destilação

Com o peso da coluna podemos estimar o custo da coluna, que é tratada como vaso, sendo dividido em custos da parte externa da coluna C_{vaso} , e da parte interna custo dos pratos individuais C_{pratos} , usando os parâmetros estabelecidos para a torre sendo os coeficientes para a torre: $a=10.000,00$; $b= 29,00$ e $n= 0,85$ e o coeficientes para os pratos: $a= 180,00$, $b= 340,00$ e $n= 1,90$:

$$C_{Vaso} = a + b \times W_v^n \quad [22]$$

$$C_{Prato} = a + b \times D^n \quad [23]$$

$$C_{total} = C_V + C_P \times N_R \quad [24]$$

Os custos estimados são para o ano de 2007 devido serem os que temos mais fácil acesso. Atualizando esses valores usando o índice de custo de plantas de engenharia química (CEPCI), ou seja, fator de correção de Lang para obtermos o investimento. temos a seguinte operação:

$$C_{2018} = C_{2007} \times \frac{I_{2018}}{I_{2007}} \quad [25]$$

Com isso obtemos o custo da torre de destilação apresentado na tabela 14:

Tabela 14: custo atualizado da torre de destilação

%	C_{Vaso} (\$)	C_{Prato}	$C_{total,2007}$ (\$)	$C_{total,2018}$ (\$)
20	55333,00	919,16	77392,74	83849,26
40	52974,88	977,39	72522,70	78572,93
60	52533,25	1035,40	71170,50	77107,93
100	53554,85	1150,82	71967,99	77971,95

3.1.2 Trocador de Calor

Temos 2 trocadores de calor sendo o do topo um condensador e o do fundo o refeedor. Primeiro calculamos o do condensador, utilizamos o calor latente da corrente do destilado (QL_{dest}), valor retirado de ficha de informação das correntes, sendo de 7602 kcal/kmol, da ficha usamos o valor da temperatura da corrente do destilado (T_{dest}) de 79,66 °C.

Temos a temperatura da água de refrigeração sendo a temperatura de entrada (T_e) de 28 °C e a temperatura de saída (T_s) de 45 °C. O coeficiente global de troca térmica (U) é de 500

W/m².°C para essa corrente. Foi necessário convertê-lo à unidade de kcal/m².h.°C multiplicando o valor pelo fator de correção de 0,86.

Tabela 15: parâmetros do Condensador

QL_{dest} (kcal/kmol)	7602
U (W/m ² .°C)	500
U (kcal/m ² .h.°C)	429,92
T_{dest} (°C)	79,66
T_e (°C)	28
T_s (°C)	45

Usando o calor latente e a vazão de líquido no topo calculamos o calor trocado no condensador usando a equação [26]

$$Q_{cond} = V \times QL_{dest} \quad [26]$$

Então usamos a fórmula [27] para encontrar a temperatura a partir da média logarítmica usando as temperaturas de entrada e saída e da corrente de destilado da seguinte forma:

$$\Delta T = \frac{(T_{dest}-T_e)-(T_{dest}-T_s)}{\ln\left(\frac{T_{dest}-T_e}{T_{dest}-T_s}\right)} \quad [27]$$

A área de troca térmica é calculada a partir da equação [28] e a tabela 16 contém os dados obtidos para o condensador.

$$A_{cond} = \frac{Q_{cond}}{U \times \Delta T} \quad [28]$$

Tabela 16: Calor latente, Temperatura e área de troca térmica do condensador

%	Qcond (kcal/h)	ΔT (°C)	A_{cond} (m ²)
20	1137121,31	42,596	62,094
40	1231616,53	42,596	67,254
60	1326111,75	42,596	72,414
100	1515102,19	42,596	82,734

Usando a tabela 16 podemos estimar o custo do equipamento, considerando um trocador de calor do tipo casca-tubo, seu custo será ajustado para valores de 2018 usando o índice de custo de plantas de engenharia química (CEPCI), os parâmetros estabelecidos para o trocador de calor são: a = 24000, b = 46 e n = 1,2. A tabela 17 apresenta o custo do condensador.

$$C_{Cond} = a + b \times A_{cond}^n \quad [29]$$

Tabela 17: Custo do condensador

%	$C_{Cnd,2007}$ (\$)	$C_{Cond,2018}$ (\$)
20	30522,49	33068,84
40	31178,21	33779,26
60	31844,07	34500,68
100	33203,98	35974,04

Agora devemos avaliar o refervedor da coluna. Da mesma maneira pegamos as informações do calor latente do resíduo (QL_{refer}) sendo 7847 kcal/kg e da temperatura do resíduo (T_{resid}) 150,6 °C usando a tabela de informação das correntes, a temperatura de vapor (T_{vap}) = 230 °C o coeficiente global de troca térmica (U) = 750 W/m².°C que corrigimos usando um fator de correção de 0,86.

Tabela 18: parâmetros do Refervedor

QL_{refer} (kcal/kmol)	7847
U (W/m ² .°C)	750
U (kcal/m ² .h.°C)	644,88
T_{resid} (°C)	150,6
T_{vap} (°C)	230

Usando a equação [30] encontramos o calor no trocador de calor do fundo:

$$Q_{refer} = (L + A) \times QL_{refer} \quad [30]$$

Nesse caso temos que as correntes possuem temperatura constante devido à mudança de fase fizemos a temperatura média de ambas as correntes.

$$\Delta T = T_{vap} - T_{resid} \quad [31]$$

Usando a equação [32] podemos achar a área de troca termica do refervedor, a tabela 19 representa os resultados obtidos para o refervedor

$$A_{refer} = \frac{Q_{refer}}{U \times \Delta T} \quad [32]$$

Tabela 19: Calor latente, Temperatura e área de troca térmica do refervedor

%	Q_{refer} (kcal/h)	ΔT (°C)	A_{refer} (m ²)
20	1327171,31	79,4	25,91
40	1421666,53	79,4	27,76
60	1516161,75	79,4	29,61

