



Universidade de Brasília
Instituto de Química
Curso de Engenharia Química

PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA

Projeto da torre de destilação para uma mistura de estireno e etilbenzeno

Bárbara Lays Araújo Monteiro

João Vitor Fernandes Chaves

Luisa Fachineto Fontana

Pedro Albert Frazão da Silva

Brasília, 13 de fevereiro de 2023.

Universidade de Brasília
Instituto de Química
Curso de Engenharia Química

PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA

Projeto da torre de destilação para uma mistura de estireno e etilbenzeno

Bárbara Lays Araújo Monteiro

João Vitor Fernandes Chaves

Luisa Fachinetti Fontana

Pedro Albert Frazão da Silva

Trabalho de conclusão de curso submetido
ao Instituto de Química como requisito
parcial para obtenção do grau de Bacharel
em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. José Joaquín Linares León

Brasília, 13 de fevereiro de 2023.

RESUMO

O estireno, monômero do poliestireno, é uma matéria prima de relevante importância econômica e comercial mundialmente. No presente trabalho fez-se o dimensionamento da coluna de separação da mistura binária etilbenzeno e estireno, para a obtenção do estireno como produto de fundo final. Dessa maneira, tem-se como foco a parte final do processo, visto que a planta geral engloba outros sistemas, como por exemplo, outra coluna de destilação. Para esta unidade industrial, fez-se o dimensionamento dos seguintes equipamentos: torre de destilação, para realizar a separação da mistura, trocadores de calor (condensador e caldeira) para condensar a corrente de topo e vaporizar a corrente de fundo, vaso pulmão, para armazenar o produto destilado e bombas (refluxo+destilado e de fundo) para impulsionarem as correntes dentro do processo. Com isso, tem-se a separação da corrente de alimentação, composta de 46,1 % de etilbenzeno e 53,9 % de estireno, no produto destilado, 99,9 % de etilbenzeno, e no produto de fundo, 99,9 % de estireno. Demonstrando assim, uma boa eficiência operacional. Outrossim, realizou-se o enquadramento dos instrumentos de controle na planta, por meio do diagrama mecânico, com o objetivo de identificar e controlar as variáveis de interesse da operação (temperatura, pressão, vazão e nível). Por fim, aplicou-se a análise de custos, tanto dos equipamentos para a construção do projeto, quanto da própria operação, levando em consideração mão de obra e insumos necessários.

Palavras-chave: estireno, etilbenzeno, torre de destilação.

ÍNDICE

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS	1
2. REFERENCIAL TEÓRICO	2
3. DESCRIÇÃO DO CENÁRIO	5
4. PROJETO DA PLANTA	7
4.1. Correntes de processo	7
4.2. Torre de separação	7
4.3. Bombas	10
4.4. Trocadores de calor – Condensador e Caldeira	13
4.5. Vaso pulmão	16
4.6. Controle de processos da planta	17
4.6.1. Listagem de instrumentos - Indicador, Transmissor e Medidor de Nível	18
4.6.2. Listagem de controladores	19
4.6.3. Listagem de alarmes	19
4.6.4. Listagem de intertravamentos	20
4.6.5. Listagem de válvulas de segurança	21
4.6.6. Diagrama mecânico de processo	21
4.7. Avaliação econômica do processo	25
4.7.1. Custo capital	25
4.7.1.1. Torre de separação	26
4.7.1.2. Vaso pulmão	26
4.7.1.3. Condensador	27
4.7.1.4. Caldeira	27
4.7.1.5. Bomba de fundo	27
4.7.1.6. Bomba de refluxo e destilado	27
4.7.1.7. Custo capital anualizado	28
4.7.2. Custo operativo anual	28
4.7.2.1. Vapor de alta pressão	28
4.7.2.2. Água de refrigeração	29

4.7.2.3. Consumo de energia das bombas de fundo e de refluxo	29
4.7.2.4. Custo operativo total	29
4.7.3 Custo total	30
4.8. Avaliação de impacto ambiental	30
5. CONCLUSÕES	32
6. BIBLIOGRAFIA	34
7. ANEXOS	35

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

O estireno é um monômero do poliestireno, que é um polímero de múltiplos usos comerciais, desde copos plásticos até mesmo a plásticos de alto impacto. Sendo o poliestireno um produto de grande valor comercial, o processo de separação para a obtenção de seu monômero irá servir de base para este projeto.

O objetivo deste trabalho é projetar uma torre de destilação, e demais equipamentos adjacentes, para obtenção do estireno a partir da desidrogenação do etilbenzeno. Para isso, é necessário cumprir os seguintes objetivos parciais:

- Realização dos balanços de massa e energia da unidade.
- Projetar os vasos e torres que integram a unidade, sendo definidos o tamanho, o peso, além de dimensionar os elementos internos da torre.
- Projetar os sistemas de impulsionamento de fluídos.
- Projetar os sistemas de troca de calor, com atenção aos processos de integração energética.
- Indicação dos sistemas de instrumentação, controle, bem como os elementos de segurança da planta.
- Realização do diagrama P&ID da unidade T-01 de destilação fracionada.
- Análise da viabilidade econômica do processo.

2. REFERENCIAL TEÓRICO

O estireno é a unidade monomérica do polímero poliestireno, que por sua vez é um termoplástico que possui uma larga faixa de possibilidades de uso. Cabe citar as suas três principais aplicações (MONTENEGRO, 2002):

- Cristal ou Normal: possui como características a transparência, o brilho e a fácil coloração com o uso de corantes. Suas principais aplicações são: embalagens para a indústria alimentícia, copos descartáveis e caixas plásticas.
- Poliestireno Expandido: é uma espuma rígida fruto da expansão da resina de poliestireno durante sua polimerização. É popularmente conhecido pelo nome de sua principal marca comercial, Isopor®, e seus principais usos são como isolante térmico e na proteção de embalagens e produtos.
- Poliestireno de Alto Impacto: é um poliestireno modificado com elastômeros de polibutadieno, e possui como principal diferença do poliestireno normal a sua resistência ao impacto. Um exemplo de produto onde o poliestireno de alto impacto é utilizado são nos gabinetes de computadores e na confecção de eletrodomésticos.

A principal rota de produção comercial do estireno, e que será a considerada neste trabalho, é a desidrogenação do etilbenzeno na presença de vapor de água e de um catalisador de óxido de ferro, que pode ser dividida em três etapas (BARTOLOMEI, 2020):

1. Reação entre etileno e benzeno, tendo como produto o etilbenzeno.
2. Desidrogenação do etilbenzeno: é uma reação endotérmica, onde o processo reacional ocorre na presença do catalisador de óxido de ferro (óxido de magnésio também é uma alternativa de catalisador) e de vapor de água, que mantém os reagentes em contato com o catalisador. Esta reação não possui conversão completa, e ainda existem mais duas reações paralelas que dão origem à benzeno, etileno, tolueno e metano. Estas reações estão descritas a seguir na

Tabela 1.

Tabela 1. Processos reativos da desidrogenação do etilbenzeno.

Reação	Produtos
$C_6H_5C_2H_5 \rightarrow C_6H_5C_2H_3 + H_2$	Estireno e Hidrogênio
$C_6H_5C_2H_5 \rightarrow C_6H_6 + C_2H_4$	Benzeno e Etileno
$C_6H_5C_2H_5 + H_2 \rightarrow C_6H_5CH_3 + CH_4$	Tolueno e Metano

3. Purificação do estireno: uma maneira de purificar o estireno é descrita por (TURTON, 2008), onde passa pelas seguintes operações: primeiramente os produtos de reação passam por um vaso separador e por uma torre de destilação, onde os componentes mais voláteis como o benzeno, tolueno metano e hidrogênio são retirados quase que completamente. Em seguida o produto de fundo da torre, que é uma corrente composta por, basicamente, estireno e etilbenzeno, entra em uma segunda torre de destilação, a qual irá separar o estireno (produto de fundo) do etilbenzeno (produto de topo), sendo este último retornado ao início do processo. Este trabalho irá se concentrar no projeto da segunda torre de destilação, onde irá realizar a separação do estireno e do etilbenzeno.

No Brasil, (OLIVEIRA, 2014) traz as principais indústrias produtoras de estireno, com dados de 2012, na **Tabela 2**.

Tabela 2. Indústrias produtoras de estireno no Brasil (2012).

Indústria	Localização	Capacidade anual de produção de estireno
Estireno do Nordeste S.A. (EDN), pertencente à Unigel	Pólo Petroquímico de Camaçari, Bahia	160.000 toneladas
Companhia Brasileira de Estireno (CBE), pertencente à Unigel	Cubatão, São Paulo	120.000 toneladas

Innova, pertencente à Petrobras	Pólo Petroquímico de Triunfo, Rio Grande do Sul	260.000 toneladas
---------------------------------	---	-------------------

3. DESCRIÇÃO DO CENÁRIO

A torre de destilação irá operar, portanto, com uma corrente de alimentação binária composta por etilbenzeno e estireno a uma vazão molar definida por 222,88 kmol/h a uma temperatura de 125 °C. O produto de topo será o etilbenzeno e o produto de fundo será o estireno. As composições dessas correntes, neste projeto, seguirão a proporção apresentada na **Tabela 3**.

Tabela 3. Composições apresentadas em percentual molar das correntes de entrada e saída da torre.

Composto	Alimentação	Produto de Topo	Produto de Fundo
Etilbenzeno	46,12%	99,95%	0,01%
Estireno	53,88%	0,05%	99,99%

Além disso, as seguintes condições de operação deverão ser satisfeitas: pressão manométrica na entrada de 65 kPa, pressão manométrica no topo da torre de 25 kPa e pressão manométrica no fundo da torre de 55 kPa. Tanto as bombas que irão recalcar o produto destilado, quanto a que irá recalcar o produto de fundo, deverão elevar a pressão do fluido até 200 kPa.

Para calcular as propriedades das correntes materiais da torre, foi empregado o uso do software Aspen HYSYS, onde fez-se simulações com diferentes números de pratos para determinar a situação de melhor custo-benefício. Além de considerar os cenários com diferentes números de pratos, uma segunda situação também foi considerada: a corrente do produto condensado irá parte para a torre (refluxo) e parte para a corrente de destilado, para isso, pode ser usado apenas uma bomba de impulsão para ambas as correntes, ou duas bombas, sendo uma para cada corrente. A situação de menor custo será a escolhida para o desenvolvimento do projeto.

