



UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA  
INSTITUTO DE QUÍMICA  
PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA 2

## **PRODUÇÃO DE ETILBENZENO**

Ana Leticia Duarte Guimaraes Amaral

Bryan Anthony Portos Santos

Flavio Olivio Baldissera de Souza

Gabriel Costa da Silva

Leticia Martins Barbosa

Thiago Santana Alves

Orientador: Prof. Dr. José Joaquín Linares León

BRASÍLIA – DF

2022

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA  
INSTITUTO DE QUÍMICA  
DIVISÃO DE QUÍMICA TECNOLÓGICA  
PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA 2

## **PRODUÇÃO DE ETILBENZENO**

Projeto de graduação da disciplina Projetos de Engenharia Química 2 do Instituto de Química da Universidade de Brasília com como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de bacharel em engenharia química.

Orientador: Prof. Dr. José Joaquín Linares León

BRASÍLIA – DF

Maio de 2022

## AGRADECIMENTOS

Agradecemos a Deus por ter dado a nós a oportunidade e as habilidades necessárias para perseverar no curso e concluir este projeto.

Agradecemos à família de cada um dos integrantes deste grupo, sem o apoio de cada uma delas a conclusão do curso não seria possível.

Aos amigos e colegas de curso, que estiveram conosco em cada passo dessa árdua e desafiadora caminhada, seja em momento de descontração ou foco, nunca deixando de nos compreender.

Aos professores do Instituto de Química, da Faculdade de Tecnologia e todos os outros que nos ensinaram as doutrinas e a ciência necessária para a realização do curso e de seu projeto de conclusão. Em especial ao orientador deste trabalho, prof. José, por todo o auxílio, toda a paciência e principalmente por seu interesse genuíno no ato de ensinar.

## RESUMO

Este trabalho tem por objetivo o projeto de uma planta para produção de etilbenzeno, utilizando-se os conhecimentos acumulados ao longo do curso de Engenharia Química. Para facilitar esse processo, utilizou-se o software Aspen HYSIS ® para efetuar as simulações necessárias para a obtenção dos parâmetros de projeto, bem como a otimização econômica. Desta forma, avaliou-se o projeto como um todo, sob o ponto de vista técnico, econômico e ambiental.

**Palavras-chave:** etilbenzeno, benzeno, produção, simulação, dietilbenzeno.

## ABSTRACT

This study's purpose is the design of a ethylbenzene production industrial plant, using the knowledge acumulated throughout the Chemical Engineering graduation course. To make this process easier, the Aspen HYSIS ® software was used to perform the simulations necessary to obtain the project's parameters and to perform the economic optimization as well. Furthermore, the whole project was evaluated taking into account the tecnic, economic and enviromental aspects.

**Keywords:** ethylbenzene, benzene, production, simulation, diethylbenzene.

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 1</b> – Molécula de etilbenzeno (Greenview, 2022). .....	1
<b>Figura 2</b> – Diagrama do processo de produção de etilbenzeno (TURTON et al., 2009).....	7
<b>Figura 3</b> – Fator de correção para um trocador de calor com um passe pela carcaça e n passes pelos tubos sendo que n é múltiplo de 2 (TOWLER et al., 2008). .....	15
<b>Figura 4</b> – Aspecto Construtivo de uma bomba. (CREMASCO, 2014).....	19
<b>Figura 5</b> – Esquema de um forno. (CAO, 2010).....	27
<b>Figura 6</b> – Custo da coluna T-301 versus número de pratos. ....	40
<b>Figura 7</b> – Custo da coluna T-302 versus número de pratos. ....	41
<b>Figura 8</b> – Diagrama de interconexões e tubulações .....	47
<b>Figura 9</b> – Diagrama P&ID parte 1.....	48
<b>Figura 10</b> – Diagrama P&ID parte 2.....	49
<b>Figura 11</b> – Fluxo de caixa nos 17 primeiros anos de funcionamento (MMS/2021).....	62
<b>Figura 12</b> – Comparação fluxo de caixa obtido com fluxo de caixa corrigido para inflação média dos 5 anos que antecederam a pandemia.....	63
<b>Figura 13</b> – Comparação fluxo de caixa obtido com fluxo de caixa corrigido para inflação e dólar médios dos 5 anos que antecederam a pandemia.....	64

**LISTA DE TABELAS**

<b>Tabela 1</b> – Indústrias interessadas por estireno. ....	3
<b>Tabela 2</b> – Valores de temperatura dos vapores de aquecimento da planta de produção de formalina.....	10
<b>Tabela 3</b> – Custos dos serviços auxiliares da planta de produção de etilbenzeno. ....	10
<b>Tabela 4</b> – Sistema de unidades.....	10
<b>Tabela 5</b> – Coeficientes individuais de transmissão de calor em kcal/h.m <sup>2</sup> .°C.....	13
<b>Tabela 6</b> – Coeficientes de crosta em kcal/h.m <sup>2</sup> .°C. ....	14
<b>Tabela 7</b> – Custo (compra + instalação) dos trocadores de calor. ....	17
<b>Tabela 8</b> – Custo anual de serviços auxiliares dos trocadores de calor. ....	18
<b>Tabela 9</b> – Parâmetros bombas.....	21
<b>Tabela 10</b> – Custo das bombas e motores (compra + instalação).....	22
<b>Tabela 11</b> – Parâmetros dos reatores. ....	26
<b>Tabela 12</b> – Custo dos reatores (compra + instalação). ....	26
<b>Tabela 13</b> – Especificações do Forno.....	29
<b>Tabela 14</b> – Parâmetros dos vasos.....	32
<b>Tabela 15</b> – Custo dos vasos (compra + instalação).....	33
<b>Tabela 16</b> – Parâmetros da torre T-301 em função do número de pratos.....	34
<b>Tabela 17</b> – Parâmetros da torre T-302 em função do número de pratos.....	35
<b>Tabela 18</b> – Parâmetros de V-303 em função do número de pratos.....	36
<b>Tabela 19</b> – Parâmetros de V-304 em função do número de pratos.....	36
<b>Tabela 20</b> – Parâmetros de E-307 em função do número de pratos. ....	36
<b>Tabela 21</b> – Parâmetros de E-309 em função do número de pratos. ....	37
<b>Tabela 22</b> – Parâmetros de E-306 em função do número de pratos. ....	37

<b>Tabela 23</b> – Parâmetros de E-308 em função do número de pratos. ....	37
<b>Tabela 24</b> – Parâmetros de P-302 em função do número de pratos.....	39
<b>Tabela 25</b> – Parâmetros de P-303 em função do número de pratos.....	39
<b>Tabela 26</b> – Custos anuais de cada configuração da coluna T-301. ....	39
<b>Tabela 27</b> – Custo total anual de cada configuração da coluna T-301. ....	40
<b>Tabela 28</b> – Custos anuais de cada configuração da coluna T-302. ....	41
<b>Tabela 29</b> – Custo total anual de cada configuração da coluna T-302. ....	41
<b>Tabela 30</b> – Alarmes da planta de etilbenzeno. ....	43
<b>Tabela 31</b> – Válvulas de segurança da planta de etilbenzeno.....	44
<b>Tabela 32</b> – Encravamento da planta de etilbenzeno.....	45
<b>Tabela 33</b> – Custos dos equipamentos da planta em dólar corrigidos para 2021.....	52
<b>Tabela 34</b> – Custos equipamentos e materiais.....	53
<b>Tabela 35</b> – Porcentagem e custos/serviço de materiais.....	53
<b>Tabela 36</b> – Custos com engenharia de detalhe.....	54
<b>Tabela 37</b> – Custos com Arranque, Imprevistos e OSBL.....	55
<b>Tabela 38</b> – Valores estimados de Capital de giro, imobilizado e de investimento. ....	56
<b>Tabela 39</b> – Ganho anual com venda de etilbenzeno produzido. ....	57
<b>Tabela 40</b> – Valores dos capitais envolvidos no projeto em MM\$ do ano de 2021.....	57
<b>Tabela 41</b> – Valores anuais dos custos diretos de produção em MM\$ do ano de 2021 corrigidos dos valores encontrados no livro Chemical Engineering Economics. ....	58
<b>Tabela 42</b> – Custos com serviços gerais da planta (insumos). ....	58
<b>Tabela 43</b> – Demais custos e sua variável de origem para estimação do preço. ....	59
<b>Tabela 44</b> – Horizonte temporal para o cálculo do VAL e da TIR.....	60
<b>Tabela 45</b> – Planilha de avaliação financeira ao longo dos primeiros anos de funcionamento. ....	62



**LISTA DE SÍMBOLOS**

$A$	Área de troca térmica requerida
$Q$	Quantidade de calor
$U$	Coefficiente global de troca térmica
$\Delta T_{ml}$	Temperatura média logarítmica
$F_t$	Fator de correção
$h_q$	Coefficiente individual de transmissão de calor do fluido quente
$h_f$	Coefficiente individual de transmissão de calor do fluido frio
$r_q$	Coefficiente de crosta do fluido quente
$r_f$	Coefficiente de crosta do fluido frio
$T_{1,q}$	Temperatura de entrada do fluido quente
$T_{2,q}$	Temperatura de saída do fluido quente
$T_{1,f}$	Temperatura de entrada do fluido frio
$T_{2,f}$	Temperatura de saída do fluido frio
$R$	Razão adimensional de temperatura
$S$	Razão adimensional de temperatura
$m$	Vazão mássica
$c_p$	Calor sensível
$\Delta T$	Varição de temperatura
$C_l$	Calor latente
$\lambda$	Calor latente de vaporização
$N_{tubos}$	Número de tubos
$d_{tubo}$	Diâmetro do tubo

$L_{\text{tubo}}$	Comprimento do tubo
$\Delta P$	Diferença de pressão
$P_{\text{impulsão}}$	Pressão de impulsão
$P_{\text{admissão}}$	Pressão de admissão
$h$	Altura de líquido
$\rho$	Densidade
$g$	Aceleração da gravidade
$P_{\text{entrada}}$	Pressão de entrada
$H$	Carga da bomba
$P_v$	Pressão de vapor
$Q_{\text{projeto}}$	Vazão de projeto
$W_u$	Potência útil
$W_{\text{abs}}$	Potência absorvida
$W_M$	Potência do motor
$\eta$	Eficiência da bomba
$\eta_e$	Eficiência elétrica
$V_{\text{cat}}$	Volume do catalisador
$Q_{\text{vol}}$	Vazão volumétrica
$V_{\text{VH}}$	Velocidade espacial
$d_p$	Diâmetro da partícula do catalisador
$\varepsilon$	Porosidade
$\mu$	Viscosidade
$L_{\text{max}}$	Altura máxima do reator
$D_{\text{min}}$	Diâmetro mínimo do reator

$G$	Velocidade mássica mínima
$S_{\max}$	Seção transversal máxima
$D_{\max}$	Diâmetro máximo do reator
$L_{\min}$	Altura mínima do reator
$e$	Espessura
$P_D$	Pressão de desenho
$D$	Diâmetro
$CA$	Sobre-espessura de corrosão
$S_t$	Tensão máxima suportada pelo material
$E$	Eficiência de solda
$W$	Peso
$L$	Comprimento
$X$	Fator de complexidade
$V_{\text{útil}}$	Volume útil
$Q_{\text{liquido}}$	Vazão de líquido
$\tau$	Tempo de residência
$V_{\text{total}}$	Volume total
$v_{\text{lim}}$	Velocidade limite
$k$	Constante
$v_{\text{desenho}}$	Velocidade de desenho
$Q_{\text{gás}}$	Vazão de gás
$S_{\text{tv}}$	Seção transversal
$V$	Volume de líquido
$H_{\text{liquido}}$	Altura correspondente ao volume de liquido

C	Custo do equipamento
a	Parâmetro tabelado para estimativa do custo do equipamento
b	Parâmetro tabelado para estimativa do custo do equipamento
n'	Parâmetro tabelado para estimativa do custo do equipamento
S	Parâmetro de projeto do equipamento
K	Juros de referência
n	ano
F	Fluxo de caixa
PF	Ponto de Fusão

**LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS**

BTEX	Benzeno, Tolueno, Etilbenzeno e Xilinos
CEPCI	Chemical Engineering Plant Cost Index
CETESB	Companhia Ambiental de Estado de São Paulo
DEB	Dietilbenzeno
EB	Etilbenzeno
ETA	Estação de Tratamento de Água
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto
ISBL	Inside Battery Limits
NPSH	Net Positive Suction Head
OSBL	Outsite Battery Limits
PS	Poliestireno
SBR	Borracha de Butadieno Estireno
TIR	Taxa Interna de Retorno
VAL	Valor Atualizado Líquido
VMP	Valor Máximo Permitido

## SUMÁRIO

<b>1. INTRODUÇÃO.....</b>	<b>1</b>
1.1 Aplicações.....	1
1.1.1 Estireno .....	1
1.1.2 Solventes e Tintas .....	2
1.1.3 Xilenos mistos.....	2
1.2 História.....	2
1.3 Processo de Produção .....	3
1.4 Etilbenzeno no Brasil.....	3
1.5 Relacionamento com o meio ambiente e o ser humano.....	3
<b>2. ESPECIFICAÇÕES DE PROJETO.....</b>	<b>5</b>
2.1 Objetivo do projeto .....	5
2.2 Descrição da unidade .....	5
2.3 Cinética da reação .....	8
2.4 Capacidade da unidade e qualidade da alimentação .....	9
2.5 Critérios de projeto .....	9
2.6 Serviços auxiliares .....	9
2.7 Sistema de unidades.....	10
<b>3. DIMENSIONAMENTO E OTIMIZAÇÃO .....</b>	<b>12</b>
3.1 Trocadores de calor.....	12
3.2 Bombas .....	18
3.3 Reatores.....	23
3.4 Forno .....	27
3.5 Vasos.....	29

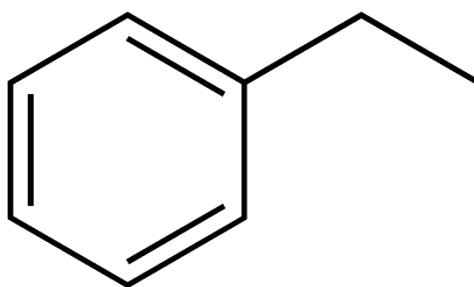
3.6 Otimização .....	33
3.6.1 Vaso pulmão .....	35
3.6.2 Condensadores .....	36
3.6.3 Refervedores .....	37
3.6.4 Bombas .....	38
<b>4. INSTRUMENTAÇÃO, CONTROLE E SEGURANÇA.....</b>	<b>43</b>
4.1 Controle do processo.....	43
4.2 Sistemas de alarmes .....	43
4.3 Válvulas de segurança.....	44
4.4 Sistemas de encravamento .....	45
4.5 Tubulações .....	45
4.6 Diagrama de Interconexões.....	47
4.7 Diagrama P&ID .....	48
<b>5. ANÁLISE DE IMPACTO AMBIENTAL .....</b>	<b>50</b>
<b>6. ANÁLISE ECONÔMICA.....</b>	<b>51</b>
6.1 Custo dos equipamentos .....	51
6.2 Custo dos Materiais.....	53
6.3 Custos com Engenharia de Detalhe, Construção e sua Supervisão .....	54
6.4 Custos com Engenharia de Processo e Catalisadores .....	54
6.5 Inside Battery Limits (ISBL) .....	54
6.6 Offsite Costs (OSBL), Gastos de Arranque e Taxas de Contingência .....	55
6.7 Capital Imobilizado.....	55
6.8 Capital de Giro .....	55
6.9 Capital de Investimento .....	56

6.10 Análise de Rentabilidade do Projeto.....	56
6.11 Vendas.....	56
6.12 Custos.....	57
6.13 Valor Atualizado Líquido e Taxa Interna de Retorno .....	60
<b>7. CONSIDERAÇÕES FINAIS .....</b>	<b>65</b>
<b>8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>	<b>66</b>
<b>ANEXO – FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO.....</b>	<b>68</b>
Anexo 1. Folhas de especificação de correntes. ....	69
Anexo 2. Folhas de especificação de recipientes verticais. ....	92
Anexo 3. Folhas de especificação de pratos. ....	99
Anexo 4. Folhas de especificação de recipientes horizontais. ....	103
Anexo 5. Folhas de trocadores de calor.....	107
Anexo 7. Folhas de especificação de bombas.....	116
Anexo 8. Folhas de especificação de tubulações.....	121



## 1. INTRODUÇÃO

O Etilbenzeno (EB) é um hidrocarboneto aromático, inflamável, PF 136° C, odor semelhante ao da gasolina e, em temperatura ambiente e condições normais de temperatura e pressão, é um líquido incolor. Também conhecido como Feniletano ou Etilbenzol, o Etilbenzeno é produzido com a interação química entre o etileno e o benzeno, possuindo composição molecular de C<sub>8</sub>H<sub>10</sub>.



**Figura 1** – Molécula de etilbenzeno (Greenview, 2022).

Sua principal utilização no mercado mundial é com a produção de estireno, um produto que serve como matéria prima da produção do poliestireno (PS), uma resina termoplástica formada pela polimerização do estireno.

Utilizado em 6 grandes indústrias químicas dentre elas produtos de consumo, materiais de construção, produção de borracha sintética e parte da composição de combustíveis. Além da produção de estireno, o EB pode ser utilizado como solvente de tintas, intermediário na produção de dietilbenzeno ou acetofenona e está presente na composição de xilenos mistos.

### 1.1 Aplicações

#### 1.1.1 Estireno

Como dito anteriormente, essa é o principal motivo da indústria do etilbenzeno ter tomado tal proporção, sendo sua utilização, em larga escala, para produção de poliestireno, um substituto da borracha natural que foi muito demandada durante a segunda guerra mundial, onde tiveram que ser feitos investimentos para o rápido desenvolvimento dessa indústria.

O poliestireno é utilizado como pote de iogurtes, capa transparente de CDs, copos descartáveis, pentes, escova de dentes, pipetas descartáveis, dentre outros diversos produtos que estão no nosso dia-a-dia, como o isopor.

### **1.1.2 Solventes e Tintas**

O etilbenzeno se enquadra como um solvente hidrocarboneto aromático, juntamente com benzeno, tolueno e xileno. Essa categoria de solvente é utilizada na formulação de borracha, lacas, tintas, desengraxantes e resinas. Por se tratarem de solventes muito tóxicos para a saúde se concentrados, são sempre utilizados em solução ou composição.

### **1.1.3 Xilenos mistos**

Também usados como solventes, os xilenos são compostos orgânicos gerados de dimetil benzenos, os diferentes xilenos são de acordo com a posição dos grupos metila.

Também usados como solventes, estão presentes na indústria das tintas e corantes, óleos, preparados farmacêuticos, produção de plásticos e indústria do petróleo, na remoção de impurezas.

## **1.2 História**

A demanda crescente por etilbenzeno tem origem na segunda guerra mundial, onde havia uma grande demanda por borracha sintética de butadieno (SBR), devido a isso ocorreu um grande investimento e avanço tecnológico na indústria do etilbenzeno, um substituto sintético mais barato e de fácil produção. Devido a isso, foram construídas várias fábricas de larga escala desse composto, o que aumentou muito o volume de etilbenzeno no mundo e de sua utilização na indústria do polímero, sendo hoje uma indústria de grande porte com demanda mundial de 25 milhões de toneladas anuais e expectativa de crescimento de 3,6% ao ano.

### 1.3 Processo de Produção

Como dito anteriormente, o EB é produzido em larga escala na indústria através da alquilação do benzeno com o etileno de duas maneiras: em fase líquida com catalizadores de cloreto e alumínio e na fase gasosa com catalisador de zeólita. No nosso experimento optamos pela segunda forma de produção, onde os reagentes se encontram (benzeno pré-aquecido e o etileno líquido) e são evaporados ao longo do processo com a utilização de três reatores sucessivos para que a reação ocorra em fase gasosa para facilitar a cinética química e aumentar a pureza do componente final. Falaremos detalhadamente do processo no tópico 2.

### 1.4 Etilbenzeno no Brasil

No Brasil, a demanda de estireno vem crescendo e chega a um consumo de 600 mil toneladas ao ano, sendo sua distribuição feita entre as indústrias interessadas de acordo com a Tabela abaixo.

**Tabela 1** – Indústrias interessadas por estireno.

<b>Indústria interessada</b>	<b>Quantidade (%)</b>
Descartáveis	32
Linha Branca	22
Embalagens de Alimentos Congelado	16
Eletroeletrônicos e Automobilística	30

Devido a essa alta demanda por estireno a produção e consumo de etilbenzeno vem crescendo no país sendo uma indústria de grande porte e necessidade.

### 1.5 Relacionamento com o meio ambiente e o ser humano

O etilbenzeno é amplamente distribuído no meio ambiente, porém em níveis muito baixos, isso ocorre pois é encontrado nas emissões veiculares, alimentos, fumaça de cigarros e em produtos de consumo.

A maior via de exposição humana ao etilbenzeno é a inalação de nevoa ou vapor, seu contato a curto prazo pode gerar irritação aos olhos e nariz. Porém sua exposição prolongada pode levar a danos no fígado e rins.

## **2. ESPECIFICAÇÕES DE PROJETO**

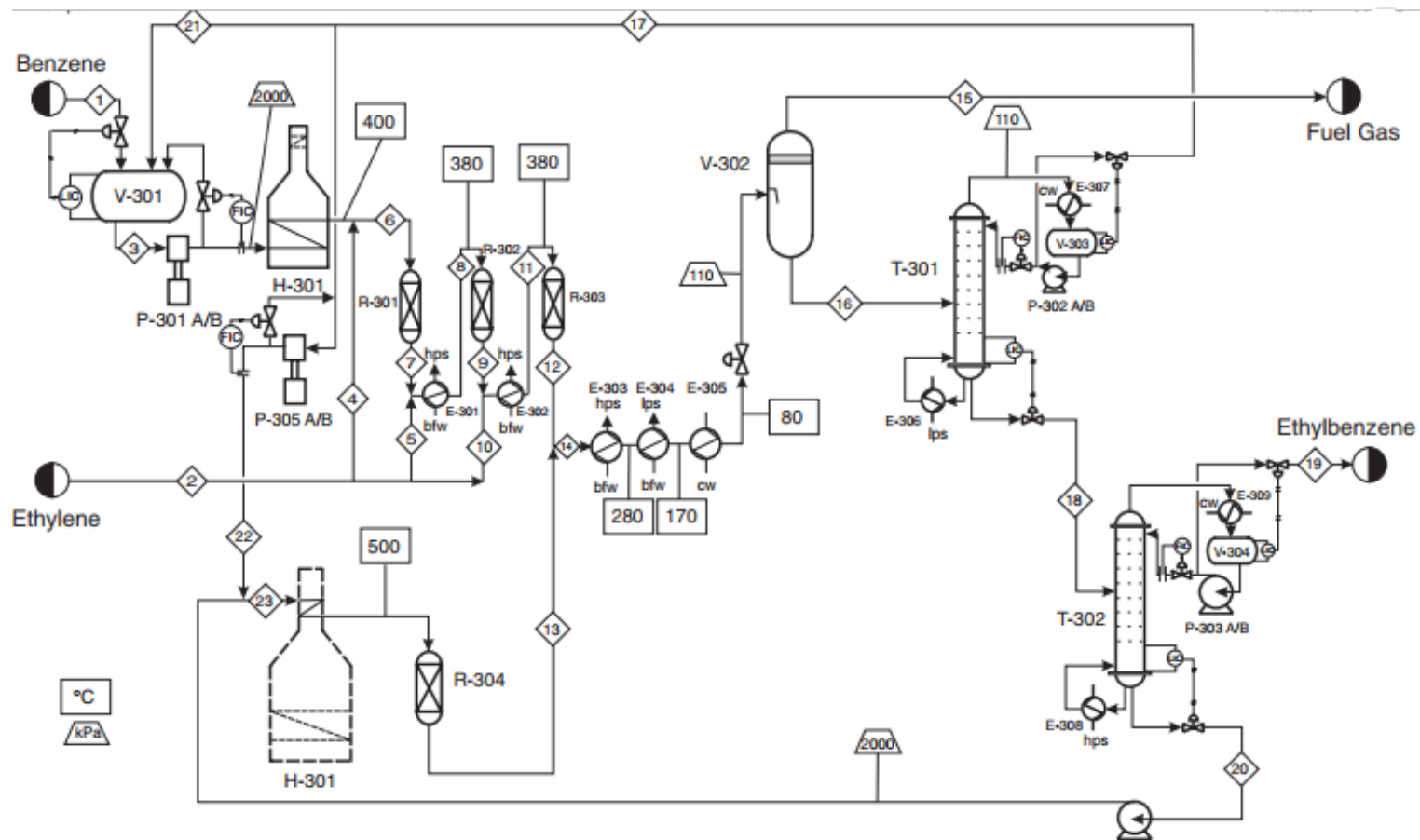
### **2.1 Objetivo do projeto**

O objetivo do projeto consiste na descrição da engenharia de processos de uma planta química produtora de etilbenzeno a partir de benzeno e etileno. A unidade possui capacidade de 76.320 toneladas por ano.

