




PROJETO DE CONCLUSÃO DE CURSO DE ENGENHARIA QUÍMICA

Kamylla Porto Fernandes

Brasília, 2021 Universidade de Brasília
Instituto de Química



SISTEMA DE FRACIONAMENTO DA MISTURA N-HEXANO, N-HEPTANO E N-OCTANO

Kamylla Porto Fernandes – 16/0071267

Trabalho acadêmico apresentado à disciplina de
Projetos de Engenharia Química 2 do Instituto de
Química da Universidade de Brasília com propósito
de avaliação final.

ORIENTADOR: PROF. DR. JOSÉ JOAQUIN
LINARES LEÓN

Brasília, 2021

Sumário

| | |
|--|-----------|
| INTRODUÇÃO | 4 |
| AVALIAÇÃO ECONÔMICA E RENTABILIDADE | 4 |
| Custos:..... | 7 |
| Bomba –..... | 7 |
| Trocador de Calor (Vaporizador) –..... | 7 |
| Torre de Destilação –..... | 8 |
| Condensador –..... | 10 |
| Refrervedor –..... | 10 |
| Avaliação Econômica | 11 |
| Capital (CAP) –..... | 12 |
| PROJETO DE VASOS, TORRES E REATORES | 16 |
| Modelagem:..... | 30 |
| Custos:..... | 33 |
| Torre de Destilação –..... | 33 |
| Vaso Pulmão – | 35 |
| Trocadores de Calor – | 36 |
| Bomba de Refluxo –..... | 39 |
| Total – | 41 |
| PROJETO DE SISTEMAS DE TROCA DE CALOR..... | 44 |
| PROJETO DE SISTEMAS DE IMPULSÃO MECÂNICA..... | 51 |
| Cálculo da Pressão de Admissão | 55 |
| • NPSH..... | 56 |
| PROJETO DE I&C | 56 |
| REFERÊNCIAS..... | 60 |

INTRODUÇÃO

Estudo de um processo químico específico e implantação do projeto detalhado do processo com ênfase no planejamento, simbologia, layout, fluxogramas, seleção, especificação e dimensionamento de equipamentos industriais, balanços de massa e energia, avaliação econômica, equações de projeto e otimização do processo a fim de elaborar um projeto de planta ou unidade química com foco em Engenharia de detalhe e construção, entrada em funcionamento e operação, segurança em um projeto e proteção do meio ambiente em um projeto.

AVALIAÇÃO ECONÔMICA E RENTABILIDADE

Deseja-se purificar uma corrente formada por um 40% de benzeno e um 60% de tolueno em uma torre de destilação. Estudos realizados a escala planta piloto permitiram pré-projetar uma planta para processar 25.000 kg/h da mistura, com os detalhes operativos que são apresentados na Figura 1. Como pode ser observado, a unidade é alimentada com um alimento frio que se encontra disponível a 25 °C e pressão atmosférica (referida como 0 kg/cm²g).

A alimentação é impulsionada com ajuda de uma bomba centrífuga a uma pressão de 1,2 kg/cm²g, para depois ser direcionado a um evaporador, que permite vaporizar 50% da corrente de entrada após elevar a temperatura até 112,6 °C, com uma perda de pressão de 0,7 kg/cm². Seguidamente o alimento é introduzido em uma torre de destilação para conseguir uma corrente de benzeno pelo destilado com uma porcentagem deste de 95% e uma corrente de resíduo constituída fundamentalmente por tolueno (pureza de 95% em tolueno), baseados nos dados obtidos na planta a escala piloto para estimar o investimento necessário para colocar esta unidade em funcionamento.

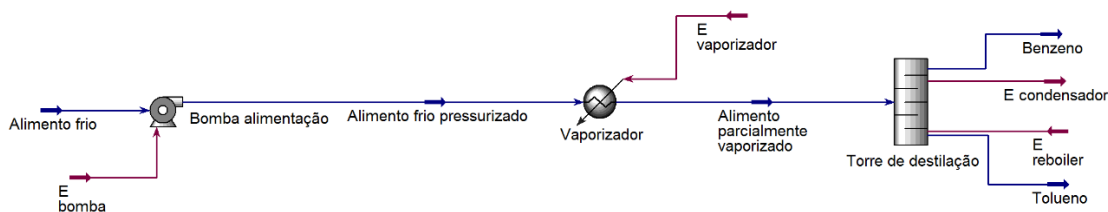


Figura 1. Esquema do processo de separação de benzeno e tolueno

- Bomba de alimentação. Potência necessária 2,507 kW, com uma vazão operacional de 57,53 m³/h.
- Vaporizador. Quantidade de calor necessária: 3,958 Mkcal/h. Considerar um valor do coeficiente global de transmissão de calor de 1000 kcal/(h m²). Será utilizado vapor de baixa pressão para aquecimento, cuja pressão operacional é 6 kg/cm²g e 160 °C.
- Torre de destilação. A torre de destilação contém 15 pratos do tipo válvula. O diâmetro da torre é de 2,9 m para atender à demanda hidráulica e a altura correspondente é de 15,5 m, considerando a separação entre os pratos (2 pés), a folga no topo e no fundo (0,91 m) e a separação específica do prato de alimentação (0,61 m). Para o cálculo da altura também se considerou um tempo de retenção do líquido no fundo de 10 minutos. A pressão no topo é de 0 kg/cm²g e no fundo de 1 kg/cm²g.
- Condensador. Quantidade de calor a retirar: 7,209 MKcal/h. Considerar um valor do coeficiente global de transmissão de calor de 700 kcal/(h m²). Será utilizada a água de refrigeração, cuja temperatura de entrada é 28 °C e cuja máxima temperatura de saída é de 45 °C. Considerar uma temperatura do fluido de processo de 81,19 °C.
- Refervedor (reboiler) da torre de destilação. Quantidade de calor necessário: 5,146 Mkcal/h. Considerar um valor do coeficiente global de transmissão de calor de 1000 kcal/(h m²). Será utilizado vapor de baixa pressão para aquecimento, cuja pressão operacional é 6 kg/cm²g e 160 °C. Considerar uma temperatura do fluido de processo de 133,6 °C.
- Pulmão da torre. Para o cálculo, considerar uma razão geométrica de L/D 5, uma vazão volumétrica de destilado de 21,86 m³/h e de refluxo de 73,44 m³/h. Em função disto, para um tempo de retenção de 10 minutos, considerando um nível normal de líquido de 50% do diâmetro do tanque, estimou-se que este último se corresponde com 2,1 m e um comprimento de 10,5 m. A pressão de operação correspondente é de 0 kg/cm².

E ainda deseja-se instalar uma planta de 40 ktoneladas (kt) de capacidade para produzir cloreto de vinilideno. Existem duas possíveis alternativas cuja viabilidade técnica se encontra comprovada, fazendo-se necessária a participação da análise econômica para decidir.

Tabela 1: Processo 1 - balanços de massa

| Componente | Coefficiente t/t produto | R\$/kg |
|------------|--------------------------|--------|
|------------|--------------------------|--------|

| | | |
|-----------------------|-------|------|
| Cloro | -0,92 | 0,62 |
| Ácido clorídrico | 0,47 | 0,94 |
| Tricloroetano | 0,13 | 2,42 |
| Cloreto de vinilo | -0,72 | 1,76 |
| Cloreto de vinilideno | 1,00 | 3,09 |

- Custo de energia: 247,08 R\$/t de produto.
- Investimento fixo para uma planta de 23 kt: 83,72 MR\$.

Tabela 2: Processo 2 - balanços de massa

| Componente | Coefficiente t/t produto | R\$/kg |
|-----------------------|---------------------------------|---------------|
| Cloro | -3,01 | 0,62 |
| Etano | -0,56 | 0,26 |
| Cloreto de etilo | 0,08 | 1,59 |
| Ácido clorídrico | 2,11 | 0,94 |
| Cloreto de vinilideno | 1,00 | 3,09 |

- Custo de energia: 437,68 R\$/t de produto.
- Investimento fixo para uma planta de 23 kt: 101,2 MR\$.

Supor uma taxa mínima de juros de 10%, uma taxa de impostos de 35% e uma depreciação de 10% anual (amortização linear a 10 anos). Estima-se a necessidade de colocar 3 vagas, sendo cada vaga ocupada por 4,8 operários em média, com um salário anual bruto para a empresa de R\$ 180.000,00. Para calcular os custos, considerando que o setor industrial possui maturidade elevada, utilizar as porcentagens mínimas nos intervalos vistos na sala de aula (para os diferentes custos de fabricação e gastos gerais). Se forem necessárias fazer outras suposições, especifique-as. Considerar uma inflação anual constante de 5%. Horizonte temporal de 3 anos para colocar a planta em funcionamento e 15 anos de operação. Estimar o projeto mais rentável pelo método do VAL e do TIR.

Para a estimação da projeção econômica temporal considere:

- Ano 0: 30% do investimento + 33,3% dos gastos prévios
- Ano 1: 60% do investimento + 33,3% dos gastos prévios
- Ano 2: 10% do investimento + gastos de entrada em funcionamento + capital de giro + 33,3% dos gastos prévios.
- No último ano, recupera-se todo o capital de giro (corrigido pela inflação) junto com um 10% do investimento em sucata (sem correção da inflação).

Custos:

Para estimar os custos dos equipamentos:

$$C_x = a + b \times S^n$$

x – Equipamento sendo analisado;

a, b e n – Dados de cada equipamento;

S – Parâmetro específico do equipamento a ser analisado.

Bomba –

Dados: Pot = 2,507 kW; Q = 57,33 m³/h.

Custo da Bomba Centrífuga de Estágio Único:

Dados: a = 6900; b = 206; n = 0,9; S = Q = 57,53 m³/h = 15,980 L/s.

$$C_{CBE1} = 6900 + 206 \times 15,980^{0,9} = \$ 9395,09$$

Custo do Motor da Bomba:

Dados: a = -950; b = 1770; n = 0,6; S = Pot = 2,507 kW.

$$C_{MB} = -950 + 1770 \times 2,507^{0,6} = \$ 2112,32$$

Custo da Bomba:

$$C_B = C_{CBE1} + C_{MB}$$

$$C_B = 9395,09 + 2112,32 = \$ 11507,41$$

Trocador de Calor (Vaporizador) –

Dados: Q = 3,958 Mkal/h; U = 1000 kcal/(h.m²); P_{OP} = 6 kg/cm²g; T_{OP} = 160 °C; T_{EF} = 25 °C; T_{SF} = 112,6 °C; F_T = 1.

O parâmetro S é a sua área de troca térmica:

$$A = \frac{Q}{U \times F_T \times \Delta T_{IN}}$$

onde,

$$\Delta T_{IN} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

$$A = \frac{3,958 \times 10^6}{1000 \times 1 \times \frac{(160 - 112,6) - (160 - 25)}{\ln\left(\frac{(160 - 112,6)}{(160 - 25)}\right)}} = 47,3 \text{ m}^2$$

Será feita uma análise dos custos para os diferentes tipos de vaporizadores e

trocadores de calor que atendam à situação de forma a utilizar o de menor custo.

Evaporador de Tubo Vertical

Dados: $a = 280$; $b = 30500$; $n = 0,55$;

$C_{V/T} = R\$ 254.654,44$.

Trocador de Calor do Tipo Casco-Tubo

Dados: $a = 24000$; $b = 46$; $n = 12$;

$C_{V/T} = R\$ 28.705,34$.

Trocador de Calor do Tipo Duplo Tubo

Dados: $a = 1600$; $b = 2100$; $n = 1$;

$C_{V/T} = R\$ 100.930,00$.

Trocador de Calor de Placas

Dados: $a = 1350$; $b = 180$; $n = 0,95$;

$C_{V/T} = 8.370,86$.

O trocador de calor escolhido foi o de Placas. O custo do Vaporizador/Trocador de Calor ($C_{V/T}$) foi de R\$ 8370,86.

Torre de Destilação –

Dados: $D_i = 2,9$ m; $H_v = 15,5$ m; $NP = 15$ (tipo válvula); $t = 10$ min; $P_{TOPO} = 0$ kg/cm²; $P_{FUNDO} = 1$ kg/cm²g.

O cálculo do custo da torre de destilação se estimando o custo de um vaso e também o custo dos pratos, onde custo da torre seria a soma.

Para a estimação do custo do vaso se calcula o peso do vaso, e se encontrar a espessura, a geometria, o material e a pressão de operação do vaso. Para fluidos não corrosivos foi optado por utilizar o aço carbono como material para o vaso.

Espessura (Vaso):

A espessura do vaso (t) pode ser calculada pela espessura mínima do vaso e pela tensão longitudinal:

Espessura mínima:

$$t = \frac{P_I D_I}{2SE - 1,2P_I}$$

Tensão longitudinal:

$$t = \frac{P_I D_I}{4SE - 0,8P_I}$$

D_I – Diâmetro interno do vaso;

S – Máximo de tensão que o material resiste;

E – Eficiência de solda;

P_I – Pressão interna do vaso.

Para a pressão interna do vaso foi adotada a maior pressão encontrada durante a operação (1 kg/cm²) por questão de segurança. Além disso, de forma a se prevenir contra situações críticas é comum somar 10% ao valor da pressão. Assim, a pressão interna é de 3,5 kg/cm².

O valor de S é de 12900 psi, a temperatura de operação não ultrapassa 500 °F. O valor é de 906,96 kg/cm².

A eficiência de solda é um fator de segurança, uma vez que os pontos de solda são pontos mais frágeis da estrutura. O valor é de 0,85:

$$t = \frac{3,5 \times 2,9}{2 \times 906,96 \times 0,85 - 1,2 \times 3,5} = 6,601 \text{ mm}$$

$$t = \frac{3,5 \times 2,9}{4 \times 906,96 \times 0,85 + 0,8 \times 3,5} = 3,294 \text{ mm}$$

Portanto como forma de segurança se assume que a espessura do vaso é de 6,601 mm e se acrescenta um valor de 3 mm como garantia contra a corrosão do material com o tempo. Desse modo a espessura real do vaso (t_{REAL}) é de 9,601mm.

Peso (Vaso):

O peso do vaso (W_V) é calculado (em Newtons):

$$W_V = 240 \times C_W \times D_M \times (H_V + 0,8D_M) \times t$$

C_W – Fator de massa de diversos componentes (1,5);

D_M – Diâmetro interno da torre somado à espessura (2,909601 m);

t – Espessura em mm;

H_V – Altura da torre.

$$W_V = 240 \times 1,5 \times 2,909601 \times (15,5 + 0,8 \times 2,909601) \times 9,601 = 179286,363 \text{ N}$$

$$W_V = \frac{179286,363}{9,81} = 18275,88 \text{ kg}$$

Custo (Vaso):

Para coluna de destilação o vaso é vertical.

Dados: a = 10000; b = 29; n = 0,85; S = W_V = 18275,88 kg.

$$C_E = 10000 + 29 \times 18275,88^{0,85} = R\$ 131617,07$$

Custo Unitário (Prato):

Para pratos com diâmetro (S) de 2,9 m.

Dados: a = 180; b = 340; n = 1,9; S = 2,9.

$$C_p = 180 + 340 \times 2,9^{1,9} = R\$ 2750,60$$

Custo (Coluna de Destilação):

O custo da coluna de destilação (C_{CD}) para 15 pratos:

$$C_{CD} = C_V + 15 \times C_p$$

$$C_{CD} = 131617,07 + 15 \times 2750,60 = R\$ 172876,07$$

Condensador –

Dados: $Q = 7,209 \text{ Mkcal/h}$; $U = 700 \text{ kcal/(h.m}^2\text{)}$; $T_{EA} = 28 \text{ }^\circ\text{C}$; $T_{SA} = 45 \text{ }^\circ\text{C}$; $T_F = 81,19 \text{ }^\circ\text{C}$; $F_T = 1$

A área de troca térmica do condensador:

$$A = \frac{7,209 \times 10^6}{700 \times 1 \times \frac{(81,19 - 45) - (81,19 - 28)}{\ln\left(\frac{81,19 - 45}{81,19 - 28}\right)}} = 233,26 \text{ m}^2$$

Para o vaporizador o trocador de calor de placas é o que possui o menor custo, o custo só foi estimado:

Dados: $a = 1350$; $b = 180$; $n = 0,95$; $S = 233,26$.

$$C_C = 1350 + 180 \times 233,26^{0,95} = R\$ 33318,29$$

Refervedor –

Dados: $Q = 5,146 \text{ Mkcal/h}$; $U = 1000 \text{ kcal/(h.m}^2\text{)}$; $P = 6 \text{ kg/cm}^2\text{g}$; $T_{OP} = 160 \text{ }^\circ\text{C}$; $T_F = 133,6 \text{ }^\circ\text{C}$; $F_T = 1$.