Tabela 4. Estimativa do custo em diferentes cenários.

Número de Pratos	Custo 1 bomba	Custo 2 bombas
70	68.210.738,28 \$	68.227.426,29 \$
80	45.104.430,87 \$	45.120.680,15 \$
100	18.402.228,03 \$	18.417.240,55 \$
120	14.114.945,64 \$	14.129.029,07 \$
150	12.055.141,84 \$	12.068.035,71 \$

O cenário de menor custo, portanto, é o da torre de destilação que possui 150 pratos e apenas uma bomba para o produto destilado e refluxo. O Diagrama de Fluxo do Processo (PFD) do projeto é apresentado na **Figura 1**, e os dados das correntes são detalhados no **Anexo A**. Na próxima seção, a elaboração do projeto da torre e de seus elementos (bombas, vaso pulmão e trocadores de calor) será explanada.

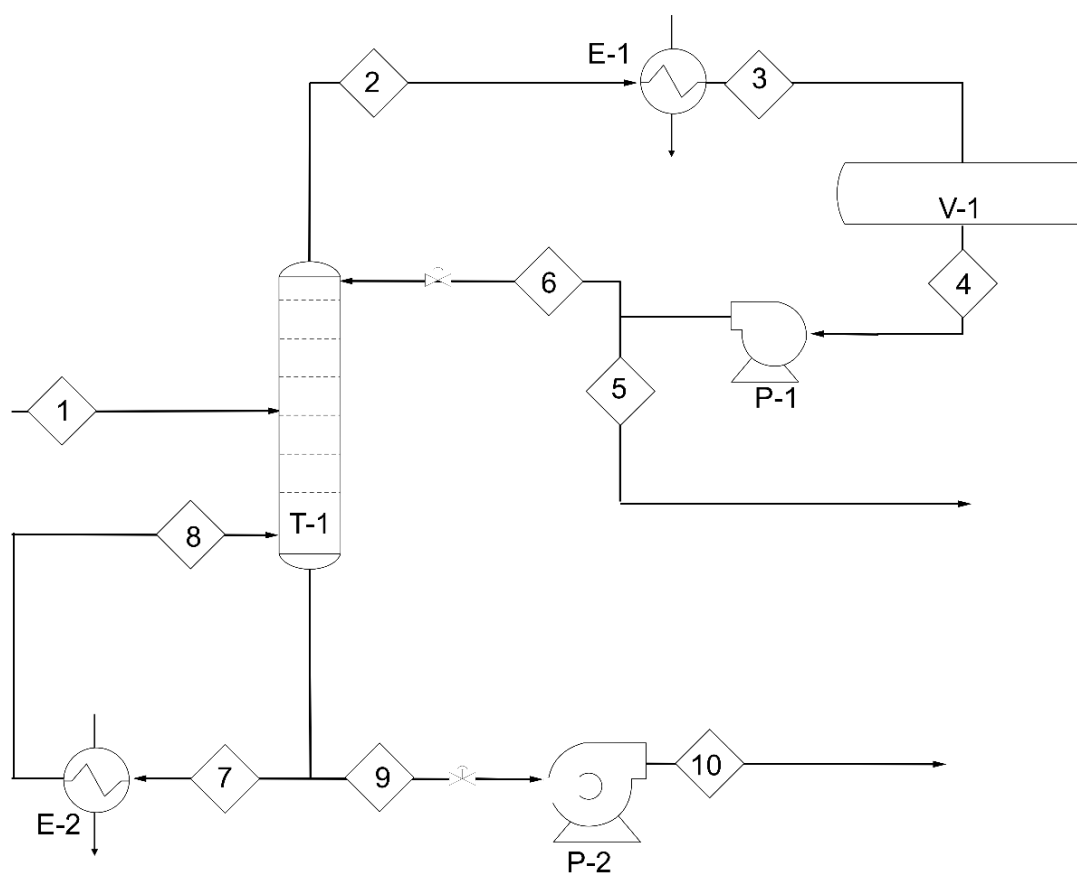


Figura 1. Diagrama de Fluxo de Processo (PFD) do processo de obtenção do estireno.

4. PROJETO DA PLANTA

Para a produção de estireno a partir da desidrogenação do etilbenzeno, assim como descrito no tópico anterior, faz-se necessário o emprego de uma segunda torre de destilação. Essa torre é composta por equipamentos adjacentes que são responsáveis por seguir o fluxo da separação e oferecer as condições ideais de operação. Desse modo, o dimensionamento de cada equipamento é crucial para que a planta funcione com os parâmetros desejados. A seguir, tem-se a descrição de cada item do projeto.

4.1. Correntes de processo

A partir do diagrama da **Figura 1**, PFD, pode-se identificar as correntes do processo de destilação do presente trabalho. A corrente de alimentação (corrente 1) é composta por etilbenzeno e o próprio estireno, componente alvo do processo. A corrente 2 representa o produto de topo, composto, majoritariamente, por etilbenzeno, e conduzido até o condensador (E-1) que transmite, pela corrente 3, os produtos em sua forma líquida para o vaso pulmão (V-1) e logo em seguida para o bombeamento.

Como mostrado anteriormente, o dimensionamento dessa planta considera o uso de apenas 1 bomba (P-1) para o impulsionamento da corrente de refluxo (6), que retorna à torre de destilação, e de destilado (5), produto de topo, etilbenzeno.

Já o produto de fundo da torre se divide em duas correntes, a corrente 7, que é direcionada a caldeira (E-2) e passa pelo processo de vaporização para retorno à torre de destilação pela corrente 8, e a corrente 9, em que é impulsionada pela bomba (P-2) para a obtenção do produto de fundo, estireno (corrente 10).

4.2. Torre de separação

A torre de separação é o objeto central da separação dos componentes, sendo o funcionamento geral da planta representado logo abaixo na **Figura 2**:

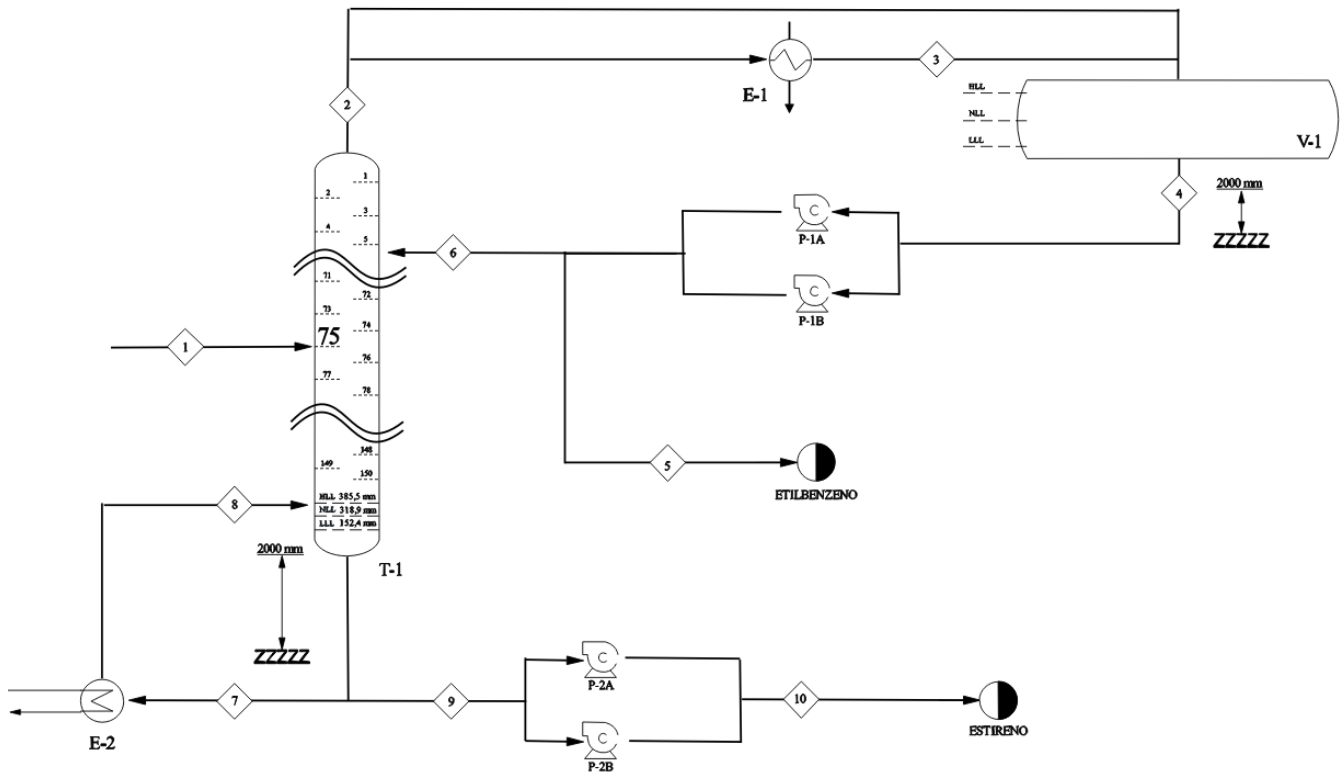


Figura 2 - Planta da destilação simplificada.

Para descrever a torre de separação, é necessário, primeiramente, identificar qual velocidade limite de arraste do vapor, componente imprescindível para o dimensionamento do diâmetro da torre. O primeiro passo é, através da simulação, encontrar qual a vazão máxima de vapor e onde ela ocorre, sendo identificado o valor de 27986,046 m³/h no prato de entrada, ou seja, o prato 75. Em seguida, as propriedades das fases que interagem na destilação também são retiradas do HYSYS, sendo portanto a densidade do líquido 752,062 kg/m³ e a densidade do vapor de 3,997 kg/m³. Com esses dados é possível calcular a velocidade limite:

$$\vartheta = 0,3048 * 0,23 * \sqrt{\frac{\rho_{\text{líquido}}}{\rho_{\text{gás}}}}$$

$$\vartheta = 0,959 \text{ m/s}$$

Utilizando a vazão máxima do gás é possível calcular a seção transversal da torre e conseqüentemente calcular o diâmetro, resultando em 3,855 m. Vale salientar que esse valor é extrapolado em 20% do valor calculado, por fatores de segurança.

