

Universidade de Brasília - UnB
Instituto de Química - IQ
Engenharia Química

**PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA – TORRE DE DESTILAÇÃO
FRACIONADA**

Autora: Nayara dos Santos Oliveira
Orientador: Prof. Dr. José Joaquin Linares León

Brasília, DF

2021



NAYARA DOS SANTOS OLIVEIRA

**PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA – TORRE DE DESTILAÇÃO
FRACIONADA**

Monografia submetida ao curso de graduação em Engenharia Química da Universidade de Brasília, como requisito para obtenção do Título de Bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. José Joaquin Linares León

Brasília – DF

2021

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente a Deus, apenas Ele sabe, em mínimos detalhes, a jornada completa para a minha chegada até aqui. Agradeço a mim, por não ter desistido; aos meus pais, Olimpia dos Santos Oliveira e Sebastião Ramos de Oliveira, por todo suporte, e mesmo em meio às dificuldades, não pouparam sacrifícios; às minhas irmãs, Taiz dos Santos Oliveira e Mirely dos Santos Oliveira, peças fundamentais em minha vida, por sempre, de um jeito singular, conseguirem demonstrar que seria possível; aos meus colegas de curso, porque sozinho dificilmente se chega em algum lugar, pelos infinitos momentos compartilhados e por todo apoio, é certo que muitos pretendo levar para o restante de meus dias; aos meus amigos, William Mendes Cunha e Rebecca Rodrigues de Carvalho, que nesta reta final e ao longo da trajetória foram imprescindíveis.

RESUMO

Este trabalho tem como objetivo o projeto de uma torre de destilação fracionada que será utilizada para a separação da mistura de hidrocarbonetos composta por n-hexano, n-heptano e n-octano. Foi realizada uma simulação para este processo, por intermédio de um software comercial - Aspen HYSYS -, de maneira que as correntes foram definidas. As informações relativas à simulação estão apresentadas nos anexos. A partir dos tópicos estudados nas disciplinas: Projeto de Engenharia Química 1 e Projeto de Engenharia Química 2, foi possível elaborar este projeto. Este trabalho é composto por seções que especificam os diferentes projetos necessários para a composição da instalação química estudada.

Palavras-chave: Torre de Destilação Fracionada. Projeto de Engenharia Química.

ABSTRACT

This paper has as objective the project of a fractional distillation column that will be used for the separation of the hydrocarbon mixture composed of n-hexane, n-heptane and n-octane. A simulation was performed for this process, through a commercial software - Aspen HYSYS -, so that the stream were defined. The information on the simulation is set out in the Annexes. From the topics studied in the disciplines: Chemical Engineering Project 1 and Chemical Engineering Project 2, it was possible to elaborate this Project. This paper consists of sections that specify the different projects necessary for the composition of the chemical installation studied.

Keywords: Fractional Distillation Column. Chemical Engineering Project.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	7
2. AVALIAÇÃO ECONÔMICA E RENTABILIDADE	10
2.1 Custo da Torre de Destilação.....	10
2.2 Custo do Vaso Pulmão.....	11
2.3 Custos do Condensador e do Refervedor.....	12
2.4 Custo da Bomba de Refluxo	13
2.5 Custos Operacionais	14
2.6 Custos Totais.....	16
3. PROJETO DE VASOS E TORRES.....	17
3.1 Torre de Destilação Fracionada	17
3.2 Vaso Pulmão	21
3.3 Folhas de Especificação.....	22
4. PROJETO DE SISTEMAS DE TROCA DE CALOR.....	31
4.1 Folha de Especificação	33
5. PROJETO DE SISTEMAS DE IMPULSÃO MECÂNICA	35
5.1 Características de Projeto da Bomba	36
5.2 Condições de Projeto Mecânico.....	38
5.3 Características de Acionamento.....	39
5.4 Folha de Especificação	39
6. PROJETO DE INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE.....	42
6.1 Folhas de Especificação.....	46
7. CONCLUSÃO	49
8. REFERÊNCIAS	50
9. ANEXOS.....	52

1. INTRODUÇÃO

Esse projeto foi desenvolvido ao longo das disciplinas: Projeto de Engenharia Química 1 e Projeto de Engenharia Química 2. Inicialmente, foi enfatizada a discussão de aspectos necessários ao projeto de processos da indústria química com destaque à implantação, ao planejamento, à simbologia, ao layout e a tipos de fluxogramas comuns às plantas industriais. Foi feito: estudo acerca das metodologias empregadas para a avaliação, planejamento e implementação de projetos; estudo econômico de processos químicos e identificação das principais variáveis, parâmetros e equações de projeto objetivando a otimização do processo. Assim como, a realização de cálculos matemáticos envolvendo os balanços de massa e energia das correntes de processo e integração energética para posterior seleção e especificação de equipamentos industriais. Desta forma, foi definido o processo químico (Torre de Destilação Fracionada) para o qual análise e estudo foram realizados.

Principais tópicos abordados no decorrer das disciplinas: Definição e alcance do projeto; Avaliação econômica; Engenharia de processo (Generalidades; Torres, recipientes e reatores; Trocador de calor; Bombas; Compressores; Instrumentação e controle; Tubulações; Elementos de segurança em planta; Materiais de construção; Diagrama mecânico; Outras especificações; Interconexão e armazenamento; Guia de operação); Engenharia de detalhe e construção; Funcionamento e operação; Segurança em um projeto; Proteção do meio ambiente em um projeto.

O estudo detalhado de cada tópico citado acima, foi determinante para a elaboração desta instalação química. A união dos projetos compôs este documento final. Cada projeto teve como suporte os dados das simulações realizadas no software Aspen HYSYS, estes dados estão apresentados nos anexos.

A destilação tem como finalidade a separação de uma mistura, é uma das operações mais comuns na Engenharia Química, sua aplicabilidade é vasta, contemplando processos a nível laboratorial e industrial. O ramo mais comumente conhecido para sua aplicação é na indústria petroquímica, no entanto, é utilizada em processos de reciclagem de óleos, na produção de polímeros, em alimentos, entre outras aplicações.

O mecanismo de destilação é fundamentado na transferência de massa e equilíbrio líquido-vapor. A partir do 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. A separação acontece

a partir da diferença de volatilidade entre os componentes da mistura líquida. Um líquido entra em ebulição no instante em que a pressão de vapor se iguala à pressão ambiente, por consequência das forças intermoleculares vigentes.

A pressão de vapor pode ser definida como a pressão em uma determinada temperatura que a quantidade de moléculas que saem da fase líquida é semelhante as que retornam, desta maneira, no instante em que a pressão de vapor do líquido é igual a pressão ambiente ele entrará em ebulição.

Na coluna de destilação a corrente de alimentação (F) é constituída pela mistura líquida de componentes. Os pratos (ou bandejas) internos estão dispostos em níveis consecutivos permitindo o equilíbrio entre as fases e o contato entre as correntes de líquido e vapor. A coluna de destilação é separada por duas regiões: região de esgotamento e região de retificação. O que separa as regiões é a corrente de alimentação (F), acima da corrente a região é conhecida como retificação, e abaixo, esgotamento. Desta forma, ao subir a coluna, há o enriquecimento dos componentes mais voláteis na fase vapor e dos menos voláteis na fase líquida.

De uma maneira em geral, no topo da coluna há um condensador que recebe a saída de vapor (V), e parte do condensado retorna a coluna na forma de refluxo (L). A razão entre a corrente que retorna L e a corrente de destilado (D) é chamada de razão de refluxo. O destilado D – conhecido também como produto de topo - é a corrente que sai da coluna e é rica no componente de maior volatilidade. Na base da coluna há a corrente de saída de líquido (L'), que passa pelo refeedor, parte retorna a coluna por meio de uma corrente de vapor V', enquanto parte é retirada do processo como produto de fundo. Essa corrente de resíduo (B) é rica no componente menos volátil.

Na figura 1, tem-se uma representação padrão de uma coluna de destilação.

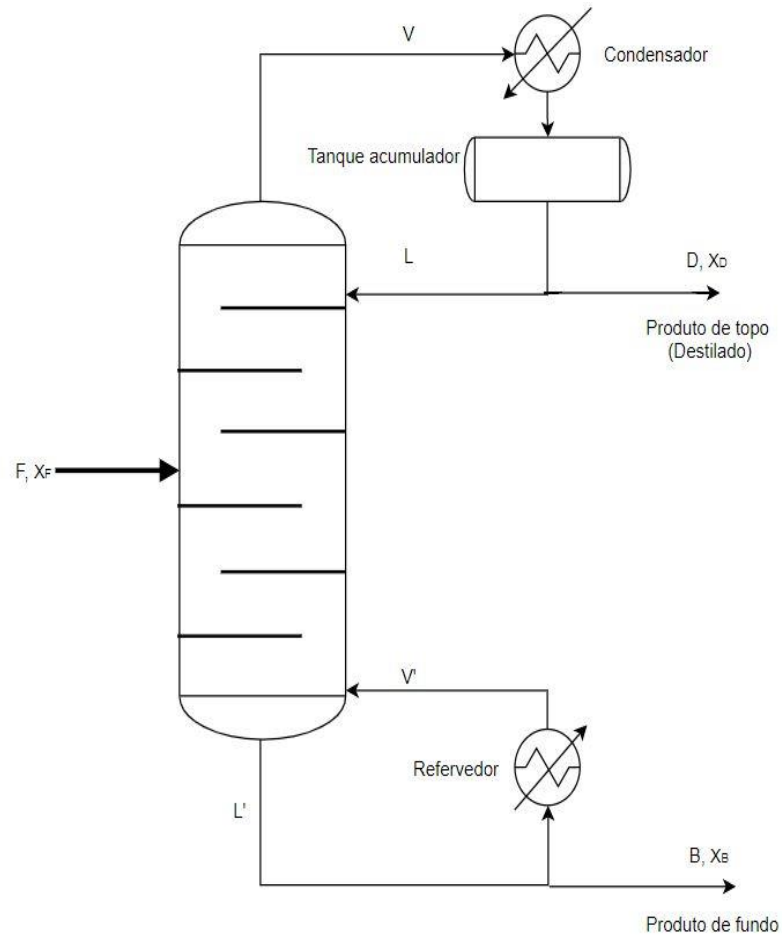


Figura 1. Coluna de Destilação

A destilação é chamada binária quando a corrente de alimentação (F) é composta apenas por dois componentes (A e B). Caso o componente A seja mais volátil que B , a corrente de destilado será rica do componente A , e a corrente de resíduo será rica do componente B .

Este projeto terá uma corrente de alimentação composta por uma mistura terciária, na qual os componentes envolvidos são n-hexano, n-heptano e n-octano. Ao comparar o ponto de ebulição do n-hexano ($68,7\text{ °C}$), n-heptano ($98,4\text{ °C}$) e n-octano ($125,6\text{ °C}$), nota-se que a volatilidade do n-hexano é superior. Desta forma, espera-se que o produto de topo (destilado) tenha maior quantidade de n-hexano, enquanto o produto de fundo (resíduo) possua maior quantidade de n-octano.

2. AVALIAÇÃO ECONÔMICA E RENTABILIDADE

Partindo do pressuposto que: um projeto é viável, se somente se, exista uma avaliação econômica que comprove sua rentabilidade, então, foi necessária a realização desta avaliação econômica.

De acordo com as definições do projeto, a razão de refluxo sofrerá um aumento percentual. Para a estimativa dos custos, os cálculos foram realizados para incrementos de 20%, 40%, 60% e 100%, visando, posteriormente, a escolha do melhor incremento.

2.1 Custo da Torre de Destilação

A Tabela 1 apresenta os parâmetros para o cálculo do investimento da torre.

	Torre	Pratos
a	10000	180
b	29	340
n	0,85	1,90

A espessura mínima (e_{min}) e a espessura por tensão longitudinal (e_{long}) foram calculadas. Acrescentou-se 3 mm à e_{long} para se tornar a espessura da torre (e_{total}). As equações 1 e 2 descrevem esta relação.

$$e_{min} = \frac{P_{int}d}{2SE - 1,2P_{int}} \quad (1)$$

$$e_{long} = \frac{P_{int}d}{4SE - 0,8P_{int}} \quad (2)$$

Em que, P_{int} é a pressão interna do vaso (2 kg/cm^2); d é o diâmetro da torre, calculado anteriormente; S é o valor máximo de tensão que o material resiste ($906,96 \text{ kg/cm}^2$); e E é a eficiência de solda (0,85).

A equação 3 descreve a relação utilizada para o cálculo do peso da coluna (W_v).

$$W_v = 240 \times C_w \times D_e \times (H + 0,8D_e) \times e_{total} \quad (3)$$

Em que, C_w é o fator que relaciona a massa de diversos componentes (para torres de destilação complexas, considera-se: 1,5); D_e é o diâmetro interno somado à espessura da torre; H é a altura da torre (calculada anteriormente).

A Tabela 2 apresenta os valores encontrados para as espessuras, peso e massa da torre para os diferentes incrementos.