A temperatura das correntes do processo é constante, o ΔT_{ln} é a diferença entre as duas temperaturas:

$$A = \frac{5,146 \times 10^6}{1000 \times 1 \times (160 - 133,6)} = 194,92 \text{ m}^2$$

O Refervedor tipo Termosifão e o refervedor Tipo Kettle:

Refervedor Tipo Termosifão:

Dados: $a = 2600$; $b = 104$; $n = 1,1$;

$$C_R = R\$ 36.945,94$$

Refervedor Tipo Kettle:

Dados: $a = 25000$; $b = 340$; $n = 0,9$.

$$C_R = R\$ 64.115,57$$

O refervedor tipo Termosifão. O custo do refervedor (C_R) foi de R\\$ 36945,94.

Vaso Pulmão –

Dados: $L/D = 5$; $Q = 21,86 \text{ m}^3\text{/h}$; $Ref = 73,44 \text{ m}^3\text{/h}$; $t = 10 \text{ min}$; $Nív = 50\%$ do D_T ; $D_I = 2,1 \text{ m}$; $L_I = 10,5 \text{ m}$; $P_{OP} = 0 \text{ kg/cm}^2\text{g}$.

O peso do vaso:

Dados: $P_1 = 3,5 \text{ kg/cm}^2$; $S = 906,96 \text{ kg/cm}^2$; $E = 0,85$:

Espessura (Vaso):

$$t = \frac{3,5 \times 2,1}{2 \times 906,96 \times 0,85 - 1,2 \times 3,5} = 4,78 \text{ mm}$$

$$t = \frac{3,5 \times 2,1}{4 \times 906,96 \times 0,85 + 0,8 \times 3,5} = 2,39 \text{ mm}$$

A espessura do vaso contabilizando a corrosão (t_{REAL}) passa a ser de 7,78 mm.

Peso (Vaso):

O peso do vaso (W_V) é calculado (em Newtons) a partir da fórmula:

$$W_V = 240 \times C_w \times D_m \times (H_v + 0,8D_m) \times t$$

C_w – Fator de massa de diversos componentes (1,08);

D_m – Diâmetro interno da torre somado à espessura (2,10778 m);

t – Espessura em mm;

H_v – Altura da torre.

$$W_V = 240 \times 1,5 \times 2,10778 \times (15,5 + 0,8 \times 2,10778) \times 7,78 = 51797,53 \text{ N}$$

$$W_V = \frac{51797,53}{9,81} = 5280,07 \text{ kg}$$

O vaso é considerado horizontal com aço carbono.

Dados: $a = 8800$; $b = 27$; $n = 0,85$; $S = 5280,07$.

$$C_{VP} = 8800 + 27 \times 5280,07^{0,85} = R\$ 48210,10$$

Avaliação Econômica

Com o preço dos equipamentos, se precisa o investimento necessário para colocar esta unidade em funcionamento. O Imobilizado (I) foi estimado por meio do Método das

Porcentagens:

Preço Total dos Equipamentos (PE) –

$$PE_{2007} = C_B + C_{V/T} + C_{CD} + C_C + C_R + C_{VP}$$

$$PE_{2007} = 11507,41 + 8370,86 + 172876,07 + 33318,29 + 36945,94 + 48210,10 \\ = R\$ 311228,67$$

O preço dos equipamentos foi estimado conforme o dólar gulf costa avaliado em 2007, então atualizar este valor para valores mais recentes. O valor foi então atualizado para o ano de 2018 pelo índice CEPCI ('Chemical Engineering Plant Cost Index'):

$$PE_{2018} = PE_{2007} \times \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2007}}$$

$$PE_{2018} = R\$ 311228,67 \times \frac{568,82}{525,02} = R\$ 337193,04$$

Preço dos Materiais (PM) –

$$PM = 0,65 \times E = R\$ 219175,48$$

Engenharia de Detalhe (ED) –

Projeto pequeno:

$$ED = 0,175 \times (E + M) = R\$ 97364,49$$

Construção (C) –

$$C = 0,6 \times (E + M) = R\$ 333821,11$$

Supervisão da Construção (SC) –

$$SC = 0,1 \times (E + M) = R\$ 55636,85$$

Parte Interna do Limite de Bateria (ISBL) –

$$ISBL = E + M + ED + C + SC = R\$ 1043190,98$$

Serviços Auxiliares (SA) –

$$SA = 0,04 \times ISBL = R\$ 41727,64$$

Off-sites (OS) –

$$OS = 0,08 \times ISBL = R\$ 83455,28$$

Gastos de Arranque (GA) –

$$GA = 0,035 \times ISBL = R\$ 36511,68$$

Contingências e Imprevistos (CI) –

$$CI = 0,1 \times ISBL = R\$ 104319,10$$

Imobilizado (I) –

$$I = ISBL + SA + OS + GA + CI = R\$ 1309204,68$$

Capital de Giro (CG) –

$$CG = 0,2 \times I = R\$ 261.840,94$$

Capital (CAP) –

$$C_{AP} = I + CG = R\$ 1571045,62$$

| PLANTA DE PRODUÇÃO DE CLORETO DE VINILIDENO | | | | |
|--|-----------------------|-----------------------|-------------------------|-----------------------------|
| Capacidade da planta | 40 | kt | | |
| Informação prévia | | | | |
| Capacidade da planta | 23 | kt | | |
| Imobilizado | 83,72 | MR\$ | | |
| ESTIMAÇÃO DO INVESTIMENTO | | | | |
| Estimação do imobilizado da planta | 116.688.622 | MR\$ | | |
| Capital de giro | 23.337.724 | MR\$ | | |
| Entrada em funcionamento | 5.834.431 | MR\$ | | |
| Gastos prévios | 11.668.862 | MR\$ | | |
| ESTIMAÇÃO DAS VENDAS | | | | |
| Produtos obtidos | Fator de produção | Produção / kt | Preço unitário / R\$/kg | Lucro de vendas / R\$ |
| Ácido clorídrico | 0,47 | 18.1 | 0,94 | 17.672.000 |
| Tricloroetano | 0,13 | 5.1 | 2,42 | 12.584.000 |
| Cloreto de vinilideno | 1 | 40 | 03.01 | 123.600.000 |
| Vendas total | | | | 153.856.000 |
| ESTIMAÇÃO DOS CUSTOS | | | | |
| Custo de fabricação diretos | | | | |
| Matérias primas | Fator de produção | Produção / kt | Preço unitário / R\$/kg | Custo matérias primas / R\$ |
| Cloro | 0,92 | 36,8 | 0,62 | 22.816.000 |
| Cloreto de vinilo | 0,72 | 28,8 | 1,76 | 50.688.000 |
| Mão de obra | Vagas | Operários | Custo unitário anual | Custo mão de obra |
| | 3 | 4,8 | 180.000 | 2.592.000 |
| Custo de fabricação indiretos variáveis | | | | |
| Mão de obra indireta | Coefficiente | Base | Valor | Custo / R\$ |
| | 0,15 | Mão de Obra | 2.592.000 | 388.800 |
| | | Valor da base / t | Preço unitário / R\$/t | |
| Eletricidade | Custo de Energia | 40.000 | 247,08 | 9.883.200 |
| | Coefficiente | Base | Valor | Custo / R\$ |
| Abastecimento | 0,002 | Imobilizado de Planta | 116.688.622 | 233.377 |
| Manutenção | 0,02 | Imobilizado de Planta | 116.688.622 | 2.333.772 |
| Laboratório | 0,05 | Custo mão de obra | 2.592.000 | 129.600 |
| Embalagem | 0,15 | Vendas total | 153.856.000 | 23.078.400 |
| Custos de fabricação indiretos fixo | | | | |
| Diretivos e empregados | Coefficiente | Base | Valor | Custo / R\$ |
| | 0,1 | Custo mão de obra | 2.592.000 | 259.200 |
| Impostos | 0 | Imobilizado de Planta | 116.688.622 | 583.443 |
| Seguros | 0,01 | Imobilizado de Planta | 116.688.622 | 1.166.886 |
| Total custos de fabricação | 114.152.679 | | | |
| Gastos gerais | | | | |
| Gastos comerciais | Coefficiente | Base | Valor | Custo / R\$ |
| | 0,05 | Custos de fabricação | 114.152.679 | 5.707.634 |
| Gerência | 0,03 | Custos de fabricação | 114.152.679 | 3.424.580 |
| Pesquisa e serviço técnico | 0,01 | Vendas total | 153.856.000 | 1538560 |
| Soma total dos custos | 124.823.453,35 | | | |
| Lucro bruto | 17.363.684,40 | | | |
| Impostos | 6.077.289,54 | | | |
| Lucro líquido | 11.286.394,86 | | | |
| Lucro após somar amortização | -382.467,38 | | | |

Tabela 4: Fluxo de caixa processo 1

| Taxa de juros | 10% | | | | | | | | | | | | |
|--|----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|---------------|
| | 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 |
| Estimativa de inutilização de planta | -35.006.586,73 | -70.013.173,47 | -11.668.862,24 | | | | | | | | | | |
| Capital de giro | | | -23.337.724,49 | | | | | | | | | | |
| Entrada em funcionamento | | | -5.834.431,12 | | | | | | | | | | |
| Receitas de vendas | -3.885.731,13 | -3.885.731,13 | -3.885.731,13 | | | | | | | | | | |
| Vendas | | | 153.856.000,00 | 161.548.800,00 | 169.626.240,00 | 178.107.552,00 | 187.012.929,60 | 196.363.576,08 | 206.181.754,88 | 216.490.842,63 | 227.315.384,76 | 238.681.154,00 | |
| Custos | | | 124.833.453,35 | 131.084.626,02 | 137.617.857,32 | 144.498.750,19 | 151.723.687,70 | 159.309.872,08 | 167.275.365,69 | 175.639.133,97 | 184.421.090,67 | 193.642.145,20 | |
| Amortização | | | 11.668.862,24 | 11.668.862,24 | 11.668.862,24 | 11.668.862,24 | 11.668.862,24 | 11.668.862,24 | 11.668.862,24 | 11.668.862,24 | 11.668.862,24 | 11.668.862,24 | |
| Lucro bruto | | | 17.983.684,40 | 18.815.311,74 | 20.339.520,43 | 21.939.939,57 | 23.620.379,66 | 25.384.841,75 | 27.237.526,95 | 29.182.846,41 | 31.225.431,85 | 33.370.146,55 | |
| Impostos | | | 6.077.289,54 | 6.585.359,11 | 7.118.832,15 | 7.678.978,85 | 8.267.132,88 | 8.884.694,61 | 9.533.134,43 | 10.213.996,24 | 10.928.901,15 | 11.679.551,29 | |
| Lucro líquido | | | 11.286.394,86 | 12.229.952,63 | 13.220.688,28 | 14.260.960,72 | 15.353.246,78 | 16.500.147,14 | 17.704.392,52 | 18.988.830,17 | 20.296.530,70 | 21.690.595,26 | |
| Fluxo de caixa + lucro líquido + amortização | -38.892.317,86 | -73.898.904,59 | -44.726.748,98 | 22.955.257,11 | 23.898.814,87 | 24.888.550,13 | 25.928.823,66 | 27.022.109,02 | 28.169.009,18 | 29.373.254,76 | 30.637.712,41 | 31.965.392,84 | 33.358.457,00 |
| Fluxo de caixa corrigido | -38.892.317,86 | -67.180.822,36 | -36.964.255,36 | 17.246.624,42 | 16.323.212,13 | 15.454.452,64 | 14.636.709,07 | 13.866.614,62 | 13.141.050,77 | 12.457.127,39 | 11.812.164,42 | 11.203.675,22 | 10.629.351,22 |
| Fluxo de caixa acumulado | -38.892.317,86 | -106.073.140,22 | -143.037.395,58 | -125.790.771,15 | -109.407.129,03 | -94.013.106,39 | -79.376.397,31 | -65.509.782,70 | -52.368.731,92 | -39.911.604,54 | -28.099.440,11 | -16.895.764,89 | -6.266.411,67 |
| VAL | 46.293.812 | | | | | | | | | | | | |
| TR | 13,96% | | | | | | | | | | | | |

| | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 |
|--|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|
| | | | | | 11.668.862,24 |
| | | | | | 48.517.453,08 |
| | | | | | |
| | | | | | |
| | 250.615.211,70 | 263.145.972,28 | 276.303.270,90 | 290.118.434,44 | 304.624.356,16 |
| | 203.324.252,46 | 213.490.465,09 | 224.164.988,34 | 235.373.237,76 | 247.141.899,64 |
| | | | | | |
| | 47.290.959,24 | 49.655.507,20 | 52.138.282,56 | 54.745.196,68 | 57.482.456,52 |
| | 16.551.835,73 | 17.379.427,52 | 18.248.398,89 | 19.160.818,84 | 20.118.859,78 |
| | 30.739.123,50 | 32.276.079,68 | 33.889.883,66 | 35.584.377,85 | 37.549.912,06 |
| | 30.739.123,50 | 32.276.079,68 | 33.889.883,66 | 35.584.377,85 | 37.549.912,06 |
| | | | | | |
| | 8.904.029,14 | 8.499.300,55 | 8.112.968,70 | 7.744.197,40 | 7.392.730,05 |
| | 2.637.615,48 | 11.136.916,02 | 19.249.884,72 | 26.994.082,12 | 46.293.812,18 |

Tabela 5: Processo 2

| PLANTA DE PRODUÇÃO DE CLORETO DE VINILIDENO | | | | |
|--|-------------------|-----------------------|-------------------------|-----------------------------|
| Capacidade da planta | 40 | kt | | |
| Informação prévia | | | | |
| Capacidade da planta | 23 | kt | | |
| Imobilizado | 101,2 | MR\$ | | |
| ESTIMAÇÃO DO INVESTIMENTO | | | | |
| Estimação do imobilizado da planta | 141.052.181 | MR\$ | | |
| Capital de giro | 28.210.436 | MR\$ | | |
| Entrada em funcionamento | 7.052.609 | MR\$ | | |
| Gastos prévios | 14.105.218 | MR\$ | | |
| ESTIMAÇÃO DAS VENDAS | | | | |
| Produtos obtidos | Fator de produção | Produção / kt | Preço unitário / R\$/kg | Lucro de vendas / R\$ |
| Cloreto de etilo | 0,08 | 3,2 | 1,59 | 5.088.000 |
| Ácido clorídrico | 2,11 | 84,4 | 0,94 | 79.336.000 |
| Cloreto de vinilideno | 1 | 40 | 3,09 | 123.600.000 |
| Vendas total | | | | 208.024.000 |
| ESTIMAÇÃO DOS CUSTOS | | | | |
| Custo de fabricação diretos | | | | |
| Matérias primas | Fator de produção | Produção / kt | Preço unitário / R\$/kg | Custo matérias primas / R\$ |
| Cloro | 3,01 | 120,4 | 0,62 | 74.648.000 |
| Etano | 0,56 | 22,4 | 0,26 | 5.824.000 |
| Mão de obra | Vagas | Operários | Custo unitário anual | Custo mão de obra |
| | 3 | 4,8 | 180.000 | 2.592.000 |
| Custo de fabricação indiretos variáveis | | | | |
| Mão de obra indireta | Coefficiente | Base | Valor | Custo / R\$ |
| | 0,15 | Mão de Obra | 2.592.000 | 388.800 |
| Eletricidade | Custo de Energia | Valor da base / t | Preço unitário / R\$/t | |
| | | 40.000 | 437,68 | 17.507.200 |
| Abastecimento | Coefficiente | Base | Valor | Custo / R\$ |
| | 0,002 | Imobilizado de Planta | 141.052.181 | 282.104 |
| Manutenção | 0,02 | Imobilizado de Planta | 141.052.181 | 2.821.044 |
| Laboratório | 0,05 | Custo mão de obra | 2.592.000 | 129.600 |
| Embalagem | 0,15 | Vendas total | 208.024.000 | 31.203.600 |
| Custos de fabricação indiretos fixo | | | | |
| Diretivos e empregados | Coefficiente | Base | Valor | Custo / R\$ |
| | 0,1 | Custo mão de obra | 2.592.000 | 259.200 |
| Impostos | 0 | Imobilizado de Planta | 141.052.181 | 705.261 |
| Seguros | 0,01 | Imobilizado de Planta | 141.052.181 | 1.410.522 |
| Total custos de fabricação | | | | |
| | 137.771.331 | | | |
| Gastos gerais | | | | |
| Gastos comerciais | Coefficiente | Base | Valor | Custo / R\$ |
| | 0,05 | Custos de fabricação | 137.771.331 | 6.888.567 |
| Gerência | 0,03 | Custos de fabricação | 137.771.331 | 4.133.140 |
| Pesquisa e serviço técnico | 0,01 | Vendas total | 208.024.000 | 2080240 |
| Soma total dos custos | | | | |
| | 150.873.277,15 | | | |
| Lucro bruto | | | | |
| | 43.045.504,75 | | | |
| Impostos | | | | |
| | 15.065.926,66 | | | |
| Lucro líquido | | | | |
| | 27.979.578,09 | | | |
| Lucro após somar amortização | | | | |
| | 13.874.359,99 | | | |