### **2.2 Descrição da unidade**

O diagrama de fluxo de processos para o processo EB é mostrado na Figura 2. O benzeno armazenado no vaso acumulador (V-301), onde é misturado com o benzeno reciclado, é bombeado e enviado para um forno (H-301) para trazê-lo para a temperatura de reação. O benzeno pré-aquecido é misturado com a alimentação de etileno imediatamente antes de entrar no primeiro estágio de um sistema de reatores que consiste em três reatores de leito empacotado adiabáticos (R-301 a R-303), com adição de alimentação e resfriamento inter-estágios. A reação ocorre na fase gasosa e é exotérmica. A corrente quente, o efluente do reator parcialmente convertido que deixa o primeiro leito empacotado, é misturada com mais etileno e é alimentada ao E-301, onde a corrente é resfriada antes de passar para o segundo reator (R-302), onde ocorre outra reação. O vapor de alta pressão é produzido no E-301, e este vapor é posteriormente utilizado na unidade de estireno. A corrente de efluente do R-302 é misturada de forma semelhante com etileno de alimentação e é resfriada em E-302 (com geração de vapor de alta pressão) antes de entrar no terceiro e último reator de leito empacotado, R-303. O fluxo de efluentes que sai do reator contém produtos, subprodutos, benzeno não reagido e pequenas quantidades de etileno não reagido e outros gases não condensáveis. O efluente do reator é resfriado em dois trocadores de calor (E-303 e E-304), nos quais é gerado vapor de alta e baixa pressão, respectivamente. A mistura bifásica que sai do E-304 é enviada para um refrigerador (E-305), onde o fluxo é resfriado e, em seguida, para um separador (V-302), onde são separados os gases leves e, por causa da alta conversão de etileno, são enviados para cima como gás combustível para ser consumido no forno. O líquido condensado é então enviado para a torre de benzeno, T-301, onde o benzeno que não reagiu é separado como produto de topo e devolvido ao início do processo. O produto de fundo da primeira coluna é enviado para a coluna T-302, onde o produto EB (99,8 mol% e contendo

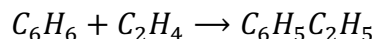
menos de 2 ppm de dietilbenzeno - DEB) é considerado o produto principal e é enviado diretamente para a unidade de estireno. O produto de fundo do T-302 contém todo o DEB e resíduos de etilbenzenos superiores. Essa corrente é misturada com benzeno reciclado e passa pelo forno (H-301) antes de ser enviada para um quarto reator de leito empacotado (R-304), no qual excesso de benzeno reage com o DEB para produzir EB e benzeno não reagido. O efluente deste reator é misturado com a corrente líquida que entra trocador de calor (E-303).



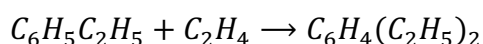
**Figura 2** – Diagrama do processo de produção de etilbenzeno (TURTON et al., 2009).

### 2.3 Cinética da reação

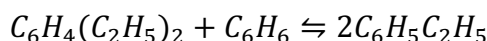
A produção de etilbenzeno (EB) ocorre pela reação entre etileno e benzeno por meio de adição direta:



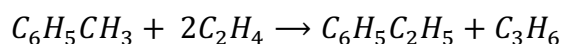
A reação entre EB e etileno produz um componente secundário indesejado dietilbenzeno (DEB):



Reações adicionais entre DEB e etileno produzindo trietilbenzeno ou outros componentes mais pesados também são possíveis. No entanto, para minimizar essas reações adicionais, a razão molar de benzeno para etileno é mantida alta, em aproximadamente 8:1. A produção de DEB é indesejável e seu valor como produto secundário é baixo. Além disso, mesmo pequenas quantidades de DEB no EB causam problemas de processamento significativos no processo de estireno a jusante. Portanto, a quantidade máxima de DEB em EB é especificado como 2 ppm. Para maximizar a produção do EB desejado, o DEB é separado e retornado a um reator (R – 304) no qual excesso de benzeno é adicionado para produzir EB através da seguinte reação de equilíbrio:



O benzeno de entrada contém uma pequena quantidade de impureza de tolueno. O tolueno reage com etileno para formar etilbenzeno e propileno:





## **2.4 Capacidade da unidade e qualidade da alimentação**

A unidade é projetada para processar 76.320 toneladas por ano de etilbenzeno. A planta opera em um total de 8000 horas por ano.

As matérias-primas utilizadas no processo são benzeno e etileno.

## **2.5 Critérios de projeto**

Os critérios relacionados às características do projeto e ao sobredimensionamento de equipamentos encontram-se a seguir:

- Sobredimensionamento dos equipamentos
  - Bombas – 120%
  - Reatores – 120%
  - Trocadores de calor – 120%
  - Torres de destilação – 120%
  - Vasos - 120%
  
- Coeficiente de crosta
  - Água de refrigeração – 0,0003 kcal/h.m<sup>2</sup>.°C.
  - Vapor de água – 0,00015 kcal/h.m<sup>2</sup>.°C.
  - Fluido limpo – 0,00015 kcal/h.m<sup>2</sup>.°C.
  - Fluido sujo – 0,00120 kcal/h.m<sup>2</sup>.°C.

## **2.6 Serviços auxiliares**

A água de refrigeração do processo possui as seguintes especificações:

- Temperatura de entrada: 28°C
- Temperatura de saída: 45°C
- Pressão de projeto: 8 kg/cm<sup>2</sup>

O vapor de aquecimento possui as seguintes especificações conforme a Tabela subsequente:

**Tabela 2** – Valores de temperatura dos vapores de aquecimento da planta de produção de formalina.

<b>Classificação de vapor</b>	<b>Temperatura (°C)</b>
LPS = Vapor de baixa pressão	159
HPS = Vapor de alta pressão	250

**Tabela 3** – Custos dos serviços auxiliares da planta de produção de etilbenzeno.

<b>Serviço</b>	<b>Custo</b>
Água de refrigeração	\$ 0,026 /m <sup>3</sup>
Eletricidade	\$ 0,07 /kWh
Vapor de aquecimento	\$ 8,89 /t

## 2.7 Sistema de unidades

A Tabela abaixo apresenta o sistema de unidades utilizadas na simulação do projeto.

**Tabela 4** – Sistema de unidades.

<b>Parâmetros</b>	<b>Unidade</b>
Temperatura	°C
Pressão	kg/cm <sup>2</sup>
Massa	kg
Densidade	kg/m <sup>3</sup>
Volume (líquidos)	m <sup>3</sup>
Vazão (líquidos)	m <sup>3</sup> /h
Vazão (gases)	m <sup>3</sup> /h

Vazão (vapor)	t/h
Calor	kcal
Potência térmica/elétrica	kcal/h, kW
Coefficiente de transferência de calor	kcal/h.m <sup>2</sup> °C
Diâmetro da tubulação	Polegada (in)
Dimensões em diagramas de planta	mm
Tamanho de equipamento e comprimento de tubulação	mm
Tamanho das conexões em depósitos	Polegada (in)

### 3. DIMENSIONAMENTO E OTIMIZAÇÃO

#### 3.1 Trocadores de calor

A transferência de calor entre fluidos de processo é uma parte essencial da maioria dos processos químicos (TOWLER et al., 2008).

O trocador de calor é um equipamento utilizado para o aquecimento ou resfriamento de um fluido colocado em contato com outro separado por uma parede. A principal característica dos trocadores de calor é que neles não ocorre troca de matéria, apenas troca de energia.

O caso mais simples de trocadores de calor são os de tubos concêntricos, um dos fluidos escoam pelo tubo interno, enquanto o outro escoam pela parte externa, os fluidos podem ser dispostos em paralelo ou contracorrente.

O trocador de calor de casco-tubo é de longe o trocador de calor mais empregado na indústria de processos.

A ideia básica do trocador de calor casco-tubo, consiste em instalar vários tubos internos em outro tubo de diâmetro muito maior, denominado casco. A casca é fechada em ambas as extremidades pelos tubos. Estes normalmente têm uma espessura considerável e são penetrados pelos tubos. As juntas tubo a tubo devem ser hermeticamente seladas para evitar vazamento de fluido de um lado do tubo para o outro. (CAO, 2010).

Além de ser um modelo extensamente utilizado na indústria, o trocador de calor casco-tubo apresenta diversas vantagens quando comparado aos outros, como alta versatilidade, podendo ser fabricado em uma grande variedade de materiais, capacidade de suportar altas pressões e temperaturas e alta capacidade.

Para a planta de produção de Etilbenzeno, foram projetados 9 trocadores de calor.

O trocador E-301, promove o resfriamento a 380°C do efluente quente que deixa o primeiro reator R-301. De forma semelhante o segundo trocador de calor E-302 tem como objetivo resfriar a 380°C o efluente do segundo reator R-302 antes de entrar no terceiro e último reator de leito empacotado R-303.

Os trocadores E-303 e E-304 são caldeiras de calor residual que resfriam o efluente que deixa o último reator, a 280°C e 170°C, respectivamente. O resfriador de compensação E-305 recebe a mistura bifásica que deixa o trocador E-304, resfriando a mistura a 80°C.

Os condensadores E-307 e E-309 presentes no topo das colunas de destilação tem como objetivo trocar calor em um contato indireto para que as correntes de vapor no topo das torres sejam liquefeitas.

Os trocadores E-306 e E-308, são refeedores que tem como objetivo vaporizar a massa de líquido do fundo das colunas de destilação.

O principal parâmetro de projeto de um trocador de calor do tipo casco-tubo é a área de troca térmica requerida (A) obtida através da Equação 3.1.

A área calculada depende da quantidade de calor trocado por unidade de tempo (Q), do coeficiente global de troca térmica (U), do fator de correção (F<sub>t</sub>) e da temperatura média logarítmica (ΔT<sub>ml</sub>).

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml} \cdot F_t} \quad (3.1)$$

O coeficiente global de troca térmica (U) é estimado a partir dos coeficientes individuais de transmissão de calor para os fluidos quente (h<sub>q</sub>) e frio (h<sub>f</sub>) e dos coeficientes de crosta (r<sub>q</sub> e r<sub>f</sub>), como mostra a Equação 3.2.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_q} + \frac{1}{h_f} + r_q + r_f \quad (3.2)$$

Para a determinação dos coeficientes citados acima, as Tabelas a seguir mostram os valores dos parâmetros para alguns fluidos em diversas condições.

**Tabela 5** – Coeficientes individuais de transmissão de calor em kcal/h.m<sup>2</sup>.°C.

<i>Sem mudança de fase</i>	
<i>Água</i>	1400 – 10000
<i>Gases</i>	10 – 240
<i>Solventes orgânicos</i>	300 – 2400
<i>Hidrocarbonetos</i>	50 – 600
<i>Produtos condensando</i>	
<i>Água</i>	4900 – 15000
<i>Solventes orgânicos</i>	700 – 2400

<i>Hidrocarbonetos leves</i>	950 – 1950
<i>Hidrocarbonetos pesados</i>	100 – 250
<b><i>Produtos evaporando</i></b>	
<i>Água</i>	3900 – 9800
<i>Solventes orgânicos</i>	500 – 1500
<i>Hidrocarbonetos leves</i>	740 – 1450
<i>Hidrocarbonetos pesados</i>	50 – 250

**Tabela 6** – Coeficientes de crosta em kcal/h.m<sup>2</sup>.°C.

<b><i>Fluido</i></b>	<b><i>Coefficiente de Crosta</i></b>
<i>Fluido limpo</i>	0,00015
<i>Fluido Sujo</i>	0,00120
<i>Água de refrigeração</i>	0,0003
<i>Vapor de água</i>	0,00015

A temperatura média logarítmica, é calculada por meio da Equação 3.3.

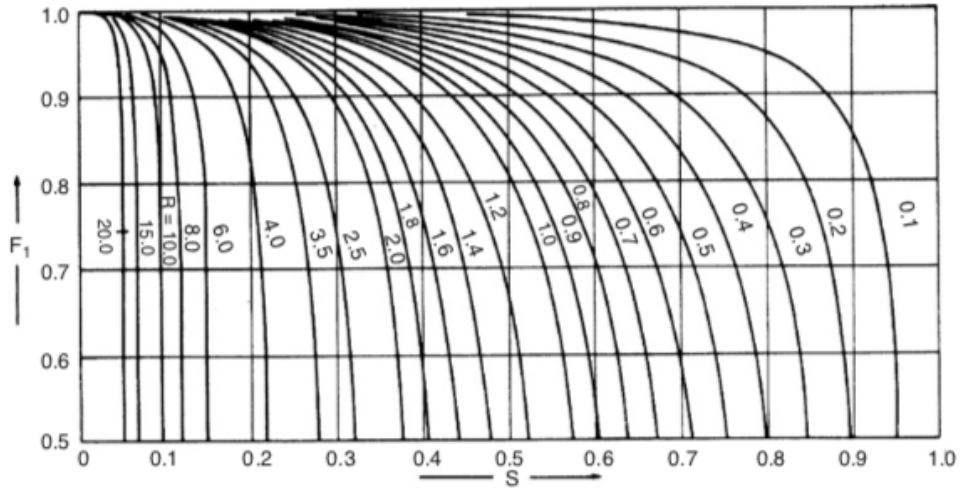
$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{1,q} - T_{2,f}) - (T_{2,q} - T_{1,f})}{\ln \left( \frac{T_{1,q} - T_{2,f}}{T_{2,q} - T_{1,f}} \right)} \quad (3.3)$$

Em que  $T_{1,q}$  e  $T_{2,q}$  são as temperaturas de entrada e saída do fluido quente e  $T_{1,f}$  e  $T_{2,f}$ , as temperaturas de entrada e saída do fluido frio, respectivamente.

Para estipular o fator de correção ( $F_t$ ), é necessário calcular duas razões adimensionais de temperatura (R e S), e então determinar graficamente o valor de  $F_t$ .

$$R = \frac{T_{1,q} - T_{2,q}}{T_{2,f} - T_{1,f}} \quad (3.4)$$

$$S = \frac{T_{2,f} - T_{1,f}}{T_{1,q} - T_{1,f}} \quad (3.5)$$



**Figura 3** – Fator de correção para um trocador de calor com um passe pela carcaça e n passes pelos tubos sendo que n é múltiplo de 2 (TOWLER et al., 2008).

Para calcular o fluxo de calor trocado (Q) no trocador de calor, primeiramente, deve-se observar se há apenas variação na temperatura das correntes, onde será considerado o calor sensível do fluido ( $c_p$ ) ou se ocorre uma mudança de fase no processo, que necessitará ser considerado então o calor latente ( $C_l$ ).

$$Q = m \cdot c_p \cdot \Delta T \quad (3.6)$$

$$Q = m \cdot C_l \quad (3.7)$$

Após calcular a área de troca térmica do trocador de calor, é possível calcular o número de tubos ( $N_{\text{tubos}}$ ) necessários por meio da Equação 3.8.

$$N_{\text{tubos}} = \frac{A}{\pi \cdot d_{\text{tubo}} \cdot L_{\text{tubo}}} \quad (3.8)$$

Onde,  $d_{\text{tubo}}$  é o diâmetro do tubo e  $L_{\text{tubo}}$  é o comprimento do tubo. O diâmetro mais utilizado em serviços limpos, não corrosivos e pouco viscosos é  $\frac{3}{4}$ ". E o comprimento mais

frequente é 20 pés (6096 mm). A espessura do tubo, para o diâmetro ¾”, é BWG 14 (2,11 mm).

Para serviços limpos, a disposição dos tubos usada é a triangular com passo de 1”.

Tendo o valor da área de troca térmica, pode-se estimar os custos dos trocadores baseado nas correlações fornecidas na Tabela 6.6 do livro Chemical Engineering Design.

$$C = a + b.S^{n'} \quad (3.9)$$

Na Equação 3.9 os parâmetros a, b e n' são constantes que dependem do tipo de trocador de calor e S é a área calculada do trocador.

Todos os trocadores de calor deste projeto são do tipo casco-tubo, onde a é igual a 44000, b é igual a 46 e n' é igual a 1,2. Deve-se ainda multiplicar o custo calculado pelo fator de Lang (3,5) para considerar o custo da instalação.

Os valores da área do trocador de calor e da quantidade de calor trocado, foram retirados do livro “Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes” que apresenta a descrição do processo de produção do Etilbenzeno.

Obtém-se, assim, o custo em dólares U.S. Gulf para 2007. Depois o custo é atualizado para o ano de 2021 por meio do CEPCI.

Aos custos dos trocadores de calor, deve-se somar o custo da água de refrigeração e do vapor de aquecimento.

Para calcular a vazão mássica de água de refrigeração requerida em cada trocador de calor a partir da Equação 3.10, considera-se que o calor cedido pelo efluente do processo é igual ao calor recebido pela água.

$$m_{\text{água}} = \frac{Q}{c_p \cdot \Delta T} \quad (3.10)$$

Q é a quantidade de calor cedida ao fluido de resfriamento, ΔT é a variação de temperatura da água entre a entrada e a saída do trocador de calor, c<sub>p</sub> é a capacidade calorífica da água, admitindo constante no intervalo de temperatura adotado.

O custo total da água de refrigeração pode ser calculado sabendo o seu consumo horário, e considerando o preço de USD 0,1 para cada 1000 gal. Lembrando o período de operação de 8.000 h/ano.



$$C_{\text{água}} = \left( \frac{m_{\text{água}}}{\rho_{\text{água}}} \right) \cdot 8000 \cdot \frac{0,1}{1000} \cdot 264 \quad (3.11)$$

Para o cálculo do consumo de vapor de aquecimento, deve-se calcular a vazão mássica de vapor necessária para abastecer os trocadores por meio da Equação 3.12.

$$m_{\text{vapor}} = \frac{Q}{\lambda} \quad (3.12)$$

Q é a quantidade de calor trocado e  $\lambda$  é o calor latente de vaporização, cujo valor se estima pela equação de Regnault ( $\lambda = 606,5 - 0.695t$  (em °C) e  $\lambda$  em kcal/kg)

O custo total do vapor de aquecimento pode ser calculado pela Equação 3.13, sabendo que o preço é de USD 4,03 por cada 1000 lb de vapor e considerando o período de operação de 8000 h/ano.

$$C_{\text{vapor}} = m_{\text{vapor}} \cdot 8000 \cdot \frac{4,03}{1000} \cdot 2,205 \quad (3.13)$$

As Tabelas 7 e 8 mostram os resultados dos custos para cada trocador de calor.

**Tabela 7** – Custo (compra + instalação) dos trocadores de calor.

Equipamento	Área (m <sup>2</sup> )	Custo 2007 (USD)	Custo 2021 (USD)
E-301	62,6	137.638,73	203.524,03
E-302	80,1	147.840,92	218.609,84
E-303	546,0	506.658,95	749.187,93
E-304	1567,0	1.520.710,40	2.248.648,47
E-305	348,0	340.201,72	503.050,47
E-306	40,1	125.341,82	185.340,81
E-307	80,2	147.893,55	218.687,66
E-308	53,7	132.672,22	196.180,15

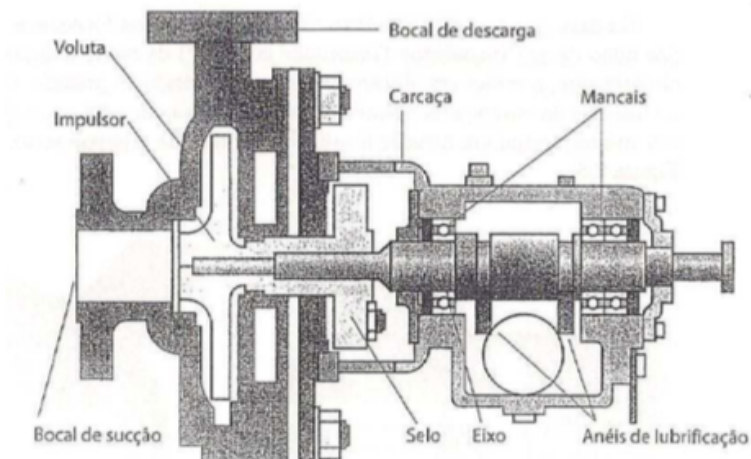
E-309	38,9	124.748,73	184.463,82
-------	------	------------	------------

**Tabela 8** – Custo anual de serviços auxiliares dos trocadores de calor.

<b>Equipamento</b>	<b>Q (kcal/h)</b>	<b>Custo Água de Refrigeração (USD/ano)</b>	<b>Custo Vapor de Aquecimento (USD/ano)</b>
E-301	469.818,0	5.854,36	-
E-302	619.099,2	7.714,54	-
E-303	2.407.608,0	30.000,99	-
E-304	2.953.858,0	36.807,76	-
E-305	1.180.636,0	14.711,80	-
E-306	3.078.723,6	-	647.924,14
E-307	2.706.124,0	33.696,25	-
E-308	2.720.454,8	-	572.525,68
E-309	2.737.174,0	34.082,88	-

### 3.2 Bombas

Bombas são dispositivos fluidomecânicos que fornecem energia mecânica a um líquido para transportá-lo de lugar a outro. Essas máquinas geratrizes recebem energia de uma fonte qualquer e cedem parte dessa energia ao fluido na forma de energia de pressão, cinética ou ambas. São empregadas em diversas situações, cabendo ressaltar: abastecimento de água; sistema de esgotos e de tratamento de resíduos; sistema de irrigação para fins agrícolas; nas indústrias química, petroquímica, álcoolquímica, farmacêutica, de alimentos, de petróleo, entre outras indústrias. (CREMASCO, 2014).



**Figura 4** – Aspecto Construtivo de uma bomba. (CREMASCO, 2014).

As bombas podem ser classificadas a partir do modo que se obtém energia a partir de trabalho mecânico, bem como do modo que essa energia é cedida ao líquido.

As características relevantes para se optar por um determinado tipo são a capacidade e a altura total necessárias, mas outras também deverão ser levadas em consideração, podendo até predominar em determinadas situações. (GOMIDE, 1997).

Na planta de produção de Etilbenzeno, foram utilizadas três bombas centrífugas e duas bombas de deslocamento positivo.

Devido a um grande trabalho de desenvolvimento, a bomba centrífuga é atualmente a mais usada na indústria de processo químico, com capacidades que vão desde 0,5 m<sup>3</sup>/h até 20000 m<sup>3</sup>/h e alturas manométricas entre 1,5 e 5000 mCA (50 MPa). Bombeia líquidos altamente voláteis, lamas e líquidos em temperaturas até 450 °C. Suas vantagens são a ausência de pulsação em serviço contínuo, a simplicidade de construção, os baixos custos inicial e de manutenção, o pequeno espaço ocupado e a operação silenciosa. (GOMIDE, 1997).

Nas bombas de deslocamento positivo não é necessária a transformação de energia cinética em energia de pressão, pois a energia fornecida ao líquido decorre da variação do volume do fluido contido na própria bomba, utilizando-se mecanismos mecânicos.

Para projetar cada bomba, é necessário calcular a diferença de pressão a ser fornecida ao fluido ( $\Delta P$ ), a carga da bomba (H), o parâmetro NPSH e as potências, útil, absorvida, e do motor.

A diferença de pressão ( $\Delta P$ ) a qual a bomba é submetida, é calculada da seguinte forma:

$$\Delta P = P_{impulsão} - P_{admissão} \quad (3.14)$$

A pressão de admissão ( $P_{adm}$ ), calculada pela Equação 3.15, depende da pressão de entrada do fluido e da pressão hidrostática exercida pela altura de líquido ( $h$ ), sendo  $\rho$  a densidade do fluido e  $g$  a aceleração da gravidade.

A pressão de impulsão ( $P_{imp}$ ), calculada pela Equação 3.16, depende da pressão da corrente que sai da bomba, da pressão hidrostática exercida pela altura de líquido e da perda de carga devido a tubulação que admite valores entre 0,05 e 0,1.

$$P_{adm} = \rho \cdot g \cdot h + P_{entrada} \quad (3.15)$$

$$P_{imp} = \rho \cdot g \cdot h + P_{saída} - \Delta P_{tubos} \quad (3.16)$$

A carga da bomba ( $H$ ), informa a altura em unidade de comprimento de fluido que o equipamento pode impulsar dada sua diferença de pressão.

$$H = \frac{P_{imp} - P_{adm}}{\rho \cdot g} \quad (3.17)$$

O parâmetro NPSH, é de muita importância para as bombas centrífugas, ele representa a carga líquida de sucção do sistema necessária para não ocorrer cavitação. Ou seja, a carga para que a pressão de aspiração da bomba seja maior que a pressão de vapor do líquido. O NPSH disponível deve ser maior que o requerido informado pelo fabricante.

Considerando que na linha de admissão não tem perdas por atrito, o NPSH disponível pode ser calculado pela Equação 3.18.

$$NPSH_{disponível} = \frac{P_{adm} - P_v}{\rho \cdot g} \quad (3.18)$$

A diferença de pressão ( $\Delta P$ ), deve ser sobredimensionada em 10% para prevenção a possíveis variações.

$$\Delta P_{max} = \Delta P \cdot 1,10 \quad (3.19)$$

A vazão de projeto consiste em 120% da vazão da corrente que se deseja bombear. A potência útil ( $W_u$ ) transmitida ao fluido durante o bombeamento é determinada pelo produto entre a máxima diferença de pressão e a vazão de projeto.

$$W_u = \Delta P_{max} \cdot Q_{projeto} \quad (3.20)$$

A potência absorvida ( $W_{abs}$ ), é determinada pela razão entre a potência útil e a eficiência da bomba ( $\eta$ ). A potência do motor ( $W_m$ ) que aciona o eixo da bomba, é determinada pela razão entre a potência absorvida e a eficiência elétrica ( $\eta_e$ ).

$$W_{abs} = \frac{W_u}{\eta} \quad (3.21)$$

$$W_M = \frac{W_{abs}}{\eta_e} \quad (3.22)$$

Para dimensionar as bombas utilizadas no processo, foram utilizados dados do livro “Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes” que apresenta a descrição do processo de produção do Etilbenzeno. Para a vazão de projeto, foi considerado o fluxo de volume obtido pela simulação no software ASPEN HYSYS®.

**Tabela 9** – Parâmetros bombas.

<b>Equipamento</b>	<b><math>Q_{projeto}</math> (L/s)</b>	<b><math>W_M</math> (kW)</b>
P-301 A/B	7,16	15
P-302 A/B	6,39	1,08
P-303 A/B	8,18	2,602
P-304 A/B	0,095	0,23
P-305 A/B	4,95	2,7

O custo total da bomba centrífuga é dado pela soma do custo da carcaça ( $C_c$ ) e do custo do motor ( $C_M$ ). Além disso, o custo da bomba deve ser multiplicado por 2, pois em uma planta química sempre se instalam duas bombas para que caso um falhe, o processo não seja interrompido.

$$C_c = 6900 + 206. Q_{projeto}^{0,9} \quad (3.23)$$

$$C_M = -950 + 1770. W_M^{0,6} \quad (3.24)$$

$$C_{Total} = (C_c + C_M).2 \quad (3.25)$$

Para calcular o custo da instalação, multiplica-se o custo total de compra pelo fator de Lang (4).