Tabela 2. Parâmetros – Torre de destilação

Incremento	e_{min} (mm)	e_{long} (mm)	e_{total} (mm)	W_v (N)	m (kg)
20%	3,43	1,71	6,43	56088,49	5723,32
40%	3,56	1,78	6,56	52671,82	5374,68
60%	3,70	1,85	6,70	52035,44	5309,74
100%	3,95	1,97	6,95	53508,63	5460,06

Com o peso da coluna e os parâmetros definidos na Tabela 1 foi possível estimar o custo do vaso e dos pratos individuais considerando o ano de 2007. O custo da torre de destilação também foi definido, conforme as equações 4, 5 e 6.

$$C_{V,2007} = a + b \times W_v^n \quad (4)$$

$$C_{P,2007} = a + b \times d^n \quad (5)$$

$$C_{CD,2007} = C_V + C_P \times N_R \quad (6)$$

Em que, C_V é o custo do vaso; C_P é o custo dos pratos; C_{CD} é o custo total da coluna de destilação fracionada; N_R é o número de pratos e d é o diâmetro.

Desta forma, após a solução das equações acima, é possível estimar os custos. A Tabela 3 apresenta os custos estimados para a torre de destilação para o ano de 2007. Vale ressaltar que os custos aumentaram em relação a 2021.

Tabela 3. Custo – Torre de destilação

Incremento	$C_{V,2007}$ (\$)	$C_{P,2007}$	$C_{CD,2007}$ (\$)
20%	55331,34	919,11	77390,09
40%	52973,17	977,34	72520,03
60%	52531,45	1035,35	71167,72
100%	53552,80	1150,75	71964,87

2.2 Custo do Vaso Pulmão

Para o cálculo de custos do vaso pulmão, as equações 7, 8 e 9 foram utilizadas.

$$e = \frac{P_{D,ope} \times (d/2) \times 1000}{S_t \times E - 0,6 \times P_{D,ope}} + C.A. \quad (7)$$

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

$$C_{VP,2006} = -2500 + 200 \times W^{0,6} \quad (9)$$

Em que, $P_{D,ope}$ é a pressão de operação; $C_{VP,2006}$ é o custo do vaso pulmão em 2006.

Desta forma, foi possível obter os custos do vaso pulmão referentes ao ano de 2006. A Tabela 4 apresenta os valores obtidos.

Tabela 4. Custos - Vaso pulmão

Incremento	e (mm)	W (kg)	$C_{VP,2006}$ (\$)
20%	5,43	2517,68	19459,89
40%	5,48	2646,87	20129,22
60%	5,53	2773,30	20771,68
100%	5,62	3018,92	21987,30

2.3 Custos do Condensador e do Refervedor

Para o cálculo de custo do condensador e do refervedor os dados referentes às suas respectivas áreas foram necessários. A relação definida na equação 10 foi utilizada, em que: $a=24000$, $b=46$, $n=1,2$ e i = condensador ou refervedor.

$$C_{i,2007} = a + b \times A_i^n \quad (10)$$

Desta forma, foi possível obter os custos do condensador e do refervedor referentes ao ano de 2007. A Tabela 5 apresenta os valores obtidos.

Tabela 5. Custos – Condensador e Refervedor

Incremento	$C_{C,2007}$ (\$)	$C_{R,2007}$ (\$)
20%	30522,04	26286,03
40%	31177,67	26482,70
60%	31843,45	26682,01

100%	33203,18	27088,00
-------------	----------	----------

2.4 Custo da Bomba de Refluxo

A Tabela 6 apresenta os parâmetros para o cálculo do investimento da bomba de refluxo para o ano de 2007.

Tabela 6. Parâmetros – bomba de refluxo

	Motor da bomba	Bomba centrífuga – 1 estágio
a	-950	6900
b	1770	206
n	0,6	0,9

Para o cálculo de custo da bomba, primeiro calculou-se o custo para a bomba centrífuga (C_{BC}) e em seguida para o motor da bomba (C_{MB}). Desta forma, esses custos foram calculados a partir das equações 11 e 12 e somados a fim de se obter o custo final para a bomba de refluxo. A Tabela 7 apresenta os valores obtidos.

$$C_{MB,2007} = a + b \times Q_{ref}^n \quad (11)$$

$$C_{BC,2007} = a + b \times Q_{ref}^n \quad (12)$$

Em que, Q_{ref} é a vazão de refluxo.

Tabela 7. Custos – Bomba de refluxo

Incremento	$C_{BC,2007}$ (\$)	$C_{MB,2007}$ (\$)	$C_{B,2007}$ (\$)
20%	7473,70	2553,63	10027,34
40%	7559,08	2893,15	10452,23
60%	7643,24	3213,73	10856,97
100%	7808,55	3810,23	11618,78

2.5 Custos Operacionais

O valor bruto do investimento (Y) é obtido por meio da resolução da equação 13. Em que, $C_{CE,2007}$ é o custo total com equipamentos e f_L é o fator de Lang (4,74). A Tabela 8 apresenta os valores obtidos.

$$Y = C_{CE,2007} \times f_L \quad (13)$$

Tabela 8. Custos dos equipamentos e valor bruto do investimento

Incremento	$C_{CE,2007}$ (\$)	Y (\$)
20%	163685,38	775868,71
40%	160761,85	762011,18
60%	161321,82	764665,44
100%	165862,13	786186,52

Desta forma, foram calculados os custos para uma planta que operará por 15 anos. Os consumos de água de refrigeração no topo da torre foram calculados a partir da equação 14, descrita abaixo.

$$C_{\acute{a}gua,h} = \left(\frac{C_{topo}}{C_{p\acute{a}gua} \times (T_{as} - T_{ae}) \times \rho_{\acute{a}gua}} \right) \times f_a \quad (14)$$

Em que, $C_{p,\acute{a}gua}$ é a capacidade calorífica da água (1 kcal/kg°C); f_a é o valor do m³ da água de refrigeração; $\rho_{\acute{a}gua}$ é a densidade da água; T_{as} é a temperatura de saída da água; T_{ae} é a temperatura de entrada da água e C_{topo} é o calor trocado no condensador.

Para uma estimativa melhor e condizente com o tempo de operação da planta, os consumos de água de refrigeração foram convertidos de horas para anos.

Os custos operacionais relacionados aos vapores utilizados para aquecimento no fundo da torre foram calculados a partir da equação 15.

$$C_{vapor,h} = \left(\frac{C_{fundo}}{L_V} \right) \times f_v \quad (15)$$

Em que, L_V é o calor latente do vapor na temperatura de operação; f_v é o valor da tonelada do vapor de aquecimento e $C_{fundado}$ é o calor trocado no refeedor.

O calor latente do vapor em 230 °C foi encontrado a partir da equação 16, a equação de Regnault.

$$L_V = 606,5 - 0,695 \times T \quad (16)$$

Em que, T é a temperatura de operação.

Para a obter uma estimativa melhor e condizente com o tempo de operação da planta, os custos de vapor foram convertidos de horas para anos.

Os custos de operacionais relacionados à eletricidade foram calculados a partir da equação 17. O resultado foi obtido em horas, da mesma maneira feita anteriormente para os outros custos converteu-se o resultado para anos.

$$C_{el,h} = Pot_{el} \times f_{el} \quad (17)$$

Em que, f_{el} é o valor da energia e Pot_{el} é a potência consumida pela bomba.

Desta forma, foi possível estabelecer um valor total para o custo operacional, considerando a operação da planta por 15 anos. A equação 18 apresenta a relação utilizada. A Tabela 9 apresenta os valores obtidos.

$$C_{OP,15} = C_{\acute{a}gua,15} + C_{vapor,15} + C_{el,15} \quad (18)$$

Tabela 9. Custo Operacional

Incremento	$C_{\acute{a}gua,h}$ (\$)	$C_{\acute{a}gua,15}$ (\$)	$C_{vapor,h}$ (\$)	$C_{vap,15}$ (\$)	$C_{el,h}$ (\$)	$C_{el,15}$ (\$)	$C_{OP,15}$ (\$)
20%	6,69	879839,67	29,81	3921659,68	0,26	34571,72	4836071,07
40%	7,24	952950,39	31,94	4200864,94	0,28	36956,55	5190771,87
60%	7,80	1026061,10	34,06	4480070,19	0,31	40266,48	5546397,77
100%	8,91	1172282,54	38,30	5038480,71	0,36	47790,19	6258553,44

2.6 Custos Totais

Para estimar os custos totais do projeto e, enfim, escolher o melhor a partir dos incrementos dados na razão de refluxo, os custos operacionais e os custos de investimentos foram somados. Estes valores são apresentados na Tabela 10.

Tabela 10. Custos Totais

Incremento	Custos Totais (\$)
20%	5611939,78
40%	5952783,05
60%	6311063,21
100%	7044739,95

A partir dos dados da Tabela 10, é possível inferir que o melhor projeto é aquele para o qual a razão de refluxo teve um incremento de 20%. Visto que, obteve-se um menor custo em relação aos outros incrementos (40%, 60% e 100%).

3. PROJETO DE VASOS E TORRES

3.1 Torre de Destilação Fracionada

Inicialmente, a fim de determinar a taxa de refluxo mínima (R_m), as equações 19, 20 e a tabela 11 foram utilizadas.

$$\frac{\alpha_{cl}x_{cla}}{\alpha_{cl}-\theta} + \frac{\alpha_{cp}x_{cpa}}{\alpha_{cp}-\theta} + \dots + \frac{\alpha_i x_{ia}}{\alpha_i - \theta} + \dots = 1 - q \quad (19)$$

$$\frac{\alpha_{cl}x_{clD}}{\alpha_{cl}-\theta} + \frac{\alpha_{cp}x_{cpD}}{\alpha_{cp}-\theta} + \dots + \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta} + \dots = R_m + 1 \quad (20)$$

α_{cl} : volatilidade relativa do componente chave leve referido ao próprio componente chave pesado;

α_{cp} : volatilidade relativa do componente chave pesado referido ao componente chave pesado ($= 1$);

α_i : volatilidade relativa do componente i referido ao componente chave pesado.

x_{cla} , x_{cpa} , x_{ia} : composição do componente chave leve, chave pesado e i no alimento (subscrito “a”), respectivamente;

x_{clD} , x_{cpD} , x_{iD} : composição do componente chave leve, chave pesado e i no destilado (subscrito “D”), respectivamente.

q : razão entre o calor requerido para vaporizar 1 mol de alimento com o calor latente de vaporização deste ($= 1$ para líquido em ponto de bolha, $= 0$ para vapor em ponto de orvalho, entre 0 e 1 para misturas bifásicas, > 1 para líquido subesfriado; < 0 para vapor superaquecido).

θ : raiz da equação 1, entre α_{cl} e α_{cp}

Tabela 11. Características da mistura formada por n-hexano, n-heptano e n-octano.

Componente	Alimento		Destilado		Resíduo		Volatilidade relativa
	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

Desta forma, utilizando a equação 1, e inserindo os valores disponibilizados na Tabela 11, θ foi determinado. Após algumas manipulações algébricas, foi obtida uma equação de 2º grau:

$$2,107\theta^2 - 7,5825\theta + 5,994 = 0$$

A solução da expressão encontrada forneceu dois valores distintos para θ . $\theta' = 1,1725$ e $\theta'' = 2,4262$. Estes dois valores foram inseridos na equação 2, com a finalidade de observar o valor da taxa de refluxo mínima (R_m). Assim, com o auxílio do software Excel, foram obtidos os seguintes valores: $R_{m'} = 0,8286$ e $R_{m''} = -0,6203$.

Os valores obtidos para a taxa de refluxo mínima foram próximos, no entanto o sinal negativo não reflete um valor coerente. Desta forma, para os próximos cálculos R_m será considerado como: 0,8286.

Após a definição de R_m , o número mínimo de pratos (N_{\min}) foi definido a partir da equação 21.

$$N_{\min} + 1 = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{cl}}{x_{cp}} \right)_D \left(\frac{x_{cp}}{x_{cl}} \right)_R \right]}{\log(\alpha_{cl,cp})_{\text{médio}}} \quad (21)$$

O componente chave leve passa a ser o mais leve dos que saem pelo resíduo, no caso o n-heptano, e o chave pesado, o mais pesado que sai pelo destilado, no caso o n-octano. Assim, ao resolver a equação 21, foi encontrado um valor de $N_{\min} = 7,44$.

A correlação empírica de Gilliland, representada pela equação 22, e a equação 23 contribuem para a determinação do número aproximado de estágios da torre.

$$Y = 1 - \exp \left[\left(\frac{1+54,4X}{11+117,2X} \right) \left(\frac{X-1}{\sqrt{X}} \right) \right] \quad (22)$$

$$X = \frac{\frac{L}{D} - \frac{L}{D_m}}{\frac{L}{D} + 1} \quad (23)$$

Foram encontrados os valores de Y e X para: 20, 40, 60 e 100% acima da taxa de refluxo. Logo, foi possível estimar o número aproximado de estágio da torre a partir da equação 24.

$$N = \frac{N_{\min} + Y}{1 - Y} \quad (24)$$

Por se tratar de um serviço limpo, assume-se a eficiência dos pratos (η_G) como 0,8. Assim, foi possível calcular o número de pratos reais com o auxílio da equação 25. A Tabela 12 retrata o número de pratos reais obtidos para cada incremento.

$$N_R = \frac{N}{\eta_G} \quad (25)$$

Tabela 12. Relação entre as razões de refluxo, X, Y e N para a obtenção do número de pratos reais.