100 1705152,19 79,4 33,30

Sabendo a área de troca térmica estimamos o custo para o reboiler da mesma forma que fizemos para o condensador corrigindo o valor de 2007 para 2018 usando o índice de custo de plantas de engenharia química (CEPCI), o custo para o reboiler é apresentado na tabela 20

Tabela 20: Custo do reboiler

%	$C_{Refer,2007}$ (\$)	$C_{Refer,2018}$ (\$)
20	26286,17	28479,10
40	26482,86	28692,21
60	26682,19	28908,17
100	27088,24	29348,09

3.1.3 Vaso Pulmão

O custo desse equipamento baseia-se em alguns dados, informados na tabela 21, temos que fatores como a eficiência de solda (E), tensão de cisalhamento (S_t), complexidade (X) e espessura de corrosão (C.A.) os valores usados foram os indicados na aula. A pressão de operação ($P_{Dest,op}$) foi encontrada na ficha de informação das correntes e convertida para a unidade utilizada. Para a sua utilização foi acrescido o valor de 1,8 obtendo a pressão de desenho. Os índices de custo de plantas de engenharia química indicam preços estimados para o vaso pulmão para o ano de 2006 e uma correção para 2018 que é o que usaremos nesse trabalho.

Tabela 21: Informações vaso pulmão

t_r (min)	10
L/D	5
ρ_{Dest} (kmol/m ³)	6,638
E	0,85
S_t	1055
X	2
$P_{Dest,op}$ (kg/cm ²)	1
$P_{Dest,desenho}$ (kg/cm ²)	2,8
C.A. (mm)	3

Com as equações [33] - [36] podemos calcular o diâmetro mínimo do vaso pulmão:

$$Q = \frac{v(kmol.h^{-1})}{\rho_{Dest}} \quad [33]$$

$$Vol_{\acute{u}til} = \frac{Q \times t_r}{60 \text{ min/h}} \quad [34]$$

$$Vol_{geo} = Vol_{\acute{u}til} * 2 \quad [35]$$

$$D_{min} = \sqrt[3]{\frac{4 \times Vol_{geom\acute{e}trico}}{\pi \times (L/D)}} \quad [36]$$

Comparamos os valores de diâmetro em 20% e 0,3 m para ver qual apresenta um maior diâmetro, assim encontramos os valores reais de diâmetro mostrado na tabela 22

Tabela 22: Diâmetro do vaso pulmão

%	Q (m ³ /h)	Vol _{útil} (m ³)	Vol _{geo} (m ³)	D _{min} (m)	D _{20%} (m)	D _{0,3} (m)
20	22,53	3,75	7,51	1,24	1,49	1,54
40	24,40	4,06	8,13	1,27	1,53	1,57
60	26,27	4,38	8,76	1,30	1,56	1,60
100	30,02	5,00	10,00	1,36	1,63	1,66

Com esses dados da tabela 22 nós podemos calcular o custo do equipamento a partir da equação [37] – [39]

$$e = \frac{P_{Dest,op} \times (D/2) \times 1000}{S_t \times E - 0,6 \times P_{Dest,op}} + C.A. \quad [37]$$

$$W = 24,6 \times D_{0,3} \times (L + 0,8 \times D) \times (e + X) \quad [38]$$

$$C_{2006} = -2500 + 200 \times W^{0,6} \quad [39]$$

E fazemos a conversão do custo de 2006 para 2018 usando o índices de custo de plantas de engenharia química (CEPCI) indicado por (I).

$$C_{2018} = C_{2006} \times \frac{I_{2018}}{I_{2006}} \quad [40]$$

Tabela 23: Custo do vaso pulmão

%	e (mm)	W (kg)	C ₂₀₀₆ (\$)	C ₂₀₁₈ (\$)
20	5,4278	2517,76	19460,36	22156,61
40	5,4805	2646,97	20129,75	22918,75
60	5,5306	2773,41	20772,27	23650,29
100	5,6241	3019,06	21987,99	25034,44

3.1.4 Bomba de refluxo

È necessário calcular a vazão volumétrica de refluxo, e fizemos através da divisão da vazão molar pela densidade molar do destilado.

Encontramos as alturas das cargas na admissão e no impulso da bomba, a primeira fizemos somando metade do diâmetro do vaso pulmão mais 3 metros de elevação do vaso, a segunda somamos a altura da bomba mais 3 metros de elevação. Depois calculamos as pressões manométricas na admissão e no impulso da bomba usando as alturas de carga hidráulica, densidade mássica da corrente do destilado e a gravidade representados nas equações [41] e [42].

$$P_{adm} = H_{adm} \times \rho_{Dest} \times g \quad [41]$$

$$P_{imp} = H_{imp} \times \rho_{Dest} \times g \quad [42]$$

Com isso calculamos a diferença de pressão (ΔP), os resultados estão apresentados na tabela 24

Tabela 24: Resultados para a bomba

%	Q(m ³ /h)	H_{adm} (m)	H_{imp} (m)	P_{adm} (Pa)	P_{imp} (Pa)	ΔP (Pa)
20	11,236	3,771	19,043	22788,61	159222,31	136433,70
40	13,108	3,787	17,170	22889,76	147899,88	125010,12
60	14,981	3,803	16,221	22985,87	142166,43	119180,56
100	18,726	3,833	15,255	23165,17	136324,53	113159,36

Com os valores da tabela 24 podemos encontrar a potência útil, a potência absorvida e a potência elétrica da bomba, usando uma eficiência hidráulica de 45% e eficiência elétrica de 90% para os cálculos das equações [43] – [45], informações sobre as potências da bomba mostradas na tabela 25.