Fazendo a conversão do diâmetro, tem-se 12,648 ft. Através da tabela 3 - Low liquid level height, da literatura Chemical Engineering Design, considera-se o diâmetro igual a 16 ft, adotando o método conservador, resultando assim no valor do nível inferior de líquido (LLL) igual a 6 in (0,1524 m). Para os níveis normal (NLL) e máximo (HLL), é necessário ditar o hold up e o surge time, sendo respectivamente o tempo para esvaziar a torre com a entrada (alimentação) fechada e o tempo para encher a torre com a saída fechada. Para essa estimativa, tem-se a tabela 6 - Liquid Holdup and Surge times do Chemical Engineering Design, onde consideram-se 5 minutos (NLL-LLL) e 2 minutos (NLL-HLL). Com isso, a variação do nível normal em relação ao nível inferior e a variação do nível superior em relação ao normal são calculados por:

$$NLL - LLL = \frac{16,199 \text{ m}^3/h * 5 \text{ min}}{8,106 \text{ m}^2 * 60} = 0,166 \text{ m}$$

$$HLL - NLL = \frac{16,199 \text{ m}^3/h * 2 \text{ min}}{8,106 \text{ m}^2 * 60} = 0,067 \text{ m}$$

Somando esses valores ao nível mínimo de líquido calculado anteriormente, se obtém os valores normal e superior de nível, sendo respectivamente 0,319 m e 0,385 m.

O número de pratos ótimo, economicamente, encontrado é de 150 unidades para o caso de uma bomba, como retratado anteriormente. Como se trata de uma destilação limpa (sem fluídos viscosos ou com sólidos etc.), o espaçamento entre os pratos é de 0,46 m, o que leva a uma altura da seção de pratos de 68,08 m, retirando as alturas de fundo e topo.

Para a altura do fundo da torre, é utilizada como padrão a altura de 0,91 m, portanto, a altura entre o fundo e o primeiro prato é de 0,91 m, assim como a altura no topo da torre. Logo, a torre possui a altura total de 71,195 m.

A pressão máxima relativa obtida na simulação é de 0,55 kg/cm², sendo inferior ao valor mínimo recomendado de 3,5 kg/cm² (0,343 N/mm²), sendo, portanto, este o valor escolhido para pressão de projeto. Segundo a tabela 13.2 - Typical Maximum Allowable Stresses for Plates Under ASME BPV Code Sec. VIII D.1, do Chemical Engineering Design, considerando como material o aço carbono e que a temperatura de projeto obtida em simulação, o stress máximo permitido é de 88,942 N/mm². Para um valor da eficiência de solda padrão de 0,85, a espessura da torre pode ser calculada (TOWLER, 2007):

$$t = \frac{0,343 \text{ N/mm}^2 * 3,855 \text{ m} * 1000}{2 * 0,85 * 88,942 \text{ N/mm}^2 - 1,2 * 0,343 \text{ N/mm}^2} = 8,755 \text{ mm}$$

Levando em consideração 3 mm de segurança devido a possíveis corrosões, a espessura total da torre é de 11,77 mm.

A alimentação da torre ocorre na metade do seu comprimento, ou seja, no prato 75, com uma temperatura de operação de 162,7°C.

Os parâmetros da torre de destilação são descritos da **Tabela 5** abaixo:

Tabela 5 - Parâmetros da torre de destilação.

Parâmetro característicos	Valor
Comprimento da torre (mm)	3855
Altura da torre (mm)	68080
Espessura da torre (mm)	11,775
Número de pratos	150
Espaçamento entre pratos (mm)	460
Prato de alimentação	75
Nível máximo de líquido (mm)	385
Nível normal de líquido (mm)	319
Nível mínimo de líquido (mm)	152,4
Pressão de projeto (kPa)	343,233
Temperatura de projeto (°C)	162,7

4.3. Bombas

As bombas servem para impulsionar os fluídos para seus destinos, sejam como produtos de fundo, destilado ou refluxo. A **Figura 3** abaixo ilustra um esquema geral de uma bomba:

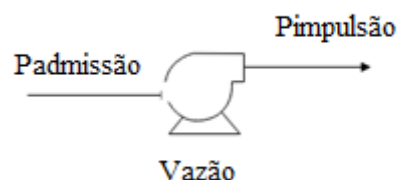


Figura 3 - Esquema geral de funcionamento da bomba.

Para seu dimensionamento, é preciso entender qual a pressão gerada no topo da torre para determinar qual a pressão necessária na admissão e assim determinar a potência da bomba, sendo esta responsável por reger a impulsão do refluxo e do destilado. Primeiramente, a pressão de admissão é calculada, sendo esta levando em consideração a pressão no vaso (25 Kpa) e a pressão exercida pelo líquido no interior do vaso pulmão:

$$P_{admissão} = P_{vaso} + \rho g(h + \phi/2)$$

Onde, h é a altura do vaso em relação ao solo (3 metros) e ϕ é o diâmetro do vaso pulmão, sendo este calculado utilizando a vazão volumétrica de entrada de líquido, composta pela vazão de refluxo (134,238 m³/h) e a vazão de destilado (14,518 m³/h), ditados pelo simulador HYSYS, onde dado o tempo de retenção de 15 minutos e levando em consideração que metade do vaso está cheio, seu volume é de 74,378 m³. A densidade ρ de refluxo é 752 kg/cm³, assim, a pressão de admissão é de 56,966 Kpa.

A análise da pressão de impulsão deve ser feita levando em consideração que existem dois caminhos possíveis para que a bomba siga, o de refluxo ou o de destilado. Observa-se qual caminho oferece uma maior pressão, e conseqüentemente maior resistência, sendo essa a pressão de operação da bomba. De antemão, é possível verificar que a pressão de refluxo, para este estudo, irá imperar sobre o sistema, visto que ela já se mostra dominante na quantidade mínima de 70 pratos.

No destilado, a pressão na impulsão é descrita da seguinte forma:

$$P_{impulsão} = P_{fundo} + P_{válvula}$$

Onde a pressão no fundo é de 100 Kpa e a pressão na válvula de 68,646 kPa.

Já a impulsão no refluxo leva em consideração além da pressão exercida no topo da torre (25 Kpa), a pressão dado a altura da coluna adicionada a altura em relação ao solo (3 metros) e a pressão dado a válvula de controle (9,806 kPa):

$$P_{impulsão} = P_{topo} + \rho g(H + h) + P_{válvula}$$

A altura H da torre (descrita na seção relacionada à torre), levando em consideração o número de pratos e a separação entre eles, interfere diretamente na

pressão. Além de considerar que a separação do prato de alimentação e aquele no topo é o dobro da separação entre pratos intermediários.

Calculando a pressão, é possível observar que quem ditará a pressão de operação da bomba é a pressão no refluxo, visto que ela é maior (582,197 kPa) do que a pressão no destilado (168,646 kPa). A válvula de controle de pressão no refluxo, nesse caso, é de 9,806 Kpa, e no destilado ela atua a uma pressão de 482,197 kPa, pressão necessária para o funcionamento correto do circuito e para que haja vazão entre as duas correntes (5 e 6).

Para a bomba de fundo, seu funcionamento é semelhante ao do circuito do destilado, sendo as pressões na admissão e na impulsão de, respectivamente, 50,128 kPa e 168,646 kPa.

Fazendo a análise do circuito de pressão e calculando as pressões na admissão e impulsão, é possível calcular a diferença de pressão e conseqüentemente a potência da bomba:

$$P = \frac{\Delta p * v}{\eta_{hidráulica} * \eta_{elétrica}}$$

Onde P é a potência, $\eta_{hidráulica}$ (0,45) é a eficiência hidráulica, $\eta_{elétrica}$ (0,9) é a eficiência elétrica, Δp a diferença de pressão e v a vazão volumétrica. Para a bomba que opera no refluxo e destilado, a potência é de 53,588 kW e para a bomba de fundo é de 1,316 kW.

Portanto, para a bomba que opera no refluxo e destilado, tem-se os seguintes parâmetros característicos definidos na **Tabela 6** abaixo:

Tabela 6. Parâmetros característicos da bomba que opera no topo da torre.

Parâmetro característicos	Valor
Pressão na admissão (kPa)	56,966
Pressão na impulsão (kPa)	582,197
Diferença de pressão (kPa)	525,231
Pressão de <i>shut-off</i> (kPa)	630,278
Vazão volumétrica (m ³ /h)	148,756
Potência consumida pela bomba (kW)	53,588

Já para a bomba de fundo, tem-se a **Tabela 7**:

Tabela 7. Parâmetros característicos da bomba que opera no fundo da torre.

Parâmetro característicos	Valor
Pressão na admissão (kPa)	50,128
Pressão na impulsão (kPa)	168,646
Diferença de pressão (kPa)	118,518
Pressão de <i>shut-off</i> (kPa)	142,221
Vazão volumétrica (m ³ /h)	16,199
Potência consumida pela bomba (kW)	1,316

4.4. Trocadores de calor – Condensador e Caldeira

Os trocadores de calor (condensador e caldeira), são elementos chaves para a mudança de fase das correntes que voltam à torre, tanto no fundo (vapor), quanto no topo (líquido), sendo imprescindíveis para a maior eficiência de destilação. Para descrever as condições de operação desses elementos, é importante entender as temperaturas de entrada e saída das correntes e como acontece a troca de calor. O primeiro (**Figura 4**) esquema a seguir representa o funcionamento do condensador, e o segundo (**Figura 5**) o da caldeira.

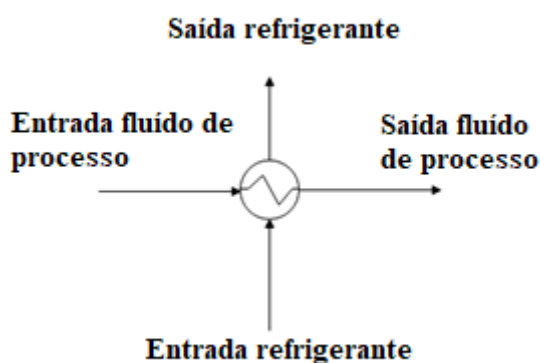


Figura 4 - Esquema do condensador.