Tabela 4: Fluxo de caixa processo 2 – Mais rentável

| Taxa de juros | 10% | | | | | | | | | | | | |
|--|----------------|-----------------|-----------------|----------------------------|-----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|---------------|
| | 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 |
| Estimativa do investimento de planta | -42.315.654,29 | -84.631.308,59 | -14.105.218,10 | | | | | | | | | | |
| Capital de giro | | | -28.210.436,20 | | | | | | | | | | |
| Entrada em funcionamento | | | -7.052.609,05 | | | | | | | | | | |
| Gastos prévios | -4.697.037,63 | -4.697.037,63 | -4.697.037,63 | | | | | | | | | | |
| Vendas | | | 208.024.000,00 | 218.425.200,00 | 229.346.460,00 | 240.813.783,00 | 252.854.472,15 | 265.497.195,76 | 278.772.055,55 | 292.710.658,32 | 307.346.191,24 | 322.713.500,80 | |
| Custos | | | 150.873.277,15 | 158.416.941,01 | 166.337.788,06 | 174.654.677,46 | 183.387.411,34 | 192.556.781,90 | 202.184.621,00 | 212.293.852,05 | 222.908.544,65 | 234.053.971,88 | |
| Amortização | | | 14.105.218,10 | 14.105.218,10 | 14.105.218,10 | 14.105.218,10 | 14.105.218,10 | 14.105.218,10 | 14.105.218,10 | 14.105.218,10 | 14.105.218,10 | 14.105.218,10 | |
| Lucro bruto | | | 43.045.504,75 | 45.903.040,89 | 48.903.453,84 | 52.053.887,44 | 55.361.842,72 | 58.835.195,76 | 62.482.216,45 | 66.311.588,18 | 70.332.428,49 | 74.554.310,82 | |
| Impostos | | | 15.065.926,66 | 16.066.064,31 | 17.116.208,84 | 18.218.860,60 | 19.376.644,95 | 20.592.318,51 | 21.868.775,76 | 23.209.055,86 | 24.618.349,97 | 26.094.008,79 | |
| Lucro líquido | | | 27.979.578,09 | 29.836.976,58 | 31.787.245,00 | 33.835.026,84 | 35.985.197,77 | 38.242.877,24 | 40.613.440,69 | 43.102.532,32 | 45.716.078,52 | 48.460.302,03 | |
| Fluxo de caixa = Lucro líquido + amortização | -47.012.691,92 | -89.328.346,21 | -54.065.500,97 | 42.084.796,19 | 43.942.194,68 | 45.892.465,10 | 47.940.244,93 | 50.090.415,86 | 52.348.095,54 | 54.718.658,79 | 57.207.750,41 | 59.821.296,62 | 62.565.520,13 |
| Fluxo de caixa corrigido | -47.012.691,92 | -81.207.587,47 | -44.682.066,92 | 31.618.930,27 | 30.013.110,22 | 28.495.608,90 | 27.061.018,47 | 25.704.303,55 | 24.420.772,82 | 23.206.052,87 | 22.056.064,28 | 20.966.999,52 | 19.935.302,84 |
| Fluxo de caixa acumulado | -47.012.691,92 | -128.220.279,39 | -172.902.346,30 | -141.283.416,03 | -111.270.305,81 | -82.774.696,91 | -55.713.678,44 | -30.009.374,90 | -5.588.602,08 | 17.617.450,79 | 39.673.515,07 | 60.640.514,59 | 80.575.817,43 |
| VAL | 174.994,575 | | | Processo 2 é mais rentável | | | | | | | | | |
| TIR | 20,82% | | | Processo maior VAL e TIR | | | | | | | | | |

| 13 | 14 | 15 | 16 | 17 |
|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|
| | | | | 14.105.218,10 |
| | | | | 58.647.470,76 |
| | | | | |
| | | | | |
| 338.849.175,84 | 355.791.634,63 | 373.581.216,36 | 392.260.277,18 | 411.873.291,04 |
| 245.756.670,48 | 258.044.504,00 | 270.946.729,20 | 284.494.065,66 | 298.718.768,94 |
| | | | | |
| 93.092.505,36 | 97.747.130,63 | 102.634.487,16 | 107.766.211,52 | 113.154.522,10 |
| 32.582.376,88 | 34.211.495,72 | 35.922.070,51 | 37.718.174,03 | 39.604.082,73 |
| 60.510.128,49 | 63.535.634,91 | 66.712.416,66 | 70.048.037,49 | 146.303.128,22 |
| 60.510.128,49 | 63.535.634,91 | 66.712.416,66 | 70.048.037,49 | 146.303.128,22 |
| | | | | |
| 17.527.628,84 | 16.730.918,43 | 15.970.422,14 | 15.244.493,86 | 28.945.293,96 |
| 98.103.446,27 | 114.834.364,70 | 130.804.786,84 | 146.049.280,71 | 174.994.574,67 |

PROJETO DE VASOS, TORRES E REATORES

Assim, inicialmente deve ser considerado como um vaso. Os vasos são projetados em função do seu peso, para o que deve ser estimada previamente a espessura do material, além das características geométricas e a pressão de operação. A fórmula para a estimação da espessura dos vasos se encontra no capítulo 13 do Chemical Engineering Design. Segue a imagem das fórmulas necessárias:

The equation specified by the ASME BPV Code (Sec. VIII D.1 Part UG-27) is:

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE - 1.2P_i} \quad (13.41)$$

This differs slightly from equation 13.40 as it is derived from the formula for thick-walled vessels.

Similarly, for longitudinal stress the code specifies:

$$t = \frac{P_i D_i}{4SE + 0.8P_i} \quad (13.42)$$

Figura 2: Equações de espessura

Para estimar a espessura são necessários os parâmetros P_i , que é a pressão de projeto interna do vaso. No nosso caso, o vaso apresenta um perfil de pressões que vai desde 1 kg/cm² no fundo como valor máximo até 0 kg/cm² no topo, todos em valores manométricos (relativos).

No projeto de qualquer equipamento, sempre seremos conservadores, ou seja, escolhermos

o valor mais limitador, 1 kg/cm²g (o g indica gauge, manométrico, relativo). No projeto dos vasos, sempre se aplicam sobrepressões como precaução por possíveis situações operativas mais críticas. Existem dois critérios básicos, somar 10% ao valor da pressão de operação, ou seja, sendo 1 kg/cm², somaríamos 0,1 kg/cm², ou diretamente somar 1,8 kg/cm², ou seja, resultaria em 2,8 kg/cm². O maior valor dentre eles define a pressão de projeto (Pi). No entanto, quando este valor fica abaixo de 3,5 kg/cm² g, escolhe-se diretamente este valor, como é o caso. Portanto, o valor de P i é 3,5 kg/cm². O diâmetro interno do equipamento é fornecido nas informações, 2,9 m. O parâmetro S é a tensão máxima que pode resistir o material que vamos usar para projetar o equipamento.

Neste caso, por não haver composto corrosivos, escolheremos aço ao carbono. Na seguinte tabela se apresentam os valores da tensão máxima. Neste caso, como a temperatura de operação não supera os 500 °F, podemos selecionar o valor de 12,9 ksi, 12900 psi. Apenas restaria transformar os psi a kg/cm². O parâmetro E é a chamada eficiência da solda, pois se assume que na montagem dos vasos são usadas pranchas que serão soldadas. Os pontos de solda são pontos frágeis.

Por este motivo, adiciona-se um fator de segurança através do valor da eficiência. Um valor típico é 0,85, embora na Tabela 13.3 do Chemical Engineering Design podem encontrar outros valores.

Com isto, já é possível estimar a espessura do vaso que será usado, lembrando que é necessário usar as 2 fórmulas e selecionar o valor mais alto. Além disto, todo vaso leva uma sobre-espessura por corrosão, que como valor típico será 3 mm. Isto quer dizer que ao valo da espessura de vaso que houverem obtido, deverão adicionar 3 mm.

O seguinte passo é a estimação do peso do vaso. Para isto será aplicada a equação fornecida a seguir:

W_v = total weight of the shell, excluding internal fittings, such as plates, N ,
 C_w = a factor to account for the weight of nozzles, manways, internal supports, etc; which can be taken as
 = 1.08 for vessels with only a few internal fittings,
 = 1.15 for distillation columns, or similar vessels, with several manways, and with plate support rings, or equivalent fittings,
 H_v = height, or length, between tangent lines (the length of the cylindrical section), m,
 g = gravitational acceleration, 9.81 m/s²,
 t = wall thickness, mm
 ρ_m = density of vessel material, kg/m³,
 D_m = mean diameter of vessel = $(D_i + t \times 10^{-3})$, m.

For a steel vessel, equation 13.73 reduces to:

$$W_v = 240C_w D_m (H_v + 0.8D_m)t \quad (13.74)$$

Figura 3. Equações do peso do vaso

Na equação 13.74 aparecem o fator C w que, por se tratar de uma torre de destilação, tomará o valor de 1,15, D m que é o diâmetro da torre, H v que é a altura da torre e t, a espessura calculada anteriormente. O valor do peso obtido se encontra em N, de forma que para ser transformado em kg deve ser corrigido pela aceleração da gravidade.

Com o dado do peso do vaso, podemos estimar o custo com ajuda da fórmula 6.15:

For those design engineers who lack access to reliable cost data or estimating software, the correlations given in Table 6.6 can be used for preliminary estimates. The correlations in Table 6.6 are of the form:

$$C_e = a + b S^n \quad (6.15)$$

Figura 4. Equações do peso do vaso

Cujos parâmetros se encontram recolhidos na Tabela 6.6. Além de estimar o custo do vaso com ajuda desta fórmula, por se tratar de uma torre de destilação, os pratos estão incluídos, sendo seu cálculo realizado através da mesma equação apresentada, apenas mudando os coeficientes segundo o apresentado a seguir (custo unitário). Para os equipamentos de troca de calor, os valores correspondentes dos coeficientes da equação 6.15 são, assim como para os equipamentos de bombeamento:

| Equipment | Units for size, S | S lower | S upper | a | b | n | Note |
|--------------------------|----------------------|---------|---------|---------|-------|------|------|
| Pressure vessels | | | | | | | |
| Vertical, cs | shell mass, kg | 160 | 250,000 | 10,000 | 29 | 0.85 | 5 |
| Horizontal, cs | shell mass, kg | 160 | 50,000 | 8,800 | 27 | 0.85 | |
| Vertical, 304 ss | shell mass, kg | 120 | 250,000 | 15,000 | 68 | 0.85 | 5 |
| Horizontal, 304 ss | shell mass, kg | 120 | 50,000 | 11,000 | 63 | 0.85 | |
| Valve trays | diameter, m | 0.5 | 5.0 | 180 | 340 | 1.9 | 6 |
| Exchangers | | | | | | | |
| U-tube shell and tube | area, m ² | 10 | 1,000 | 24,000 | 46 | 1.2 | |
| Double pipe | area, m ² | 1.0 | 80 | 1,600 | 2,100 | 1.0 | |
| Thermosyphon reboiler | area, m ² | 10 | 500 | 26,000 | 104 | 1.1 | |
| U-tube Kettle reboiler | area, m ² | 10 | 500 | 25,000 | 340 | 0.9 | |
| Plate and frame | area, m ² | 1.0 | 500 | 1,350 | 180 | 0.95 | 3 |
| Pumps and drivers | | | | | | | |
| Single stage centrifugal | flow Litres/s | 0.2 | 126 | 6,900 | 206 | 0.9 | |
| Explosion proof motor | power, kW | 1.0 | 2,500 | -950 | 1,770 | 0.6 | |
| Condensing steam turbine | power, kW | 100 | 20,000 | -12,000 | 1,630 | 0.75 | |


Figura 5. Especificações Vasos


Table 12.1 Typical overall coefficients

| Shell and tube exchangers | | |
|---------------------------|---------------------|---------------------------|
| Hot fluid | Cold fluid | U (W/m ² °C) |
| <i>Heat exchangers</i> | | |
| Water | Water | 800–1500 |
| Organic solvents | Organic solvents | 100–300 |
| Light oils | Light oils | 100–400 |
| Heavy oils | Heavy oils | 50–300 |
| Gases | Gases | 10–50 |
| <i>Coolers</i> | | |
| Organic solvents | Water | 250–750 |
| Light oils | Water | 350–900 |
| Heavy oils | Water | 60–300 |
| Gases | Water | 20–300 |
| Organic solvents | Brine | 150–500 |
| Water | Brine | 600–1200 |
| Gases | Brine | 15–250 |
| <i>Heaters</i> | | |
| Steam | Water | 1500–4000 |
| Steam | Organic solvents | 500–1000 |
| Steam | Light oils | 300–900 |
| Steam | Heavy oils | 60–450 |
| Steam | Gases | 30–300 |
| Dowtherm | Heavy oils | 50–300 |
| Dowtherm | Gases | 20–200 |
| Flue gases | Steam | 30–100 |
| Flue | Hydrocarbon vapours | 30–100 |

Figura 6. Tabelas de componentes.