$$Pot_{\acute{u}til} = \frac{Q \times \Delta P}{3600} \quad [43]$$

$$Pot_{abs} = \frac{Pot_{\acute{u}til}}{0,45} \quad [44]$$

$$Pot_{elétrica} = \frac{Pot_{abs}}{0,9} \quad [45]$$

Tabela 25: Informações sobre as potências da bomba

%	$Pot_{\acute{u}til}$ (W)	Pot_{abs} (W)	$Pot_{elétrica}$ (kW)
20	425,809	946,24	1,051
40	455,182	1011,51	1,124
60	495,950	1102,11	1,225

100	588,617	1308,04	1,453
-----	---------	---------	-------

Para a potência da bomba usamos o método identificado no arquivo Chemical Engineering Design. Alguns parâmetros estabelecidos para calcular o custo da bomba foram:

Para a bomba centrífuga: $a= 6900$, $b= 206$ e $n= 0,9$

Para o motor da bomba: $a= -950$, $b= 1770$ e $n= 0,6$

Para o custo bomba e do motor usamos os valores de 2007 usando os índices CEPCI e dessa forma temos os custos da bomba e do motor apresentados na tabela 26

Tabela 26: Custo da bomba e motor

%	$C_{bomba,2007}$ (\$)	$C_{Motor,2007}$ (\$)
20	7473,76	2553,88
40	7559,15	2893,42
60	7643,32	3214,02
100	7808,65	3810,57

3.1.5 Total de Custos dos Equipamentos

Usando todos os custos com equipamentos calculados vamos encontrar o valor bruto do investimento (Y) através da equação [46]

$$Y = C_{total\ de\ equipamentos} \times f_L \quad [46]$$

Em que,

$C_{total\ de\ equipamentos}$ – Custo total dos equipamentos;

f_L – Fator de Lang (4,74).

Tabela 27: Custo total de equipamentos

%	C_{total} (\$)	Y (\$)
20	178418,03	845701,45
40	175287,73	830863,85
60	175930,18	833909,07
100	180917,08	857546,97

Com esses resultados podemos estimar os custos para 15 anos de operação da planta, custos em relação á água de resfriamentos foram estimados usando a equação [47]

$$C_{\acute{a}gua,hora} = \left(\frac{Q_{cond}}{Cp_{\acute{a}gua} \times (T_s - T_e) \times \rho_{\acute{a}gua}} \right) \times f_a \quad [47]$$

Posteriormente transformamos esse custo por hora em custo por ano usando a equação [48]

$$C_{\acute{a}gua,anos} = C_{\acute{a}gua,h} \times nh \times nd \times na \quad [48]$$

Sendo

nh – 24 h/dia

nd – 365,4 dias/ano

na – 15 anos

Com os custos de água estabelecidos podemos passar para o calculo do custo de vapor de baixa pressão usando a equação [49]

$$C_{vapor,hora} = \left(\frac{Q_{refer}}{L_V} \right) \times f_v \quad [49]$$

Onde:

L_V – Calor latente do vapor na temperatura de operação;

Para esse parâmetro usamos a equação de Regnault $L_V = 606,5 - 0,695 \times T$, usando T como a temperatura de operação

f_v – Valor da tonelada do vapor de aquecimento

E finalmente calculamos os custos de operação de eletricidade gasta por hora através da equação [50]

$$C_{elétrico,hora} = Pot_{eletrico} \times f_{eletrico} \quad [50]$$

Tanto para o custo de vapor quanto para o custo elétrico transformamos o custo de horas para 15 anos, para sabermos o total do custo operacional da planta em 15 anos e obtivemos os valores mostrados na tabela 28.

Tabela 28: Custo por hora e em 15 anos

%	$C_{\acute{a}gua,hora}$	$C_{\acute{a}gua,anos}$	$C_{vap,hora}$	$C_{vap,anos}$	$C_{el,hora}$	$C_{el,anos}$	$C_{total\ 15\ anos}$
20	6,69	879891	29,81	3921856	0,26	34575	4836322
40	7,24	953010	31,94	4201094	0,28	36960	5191065

60	7,80	1026129	34,06	4480332	0,31	40271	5546732
100	8,91	1172368	38,31	5038808	0,36	47795	6258971

Com os custos de operação em 15 anos e os valores de investimento bruto somando os dois temos o custo total da planta mostrado na tabela 29.

Tabela 29: custo do projeto todo

%	Custos Totais (\$)
20	2152353
40	2240944
60	2348343
100	2581591

Portanto, depois desse trabalho extenso, podemos inferir que o valor de 20% acima da taxa de refluxo mínima é o que nos mostrou ótimos resultados ao avaliar os custos totais, sendo o menor e dessa forma é a melhor opção de projeto.

3.1.6 Folhas de especificações

Coluna de destilação - Ficha de especificação

ESPECIFICAÇÕES PRATOS			
Número do equipamento	1		
Descrição	Coluna de destilação		
Número de seções da coluna			
SEÇÃO 1 DA COLUNA			
Identificação	Zona superior de enriquecimento		
De prato/A prato	1	10	
Pressão	0,35	0,45	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,05		
Temperatura	79,66	101,4	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	13898,76	13868,76	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	6931,26	6931,26	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4286,81	4286,81	m ³ /h

Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	11,23	11,23	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	3,242	3,242	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	616,1	616,1	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	0,2083	0,1909	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,2383	0,1909	
Diâmetro	1500		mm
Número de pratos	10		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvula		
Altura de recheio	Não temos		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	Não temos		
SEÇÃO 2 DA COLUNA			
Identificação	Zona inferior – Esgotamento		
De prato/A prato	10	24	
Pressão	0,45	0,54	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,05		
Temperatura	101,4	150,6	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	13898,76	13898,76	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	16221,26	16221,26	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	22,53	22,53	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	33,48	33,48	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	3,242	3,242	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	616,1	616,1	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	0,1909	0,1613	cP

Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,1909	0,1613	
Diâmetro	1500		mm
Número de pratos	14		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvulas		
Altura de recheio	Não temos		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	Não temos		

Ficha de especificação de corrente de material

Alimentação

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
Descrição	Alimento	
Pressão	0,45	Kg/cm ² g
Temperatura	101,4	°C
Vazão mássica	9810	Kg/h
Vazão molar	100	Kmol/h
Entalpia total	$-4,842e^{+0,006}$	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	0,1909	cP
Condutividade térmica	0,09886	W/m.°C
Calor específico	2,473	kJ/kg.°C
Tensão superficial	11,97	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
	Não temos uma alimentação que entra como vapor	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,4	0,351
Heptano	0,35	0,357
Octano	0,25	0,291

Destilado

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	$-3,569e^{+0,006}$	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	0,1025	W/m·°C
Calor específico	2,361	kJ/kg·°C
Tensão superficial	13,33	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
	Não temos fase vapor no destilado	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,534	0,495
Heptano	0,453	0,488
Octano	0,013	0,015

Resíduo

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	3	
Descrição	Resíduo	
Pressão	0,54	Kg/cm ² g
Temperatura	150,6	°C
Vazão mássica	8525	Kg/h
Vazão molar	75	Kmol/h
Entalpia total	$-3,826e^{+0,006}$	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	0,0933	W/m.°C
Calor específico	2,716	kJ/kg.°C
Tensão superficial	9,797	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
	Não temos fase vapor no resíduo	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0	0
Heptano	0,04	0,0352
Octano	0,96	0,9647

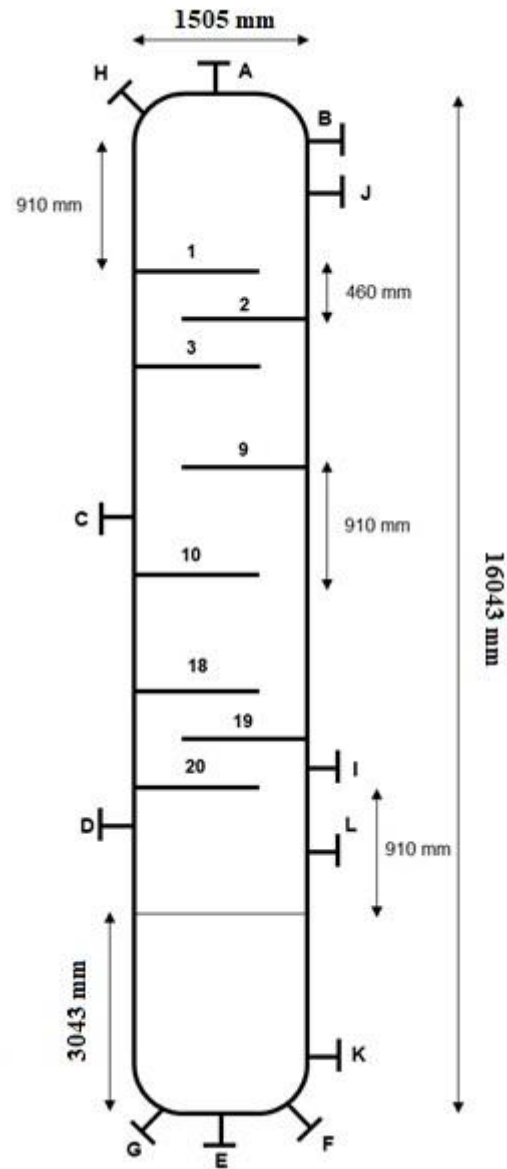
Refluxo

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	4	
Descrição	Refluxo	
Pressão	0,35	Kg/cm ² g
Temperatura	79,66	°C
Vazão mássica	6967	Kg/h
Vazão molar	75	Kmol/h
Entalpia total	$-3,569e^{+0,006}$	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	0,1025	W/m·°C
Calor específico	2,361	kJ/kg·°C
Tensão superficial	13,33	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
	Não temos fase vapor no refluxo	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,534	0,495
Heptano	0,453	0,488
Octano	0,013	0,015