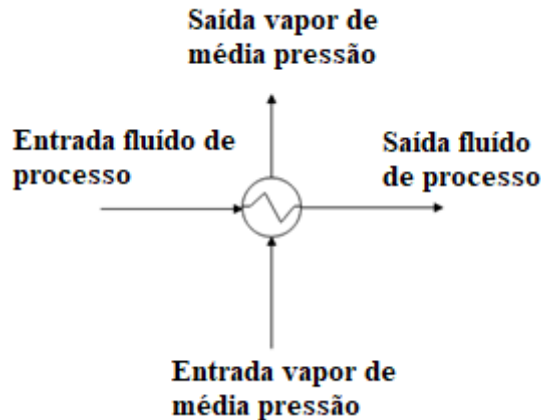


Figura 5 - Esquema da caldeira.

Primeiramente, para o condensador, são analisadas as correntes de entrada (corrente 2) e saída (corrente 3), onde, através do HYSYS, é possível determinar quais as suas temperaturas. Tanto na entrada, quanto na saída, a temperatura é de 144 °C. Isso ocorre, pois, a queda de pressão no interior do condensador é desprezível, podendo admitir que não há variação. Já o fluido refrigerante (água) é considerado, na entrada, com uma temperatura igual a 30 °C e na saída 45 °C, seguindo para uma torre de resfriamento para voltar à temperatura inicial. A taxa de energia do condensador também é obtida através da simulação, sendo igual a 37050134,2 kcal/h.

Para descrever a área de troca, utiliza-se a equação para trocadores de casco e tubo, que necessita da diferença logarítmica entre as temperaturas, tanto do refrigerante, quanto de processo:

$$\Delta T = \frac{(144\text{ }^{\circ}\text{C} - 45\text{ }^{\circ}\text{C}) - (144\text{ }^{\circ}\text{C} - 30\text{ }^{\circ}\text{C})}{\ln\left(\frac{144\text{ }^{\circ}\text{C} - 45\text{ }^{\circ}\text{C}}{144\text{ }^{\circ}\text{C} - 30\text{ }^{\circ}\text{C}}\right)} = 106,324\text{ }^{\circ}\text{C}$$

Já a constante de troca de calor é encontrada através da tabela 12.1 - Typical Overall Coefficients do (Towler, 2007), onde para um processo de vapores orgânicos resfriados por água, a constante possui um valor médio de 850 W/(m² °C) (731 kcal/(h m² °C)). Assim, através da equação de troca de calor, é possível ditar qual a área A de troca do condensador:

$$A = \frac{37050134,2\text{ kcal/h}}{731\text{ kcal/(h m}^2\text{ }^{\circ}\text{C)} * 106,324\text{ }^{\circ}\text{C}} = 476,697\text{ m}^2$$

O comprimento dos tubos utilizados no processo é, no geral, 20 ft (6,096 m) com um diâmetro de 0,75 in (0,01905 m), sendo possível calcular o número de tubos, N , utilizados no processo:

$$N = \frac{476,697 \text{ m}^2}{\pi * 37050134,2 \text{ kcal/h} * 6,096 \text{ m}}$$

Para a caldeira, o processo de cálculo dos parâmetros é o mesmo, com a taxa de troca de calor e as temperaturas de entrada e saída encontradas através da simulação no HYSYS. O fluido de aquecimento é escolhido através de tabelas de condições de vapor, como a disponível no capítulo 6 do (TOWLER, 2007), onde é possível observar que o vapor deve ser de média pressão com uma temperatura de operação de 212 °C, para atender a temperatura do produto. A tabela 9 indica os valores calculados utilizando os mesmos princípios utilizados no condensador, com a diferença que não é utilizado a variação média logarítmica da temperatura dado a variação ser igual a zero nesse caso, utilizando, portanto, um delta padrão das temperaturas para o cálculo da área de troca de calor.

As **Tabelas 8 e 9** a seguir apresentam os valores para o condensador e a caldeira, respectivamente.

Tabela 8 - Dados para dimensionamento do condensador.

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	144
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	144
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	30
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	45
Calor trocado (kcal/h)	37050134,2
Área de troca (m ²)	476,697
Número de tubos	1306

Tabela 9 - Dados para dimensionamento da caldeira.

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	162,7
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	162,7
Temperatura de vapor saturado (°C)	212
Calor trocado (kcal/h)	$3,84 \cdot 10^7$
Área de troca (m ²)	863
Número de tubos	2370

4.5. Vaso pulmão

Os vasos pulmões são de extrema importância para o processo, pois acumulam o destilado em seu interior, garantindo que a corrente de refluxo seja de qualidade. Este componente é representado pela **Figura 6** abaixo.

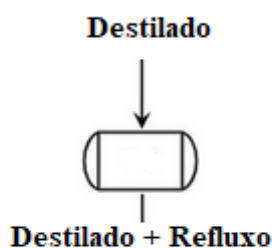


Figura 6 – Esquema do vaso pulmão.

O primeiro dado importante para a projeção deste equipamento são suas correntes de destilado (5) e refluxo (6), que são ditadas através da simulação. Os seus valores são 14,518 m³/h e 134,238 m³/h, respectivamente, sendo a entrada total de líquido o somatório de ambas as correntes, 148,756 m³/h. O tempo de retenção do líquido em seu interior é definido entre 5 e 15 minutos, sendo utilizado o tempo de 15 minutos dado uma abordagem conservadora.

Com estes parâmetros, o volume de líquido é calculado, valor igual a 37,189 m³. Como o líquido ocupa metade do vaso, seu volume total dimensionado é de 74,378 m³, parâmetro utilizado para o cálculo do diâmetro.

O diâmetro é obtido através da otimização utilizando o software solver para encontrar o seu valor mínimo, utilizando como parâmetro a razão do comprimento pelo

diâmetro (L/D) inicialmente arbitrária, obtendo uma razão L/D de 5, um diâmetro de 2,665 m e conseqüentemente um comprimento de 13,328 m.

Já a espessura do vaso é calculada através da fórmula já utilizada para cálculo da espessura da torre de destilação. A pressão de projeto é novamente utilizada como 0,343 N/mm² e a pressão máxima suportada de 88,942 N/mm², com uma eficiência de solda de 0,85. Para o diâmetro encontrado, a espessura do vaso pulmão, considerando a espessura de segurança de 3 mm, é de 6,198 mm.

Por fim, é conhecido que o nível máximo de líquido é estabelecido a 80% do diâmetro, o normal a 50% e o nível mínimo a 20%, sendo, portanto, esses valores 2,132 m (HLL), 1,333 m (NLL) e 0,533 m (LLL) respectivamente.

Os parâmetros característicos do vaso pulmão são descritos na **Tabela 10**:

Tabela 10. Parâmetros característicos do vaso V-1

Parâmetro característicos	Valor
Comprimento do vaso (mm)	13228
Altura do vaso (mm)	2665
Espessura do vaso (mm)	6,198
Nível máximo de líquido (mm)	2132
Nível normal de líquido (mm)	1333
Nível mínimo de líquido (mm)	533
Pressão de projeto (kPa)	343,233
Temperatura de projeto (°C)	144

4.6. Controle de processos da planta

Ao projetar uma planta industrial para a obtenção de produtos, a aplicação da instrumentação de controle de processos se mostra crucial, uma vez que é necessário ter conhecimento e monitoramento das variáveis que regem toda a operação a fim de uma maior eficiência econômica. (TONON et al., 2018)

Ademais, ao entender todo o processo a partir dos instrumentos de controle, um dos focos principais de atuação é a detecção de pontos de ajuste e melhoria dos controladores, não visando apenas a troca de equipamentos. (ENGELL, 2012)

Para o projeto em questão, na torre de destilação para a obtenção de estireno, bem como nos equipamentos adjacentes, faz-se necessário a implementação de instrumentos de controle de processos, os quais estão divididos em:

- Indicadores
- Controladores
- Alarmes
- Intertravamentos

Válvulas de segurança - PSV

4.6.1. Listagem de instrumentos - Indicador, Transmissor e Medidor de Nível

Para a identificação das variáveis, localmente, utilizam-se os indicadores, instrumentos que mostram o valor da variável desejada em determinado ponto da operação. Eles podem ser: analógicos ou digitais. E são representados pela letra I após a inicial da variável de interesse (exemplo: FI é um indicador de vazão).

Todavia, quando é necessário fazer a transmissão do um sinal da variável para outro equipamento, utilizam-se os transmissores. E são representados pela letra T após a inicial da variável de interesse (exemplo: FT é um transmissor de vazão).

Já para vasos que precisam de uma identificação de nível, é empregado o medidor de nível visual no equipamento. E são representados pela letra G após a inicial da variável de interesse (exemplo: LG é um medidor visual de nível).

Tabela 11. Listagem de instrumentos.

INSTRUMENTOS DE VAZÃO		INSTRUMENTOS DE NÍVEL	
Identificação	Localização (núm. da corrente)	Identificação	Localização (do vaso)
FI-1	1	LG-14	T-1
FT-13	E-2	LT-14	T-1
FT-12	6	LG-10	V-1
FT-14	10	LT-10	V-1
INSTRUMENTOS DE PRESSÃO		INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA	
Identificação	Localização (núm. da corrente ou vaso)	Identificação	Localização (núm. da corrente ou vaso)
PI-11-1	P-1A	TI-3	1

PI-11-2	P-1B		
PI-2	1		
PI-15-1	P-2A		
PI-15-2	P-2B		
PT-6	T-1		

4.6.2. Listagem de controladores

Os controladores são instrumentos que objetivam fazer o controle das variáveis. Isso é feito a partir da comparação entre o valor encontrado e o desejado (set point), seguido de um sinal de saída que controla a variável para que ela permaneça dentro do range aceitável.

Na planta do processo estudado, faz-se o uso tanto de controladores locais (na própria operação), quanto de controladores deslocados para a sala de controle.

Tabela 12. Listagem de controladores.