Todas as bombas da planta, foram consideradas centrífugas para o cálculo dos custos.

Deve-se calcular o custo de eletricidade da planta. Considerando o tempo de operação de 8000 h e um custo de USD 0,07 por kWh, temos:

$$C_{energia} = W_M \cdot 8000 \cdot 0,07 \quad (3.26)$$

**Tabela 10** – Custo das bombas e motores (compra + instalação).

<b>Equipamento</b>	<b>Custo 2007 (USD)</b>	<b>Custo 2021 (USD)</b>	<b>Custo da energia elétrica consumida (USD/ano)</b>
P-301 A/B	161.488,48	238790,25	8.400,00
P-302 A/B	87.024,40	128.681,49	1.097,89
P-303 A/B	103.644,80	153.257,80	2943,74
P-304 A/B	77.391,14	114.436,98	325,24
P-305 A/B	100.315,41	148.334,69	1.512,00

### 3.3 Reatores

O reator é o coração de um processo químico, nele são realizadas reações químicas para a conversão de matérias primas em produtos. (TOWLER; SINNOTT, 2020).

O dimensionamento do reator é uma etapa vital no projeto geral do processo, e é importante garantir que o equipamento especificado seja capaz de atingir os rendimentos e a seletividade desejada quando operados em escala real. Poucos reatores industriais são projetados exclusivamente com base em modelagem detalhada da cinética e hidrodinâmica; em vez disso, os reatores geralmente são ampliados a partir de reatores de plantas piloto ou projetos anteriores, levando em consideração a transferência de calor, transferência de massa, tempo de residência ou quaisquer outros parâmetros que tenham sido determinados para projetar o tamanho. O volume final de reatores reais é muitas vezes determinado mais pelas necessidades de mistura, segregação ou transferência de calor do que pelo tempo de residência necessário para a reação. (TOWLER; SINNOTT, 2020).

O projeto de um reator químico industrial deve atender aos seguintes requisitos:

1. Os fatores químicos: A cinética da reação. O projeto deve fornecer tempo de residência suficiente para que a reação desejada prossiga até o grau de conversão necessário.
2. Os fatores de transferência de massa: Com reações heterogêneas, a taxa de reação pode ser controlada pelas taxas de difusão das espécies reagentes, em vez da cinética química.
3. Os fatores de transferência de calor: A remoção, ou adição, do calor da reação.
4. Os fatores de segurança: O confinamento de reagentes e produtos perigosos e o controle da reação e das condições do processo. (TOWLER; SINNOTT, 2008)

Para a planta de produção de Etilbenzeno, foram projetados 4 reatores.

Os três primeiros reatores (R-301 a R-303), são reatores de leito fixo adiabático, com adição de alimentação interestágio e resfriamento. A reação nesses reatores, ocorre na fase gasosa e é exotérmica. A corrente de efluente que sai desse sistema de reatores, contém produtos, subprodutos, benzeno não reagido, pequenas quantidades de etileno não reagido e outros gases não condensados.

O quarto reator (R-304) também é de leito fixo, nele o excesso de benzeno reage com o DEB para produzir EB e benzeno não reagido.

Todos os reatores da planta são construídos em aço inoxidável 316 e o catalizador é formado por zeólitas ZSM-5.

O primeiro passo para dimensionar os reatores, é calcular o volume de catalisador necessário:

$$V_{cat} = \frac{Q_{vol}}{VVH} \quad (3.27)$$

Em que,  $Q_{vol}$  é a vazão volumétrica de reativos e  $VVH$  é a velocidade espacial.

A velocidade espacial é determinada com base nos dados obtidos da planta piloto para conseguir a conversão desejada dos reagentes da reação.

O passo seguinte é encontrar o diâmetro e a altura do reator em que se tem o ótimo econômico.

Estabelecendo a perda de pressão máxima, pode-se calcular o limite inferior do diâmetro pela equação de Ergun:

$$\frac{\Delta P}{L} = \left[ \frac{150 \cdot \mu \cdot q \cdot (1 - \varepsilon)^2}{d_p^2 \cdot \varepsilon^3} \right] + \left[ \frac{1,75 \cdot \rho \cdot q^2 \cdot (1 - \varepsilon)}{d_p \cdot \varepsilon^3} \right] \quad (3.28)$$

$$q = \frac{\text{vazão volumétrica}}{\text{seção transversal}} = \frac{\text{vazão volumétrica}}{\frac{\pi \cdot D_{min}^2}{4}} \quad (3.29)$$

$$L_{max} = \frac{4 \cdot V_{cat}}{\pi \cdot D_{min}^2} \quad (3.30)$$

$$\frac{\Delta P}{\frac{4 \cdot V_{cat}}{\pi \cdot D_{min}^2}} = \left[ \frac{150 \cdot \mu \cdot \frac{\text{vazão volumétrica}}{\frac{\pi \cdot D_{min}^2}{4}} \cdot (1 - \varepsilon)^2}{d_p^2 \cdot \varepsilon^3} \right] + \left[ \frac{1,75 \cdot \rho \cdot \left( \frac{\text{vazão volumétrica}}{\frac{\pi \cdot D_{min}^2}{4}} \right)^2 \cdot (1 - \varepsilon)}{d_p \cdot \varepsilon^3} \right] \quad (3.31)$$



Em que,  $d_p$  é o diâmetro da partícula do catalisador,  $\varepsilon$  é a porosidade,  $\rho$  é a densidade do catalisador e  $\mu$  a viscosidade do efluente.

Com a velocidade mássica mínima ( $G$ ) e a vazão mássica, estimamos a seção transversal máxima e conseqüentemente o diâmetro e o comprimento mínimo.

$$G = \frac{\text{vazão mássica}}{S_{max}} \quad (3.32)$$

$$D_{max} = \sqrt{\frac{S_{max} * 4}{\pi}} \quad (3.33)$$

$$L_{min} = \frac{4 * V_{cat}}{\pi * D_{max}^2} \quad (3.34)$$

Fazendo-se o diâmetro variar nesse intervalo ( $D_{min}$  até  $D_{max}$ ), pode-se calcular o custo do reator para cada par de dimensões ( $L$ ,  $D$ ), e escolhe-se a dimensão que gera o menor custo.

O custo é calculado em função do peso que depende da espessura do reator.

Os valores do diâmetro e do comprimento dos reatores, foram retirados do livro “Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes” que apresenta a descrição do processo de produção do Etilbenzeno.

A espessura das paredes do reator pode ser calculada por meio da Equação 3.35 e depende da pressão de desenho ( $P_D$ ), do diâmetro de reator ( $D$ ), da sobre-espessura de corrosão ( $CA$ ), da eficiência de solda ( $E$ ) e das características do material de fabricação ( $S_t = 1055$ ).

Um valor típico para a eficiência de solda é 0,85. Para a sobre-espessura de corrosão assume-se 3 mm para um ambiente pouco corrosivo ou 6 mm para um ambiente muito corrosivo.

A pressão de desenho corresponde à pressão de operação acrescida de 10% do seu valor ou acrescida de 1,8 kg/cm<sup>2</sup>, escolhendo a operação que resulta no maior valor. Se a pressão de desenho resultar abaixo de 3,5 kg/cm<sup>2</sup>, se projeta a 3,5 kg/cm<sup>2</sup>.

$$e = \frac{P_D \cdot (D/2) \cdot 1000}{S_t \cdot E - 0,6 \cdot P_D} + CA \quad (3.35)$$

O peso do reator é calculado pela Equação 3.36, utilizando-se o diâmetro (D), o comprimento (L), a espessura do reator (e), bem como um fator de complexidade (X) que tem o valor de 4 para caso complexo.

$$W = 24,6 \cdot D \cdot (L + 0,8 \cdot D) \cdot (e + X) \quad (3.36)$$

**Tabela 11** – Parâmetros dos reatores.

Equipamento	L (m)	D (m)	P <sub>D</sub> (kg/cm <sup>2</sup> .g)	e (mm)	W (kg)
R-301	11	1,72	24,68	27,07	16.269,88
R-302	12	1,85	24,68	28,89	20.176,69
R-303	12	1,97	24,68	30,57	22.743,30
R-304	5	0,95	24,68	16,29	2.731,86

Com o dado do peso do reator, pode-se estimar o seu custo, em U.S Gulf para 2006, pela Equação 3.37. O custo de compra deve ainda ser multiplicado pelo fator de correção do material de construção, no caso do aço inoxidável 316, o fator vale 1,3.

$$C = -2500 + 200 \cdot W^{0,6} \quad (3.37)$$

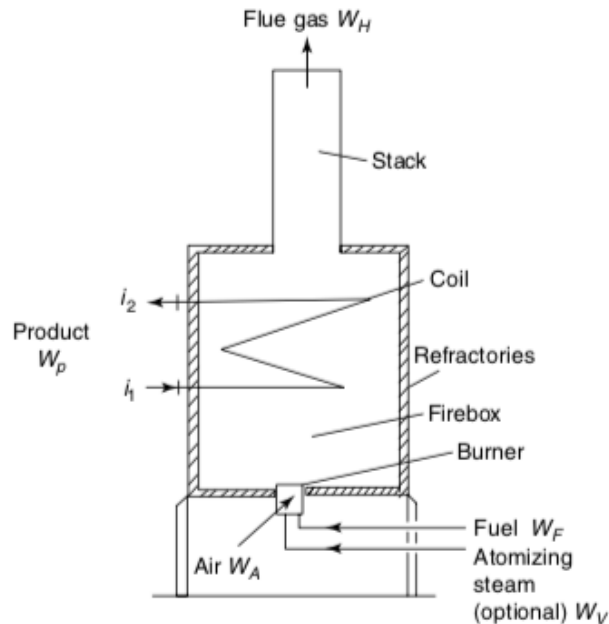
Para calcular o custo da instalação, multiplica-se custo de compra pelo fator de Lang (4).

**Tabela 12** – Custo dos reatores (compra + instalação).

Equipamento	Custo 2006 (USD)	Custo 2021 (USD)
R-301	421.044,46	654.742,68
R-302	481.318,96	748.472,18
R-303	518.382,64	806.107,83

### 3.4 Forno

Um forno de processo ou aquecedor de combustão consiste em uma câmara de combustão ou fornalha com um ou mais queimadores e contendo uma serpentina tubular onde circula um fluido de processo. As paredes da câmara normalmente são metálicas, cobertas internamente por um revestimento refratário. Um combustível gasoso ou líquido é injetado nos queimadores com o ar de combustão necessário. A reação de combustão que ocorre nos queimadores gera gases de combustão quentes que são o produto da combustão. Parte da energia liberada no processo de combustão é utilizada para aquecer o produto que circula na serpentina. Outra parte é perdida através da chaminé (porque o gás de combustão ainda está quente quando sai do sistema), e também há uma perda de calor por condução através das paredes da câmara. Um esquema é mostrado na Figura 5. (CAO, 2010).



**Figura 5** – Esquema de um forno. (CAO, 2010).

Quando são necessárias altas temperaturas e altas taxas de fluxo, são usados fornos.

As aplicações típicas de aquecedores a combustão são:

1. Aquecedores de fluxo de alimentação de processo; como os aquecedores de alimentação para reatores de alta temperatura e colunas de petróleo bruto de refinaria (fornos de alambique de tubos); em que até 60% do alimento pode ser vaporizado.
2. Reboilers para colunas, usando unidades de queima direta de tamanho relativamente pequeno.
3. Reatores de queima direta; por exemplo, a pirólise de dicloroetano para formar cloreto de vinila.
4. Reformadores para produção de hidrogênio, proporcionando temperaturas de saída de 800 – 900°C.
5. Caldeiras a vapor. (TOWLER; SINNOTT, 2008).

Podem ser distinguidas diferentes áreas nos fornos:

- Seção de queima do combustível misturado com ar.
- Seção de radiação, onde os tubos receberão a energia liberada na combustão fundamentalmente por radiação (10000 W/m<sup>2</sup> K).
- Seção convectiva, onde é aproveitado o calor remanescente nos gases de combustão para pré-aquecer o fluido de processo (20-50 W/m<sup>2</sup> K).
- Exaustão, por onde saem os gases de combustão que receberão o tratamento adequado.
- Paredes refratárias, cuja função principal é atuar como isolante térmico. Geralmente são feitos de tijolo refratário dentro de uma câmara de aço sobre as que se montam as bancadas de tubos.

Na planta de etilbenzeno, o forno H-301 é necessário para aquecer de 56,3°C à 400°C uma corrente contendo benzeno, antes de se misturar ao etileno e entrar no primeiro reator. No mesmo forno, uma mistura de DEB, vestígios de etilbenzeno e benzeno, é aquecida à 500°C antes de ser enviada para o reator R-304.

O forno é um equipamento muito complexo que geralmente é projetado por companhias especializadas, mediante regras rígidas já estabelecidas. Com isso, não foi preciso apresentar o dimensionamento do forno utilizado na planta, apenas a carga calor necessária.

Os valores da carga de calor necessária e a carga de projeto do forno, foram retirados do livro “Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes” que apresenta a descrição do processo de produção do Etilbenzeno.

**Tabela 13** – Especificações do Forno.

<b>Equipamento</b>	<b>Calor necessário (MJ/h)</b>	<b>Calor de projeto (MJ/h)</b>
H -301	22.376,00	35.000,00

### 3.5 Vasos

Depois das bombas e tubulações são os vasos os equipamentos mais frequentes nas instalações de processo químico. Eles armazenam matérias primas e produtos que não chegam nem saem continuamente do local de fabricação, e realizam o armazenamento intermediário destinado a atenuar variações de marcha das unidades. Mas sua função mais nobre é reter os fluidos durante o tempo necessário para realizar as operações que integram o processo produtivo.

Certos vasos exercem efeito pulmão, uniformizando a marcha do processo para garantir o suprimento de materiais para a unidade quando a demanda aumenta, ou acumulando-os quando não há consumo. (GOMIDE, 1997). Geralmente, os vasos acumuladores ou pulmões são cilíndricos horizontais e usa-se como critério de projeto o tempo de residência e a relação entre comprimento e diâmetro, escolhendo-se aquela que implica um custo menor.

Na planta de produção de Etilbenzeno, estão presentes 3 vasos acumuladores/pulmão. No primeiro vaso (V-301), benzeno refina é misturado com o benzeno reciclado do processo antes de ser enviado para o forno. Os vasos V-303 e V-304, são vasos de refluxo das torres de destilação.

No projeto do vaso acumulador, calcula-se o volume útil ( $V_{\text{útil}}$ ) tendo a vazão de líquido ( $Q_{\text{liquido}}$ ) e o tempo de residência ( $\tau$ ). O tempo de residência depende da função que o vaso vai desempenhar.

$$V_{\text{útil}} = Q_{\text{liquido}} \cdot \tau \quad (3.38)$$

O volume útil é 50% do volume total do líquido, então multiplica-se por 2 o volume útil. Tendo o volume total, pode-se fazer a análise geométrica.

O diâmetro pode ser calculado pela Equação 3.39, variando a razão comprimento-volume ( $L/D$ ) entre 2 e 5.

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{total}}{\pi \cdot (L/D)}} \quad (3.39)$$

Depois de calculado o custo para cada diâmetro encontrado, escolhe-se o diâmetro que gerou o menor custo.

Os vasos de processo propriamente ditos são os reservados para as funções mais nobres do processo produtivo, como a de proporcionar a mistura ou a separação de fases, dissolução, aquecimento, neutralização, cristalização, aeração, ou reação química, além de serem simples acumuladores. Geralmente eles são equipamentos com acessórios como chicanas, agitadores, rastelos, bombas de recirculação e muitos outros. (GOMIDE, 1997).

O separador bifásico, em geral exerce dupla função: separar o vapor e o líquido transportados conjuntamente pela linha, e funcionar como vasos de acúmulo do líquido separado.

Pode-se dizer que são quatro as seções de um separador típico: seção de separação primária, de acumulação (ou de coleta de líquido), de separação secundária (ou de decantação) e de aglutinação. (SILVA et al, 2007).

Na seção primária, localizada na entrada do vaso, o fluido (líquido e gás) choca-se com dispositivos defletores que provocam uma mudança brusca de velocidade e direção do flux, fazendo com que o líquido se desloque para o fundo do vaso por ação da gravidade, separando-se do gás. É nesta seção que a maior parte do líquido é separada, acumulando-se no fundo do vaso, denominado de seção de acumulação de líquido.

Na seção secundária, as gotículas maiores de óleo, oriundas da fase gasosa, são separadas por decantação.

As gotículas de líquido arrastadas pela corrente gasosa e que ainda não se separaram são, na seção de aglutinação (localizada geralmente próxima a saída do gás), removidas do fluxo gasoso através de meios porosos que por possuírem grande área de contato facilitam a coalescência e decantação das gotas. (SILVA et al, 2007).

Diferentemente dos vasos acumuladores, os vasos separadores são cilindros verticais. O critério básico do seu projeto é proporcionar uma velocidade suficientemente baixa do fluido no separador para permitir a separação das fases, em que o gás não arraste gotículas de líquidos. Essa velocidade limite é calculada pela equação empírica de York:

$$v_{lim} = k \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad (3.40)$$

Em que,  $\rho_L$  é a densidade do líquido,  $\rho_G$  a densidade do gás e  $k$  é uma constante que se considera 0,23 como seu valor típico.

Costuma-se tomar uma margem de segurança, geralmente entre 0,5 a 0,8 vezes da velocidade limite. Com isso, a secção transversal será maior evitando o arraste de gotículas de líquido pelo vapor.

$$v_{desenho} = (0,5 - 0,8) \cdot v_{lim} \quad (3.41)$$

Estabelecida a velocidade de projeto e sabendo qual a vazão de gás ( $Q_{gás}$ ), pode-se calcular o valor da seção transversal ( $S_{tv}$ ) e com isso, o diâmetro.

$$S_{tv} = \frac{Q_{gás}}{v_{desenho}} \quad (3.42)$$

$$D = \sqrt{\frac{S_{tv} \cdot 4}{\pi}} \quad (3.43)$$

Para calcular a altura dos separadores, primeiramente calcula-se a altura correspondente ao volume de líquido. O volume de líquido ( $V$ ) no vaso separador é calculado pela multiplicação da vazão de líquido ( $Q_{líquido}$ ) pelo tempo de residência ( $\tau$ ) que vale de 5 a 10 minutos.

$$V = Q_{líquido} \cdot \tau \quad (3.44)$$

Assim, a altura correspondente ao volume de líquido pode ser calculada através da relação geométrica com o diâmetro.

$$H_{\text{liquido}} = \frac{4.V}{\pi.D^2} \quad (3.45)$$

Estabelecido o nível do líquido, deixa-se um distanciamento de meio diâmetro ou 600 mm (escolhendo-se o valor maior) entre o nível do líquido e a entrada o separador. Da entrada ao demister, deixa-se uma distância correspondente ao diâmetro ou 900 mm. Considera-se o valor do demister de 150 mm. E por último, deixa-se uma altura de 300 mm acima do demister.

No presente projeto, é empregado um separador bifásico (V-302) para separação dos gases leves antes da separação nas colunas de destilação.

Em função das características geométricas dos vasos, calcula-se a espessura do vaso que vai influenciar no cálculo do peso e posteriormente no custo do equipamento.

Os valores da relação L/D e do volume dos vasos V-301 e V-302, foram retirados do livro “Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes” que apresenta a descrição do processo de produção do Etilbenzeno.

A espessura das paredes do vaso e o seu peso, podem ser calculados por meio das Equações 3.35 e 3.36, respectivamente, assim como foi calculado para os reatores.

**Tabela 14** – Parâmetros dos vasos.

Equipamento	L/D	V (m <sup>3</sup> )	P <sub>D</sub> (kg/cm <sup>2</sup> .g)	e (mm)	W (kg)
V-301	5	7	3,5	5,37	1.965,81
V-302	3	10	3,5	6,17	2.491,37
V-303	3	8,4	3,5	5,98	2.171,8
V-304	3	10,7	3,5	6,24	2.627,1

Com o peso do vaso, pode-se estimar o seu custo, em U.S Gulf para 2006, pela Equação 3.37.

Para calcular o custo da instalação, multiplica-se custo de compra pelo fator de Lang (4).



**Tabela 15** – Custo dos vasos (compra + instalação).

<b>Equipamento</b>	<b>Custo 2006 (USD)</b>	<b>Custo 2021 (USD)</b>
V-301	82150,92	127.748,29
V-302	96.609,46	150.231,97
V-303	136.604,46	201.994,68
V-304	152.865,27	226.039,26

### 3.6 Otimização

Um processo que pode ser utilizado para separar os componentes de uma mistura é a destilação. Para executar este processo, é possível utilizar colunas de destilação, que são equipamentos de formato cilíndrico no qual é mantido o equilíbrio líquido-vapor, que permite a separação da mistura. Além disso, é possível aumentar a eficiência do processo de separação por meio da inserção de pratos (ou estágios) através dos quais ocorre o escoamento das fases líquida e vapor, onde o líquido escoar de forma descendente, e o vapor escoar em fluxo ascendente através dos furos dos pratos, de maneira a melhorar o processo de separação das fases (HOLLAND,1981).

Com o auxílio do software ASPEN HYSYS®, foi possível efetuar a otimização das torres de destilação T-301 e T-302. Para isto, após a montagem e simulação da planta, variou-se o número de pratos da coluna, o que influencia em diversos parâmetros, como por exemplo a altura e peso da coluna, tamanho do vaso pulmão, área do condensador e do refeedor, consumo de água de refrigeração e vapor de aquecimento, consumo de energia pela bomba, etc.

Foram analisados 4 cenários diferentes para a torre T-301, com 4 valores de número de pratos: 4, 6, 10 e 20; e 20, 26, 36 e 48 pratos para a torre T-302. Assim, analisou-se qual número de pratos em cada caso seria mais vantajoso economicamente.

O primeiro passo foi a identificação de em qual prato haveria a maior vazão de vapor. Em seguida, determinou-se a velocidade limite por meio da equação de York:

$$v_{lim} = 0,23 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad (3.46)$$

Uma vez determinada a velocidade limite, é possível determinar a seção transversal mínima, dividindo-se a vazão de vapor pela velocidade limite:

$$S_{min} = \frac{Q_{vap}}{v_{lim}} \quad (3.47)$$

A partir da seção transversal, determinou-se o diâmetro da coluna, utilizando 20% a mais do valor calculado, para projeto da coluna:

$$D = 1,2 \cdot \sqrt{\frac{4S_{min}}{\pi}} \quad (3.48)$$

Para determinar a altura da coluna, utilizou-se a seguinte fórmula:

$$[(N - 2) \cdot 460 + 3 \cdot 910] \text{ mm} \quad (3.49)$$

Onde N é o número de pratos da coluna, 460 mm é a separação entre os pratos, e 910 mm é um espaçamento extra a ser considerado no topo, no prato de alimentação e no fundo da coluna. Para determinar o HLL, foi necessário utilizar o valor de tempo de residência de 5 minutos para cálculo da diferença entre NLL e LLL, e 2 minutos para cálculo da diferença entre HLL e NLL. Uma vez determinado o HLL (altura do líquido no fundo da coluna), a altura total da coluna é conhecida somando-se o valor calculado na equação 3.49 ao valor de HLL.

**Tabela 16** – Parâmetros da torre T-301 em função do número de pratos.

Número de pratos	D (m)	Altura total da torre (m)	Espessura (mm)	Massa (kg)
4	1,46	4,6	5,85	2038,6
6	1,20	5,6	5,35	1809,4
10	1,19	7,4	5,32	2281,5
20	1,19	12,0	5,33	3546,1

**Tabela 17** – Parâmetros da torre T-302 em função do número de pratos.

Número de pratos	D (m)	Altura total da torre (m)	Espessura (mm)	Massa (kg)
20	1,50	11,9	5,93	4785,1
26	1,32	14,6	5,59	4898,9
36	1,20	19,2	5,34	5543,9
48	1,21	24,7	5,37	7181,9

Conhecida a altura da coluna, é possível estimar a espessura e o peso da coluna por meio das equações 3.x e 3.x, e por fim, o custo do vaso. Com isto, é possível estimar o custo do vaso, dos pratos e da instalação dos mesmos.

### 3.6.1 Vaso pulmão

A seguir, projeta-se o vaso pulmão da coluna. Para tal, adotou-se uma razão  $L/D = 3$ . A partir das simulações, foi possível determinar a vazão de líquido no condensador, e utilizando-se um tempo de residência de 12 minutos, determinou-se o volume útil do vaso.

$$V_{\text{útil}} = Q \left( \frac{m^3}{h} \right) \cdot \tau(h) \quad (3.50)$$

Determinado o volume útil, multiplica-se o valor calculado por 2, visto que o vaso é preenchido até 50% do total de sua capacidade. A partir do volume total, determina-se o diâmetro e o comprimento do vaso:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{\text{total}}}{\pi \cdot (L/D)}} \quad (3.51)$$

Como as pressões de operação nas colunas e nos vasos pulmão eram inferiores a 3,5 kg/cm<sup>2</sup>, utilizou-se este valor mínimo como valor de projeto. Desta forma, conhecendo-se a

pressão, diâmetro e comprimento dos vasos, estimou-se a espessura, peso e os custos de compra e instalação dos mesmos, por meio das equações 3.35, 3.36 e 3.9.