Incremento	RR (L/D)	X	Y	N	N _R
20%	0,99	0,08	0,57	18,68	24
40%	1,16	0,15	0,50	15,94	20
60%	1,33	0,21	0,45	14,31	18
100%	1,66	0,31	0,37	12,44	16

Desta forma, a fim de conhecer detalhadamente a parte hidráulica da torre foi necessário trabalhar com os balanços de massa com objetivo de se obter as vazões de vapor e líquido que circulam em seu interior. O esquema abaixo, representado na figura 2, é um esquema básico de uma torre de destilação.

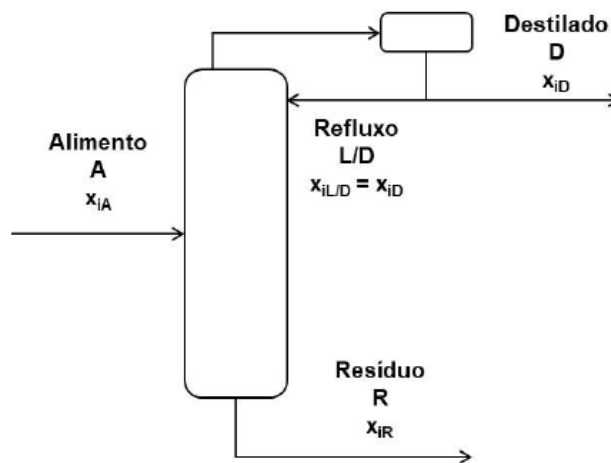


Figura 2. Esquema básico de uma torre de destilação

As vazões de líquido e de vapor são consideradas constantes. Após a realização de um balanço de massa na região de enriquecimento, observa-se que o líquido (L) que circula na região é equivalente ao refluxo. O vapor que circula na torre, ao chegar no condensador, é completamente condensado formando as correntes de refluxo (RR) e destilado (D).

A Tabela 13 apresenta os valores encontrados para as vazões de líquido e de vapor obtidas para os diferentes incrementos na razão de refluxo. A vazão molar de vapor foi convertida para vazão volumétrica a partir da densidade molar da mistura que sai pelo destilado ($0,0349 \text{ kmol/m}^3$).

Tabela 13. Vazões de líquido e de vapor

Incremento	RR (L/D)	L (kmol.h ⁻¹)	V (kmol.h ⁻¹)	V (m ³ .h ⁻¹)
20%	0,99	74,57	149,57	4285,76
40%	1,16	87,00	162,00	4641,89
60%	1,33	99,43	174,43	4998,02

100%	1,66	124,29	199,29	5710,27
-------------	------	--------	--------	---------

É necessário estimar a velocidade limite da fase vapor para que o arraste de líquido dentro da coluna seja evitado, para isso, a equação de York é utilizada, apresentada na equação 26. Assume-se a constante $k=0,23$, a densidade do líquido (ρ_L) é de aproximadamente 616,1 kg/m³ e a densidade do vapor (ρ_G) é de aproximadamente 3,242 kg/m³.

$$v_{Lim} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad (26)$$

Desta forma, a velocidade limite encontrada foi igual à 3,16 ft/s ou 0,964 m/s. Com o valor da velocidade limite foi possível encontrar a sessão transversal mínima da coluna (S_{min}) e o diâmetro mínimo da coluna (D_{min}). Para garantir a segurança foi adicionado 20% a mais no D_{min} . As equações 27 e 28 foram utilizadas para o cálculo destes parâmetros.

$$S_{min} = \frac{V}{v_{lim}} \quad (27)$$

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \times S_{min}}{\pi}} \quad (28)$$

A Tabela 14 apresenta os valores encontrados para as sessões transversais e diâmetros para os diferentes incrementos na razão de refluxo.

Tabela 14. Sessão transversal e diâmetro da coluna

Incremento	S_{min} (m²)	D_{min} (m)	S (m²)	d (m)
20%	1,24	1,25	1,78	1,51
40%	1,34	1,31	1,93	1,57
60%	1,44	1,35	2,07	1,63
100%	1,65	1,45	2,37	1,74

Para estimar a altura da torre, os critérios vistos na unidade 3 foram utilizados: 1,5 ft de separação entre os pratos, trata-se de um processo considerado limpo. Para o cálculo da altura da torre, primeiro calculou-se a altura do fundo (H_{fundo}) com um tempo de retenção (t_{ret}) de 10 min e densidade molar do resíduo de 5,375 kmol/m³. Depois calculou-se a altura da outra parte da coluna ($H_{S/fundo}$).

$$H_{fundo} = \frac{(L+A) \times 10}{60 \times t_r \times S} \quad (29)$$

$$H_{s/fundo} = (N_R - 2) \times 0,46 + 3 \times 0,96 \quad (30)$$

$$H = H_{fundo} + H_{s/fundo} \quad (31)$$

A Tabela 15 apresenta os valores encontrados para a altura da coluna para os diferentes incrementos na razão de refluxo.

Tabela 15. Altura da coluna

Incremento	$H_{s/fundo}(m)$	$H_{fundo}(m)$	$H(m)$
20%	13,00	3,04	16,04
40%	11,16	3,01	14,17
60%	10,24	2,98	13,22
100%	9,32	2,94	12,26

3.2 Vaso Pulmão

Para o projeto do vaso pulmão as vazões volumétricas de líquido, formadas pelo refluxo e o destilado, foram consideradas.

Na Tabela 16 estão alguns dos dados necessários para o projeto do vaso pulmão.

Tabela 16. Dados – Vaso Pulmão

$t_{ret}(\text{min})$	10	S_t	1055	C.A. (mm)	3
L/D	5	X	2	CEPCI¹	499,6
$\rho_{Dest}(\text{kmol/m}^3)$	6,638	$P_{D,ope}(\text{kg/cm}^2)$	1	-	-
E	0,85	$P_{D,des}(\text{kg/cm}^2)$	2,820	-	-

A partir das equações 32, 33, 34 e 35 foi possível determinar o diâmetro do vaso.

$$Q = \frac{V(\text{kmol.h}^{-1})}{\rho_{Dest}} \quad (32)$$

$$Vol_{\acute{u}til} = \frac{Q \times t_{ret}}{60 \text{ min/h}} \quad (33)$$

$$Vol_{geo} = Vol_{\acute{u}til} * 2 \quad (34)$$

$$D_{min} = \sqrt[3]{\frac{4 \times Vol_{geo}}{\pi \times (L/D)}} \quad (35)$$

O diâmetro real foi determinado para os diferentes incrementos na razão de refluxo. Para essa determinação, foram analisados os aumentos de 20% e 0,3m no D_{\min} . A Tabela 17 apresenta os valores encontrados de diâmetros para os diferentes incrementos na razão de refluxo.

Tabela 17. Diâmetro do vaso pulmão

Incremento	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	3,76	7,51	1,24	1,49	1,54
40%	24,41	4,07	8,14	1,28	1,53	1,58
60%	26,28	4,38	8,76	1,31	1,57	1,61
100%	30,02	5,00	10,01	1,37	1,64	1,67

3.3 Folhas de Especificação

ESPECIFICAÇÕES PRATOS			
Número do equipamento	1		
Descrição	Torre de destilação		
Número de seções da coluna			
SEÇÃO 1 DA COLUNA			
Identificação	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	13898,769	13898,769	kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	6931,269	6931,269	
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)	válvulas		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		
SEÇÃO 2 DA COLUNA			
Identificação	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	13898,769	13898,769	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	10	
Espaçamento entre pratos	460	mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	válvulas	
Altura de recheio	-	mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-	

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
Descrição	Alimentação	
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+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
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,4	0,351
Heptano	0,35	0,357

Octano	0,25	0,291
CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
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+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
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,534	0,495
Heptano	0,453	0,488
Octano	0,013	0,015

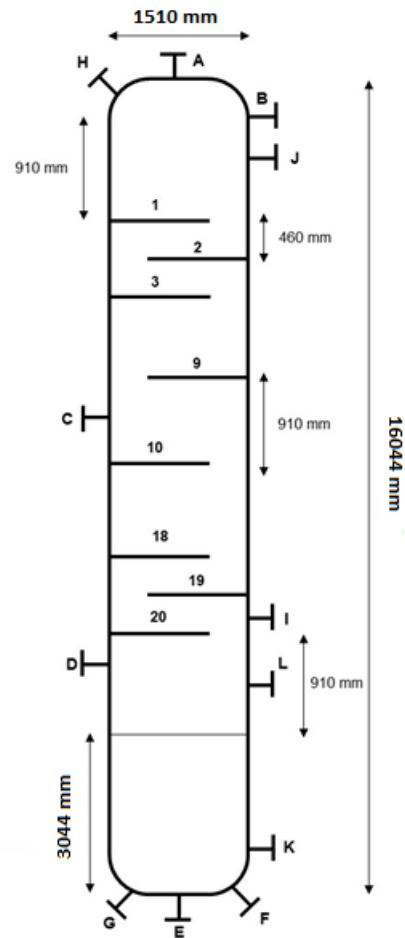
CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
Descrição	Resíduo	
Pressão	0,54	kg/cm ² g
Temperatura	150,6	°C

Vazão mássica	8525	kg/h
Vazão molar	75	kmol/h
Entalpia total	-3.826e+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
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0	0
Heptano	0,04	0,0352
Octano	0,96	0,9647

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REATORES		
Número do equipamento	1	
Descrição	Torre 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%)	-		
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		Medidor de nível
N	11	24"	Bocal de inspeção

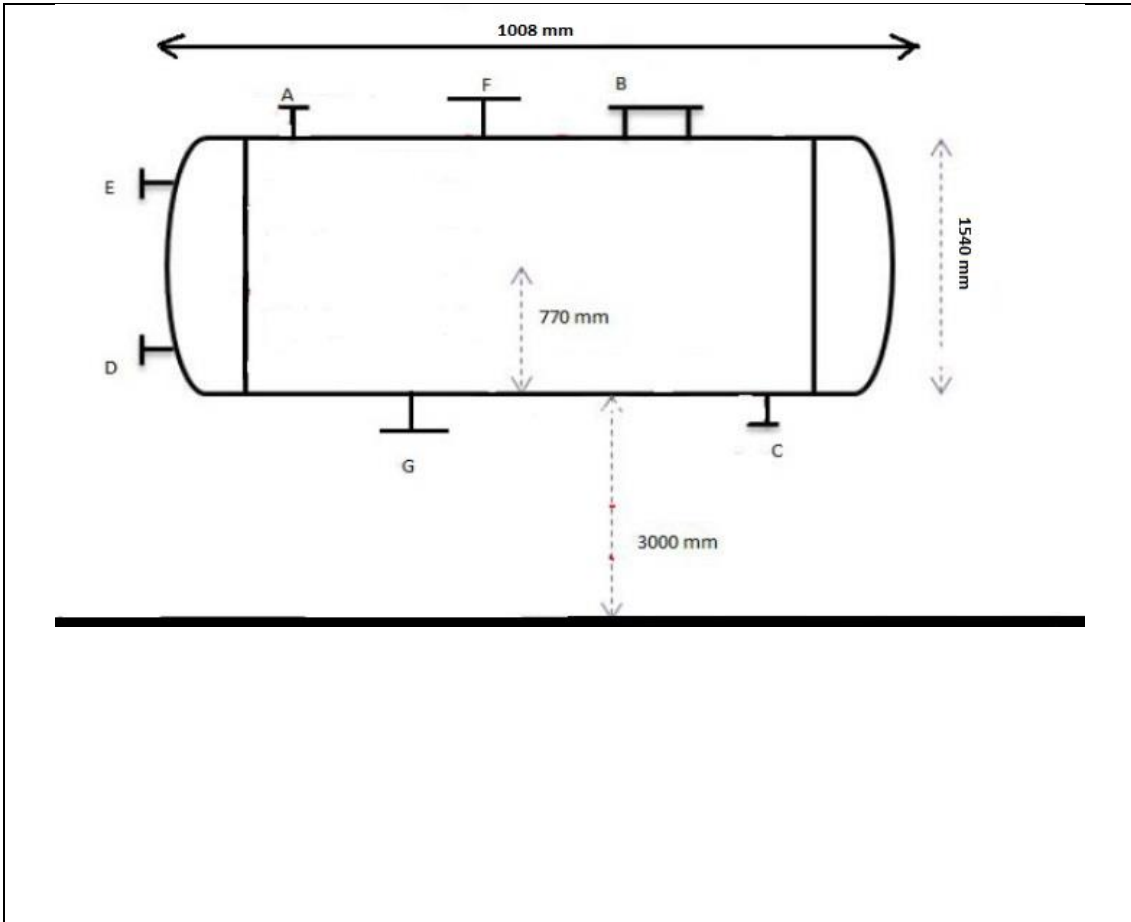
ESQUEMA DO RECIPIENTE



ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES		
Número do equipamento	3	
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 refluxo
C	3		Saída
D	4		Medida de nível
E	5		Medida de nível
F	6	4"	Ventilação
G	7	2"	Drenagem
ESQUEMA DO RECIPIENTE			



4. PROJETO DE SISTEMAS DE TROCA DE CALOR

O processo de transferência de calor entre dois fluidos é recorrente em instalações de engenharia. Os fluidos possuem temperaturas diferentes e são separados por uma parede que os isola, possibilitando a troca de calor. O trocador de calor é o equipamento utilizado para que esse processo aconteça.