Identificação	Localização (núm. da corrente ou vaso)
TC-4	T-1
TC-5	T-1
TC-7	E-1
TC-8	E-1
TC-9	3
FIC-13	E-2
TIC-13	T-1
FIC-10	V-1
LIC-10	V-1
PIC-6	T-1
PCV	3
FIC-12	6
LIC-14	T-1
FIC-14	T-1
FCV	10
FCV	5
FCV	E-2

4.6.3. Listagem de alarmes

Os alarmes são elementos responsáveis por emitir sinais sonoros e luminosos no painel de controle quando os valores das variáveis não se encontram dentro do padrão

aceitável anteriormente pré-setado. Geralmente são usados em equipamentos que requerem uma maior atenção, como a torre de destilação, o vaso pulmão e as bombas.

Os alarmes mais comuns são: de nível, de pressão, de vazão e de temperatura. Neste projeto têm-se os alarmes identificados na **Tabela 13** abaixo:

Tabela 13. Listagem de alarmes.

Identificação	Localização (número do instrumento ou laço de controle com alarme)
PAH	PT-6
FAL	FT-12
PAL	PI-11-1
PAL	PI-11-2
LAH	LIC-10
LAL	LIC-10
LAH	LIC-14
LAL	LIC-14
PAL	PI-15-1
PAL	PI-15-2

4.6.4. Listagem de intertravamentos

Os intertravamentos são ações, que diferente dos alarmes, agem de forma automática, sem requerer ação humana. Isso se deve ao preset realizado anteriormente, em que é emitido um sinal para o travamento de outro acessório ou equipamento (exemplo: válvulas de controle) de acordo com o valor setado na variável de controle.

Tabela 14. Listagem de intertravamentos.

Identificação	Localização (número do instrumento ou laço de controle com intertravamento)	Ação sobre
PSHH-6	PT-6	SI-06: Válvula de controle do by-pass de vapor do topo da torre T-1 para o vaso pulmão V-1
FSHH-12	FT-12	SI-12: Válvula de controle da vazão de refluxo do vaso V-1 para a torre T-1

4.6.5. Listagem de válvulas de segurança

As válvulas de segurança são empregadas junto aos equipamentos para que eles funcionem de forma segura e eficiente. Neste caso, utilizam-se as PSVs, válvula de segurança de pressão, sendo aplicadas na torre de destilação e no vaso pulmão.

Tabela 15. Listagem das válvulas de segurança.

Identificação	Localização (número do vaso)
PSV-3,5	T-1
PSV-3,5	V-1

4.6.6. Diagrama mecânico de processo

Estabelecidos os instrumentos de controle de processos para o projeto da torre de destilação para separação de estireno e etilbenzeno, faz-se o diagrama mecânico de processo da planta. Nesse diagrama são apresentados os equipamentos, correntes, instrumentos e utilitários da planta, servindo de base para o planejamento de construção a ser feito por um engenheiro. Abaixo tem-se a planta geral na **Figura 7**.

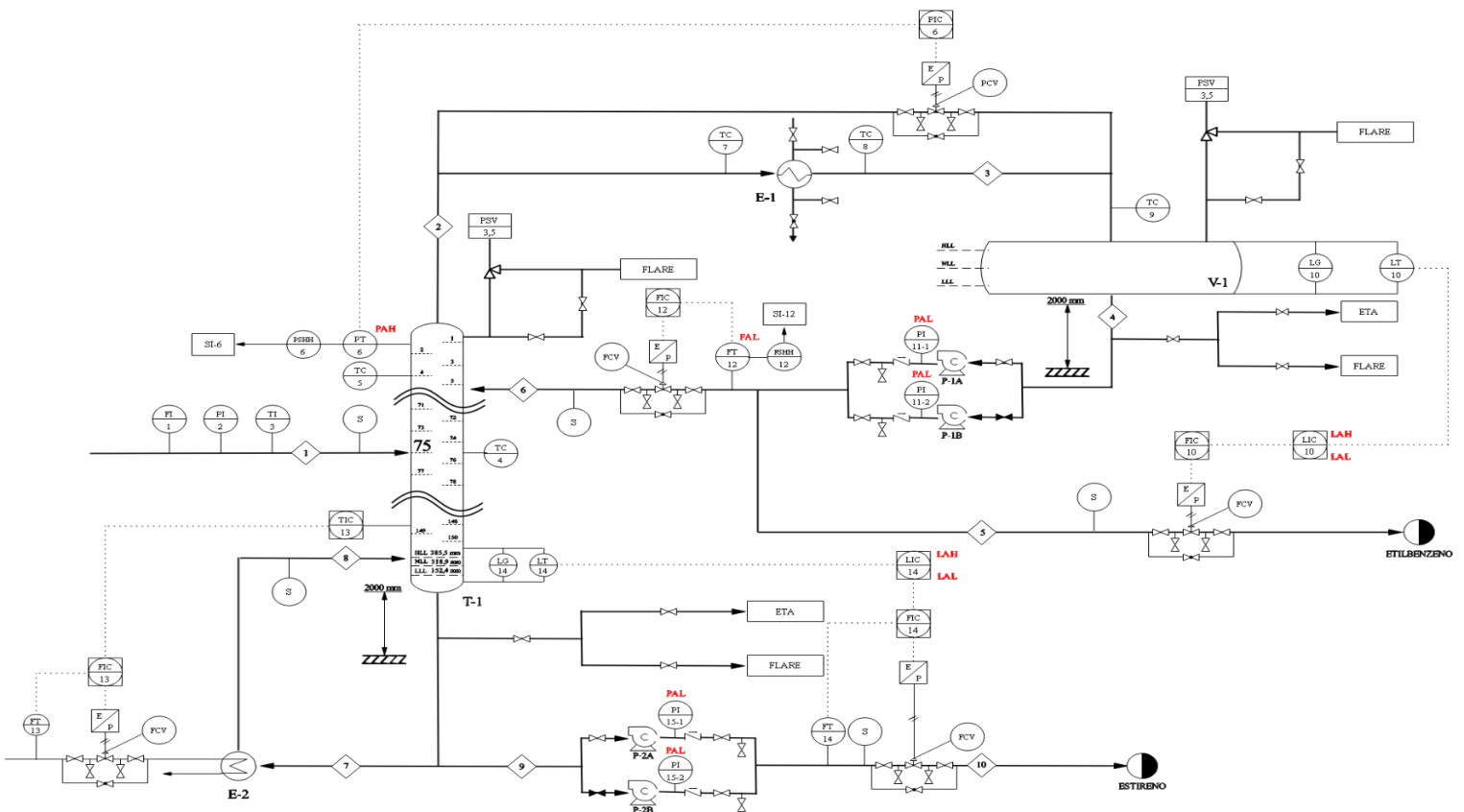


Figura 7. Diagrama mecânico geral da planta.

Ampliando cada parte da planta para melhor visualização, tem-se:

- Fundo da torre de destilação

No fundo a torre de destilação tem-se a saída do componente de fundo, líquido, em que parte segue para a caldeira, na corrente 7, e parte é retirado como produto de fundo, corrente 9, a qual é impulsionada pela bomba P-2. O produto final obtido é então o estireno, produto menos volátil da mistura binária que alimenta essa torre. Ademais, é empregado o sistema de esvaziamento de recipientes logo abaixo da torre, em que são empregadas válvulas de bloqueio alinhadas que permitem o pleno fluxo de produto durante a operação. Quando é necessário esvaziar a torre ou realizar a limpeza, essas válvulas são alinhadas e os resíduos são direcionados ao flare ou para o tratamento de águas (ETA), respectivamente.

Na corrente 8, produto da caldeira, tem-se a instalação de um sampler, para que a amostra possa ser analisada manualmente antes de entrar na torre de destilação, como forma de controle periódico. Além disso, também tem-se a instalação do sampler na corrente 10 do produto de fundo (estireno) para medição dos parâmetros na saída do processo.

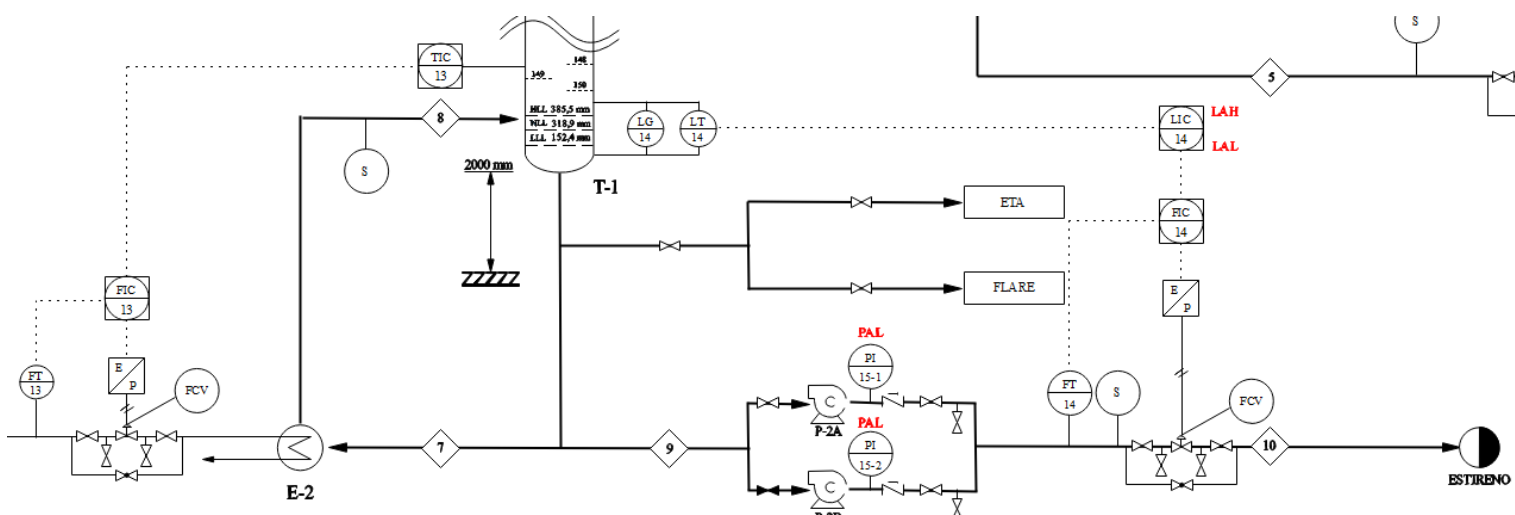


Figura 8. Diagrama mecânico do fundo da torre de destilação.