**Tabela 18** – Parâmetros de V-303 em função do número de pratos.

Número de pratos	L/D	V total (m <sup>3</sup> )	P (kg/cm <sup>2</sup> )	Espessura (mm)	Massa (kg)
4	3	16,8	3,5	6,77	3731,3
6	3	8,9	3,5	6,05	2278,6
10	3	8,4	3,5	5,98	2171,8
20	3	8,3	3,5	5,98	2163,8

**Tabela 19** – Parâmetros de V-304 em função do número de pratos.

Número de pratos	L/D	V total (m <sup>3</sup> )	P (kg/cm <sup>2</sup> )	Espessura (mm)	Massa (kg)
20	3	20,4	3,5	7,02	4346,9
26	3	14,6	3,5	6,59	3333,5
36	3	10,7	3,5	6,24	2627,1
48	3	11,1	3,5	6,28	2707,8

### 3.6.2 Condensadores

Para estimar o custo do condensador, determinou-se com o auxílio das simulações o calor trocado no mesmo (*duty*). Por se tratar de vapores orgânicos, utilizou-se um coeficiente global de transferência de calor de 800 W/m<sup>2</sup>°C. Em seguida, efetuou-se o cálculo da diferença de temperatura média logarítmica, os parâmetros R e S, bem como o fator de correção, a partir das equações 3.3, 3.4 e 3.5. Desta forma, por meio das equações 3.1 e 3.9, estimou-se a área e os custos de compra e instalação dos condensadores, para cada número de pratos analisado para as colunas.

**Tabela 20** – Parâmetros de E-307 em função do número de pratos.

Número de pratos	Q (J/s)	A (m <sup>2</sup> )	Água de refrigeração (kg/h)
------------------	---------	---------------------	-----------------------------

4	$5,01 \times 10^6$	127,6	$2,54 \times 10^5$
6	$3,27 \times 10^6$	83,2	$1,65 \times 10^5$
10	$3,15 \times 10^6$	80,2	$1,59 \times 10^5$
20	$3,14 \times 10^6$	80,0	$1,59 \times 10^5$

**Tabela 21** – Parâmetros de E-309 em função do número de pratos.

Número de pratos	Q (J/s)	A (m <sup>2</sup> )	Água de refrigeração (kg/h)
20	$5,00 \times 10^6$	61,1	$2,53 \times 10^5$
26	$3,90 \times 10^6$	47,7	$1,98 \times 10^5$
36	$3,18 \times 10^6$	38,9	$1,61 \times 10^5$
48	$3,26 \times 10^6$	39,9	$1,65 \times 10^5$

Além dos custos de compra e instalação do condensador, é necessário levar em conta os custos da água de refrigeração. Essa estimativa foi feita utilizando-se a equação 3.11.

### 3.6.3 Refervedores

Para estimar o custo do condensador, determinou-se com o auxílio das simulações o calor trocado no mesmo (*duty*). Por se tratar de orgânicos leves, utilizou-se um coeficiente global de transferência de calor de 1050 W/m<sup>2</sup>°C. Em seguida, efetuou-se o cálculo da diferença de temperatura média logarítmica, a partir da equação 3.3. Desta forma, por meio das equações 3.1 e 3.9, estimou-se a área e os custos de compra e instalação dos refervedores, para cada número de pratos analisado para as colunas.

**Tabela 22** – Parâmetros de E-306 em função do número de pratos.

Número de pratos	Q (J/s)	A (m <sup>2</sup> )	Vapor (kg/h)
4	$5,44 \times 10^6$	60,4	$1,02 \times 10^4$
6	$3,70 \times 10^6$	41,4	$6,94 \times 10^3$
10	$3,58 \times 10^6$	40,1	$6,72 \times 10^3$
20	$3,58 \times 10^6$	40,0	$6,71 \times 10^3$

**Tabela 23** – Parâmetros de E-308 em função do número de pratos.

Número de pratos	Q (J/s)	A (m <sup>2</sup> )	Vapor (kg/h)
20	4,99 x 10 <sup>6</sup>	84,67	9,35 x 10 <sup>3</sup>
26	3,89 x 10 <sup>6</sup>	65,99	7,29 x 10 <sup>3</sup>
36	3,16 x 10 <sup>6</sup>	53,73	5,93 x 10 <sup>3</sup>
48	3,24 x 10 <sup>6</sup>	55,05	6,08 x 10 <sup>3</sup>

Além dos custos de compra e instalação do refeedor, é necessário levar em conta os custos do vapor. Essa estimativa foi feita utilizando-se a equação 3.13.

### 3.6.4 Bombas

Para estimar a potência da bomba, utilizou-se a mesma vazão de líquido utilizada no projeto do vaso pulmão. Além disso, foi necessário estimar a pressão na sucção e na descarga da bomba, de maneira a ser possível estimar o  $\Delta P$ , em kg/cm<sup>2</sup>. Para o cálculo da pressão de sucção, considerou-se uma elevação do vaso pulmão de 3 m, 50% do diâmetro do vaso, a densidade do líquido, a aceleração da gravidade e uma constante de conversão de unidades + 3,5 kg/cm<sup>2</sup> (pressão do vaso pulmão).

$$P = 3,5 + ((3 + 0,5 \cdot D) \cdot \rho_L \cdot g) / (98607) \text{ kg/cm}^2 \quad (3.52)$$

Já para o cálculo da pressão na descarga, considerou-se a pressão na coluna (3,5 kg/cm<sup>2</sup>) + (3m de levantamento da torre + altura da torre), multiplicados pela densidade do líquido e aceleração da gravidade, além do fator de conversão de unidades, somados a 0,25 kg/cm<sup>2</sup>, que seria a perda de carga na válvula de controle.

$$P = 0,25 + ((3 + H_{torre}) \cdot \rho_L \cdot g) / (98607) \text{ kg/cm}^2 \quad (3.53)$$

Calculadas as duas pressões, têm-se o  $\Delta P$ . Assim, é possível determinar a potência absorvida pelo fluido. Para determinar a potência do motor, utilizou-se uma eficiência hidráulica de 50% e 90% de eficiência do motor.

$$W_{\text{absorvida fluido}} (C.V) = \frac{Q \left( \frac{m^3}{h} \right) \cdot \Delta P (kg/cm^2)}{27,4} \quad (3.54)$$

$$W_{hidráulico} = \frac{W_{absorvida}}{\eta_{hidráulico}} \quad (3.55)$$

$$W_{motor} = \frac{W_{hidráulico}}{\eta_{motor}} \quad (3.56)$$

Conhecidas a vazão e a potência do motor, é possível determinar o custo da bomba e do motor. Com a potência do motor, estima-se o consumo anual de energia, utilizando como valores de referência USD 0,07/kWh e 8000 h por ano. Considerando uma taxa de juros de 10%, os custos de aquisição e instalação dos equipamentos foram anualizados e somados aos custos anuais das utilidades (água de resfriamento, vapor e consumo de energia elétrica).

**Tabela 24** – Parâmetros de P-302 em função do número de pratos.

Número de pratos	Q (m <sup>3</sup> /h)	ΔP (kg/cm <sup>2</sup> )	W <sub>motor</sub> (kW)
4	42,05	0,54	1,37
6	22,26	0,64	0,84
10	20,91	0,79	0,98
20	20,81	1,16	1,44

**Tabela 25** – Parâmetros de P-303 em função do número de pratos.

Número de pratos	Q (m <sup>3</sup> /h)	ΔP (kg/cm <sup>2</sup> )	W <sub>motor</sub> (kW)
20	51,07	1,07	3,26
26	36,4	1,29	2,80
36	26,78	1,64	2,63
48	27,85	2,06	3,43

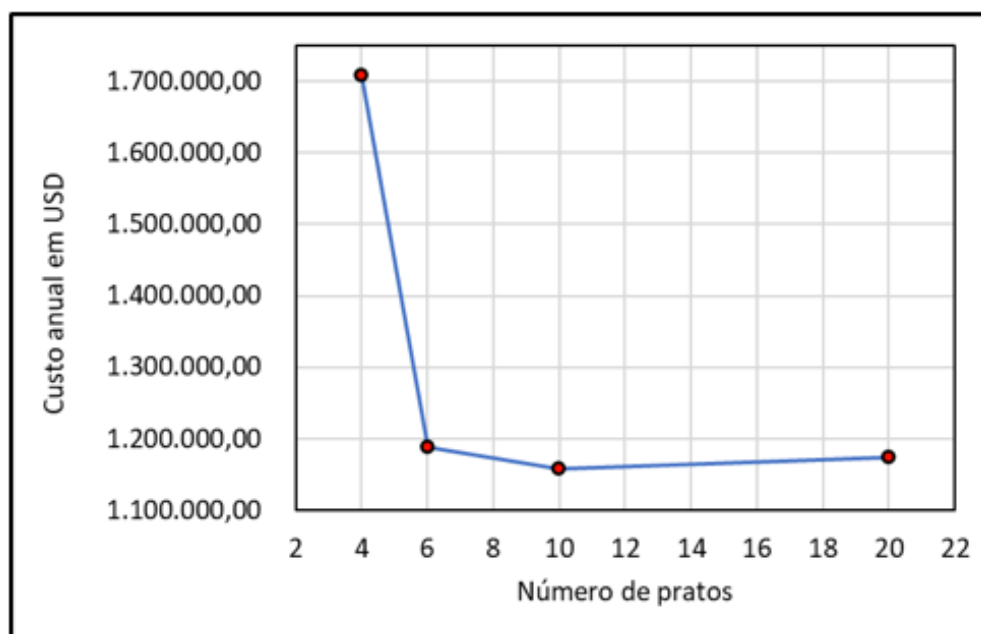
Assim, é possível determinar qual a opção ótima economicamente para cada coluna de destilação. Utilizou-se uma taxa de juros anual de 10%, de maneira que para anualizar os custos de compra e instalação dos equipamentos, multiplicou-se o total por 0,163. Desta forma, foi possível determinar qual configuração apresentaria o custo ótimo para cada coluna.

**Tabela 26** – Custos anuais de cada configuração da coluna T-301.

Número de pratos	Equipamentos (USD)	Custo (USD/ano)	Refrigeração (USD/ano)	Vapor (USD/ano)	Eletricidade (USD/ano)
4	705.821,35	115.048,88	53.622,54	984.703,95	1531,74
6	599.040,15	97.643,55	34.975,10	669.538,37	945,66
10	619.270,35	100.941,07	33.696,25	647.924,14	1097,89
20	686.282,84	111.864,10	33.607,03	646.918,83	1607,82

**Tabela 27** – Custo total anual de cada configuração da coluna T-301.

Número de pratos	Custo total (USD/ano)	Custo total 2021 (USD/ano)
4	1.154.907,11	1.707.741,40
6	803.102,68	1.187.534,20
10	783.659,34	1.158.783,68
20	793.997,78	1.174.070,95



**Figura 6** – Custo da coluna T-301 versus número de pratos.

Desta forma, conclui-se que o número de pratos ótimos para a coluna T-301 é de 10 pratos.

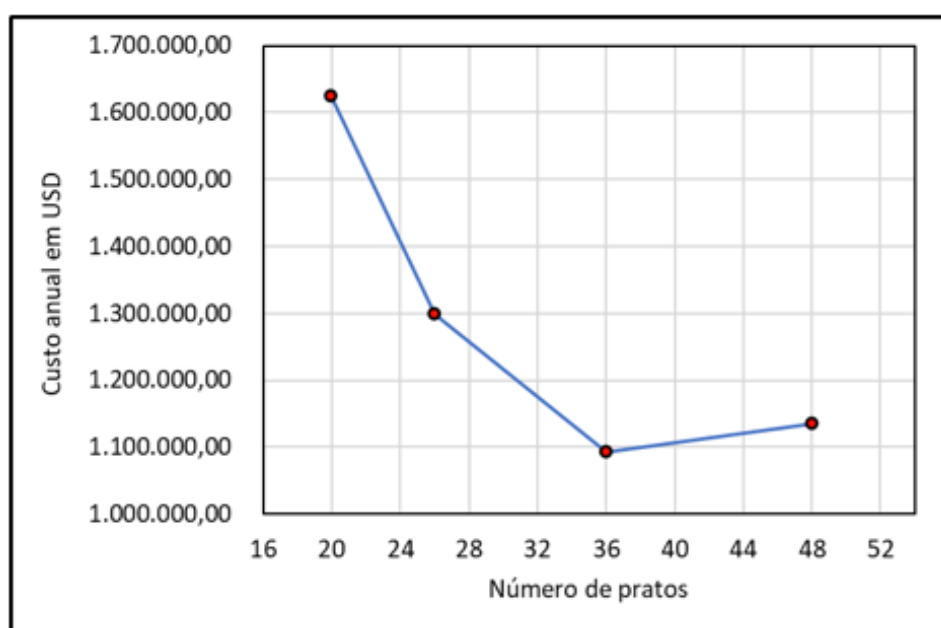


**Tabela 28** – Custos anuais de cada configuração da coluna T-302.

Número de pratos	Equipamentos (USD)	Custo (USD/ano)	Refrigeração (USD/ano)	Vapor (USD/ano)	Eletricidade (USD/ano)
20	854.965,76	139.359,42	53.533,32	902.268,29	3656,31
26	802.465,09	130.801,81	41.785,73	703.216,35	3135,54
36	791.893,87	129.078,70	34.082,88	572.525,68	2943,74
48	872.600,39	142.233,86	34.945,36	586.600,06	3838,96

**Tabela 29** – Custo total anual de cada configuração da coluna T-302.

Número de pratos	Custo total (USD/ano)	Custo total 2021 (USD/ano)
20	1.098.817,34	1.624.802,42
26	878.939,42	1.299.672,70
36	738.631,00	1.092.201,03
48	767.618,24	1.135.063,97



**Figura 7** – Custo da coluna T-302 versus número de pratos.

Desta forma, conclui-se que o número de pratos ótimos para a coluna T-302 é de 36 pratos.

## 4. INSTRUMENTAÇÃO, CONTROLE E SEGURANÇA

### 4.1 Controle do processo

O projeto de instrumentação e controle é uma parte fundamental no desenvolvimento de um projeto de uma planta industrial. Nessa etapa são estabelecidos todos os elementos necessários que deverão ser implementados no projeto final que garantam o adequado funcionamento e a segurança do processo químico de interesse.

Para a implementação do controle e segurança da planta, diversos dispositivos são utilizados, tais como alarmes, transmissores, sensores, controladores, válvulas, válvulas de segurança, encravamento entre os sistemas, entre outros. Essas informações, juntamente com os equipamentos necessários para o funcionamento da planta, são apresentadas em um diagrama mecânico de processo ou, como é mais conhecido, *Piping and Instrumentation Diagram* (P&ID), onde todos os sensores, equipamentos e tubulações relevantes para o processo são apresentadas de forma detalhada e enumerada.

### 4.2 Sistemas de alarmes

Garantir a segurança da planta é fundamental. Por isso, diversos alarmes foram utilizados nos equipamentos de forma a apontar valores críticos de determinada variável. Esses alarmes não ativam de forma automática as ações de controle necessárias para correção para o valor do *set point* ou valor considerado normal, a depender do tipo de variável. Por isso, ao soar um alarme de alta temperatura ou baixo nível, por exemplo, um controlador humano deve tomar a decisão apropriada para a ação de controle a ser realizada. Os alarmes empregados na planta são descritos na tabela 30 a seguir.

**Tabela 30** – Alarmes da planta de etilbenzeno.

<b>Equipamento</b>	<b>Alarme</b>	<b>Descrição</b>
PFR - 301	TAHH TAH TAL	Alarmes de temperatura muito alta, alta e baixa
PFR - 302		
PFR - 303		
PFR - 304		

V - 301		
V - 302	LAH	Alarmes de nível alto e baixo
V - 303	LAL	
V - 304		
T - 301	PAHH	Alertas de pressão muito alta, alta e baixa
	PAH	
	PAL	
T - 302	LAH	Alertas de nível alto e baixo
	LAL	

### 4.3 Válvulas de segurança

As válvulas de segurança (*Pressure Safety Valve – PSV*) são um elemento a mais para garantir a segurança do processo. Caso ocorra alguma falha no sistema que provoque um aumento excessivo em determinado equipamento, as válvulas de segurança são acionadas e desviam o fluxo do equipamento para outro local. Essas válvulas são acionadas automaticamente uma vez que um valor crítico seja atingido. Os equipamentos em que essas válvulas foram utilizadas são apresentados na tabela 31 abaixo.

**Tabela 31** – Válvulas de segurança da planta de etilbenzeno.

Válvula	Equipamento	Situação de Acionamento
PSV – 1	V – 301	Fogo externo no vaso
PSV – 2	V – 302	Fogo externo no vaso
PSV – 3	V – 303	Fogo externo no vaso
PSV – 4	V – 304	Fogo externo no vaso
PSV – 5	R – 301	Aumento excessivo de temperatura
PSV – 6	R – 301	Aumento excessivo de temperatura
PSV – 7	R – 302	Aumento excessivo de temperatura
PSV – 8	R – 304	Aumento excessivo de temperatura
PSV – 9	T – 301	Aumento excessivo de pressão
PSV – 10	T – 302	Aumento excessivo de pressão

#### 4.4 Sistemas de encravamento

Os sistemas de encravamento são utilizados como o último recurso para a segurança do processo. Caso as válvulas de segurança apresentem falhas, os sistemas de encravamento são ativados de forma a interromper o processo de produção. No caso dos reatores, nitrogênio gasoso é inserido no sistema de forma a parar a reação e controlar a temperatura; para as colunas de destilação, é interrompido o fluxo de calor dos refeedores de forma a controlar a pressão. Os encravamentos são descritos na tabela 32 a seguir.

**Tabela 32** – Encravamento da planta de etilbenzeno.

Encravamento	Equipamento	Situação	Ação
SE – 1	R – 301	Temperatura muito alta	Entrada de nitrogênio para cessar a reação
SE – 2	R – 301		
SE – 3	R – 302		
SE – 4	R – 304	Pressão e temperatura muita alta	Interrompe o fornecimento de calor
SE – 5	T – 301		
SE – 6	T – 302		

#### 4.5 Tubulações

As tubulações foram dimensionadas usando um método aproximado, onde as velocidades são estimadas com valores entre 1 e 3m/s. Foi estimado também um comprimento da tubulação de 30 m, ou seja, a distância entre um equipamento e outro. Com esses dados iniciais podemos então calcular o fator de atrito pela equação de Chen (4.1) e a perda de carga pela equação de Fanning (4.2).

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log_{10} \left( \frac{\varepsilon/D}{3,7} - \frac{5,02}{Re} \log_{10} \left( \frac{\varepsilon/D}{3,7} + \frac{12}{Re} \right) \right) \quad (4.1)$$

$$\Delta P = 2 \cdot f \cdot \rho \cdot v^2 \cdot \frac{L}{\varnothing} \quad (4.2)$$

Em relação ao material usado na construção das tubulações para o transporte do benzeno, etileno e etilbenzeno, foi escolhido o aço inox 304; para as tubulações envolvendo água quente para resfriamento ou aquecimento foram escolhidos tubos de cobre.

### 4.6 Diagrama de Interconexões

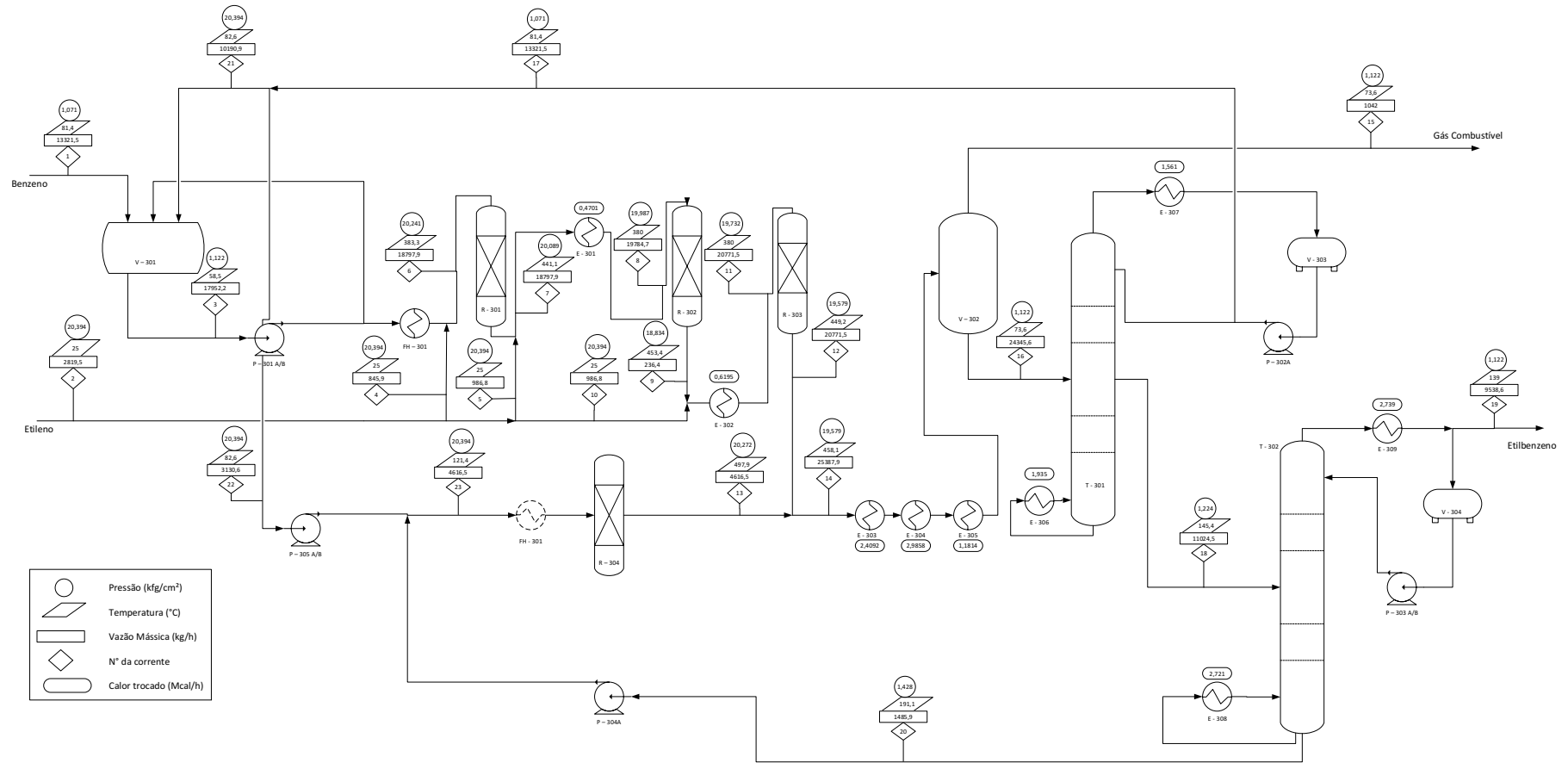


Figura 8 – Diagrama de interconexões e tubulações

### 4.7 Diagrama P&ID

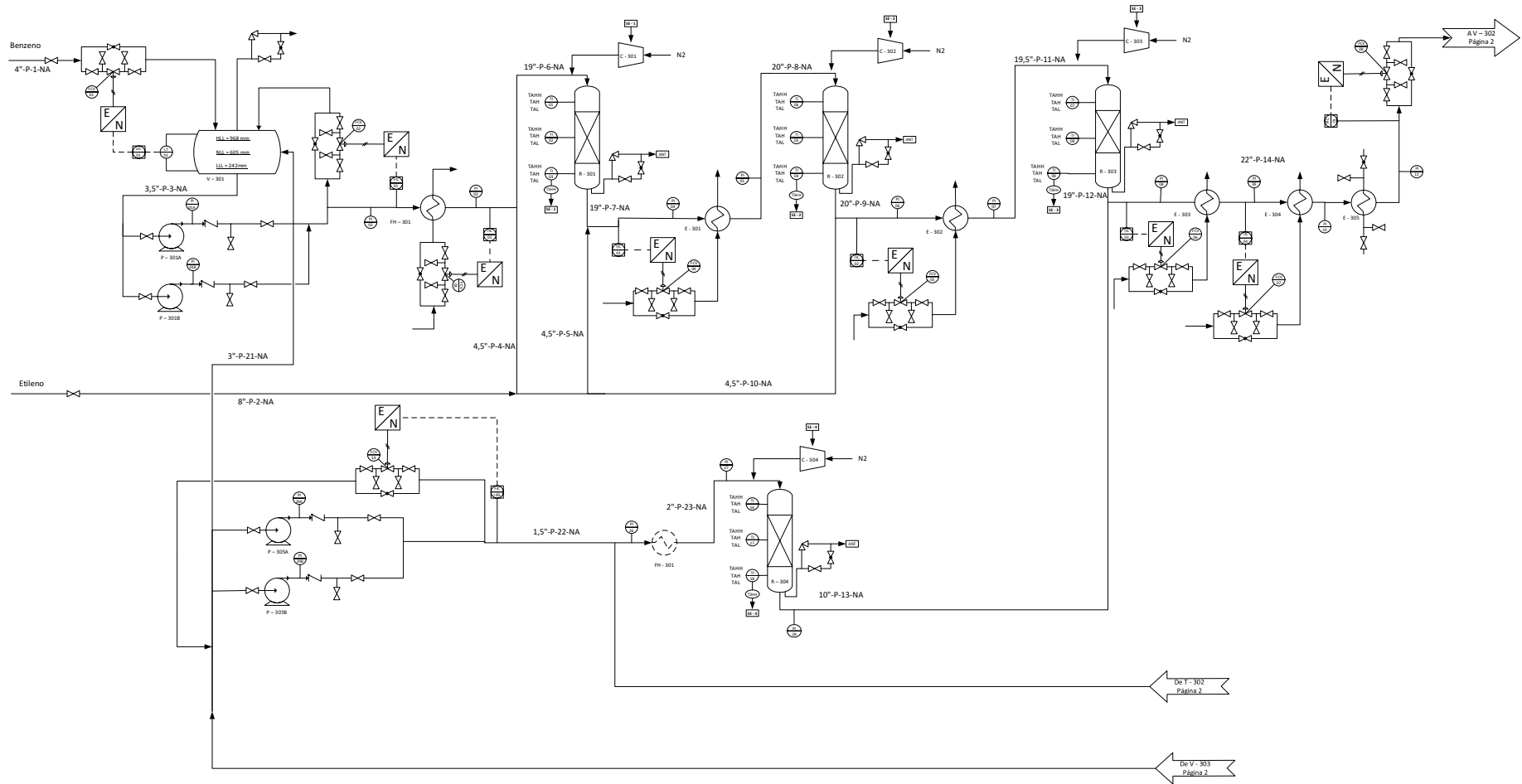


Figura 9 – Diagrama P&ID parte 1.