Anexo 1: Especificação dos componentes das correntes.

| | | | | |
|----|--|-------------|-------------------------------------|---------------------------------|
| 1 |  Company Name Not Available Bedford, MA USA | | Case Name: NoName.hsc | |
| 2 | | | Unit Set: EuroSI | |
| 3 | | | Date/Time: Wed Oct 28 14:10:53 2020 | |
| 4 | | | | |
| 5 | | | | |
| 6 | Material Stream: Alimento | | | Fluid Package: Basis-1 |
| 7 | | | | Property Package: Peng-Robinson |
| 8 | | | | |
| 9 | CONDITIONS | | | |
| 10 | | Overall | Liquid Phase | Vapour Phase |
| 11 | | | | |
| 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 | PROPERTIES | | | |
| 23 | | Overall | Liquid Phase | Vapour Phase |
| 24 | | | | |
| 25 | Molecular Weight | 98.10 | 98.10 | 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 | |

| | | | | |
|----|--|-------------|-------------------------------------|--------------|
| 1 |  Company Name Not Available Bedford, MA USA | | Case Name: NoName.hsc | |
| 2 | | | Unit Set: EuroSI | |
| 3 | | | Date/Time: Wed Oct 28 14:10:53 2020 | |
| 4 | | | | |
| 5 | | | Fluid Package: Basis-1 | |
| 6 | Material Stream: Alimento (continued) | | Property Package: Peng-Robinson | |
| 7 | | | | |
| 8 | PROPERTIES | | | |
| 9 | | | | |
| 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 | CONDITIONS | | | |
| 30 | | | | |
| 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 | |

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

| | | | | | | | |
|----|--|--|---|--------------------------|-------------|--|--|
| 1 | Company Name Not Available Bedford, MA USA | | Case Name: | NoName.hsc | | | |
| 2 | | | Unit Set: | EuroSI | | | |
| 3 | | | Date/Time: | Wed Oct 28 14:10:53 2020 | | | |
| 4 | | | Material Stream: Resíduo (continued) | | | | |
| 5 | | | | | | | |
| 6 | Property Package: Peng-Robinson | | | | | | |
| 7 | PROPERTIES | | | | | | |
| 8 | | Overall | Liquid Phase | Vapour Phase | | | |
| 9 | 12 | Mass Density (kg/m3) | 584.3 | 584.3 | 6.982 | | |
| 10 | 13 | Act. Volume Flow (m3/h) | 14.59 | 14.59 | 0.0000 | | |
| 11 | 14 | Mass Enthalpy (kcal/kg) | -448.8 | -448.8 | -380.4 | | |
| 12 | 15 | Mass Entropy (kJ/kg-C) | 1.244 | 1.244 | 1.947 | | |
| 13 | 16 | Heat Capacity (kJ/kgmole-C) | 317.0 | 317.0 | 255.8 | | |
| 14 | 17 | Mass Heat Capacity (kJ/kg-C) | 2.789 | 2.789 | 2.259 | | |
| 15 | 18 | LHV Molar Basis (Std) (kcal/kgmole) | 1.217e+006 | 1.217e+006 | 1.213e+006 | | |
| 16 | 19 | HHV Molar Basis (Std) (kcal/kgmole) | 1.305e+006 | 1.305e+006 | 1.300e+006 | | |
| 17 | 20 | HHV Mass Basis (Std) (kcal/kg) | 1.148e+004 | 1.148e+004 | 1.148e+004 | | |
| 18 | 21 | CO2 Loading | --- | --- | --- | | |
| 19 | 22 | CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3) | --- | --- | --- | | |
| 20 | 23 | CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg) | --- | --- | --- | | |
| 21 | 24 | LHV Mass Basis (Std) (kcal/kg) | 1.071e+004 | 1.071e+004 | 1.071e+004 | | |
| 22 | 25 | Phase Fraction [Vol. Basis] | --- | 1.000 | --- | | |
| 23 | 26 | Phase Fraction [Mass Basis] | 0.0000 | 1.000 | 0.0000 | | |
| 24 | 27 | Phase Fraction [Act. Vol. Basis] | 0.0000 | 1.000 | 0.0000 | | |
| 25 | 28 | Mass Exergy (kcal/kg) | 12.66 | --- | --- | | |
| 26 | 29 | Partial Pressure of CO2 (bar) | 0.0000 | --- | --- | | |
| 27 | 30 | Cost Based on Flow (Cost/s) | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | | |
| 28 | 31 | Act. Gas Flow (ACT_m3/h) | --- | --- | --- | | |
| 29 | 32 | Avg. Liq. Density (kgmole/m3) | 6.200 | 6.200 | 6.219 | | |
| 30 | 33 | Specific Heat (kJ/kgmole-C) | 317.0 | 317.0 | 255.8 | | |
| 31 | 34 | Std. Gas Flow (STD_m3/h) | 1773 | 1773 | 0.0000 | | |
| 32 | 35 | Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3) | 704.7 | 704.7 | 704.2 | | |
| 33 | 36 | Act. Liq. Flow (m3/s) | 4.053e-003 | 4.053e-003 | --- | | |
| 34 | 37 | Z Factor | --- | 1.104e-002 | 0.9207 | | |
| 35 | 38 | Watson K | 12.67 | 12.67 | 12.67 | | |
| 36 | 39 | User Property | --- | --- | --- | | |
| 37 | 40 | Partial Pressure of H2S (bar) | 0.0000 | --- | --- | | |
| 38 | 41 | Cp/(Cp - R) | 1.027 | 1.027 | 1.034 | | |
| 39 | 42 | Cp/Cv | 1.027 | 1.027 | 1.046 | | |
| 40 | 43 | Ideal Gas Cp/Cv | 1.034 | 1.034 | 1.034 | | |
| 41 | 44 | Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C) | 253.4 | 253.4 | 252.3 | | |
| 42 | 45 | Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C) | 2.229 | 2.229 | 2.228 | | |
| 43 | 46 | Heat of Vap. (kcal/kgmole) | 7847 | --- | --- | | |
| 44 | 47 | Kinematic Viscosity (cSt) | 0.2761 | 0.2761 | 1.064 | | |
| 45 | 48 | Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3) | 707.5 | 707.5 | 706.9 | | |
| 46 | 49 | Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h) | 12.05 | 12.05 | 0.0000 | | |
| 47 | 50 | Liquid Fraction | 1.000 | 1.000 | 0.0000 | | |
| 48 | 51 | Molar Volume (m3/kgmole) | 0.1945 | 0.1945 | 16.22 | | |
| 49 | 52 | Mass Heat of Vap. (kcal/kg) | 69.03 | --- | --- | | |
| 50 | 53 | Phase Fraction [Molar Basis] | 0.0000 | 1.0000 | 0.0000 | | |
| 51 | 54 | Surface Tension (dyne/cm) | 9.797 | 9.797 | --- | | |
| 52 | 55 | Thermal Conductivity (W/m-K) | 9.338e-002 | 9.338e-002 | 2.119e-002 | | |
| 53 | 56 | Bubble Point Pressure (bar) | 2.000 | --- | --- | | |
| 54 | 57 | Viscosity (cP) | 0.1613 | 0.1613 | 7.428e-003 | | |
| 55 | 58 | Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C) | 308.7 | 308.7 | 247.5 | | |
| 56 | 59 | Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C) | 2.716 | 2.716 | 2.186 | | |
| 57 | 60 | Cv (kJ/kgmole-C) | 308.7 | 308.7 | 244.5 | | |
| 58 | 61 | Mass Cv (kJ/kg-C) | 2.716 | 2.716 | 2.159 | | |
| 59 | 62 | Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C) | --- | --- | --- | | |
| 60 | 63 | Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C) | --- | --- | --- | | |
| 61 | 64 | Cp/Cv (Ent. Method) | --- | --- | --- | | |
| 62 | 65 | Reid VP at 37.8 C (bar) | 4.115e-002 | 4.115e-002 | 4.350e-002 | | |
| 63 | 66 | True VP at 37.8 C (bar) | 4.118e-002 | 4.118e-002 | 4.352e-002 | | |
| 64 | 67 | Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h) | 12.05 | 12.05 | 0.0000 | | |
| 65 | 68 | Viscosity Index | -27.00 | --- | --- | | |
| 66 | Aspen Technology Inc. | | Aspen HYSYS Version 11 | | Page 4 of 4 | | |

Tabela 5: Especificação pratos

| ESPECIFICAÇÕES PRATOS | | | |
|---|-----------------------|-----------------------|----------------------|
| Número do equipamento | C1 | | |
| Descrição | Torre de Destilação | | |
| Número de seções da coluna | 2 | | |
| SEÇÃO 1 DA COLUNA | | | |
| Identificação | 1 | | |
| De prato/A prato | 1 | 12 | |
| Pressão | 0,35 | 0,46 | Kg/cm ² g |
| Perda de pressão | 0,11 | | |
| Temperatura | 79,67 | 101,4 | °C |
| Vazão mássica de vapor/fase orgânica | 13456,06 | 13808,46 | Kg/h |
| Vazão mássica de líquido/fase aquosa | 6928,99 | 17124,46 | |
| Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação | 4207,65 | 2932,98 | m ³ /h |
| Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação | 11,24 | 28,28 | |
| Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação | 3,2 | 4,71 | Kg/m ³ |
| Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação | 616,7 | 605,5 | |
| Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação | 6,86x10 ⁻³ | 7,27x10 ⁻³ | cP |
| Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação | 0,21 | 0,19 | |
| Diâmetro | 1504,89 | | mm |
| Número de pratos | 12 | | |
| Espaçamento entre pratos | 460 | | mm |
| Tipo de pratos (válvulas, perfurados) | Válvulas | | |
| SEÇÃO 2 DA COLUNA | | | |
| Identificação | 2 | | |
| De prato/A prato | 13 | 24 | |
| Pressão | 0,47 | 0,58 | Kg/cm ² g |
| Perda de pressão | 0,11 | | |
| Temperatura | 101,4 | 150,6 | °C |
| Vazão mássica de vapor/fase orgânica | 13808,46 | 16937,73 | Kg/h |
| Vazão mássica de líquido/fase aquosa | 17124,46 | 19845,95 | |
| Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação | 2932,98 | 2425,91 | m ³ /h |

| | | | |
|---|-----------------------|-----------------------|-------------------|
| Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação | 28,28 | 33,97 | |
| Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação | 4,71 | 6,98 | Kg/m ³ |
| Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação | 605,5 | 584,3 | |
| Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação | 7,27x10 ⁻³ | 7,43x10 ⁻³ | cP |
| Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação | 0,19 | 0,16 | |
| Diâmetro | 1504,89 | | mm |
| Número de pratos | 12 | | |
| Espaçamento entre pratos | 460 | | mm |
| Tipo de pratos (válvulas, perfurados) | Válvulas | | |

Tabela 6: Especificação correntes

| CORRENTES MATERIAIS | | |
|---|------------------------|-----------------------|
| Número de corrente | 1 | |
| Descrição | Alimento | |
| Pressão | 0,51 | Kg/cm ² g |
| Temperatura | 101,4 | °C |
| Vazão mássica | 910 | Kg/h |
| Vazão molar | 100 | Kmol/h |
| Entalpia total | -4,84*10 ⁻³ | Gkcal/h |
| Fração de sólidos | 0 | |
| Fração de vapor | 0 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 16,2 | m ³ /h |
| Peso molecular | 98,1 | Kg/kmol |
| Densidade | 605,5 | Kg/m ³ |
| Viscosidade | 0,19 | cP |
| Condutividade térmica | 9,89*10 ⁻² | W/m.°C |
| Calor específico | 2,56 | kJ/kg.°C |
| Tensão superficial | 11,97 | dinas/cm |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| Hexano | 0,40 | 0,35 |
| Heptano | 0,35 | 0,36 |
| Octano | 0,25 | 0,29 |

| CORRENTES MATERIAIS | | |
|---|------------------------|-----------------------|
| Número de corrente | 2 | |
| Descrição | Destilado | |
| Pressão | 0,01 | Kg/cm ² g |
| Temperatura | 79,67 | °C |
| Vazão mássica | 6967 | Kg/h |
| Vazão molar | 75 | Kmol/h |
| Entalpia total | -3,57*10 ⁻³ | 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 | 0,21 | cP |
| Condutividade térmica | 0,10 | W/m.°C |
| Calor específico | 2,45 | kJ/kg.°C |
| Tensão superficial | 13,33 | dinas/cm |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| Hexano | 0,54 | 0,49 |
| Heptano | 0,45 | 0,49 |
| Octano | 0,01 | 0,02 |
| CORRENTES MATERIAIS | | |
| Número de corrente | 3 | |
| Descrição | Refluxo | |
| Pressão | 0,01 | Kg/cm ² g |
| Temperatura | 79,67 | °C |
| Vazão mássica | 6928,16 | Kg/h |
| Vazão molar | 74,58 | Kmol/h |
| Entalpia total | -3,55*10 ⁻³ | Gkcal/h |
| Fração de sólidos | 0 | |
| Fração de vapor | 0 | |
| PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA | | |
| Vazão volumétrica @P e T de operação | 11,24 | m ³ /h |
| Peso molecular | 92,9 | Kg/kmol |
| Densidade | 616,7 | Kg/m ³ |

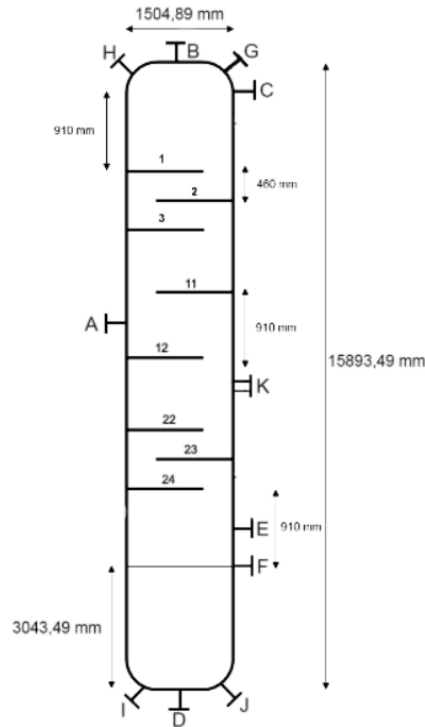
| | | |
|--|------------------------|-----------------------|
| Viscosidade | 0,21 | cP |
| Condutividade térmica | 0,10 | W/m.°C |
| Calor específico | 2,45 | kJ/kg.°C |
| Tensão superficial | 13,33 | dinas/cm |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| Hexano | 0,54 | 0,49 |
| Heptano | 0,45 | 0,49 |
| Octano | 0,01 | 0,02 |
| CORRENTES/ MATERIAIS | | |
| Número de corrente | 4 | |
| Descrição | Resíduo | |
| Pressão | 1,04 | Kg/cm ² g |
| Temperatura | 150,6 | °C |
| Vazão mássica | 2842,5 | Kg/h |
| Vazão molar | 25 | Kmol/h |
| Entalpia total | -1,28*10 ⁻³ | 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 | 0,16 | cP |
| Condutividade térmica | 9,34x10 ⁻² | W/m.°C |
| Calor específico | 2,79 | kJ/kg.°C |
| Tensão superficial | 9,78 | dinas/cm |
| COMPOSIÇÃO | | |
| Componente | Fração molar | Fração mássica |
| Heptano | 0,04 | 0,03 |
| Octano | 0,96 | 0,97 |

Tabela 7: Especificação vasos/torres/reactores

| ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES | | |
|--|---------------------|----------------------|
| Número do equipamento | C1 | |
| Descrição | Torre de Destilação | |
| Pressão no topo | 0,35 | Kg/cm ² g |
| Pressão no fundo | 0,59 | |

| | | | |
|---|------------------------|---------------------------------|---|
| Pressão de projeto | 3,5 | | |
| Temperatura no topo | 79,67 | °C | |
| Temperatura no fundo | 150,6 | | |
| Temperatura de projeto | 180,6 | | |
| Nível normal de líquido | 3043,49 | mm | |
| Nível máximo de líquido (80%) | - | | |
| Nível mínimo de líquido (20%) | 608,7 | | |
| Altura | 15893,49 (3000 – CHÃO) | | |
| Diâmetro | 1504,89 | | |
| Material | Aço Carbono | | |
| PROPRIEDADES DO FLUÍDO | | | |
| Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave | 3,24 | 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 da alimentação |
| B | 2 | - | Saída do destilado vaporizado pelo topo |
| C | 3 | - | Retorno do refluxo |
| D | 4 | - | Saída do resíduo líquido pelo fundo |
| E | 5 | - | Retorno do vaporizado |
| F | 6 | 1 ¾" | Medidor de nível |
| G | 7 | Fixada em engenharia de detalhe | Válvula de segurança |
| H | 8 | 4" | Purga com vapor |
| I | 9 | 4" | Drenagem |
| J | 10 | 8" | Ventilação |
| K | 11 | 22" | Conexões de acesso |