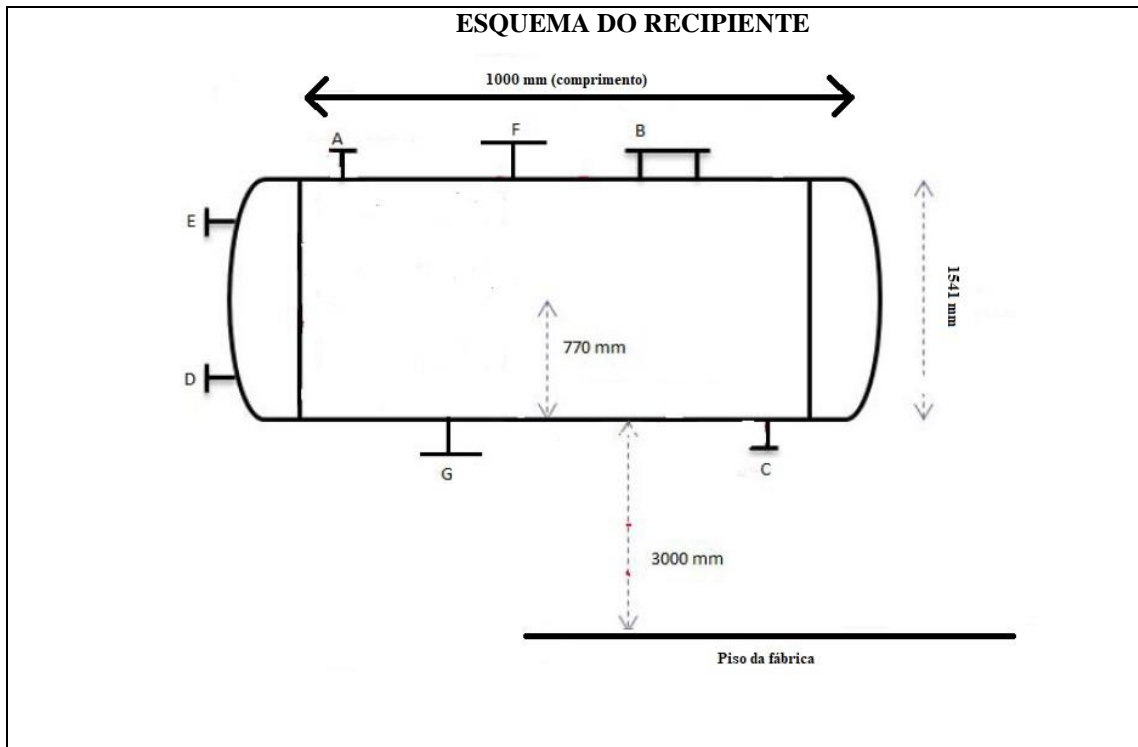
Ficha de especificação de vasos – torres - reatores

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	1		
Descrição	Coluna de destilação		
Pressão no topo	0,35	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	0,55		
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	4400	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	Não temos		
Nível máximo de líquido (20%)	880		
Altura	17230		
Diâmetro	1512		
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		Saída de vapor pelo topo
B	2		Entrada do refluxo
C	3		Alimento
D	4		Vapor do refeedor
E	5		Líquido de fundo
F	6	2"	Ventilação
G	7	2"	Drenagem
H	8	2"	Purga com vapor
I, J, K	9		Medidor de temperatura
L, M	10	24"	Medidor de nível

ESQUEMA DO RECIPIENTE



ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	2		
Descrição	Vaso Pulmão		
Pressão no topo	0,35	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	1,019		
Pressão de projeto	3,5		
Temperatura no topo	79,66	°C	
Temperatura no fundo	79,66		
Temperatura de projeto	109,66		
Nível normal de líquido	770	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	1232		
Nível máximo de líquido (20%)	308		
Altura	7710		
Diâmetro	1540		
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 Líquido
B	2		Entrada do reflexo
C	3		Saída
D	4		Medida de nível
E	5		Medida de Nível
F	6	4"	Ventilação
G	7	2"	Drenagem



4. PROJETO DE BOMBAS

4.1 Descrição do projeto

Temos o projeto de uma bomba entre a torre de destilação e o tanque pulmão, na figura 1 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. É importante salientar que os dois vasos considerados, C-1 (torre de destilação) e C-2 (vaso pulmão) possuem suas bases na mesma cota.

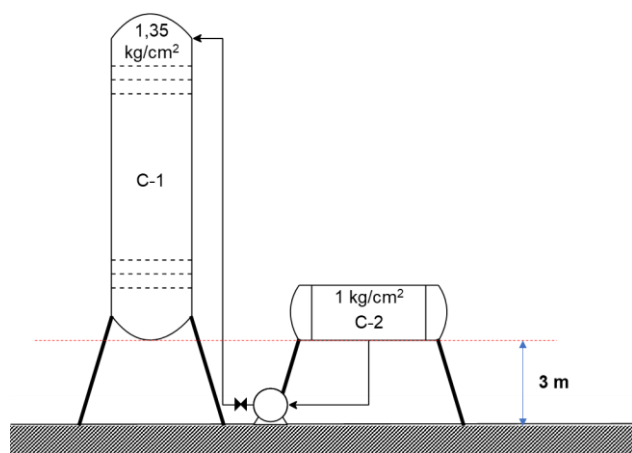


Figura 2: Esquema do sistema de bombeamento do refluxo

4.2 Projeto do sistema de bombeamento

A partir da figura 2, com o auxílio de tabelas e com os valores fornecidos no enunciado foi possível projetar e preencher as folhas de especificação da bomba.

Dados fornecidos no enunciado:

- Perda de pressão nas tubulações: no duto de admissão uma perda de pressão igual à $0,5 \text{ kg/cm}^2/\text{km}$ de tubo, e no duto de impulsão uma perda de pressão igual à $2 \text{ kg/cm}^2/\text{km}$ de tubo. Para a definição dos comprimentos dos tubos, a equação $L = 1,3 \times H$ (diferenças de cota) deverá ser aplicada, os 30% a mais representam a margem de segurança;
- Dimensões do vaso pulmão: diâmetro = 1m e comprimento = 5m;
- Altura da torre de destilação é igual à 12,3m e diâmetro de 1,6m;
- Vazão volumétrica de refluxo igual à $13,1 \text{ m}^3/\text{h}$ e densidade máxima da corrente de $616,5 \text{ kg/m}^3$;

- Perda de carga fornecida pela válvula: 0,1 kg/cm².

Admissão da bomba

Pressão no vaso de admissão (P2) – 1 kg/cm² ;

Altura em relação à bomba – 3 m;

Altura de líquido – 0,5 m.