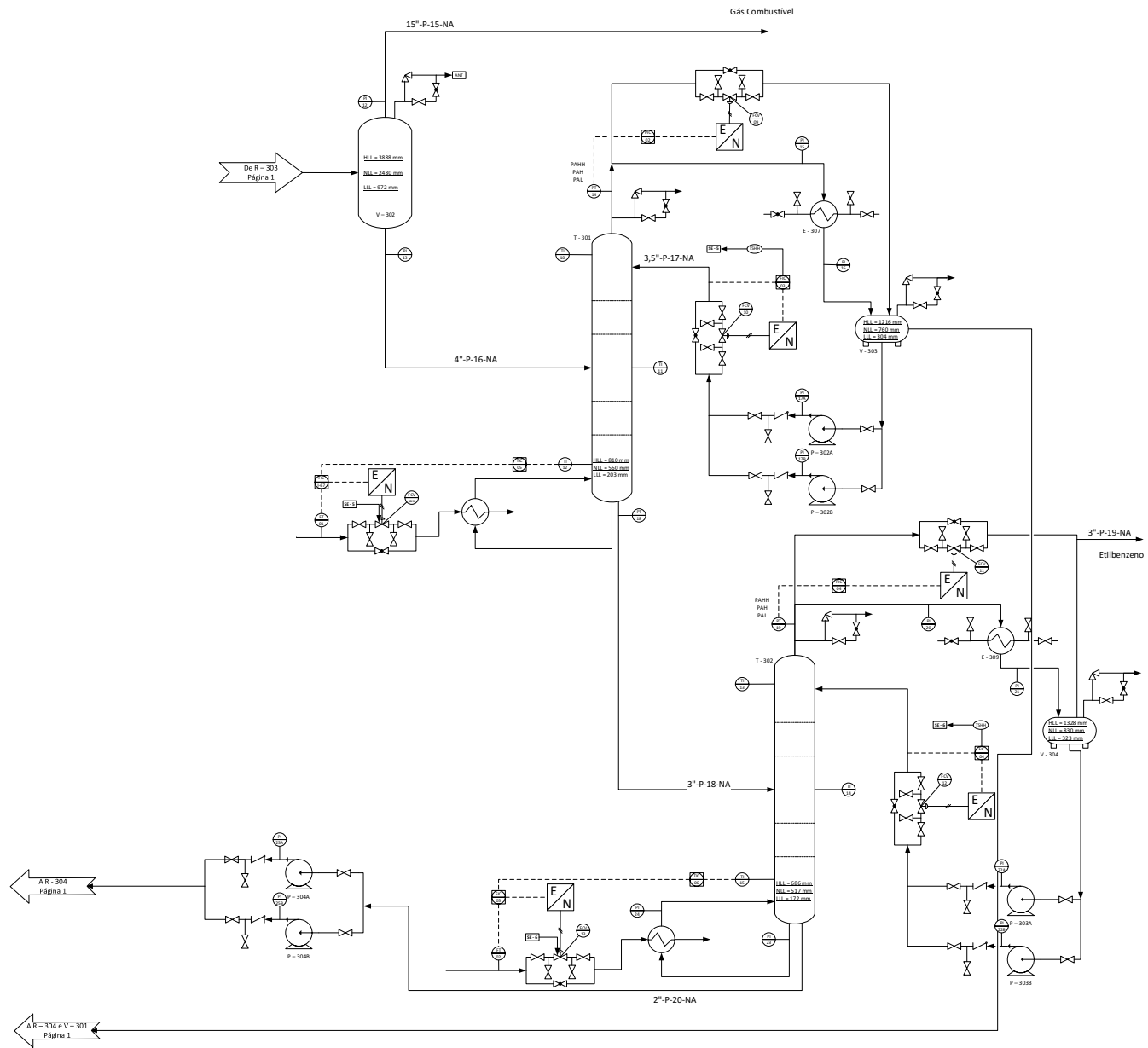


Figura 10 – Diagrama P&ID parte 2.

## 5. ANÁLISE DE IMPACTO AMBIENTAL

O etilbenzeno possui evidências, mesmo que não conclusivas, de ocasionar câncer em seres humanos, embora seja apresentado nas Planilhas de Avaliação de Risco para Áreas Contaminadas da CETESB como composto não carcinogênico, e o valor máximo (VMP) estabelecido pelo Ministério da Saúde (2011) ser baseado em padrões organolépticos. (Rodrigues e col., 2021). O composto também possui grande inflamabilidade, e por isso deve ser manipulado com extrema cautela. Por isso, inicialmente deve ser feito um estudo de prospecção para a localização da planta industrial, esse estudo deve visar a instalação da planta em um local longe da atividade humana e se possível, em um local onde exista a menor diversidade de espécies animais possíveis.

Outros compostos presentes na planta industrial são o benzeno e o tolueno. Esses compostos junto com o etilbenzeno são classificados na literatura como compostos do tipo BTEX. Compostos do tipo BTEX são os compostos derivados do petróleo que se encontram na maior faixa de hidrossolubilidade, por isso apresentam um maior potencial de poluição (De Mello, 2007). Para que estes compostos não contaminem as nascentes e outros cursos d'água que podem estar localizados próximos à planta, pode ser implementada uma estação de tratamento de efluentes (ETE). Esta estação pode funcionar se utilizando um reator com biofilme, a tal técnica fundamenta-se em um processo através do qual microrganismos degradam contaminantes a simples produtos para obter a energia necessária para esses sobreviverem (De Mello, 2007).

Além disso, o benzeno é classificado como uma substância hematóxica e cancerígena (Goldbaum e col., 2017) e o etileno é classificado como altamente inflamável e sua exposição a altas quantidades pode causar efeitos diversos, desde náuseas e falta de ar, até fraqueza e desmaio (CARBOCLORO, 2006). Para o tratamento dos vapores tóxicos gerados na planta, podem ser implementadas técnicas de tratamento como a da condensação do vapor na planta. (Primo e col. 2017).

Para todos os efeitos e causalidades que possam vir a ocorrer da planta, é necessária a conformidade da mesma com a legislação ambiental brasileira, que é uma das mais completas do mundo. Todos os campos do empreendimento devem estar em conformidade com a legislação para evitar qualquer tipo de entrave com o governo que possa vir a invalidar seu processo de produção.

## 6. ANÁLISE ECONÔMICA

Para uma planta química ser viável, é de extrema importância e necessidade que ela gere lucro. Por isso, a avaliação econômica é essencial antes do investimento em um projeto. Sendo responsabilidade do engenheiro realizar uma estimativa aproximada dos custos de modo a viabilizar o projeto ou propor novos horizontes para ele.

Para a avaliação econômica deste projeto, utilizamos o método das porcentagens, onde os custos e gastos não conhecidos são baseados em gastos conhecidos.

Seguiremos uma ordem lógica de construção financeira onde ao final conseguiremos através do valor atualizado líquido (VAL) e da taxa interna de retorno (TIR) saber se a planta é viável e rentável.

### 6.1 Custo dos equipamentos

Os valores obtidos baseiam-se em valores do ano de 2006, para um melhor alinhamento a realidade corrigimos os valores finais com base nos valores do CEPCI dos anos de 2006 e 2021, como mostra a equação abaixo.

$$C_{2021} = \frac{C_{2006} \cdot CEPCI_{2021}}{CEPCI_{2006}} \quad (6.1)$$

Em que CEPCI é o Índice de Custo de uma Planta de Engenharia Química (Chemical Engineering Plant Cost Index), que é um importante índice para ajustar valores de custo de construção de uma planta de processos de um ano para outro. Os valores do CEPCI foram extraídos do site Towering Skills, e obtivemos os seguintes valores:  $CEPCI_{2021} = 744,60$  e  $CEPCI_{2006} = 499,6$ . Na conversão de dólar para real, utiliza-se a cotação da média do dólar no ano de 2021, que foi de R\$5,27.

**Tabela 33** – Custos dos equipamentos da planta em dólar corrigidos para 2021.

<b>Equipamento</b>	<b>Identificação no diagrama P&amp;ID</b>	<b>Custo (\$/2021)</b>
Vaso acumulador	V – 301	127.748,29
Vaso separador L/V	V – 302	150.231,97
Vaso de refluxo de benzeno	V – 303	201.994,68
Vaso de refluxo EB	V – 304	226.039,26
Reator de etilbenzeno	R – 301	654.742,68
Reator de etilbenzeno	R – 302	748.472,18
Reator de etilbenzeno	R – 303	806.107,83
Reator de transalquilação	R – 304	207.840,64
Trocador de calor	E – 301	203.524,03
Trocador de calor	E – 302	218.609,84
Trocador de calor	E – 303	749.187,93
Trocador de calor	E – 304	2.248.648,47
Trocador de calor	E – 305	503.050,47
Trocador de calor	E – 306	185.340,81
Trocador de calor	E – 307	218.687,66
Trocador de calor	E – 308	196.180,15
Trocador de calor	E – 309	184.463,82
Bomba centrífuga	P – 301	238.790,25
Bomba centrífuga	P – 302	128.681,49
Bomba centrífuga	P – 303	153.257,80
Bomba centrífuga	P – 304	114.436,98
Bomba centrífuga	P – 305	148.334,69
Torre de destilação	T – 301	1.158.783,00
Torre de destilação	T – 302	1.092.201,03
	<b>Total</b>	<b>10.865.355,95</b>

## 6.2 Custo dos Materiais

Seguindo o método das porcentagens, temos que o custo total com materiais (M) corresponde um valor entre 60-70% dos custos totais com equipamentos (E), por se tratar de uma estimativa, levaremos em consideração o valor intermediário de 65%. Com isso obtemos a Tabela abaixo, com o valor gasto com equipamentos e o gasto com materiais.

**Tabela 34** – Custos equipamentos e materiais.

	<b>Porcentagem (%)</b>	<b>Custo (MMS/2021)</b>
Equipamentos (E)	100	10,87
Materiais (M)	65	7,06
	<b>Total (E+M)</b>	<b>17,93</b>

Além disso, ainda seguindo o método das porcentagens, podemos dividir o custo total de materiais em grupos de serviços, são eles: obra civil e edifícios, tubulações e infraestrutura, instrumentação, eletricidade, isolamento e pintura. As porcentagens de cada serviço podem ser observadas na Tabela abaixo:

**Tabela 35** – Porcentagem e custos/serviço de materiais.

	<b>Porcentagem (%)</b>	<b>Custo (MMS/2021)</b>
Materiais (M)	100	7,06
Obra civil e edifícios	28	1,97
Tubulações e infraestrutura	45	3,17
Instrumentação	10	0,70
Eletricidade	10	0,70
Isolamento	5	0,35
Pintura	2	0,14
	<b>Total</b>	<b>14,12</b>

### 6.3 Custos com Engenharia de Detalhe, Construção e sua Supervisão

A engenharia de detalhe é feita para garantir a integridade estrutural e construtiva do edifício, a estimativa de custo dessa parte do projeto é baseada em uma porcentagem da soma E+M. Por se tratar de uma planta de grande porte devido a sua produção de 80000 toneladas ao ano, a porcentagem deve ser entre 15-20% de E+M, consideramos o valor do gasto em 17,5% desse valor, levando em conta a média da estimativa. Além disso, o custo de construção da planta e da supervisão dessa compra foram estimados como 60% e 10%, respectivamente, do valor total de E+M. Os custos estão representados na Tabela abaixo:

**Tabela 36** – Custos com engenharia de detalhe.

	<b>Porcentagem (%) de E+M</b>	<b>Custo (MMS\$/2021)</b>
Engenharia de detalhe	17,5	3,13
Construção	60	10,75
Supervisão da construção	10	1,79
	<b>Total</b>	<b>15,68</b>

### 6.4 Custos com Engenharia de Processo e Catalisadores

A engenharia de processos consiste nos gastos com licenças e documentos básicos de engenharia, os gastos são estimados no mercado como, respectivamente, 0,72 e 0,51 milhões de dólares, totalizando um gasto de 1,23 milhões corrigidos para valores do dólar de 2021.

Como no processo não possuímos gastos com catalisadores, estimamos em zero esse valor.

### 6.5 Inside Battery Limits (ISBL)

O ISBL é calculado como a soma de todos os custos da planta, ou seja, custo da compra, instalação e supervisão de serviço de todos os equipamentos da planta, seja parte civil, tubulações, equipamentos, eletricidade, entre outros.

## 6.6 Offsite Costs (OSBL), Gastos de Arranque e Taxas de Contingência

O OSBL é o valor associado a infraestrutura da planta, sendo o gasto com armazéns, ferrovias, escritórios, cantinas, equipamentos de combate a incêndio, estações de tratamento de águas (ETA), instalações de geração de energia, caldeiras, dentre outros, seus gastos são estimados como sendo 8% do ISBL.

O custo com arranque é o investimento necessário para o funcionamento inicial da planta e sua manutenção até que gere lucro, ou seja, até que seja rentável. Esse valor é estimado em 4% do ISBL. Por fim, as taxas de contingência são os custos com erros de estimativa, aumento de preço em relação ao orçado, mudança de câmbio, imprevistos, ou seja, cobrem os extras. Esse valor pode ser considerado uma porcentagem entre 5-15% do ISBL, consideramos a média 10% como sendo esse gasto. Os custos referentes a essas etapas encontram-se na Tabela abaixo:

**Tabela 37** – Custos com Arranque, Imprevistos e OSBL.

	<b>Porcentagem (%)</b>	<b>Custo (MM\$/2021)</b>
ISBL	100	34,85
OSBL	8	2,78
Gastos de arranque	4	1,39
Contingência e imprevistos	10	3,48
	<b>Total Investimento</b>	<b>42,51</b>

## 6.7 Capital Imobilizado

Sabendo que capital imobilizado são os bens necessários à manutenção das atividades da empresa e que pode ser estimado como a soma do ISBL, OSBL, serviços auxiliares, gastos de arranque e contingência e imprevistos, temos, assim, que seu valor é de 42,5 MM\$/2021.

## 6.8 Capital de Giro

O capital de giro é estimado como o ganho financeiro com a venda do produto produzido mensalmente. Encontramos o valor em 2015 de 1,34 dólares por quilo de

etilbenzeno. Convertendo para os valores atuais do dólar, o valor de venda encontrado por quilo foi de 2,24 dólares/Kg. Com o valor da tonelada estimado em 2.240 dólares e uma produção de 76.320 toneladas ao ano, a planta em questão arrecada 170,92 MM\$/2021 por ano, sendo assim, seu capital de giro, estimado em 14,24 MM\$/2021.

### **6.9 Capital de Investimento**

O capital de investimento é estimado como a soma do capital de giro com o capital de imobilizado, logo, seu valor é de 56,76 MM\$/2021.

**Tabela 38** – Valores estimados de Capital de giro, imobilizado e de investimento.

	<b>Valor (MMR\$/2021)</b>
Capital de giro	14,24
Capital de imobilizado	42,51
Capital de investimento	56,75

### **6.10 Análise de Rentabilidade do Projeto**

Para avaliação da rentabilidade de uma planta química, é comum a análise de um horizonte temporal de 15 anos de operação, levando em conta mais 3 anos de investimento inicial, totalizando uma análise de 18 anos à frente. Para isso, é levado em consideração a desvalorização da moeda, venda do produto, custos com manutenção da planta, impostos e capital requerido.

### **6.11 Vendas**

Após simulações obteve-se uma vazão mássica de etilbenzeno na saída do destilador de 9,54 toneladas por hora, multiplicando por 8.000 horas de operação anual, obtém-se um fluxo anual de 76.320 toneladas.



**Tabela 39** – Ganho anual com venda de etilbenzeno produzido.

<b>Produto</b>	<b>Fluxo mássico (t/h)</b>	<b>Fluxo anual (t/ano)</b>	<b>Preço de venda (\$/t)</b>	<b>Vendas anuais (MM\$/2021)</b>
Etilbenzeno	9,54	76.320	2.239,60	170,92

## 6.12 Custos

Custos são todos os valores gastos com a planta sejam eles diretamente ligados a produção do etilbenzeno (custos diretos) ou aqueles que continuam sendo valores gastos com a planta, porém relacionam-se indiretamente com a produção (custos indiretos).

Para fins didáticos, temos como exemplos de custos diretos a compra de matéria-prima, mão-de-obra, consumíveis (catalisadores e aditivos), insumos entre outros. Já como custos indiretos temos manutenção, seguros, aluguel de máquinas e/ou ambientes, impostos, utilitários (combustível, ar comprimido, eletricidade, vapor...).

Por se tratar de um grande projeto, alguns dos gastos foram desconsiderados, pois seria muito complexo sua estimativa sem fundo conhecimento da planta. Esses gastos são os gastos com recipientes de transporte, embalagens, estruturas laboratoriais, aluguéis de máquinas e espaços físicos, logística de transporte entre outros.

Os demais custos conseguimos extrair a partir de uma estimativa de porcentagem de um custo conhecido, a relação de porcentagem e a variável base para o cálculo encontram-se abaixo.

**Tabela 40** – Valores dos capitais envolvidos no projeto em MM\$ do ano de 2021.

	<b>Porcentagem (%)</b>	<b>Variável</b>
Abastecimento	7,6	Imobilizado
Amortização	6,67	Imobilizado
Diretivos e Empregados	25	Mão-de-obra direta
Gastos comerciais	7,5	CF
Gerência	4	CF
Impostos	0,75	Imobilizado
Manutenção	6	Imobilizado

Mão-de-obra indireta	30	Mão-de-obra direta
Pesquisas	1	Vendas
Seguros	1	Imobilizado

Os custos com mão-de-obra foram estimados baseados em uma planta de três turnos, em que, em cada turno, havia 10 funcionários. Para cada funcionário foi estimado uma renda bruta de R\$120.000 anuais ou USD 22.770,39 anuais.

Em relação a matéria prima, consideramos apenas os reagentes de entrada da planta: o benzeno e o etileno. Assim como os gastos com serviços gerais, que consistem em serviços auxiliares, gás e líquido de aquecimento ou resfriamento, eletricidade, ar comprimido, entre outros, seus valores foram estimados de acordo com o livro Chemical Engineering Economics.

**Tabela 41** – Valores anuais dos custos diretos de produção em MMS\$ do ano de 2021 corrigidos dos valores encontrados no livro Chemical Engineering Economics.

	Preço (\$/t)	Valor anual (MMS\$/2021)
Matéria-prima		91,71
- Benzeno	1738,20	64,57
- Etileno	1203,37	27,14
Mão-de-obra		0,68

**Tabela 42** – Custos com serviços gerais da planta (insumos).

	Unidade	Tipo de custo	Consumo (unidade)	Valor anual (MMS\$/2021)
<b>Aquecimento</b>	t/h			
E – 306		Vapor de aquecimento	4,362	0,64792
E – 308		Vapor de aquecimento	3,124	0,57253
<b>Resfriamento</b>	t/h			
E-301		Água de refrigeração	0,851	0,00583
E-302		Água de refrigeração	1,121	0,00771
E-303		Água de refrigeração	4,341	0,03000

E-304		Água de refrigeração	5,424	0,03681
E-305		Água de refrigeração	118,3	0,01471
E-307		Água de refrigeração	174,1	0,03370
E-309		Água de refrigeração	125,9	0,03408
<b>Eletricidade</b>	<b>kW</b>			
P – 301		Eletricidade	15	0,00840
P – 302		Eletricidade	1,08	0,00110
P – 303		Eletricidade	2,602	0,00294
P – 304		Eletricidade	0,23	0,00033
P – 305		Eletricidade	2,7	0,00151
<b>Válvulas de segurança</b>	<b>Nm<sup>3</sup>/h</b>			
		<b>Total:</b>		<b>1,40</b>

Com isso conseguimos preencher a Tabela dos custos com seus respectivos valores. O resultado encontramos abaixo:

**Tabela 43** – Demais custos e sua variável de origem para estimação do preço.

	<b>Porcentagem (%)</b>	<b>Variável</b>	<b>Valor anual (MMS/2021)</b>
Abastecimento	7,6	Imobilizado	3,23
Amortização	6,67	Imobilizado	2,84
Diretivos e Empregados	25	Mão-de-obra direta	0,17
Gastos comerciais	7,5	CF	7,76
Gerência	4	CF	4,14
Impostos	0,75	Imobilizado	0,32
Manutenção	6	Imobilizado	2,55
Mão-de-obra indireta	30	Mão-de-obra direta	0,205
Pesquisas	1	Vendas	1,71
Seguros	1	Imobilizado	0,43

Com isso, obtemos os custos totais como 117,14 MMS\$/2021 anuais referentes aos gastos com matéria-prima, serviços gerais e os demais custos da Tabela 40 (acima).

### 6.13 Valor Atualizado Líquido e Taxa Interna de Retorno

Para a estimativa da rentabilidade do projeto, serão considerados o valor atualizado líquido (VAL) e da taxa interna de retorno (TIR). Para isso, algumas considerações são tomadas, como a necessidade de 3 anos para o início das operações da fábrica, ausência de resíduos financeiros e uma análise de 15 anos de operação da fábrica. Na Tabela abaixo encontram-se os valores necessários para os cálculos. A inflação total considerada para o ano de 2021 foi de 10,06%, sendo considerada uma inflação alta devido a vários fatores como pandemia e falta de abastecimento de alguns componentes no mercado.

**Tabela 44** – Horizonte temporal para o cálculo do VAL e da TIR.

<b>Horizonte temporal</b>	
Capital de giro	14,24 MMS\$/2021
Capital de imobilizado	42,51 MMS\$/2021
Curva de investimento do imobilizado	Ano 0: 10%
	Ano 1: 60%
	Ano 2: 30%
Vendas	170,92 MMS\$/2021
Amortização	Linear de 3,09 MMS\$/2021
Impostos	35%
Inflação	10,06%
Juros de referência (K)	10%

Para construção de nosso horizonte temporal, utilizamos uma planilha Excel, onde são distribuídos os anos nas linhas e as colunas são as etapas dos cálculos.

Distribui-se o imobilizado nos três primeiros anos de acordo com a divisão de investimento 10/60/30%, investe-se o capital de giro no ano 2 e recuperamos seu valor no ano

17, com isso calculamos a coluna 3 (fundos investidos), como sendo a soma de imobilizado com capital de giro.

Com os investimentos organizados, faz-se a contabilidade de vendas, custos e amortização para a obtenção de nosso lucro bruto. Com isso extrai-se os impostos e obtemos nosso lucro líquido.

Para o cálculo de fundos gerados, basta somar rendimento líquido com amortização e para obter fluxo de caixa, basta somar fundo gerado com fundo investido.

A cada ano, os fundos são alterados devido aos juros (K), tal correção é obtido pela seguinte equação:

$$F_n = F(1 + K)^n \quad (6.2)$$

Em que n é o ano, K é os juros de referência, F é o fluxo de caixa sem correção e  $F_n$  é o fluxo de caixa corrigido para o ano n.

O cálculo do valor atualizado líquido (VAL) é obtido através da soma dos fundos atualizados, como está expresso a seguir:

$$VAL = \sum_{i=0}^n \frac{F_i}{(1 + K)^i} \quad (6.3)$$

Já para o cálculo do TIR, precisamos obter o valor de K para que VAL seja igual a 0, quando isso for obtido, temos que  $TIR = K$ , como mostrado na equação abaixo.

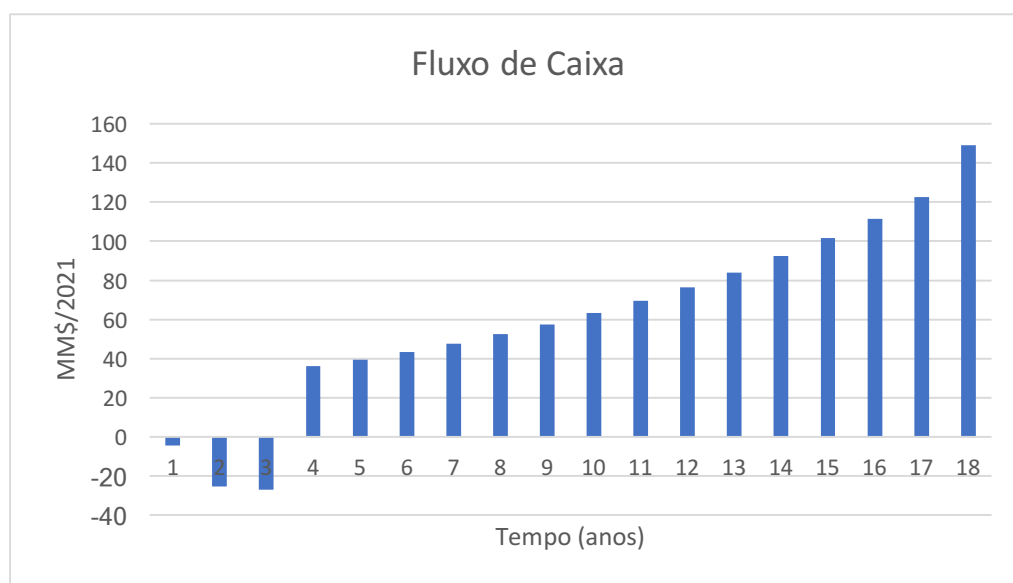
$$\sum_{i=0}^n \frac{F_i}{(1 + TIR)^i} = 0 \quad (6.4)$$

O projeto é considerado viável se VAL for um número positivo e se TIR for um valor maior que K, para esse projeto obtivemos  $VAL = 355,33 \text{ MM}\$/2021$  e  $TIR = 56,24\%$ , sendo assim o projeto pode ser considerado como viável e rentável. A Tabela feita para realização dos cálculos ao longo dos anos encontra-se abaixo, onde dela podemos extrair os valores da VAL e do TIR.