Desta forma, foi projetado o sistema de troca de calor referente ao refervedor. A partir da equação 36, descrita abaixo, é possível determinar o valor do coeficiente global de troca térmica (U).

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_f} + r_c + r_f \quad (36)$$

h_c : coeficiente individual de transmissão de calor (fluido quente);

h_f : coeficiente individual de transmissão de calor (fluido frio);

r_c : fator de depósito (fluido quente);

r_f : fator de depósito (fluido frio).

Os parâmetros da equação 36 dependem intimamente do tipo de fluido que passará pelo trocador de calor. Assim, valores tabelados, extraídos da bibliografia, foram usados. O fluido quente que entra no refervedor é o vapor de água e o fluido frio é composto por hidrocarbonetos pesados. De maneira que, adotou-se os seguintes valores: $h_c = 9800 \text{ kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$; $h_f = 1000 \text{ kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$; $r_c = 0,00015 \text{ m}^2\text{h}^\circ\text{C/kcal}$; $r_f = 0,00015 \text{ m}^2\text{h}^\circ\text{C/kcal}$. Logo, $U = 713,25 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}}$

A variação de temperatura para o projeto do refervedor foi encontrada através da equação 37.

$$\Delta T = T_{vap} - T_{res,fundo} \quad (37)$$

Em que, T_{vap} é a temperatura do vapor de baixa pressão (180°C); $T_{res,fundo}$ é a temperatura do resíduo ($150,6^\circ\text{C}$).

$$\Delta T = 29,4^\circ\text{C}$$

A equação de Regnault foi utilizada para a definição do calor latente de vaporização envolvido no processo.

$$L_v = 606,5 - 0,695T_{vap} \quad (38)$$

$$L_v = 481,4 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}$$

Assim, a partir das relações descritas acima foi possível estimar a área de troca térmica para o trocador de calor.

$$A = \frac{CL_{vap}}{U \times \Delta T} \quad (39)$$

$$A = 37,96 \text{ m}^2$$

Em relação às pressões: para a entrada no casco e saída do casco os valores tabelados e definidos na simulação foram mantidos, foi realizada, apenas, uma correção para a unidade de interesse, 1,97 kg/cm²g e 1,99 kg/cm²g, respectivamente; para a entrada do vapor de baixa pressão no tubo assume-se pressão igual a 10 bar, após correção tem-se 10,2 kg/cm²g, para a saída assume-se uma perda de carga (ΔP) igual a 0,7 kg/cm²g, a qual é subtraída da pressão de entrada no tubo. De maneira que, a pressão de projeto é 11,8 kg/cm²g.

Relacionando o calor trocado (Q_r) calor latente de vaporização (CL_{vap}) é possível obter a vazão total no tubo (Q_{tubo}).

$$Q_{tubo} = \frac{Q_r}{CL_{vap}} \quad (40)$$

$$Q_{tubo} = 1653,5 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

As características dimensionais do trocador de calor foram baseadas em dados literários, de maneira que, para o diâmetro dos tubos foi definido o valor de 19 mm, pois o sistema em estudo é um serviço limpo, não corrosivo e pouco viscoso; para o comprimento dos tubos foi definido o valor de 6096 mm; tubos de 19 mm de diâmetro tem espessura de 2,11 mm (BWG14) e espaçamento de 25,4 mm.

Para o cálculo do diâmetro do casco, a equação 41 foi utilizada.

$$A = \pi \frac{D_c^2}{4} \quad (41)$$

$$\text{Logo, } D_c = 21,84 \text{ m}$$

A partir do diâmetro é possível calcular o número de tubos. De maneira que, ao utilizar a equação 42, o valor é obtido.

$$N_{tubos}^o = \frac{A}{\pi DL} \quad (42)$$

Em que, D é o diâmetro dos tubos e L é o comprimento dos tubos.

$$\text{Logo, } N_{tubos}^o = 105.$$

4.1 Folha de Especificação

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			T1			
Descrição			Refervedor			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco-tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AES			
Disposição (horizontal/vertical)			horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			termosifão			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?		105 tubos		paralelo	
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	14170		Kg/h	1653,5		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	1		1	0	
Vazão de vapor/gás	0	11320	Kg/h	1653,5	0	Kg/h
Vazão de líquido	14170	0		0	1653,5	
Temperatura	148,6	150,6	°C	180	180	°C
Pressão	1,99	1,97	Kg/cm ² g	10,2	9,5	Kg/cm ² g
Perda de pressão permitida	0,07		Kg/cm ²	0,07		Kg/cm ²
Coefficiente individual de transmissão de calor	1000		Kcal / h m ² °C	9800		Kcal / h m ² °C

Fator de deposição	0,00015	h m^2 $^{\circ}\text{C}/\text{kcal}$	0,00015	$\text{h m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}/$ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	713,25			Kcal / h $\text{m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$
ΔT_{ml}	29,4			$^{\circ}\text{C}$
F_T	1			
Calor trocado	0,796			Gcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO				
Pressão de projeto	12			Kg/cm^2 g
Temperatura de projeto	202,5			$^{\circ}\text{C}$
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR				
Área de troca de calor	37,66		m^2	
Diâmetro dos tubos	$\frac{3}{4}$ " (19,05 mm)		polegadas/mm	
Comprimento dos tubos	20 pés (6096 mm)		pés/mm	
Espessura dos tubos	BWG14 (2,11 mm)		BWG	
Espaçamento entre centro dos tubos	0,083 pés (25,4 mm)		pés/mm	
Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)	Triangular			
Diâmetro do casco	71,66 pés (21840,17 mm)		pés/mm	

5. PROJETO DE SISTEMAS DE IMPULSÃO MECÂNICA

Bombas são equipamentos destinados à impulsão de fluidos, são muito utilizadas em linhas de processos químicos. São as responsáveis por fazer com que o fluido vença a perda de pressão em determinados pontos do circuito. De forma geral, as bombas são classificadas em: centrífugas e de deslocamento positivo.

A bomba projetada é a utilizada como bomba de refluxo da torre de destilação. Abaixo, na Figura 2, há a representação do sistema de bombeamento do refluxo, onde, C-1 (torre de destilação) e C-2 (vaso pulmão) possuem suas bases na mesma cota.

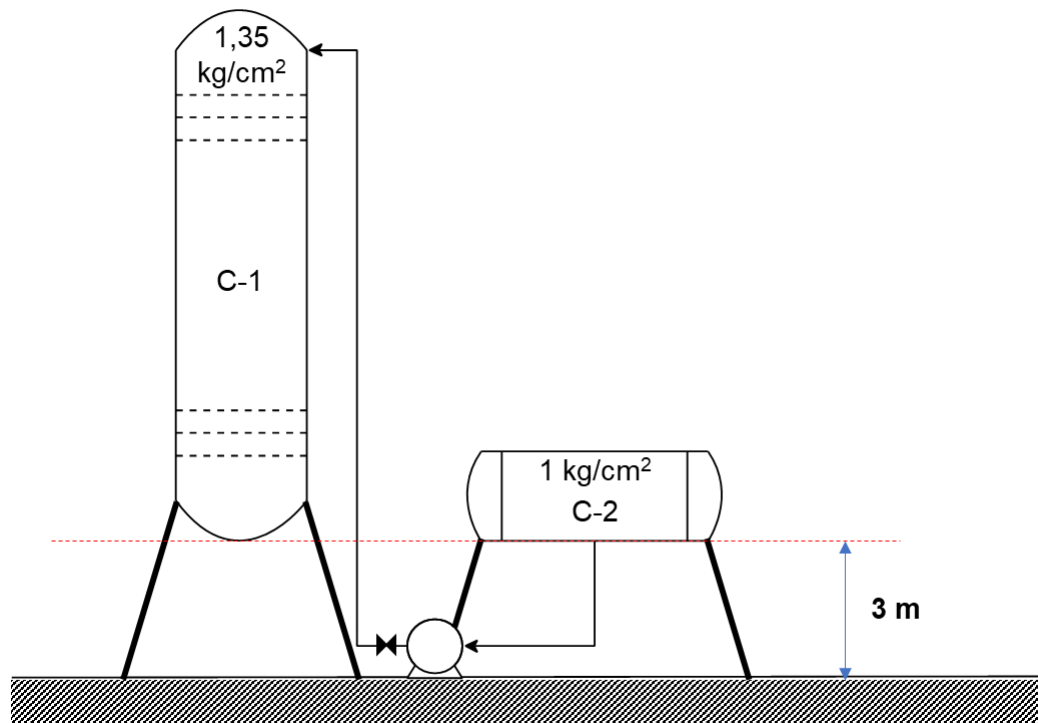


Figura 2. Esquema do sistema de bombeamento do refluxo

A partir da ilustração, apresentada na figura 1, dos valores fornecidos em tabelas e no enunciado foi possível projetar e preencher as folhas de especificação da bomba.

Considera-se:

- 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 13,1m³/h e densidade máxima da corrente de 616,5 kg/m³;
- Perda de carga fornecida pela válvula: 0,1 kg/cm².

Desta forma, para o preenchimento da folha de especificação, os cálculos demonstrados abaixo foram necessários.

5.1 Características de Projeto da Bomba

Pressão de aspiração (P_{as})

$$P_{as} = P_{vp} + P_{al} + P_{nl} - P_{tub} \quad (43)$$

P_{vp} é a pressão do vaso pulmão (C-2);

P_{al} é a pressão referente a altura do vaso em relação ao solo;

P_{nl} é a pressão exercida pelo nível de líquido no vaso pulmão (para o nível, metade do diâmetro do vaso é considerado);

P_{tub} é a perda de carga na tubulação.

Assim,

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

$$P_{as} = 1,214 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Pressão de impulsão (P_{imp})

$$P_{imp} = P_{td} + P_{at} + P_{tub} + P_{vál} \quad (44)$$

P_{td} é a pressão da torre de destilação (C-1);

P_{at} é a pressão referente a altura do torre de destilação em relação ao solo;

P_{tub} é a perda de carga na tubulação;

$P_{vál}$ é a perda de carga na válvula;

Assim,

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

$$P_{imp} = 2,432 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Diferença de pressão da bomba (ΔP)

$$\Delta P = P_{imp} - P_{as} \quad (45)$$

Logo,

$$\Delta P = 1,218 \frac{kg}{cm^2} = 119445,6 \frac{N}{m^2}$$

Pressão de shut-off ($\Delta P_{m\acute{a}x}$)

$$\Delta P_{m\acute{a}x} = 1,2 * \Delta P \quad (46)$$

Logo,

$$\Delta P_{m\acute{a}x} = 1,461 \frac{kg}{cm^2}$$

Pressão máxima de aspiração ($P_{as,m\acute{a}x}$)

É estabelecida para as condições limite de projeto: vaso pulmão completamente cheio e na pressão de projeto.

$$P_{as,m\acute{a}x} = P_p + P_{al} + P_{nlt} - P_{tub} \quad (47)$$

P_p é a pressão de projeto para o vaso pulmão (C-2);

P_{al} é a pressão referente a altura do vaso em relação ao solo;

P_{nlt} é a pressão exercida pelo nível de líquido no vaso pulmão (considera-se o vaso completamente cheio);

P_{tub} é a perda de carga na tubulação.

Assim,

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

* 0,003 km de tubo

$$P_{as,m\acute{a}x} = 4,745 \frac{kg}{cm^2}$$

Pressão máxima de aspiração ($P_{imp,m\acute{a}x}$)

$$P_{imp,m\acute{a}x} = P_{as,m\acute{a}x} + \Delta P \quad (48)$$

Logo,

$$P_{imp,m\acute{a}x} = 6,206 \frac{kg}{cm^2}$$

Vazões de operação

$$\text{Temos que: } Q_{normal} = 13,1 \frac{m^3}{h}$$

A vazão mínima ($Q_{\text{mín}}$) é dada por:

$$Q_{\text{mín}} = 0,6 * Q_{\text{normal}} \quad (49)$$

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

A vazão máxima ($Q_{\text{máx}}$) é dada por:

$$Q_{\text{máx}} = 1,2 * Q_{\text{normal}} \quad (50)$$

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

Potência de projeto

Potência absorvida (W_a)

$$W_a = \frac{Q_{\text{normal}} * \Delta P_{\text{máx}}}{27,4} \quad (51)$$

$$W_a = 0,699 \text{ cv} = 0,514 \text{ kW}$$

Potência hidráulica (W_h)

$$W_h = \frac{W_a}{\eta_h} \quad (52)$$

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

$$W_h = 1,141 \text{ kW}$$

Potência real consumida (W_c)

$$W_c = \frac{W_h}{\eta_w} \quad (53)$$

Onde, η_w é a eficiência elétrica, assume-se eficiência igual à 0,925. Desta forma,

$$W_c = 1,234 \text{ kW}$$

NPSH disponível

Assume-se 3 m de elevação.