Assim podemos calcular o impacto negativo que a perda de carga na tubulação gera a partir de:

$$P_{tub} = 0,5 \text{ kg } (cm^{-2} Km_{tubo}) * \frac{(1,3 * 3)m}{1000 \text{ m } Km^{-1}} = 1,95 \times 10^{-3} \text{ kg } cm^{-2}$$

Dessa forma, a pressão na admissão pode ser calculada da seguinte forma:

$$P_A = 1 \text{ kg } cm^{-2} + \frac{615,5 \text{ kg } m^{-3} \cdot 9,81 \cdot (3m+0,5m)}{98067} - 1,95 \cdot 10^{-3} \text{ kg } cm^{-2} = 1,21 \text{ kg } cm^{-2}$$

Impulsão da bomba

Pressão no vaso de impulsão (P1)– 1,35 kg/cm² ;

Altura em relação à bomba – 3 m;

Altura da torre – 12,3 m.

Válvula de controle – 0,1 kg/cm² ;

$$P_{tub} = 2 \text{ kg } (cm^{-2} Km_{tubo}) * \frac{(1,3 * (3 + 12,3))m}{1000 \text{ m } Km^{-1}} = 3,978 \times 10^{-2} \text{ kg } cm^{-2}$$

$$P_I = \frac{1,35 \text{ kg}}{cm^2} + \frac{616,5 \frac{\text{kg}}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2} * 15,3m}{98067 \frac{cm^2}{s^2 * m}} + \frac{2 \text{ kg}}{cm^2 * km} * 1,3 * 0,0153 \text{ km} + \frac{1,0 \text{ kg}}{cm^2} P_{imp} = 2,43 \frac{\text{kg}}{cm^2}$$

Diferença de pressão da bomba (ΔP)

$$\Delta P = P_I - P_A$$

$$\Delta P = 1,218 \text{ kg } cm^{-2}$$

Pressão de shut-off ($\Delta P_{\text{máx}}$)

$$\Delta P_{\text{máx}} = 1,2 * \Delta P$$

$$\Delta P_{\text{máx}} = 1,46 \text{ kg } cm^{-2}$$

Pressão máxima de aspiração ($P_{A,\text{máx}}$)

Utilizando as informações que foram calculadas:

Pressão máxima no vaso de admissão – 3,5 kg/cm²g, ou seja, 4,5 kg/cm²

Altura em relação à bomba – 3 m;

Altura de líquido máxima – 1 m.

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

$$P_{A,\text{máx}} = \frac{4,5 \text{ kg}}{\text{cm}^2} + \frac{616,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 3\text{m}}{98067 \frac{\text{cm}^2}{\text{s}^2 * \text{m}}} + \frac{616,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 1\text{m}}{98067 \frac{\text{cm}^2}{\text{s}^2 * \text{m}}} - \frac{0,5 \text{ kg}}{\text{cm}^2 * \text{km de tubo}} * 1,3 * 0,003 \text{ km de tubo}$$

$$P_{A,\text{máx}} = 4,745 \text{ kg cm}^{-2}$$

Pressão máxima de impulsão ($P_{I,\text{máx}}$)

$$P_{I,\text{máx}} = P_{A,\text{máx}} + \Delta P$$

$$P_{I,\text{máx}} = 6,20 \text{ kg cm}^{-2}$$

Vazões de operação

Dado da situação : $Q = 13,1 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$

A vazão mínima ($Q_{\text{mín}}$) é calculada usando:

$$Q_{\text{mín}} = 0,6 * Q_{\text{normal}}$$

$$Q_{\text{mín}} = 7,86 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$$

A vazão máxima ($Q_{\text{máx}}$) :

$$Q_{\text{máx}} = 1,2 * Q$$

$$Q_{\text{máx}} = 15,72 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$$

Potência absorvida (W_{abs})

$$W_{\text{abs}} = \frac{Q * \Delta P_{\text{máx}}}{27,4} = \frac{13,1 \text{ m}^3 / \text{h} * 1,46 \text{ kg cm}^{-2}}{27,4} = 0,699 \text{ cv} = 0,514 \text{ kW}$$

Potência hidráulica (W_h)

A potência hidráulica é dada por, considerando um “rendimento” de 45%:

$$W_h = \frac{W_{\text{abs}}}{\eta_h}$$

Onde, η_h é a eficiência hidráulica, assume-se eficiência igual à 0,45. Desta forma,

$$W_h = \frac{0,5148 \text{ kW}}{0,45} = 1,144 \text{ kW}$$

Potência real consumida (W_c)

$$W_c = \frac{W_h}{\eta_m}$$

Onde, η_m é a eficiência mecânica, assume a eficiência igual à 0,925. Desta forma,

$$W_c = \frac{1,144 \text{ kW}}{0,925} = 1,236 \text{ kW}$$

NPSH disponível: É 3 m de elevação.

4.3 Ficha de Especificações das Bombas

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	1,214	kg/cm ² g	2,432	kg/cm ² g
Temperatura	80,6	°C	80,6	°C
Densidade	616,5	kg/m ³	616,5	kg/m ³
Viscosidade	0,2083	cP	0,2083	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	1,214			kg/cm ² g
Pressão na impulsão na vazão de projeto	2,432			
Pressão diferencial	1,218			kg/cm ²
Altura diferencial	12,3			m
NPSH disponível	3			m
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada	1,461			kg/cm ²
Pressão máxima na aspiração	4,745			kg/cm ² g
Pressão máxima na impulsão	6,206			
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão	3/4"		3/4"	polegadas
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	4,5			Kg/cm ² g
Temperatura de projeto	103,1			°C
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO				
Potência elétrica a vazão de projeto	1,234			kW
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO				

5. AUTOMAÇÃO PI&D

5.1 Descrição do projeto

Montamos a automação de instrumentação e controle do sistema de fracionamento da mistura n-hexano, n-heptano e n-octano. Na figura 3 temos o sistema PI&D