**Tabela 45** – Planilha de avaliação financeira ao longo dos primeiros anos de funcionamento.

ANO	Imobilizado	Giro	Fundos Investidos	Vendas	Custos	Amortização	Rendimento Bruto	Impostos	Rendimento líquido	Fundos gerados	Fluxos de Caixa	Fluxos Atualizados	Fluxos acumulados
0	-4,25	-	-4,25	-	-	-	-	-	-	-	-4,25	-4,25	-4,25
1	-25,51	-	-25,51	-	-	-	-	-	-	-	-25,51	-23,19	-27,44
2	-12,75	-14,25	-27	-	-	-	-	-	-	-	-27	-22,31	-49,75
3	-	-	-	170,95	117,14	3,09	50,72	17,752	32,97	36,06	36,06	27,09	-22,66
4	-	-	-	188,1476	128,92	3,09	56,13	19,6467	36,49	39,58	39,58	27,03	4,37
5	-	-	-	207,0752	141,89	3,09	62,09	21,7319	40,36	43,45	43,45	26,98	31,35
6	-	-	-	227,907	156,17	3,09	68,65	24,0269	44,62	47,71	47,71	26,93	58,28
7	-	-	-	250,8344	171,88	3,09	75,87	26,5528	49,31	52,40	52,40	26,89	85,17
8	-	-	-	276,0684	189,17	3,09	83,81	29,3329	54,48	57,57	57,57	26,85	112,02
9	-	-	-	303,8408	208,20	3,09	92,55	32,3925	60,16	63,25	63,25	26,82	138,85
10	-	-	-	334,4072	229,15	3,09	102,17	35,76	66,41	69,50	69,50	26,80	165,64
11	-	-	-	368,0486	252,20	3,09	112,76	39,4663	73,29	76,38	76,38	26,77	192,41
12	-	-	-	405,0743	277,57	3,09	124,42	43,5454	80,87	83,96	83,96	26,75	219,17
13	-	-	-	445,8248	305,49	3,09	137,24	48,0349	89,21	92,30	92,30	26,74	245,90
14	-	-	-	490,6747	336,22	3,09	151,36	52,976	98,38	101,47	101,47	26,72	272,62
15	-	-	-	540,0366	370,05	3,09	166,90	58,4141	108,48	111,57	111,57	26,71	299,33
16	-	-	-	594,3643	407,28	3,09	184,00	64,3994	119,60	122,69	122,69	26,70	326,03
17	-	14,25	2,7	654,1573	448,25	3,09	202,82	70,9868	131,83	134,92	149,17	29,51	355,55

Abaixo encontra-se o fluxo de caixa ao longo dos 15 anos de estimativa.



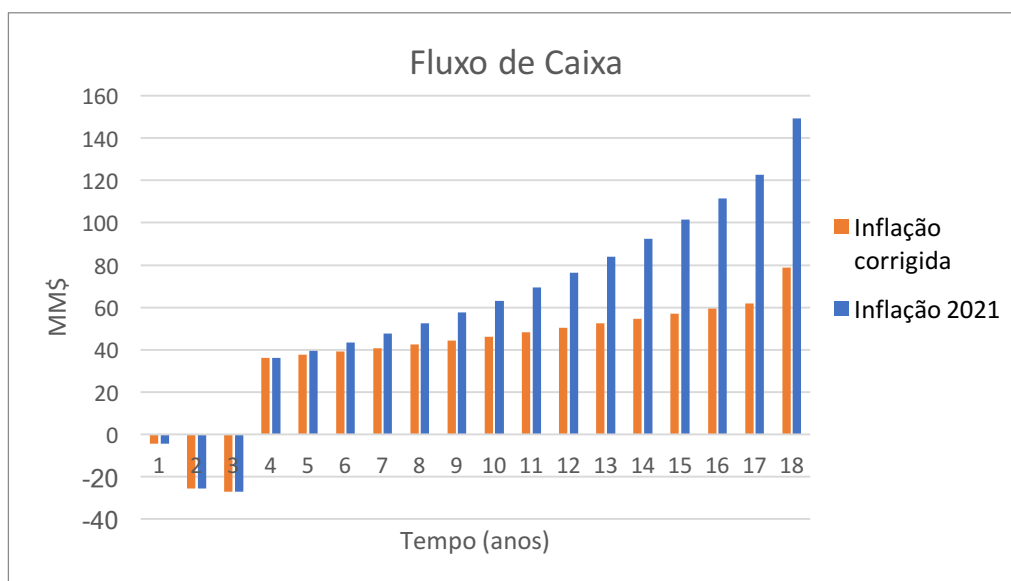
**Figura 11** – Fluxo de caixa nos 17 primeiros anos de funcionamento (MMS\$/2021).

Além disso podemos observar no gráfico acima que a partir do 4º ano torna-se positivo o fluxo do caixa da planta.

Por se tratar de um ano atípico, 2021 utilizado como parâmetro possui uma grande inflação acumulada além de um alto valor do dólar, sendo difícil relacionar os resultados obtidos nesse ano com os resultados que seriam obtidos em anos anteriores ou futuros.

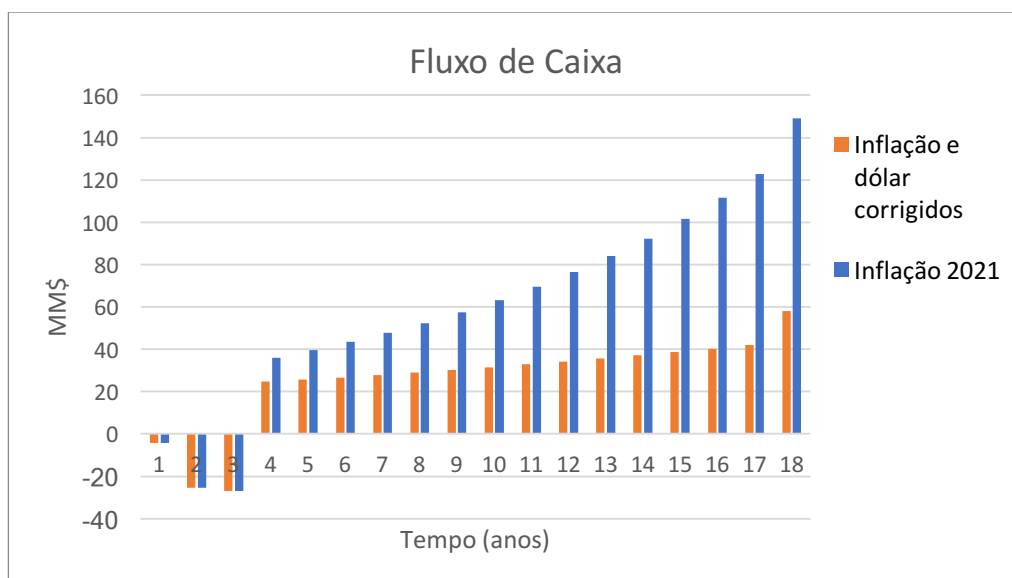
Sabendo disso, propomos outros dois cenários, um em que corrigimos a inflação para a média de 4 anos antes da pandemia e o outro cenário que além da inflação corrigimos o valor do dólar usado como câmbio.

Abaixo encontramos o fluxo de caixa para o primeiro cenário, onde obtivemos uma VAL de 239,5 e um TIR de 51,82%, mostrando que mesmo com a mudança a planta se mostra rentável e viável.



**Figura 12** – Comparação fluxo de caixa obtido com fluxo de caixa corrigido para inflação média dos 5 anos que antecederam a pandemia.

O resultado é ainda melhor quando comparamos os fluxos de caixa de 2021 com o cenário pré-pandemia, onde a inflação acumulada foi de 4,35% e o dólar custava R\$ 3,54.



**Figura 13** – Comparação fluxo de caixa obtido com fluxo de caixa corrigido para inflação e dólar médios dos 5 anos que antecederam a pandemia.

No gráfico observamos um cenário menos rentável devido à baixa da inflação e dólar, porém a redução com os gastos também foi significativa. Foi obtido uma VAL de 148, 24 e uma TIR de 38,67%, sendo, ainda assim um projeto rentável e possível.



## **7. CONSIDERAÇÕES FINAIS**

Para o desenvolvimento da planta de produção do etilbenzeno nesse projeto foram levados em conta diversos aspectos como dimensionamento, análise ambiental, otimização, instrumentação e controle de processos, maquinário que será utilizado, segurança além da viabilidade financeira. O processo produtivo consiste na reação em estado gasoso entre etileno e benzeno ao longo de três reatores onde, ao final, obtemos um produto com 99,81% de pureza, potencializado pelo reciclo de etileno e benzeno na planta.

Baseado nas análises e resultados obtidos, a planta mostrou-se viável instrumentalmente, produtivamente e financeiramente. Para futuras melhorias ou para uma real execução do projeto evidenciou-se uma maior necessidade de detalhamento nas partes de controle de processos, além de cotações atuais dos preços dos maquinários usados, pois são a base da análise financeira e são oriundas de uma correção de preço o que leva a análise a ser somente uma aproximação, podendo ser diferente quando colocado em prática.

## 8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

CAO, Eduardo. **Heat Transfer In Process Engineering**. USA: The McGraw-Hill Companies, 2010.

CREMASCO, Marco Aurélio. **Operações Unitárias em Sistemas Particulados e Fluidomecânicos**. 2ª Edição. São Paulo: Blucher, 2014.

DE MELLO, J. **Biodegradação dos Compostos BTex em um Reator com Biofilme**. Tese (Mestrado em Engenharia Química) - Centro tecnológico da Universidade Federal de Santa Catarina, 2007.w

GOLDBAUM e col., Moisés. **Contaminação química, precarização, adoecimento e morte no trabalho: benzeno no Brasil**.

GOMIDE, Reynaldo. **Operações com Fluidos**. Edição do Autor. São Paulo, 1997.

GREENVIEW. Etilbenzeno. Disponível em: <<https://greenviewgv.com.br/etilbenzeno/>>. Acesso em: 05 maio 2022.

HOLLAND, C.D. Fundamentals of multicomponent distillation. McGraw-Hill Book Company, p.17-25,1981.

MAXWELL, C. **Cost Indices – Towering Skills**. Disponível em: <<https://www.toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>>. Acesso em: 04 abr. 2022.

RODRIGUES e col., Gabriela. **Avaliação do padrão de potabilidade para etilbenzeno considerando suas propriedades organolépticas e o risco à saúde humana**. Brazilian Journal of Development, Abril, 2021.

SILVA, A. L. F. et al. **Processamento primário do petróleo**. Escola de Ciências e Tecnologias E&P: Universidade Petrobrás. Rio de Janeiro, 2007. Disponível em: <<https://engenhariaquimica.files.wordpress.com/2010/04/apostila-ppp.pdf>>. Acesso em: 06

abr. 2022.

Agência Brasil. IBGE: inflação oficial fecha 2021 com alta de 10,06%. Disponível em: <<https://agenciabrasil.ebc.com.br/economia/>> . Acesso em: 20 abr. 2022.

Statista. Global benzene prices. Disponível em: < <https://www.statista.com/statistics/>> . Acesso em: 21 abr. 2022.

Statista. Global etileno prices. Disponível em: < <https://www.statista.com/statistics/>> . Acesso em: 21 abr. 2022.

Sigma Aldrich. Ethylbenzene. Disponível em: <<https://www.sigmaaldrich.com/BR/pt/product/sigald/e12508> >. Acesso em: 22 abr. 2022.

Towering Skills. Cost Indices. Disponível em: <<https://www.toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>>. Acesso em: 22 abr. 2022.

TOWLER, Gavin. SINNOTT, Ray. **Chemical Engineering Design**. 6th Edition. Londrens: Elsevier Ltd, 2020.

TURTON, Richard, BAILLIE, Richard C. WHITING, Wallace B. SHAIWITZ, Joseph A. **Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes**. 3a edição. EUA: Person Education, 2009.

## **ANEXO – FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO**

As folhas de especificação são indispensáveis aos projetos de engenharia, visto que detalham as características técnicas exigidas nos processos que ocorrem nas indústrias, garantindo que a informação seja explicitada de forma eficiente. Essas apresentam informações dos diversos componentes que formam a planta química, tais como: equipamentos envolvidos, condições de operação, controle de processos, dispositivos de segurança. As folhas de especificação da unidade de produção de etilbenzeno são apresentadas nas páginas subsequentes.















































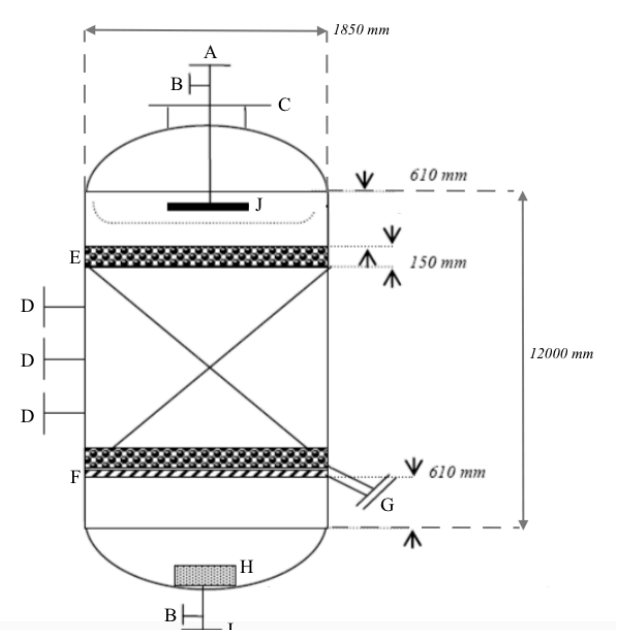
<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	21	
<b>Descrição</b>	Corrente de recirculação da entrada do vaso acumulador V - 301	
<b>Pressão</b>	20,394	Kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	82,6	°C
<b>Vazão mássica</b>	10190,9	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	130,2	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>		Gkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0	
<b>Fração de vapor</b>	0	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	12,61	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	78,26	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	808,1	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,3029	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,1159	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	0,9423	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	20,43	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	-	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
<b>Etileno</b>	0	0
<b>Etano</b>	0	0
<b>Propileno</b>	0	0
<b>Benzeno</b>	0,9946	0,9927
<b>Tolueno</b>	0	0
<b>Etilbenzeno</b>	0,0054	0,0073
<b>1,4 - dietilbenzeno</b>	0	0

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	22	
Descrição	Corrente de reciclo de benzeno após a bomba P – 305 A/B	
Pressão	20,394	Kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura	82,6	°C
Vazão mássica	3130,6	Kg/h
Vazão molar	40	Kmol/h
Entalpia total		Gkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	3,866	m <sup>3</sup> /h
Peso molecular	78,26	Kg/kmol
Densidade	809,8	Kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade	0,3033	cP
Condutividade térmica	0,1159	W/m·°C
Calor específico	0,9431	kJ/kg·°C
Tensão superficial	20,43	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m <sup>3</sup> /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Etileno	0	0
Etano	0	0
Propileno	0	0
Benzeno	0,9945	0,9926
Tolueno	0	0
Etilbenzeno	0,0055	0,0075
1,4 - dietilbennzeno	0	0

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	23	
<b>Descrição</b>	Corrente de reciclo de benzeno da entrada da caldeira H – 301	
<b>Pressão</b>	20,394	Kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	121,4	°C
<b>Vazão mássica</b>	4616,5	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	51,3	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>		Gkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0	
<b>Fração de vapor</b>	0	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	5,948	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	90,07	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	775,3	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,2484	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,1087	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	1,262	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	16,63	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	-	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
<b>Etileno</b>	0	0
<b>Etano</b>	0	0
<b>Propileno</b>	0	0
<b>Benzeno</b>	0,7762	0,6731
<b>Tolueno</b>	0	0
<b>Etilbenzeno</b>	0,0219	0,0258
<b>1,4 - dietilbenzeno</b>	0,2020	0,3009

## Anexo 2. Folhas de especificação de recipientes verticais.

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	R – 301		
Descrição	Reator de produção de etilbenzeno com catalisador de zeólitas		
Pressão no topo	20,10	Kg/cm <sup>2</sup> g	
Pressão no fundo	20,38		
Pressão de projeto	24,24		
Temperatura no topo	413,2	°C	
Temperatura no fundo	384,9		
Temperatura de projeto	530		
Nível normal de líquido	-	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	-		
Nível máximo de líquido (20%)	-		
Altura	11000		
Diâmetro	1720		
Material	Aço inox 316		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	-		Kg/m <sup>3</sup>
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave	-		Kg/m <sup>3</sup>
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	-	-	Entrada do fluido
B	-	-	Medida de pressão
C	-	-	Bocal de homem e carga do catalisador
D	-	-	Medida de temperatura
E	-	-	Bolas de alumina
F	-	-	Suporte do catalisador
G	-	-	Descarga do catalisador
H	-	-	Filtro de finos
I	-	-	Saída do fluido
J	-	-	Placa deflectora
ESQUEMA DO RECIPIENTE			

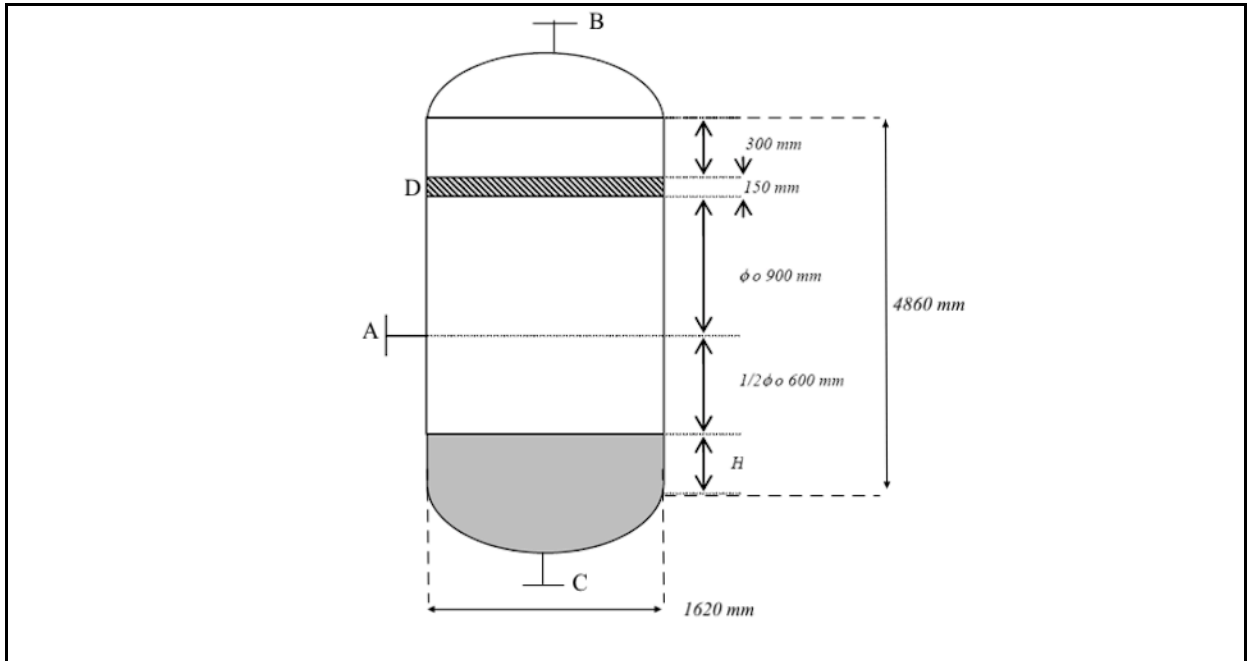
ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	R – 302		
Descrição	Reator de produção de etilbenzeno com catalisador de zeólitas		
Pressão no topo	19,73	Kg/cm <sup>2</sup> g	
Pressão no fundo	19,97		
Pressão de projeto	24,24		
Temperatura no topo	481,9	°C	
Temperatura no fundo	386,9		
Temperatura de projeto	530		
Nível normal de líquido	-	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	-		
Nível máximo de líquido (20%)	-		
Altura	12000		
Diâmetro	1850		
Material	Aço inox 316		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	-	Kg/m <sup>3</sup>	
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave	-	Kg/m <sup>3</sup>	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	-	-	Entrada do fluido
B	-	-	Medida de pressão
C	-	-	Bocal de homem e carga do catalisador
D	-	-	Medida de temperatura
E	-	-	Bolas de alumina
F	-	-	Suporte do catalisador
G	-	-	Descarga do catalisador
H	-	-	Filtro de finos
I	-	-	Saída do fluido
J	-	-	Placa deflectora
ESQUEMA DO RECIPIENTE			
			

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	R – 303		
Descrição	Reator de produção de etilbenzeno com catalisador de zeólitas		
Pressão no topo	19,58	Kg/cm <sup>2</sup> g	
Pressão no fundo	19,73		
Pressão de projeto	24,24		
Temperatura no topo	447,9	°C	
Temperatura no fundo	385,1		
Temperatura de projeto	530		
Nível normal de líquido	-	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	-		
Nível máximo de líquido (20%)	-		
Altura	12000		
Diâmetro	1970		
Material	Aço inox 316		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave			Kg/m <sup>3</sup>
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave			Kg/m <sup>3</sup>
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	-	-	Entrada do fluido
B	-	-	Medida de pressão
C	-	-	Bocal de homem e carga do catalisador
D	-	-	Medida de temperatura
E	-	-	Bolas de alumina
F	-	-	Suporte do catalisador
G	-	-	Descarga do catalisador
H	-	-	Filtro de finos
I	-	-	Saída do fluido
J	-	-	Placa deflectora
ESQUEMA DO RECIPIENTE			

ESPECIFICAÇÕES REATORES			
Número do equipamento	R – 304		
Descrição	Reator de trans-aquilação		
Pressão no topo	20,27	Kg/cm <sup>2</sup> g	
Pressão no fundo	20,38		
Pressão de projeto	24,24		
Temperatura no topo	502,4	°C	
Temperatura no fundo	500,6		
Temperatura de projeto	530		
Nível normal de líquido	-	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	-		
Nível máximo de líquido (20%)	-		
Altura	5000		
Diâmetro	950		
Material	Aço inox 316		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave			Kg/m <sup>3</sup>
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave			Kg/m <sup>3</sup>
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	-	-	Entrada do fluido
B	-	-	Medida de pressão
C	-	-	Bocal de homem e carga do catalisador
D	-	-	Medida de temperatura
E	-	-	Bolas de alumina
F	-	-	Suporte do catalisador
G	-	-	Descarga do catalisador
H	-	-	Filtro de finos
I	-	-	Saída do fluido
J	-	-	Placa deflectora
ESQUEMA DO RECIPIENTE			

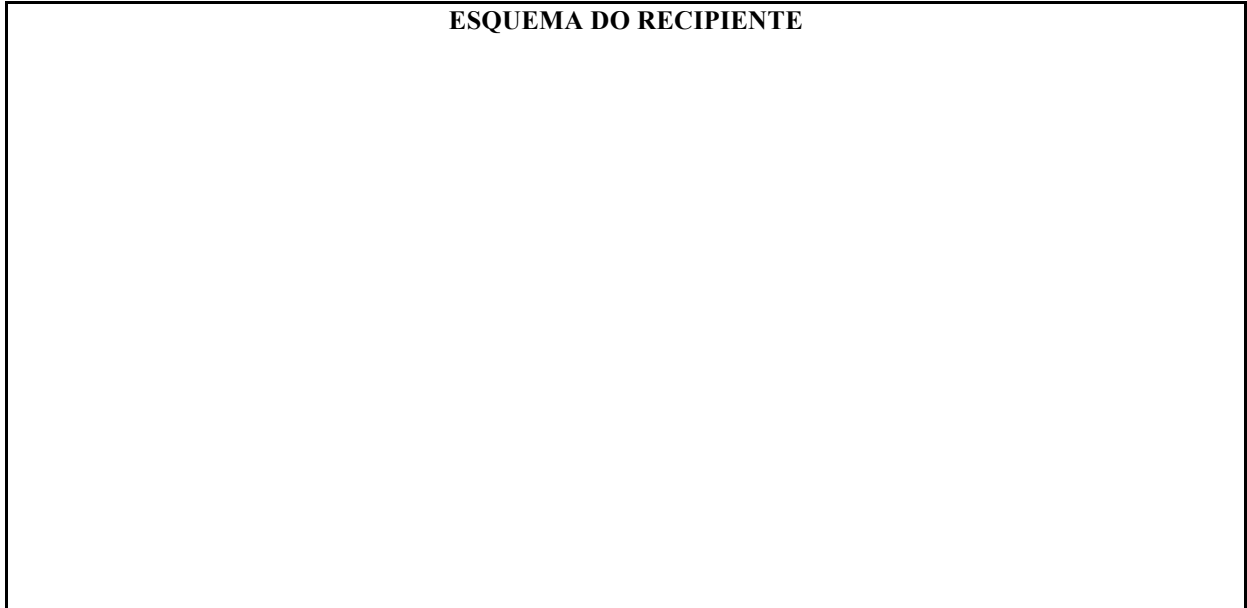
<b>ESPECIFICAÇÕES VASO SEPARADOR</b>			
<b>Número do equipamento</b>	V - 302		
<b>Descrição</b>	Vaso separador bifásico – L/V		
<b>Pressão no topo</b>	1,12	Kg/cm <sup>2</sup> g	
<b>Pressão no fundo</b>	1,12		
<b>Pressão de projeto</b>	3,5		
<b>Temperatura no topo</b>	64,27	°C	
<b>Temperatura no fundo</b>	73,92		
<b>Temperatura de projeto</b>	114		
<b>Nível normal de líquido</b>		mm	
<b>Nível máximo de líquido (80%)</b>			
<b>Nível máximo de líquido (20%)</b>			
<b>Altura</b>	4860		
<b>Diâmetro</b>	1620		
<b>Material</b>	Aço Carbono		
<b>PROPRIEDADES DO FLUÍDO</b>			
<b>Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave</b>	-		Kg/m <sup>3</sup>
<b>Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave</b>	-		Kg/m <sup>3</sup>
<b>CONEXÕES</b>			
<b>Sigla</b>	<b>Número</b>	<b>Diâmetro</b>	<b>Serviço</b>
A	-	-	Entrada de fluido
B	-	-	Saída do produto gasoso
C	-	-	Saída do produto líquido
D	-	-	Demister
<b>ESQUEMA DO RECIPIENTE</b>			