- Meio da torre de destilação

A alimentação da torre de destilação é realizada no centro dela, mais precisamente no prato 75. Neste ponto tem-se a entrada da corrente 1, mistura binária de etilbenzeno e estireno, originada pela primeira torre de destilação (neste projeto fez-se o dimensionamento apenas da segunda torre). Para a identificação dessa corrente, faz-se necessário implementar os indicadores de vazão, pressão e temperatura e em seguida um sampler, para que a corrente possa ser analisada também de forma manual antes da entrada na torre de destilação. Ainda, tem-se um controlador de temperatura na própria torre para fins de controle, uma vez que a partir dessa variável é possível estimar a composição da mistura na coluna e verificar a eficiência da separação.

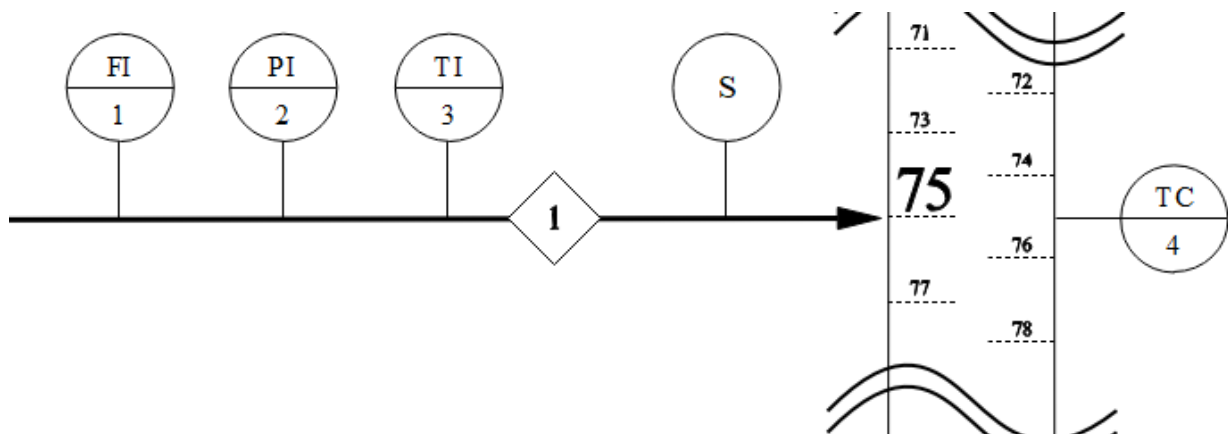


Figura 9. Diagrama mecânico do meio da torre de destilação.

- Topo da torre de destilação

No topo da torre tem-se também o controle da temperatura, assim como no meio. Há também o transmissor de pressão que é responsável por identificar a pressão de vapor no topo e enviar um sinal ao controlador de pressão que aciona a válvula de controle paralela ao condensador. Ainda, quando se tem pressões muito elevadas, o transmissor de pressão aciona o alarme (primeira ação de segurança) e o intertravamento (segunda ação de segurança).

O produto de topo, no estado de vapor (corrente 2), é então direcionado ao condensador, o qual possui um fluxo de água de refrigeração responsável por remover calor, evitar o acúmulo de partículas nos tubos e aumentar a velocidade de passagem do fluido na tubulação. Posteriormente, o destilado (corrente 3) obtido no condensador é enviado ao vaso pulmão.

O vaso pulmão, assim como a torre, possui um sistema de controle de nível, com o controle de válvulas, para que não haja seu esgotamento nem alagamento. Além do sistema de alívio de pressão com o emprego de válvulas de segurança, PSVs (pressure safety valve).

Outrossim, o vaso também possui o sistema de esvaziamento de recipientes, com funcionamento semelhante ao empregado na torre de destilação e explicado anteriormente.

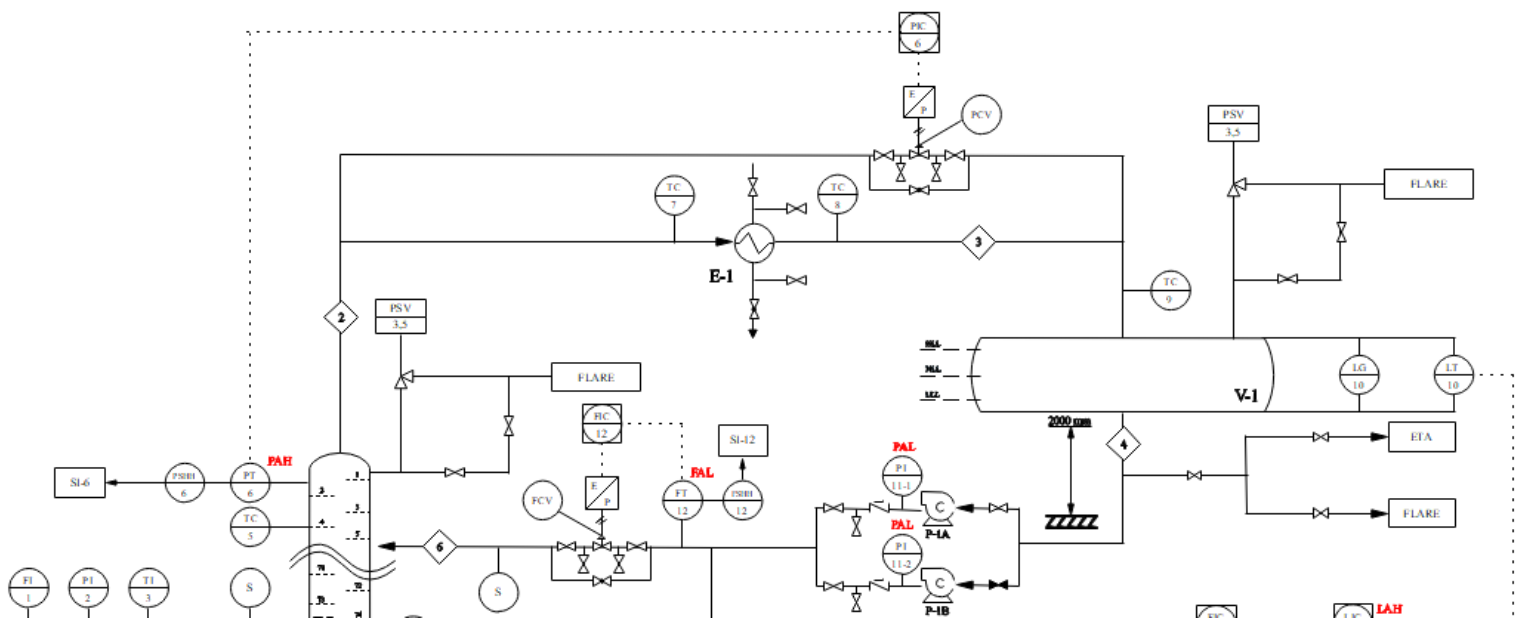


Figura 10. Diagrama mecânico do topo da torre de destilação.

O produto destilado armazenado no vaso pulmão é então dividido em duas correntes, a de refluxo, que retorna à torre de destilação (corrente 6) e o destilado, produto de topo, etilbenzeno (corrente 5). Ambas as correntes são impulsionadas pela mesma bomba (P-1), conforme visualizado na **Figura 11**.

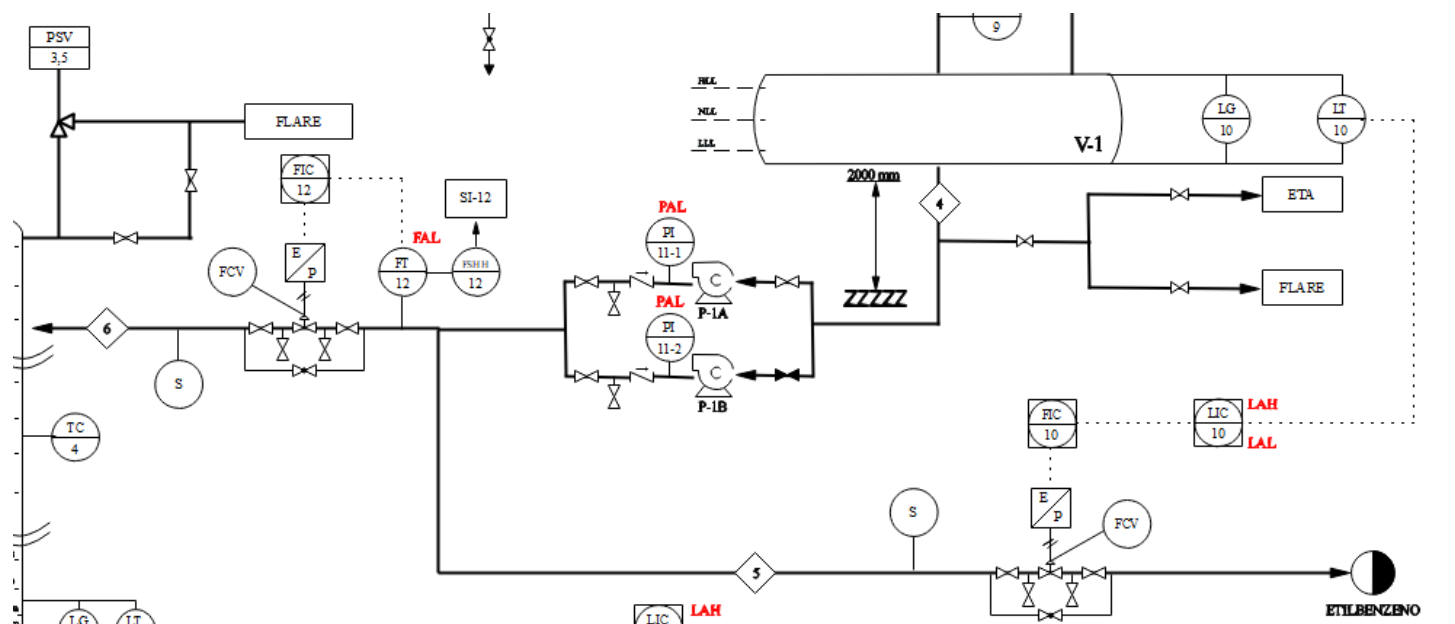


Figura 11. Diagrama mecânico do topo da torre de destilação – Refluxo e Destilado.