Altura diferencial (Δh)

$$\Delta h = \frac{\Delta P}{\rho * g} \quad (54)$$

$$\Delta h = \frac{119445,6 \frac{N}{m^2}}{616,5 \frac{kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2}}$$

$$\Delta h = 19,75 \text{ m}$$

5.2 Condições de Projeto Mecânico

Pressão de projeto (P_P)

Para a obtenção da pressão de projeto, assume-se a maior pressão encontrada e à ela é somado o fator de segurança: $1,8 \frac{kg}{cm^2}$.

$$P_p = 6,206 \frac{kg}{cm^2} + 1,8 \frac{kg}{cm^2} = 8,006 \frac{kg}{cm^2}$$

Temperatura de projeto (T_p)

Para a obtenção da temperatura de projeto, assume-se a maior temperatura encontrada e a ela é somado o fator de segurança: $22,5^\circ C$. Esse fator pode ser escolhido entre a seguinte faixa: $15^\circ C - 30^\circ C$.

$$T_p = 80,58^\circ C + 22,5^\circ C = 103,08^\circ C$$

5.3 Características de Acionamento

Potência elétrica a vazão de projeto (W_{vp})

Potência absorvida na vazão de projeto (W_{avp})

$$W_{avp} = \frac{Q_{m\acute{a}x} * \Delta P_{m\acute{a}x}}{27,4} \quad (55)$$

$$W_{avp} = 0,840 \text{ cv} = 0,618 \text{ kW}$$

Potência hidráulica na vazão de projeto (W_{hvp})

$$W_{hvp} = \frac{W_{avp}}{\eta_h} \quad (56)$$

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

$$W_{hvp} = 1,373 \text{ kW}$$

Potência real consumida na vazão de projeto (W_{vp})

$$W_{vp} = \frac{W_{hvp}}{\eta_w} \quad (57)$$

Onde, η_w é a eficiência elétrica, assume-se eficiência igual à 0,925. Desta forma,

$$W_{vp} = 1,484 \text{ kW}$$

5.4 Folha de Especificação

ESPECIFICAÇÕES BOMBAS		
Identificação do equipamento operação / reserva	Operação	Reserva
Descrição	Bomba de refluxo	

Número de bombas operação / reserva	01a	01b
Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)	Centrífuga	
Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)	Contínuo	Contínuo
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO		
PARTE DA BOMBA	Aspiração	Impulsão
Vazão volumétrica de operação	13,1	m ³ /h
Pressão	1,214	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	0,2337	kg/cm ² g
		0,2337
		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	19,75	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	-	-
		polegadas
		s

CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO		
Pressão de projeto	8,006	Kg/cm^2 g
Temperatura de projeto	103,1	$^{\circ}\text{C}$
CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO		
Potência elétrica a vazão de projeto	1,484	kW
ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO		

6. PROJETO DE INSTRUMENTAÇÃO E CONTROLE

Descrição do processo: a corrente de alimentação e a corrente de saída do produto de fundo da torre passam pelo trocador de calor (E-1). Em seguida, a corrente de alimentação entra na torre de destilação (C-1), local onde ocorrerá a separação. No topo da torre, a corrente de vapor enriquecida por n-hexano é obtida, essa corrente é condensada totalmente, após a condensação, a corrente é direcionada ao vaso pulmão (C-2). No vaso pulmão, são obtidas as correntes de destilado e de refluxo, o refluxo retorna à torre de destilação, a bomba P-1 auxilia o retorno, e o destilado é o produto leve que sairá do sistema. No fundo da torre, retira-se a corrente que é enviada, em parte, para o refeedor (E-3) e forma o vapor que acessa à torre pela região de esgotamento, e a outra parte é enviada para o trocador (E-1), a bomba P-2 auxilia o retorno, desta forma a energia da corrente é reaproveitada e ao final desta linha de processo há o resíduo, produto pesado que sairá do sistema.

As seções representadas nas figuras 3, 4, 5, 6 e 7 compõem o diagrama simplificado de instrumentação e controle do sistema de fracionamento da mistura n-hexano, n-heptano e n-octano, apresentado, de forma completa, na figura 8.