ESQUEMA DO RECIPIENTE

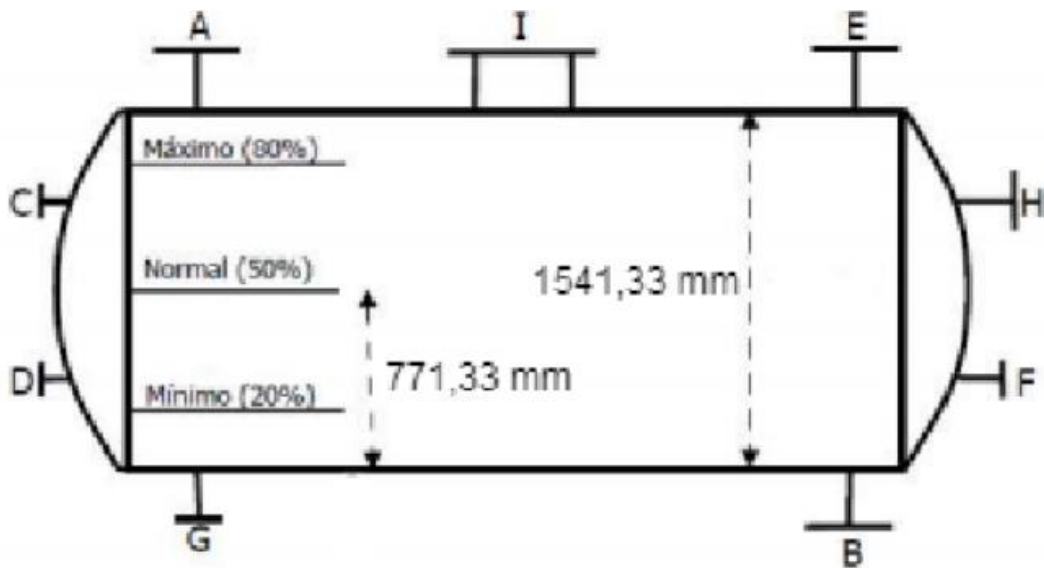


ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES

| | | | |
|--|-----------------------|----------------------|----------------|
| Número do equipamento | C2 | | |
| Descrição | Vaso Pulmão | | |
| Pressão no topo | 0 | Kg/cm ² g | |
| Pressão no fundo | 0,05 | | |
| Pressão de projeto | 3,5 | | |
| Temperatura no topo | 79,67 | | °C |
| Temperatura no fundo | 99,67 | | |
| Temperatura de projeto | 129,67 | | |
| Nível normal de líquido | 770,66 | mm | |
| Nível máximo de líquido (80%) | 1233,06 | | |
| Nível mínimo de líquido (20%) | 308,27 | | |
| Altura | 7706,64 (3000 - CHÃO) | | |
| Diâmetro | 1541,33 | | |
| Material | Aço Carbono | | |
| PROPRIEDADES DO FLUÍDO | | | |
| Densidade da fase leve @ P e T de operação no prato chave | 3,24 | Kg/m ³ | |
| Densidade da fase pesada @ P e T de operação no prato chave | 616,12 | Kg/m ³ | |
| CONEXÕES | | | |
| Sigla | Número | Diâmetro | Serviço |

| | | | |
|----------|---|---------------------------------|---------------------------|
| A | 1 | - | Entra de líquido no topo |
| B | 2 | - | Saída de líquido no fundo |
| C | 3 | 1 ¼" | Medidor de nível |
| D | 4 | Fixada em engenharia de detalhe | Válvula de segurança |
| E | 5 | 4" | Purga com vapor |
| F | 6 | 4" | Drenagem |
| G | 7 | 8" | Ventilação |
| H | 8 | 22" | Conexões de acesso |

ESQUEMA DO RECIPIENTE



Modelagem:

- Número mínimo de pratos da coluna
- Informações: Características dos componentes e suas frações ao longo da coluna

Tabela 8: Dados do Processo

| | 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} | |
| Leve (cl) | Hexano | 40 | 0,4 | 40 | 0,54 | 0 | 0 | 2,7 |
| Intermediário (i) | Heptano | 35 | 0,35 | 34 | 0,45 | 1 | 0,04 | 2,22 |
| Pesado (cp) | Octano | 25 | 0,25 | 1 | 0,01 | 24 | 0,96 | 1 |

- Mistura tri-componente

$$\frac{\alpha_{cl}x_{clA}}{\alpha_{cl}-\theta} + \frac{\alpha_{cp}x_{cpA}}{\alpha_{cp}-\theta} + \frac{\alpha_i x_{iA}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad (1) \quad \text{e} \quad \frac{\alpha_{cl}x_{clD}}{\alpha_{cl}-\theta} + \frac{\alpha_{cp}x_{cpD}}{\alpha_{cp}-\theta} + \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1 \quad (2)$$

- Líquido saturado (q=1)
- $\theta=1,17$ (2,43), dentro da faixa esperada (1-2,7)
- Taxa de mínima de refluxo, sendo 0,83 e -0,62 $\rightarrow R_{MÍN}=0,83$
- Número mínimo de pratos
 - Componente chave leve (cl) - heptano
 - Componente chave pesado (cp) – octano

$$N_{min} + 1 = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{cl}}{x_{cp}} \right)_D \left(\frac{x_{cp}}{x_{cl}} \right)_R \right]}{\log(\alpha_{cl,cp})_{médio}} \quad (3)$$

- $N_{MÍN}=7,438$ pratos
- Número de pratos teóricos a partir da equação de Gilliland
 - Razão de refluxo $\left(\frac{L}{D}\right)$ 20%, 40%, 60% e 100% maior que a razão mínima

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min}$$

$$X = \frac{\frac{L}{D} - \left(\frac{L}{D}\right)_{min}}{\frac{L}{D} + 1} \quad (4) \quad \text{e} \quad Y = 1 - \exp \left[\left(\frac{1+54,4X}{11+117,2X} \right) \left(\frac{X-1}{\sqrt{X}} \right) \right] \quad (5) \quad \text{e} \quad N = \frac{N_{min}+Y}{1-Y} \quad (6)$$

- Número de pratos reais foi calculado a partir da eficiência dos pratos com um processo limpo, $\eta=0,8$ com número arr:

$$N_R = \frac{N}{\eta_G} \quad (7)$$

Tabela 9: Cálculo Números de Pratos

| Aumento | 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 |

- Balanço de massa para encontrar as vazões de vapor e líquido na torre, sem variação durante a torre

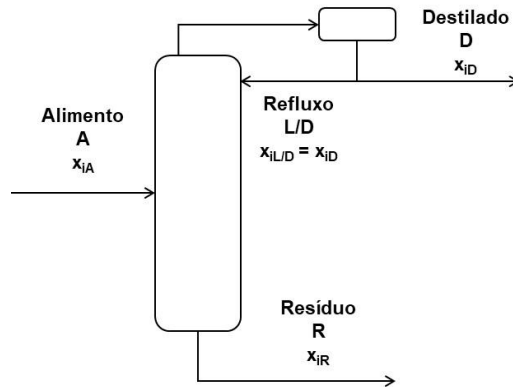


Figura 6: Esquema da Torre de Destilação

- O líquido (L) que circula na torre no enriquecimento, parte superior da torre (acima da alimentação) é igual ao refluxo
- O vapor (V) é encontrado a partir da soma do refluxo com o destilado, uma vez que todo o vapor que sobe é condensado

$$L = R = RR * D \text{ (8) e } V = RR * D + D \text{ (9)}$$

- Diferentes razões de refluxo, para a vazão de líquido que foi transformada de fluxo molar para fluxo volumétrico a partir da densidade molar da mistura que sai pelo destilado, $d = 0,0349 \text{ kmol/m}^3$

Tabela 10: Valores de Líquido e Vapor

| RR (L/D) | L (kmol.h ⁻¹) | V (kmol.h ⁻¹) | V (m ³ .h ⁻¹) |
|----------|---------------------------|---------------------------|--------------------------------------|
| 0,99 | 74,58 | 149,58 | 4286,01 |
| 1,16 | 87,01 | 162,01 | 4642,18 |
| 1,33 | 99,44 | 174,44 | 4998,35 |
| 1,66 | 124,30 | 199,30 | 5710,69 |

- Equação de YorK abaixo para estimar a velocidade limite da fase vapor de forma a evitar o arraste ao líquido pelo vapor
 - $K=0,23$
 - Densidade do líquido $\rho_L=616,1 \text{ Kg/m}^3$
 - Densidade do vapor $\rho_G=3,24 \text{ Kg/m}^3$

$$v_{Lim} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \text{ (10)}$$

- Valor de velocidade limite, $v_{Lim}=3,162 \text{ ft/s}=0,964 \text{ m/s}$
- Sessão transversal mínima da coluna (S_{min}) sem arraste de vapor

- Diâmetro mínimo (D_{min}) da coluna para cada uma das razões de refluxo
 - Diâmetro ainda recebeu um sobredimensionamento de segurança de 20%, fornecendo o diâmetro real D

$$S_{min} = \frac{V}{v_{lim}} \quad (11) \quad \text{e} \quad D_{min} = \sqrt{\frac{4 \times S_{min}}{\pi}} \quad (12)$$

Tabela 11: Diâmetro e Sessão Transversal

| Aumento | $S_{min} (m^2)$ | $D_{min} (m)$ | D (m) | S (m^2) |
|---------|-----------------|---------------|-------|-------------|
| 20% | 1,24 | 1,25 | 1,51 | 1,78 |
| 40% | 1,34 | 1,31 | 1,57 | 1,93 |
| 60% | 1,44 | 1,35 | 1,63 | 2,07 |
| 100% | 1,65 | 1,45 | 1,74 | 2,37 |

- Altura da coluna onde se usou o número real de pratos
- Altura do fundo da coluna que fica preenchido com líquido (H_{fundo}) partir
 - Tempo de retenção de 10 minutos
- Densidade molar do resíduo $\rho_{RES}=5,375 \text{ Kmol/m}^3$
- Altura do resto da coluna ($H_{sem fundo}$)

$$H_{fundo} = \frac{(L+A) \cdot 10}{60 \cdot 5,375 \cdot S} \quad (13) \quad \text{e} \quad H_{sem fundo} = (N_R - 2) \cdot 0,46 + 3 \cdot 0,96 \quad (14) \quad \text{e}$$

$$H = H_{fundo} + H_{sem fundo} \quad (15)$$

Tabela 12: Altura da Coluna

| Aumento | Hsfundo (m) | Hfundo (m) | H (m) |
|---------|-------------|------------|-------|
| 20% | 13 | 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 |

Custos:

Torre de Destilação –

- Com essas informações é então possível os custos do projeto da coluna:

Tabela 13: Parâmetros de Custos da Coluna

| Parâmetros - Torre de Destilação | | |
|----------------------------------|-----------|-------------|
| a | 10.000,00 | b 29 n 0,85 |
| Parâmetros - Custo dos Pratos | | |
| a | 180 | b 340 n 1,9 |

- Espessura mínima ($e_{MÍN}$)
- Espessura por tensão longitudinal (e_{LONG}) do qual o maior foi acrescido de 3 mm para se tornar
 - Espessura da torre (e_{TOTAL})
 - Diâmetro da torre D
 - Máximo de tensão a resistência $S=906,96 \text{ Kg/cm}^2$
 - Eficiência de solda $E=0,85$
 - Pressão interna do vaso $P_i=2 \text{ Kg/cm}^2$

$$e_{min} = \frac{P_i D}{2SE - 1,2P_i} \text{ (16)} \text{ e } e_{long} = \frac{P_i D}{4SE - 0,8P_i} \text{ (17)}$$

- Pesos das colunas (W_v) em Newtons que posteriormente foram transformados na massa (m) ao se dividir pela aceleração gravitacional
 - Fator para massa de diversos componentes $C_w=1,5$
 - Diâmetro interno pela soma da espessura (t) D_e
 - Espessura em e_{TOTAL} espessura em mm
 - Altura calculada da torre H

$$W_v = 240 * C_w * D_e * (H + 0,8D_e) * e_{total} \text{ (18)}$$

Tabela 14: Pesos da Coluna

| Aumento | e_{min} (mm) | e_{long} (mm) | e_{total} (mm) | W_v (N) | m (kg) |
|---------|----------------|-----------------|------------------|-----------|---------|
| 20% | 3,43 | 1,71 | 6,43 | 56090,9 | 5723,56 |
| 40% | 3,56 | 1,78 | 6,56 | 52674,3 | 5374,93 |
| 60% | 3,7 | 1,85 | 6,7 | 52038 | 5310 |
| 100% | 3,95 | 1,97 | 6,95 | 53511,6 | 5460,37 |

- Preço do vaso que representa a parte externa da coluna ($C_{V,2007}$)
- Pratos individuais ($C_{P,2007}$)
- Custo total da coluna de destilação ($C_{CD,2007}$) estimado em 2007

$$C_{V,2007} = a + b \times W_v^n \text{ (19)} \text{ e } C_{P,2007} = a + b \times D^n \text{ (20)} \text{ e } C_{CD,2007} = C_V + C_P \times N_R \text{ (21)}$$

O valor do custo final da torre foi atualizado do seu valor estimado em 2007 para o de 2018 pelos índices CEPCI de 2007 (525,02) e de 2018 (568,82):

$$C_{2018} = C_{2006} \times \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2006}} \text{ (22)}$$

Tabela 15: Valores da Coluna

| Aumento | Cv,2007 (\$) | Cp,2007 (\$) | Ccd,2007 (\$) | Ccd,2018 (\$) |
|---------|--------------|--------------|---------------|---------------|
| 20% | 55333 | 919,16 | 77392,74 | 83849,26 |
| 40% | 52974,88 | 977,39 | 72522,7 | 78572,93 |
| 60% | 52533,25 | 1035,4 | 71170,5 | 77107,93 |
| 100% | 53554,85 | 1150,82 | 71967,99 | 77971,95 |

Vaso Pulmão –

- Cálculos para o vaso pulmão localizado após o condensador

Tabela 16: Parâmetros do Vaso

| Parâmetros - Vaso Pulmão | | | | | |
|------------------------------|------|-----------------------------------|------|------------|--------|
| retenção (min) | 10 | St | 1055 | C.A. (mm) | 3 |
| L/D | 5 | X | 2 | CEPCI,2006 | 499,6 |
| pdest (Kmol/m ³) | 6,64 | Pd,operação (Kg/cm ²) | 1 | CEPCI,2018 | 568,82 |
| E | 0,85 | Pd,desenho (Kg/cm ²) | 2,82 | | |

- Tempo de retenção, $t_{retenção}=10$ minutos e conforme o instruído o termo $L/D=5$
- Densidade molar (ρ_{DEST}) foi encontrada na tabela de informação das correntes foram assumidos os valores padrões
 - Eficiência de solda E
 - Tensão de cisalhamento do aço St
 - Fator de complexidade X
 - Espessura de corrosão C.A.
- Pressão de operação $P_{D,OPERAÇÃO}$
- Pressão do destilado na ficha de informação das correntes e convertida para a unidade utilizada
- Acrescido o valor de 1,8 obtendo a pressão de desenho $P_{D,DESENHO}$
- Índices CEPCI referências como forma de atualizar o preço estimado do vaso pulmão
- Valor do ano de 2018
 - Vazão de líquido de entrada Q
 - Volume útil do vaso pulmão Vol_{UTIL}
 - Volume geométrico do vaso pulmão Vol_{GEOM}
 - Diâmetro mínimo do vaso pulmão D_{MIN}

$$Q = \frac{V(Kmol/h)}{\rho_{Dest}} \quad (23) \text{ e } Vol_{\acute{u}til} = \frac{Q \times t_{reten\c{c}ao}}{60 \text{ min/h}} \quad (24) \text{ e } Vol_{geom} = Vol_{\acute{u}til} * 2 \quad (25) \text{ e}$$

$$D_{min} = \sqrt[3]{\frac{4 \times Vol_{geom}}{\pi \times (L/D)}} \quad (26)$$

- Valores de reais de diâmetro
- Valores que rendia o maior diâmetro, aumento de 20% $D_{20\%}$ ou 0,3 m $D_{0,3}$

Tabela 17: Dados para Diâmetro do Vaso

| Aumento | Q (m ³ /h) | Vol _{útil} (m ³) | Vol _{geom} (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% | 30,03 | 5,00 | 10,01 | 1,37 | 1,64 | 1,67 |

- Custos dos vasos pulmão
- Sem separação de fases sem o cálculo da velocidade real do fluido no interior dos vasos
 - Espessura do vaso e em mm
 - Peso do vaso W
 - Custo em dólares gulf referidos à 2006 C_{VP}

$$e = \frac{P_{D,operac\c{a}o} \times (D/2) \times 1000}{S_t \times E^{-0,6} \times P_{D,operac\c{a}o}} + C.A. \quad (27) \text{ e}$$

$$W = 24,6 \times D_{0,3} \times (L + 0,8 \times D) \times (e + X) \quad (28) \text{ e}$$

$$C_{VP,2006} = -2500 + 200 \times W^{0,6} \quad (29)$$

- Os custos foram então convertidos por meio dos parâmetros CEPCI

$$C_{2018} = C_{2006} \times \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2006}} \quad (30)$$