ESPECIFICAÇÕES TORRE DE DESTILAÇÃO			
Número do equipamento	T - 301		
Descrição	Torre de destilação de benzeno		
Pressão no topo	1,12	Kg/cm <sup>2</sup> g	
Pressão no fundo	1,22		
Pressão de projeto	3,5		
Temperatura no topo	84,2	°C	
Temperatura no fundo	120,4		
Temperatura de projeto	145		
Nível normal de líquido	560	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	810,4		
Nível máximo de líquido (20%)	202,6		
Altura	7400		
Diâmetro	1190		
Material	Aço carbono		
PROPRIEDADES DO FLUÍDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	2,953	Kg/m <sup>3</sup>	
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave	804,4	Kg/m <sup>3</sup>	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço

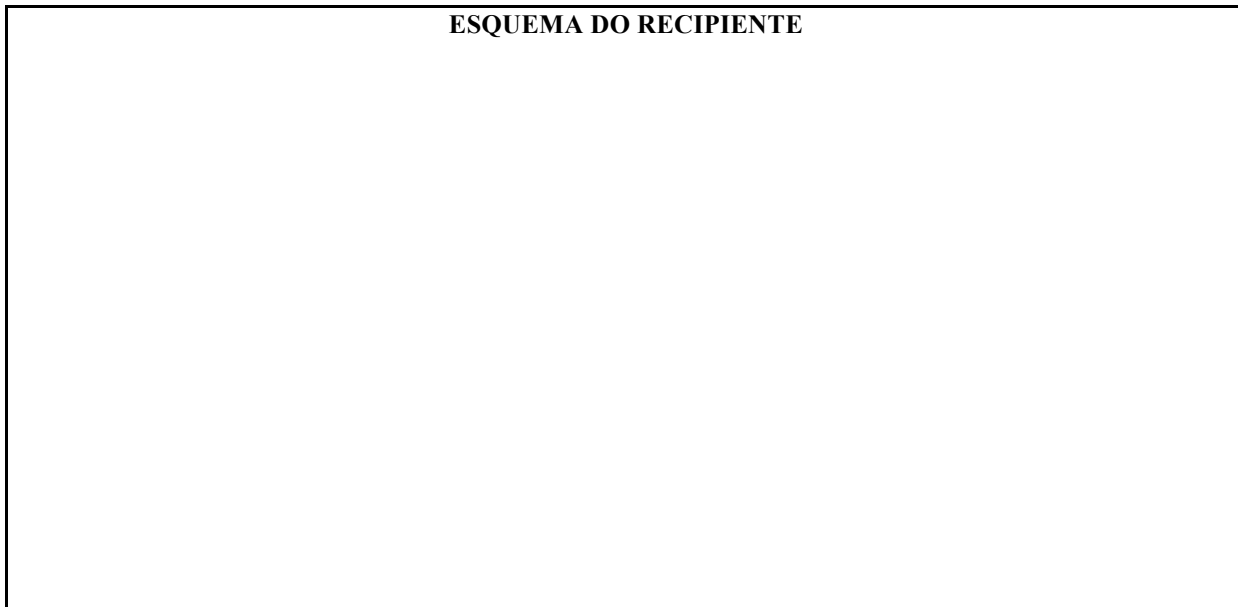
**ESQUEMA DO RECIPIENTE**



**ESPECIFICAÇÕES TORRE DE DESTILAÇÃO**

<b>ESPECIFICAÇÕES TORRE DE DESTILAÇÃO</b>			
<b>Número do equipamento</b>	T – 302		
<b>Descrição</b>	Torre de destilação de etilbenzeno		
<b>Pressão no topo</b>	1,12	Kg/cm <sup>2</sup> g	
<b>Pressão no fundo</b>	1,22		
<b>Pressão de projeto</b>	3,5		
<b>Temperatura no topo</b>	136,3	°C	
<b>Temperatura no fundo</b>	152,5		
<b>Temperatura de projeto</b>	175		
<b>Nível normal de líquido</b>	517	mm	
<b>Nível máximo de líquido (80%)</b>	685,6		
<b>Nível máximo de líquido (20%)</b>	171,4		
<b>Altura</b>	1920		
<b>Diâmetro</b>	1200		
<b>Material</b>	Aço carbono		
<b>PROPRIEDADES DO FLUÍDO</b>			
<b>Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave</b>	3,536	Kg/m <sup>3</sup>	
<b>Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave</b>	758,3	Kg/m <sup>3</sup>	
<b>CONEXÕES</b>			
<b>Sigla</b>	<b>Número</b>	<b>Diâmetro</b>	<b>Serviço</b>

**ESQUEMA DO RECIPIENTE**



**Anexo 3. Folhas de especificação de pratos.**

<b>ESPECIFICAÇÕES PRATOS</b>			
<b>Número do equipamento</b>	T – 301		
<b>Descrição</b>	Torre de destilação		
<b>Número de seções da coluna</b>	2		
<b>SEÇÃO 1 DA COLUNA</b>			
<b>Identificação</b>	Seção de Esgotamento		
<b>De prato/A prato</b>	1	2	
<b>Pressão</b>	1,071	1,088	Kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Perda de pressão</b>	0,017		
<b>Temperatura</b>	84,21	90,15	°C
<b>Vazão mássica de vapor/fase orgânica</b>	2,894 x 10 <sup>4</sup>	2,870 x 10 <sup>4</sup>	Kg/h
<b>Vazão mássica de líquido/fase aquosa</b>	1,667 x 10 <sup>4</sup>	4,366 x 10 <sup>4</sup>	
<b>Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	1,010 x 10 <sup>4</sup>	9859	m <sup>3</sup> /h
<b>Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação</b>	20,62	53,86	
<b>Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	2,867	2,911	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação</b>	808,6	805,0	
<b>Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	8,474 x 10 <sup>-3</sup>	8,555 x 10 <sup>-3</sup>	cP
<b>Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação</b>	0,3005	0,2875	
<b>Diâmetro</b>	1190		mm
<b>Número de pratos</b>	2		
<b>Espaçamento entre pratos</b>	460		mm
<b>Tipo de pratos (válvulas, perfurados)</b>	Perfurados		
<b>Altura de recheio</b>	-		mm
<b>Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)</b>	-		
<b>SEÇÃO 2 DA COLUNA</b>			

Identificação	Seção de Enriquecimento		
	De prato/A prato		
De prato/A prato	2	10	
Pressão	1,088	1,224	Kg/cm <sup>2</sup> g
Perda de pressão	0,136		
Temperatura	90,15	120,4	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	2,870 x 10 <sup>4</sup>	3,203 x 10 <sup>4</sup>	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	4,366 x 10 <sup>4</sup>	4,660 x 10 <sup>4</sup>	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	9859	9354	m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	53,86	60,2	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	2,911	3,424	Kg/m <sup>3</sup>
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	805,0	776,4	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	8,555 x 10 <sup>-3</sup>	8,688 x 10 <sup>-3</sup>	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,2875	0,2311	
Diâmetro	1190		mm
Número de pratos	8		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Perfurados		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		
SEÇÃO 3 DA COLUNA			
Identificação			
De prato/A prato			
Pressão			Kg/cm <sup>2</sup> g
Perda de pressão			
Temperatura			°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica			Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa			
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação			m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação			
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação			Kg/m <sup>3</sup>
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação			
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação			cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação			
Diâmetro			mm
Número de pratos			
Espaçamento entre pratos			mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)			
Altura de recheio			mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)			

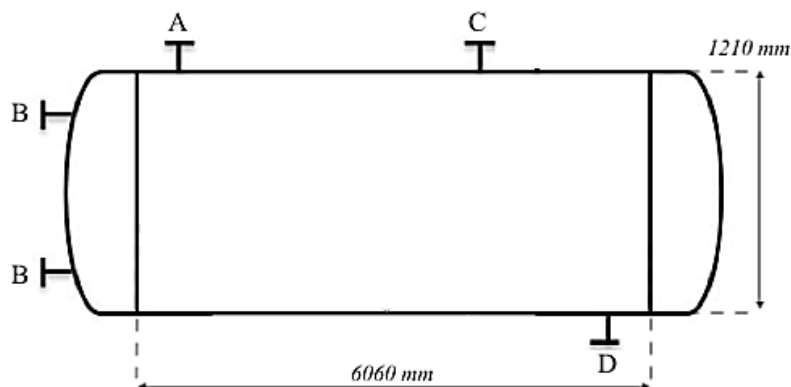
<b>ESPECIFICAÇÕES PRATOS</b>			
<b>Número do equipamento</b>	T – 302		
<b>Descrição</b>	Torre de destilação		
<b>Número de seções da coluna</b>	2		
<b>SEÇÃO 1 DA COLUNA</b>			
<b>Identificação</b>	Seção de Esgotamento		
<b>De prato/A prato</b>	1	23	
<b>Pressão</b>	1,122	1,314	Kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Perda de pressão</b>	0,192		
<b>Temperatura</b>	136,3	144,1	°C
<b>Vazão mássica de vapor/fase orgânica</b>	3,266 x 10 <sup>4</sup>	3,341 x 10 <sup>4</sup>	Kg/h
<b>Vazão mássica de líquido/fase aquosa</b>	2,124 x 10 <sup>4</sup>	3,439 x 10 <sup>4</sup>	
<b>Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	9384	8190	m <sup>3</sup> /h
<b>Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação</b>	27,94	45,73	
<b>Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	3,480	4,080	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação</b>	759,9	752,0	
<b>Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação</b>	8,202 x 10 <sup>-3</sup>	8,299 x 10 <sup>-3</sup>	cP
<b>Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação</b>	0,2087	0,1979	
<b>Diâmetro</b>	1200		mm
<b>Número de pratos</b>	23		
<b>Espaçamento entre pratos</b>	460		mm
<b>Tipo de pratos (válvulas, perfurados)</b>	Perfurados		
<b>Altura de recheio</b>	-		mm
<b>Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)</b>	-		
<b>SEÇÃO 2 DA COLUNA</b>			
<b>Identificação</b>	Seção de Enriquecimento		

De prato/A prato	23	36	
Pressão	1,314	1,428	Kg/cm <sup>2</sup> g
Perda de pressão	0,114		
Temperatura	144,1	152,5	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	3,341 x 10 <sup>4</sup>	3,425 x 10 <sup>4</sup>	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	3,439 x 10 <sup>4</sup>	3,408 x 10 <sup>4</sup>	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	8190	7688	m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	45,73	45,79	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4,080	4,455	Kg/m <sup>3</sup>
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	752,0	744,2	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	8,299 x 10 <sup>-3</sup>	8,363 x 10 <sup>-3</sup>	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,1979	0,1995	
Diâmetro	1200		mm
Número de pratos	13		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Perfurados		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		
<b>SEÇÃO 3 DA COLUNA</b>			
Identificação			
De prato/A prato			
Pressão			Kg/cm <sup>2</sup> g
Perda de pressão			
Temperatura			°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica			Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa			
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação			m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação			
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação			Kg/m <sup>3</sup>
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação			
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação			cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação			
Diâmetro			mm
Número de pratos			
Espaçamento entre pratos			mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)			
Altura de recheio			mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)			

**Anexo 4. Folhas de especificação de recipientes horizontais.**

<b>ESPECIFICAÇÕES VASO ACUMULADOR</b>			
<b>Número do equipamento</b>	V – 301		
<b>Descrição</b>	Vaso acumulador de benzeno anterior ao aquecedor		
<b>Pressão no topo</b>	1,11	Kg/cm <sup>2</sup> g	
<b>Pressão no fundo</b>	1,12		
<b>Pressão de projeto</b>	3,5		
<b>Temperatura no topo</b>	82,6	°C	
<b>Temperatura no fundo</b>	58,5		
<b>Temperatura de projeto</b>	110		
<b>Nível normal de líquido</b>	605	mm	
<b>Nível máximo de líquido (80%)</b>	1089		
<b>Nível máximo de líquido (20%)</b>	726		
<b>Comprimento</b>	6060		
<b>Diâmetro</b>	1210		
<b>Material</b>	Aço carbono		
<b>PROPRIEDADES DO FLUÍDO</b>			
<b>Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave</b>	-		Kg/m <sup>3</sup>
<b>Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave</b>	-		Kg/m <sup>3</sup>
<b>CONEXÕES</b>			
<b>Sigla</b>	<b>Número</b>	<b>Diâmetro</b>	<b>Serviço</b>
A	-	-	Entrada de fluido 1
B	-	-	Medida de nível
C	-	-	Entrada de fluido 2
D	-	-	Saída de fluido


**ESQUEMA DO RECIPIENTE**



**ESPECIFICAÇÕES VASO PULMÃO**

<b>Número do equipamento</b>	V – 303	
<b>Descrição</b>	Vaso pulmão da torre T-301	
<b>Pressão no topo</b>	1,07	Kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Pressão no fundo</b>	1,25	
<b>Pressão de projeto</b>	3,5	
<b>Temperatura no topo</b>	84,20	°C
<b>Temperatura no fundo</b>	81,93	
<b>Temperatura de projeto</b>	105,0	
<b>Nível normal de líquido</b>	760	mm
<b>Nível máximo de líquido (80%)</b>	1216	
<b>Nível máximo de líquido (20%)</b>	304	
<b>Comprimento</b>	4580	
<b>Diâmetro</b>	1520	
<b>Material</b>	Aço carbono	

**PROPRIEDADES DO FLUÍDO**

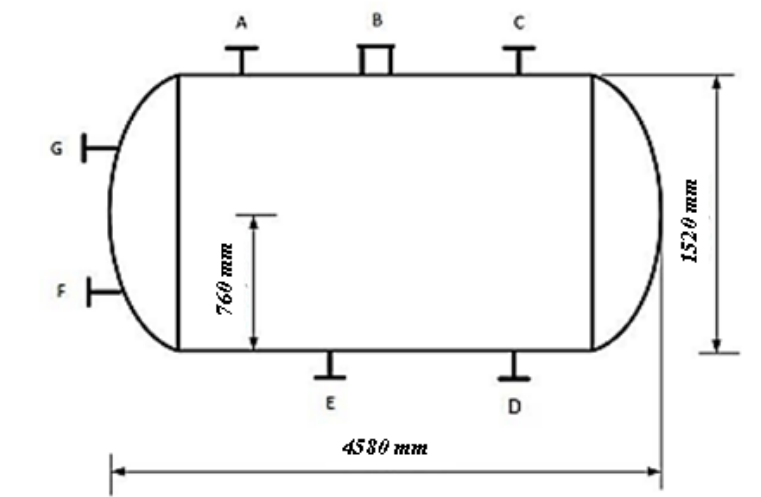
<b>Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>

**CONEXÕES**

<b>Sigla</b>	<b>Número</b>	<b>Diâmetro</b>	<b>Serviço</b>
A	-		Alimentação
B	-		Bocal de inspeção
C	-		Válvula de segurança
D	-		Saída do destilado
E	-		Drenagem
F	-		Conexão para medida do nível
G	-		Conexão para medida do nível




**ESQUEMA DO RECIPIENTE**



**ESPECIFICAÇÕES VASO PULMÃO**

Número do equipamento	V – 304	
Descrição	Pulmão da torre T-302	
Pressão no topo	1,07	Kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão no fundo	1,25	
Pressão de projeto	3,5	
Temperatura no topo	84,20	°C
Temperatura no fundo	81,93	
Temperatura de projeto	105,0	
Nível normal de líquido	830	mm
Nível máximo de líquido (80%)	1328	
Nível máximo de líquido (20%)	332	
Comprimento	4970	
Diâmetro	1660	
Material	Aço carbono	

**PROPRIEDADES DO FLUÍDO**

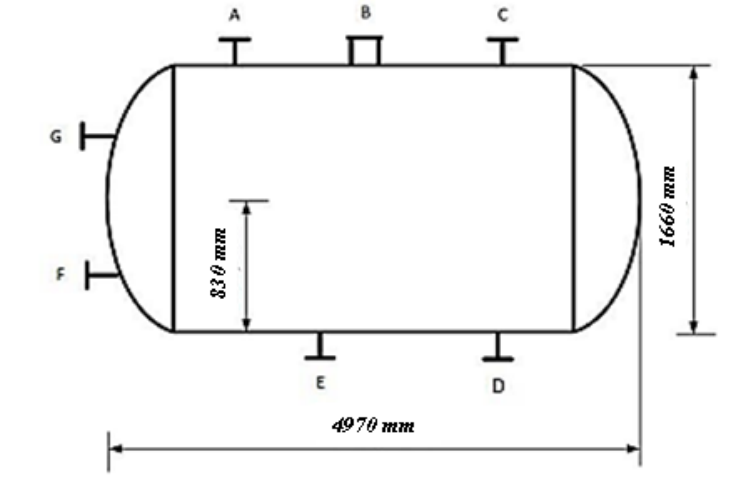
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	-	Kg/m <sup>3</sup>
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave	-	Kg/m <sup>3</sup>

**CONEXÕES**

Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	-		Alimentação
B	-		Bocal de inspeção
C	-		Válvula de segurança
D	-		Saída do destilado
E	-		Drenagem
F	-		Conexão para medida do nível

<b>G</b>	-		Conexão para medida do nível

**ESQUEMA DO RECIPIENTE**



**Anexo 5. Folhas de trocadores de calor.**

<b>ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR</b>						
<b>Número do equipamento</b>			E – 301			
<b>Descrição</b>			Resfriamento da corrente entre reatores R – 301 e R – 302			
<b>Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)</b>			Casco – tubo			
<b>Para casco-tubo, definir o tipo TEMA</b>			AES			
<b>Disposição (horizontal/vertical)</b>			horizontal			
<b>Circulação (forçada, termosifão...)</b>			Forçada			
<b>Número de carcaças estimadas</b>		<b>Em série ou paralelo?</b>		1		-
<b>CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO</b>						
<b>Lado</b>	<b>CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS</b>			<b>TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS</b>		
	<b>Entrada</b>	<b>Saída</b>		<b>Entrada</b>	<b>Saída</b>	
<b>Vazão total</b>	851		Kg/h	19783,98		Kg/h
<b>Fração de vapor/gás</b>	0	0		1	1	
<b>Vazão de vapor/gás</b>	0	0	Kg/h	19783,98	19783,98	Kg/h
<b>Vazão de líquido</b>	851	851		0	0	
<b>Temperatura</b>	28	45	°C	393,71	380,0	°C
<b>Pressão</b>			Kg/cm <sup>2</sup> g	20,09	19,99	Kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Perda de pressão permitida</b>			Kg/cm <sup>2</sup>	0,1		Kg/cm <sup>2</sup>
<b>Coefficiente individual de transmissão de calor</b>			Kcal / h m <sup>2</sup> °C			Kcal / h m <sup>2</sup> °C
<b>Fator de deposição</b>	0,0003		Kcal / h m <sup>2</sup> °C/	0,00015		h m <sup>2</sup> °C/ kcal
<b>Coefficiente global de transmissão de calor</b>			21,44			Kcal / h m <sup>2</sup> °C
<b>ΔT<sub>ml</sub></b>			350,35			°C
<b>F<sub>T</sub></b>			1			
<b>Calor trocado</b>			0,4701			Gcal/h
<b>CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO</b>						
<b>Pressão de projeto</b>			24,24			Kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura de projeto</b>			420			°C
<b>CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR</b>						
<b>Área de troca de calor</b>			62,6		m <sup>2</sup>	
<b>Diâmetro dos tubos</b>			¾ / 19,05		polegadas/mm	
<b>Comprimento dos tubos</b>			20 / 6096		pés/mm	
<b>Espessura dos tubos</b>			14		BWG	
<b>Espaçamento entre centro dos tubos</b>			0,0823 / 25,4		pés/mm	
<b>Tipo de disposição dos tubos (triangular, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)</b>			Triangular			
<b>Diâmetro do casco</b>			2,083 / 635		pés/mm	

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E – 302			
Descrição			Resfriamento da corrente entre reatores R – 302 e R – 303			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco – tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AES			
Disposição (horizontal/vertical)			horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas		Em série ou paralelo?		1		-
CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total			Kg/h	20770,93		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0		1	1	
Vazão de vapor/gás	0	0	Kg/h	20770,93	20770,93	Kg/h
Vazão de líquido				0	0	
Temperatura	28	45	°C	460,78	380	°C
Pressão			Kg/cm <sup>2</sup> g	19,73	19,73	Kg/cm <sup>2</sup> g
Perda de pressão permitida			Kg/cm <sup>2</sup>	0		Kg/cm <sup>2</sup>
Coefficiente individual de transmissão de calor			Kcal / h m <sup>2</sup> °C			Kcal / h m <sup>2</sup> °C
Fator de deposição	0,0003		Kcal / h m <sup>2</sup> °C	0,00015		h m <sup>2</sup> °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor			20,18			Kcal / h m <sup>2</sup> °C
$\Delta T_{ml}$			383			°C
$F_T$			1			
Calor trocado			0,6195			Gcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto			24,24			Kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura de projeto			490			°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor			80,1			m <sup>2</sup>
Diâmetro dos tubos			<sup>3</sup> / <sub>4</sub> / 19,05			polegadas/mm
Comprimento dos tubos			20 / 6096			pés/mm
Espessura dos tubos			14			BWG
Espaçamento entre centro dos tubos			0,0823 / 25,4			pés/mm
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)			Triangular			
Diâmetro do casco			2,083 / 635			pés/mm

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E – 303			
Descrição			Resfriamento da corrente efluente do reator R – 303			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco – tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AES			
Disposição (horizontal/vertical)			horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas		Em série ou paralelo?		1		-
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	4,341		Kg/h	20771,5		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0		1	1	
Vazão de vapor/gás	0	0	Kg/h	25382,70	25382,70	Kg/h
Vazão de líquido	4,341	4,341		0	0	
Temperatura	28	45	°C	457,85	280,0	°C
Pressão			Kg/cm <sup>2</sup> g	19,58	19,58	Kg/cm <sup>2</sup> g
Perda de pressão permitida			Kg/cm <sup>2</sup>	0		Kg/cm <sup>2</sup>
Coefficiente individual de transmissão de calor			Kcal / h m <sup>2</sup> °C			Kcal / h m <sup>2</sup> °C
Fator de deposição	0,0003		Kcal / h m <sup>2</sup> °C	0,00015		h m <sup>2</sup> °C / kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	13,53					Kcal / h m <sup>2</sup> °C
$\Delta T_{ml}$	325,83					°C
$F_T$	1					
Calor trocado	2,4092					Gcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	24,24					Kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura de projeto	490					°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	546					m <sup>2</sup>
Diâmetro dos tubos	¾ / 19,05					polegadas/mm
Comprimento dos tubos	20 / 6096					pés/mm
Espessura dos tubos	14					BWG
Espaçamento entre centro dos tubos	0,0823 / 25,4					pés/mm
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)				Triangular		
Diâmetro do casco	2,083 / 635					pés/mm

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E – 304			
Descrição			Resfriamento da corrente após o trocador E – 303			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco – tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AES			
Disposição (horizontal/vertical)			horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas		Em série ou paralelo?		1 -		
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total			Kg/h	25382,7		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0		1	0	
Vazão de vapor/gás	0	0	Kg/h	25382,7	0	Kg/h
Vazão de líquido				0	25382,7	
Temperatura	28	45	°C	280,0	170,0	°C
Pressão			Kg/cm <sup>2</sup> g	19,58	19,58	Kg/cm <sup>2</sup> g
Perda de pressão permitida			Kg/cm <sup>2</sup>	0		Kg/cm <sup>2</sup>
Coefficiente individual de transmissão de calor			Kcal / h m <sup>2</sup> °C			Kcal / h m <sup>2</sup> °C
Fator de deposição	0,0003		Kcal / h m <sup>2</sup> °C	0,00015		h m <sup>2</sup> °C / kcal
Coefficiente global de transmissão de calor			10,21			Kcal / h m <sup>2</sup> °C
$\Delta T_{ml}$			184,61			°C
$F_T$			1			
Calor trocado			2,9558			Gcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto			24,24			Kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura de projeto			310			°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor			1567			m <sup>2</sup>
Diâmetro dos tubos			¾ / 19,05			polegadas/mm
Comprimento dos tubos			20 / 6096			pés/mm
Espessura dos tubos			14			BWG
Espaçamento entre centro dos tubos			0,0823 / 25,4			pés/mm
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)			Triangular			
Diâmetro do casco			2,083 / 635			pés/mm

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E – 305			
Descrição			Resfriamento da corrente após o trocador E – 304			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco – tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AES			
Disposição (horizontal/vertical)			horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas		Em série ou paralelo?		1		-
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	25382,7		Kg/h			Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0		0	0	
Vazão de vapor/gás	0	0	Kg/h	0	0	Kg/h
Vazão de líquido	25382,7	25382,7				
Temperatura	170	80	°C	28	45	°C
Pressão	19,58	19,58	Kg/cm <sup>2</sup> g			Kg/cm <sup>2</sup> g
Perda de pressão permitida	0		Kg/cm <sup>2</sup>			Kg/cm <sup>2</sup>
Coefficiente individual de transmissão de calor			Kcal / h m <sup>2</sup> °C			Kcal / h m <sup>2</sup> °C
Fator de deposição	0,00015		h m <sup>2</sup> °C/ kcal	0,0003		h m <sup>2</sup> °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor			40,76			Kcal / h m <sup>2</sup> °C
$\Delta T_{ml}$			83,23			°C
$F_T$			1			
Calor trocado			1,1814			Gcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto			24,24			Kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura de projeto			200			°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor			348			m <sup>2</sup>
Diâmetro dos tubos			¾ / 19,05			polegadas/mm
Comprimento dos tubos			20 / 6096			pés/mm
Espessura dos tubos			14			BWG
Espaçamento entre centro dos tubos			0,0823 / 25,4			pés/mm
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)			Triangular			
Diâmetro do casco			2,083 / 635			pés/mm