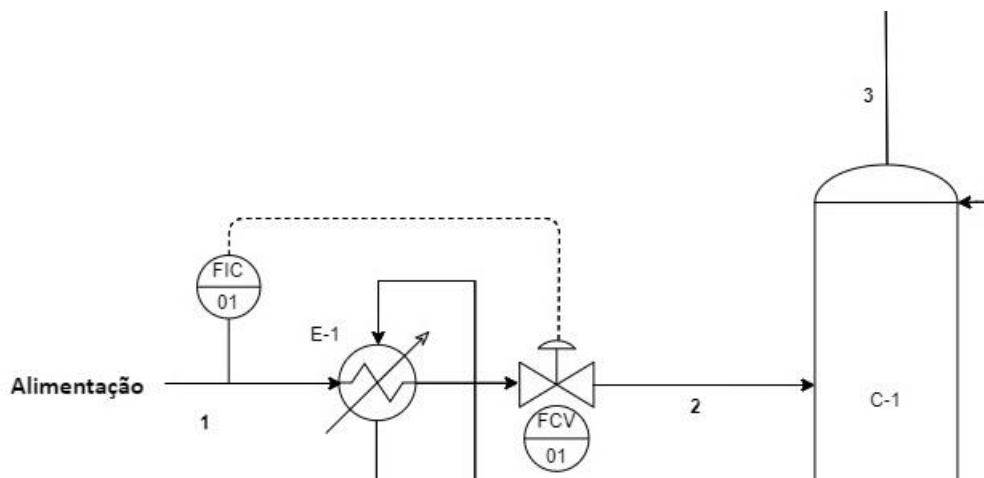


Figura 3. Sistema de controle da vazão de entrada na torre de destilação

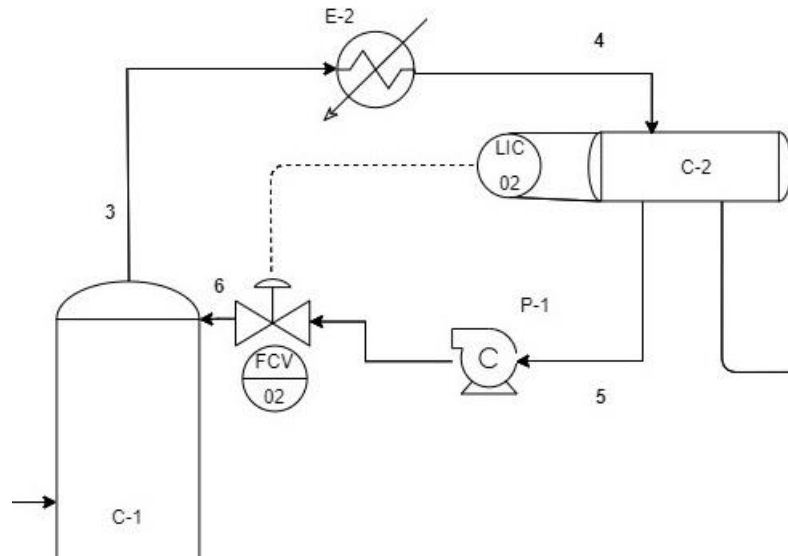


Figura 4. Sistema de controle do nível do vaso pulmão

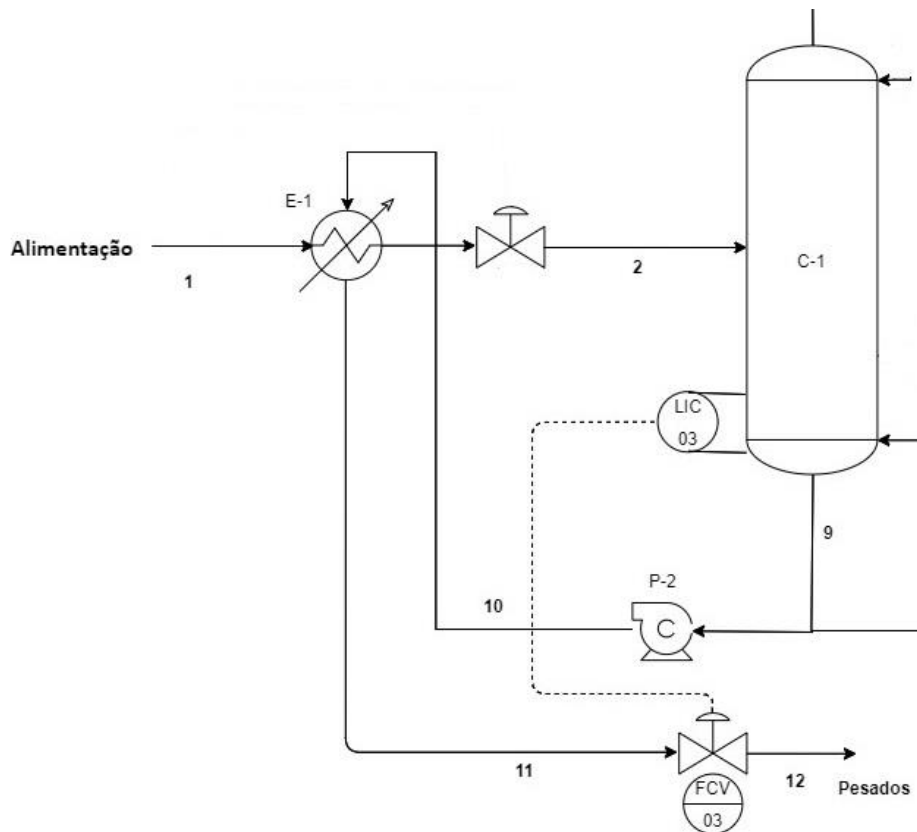


Figura 5. Sistema de controle do nível da torre de destilação

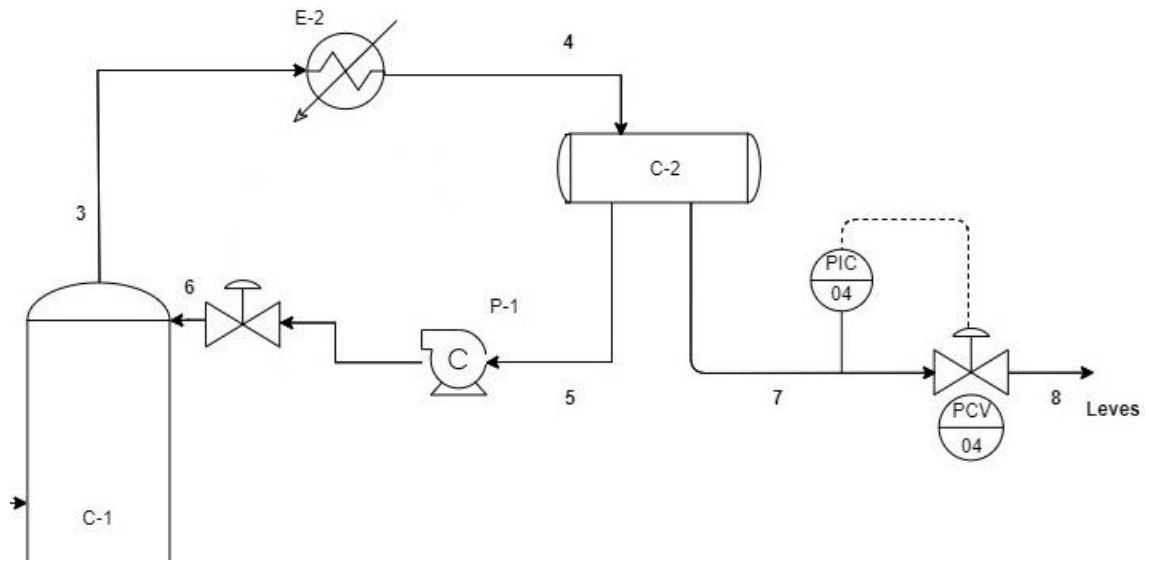


Figura 6. Sistema de controle da pressão do sistema

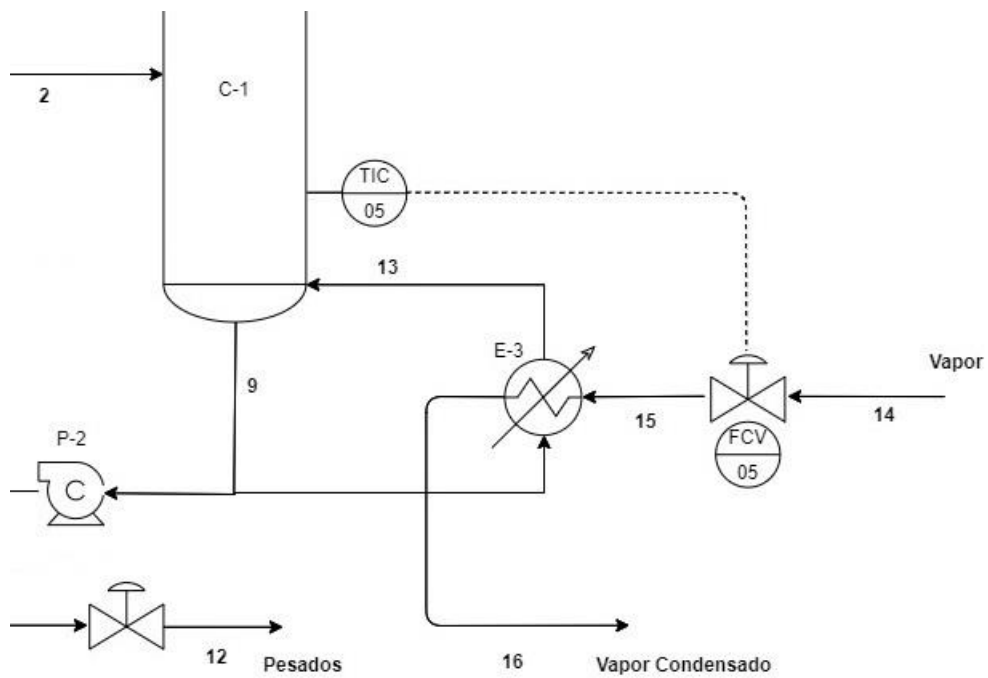


Figura 7. Sistema de controle da temperatura da torre de destilação

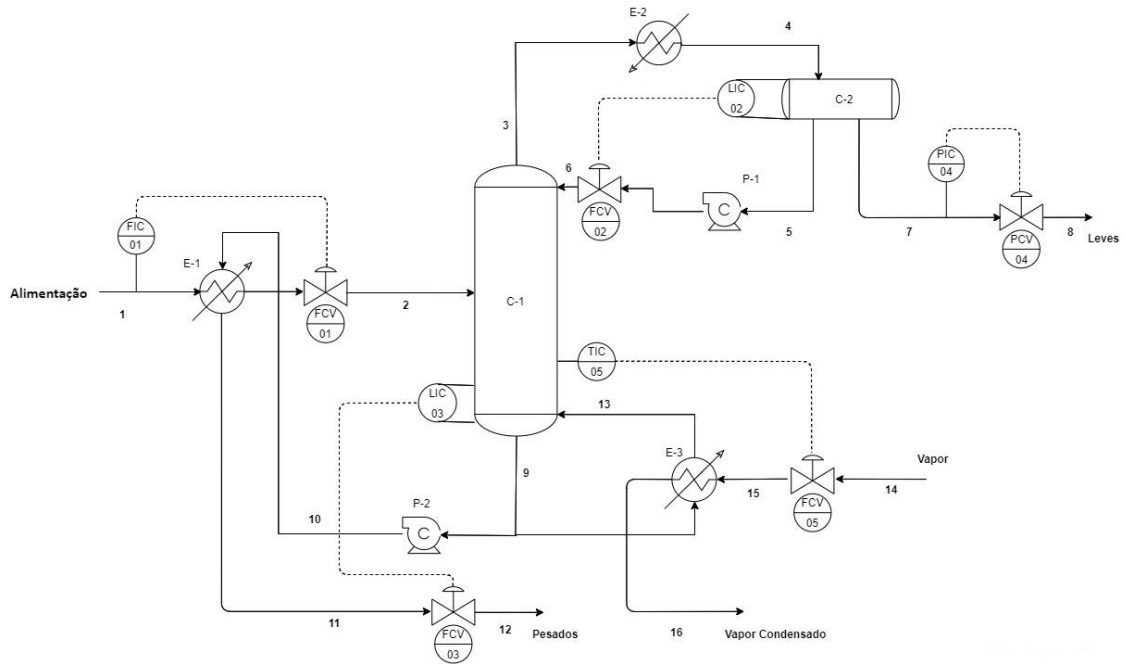


Figura 8. Sistema de controle do processo

Abaixo, na figura 9, há a representação e identificação dos locais dos diferentes instrumentos utilizados no sistema de controle.

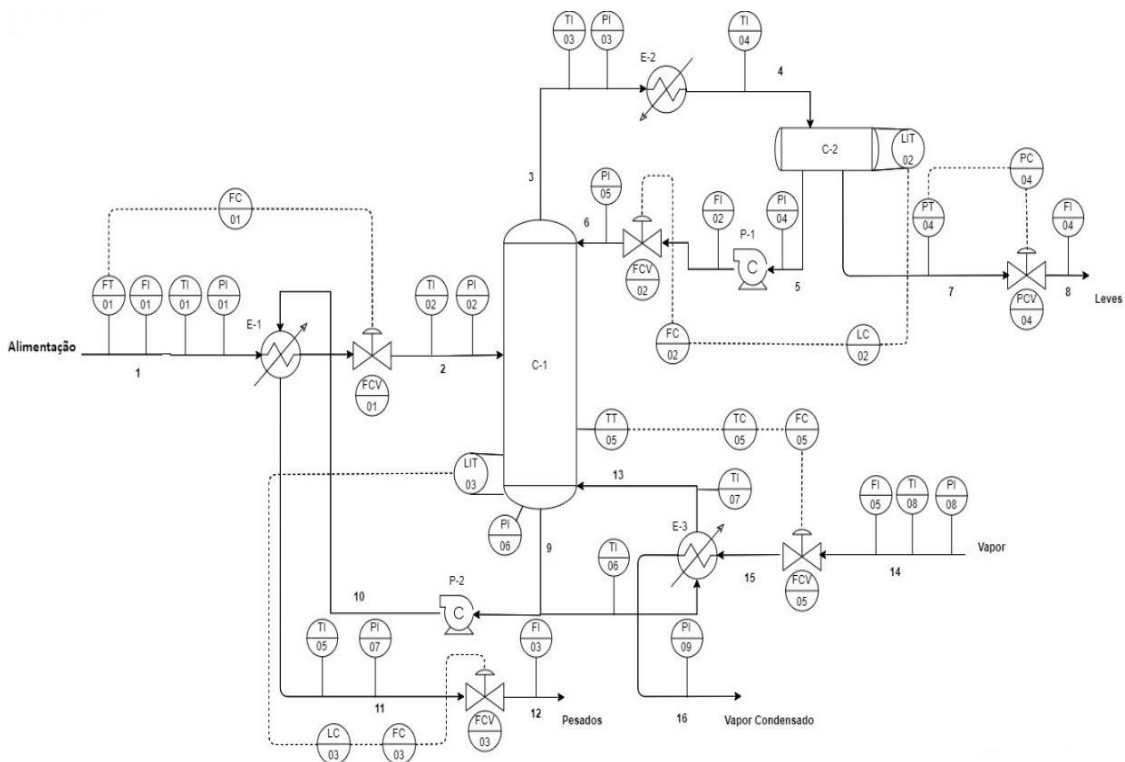


Figura 9. Localização e identificação dos instrumentos no sistema de controle do processo.

6.1 Folhas de Especificação

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO		
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Fase (L, G ou M)
FIC - 1	1	L
FI - 2	5	L
FI - 3	12	L
FI - 4	8	L
FI - 5	14	G

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE NÍVEL		
Identificação	Localização (núm. do vaso)	Tipo de interfase (L-L ou L-V/G)
LIC - 3	C - 1	L - V
LIC - 2	C - 2	L - L

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA		
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)
TI - 1	1	L
TI - 2	2	L
TI - 3	3	G
TI - 4	4	L
TI - 5	11	L
TI - 6	9	L
TI - 7	13	G
TI - 8	14	G
TIC - 5	C - 1	L - G

ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO		
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Fase (L, G ou M)

PI - 1	1	L
PI - 2	2	L
PI - 3	3	G
PI - 4	5	L
PI - 5	6	L
PI - 6	C - 1	M
PI - 7	11	L
PI - 8	14	G
PI - 9	16	M
PIC - 4	7	L

ESPECIFICAÇÕES VÁLVULAS DE CONTROLE			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação)	Vinculada ao laço de controle	Ação à falha no ar (abrir ou fechar completamente)
FCV - 1	2	FIC - 1	Fechar
FCV - 2	6	FIC - 2	Abrir
FCV - 3	12	FIC - 3	Fechar
PCV - 4	8	PIC - 4	Abrir
FCV - 5	15	FIC - 5	Fechar

ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE			
Identificação no diagrama mecânico	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Descrição da ação	Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle)
FIC - 1	2	Controle da vazão de entrada na torre de destilação	FT – 1 Medidor de vazão FIC – 1 Controlador de vazão FCV – 1 Válvula de controle
LIC - 2	C - 2	Controle do nível do vaso pulmão	LT – 2 Medidor de nível LIC – 2 Controlador de nível (controlador mestre)

FIC - 2	6	Controle da vazão de refluxo	FT – 2 Medidor de vazão FIC – 2 Controlador de vazão FCV – 2 Válvula de controle (controlador escravo ao LIC - 2)
LIC - 3	C - 1	Controle do nível da torre de destilação	LT – 3 Medidor de nível LIC – 3 Controlador de nível (controlador mestre)
FIC - 3	12	Controle da vazão do produto de fundo	FT – 3 Medidor de vazão FIC – 3 Controlador de vazão FCV – 3 Válvula de controle (controlador escravo ao LIC - 3)
PIC - 4	7	Controle da pressão do sistema	PT – 4 Medidor de pressão PIC – 4 Controlador de pressão PCV – 4 Válvula de controle
TIC - 5	C - 1	Controle da temperatura da torre de destilação	TT – 5 Medidor de temperatura TIC – 5 Controlador de temperatura (controlador mestre)
FIC - 5	15	Controle de vazão de vapor	FT – 5 Medidor de vazão FIC – 5 Controlador de vazão FCV – 5 Válvula de controle (controlador escravo ao TIC - 5)

7. CONCLUSÃO

O estudo detalhado dos tópicos apresentados na introdução foram fundamentais para o efetivo projeto desta instalação química.

A seção 2, que trata da avaliação econômica e rentabilidade dos principais pontos do processo, pôde atestar a viabilidade da instalação a partir dos custos relativos à torre de destilação fracionada, ao vaso pulmão a ela acoplada, aos trocadores de calor – condensador e refeedor -, à bomba de refluxo, operacionais e totais.

A seção 3, que trata do projeto de vasos e torres, pôde conferir as dimensões adequadas referentes ao vaso pulmão, à torre de destilação e seus respectivos pratos. A partir dos resultados obtidos da simulação realizada, por intermédio de um software comercial, as correntes de entrada e saída foram definidas. Após o equacionamento matemático que definiu as características da torre e do vaso, ao final da seção, as folhas de especificação foram devidamente preenchidas.

A seção 4, que trata do projeto de sistemas de troca de calor, apresentou as características inerentes ao refeedor, equipamento responsável por aquecer parte do produto de fundo que retornará à coluna, a partir dos resultados obtidos por simulação, foi possível definir as principais correntes relacionadas ao refeedor, bem como aspectos dimensionais. Ao final da seção, as folhas de especificação foram devidamente preenchidas.

A seção 5, que trata do projeto de sistemas de impulsão mecânica, viabilizou o conhecimento a respeito das características da bomba de refluxo necessária para a instalação. Assim como nas outras seções, as folhas de especificação foram devidamente preenchidas.

A seção 6, que trata do projeto de instrumentação e controle, pôde viabilizar o conhecimento relativo à posição e localização dos diversos instrumentos de controle utilizados, dos sistemas de controle e das correntes do processo. Ao final da seção, as folhas de especificação foram devidamente preenchidas a fim de definir os elementos inerentes aos diagramas.

Desta forma, após o desenvolvimento dos projetos em cada seção, foi possível chegar à instalação química final, responsável pela separação da mistura de hidrocarbonetos – n-hexano, n-heptano, n-octano. É importante ressaltar que, para esse sistema, como produto de topo, é obtido o n-hexano, o n-heptano e n-octano sairão como produtos de fundo. Para separação efetiva desses três compostos, sugere-se 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.

8. REFERÊNCIAS

Ahón, V. R.; Medeiros, S. L. Projeto de Colunas de Destilação Azeotrópica Homogênea. In: Congresso Brasileiro de Eng. Química, 11., 1996, Rio de Janeiro. Anais... Rio De Janeiro: ABEQ, 1996. v. 1.

Chemical Engineering Plant Cost Index (averaged over year). Variação do Índice CEPCI de 1995 a 2011.

CreMASCO, M. A. Fundamentos de Transferência de Massa. 2ª edição. Revista Editora da Unicamp, Campinas, 2009.

Gomide, R. Operações Unitárias – Volume 4: Operações de Transferência de Massa. Edição do autor, São Paulo, 1988.

GREEN, Don W.; PERRY, Robert H. (Ed.). Perry's chemical engineers' handbook. 8th ed. New York.

HIMMELBLAU, David Mautner; RIGGS, James B. Basic principles and calculations in chemical engineering. 8th ed. Upper Saddle River, NJ: Prentice Hall, c2012. xx, 945 p.

São Paulo, CETESB. Ficha de Informação de Produto Químico. Disponível em: https://sistemasinter.cetesb.sp.gov.br/produtos/ficha_completa1.asp?consulta=HEXANO.

Acesso em: 11 mai. 2021.