Tabela 18: Valores do Vaso

| Aumento | e (mm) | W (Kg) | $C_{VP,2006}$ | $C_{VP,2018}$ |
|---------|--------|---------|---------------|---------------|
| 20% | 5,43 | 2517,77 | 19460,4 | 22156,6 |
| 40% | 5,48 | 2646,98 | 20129,8 | 22918,8 |
| 60% | 5,53 | 2773,41 | 20772,3 | 23650,3 |
| 100% | 5,62 | 3019,06 | 21988 | 25034,4 |

Trocadores de Calor –

- Calculados os dados dos trocadores de calor
- Trocador de calor do topo:

- Calor latente da corrente do destilado $Q_{L,TOPO}=7602$ Kcal/Kmol
- A temperatura do destilado como $T_{DEST}=79,67$ °C
- A temperatura da água de refrigeração temperatura de entrada $T_{A,e}=28$ °C e 45°C na saída $T_{A,s}$
- O coeficiente global de troca térmica U_{TOPO} foi estimado como 500 W/m²°C para essa corrente
- Foi necessário convertê-lo à unidade de Kcal/m²h°C multiplicando o valor pelo fator de correção de 0,86

Tabela 19: Parâmetros do Trocador de Topo

| Parâmetros - Trocador de Calor de Topo | | | |
|---|--------|-----------------------|-------|
| Q _{ltopo} (Kcal/Kmol) | 7602 | T _{destil} | 79,66 |
| U _{topo} | 500 | T _{a,e} (°C) | 28 |
| U _{topo} (Kcal/m ² h°C) | 429,92 | T _{a,s} (°C) | 45 |

- Calor trocado no condensador (Q_{TOPO})

$$Q_{TOPO} = V(Kmol/h) * Q_{L_{topo}} \quad (31)$$

- Temperatura média logarítmica ΔT_{ML} pelas temperaturas das correntes

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_{destilado}-T_e)-(T_{destilado}-T_s)}{\ln \ln \left(\frac{T_{destilado}-T_e}{T_{destilado}-T_s} \right)} \quad (32)$$

- Área de troca térmica necessária para cada trocador

$$A_{topo} = \frac{Q_{topo}}{U_{topo} * \Delta T_{ml}} \quad (33)$$

Tabela 20: Cálculos do Condensador

| Aumento | Q _{TOPO} (Kcal/h) | ΔT_{ML} (°C) | A _{TOPO} (m ²) |
|---------|----------------------------|----------------------|-------------------------------------|
| 20% | 1137121,315 | 42,596 | 62,094 |
| 40% | 1231616,535 | | 67,254 |
| 60% | 1326111,754 | | 72,414 |
| 100% | 1515102,192 | | 82,734 |

- Área de troca térmica
- Custos do condensador
 - Ajustado para 2018 (C) pelo índice CEPCI
 - Parâmetros a, b e n são 24000, 46 e 1,2 respectivamente para um trocador de calor do tipo casco-tubo

$$C_{C,2007} = a + b * A_{topo}^n \quad (34)$$

Tabela 21: Custos do Condensador

| Aumento | Cc,2007 (\$) | Cc,2018 (\$) |
|---------|--------------|--------------|
| 20% | 30522,50 | 33068,85 |
| 40% | 31178,21 | 33779,27 |
| 60% | 31844,08 | 34500,68 |
| 100% | 33203,99 | 35974,04 |

- Cálculos referentes ao trocador de calor do fundo ou refeedor:
 - Calor latente do resíduo $Q_{L,FUNDO}=7847$ Kcal/Kg
 - Temperatura do resíduo $T_{RES}=150,6^{\circ}C$ a partir da tabela de informação das correntes
 - Temperatura do vapor de baixa pressão $T_{VAP}=230^{\circ}C$
 - Coeficiente global de troca térmica $U_{FUNDO}=750$ W/m²°C que foi convertido pelo fator de correção de 0,86

Tabela 22: Parâmetros Trocador de Fundo

| Parâmetros - Trocador de Calor de Fundo | | | |
|---|---------|-----------|-------|
| QLfundo (Kcal/Kmol) | 7847 | Tres (°C) | 150,6 |
| Ufundo (W/m ² °C) | 750 | Tvap | 230 |
| Ufundo (Kcal/m ² h°C) | 644,884 | | |

- Calor trocado no refeedor Q_{FUNDO}
- Calor latente
- Vazão de líquido no fundo

$$Q_{FUNDO} = (L (Kmol/h) + A(Kmol/h)) * Q_{L,FUNDO} \quad (35)$$

- Correntes possuem temperatura constante temperatura média de ambas as correntes

$$\Delta T = T_{vap} - T_{residuo} \quad (36)$$

- Área de troca térmica necessária para cada trocador

$$A_{FUNDO} = \frac{Q_{FUNDO}}{U_{FUNDO} * \Delta T} \quad (37)$$

Tabela 23: Cálculos do Refeedor

| Aumento | QFUNDO (kcal/h) | ΔT (°C) | AFUNDO (m ²) |
|---------|-----------------|-----------------|--------------------------|
| 20% | 1327171,32 | 79,4 | 25,92 |
| 40% | 1421666,54 | | 27,76 |
| 60% | 1516161,75 | | 29,61 |
| 100% | 1705152,19 | | 33,30 |

- Área de troca térmica
- Custos dos revedores (C_R)
 - Parâmetros mesmos parâmetros do trocador tipo casco-tubo

Tabela 24: Parâmetros Trocador de Fundo

| Aumento | Cr,2007 (\$) | Cr,2018 (\$) |
|---------|--------------|--------------|
| 20% | 26286,17 | 28479,1 |
| 40% | 26482,86 | 28692,21 |
| 60% | 26682,19 | 28908,17 |
| 100% | 27088,24 | 29348,09 |

Bomba de Refluxo –

- Custos da bomba de refluxo primeiramente
 - Vazão de refluxo volumétrica Q_{REF}
 - Vazão de refluxo molar foi dividida pela densidade molar do destilado ρ_{DEST} de 6,638 Kmol/m³
- Alturas das cargas hidráulicas na admissão H_{ADM}
- No impulso H_{IMP} da bomba
 - Altura na admissão foi feita ao somar metade do diâmetro do vaso pulmão à 3 metros correspondentes à elevação do vaso
 - A altura no impulso se somou a altura da bomba aos 3 metros de elevação
- Pressões manométricas na admissão $P_{man,adm}$
- No impulso $P_{man,adm}$ pelas alturas de carga hidráulica
 - Aceleração gravitacional $g=9,8m/s^2$
 - Densidade mássica da corrente do destilado $\rho_{DEST}=616,7Kg/m^3$

$$P_{man,adm} = H_{adm} * \rho_{Dest} * g \text{ (38)} \text{ e } P_{man,imp} = H_{imp} * \rho_{Dest} * g \text{ (39)}$$

- Diferença de pressão ΔP como a diferença entre a pressão no impulso pela pressão na admissão

Tabela 25: Cálculo da Bomba de Refluxo

| Aumento | Qrefluxo (m ³ /h) | Hadm (m) | Himp (m) | Pman,adm (Pa) | Pman,imp (Pa) | ΔP (Pa) |
|---------|------------------------------|----------|----------|---------------|---------------|---------|
| 20% | 11,24 | 3,77 | 19,04 | 22788,61 | 159222,31 | 136434 |
| 40% | 13,11 | 3,79 | 17,17 | 22889,77 | 147899,89 | 125010 |
| 60% | 14,98 | 3,80 | 16,22 | 22985,87 | 142166,43 | 119181 |
| 100% | 18,73 | 3,83 | 15,26 | 23165,17 | 136324,53 | 113159 |

- Vazão volumétrica do refluxo
- Diferença de pressão
- Potência útil da bomba Pot_{ÚTIL}
- Potência absorvida Pot_{ABS}
- Potência elétrica Pot_{ELET} da bomba
 - Eficiências hidráulica (45%)
 - Elétrica (90%) da bomba

$$Pot_{\text{útil}} = \frac{Q_{\text{refluxo}} * \Delta P}{3600 \text{ s/h}} \text{ (40)} \text{ e } Pot_{\text{abs}} = \frac{Pot_{\text{útil}}}{0,45} \text{ (41)} \text{ e } Pot_{\text{elet}} = \frac{Pot_{\text{abs}}}{0,9} \text{ (42)}$$

Tabela 26: Potência da Bomba

| Aumento | Pot _{útil} (W) | Pot _{abs} (W) | Potelet (KW) |
|---------|-------------------------|------------------------|--------------|
| 20% | 425,81 | 946,24 | 1,05 |
| 40% | 455,18 | 1011,52 | 1,12 |
| 60% | 495,95 | 1102,11 | 1,23 |
| 100% | 588,62 | 1308,04 | 1,45 |

- Custos da bomba
- Parâmetros para o cálculo do custo do casco da bomba C_{CB,2007}
- Motor C_{MT,2007}

Tabela 27: Parâmetros Custo das Bombas

| Parâmetros - Custo da Bomba Centrífuga de Estágio Único | | |
|---|------|--------------|
| a | 6900 | b 206 n 0,9 |
| Parâmetros - Custo do Motor da Bomba | | |
| a | -950 | b 1770 n 0,6 |

- Os custos individuais de cada, a soma rendeu o custo da bomba C_{B,2007}
 - Segundo o dólar gulf costa avaliado em 2007
 - Atualizado para o custo em 2018 C_{B,2018}

- Índices CEPCI de 2007 (525,02) e de 2018 (568,82)

Tabela 28: Valores das Bombas

| Aumento | Ccb,2007 (\$) | Cmt,2007 (\$) | Cb,2007 (\$) | Cb,2018 (\$) |
|---------|---------------|---------------|--------------|--------------|
| 20% | 7473,76 | 2553,88 | 10027,64 | 10864,2 |
| 40% | 7559,15 | 2893,42 | 10452,57 | 11324,57 |
| 60% | 7643,32 | 3214,02 | 10857,34 | 11763,12 |
| 100% | 7808,65 | 3810,57 | 11619,21 | 12588,55 |

Total –

- Custos com equipamentos $C_{ET,2018}$
- Valor bruto do investimento Y
 - Custo total dos equipamentos já atualizado para 2018(\$) $C_{ET,2018}$
 - Fator de Lang $f_L=4,74$

$$Y = C_{ET,2018} * f_L \quad (43)$$

Tabela 29: Custos dos Equipamentos

| Aumento | Cet,2018 (\$) | Y (\$) |
|---------|---------------|--------|
| 20% | 178418,03 | 845701 |
| 40% | 175287,73 | 830864 |
| 60% | 175930,18 | 833909 |
| 100% | 180917,08 | 857547 |

- Custos para 15 anos de operação
- Custos à utilização da água de resfriamento em uma hora $C_{\acute{A}GUA,h}$
 - Calor trocado no condensador Q_{TOPO} (Kcal/h)
 - Capacidade calorífica da água à pressão constante $C_{P,\acute{A}GUA}=1$ Kcal/Kg°C
 - Temperatura de saída da água de refrigeração T_s (°C)
 - Temperatura de entrada da água de refrigeração T_E (°C)
 - Densidade da água $\rho_{\acute{A}GUA}=1000$ Kg/m³
 - Valor do m³ da água de refrigeração f_A (\$/m³)

$$C_{\acute{a}gua,h} = \left(\frac{Q_{topo}}{C_{p\acute{a}gua} * (T_s - T_e) * \rho_{\acute{a}gua}} \right) * f_a \quad (44)$$

- Custo por hora $C_{\acute{A}GUA,h}$ para o custo em 15 anos $C_{\acute{A}GUA,15}$
 - Número de hora em um dia $nh=24h/dia$
 - Número de dias por ano $nd=365,4$ dias/ano
 - Número de anos avaliado $na=15$ anos

$$C_{\text{água},15} = C_{\text{água},h} * nh * nd * na \quad (45)$$

- Valores dos custos operacionais referentes ao vapor de baixa pressão para aquecimento gasto em uma hora $C_{\text{VAPOR},h}$
 - Calor trocado no refeedor Q_{FUNDO} (Kcal/h)
 - Calor latente do vapor na temperatura de operação L_V (Kcal/t)
 - Valor da tonelada do vapor de aquecimento f_v (\$/t)

$$C_{\text{vapor},h} = \left(\frac{Q_{\text{fundo}}}{L_V} \right) * f_v \quad (46)$$

- Calor latente do vapor em 230 °C foi utilizada a equação de Regnault
 - Calor latente da água na temperatura de operação L_V (Kcal/Kg)
 - Temperatura de operação T (°C)

$$L_V = 606,5 - 0,695 * T \quad (47)$$

- Calor latente de Kcal/Kg para Kcal/t ao dividi-lo por 1000
- Valor do custo por hora também foi transformado em custo em 15 anos de operação $C_{\text{VAPOR},15}$
- Custos de operação relacionados à eletricidade gasta em uma hora $C_{\text{ELET},h}$
 - Potência consumida pela bomba P_{OTELET} (KW)
 - Valor da energia f_{ELET} (\$/KWh)

$$C_{el,h} = Pot_{elet} * f_{elet} \quad (48)$$

- Custo de 15 anos de operação $C_{\text{ELET},15}$
- Custo operacional de 15 anos $C_{\text{OP},15}$ foi calculado como a soma dos custos

$$C_{\text{OP},15} = C_{\text{água},15} + C_{\text{vap},15} + C_{\text{elet},15} \quad (49)$$

Tabela 30: Custo Operacional

| Aumento | Cágua,h (\$) | Cágua,15 (\$) | Cvap,15 (\$) | Cvap,15 (\$) | Celet,h (\$) | Celet,15 (\$) | Cop,15 (\$) |
|---------|--------------|---------------|--------------|--------------|--------------|---------------|-------------|
| 20% | 6,69 | 879891,1 | 29,81 | 3921856,1 | 0,26 | 34575,71 | 4836322,9 |
| 40% | 7,24 | 953010,38 | 31,94 | 4201094,1 | 0,28 | 36960,81 | 5191065,3 |
| 60% | 7,8 | 1026129,67 | 34,06 | 4480332,1 | 0,31 | 40271,12 | 5546732,9 |
| 100% | 8,91 | 1172368,25 | 38,31 | 5038808 | 0,36 | 47795,69 | 6258972 |

- Valores do investimento bruto Y
- Custos operacionais em 15 anos $C_{\text{OP},15}$ foi encontrado o custo total como a soma de ambos os termos

| Destilado (Prato 1) | | | | | |
|---------------------------|------------|------------|--|---------------------------------|-------------------------------|
| L (kmol.h-1) | L (m3.h-1) | L (kg.h-1) | | ρ_L (kmol/m ³) | ρ_L (kg/m ³) |
| 74,582 | 11,236 | 6928,990 | | 6,638 | 616,7 |
| V (kmol.h-1) | V (m3.h-1) | V (kg.h-1) | | ρ_G (kmol/m ³) | ρ_G (kg/m ³) |
| 149,582 | 4207,647 | 13456,056 | | 0,03555 | 3,198 |
| Alimento (Pratos 12 e 13) | | | | | |
| L (kmol.h-1) | L (m3.h-1) | L (kg.h-1) | | ρ_L (kmol/m ³) | ρ_L (kg/m ³) |
| 174,582 | 28,282 | 17124,464 | | 6,173 | 605,5 |
| V (kmol.h-1) | V (m3.h-1) | V (kg.h-1) | | ρ_G (kmol/m ³) | ρ_G (kg/m ³) |
| 149,582 | 2932,978 | 13808,459 | | 0,051 | 4,708 |
| Resíduo (Prato 24) | | | | | |
| L (kmol.h-1) | L (m3.h-1) | L (kg.h-1) | | ρ_L (kmol/m ³) | ρ_L (kg/m ³) |
| 174,582 | 33,965 | 19845,950 | | 5,14 | 584,3 |
| V (kmol.h-1) | V (m3.h-1) | V (kg.h-1) | | ρ_G (kmol/m ³) | ρ_G (kg/m ³) |
| 149,582 | 2425,914 | 16937,732 | | 0,06166 | 6,982 |

PROJETO DE SISTEMAS DE TROCA DE CALOR

No projeto da torre de destilação para se debruçar no projeto do refeedor de fundo. Onde se considera que o projeto ótimo da torre se alcançou para um número de 16 pratos e uma taxa de refluxo de 1,07. Após simulação com ajuda do nosso software, chegamos à necessidade do refeedor de 796 Mcal/h

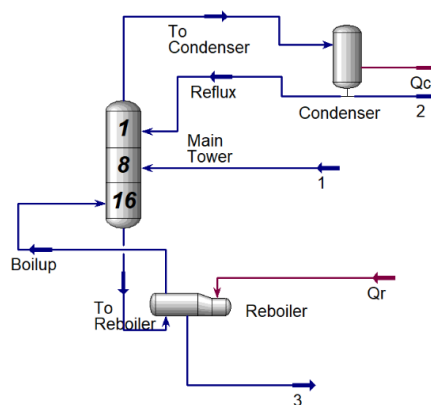


Figura 7: Sistema de troca de calor

Para realizar este processo de aquecimento, usaremos vapor de baixa pressão cuja temperatura de condensação é de 180 °C (10 bar) (usar a equação de Regnault para estimar o calor latente de vaporização a esta temperatura).