4.7. Avaliação econômica do processo

Na execução deste projeto foram analisados previamente 10 cenários, sob a ótica de custos capitais e operacionais, para determinar a opção mais econômica. Em se tratando da bomba de refluxo tem-se dois casos que foram descritos na seção 4.1. Já para a quantidade de pratos na torre de separação foram considerados 5 casos: com 70 pratos, 80 pratos, 100 pratos, 120 pratos e 150 pratos.

Para cada uma destas 10 configurações foram feitos cálculos dos custos totais da mesma forma que para o caso do sistema de uma torre com 150 pratos e uma bomba de refluxo, desenvolvidos nesta seção.

4.7.1. Custo capital

Os cálculos para o custo capital foram feitos individualmente para cada equipamento, sendo considerados os dimensionamentos feitos previamente neste projeto e valores tabelados de diversos coeficientes (TOWLER, 2007).

4.7.1.1. Torre de separação

Para que seja possível estimar o custo da torre de destilação e de todos os demais equipamentos são utilizados dados dos dimensionamentos feitos previamente. No caso da torre os valores utilizados são o diâmetro de 3,85 m, o número de pratos de 150, o fator de peso dos elementos internos de 1,15, o diâmetro médio nominal de 3,87 m, a espessura total do vaso, de 11,77 mm e a altura total de 71,19 m.

$$\text{Peso} = 240 \times 115 \times 3,87 \times (71,19 + 0,8 \times 3,87) \times 11,77 = 95.204,42 \text{ kg}$$

$$\text{Custo unitário do prato} = 110 + 380 \times 3,85^{1,8} = \$4.421,87$$

$$\text{Custo total dos pratos} = 150 \times \text{custo unitário do prato} = \$663.281,26$$

$$\text{Custo de compra} = 17.400 + 79 \times 95.204,42^{0,85} + 663.281,26$$

$$\text{Custo de compra} = \$2.028.047,48$$

$$\text{Custo de instalação} = 4 \times \text{custo de compra} = \$8.112.189,93$$

4.7.1.2. Vaso pulmão

No caso do cálculo de custo do vaso pulmão deve-se calcular seu peso para então calcular o custo de compra e de instalação. Nisso são necessárias as dimensões já previamente determinadas: diâmetro interno de 2,665 m, comprimento de 13,328 m, espessura do vaso de 9,067 mm e fator de peso de elementos internos, 1,08.

$$\text{Peso} = 240 \times 1,08 \times 2,665 \times (13,328 + 0,8 \times 2,665) \times 9,067 \times 0,101972$$

$$\text{Peso} = 9.915,19 \text{ kg}$$

$$\text{Custo de compra} = 12.800 + 73 \times 9.915,19^{0,85} = \$194.844,96$$

$$\text{Custo de instalação} = 4 \times \text{custo de compra} = \$779.379,84$$

4.7.1.3. Condensador

Para o condensador é necessário somente o valor da área já previamente calculada, 476,70 m² e os valores tabelados.

$$\text{Custo de compra} = 32.000 + 70 \times 476,70^{1,2} = \$146.548,33$$

$$\text{Custo de instalação} = \text{custo de compra} \times 3,5 = \$512.919,17$$

4.7.1.4. Caldeira

Com o dimensionamento da caldeira e a determinação de sua área de troca em 863 m² temos que o custo de compra do equipamento e seu custo de instalação estão demonstrados abaixo.

$$\text{Custo de compra} = 32000 + 70 \times A^{1,2} = \$265.583,39$$

$$\text{Custo de instalação} = \text{custo de compra} \times 3,5 = \$929.541,88$$

4.7.1.5. Bomba de fundo

Para a bomba de fundo são necessárias a vazão volumétrica de fundo, 16,20 m³/h e a potência já calculada, 1.316,77 W.

$$\text{Custo da bomba}_1 = \left[8000 + 240 \times \left(\frac{16,20}{3,6} \right)^{0,9} \right] + \left[-1100 + 2100 \times \left(\frac{1.316,77}{1000} \right)^{0,6} \right]$$

$$\text{Custo da bomba}_1 = \$10.306,12$$

$$\text{Custo de instalação} = 4 \times \text{custo da bomba} = \$41.224,49$$

4.7.1.6. Bomba de refluxo e destilado

O dimensionamento da bomba de refluxo e destilado é similar, sendo a vazão volumétrica de refluxo 148,76 m³/h e a potência 53.588,14 W.

$$\text{Custo da bomba}_2 = \left[8000 + 240 \times \left(\frac{148,76}{3,6} \right)^{0,9} \right] + \left[-1100 + 2100 \times \left(\frac{53.588,14}{1000} \right)^{0,6} \right]$$

$$\text{Custo da bomba}_2 = \$10.306,12$$

$$\text{Custo de instalação} = 4 \times \text{custo da bomba} = \$41.224,49$$

4.7.1.7. Custo capital anualizado

Com o custo capital individual calculado para cada um dos componentes do sistema calculou-se o custo capital anualizado (ACC).

$$ACC = [0,199 \times (1,0 + 0,1 + 0,15) + 0,07] \times [\text{Installed ISBL} + \text{OSBL capital cost}]$$

$$ACC = 0,32 \times [\text{Installed ISBL} + \text{OSBL capital cost}]$$

Tabela 16: Custo capital e custo capital anualizado dos equipamentos do projeto.

Equipamentos	Custo capital (\$)	Custo capital anualizado (\$/ano)
Torre	8.112.189,93	2.595.900,78
Acumulador	779.379,84	249.401,55
Condensador	512.919,17	164.134,14
Caldeira	929.541,88	297.453,40
Bomba de fundo	82.448,99	26.383,68
Bomba de refluxo e destilado	310.609,77	99.395,13

4.7.2. Custo operativo anual

Os custos operativos anuais envolvem o uso de vapor de alta pressão, água para refrigeração e o consumo de energia das bombas de fundo e de refluxo e destilado.

4.7.2.1. Vapor de alta pressão

Para o cálculo do custo envolvendo vapor em alta pressão foi utilizado o preço do vapor de média pressão (MPS) de \$12,06/ton, sendo assim o custo horário levando em conta a vazão de vapor já dimensionada de $8,37 \times 10^4$ kg/h é dado por:

$$\text{Custo horário do MPS} = 8,37 \times 10^4 \times 12,06 \times 0,001 = \$1.009,26/h$$

E o custo anual com a planta operando 8000 horas por ano:

$$\text{Custo anual} = 8.000 \times \text{custo horário} = \$8.074.113,05$$

4.7.2.2. Água de refrigeração

No caso da água de refrigeração o seu custo é de \$0,1/1000 galões. Com o duty do condensador de 37.05.134,20 kcal/h e as temperaturas de saída e entrada do fluido refrigerante em 45°C e 30°C respectivamente, tem-se que a água consumida por hora é:

$$\text{Água de refrigeração consumida} = \frac{37.050.134,20}{1 \times (45-30)} = 2.470.008,95 \text{ kg/h}$$

Assim o consumo anual é de 5.220.057,63 k galões, como calculado abaixo.

$$\text{Consumo anual} = \frac{2.470.008,95}{1000} \times 264,172 \times 8000 \times 0,001 = 5.220.057,63 \text{ k galões}$$

E por fim o custo anual é calculado.

$$\text{Custo anual} = \text{custo da água de refrigeração} \times \text{consumo anual}$$

$$\text{Custo anual} = \$522.005,76$$

4.7.2.3. Consumo de energia das bombas de fundo e de refluxo

O cálculo de consumo de energia das bombas de fundo e de refluxo finaliza o levantamento de custos. A partir das potências das bombas e do tempo de operação de 8000 horas por ano da planta calcula-se a energia consumida, multiplicando-a então pelo preço da energia para obter o custo anual.

$$\text{Energia consumida pela bomba 1} = 1.316,77 \times 8.000 = 10.534,18 \text{ kWh}$$

$$\text{Custo anual da bomba 1} = 10.534,18 \times 0,06 = \$632,05$$

$$\text{Energia consumida pela bomba 2} = 53.588,14 \times 8.000 = 428.705,16 \text{ kWh}$$

$$\text{Custo anual da bomba 1} = 428.705,16 \times 0,06 = \$25.722,31$$

4.7.2.4. Custo operativo total

Na Tabela 17 estão dispostos todos os custos operacionais discutidos anteriormente e o custo total de operação anual.

Tabela 17: Custo operativo anual.

Descrição	Custo capital (\$)
Vapor de alta pressão	8.074.113,05
Água de refrigeração	522.005,76
Eletricidade da bomba de fundo	632,05
Eletricidade da bomba de refluxo	25.722,31
TOTAL	8.622.473,17

4.7.3 Custo total

Com os valores de todos os custos envolvidos na compra, instalação e operação da linha de produção determinou-se que o projeto mais econômico é o do caso de uma bomba para o refluxo e o destilado e uma torre de separação com 150 pratos.

O custo total de cada um dos casos está disposto na **Tabela 4**.

4.8. Avaliação de impacto ambiental

Em todo o processo de separação do estireno do etilbenzeno estão diferentes fontes de danos ambientais, desde o consumo de água e energia à produção de efluentes gasosos, líquidos e sólidos.

Em se tratando de emissões gasosas, existem aquelas oriundas do processo de combustão de gás e de alívios das válvulas de emergência, bem como do tratamento dos efluentes industriais. As emissões de compostos orgânicos voláteis (COVs) na planta de produção de estireno variam entre 0,25 e 18 kg por tonelada métrica de estireno produzido (WIMMER, 2007).

Emissões para o solo referentes aos rejeitos esporádicos gerados durante processo, como o catalisador de óxido férrico, são desconsideradas por não representarem uma parte significativa das saídas do processo (HANSEN, 2013). A combustão nestes casos é considerada eficaz no tratamento destes resíduos além de enviar os catalisadores de volta aos fornecedores.