São Paulo, CETESB. Ficha de Informação de Produto Químico. Disponível em: https://sistemasinter.cetesb.sp.gov.br/produtos/ficha_completa1.asp?consulta=HEPTANO.

Acesso em: 11 mai. 2021.

São Paulo, CETESB. Ficha de Informação de Produto Químico. Disponível em: https://sistemasinter.cetesb.sp.gov.br/produtos/ficha_completa1.asp?consulta=OCTANO.

Acesso em: 11 mai. 2021.


SEIDER, Warren D. Product and process design principles: synthesis, analysis, and evaluation. 3rd ed. New York: John Wiley & Sons, 2009. xxxvi, 728 p.


SHREVE, Randolph Norris; AUSTIN, George T. Shreve's Chemical process industries. 5th ed. New York: McGraw-Hill Book Co., c1984. xiii, 859 p.


SINNOTT, R.; TOWLER, G. Chemical Engineering Design: SI Edition. 6^a ed. Butterworth-Heinemann. 2020.


9. ANEXOS

ANEXO A – Correntes de Processo da Torre de Destilação Fracionada

1			Case Name: NoName.hsc	
2		Company Name Not Available Bedford, MA USA	Unit Set: EuroSI	
3			Date/Time: Wed Oct 28 14:10:53 2020	
4				
5			Fluid Package: Basis-1	
6	Material Stream: Alimento		Property Package: Peng-Robinson	
7				
8				
9	CONDITIONS			
10				
11		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	0.0000
13	Temperature (C)	101.4	101.4	101.4
14	Pressure (bar)	1.500	1.500	1.500
15	Molar Flow (kgmole/h)	100.0	100.0	0.0000
16	Mass Flow (kg/h)	9810	9810	0.0000
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	14.36	14.36	0.0000
18	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-4.842e+004	-4.842e+004	-3.917e+004
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	135.4	135.4	212.6
20	Heat Flow (kcal/h)	-4.842e+006	-4.842e+006	0.0000
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	14.30	14.30	0.0000
22				
23	PROPERTIES			
24		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase
25	Molecular Weight	96.10	96.10	92.30
26	Molar Density (kgmole/m3)	6.173	6.173	5.100e-002
27	Mass Density (kg/m3)	605.5	605.5	4.708
28	Act. Volume Flow (m3/h)	16.20	16.20	0.0000
29	Mass Enthalpy (kcal/kg)	-493.6	-493.6	-424.4
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.380	1.380	2.303
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	250.9	250.9	187.0
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.558	2.558	2.026
33	LHV Molar Basis (Std) (kcal/kgmole)	1.054e+006	1.054e+006	9.935e+005
34	HHV Molar Basis (Std) (kcal/kgmole)	1.131e+006	1.131e+006	1.066e+006
35	HHV Mass Basis (Std) (kcal/kg)	1.153e+004	1.153e+004	1.155e+004
36	CO2 Loading	—	—	—
37	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	—	—	—
38	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	—	—	—
39	LHV Mass Basis (Std) (kcal/kg)	1.075e+004	1.075e+004	1.076e+004
40	Phase Fraction [Vol. Basis]	—	1.000	—
41	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000	0.0000
42	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000	0.0000
43	Mass Exergy (kcal/kg)	4.841	—	—
44	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	—	—
45	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000
46	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	—	—	—
47	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	6.965	6.965	7.300
48	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	250.9	250.9	187.0
49	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	2364	2364	0.0000
50	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	683.3	683.3	673.8
51	Act. Liq. Flow (m3/s)	4.500e-003	4.500e-003	—
52	Z Factor	—	7.804e-003	0.9445
53	Watson K	12.72	12.72	12.76
54	User Property	—	—	—
55	Partial Pressure of H2S (bar)	0.0000	—	—
56	Cp/(Cp - R)	1.034	1.034	1.047
57	Cp/Cv	1.034	1.034	1.058
58	Ideal Gas Cp/Cv	1.044	1.044	1.047
59	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	196.7	196.7	184.9
60	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	2.005	2.005	2.003
61	Heat of Vap. (kcal/kgmole)	8029	—	—
62	Kinematic Viscosity (cSt)	0.3153	0.3153	1.544
63	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	685.8	685.8	676.7
64	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	14.30	14.30	0.0000
65	Liquid Fraction	1.000	1.000	0.0000
66	Molar Volume (m3/kgmole)	0.1620	0.1620	19.61
67	Mass Heat of Vap. (kcal/kg)	81.85	—	—
68	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000	0.0000
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 11		Page 1 of 4

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: NoName.hsc	
2			Unit Set: EuroSI	
3			Date/Time: Wed Oct 26 14:10:53 2020	
4				
5				
6	Material Stream: Alimento (continued)			Fluid Package: Basis-1
7				Property Package: Peng-Robinson
8				
9	PROPERTIES			
10				
11		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase
12	Surface Tension (dyne/cm)	11.97	11.97	—
13	Thermal Conductivity (W/m-K)	9.886e-002	9.886e-002	1.864e-002
14	Bubble Point Pressure (bar)	1.500	—	—
15	Viscosity (cP)	0.1909	0.1909	7.269e-003
16	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	242.6	242.6	178.7
17	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.473	2.473	1.936
18	Cv (kJ/kgmole-C)	242.6	242.6	176.8
19	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.473	2.473	1.916
20	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	—	—	—
21	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	—	—	—
22	Cp/Cv (Ent. Method)	—	—	—
23	Reid VP at 37.8 C (bar)	0.1851	0.1851	0.2543
24	True VP at 37.8 C (bar)	0.1854	0.1854	0.2546
25	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	14.30	14.30	0.0000
26	Viscosity Index	-21.23	—	—
27	Material Stream: Destilado			Fluid Package: Basis-1
28				Property Package: Peng-Robinson
29				
30	CONDITIONS			
31				
32		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase
33	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	0.0000
34	Temperature: (C)	79.66	79.66	79.66
35	Pressure: (bar)	1.000	1.000	1.000
36	Molar Flow (kgmole/h)	75.00	75.00	0.0000
37	Mass Flow (kg/h)	6967	6967	0.0000
38	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	10.32	10.32	0.0000
39	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-4.758e+004	-4.758e+004	-3.930e+004
40	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	126.6	126.6	204.3
41	Heat Flow (kcal/h)	-3.569e+006	-3.569e+006	0.0000
42	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	10.29	10.29	0.0000
43	PROPERTIES			
44				
45		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase
46	Molecular Weight	92.90	92.90	89.95
47	Molar Density (kgmole/m3)	6.638	6.638	3.555e-002
48	Mass Density (kg/m3)	616.7	616.7	3.198
49	Act. Volume Flow (m3/h)	11.30	11.30	0.0000
50	Mass Enthalpy (kcal/kg)	-512.2	-512.2	-436.9
51	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.362	1.362	2.272
52	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	227.7	227.7	172.8
53	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.451	2.451	1.921
54	LHV Molar Basis (Std) (kcal/kgmole)	9.998e+005	9.998e+005	9.689e+005
55	HHV Molar Basis (Std) (kcal/kgmole)	1.073e+006	1.073e+006	1.040e+006
56	HHV Mass Basis (Std) (kcal/kg)	1.155e+004	1.155e+004	1.156e+004
57	CO2 Loading	—	—	—
58	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	—	—	—
59	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	—	—	—
60	LHV Mass Basis (Std) (kcal/kg)	1.076e+004	1.076e+004	1.077e+004
61	Phase Fraction [Vol. Basis]	—	1.000	—
62	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000	0.0000
63	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000	0.0000
64	Mass Exergy (kcal/kg)	2.506	—	—
65	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	—	—
66	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000
67	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	—	—	—
68	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	7.265	7.265	7.446
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 11	
			Page 2 of 4	

1			Case Name:	NoName.hsc
2		Company Name Not Available Bedford, MA USA	Unit Set:	EuroSI
3			Date/Time:	Wed Oct 28 14:10:53 2020
4				
5			Property Package:	Peng-Robinson
6	Material Stream: Destilado (continued)			
7	PROPERTIES			
8				
9				
10				
11		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase
12	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	227.7	227.7	172.8
13	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	1773	1773	0.0000
14	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	674.9	674.9	669.7
15	Act. Liq. Flow (m3/s)	3.138e-003	3.138e-003	—
16	Z Factor	—	5.135e-003	0.9589
17	Watson K	12.75	12.75	12.78
18	User Property	—	—	—
19	Partial Pressure of H2S (bar)	0.0000	—	—
20	Cp/(Cp - R)	1.038	1.038	1.051
21	Cp/Cv	1.038	1.038	1.059
22	Ideal Gas Cp/Cv	1.049	1.049	1.051
23	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	176.9	176.9	171.3
24	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.904	1.904	1.905
25	Heat of Vap. (kcal/kgmole)	7602	—	—
26	Kinematic Viscosity (cSt)	0.3377	0.3377	2.145
27	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	677.0	677.0	672.5
28	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	10.29	10.29	0.0000
29	Liquid Fraction	1.000	1.000	0.0000
30	Molar Volume (m3/kgmole)	0.1506	0.1506	28.13
31	Mass Heat of Vap. (kcal/kg)	81.83	—	—
32	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000	0.0000
33	Surface Tension (dyne/cm)	13.33	13.33	—
34	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1025	0.1025	1.687e-002
35	Bubble Point Pressure (bar)	1.000	—	—
36	Viscosity (cP)	0.2083	0.2083	6.860e-003
37	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	219.3	219.3	164.5
38	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.361	2.361	1.829
39	Cv (kJ/kgmole-C)	219.3	219.3	163.2
40	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.361	2.361	1.814
41	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	—	—	—
42	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	—	—	—
43	Cp/Cv (Ent. Method)	—	—	—
44	Reid VP at 37.8 C (bar)	0.2335	0.2335	0.2798
45	True VP at 37.8 C (bar)	0.2337	0.2337	0.2801
46	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	10.29	10.29	0.0000
47	Viscosity Index	-18.79	—	—
48	Material Stream: Residuo			Fluid Package: Basis-1
49				Property Package: Peng-Robinson
50	CONDITIONS			
51				
52				
53		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase
54	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	0.0000
55	Temperature: (C)	150.6	150.6	150.6
56	Pressure: (bar)	2.000	2.000	2.000
57	Molar Flow (kgmole/h)	75.00	75.00	0.0000
58	Mass Flow (kg/h)	8525	8525	0.0000
59	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	12.10	12.10	0.0000
60	Molar Enthalpy (kcal/kgmole)	-5.101e+004	-5.101e+004	-4.308e+004
61	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	141.5	141.5	220.5
62	Heat Flow (kcal/h)	-3.826e+006	-3.826e+006	0.0000
63	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	12.05	12.05	0.0000
64	PROPERTIES			
65				
66		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase
67	Molecular Weight	113.7	113.7	113.2
68	Molar Density (kgmole/m3)	5.140	5.140	6.166e-002
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 11	
			Page 3 of 4	

1			Case Name:	NoName.hsc	
2		Company Name Not Available Bedford, MA USA	Unit Set:	EuroSI	
3			Date/Time:	Wed Oct 26 14:10:53 2020	
4					Fluid Package:
5	Material Stream: Residuo (continued)			Property Package:	Peng-Robinson
6					
7	PROPERTIES				
8					
9					
10					
11		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase	
12	Mass Density (kg/m3)	584.3	584.3	6.982	
13	Act. Volume Flow (m3/h)	14.59	14.59	0.0000	
14	Mass Enthalpy (kcal/kg)	-448.8	-448.8	-380.4	
15	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.244	1.244	1.947	
16	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	317.0	317.0	255.8	
17	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.789	2.789	2.259	
18	LHV Molar Basis (Std) (kcal/kgmole)	1.217e+006	1.217e+006	1.213e+006	
19	HHV Molar Basis (Std) (kcal/kgmole)	1.305e+006	1.305e+006	1.300e+006	
20	HHV Mass Basis (Std) (kcal/kg)	1.148e+004	1.148e+004	1.148e+004	
21	CO2 Loading	—	—	—	
22	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	—	—	—	
23	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	—	—	—	
24	LHV Mass Basis (Std) (kcal/kg)	1.071e+004	1.071e+004	1.071e+004	
25	Phase Fraction [Vol. Basis]	—	1.000	—	
26	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000	0.0000	
27	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000	0.0000	
28	Mass Exergy (kcal/kg)	12.66	—	—	
29	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	—	—	
30	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000	
31	Act. Gas Flow (ACT m3/h)	—	—	—	
32	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	6.200	6.200	6.219	
33	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	317.0	317.0	255.8	
34	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	1773	1773	0.0000	
35	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	704.7	704.7	704.2	
36	Act. Liq. Flow (m3/s)	4.053e-003	4.053e-003	—	
37	Z Factor	—	1.104e-002	0.9207	
38	Watson K	12.67	12.67	12.67	
39	User Property	—	—	—	
40	Partial Pressure of H2S (bar)	0.0000	—	—	
41	Cp/(Cp - R)	1.027	1.027	1.034	
42	Cp/Cv	1.027	1.027	1.046	
43	Ideal Gas Cp/Cv	1.034	1.034	1.034	
44	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	253.4	253.4	252.3	
45	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	2.229	2.229	2.228	
46	Heat of Vap. (kcal/kgmole)	7847	—	—	
47	Kinematic Viscosity (cSt)	0.2761	0.2761	1.064	
48	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	707.5	707.5	706.9	
49	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	12.05	12.05	0.0000	
50	Liquid Fraction	1.000	1.000	0.0000	
51	Molar Volume (m3/kgmole)	0.1945	0.1945	16.22	
52	Mass Heat of Vap. (kcal/kg)	69.03	—	—	
53	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000	0.0000	
54	Surface Tension (dyne/cm)	9.797	9.797	—	
55	Thermal Conductivity (W/m-K)	9.338e-002	9.338e-002	2.119e-002	
56	Bubble Point Pressure (bar)	2.000	—	—	
57	Viscosity (cP)	0.1613	0.1613	7.428e-003	
58	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	308.7	308.7	247.5	
59	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.716	2.716	2.186	
60	Cv (kJ/kgmole-C)	308.7	308.7	244.5	
61	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.716	2.716	2.159	
62	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	—	—	—	
63	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	—	—	—	
64	Cp/Cv (Ent. Method)	—	—	—	
65	Reld VP at 37.8 C (bar)	4.115e-002	4.115e-002	4.350e-002	
66	True VP at 37.8 C (bar)	4.118e-002	4.118e-002	4.352e-002	
67	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	12.05	12.05	0.0000	
68	Viscosity Index	-27.00	—	—	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 11		Page 4 of 4