Nos seguintes prints, informam-se algumas das propriedades da corrente enviada “To Reboiler” e da corrente “Boilup” que compõem formam as correntes principais do refeedor.

| 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 | | | |

Figura 7: Especificações de calor to reboiler

| 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 | | |

Figura 7: Especificações de calor boilup

Anexo 2: Especificação do trocador de calor

| | | | | |
|----|--|------------|--|---------------------------------|
| 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 | | | | |
| 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 | Reid 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: Exemple 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 | |

| | | | | | | | |
|----|--|---------------------------------------|--------------------------------|--|-------------------|---------------|--|
| 1 | Company Name Not Available Bedford, MA USA | | Case Name: | Exemplode vasos, torres e reatores 2.hsc | | | |
| 2 | | | Unit Set: | EuroSI | | | |
| 3 | | | Date/Time: | Mon Dec 14 20:29:42 2020 | | | |
| 4 | | | Material Stream: Boilup | | Fluid Package: | Basis-1 | |
| 5 | | | | | Property Package: | Peng-Robinson | |
| 6 | PROPERTIES | | | | | | |
| 7 | | Overall | Vapour Phase | | | | |
| 8 | 12 | Molecular Weight | 113.2 | 113.2 | | | |
| 9 | 13 | Molar Density (kgmole/m3) | 6.166e-002 | 6.166e-002 | | | |
| 10 | 14 | Mass Density (kg/m3) | 6.982 | 6.982 | | | |
| 11 | 15 | Act. Volume Flow (m3/h) | 1622 | 1622 | | | |
| 12 | 16 | Mass Enthalpy (kcal/kg) | -380.4 | -380.4 | | | |
| 13 | 17 | Mass Entropy (kJ/kg-C) | 1.948 | 1.948 | | | |
| 14 | 18 | Heat Capacity (kJ/kgmole-C) | 255.8 | 255.8 | | | |
| 15 | 19 | Mass Heat Capacity (kJ/kg-C) | 2.259 | 2.259 | | | |
| 16 | 20 | LHV Molar Basis (Std) (kcal/kgmole) | 1.213e+006 | 1.213e+006 | | | |
| 17 | 21 | HHV Molar Basis (Std) (kcal/kgmole) | 1.300e+006 | 1.300e+006 | | | |
| 18 | 22 | HHV Mass Basis (Std) (kcal/kg) | 1.148e+004 | 1.148e+004 | | | |
| 19 | 23 | CO2 Loading | --- | --- | | | |
| 20 | 24 | CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3) | --- | --- | | | |
| 21 | 25 | CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg) | --- | --- | | | |
| 22 | 26 | LHV Mass Basis (Std) (kcal/kg) | 1.071e+004 | 1.071e+004 | | | |
| 23 | 27 | Phase Fraction [Vol. Basis] | 1.000 | 1.000 | | | |
| 24 | 28 | Phase Fraction [Mass Basis] | 1.000 | 1.000 | | | |
| 25 | 29 | Phase Fraction [Act. Vol. Basis] | 1.000 | 1.000 | | | |
| 26 | 30 | Mass Exergy (kcal/kg) | 32.95 | --- | | | |
| 27 | 31 | Partial Pressure of CO2 (bar) | 0.0000 | --- | | | |
| 28 | 32 | Cost Based on Flow (Cost/s) | 0.0000 | 0.0000 | | | |
| 29 | 33 | Act. Gas Flow (ACT_m3/h) | 1622 | 1622 | | | |
| 30 | 34 | Avg. Liq. Density (kgmole/m3) | 6.219 | 6.219 | | | |
| 31 | 35 | Specific Heat (kJ/kgmole-C) | 255.8 | 255.8 | | | |
| 32 | 36 | Std. Gas Flow (STD_m3/h) | 2364 | 2364 | | | |
| 33 | 37 | Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3) | 704.2 | 704.2 | | | |
| 34 | 38 | Act. Liq. Flow (m3/s) | --- | --- | | | |
| 35 | 39 | Z Factor | 0.9207 | 0.9207 | | | |
| 36 | 40 | Watson K | 12.67 | 12.67 | | | |
| 37 | 41 | User Property | --- | --- | | | |
| 38 | 42 | Partial Pressure of H2S (bar) | 0.0000 | --- | | | |
| 39 | 43 | Cp/(Cp - R) | 1.034 | 1.034 | | | |
| 40 | 44 | Cp/Cv | 1.046 | 1.046 | | | |
| 41 | 45 | Ideal Gas Cp/Cv | 1.034 | 1.034 | | | |
| 42 | 46 | Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C) | 252.3 | 252.3 | | | |
| 43 | 47 | Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C) | 2.228 | 2.228 | | | |
| 44 | 48 | Heat of Vap. (kcal/kgmole) | 7861 | --- | | | |
| 45 | 49 | Kinematic Viscosity (cSt) | 1.064 | 1.064 | | | |
| 46 | 50 | Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3) | 706.9 | 706.9 | | | |
| 47 | 51 | Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h) | 16.02 | 16.02 | | | |
| 48 | 52 | Liquid Fraction | 0.0000 | 0.0000 | | | |
| 49 | 53 | Molar Volume (m3/kgmole) | 16.22 | 16.22 | | | |
| 50 | 54 | Mass Heat of Vap. (kcal/kg) | 69.43 | --- | | | |
| 51 | 55 | Phase Fraction [Molar Basis] | 1.0000 | 1.0000 | | | |
| 52 | 56 | Surface Tension (dyne/cm) | --- | --- | | | |
| 53 | 57 | Thermal Conductivity (W/m-K) | 2.119e-002 | 2.119e-002 | | | |
| 54 | 58 | Bubble Point Pressure (bar) | 2.055 | --- | | | |
| 55 | 59 | Viscosity (cP) | 7.430e-003 | 7.430e-003 | | | |
| 56 | 60 | Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C) | 247.5 | 247.5 | | | |
| 57 | 61 | Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C) | 2.186 | 2.186 | | | |
| 58 | 62 | Cv (kJ/kgmole-C) | 244.5 | 244.5 | | | |
| 59 | 63 | Mass Cv (kJ/kg-C) | 2.159 | 2.159 | | | |
| 60 | 64 | Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C) | --- | --- | | | |
| 61 | 65 | Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C) | --- | --- | | | |
| 62 | 66 | Cp/Cv (Ent. Method) | --- | --- | | | |
| 63 | 67 | Reid VP at 37.8 C (bar) | 4.355e-002 | 4.355e-002 | | | |
| 64 | 68 | True VP at 37.8 C (bar) | 4.358e-002 | 4.358e-002 | | | |
| 65 | 69 | Aspen Technology Inc. | | Aspen HYSYS Version 11 | Page 1 of 2 | | |

| | | | | | |
|----|--|------------------------|--|---------------|--|
| 1 | Company Name Not Available Bedford, MA USA | | Case Name: Exemple de vasos, torres e reatores 2.hsc | | |
| 2 | | | Unit Set: EuroSI | | |
| 3 | | | Date/Time: Mon Dec 14 20:29:42 2020 | | |
| 4 | | | | | |
| 5 | Material Stream: Boilup (continued) | | Fluid Package: | Basis-1 | |
| 6 | | | Property Package: | Peng-Robinson | |
| 7 | PROPERTIES | | | | |
| 8 | | Overall | Vapour Phase | | |
| 9 | Liq. Vol. Flow - Sum (Std. Cond) (m3/h) | 16.02 | 16.02 | | |
| 10 | Viscosity Index | -27.23 | --- | | |
| 11 | | | | | |
| 12 | | | | | |
| 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 | |

Tabela 34: Especificação trocadores de calor

| ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR | | | | | | |
|--|---|---------------------|--|---|---------------------|-------------------------------|
| Número do equipamento | | | E1 | | | |
| Descrição | | | Trocador de Calor – Refrervedor de fundo de torre de destilação | | | |
| Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos) | | | Casco-Tubo | | | |
| Para casco-tubo, definir o tipo TEMA | | | AEU | | | |
| Disposição (horizontal/vertical) | | | Horizontal | | | |
| Circulação (forçada, termosifão...) | | | Forçada | | | |
| Número de carcaças estimadas | Em série ou paralelo? | | 01 | | - | |
| CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO | | | | | | |
| Lado | CASCO / CASCO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS | | | TUBO / TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS | | |
| | Entrada | Saída | | Entrada | Saída | |
| Vazão total | 1,4.10 ⁴ | | Kg/h | 1,9.10 ³ | | Kg/h |
| Fração de vapor/gás | 0 | 0,8 | | 1 | 0,15 | |
| Vazão de vapor/gás | 0 | 1,1.10 ⁴ | Kg/h | 1,9.10 ³ | 0 | Kg/h |
| Vazão de líquido | 1,4.10 ⁴ | 0 | | 0 | 1,2.10 ³ | |
| Temperatura | 148,6 | 150,6 | °C | 180 | 180 | °C |
| Pressão | 1,95 | 1,25 | Kg/cm ² g | 10,2 | 9,5 | Kg/cm ² g |
| Perda de pressão permitida | 0,7 | | Kg/cm ² | 0,7 | | Kg/cm ² |
| Coefficiente individual de transmissão de calor | 300 | | Kcal / h m ² °C | 300 | | Kcal / h m ² °C |
| Fator de deposição | 0,00015 | | h m ² °C/ kcal | 0,00015 | | h m ² °C/ kcal |
| Coefficiente global de transmissão de calor | 143,5 | | | | | Kcal / h m ² °C |
| ΔT_{ml} | 30,4 | | | | | °C |
| F_T | 1 | | | | | |
| Calor trocado | 0,796 | | | | | Gcal/h |
| CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO | | | | | | |
| Pressão de projeto | 13 | | | | | Kg/cm ² g |
| Temperatura de projeto | 210 | | | | | °C |
| CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR | | | | | | |
| Área de troca de calor | | | 194,2 | | m ² | |

| | | |
|---|-----------------------|--------------|
| Diâmetro dos tubos | $\frac{3}{4}''/19,25$ | polegadas/mm |
| Comprimento dos tubos | 20/6096 | pés/mm |
| Espessura dos tubos | 16 | BWG |
| Espaçamento entre centro dos tubos | 15/16'' /23,75 | pés/mm |
| Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômbrica) | Triangular | |
| Diâmetro do casco | 27/8229,6 | pés/mm |

PROJETO DE SISTEMAS DE IMPULSÃO MECÂNICA.

Agora se irá projetar a bomba de refluxo da torre de destilação que foi trabalhada para separar a mistura de n-C₆, n-C₇ e n-C₈. O sistema é composto por uma torre que recebe a alimentação em formato de líquido em ponto de bolha e é introduzida em uma torre de fracionamento. Nela, pela parte inferior, extrai-se uma corrente enriquecida em n-octano, enquanto pelo topo, obtém-se um destilado líquido rico em n-hexano. Como parte do projeto, existe uma bomba centrífuga cuja função é formar o refluxo da torre. Na Fig. 1 anexa a esta folha de informações, 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. Com base no esquema e nos dados passados nas seguintes tabelas, projetar e preencher as folhas de especificação da bomba.

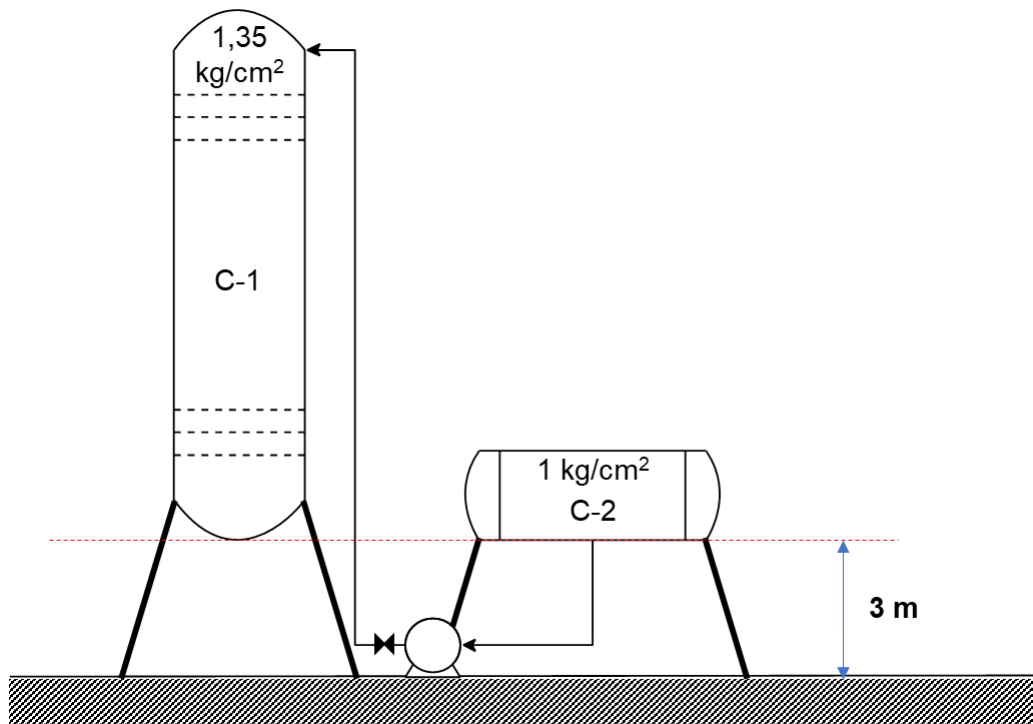


Fig. 8: Esquema do sistema de bombeamento do refluxo

Informações relevantes no projeto do sistema de bombeamento:

1. Para estimar a perda de pressão nas tubulações, considerar no duto de admissão uma perda de pressão de $0,5 \text{ kg/cm}^2/\text{km}$ de tubo. Para o duto de impulsão, considerar $2 \text{ kg/cm}^2/\text{km}$ de tubo. Para as estimações dos comprimentos dos tubos, aplicar a fórmula $L = 1,3 \times H$ (diferenças de cota).
2. As dimensões do vaso pulmão são as seguintes: diâmetro = 1 m; comprimento = 5m.
3. A altura da torre de destilação total é de 12,3 m, com um diâmetro de 1,6 m.
4. Considerar uma vazão volumétrica de refluxo de $13,1 \text{ m}^3/\text{h}$, com uma densidade mássica da corrente de $616,5 \text{ kg/m}^3$.
5. Considerar que a válvula fornece uma perda de carga de $0,1 \text{ kg/cm}^2$.

Importante: entregar a sequência de cálculo para a pressão na aspiração, a pressão máxima na aspiração, a diferença de pressão da bomba, a pressão de *shut-off*, a pressão máxima na impulsão, a potência de projeto e as vazões de operação, projeto e mínima, bem como o NPSH disponível.