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR					
Número do equipamento		E – 306			
Descrição		Refervedor do líquido de fundo da torre de destilação T – 301			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)		Casco – tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA		AES			
Disposição (horizontal/vertical)		horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)		Forçada			
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?	1		-	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO					
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS	
	Entrada	Saída		Entrada	Saída
Vazão total	4,66 x10 <sup>4</sup>		Kg/h	6,72 x10 <sup>3</sup>	
Fração de vapor/gás	0	0,74		1	1
Vazão de vapor/gás	0	3,43 x10 <sup>4</sup>	Kg/h	6,72 x10 <sup>3</sup>	6,72 x10 <sup>3</sup>
Vazão de líquido	0	1,23 x10 <sup>4</sup>		0	0
Temperatura	120,4	133	°C	212	°C
Pressão	1,22	1,22	Kg/cm <sup>2</sup> g		Kg/cm <sup>2</sup> g
Perda de pressão permitida			Kg/cm <sup>2</sup>		Kg/cm <sup>2</sup>
Coefficiente individual de transmissão de calor			Kcal / h m <sup>2</sup> °C		Kcal / h m <sup>2</sup> °C
Fator de deposição			h m <sup>2</sup> °C/ kcal		h m <sup>2</sup> °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor	903			Kcal / h m <sup>2</sup> °C	
ΔT <sub>ml</sub>	85,15			°C	
F <sub>T</sub>	1				
Calor trocado	1,935			Gcal/h	
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO					
Pressão de projeto	3,5				Kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura de projeto	240				°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR					
Área de troca de calor	40,1		m <sup>2</sup>		
Diâmetro dos tubos	¾ / 19,05		polegadas/mm		
Comprimento dos tubos	20 / 6096		pés/mm		
Espessura dos tubos	14		BWG		
Espaçamento entre centro dos tubos	0,0823 / 25,4		pés/mm		
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)	Triangular				
Diâmetro do casco	2,083 / 635		pés/mm		



ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E – 307			
Descrição			Condensador da corrente de refluxo da torre T – 301			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco – tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AES			
Disposição (horizontal/vertical)			horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas		Em série ou paralelo?		1		-
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	1,59x10 <sup>5</sup>		Kg/h	2,89x10 <sup>4</sup>		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0		1	0	
Vazão de vapor/gás	0	0	Kg/h	2,89x10 <sup>4</sup>	0	Kg/h
Vazão de líquido	1,59x10 <sup>5</sup>	1,59x10 <sup>5</sup>		0	2,89x10 <sup>4</sup>	
Temperatura	28	45	°C	84,2	81,93	°C
Pressão			Kg/cm <sup>2</sup> g	1,7	1,7	Kg/cm <sup>2</sup> g
Perda de pressão permitida			Kg/cm <sup>2</sup>			Kg/cm <sup>2</sup>
Coefficiente individual de transmissão de calor			Kcal / h m <sup>2</sup> °C			Kcal / h m <sup>2</sup> °C
Fator de deposição			h m <sup>2</sup> °C/ kcal			h m <sup>2</sup> °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor			731			Kcal / h m <sup>2</sup> °C
ΔT <sub>ml</sub>			46,17			°C
F <sub>T</sub>			1			
Calor trocado			1,561			Gcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	3,5					Kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura de projeto	100					°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	80,20			m <sup>2</sup>		
Diâmetro dos tubos	¾ / 19,05			polegadas/mm		
Comprimento dos tubos	20 / 6096			pés/mm		
Espessura dos tubos	14			BWG		
Espaçamento entre centro dos tubos	0,0823 / 25,4			pés/mm		
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)	Triangular					
Diâmetro do casco	2,083 / 635			pés/mm		

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento		E – 308				
Descrição		Refervedor do líquido de fundo da torre de destilação T – 302				
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)		Casco – tubo				
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA		AES				
Disposição (horizontal/vertical)		horizontal				
Circulação (forçada, termosifão...)		Forçada				
Número de carcaças estimadas	Em série ou paralelo?	1			-	
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	3,41x10 <sup>4</sup>		Kg/h	5,93x10 <sup>3</sup>		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0,99		1	1	
Vazão de vapor/gás	0	3,39x10 <sup>4</sup>	Kg/h	5,93x10 <sup>3</sup>	5,93x10 <sup>3</sup>	Kg/h
Vazão de líquido	3,41x10 <sup>4</sup>	223,2		0	0	
Temperatura	152,5	159,2	°C	212		°C
Pressão	1,43	1,43	Kg/cm <sup>2</sup> g			Kg/cm <sup>2</sup> g
Perda de pressão permitida			Kg/cm <sup>2</sup>			Kg/cm <sup>2</sup>
Coefficiente individual de transmissão de calor			Kcal / h m <sup>2</sup> °C			Kcal / h m <sup>2</sup> °C
Fator de deposição			h m <sup>2</sup> °C/ kcal			h m <sup>2</sup> °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor			903			Kcal / h m <sup>2</sup> °C
$\Delta T_{ml}$			56,08			°C
$F_T$			1			
Calor trocado			2,721			Gcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto	3,5			Kg/cm <sup>2</sup> g		
Temperatura de projeto	240			°C		
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor	55,73			m <sup>2</sup>		
Diâmetro dos tubos	¾ / 19,05			polegadas/mm		
Comprimento dos tubos	20 / 6096			pés/mm		
Espessura dos tubos	14			BWG		
Espaçamento entre centro dos tubos	0,0823 / 25,4			pés/mm		
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)				Triangular		
Diâmetro do casco	2,083 / 635			pés/mm		

ESPECIFICAÇÕES TROCADORES DE CALOR						
Número do equipamento			E – 309			
Descrição			Condensador da corrente de refluxo da torre T – 302			
Tipo de trocador (casco-tubo, placas, tubos concêntricos)			Casco – tubo			
Para casco-tubo, definir o tipo TEMA			AES			
Disposição (horizontal/vertical)			horizontal			
Circulação (forçada, termosifão...)			Forçada			
Número de carcaças estimadas		Em série ou paralelo?		1		-
CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO						
Lado	CASCO/TUBO EXTERIOR/FLUÍDO FRÍO DO TROCADOR DE PLACAS			TUBO/TUBO INTERIOR/FLUÍDO QUENTE DO TROCADOR DE PLACAS		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
Vazão total	1,59x10 <sup>5</sup>		Kg/h	3,27x10 <sup>4</sup>		Kg/h
Fração de vapor/gás	0	0		1	0	
Vazão de vapor/gás	0	0	Kg/h	3,27x10 <sup>4</sup>	0	Kg/h
Vazão de líquido	1,59x10 <sup>5</sup>	1,59x10 <sup>5</sup>		0	3,27x10 <sup>4</sup>	
Temperatura	28	45	°C	136,3	129,4	°C
Pressão			Kg/cm <sup>2</sup> g	1,12	1,12	Kg/cm <sup>2</sup> g
Perda de pressão permitida			Kg/cm <sup>2</sup>			Kg/cm <sup>2</sup>
Coefficiente individual de transmissão de calor			Kcal / h m <sup>2</sup> °C			Kcal / h m <sup>2</sup> °C
Fator de deposição			h m <sup>2</sup> °C/ kcal			h m <sup>2</sup> °C/ kcal
Coefficiente global de transmissão de calor			731			Kcal / h m <sup>2</sup> °C
$\Delta T_{ml}$			96,26			°C
F <sub>T</sub>			1			
Calor trocado			2,739			Gcal/h
CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO						
Pressão de projeto			3,5			Kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura de projeto			150			°C
CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS DO TROCADOR						
Área de troca de calor			38,90			m <sup>2</sup>
Diâmetro dos tubos			¾ / 19,05			polegadas/mm
Comprimento dos tubos			20 / 6096			pés/mm
Espessura dos tubos			14			BWG
Espaçamento entre centro dos tubos			0,0823 / 25,4			pés/mm
Tipo de disposição dos tubos (triangulas, triangular rotada, quadrangular, rômbrica)			Triangular			
Diâmetro do casco			2,083 / 635			pés/mm

**Anexo 7. Folhas de especificação de bombas.**

<b>ESPECIFICAÇÕES BOMBAS</b>				
Identificação do equipamento operação / reserva	P – 301A		P – 301B	
Descrição	Bomba de alimentação de benzeno para o forno			
Número de bombas operação / reserva	1		1	
Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)	Deslocamento positivo			
Funcionamento (contínuo ou descontinuo / série ou paralelo)	Contínuo		-	
<b>CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO</b>				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	21,28			m <sup>3</sup> /h
Pressão	1,12	kg/cm <sup>2</sup> g	20,39	kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura	58,50	°C	59,50	°C
Densidade	835,6	kg/m <sup>3</sup>	835,9	kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade	0,396	cP	0,392	cP
Pressão de vapor	0,505	kg/cm <sup>2</sup> g	0,523	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA</b>				
Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)	25,78			m <sup>3</sup> /h
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	12,89			
Pressão na aspiração na vazão de projeto	1,12			kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão na impulsão na vazão de projeto	20,39			
Pressão diferencial	19,27			kg/cm <sup>2</sup>
Altura diferencial				m
NPSH disponível	7,846			m
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada				kg/cm <sup>2</sup>
Pressão máxima na aspiração				kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão máxima na impulsão				
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão				polegadas
<b>CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO</b>				
Pressão de projeto				Kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura de projeto	90			°C
<b>CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO</b>				
Potência elétrica a vazão de projeto	15			kW
<b>ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO</b>				

<b>ESPECIFICAÇÕES BOMBAS</b>				
<b>Identificação do equipamento operação / reserva</b>	P – 302A		P – 302B	
<b>Descrição</b>	Bomba de refluxo da torre de destilação T – 301			
<b>Número de bombas operação / reserva</b>	1		1	
<b>Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)</b>	Centrífuga			
<b>Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)</b>	Contínuo		-	
<b>CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO</b>				
<b>PARTE DA BOMBA</b>	<b>Aspiração</b>		<b>Impulsão</b>	
<b>Vazão volumétrica de operação</b>	20,91			m <sup>3</sup> /h
<b>Pressão</b>	3,80	kg/cm <sup>2</sup> g	4,59	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	81,93	°C	82,38	°C
<b>Densidade</b>	809,3	kg/m <sup>3</sup>	809,5	kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,3055	cP	0,3042	cP
<b>Pressão de vapor</b>	1,07	kg/cm <sup>2</sup> g	1,07	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA</b>				
<b>Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)</b>	23,0			m <sup>3</sup> /h
<b>Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)</b>	12,55			
<b>Pressão na aspiração na vazão de projeto</b>	3,80			kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Pressão na impulsão na vazão de projeto</b>	4,59			
<b>Pressão diferencial</b>	0,79			kg/cm <sup>2</sup>
<b>Altura diferencial</b>				m
<b>NPSH disponível</b>	0,446			m
<b>Máxima pressão diferencial a impulsão fechada</b>				kg/cm <sup>2</sup>
<b>Pressão máxima na aspiração</b>				kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Pressão máxima na impulsão</b>				
<b>Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão</b>				polegadas
<b>CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO</b>				
<b>Pressão de projeto</b>				Kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura de projeto</b>	100			°C
<b>CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO</b>				
<b>Potência elétrica a vazão de projeto</b>	1,08			kW
<b>ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO</b>				

<b>ESPECIFICAÇÕES BOMBAS</b>				
<b>Identificação do equipamento operação / reserva</b>	P – 303A		P – 303B	
<b>Descrição</b>	Bomba de refluxo da torre de destilação T – 302			
<b>Número de bombas operação / reserva</b>	1		1	
<b>Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)</b>	Centrífuga			
<b>Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)</b>	Contínuo		-	
<b>CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO</b>				
<b>PARTE DA BOMBA</b>	<b>Aspiração</b>		<b>Impulsão</b>	
<b>Vazão volumétrica de operação</b>	23,59			m <sup>3</sup> /h
<b>Pressão</b>	3,79	kg/cm <sup>2</sup> g	5,43	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	129,4	°C	130,3	°C
<b>Densidade</b>	767,1	kg/m <sup>3</sup>	768,6	kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,2182	cP	0,2173	cP
<b>Pressão de vapor</b>	1,12	kg/cm <sup>2</sup> g	1,15	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA</b>				
<b>Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)</b>	29,46			m <sup>3</sup> /h
<b>Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)</b>	16,07			
<b>Pressão na aspiração na vazão de projeto</b>	3,79			kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Pressão na impulsão na vazão de projeto</b>	5,43			
<b>Pressão diferencial</b>	1,64			kg/cm <sup>2</sup>
<b>Altura diferencial</b>				m
<b>NPSH disponível</b>	0,731			m
<b>Máxima pressão diferencial a impulsão fechada</b>				kg/cm <sup>2</sup>
<b>Pressão máxima na aspiração</b>				kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Pressão máxima na impulsão</b>				
<b>Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão</b>				polegadas
<b>CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO</b>				
<b>Pressão de projeto</b>				Kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura de projeto</b>	150			°C
<b>CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO</b>				
<b>Potência elétrica a vazão de projeto</b>	2,602			kW
<b>ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO</b>				

<b>ESPECIFICAÇÕES BOMBAS</b>				
Identificação do equipamento operação / reserva	P – 304A		P – 304B	
Descrição	Bomba de reciclo de etilbenzeno para o forno H – 301			
Número de bombas operação / reserva	1		1	
Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)	Centrífuga			
Funcionamento (contínuo ou descontinuo / série ou paralelo)	Contínuo		-	
<b>CARACTERÍSTICAS DOS FLUÍDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO</b>				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
Vazão volumétrica de operação	0,3102			m <sup>3</sup> /h
Pressão	2,04	kg/cm <sup>2</sup> g	20,39	kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura	159,1	°C	160,2	°C
Densidade	722,8	kg/m <sup>3</sup>	725,3	kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade	0,1870	cP	0,1862	cP
Pressão de vapor	1,43	kg/cm <sup>2</sup> g	1,46	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>CARACTERÍSTICAS DE PROJETO DA BOMBA</b>				
Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)	0,3412			m <sup>3</sup> /h
Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)	0,1861			
Pressão na aspiração na vazão de projeto				kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão na impulsão na vazão de projeto				
Pressão diferencial	18,35			kg/cm <sup>2</sup>
Altura diferencial				m
NPSH disponível	0,82			m
Máxima pressão diferencial a impulsão fechada				kg/cm <sup>2</sup>
Pressão máxima na aspiração				kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão máxima na impulsão				
Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão				polegadas
<b>CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO</b>				
Pressão de projeto				Kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura de projeto	180			°C
<b>CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO</b>				
Potência elétrica a vazão de projeto	0,23			kW
<b>ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO</b>				

--

<b>ESPECIFICAÇÕES BOMBAS</b>				
<b>Identificação do equipamento operação / reserva</b>	P – 305A		P – 305B	
<b>Descrição</b>	Bomba de reciclo de benzeno para o forno H – 301			
<b>Número de bombas operação / reserva</b>	1		1	
<b>Tipo de bomba (centrífuga, volumétrica alternativa, volumétrica rotativa)</b>	Deslocamento positivo			
<b>Funcionamento (contínuo ou descontínuo / série ou paralelo)</b>	Contínuo		-	
<b>CARACTERÍSTICAS DOS FLUIDOS E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO</b>				
PARTE DA BOMBA	Aspiração		Impulsão	
<b>Vazão volumétrica de operação</b>	14,86			m <sup>3</sup> /h
<b>Pressão</b>	1,07	kg/cm <sup>2</sup> g	20,39	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	81,92	°C	83,01	°C
<b>Densidade</b>	809,3	kg/m <sup>3</sup>	809,7	kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,3055	cP	0,3024	cP
<b>Pressão de vapor</b>	1,071	kg/cm <sup>2</sup> g	1,106	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>CARACTÉRISTICAS DE PROJETO DA BOMBA</b>				
<b>Vazão de projeto (110 ou 120% da vazão de operação)</b>	17,83			m <sup>3</sup> /h
<b>Vazão mínima de processo (60% da vazão de operação)</b>	8,92			
<b>Pressão na aspiração na vazão de projeto</b>	1,07			kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Pressão na impulsão na vazão de projeto</b>	20,39			
<b>Pressão diferencial</b>	19,32			kg/cm <sup>2</sup>
<b>Altura diferencial</b>				m
<b>NPSH disponível</b>	0,2252			m
<b>Máxima pressão diferencial a impulsão fechada</b>				kg/cm <sup>2</sup>
<b>Pressão máxima na aspiração</b>				kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Pressão máxima na impulsão</b>				
<b>Diâmetro da tubulação aspiração/impulsão</b>				polegadas
<b>CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO</b>				
<b>Pressão de projeto</b>				Kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura de projeto</b>	110			°C
<b>CARACTERÍSTICAS DE ACIONAMENTO</b>				
<b>Potência elétrica a vazão de projeto</b>	2,7			kW
<b>ESQUEMA DO SISTEMA DE BOMBEAMENTO</b>				



--

**Anexo 8. Folhas de especificação de tubulações.**

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	1	
De/a	Início da planta	V – 301
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)	Não	Não
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	L	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	7761,3	kg/h
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação	8,9437	m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	
Massa molar	kg/kmol	
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação	867,8	kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação	0,7217	cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	1,122	kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão de projeto	2,922	
Temperatura de operação	25	°C
Temperatura de projeto	45	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	4	polegadas
Perda de pressão	0,1826	kg/cm <sup>2</sup> /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	2	
De/a		
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total		kg/h
Fração de vapor		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		
Massa molar	kg/kmol	
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação		kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão de projeto		
Temperatura de operação		°C
Temperatura de projeto		

DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação		polegadas
Perda de pressão		kg/cm <sup>2</sup> /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	3	
De/a	V – 301	P – 301 A/B
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]	Líquido (L)	
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total	17952,2	kg/h
Fração de vapor	0	
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação	-	
Massa molar		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	1,122	kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão de projeto	2,922	
Temperatura de operação	58,5	°C
Temperatura de projeto	78,5	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	3,5	polegadas
Perda de pressão	0,108	kg/cm <sup>2</sup> /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	4	
De/a		
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total		kg/h
Fração de vapor		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		
Massa molar		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	20,394	kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão de projeto	22,194	
Temperatura de operação	25	°C
Temperatura de projeto	45	

DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	4,5	polegadas
Perda de pressão	0,056	kg/cm <sup>2</sup> /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	5	
De/a		
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total		kg/h
Fração de vapor		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		
Massa molar		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	20,394	kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão de projeto	22,394	
Temperatura de operação	25	°C
Temperatura de projeto	45	
DADOS DA TUBULAÇÃO		
Diâmetro da tubulação	4,5	polegadas
Perda de pressão	0,056	kg/cm <sup>2</sup> /km

ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES		
Identificação da tubulação	6	
De/a		
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		
CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		
Vazão total		kg/h
Fração de vapor		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		
Massa molar		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		cP
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO		
Pressão de operação	20,241	kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão de projeto	22,041	
Temperatura de operação	383,3	°C

Temperatura de projeto	403,3	
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	19	polegadas
Perda de pressão	0,0126	kg/cm <sup>2</sup> /km

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	7	
De/a		
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão total		kg/h
Fração de vapor		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		
Massa molar		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		cP
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	20,889	kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão de projeto	21,889	
Temperatura de operação	441,1	°C
Temperatura de projeto	461,1	
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	19	polegadas
Perda de pressão	0,0123	kg/cm <sup>2</sup> /km

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	8	
De/a		
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão total		kg/h
Fração de vapor		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		
Massa molar		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		cP
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	19,987	kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão de projeto	21,787	
Temperatura de operação	380	°C

Temperatura de projeto	400	
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	20	polegadas
Perda de pressão	0,00113	kg/cm <sup>2</sup> /km

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	9	
De/a		
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão total		kg/h
Fração de vapor		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		
Massa molar		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		cP
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	19,834	kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão de projeto	21,634	
Temperatura de operação	453,4	°C
Temperatura de projeto	473,4	
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	20	polegadas
Perda de pressão	0,0115	kg/cm <sup>2</sup> /km

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	10	
De/a		
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão total		kg/h
Fração de vapor		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		
Massa molar		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		cP
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	20,394	kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão de projeto	22,194	
Temperatura de operação	25	°C

Temperatura de projeto	45	
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	4,5	polegadas
Perda de pressão	0,0514	kg/cm <sup>2</sup> /km

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	11	
De/a		
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão total		kg/h
Fração de vapor		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		
Massa molar		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		cP
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	19,732	kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão de projeto	21,532	
Temperatura de operação	380	°C
Temperatura de projeto	400	
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	19,5	polegadas
Perda de pressão	0,0126	kg/cm <sup>2</sup> /km

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	12	
De/a		
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão total		kg/h
Fração de vapor		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		
Massa molar		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		cP
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	19,579	kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão de projeto	21,379	

Temperatura de operação	449,2	°C
Temperatura de projeto	469,2	
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	19	polegadas
Perda de pressão	0,0128	kg/cm <sup>2</sup> /km

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	13	
De/a		
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão total		kg/h
Fração de vapor		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		
Massa molar		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		cP
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	20,272	kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão de projeto	22,072	
Temperatura de operação	497,9	°C
Temperatura de projeto	517,9	
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	10	polegadas
Perda de pressão	0,0275	kg/cm <sup>2</sup> /km

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	14	
De/a		
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão total		kg/h
Fração de vapor		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		
Massa molar		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		cP
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	19,579	kg/cm <sup>2</sup> g

Pressão de projeto	21,379	
Temperatura de operação	458,1	°C
Temperatura de projeto	478,1	
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	22	polegadas
Perda de pressão	0,0121	kg/cm <sup>2</sup> /km

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	15	
De/a		
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão total		kg/h
Fração de vapor		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		
Massa molar		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		cP
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	1,122	kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão de projeto	2,922	
Temperatura de operação	73,6	°C
Temperatura de projeto	93,6	
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	15	polegadas
Perda de pressão	0,4523	kg/cm <sup>2</sup> /km

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	16	
De/a		
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão total		kg/h
Fração de vapor		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		
Massa molar		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		cP
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	1,122	kg/cm <sup>2</sup> g



Pressão de projeto	2,922	
Temperatura de operação	73,6	°C
Temperatura de projeto	93,6	
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	4	polegadas
Perda de pressão	0,7418	kg/cm <sup>2</sup> /km

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	17	
De/a		
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão total		kg/h
Fração de vapor		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		
Massa molar		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		cP
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	1,071	kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão de projeto	2,871	
Temperatura de operação	81	°C
Temperatura de projeto	101	
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	3,5	polegadas
Perda de pressão	2,253	kg/cm <sup>2</sup> /km

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	18	
De/a		
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão total		kg/h
Fração de vapor		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		
Massa molar		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		cP
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	1,224	kg/cm <sup>2</sup> g

Pressão de projeto	3,024	
Temperatura de operação	145,5	°C
Temperatura de projeto	165,4	
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	3	polegadas
Perda de pressão	0,937	kg/cm <sup>2</sup> /km

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	19	
De/a		
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão total		kg/h
Fração de vapor		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		
Massa molar		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		cP
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	1,122	kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão de projeto	2,922	
Temperatura de operação	139	°C
Temperatura de projeto	159	
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	3	polegadas
Perda de pressão	0,9533	kg/cm <sup>2</sup> /km

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	20	
De/a		
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão total		kg/h
Fração de vapor		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		
Massa molar		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		cP
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	1,428	kg/cm <sup>2</sup> g

Pressão de projeto	3,228	
Temperatura de operação	191,1	°C
Temperatura de projeto	211,1	
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	2	polegadas
Perda de pressão	0,3281	kg/cm <sup>2</sup> /km

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	21	
De/a		
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão total		kg/h
Fração de vapor		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		
Massa molar		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		cP
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	20,394	kg/cm <sup>2</sup> g
Pressão de projeto	22,194	
Temperatura de operação	82,6	°C
Temperatura de projeto	102,6	
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
Diâmetro da tubulação	3	polegadas
Perda de pressão	0,1332	kg/cm <sup>2</sup> /km

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
Identificação da tubulação	22	
De/a		
Existem componentes corrosivos? (sim ou não)		
Se sim, porcentagem em peso (% p.)		
Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]		
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
Vazão total		kg/h
Fração de vapor		
Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação		m <sup>3</sup> /h
Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação		
Massa molar		kg/kmol
Densidade do gás/líquido @ P e T de operação		kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação		cP
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
Pressão de operação	20,394	kg/cm <sup>2</sup> g

<b>Pressão de projeto</b>	22,194	
<b>Temperatura de operação</b>	82,6	°C
<b>Temperatura de projeto</b>	102,6	
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
<b>Diâmetro da tubulação</b>	1,5	polegadas
<b>Perda de pressão</b>	0,2570	kg/cm <sup>2</sup> /km

<b>ESPECIFICAÇÕES TUBULAÇÕES</b>		
<b>Identificação da tubulação</b>	23	
<b>De/a</b>		
<b>Existem componentes corrosivos? (sim ou não)</b>		
<b>Se sim, porcentagem em peso (% p.)</b>		
<b>Fases presentes [líquido (L), vapor ou gás (V) ou mista (M)]</b>		
<b>CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO</b>		
<b>Vazão total</b>		kg/h
<b>Fração de vapor</b>		
<b>Vazão volumétrica de líquido @ P e T de operação</b>		m <sup>3</sup> /h
<b>Vazão volumétrica de vapor/gás @ P e T de operação</b>		
<b>Massa molar</b>		kg/kmol
<b>Densidade do gás/líquido @ P e T de operação</b>		kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade do gás/líquido @ P e T de operação</b>		cP
<b>CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO/PROJETO</b>		
<b>Pressão de operação</b>	20,394	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Pressão de projeto</b>	22,194	
<b>Temperatura de operação</b>	121,4	°C
<b>Temperatura de projeto</b>	141,4	
<b>DADOS DA TUBULAÇÃO</b>		
<b>Diâmetro da tubulação</b>	2	polegadas
<b>Perda de pressão</b>	0,1947	kg/cm <sup>2</sup> /km