ANEXO B – Dados Referentes à Simulação das Bombas

Simulation Report

DWSIM 6.3

Details

Title: MySimulation_21

Comments:

Object: MSTR-01

Type: Material Stream

Property	Value	
Temperature	80.588	C
Pressure	1.033	kgf/cm2
Mass Flow	8082.72	kg/h
Molar Flow	87.01	kmol/h
Volumetric Flow	13.1104	m3/h
Density (Mixture)	616.512	kg/m3
Molecular Weight (Mixture)	92.8941	kg/kmol
Specific Enthalpy (Mixture)	-234.463	kJ/kg
Specific Entropy (Mixture)	-0.56003	kJ/(kg.K)
Molar Enthalpy (Mixture)	-21780.2	kJ/kmol
Molar Entropy (Mixture)	-52.0235	kJ/(kmol.K)
Thermal Conductivity (Mixture)	0.104402	W/(m.K)
Mixture Molar Fraction		
N-hexane	0.534	
N-heptane	0.453	
N-octane	0.013	

Object: MSTR-02

Type: Material Stream

Property	Value	
Temperature	80.588	C
Pressure	1.033	kgf/cm2
Mass Flow	8082.72	kg/h
Molar Flow	87.01	kmol/h
Volumetric Flow	13.1104	m3/h
Density (Mixture)	616.512	kg/m3
Molecular Weight (Mixture)	92.8941	kg/kmol
Specific Enthalpy (Mixture)	-234.463	kJ/kg
Specific Entropy (Mixture)	-0.56003	kJ/(kg.K)
Molar Enthalpy (Mixture)	-21780.2	kJ/kmol
Molar Entropy (Mixture)	-52.0235	kJ/(kmol.K)
Thermal Conductivity (Mixture)	0.104402	W/(m.K)

Simulation Report

DWSIM 6.3

Details


Title: MySimulation_21


Comments:

Mixture Molar Fraction

N-hexane	0.534
N-heptane	0.453
N-octane	0.013


ANEXO C – Correntes de Entrada no Refervedor


1			Case Name: Exemplo de vasos, torres e reatores 2.hsc	
2			Unit Set: EuroSI	
3		Company Name Not Available Bedford, MA USA	Date/Time: Mon Dec 14 20:28:14 2020	
4				
5				
6	Material Stream: To Reboiler		Fluid Package: Basis-1	
7			Property Package: Peng-Robinson	
8				
9	PROPERTIES			
10				
11		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
12	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	—	—	—
13	Act. Liq. Flow (m3/s)	6.719e-003	—	6.719e-003
14	Act. Volume Flow (m3/h)	24.19	0.0000	24.19
15	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	6.215	6.246	6.215
16	Bubble Point Pressure (bar)	1.950	—	—
17	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	—	—	—
18	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	—	—	—
19	CO2 Loading	—	—	—
20	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000
21	Cp/(Cp - R)	1.027	1.034	1.027
22	Cp/Cv	1.027	1.047	1.027
23	Cp/Cv (Ent. Method)	—	—	—
24	Cv (kJ/kgmole-C)	306.5	242.1	306.5
25	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	—	—	—
26	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	306.5	245.0	306.5
27	HHV Mass Basis (Std) (kcal/kg)	1.148e+004	1.149e+004	1.148e+004
28	HHV Molar Basis (Std) (kcal/kgmole)	1.301e+006	1.294e+006	1.301e+006
29	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	314.8	253.4	314.8
30	Heat of Vap. (kcal/kgmole)	7879	—	—
31	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	251.6	250.0	251.6
32	Ideal Gas Cp/Cv	1.034	1.034	1.034
33	Kinematic Viscosity (cSt)	0.2783	1.092	0.2783
34	LHV Mass Basis (Std) (kcal/kg)	1.071e+004	1.071e+004	1.071e+004
35	LHV Molar Basis (Std) (kcal/kgmole)	1.214e+006	1.207e+006	1.214e+006
36	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	707.0	706.1	707.0
37	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	20.04	0.0000	20.04
38	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	20.04	0.0000	20.04
39	Liquid Fraction	1.000	0.0000	1.000
40	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.705	2.149	2.705
41	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	—	—	—
42	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.705	2.176	2.705
43	Mass Density (kg/m3)	585.7	6.789	585.7
44	Mass Enthalpy (kcal/kg)	-450.3	-381.9	-450.3
45	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.251	1.973	1.251
46	Mass Exergy (kcal/kg)	12.27	—	—
47	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.778	2.249	2.778
48	Mass Heat of Vap. (kcal/kg)	69.53	—	—
49	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	2.220	2.219	2.220
50	Molar Density (kgmole/m3)	5.169	6.028e-002	5.169
51	Molar Volume (m3/kgmole)	0.1935	16.59	0.1935
52	Molecular Weight	113.3	112.6	113.3
53	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	—	—
54	Partial Pressure of H2S (bar)	0.0000	—	—
55	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.0000	1.000
56	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.0000	1.000
57	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000	1.0000
58	Phase Fraction [Vol. Basis]	—	—	1.000
59	Reld VP at 37.8 C (bar)	4.308e-002	4.685e-002	4.308e-002
60	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	314.8	253.4	314.8
61	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	2956	0.0000	2956
62	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	704.3	703.4	704.3
63	Surface Tension (dyne/cm)	9.916	—	9.916
64	Thermal Conductivity (W/m-K)	9.375e-002	2.106e-002	9.375e-002
65	True VP at 37.8 C (bar)	4.310e-002	4.686e-002	4.310e-002
66	User Property	—	—	—
67	Viscosity (cP)	0.1630	7.411e-003	0.1630
68	Viscosity Index	-26.60	—	—
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 11	
			Page 1 of 2	

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Exemplo de vasos, torres e reatores 2.hsc		
2			Unit Set: EuroSI		
3			Date/Time: Mon Dec 14 20:28:14 2020		
4					
5			Fluid Package: Basis-1		
6			Property Package: Peng-Robinson		
7	Material Stream: To Reboiler (continued)				
8					
9	PROPERTIES				
10					
11		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
12	Watson K	12.67	12.67	12.67	
13	Z Factor	—	0.9226	1.076e-002	
14					
15					
16					
17					
18					
19					
20					
21					
22					
23					
24					
25					
26					
27					
28					
29					
30					
31					
32					
33					
34					
35					
36					
37					
38					
39					
40					
41					
42					
43					
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58					
59					
60					
61					
62					
63					
64					
65					
66					
67					
68					
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 11		Page 2 of 2

Stream Name	To Reboiler	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature [C]	148.6	148.6	148.6
Pressure [bar]	1.950	1.950	1.950
Molar Flow [kgmole/h]	125.0	0.0000	125.0
Mass Flow [kg/h]	1.417e+004	0.0000	1.417e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	20.11	0.0000	20.11
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-5.103e+004	-4.301e+004	-5.103e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	141.8	222.2	141.8
Heat Flow [kcal/h]	-6.380e+006	0.0000	-6.380e+006
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	20.04	0.0000	20.04
Fluid Package	Basis-1		
Utility Type			

ANEXO D - Correntes de Saída do Refervedor

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name:	Exemplo de vasos, torres e reatores 2.hsc	
2			Unit Set:	EuroSI	
3			Date/Time:	Mon Dec 14 20:29:42 2020	
4					Fluid Package:
5			Property Package:	Peng-Robinson	
6	Material Stream: Boilup				
7					
8	PROPERTIES				
9					
10					
11		Overall	Vapour Phase		
12	Molecular Weight	113.2	113.2		
13	Molar Density (kgmole/m3)	6.166e-002	6.166e-002		
14	Mass Density (kg/m3)	6.982	6.982		
15	Act. Volume Flow (m3/h)	1622	1622		
16	Mass Enthalpy (kcal/kg)	-380.4	-380.4		
17	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.948	1.948		
18	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	255.8	255.8		
19	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.259	2.259		
20	LHV Molar Basis (Std) (kcal/kgmole)	1.213e+006	1.213e+006		
21	HHV Molar Basis (Std) (kcal/kgmole)	1.300e+006	1.300e+006		
22	HHV Mass Basis (Std) (kcal/kg)	1.148e+004	1.148e+004		
23	CO2 Loading	—	—		
24	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	—	—		
25	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	—	—		
26	LHV Mass Basis (Std) (kcal/kg)	1.071e+004	1.071e+004		
27	Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000	1.000		
28	Phase Fraction [Mass Basis]	1.000	1.000		
29	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1.000	1.000		
30	Mass Exergy (kcal/kg)	32.95	—		
31	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	—		
32	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
33	Act. Gas Flow (ACT m3/h)	1622	1622		
34	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	6.219	6.219		
35	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	255.8	255.8		
36	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	2364	2364		
37	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	704.2	704.2		
38	Act. Liq. Flow (m3/s)	—	—		
39	Z Factor	0.9207	0.9207		
40	Watson K	12.67	12.67		
41	User Property	—	—		
42	Partial Pressure of H2S (bar)	0.0000	—		
43	Cp/(Cp - R)	1.034	1.034		
44	Cp/Cv	1.046	1.046		
45	Ideal Gas Cp/Cv	1.034	1.034		
46	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	252.3	252.3		
47	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	2.228	2.228		
48	Heat of Vap. (kcal/kgmole)	7861	—		
49	Kinematic Viscosity (cSt)	1.064	1.064		
50	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	706.9	706.9		
51	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	16.02	16.02		
52	Liquid Fraction	0.0000	0.0000		
53	Molar Volume (m3/kgmole)	16.22	16.22		
54	Mass Heat of Vap. (kcal/kg)	69.43	—		
55	Phase Fraction [Molar Basis]	1.0000	1.0000		
56	Surface Tension (dyne/cm)	—	—		
57	Thermal Conductivity (W/m-K)	2.119e-002	2.119e-002		
58	Bubble Point Pressure (bar)	2.055	—		
59	Viscosity (cP)	7.430e-003	7.430e-003		
60	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	247.5	247.5		
61	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.186	2.186		
62	Cv (kJ/kgmole-C)	244.5	244.5		
63	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.159	2.159		
64	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	—	—		
65	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	—	—		
66	Cp/Cv (Ent. Method)	—	—		
67	Reid VP at 37.8 C (bar)	4.355e-002	4.355e-002		
68	True VP at 37.8 C (bar)	4.358e-002	4.358e-002		
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 11		Page 1 of 2

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: Exemplo de vasos, torres e reatores 2.hsc	
2			Unit Set: EuroSI	
3			Date/Time: Mon Dec 14 20:29:42 2020	
4				
5			Fluid Package: Basis-1	
6	Material Stream: Boilup (continued)		Property Package: Peng-Robinson	
7				
8	PROPERTIES			
9		Overall	Vapour Phase	
10				
11	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	16.02	16.02	
12	Viscosity Index	-27.23	—	
13				
14				
15				
16				
17				
18				
19				
20				
21				
22				
23				
24				
25				
26				
27				
28				
29				
30				
31				
32				
33				
34				
35				
36				
37				
38				
39				
40				
41				
42				
43				
44				
45				
46				
47				
48				
49				
50				
51				
52				
53				
54				
55				
56				
57				
58				
59				
60				
61				
62				
63				
64				
65				
66				
67				
68				
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 11	Page 2 of 2	

Stream Name	Boilup	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature [C]	150.6	150.6
Pressure [bar]	2.000	2.000
Molar Flow [kgmole/h]	99.98	99.98
Mass Flow [kg/h]	1.132e+004	1.132e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	16.08	16.08
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-4.308e+004	-4.308e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	220.5	220.5
Heat Flow [kcal/h]	-4.307e+006	-4.307e+006
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	16.02	16.02
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		