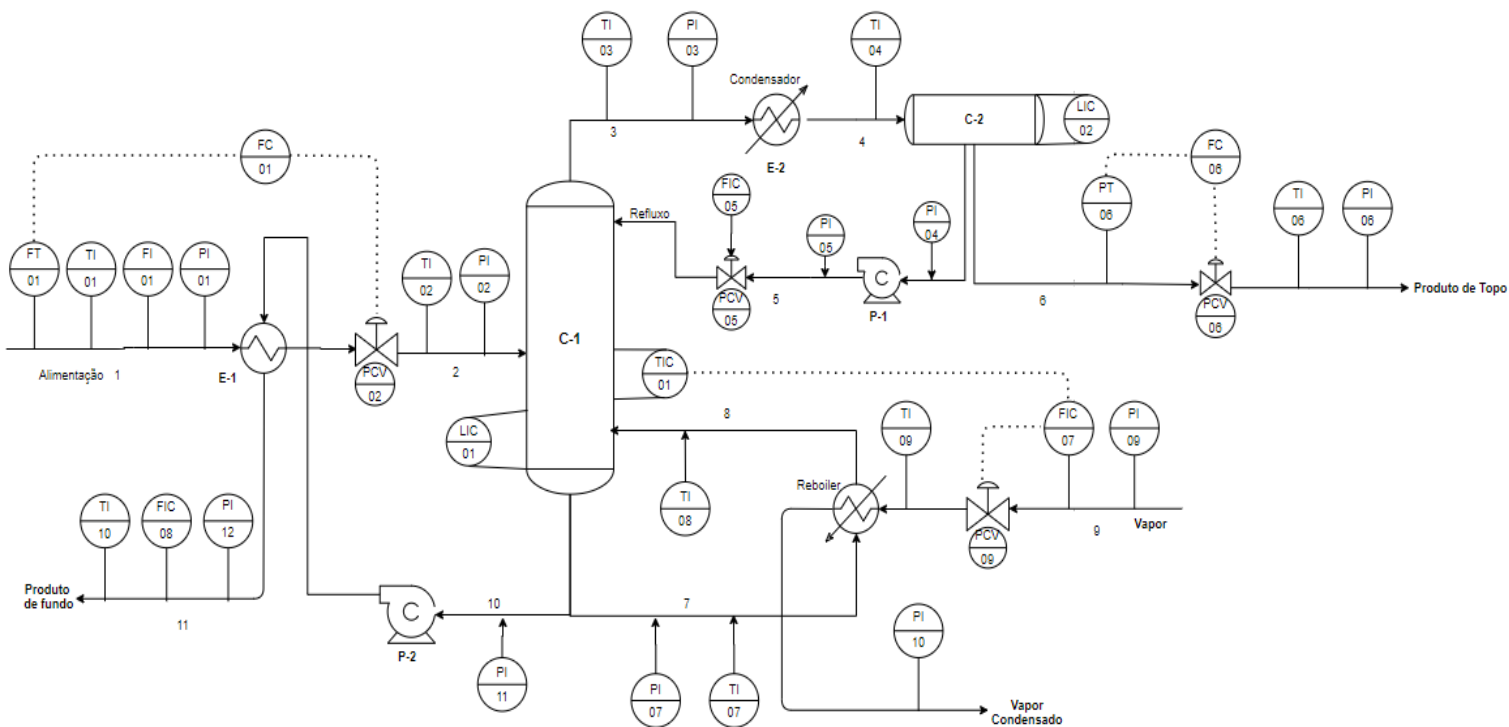


Figura 3 Diagrama PI&D do sistema de fracionamento da mistura $n - C_6$, $n - C_7$ e $n - C_8$

A corrente de alimentação da coluna é pré-aquecida por um trocador de calor, E-1, que opera com a corrente de saída do fundo da torre, em seguida a corrente de alimentação entra na torre de fracionamento, C-1, onde ocorre a separação. Pelo topo, obtém-se uma corrente de vapor enriquecida em n-hexano que será totalmente condensado e direcionado a um vaso pulmão C-2. No vaso pulmão obtém-se a corrente refluxo, devolvida à torre, com ajuda de uma bomba, P-1, e o destilado que sai do sistema. Como produto de fundo da torre é extraída uma corrente que é dividida sendo uma parte que irá para o reboiler, E-3, e formará o vapor que sobe pelo setor de esgotamento e a outra parte é a corrente resíduo que é direcionada a para aproveitamento de sua energia ao trocador E-1 com ajuda da bomba P-2.

5.2 Folhas de especificação

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Fase (L, G ou M)	Vazão normal / kg/h
FI - 01	01	L	-
FT - 01	01	L	-
FC-01	01	L	-
FIC-05	05	L	-
FC-06	06	L	-
FIC-07	09	G	-
FIC-08	11	L	-

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE NÍVEL			
Identificação	Localização (núm. do vaso)	Tipo de interfase (L-L ou L-V/G)	Nível normal / mm
LIC-01	C-1	L-V	-
LIC-02	C-2	L-L	-

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Temperatura normal / °C
TI-01	01	L	-
TI-02	02	L	-
TIC-01	C-01	M	-
TI-03	03	G	-
TI-04	04	L	-
TI-06	06	L	-
TI-07	07	L	-
TI-08	08	G	-
TI-09	09	G	-
TI-10	10	L	-

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO			
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)	Pressão normal / kg/cm² g
PI-01	01	L	-
PI-02	02	L	-
PI-03	03	G	-
PI-04	04	L	-
PI-05	05	L	-
PI-06	06	L	-
PI-07	07	L	-
PI-09	09	G	-
PI-10	10	L	-
PI-11	11	L	-
PI-12	11	L	-

ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle)
FT-01 / FC-01	01	Controle da vazão de entrada da torre	FT-01 – Medidor de vazão FC-01 – Controlador de vazão FCV-02 – Válvula de controle
FIC-05	07	Controle de vazão do condensado de retorno	– Medidor de vazão – Controlador de vazão FCV-05 – Válvula de controle
LIC-02	C-2	Controle do nível do vaso pulmão	LIC - 02– Medidor de Nível
FIC-07	09	Controle de vazão de retorno do vapor (produto de base)	FIC-07– Controlador de vazão (escravo) FCV-09 – Válvula de controle TIC-01 – Controlador de temperatura (mestre)
FIC-08	11	Controlador de vazão do produto de fundo da torre	TI-10 – Medidor de Temperatura PI – 12 – Medidor de pressão LIC-01 – Controlador de nível (mestre)

PIC-06	06	Controlador de vazão do produto de topo da torre	PT-06 – Medidor de pressão FC – 06 – válvula de controle PI-06 – Controlador de pressão TI-06 – Medidor de Temperatura
TIC-01	C-1	Controlador de temperatura da torre	FIC-07 – Controlador de vazão FCV-09 – Válvula de controle
LIC-01	C-1	Controlador de nível da torre de destilação	LIC - 01– Medidor de Nível

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)
FCV - 02	3	FC - 01	-	FECHAR
FCV - 05	5	FIC - 05	-	ABRIR
FCV - 06	6	FC – 06	-	ABRIR
FCV - 09	9	FIC – 07	-	FECHAR

6. CONCLUSÃO

Com o término desse trabalho, pode-se perceber a complexidade do layout dos equipamentos industriais. Fazendo o projeto de diferentes equipamentos, conseguiu-se explorar os diversos detalhes envolvidos em processos industriais. Sendo assim a engenharia de processos é extremamente importante no contexto industrial, pois ela acumula os diversos conhecimentos necessários para se projetar diversos equipamentos de maneira prática e direta.

Com a análise da viabilidade econômica foi possível assegurar que o projeto é viável em termos econômicos. O projeto da torre foi realizado utilizando como base as equações de Fenske-Gilliland, utilizando de informações sobre as correntes fornecidas pelo software Aspen HYSYS possibilitou calcular o número mínimo de pratos e a partir desse dado conseguir projetar toda estrutura da torre de destilação.

Conclui-se que foi possível chegar à instalação química final, responsável pela separação da mistura de hidrocarbonetos – n-hexano, n-heptano, n-octano. Para uma separação efetiva desses três compostos, é melhor fazer a inserção de uma segunda coluna de destilação em série com a anterior ou uma saída de corrente intermediária que possibilite a retirada do n-heptano, devido que temos como produto de topo o n-hexano, já o n-heptano e n-octano são os produtos de fundo.

7. REFERÊNCIAS

- [1] ÇENGEL, Yunus A.; GHAJAR, Afshin J. **Tranferência de Calor e Massa**. Amgh Editora, 2009.
- [2] ÇENGEL, Y. A.; GHAJAR, A. J. **Heat and Mass Transfer: Fundamentals and Applications**. 4. ed. Nova York: McGraw-Hill, 2012. 904 p.
- [3] ÇENGEL, Y. A.; BOLES, M. A. **Thermodynamics: An Engineering Approach**. 7. ed. Nova York: McGraw-Hill, 2013. 1020 p.
- [4] Chemical Engineering Plant Cost Index (averaged over year). Variação do Índice CEPCI de 1995 a 2011.
- [5] Cremasco, M. A. **Fundamentos de Transferência de Massa**. 2ª edição. Revista Editora da Unicamp, Campinas, 2009.
- [6] FENG, L. C. et al. Vapor-Liquid Equilibria of Binary Mixtures 2-Butanol + Butyl Acetate, Hexane + Butyl Acetate, and Cyclohexane + 2-Butanol at 101.3 kPa. **J. Chem. Eng. Data**, [S. l.], v. 43, p. 658-661, 13 jun. 1998.
- [7] FOUST, Alan et al.; **Princípios das Operações Unitárias**. LTC: Rio de Janeiro, 2ª Edição, 1982.
- [8] Gomide, R. **Operações Unitárias – Volume 4: Operações de Transferência de Massa**. Edição do autor, São Paulo, 1988.
- [9] HIAKI, T. et al. Vapor-Liquid Equilibria of Ethanol + Octane at 343.15 K and 1-Propanol + Octane at 358.15 K. **J. Chem. Eng. Data**, [S. l.], v. 40, p. 271-273, 1 jan. 1995.
- [10] HORVATH, Ari L. **Calculations in Industrial Chemistry: A Series of Solved Problems**. Reino Unido: Wiley, 1996. 260 p. ISBN 978-0-471-96675-3.
- [11] LISTIK, E., e M. G. S. Franchi. Design, **dimensionamento e análise econômica de um sistema de separação para mistura BTX oriunda da reforma catalítica da nafta**. Relatório final, São Paulo: Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, Departamento de Engenharia Química, 2014.
- [12] PERRY, Robert H.; GREEN, Don W. **Perry's chemical engineers' handbook**. 7. ed. Nova York: McGraw-Hill, 2008. 2471 p.

- [13] PLISGA, B. S. et al. **Standard Handbook of Petroleum and Natural Gas Engineering**. Países Baixos: Elsevier Science, 2011. 1568 p.
- [14] SINNOTT, R.; TOWLER, G. **Chemical Engineering Design: SI Edition**. 6^a ed. Butterworth-Heinemann. 2020.
- [15] STICHLMAIR, Johann; KLEIN, Harald; REHFELDT, Sebastian. **Distillation: Principles and Practice**. 2. ed. [S. l.]: Wiley, 2021. 660 p.
- [16] WISNIAK, J. et al. Isobaric Vapor-Liquid Equilibria in the Systems 2-Butanone + Heptane and 3-Butanone + Oxolane. **J. Chem. Eng. Data**, [S. l.], v. 43, p. 537-540, 7 mai. 1998.
- .
- .