Já para os poluentes presentes nos efluentes líquidos do sistema faz-se atenção à Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), à Demanda Química de Oxigênio (DQO), aos Sólidos Suspensos Totais (SST), ao fósforo dissolvido no efluente e à TKN, Total

Kjeldahl Nitrogen, que diz respeito à quantidade de Nitrogênio presente na forma de compostos nitrogenados (WIMMER, 2007).

Para o tratamento dos efluentes líquidos é necessária uma combinação de processos para a remoção dos poluentes e enfim descarte. No caso de compostos orgânicos são usados o arraste “stripping” com gás, adsorção em carvão ativado, eletrodiálise, troca iônica, degradação por oxidação e osmose reversa. Além desta combinação o tratamento também requer um sistema típico, com coagulação e floculação, sedimentação e filtração, neutralização, biodegradação e clarificação.

5. CONCLUSÕES

O estireno é um produto de alto valor comercial visto suas aplicações na indústria de polímeros. Logo, seu processo de obtenção requer uma boa eficiência operacional e, conseqüentemente, econômica.

Dessarte, realizar o dimensionamento da planta operacional para obtenção deste monômero foi o propósito do presente estudo, focando especificamente na torre de destilação da separação binária de etilbenzeno com estireno, produtos de topo e fundo, respectivamente. Com isso, fez-se a simulação e os cálculos operacionais para todos equipamentos utilizados: vaso pulmão, trocadores de calor, bombas e a própria torre de separação.

Uma planta de destilação fracionada tem diversas possibilidades de organização e emprego dos equipamentos. Neste caso fez-se a análise de dois cenários, com relação à bomba do destilado e refluxo, e de 5 simulações com diferentes números de pratos na torre. Com relação à bomba, verificou-se que a instalação de apenas 1 unidade para impulsionar a corrente de refluxo e de destilado apresentou melhor resultado econômico, mesmo diante dos parâmetros operacionais requeridos. Isso para todas as simulações de pratos da torre. Já nas simulações, a torre com 150 pratos apresentou melhor resultado quando comparada a de 70, 80, 100 e 120 pratos. Portanto, o desenvolvimento dessa planta se baseou em uma torre de destilação de 150 pratos e 1 bomba para refluxo e destilado.

Como resultado, obteve-se a separação da corrente de alimentação, composta de 46,1 % de etilbenzeno e 53,9 % de estireno, no produto destilado, 99,9 % de etilbenzeno, e no produto de fundo, 99,9 % de estireno.

Outrossim, visando o controle e segurança dessa operação, fez-se a implementação dos instrumentos de controle, como: indicadores, transmissores, controladores, alarmes, intertravamentos e válvulas de segurança. Desenvolvendo ainda o diagrama mecânico do processo para planejamento e construção da planta.

Por fim foram feitas as análises econômica e de impacto ambiental deste projeto. De todas as possibilidades estudadas para este projeto a opção de um sistema com uma bomba no refluxo e 150 pratos na torre foi a mais econômica e por isso foi a escolhida. Nos aspectos ambientais a separação do estireno é uma etapa pouco poluente quando

comparada às demais etapas do ciclo de vida de um processo petroquímico, mas faz-se necessário o uso de técnicas e processos de tratamento de efluente para uma produção sustentável.

6. BIBLIOGRAFIA

ENGELL,S. Feedback Control for Optimal Process Operation. Journal of Process Control. 2007, 17(3), 203 – 219

TONON, T.; COLOMBO, M. S.; ANDRADE, C. M. G. INSTRUMENTAÇÃO EM COLUNA DE DESTILAÇÃO PARA FIM DE CONTROLE. III Simpósio Paranaense de Modelagem, Simulação e Controle de Processos, p. 62-68, 2018.

MONTENEGRO, Ricardo Sá Peixoto; SERFATY, Moysés Elias. Aspectos gerais do poliestireno. 2002.

BARTOLOMEI, Suellen Signer. **Compósitos de poliestireno expandido reciclado com solvente biodegradável e plastificado com glicerol para impressão 3D: processamento e caracterizações**. 2020. Tese de Doutorado. Universidade de São Paulo.

OLIVEIRA, Soraia Jesus de. Obtenção de catalisadores de óxidos de ferro contendo magnésio para a síntese de estireno. 2014. Tese de Doutorado. Universidade Federal da Bahia.

TURTON, Richard et al. **Analysis, synthesis and design of chemical processes**. Pearson Education, 2008.

WIMMER, Ana Christina Souza. **Aplicação do processo eletrolítico no tratamento de efluentes de uma indústria petroquímica**. Dissertação de Mestrado. Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro, 2007.

ACC – PLASTICS DIVISION OF THE AMERICAN CHEMISTRY COUNCIL. **Cradle-to-gate life cycle inventory of nine plastic resins and four polyurethane precursors**. Kansas: Franklin Associates, 2011.

HANSEN, Adriana Petrella. **Análise do efeito em termos de desempenho ambiental da substituição de eteno de origem fóssil por equivalente renovável na produção de poliestireno**. Dissertação de Mestrado. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, 2013.

TOWLER, Gavin; SINNOTT, Ray. **Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design**. Butterworth-Heinemann, 2007.

7. ANEXOS

Anexo A — Dados das correntes materiais.

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
Descrição	Corrente de alimentação	
Pressão	1,68	kg/cm ²
Temperatura	125	°C
Vazão mássica	23.420,42	Kg/h
Vazão molar	222,88	Kmol/h
Entalpia total	70,40	Mkcal/h
Fração de sólidos	1	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	26,26	m ³ /h
Peso molecular	105,1	Kg/kmol
Densidade	891,8	Kg/m ³
Viscosidade	0,23	cP
Condutividade térmica	0,1184	W/m·°C
Calor específico	209,3	kJ/kg·°C
Tensão superficial	18,98	dinas/cm
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Etilbenzeno	0,4612	0,4660
Estireno	0,5388	0,5340

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	2	
Descrição	Corrente de vapor da torre ao condensador	
Pressão	1,27	kg/cm ²
Temperatura	144	°C
Vazão mássica	111873,24	Kg/h
Vazão molar	1054	Kmol/h
Entalpia total	47,77	Mkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1	
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	27986,04	m ³ /h
Peso molecular	106,2	Kg/kmol
Densidade	3,997	Kg/m ³

Viscosidade	8,22	cP
Condutividade térmica	0,019	W/m·°C
Calor específico	178,9	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0,95	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Etilbenzeno	0,9994	0,9994
Estireno	0,0006	0,0006

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	6	
Descrição	Corrente de refluxo	
Pressão	1,27	kg/cm ²
Temperatura	144	°C
Vazão mássica	100954,97	Kg/h
Vazão molar	950,9	Kmol/h
Entalpia total	12,61	Mkcal/h
Fração de sólidos	1	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0	m ³ /h
Peso molecular	106,2	Kg/kmol
Densidade	3,997	Kg/m ³
Viscosidade	0,008	cP
Condutividade térmica	0,0195	W/m·°C
Calor específico	178,9	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0,95	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	134,2	m ³ /h
Peso molecular	106,2	Kg/kmol
Densidade	752,1	Kg/m ³
Viscosidade	0,1978	cP
Condutividade térmica	0,1101	W/m·°C
Calor específico	226,3	kJ/kg·°C
Tensão superficial	16,02	dinas/cm
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Etilbenzeno	0,9995	0,9994

Estireno	0,0005	0,0006
----------	--------	--------

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	7	
Descrição	Corrente de fundo da torre à caldeira	
Pressão	1,58	kg/cm ²
Temperatura	162,7	°C
Vazão mássica	124470,23	Kg/h
Vazão molar	1195	Kmol/h
Entalpia total	131,400	Mkcal/h
Fração de sólidos	1	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0	m ³ /h
Peso molecular	104,2	Kg/kmol
Densidade	4,681	Kg/m ³
Viscosidade	0,0086	cP
Condutividade térmica	0,020	W/m·°C
Calor específico	169,7	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0,95	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	161,3	m ³ /h
Peso molecular	104,2	Kg/kmol
Densidade	771,8	Kg/m ³
Viscosidade	0,1810	cP
Condutividade térmica	0,1121	W/m·°C
Calor específico	217,1	kJ/kg·°C
Tensão superficial	16,13	dinas/cm
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Etilbenzeno	0,0001	0,0001
Estireno	0,9999	0,9999

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	8	
Descrição	Corrente da caldeira à torre	
Pressão	1,58	kg/cm ²
Temperatura	162,7	°C
Vazão mássica	111968,08	Kg/h

Vazão molar	1075	Kmol/h
Entalpia total	167,14	Mkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1	
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	23918,53	m ³ /h
Peso molecular	104,2	Kg/kmol
Densidade	4,681	Kg/m ³
Viscosidade	0,008	cP
Condutividade térmica	0,020	W/m·°C
Calor específico	169,7	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0,95	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Etilbenzeno	0,0001	0,0001
Estireno	0,9999	0,9999

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	10	
Descrição	Produto de fundo	
Pressão	2,03	kg/cm ²
Temperatura	162,7	°C
Vazão mássica	12502,14	Kg/h
Vazão molar	120	Kmol/h
Entalpia total	131,410	Mkcal/h
Fração de sólidos	1	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	16,2	m ³ /h
Peso molecular	104,2	Kg/kmol
Densidade	771,8	Kg/m ³
Viscosidade	0,1810	cP
Condutividade térmica	0,1121	W/m·°C
Calor específico	217,1	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	0,0074	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Etilbenzeno	0,0001	0,0001
Estireno	0,9999	0,9999

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	5	
Descrição	Corrente do destilado	
Pressão	1,27	kg/cm ²
Temperatura	144	°C
Vazão mássica	10918,27	Kg/h
Vazão molar	102,8	Kmol/h
Entalpia total	12608,35	Mkcal/h
Fração de sólidos	1	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	14,52	m ³ /h
Peso molecular	106,2	Kg/kmol
Densidade	752,1	Kg/m ³
Viscosidade	0,1978	cP
Condutividade térmica	0,1101	W/m·°C
Calor específico	226,3	kJ/kg·°C
Tensão superficial	16,02	dinas/cm
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Etilbenzeno	0,9994	0,9994
Estireno	0,0006	0,0006