Anexo 3: Dados de simulação para 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

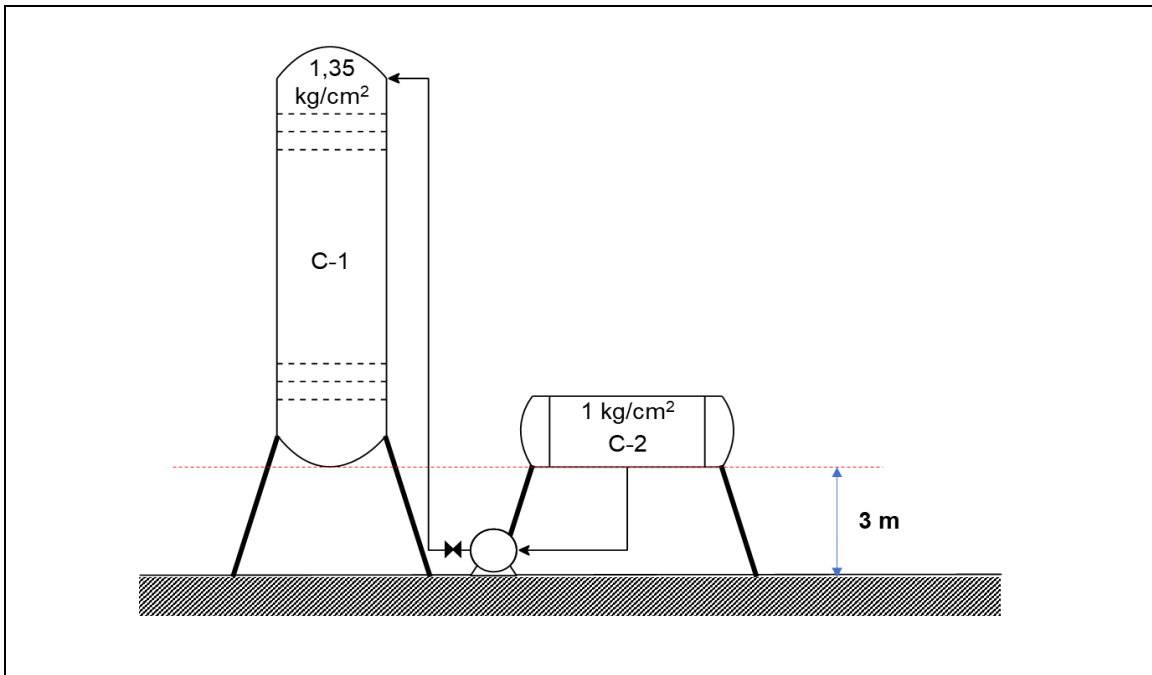
| Property | Value | |
|--------------------------------|----------|-------------|
| Temperature | 80.588 | C |
| Pressure | 1.033 | kgf/cm2 |
| Mass Flow | 8082.72 | kg/h |
| Molar Flow | 87.01 | kmol/h |
| Volumetric Flow | 13.1104 | m3/h |
| Density (Mixture) | 616.512 | kg/m3 |
| Molecular Weight (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] |

Mixture Molar Fraction

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

Tabela 35: Especificação 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 | 1,21 | kg/cm ² g | 2,43 | kg/cm ² g |
| Temperatura | 80,5 | °C | 80,5 | °C |
| Densidade | 616,5 | kg/m ³ | 616,5 | kg/m ³ |
| Viscosidade | - | cP | - | cP |
| Pressão de vapor | 1,03 | kg/cm ² g | 1,03 | 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 | 1,45 | | kg/cm ² g | |
| Pressão na impulsão na vazão de projeto | 2,92 | | | |
| Pressão diferencial | 1,22 | | kg/cm ² | |
| Altura diferencial | 19,75 | | m | |
| NPSH disponível | 2,9 | | m | |
| Máxima pressão diferencial a impulsão fechada | 1,45 | | kg/cm ² | |
| Pressão máxima na aspiração | 4,74 | | kg/cm ² g | |
| Pressão máxima na impulsão | 6,2 | | | |
| Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão | - | - | polegadas | |
| CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO | | | | |
| Pressão de projeto | 6,5 | | | kg/cm ² g |
| Temperatura de projeto | 80,5 | | | °C |
| CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO | | | | |
| Potência elétrica a vazão de projeto | 19,3 | | | kW |
| ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO | | | | |



Cálculo da Pressão de Admissão

Identificação das pressões e alturas

Recipientes de armazenamento e perdas de carga causadas na admissão e impulsão:

- No recipiente de origem:

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

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

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

- No recipiente de destino:

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

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

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

- Perda de carga na admissão:

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

- Perda de carga na impulsão:

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

$$P_{\text{VAL}} = 0,1 \text{ Kg/cm}^2$$

- Pressão de admissão da bomba:

$$P_{\text{ADM}} = P + (d.g.(H+H_L)) / 98067 - P_{\text{TUB}} = 1,21 \text{ Kg/cm}^2$$

- Pressão de impulsão:

$$P_{IMP} = P + (d.g.(H+H_L)) / 98067 + P_{TUB} + P_{VAL} = 2,43 \text{ Kg/cm}^2$$

- Pressão máxima de admissão:

$$P_{ADM(MÁX)} = 4,5 + (d.g.(H+H_L(CHEIO))) / 98067 - P_{TUB} = 4,74 \text{ Kg/cm}^2$$

- Pressão máxima na impulsão:

$$P_{IMP(MÁX)} = P_{ADM(MÁX)} + \Delta P_{MÁX}$$

$$1,2 \Delta P_{MÁX} = 1,2 (P_{IMP} - P_{ADM}) \rightarrow \Delta P_{MÁX} = 1,45 \text{ Kg/cm}^2$$

$$P_{IMP(MÁX)} = 6,2 \text{ Kg/cm}^2$$

- Cálculo das vazões:

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

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

- Cálculo das potências:

$$Pot_{ABS} = (Q_{PROJ} \times \Delta P_{MÁX}) / 27,4 = 0,83 \text{ CV} = 0,61 \text{ Kw}$$

$$Pot_H = Pot_{ABS} / 0,35 = 1,74 \text{ Kw}$$

$$Pot_{REAL} = Pot_H / 0,9 = 1,93 \text{ Kw}$$

- NPSH:

$$NPSH = ((P_{ADM} - P_{VAP}) / d) \times 10$$

$$NPSH = ((1,212 - 1,033) / 0,6165) \times 10 = 2,9 \text{ m}$$

PROJETO DE I&C

Agora se irá montar o esquema de instrumentação e controle do sistema de fracionamento da mistura n-hexano, n-heptano e n-octano visto no semestre passado. O esquema do sistema completo se apresenta na Figura 9.

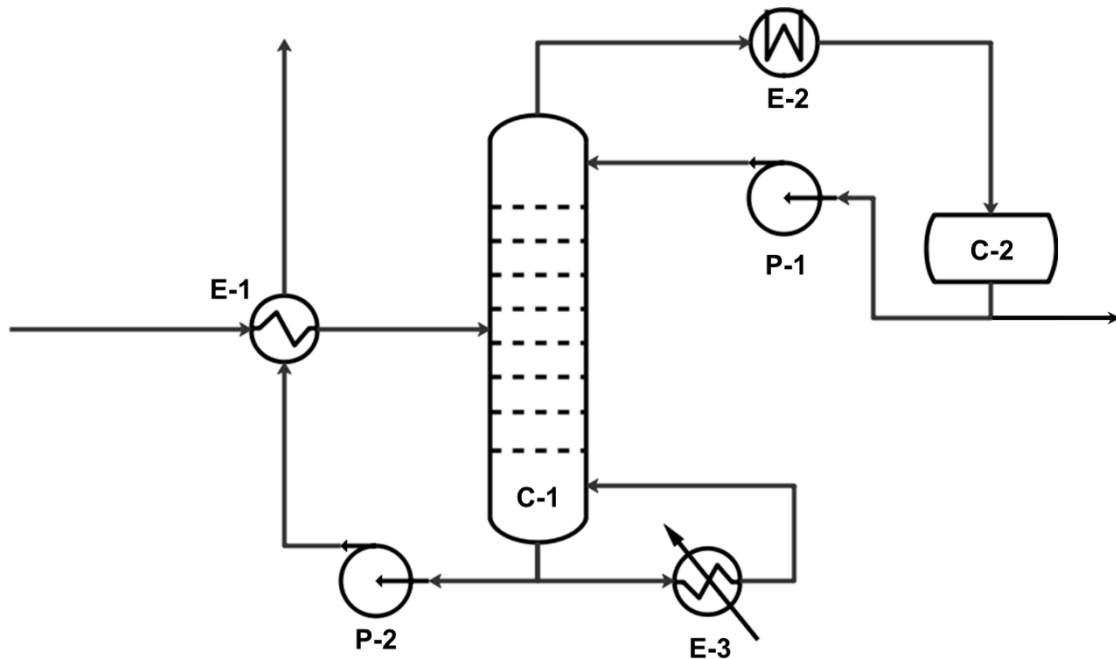


Figura 9: Diagrama básico do sistema de fracionamento da mistura n-C6, n-C7 e n-C8.

Como pode ser observado, o alimento entra à unidade prévio pré-aquecimento mediante trocador de calor E-1 com a corrente de saída do fundo da torre. Desta forma, o alimento acessa à torre C-1 onde se produz a separação. Pelo topo, obtém-se uma corrente de vapor enriquecida em n-hexano que será condensado em sua totalidade e enviado a um vaso pulmão C-2.

Dele, obtém-se a corrente refluxo, devolvida à torre C-1 com ajuda de uma bomba e o destilado que sai do sistema. Pelo fundo da torre é extraída uma corrente que é dividida para formar uma parte que irá para o retervedor E-3 e formará o vapor que sobe pelo setor de esgotamento e a corrente resíduo que é enviada para aproveitamento de sua energia ao trocador E-1 com ajuda da bomba P-2. Requer-se:

- Identificar (apenas numerar) todas as correntes de processo.
- Localizar e identificar no diagrama simplificado o local dos diferentes instrumentos.
- Localizar e identificar no diagrama simplificado o local dos sistemas de controle.
- Preencher as folhas de informação sobre instrumentos (não colocar valores normais das variáveis), laços de controle e válvulas de controle (sem especificar valores numéricos da vazão normal de fluido circulante).

Obs.: A nomenclatura dos instrumentos e laços de controle já foi vista na própria unidade e nos P&I's. Neste momento, não precisam realizar o P&I que será em uma próxima etapa, apenas se lembrem da identificação de todos os elementos vinculados a um laço de controle (ex.: para um controlador de nível, LT-1 (LG-1), LIC-1, E/P, LCV-1...)

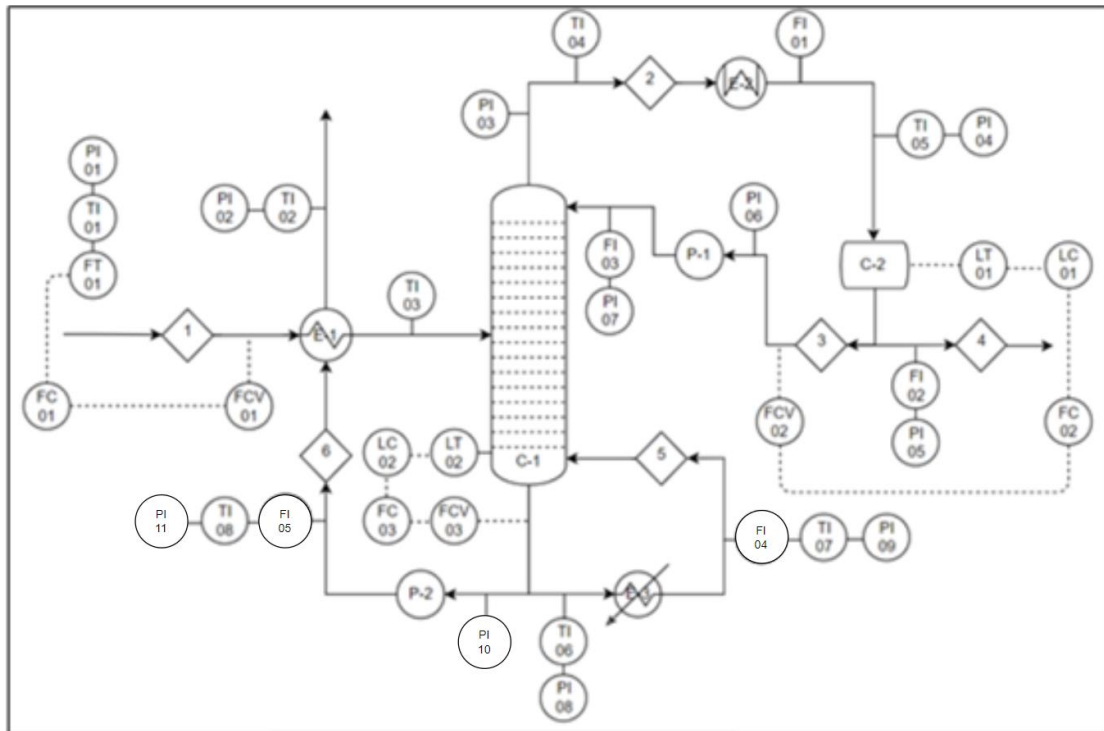


Figura 10: Diagrama P&ID de I&C.

Tabela 36: Especificação laços de controle

| ESPECIFICAÇÕES LAÇOS DE CONTROLE | | | |
|------------------------------------|---|-------------------------------|---|
| Identificação no diagrama mecânico | Localização (núm. da tubulação ou vaso) | Descrição da ação | Elementos vinculados (medidor, controle, acionador e válvula de controle) |
| 1 | 1 | Controle de carga para planta | FT01, FC01, FCV01 |
| 2 | 3 | Controle de refluxo | LT01, LC01, FC02, FCV02 |
| 3 | 6 | Controle de saída do produto | LT02, LC02, FC03, FCV03 |

Tabela 37: Especificação de instrumentos de vazão

| ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE VAZÃO | | | |
|--------------------------------------|---------------------------------|------------------|---------------------|
| Identificação | Localização (núm. da tubulação) | Fase (L, G ou M) | Vazão normal / kg/h |
| FT01 | 1 | L | - |
| FI01 | 2 | G | - |
| FI02 | 4 | L | - |
| FI03 | 3 | L | - |
| FI04 | 5 | G | - |

| | | | |
|-------|---|---|---|
| FI05 | 6 | L | - |
| FC01 | 1 | L | - |
| FC02 | 3 | L | - |
| FC03 | 6 | L | - |
| FCV01 | 1 | L | - |
| FCV02 | 3 | L | - |
| FCV03 | 6 | L | - |

Tabela 38: Especificação de instrumentos de nível

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

Tabela 39: Especificação de instrumentos de temperatura

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

Tabela 40: Especificação de instrumentos de pressão

| ESPECIFICAÇÕES INSTRUMENTOS DE PRESSÃO | | | |
|---|--|-------------------------|---|
| Identificação | Localização (núm. da tubulação ou vaso) | Fase (L, G ou M) | Pressão normal / kg/cm² g |
| PI01 | 1 | L | - |
| PI02 | 6 | L | - |
| PI03 | 2 | G | - |
| PI04 | 2 | L | - |
| PI05 | 4 | L | - |

| | | | |
|------|---|---|---|
| PI06 | 3 | L | - |
| PI07 | 3 | L | - |
| PI08 | 5 | L | - |
| PI09 | 5 | G | - |
| PI10 | 6 | L | - |
| PI11 | 6 | L | - |

Tabela 40: Especificação de válvulas de controle

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

REFERÊNCIAS

- 1) SEIDER, Warren D. Product and process design principles: synthesis, analysis, and evaluation. 3rd ed. New York: John Wiley & Sons, 2009. xxxvi, 728 p.
- 2) SHREVE, Randolph Norris; AUSTIN, George T. Shreve's Chemical process industries. 5th ed. New York: McGraw-Hill Book Co., c1984. xiii, 859 p.
- 3) 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.
- 4) GREEN, Don W.; PERRY, Robert H. (Ed.). Perry's chemical engineers' handbook. 8th ed. New York: McGraw-Hill, 2008.